



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

Estudio de Flujos Horizontales de Mezclas Bifásicas Gas-Líquido con Fases de Alta Viscosidad

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

Ingeniero Mecánico

PRESENTA:

Juan Carlos Montiel Cortés

DIRECTOR DE TESIS:

Dr. José Enrique Guzmán Vázquez

Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2017



Jurado Asignado

Presidente: **Dr. Arturo Palacio Pérez**
Secretario: **Dr. Iván Guerrero Sarabia**
Suplente: **Dr. Alejandro Rodríguez Valdés**
Suplente: **Dr. Marco Reyes Huesca**
Vocal: **Dr. Enrique Guzmán Vázquez**

Agradecimientos

Al Instituto de Ingeniería de la UNAM.

A mi tutor, por su invaluable guía a lo largo de este proceso tan importante.

A mis colegas del Instituto de Ingeniería, por su crítica siempre objetiva y veraz; por apoyarme cuando se los solicite, por compartir conmigo la emoción que despierta en el alma el nuevo conocimiento y el ímpetu irrefrenable por descifrar los secretos de la naturaleza.

A todos mis camaradas preparatorianos, por otorgarme siempre su amistad incondicional y anclarse en mi memoria como una parte inconfundible de mí.

A mi perro Pipilli, por despertarme cuando dormía de más, por ser siempre noble y leal y transmitir con su mirada todo lo que no me pudo comunicar de otra manera.

A mi novia, amiga, cómplice y compañera de vida, por escuchar siempre mis pesares y darme aliento cuando más lo necesité, por tenerme paciencia a lo largo de estos años y por ser participe siempre de los momentos más importantes en mi vida.

A mi hermano, quien fue mi guía y refugio desde que tengo memoria, un ejemplo a seguir de nobleza y bondad. Un segundo padre.

A mi padre, por mostrarme el significado de la dedicación y la perseverancia. Por enseñarme que el esfuerzo diario es el cimiento para construir una familia.

Y definitivamente, gracias a mi madre; por darme la vida, una vida llena de alegría y amor. Por sus infinitos, tiernos y perpetuos cuidados hacia conmigo. Por haberme transmitido su fortaleza y seguridad, la templanza de su carácter, la estoicidad que confiere la abnegación y la entrega para el bienestar ajeno. Por recordarme diariamente que siempre se puede ser mejor. Por permitirme admirarla. Gracias.

Resumen

Esta tesis condensa los resultados de la investigación experimental con flujos bifásicos, gas-líquido con líquido de alta viscosidad. Los flujos se desarrollaron en tuberías horizontales con relaciones longitud-diámetro significativamente grandes ($L/d \sim 10^3$). Para tal efecto se configuró una sección de pruebas de 71 m de longitud, constituida por una tubería transparente de PVC de 0.0762 m de diámetro nominal y cédula 40. Los experimentos se realizaron con flujos volumétricos de agua en el intervalo $[1.57, 4.97] \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$. Los gastos de una glicerina, cuya viscosidad fue de $\mu = 1.2 \text{ Pa}\cdot\text{s}$, se produjeron en el intervalo $[1.25, 7.85] \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$. Por otra parte los gastos de aire se establecieron dentro del intervalo $[1.66, 9.16] \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$.

A partir de los resultados presentados en el capítulo 4 se concluye que los únicos patrones de flujo que son posibles dentro de los intervalos señalados, son los que corresponden a la familia de los flujos intermitentes. En el capítulo 5 se presenta un análisis detallado de dichos resultados. Para estudiar sistemáticamente los tipos de intermitencia hallados fue necesario desarrollar una técnica basada en la Transformada Discreta de Fourier (TDF). Esta técnica se aplicó a las series de tiempo de las presiones. Esto permitió determinar las frecuencias, las velocidades y las longitudes de los tapones de líquido observados. También fue posible determinar cuantitativamente el nivel de las fluctuaciones de la presión en relación con la presión promedio en cada caso ensayado. Los colgamientos se determinaron mediante los videos realizados en un punto específico. El análisis comparativo se realizó entre el caso base, que corresponde a la mezcla agua-aire, y el caso de alta viscosidad representado por la mezcla de glicerina-aire. El objetivo principal de este estudio fue determinar la influencia de la viscosidad en la configuración del patrón de flujo, y su correspondiente manifestación en la caída de presión.

Contenido

Resumen	III
Nomenclatura	XI
1. Introducción	1
1.1. Problema de transporte de crudos pesados y extra-pesados en México	2
1.2. Estudios previos sobre flujos bifásicos de alta viscosidad	5
1.3. Objetivo general del estudio	7
1.3.1. Alcances	7
1.3.2. Hipótesis	8
2. Flujos Gas-Líquido en Conductos Horizontales	9
2.1. Patrones de flujo en sistemas de transporte horizontales	10
2.2. Limitaciones en la aplicación de las leyes fundamentales	12
2.3. Correlaciones para flujos bifásicos horizontales	13
2.3.1. Correlación de Beggs & Brill (1973)	13
2.3.2. Correlación de Lockhart-Martinelli (1949)	16
2.4. Consideraciones sobre flujos con líquidos no-newtonianos	19
3. Programa Experimental	22
3.1. Instalación experimental	22

3.1.1. Subsistema hidráulico	23
3.1.2. Subsistema neumático	23
3.1.3. Sección de pruebas	24
3.1.4. Subsistema de medición y adquisición	24
3.2. Intervalos experimentales	27
3.3. Metodología de medición	28
3.3.1. Presiones	28
3.3.2. Fracciones volumétricas (colgamiento)	28
3.3.3. Incertidumbres experimentales	31
3.4. Análisis de frecuencias, velocidades y longitudes	34
3.4.1. Velocidades	34
3.4.2. Longitudes	35
4. Resultados	37
4.1. Datos experimentales para flujo monofásico	37
4.2. Datos experimentales para flujos bifásicos	39
4.2.1. Evolución temporal de la presión	39
4.2.2. Fracciones volumétricas (colgamiento)	41
4.2.3. Frecuencias	42
4.2.4. Velocidades	42
4.2.5. Longitudes	44
5. Análisis y Discusión	46
5.1. Evolución temporal de la presión	46
5.2. Gradientes de presión	49
5.3. Análisis espectral	53

5.4. Análisis de los armónicos principales	57
5.5. Características estructurales del flujo	58
5.5.1. Colgamiento	59
5.5.2. Frecuencias	60
5.5.3. Velocidades	61
5.5.4. Longitudes	61
6. Conclusiones	63
6.1. Resumen de actividades en el LFM	63
6.2. Observaciones principales	64
6.3. Contribuciones	65
6.4. Recomendaciones y trabajo futuro	66
A. La Transformada Discreta de Fourier (TDF)	68

Lista de Figuras

1.1. Producción mexicana de petróleo por tipo a lo largo de los últimos seis años. Fuente: <i>Indicadores petroleros</i> (2016), http://www.pemex.com	2
1.2. Producción y calidad de las principales mezclas de crudo en el mundo. Fuente: <i>Oil and Gas Review</i> (2016), https://www.eni.com	3
1.3. Producción mundial de crudo segun su tipo y calidad en los últimos lustros. Fuente: <i>Oil and Gas Review</i> (2016), https://www.eni.com	4
2.1. Patrones de flujo para mezclas bifásicas gas-líquido en conductos horizontales (Brill & Mukherjee (1999)).	12
2.2. Correlación de Lockhart & Martinelli. Los autores se refieren al régimen la- minar como viscoso, de ahí las cuatro posibles combinaciones de regímenes de ambas fases: vv,vt,tv y tt. El parámetro X se puede leer de estas curvas a partir del parámetro ϕ calculado con la fase gaseosa (ϕ_G) o líquida (ϕ_L). . .	18
3.1. Diagrama del sistema experimental.	22
3.2. Tanque de almacenamiento del líquido (el volumen interno del tanque es de 2.8 m ³).	23
3.3. Subsistema de bombeo: la imagen (a) muestra la bomba de cavidad progresiva BN 17-6L de 5.6 kW; la imagen (b) muestra el variador de frecuencia Baldor. . .	24
3.4. Subsistema neumático: la imagen (a) muestra el tanque acumulador que opera a una presión máxima de 783.2 kPa (8 kgf/cm ²), y la imagen (b) el rotámetro de flujo. El rotámetro de flujo que opera en el intervalo de $0 \leq q_g \leq 0.0233$ m ³ /s (0 a 1400 L/min).	25

3.5. Sección de pruebas. En la imagen se aprecia la extensión de la tubería. . . .	25
3.6. Subsistema de medición. El equipo de adquisición de datos NI-DAQX de la marca National Instruments a la izquierda; a la derecha se muestra un transductor de presión Honeywell serie FP2000.	26
3.7. Colgamientos del líquido para casos seleccionados de la matriz experimental.	29
3.8. Se muestra tiempo de tránsito (Δt_1) de los bloques entre el primer y último transductor. Y el tiempo de tránsito entre el último transductor y la descarga en el separador.	35
3.9. Diferencia de fases ($\Delta\alpha$) en grados a partir de la cual se calcula $\Delta\alpha$. El Diagrama de fases corresponde al evento (1ag).	36
4.1. (a) Gradiente de presión en flujo monofásico de agua. (b) Gradiente de presión en flujo monofásico de glicerina para varios gastos	38
4.2. Presiones manométricas para mezclas agua-aire. Cada imagen corresponde a una entrada de la matriz experimental correspondiente. P en kPa, t en s. . .	40
4.3. Presiones manométricas para mezclas glicerina-aire. Cada imagen corresponde a una entrada de la matriz experimental correspondiente. P en kPa, t en s. .	41
5.1. Fragmento de la señal de presión del evento (1ag) de la matriz glicerina-aire, en el se indican cinco instantes clave de la evolución de la presión debida al paso de una unidad de taponamiento. PT1 (·), PT2(-), PT3(-) (b) Esquemas de la sección de medición observada en los diversos instantes.	47
5.2. Gradiente de presión bifásico contra Re_{agua}	49
5.3. Gradiente de presión bifásico contra Re_{aire}	50
5.4. Gradiente de presión de la mezcla glicerina-aire contra $Re_{glic.}$	51
5.5. Gradiente de presión de la mezcla glicerina-aire contra $Re_{aire.}$	52
5.6. Gradiente de presión de ambas mezclas bifásicas contra Re_{aire}	52
5.7. Espectros unilaterales para mezclas agua-aire. Los datos son mostrados sin ningún tipo de filtrado y/o tratamiento estadístico. A en kPa, f en Hz. . . .	54

5.8. Espectros unilaterales promedio para mezclas agua-aire. En este caso los datos han sido parcialmente filtrados y se han calculado los promedios. Se hace notar que la curva de presión es esencialmente la misma que las mostradas antes en la figura 5.7. Esto confirma que una sola medición bastaría para determinar las características de la intermitencia en cuestión. A en kPa, f en Hz.	55
5.9. Espectros de frecuencia unilaterales para mezclas glicerina-aire. Cada imagen corresponde a un evento de la matriz de experimentos. A en kPa, f en Hz. . .	56
5.10. Armónicos principales normalizados con el promedio correspondientes a las mezclas agua-aire. Las amplitudes representan el promedio de los eventos para el transductor de presión No. 1. A en kPa, f en Hz.	58
5.11. Armónicos principales normalizados con el promedio correspondientes a mezclas glicerina-aire. Las amplitudes representan el promedio de los eventos para el transductor de presión No. 1. A en kPa, f en Hz.	59
5.12. Colgamientos para los casos indicados en las tablas 4.1 y 4.2.	60
5.13. Frecuencia de los tapones en función de q_l para los casos de las tablas 4.3 y 4.4.	61
5.14. Velocidades de los tapones como función de q_l para los casos de las tablas 4.5 y 4.6.	62
5.15. Longitud de los tapones para ambas mezclas en función de Re_{aire} para los casos de las tablas 4.7 y 4.8.	62
A.1. (a) Representación de la función $\sin(2\pi t)$ en el dominio del tiempo (la tasa de muestreo es de 10 Hz). (b) Función en el dominio de la frecuencia. Dado que la función tiene una sola componente cuya frecuencia es $\omega = 2\pi$ rad/s, la figura de la derecha muestra un solo armónico en la misma frecuencia.	69
A.2. (a) Señal de presión del evento 1a. (b) Espectro de frecuencias correspondiente.	70

Lista de Tablas

3.1. Matriz experimental. Intervalos de variación de los flujos volumétricos de agua y aire (q_l, q_g).	27
3.2. Matriz experimental. Intervalos de variación de los flujos volumétricos de glicerina y aire (q_l, q_g).	27
3.3. Datos del aforo volumétrico de agua a una frecuencia de operación de la bomba de 10 Hz	32
3.4. Incertidumbre en las mediciones.	33
4.1. Fracciones volumétricas H_l para la matriz experimental agua-aire.	42
4.2. Fracciones volumétricas H_l para la matriz experimental glicerina-aire.	42
4.3. Frecuencia de los tapones f_{agua} en Hz para la matriz experimental agua-aire.	43
4.4. Frecuencia de los tapones f_{glic} en Hz para la matriz experimental glicerina-aire.	43
4.5. Velocidad de los tapones en m/s para la matriz experimental agua-aire.	43
4.6. Velocidad de los tapones en m/s para la matriz experimental glicerina-aire.	44
4.7. Longitud estimada l_{tap} en m de los tapones para la matriz experimental agua-aire.	44
4.8. Longitud estimada l_{tap} en m de los tapones para la matriz experimental glicerina-aire.	45

Nomenclatura

Letras Griegas

λ_l	Colgamiento sin deslizamiento
μ_k	Viscosidad de la fase k
ϕ	Ángulo de inclinación de la tubería
ϕ_k	Término fuente de la propiedad transportada de la fase k
Ψ	Corrección del colgamiento por el ángulo de inclinación
Ψ_k	Propiedad transportada de la fase k
ρ_k	Densidad de la fase k

Letras Romanas

$\dot{m}$	Flujo másico
A	Área de la sección transversal de tubería
d	Diámetro
f	Frecuencia
f_{TP}	Factor de fricción bifásico
Fr	Número de Froude
g	Aceleración debida al campo gravitatorio
g_c	Aceleración gravitatoria corregida

h	Altura
H_l	Colgamiento, Fracción volumétrica de líquido
L	Longitud
$L_{1,2,3,4}$	Parámetros discriminantes de Beggs & Brill
p	Presión
q	Flujo volumétrico
r	Radio
Re	Número de Reynolds basado en la velocidad superficial del fluido
t	Tiempo
u	Velocidad
X	Parámetro de Martinelli
J	Flux de la propiedad transportada
$\hat{n}$	Vector normal a la superficie

Subíndices y superíndices

$agua$	Del agua
$aire$	Del aire
Exp	Experimental
g	De gas
$glic$	De la glicerina
k	De cualquier fase (g, gas y l, líquido)
l	De líquido
m	De la mezcla
tap	De los tapones

Teo Teórico

TP Bifásico (gas-líquido)

Capítulo 1

Introducción

“Παντα ρει”

(Heráclito, 535 a.C. - 484 a.C.)

La mayoría de los flujos que cotidianamente se observan en la naturaleza son esencialmente de tipo multifásico. En general cualquier flujo que involucre mezclas de al menos dos sustancias distinguibles, aunque se encuentren en el mismo estado de agregación, constituye un flujo multifásico. Los flujos multifásicos confinados en ductos tienen una relevancia indiscutible en las ramas más importantes de la industria. Esto incluye la industria química, la nuclear y la petrolera, siendo esta última la que promueve con mayor interés la investigación en esta área.

En el caso concreto de México, la producción actual de crudos en varios activos de gran importancia consiste de crudos cuyas viscosidades superan fácilmente 1 Pa·s (1,000 cP). Esto motiva la realización de investigaciones enfocadas a ensayar con diversos fluidos de alta viscosidad, con el objeto de reproducir (aproximadamente) la dinámica observada en campo. El objetivo último de tales investigaciones, es el de diseñar las estrategias más adecuadas para el transporte de los crudos extra-pesados. El diseño de las instalaciones y los métodos operativos, también forman parte de los alcances de dichos estudios.

1.1. Problema de transporte de crudos pesados y extra-pesados en México

La producción mexicana de petróleo ligero (el de “mayor” valor intrínseco) ha declinado significativamente a lo largo de los últimos lustros. En contraste, más de la mitad de la producción actual es de crudos del tipo pesado (Figura 1.1). De acuerdo con el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), éstos son catalogados como aquellos que tienen gravedades API entre 10°y 22.3°*. Estas viscosidades extremas implican una mayor complejidad en las técnicas de extracción y transporte, debido a las elevadas pérdidas por fricción. También suelen requerir de una refinación intensiva cuando el contenido de azufre es elevado, y porque hay mayor dificultad para obtener los hidrocarburos ligeros requeridos (como la gasolina). Esto los hace poco rentables en comparación con los hidrocarburos más ligeros.



Indicadores petroleros

Producción de hidrocarburos líquidos (miles de barriles diarios)								
	Total	Petróleo crudo						
		Total crudo	Por tipo			Por región		
			Pesado	Ligero	Superligero	Regiones marinas	Región Sur	Región Norte
2011	2,937	2,553	1,417	798	337	1,903	531	119
2012	2,913	2,548	1,385	834	329	1,895	508	145
2013	2,882	2,522	1,365	847	310	1,896	481	145
2014	2,788	2,429	1,266	864	299	1,851	452	125
2015	2,591	2,267	1,152	838	277	1,760	394	113
2016	2,458	2,154	1,103	785	266	1,701	344	109

Figura 1.1: Producción mexicana de petróleo por tipo a lo largo de los últimos seis años. Fuente: *Indicadores petroleros* (2016), <http://www.pemex.com>.

De acuerdo con el informe anual de PEMEX 2014, la mayor parte de la producción fue de crudos Maya e Istmo. En 2014, el 52 % de la producción total fue crudos pesados y el resto de ligeros y superligeros. Por su parte las regiones marinas produjeron principalmente crudo pesado (62.7 %). La producción y calidad actuales de las mezclas mexicanas de petróleo en

*<http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>

comparación con las del resto del mundo se presentan en la figura 1.2.

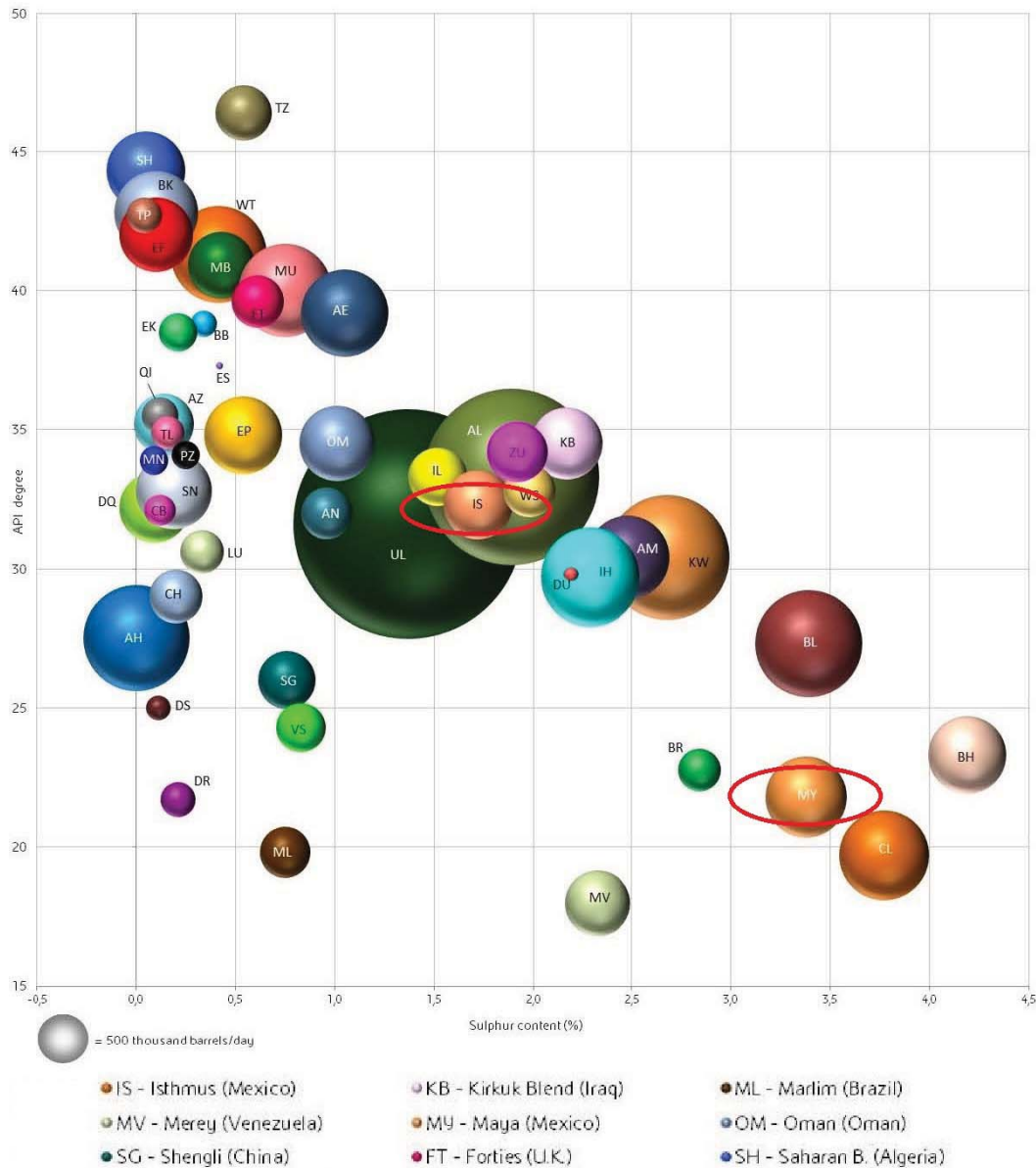


Figura 1.2: Producción y calidad de las principales mezclas de crudo en el mundo. Fuente: *Oil and Gas Review* (2016), <https://www.eni.com>

Al igual que el caso mexicano, una parte importante de la producción mundial de petróleo también incluye crudos pesados y amargos (i.e. con alto contenido de azufre). Aunque en la actualidad sigue habiendo una gran producción de crudos de mediana densidad, la producción de fracciones pesadas está en aumento en la figura 1.3.

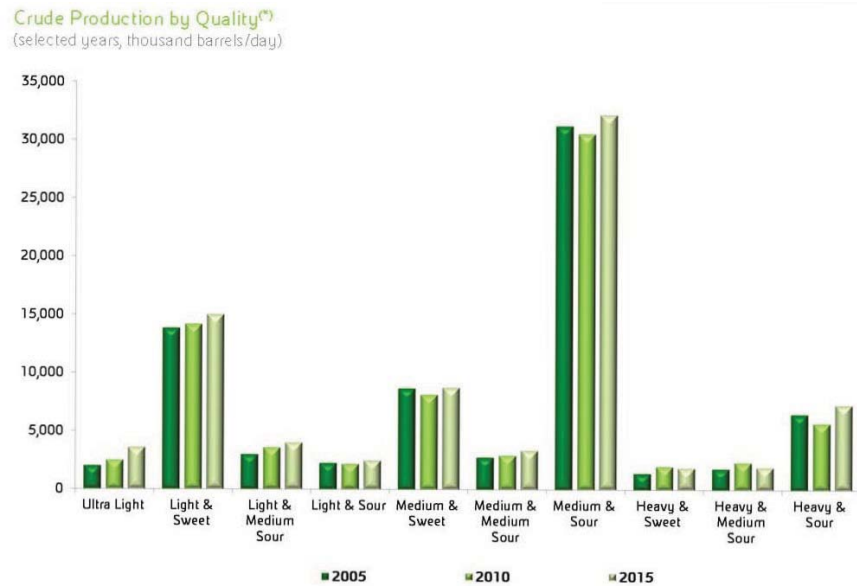


Figura 1.3: Producción mundial de crudo según su tipo y calidad en los últimos lustros. Fuente: *Oil and Gas Review* (2016), <https://www.eni.com>

Como es de suponer, el transporte de crudos de alta viscosidad a través de conductos convencionales representa un problema técnico de enorme importancia. La propiedad física que juega un papel preponderante en la dinámica del flujo es la viscosidad. Esto se debe a que la caída de la presión depende fuertemente del valor que esta propiedad tiene en un caso dado. Esto ha dado lugar a la aparición de diversos métodos para facilitar el flujo del crudo (Al-Roomi et al. (2004), Ashrafizadeh & Kamran (2010), Ghannam et al. (2012)). Algunos ejemplos de dichos métodos son: a) La emulsión del crudo con agua, b) la adición de surfactantes, c) la dilución del crudo con crudos más ligeros, d) el flujo de un núcleo de crudo en una película de agua (flujo lubricado) y d) el uso de biorreductores de viscosidad miscibles y refinables.

Además comúnmente la capacidad instalada es fija y no permite grandes cambios operativos para movilizar los fluidos producidos. Es por eso que los costos operativos asociados, así como los riesgos inherentes a la operación de los ductos, inhiben la producción de crudos extra pesados.

Los costos operativos están directamente ligados a la cantidad de energía que se tiene que invertir para producir las presiones de bombeo solicitadas. En cuanto mayor es la viscosidad del crudo, mayor es la capacidad de bombeo requerida, mayor es la energía solicitada, y mayores son los costos operativos.

Por otra parte, los riesgos a los que se hace referencia arriba, implican costos potenciales por fallas del sistema. Entre estos se pueden mencionar, por ejemplo, los derrames y las conflagraciones que puedan suscitarse debido a rupturas de los conductos. La corrosión es el factor principal de desgaste de la pared de los conductos (Nešić (2007)). Lo relevante desde el punto de vista dinámico, es que al incrementar la presión de bombeo (para movilizar los crudos pesados y extra-pesados) cabe la posibilidad de rebasar la resistencia máxima real de la tubería. Naturalmente, los daños ecológicos y la pérdida de vidas humanas que pueden ser causados por fallos del sistema de transporte son irreversibles y de valor incalculable.

En la práctica la justificación para la realización de investigaciones especializadas suele venir acompañada por consideraciones de tipo económico. Desde este punto de vista, una reducción de tan solo el 10 % en la presión de bombeo puede llegar a reducir significativamente el costo potencial por fallo, mientras que los ahorros directos por ahorro de energía pueden ser del orden de miles de millones de pesos por mes. Esta estimación se hace con base en las cifras reportadas por PEMEX en los *indicadores petroleros 2017**, tomando como base la producción de crudo promedio y el costo de producción del barril.

1.2. Estudios previos sobre flujos bifásicos de alta viscosidad

Históricamente el estudio de los flujos multifásicos en tuberías de sección circular ha sido impulsado principalmente por las industrias nuclear, química y petrolera. En el caso concreto de la industria petrolera el interés principal se ha centrado en la obtención de parámetros de diseño confiables para los oleoductos e instalaciones de procesamiento (separadores, depósitos, equipos de bombeo, etc.). Entre las primeras correlaciones exitosas se encuentra la correlación de Lockhart & Martinelli (1949). Se trata de una correlación empírica para el flujo de mezclas de líquidos y gases dentro de un intervalo experimental restringido. Por tanto, su aplicación a sistemas reales está limitada a condiciones que son similares a aquellas en las que se basó el experimento (es decir, semejante diámetro, longitud, inclinación de la tubería, propiedades de los fluidos, etc.). Eventualmente aparecieron estudios semi-empíricos como el de Taitel & Dukler (1976), que daban bases teóricas a su método aunque no pudiesen prescindir completamente de la información experimental para completarlo. En este tipo de enfoque “mecanicista” la idea es la de modelar el proceso físico fundamental que determina la dinámica del flujo.

*<http://www.pemex.com/ri/Publicaciones/Paginas/IndicadoresPetroleros.aspx>

Actualmente, existen modelos (Al-Safran (2003)) e incluso códigos computacionales (Bendixen et al. (1991), Pauchon et al. (1994), Omgba-Essama (2004)) con rangos de validez extensos que demuestran el alcance de los planteamientos mecanicistas, aunque no dejan de apoyarse en experimentos específicos. Un buen ejemplo de esto es el “Modelo Unificado” para mezclas gas-líquido (Zhang et al. (2002)). En éste, se parte de la dinámica del flujo intermitente para determinar las transiciones a otros patrones. Como en modelos previos, la precisión de los resultados obtenidos depende en gran medida de la buena selección y validez de las condiciones de cierre utilizadas. En resumen las características del Modelo Unificado son: su validez para cualquier inclinación, la correlación para el colgamiento, la transición a partir del patrón intermitente, y la síntesis de los distintos patrones de flujo en tan sólo tres dinámicas principales (Zhang et al. (2003)).

En general, los estudios contemporáneos de flujo multifásico se enfocan en la determinación de la influencia de ciertos parámetros en la configuración del flujo. Para los fines de este estudio son de principal interés aquellos centrados en el efecto de la viscosidad de la fase líquida como Andritsos et al. (1989), Nädler & Mewes (1995), Colmenares et al. (2001), Kora et al. (2011) y Al-Safran et al. (2011). Sin embargo, el rango de viscosidades contempladas en estos estudios se conserva por debajo de 1.0 Pa·s.

Existen algunas investigaciones para mezclas con $\mu \sim 0.1$ Pa·s que niegan la relevancia de la viscosidad en la conformación de los patrones de flujo (por ejemplo, Weisman et al. (1979), Taitel & Dukler (1986)); no obstante, los estudios más recientes han demostrado que las predicciones establecidas por los modelos clásicos fallan para viscosidades de tal magnitud o mayor.

Entre estos estudios se tiene el realizado por Matsubara & Naito (2011), que en una instalación de 19 m de longitud y 2×10^{-2} m de diámetro interno, demostró discrepancias considerables en el mapa de patrones propuesto por Taitel & Dukler (1976), cuando las viscosidades son de 0.1 Pa·s o mayores. Es importante resaltar que, según estos autores, los patrones preponderantes para mezclas de muy alta viscosidad son el anular y el intermitente.

También cabe mencionar el trabajo presentado por Zhao et al. (2013) con una tubería de 5.5 m de largo y 26×10^{-3} m de DI. El rango de viscosidades reportado fue de 1 a 7.5 Pa·s en la fase líquida. Con ayuda de transductores de presión y de tomógrafos de capacitancia eléctrica obtuvieron información que corrobora las observaciones de Matsubara & Naito (2011) en cuanto al patrón de flujo. Además se compararon las observaciones con el modelo de Beggs et al. (1973) (aún usado ampliamente en la actualidad) concluyendo que para viscosidades menores a 3.5 Pa·s la predicción es todavía aceptable. En cuanto al colgamiento y la caída

de presión, los autores proponen que Beggs et al. (1973) tiene su límite de aplicabilidad en 1 Pa·s, pues con viscosidades mayores el error es de más del 30 %.

Por último hay que destacar los avances realizados por Ruiz-Viera et al. (2006), quienes consideran viscosidades extremas (5.6×10^4 Pa·s) y fluidos con comportamiento no-Newtoniano (adelgazante). En la sección 2.4 se discutirá este caso con mayor detalle.

1.3. Objetivo general del estudio

El propósito del presente estudio es el de contribuir a la determinación experimental del efecto que tiene la viscosidad en las características estructurales y dinámicas de los flujos de mezclas bifásicas gas-líquido, en los que están involucradas fases líquidas de alta viscosidad (i.e. $\mu \sim 1.0$ Pa·s), y que se desarrollan en conductos horizontales con relaciones longitud/diámetro significativamente elevadas ($L/d \sim 10^3$).

1.3.1. Alcances

Con el fin de satisfacer el objetivo general de este estudio, se busca concretar los siguientes alcances específicos:

1. Construir una instalación experimental adecuada en el Laboratorio de Flujos Multifásicos del Instituto de Ingeniería (IINGEN-UNAM), para realizar los experimentos.
2. Producir una amplia base de datos experimentales con mezclas de alta viscosidad.
3. Desarrollar las técnicas para adquirir y procesar las mediciones obtenidas.
4. Desarrollar los métodos de análisis para estudiar el comportamiento de la presión como función del tiempo y de la posición.
5. Desarrollar los métodos de análisis para extraer de la serie de presión la información relevante sobre las propiedades del flujo, incluyendo las velocidades, las longitudes de tapones y de las burbujas y las fracciones volumétricas locales (i.e. los colgamientos).

1.3.2. Hipótesis

Con base en el cúmulo de resultados reportados en la literatura científica, cabe anticipar que los flujos de mezclas bifásicas de alta viscosidad se caracterizan por presentar alteraciones morfológicas de las fronteras que delimitan a los patrones de flujo usualmente producidos con mezclas de baja viscosidad. A consecuencia de ello también se esperaría que fueran afectadas propiedades de flujo, tales como, la frecuencia de producción de tapones, las velocidades, las longitudes y los colgamientos.

Capítulo 2

Flujos Gas-Líquido en Conductos Horizontales

Los flujos de mezclas multifásicas agregan a la fenomenología de los flujos monofásicos las complejas interacciones producidas entre las diversas fases involucradas, que pueden ser de tipo líquido, sólido o gaseoso. Los parámetros que principalmente se consideran en el estudio de flujos multifásicos son: a) las propiedades de las sustancias de trabajo (densidad, viscosidad y tensión superficial), b) las características del flujo (principalmente el flujo volumétrico de cada fase, la temperatura y las condiciones que prevalecen en las fronteras del sistema), c) las características geométricas del sistema de transporte que incluyen: el diámetro, la longitud, la rugosidad, y la inclinación de la tubería.

En general, la mezcla que fluye se puede clasificar con base en el número y tipo de fases que la constituyen. Entonces es posible tener, por ejemplo, diferentes combinaciones de líquidos, sólidos y gases. Adicionalmente, los flujos pueden ser subclasificados de acuerdo con el patrón de flujo que adquiere la mezcla en cuestión. En particular, la configuración de los patrones de flujo para mezclas gas-líquido depende críticamente del ángulo del sistema de transporte con relación al flujo. En este caso se pueden tener: a) flujos horizontales, b) inclinados y c) verticales; el flujo puede ocurrir entonces en forma normal si el ángulo es el mismo que el del sistema de transporte, o a contracorriente si el ángulo es el opuesto. La configuración del patrón de flujo está dictada fundamentalmente por los flujos volumétricos de entrada, así como por el ángulo del conducto. Por otra parte, la presión dentro del sistema de transporte también está fuertemente ligada al patrón de flujo.

Esto es fácil de entender si se considera que, dependiendo del patrón de flujo, la fase

más viscosa puede entrar en contacto con la pared interna del conducto más tiempo que la menos viscosa. Sigue que la fricción se puede elevar de manera sustancial y producir el consiguiente incremento de la caída de presión. Cabe resaltar que el patrón de flujo tiene un carácter local. Esto se debe a que las condiciones descritas anteriormente en un sistema real cambian de un punto a otro. Por esta razón, en la mayoría de los estudios se observa la caída de presión promedio en lugar de los detalles. Otra consideración relevante es que la caída de presión promedio en un sistema bifásico es mayor que en uno monofásico. Esto se debe a que la fase gaseosa ocupa un volumen que incrementa según avanza el flujo. Como resultado, la fase líquida tiende a acelerarse y aumenta la fricción con las paredes. La mayoría de las correlaciones y modelos contemporáneos intenta incorporar dichos efectos de manera ponderada en términos de las fracciones volumétricas de las fases.

La presente investigación se focaliza de manera muy concreta en el estudio del comportamiento dinámico de mezclas bifásicas líquido-gas en conductos horizontales. Se conserva la geometría de los sistemas petroleros constituidos por tubos de sección circular. Un aspecto central del estudio es la viscosidad de la fase líquida. El interés está puesto en fluidos con viscosidades relativas de orden $\mu_{liq}/\mu_{agua} \sim 10^3 - 10^4$. Como primera aproximación se considera el caso idealizado de una sección de tubería horizontal. Este esquema simplificado permite ignorar el efecto gravitatorio en la carga hidráulica. No obstante, los fluidos siguen respondiendo al efecto gravitatorio para establecer el tipo de estructura (es decir, el patrón de flujo).

2.1. Patrones de flujo en sistemas de transporte horizontales

Como se mencionó anteriormente la determinación de patrón de flujo es esencial para una adecuada predicción de las características dinámicas del flujo. Sin embargo distinguir con claridad los límites entre los distintos patrones no es una tarea sencilla. Una manera de clasificar los patrones de flujo muy aceptada es la descrita por Brill & Mukherjee (1999) que se muestra en la figura 2.1. La clasificación es:

1. Flujo estratificado

Ocurre a bajos gastos de líquido y gas. En este patrón las fases son separadas por efectos gravitatorios (diferencias de densidad). Ambas fases fluyen sin mezclarse una sobre la otra; cuando lo hacen a distintas velocidades, se dice que existe deslizamiento. En el

caso extremo cuando la cantidad de gas es mucho mayor que la de líquido se configura el flujo ondulado. En estas condiciones el gas ejerce una gran fuerza de arrastre sobre el líquido, generando olas en la superficie libre.

2. Flujo intermitente

Es el flujo alternado de tapones de líquido seguidos de bolsas de gas. Con gastos medios de líquido el flujo se configura como bloques que ocupan secciones completas del conducto, que son seguidos por burbujas de gas de diversos tamaños (flujo tapón). Cuando el líquido es abundante, el gas se configura en burbujas de menor tamaño que se desplazan por la parte superior de la tubería (flujo bache).

3. Flujo anular

Ocurre con gastos muy elevados de gas. Éste fluye en un núcleo de alta velocidad mientras el líquido lo hace en delgadas capas a su alrededor. Cuando la cantidad de gas es grande en comparación con el líquido, este último se fragmenta y las partículas de líquido son arrastradas en el torrente gaseoso (flujo disperso).

4. Flujo burbuja

La cantidad de líquido es muy superior a la de gas. La fase gaseosa se dispersa en pequeñas burbujas que son arrastradas por el líquido. Cuando las burbujas se mueven a la misma velocidad que el torrente se puede considerar que fluye una mezcla relativamente homogénea.

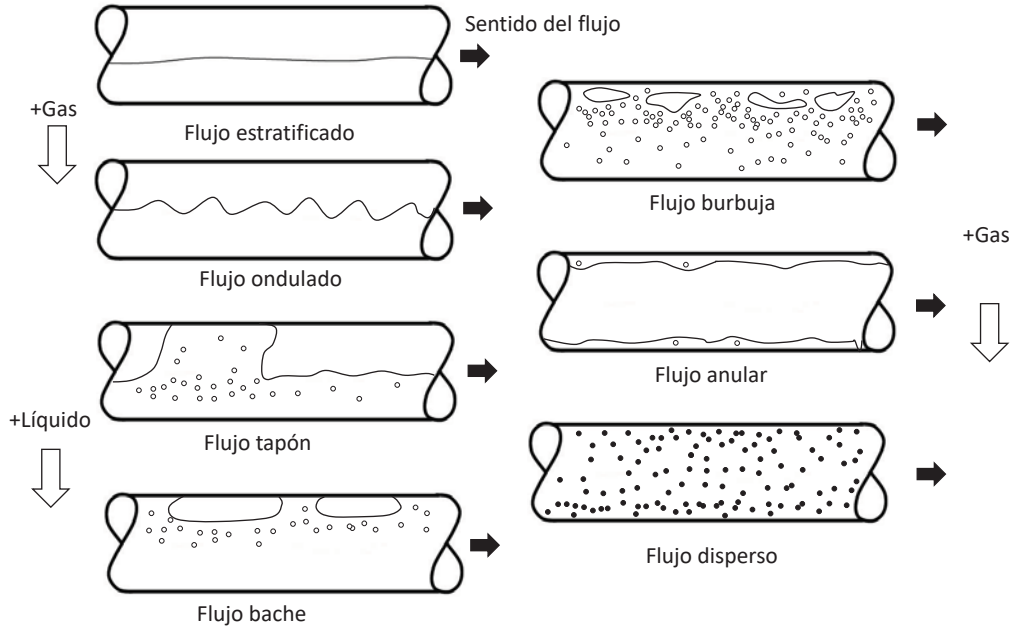


Figura 2.1: Patrones de flujo para mezclas bifásicas gas-líquido en conductos horizontales (Brill & Mukherjee (1999)).

2.2. Limitaciones en la aplicación de las leyes fundamentales

El problema fundamental de los flujos bifásicos con mezclas líquido-gas consiste en determinar la caída de presión a lo largo del conducto. Desde el punto de vista teórico es posible, en principio, escribir las leyes fundamentales de conservación para cada una de las fases. El sistema de ecuaciones resultante se puede resolver cuando están completamente determinadas las condiciones iniciales y de frontera, además de las ecuaciones constitutivas.

El balance local instantáneo que corresponde a cada ley de conservación está dada por ecuaciones de la forma (Hestroni (1982)):

$$\frac{d}{dt}\rho_k \psi_k + \nabla \cdot (\rho_k \psi_k \mathbf{u}_k) + \nabla \cdot \mathbf{J}_k - \rho_k \phi_k = 0, \quad (2.1)$$

para las fases ($k = l, g$). En esta expresión ρ_k representa la densidad de las fases, ψ_k es la propiedad específica transportada (por ejemplo, para el momento lineal $\psi_{l,g} = \mathbf{u}_k$), $\mathbf{u}_k$ es el campo de velocidades, ϕ_k son las fuentes y sumideros de la propiedad en cuestión y $\mathbf{J}_k$ es el flux de la propiedad transportada. La conservación de la masa en este caso se expresa

simplemente como

$$\dot{m}_k = \rho_k (\mathbf{u}_k - \mathbf{u}_I) \cdot \hat{\mathbf{n}}_k. \quad (2.2)$$

Debe resaltarse en primer lugar que el conjunto resultante de ecuaciones está acoplado vía la densidad y la velocidad del flujo. El acoplamiento también ocurre a nivel de los términos de interacción entre fases. Estos términos deben ser modelados en función de la dinámica local, y dan lugar a una serie de condiciones de “salto” en las interfases. Dichas condiciones instantáneas en general obedecen expresiones como la siguiente

$$\sum_k \dot{m}_k \psi_k + \mathbf{n}_k \cdot \mathbf{J}_k + \phi_I = 0. \quad (2.3)$$

A pesar de que las ecuaciones 2.1 a 2.3 tienen una apariencia simple, en el caso de flujos bifásicos constituye un sistema acoplado de 6 ecuaciones en 8 variables dependientes, que debe ser complementado con 2 ecuaciones de estado (una por cada fase). El cierre del sistema constituye en sí mismo un problema complejo de resolver. Esto se debe a que el movimiento de las interfases, la variación espacio-temporal de las propiedades físicas, y la naturaleza transitoria de los flujos, hacen muy difícil el modelado de estos términos.

Es por esta razón que típicamente se recurre a la realización de experimentos, a partir de los cuales es posible obtener correlaciones empíricas o semi-empíricas. No obstante, la viabilidad de dichas correlaciones se ve restringida al intervalo experimental en cuestión.

2.3. Correlaciones para flujos bifásicos horizontales

En la presente sección se describen dos correlaciones fundamentales para flujos horizontales gas-líquido. Se destacan sus alcances y limitaciones.

2.3.1. Correlación de Beggs & Brill (1973)

Esta correlación es útil para los sistemas horizontales, verticales y cualquier caso intermedio. Se usa el equilibrio energético y promedios de las propiedades para calcular el gradiente de presión bifásico. En general sus características son:

1. Una de sus limitaciones es que fue obtenida a partir de datos de tuberías con diámetro pequeño (1-1.5 pulgadas) con agua y aire.

2. Imposible predecir con precisión en todos los patrones.
3. Presión promedio: 35-95 psia (libras por pulgada cuadrada absolutas).
4. Colgamiento: $H_l = 0 - 0.87$.
5. Angulos de inclinación: $\theta = 0 \pm 90^\circ$.
6. Se calcula el colgamiento para el caso horizontal y se corrige para otras inclinaciones.
7. Se usa un factor de fricción bifásico, independiente del regimen de flujo pero dependiente del colgamiento H_l .

I. **Determinación del patrón de flujo:** Antes de determinar el patrón de flujo que se tendrá en el caso de una tubería horizontal, se calculan los siguientes parámetros:

$$\text{Fr} = \frac{u_m^2}{g d}, \quad (2.4a)$$

$$\lambda_l = \frac{u_{sl}}{u_m}, \quad (2.4b)$$

$$L_1 = 316 \lambda_l^{0.302}, \quad (2.4c)$$

$$L_2 = 0.0009252 \lambda_l^{-2.4684}, \quad (2.4d)$$

$$L_3 = 0.10 \lambda_l^{-1.4516}, \quad (2.4e)$$

$$L_4 = 0.5 \lambda_l^{-6.738}. \quad (2.4f)$$

II. Identificación del patrón de flujo:

$$\text{A) Segregado} \begin{cases} \lambda_l < 0.01 & \text{y } \text{Fr} < L_1 \\ \lambda_l \geq 0.01 & \text{y } \text{Fr} < L_2. \end{cases} \quad (2.5)$$

$$\text{B) De Transición} \begin{cases} \lambda_l \geq 0.01 & \text{y } L_2 < \text{Fr} \leq L_3 \end{cases} \quad (2.6)$$

$$\text{C) Intermitente} \begin{cases} 0.01 \leq \lambda_l < 0.4 & \text{y } L_3 < \text{Fr} \leq L_1 \\ \lambda_l \geq 0.4 & \text{y } L_3 < \text{Fr} \leq L_4. \end{cases} \quad (2.7)$$

$$\text{C) Distribuido} \begin{cases} \lambda_l < 0.4 & \text{y } \text{Fr} \geq L_1 \\ \lambda_l \geq 0.4 & \text{y } \text{Fr} > L_4. \end{cases} \quad (2.8)$$

Nota: Cuando el patrón de flujo cae en la región de transición, el colgamiento H_l es calculado en ambos regímenes y se interpola con

$$H_{l(trans)} = A H_{l(seg)} + B H_{l(inter)}, \quad (2.9)$$

con

$$A = \frac{L_3 - Fr}{L_3 - L_2}, \quad (2.10a)$$

$$B = 1 - A. \quad (2.10b)$$

III. Colgamiento:

$$H_{l(\phi)} = H_{l(0)} \psi. \quad (2.11)$$

$H_{l(0)}$ es el colgamiento que existiría para una tubería horizontal, y se determina con

$$H_{l(0)} = \frac{a \lambda_l^b}{Fr^c}, \quad (2.12)$$

donde a, b y c son tomados de la siguiente tabla (sujeta a la restricción $H_{l(0)} \geq \lambda_l$) para cada patrón de flujo:

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

El factor de corrección se calcula mediante

$$\psi = 1 + C[\sin(1.8 \phi) - 0.333 \sin^3(1.8 \phi)], \quad (2.13a)$$

$$C = (1 - \lambda_l) \ln(d \lambda_l^e N_{LV}^f Fr^g). \quad (2.13b)$$

Los números d, e, f , y g están dados en la siguiente tabla (sujeta a la restricción $C \geq 0$):

Patrón de flujo	d	e	f	g
Segregado ascendente	0.011	-3.768	3.539	-1.614
Intermitente ascendente	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
Distribuido ascendente	Sin corrección		$C = 0, \psi = 1, H_l \neq f(\phi)$	
Todos descendentes	4.70	-0.3692	0.1224	-0.5056

IV. Factor de fricción:

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_f = \frac{f_{TP} \rho_n u_m^2}{2 g_c d} \quad (2.14)$$

donde:

$$\rho_n = \rho_l \lambda_l + \rho_g \lambda_g, \quad (2.15a)$$

$$f_n = \frac{1}{\left[2 \log \left(\frac{\text{Re}}{4.5223 \log \text{Re}} - 3.8215 \right)\right]^2}, \quad (2.15b)$$

$$\text{Re} = \frac{\rho_n u_m d}{\mu_n}, \quad (2.15c)$$

$$\mu_n = \mu_l \lambda_l + \mu_g \lambda_g, \quad (2.15d)$$

$$e^S = \frac{f_{TP}}{f_n}, \quad (2.15e)$$

$$S = \frac{\ln(y)}{-0.0523 + 3.182 \ln(y) - 0.8725 [\ln(y)]^2 + 0.01853 [\ln(y)]^4}, \quad (2.15f)$$

$$y = \frac{\lambda_l}{H_{l(\phi)}^2} \quad (2.15g)$$

Nota: Si $1 < y < 1.2$ se usa $S = \ln(2.2y - 1.2)$.

V. Término de aceleración:

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_a = \frac{\rho_s u_m u_{sg}}{g_c p} \frac{dp}{dx}. \quad (2.16)$$

Definiendo

$$E_k = \frac{\rho_s u_m u_{sg}}{g_c p} \quad (2.17)$$

se tiene

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_t = \frac{\left(\frac{dp}{dx}\right)_{e1} + \left(\frac{dp}{dx}\right)_f}{1 - E_k}, \quad (2.18)$$

con $\rho_s = \rho_l H_l + \rho_g H_g$, y

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{e1} = \frac{g}{g_c} \rho_s. \quad (2.19)$$

2.3.2. Correlación de Lockhart-Martinelli (1949)

Esta es quizás la correlación más elemental para predecir la caída de presión en flujos de mezclas bifásicas gas-líquido. Su derivación está basada en mezclas de agua, algunos aceites e

hidrocarburos, y aire. El enfoque es de flujos segregados porque relaciona la caída de presión bifásica con las caídas de presión monofásicas de cada fase. Sus características principales son:

1. Buenos resultados en el patrón anular e intermitente.
2. Imposible predecir con precisión en todos los patrones.
3. Sobrepredice en el patrón estratificado para $d > 0.1\text{m}$.
4. Requiere determinar primero el patrón de flujo y luego $\Delta p/\Delta x$.
5. Se debe calcular $(dp/dx)_f$ en cada fase y luego usar las gráficas del autor.

En el método de Lockhart-Martinelli las caídas de presión individuales causadas por las fases líquida y gaseosa se comparan con la caída total bifásica en la tubería

$$\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_{TP} \quad (2.20)$$

Esto se traduce en

$$\phi_l^2 = \frac{\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_{TP}}{\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_l}, \quad \text{y} \quad \phi_g^2 = \frac{\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_{TP}}{\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_g}. \quad (2.21)$$

Las cantidades $(\cdot)_l$ y $(\cdot)_g$ representan aquellas caídas de presión que se producirían si el líquido y el gas fluyeran uno a la vez en la tubería. El parámetro de Lockhart-Martinelli queda escrito en términos de estas relaciones:

$$X^2 = \frac{\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_l}{\left(\frac{\partial p}{\partial x}\right)_g} \quad (2.22)$$

X depende del patrón de flujo. Luego ϕ_l y ϕ_g son calculados con:

$$\phi_l^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2}, \quad (2.23)$$

y

$$\phi_g^2 = 1 + CX + X^2. \quad (2.24)$$

Las tres cantidades aquí presentadas están graficadas. Se observa que para ϕ_l y ϕ_g hay dos posibles regímenes de flujo en cada fase: laminar (L) y turbulento (T). Sigue que hay cuatro posibles combinaciones para la mezcla: a) LL, b) LT, c) TL, d) TT.

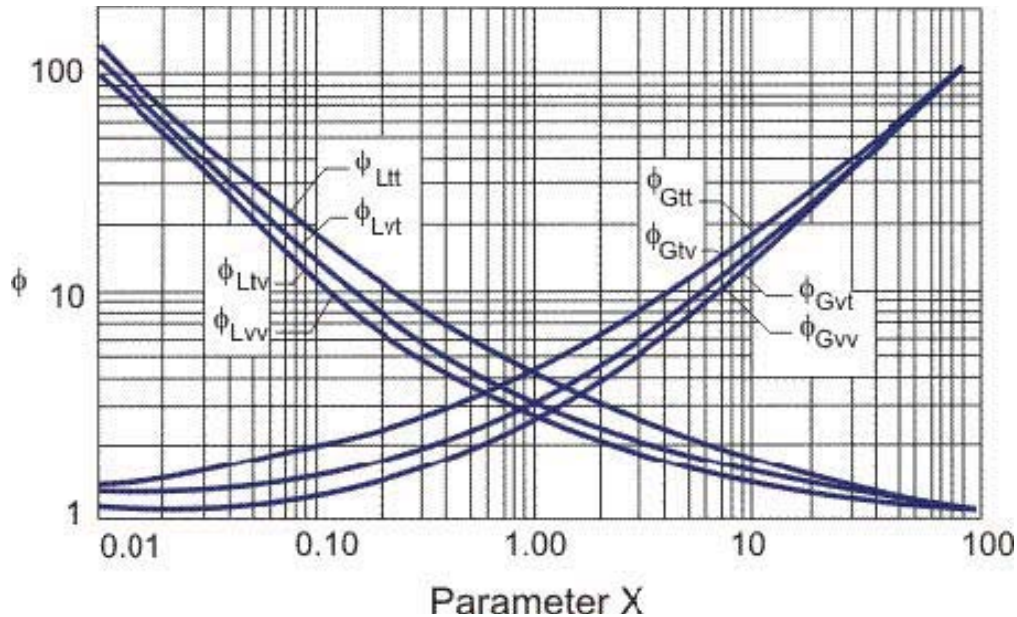


Figura 2.2: Correlación de Lockhart & Martinelli. Los autores se refieren al régimen laminar como viscoso, de ahí las cuatro posibles combinaciones de regímenes de ambas fases: vv, vt, tv y tt. El parámetro X se puede leer de estas curvas a partir del parámetro ϕ calculado con la fase gaseosa (ϕ_G) o líquida (ϕ_L).

La caída de presión en la mezcla se calcula mediante el siguiente procedimiento:

1. Determinar Δp_l y Δp_g (con base en la ecuación de Darcy-Weissbach, y con el factor de fricción $f(Re, k/D)$)
2. Calcular $X = [(\Delta p_l / \Delta p_g)]^{1/2}$
3. Determinar Re_l y Re_g
4. Calcular $(\Delta p / \Delta L)_{TP} = \phi^2 (\Delta p_{l,g} / \Delta L)$

Los buenos resultados obtenidos con esta correlación, así como su facilidad de implementación, la han hecho objeto de diversas modificaciones para mejorar su precisión y ampliar su rango de efectividad. Un ejemplo destacable de dichas modificaciones es el que se discutirá en la siguiente sección.

2.4. Consideraciones sobre flujos con líquidos no-newtonianos

En la presente sección se discutirá el modelo propuesto por Ruiz-Viera et al. (2006), el cual consiste en modificaciones de la correlación de Lockhart-Martinelli basadas en información experimental. Dicha información se obtuvo inyectando una grasa lubricante con viscosidades aparentes desde 5.6×10^4 Pa s a una tasa de corte de $0.01s^{-1}$ hasta 3 Pa s a una tasa de corte de $1000s^{-1}$ en secciones circulares con la misma relación L/d y diversas rugosidades *. Los flujos volumétricos de gas y grasa variaron respectivamente desde 0 hasta $1.9 m^3/h$ y desde 0.047 hasta $0.26 m^3/h$. Las modificaciones propuestas por estos autores son:

$$\phi_l^2 = \frac{-\Delta P_{TP}/L}{-\Delta P_l/L} \longrightarrow \phi_l^2 = C_L \frac{1}{\lambda_l} \frac{Re'_l}{Re'_{TP}}, \quad (2.25)$$

aplicable a cualquier modelo reológico. El factor

$$C_l = \frac{(-\Delta P_{TP}/L)_{Exp}}{(-\Delta P_{TP}/L)_{Teo}} \quad (2.26)$$

establece el grado de desviación entre los valores obtenidos experimentalmente y los predichos por la correlación usual. Por otro lado, λ representa la fracción volumétrica de líquido (o colgamiento) sin deslizamiento

$$\lambda_l = \frac{u_{sl}}{u_m} = \frac{u_{sl}}{u_{sg} + u_{sl}} = \frac{q_l}{q_g + q_l}. \quad (2.27)$$

Para las reologías típicamente descritas por

$$\tau = k \dot{\gamma}^n \quad (2.28)$$

(en la que τ es el esfuerzo cortante, $\dot{\gamma}$ la tasa de deformación angular, n es el índice de flujo relajado a la pendiente de la región adelgazante, y k es el coeficiente de consistencia) se considera el número de Reynolds modificado (Heywood & Richardson (1978), Chhabra et al. (1983)):

$$Re'_{TP} = \frac{8 D^n \rho_l u_m^{2-n}}{k (3n + 1/4n)^n 2^{3n}}. \quad (2.29)$$

El Re'_{TP} se puede extender para incluir reologías más complejas, por ejemplo, como las que tienen las grasas y los hidrocarburos con fracciones de alta densidad molecular. El modelo de Sisko (Turian et al. (1998))

$$\tau = \eta_\infty \dot{\gamma} + m \dot{\gamma}^n \quad (2.30)$$

*Para consultar esta información y otros detalles sobre el programa experimental planteado por Ruiz-Viera et al. (2006) se sugiere la lectura completa del artículo citado y otros relacionados presentados por los mismos autores

permite incluir tales casos. Consecuentemente,

$$\text{Re}'_{TP} = \frac{D \rho_l u_m G(n, X)}{\eta_\infty (1 + X)}, \quad (2.31)$$

donde

$$G(n, X) = \frac{1 + 4 \left[\left(\frac{n+2}{n+3} \right) X + \left(\frac{2n+1}{2n+2} \right) X^2 + \left(\frac{n}{3n+1} \right) X^3 \right]}{(1 + X)^3} \quad (2.32)$$

y

$$X = \frac{m}{\eta_\infty} \dot{\gamma}^{n-1}. \quad (2.33)$$

La caída total de presión queda finalmente dada por

$$-\Delta P = \left[\frac{8 \eta_\infty^3 \dot{\gamma}_W^4 L^3}{u_{sl} d^2} (1 + X)^3 G(n, X) \right]^{1/3}. \quad (2.34)$$

Un ajuste subsecuente basado en los datos experimentales permite incluir discrepancias adicionales con respecto al modelo ya adaptado para fluidos no newtonianos. La correlación correspondiente es

$$\phi_l^2 \lambda_l = \left(\frac{\text{Re}'_l}{\text{Re}'_{TP}} \right)^A + \left[\frac{B \text{Re}'_l / \text{Re}'_{TP}}{(B + 1) - \text{Re}'_l / \text{Re}'_{TP}} \right]^C - 1, \quad (2.35)$$

donde A , B y C son los parámetros de ajuste. Asimismo el coeficiente de corrección, modificado con base en los datos experimentales, se transforma en

$$C_L = \left(\frac{\text{Re}'_l}{\text{Re}'_{TP}} \right)^{A-1} + \frac{B^C (\text{Re}'_l / \text{Re}'_{TP})^{C-1}}{[(B + 1) - \text{Re}'_l / \text{Re}'_{TP}]^C} - \frac{\text{Re}'_{TP}}{\text{Re}'_l}. \quad (2.36)$$

Algunas observaciones adicionales sobre el trabajo presentado por Ruiz-Viera et al. (2006) que son relevantes para la investigación que motiva esta tesis:

- a) Para este estudio, realizado con grasas lubricantes de comportamiento adelgazante, la inyección de gas reduce la fricción (en general el gradiente de presión se reduce hasta en un factor de 2), aún para gastos bajos de inyección, y muestra un comportamiento asintótico. El efecto parece acentuarse en cuanto mayor es la viscosidad del fluido Ruiz-Viera et al. (2006).
- b) El patrón intermitente es el único en el que se produce una reducción de la caída de presión significativa.

- c) Existen efectos de deslizamiento en la pared posiblemente asociados a la formación de burbujas de gas y de subcapas empobrecidas de menor viscosidad.
- d) Las pruebas se realizaron en tuberías de 31.7 mm de diámetro, y 2.197 m de longitud (es decir, $L/d \sim 10^1$).
- e) Los gastos máximos de líquido y gas fueron de $7.2 \times 10^{-5} \text{m}^3/\text{s}$, y $3.3 \times 10^{-4} \text{m}^3/\text{s}$, respectivamente.
- f) El acuerdo entre las correlaciones propuestas y los datos experimentales es bastante bueno, lo que justifica el uso de metodologías simples para estudiar el flujo de líquidos muy viscosos con inyección de gas.

Capítulo 3

Programa Experimental

3.1. Instalación experimental

El estudio experimental se llevó a cabo en las instalaciones del Laboratorio de Flujo Multifásico del Instituto de Ingeniería de la UNAM. La figura 3.1 muestra un diagrama de la instalación.

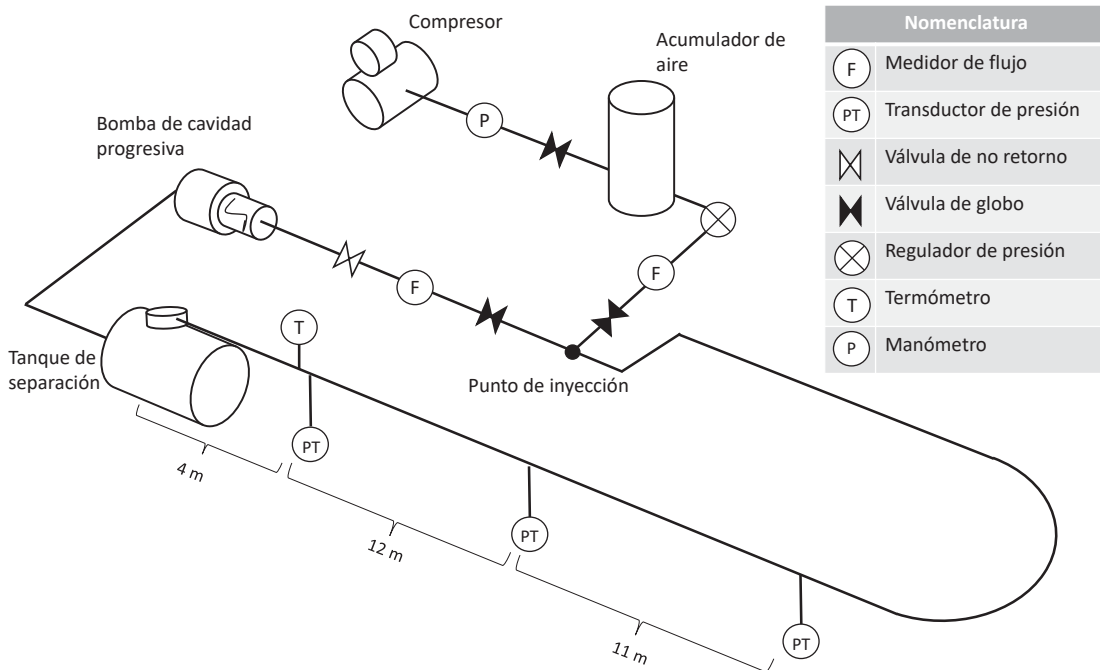


Figura 3.1: Diagrama del sistema experimental.

Los subsistemas que componen dicha instalación son: i) Hidráulico, ii) Neumático, iii) Sección de pruebas, iv) Medición y adquisición. A continuación se describe cada uno de ellos.

3.1.1. Subsistema hidráulico

El subsistema hidráulico se compone de un tanque de almacenamiento de 2.8 m^3 de capacidad, que a su vez funge como separador de fases (figura 3.2). Dicho tanque se encuentra conectado a una bomba de cavidad progresiva marca SEEPEX (véase figura 3.3 (a)) modelo 17-6L con potencia de 5.6 kW (7.5 HP). La capacidad de la bomba es de hasta $5 \text{ m}^3/\text{s} \times 10^{-3}$ (65 gpm) a 620.5 kPa (90 psi).



Figura 3.2: Tanque de almacenamiento del líquido (el volumen interno del tanque es de 2.8 m^3).

Para regular la velocidad del motor acoplado a la bomba se usó un variador de frecuencia Baldor modelo ID15H207-E integrado a un circuito de potencia de tres fases con protección contra sobre corrientes (figura 3.3 (b)).

3.1.2. Subsistema neumático

El aire utilizado para las pruebas es almacenado en un tanque de alta presión con capacidad de 2 m^3 a una presión máxima de 783.2 kPa (8 kgf/cm^2). Para las mediciones de gas se utilizó un rotámetro de flujo (figura 3.4) con resolución de 20 l/min y rango de $0.0233 \text{ m}^3/\text{s}$ (1400 l/min), así como un regulador de presión manual.



(a)



(b)

Figura 3.3: Subsistema de bombeo: la imagen (a) muestra la bomba de cavidad progresiva BN 17-6L de 5.6 kW; la imagen (b) muestra el variador de frecuencia Baldor.

3.1.3. Sección de pruebas

La sección de pruebas consta de una tubería de 71 m de longitud total (medida desde el punto de inyección, hasta la desembocadura en el tanque de almacenamiento de líquido). Esta sección está constituida por tubos de PVC transparente de 0.0772 m de diámetro interno (3" diámetro nominal, cédula 40), y 3 m de longitud (figura 3.5).

3.1.4. Subsistema de medición y adquisición

Los variables experimentales principales son la presión y los flujos volumétricos. Para las mediciones de presión se utilizaron tres transductores capacitivos de la serie FP2000 de honeywell modelo FPG-1BJ-2N5B6Q9D (figura 3.6). El rango de medición de dichos instrumentos

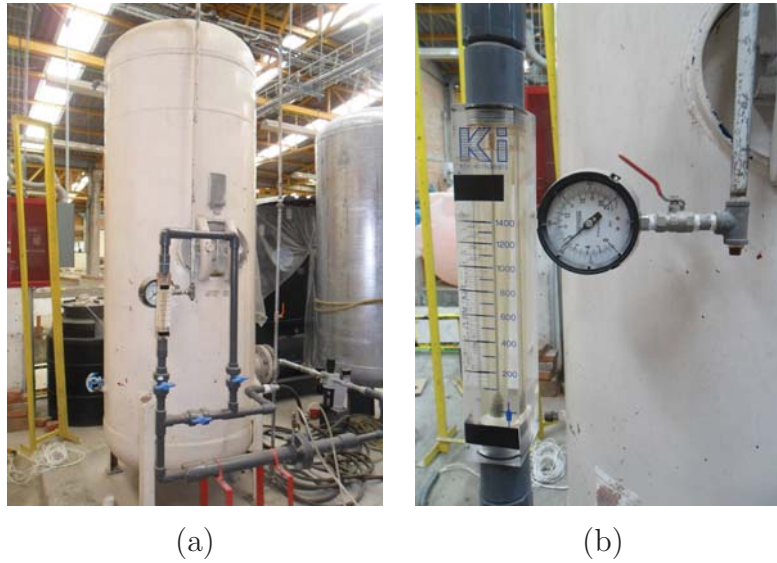


Figura 3.4: Subsistema neumático: la imagen (a) muestra el tanque acumulador que opera a una presión máxima de 783.2 kPa (8 kgf/cm²), y la imagen (b) el rotámetro de flujo. El rotámetro de flujo que opera en el intervalo de $0 \leq q_g \leq 0.0233 \text{ m}^3/\text{s}$ (0 a 1400 L/min).



Figura 3.5: Sección de pruebas. En la imagen se aprecia la extensión de la tubería.

va de 0 a 103 kPa (0 a 15 psi) manométricas. Su error asociado es de 0.1 % sobre la escala total de medición. La señal de salida se transmite, como una señal de corriente, al sistema de adquisición de datos SCXI-1000 de National Instruments (figura 3.6). Se resalta que los

transductores se instalaron en un puerto en la parte inferior de la tubería en posición vertical. Las longitudes, velocidades y colgamientos locales de los tapones fueron estimadas por medio de videograbaciones.



Figura 3.6: Subsistema de medición. El equipo de adquisición de datos NI-DAQX de la marca National Instruments a la izquierda; a la derecha se muestra un transductor de presión Honeywell serie FP2000.

3.2. Intervalos experimentales

Los experimentos se realizaron dentro de los intervalos señalados en la tabla 3.1 para agua, y en la tabla 3.2 para glicerina. A cada flujo volumétrico de líquido (en la entrada de la sección de pruebas) correspondió un flujo volumétrico de aire particular. En cada punto de la matriz experimental se realizaron 5 experimentos (o series) con el objeto de estimar las incertidumbres experimentales asociadas. El análisis de las incertidumbres se describe en la sección 3.3.4.

Tabla 3.1: Matriz experimental. Intervalos de variación de los flujos volumétricos de agua y aire (q_l, q_g).

$q_g \text{ (m}^3\text{/s)} \times 10^{-3}$	$q_l \text{ (m}^3\text{/s)} \times 10^{-3}$			
	1.57	2.73	3.84	4.97
1.66	1a	1b	1c	1d
3.33	2a	2b	2c	2d
4.16	3a	3b	3c	3d
5.83	4a	4b	4c	4d
7.5	5a	5b	5c	5d
9.16	6a	6b	6c	6d

Tabla 3.2: Matriz experimental. Intervalos de variación de los flujos volumétricos de glicerina y aire (q_l, q_g).

$q_g \text{ (m}^3\text{/s)} \times 10^{-3}$	$q_l \text{ (m}^3\text{/s)} \times 10^{-3}$		
	0.125	0.455	0.785
1.66	1ag	1bg	1cg
2.5	2ag	2bg	2cg
3.33	3ag	3bg	3cg

Es evidente que los intervalos experimentales para agua y para glicerina son muy distintos. Esto se debe a que las presiones alcanzadas en el conducto pueden llegar a ser excesivamente elevadas en el segundo caso. Dado que la resistencia de la sección de pruebas y la capacidad de bombeo están limitadas, los experimentos con la fase de alta viscosidad se realizaron con q_l mucho menores que con agua. La matriz para glicerina es un subconjunto de los intervalos experimentales para el agua. A consecuencia de ello, la frontera para la transición al patrón

de flujo intermitente se recorre muy significativamente hacia valores muy bajos de q_t . Es importante recalcar que, de hecho, fue prácticamente imposible establecer la frontera que delimita el patrón segregado (o estratificado) de la familia de patrones intermitentes. En cierto sentido podría pensarse que la matriz se “encoge” como función de la viscosidad.

3.3. Metodología de medición

3.3.1. Presiones

Habiendo establecido las condiciones de flujo necesarias para cada serie experimental, se inició la adquisición de datos de presión con una frecuencia de muestreo de 1 kHz, durante aproximadamente un minuto. La medición se repitió 5 veces a fin de establecer el nivel de incertidumbre asociada*. La curva de presión como función del tiempo obtenida de estas mediciones es muy irregular. Esto indica con toda claridad el fenómeno de intermitencia. Con el fin de establecer las caídas de presión promedio, se procesaron las series de tiempo y se calcularon los promedios aritméticos de la presión a lo largo del tiempo. Estos resultados se discuten con detalle en secciones posteriores.

3.3.2. Fracciones volumétricas (colgamiento)

El colgamiento o fracción volumétrica es la fracción de una sección transversal de tubería que ocupa el líquido en un instante determinado. Si el flujo se configura en un patrón estratificado este dato se puede calcular fácilmente conociendo los flujos volumétricos de ambas fases y el volumen interno de la tubería. Sin embargo, al configurarse un patrón intermitente (e.g. flujo tapón) esta medida se vuelve variable en el tiempo, pues la sección se llena de líquido a intervalos de tiempo irregulares. De manera que el colgamiento observado cuando hay flujo de tapones se debe determinar experimentalmente*. El siguiente procedimiento de

*Evidentemente 5 mediciones son insuficientes para realizar dicha estimación. Debido a las limitaciones de tiempo, no fue posible incrementar dicho número a un mínimo de 10.

*Existen al menos dos vertientes: La primera consiste en calcular un colgamiento promedio atrapando un volumen de mezcla determinado mientras esta fluye y permitiendo que se estratifique. En el texto se presenta la segunda. Esta opción consiste en calcular el colgamiento y el periodo promedio de aparición de los tapones. Con esta información se puede inferir la longitud de los tapones, por conservación del flujo. En trabajos futuros con otros alcances esta información puede ser comparada con Observaciones de la longitud y frecuencia de los tapones. En éste trabajo se propuso una alternativa a la visualización por medio de la

cálculo es apropiado para mediciones ópticas instantáneas del colgamiento del líquido, H_l , en tuberías de sección circular.

Considerando que la interfase se conserva plana en las condiciones de flujo dadas, se puede aplicar el método de Taitel et al. (1980) para determinar el colgamiento. El método permite obtener resultados razonables para flujos gas-líquido con velocidades superficiales de gas relativamente bajas, que permitan mantener las condiciones antes descritas (los efectos debidos a la tensión superficial y al ángulo de contacto pueden ser ignorados). La profundidad *in situ* de la capa de líquido h_l es medida por inspección visual, y está relacionada al radio interno r_i , y al ángulo β medido con respecto a la vertical. El ángulo se mide con una escala adherida a la parte externa de la tubería (figura 3.7). La relación entre β y el espesor local $\tilde{h}_l$ de la



(a) Caso 6a



(b) Caso 3c



(c) Caso 1d

Figura 3.7: Colgamientos del líquido para casos seleccionados de la matriz experimental.

interpretación de las señales de presión. Esto puede ser de gran utilidad puesto que no todas las instalaciones son adecuadas para zonas de visualización, debido a las altas presiones manejadas.

película líquida está dado por:

$$\tilde{h}_l = r_i + r_i \cos(180^\circ - \beta). \quad (3.1)$$

El colgamiento correspondiente H_l (i.e. la fracción local de área del líquido) se determina con las relaciones:

$$C = \tilde{h}_l / r_i - 1, \quad (3.2)$$

$$\tilde{A}_l = 0.25[\pi - \cos^{-1}(C) + C\sqrt{1 - C^2}], \quad (3.3)$$

$$A_l = \tilde{A}_l d_i^2, \quad (3.4)$$

$$H_l = \frac{A_l}{A}. \quad (3.5)$$

El cálculo del colgamiento se ejemplifica para el caso 6a presentado previamente en la figura 3.7. El ángulo medido, el radio interno de la sección transversal y el área correspondiente son, respectivamente:

$$\beta_{6a} = 120^\circ, \quad (3.6)$$

$$r_i = 3.863 \text{ cm}, \quad (3.7)$$

$$A = 46.8895 \text{ cm}^2. \quad (3.8)$$

De estas relaciones sigue que

$$\tilde{h}_l = 1.9317 \text{ cm}, \quad (3.9)$$

de la que a su vez se obtiene

$$C = -0.5, \quad (3.10)$$

$$\tilde{A}_l = 0.1535, \quad (3.11)$$

y

$$A_l = 9.167 \text{ cm}^2. \quad (3.12)$$

Por último se calcula

$$H_l = 0.1955. \quad (3.13)$$

3.3.3. Incertidumbres experimentales

Las incertidumbres experimentales se analizaron con el método de Kline & McClintock (1953), que ha sido adoptado por la “American Society of Mechanical Engineers” (ASME). Considerando la relación experimental que depende de un número n de variables

$$f = f(x_1, x_2, \dots, x_n). \quad (3.14)$$

Se sabe que cada variable se debe expresar como un valor promedio con una incertidumbre asociada, esto es:

$$x_i = \bar{x}_i \pm \frac{z\sigma}{\sqrt{n_i}}. \quad (3.15)$$

para series pequeñas de datos. Por otro lado, el nivel mínimo de confianza se puede fijar en $z = 1.96$ (otros niveles de mayor exigencia son posibles). El valor promedio de cada variable se calcula con

$$\bar{x}_i = \frac{1}{n} \sum_{j=1}^n x_{ij}, \quad (3.16)$$

y las correspondientes desviaciones estándar (dispersiones) con

$$\sigma = \left[\frac{1}{(n-1)} \sum_1^n (x_i - \bar{x})^2 \right]^{1/2}. \quad (3.17)$$

Siguiendo este orden de ideas, la medición de interés puede ser descrita a su vez por:

$$f = \bar{f} \pm \delta f. \quad (3.18)$$

Sin embargo ésta depende en distinta proporción de cada una de las n variables. En la siguiente expresión se distinguen las contribuciones de cada una de las variables a la incertidumbre de la medición indirecta:

$$\delta f = \left[\left(\frac{\partial f}{\partial x_1} \right)^2 \delta x_1^2 + \left(\frac{\partial f}{\partial x_2} \right)^2 \delta x_2^2 + \dots + \left(\frac{\partial f}{\partial x_n} \right)^2 \delta x_n^2 \right]^{1/2}. \quad (3.19)$$

Los coeficientes $(\partial f / \partial x_i)$ representan una medida de la sensibilidad de f a la incertidumbre de cada variable x_i , que están ponderados a su vez por las respectivas incertidumbres δx_i .

Las incertidumbres del aforo volumétrico de agua y del colgamiento H_l se presentan a continuación. La relación apropiada para el aforo volumétrico es:

$$q_l = \frac{Ah}{t} = \frac{\pi r^2 h}{t}. \quad (3.20)$$

Esto implica que se debe medir el tiempo requerido para llenar un contenedor de volumen conocido (80.51 L) a una cierta frecuencia de operación de la bomba. Entonces, las variables involucradas están caracterizadas por sus valores promedio y sus desviaciones:

$$r = \bar{r} \pm \delta r \quad (3.21)$$

$$h = \bar{h} \pm \delta h \quad (3.22)$$

$$t = \bar{t} \pm \delta t \quad (3.23)$$

Por ejemplo, con una frecuencia de operación de la bomba de 10 Hz se tienen los datos de la siguiente tabla: De los datos se obtienen los valores estadísticos requeridos* :

Tabla 3.3: Datos del aforo volumétrico de agua a una frecuencia de operación de la bomba de 10 Hz

Evento	Tiempo (s)	$q_l \text{ (m}^3/\text{s)} \times 10^{-3}$	Frecuencia de la bomba (Hz).
1	77.68	1.0364	10
2	78.01	1.032	10
3	77.62	1.0372	10
4	77.07	1.0446	10
5	76.67	1.05	10

$$t = 77.41 \pm 0.4679 \text{ s} \quad (3.24)$$

$$r = 0.286 \pm 0.001 \text{ m} \quad (3.25)$$

$$h = 0.312 \pm 0.001 \text{ m} \quad (3.26)$$

La incertidumbre global del aforo volumétrico es

$$\delta q_l = \pi \left[\left(\frac{2rh}{t} \right)^2 \delta r^2 + \left(\frac{r^2}{t} \right)^2 \delta h^2 + \left(\frac{r^2 h}{t^2} \right)^2 \delta t^2 \right]^{1/2}. \quad (3.27)$$

*En el caso de las mediciones de longitud se considera la resolución del instrumento como la incertidumbre asociada a la cantidad medida, puesto que solo se realizó una medición

Evaluando esta expresión se concluye que

$$q_l = 1.04 \pm 0.0335 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}. \quad (3.28)$$

Este mismo análisis se repite para el flujo volumétrico del aire. La medición está basada en una lectura directa sobre el rotámetro de flujo, cuya resolución es de $\pm 20 \text{ L/min} = 3.33 \text{ m}^3/\text{s} \times 10^{-4}$. La incertidumbre estimada para un aforo de 100 L/min es:

$$q_g = 1.66 \pm 0.333 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}. \quad (3.29)$$

La tabla 3.4 resume las incertidumbres de las variables principales. Cabe comentar, que

Tabla 3.4: Incertidumbre en las mediciones.

Medición	Incertidumbre
Gradiente de Presión (Glicerina)	$\pm 0.051 \text{ kPa/m}$
Gradiente de Presión (Agua)	$\pm 0.021 \text{ kPa/m}$
Colgamiento	± 0.04
Gasto de líquido	$\pm 0.0335 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$
Gasto de gas	$\pm 0.333 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$

algunas de las incertidumbres corresponden directamente a la incertidumbre fija reportada por el fabricante del instrumento (tal es el caso de los transductores de presión).

3.4. Análisis de frecuencias, velocidades y longitudes

La estimación de las velocidades y longitudes de tapones y burbujas se realizó de manera indirecta. Para ello se efectuó un análisis de los videos tomando en cuenta la longitud de la tubería. Evidentemente existen correlaciones diseñadas específicamente para predecir estas características del flujo (Gregory & Scott (1969)). No obstante, es debido a la dificultad para generarlas y a su amplio margen de error que no se les ha prestado la debida atención. Además, el grueso de ellas no contempla fluidos suficientemente viscosos ($\sim 1.0 \text{ Pa}\cdot\text{s}$).

También fue posible inferir información a partir de la señal de presión para corroborar lo observado en los videos. El paso de los tapones sobre el transductor induce una variación identificable en la señal de la presión (Lin & Hanratty (1987), He et al. (2003)). Así se detecta la presencia de un tapón prescindiendo de equipos costosos (Wolffenbuttel et al. (2002)). Como las mediciones de los tres transductores se encuentran sincronizadas, es posible conocer el tiempo que tardan los tapones en llegar de un instrumento a otro.

Las mediciones de presión obtenidas en el laboratorio muestran una distribución irregular de amplitudes aunque aparentemente periódica a lo largo del tiempo (p. ej. figuras subsec. 4.2a). Este hecho invita a pensar que un análisis sistemático puede realizarse con base en los métodos empleados para la descomposición de señales en sus componentes armónicos. Dicho análisis se presenta en el Capítulo 4. Los detalles de la mismo se incluyen en el Apéndice A.

3.4.1. Velocidades

Las velocidades de los tapones se estimaron con base en el tiempo de tránsito de los lotes de líquido y la distancia que hay entre el primero y el último de los transductores de presión. Considerando que la separación entre transductores es ΔL (23 m), y que los tiempos de llegada de tapones (identificados en los pulsos de presión que se observan en la figura 3.8) es Δt_1 , entonces las velocidades promedio de las unidades de taponamiento está dada por

$$u_{tap} = \frac{\Delta L}{\Delta t} \quad (3.30)$$

Sin embargo, la identificación de estos tiempos por inspección se presta a cometer errores significativos. Es por esto que la TDF permite hacer una estimación objetiva de esta información, y reduce la introducción de errores en la medición.

En resumen, para obtener la velocidad a partir de la TDF, se acude al diagrama de fases.

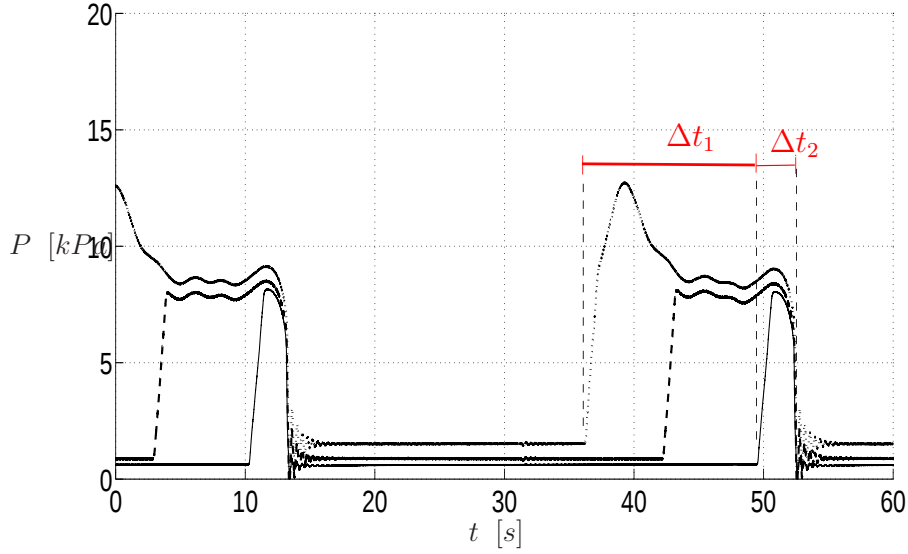


Figura 3.8: Se muestra tiempo de tránsito (Δt_1) de los bloques entre el primer y último transductor. Y el tiempo de tránsito entre el último transductor y la descarga en el separador.

Éste se conforma por los ángulos que forman los números complejos obtenidos de la TDF*. Dado que las señales de los tres transductores utilizados están sincronizadas, la diferencia de fases ($\Delta\alpha$) en sus armónicos corresponde a Δt_1 . Lo anterior se ejemplifica en la figura 3.9, donde se encuentran los diagramas de fases de los transductores 1 y 3.

Conociendo $\Delta\alpha$, Δt_1 se obtiene de:

$$\Delta t = \frac{T \Delta\alpha}{180^\circ}, \quad (3.31)$$

donde T es el periodo del armónico fundamental del evento.

3.4.2. Longitudes

Basándose en la velocidad media de los tapones se realizó una estimación de sus longitudes para cada evento. Sólo se consideró el tiempo de transición entre altas y bajas presiones en la señal, asumiendo que el perfil derecho de las perturbaciones corresponde al tiempo Δt_2

*Comúnmente se presenta la Transformada de Fourier Unilateral normalizada o Espectro de Frecuencias, puesto que de ella se pueden leer directamente valores de Amplitud y Frecuencia, mientras que el resultado original de la TDF es un arreglo de números complejos simétricos al origen que condensan toda la información de la señal.

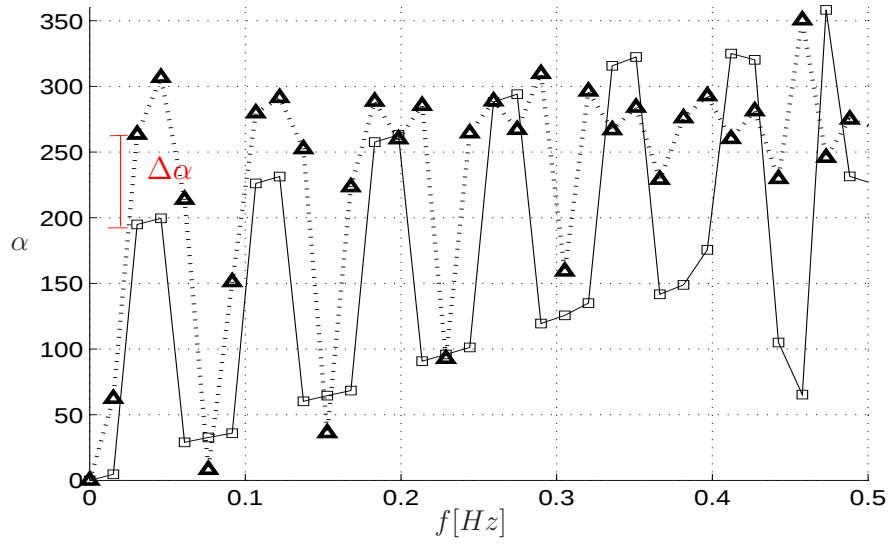


Figura 3.9: Diferencia de fases ($\Delta\alpha$) en grados a partir de la cual se calcula $\Delta\alpha$. El Diagrama de fases corresponde al evento (lag).

(véase 3.8) que tarda exclusivamente el líquido en recorrer la distancia del último transductor a la descarga en el separador (i.e. 4 m, refiérase a la figura 3.1). Esto es:

$$L_{tap} = u_{tap} \Delta t_2. \quad (3.32)$$

Capítulo 4

Resultados

El presente capítulo se limita a presentar brevemente los resultados obtenidos durante la investigación. Para su descripción e interpretación se dedica el siguiente capítulo.

4.1. Datos experimentales para flujo monofásico

Antes de realizar las pruebas multifásicas se realizaron algunas pruebas monofásicas de flujo de líquido. Las caídas de presión medidas se presentan en las figuras 4.1 (a) y (b). La aparente diferencia en el comportamiento de los fluidos se explica por los distintos regímenes en que se encuentran. Mientras para el agua es turbulento, el régimen de flujo de la glicerina es laminar. La diferencia acusada en la caída de presión respecto a la velocidad se explica por la naturaleza de cada flujo. En el flujo laminar, las partículas del fluido se mueven sobre trayectorias paralelas, semejando "láminas" de flujo que no se cruzan entre ellas, de ahí su nombre. En este flujo las fuerzas viscosas dominan sobre las inerciales, de manera que la mayor parte de la disipación de la energía es por la fricción viscosa. Dado que la fricción viscosa se da por diferencias en las velocidades de las partículas, su mayor contribución se encuentra en las paredes de la tubería, donde se asume que existe una película de fluido adherida (i.e. con velocidad nula). Por otra parte en el flujo turbulento dominan las fuerzas inerciales; es un flujo que se caracteriza por ser irregular y difusivo. El flujo es irregular pues la consideración de que existen trayectorias de flujo paralelas no es válida, por el contrario, las partículas siguen trayectorias que se cruzan y mezclan. Esto implica una mayor cantidad de interacciones entre las partículas y por consiguiente mayores pérdidas. En cuanto a la difusividad, es un mecanismo natural para disminuir el estado energético del sistema y alcanzar el equilibrio o

reposo. Los mecanismos difusivos promueven la mezclas y la homogeneidad y en este caso lo que se mezcla son las líneas del flujo que antes fuera laminar. Esta mezcla se ve reflejada en la aparición de vórtices inestables que se desprenden. En suma, la naturaleza caótica del flujo turbulento provoca mayores interacciones entre las partículas del flujo y su entorno*.

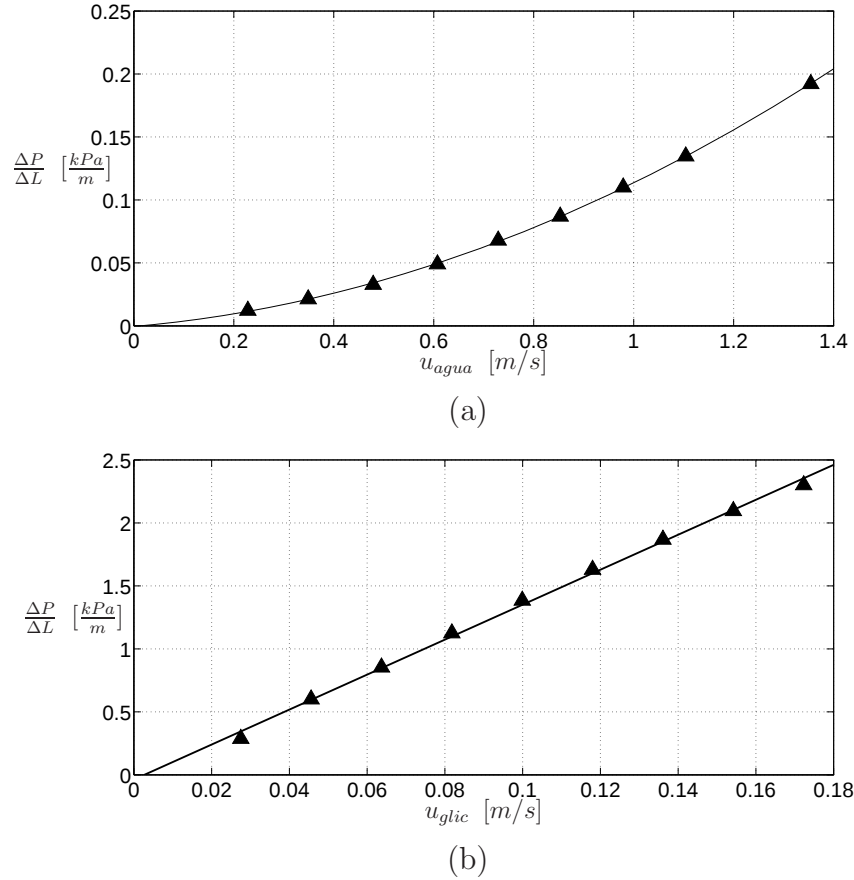


Figura 4.1: (a) Gradiente de presión en flujo monofásico de agua. (b) Gradiente de presión en flujo monofásico de glicerina para varios gastos

*De aquí que sea tan importante la rugosidad, pues las trayectorias no son unidireccionales y la mayor cantidad de choques entre las partículas y la pared de la tubería hacen al flujo turbulento dependiente de la rugosidad.

Esta información puede ser comparada con las ecuaciones típicas de flujo monofásico (Ecuación de Darcy-Weisbach) tomando en cuenta las debidas consideraciones (factor de fricción adecuado). Se presentan como parte de una validación del buen funcionamiento de la instalación experimental.

4.2. Datos experimentales para flujos bifásicos

4.2.1. Evolución temporal de la presión

Los datos de presión recogidos por cada transductor durante un minuto de muestreo se encuentran en la figura 4.2. Primero se reportan los eventos representativos de la matriz experimental para las mezclas agua-aire (la matriz experimental se reporta en la tabla 3.1); luego se reportan los correspondientes a las mezclas de glicerina-aire (tabla 3.2). En las imágenes se observa que el comportamiento de la presión es en general oscilatorio. También se tiene que ambos tipos de flujo presentan respuestas similares ante incrementos de los gastos de cada fase. Como era de esperar la magnitud de la presión es mayor en el caso de las mezclas con glicerina (en concordancia con sus análogos flujos monofásicos).

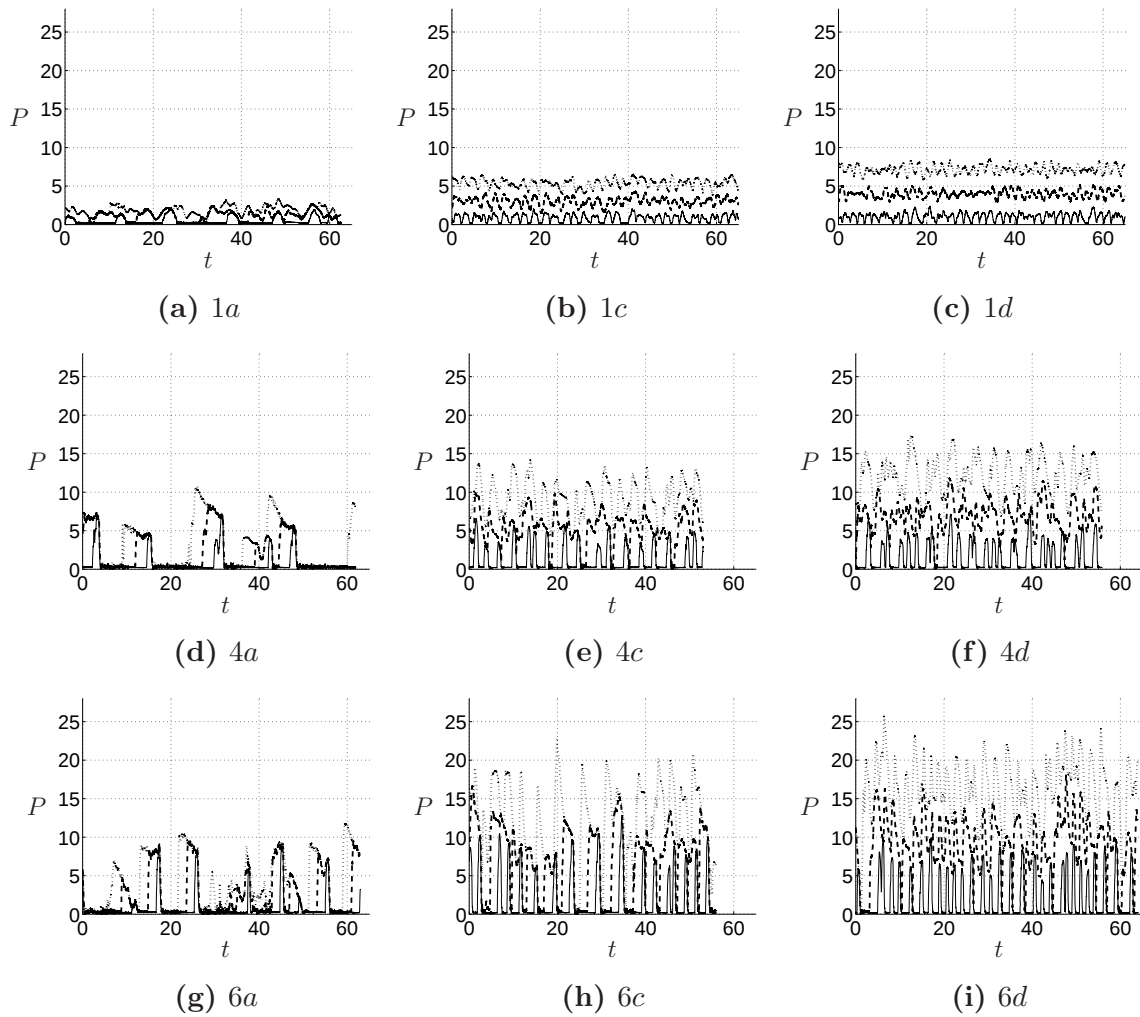


Figura 4.2: Presiones manométricas para mezclas agua-aire. Cada imagen corresponde a una entrada de la matriz experimental correspondiente. P en kPa, t en s.

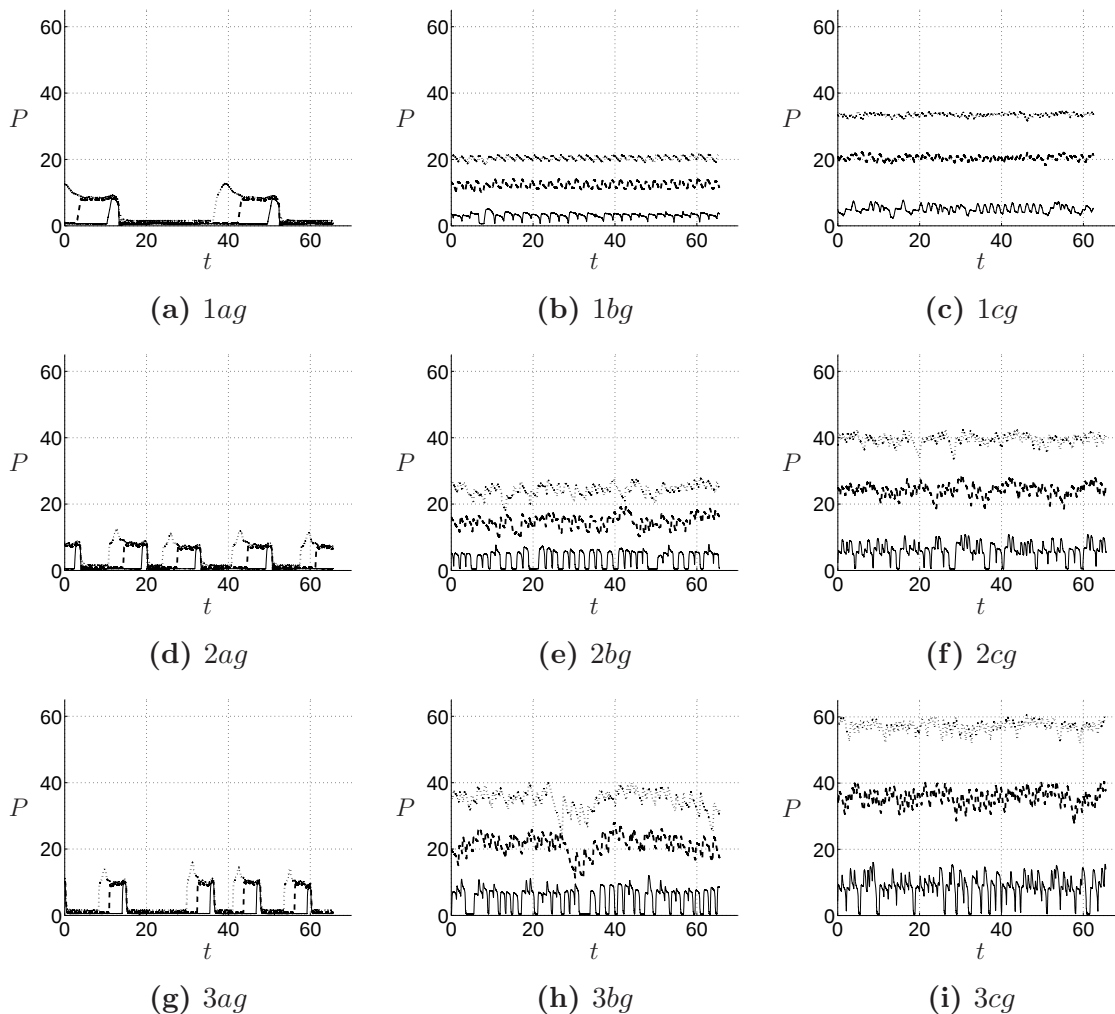


Figura 4.3: Presiones manométricas para mezclas glicerina-aire. Cada imagen corresponde a una entrada de la matriz experimental correspondiente. P en kPa, t en s.

4.2.2. Fracciones volumétricas (colgamiento)

Las fracciones volumétricas locales, o colgamientos, se reportan en las tablas 4.1 y 4.2 para las mezclas de aire con agua y con glicerina, respectivamente. Dentro de cada matriz se observa poca variación. Sin embargo, la diferencia entre ambos casos es de aproximadamente el doble, siendo los experimentos con glicerina aquellos en los que el líquido ocupa una mayor porción de la tubería. Para la mezcla agua-aire el mayor colgamiento fue de 0.32. Mientras que para la mezcla glicerina-aire se obtuvo un valor máximo de 0.609.

Tabla 4.1: Fracciones volumétricas H_l para la matriz experimental agua-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$			
	1.57	2.73	3.84	4.97
1.66	0.296	0.296	0.296	0.326
3.33	0.257	0.267	0.276	0.306
4.16	0.248	0.267	0.257	0.276
5.83	0.239	0.239	0.248	0.248
7.5	0.248	0.221	0.23	0.257
9.16	0.23	0.239	0.221	0.221

Tabla 4.2: Fracciones volumétricas H_l para la matriz experimental glicerina-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$		
	0.125	0.455	0.785
1.66	0.609	0.5	0.609
2.5	0.555	0.544	0.533
3.33	0.5	0.477	0.444

4.2.3. Frecuencias

En las siguientes tablas (4.3, 4.4) se tiene la frecuencia estimada de aparición de un tapón de líquido para cada mezcla. Dicha frecuencia se obtuvo discriminando el armónico con mayor amplitud en la TDF de cada evento y promediándolos. En la mezcla con menor viscosidad se tiene un rango de 0.1 Hz a 0.516 Hz. Mientras que aquella con glicerina presenta un rango más amplio, de 0.048 Hz a 0.643 Hz. De cualquier forma todas ellas son consideradas frecuencias bajas al estar por debajo de 1 Hz.

Tabla 4.3: Frecuencia de los tapones f_{agua} en Hz para la matriz experimental agua-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$			
	1.57	2.73	3.84	4.97
1.66	0.1	0.233	0.466	0.516
3.33	0.09	0.183	0.416	0.425
4.16	0.076	0.2	0.383	0.48
5.83	0.081	0.2	0.32	0.42
7.5	0.083	0.166	0.3	0.466
9.16	0.083	0.2	0.3	0.483

Tabla 4.4: Frecuencia de los tapones f_{glic} en Hz para la matriz experimental glicerina-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$		
	0.125	0.455	0.785
1.66	0.048	0.489	0.56
2.5	0.08	0.633	0.457
3.33	0.105	0.595	0.643

4.2.4. Velocidades

Al igual que con el resto de información obtenida de la TDF el método presentado en el capítulo 3 se aplicó a cada una de las cinco repeticiones del evento para todos los eventos de las matrices experimentales. La información presentada en las tablas 4.5 y 4.6 es el promedio de cada evento. Los valores oscilan entre los 2 m/s y 6 m/s para agua. Mientras que con glicerina entre 2 m/s y 4 m/s.

Tabla 4.5: Velocidad de los tapones en m/s para la matriz experimental agua-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$			
	1.57	2.73	3.84	4.97
1.66	2.26	2.35	4.8	5.33
3.33	2.82	3.33	3.52	3.33
4.16	3.14	3.52	4	3.42
5.83	3.92	4.61	5.33	5.35
7.5	5.23	5.71	6.31	6
9.16	5.78	6.31	6.66	6.85

Tabla 4.6: Velocidad de los tapones en m/s para la matriz experimental glicerina-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$		
	0.125	0.455	0.785
1.66	2.097	2.682	3.355
2.5	2.309	4.621	3.965
3.33	3.895	2.731	4.24

4.2.5. Longitudes

A continuación se muestra la longitud promedio de los tapones de líquido para las dos matrices experimentales consideradas. Los valores calculados oscilan entre 1 m y 6 m aproximadamente. A primera vista no parece haber una tendencia ya sea creciente o decreciente en las columnas y filas de las tablas 4.7 y 4.8 . La presentación gráfica de estos datos y su discusión se deja para el siguiente capítulo.

Tabla 4.7: Longitud estimada l_{tap} en m de los tapones para la matriz experimental agua-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$			
	1.57	2.73	3.84	4.97
1.66	3.506	4.02	4.66	6.627
3.33	1.012	2.161	1.428	1.162
4.16	3.094	2.132	2.1	0.604
5.83	2.772	1.571	2.363	1.315
7.5	2.776	2.781	3.441	1.3
9.16	3.436	2.81	4.492	3.35

Tabla 4.8: Longitud estimada l_{tap} en m de los tapones para la matriz experimental glicerina-aire.

$q_g (m^3/s) \times 10^{-3}$	$q_l (m^3/s) \times 10^{-3}$		
	0.125	0.455	0.785
1.66	1.393	2	1.1
2.5	1.136	.642	1
3.33	1	1.6	0.833

Capítulo 5

Análisis y Discusión

El significado de los datos reportados en el capítulo 4 se considera con detalle en esta sección. El análisis se hace sobre una base comparativa del comportamiento del flujo. Este comportamiento se reporta en función de la viscosidad, y se manifiesta a través de los gradientes de presión para los dos tipos de mezcla evaluados: aire-agua y aire-glicerina.

Asimismo, a partir de las velocidades y las longitudes obtenidas de las presiones se puede elaborar un mapa morfológico del flujo para las unidades de taponamiento*. Esto es posible gracias a que los transductores de presión están localizados en posiciones conocidas, a intervalos regulares a lo largo del tubo.

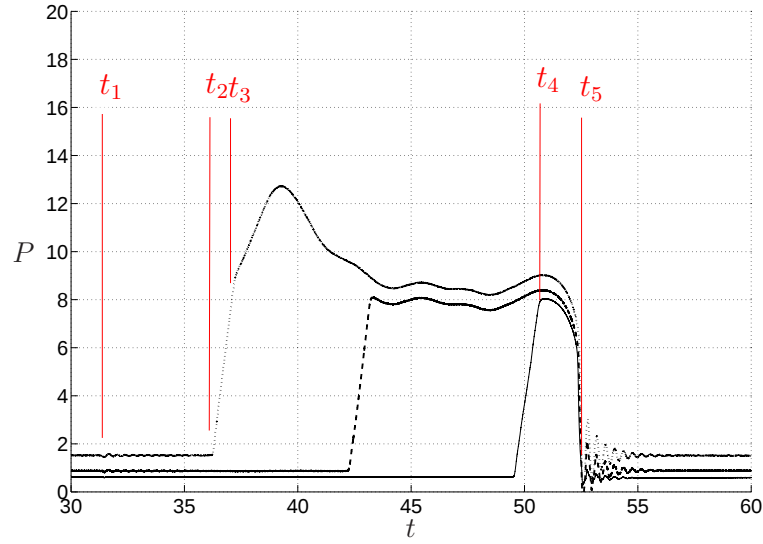
El estudio de las frecuencias se basa en los resultados experimentales y consiste en un análisis espectral del flujo. Como se ha comentado anteriormente (ver Sección 3.4), dicho análisis permite identificar los distintos tipos de intermitencia dinámica mediante un número relativamente reducido de componentes de onda con amplitudes y frecuencias específicas. Se debe insistir en que el conjunto de amplitudes y frecuencias caracterizan unívocamente a cada forma de intermitencia que aparece en el flujo.

5.1. Evolución temporal de la presión

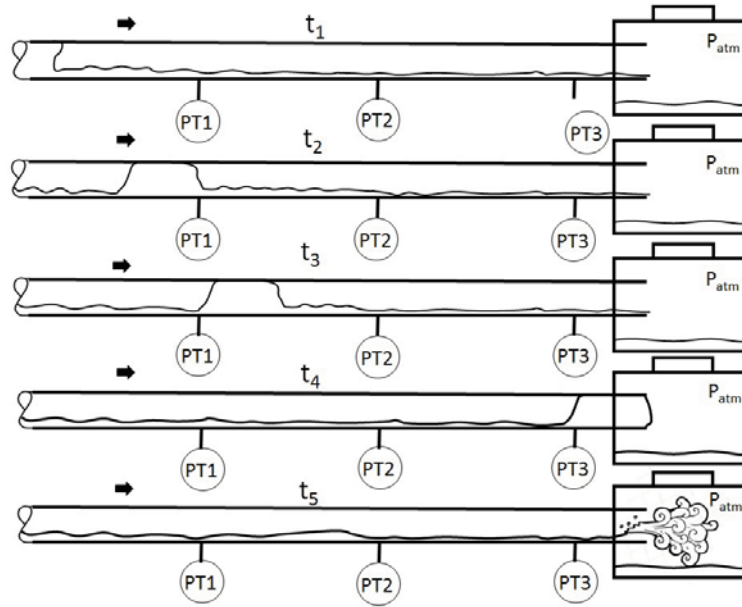
La interpretación de las variaciones registradas en la señal de presión (figura 5.1 (a)) se basa en la representación esquemática (figura 5.1 (b)) de lo observado en distintos instantes

*Se entiende por unidad de taponamiento la conjunción de un tapón y de la burbuja que lo impulsa por detrás.

en la sección de medición del circuito. La descripción subsecuente se basa principalmente en la señal del transductor PT1 ($\cdots$).



(a)



(b)

Figura 5.1: Fragmento de la señal de presión del evento (lag) de la matriz glicerina-aire, en el se indican cinco instantes clave de la evolución de la presión debida al paso de una unidad de taponamiento. PT1 ($\cdots$), PT2(-), PT3(-) (b) Esquemas de la sección de medición observada en los diversos instantes.

1. Previo al flujo

Antes de que se establezcan las condiciones del experimento en cuestión, se tiene el flujo de líquido remanente en la tubería, fomentado principalmente por el campo gravitacional. En esta etapa los tres transductores de presión registran únicamente una carga hidrostática, por lo que la señal se ve plana (instante t_1). La diferencia entre los valores registrados en cada transductor se debe a una ligera inclinación de la tubería, así como a variaciones en su compensación de la presión atmosférica (*offset*).

2. Inicio del tapón

A partir del instante t_2 la presión incrementa de manera constante. Este incremento en la presión se observa idéntica en las señales de los otros dos transductores. Es con base en este instante que se calculó la velocidad de los tapones en la sección 3.4.1.

3. Sección de gas atrapado

En el instante t_3 concluye la sección llena de líquido a la cual le sigue una sección repleta de gas con una película de líquido en la parte inferior. En el transductor PT1 la presión sigue incrementando por unos segundos, probablemente debido a una lenta propagación de la presión en la fase gaseosa. Este comportamiento no se percibe en los otros transductores puesto que el flujo está más desarrollado y la presión en el gas es uniforme para el momento en que éste los alcanza.

4. Decremento en la presión

En t_4 la presión comienza a disminuir en los tres transductores puesto que el tapón ya no se encuentra restringido por la tubería. La salida del tapón da inicio a la descompresión del sistema que concluye en t_5 con su expulsión abrupta.

5. Expulsión del tapón

Una vez que el tapón de líquido está por completo fuera de la tubería no existen más restricciones para el volumen de gas que le acompañaba. La súbita descompresión del gas provoca reverberaciones en los tres transductores. En respuesta la señal de presión adopta la forma de una típica respuesta de un sistema subamortiguado, esto invita a obtener la función de transferencia del sistema. Nótese que en un sistema subamortiguado los efectos inerciales son preponderantes, para el caso del circuito estos efectos están naturalmente asociados a la fase más densa, la líquida.

5.2. Gradientes de presión

Los gradientes de presión producidos por el flujo de mezclas agua-aire y glicerina-aire se muestran en las figuras 5.2 a 5.5. La figura 5.6 condensa los resultados de ambas mezclas, a fin de establecer una comparación directa. Las curvas de $\Delta P/\Delta L$ se presentan en función del número de Reynolds

$$Re_{l,g} = \frac{\rho_{l,g} u_{sl,sg} d}{\mu_{l,g}}, \quad (5.1)$$

para el líquido y para el aire, según se indique con el subíndice correspondiente. Debe notarse que el Re también queda expresado en términos de la velocidad superficial de la fase respectiva $u_{sl} = q_l/A$ y $u_{sg} = q_g/A$, donde A es el área de la sección transversal del conducto.

En el caso concreto de la mezcla agua-aire el efecto que tiene el incremento del flujo volumétrico de agua q_l es el de producir un aumento en el gradiente de presión; es decir, que se guarda una relación lineal entre estos parámetros (fig. 5.2).

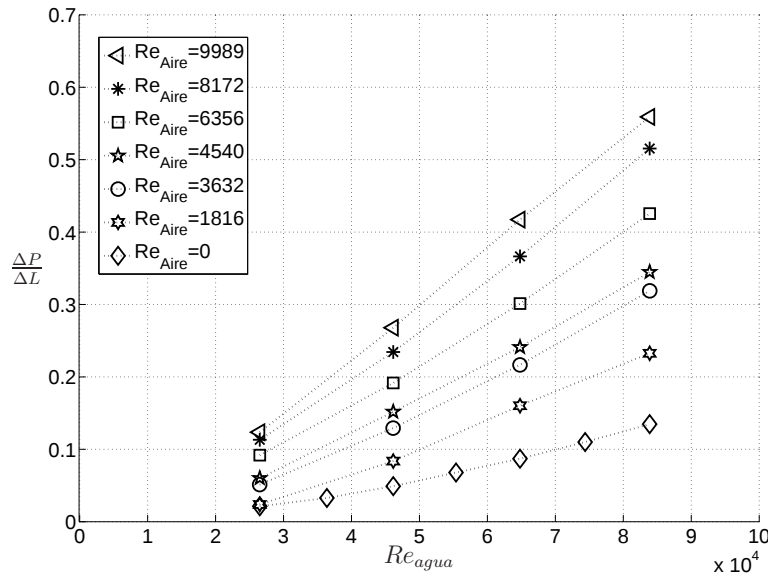


Figura 5.2: Gradiente de presión bifásico contra Re_{agua}

Globalmente el gradiente total de presión mantiene una dependencia lineal con respecto al Re para un amplio rango de velocidades superficiales del líquido. Puede recordarse que en estos intervalos de flujo se alcanzan regímenes turbulentos en ambas fases dado que $Re \geq 10^4$. Estas consideraciones son importantes durante la estimación de la caída de presión mediante la aplicación de las técnicas basadas en la correlaciones (p. ej. la de Lockhart-Martinelli).

Por otra parte, el efecto específico que tiene la variación del gasto de aire q_g , se puede ver con mayor detalle en la figura 5.3. Claramente la amplificación del gradiente de presión es aproximadamente lineal. Esto es de esperarse puesto que el incremento en el volumen de gas inyectado afecta la velocidad de flujo de la mezcla, puesto que en todos los eventos realizados se obtuvo un patrón de flujo intermitente. De modo que al no haber acumulación de masa en el circuito, para que se conserve el flujo de gas este acelera los tapones de líquido que le impiden el paso. Lo cual resulta en una mayor pérdida de presión por fricción viscosa, por el contacto del líquido con las paredes de la tubería.

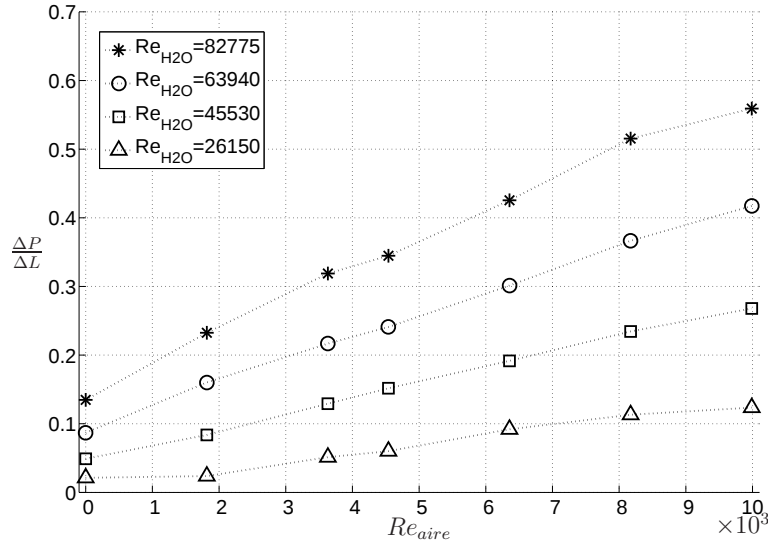


Figura 5.3: Gradiente de presión bifásico contra Re_{aire}

El caso de las mezclas con glicerina, por otra parte, queda ilustrado por las figuras 5.4 y 5.5. La primera figura muestra la dependencia del gradiente de presiones en función del Re_l , y la segunda en función del Re_g . Como puede apreciarse en la figura 5.4 el $\Delta P/\Delta L$ también exhibe un crecimiento aproximadamente lineal en términos de Re_{glic} , excepto para la mezcla con mayor cantidad de aire ($Re_{aire} = 3632$). Sin embargo, el rango de valores que adquiere el Re_g es varios órdenes de magnitud menor que en el caso con agua, esto es: $Re_{glic}/Re_{agua} \sim 10^{-3}$.

Este efecto se debe a la elevada viscosidad de la fase líquida, principalmente. Nótese que el gradiente de presión alcanza el mismo nivel de valores que en el caso de las mezclas agua-aire, pero con un Re de tan solo $Re_l \sim 10^0 - 10^1$.

También es importante hacer notar el efecto que tiene el flujo de aire en este caso. Con

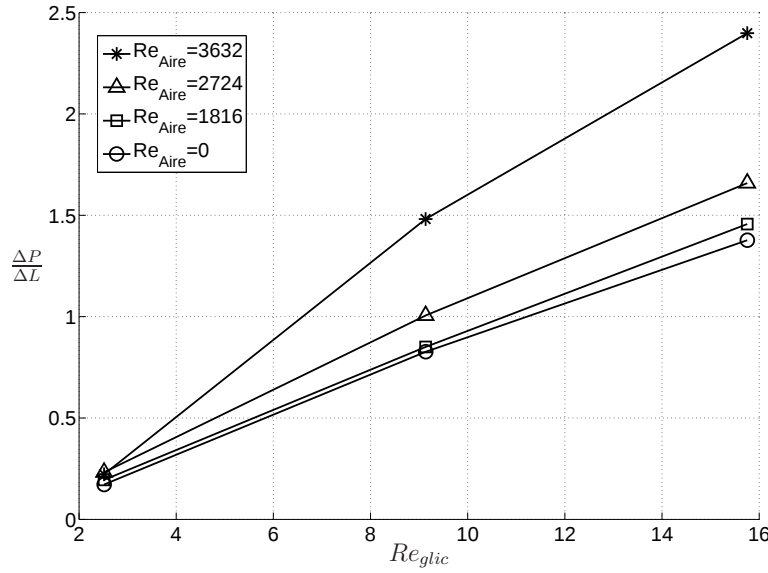


Figura 5.4: Gradiente de presión de la mezcla glicerina-aire contra Re_{glic} .

gastos nulos o muy reducidos de aire el comportamiento se acerca asintóticamente a la curva en la parte inferior de la figura 5.4. Por otro lado, conforme aumenta el flujo de aire, se ve que se incrementa la pérdida de carga (i.e. aumenta el gradiente de presión) y de forma no lineal.

La respuesta no lineal a la que se hace referencia puede apreciarse mejor cuando se grafica el $\Delta P/\Delta L$ como función del Re_{aire} , tal como ilustra la figura 5.5 a continuación.

La curva que corresponde a los Re_{glic} más bajos ($Re_{glic} = 2.51$) es aproximadamente constante. Es evidente que el incremento del flujo de aire prácticamente no produce ningún cambio en la caída de presión para este caso. Mucho más interesantes desde el punto de vista dinámico son las curvas que corresponden a $Re_{glic} = 9.13$ y $Re_{glic} = 15.75$. Estas dos curvas exhiben, con toda claridad, un crecimiento no-lineal del gradiente de presión como función del flujo de aire (representado por Re_{aire}). La tendencia es mucho más notable en el caso de altos Reynolds para la glicerina.

Aunque no se cuenta con datos experimentales que extiendan el intervalo presentado, cabe sospechar que dicho crecimiento no-lineal continúa según se incrementa el gasto de aire. Sin embargo, para confirmar esta hipótesis es necesario llevar a cabo una nueva serie de experimentos con gastos y presiones más elevados.

Finalmente la comparación directa entre ambos casos se presenta en la figura 5.6, y permite

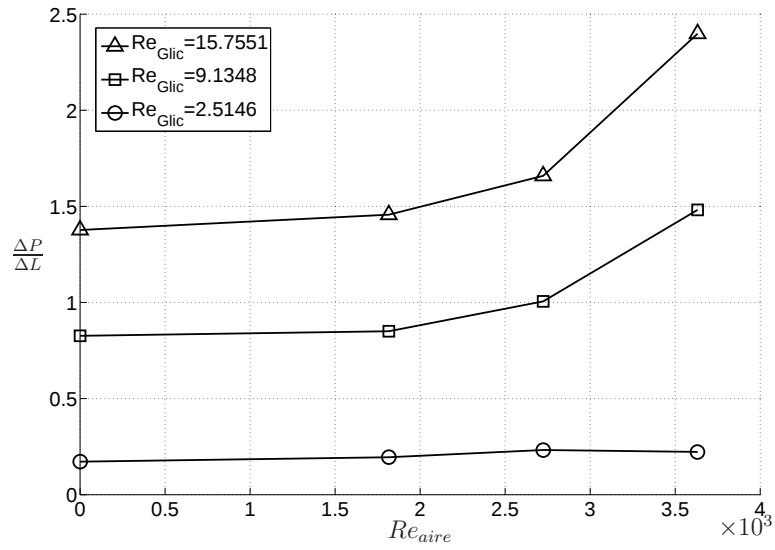


Figura 5.5: Gradiente de presión de la mezcla glicerina-aire contra Re_{aire} .

anticipar el significado que estos comportamientos tienen en la dinámica general del flujo.

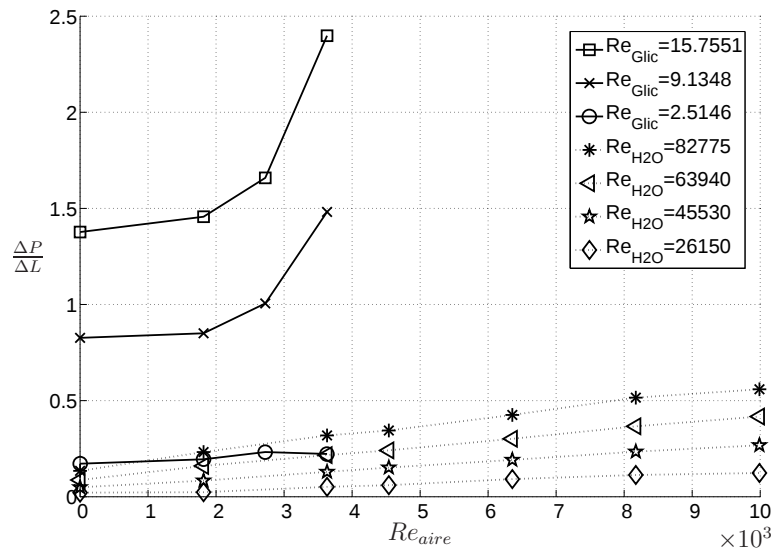


Figura 5.6: Gradiente de presión de ambas mezclas bifásicas contra Re_{aire}

5.3. Análisis espectral

Experimentalmente se halló que es imposible observar el patrón de flujo estratificado con flujos de alta viscosidad, aún si los gastos son muy bajos*. Esto se debe a que, tan pronto comienza a fluir el líquido, éste se acumula localmente e induce una transición inmediata al patrón intermitente†. Dicha acumulación es producto de la enorme fricción producida entre esta fase y la pared interna del tubo.

A causa de esta imposibilidad práctica se ha optado por estudiar la naturaleza de las intermitencias resultantes, en términos de las fluctuaciones de la presión. En este caso, cada uno de los flujos producidos por los gastos de entrada (q_l, q_g) está caracterizado, en última instancia, por una *huella espectral* propia. Dichas huellas se encuentran codificadas en las señales de presión correspondientes. Las figuras 5.7 a 5.9 muestran los espectros para los flujos agua-aire, y glicerina-aire, indicados en la matriz experimental. Las imágenes están acomodadas de acuerdo a dicha matriz (ver tablas 3.1 y 3.2).

Una primera impresión de la figura 5.7 permite saber que el gasto de gas produce un efecto de mayor relevancia en el espectro de frecuencias. Al recorrer de arriba a abajo la figura se observa el efecto que tiene el aumento de q_g . Claramente el incremento de la fracción de gas trae consigo un aumento de la amplitud de los principales armónicos. Éstos se mantienen en general en las frecuencias bajas ($f \leq 0.2$ Hz), aunque progresivamente se van excitando otros modos de mayor frecuencia (veáanse los picos que surgen en el intervalo $(0.1 \leq f \leq 0.5)$ Hz al recorrer la primera columna).

Por otra parte, el efecto del gasto de agua queda mejor ilustrado al recorrer de izquierda a derecha la figura. Se hace notar que la fase líquida tiende a producir una excitación cada vez mayor de los modos superiores (el espectro resulta más denso en las frecuencias mayores). En el primer renglón se puede ver este efecto (como un pico central que se desplaza hacia la derecha), mientras que en los renglones subsiguientes se observa la extensión espectral asociada.

El recorrido diagonal, por supuesto, muestra el efecto combinado. La intermitencia estaría caracterizada en este caso por la aparición de modos de amplitud considerable en un intervalo

*Obviamente otros patrones similares, como el anular o el disperso, son igualmente improbables. Esto es probablemente debido al método de inyección.

†Es importante recalcar que el patrón estratificado y las transiciones se pueden obtener experimentalmente únicamente en condiciones muy especiales. Por ejemplo, estando la tubería casi vacía (i.e. con $H_l \ll 1$) y fluyendo con gastos extremadamente bajos de la fase líquida (i.e. $q_l/q_g \ll 1$).

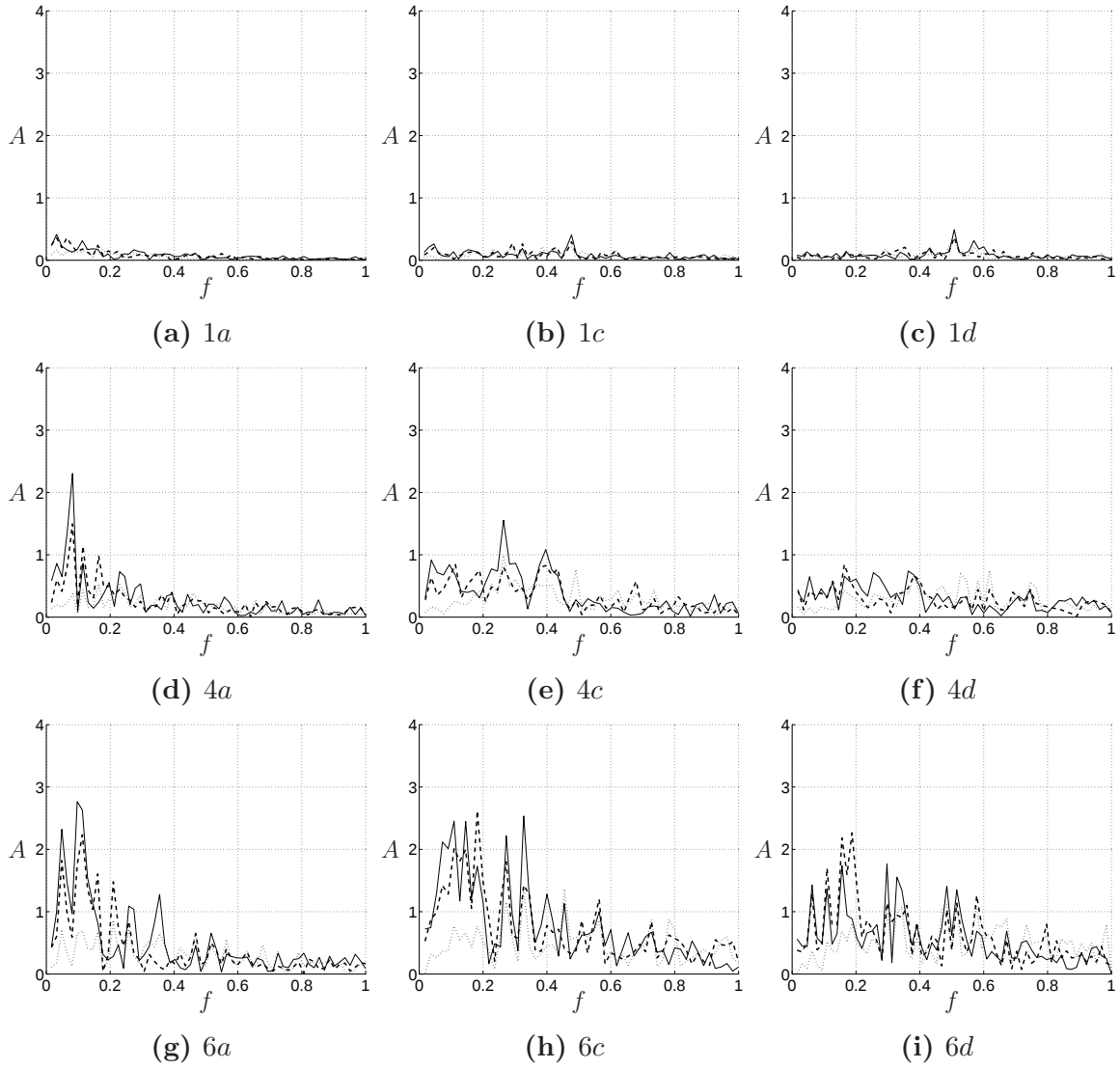


Figura 5.7: Espectros unilaterales para mezclas agua-aire. Los datos son mostrados sin ningún tipo de filtrado y/o tratamiento estadístico. A en kPa, f en Hz.

cada vez mayor de frecuencias. Los modos principales están distribuidos en el intervalo $(0 < f \leq 1)$ Hz.

La figura 5.8 muestra los espectros promedio para la mezcla agua-aire. Cuantitativamente hablando los detalles más importantes coinciden con los de la figura anterior. Esto permite concluir que basta una sola medición para determinar el tipo de intermitencia que se tiene.

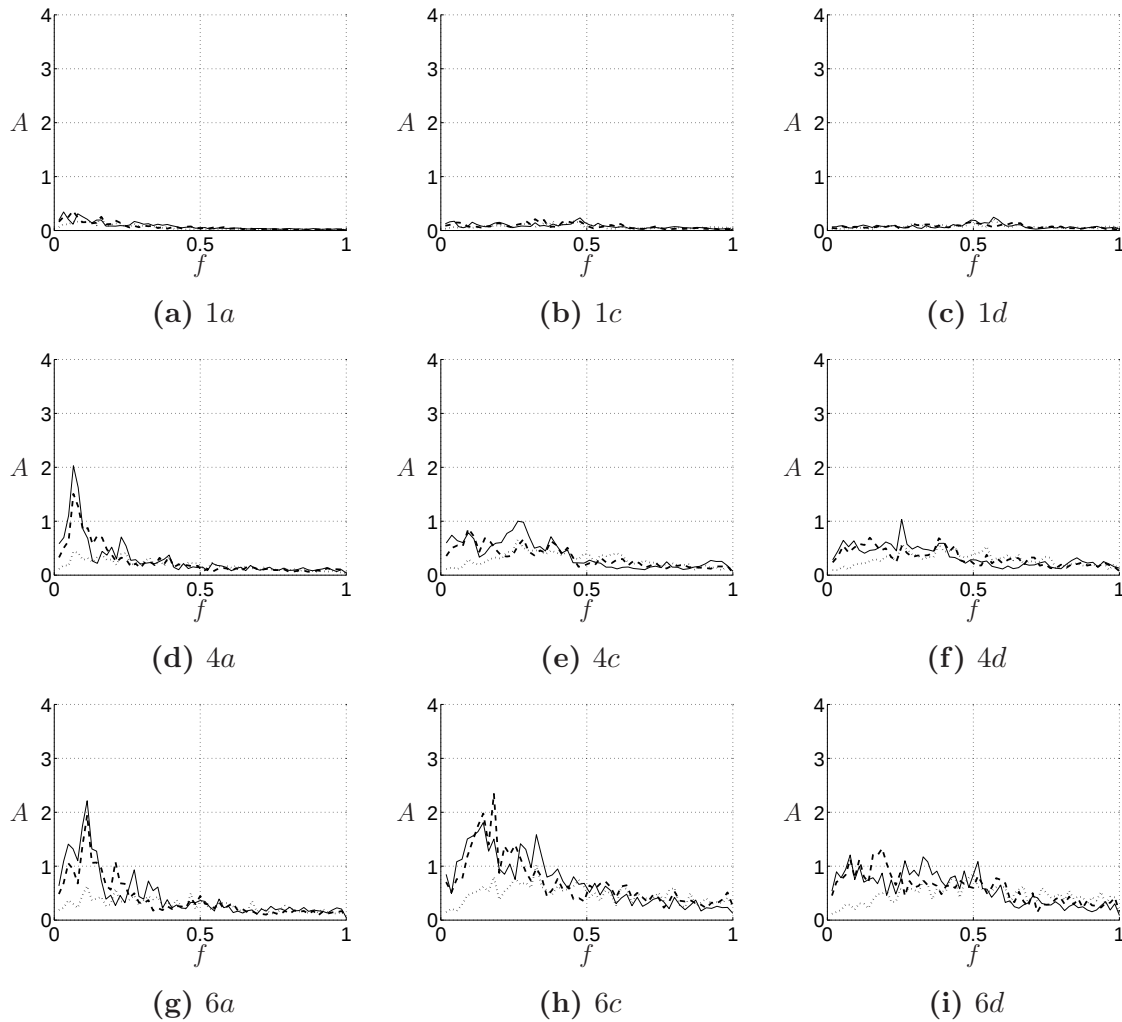


Figura 5.8: Espectros unilaterales promedio para mezclas agua-aire. En este caso los datos han sido parcialmente filtrados y se han calculado los promedios. Se hace notar que la curva de presión es esencialmente la misma que las mostradas antes en la figura 5.7. Esto confirma que una sola medición bastaría para determinar las características de la intermitencia en cuestión. A en kPa, f en Hz.

El análisis para el caso de una mezcla glicerina-aire es similar al anterior (figura 5.9).

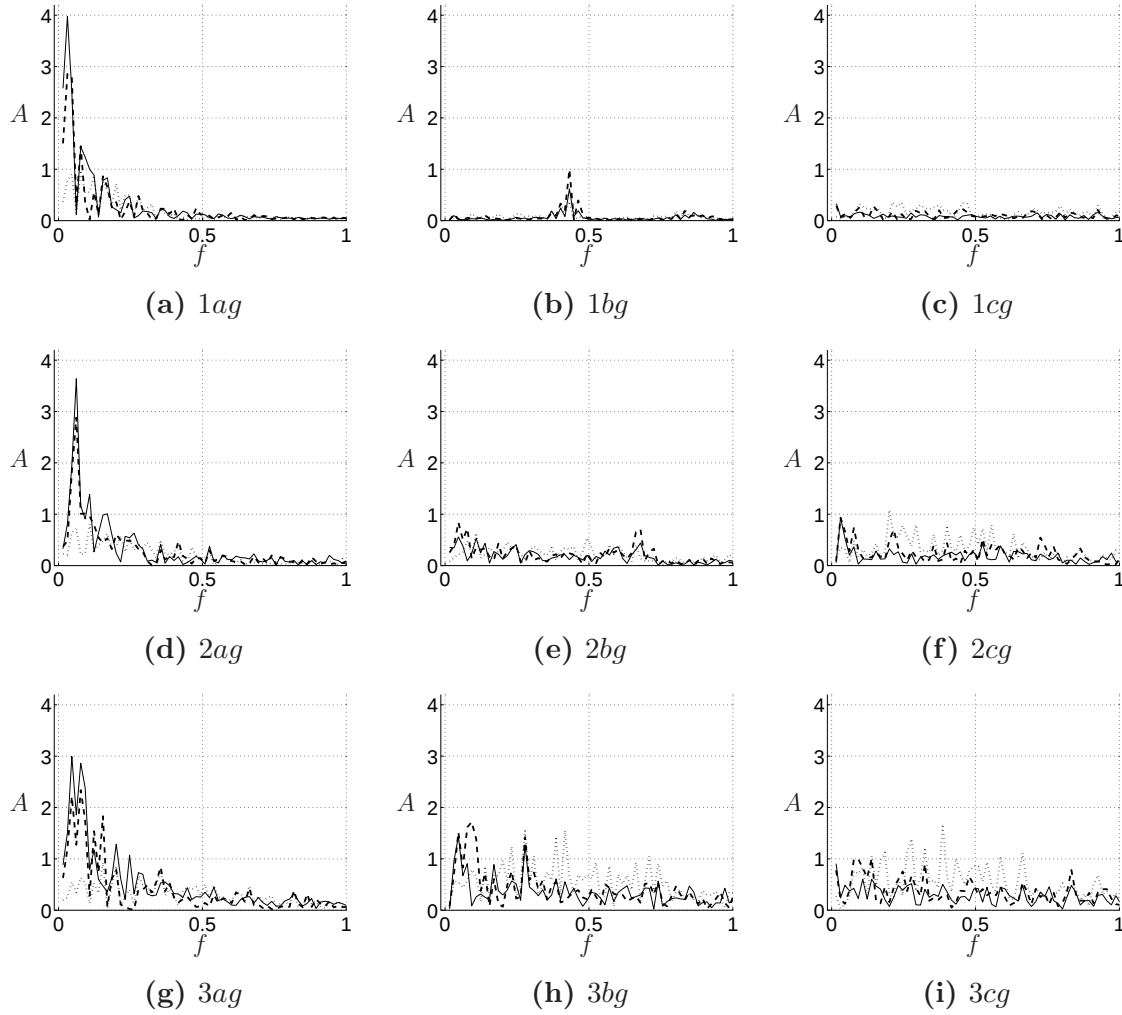


Figura 5.9: Espectros de frecuencia unilaterales para mezclas glicerina-aire. Cada imagen corresponde a un evento de la matriz de experimentos. A en kPa, f en Hz.

En este caso se destacan los contrastes principales. En primer lugar, las amplitudes son mayores en términos generales en los procesos dominados por el flujo de líquido. Asimismo, los modos de baja frecuencia son los que se excitan mayormente. Esto es cierto aún en el caso en el que se incrementa el flujo volumétrico de gas q_g . Por otra parte las amplitudes para los procesos dominados por el flujo de gas tienden a ser mayores que en el caso de flujos con fases menos viscosas (p. ej. agua-aire).

En relación con el arrastre de la fase gaseosa sobre la fase líquida, cabe remarcar que el efecto correspondiente es irrelevante en la mayoría de las condiciones de flujo. Únicamente

cuando la sección transversal está casi llena (es decir cuando $H_l \simeq 1$), o cuando el flujo de gas es muy elevado, es posible que las perturbaciones de la interfase alcancen la importancia suficiente para formar parte del mecanismo de transición.

5.4. Análisis de los armónicos principales

Mediante el uso de la TDF se analizan los tres armónicos principales de cada espectro. Las amplitudes han sido normalizadas en términos de la presión promedio del evento, es decir, $p/\bar{p}$. Esta normalización es relevante para el análisis del sistema de transporte, porque indica la magnitud de los esfuerzos cíclicos respecto del esfuerzo promedio al que se ve sometido. Los datos reportados representan el promedio estadístico de los cinco eventos medidos en el transductor No. 1.

Siguiendo el orden establecido previamente primero se presenta la discusión de los eventos con agua y después los de glicerina. En la figura 5.10 se ve que los tres primeros armónicos representan fidedignamente las tendencias comentadas anteriormente en relación con las figuras 5.7 y 5.8 para la mezcla agua-aire. Nótese que la congregación de armónicos alrededor de una frecuencia particular en los eventos 1a, 4a y 6a (Figs. 5.10(a), (d) y (g)) indica que la mayor parte de la energía es transportada por componentes excitadas en el intervalo $0.1 \leq f \leq 0.13$ Hz.

Por su parte las seis subfiguras que quedan a la derecha (i.e. Figs. 5.10(b), (c), (e), (f), (h) y (i)) presentan huellas con distribuciones de frecuencias más amplias. También se aprecia una disminución considerable en las amplitudes relativas. Esto significa que los efectos de sobrepresión asociados a las componentes es relativamente menor. En particular los casos 1d y 1c muestran componentes de muy baja amplitud relativa.

En cuanto a la mezcla glicerina-aire cabe resaltar que las amplitudes son muy significativas fundamentalmente cuando q_l es muy baja. Conforme el flujo de líquido se incrementa las amplitudes se hacen despreciables en comparación con la presión promedio. Guardando las proporciones, este efecto es análogo al observado con mezclas agua-aire.

El presente análisis permite establecer la importancia relativa de las fluctuaciones en la presión total registrada en el conducto. Indudablemente dicha información es preponderante para delinear políticas de diseño y de operación de los sistemas de transporte en campo.

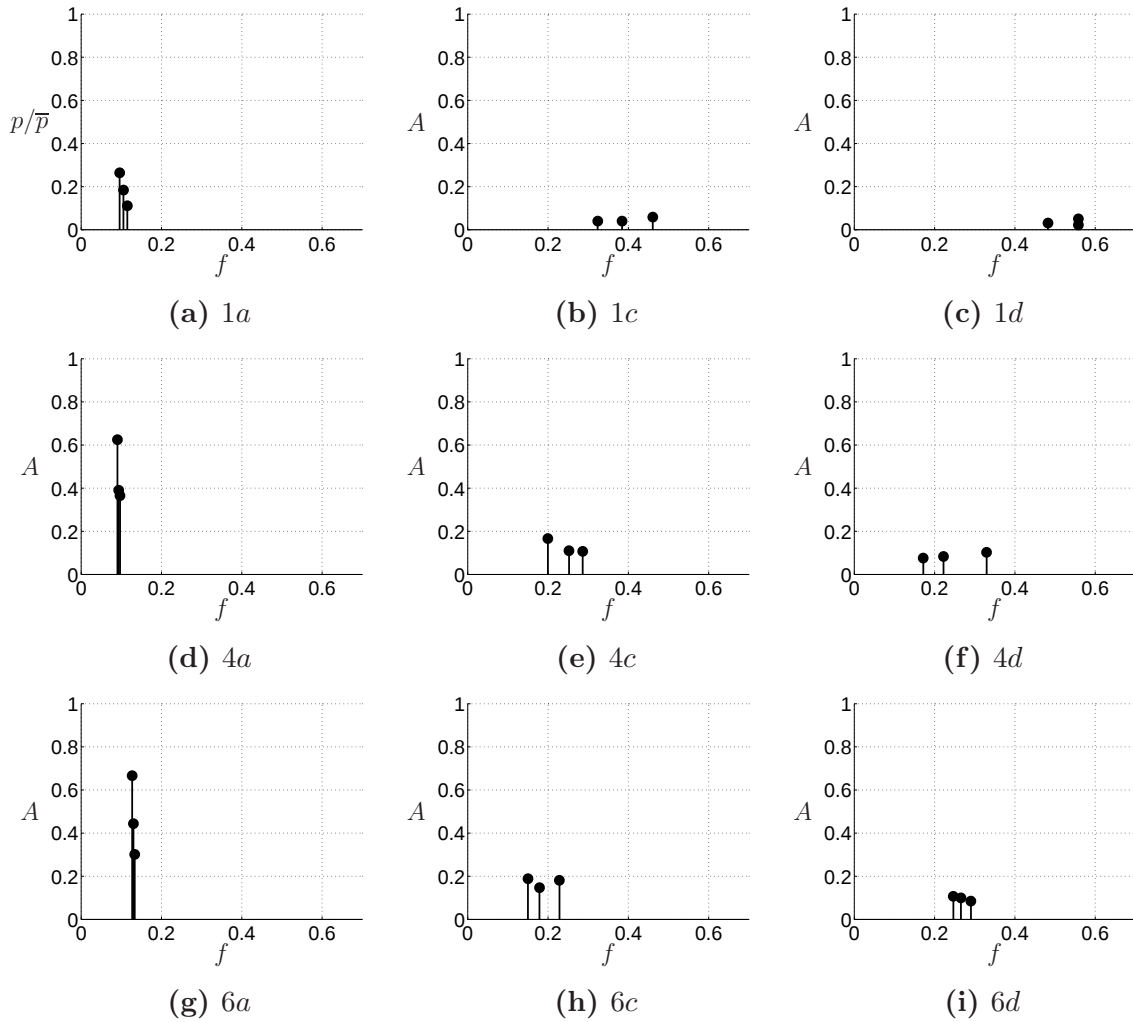


Figura 5.10: Armónicos principales normalizados con el promedio correspondientes a las mezclas agua-aire. Las amplitudes representan el promedio de los eventos para el transductor de presión No. 1. A en kPa, f en Hz.

5.5. Características estructurales del flujo

Se discuten ahora las características morfológicas del flujo mediante una comparativa entre ambos casos, es decir, el de mezclas agua-aire y el de mezclas glicerina-aire. Para precisar una referencia común se han graficado los datos de las tablas 4.1 a 4.8) en función del Re_{aire} .

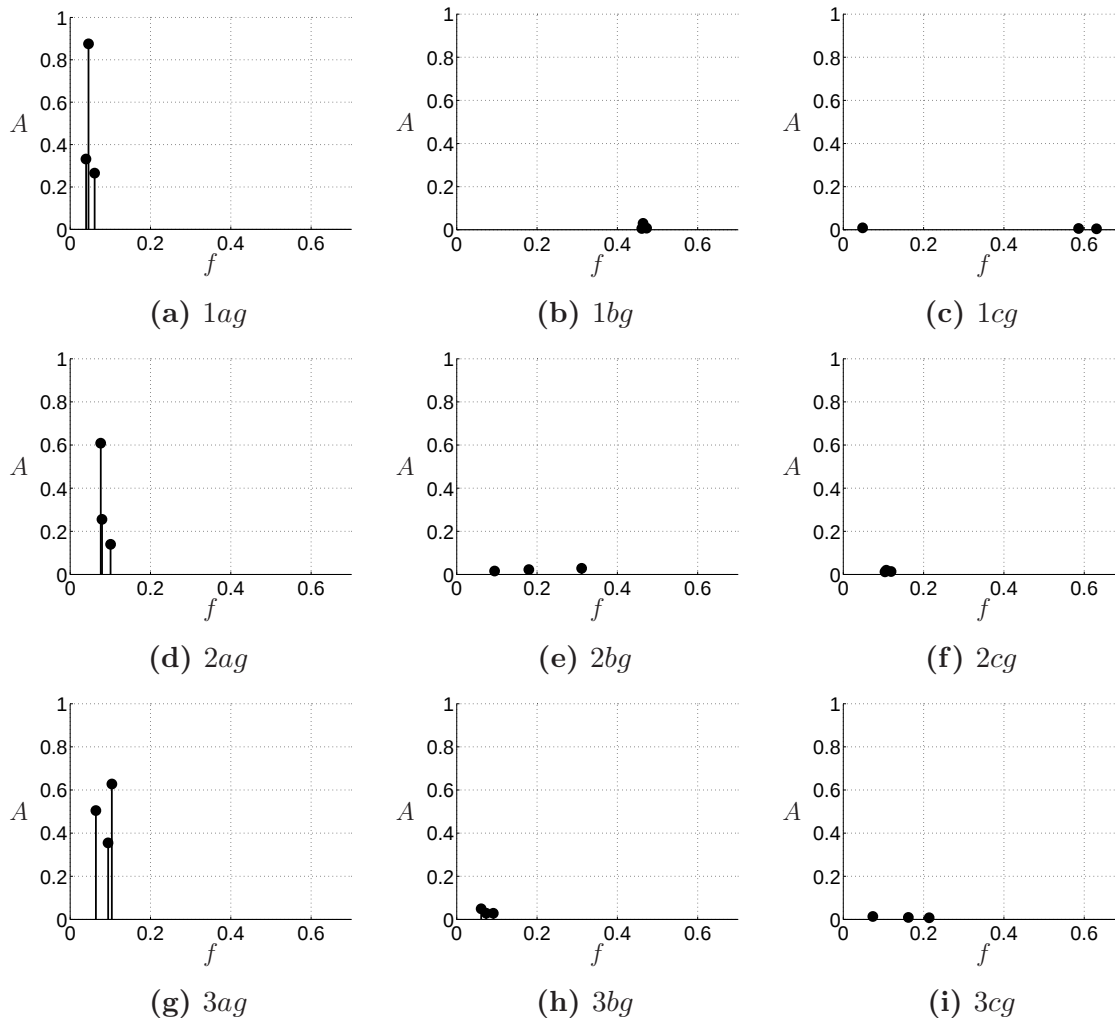


Figura 5.11: Armónicos principales normalizados con el promedio correspondientes a mezclas glicerina-aire. Las amplitudes representan el promedio de los eventos para el transductor de presión No. 1. A en kPa, f en Hz.

5.5.1. Colgamiento

El colgamiento es la única característica del flujo que no se obtuvo mediante la TDF. Como se observa de la figura 5.12 la fracción volumétrica de líquido es inversamente proporcional a Re_{aire} , que a su vez depende únicamente del gasto de gas q_g . Este comportamiento es más acusado en el caso de la glicerina. Esto se puede explicar por la tendencia de dicho líquido a ocluir la sección transversal de la tubería, efecto en el cual influye no solo la viscosidad, sino la tensión superficial. Dado que su viscosidad es elevada, una vez que se conforma un tapón, se alcanza un nuevo estado de equilibrio,

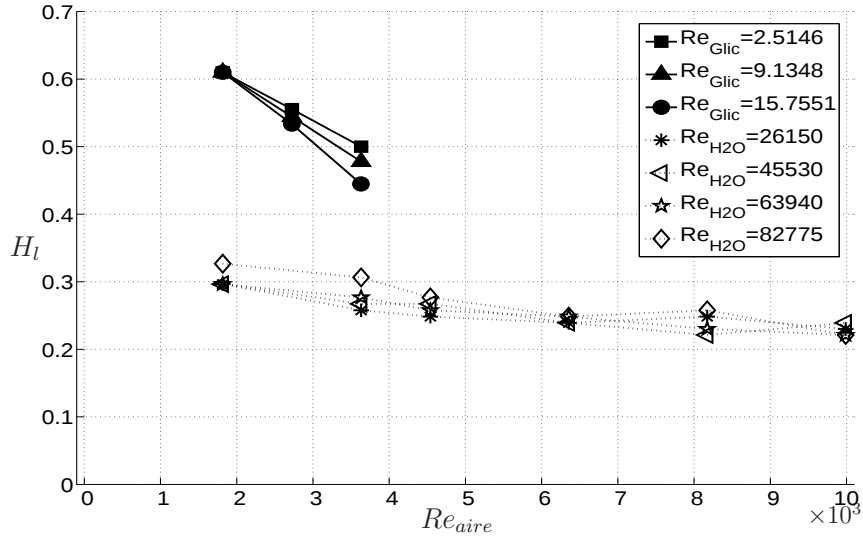


Figura 5.12: Colgamientos para los casos indicados en las tablas 4.1 y 4.2.

5.5.2. Frecuencias

Las frecuencias consideradas son las que corresponden a los armónicos de mayor amplitud. Esto responde al hecho de que son precisamente éstas componentes las que incrementan en mayor medida la presión en el conducto. Evidentemente hay que tener precaución con este tipo de supuestos, porque el conjunto de componentes de menor amplitud aún puede sumar una contribución importante para la sobre-presión en un momento dado. Es pertinente señalar que el estudio de las fases (de los componentes armónicos) correspondientes queda fuera del alcance de esta tesis.

De acuerdo con la figura 5.13 la frecuencia de los tapones en la mezcla agua-aire tiende a disminuir con el incremento del gasto de gas. Por otra parte, en el caso de la glicerina ocurre lo contrario. Aparentemente existe una no-linealidad en la respuesta en frecuencia de los tapones de glicerina conforme aumenta el Re_{aire} . Esto se debe probablemente a la acusada diferencia en la magnitud de las viscosidades de las fases líquidas, pues al ser varios órdenes mayor en la glicerina la disipación debida a las fuerzas viscosas comienza a ser evidente. Por su parte el incremento en la frecuencia de los tapones es atribuible a que la sección se llena más fácilmente con glicerina por la alta pérdida de carga que tiene, de modo que aun con el gasto mínimo de este líquido se obstruye el paso al gas, provocando la aparición de un tapón. Cabe agregar que si bien son más frecuentes, los tapones son también cortos en comparación con los de agua, como se verá más adelante.

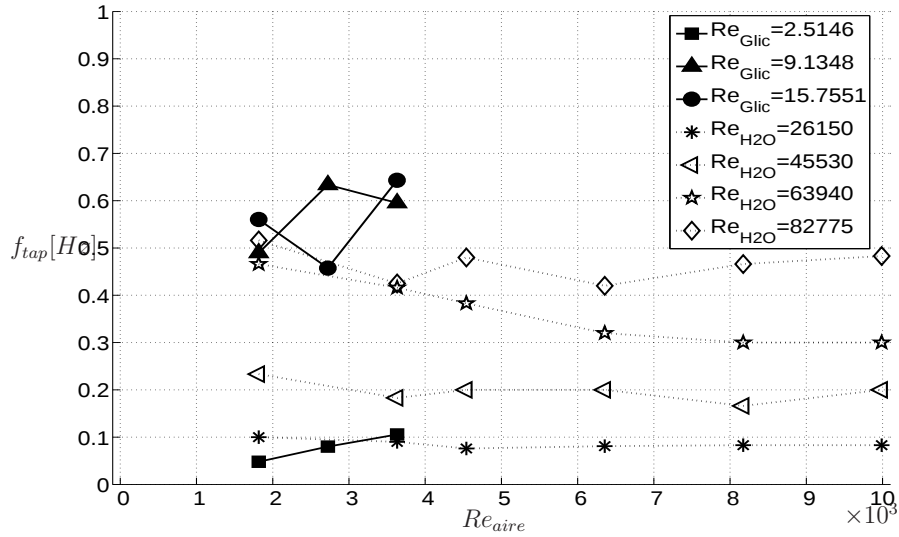


Figura 5.13: Frecuencia de los tapones en función de q_l para los casos de las tablas 4.3 y 4.4.

5.5.3. Velocidades

En la gráfica de la figura 5.14 se muestran las velocidades de los bloques de líquido (tapones) para ambas mezclas, como función del Re_{aire} . Se observa que incluso para bajos gastos de glicerina, la velocidad de los tapones es semejante a la que se producen con mezclas agua-aire. En el caso particular del agua se ve un comportamiento creciente con Re_{aire} , excepto para los casos con mayor Re_{H_2O} , mientras que para $Re_{aire} < 4,000$ el comportamiento es decreciente. En el caso de la glicerina, por otra parte, la velocidad de los tapones tiene un sobresalto en el evento 2bg que contradice cualquier tendencia sugerida por las secuencias de los demás eventos. Esto no implica que el evento sea descartable por erróneo. El incremento observado tanto en la frecuencia como en la velocidad de los tapones para este evento se compensa con una reducción en la longitud de los mismos, pconservando el flujo volumétrico.

5.5.4. Longitudes

Del análisis de la longitud de los tapones sugiere un efecto análogo al que se ve con la velocidad. La diferencia es que para la mezcla de glicerina los tapones se mantienen cortos (por debajo de los 2 m). Esto equilibra las elevadas frecuencias antes descritas, balanceando el flujo volumétrico.

En la mezcla menos viscosa se detecta una no-linealidad que esta vez incluye todo el rango

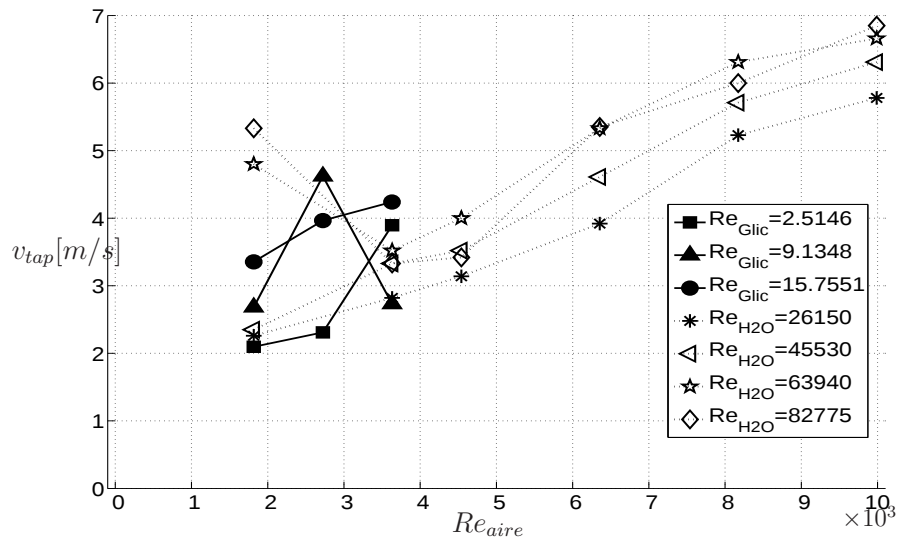


Figura 5.14: Velocidades de los tapones como función de q_l para los casos de las tablas 4.5 y 4.6.

de gastos de líquido aunque en general para Re_{aire} mayor a 4000 se torna creciente de nuevo. Esto puede ser una señal de la relevancia del régimen de flujo estimado, que sería turbulento para ese valor de Re , aunque esta sea solo una suposición, pues el valor real de la velocidad de las fases se desconoce.

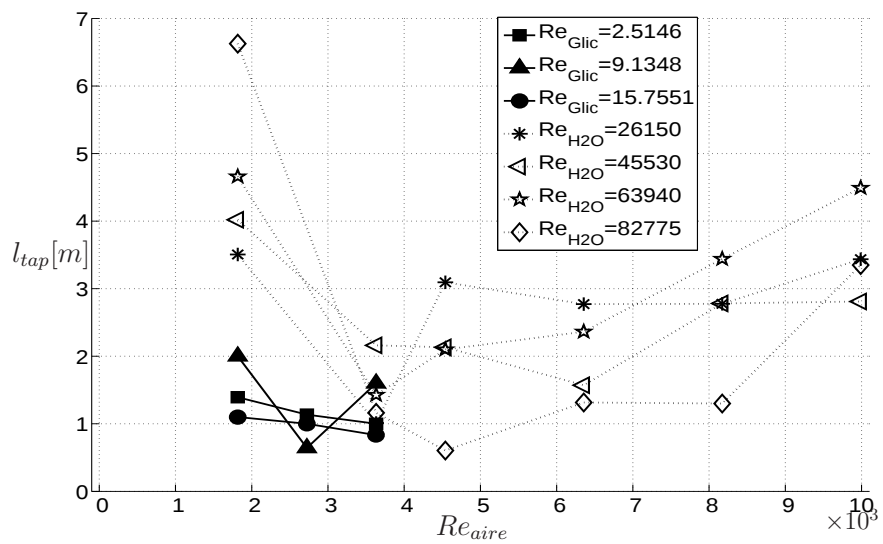


Figura 5.15: Longitud de los tapones para ambas mezclas en función de Re_{aire} para los casos de las tablas 4.7 y 4.8.

Capítulo 6

Conclusiones

6.1. Resumen de actividades en el LFM

La investigación realizada se llevó a cabo a lo largo de las siguientes dos vertientes:

1. Investigación experimental.
2. Implementación metodológica de la TDF para el análisis de datos.

La parte experimental del trabajo requirió el diseño y construcción de un sistema experimental apropiado para el estudio de la dinámica de flujos bifásicos gas-líquido. Para este fin, tuvo que adecuarse la tubería de la sección de pruebas del Laboratorio de Flujos Multifásicos (LFM) del Instituto de Ingeniería de la UNAM. La instrumentación y el sistema de adquisición de datos fueron recalibrados y las fuentes de alimentación eléctrica tuvieron que ser sustituidas.

Se condujeron series de experimentos dentro de los intervalos definidos en el programa experimental. El conjunto de datos se analizó estadísticamente para determinar las incertidumbres experimentales asociadas a las mediciones. En total se realizaron 33 experimentos, con 5 series por cada uno de ellos. Este análisis sugiere que las incertidumbres asociadas al flujo de mezclas bifásicas pueden llegar a ser elevadas, independientemente de que las incertidumbres de los flujos de entrada sean pequeñas. La razón principal por la que esto ocurre es que la distribución de las fases cambia con el tiempo, y es distinta en puntos diferentes de la tubería.

Se desarrolló una metodología basada en la Transformada Discreta de Fourier (TDF) para procesar las señales de presión obtenidas de los transductores. De esta forma se pudieron asociar rasgos característicos de la dinámica de flujo con frecuencias particulares. Mediante videograbaciones del flujo también se midió el colgamiento local correspondiente a cada experimento. Con base en esta información se establecieron las características morfológicas del flujo, es decir, el patrón de flujo y las longitudes. Las velocidades correspondientes también fueron estimadas y reportadas.

6.2. Observaciones principales

Los flujos horizontales de mezclas bifásicas que involucran líquidos de alta viscosidad ($\mu \geq 1.0 \text{ Pa}\cdot\text{s}$) y aire están caracterizados exclusivamente por patrones intermitentes. El mecanismo que induce la intermitencia es de tipo dinámico. Esto se debe a que no hay puntos singulares a lo largo del conducto en los que se puedan inducir inestabilidades (como en el caso del taponamiento severo). Es importante recalcar que la transición desde el patrón segregado se produce inmediatamente, incluso con gastos mínimos de líquido (y/o de gas).

El mecanismo involucrado en la transición obedece, esencialmente, a un proceso de acumulación local en la zona de inyección causado por la elevada fricción con las paredes del conducto. El aire introducido, por otro lado, es incapaz de expandirse y arrastrar con suficiencia al líquido que se acumula. Al ocurrir el bloqueo de la sección transversal, el aire se comprime y forma burbujas que se propagan por la parte superior.

En lo relativo a las presiones es preciso señalar la fuerte discrepancia en el comportamiento de los gradientes de presión causado por ambos tipos de mezclas. Mientras que los gradientes con mezclas de baja viscosidad son los esperados (satisfacen una relación aproximadamente lineal para los gastos involucrados), en el caso de las mezclas de alta viscosidad presentan una marcada no-linealidad. Los resultados experimentales parecen sugerir que dicho efecto es directamente proporcional al flujo volumétrico de la fase de alta viscosidad.

También se encontró una no-linealidad en el comportamiento de la velocidad y la longitud de los tapones. Ésta puede estar asociada al cambio de régimen de flujo del gas aunque este se calculó basándose en la velocidad superficial, no en la real. Por su parte, el colgamiento y la frecuencia aparentemente no guardan relación con el régimen de flujo (basado en Re_{aire}), pues su comportamiento es directamente proporcional al número de Reynolds.

Se observó que la intermitencia dinámica del flujo en cada caso está caracterizada por

una huella espectral única. La amplitud y distribución de frecuencias de las componentes permiten identificar efectos particulares promovidos por el flujo. Se notó adicionalmente que la periodicidad del flujo es más notoria con la mezcla de glicerina. En otras palabras, las viscosidades elevadas tienden a regularizar, hasta cierto punto, las fluctuaciones de la presión.

Asimismo se observó que la amplitud de las pulsaciones de la presión, comparadas con la presión promedio, son significativamente menos elevadas en el caso de las mezclas con fluidos de alta viscosidad. En particular, las fluctuaciones son de mayor amplitud cuando el flujo de gas es mínimo.

6.3. Contribuciones

El análisis espectral de las señales de presión permitió conocer los detalles dinámicos de los diferentes tipos de intermitencia. Por ejemplo, la influencia de tapones cortos en la presión producida, o la frecuencia de pulsación inducida en el sistema. La utilidad de la TDF para extraer información del patrón de flujo intermitente quedó establecida. Se obtuvo la frecuencia y velocidad de los tapones así como su contribución dinámica a la presión. Con esto se sienta un precedente con el uso de este método para el análisis sistemático de las características fundamentales del patrón del flujo intermitente.

Se produjo información experimental relevante para flujos de mezclas con fases de alta viscosidad. Esta información permite replantear la presentación de los mapas de flujo, pues como indican Matsubara & Naito (2011) y Zhao et al. (2013) la viscosidad afecta fuertemente la configuración de los mapas y de las características estructurales del flujo. Este hecho ha sido plenamente confirmado con los experimentos aquí discutidos.

Los datos presentados son válidos en intervalos experimentales de amplitud considerable. Esto incluye un sistema de transporte horizontal con una relación longitud-diámetro $L/d \sim 10^2$. Gracias a esto el flujo estudiado alcanzó un grado de desarrollo que es difícil lograr en instalaciones más pequeñas.

La metodología de medición implementada ha sido muy poco utilizada, según indican los estudios previamente realizados Shaban & Tavoularis (2014). El análisis de la evolución temporal de la presión (sección 5.1) contribuye a esclarecer la relación causa-efecto entre el desplazamiento de los tapones de líquido y las fluctuaciones en la presión.

6.4. Recomendaciones y trabajo futuro

Se recomienda ampliar los tiempos de medición experimentales (cinco minutos al menos) para obtener un sólo espectro de frecuencias. Esto permitirá identificar mejor los armónicos dominantes, e incrementará la resolución del espectro a bajas frecuencias.

La glicerina puede ser reemplazada por un fluido de trabajo de menor capacidad higroscópica (absorbente de humedad). En este caso, la glucosa puede ser un buen candidato por las siguientes razones:

- Tiene viscosidades mayores
- Se puede graduar la viscosidad mediante una dilución con agua
- Es menos sensible a absorber humedad del ambiente
- Es compatible con las políticas de manejo de sustancias en el laboratorio
- No requiere protocolos especializados para su manejo
- Es económica
- Su degradación es tardía

Otras opciones son las diluciones acuosas de agentes espesantes típicamente usados en la industria alimenticia. Aunque todos exhiben un comportamiento adelgazante ante altas tasas de corte, estudios recientes demuestran que la región de comportamiento Newtoniano es considerable utilizando ciertos polisacáridos (Khounvilay & Sittikijyothin (2012)).

Se deben crear nuevos mapas para los patrones de flujo con mezclas de alta viscosidad. Los mapas deben ser reformulados en términos de los gastos de entrada. Se propone también que éstos sean organizados por capas superpuestas para resaltar las diferentes características del flujo. Tal representación permitiría leer simultáneamente las propiedades estructurales (i.e. velocidad, longitud, etc.) y la amplitud de las sobre-presiones, por ejemplo.

Resumidas de esta manera, el diseño de las estrategias de la operación del sistema se facilitarían enormemente. Las decisiones sobre el diseño de los conductos también se facilitarían.

Por último cabe señalar la importancia de realizar investigaciones sobre la influencia de la tensión superficial entre las fases. Este es un requisito importante porque sus efectos pueden ser determinantes para la estabilidad del flujo a largo plazo. Dichos efectos han sido poco

investigados en el pasado (Barnea et al. (1983)). Con la tecnología actual es posible obtener información más precisa que permita llegar a conclusiones firmes sobre su influencia en flujos con fases de alta viscosidad.

Apéndice A

La Transformada Discreta de Fourier (TDF)

La TDF es una herramienta matemática mediante la cual se pueden analizar series discretas de datos en el tiempo. Así pueden ser reinterpretadas como una suma de varias señales periódicas. Esto es, una simple suma de funciones senoidales de distintas amplitudes y frecuencias.

La Transformada de Fourier es una transformada integral que mapea del dominio del tiempo al dominio de la frecuencia. Explícitamente* esto es:

$$X(F) = \int_{-\infty}^{\infty} x(t) e^{-j2\pi Ft} dt \quad (\text{A.1})$$

Si en lugar de tener tiempo continuo trabajamos con series discretas de datos, podemos usar su análogo:

$$X(k) = \sum_{n=0}^{N-1} x(n) e^{-j2\pi kn/N} \quad k = 0, 1, 2, \dots, N-1 \quad (\text{A.2})$$

Donde $x(n)$ es una secuencia de datos, cuya longitud es N . La secuencia original puede ser recuperada mediante la Transformada Inversa Discreta de Fourier (TIDF):

$$x(n) = \frac{1}{N} \sum_{k=0}^{N-1} X(k) e^{j2\pi kn/N} \quad n = 0, 1, 2, \dots, N-1 \quad (\text{A.3})$$

*Para una revisión rigurosa de la TF se recomienda Proakis & Manolakis (2014).

Puesto que la señal de los instrumentos es discreta, la TDF es un método ideal para este procesamiento. Además, la TDF ha sido optimizada para su uso computacional en algunos programas de uso comercial como MATLAB. Concretamente, este método se usó para identificar las partes armónicas (periódicas) más representativas de la señal de presión. A continuación se detalla la implementación de la TDF.

Supóngase que la señal discreta analizada tiene una periodicidad clara, esto es que cada cierto número de muestras se repite exactamente el mismo valor. Un buen ejemplo de esto es la función $S = \sin(2\pi t)$ muestreada diez veces cada segundo. Por lo tanto cada 10 muestras se repetirá el valor, pues corresponde al periodo de la función. La señal S se muestra en la figura A.1(a) a continuación.

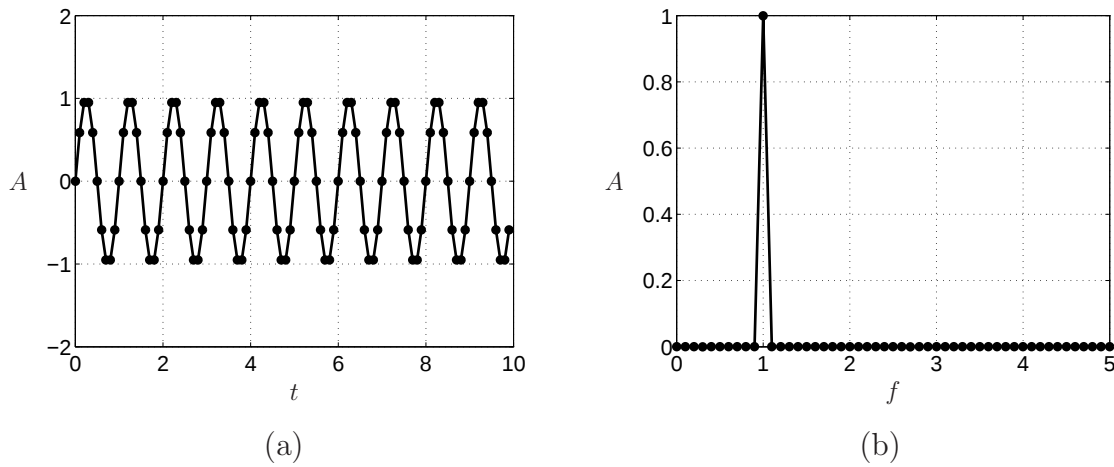


Figura A.1: (a) Representación de la función $\sin(2\pi t)$ en el dominio del tiempo (la tasa de muestreo es de 10 Hz). (b) Función en el dominio de la frecuencia. Dado que la función tiene una sola componente cuya frecuencia es $\omega = 2\pi$ rad/s, la figura de la derecha muestra un solo armónico en la misma frecuencia.

Ahora, aplicando la TDF a la señal S se obtiene su espectro de frecuencias (figura A.1 (b)). Naturalmente la única componente distinta de cero corresponde a la frecuencia de 2π rad/s.

El caso de las señales de presión es ligeramente más complejo, pues al no tener una periodicidad definida el espectro de frecuencias tiende a ser mucho más “continuo”. A pesar de ello es posible identificar una distribución alrededor de las componentes más significativas. Entonces se puede asumir que existe una componente representativa en el centro de estas distribuciones (o picos) con mayor amplitud. Lo antes dicho se aclara en la figura A.2.

En el evento 1a figura A.2 (a) se tienen excitaciones de la presión aproximadamente cada 4 s. Esto da una frecuencia cercana a 0.25 Hz. A diferencia de una función senoidal, los

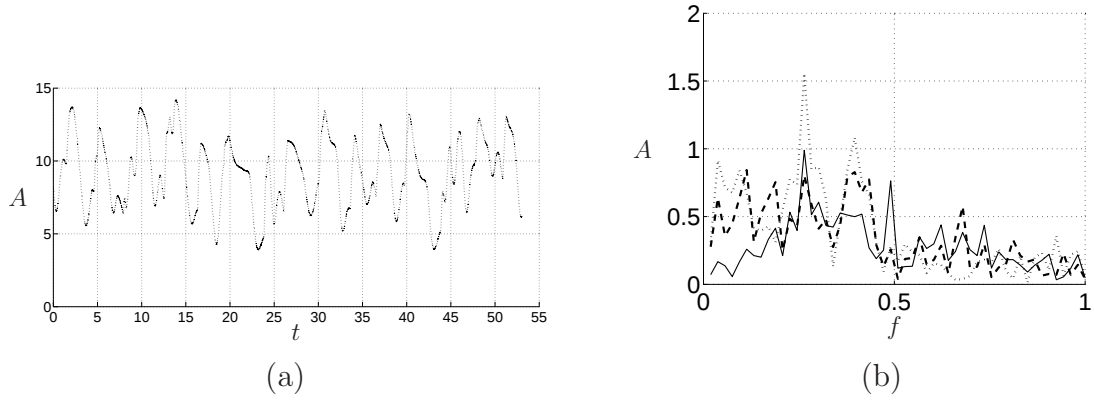


Figura A.2: (a) Señal de presión del evento 1a. (b) Espectro de frecuencias correspondiente.

valores de esta señal no fluctúan en torno a cero, sino que lo hacen alrededor de un valor mayor. Esto se verá reflejado en el primer término de la TDF denominado la “componente de directa”, que es el promedio aritmético. El espectro de esta señal de presión se encuentra en la subfigura A.2 (b), donde se presenta una gran concentración de componentes con un máximo local muy cercano a 0.25 Hz.

Referencias

- Al-Roomi, Y., George, R., Elgibaly, A. & Elkamel, A. (2004), ‘Use of a novel surfactant for improving the transportability/transportation of heavy/viscous crude oils’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **42**(2), 235–243.
- Al-Safran, E. (2003), ‘An experimental and theoretical investigation of slug flow characteristics in the valley of a hilly terrain pipeline’, *PhDdissertation, The University of Tulsa, Tulsa, Oklahoma* .
- Al-Safran, E., Gokcal, B., Sarica, C. et al. (2011), High viscosity liquid effect on two-phase slug length in horizontal pipes, *in* ‘15th International Conference on Multiphase Production Technology’, BHR Group.
- Andritsos, N., Williams, L. & Hanratty, T. (1989), ‘Effect of liquid viscosity on the stratified-slug transition in horizontal pipe flow’, *International Journal of Multiphase Flow* **15**(6), 877–892.
- Ashrafizadeh, S. & Kamran, M. (2010), ‘Emulsification of heavy crude oil in water for pipeline transportation’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **71**(3), 205–211.
- Barnea, D., Luninski, Y. & Taitel, Y. (1983), ‘Flow pattern in horizontal and vertical two phase flow in small diameter pipes’, *The Canadian Journal of Chemical Engineering* **61**(5), 617–620.
- Beggs, D. H., Brill, J. P. et al. (1973), ‘A study of two-phase flow in inclined pipes’, *Journal of Petroleum technology* **25**(05), 607–617.
- Bendiksen, K. H., Maines, D., Moe, R., Nuland, S. et al. (1991), ‘The dynamic two-fluid model olga: Theory and application’, *SPE production engineering* **6**(02), 171–180.
- Brill, J. P. & Mukherjee, H. K. (1999), *Multiphase flow in wells*, Vol. 17, Society of Petroleum Engineers.

- Chhabra, R., Richardson, J., Farooqi, S. & Wardle, A. (1983), 'Co-current flow of air and shear thinning suspensions in pipes of large diameter', *Chemical Engineering Research and Design* **61**, 56–61.
- Colmenares, J., Ortega, P., Padrino, J., Trallero, J. et al. (2001), Slug flow model for the prediction of pressure drop for high viscosity oils in a horizontal pipeline, in 'SPE International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium', Society of Petroleum Engineers.
- Ghannam, M. T., Hasan, S. W., Abu-Jdayil, B. & Esmail, N. (2012), 'Rheological properties of heavy & light crude oil mixtures for improving flowability', *Journal of Petroleum Science and Engineering* **81**, 122–128.
- Gregory, G. & Scott, D. (1969), 'Correlation of liquid slug velocity and frequency in horizontal cocurrent gas-liquid slug flow', *AIChE Journal* **15**(6), 933–935.
- He, L., Guo, L. & Chen, X. (2003), 'Measurement of slug velocity and length in horizontal pipeline by means of differential pressure fluctuation analysis', *JOURNAL OF CHEMICAL INDUSTRY AND ENGINEERING-CHINA*- **54**(2), 192–198.
- Hestroni, G. (1982), 'Handbook of multiphase systems'.
- Heywood, N. & Richardson, J. (1978), Head loss reduction by gas injection for highly shear-thinning suspensions in horizontal pipe flow, in 'Proc. of Hydrotransport', Vol. 5.
- Khounvilay, K. & Sittikijyothin, W. (2012), 'Rheological behaviour of tamarind seed gum in aqueous solutions', *Food Hydrocolloids* **26**(2), 334–338.
- Kline, S. J. & McClintock, F. (1953), 'Describing uncertainties in single-sample experiments', *Mechanical engineering* **75**(1), 3–8.
- Kora, C., Sarica, C., Zhang, H.-q., Al-Sarkhi, A., Al-Safran, E. et al. (2011), Effects of high oil viscosity on slug liquid holdup in horizontal pipes, in 'Canadian Unconventional Resources Conference', Society of Petroleum Engineers.
- Lin, P. & Hanratty, T. (1987), 'Detection of slug flow from pressure measurements', *International Journal of Multiphase Flow* **13**(1), 13–21.
- Lockhart, R. & Martinelli, R. (1949), 'Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes', *Chem. Eng. Prog* **45**(1), 39–48.

- Matsubara, H. & Naito, K. (2011), ‘Effect of liquid viscosity on flow patterns of gas–liquid two-phase flow in a horizontal pipe’, *International Journal of Multiphase Flow* **37**(10), 1277–1281.
- Nädler, M. & Mewes, D. (1995), ‘Effects of the liquid viscosity on the phase distributions in horizontal gas-liquid slug flow’, *International journal of multiphase flow* **21**(2), 253–266.
- Nešić, S. (2007), ‘Key issues related to modelling of internal corrosion of oil and gas pipelines—a review’, *Corrosion Science* **49**(12), 4308–4338.
- Omgba-Essama, C. (2004), ‘Numerical modelling of transient gas-liquid flows (application to stratified & slug flow regimes)’.
- Pauchon, C., Dhulesia, H. et al. (1994), Tacite: A transient tool for multiphase pipeline and well simulation, in ‘SPE Annual Technical Conference and Exhibition’, Society of Petroleum Engineers.
- Proakis, J. G. & Manolakis, D. G. (2014), ‘Digital signal processing: Principles, algorithms, and applications, 1996’, *Azam Beg has over* **14**.
- Ruiz-Viera, M., Delgado, M., Franco, J., Sánchez, M. & Gallegos, C. (2006), ‘On the drag reduction for the two-phase horizontal pipe flow of highly viscous non-newtonian liquid/air mixtures: Case of lubricating grease’, *International journal of multiphase flow* **32**(2), 232–247.
- Shaban, H. & Tavoularis, S. (2014), ‘Measurement of gas and liquid flow rates in two-phase pipe flows by the application of machine learning techniques to differential pressure signals’, *International Journal of Multiphase Flow* **67**, 106–117.
- Taitel, Y., Bornea, D. & Dukler, A. (1980), ‘Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid flow in vertical tubes’, *AIChE Journal* **26**(3), 345–354.
- Taitel, Y. & Dukler, A. (1976), ‘A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow’, *AIChE Journal* **22**(1), 47–55.
- Taitel, Y. & Dukler, A. (1986), ‘Effect of pipe length on the transition boundaries for high-viscosity liquids’, *Int. J. Multiphase Flow* **13**(4), 577–581.
- Turian, R., Ma, T., Hsu, F., Sung, D. et al. (1998), ‘Flow of concentrated non-newtonian slurries: 1. friction losses in laminar, turbulent and transition flow through straight pipe’, *International journal of Multiphase flow* **24**(2), 225–242.

- Weisman, J., Duncan, D., Gibson, J. & Crawford, T. (1979), ‘Effects of fluid properties and pipe diameter on two-phase flow patterns in horizontal lines’, *International Journal of Multiphase Flow* **5**(6), 437–462.
- Wolffenbuttel, B., Nijhuis, T., Stankiewicz, A. & Moulijn, J. (2002), ‘Novel method for non-intrusive measurement of velocity and slug length in two-and three-phase slug flow in capillaries’, *Measurement Science and Technology* **13**(10), 1540.
- Zhang, H.-Q., Wang, Q., Sarica, C. & Brill, J. P. (2002), Unified model for gas-liquid pipe flow via slug dynamics: Part 1—model development, *in* ‘ASME 2002 Engineering Technology Conference on Energy’, American Society of Mechanical Engineers, pp. 811–820.
- Zhang, H.-Q., Wang, Q., Sarica, C. & Brill, J. P. (2003), ‘A unified mechanistic model for slug liquid holdup and transition between slug and dispersed bubble flows’, *International journal of multiphase flow* **29**(1), 97–107.
- Zhao, Y., Yeung, H., Zorgani, E., Archibong, A. & Lao, L. (2013), ‘High viscosity effects on characteristics of oil and gas two-phase flow in horizontal pipes’, *Chemical Engineering Science* **95**, 343–352.