



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA

Sección de Estudios de Posgrados e Investigación

Desarrollo de un dispositivo para la eliminación del fenómeno slug severo en un arreglo de tubería inclinada-vertical por el método de inyección de aire.

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRO EN
CIENCIAS EN INGENIERÍA MECÁNICA**

Presenta:

Ing. Rejón Torres José Rafael

Director de tesis:

Dr. Florencio Sánchez Silva



México DF

Junio 2011



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO

ACTA DE REVISIÓN DE TESIS

En la Ciudad de MEXICO D.F. siendo las 12:00 horas del día 24 del mes de JUNIO del 2011 se reunieron los miembros de la Comisión Revisora de la Tesis, designada por el Colegio de Profesores de Estudios de Posgrado e Investigación de ESIME-ZACATENCO para examinar la tesis titulada:

"DESARROLLO DE UN DISPOSITIVO PARA LA ELIMINACIÓN DEL FENOMENO SLUG SEVERO EN UN ARREGLO DE TUBERÍA INCLINADA – VERTICAL POR EL MÉTODO DE INYECCIÓN DE AIRE. "

Presentada por el alumno:

<u>REJÓN</u>	<u>TORRES</u>	<u>JOSÉ RAFAEL</u>							
Apellido paterno	Apellido materno	Nombre(s)							
		Con registro:	A	0	9	0	6	9	0

aspirante de:

MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA

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

LA COMISIÓN REVISORA

Director de tesis

DR. FLORENCIO SÁNCHEZ SILVA

Presidente

DR. MIGUEL TOLEDO VELÁZQUEZ

Tercer Vocal

DR. JOSÉ ALFREDO JIMÉNEZ BERNAL

Segundo Vocal

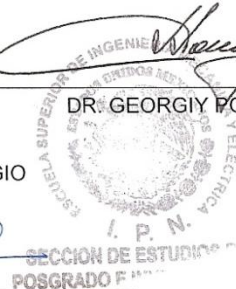
DR. IGNACIO CARVAJAL MARISCAL

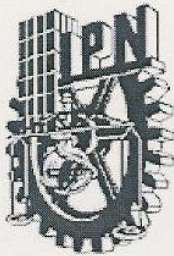
Secretario

DR. GEORGIY POLUPAN

EL PRESIDENTE DEL COLEGIO

DR. JAIME ROBLES GARCIA





INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
SECRETARÍA DE INVESTIGACIÓN Y POSGRADO

CARTA DE CESIÓN DE DERECHOS

En la Ciudad de México, D.F., el día 29 del mes de junio del año 2011 el que suscribe Ing. José Rafael Rejón Torres alumno del Programa de Maestría en Ciencias en Ingeniería Mecánica con número de registro A090690 adscrito a la Sección de Estudios de Posgrado e Investigación de E.S.I.M.E. Zacatenco, manifiesta que es autor intelectual del presente Trabajo de Tesis bajo la dirección del Dr. Florencio Sánchez Silva y cede los derechos del trabajo titulado: “Desarrollo de un dispositivo para la eliminación del fenómeno slug severo en un arreglo de tubería inclinada-vertical por el método de inyección de aire” al Instituto Politécnico Nacional para su difusión, con fines Académicos y de Investigación.

Los usuarios de la información no deben reproducir el contenido textual, graficas o datos del trabajo sin permiso expreso del autor y/o director del trabajo. Este puede ser obtenido escribiendo a la siguiente dirección de correo electrónico jrjt86@gmail.com. Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente del mismo.

Ing. José Rafael Rejón Torres

Índice

RESUMEN	i
ABSTRACT	ii
RELACIÓN DE FIGURAS Y TABLAS	iii
NOMENCLATURA	vi
INTRODUCCIÓN	vii

CAPITULO 1. Estado del arte.

1.1 Fundamentos del flujo de fluidos en ductos.	2
1.2 Fundamentos de flujo bifásico.	3
1.3 Patrones de flujo.	9
1.4 Flujo slug en tuberías horizontales e inclinadas.	12
1.5 Flujo slug en tuberías verticales.	14
1.6 Flujo slug severo en risers.	16
1.7 Modelos existentes.	20

CAPITULO 2. Diseño de la instalación experimental.

2.1 Diseño del experimento	26
2.2 Diseño del montaje experimental.	31
2.2.1 Sistema de adquisición de datos	34
2.3 Diseño del sistema de inyección de aire.	36
2.4 Construcción y caracterización de la instalación.	36
2.4.1 Diseño y construcción de las sondas de anillos	37
2.5 Calibración de los instrumentos.	38
2.5.1 Calibración de las sondas de anillos	40
2.5.2 Calibración de los transductores de presión	42
2.5.3 Rotámetro tipo turbina para medir el flujo de agua y el aire.	44

CAPITULO 3. Pruebas experimentales.

3.1 Pruebas de estabilidad del sistema.	46
---	----

3.2 Caracterización del sistema de inyección de aire	51
3.3 Caracterización del slug severo.	52
3.3.1 Formación de slug severo en estado estable.	53
3.3.2 Formación de flujo slug severo de forma inestable.	57
3.3.3 Sin formación de slug severo	59

CAPITULO 4. Análisis de Resultados

4.1 Análisis del efecto de las condiciones flujo.	63
4.1.1 Frecuencia	64
4.1.2 Velocidad del slug	66
4.1.3 Volumen de líquido a la salida del tapón de líquido en la columna	68
4.1.4 Fracción volumétrica	70
4.2 Análisis del efecto del ángulo de inclinación.	71
4.2.1 Frecuencia	71
4.2.2 Velocidad	72
4.3 Análisis del efecto de la longitud de los tramos.	73
4.4 Análisis del efecto de la posición de la inyección de aire.	77
4.4.1 Resultados de la inyección de gas.	77
4.4.2 Alternativa para la eliminación del slug severo.	79
Conclusiones y recomendaciones	84
Referencias	86
Apéndice A	88
Apéndice B	95

RESUMEN

En este trabajo se hace un estudio experimental del comportamiento de flujo bifásico para arreglos de tuberías inclinadas y verticales, teniendo como problemática el fenómeno denominado slug severo. Se diseña y construye una instalación experimental en el laboratorio de Ingeniería Térmica e Hidráulica aplicada (LABINTHAP) simulando el riser en una plataforma petrolera cuyo principal problema sea el fenómeno de slug severo donde se obtiene resultados de condiciones y características de flujo como: fracción volumétrica, velocidad del tapón, volumen de líquido en separador y frecuencia del slug.

Se realizaron pruebas variando las longitudes de las tuberías inclinada y vertical, así como el ángulo de inclinación de la tubería inclinada, además de las velocidades superficiales de gas y de líquido. La instalación consta de 5 medidores de presión, 2 sondas de anillos para medir fracción volumétrica, todos los instrumentos están conectados a un sistema de adquisición de datos para su análisis en un ordenador.

Se realizó un análisis a diferentes condiciones de velocidades superficiales de gas y de líquido, teniendo como resultado estas velocidades tienen gran influencia en el comportamiento del slug severo, teniendo mayores velocidades la frecuencia es mayor, variando en frecuencias de 0.0256 hasta 0.22366, sin embargo también se ve afectado por la geometría del sistema, ya que una disminución en la tubería vertical aumenta la frecuencia igualmente.

Se probó el sistema de inyección de aire en diferentes puntos de la tubería vertical, teniendo un resultado negativo al momento de la eliminación de slug severo, sin embargo se da otra alternativa para la eliminación de este, por medio de la sustracción de gas directamente de la tubería inclinada.

ABSTRACT

This work introduces an experimental study of the behavior of two-phase flow for arrays of inclined and vertical pipes, having as a problem the phenomenon so called severe slug. An experimental installation is designed and built in the laboratory of Thermal Engineering and Applied Hydraulics (LABINTHAP) simulating the riser in an oil rig whose main problem is the severe slug where results of flow conditions and characteristics such as volumetric fraction, the speed of the slugs, volume of liquid in the phase separator and slug frequency.

Tests were conducted varying the lengths of the inclined and vertical pipes, and the angle of the inclined pipe, in addition the superficial speed of liquid and gas. The installation consist in 5 pressure gauges, 2 ring soundings to measure volumetric fraction, all the instruments are connected to a data acquisition system to its analysis in a computer.

An analysis to different conditions of superficial speed of gas and liquid was made, with the result that these speeds strongly influence the behavior of the severe slug, varying in frequencies from 0.0256 until 0.22366, nevertheless it's also affected by the complete geometry of the system, since a decrease in the vertical pipe length increases the frequency as well.

An injection air system was tested at different points of the vertical pipe, having a negative result in the severe slug elimination, however there is another alternative to eliminate the severe slug, through the subtraction of gas directly from the inclined pipe.

RELACIÓN DE FIGURAS

Figura no.	Descripción
1.1	Instalación submarina de perforación con producción, almacenaje y transporte.
1.2	Celda de flujo slug de una tubería horizontal
1.3	Patrones de flujo para una tubería horizontal de 25mm de diámetro, utilizando fluidos de trabajo agua-aire a condiciones atmosféricas.
1.4	Patrones de flujo con una tubería en inclinación descendente.
1.5	Patrones de flujo con una tubería en inclinación ascendente
1.6	Patrones de flujo para tuberías ligeramente inclinadas
1.7	Mapa de régimen de flujo (línea azul), tubería de 2.5 cm con 10° de inclinación descendente. Agua y aire como fluidos de trabajo a presión atmosférica. Comparación contra la carta de patrón de flujo horizontal de Mandhane.
1.8	Patrones de flujo para tuberías verticales.
1.9	Flujo slug en una tubería vertical
1.10	Transporte de crudo
1.11	Primera etapa de formación del flujo slug severo.
1.12	Segunda etapa de formación del flujo slug severo
1.13	Tercera etapa de la formación del slug severo.
1.14	Cuarta etapa de la formación del slug severo.
1.15	Técnica de bloqueo o de estrangulamiento de flujo.
1.16	Técnica de inyección de gas (gas-lift).
1.17	Gas penetrando en la base del riser.
1.18	Criterios de Boe y Taitel en grafico de velocidades superficiales de gas y líquido.
2.1	Variables geométricas y de proceso a considerar.
2.2	Esquema de la instalación experimental.
2.3	Criterio de Boe y Taitel sobre la existencia del slug severo.
2.4	Diagrama de patrones de flujo presentado por Barnea para tubería inclinada 10° en una tubería de 2.5 cm
2.5	Diagrama de flujo del procedimiento experimental.
2.6	Compresor de aire utilizado en este proyecto.
2.7	Bomba centrífuga utilizada en el estudio.
2.8	Rotámetro tipo turbina para medición de flujo de gas.
2.9	Separador de fases
2.10	Sistema de adquisición de datos.
2.11	Osciloscopio utilizado en las pruebas.
2.12	Diagrama experimental 2 sistema de inyección de aire
2.13	Sonda de anillos desmoldada, donde se observan los anillos embebidos en la resina plástica.
2.14	Dimensiones de la sonda de anillos, acotaciones en mm.
2.15	Diagrama de la electrónica asociada a la sonda conductiva de anillos
2.16	Sonda de anillos montada en la base de calibración.
2.17	Calibración de las sondas de anillos para medición de fracción volumétrica
2.18	Diagrama de conexión eléctrica
2.19	Diagrama de conexión mecánica.
2.20	Curva de calibración para transductor de presión de 0 a 15 psi.
3.1	Medidores del sistema experimental
3.2	Posición del experimento dentro de un diagrama de velocidades superficiales de gas y líquido.
3.3	Gráfica de presión para los transductores TP1 y TP2

- 3.4 Fracción volumétrica captada por SA1 y SA2
- 3.5 Grafica de TP3 y TP4 para medición de presión
- 3.6 Grafica de de volumen medido con TP5 para el separador de fases
- 3.7 Tomas para la inyección de gas
- 3.8 Resultado de experimentos realizados para la geometría ($L_1=4m$, $L_2=3m$, $\theta=30^\circ$)
- 3.9 Etapas de la formación de flujo slug severo.
- 3.10 Comportamiento del flujo slug severo estable 1 presión y hold up.
- 3.11 Comportamiento del flujo slug severo estable 2 presión y hold up.
- 3.12 Comportamiento del flujo slug severo inestable 1 presión y hold up
- 3.13 Comportamiento del flujo slug severo inestable 1 presión y hold up.
- 3.14 Comportamiento de flujo sin presencia de slug severo presión y hold up.
- 3.15 Comportamiento de flujo sin presencia de slug severo presión y hold up.
- 4.1 Geometría.
- 4.2 Experimentos analizados.
- 4.3 Frecuencia del slug severo para el experimento 1
- 4.4 Frecuencia para $U_{SG} = 0.06578$
- 4.5 Frecuencia para $U_{SG} = 0.131568$
- 4.6 Frecuencia para $U_{SG} = 0.197352$
- 4.7 Gráfica de presión de dos transductores separados a 90 cm
- 4.8 Velocidad de salida del slug severo para $U_{SG} = 0.06578$
- 4.9 Velocidad de salida del slug severo para $U_{SG} = 0.131568$
- 4.10 Velocidad de salida del slug severo para $U_{SG} = 0.197352$
- 4.11 Medidor de presión calibrado para volumen.
- 4.12 Volumen en el separador para $U_{SL} = 0.131568$ y $U_{SG} = 0.131568$ Resultados de volúmenes en el riser, en el separador y de regreso.
- 4.13 Resultados de volúmenes en el riser, en el separador y de regreso.
- 4.14 Etapas de formación del slug para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$
- 4.15 Penetración de burbujas durante el slug severo $U_{SL} = 0.131568$ $U_{SG} = 0.131568$
- 4.16 Variación de la frecuencia con respecto al ángulo del codo para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$
- 4.17 Variación de la velocidad del slug con respecto al ángulo del codo para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$
- 4.18 Variación del volumen del separador con respecto al ángulo del codo para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$
- 4.19 Variación de las longitudes de los tramos en el sistema
- 4.20 Variación de la frecuencia del slug con respecto a la longitud de los tramos
- 4.21 Variación de la velocidad del slug con respecto a la longitud de los tramos
- 4.22 Variación del volumen de líquido de llegada al separador de fases con respecto a la longitud de los tramos
- 4.23 Variación de la frecuencia del slug con respecto a la longitud de los tramos
- 4.24 Variación de la velocidad del slug con respecto a la longitud de los tramos
- 4.25 Variación del volumen de líquido de llegada al separador de fases con respecto a la longitud de los tramos
- 4.26 Velocidades superficiales de gas y líquido usadas para la inyección.
- 4.27 Presión para TP2 sin inyección de aire.
- 4.28 Presión para TP2 con inyección de aire.
- 4.29 Fracción volumétrica sin inyección de aire.
- 4.30 Fracción volumétrica con inyección de aire en el codo
- 4.31 Salida de gas para la tubería inclinada
- 4.32 Presiones durante el slug severo y controlando la salida de gas
- 4.33 Velocidades durante el slug severo y controlando la salida de gas
- 4.34 Fracción volumétrica durante el slug severo y controlando la salida de gas
- 4.35 Volumen durante el slug severo y controlando la salida de gas

4.36 Flujo de gas a la entrada del sistema

Relación de tablas

Figura no.	Descripción
2.1	Matriz experimental
2.2	Matriz experimental S de slugs severos generados

NOMENCLATURA

Simbolo	descripción	Unidades
A	Área	m ²
D	Diámetro de la tubería	m
d1	Diámetro tubería inclinada	m
d2	Diámetro tubería vertical	m
g	Aceleración de la gravedad	m/s ²
H _L	Fracción volumétrica de la fase gas	---
L1	Longitud tubería inclinada	m
L2	Longitud tubería vertical	m
P	Presión	N/m ²
P ^s	Presión del separador	N/m ²
P ⁰	Presión atmosférica	N/m ²
R	Constante de gas	J/kg K
R _E	Resistencia eléctrica	Ω
T	Temperatura	°C
t	tiempo	seg
U _{SG}	Velocidad superficial de gas	m/s
U _{SL}	Velocidad superficial de líquido	m/s
U _M	Velocidad de la mezcla	m/s
V	Voltaje	volts
V _{Li}	Volumen en tubería	ml
Z	Altura de la columna de agua	m
Letras griegas		
θ	ángulo de inclinación del codo	---
ρ	densidad	kg/m ³
u	Frecuencia	---

INTRODUCCION

La producción de petróleo es sumamente importante para la vida humana, ya que la mayoría de los procesos industriales y la actividad cotidiana de la sociedad la tienen como base energética. Sin embargo, obtener dicho recurso se hace cada vez mas difícil ya que una gran cantidad de los yacimientos se encuentran ubicados en pozos muy profundos y en alta mar, aumentando el costo de la extracción y las dificultades tecnológicas para su explotación, además hay una buena cantidad de problemas tecnológicos que deben resolverse para su explotación segura y confiable.

Durante la fase de explotación del petróleo se forma un flujo bifásico entre el aceite y el gas dentro del yacimiento, con el transcurso del tiempo el flujo empieza a ser menor, ya que la presión interna del pozo disminuye, teniendo así una diferencia de presiones entre el pozo y la atmosfera menor, lo cual se traduce en la disminución de la producción y aumento de dificultades de proceso e inestabilidades, para esta tesis se pretende estudiar el fenómeno denominado slug severo que se da en la parte final de proceso, la tubería vertical (riser) que llega al separador de fases que se encuentra en la plataforma petrolera.

En vista de que el transporte del fluido tiene un costo muy alto, la instalación de nuevas líneas es raramente una opción viable. Por lo tanto, se debe utilizar el sistema de tuberías existentes, que con el tiempo va volviéndose un sistema sobrado debido al decrecimiento continuo en el flujo. Esta situación provoca inestabilidades en el sistema ya que se genera un flujo intermitente en los tramos de tubería descendentes y en los ascendentes puede producir el fenómeno de slug severo.

El slug severo se forma cuando el flujo bifásico proveniente de pozo no llega con la suficiente presión a la conexión en serie de tubería horizontal y vertical (riser), esta se conecta al separador de fases en la plataforma petrolera, dando como resultado un tapón de líquido que se aloja en la parte inferior de la tubería vertical, al formarse este tapón bloquea el paso del gas, durante el periodo que el gas se encuentra detenido, la presión del gas aumenta, cuando la presión del gas retenido sobrepasa la presión del tapón de líquido, el gas se expande y empuja violentamente al líquido contenido en la tubería vertical. Teniendo inestabilidades y vibraciones, aparte una producción intermitente donde por periodos hay gran cantidad de flujo que llega al separador aumentando la presión dentro de este pudiendo haber un ingreso de la parte líquida en la parte gaseosa pudiendo dar como resultado un paro del proceso teniendo perdidas

monetarias importantes, también puede haber fracturas o daños mayores de partes o del propio separador de fases.

Se han realizado investigaciones para reducir o eliminar este fenómeno sin embargo ninguno ha logrado resultados convincentes y atractivos tanto técnica como económicamente, una de estas sería la realizada por Zelmir Schimidt realizó un estudio del flujo bifásico en un "riser", para detectar el comportamiento de flujo slug severo [13], además de investigaciones de caracterización de slug severo en riser como las realizadas por Yasumasa Yamada, Yoshinori Goto, Shigekatsu Endo en el 2007. [11] En este proyecto se pretende realizar un método de inyección del flujo de gas, haciendo un estudio experimental que permita dar un entendimiento cualitativo y cuantitativo del comportamiento y formación del flujo slug severo en la conexión en serie de tuberías horizontal y vertical (riser). También se determinarán los parámetros dinámicos y termodinámicos en el proceso de formación del flujo slug severo, con los cuales se podrá identificar las condiciones para la reducción o eliminación. Pudiendo dar un rediseño en los sistemas conducción de mezclas bifásicas bajo condiciones de slug severo. Además se propone que la inyección se lleva a cabo con una válvula de control, dando así las siguientes ventajas: se evita la interrupción del flujo de extracción, estabilización del flujo evitando tapones de líquido en el riser, pudiendo hacer que la válvula de control se pueda adaptar a las condiciones de flujo requeridas y que el sistema se puede aplicar a varios arreglos de conexión donde el ángulo de inclinación es diferente, con lo cual se reducirán muy importantes costos de operación.

Este trabajo está dividido en 4 capítulos.

En el capítulo 1 se presentan los fundamentos de los flujo de fluidos que permitirá dar las bases para poder medir y analizar el flujo bifásico, también se dan las características de los patrones de flujo por medio de la teoría del flujo slug en tuberías horizontales y verticales, además del fundamento sobre el slug severo y cuales son los estudios realizados en los cuales se basa este proyecto.

En el capítulo 2, se realiza el diseño experimental determinando las condiciones a escala, también el diseño para el dispositivo de inyección de aire propuesto acoplándolo al diseño del montaje con el cual se producirá el slug severo, se mostrara la construcción de cada uno de los montajes y el método de calibración de los instrumentos de medición utilizados en cada experimento.

En el capítulo 3 se llevan a cabo las pruebas experimentales variando los parámetros como la inclinación de la línea horizontal, el flujo de las fases etc., haciendo pruebas de estabilidad del sistema mediante el dispositivo

propuesto de inyección de aire, la caracterización del slug severo y del sistema de inyección de aire mediante los instrumentos de medición calibrados.

En el capítulo 4 se da el análisis de los resultados experimentales, en base a las condiciones de flujo, el ángulo de inclinación, la longitud de los tramos y del método por inyección de aire. Finalmente se proporcionan las conclusiones del trabajo y las recomendaciones para trabajos futuros.

CAPITULO 1

Estado del arte

1.1 Fundamentos del flujo de fluidos en ductos.

En la ingeniería del transporte de fluidos uno se puede encontrar con una diversidad de problemas al que hay que afrontar, ya sea para la optimización o el diseño del sistema de transporte. El problema se agrava cuando existen mezclas bifásicas debido a la inestabilidad que se puede generar.

El flujo bifásico es encontrado frecuentemente en la industria petrolera, química, nuclear, en plantas termoeléctricas, etc. La determinación de los patrones de flujo, el gradiente de presión y la fracción volumétrica de líquido, es el reto asociado en investigación y desarrollo para optimizar el diseño de los diferentes componentes de los sistemas que operen con este tipo de flujo y así reducir de manera significativa los costos asociados a la construcción y operación de los mismos [19].

En la producción y transporte de petróleo crudo y algunos de sus derivados, el manejo del flujo bifásico ha tenido un notable incremento, con el consecuente ahorro económico en la construcción de líneas de tuberías para cada fase. Aquí las mezclas pueden estar formadas por más de dos componentes aceite-gas, aceite-agua-gas, aceite-agua-gas-lodos, etc., por lo que se denomina mezclas multi-componentes [2].

En la industria se encuentran sistemas complejos de tuberías para conducir flujo bifásico, las cuales consisten de tubos verticales, inclinados, horizontales y accesorios, las fases en varias ocasiones se redistribuyen de manera tal que podrían crear una situación indeseable, o potencialmente peligrosa para el personal y los equipos [3].

Dentro de la industria petrolera, una de sus principales actividades es la extracción, transporte del fluido y separación de las fases ya que los pozos producen generalmente una mezcla de gas natural, con agua y keroseno como la fase líquida [2]. Por otra parte, la producción costa afuera implica un flujo bifásico multi-componentes de aceite y de gas. Se ha pronosticado que más de la mitad de las reservas de aceite y gas, está localizada costa afuera en aguas profundas y campos marginales. Los flujos multifásicos son transportados por medio de tuberías y separados en plataformas de tratamiento construidas en aguas poco profundas o procesados en instalaciones terrestres. Desafortunadamente, siempre pueden ocurrir inestabilidades hidrodinámicas inducidas por el flujo bifásico dentro de una tubería, generando serios problemas de operación [4].

Un desafío importante que plantea la industria petrolera es el desarrollo de la tecnología en flujos bifásicos para el transporte del petróleo y gas desde

las unidades de producción ubicadas en el fondo del mar, hasta su procesamiento en instalaciones ubicadas en plataformas cercanas o instalaciones en tierra, como se muestra esquemáticamente en la figura 1.4. Las tuberías, colocadas en el fondo del mar conectan los pozos de donde se extrae la mezcla de petróleo y el riser en la plataforma de producción los cuales normalmente son verticales, ya que el primer proceso de la mezcla es la separación de las fases Figura 1.

El flujo que pasa a través de las tuberías ubicadas en el lecho marino por lo general contiene flujos multifásicos, como el agua, petróleo y el gas, cuya composición no es conocida. El cambio de composición dentro de las tuberías ocasiona problemas operacionales serios, los cuales pueden originar daños al equipo y al personal que los opera [6].

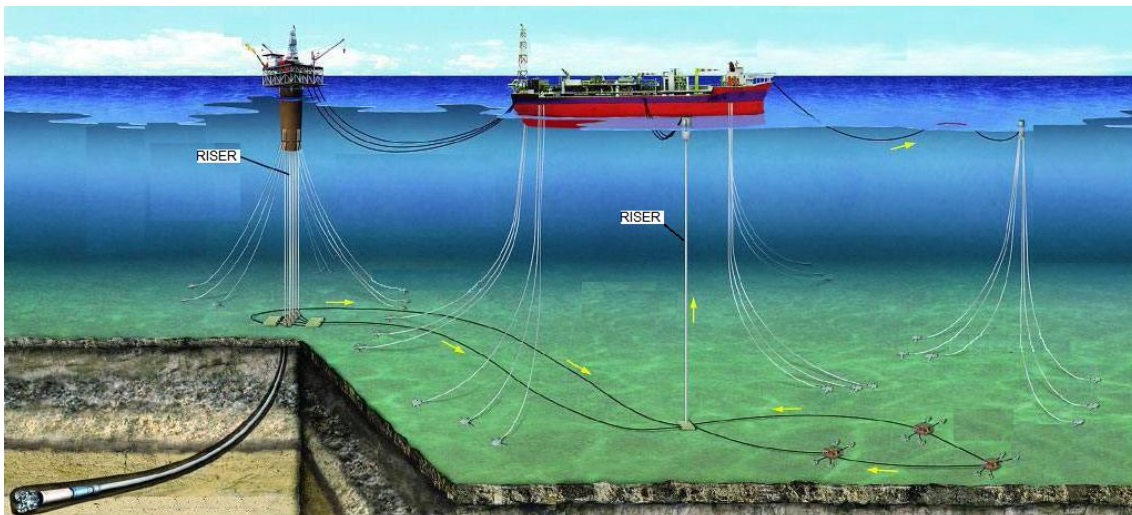


Fig. 1.1 Instalación submarina de perforación con producción, almacenamiento y transporte.

1.2 Fundamentos de flujo bifásico.

El fenómeno de flujo en dos fases se da cuando dos diferentes fluidos fluyen simultáneamente a través de un conducto. Generalmente, las fases líquida y gaseosa son los componentes más comúnmente encontrados en este tipo de flujo. Desde los años 50, el mecanismo de flujo del fluido en dos fases ha sido el tema de investigación en diferentes prácticas de la ingeniería. En la industria petrolera, la aplicación de flujo en dos fases empieza desde la excavación y continúa hasta el proceso de refinación [17].

Un uso importante para el flujo en dos fases toma lugar durante la transportación para la extracción de petróleo y gas a través de los ductos. Ya que los campos de petróleo y gas están principalmente en áreas remotas sobre tierra o fuera de ellas, los sistemas de tuberías son de gran

importancia. Mientras la demanda aumenta las reservas petrolíferas se vuelven cada vez más importantes aumentando los problemas de estabilidad del sistema. Sin embargo, se deben hacer cálculos más confiables en ingeniería para las enormes dimensiones de estos sistemas de tuberías. Con la mejora de la tecnología, también se han desarrollado métodos novedosos que proveen resultados más acertados con mejor entendimiento del flujo en dos fases [17].

Mientras más amplias sean las aplicaciones consideradas para el flujo en dos fases en la ingeniería petrolera, la importancia para determinar los parámetros de flujo en dos fases serán más notables. Se han realizado muchos estudios tanto teóricos como experimentales para entender los mecanismos de los fenómenos que se encuentran en la conducción del flujo en dos fases. Los primeros modelos desarrollados para sistemas de flujo en dos fases eran independientes de los patrones de flujo. Estos modelos ignoraban la configuración compleja del flujo, llamados patrones de flujo, y trataban al flujo en dos fases como un flujo en una sola fase, o como un flujo de dos fluidos separados. Los modelos de Wallis, Lockhart y Martinelli, y Dun y Ros están entre los modelos más importantes ya que son el punto de inicio a través del progreso del modelado en dos fases. Muchos estudios recientes están enfocados en la comprensión y determinación de los patrones de flujo. El mecanismo de formación de los patrones de flujo es examinado independientemente para cada uno de ellos. Entonces, las ecuaciones gobernantes del flujo bifásico son propuestas para cada uno de los diversos patrones de flujo. Estos modelos fueron llamados, modelos mecanicistas. Como el entendimiento del comportamiento de los sistemas de flujo en dos fases ha mejorado, se han logrado modelos mecanicistas más comprensivos y unificados [17].

A continuación se presenta un panorama de lo que ha sido el modelado de flujo en dos fases a través de las tuberías [17].

Wallis, introdujo el modelo de flujo homogéneo sin deslizamiento, la mezcla de dos fases fue tratada como un pseudo fluido de una sola fase, con un promedio de las velocidades y las propiedades físicas. Las propiedades físicas de los sistemas en dos fases fueron determinadas a partir de las propiedades de cada una de las fases presentes, gas y líquido, ponderándolas por medio de la fracción volumétrica de cada fase [17].

Una aproximación opuesta fue proporcionada en el “modelo de flujo separado” propuesto por Lockhart y Martinelli. En este modelo la fase gaseosa y la fase líquida fueron asumidas como un flujo separado es decir, la fase líquida viaja en la sección inferior de la tubería y la gaseosa en la sección superior. Por lo tanto, cada una de las fases fue analizada

empleando el concepto de factor de fricción para una sola fase. Lockhart y Martineli establecieron y sugirieron mecanismos para cuatro flujos y el criterio de transición entre estos cuatro mecanismos de flujo. Por otro lado, también se presentaron curvas para la predicción de la caída de presión y el nivel de líquido en la tubería. Las curvas fueron presentadas para la predicción de la caída de presión y el nivel de líquido en la tubería [17].

Un “Análisis dimensional” se introdujo por Duns y Ros, esta técnica fue utilizada para entregar soluciones universales de datos experimentales. Se obtuvo al generar grupos gobernantes adimensionales del fenómeno, que controlaban un sistema de flujo dado. El mismo modelo ha sido aplicado exitosamente a varios problemas de una sola fase, sin embargo en dos fases, dado al gran número de variables envueltas, un análisis dimensional no puede ser aplicado de manera sencilla, por lo que fueron requeridas cierto número de suposiciones adicionales para reducir el número de grupos adimensionales [17].

“El modelo de flujo derivado”, sugerido por Wallis, trata al flujo en dos fases como una mezcla homogénea. Sin embargo permite el deslizamiento entre las fases gas y líquido. Esto fue una mejora significativa para el modelo homogéneo. Pero, se requería de información adicional para el movimiento relativo de las dos fases y esta información no estaba siempre disponible [17].

Dukler et al. Propusieron un modelo basado en grupos adimensionales y desarrollaron correlaciones de pérdida de presión por fricción usando un análisis de similitud. Sin embargo, este modelo subestima el hold-up del líquido. Usando correlaciones propuestas por Eaton y Brown, pudieron calcular un mejor modelo para el hold-up de líquido. En el caso de flujo inclinado, Flanigan propuso una correlación para la determinación de los efectos gravitacionales utilizando el mismo modelo de Dukler [17].

Beggs y Brill estudiaron el flujo bifásico a través de tuberías en un rango entero de ángulos inclinados, es decir, vertical ascendente, horizontal y vertical descendente. Ellos desarrollaron correlaciones para la determinación de los patrones de flujo usando el número de Froude y el hold-up sin deslizamiento. El modelo propuesto estima este hold-up y la pérdida de presión para cada patrón de flujo por separado. Se tomó como referencia el método de Dukler para calcular el factor de fricción para dos fases [17].

Taitel y Dukler analizaron la predicción de los límites de transición entre los diferentes patrones de flujo. El modelo empieza con la asunción de un flujo estratificado en equilibrio. La fracción volumétrica del líquido (hold-up) se

determinó usando los parámetros de Lockhart y Martinelli. Ellos modificaron la teoría viscosa de Kelvin-Helmholtz para predecir el inicio del slug. La transición de intermitente a flujo anular se asume para ser dependiente solamente del nivel de líquido. La teoría de Jeffrey para el inicio de la ola es usada para determinar la transición del patrón de flujo estratificado liso al patrón estratificado ondulado. La turbulencia y fuerzas flotantes que actúan en una bolsa de gas son investigadas para el límite entre la burbuja dispersa y el flujo intermitente. Las condiciones transición también fueron expresadas como parámetros adimensionales. Este modelo, desarrollado para flujo newtoniano, fue verificado con el experimento conducido en un tubo de diámetro pequeño bajo condiciones de presión baja [17].

Dukler y Hubbard investigaron el mecanismo de formación y el comportamiento hidráulico del flujo slug. Se introdujo el concepto de una celda (figura 1.2) o bien un slug unitario idealizado. En ese modelo, dos zonas principales que constituían la unidad del slug fueron definidas como el slug del líquido y la película/bolsa de gas [17].

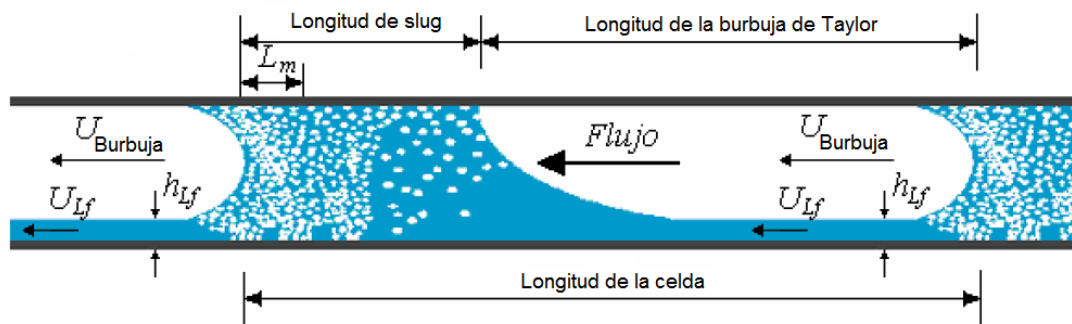


Fig. 1.2 Celda de flujo slug de una tubería horizontal

Barnea estudió el mecanismo de transición para cada límite individual de patrón de flujo y propuso un modelo unificado. La aplicabilidad del mecanismo desarrollado fue ampliada para todo el rango de tuberías inclinadas (figura 1.3). El resultado fue comparado con los datos experimentales proporcionando resultados apropiados. El efecto de las relaciones de flujo, propiedades del fluido y el tamaño de la tubería, así como el ángulo de la inclinación del tubo fueron incorporados en mapas adimensionales [17].

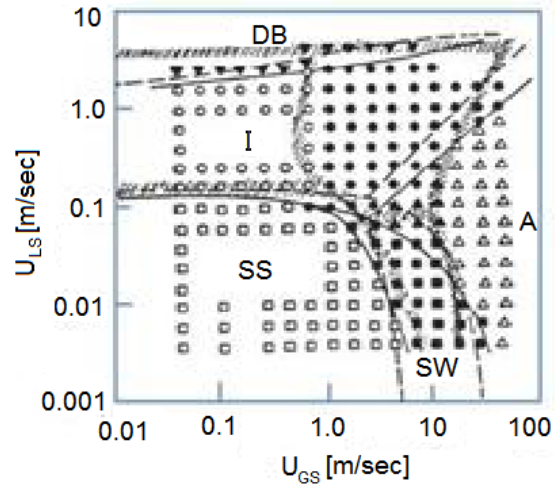


Fig. 1.3 Patrones de flujo para una tubería horizontal de 25mm de diámetro, utilizando fluidos de trabajo agua-aire a condiciones atmosféricas.

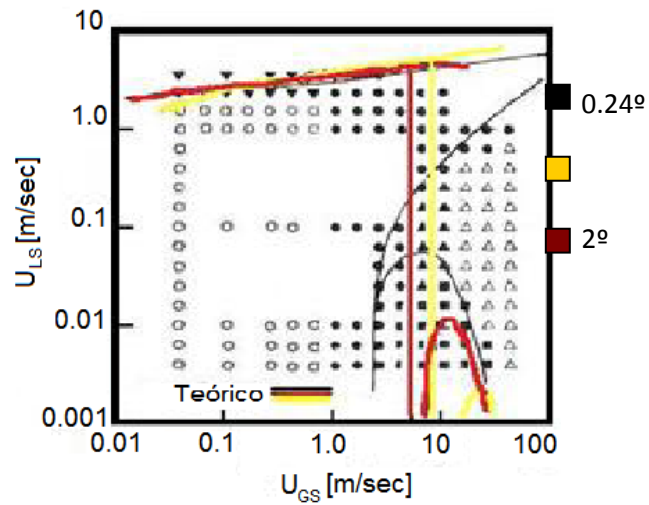


Fig 1.4 Patrones de flujo con una tubería en inclinación descendente.

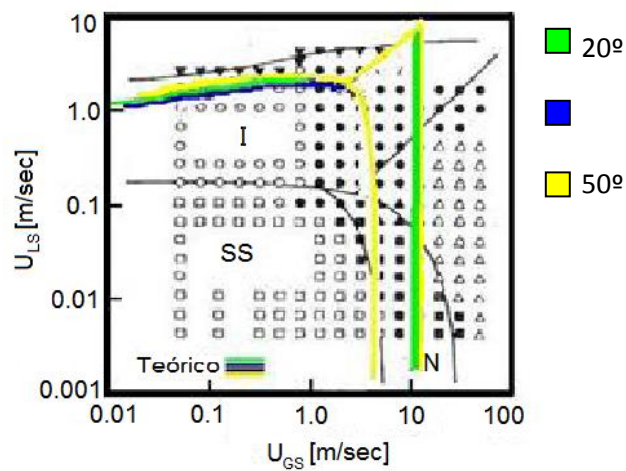


Fig. 1.5 Patrones de flujo con una tubería en inclinación ascendente

Por otro lado, Xiao et al, desarrollaron un modelo mecanicista completo para flujo en dos fases, para flujo en tubería horizontal y cercano a la horizontal. La transición de los patrones de flujo fueron tomados de los modelos de Taitel y Dukler, así como de Barnea et al. Dos diferentes métodos fueron tomados para calcular el factor de fricción interfacial en flujo estratificado. También el efecto de la rugosidad del tubo fue tomado dentro de la consideración durante los cálculos del factor de fricción. Se asumió un nivel de líquido uniforme en la zona de la película para flujo intermitente. Se usaron correlaciones empíricas para predecir la longitud del slug y el hold-up del cuerpo del slug [17].

Por su parte Gómez et al, desarrollaron un modelo mecanístico unificado para flujo horizontal y vertical ascendente en sistemas bifásicos. Presentaron un modelo unificado de predicción de patrones de flujo y modelos individuales para predecir la pérdida de presión y la fracción volumétrica en cada tipo de patrón de flujo. Por otra parte, el modelo propuesto implementó un criterio nuevo para eliminar los problemas de discontinuidad en la aplicación de los diferentes modelos. El mecanismo del flujo en los límites de los patrones de flujo se obtuvo a partir de los modelos de Taitel y Dukler, y Barnea. Además se utilizaron correlaciones empíricas para la determinación de diferentes propiedades del flujo como, factor de fricción líquido/pared, fracción de arrastre [17].

Petalas y Aziz propusieron un modelo aplicable a un amplio rango de geometrías y propiedades de los fluidos. Desarrollaron correlaciones empíricas para la fricción interfacial en flujos estratificados y anular-disperso, para fracción de arrastre de líquido y el coeficiente de distribución en flujo intermitente. Una larga cantidad de experimentos y datos experimentales fueron requeridos para poder desarrollar estas correlaciones empíricas. Los mecanismos de transición entre los patrones de flujo también se mostraron de una manera similar a los modelos de Taitel y Dukler, y Barnea [17].

García et al estudiaron un gran número de datos y desarrollaron expresiones analíticas compuestas para factores de fricción cubriendo ambos regimenes de flujo, laminares y turbulentos. Finalmente presentaron dos diferentes aproximaciones. El primer método es una correlación compuesta por el factor de fricción estimado sin importar el patrón de flujo. El segundo método representa las correlaciones del factor de fricción para un patrón de flujo específico.

1.3 Patrones de flujo.

La determinación del patrón de flujo es el primer paso para desarrollar modelos de flujo bifásico, para predecir la fracción volumétrica de líquido y la caída de presión [18].

La clasificación de los patrones de flujo es algo arbitraria y depende de la interpretación subjetiva de cada uno de los investigadores. Generalmente hay un cambio gradual de los patrones de flujo con los caudales que se manejan en los sistemas, más que cambios precipitados de un patrón de flujo a otro. Dentro de las zonas transitorias, el comportamiento del flujo exhibe las características de los patrones de flujo en ambos lados de la transición. Puesto que la determinación del patrón de flujo se basa sobre todo en determinaciones visuales, hay un elemento de subjetividad implicado en la delineación de los regímenes individuales de flujo [18].

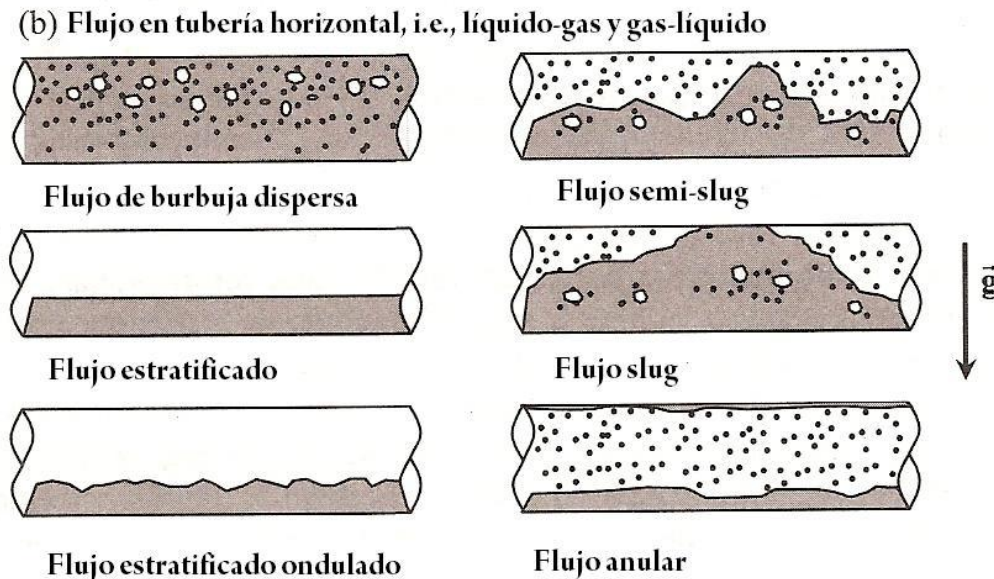


Fig. 1.6 Patrones de flujo para tuberías ligeramente inclinadas

La mayoría de las cartas disponibles de los patrones de flujo son para tubos horizontales o verticales con una cantidad limitada de trabajos reportados para tubos inclinados. El procedimiento común ha sido utilizar las correlaciones desarrolladas para los tubos verticales en tubos casi verticales y mapas horizontales para tubos con pequeños ángulos de inclinación. Esto puede dar lugar a grandes errores puesto que algunas transiciones son muy sensibles al ángulo de inclinación. Cuando las mezclas gas-líquido fluyen en tuberías, las dos fases pueden distribuirse en un

número de regímenes dependiendo de la distribución espacial gas-líquido [18].

El flujo es a menudo caótico y difícil de describir. Varios investigadores reconocieron diversos tipos de regímenes de flujo (*Taitel, Dukler, Barnea, Spedding* y *Nguyen*). En un estudio experimental *Kokal* detectó varios patrones de flujo con un método que se consideró objetivo y que permitió su correcta identificación. El mapa de los patrones de flujo que propone se ha dividido en tres regiones básicas en: los patrones de flujo dominados por el flujo de gas, los intermitentes y los dominados por el flujo de líquido. La descripción de estos patrones de flujo se muestra en la Figura 1.2 [18].

De esta manera, se puede hacer una clasificación de los patrones de flujo cuando están dominados por el gas y por la fase líquida.

Flujos dominados por el gas

Estratificado (*stratified*). En este régimen de flujo el líquido se mueve en la parte baja del tubo con el gas desplazándose en la parte superior sin entremezclarse. A velocidades superficiales bajas U_{SG} y U_{SL} , la interfase es lisa y el régimen de flujo se llama estratificado liso (*stratified smooth*) (SS). Con un aumento en la U_{SG} , la interfase llega a ser ondulada y el régimen de flujo se llama estratificado ondulado (*stratified wavy*) (SW), la interfase tiene este aspecto debido a la ondulación en la superficie líquida. (En el capítulo 2 se definen las velocidades superficiales del líquido y del gas).

Anular (*annular*). El flujo anular ocurre a altas U_{SG} , donde el líquido forma una película delgada alrededor de la pared del tubo. Cuando la U_{SG} es relativamente baja, la mayoría de este líquido viaja en la parte baja a lo largo del tubo. Incluso a U_{SG} más altas, pequeñísimas gotas de líquido se desprenden de la película y se dispersan dentro de la fase gaseosa.

Flujo Intermitente. Es el régimen de flujo dominante en tubos horizontales e inclinados con inclinaciones ascendentes, y ocurre en un grado limitado en el flujo descendente. Consiste en tapones líquidos (*slugs*) y grandes burbujas de gas (*burbuja de Taylor*) que son normalmente mucho más largas que un diámetro de tubo. Los tapones líquidos se mueven a una frecuencia promedio característica, las longitudes del tapón (*slug*) y de la burbuja varían de una manera aleatoria. El régimen de flujo intermitente se ha dividido en cuatro regímenes distintos dependiendo de la fracción volumétrica del gas (*void fraction*) en el tapón líquido:

- Burbuja alargada (*elongated bubble*) (EB). Este patrón de flujo es un caso de limitación del flujo intermitente, los tapones líquidos se

encuentran libres de burbujas como se muestra en la figura 1.9. La burbuja de gas generalmente toma una forma aerodinámica, el flujo de líquido debajo de la burbuja es similar al flujo bifásico estratificado liso mientras que el flujo bajo el tapón líquido es básicamente laminar. La parte posterior de la burbuja a veces se desprende del cuerpo principal de la burbuja dando paso a otro patrón de flujo llamado burbuja alargada con burbujas dispersas.

- Burbuja alargada con burbujas dispersas (*elongated bubble with dispersed bubbles*) (*EDB*). Mientras que se aumenta la velocidad de la mezcla, las burbujas dispersas comienzan a aparecer en el borde principal del tapón. El aspecto de las burbujas dispersas en el tapón se asocia a la transición del líquido en el tapón, de régimen laminar a turbulento. La parte frontal del tapón se convierte en una zona pequeña de mezcla turbulenta en donde se generan las burbujas dispersas como se muestra en la figura 1.2.
- Tapón (*slug*) (*SL*). El flujo tapón (*slugs*) es una continuación del régimen de flujo de *EDB* con una fracción volumétrica de gas (*void fraction*) en el tapón líquido mayor que el 10%, es decir, la transición del flujo *EDB* al flujo de *SL* ocurre cuando la fracción volumétrica de gas en el tapón es del 10%. Esta condición generalmente se ha encontrado que corresponde a una velocidad de la mezcla de $U_M = 1.5$ a 2.4 m/s. El nivel de turbulencia en el tapón aumenta y la capa líquida debajo de la burbuja de gas exhibe una interfase similar al flujo estratificado ondulado con pequeñas burbujas dispersas. Las longitudes del tapón y de la burbuja varían de una manera aleatoria, así como la frecuencia del tapón.
- Tapón burbujeante (*Slug froth*) (*SLF*). El líquido en el tapón y en la película llega a ser muy burbujeante debido a la turbulencia, se observa este régimen a altas velocidades de gas y de líquido. El líquido en el tapón tiene características similares al régimen de flujo burbujeante. En las tuberías horizontales, la transición del flujo de *SL* al flujo de *SLF* ocurre a una velocidad de la mezcla de $U_M = 4$ a 5 m/s con una fracción volumétrica de gas en el tapón $\approx 30\%$ [13].

Flujos dominados por el líquido, es donde el líquido es la fase dominante con el gas disperso en él.

- Burbuja dispersa (*Dispersed bubble*) (*DB*). La fase gaseosa se dispersa en pequeñas burbujas en una fase líquida. A relativamente bajas U_{SG} estas burbujas están situadas cerca de la parte alta del tubo debido a las fuerzas de flotación, pero a altas U_{SG} las burbujas se dispersan

más uniformemente. El tamaño de la burbuja varía de algunos milímetros.

- Burbujeante (*dispersed froth*) (*DBF*). Este régimen se observa a altas *USG* y *USL* que al entremezclarse es imposible detectar cuál es la fase dispersa (Fig. 1.9). Este régimen de flujo se asocia con altas caídas de presión y también es referido como flujo agitado o batido (*churn*) por muchos investigadores [18].

1.4 Flujo estratificado en tuberías inclinadas.

El flujo estratificado se caracteriza por la perfecta separación de las fases líquida y gaseosa por efecto de la gravedad.

A velocidades altas del gas se observa un cierto arrastre de líquido. Algunas pruebas realizadas por *P. Andreussi* y *L. N. Persen* indicaron que las condiciones de arrastre de líquido siempre eran menores al 5% del flujo líquido total. Dentro de este régimen de flujo, la estructura de la interface experimenta cambios substanciales según lo mostrado en la figura 2.2 [21].

- a) El régimen estratificado liso (*stratified smooth*) en el cual la interface puede presentar pocos disturbios, los cuales tienen un pequeño efecto sobre el factor de fricción en la interface.
- b) El régimen estratificado ondulado (*stratified wavy*), en el cual la interface es cubierta por una estructura ondulatoria continua. La transición para este régimen de flujo produce un claro aumento en el factor de fricción en la interface [21].

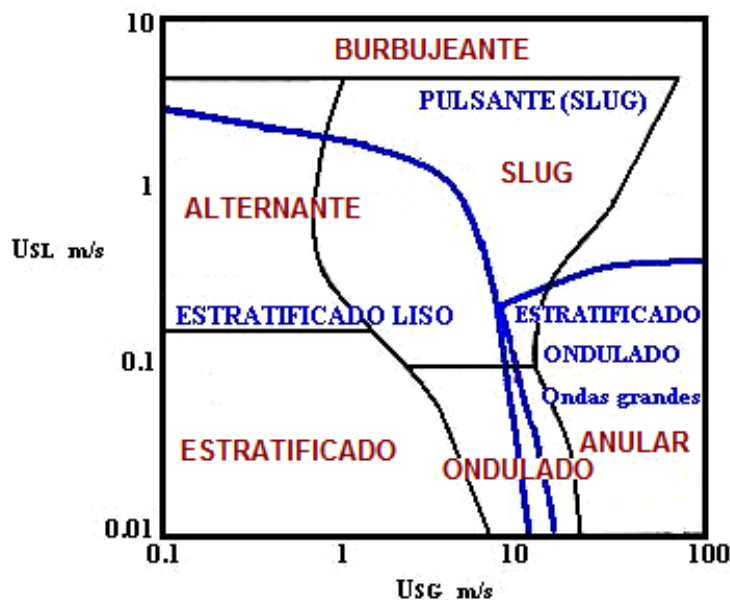


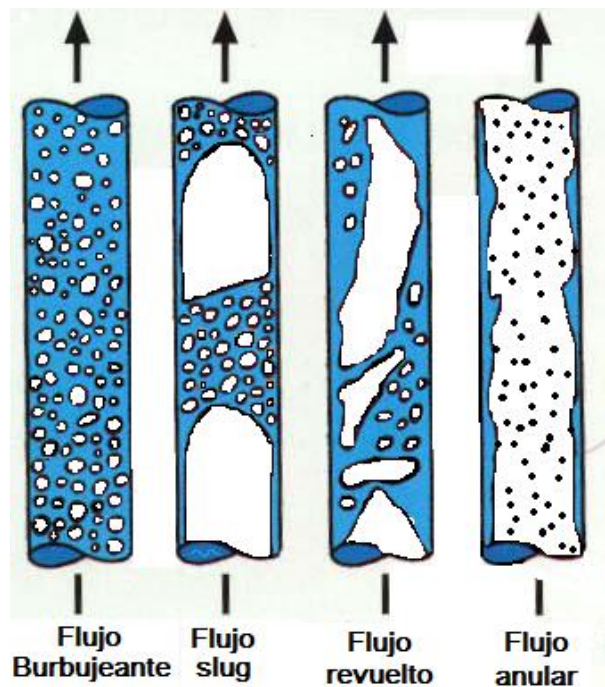
Fig. 1.7 Mapa de régimen de flujo (línea azul), tubería de 2.5 cm con 10° de inclinación descendente. Agua y aire como fluidos de trabajo a presión atmosférica. Comparación contra la carta de patrón de flujo horizontal de Mandhane.

Como se puede observar en la figura 1.7, a altas U_{SL} , el flujo estratificado se delimita por las transiciones de estratificado liso y de estratificado ondulado al régimen de flujo tapón pulsante (slug).

Las características principales del diagrama de patrones de flujo son similares a otras cartas de uso común en aplicaciones de ingeniería, como los propuestos por Mandhane o por Taitel y Dukler. Sin embargo, se pueden notar un número de diferencias importantes. La transición de flujo estratificado ondulado al flujo tapón ocurre a U_{SL} más bajas que las predichas por Taitel y Dukler. Cuando se tiene U_{SL} altas y se incrementa gradualmente la U_{SG} a la misma U_{SL} es posible observar la transición al régimen de flujo estratificado ondulado a una distancia cercana de la entrada de flujo de la tubería, crecen las ondas a unos metros después de la entrada de la tubería y la transición al flujo tapón ocurre cerca de la salida de flujo de la tubería, esta última transición no se habría observado en un tubería más corta (longitud de la tubería 26 metros) [21].

Las observaciones anteriores indican que el crecimiento de un tapón es provocado por el mismo mecanismo que produce grandes ondas sobrepuestas en una estructura del régimen de flujo estratificado ondulado [21]. Por otra parte, la transición del régimen de flujo estratificado liso al régimen estratificado ondulado parece coincidir con la transición a flujo slug.

En tuberías verticales, el flujo en dos fases puede ser clasificado como: flujo burbujeante, flujo slug, flujo revuelto y flujo anular figura 1.8. Los modelos para flujo burbujeante y anular han sido más desarrollados que para flujo slug y revuelto, ya que estos últimos tienen una gran interfase irregular con una naturaleza inestable. Sin embargo, el flujo slug aparece en una amplia gama de condiciones de flujo y es muy común en los yacimientos petroleros. El carácter pseudo periódico del flujo slug ha atraído a muchos investigadores para su estudio, estos usan varios métodos incluyendo correlaciones, mecanicistas de una sola dimensión (Fernandes et al., 1983, Sylvester, 1987; Orell y Rembrand, 1986; Taaitel y Barnea, 1990) a soluciones exactas multidimensionales de ecuaciones continuas y ecuaciones de momento (Mao y Dukler, 1989; Clarke e Issa, 1997; Kawaji et al., 1997; Anglart y Podowski, 2000).



1.8 Patrones de flujo para tuberías verticales.

1.5 Flujo slug en tuberías verticales.

El patrón de flujo slug fue observado desde las primeras investigaciones de flujo bifásico, y las condiciones bajo las cuales ocurre fueron determinadas por Baker en 1954. El flujo slug es probablemente el régimen más típico en el fenómeno de transporte de mezclas bifásicas. Se puede considerar que el flujo slug es un flujo transitorio entre los regímenes de flujo burbujeante y

flujo estratificado. Se comporta en tiempo y espacio como una sucesión de grande burbujas de aire alternadas por slugs (tapones) de líquido [15].

La figura 1.8 muestra una celda de un flujo slug en una tubería vertical. La longitud L es la longitud de la burbuja. Como se puede apreciar no hay una región estratificada por el efecto de la gravedad. Alrededor de la burbuja se crea una película de líquido y por la parte inferior se generan vórtices que acumulan pequeñas burbujas de gas. Estas diminutas burbujas se desprenden de una burbuja grande a causa de los esfuerzos cortantes que existen alrededor de la burbuja debido a la diferencia de velocidades de la fase líquida [15].

El flujo slug en tuberías verticales es caracterizado por burbujas ejesimétricas en forma de bala, también llamadas burbujas de Taylor que están rodeadas por una fase líquida. A la parte inferior que contiene las pequeñas burbujas se le conoce como slug o tapón. Las burbujas de Taylor se mueven hacia arriba a velocidades constantes cuando ellas se encuentran totalmente desarrolladas dentro del flujo. Como se mencionó antes en la parte inferior de la burbuja se encuentra un vórtice, el cual se crea por la penetración de la burbuja a la parte líquida y con esta acción genera una película alrededor de la burbuja. El esfuerzo cortante entre la película y la burbuja crea los vórtices [15].

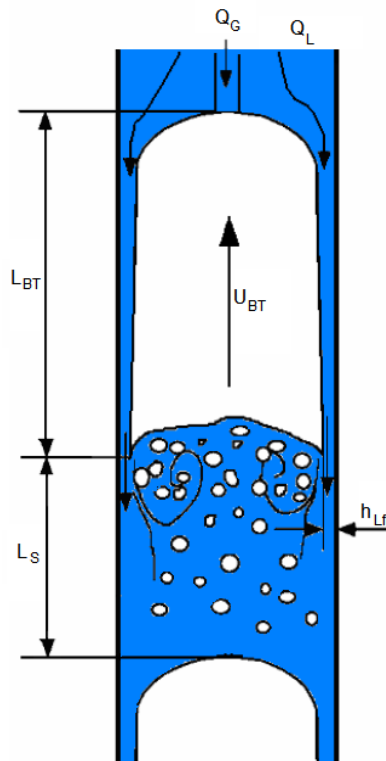


Fig. 1.9 Flujo slug en una tubería vertical

Este fenómeno lleva cierta complejidad de estudio, se han propuesto varios modelos de predicción del comportamiento de flujo slug. Pero a causa de la compleja estructura del flujo slug y su inestabilidad, no hay una teoría definitiva ni satisfactoria.

1.6 Flujo slug severo en risers.

Recientemente la explotación de reservas de hidrocarburos se ha incrementado en aguas profundas y particularmente en México, un gran porcentaje de las reservas se encuentra en aguas profundas (con una profundidad mayor a 1800 metros). La utilización de largas tuberías verticales de producción en aguas profundas (figura 1.5), predispone el sistema a la formación del fenómeno denominado *slugging* severo como resultado de una amplia cantidad de condiciones de flujo y topografía del lecho marino. El flujo *slugging* severo se caracteriza por la formación de un gran tapón de líquido con pequeñas burbujas de gas que bloquea la tubería vertical de producción (riser) evitando el paso de gas hacia el riser, hasta que la presión en la línea sobrepasa la presión ejercida por la columna de líquido en el fondo del riser, provocando que el líquido contenido en la tubería vertical salga proyectado del riser hacia los sistemas de separación, pudiéndose originar grandes problemas para estos equipos. El flujo *slugging* severo no es un problema exclusivo en los sistemas de producción de aguas profundas. Sin embargo, la utilización de risers de gran longitud incrementan los problemas del *slugging* severo en comparación con los sistemas de producción instalados en aguas someras.

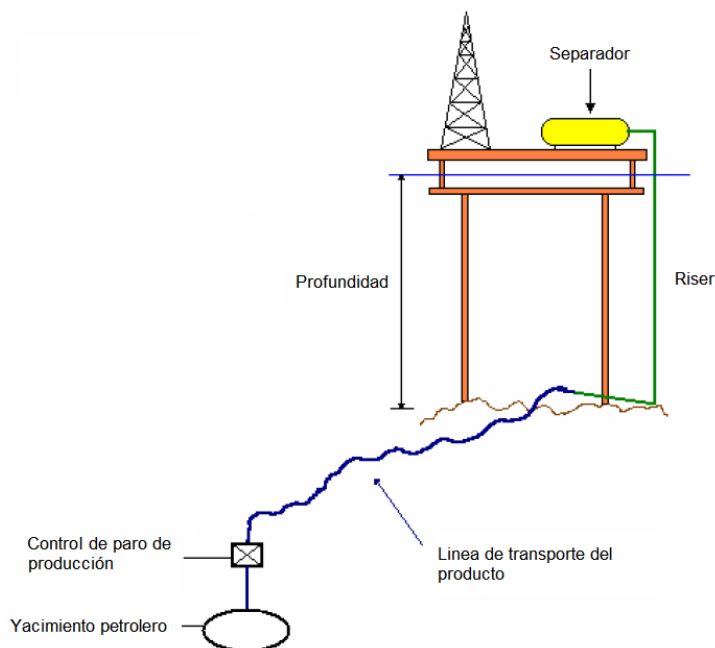
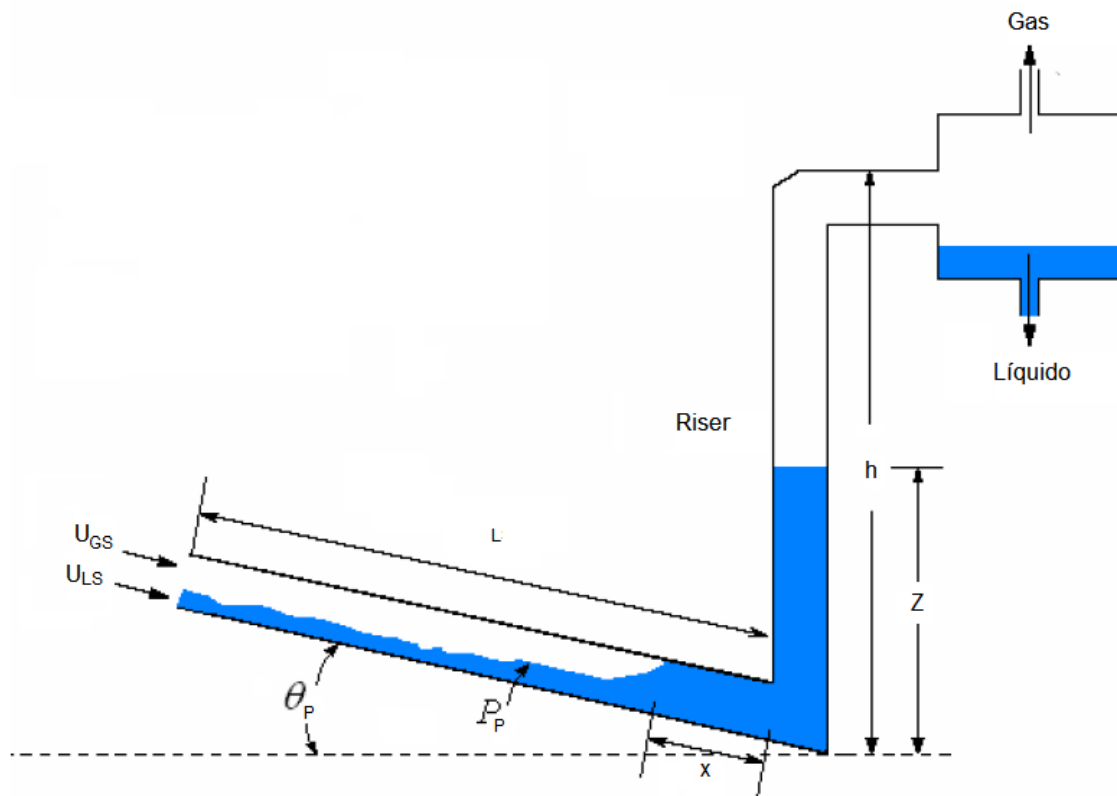


Fig. 1.10 Transporte de crudo

El flujo *slugging* severo puede ocurrir a altas presiones con un consecuente aumento en las fluctuaciones de presión, estas fluctuaciones reducen el periodo natural del flujo con una consecuente disminución en la producción lo que puede culminar en abandono prematuro del pozo o pérdida de las reservas. Los problemas ocasionados por el flujo *slugging* severo se abordan en la siguiente sección del trabajo.

A continuación se describirá el proceso de formación del fenómeno, el cual se compone de los siguientes pasos.

1. Primero el líquido entra a la tubería en forma de una película (flujo estratificado) acumulándose en la parte inferior de la tubería vertical, bloqueando el paso del gas y provocando la compresión del mismo (figura 6). Cuando la altura del líquido en la tubería vertical, Z , alcanza la parte superior de la tubería vertical, es decir $Z = h$, el segundo paso empieza con el movimiento del slug hacia el separador (figura 1.7).

Fig. 1.11 Primera etapa de formación del flujo *slug* severo.

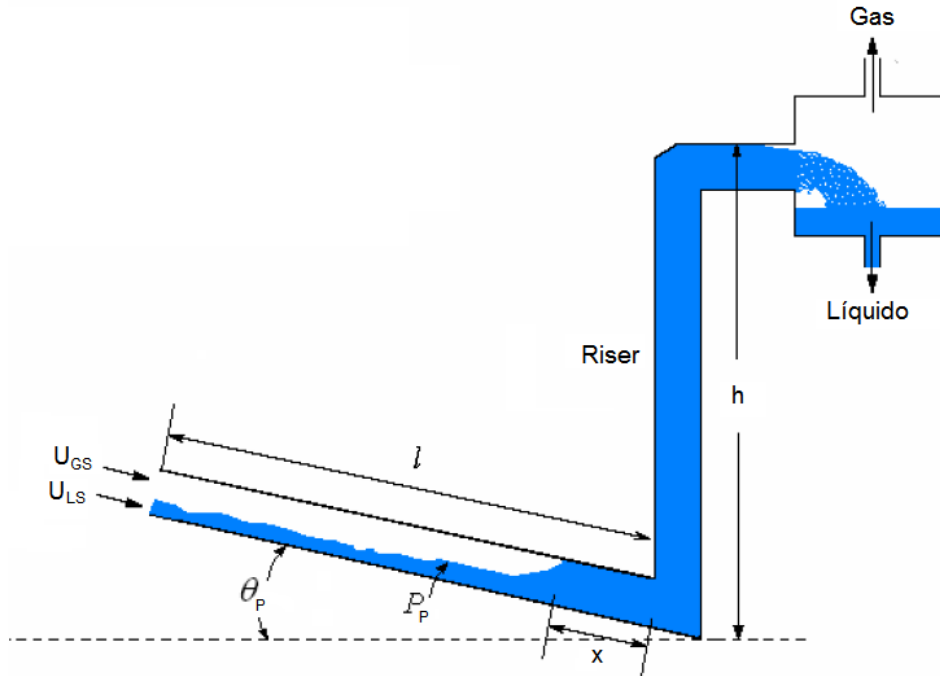


Fig. 1.12 Segunda etapa de formación del flujo *slug* severo.

- Después de que el gas que es bloqueado en la tubería alcanza la parte inferior de la tubería vertical, el tapón de líquido contenido dentro del riser sigue fluyendo hacia el separador (figura 1.12).

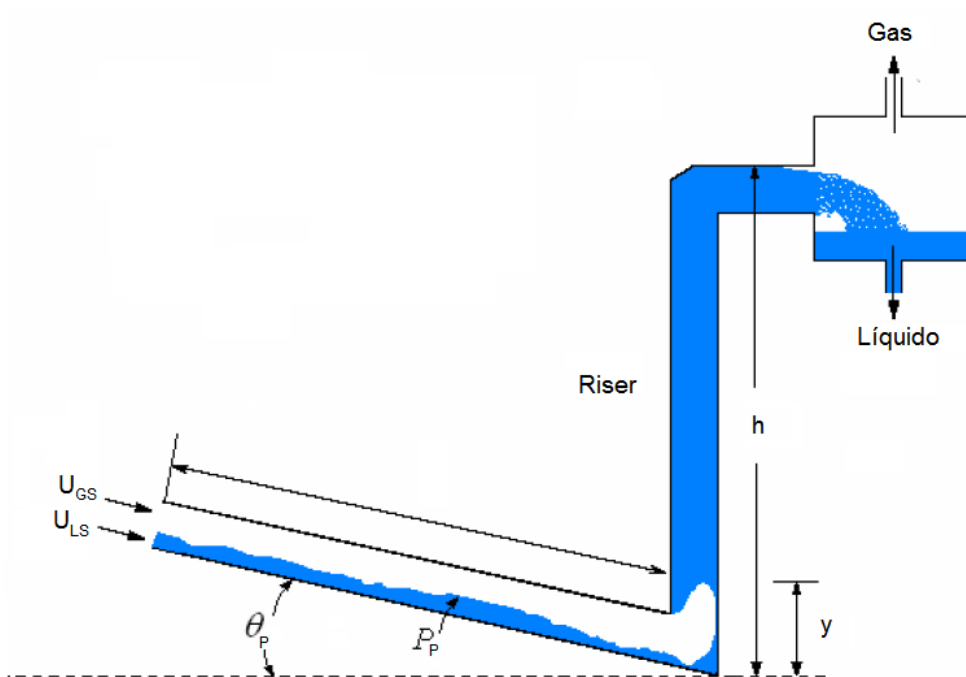


Fig. 1.13 Tercera etapa de la formación del *slug* severo.

1. En este último paso, en la figura 1.13, se observa que el líquido escurre por las paredes de la tubería vertical hasta formar un nuevo tapón de líquido y el proceso de formación del *slug* severo reinicia.

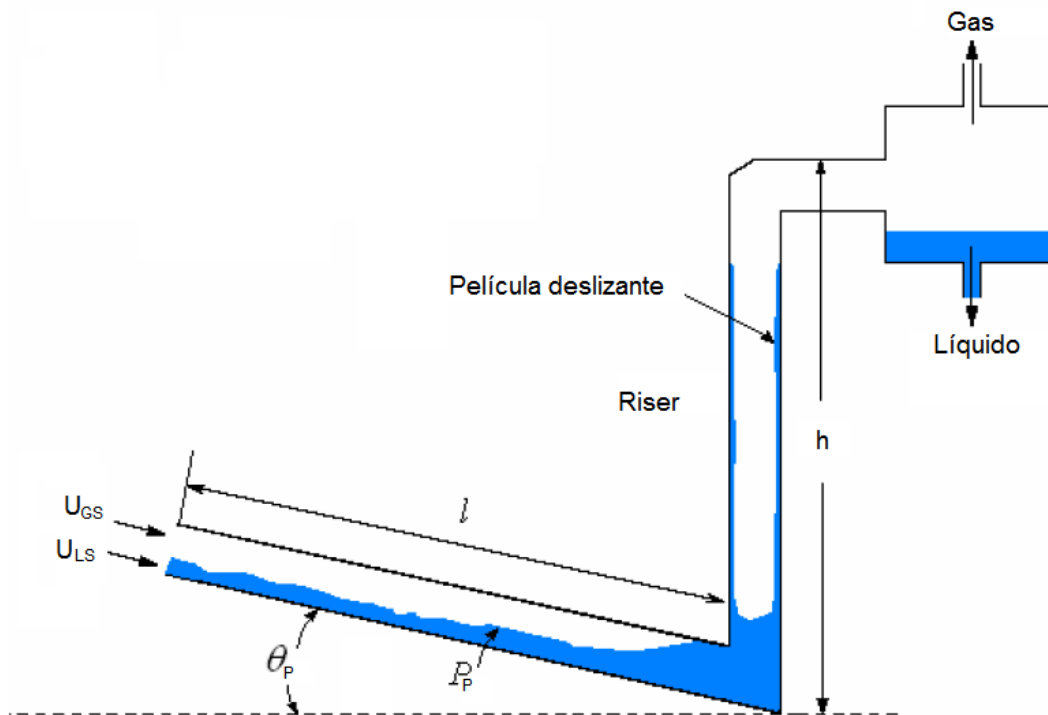


Fig. 1.14 Cuarta etapa de la formación del slug severo.

El fenómeno del flujo *slug severo* tiene como característica principal la inducción de vibraciones, las cuales se propician por la inestabilidad en el flujo y las grandes fluctuaciones de presión. Por lo tanto, el flujo *slug severo* es un fenómeno de naturaleza transitoria que origina una gran inestabilidad durante su transporte, ya que existen periodos sin producción en los sistemas, cuando el fenómeno se está formando y periodos donde se tiene una excesiva cantidad de líquido, cuando el *slug severo* es expulsado del riser.

Los parámetros involucrados en el flujo *slug severo* son las siguientes:

- Longitud de la tubería inclinada.
- Longitud del líquido acumulado en la base de la tubería vertical.
- Diámetro de la tubería.
- Área de la sección de la tubería.
- Longitud de la tubería vertical

- Ángulo de inclinación de la tubería.
- Longitud de la columna de líquido en la tubería vertical.
- Densidad del gas.
- Densidad del líquido.
- Velocidad superficial del gas.
- Velocidad superficial del líquido.
- Aceleración debido a la gravedad.
- Peso molecular del gas.
- Presión en la tubería.
- Presión en el separador.
- Fracción volumétrica del líquido en la tubería.
- Volumen del gas en la tubería.

1.7 Modelos existentes.

Básicamente existen dos métodos para la eliminación y control del *slug* severo; incremento de la presión en el sistema y el de inyección de gas. La técnica de contra presión (choking), elimina el *slug* severo mediante el incremento de presión en el sistema y consecuentemente logrando una reducción significativa en la capacidad de producción, lo más comúnmente usado en esta técnica es el choking o flujo estrangulado por medio de una válvula que provoca un flujo crítico (figura 10).

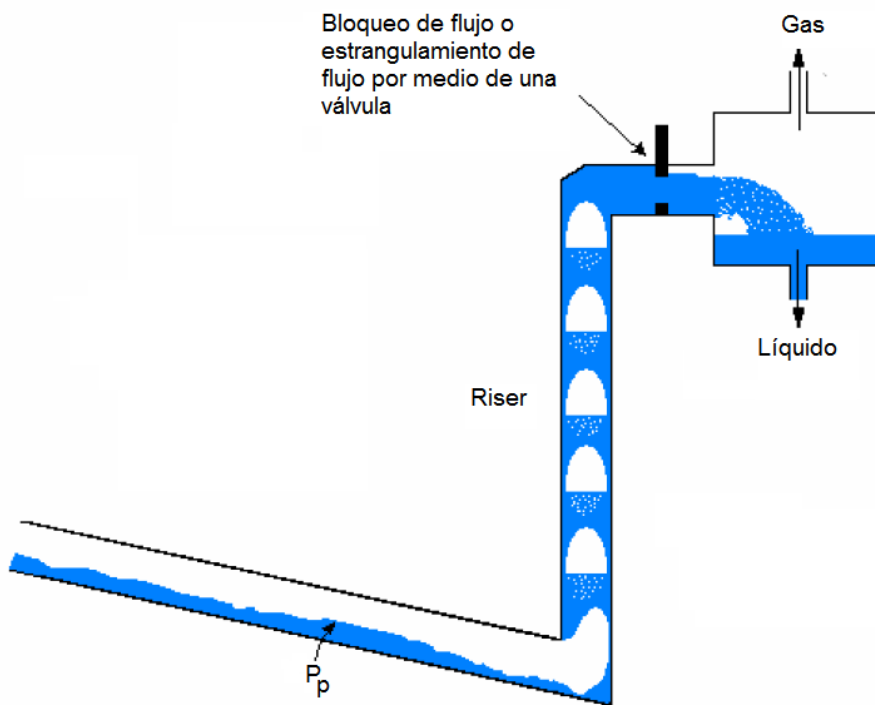


Fig. 1.15 Técnica de bloqueo o de estrangulamiento de flujo.

La técnica de bloqueo (choking), como se mencionó anteriormente incrementa la contra presión en proporción al incremento de la velocidad en la tubería vertical. Si el movimiento del gas en la tubería vertical es estabilizado antes de alcanzar el estrangulamiento puede ocurrir flujo estacionario. La estabilización requiere de un manejo muy cuidadoso de la conducción crítica para asegurar mínima contra presión [15].

La técnica de aligeramiento de la columna (figura 1.15), consiste en inyectar gas en el interior de la tubería vertical con el objeto de reducir la carga hidrostática incrementando la cantidad de gas en la línea; en otras palabras es aligerar el peso de la columna, sin embargo esta técnica presenta la desventaja de requerir un montaje especial en la plataforma y grandes cantidades de gas de inyección, el costo operacional de la inyección de gas puede ser muy significativo [15].

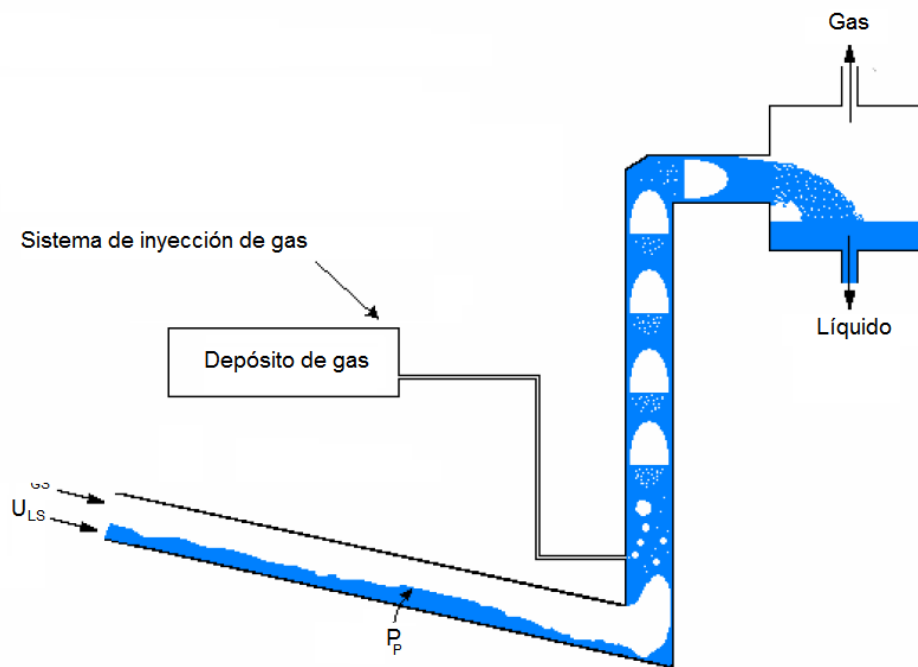


Fig. 1.16

Técnica de inyección de gas (gas-lift).

Una vez que alguna de estas técnicas es aplicada, el flujo en el riser tiende a formar un patrón de flujo bifásico definido cercano a un estado estacionario. Este patrón puede ser una transición entre flujo anular o slug normal. Por lo comentado anteriormente, se establece que el objetivo de estrangular y de la inyección de gas es transformar el flujo slug severo a una condición operacionalmente estable (flujo permanente) [15].

El flujo slug severo no tiene una zona definida en un diagrama de velocidades superficiales, pero se han encontrado criterios para representar las zonas en las cuales puede ocurrir el flujo slug severo y zonas de estabilidad en el comportamiento del flujo.

Los principales criterios son: el criterio de Boe, el de Taitel.

El criterio de estabilidad de Taitel está basado en un balance de fuerzas por unidad de área en el riser (figura 1.17) [15].

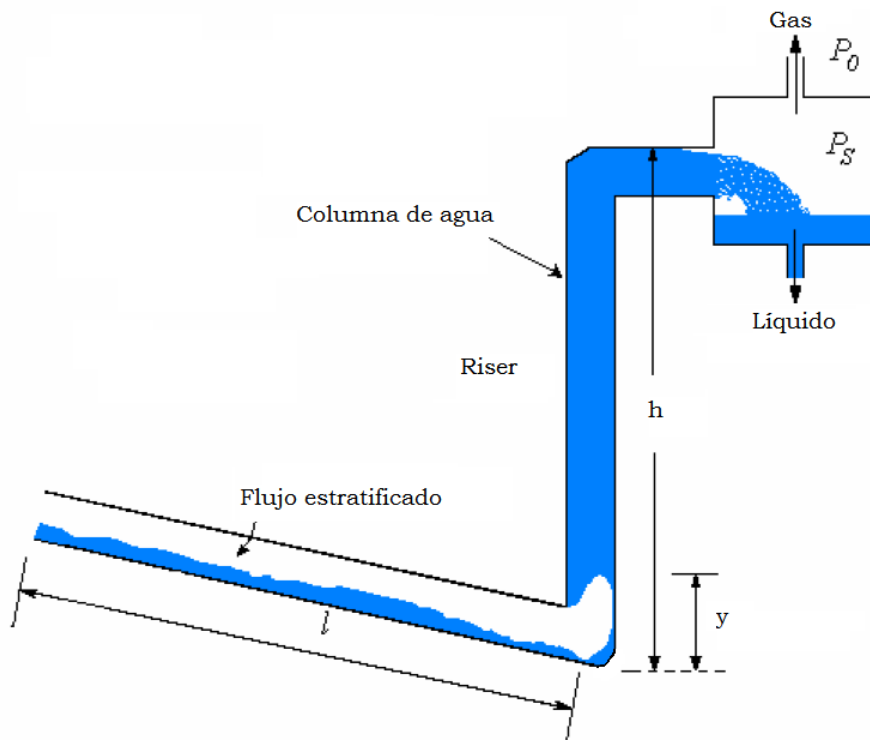


Fig. 1.17 Gas penetrando en la base del riser.

Lo cual da:

$$\text{---}$$

(1.1)

El primer término en corchetes representa la fuerza en la tubería, esta fuerza va variando conforme aumente y . En el segundo término se representa la fuerza de contrapresión aplicada por la presión del separador y la presión ejercida por el líquido en la columna a una altura $(h-y)$. Donde l y h son la longitud de la tubería y la altura del riser respectivamente, P_s es la presión en el separador, α es la fracción volumétrica en la parte estratificada de la tubería y β es la fracción

volumétrica del gas que penetra en la columna del líquido. γ y β tienen valores entre 0.8 y 1 [15].

De la ecuación 1.1 se aprecia que cuando $y=0$ el sistema está en equilibrio y $\beta = 0$. Por lo tanto, para que el flujo slug severo se presente es dependiente de y . Así pues para que no se dé el flujo slug severo debe cumplirse la siguiente condición:

$$\frac{P_0}{\rho_0 g H} > \frac{1}{\beta} \tag{1.2}$$

Por lo que el criterio de estabilidad queda definido de la siguiente forma:

$$\frac{P_0}{\rho_0 g H} > \frac{1}{\beta} \tag{1.3}$$

Donde P_0 es la presión atmosférica.

En la ecuación 1.3 se observa que hay una condición de estabilidad que se cumple cuando la presión del separador es mayor que la presión atmosférica o en su defecto cuando la altura del riser es mayor que la longitud de la línea [15].

Tomando como base la ecuación 1.3 se obtiene una región que de acuerdo a Taitel delimita la región de slug severo, la cual se traza en la figura 1.17.

El criterio dado por Boe en 1981 menciona que el flujo en estado estacionario en el riser se presenta cuando el gas de entrada es suficientemente alto y el flujo de líquido es lo suficientemente pequeño lo cual representa las condiciones de flujo estratificado. Este criterio está dado por la siguiente ecuación.

$$\frac{P_0}{\rho_0 g H} > \frac{1}{\beta} \tag{1.5}$$

Donde el subíndice 0 se refiere a las condiciones atmosféricas estándar. El criterio delimita una zona de flujo estacionario y una zona donde ocurre el slug severo, mostrada en la figura 1.15. La velocidad superficial en el riser, puede ser ajustada por la presión promedio en el riser y está dado por la siguiente relación.

$$\frac{U_{LS0}}{U_{GS0}} = \frac{1}{\sqrt{2}} \left(\frac{P_s}{\rho_L g h} \right)^{0.5} \quad (1.6)$$

Donde α es la fracción volumétrica del líquido y es considerada como 1, P_s es la presión en el separador y h es la altura del riser.

Por otra parte, existen investigaciones experimentales, Zakarian, muestran que el flujo slug severo puede prevalecer fuera de la región delimitada por medio del criterio de Boe [15].

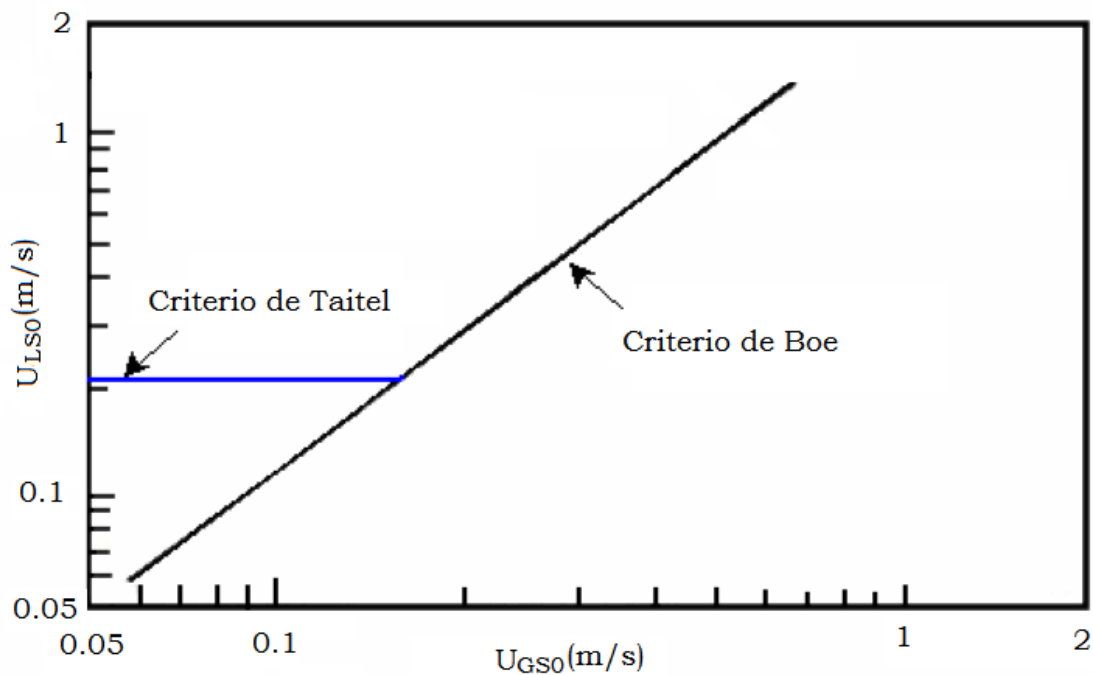


Fig. 1.18 Criterios de Boe y Taitel en grafico de velocidades superficiales de gas y líquido.

CAPITULO 2

Diseño de la instalación experimental.

2.1 Diseño del experimento

Anteriormente se documentó los antecedentes del flujo bifásico en tuberías horizontales y verticales. También se describieron algunos estudios realizados respecto al tema. En este capítulo se describen las parámetros que se variaran durante el experimento y que se utilizan para la realización de este. Se describe el diseño del experimento además de cómo se realiza y cómo está compuesta la instalación experimental. La selección de los instrumentos y la forma cómo se calibran.

Se diseñó la instalación pensando en la reproducción del fenómeno denominado slug severo, para una tubería inclinada con un ángulo (θ) y longitud ($L1$) conectada a una tubería vertical con una variación de la longitud $L2$.

- $L1$ (Longitud del tramo inclinado)
- $L2$ (Longitud del tramo vertical "riser")
- θ (El ángulo de inclinación)
- U_{sg} (Velocidad superficial del gas)
- U_{sl} (Velocidad superficial del líquido)

Manteniendo los diámetros $d1$ y $d2$ constantes e iguales (1 pulgada) que fueron utilizadas igualmente durante los experimentos realizados por Taitel y Dukler, igualmente la presión del separador permanecerá constante (atmosférica).

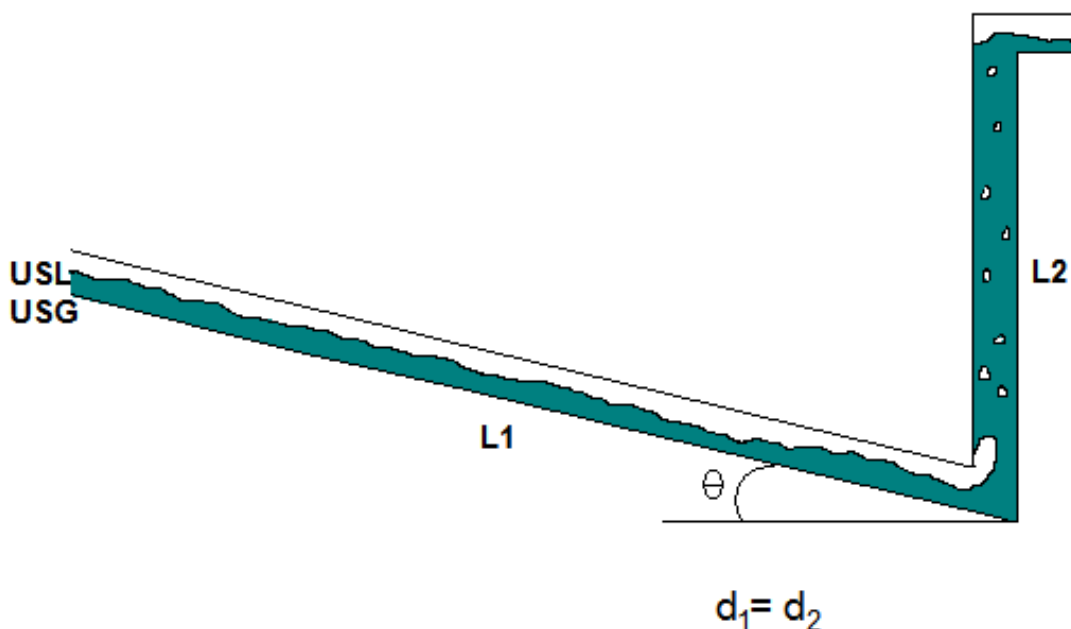


Figura 2.1 Variables geométricas y de proceso a considerar.

Se tiene una bomba centrífuga para el flujo de agua y un compresor recíprocante para el flujo de aire ambos flujos se juntan en una convergencia a la entrada del sistema así también se realizaran mediciones a la entrada de cada flujo, gas y líquido, así como las presiones en la tubería inclinada y la tubería vertical y se cuenta con medidores de fracción volumétrica en ambas tuberías, el separador de fases cuenta con medidor de presión calibrado para poder medir el volumen dentro. Todos estos conectados a un sistema de adquisición de datos.

La realización de los experimentos está dividida en dos partes, la primera parte está dada en un mapeo de la zona experimental donde se encontrará y caracterizará el slug severo, terminando el mapeo se sigue con la eliminación del slug severo por el método de inyección de aire, como ya se documentó anteriormente este método ayuda a reducir en varios sistemas el slug severo dándole al sistema una estabilidad operando a las mismas condiciones.

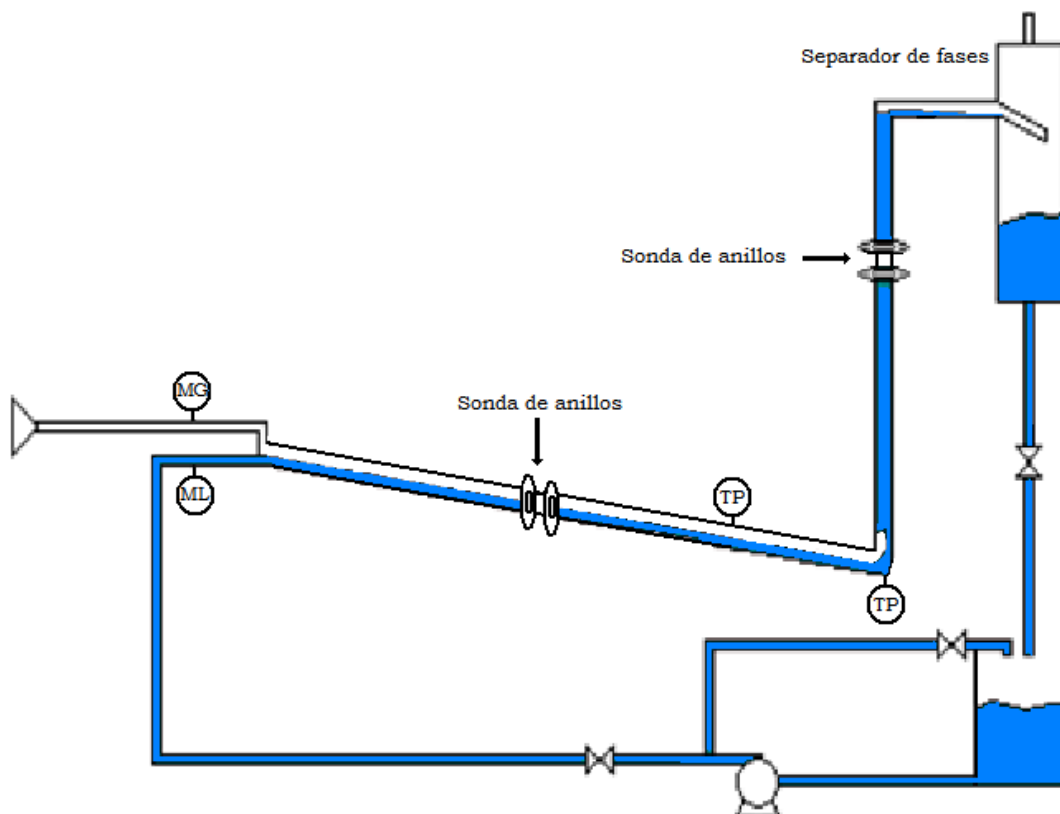


Figura 2.2 Esquema de la instalación experimental.

La primera parte los experimentos están basados en el diagrama de velocidad superficial de líquido y velocidad superficial de gas donde se plasman los criterios de existencia del fenómeno denominado slug severo

proporcionados por Boe y Taitel, los cuales fueron presentados en el capítulo anterior. El área experimental se escogió para ser comparada con estos criterios figura 2.3.

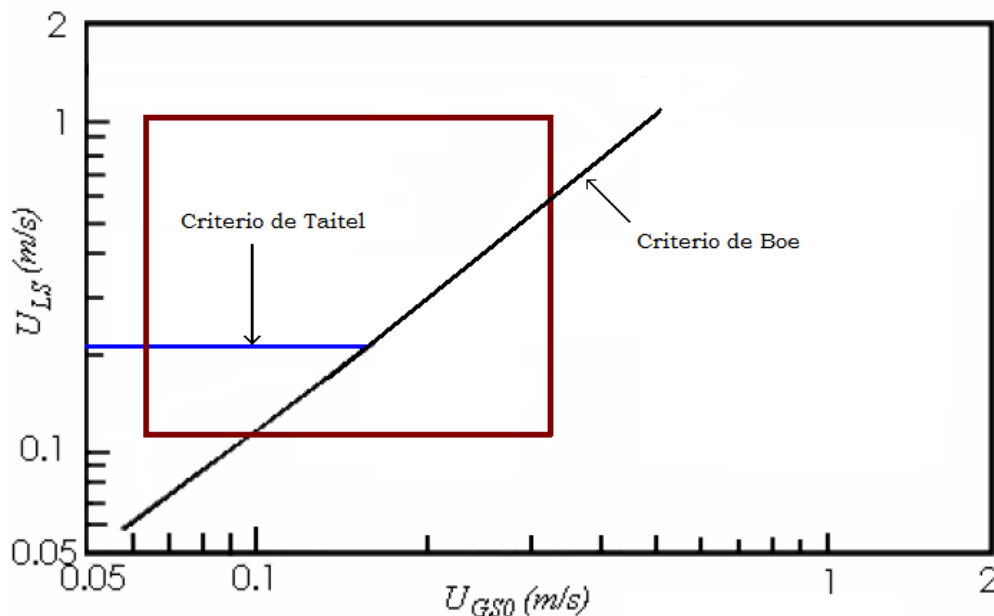


Fig. 2.3 Criterio de Boe y Taitel sobre la existencia del slug severo.

Igualmente se compara con la gráfica dada por Barnea de velocidades superficiales de gas para tubería inclinada con flujo descendente, ya que se desea tener un flujo estratificado.

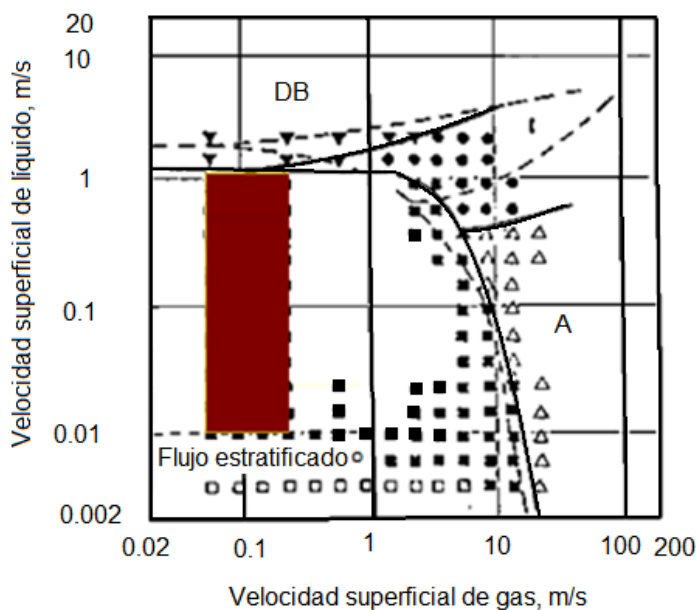


Figura 2.4 Diagrama de patrones de flujo presentado por Barnea para tubería inclinada 10° en una tubería de 2.5 cm

Se toma del diagrama de Barnea para tuberías inclinadas Figura 2.3, las velocidades superficiales de las dos fases, agua y aire, para que ocurra el patrón de flujo “estratificado” en la sección inclinada descendente teniendo de esta manera una representación del fenómeno que se quiere obtener.

Los parámetros que se va a variar en el experimento son

- $\theta = 10^\circ, 20^\circ, 30^\circ$
- $L1 = 3, 4 \text{ m}$
- $L2 = 2, 3 \text{ m}$
- $U_{sg} = 0.2, 0.8, 1, 2, 3 \text{ m/s}$
- $U_{sl} = 0.04, 0.08, 0.1, 0.2, 0.3$

Con una tubería de diámetro constante de 25.4 mm, que opera también a presión constante.

Para el experimento primero se selecciona la geometría a utilizar para el experimento teniendo una longitud dada de la tubería inclinada y una longitud de la tubería vertical, se monta el ángulo específico para el experimento y se estabilizan los flujos másico de cada una de las fases (gas y líquido), se espera unos minutos para que el sistema en operación se estabilice. Con estas pruebas se pretende obtener y analizar el comportamiento de la presión del gas en la tubería inclinada y la presión de la columna de líquido con las condiciones ya mencionadas. Poniendo mayor atención a los gradientes de presión producidos por el efecto de la acumulación de gas en la tubería inclinada cuando el slug severo se da, esto principalmente en estado transitorio debido a la acumulación de líquido en la tubería vertical que impide el paso del gas, siendo la velocidad del slug con la cual se libera de la columna otro parámetro a capturar. Otro parámetro a capturar es el hold up que se encuentra en determinado tiempo tanto en la tubería vertical como en la inclinada, todos los datos son mandados al sistema de adquisición de datos y tomados en tiempo real para todos los instrumentos.

La secuencia de operación ya descrita se puede apreciar con mayor detenimiento en la figura 2.5 por medio de un diagrama de flujo para su mayor comprensión. La descripción hecha sobre el desarrollo experimental permite entonces establecer la forma cómo se obtendrán los resultados experimentales. De esta forma podemos plantear y diseñar la matriz de pruebas a utilizar en la experimentación.

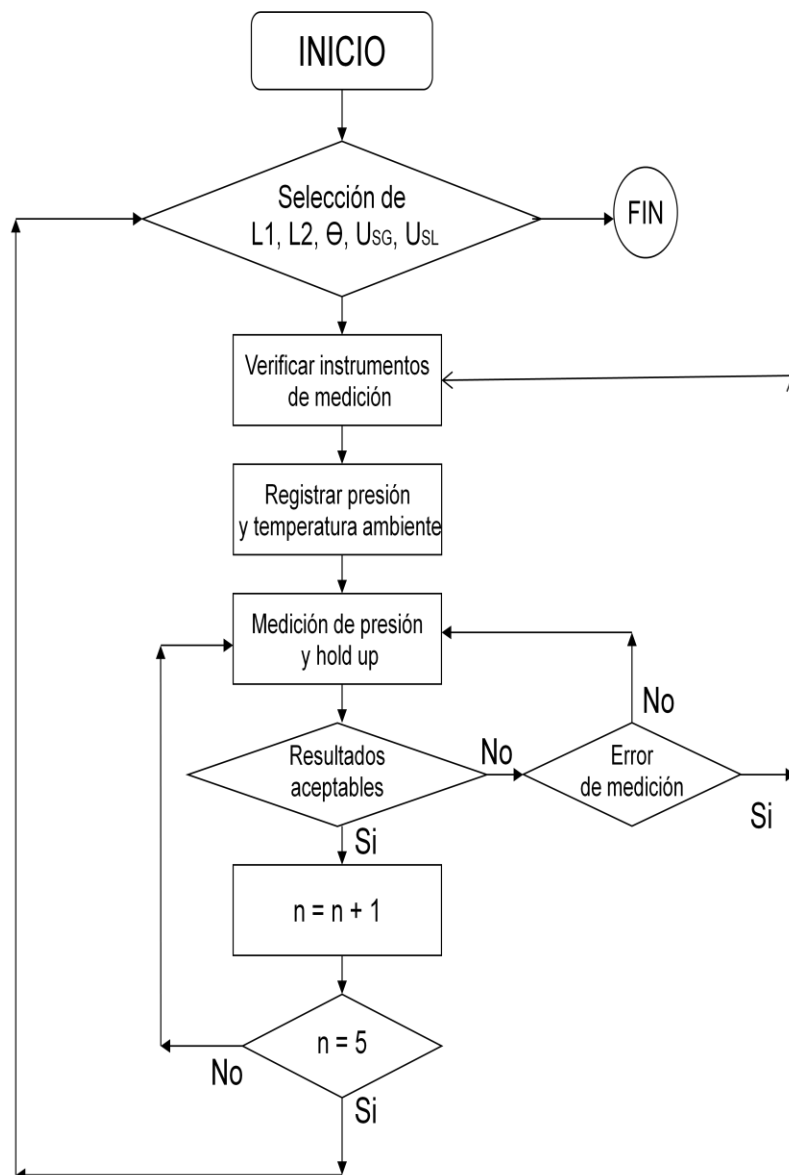


Figura 2.5 Diagrama de flujo del procedimiento experimental.

La tabla 2.1 muestra la matriz experimental de este estudio, está formada de la siguiente manera:

Tabla 2.1 Matriz experimental

$\theta=30^\circ$	L1=3m	L2=3m	Matriz experimental A		
Usg	0.131	0.263	0.526	0.657	0.822
Usl	A11	A12	A13	A14	A15
0.065	A21	A22	A23	A24	A25
0.131	A31	A32	A33	A34	A35
0.164	A41	A42	A43	A44	A45
0.197	A51	A52	A53	A54	A55
0.263	A61	A53	A63	A64	A56
0.328					

Cabe mencionar que para cada diseño experimental las velocidades superficiales de gas y de líquido pueden variar ya que no todas las geometrías arrojan el mismo resultado.

2.2 Diseño del montaje experimental.

La instalación cuyo diagrama se muestra en la figura 2.2, fue diseñada para estudiar y visualizar flujos bifásicos agua-aire en tuberías con inclinación descendente conectada a una tubería vertical, a presiones bajas, y consta básicamente de 5 secciones.

a) Sección de suministro de aire. Esta sección cuenta con un compresor de aire recíprocante de 10 HP, el cual consta de un tanque acumulador que trabaja a una presión de máxima de 1379 kPa (200 psi) y a una temperatura de 450 °F. Por seguridad, el tanque está calibrado a una presión de 896.35 kPa (130 psi) por medio de un regulador de presión que controla el funcionamiento de los compresores. A la salida del tanque se tiene una válvula reguladora de presión ajustada a un valor de 2 bar (29 psi) figura 2.6. La relación de presión entre la salida de la válvula y los tanques garantiza las condiciones de flujo sónico, lo que nos asegura que el flujo medido en la sección de medición sea estable. Posteriormente, el aire es conducido a la sección de medición a través de una tubería de 25.4 mm.



Figura 2.6 Compresor de aire utilizado en este proyecto.

b) Sección de suministro de agua. Consta de un cárcamo de bombeo de agua con capacidad de 250 litros y de una bomba centrífuga de 1/4 HP (figura 2.7). El agua se conduce hacia la sección de medición por medio de una tubería de PVC hidráulico de 25 mm de diámetro externo. Teniendo también recirculación en el área del cárcamo y purga antes de la entrada en el medidor de flujo.



Figura 2.7 Bomba centrífuga utilizada en el estudio.

c) Sección de medición de flujo. Se tiene dos sistemas de medición de flujo, una para agua y otra para aire. La sección de medición de flujo de agua cuenta con tres válvulas, una de compuerta para regular el flujo a la entrada de un sensor de flujo de líquido y dos válvulas de globo de cierre rápido, para hacer una recirculación, si se requiere. La sección de medición de aire cuenta con una válvula de globo para cierre rápido, seguido de esta, una válvula de aguja para regular el flujo hacia los sensores de flujo de gas, además de otras dos válvulas para hacer la derivación entre los dos sensores de gas, según sea la cantidad de flujo a medir.



Figura 2.8 Rotámetro tipo turbina para medición de flujo de gas

d) Sección de experimentación. Después de medir los gastos de cada fase, estas son conducidas a un mezclador de fases, el cual consiste de una interconexión tipo Y para una tubería de 25 mm de PVC. A la salida del mezclador el flujo bifásico entra a la sección de experimentación, la cual para su visualización consta de una tubería de acrílico de 19.4 mm. de diámetro interior. Consta de dos tramos de tubería, uno descendente y otro ascendente vertical, teniendo estos la forma de una "L", el ángulo θ , se puede variar como se mencionó anteriormente (10° , 20° y 30°). Las longitudes L_1 , L_2 , pueden ser variadas de acuerdo a las siguientes longitudes (3, 4 m y 2, 3 m respectivamente), figura 2.1. En la cual se encuentran montadas los instrumentos de medición, que son 3 transductores de presión y 2 sondas de anillos.

e) Sección de separación de fases. La descarga de la instalación está conectada a un tanque que hace la función de separador de fases. El separador de fases tiene igualmente la función de instrumento de medición. El flujo que logra salir del último tramo ascendente sigue siendo en general una mezcla líquido-gas. Ya que se requiere medir y conocer la cantidad de la fase líquida extraída de la zona de experimentación, se utiliza un tanque separador en el cual la fase líquida se separa por gravedad y cae en este, la fase de gas se descarga a la atmósfera. El depósito tiene una forma rectangular con una base de 100x100 mm y una altura de 0.7 m, lo cual le da un volumen de 6.9 litros, está construido de material acrílico de tal forma que se puede visualizar el nivel de líquido, además de contar este con un transductor de presión que se utiliza para medir en forma electrónica el nivel del líquido.



Figura 2.9 Separador de fases

2.2.1 Sistema de adquisición de datos

El sistema de adquisición consta principalmente de una tarjeta de adquisición de datos, un osciloscopio y una PC. Los datos obtenidos en señales de corriente por los transductores de presión, las sondas de anillos y los medidores de flujo, son captados, administrados e interpretados en una forma que muestra el comportamiento de la presión, el flujo y el hold up a lo largo de la instalación experimental para distintas condiciones. La tarjeta se comunica a la computadora por medio del puerto paralelo. Un programa se realiza en el software Visual C para realizar el proceso de adquisición.

El sistema de adquisición de datos funciona de la siguiente manera:

- Los transductores de presión instalados en la instalación experimental y en el separador de fases recibirán señales de presión debido a fuerza que ejerce el fluido sobre la tubería. El transductor transforma esta energía de presión en energía de corriente eléctrica, se utiliza cable de control como medio de transporte de dicha señal de energía.

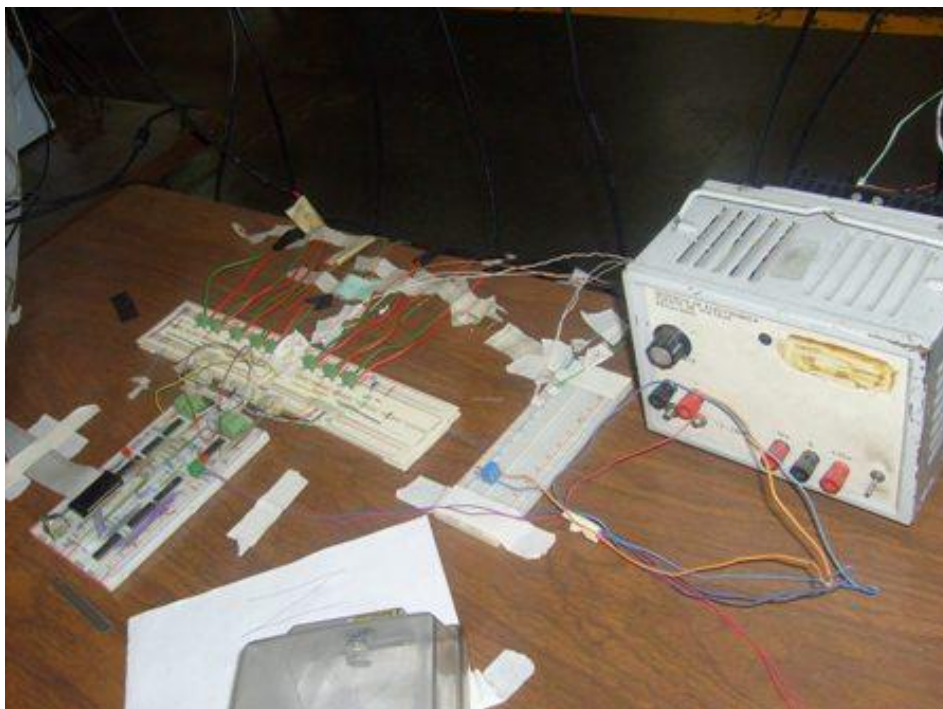


Figura 2.10 Sistema de adquisición de datos

- Las señales de corriente pasan por un sistema que está formado por una resistencia de 249Ω , un diodo sener y demás aditamentos con el único objetivo de obtener a la salida señales de voltaje, debido a que la tarjeta está diseñada para recibir señales de este tipo.
- Las señales de voltaje obtenidas se enviaron directamente a la tarjeta de adquisición de datos. De ahí las señales son organizadas y enviada a la PC por medio del puerto paralelo.
- Así también, se envía la señal de las sondas de anillos instaladas en la tubería inclinada y vertical hacia el osciloscopio, donde los voltajes de recepción son diferentes a los de los transductores de presión (3.5 a 8.5 volts). El osciloscopio está conectado directamente a una pc para la adquisición de datos por medio de un software propio del mismo sistema figura 2.10.
- El osciloscopio igualmente se conecta con los medidores de flujo para la obtención de la variación de flujo cuando ocurre el slug severo.



Figura 2.11 Osciloscopio utilizado en las pruebas.

- Posteriormente los datos son almacenados en un archivo de Excel. Todo esto por medio de un programa previamente diseñado.
- La función del programa es ordenar los tiempos de captura de los datos y los puntos donde se pretenden obtener ya que como se mencionó anteriormente las condiciones de prueba variarían de acuerdo al procedimiento experimental.

2.3 Diseño del sistema de inyección de aire.

Durante la segunda fase experimental se construyó una instalación para inyectar aire, que se tomaría del mismo aire que pasa a través de la tubería inclinada, con el fin de insertarlo en el codo de la unión entre la tubería vertical y la inclinada, como se muestra en la figura 2.8.

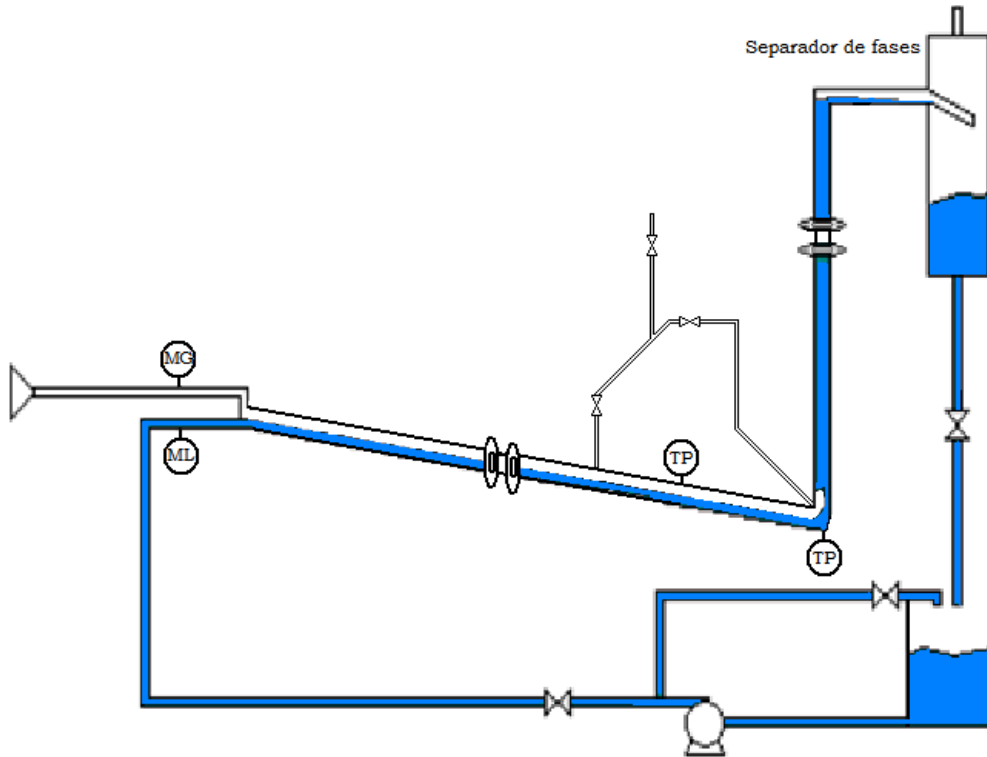


Figura 2.12 Diagrama experimental 2 sistema de inyección de aire

Para los casos que en la fase uno se dio el fenómeno slug severo, se realizaron pruebas con el método de inyección de aire, para comprobar la hipótesis de inicio en el que se decía que el slugging severo se reduciría al inyectar un flujo de aire en la parte baja de la sección vertical ascendente.

La tabla 2.2 muestra la matriz experimental que se empleo en esta serie de experimentos-

Tabla 2.2 Matriz experimental S de slugs severos generados

$\theta=30^\circ$	L1=3m	L2=3m
U_{sl} / U_{sg}	U_{sg}	U_{sg}
U_{sl}	S31	S32
U_{sl}	S41	S42

2.4 Construcción y caracterización de la instalación.

2.4.1 Diseño y construcción de las sondas de anillos.

En 1987, P. Andreussi et al. [26] desarrollaron un instrumento no intrusivo para determinar experimentalmente la fracción volumétrica de una

mezcla gas-líquido, basado en la conductividad que el líquido presenta al circular por él una corriente de radio frecuencia. El instrumento consta de dos anillos metálicos embebidos en una pared de un material dieléctrico, como lo mostrado en la figura 2.8.

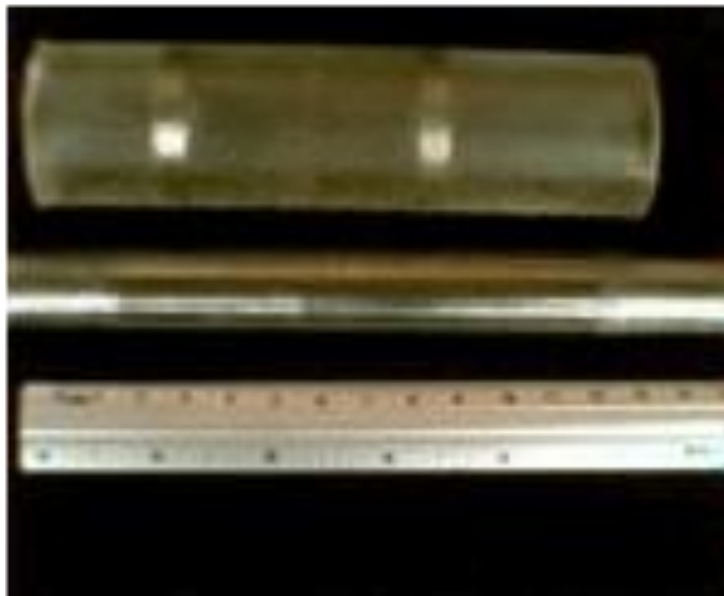


Figura 2.13 Sonda de anillos desmoldada, donde se observan los anillos embebidos en la resina plástica.

Los anillos se pueden considerar como dos placas que forman un capacitor de grandes dimensiones, siendo el material dieléctrico el líquido que se encuentra entre ellos. La impedancia que presenta el capacitor está determinada por.

$$Z = R + \frac{i}{\omega C} \quad 2.1$$

De acuerdo a esta ecuación, cuando la frecuencia de la corriente aplicada (ω) es lo suficientemente alta, la magnitud de la impedancia entre los dos electrodos alcanzan un valor constante y el ángulo de fase entre la componente resistiva y la capacitiva se hace cero. En estas condiciones, la conductividad estará dada solo por el término:

$$Ge = \frac{1}{R_E} \quad 2.2$$

Donde R_E es proporcional a la cantidad de líquido entre los anillos. En la figura 2.9, se muestra la sonda utilizada en este trabajo. Consta de dos anillos de acero inoxidable embebidos en tubo de acrílico de 29.4 mm de

diámetro exterior. La sonda formada por los anillos A y B, con una separación aproximada de 46.6 mm, se utiliza para medir H_L .

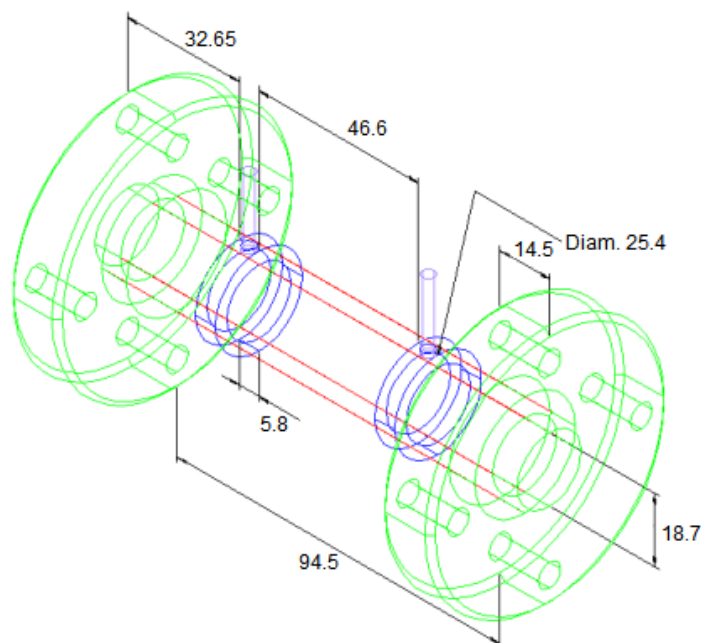


Figura 2.14 Dimensiones de la sonda de anillos, acotaciones en mm.

El circuito electrónico desarrollado para determinar la conductancia del líquido se muestra en la figura 2.6, está compuesto por un oscilador (sección A), por un divisor de voltaje, por una sección de amplificación (sección B) y un rectificador de onda completa (sección C). El oscilador entrega una señal cuadrada de 100 kHz. El divisor está formado por la resistencia eléctrica de la sonda, R_E , y una resistencia de referencia de 2.2 k Ω , R_r . las variaciones de impedancia provocadas por el paso de la fase líquida en la sonda se reflejan en la caída de voltaje en V_{Rr} , cuya magnitud se determina como:

$$V_{Rr} \approx \frac{V_E R_r}{R_r + R_E} \quad 2.3$$

Como R_E tiene un valor mucho mayor al de R_r , la caída de voltaje en R_r (V_{Rr}) es muy pequeña, por lo que se amplifica en la sección B, elevándola hasta un valor de voltaje V_p cuya magnitud pueda ser detectado por un instrumento a la salida, por último, el voltaje V_p se hace pasar por un rectificador de onda completa para que a la salida del circuito se tenga un voltaje unipolar. Con el fin de poder conducir esta señal a la tarjeta de adquisición de datos.

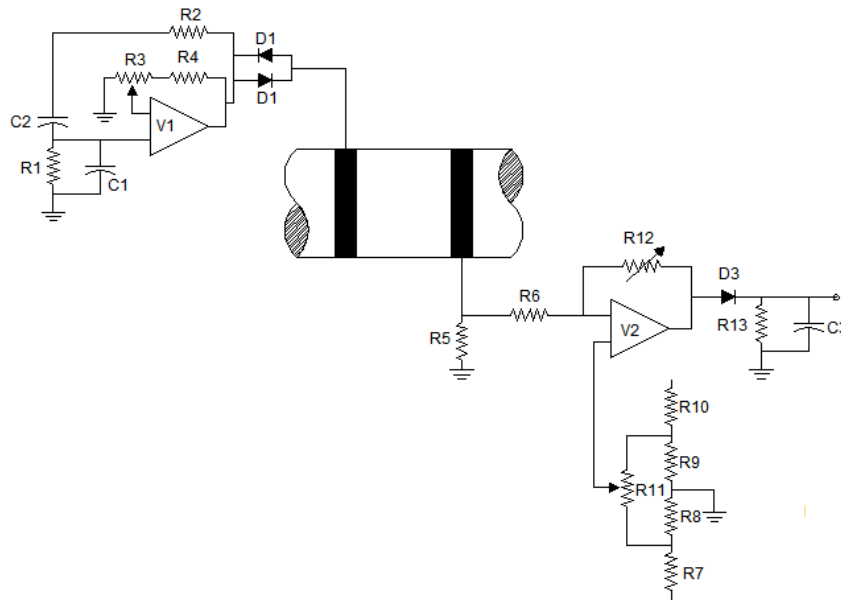


Figura 2.15 Diagrama de la electrónica asociada a la sonda conductiva de anillos

2.5 Calibración de los instrumentos.

2.5.1 Calibración de la sonda de anillos

La calibración de la sonda de anillos se realizó de forma estática simulando un flujo estratificado y disperso en una tubería horizontal como lo muestra la figura 2.11. El procedimiento es el siguiente:



Figura 2.16 Sonda de anillos montada en la base de calibración.

Equipo utilizado:

Material aislante en trozos pequeños y de densidad conocida para simular la presencia del aire. En este caso se utilizó vidrio pírex con densidad de 2.2284 g/ml.

Balanza gravimétrica. Jeringa graduada Voltímetro y osciloscopio. Sonda de anillos y circuito electrónico asociado. Recipiente con agua.

*Procedimiento de calibración:**Flujo disperso.*

- La sonda se llena en sus extremos y se coloca en posición horizontal correctamente nivelada. Se alimenta la electrónica con el voltaje apropiado para los circuitos integrados para que operen, y obtener los valores de V_{out} .
- Se agrega agua hasta llenar la sonda y se regula el valor del voltaje de V_{out} con los potenciómetros hasta que se alcance el valor de 5 volts. Posteriormente se vacía la sonda. Se pesa cierta cantidad de pírex y se introduce al volumen de control formado por la sonda y sus tapas en los extremos, distribuyéndolos uniformemente en el plano horizontal. La función del pírex es simular la presencia de burbujas en el líquido.
- Con la jeringa se introducen volúmenes de líquido conocidos. Para cada volumen de agua en la sonda, se registra el valor de V_{out} detectado por el osciloscopio y a la vez por la tarjeta de adquisición de datos. Se repiten los pasos anteriores hasta llenar el volumen de control incrementando la cantidad de vidrio pírex. Conociendo el volumen parcial de agua dentro de la sonda y el volumen total se determina la fracción volumétrica correspondiente a ese volumen parcial y se relaciona con el voltaje de salida " V_o " y un valor en número decimal de la tarjeta de adquisición de datos.

Flujo estratificado.

- La calibración de la sonda en flujo estratificado sigue los mismos pasos que la calibración para el flujo disperso, con la única diferencia de que no se le agregan trozos de pírex.

La calibración se realizó como se muestra en la siguiente figura, tomando

en cuenta que las mediciones fueron muy parecidas para ambos casos, se utiliza una sola ecuación para el modelado en el comportamiento del instrumento, debido a que la curva de calibración tiene un comportamiento homogéneo y se puede reproducir bajo las mismas condiciones, se considera confiable para medir la fracción volumétrica del líquido en el volumen de control.

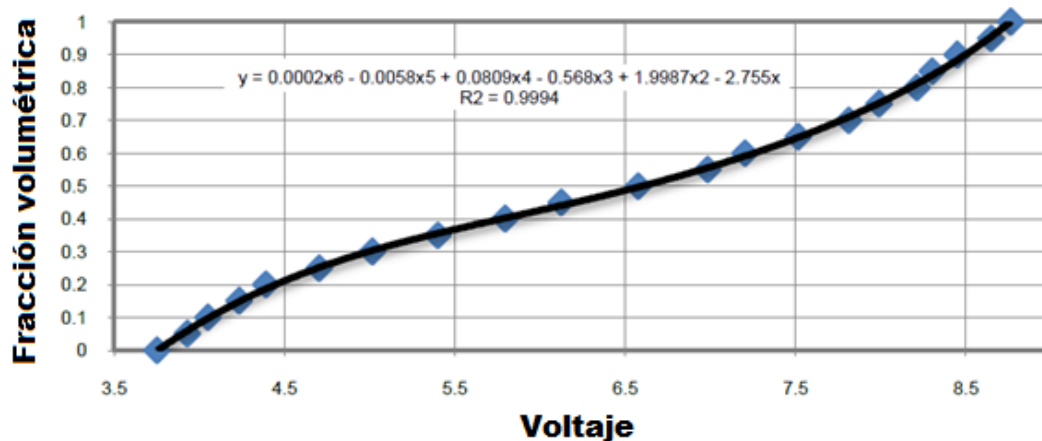


Figura 2.17 Calibración de las sondas de anillos para medición de fracción volumétrica

2.5.2 Calibración de los transductores de presión.

El transductor de presión proporciona lecturas de voltaje de acuerdo a la presión que detecta. Para calibrarlo, se utilizó un instrumento especial (bomba generadora de presión manual y un transductor de presión de alta precisión 0.2%), con lo cual se pudiera obtener lecturas de voltaje en función de la presión generada por la bomba.

Equipo utilizado:

Fuente de alimentación de 24 VCD. Resistencia eléctrica. Voltímetro y osciloscopio. Bomba generadora de presión y transductor de presión de precisión. Accesorios (reducciones, teflón, alambre.)

Procedimiento de calibración:

Se conecta el instrumento a calibrar a la fuente de poder, resistencia eléctrica y el osciloscopio, de acuerdo al diagrama de conexiones que se muestra en la figura 2.12. Se conecta la bomba generadora de presión al transductor de presión de precisión y al instrumento a calibrar, como lo muestra la figura 2.13.

Con la bomba se genera una presión, aplicando un apretón suave a las manijas de la bomba, se ajusta esta presión por medio de la tuerca que ésta tiene en un extremo, y de esta manera alcanzar un valor determinado de presión. El osciloscopio indica el valor del voltaje para cada valor de presión indicada por el transductor de presión de precisión.

El procedimiento se repite para valores de presión determinados, como para cada transductor de presión.

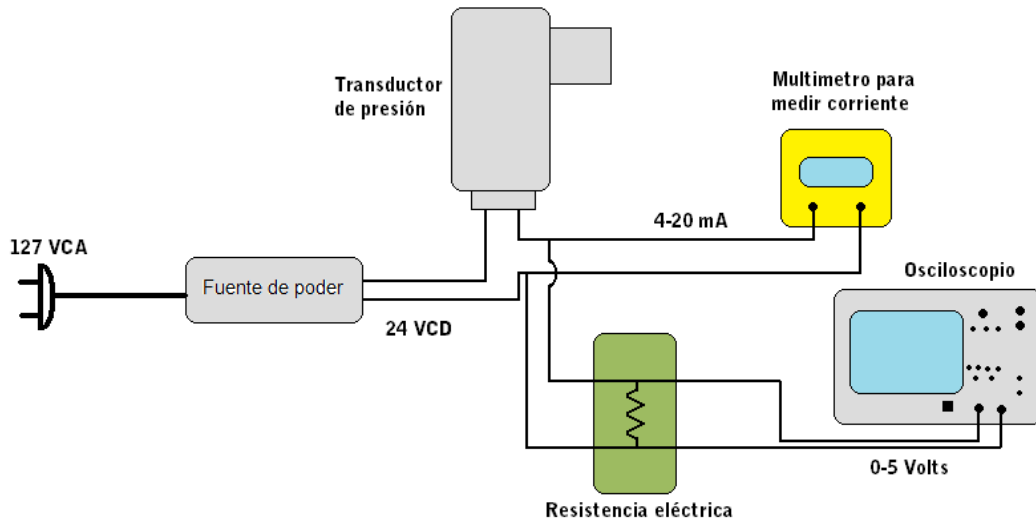


Figura 2.18 Diagrama de conexión eléctrica



Figura 2.19 Diagrama de conexión mecánica.

En el experimento se usaron 2 diferentes rangos de presiones 0 a 5 psi (0 a 34463 Pa) y 0-15 psi (0 a 103390 Pa) los datos de las curvas de calibración de cada uno de estos transductores se muestran en la figura 2.14, ya que las curvas tienen un comportamiento homogéneo y se puede reproducir bajo las mismas condiciones, se considera confiable medir la presión estática en el experimento.

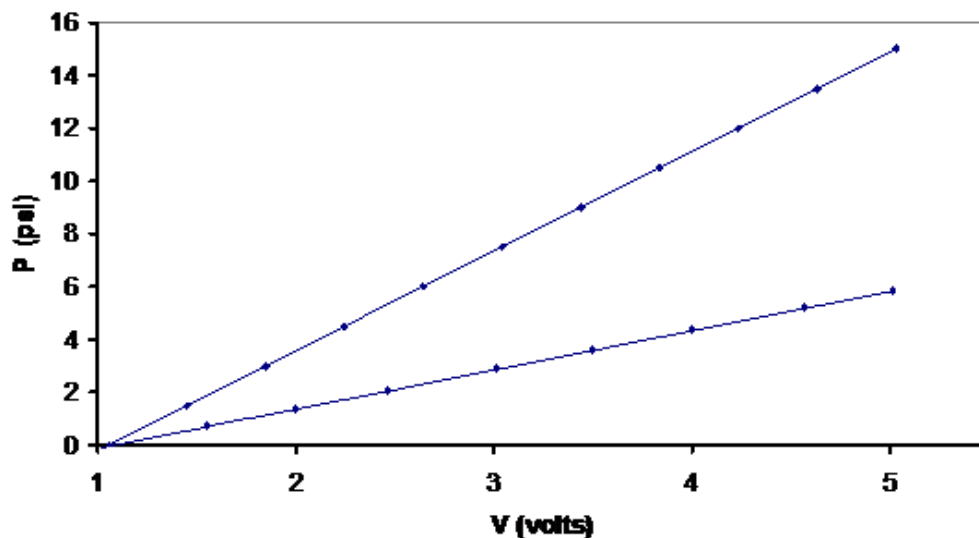


Figura 2.20 Curva de calibración para transductor de presión de 0 a 15 psi

2.5.3 Rotámetro tipo turbina para medir el flujo de agua y el aire.

El sensor de flujo para el agua, y el aire (Figura 2.14) es de tipo turbina (rueda Pelton), este mecanismo incluye un rotor aplanado que es colocado a lo largo de la línea central de la corriente del flujo. El componente que rota se diseña para proporcionar un pulso al pasar por un sensor magnético u óptico. La frecuencia de los pulsos es proporcional a la velocidad del fluido.

Estos diseños ofrecen altos niveles de exactitud, un tiempo de respuesta en milisegundos además de altas capacidades de presión y temperatura.

Todos los medidores de flujo, inicialmente son probados usando un instrumento de referencia para establecer la relación entre el flujo indicado y el real. Sensor de flujo para líquidos tipo turbina (rueda Pelton). Certificado de calibración por la Compañía DWYER. Fecha de Calibración: 10-16-2008, Modelo: TF1053

CAPÍTULO 3

PRUEBAS EXPERIMENTALES

3.1 Pruebas de estabilidad del sistema.

Las pruebas preliminares constan de diversas actividades con el objetivo de verificar que la instalación cuente con las condiciones óptimas y el sistema trabaje adecuadamente. Entre estas actividades se encuentran principalmente; verificar que la red de tuberías esté libre de fugas, que las bombas hidráulicas estacionarias trabajen normalmente, de igual forma que los recipientes de almacenamiento estén libres de desperfectos y que los transductores de presión estén montados y calibrados. Después de verificar que los equipos por donde pasa el fluido se encuentren en buenas condiciones se procede a realizar pruebas para sensibilizar el sistema. Primero se hacen pruebas sin instrumentos instalados para verificar que el fenómeno pueda ser producido y sensibilizarse para reproducir el fenómeno, posteriormente se realizan pruebas con los instrumentos para comprobar que estos midan de forma correcta.

Como se mencionó en el capítulo anterior se tiene 5 transductores de presión y dos sondas de anillos los cuales son numerados respecto a su posición en el sistema experimental (figura 3.1).

Para las primeras pruebas experimentales se utilizó la longitud mayor en la tubería inclinada y vertical así como el ángulo de 30°

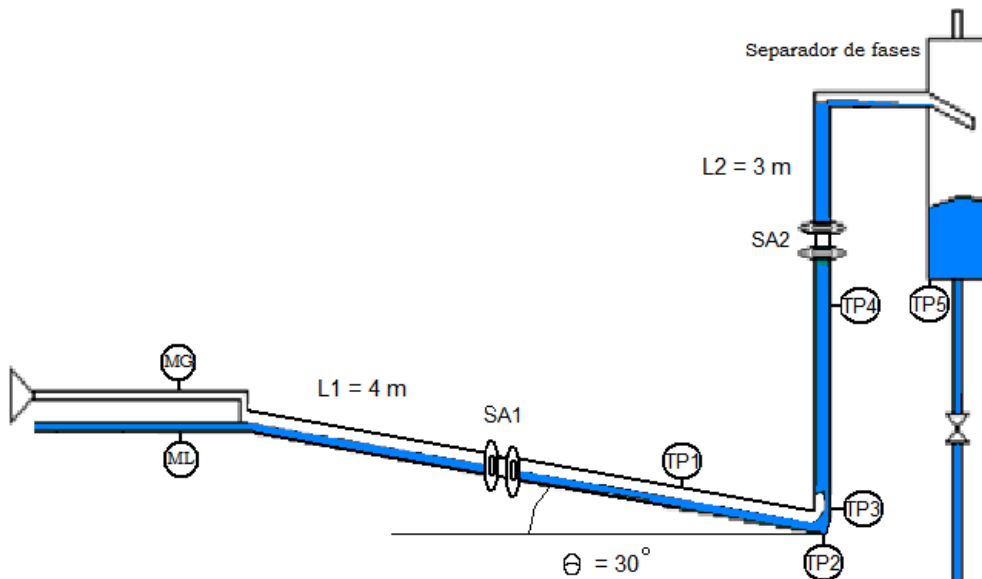


Figura 3.1 Medidores del sistema experimental

Así se asigna un número para cada uno de los instrumentos dentro de la instalación experimental, donde SA1 y SA2 son sondas de anillos que miden

la fracción volumétrica de la tubería inclinada y vertical respectivamente, el medidor de presión TP1 mide la presión de gas en la tubería inclinada cuando se tiene un flujo estratificado, TP2 mide la presión de la columna de líquido en la tubería vertical, TP3 y TP4 miden la presión de la columna en diferentes puntos, estos son utilizados para medir la velocidad del slug y TP5 mide la presión dentro del separador, esta presión está dada por el volumen de líquido dentro del separador y el transductor de presión es calibrado de tal forma que entregue un volumen correspondiente a la presión dada en estado transitorio.

Para las primeras pruebas experimentales se toma como base los criterios dados por Taitel y Boe para tubería inclinada y flujo descendente.

Usando una velocidad superficial de gas (U_{sL}) de 0.065784 y una velocidad superficial de gas (U_{sG}) de 0.1710384 como se muestra en la figura 3.2

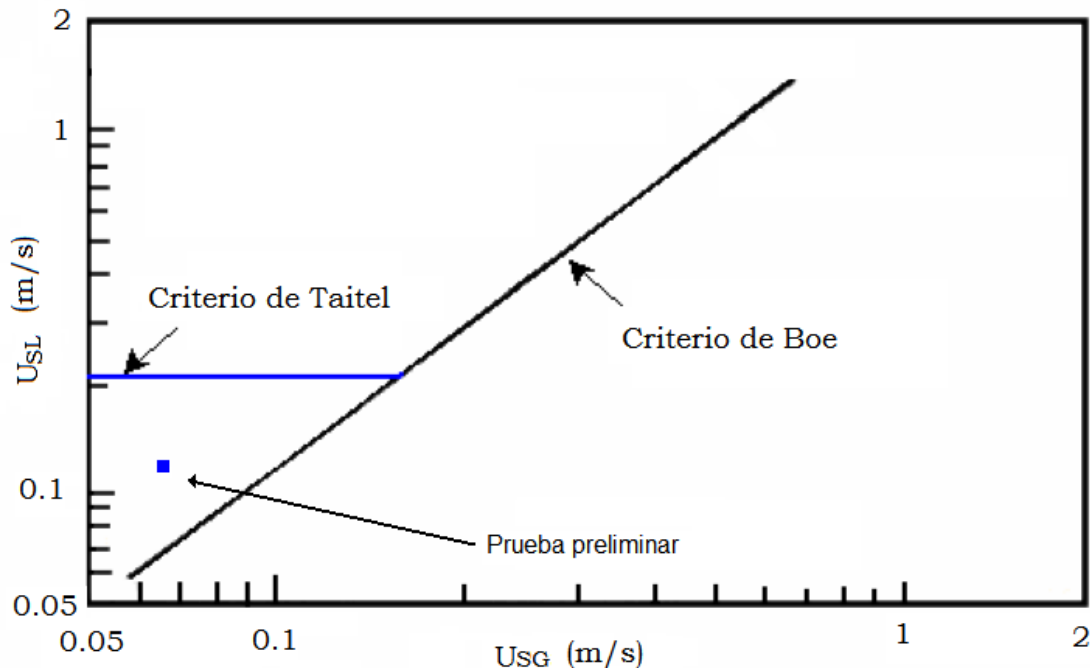


Figura 3.2 Posición del experimento dentro de un diagrama de velocidades superficiales de gas y líquido.

Uno de los primeros parámetros para la medición es la presión en la tubería inclinada y tubería vertical, que son medidos por medio de los transductores de presión TP1 y TP2, como ya se menciono anteriormente los transductores de presión reciben la presión del sistema y la convierten en voltaje que pasa a la tarjeta de adquisición de datos y esta manda la señal a la computadora que almacena la información.

Como se explicó en el primer capítulo las gráficas de presión contra tiempo tienen una forma particular, donde se puede encontrar las 4 etapas del fenómeno. TP1 que se encuentra ubicado en la tubería inclinada capta los cambios de presión durante el fenómeno para el gas, TP2 recibe los cambios de presión de la columna de líquido acumulada en la tubería vertical figura 3.3.

Como se mostró en la figura anterior, tanto el gas como el líquido tienen un comportamiento similar en las presiones, ya que al momento de que el líquido se va acumulando en la tubería vertical forma un tapón que no permite el paso del gas, dando así como resultado que la presión de la columna va en aumento mientras el flujo de líquido permanece constante, y la presión del gas que se acumula en la tubería inclinada igualmente va en aumento, cuando la presión de gas es ligeramente mayor a la presión en la columna hay un aligeramiento en la columna que permite la salida de gas, dando como resultado una caída de presión en ambos transductores, cuando el gas en la tubería inclinada es liberado hacia el separador de fases se da un retorno de líquido y se vuelve a formar el tapón, dando como resultado un ciclo de formación del fenómeno de forma estable.

Las sondas de anillos que SA1 ubicada en la tubería inclinada y SA2 ubicada en la tubería vertical captan la fracción volumétrica (hold up) en estado transitorio y convirtiéndola en voltaje (3.5 a 8.5 volts) como se mostró en la calibración del capítulo anterior, este experimento se toma como base que se debe de tener un flujo estratificado en la tubería inclinada para poder tomar el aire y ser inyectado directamente a la tubería vertical, así como un tapón que forme el fenómeno de slug severo.

En la Figura 3.4 se muestra que SA1 toma una medición de un flujo estratificado ya que el flujo de líquido permanece siempre constante, sin cambios, las únicas pequeñas variaciones que se tiene es cuando el se da el tapón de líquido en la tubería vertical, haciendo que SA1 tome unas pequeñas fluctuaciones en el volumen que ocupa el líquido en la tubería, así también SA2 muestra las mediciones de un tapón de líquido que se encuentra en la tubería vertical, evitando el paso de gas y teniendo una llegada solamente de la parte líquida al separador de fases.

Se toma también como medio de análisis transductores de presión (TP3 y TP4) para las mediciones de velocidades de slug al momento de la liberación de gas que se encuentra atrapado en la tubería inclinada, estos están separados a una distancia de 90 cm y ambos tienen un rango de medición de 0 a 5 psi (0 a 34463 Pa).

Además se cuenta con un medidor de presión en el separador (0 a 5 psi) que esta calibrado al volumen dado del separador de fases.

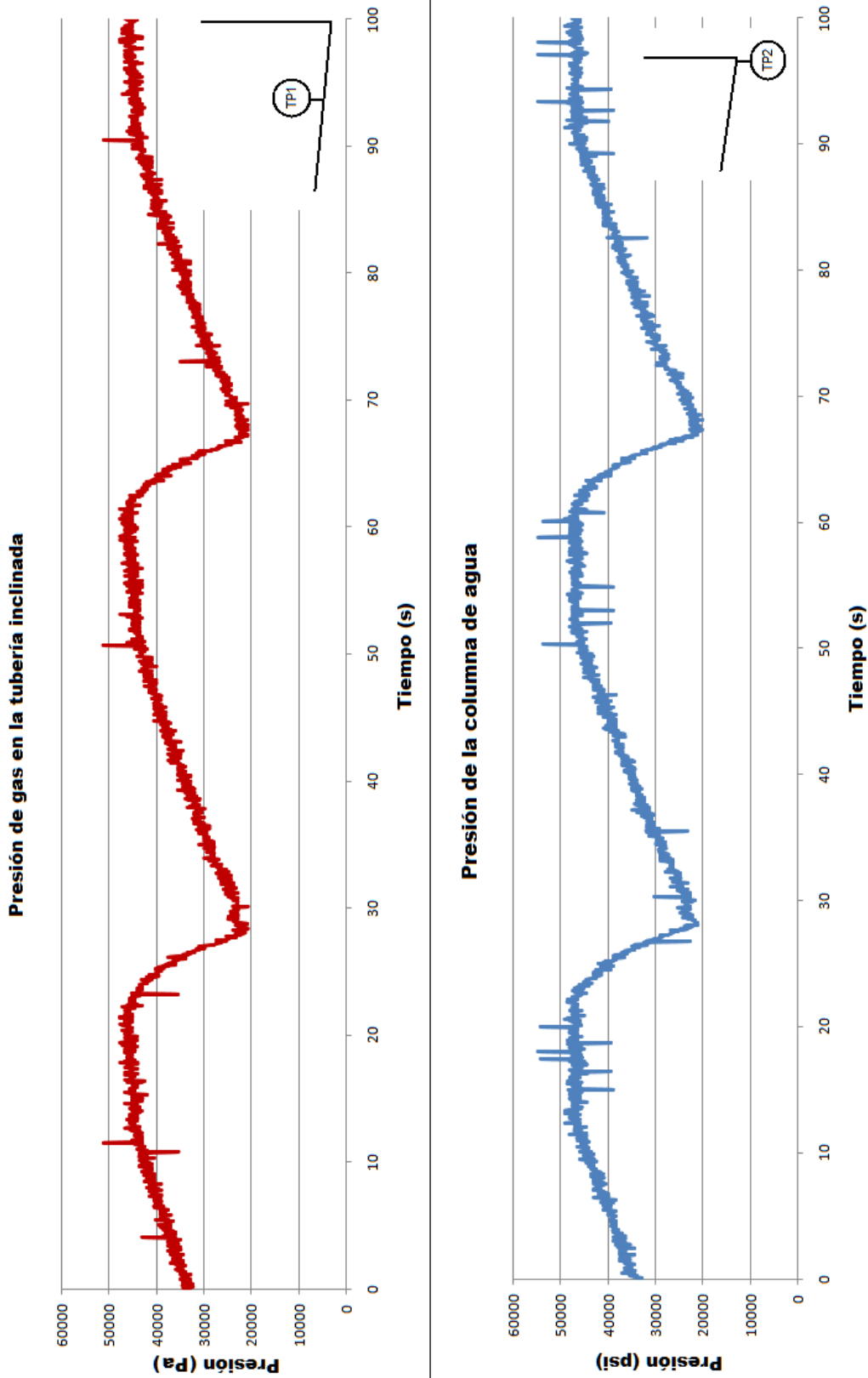


Figura 3.3 Graficas de presión para los transductores TP1 y TP2

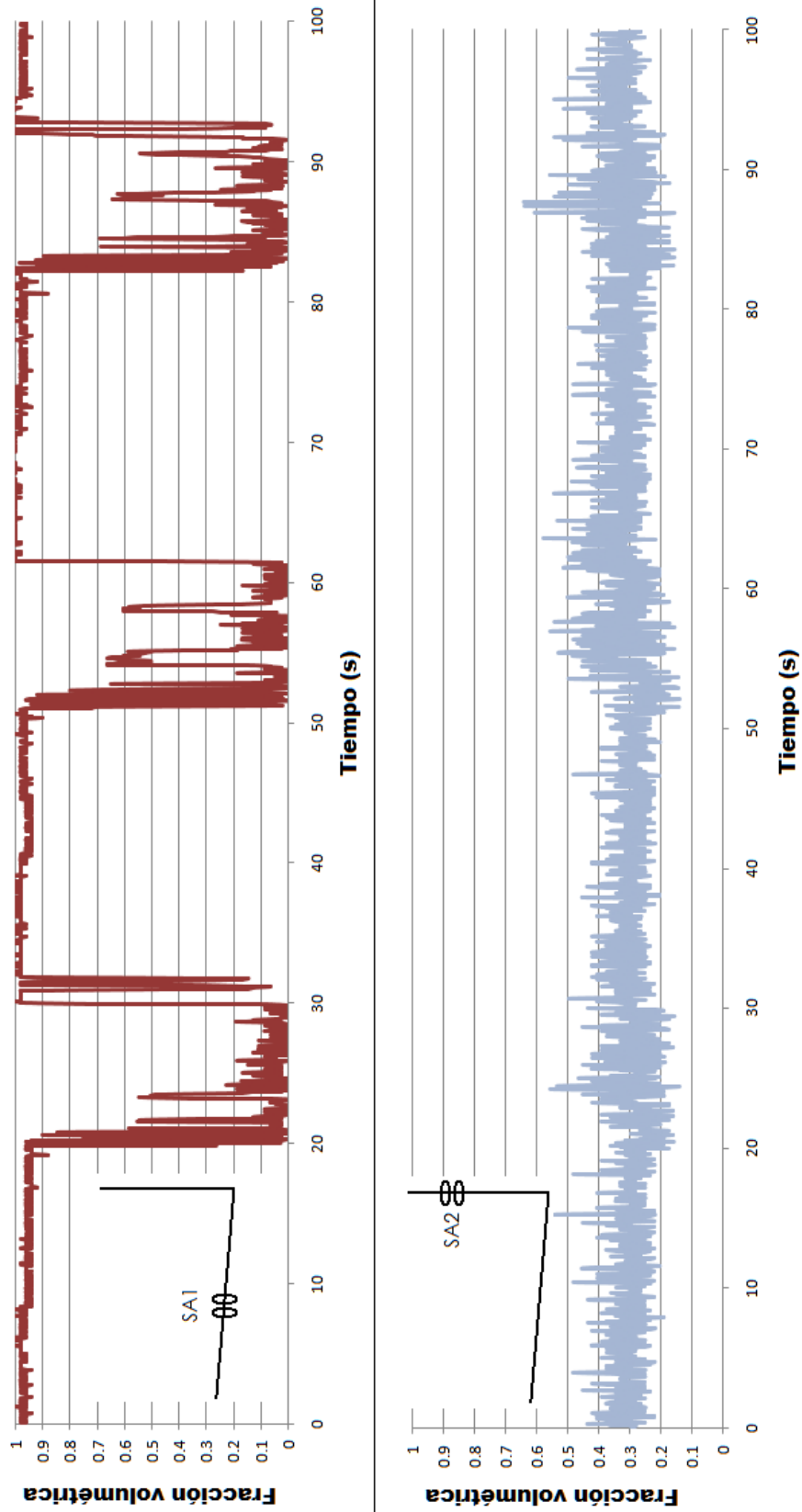


Figura 3.4 Fracción volumétrica captada por las sondas SA1 y SA2

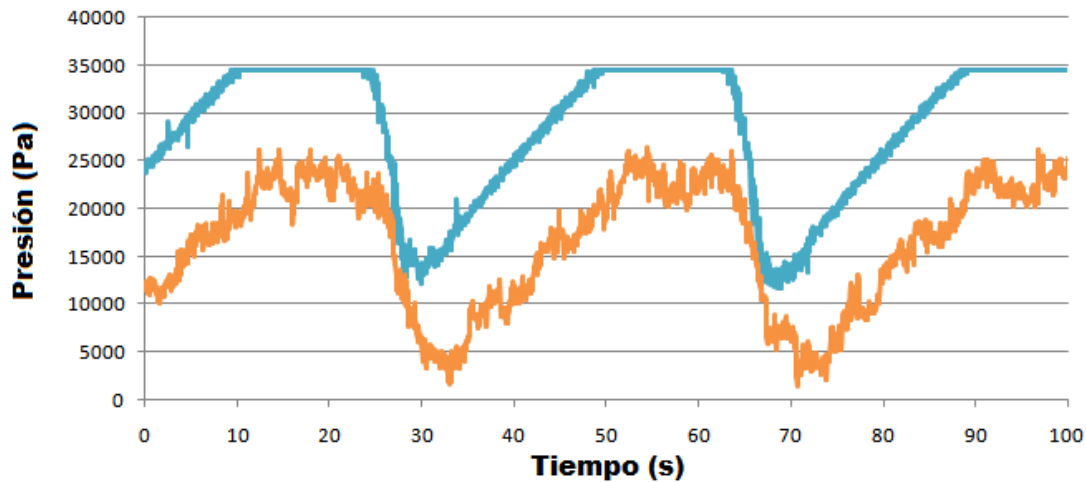


Figura 3.5 Grafica de TP3 y TP4 para medición de presión

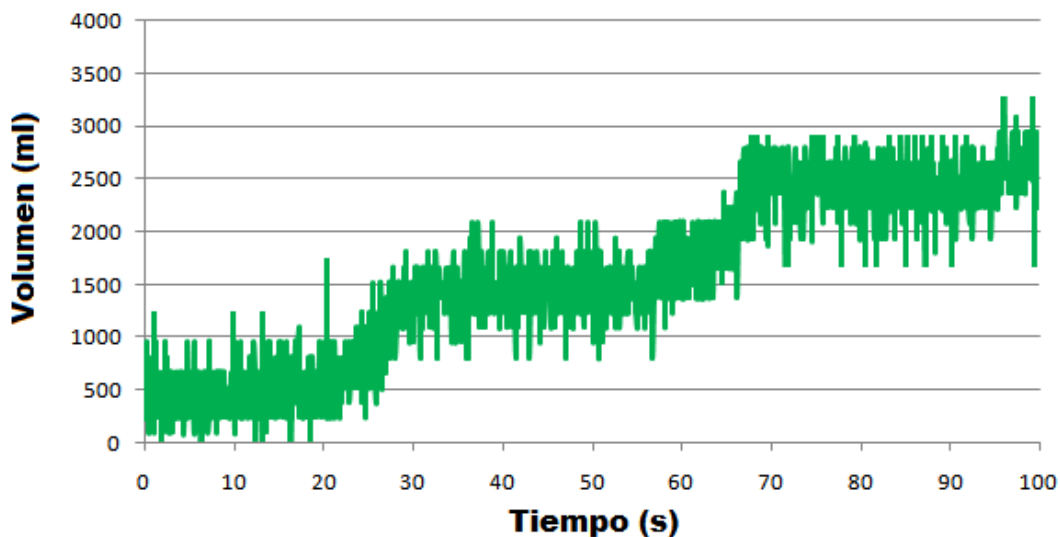


Figura 3.6 Grafica de de volumen medido con TP5 para el separador de fases

Así se tiene las gráficas características de un fenómeno de slug severo de manera estable, sin embargo no todos son iguales, además de que el fenómeno slug severo se puede encontrar de manera inestable, o simplemente la formación de otro patrón de flujo, esto se verá de manera más detallada en los siguientes subcapítulos.

3.2 Caracterización del sistema de inyección.

Para el sistema de inyección de gas se hace una toma de presión en la columna inclinada a 55 cm del codo que puede ir conectada a tres

ingresos colocados en la tubería vertical, cada uno a diferente altura (40, 75 y 120 cm) para medir la respuesta de cada una de las tomas como se muestra en la figura 3.5

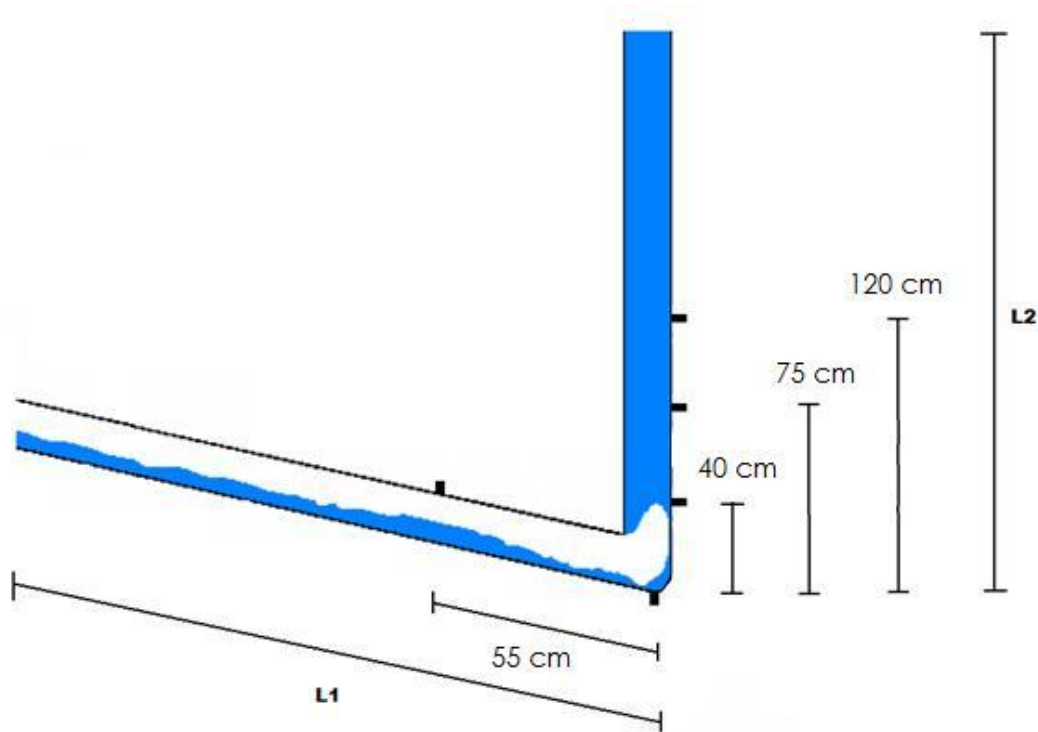


Figura 3.7 Tomas para la inyección de gas

Para la conexión entre tomas se utiliza una pequeña manguera que cuenta con una salida de purga.

3.3 Caracterización del slug severo.

Se realizaron varios cambios en la geometría del sistema L1 y L2 además del ángulo del codo, como se mencionó anteriormente U_{SL} y U_{SG} se varía para encontrar el área en la cual se encuentra el flujo slug severo comparándolos con los criterios dados por Boe y Taitel, además de lo mencionado en el subcapítulo anterior para conocer las características del fenómeno.

En este subcapítulo se dará una reseña de una de las geometrías y el comportamiento en diferentes puntos en comparación con los criterios mencionados, los parámetros que se utilizan son:

- $L1 = 3$ metros

- $L_2 = 4$ metros
- $\theta = 30^\circ$

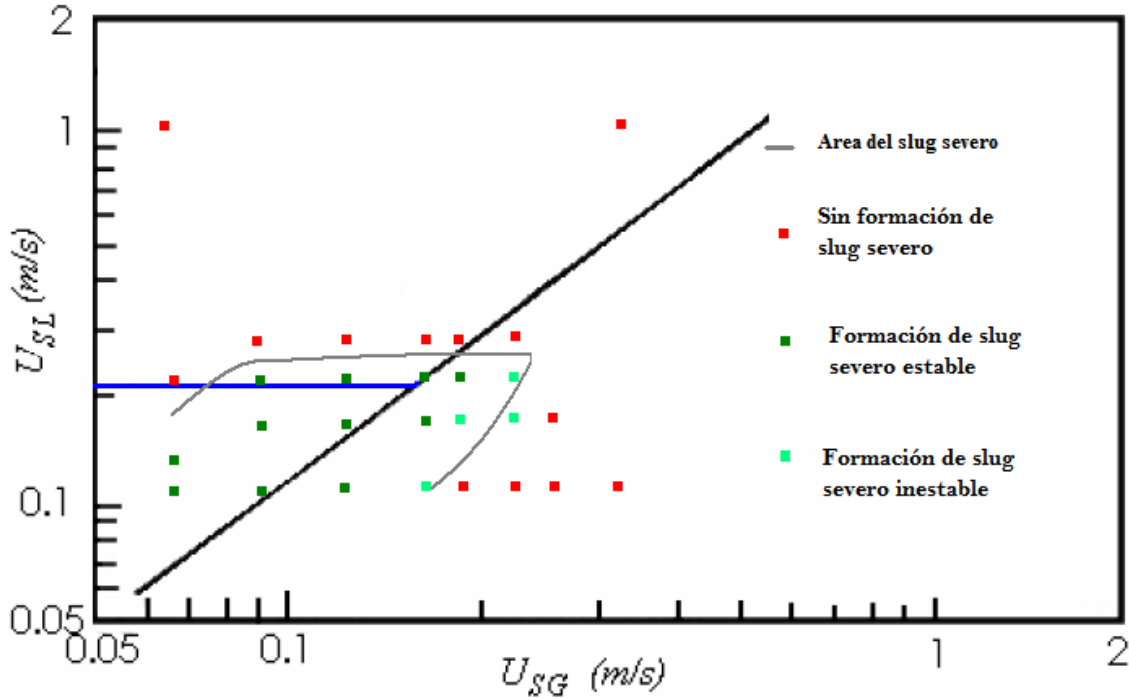


Figura 3.8 Resultado de experimentos realizados para la geometría ($L_1=4m$, $L_2=3m$, $\theta=30^\circ$)

Los resultados encontrados muestran que los ambos criterios se acoplan al área experimental analizada, aún cuando hay desfaseamiento de algunos puntos, la tendencia es la misma, se encontró que hay puntos en los cuales el flujo slug tiende a formarse de forma inestable, dando paso a la creación de otro tipo de patrón de flujo, ya sea flujo burbujeante, batido (churn) o flujo slug, a continuación se dan las características de cada uno de los puntos dados en la gráfica cuando hay formación de slug, cuando hay un flujo inestable de flujo slug con formación de otro patrón de flujo y cuando no hay formación de flujo slug severo, cabe mencionar que los puntos donde el slug es estable se tiene un flujo estratificado en la tubería inclinada y no hay paso de gas a través de la columna de agua durante la formación del slug severo.

3.3.1 Formación de slug severo en estado estable.

Como se mencionó en el capítulo 1 hay 4 etapas que se deben de dar para la formación del flujo slug severo

- a) Acumulamiento de líquido en la parte inferior de la tubería vertical.

- b) Compresión del gas en la parte inclinada y aumento de la presión.
- c) Penetración de la burbuja de gas a la parte vertical de la tubería.
- d) Aligeramiento de la columna y salida de ambas fases.

El fenómeno debe cubrir los 4 puntos para ser considerado un slug severo por lo cual se hace un análisis a uno de los puntos dados en la gráfica por medio de la presión dada por TP1 y TP2

Para $U_{SL}=0.098676$ m/s $U_{SG}= 0.1710384$ m/s

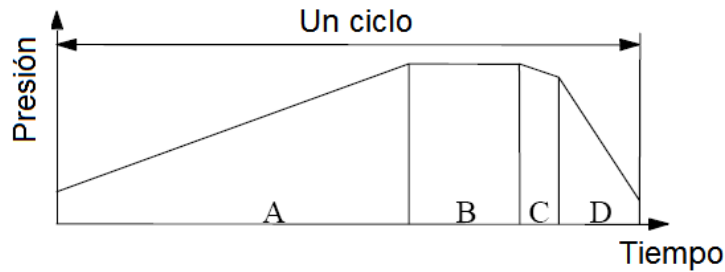
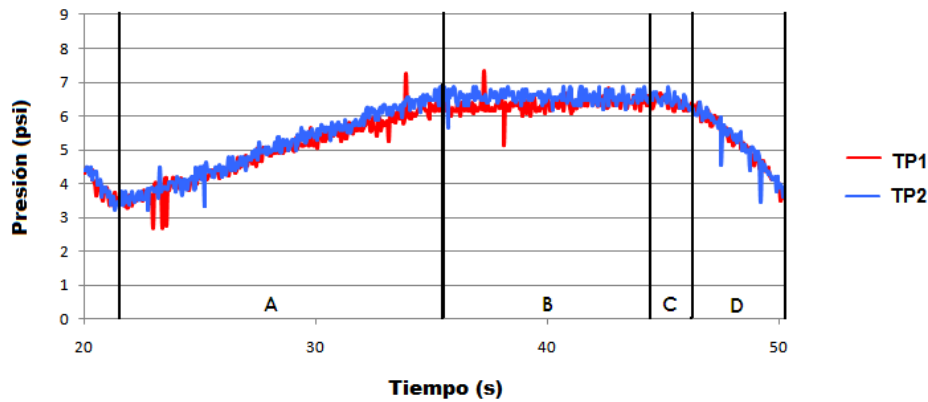


Figura 3.9 Etapas de la formación de flujo slug severo

De esta manera se puede observar que las 4 etapas se dan durante el fenómeno, las partes donde se da el flujo slug severo contienen estas etapas aunque en diferente tamaño de ciclo y de etapa.

Como se mencionó anteriormente el slug severo se forma por la acumulación de agua en la tubería vertical evitando que el gas pase y haciendo que aumente la presión de gas en la tubería inclinada, esto se puede notar cuando el flujo slug se da de forma estable, se proporcionan dos ejemplos de flujo slug estable los cuales tienen un comportamiento slug similar pero no igual.

$$U_{SL} = 0.098676 \text{ m/s} \quad U_{SG} = 0.1710384 \text{ m/s}$$

Se tiene los siguientes resultados experimentales figura 3.10

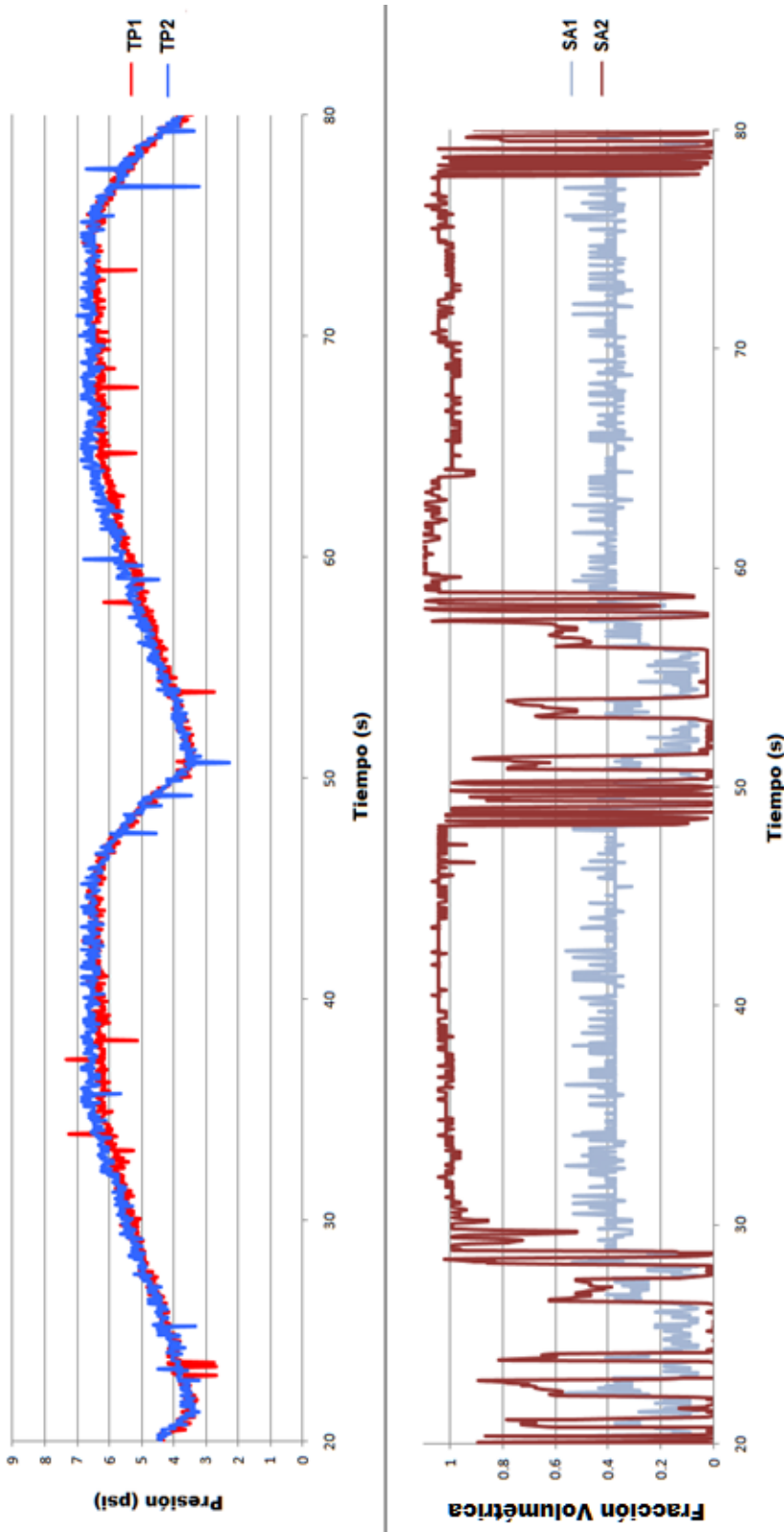


Figura 3.10 Comportamiento del flujo slug severo estable 1 presión y hold up

A mayores velocidades superficiales se tiene
 $U_{SL} = 0.1315 \text{ m/s}$ $U_{SG} = 0.171 \text{ m/s}$
 Se tiene la siguiente figura 3.11

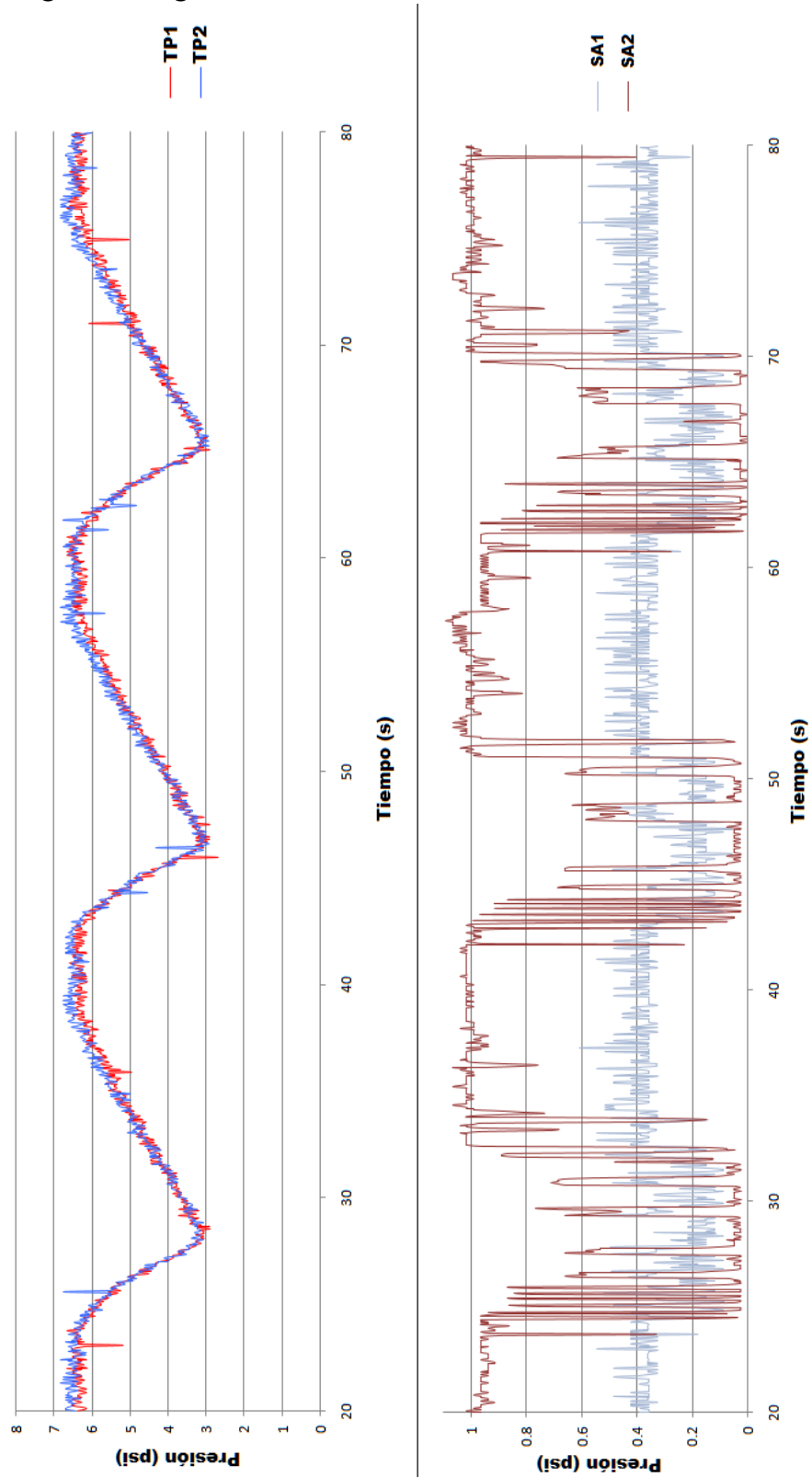


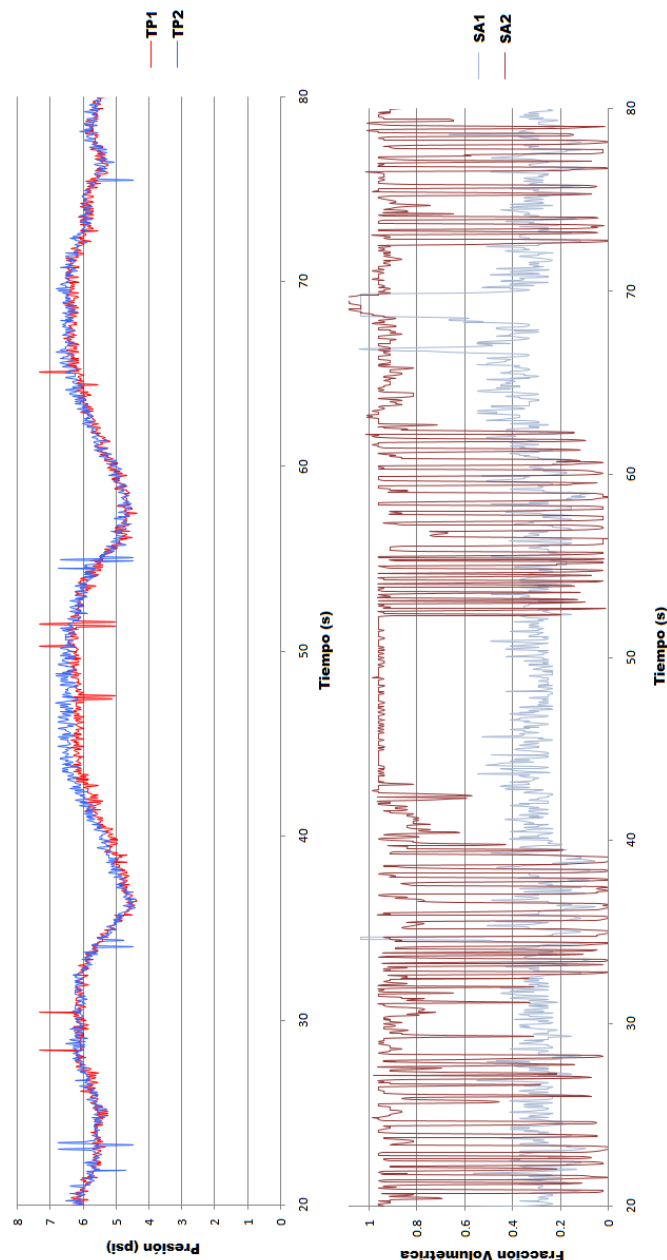
Figura 3.11 Comportamiento del flujo slug severo estable 2 presión y hold up

Las velocidades superficiales de gas y de líquido afectan de manera importante los cambios en la frecuencias del slug, además del comportamiento del la columna de líquido

3.3.2 Formación de flujo slug severo de forma inestable.

Aun cuando hay ciertas similitudes con el fenómeno, muy pocas veces se dan las etapas, como se muestra en el punto

$$U_{SL} = 0.1644 \text{ m/s} \quad U_{SG} = 0.1184 \text{ m/s}$$



Como se muestra en la gráfica las etapas del flujo slug severo se da en una parte del experimento, pero no es cíclico estable por lo cual se dice que es un flujo slug severo de manera inestable.

Igualmente el siguiente diagrama muestra un flujo slug de manera inestable para el punto:

$$U_{SL} = 0.02302 \text{ m/s} \quad U_{SG} = 0.02236 \text{ m/s}$$

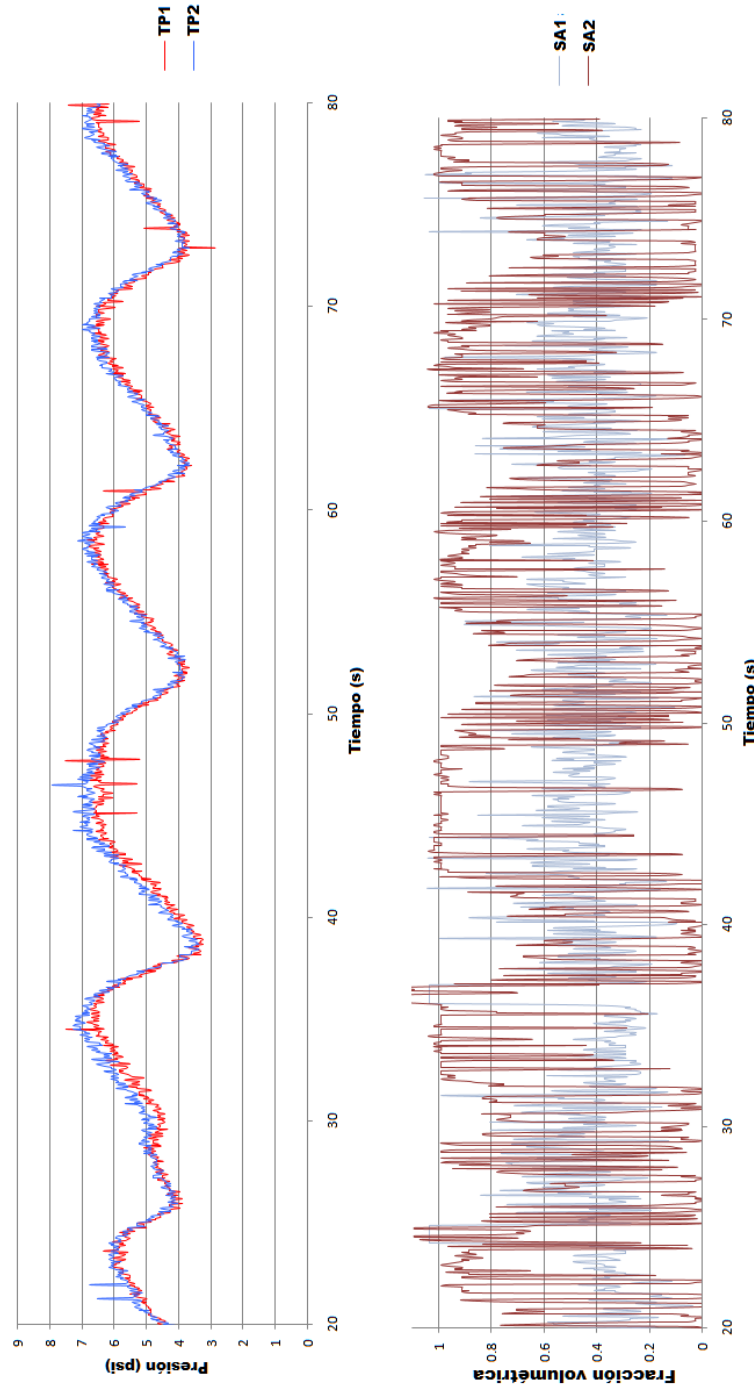


Figura 3.13 Comportamiento del flujo slug severo inestable 1 presión y hold up

3.3.3 Sin formación de slug severo

Dentro de la figura 3.6 se muestra también puntos en los que no se presenta el flujo slug severo, y se debe a que hay una velocidad grande de alguna de las fases y muy poca de la otra, como por ejemplo:

Cuando se tiene velocidad grande de la fase líquida y muy poca de la fase gaseosa se obtiene lo siguiente:

$$U_{SL} = 0.263136 \text{ m/s}$$

$$U_{SG} = 0.1710384 \text{ m/s}$$

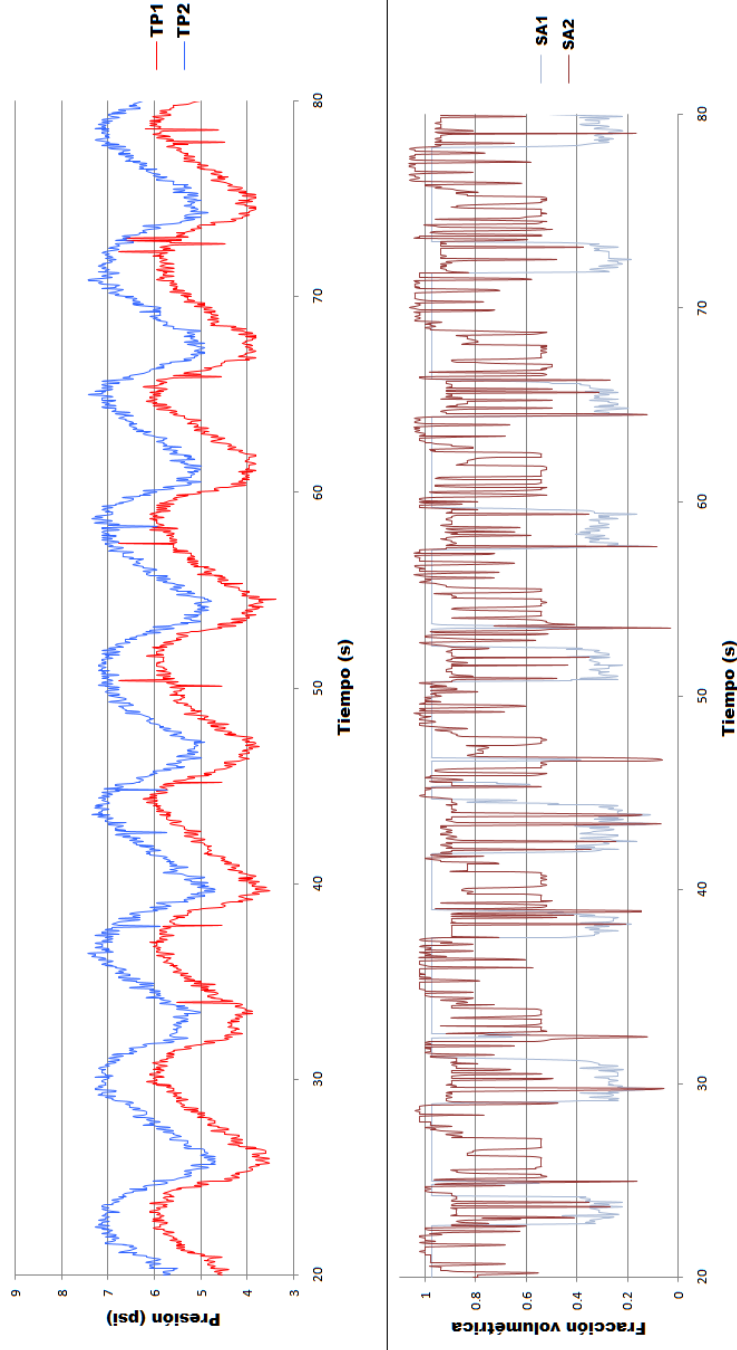


Figura 3.14 Comportamiento de flujo sin presencia de slug severo presión y hold up

Otra forma diferente en la que puede no presentarse el flujo slug severo es cuando la fase gaseosa está en mucho mayor cantidad que la fase líquida como se muestra a continuación:

$$U_{SL} = 0.098676$$

$$U_{SG} = 0.2762928$$

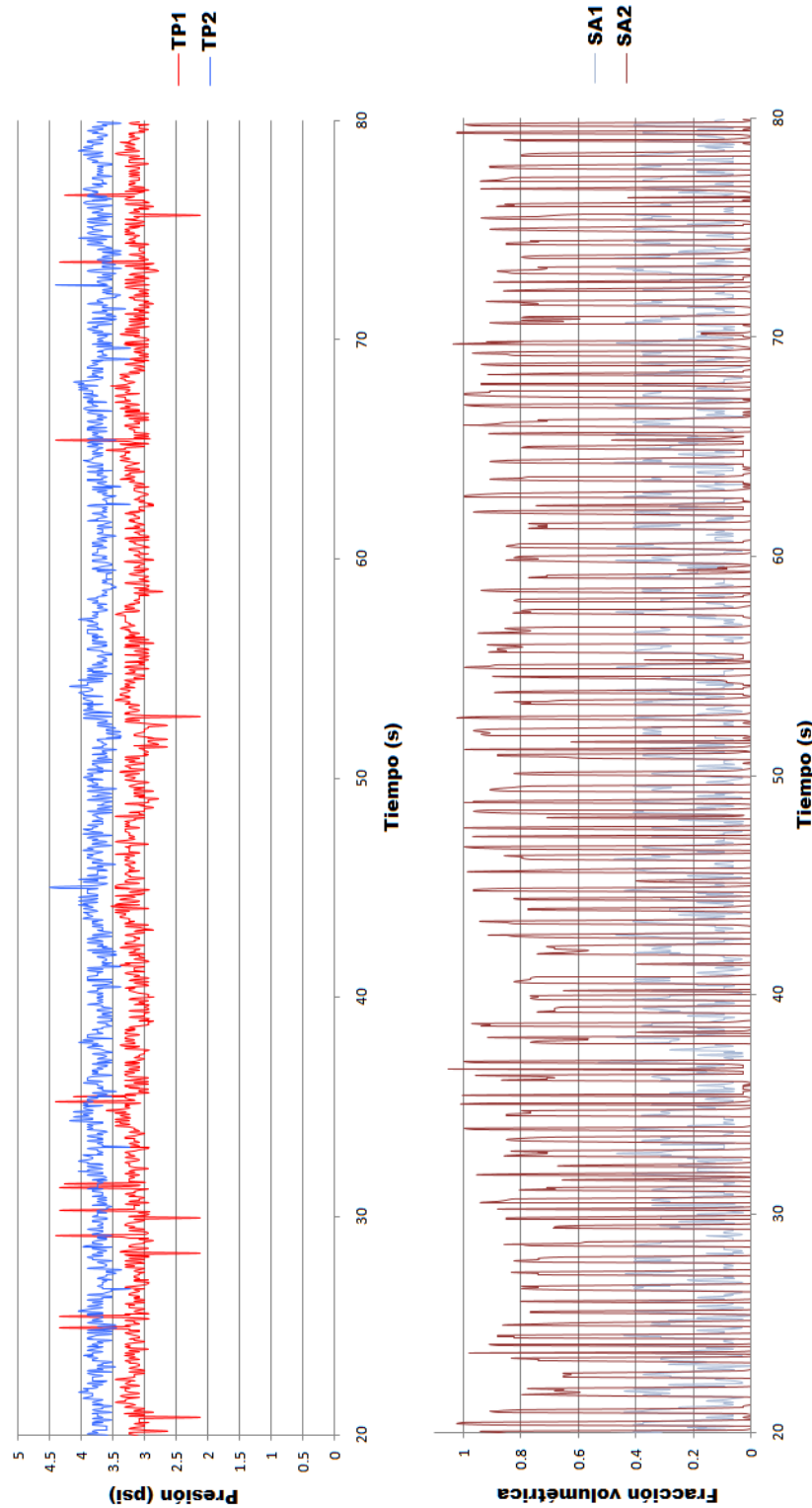


Figura 3.15 Comportamiento de flujos en presencia de flujo slug severo presión y hold up

En los últimos 2 experimentos se tiene velocidades superficiales de gas y de líquido mucho mayores a los mostrados anteriormente por lo cual se notan cambios significativos a la hora de entregar resultados, se puede observar para la figura 3.14 que hay una caída de presión en la tubería que podría ser erróneamente considerada como un flujo slug severo ya que hay variaciones oscilatorias que representan un aumento y disminución en la presión durante el experimento sin embargo, al ver la fracción volumétrica se presenta una cantidad muy grande de líquido durante todo el experimento, esto quiere decir que el líquido pasa de manera constante y el gas pasa en forma de burbujas, evitando así un estancamiento de este, y por lo tanto el fenómeno de slug severo. Para el la figura 3.15 se nota que no hay presencia del fenómeno, ya que las presiones se comportan de manera estable, el gas se encuentra en mayor presencia que la parte líquida por lo cual, el líquido se ve arrastrado por parte del gas, teniendo así un flujo constante de ambas fases, y evitando igualmente el fenómeno de slug severo.

En este capítulo se dio las características del flujo slug severo de manera estable que es cuando el fenómeno se presenta sin ninguna perturbación, cuando se da de manera aleatoria ya que se puede presentar de manera espontanea o casi nula sin embargo el fenómeno está inmerso sin embargo no es el tema de investigación de esta tesis y cuando se presenta otro patrón de flujo que es completamente otro patrón de flujo presente en el sistema.

CAPITULO 4

ANALISIS DE RESULTADOS

4.1 Análisis del efecto de las condiciones flujo.

En esta parte se analiza con mayor detalle las señales de presión obtenidas del estudio experimental, primero se analiza el efecto de la variación de las velocidades superficiales de gas y de líquido.

Para esta parte se toma la geometría dada en el capítulo anterior para su análisis figura 4.1

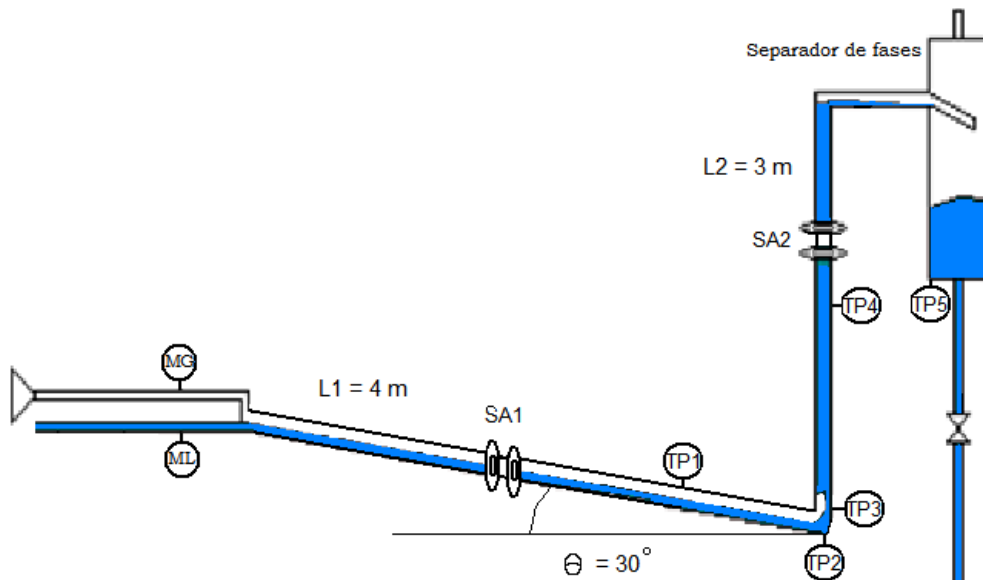


Figura 4.1 Geometría

Cada uno de los experimentos realizados varía con respecto a las variables envueltas para la formación del flujo slug severo, en esta parte solamente se varía la velocidad superficial del gas y manteniendo constante la longitud de la tubería inclinada (3 metros), tubería vertical (3 metros) y el ángulo de inclinación de 10° .

Las velocidades superficiales que se tomaron para hacer el experimento empieza en 0.065784 y llega a 0.8223 para el gas y para el líquido se tomo los valores de 0.065784 y termina en 0.32892, ya que estos datos experimentales están cerca de los criterios dados por Boe y Tailtel.

Cada uno de los puntos experimentales está dividido en 3 partes:

- Formación de slug severo en forma estable y cíclica.
- Formación de slug severo inestable o sin formación con un ciclo dado.

c) Sin formación de slug severo y generación de un patrón de flujo diferente

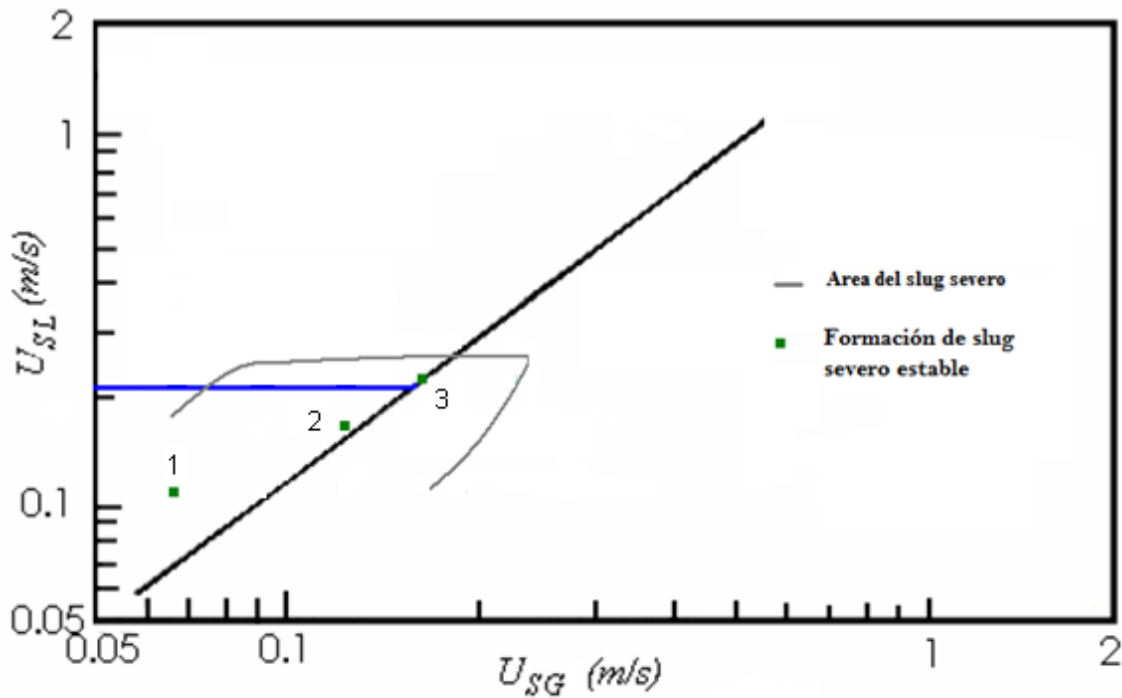


Figura 4.2 Experimentos analizados

4.1.1 Frecuencia

Cuando se forma el slug severo depende de muchas variables en este caso las velocidades superficiales de gas.

En el experimento 1 se cuenta con

$$U_{SL} = 0.065784 \quad U_{SG} = 0.065784$$

Donde se tiene

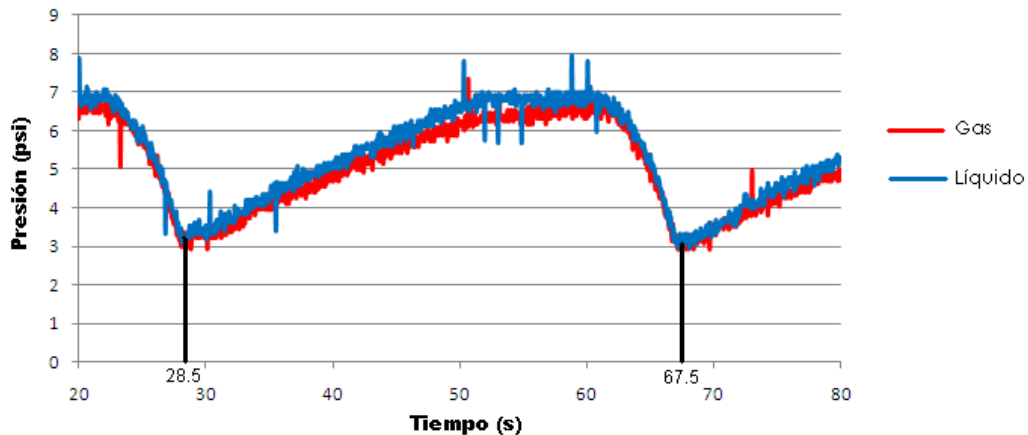


Figura 4.3 Frecuencia del slug severo para el experimento 1

El flujo slug severo tiene una frecuencia, debido a que el fenómeno se caracteriza de que se forma de manera repetitiva y constante como se muestra en la figura 4.3 y se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Frecuencia} = \nu = \frac{\text{---}}{\text{---}}$$

Se hace el cálculo de para esta gráfica con

$$\nu = \frac{\text{---}}{\text{---}} = 0.0256$$

Así se obtiene una gráfica para los experimentos donde se da el flujo slug severo manteniendo U_{SL} constante figuras 4.4, 4.5 y 4.6 donde se muestra la variación de la frecuencia con respecto a la velocidad superficial de líquido manteniendo la velocidad superficial de gas constante.

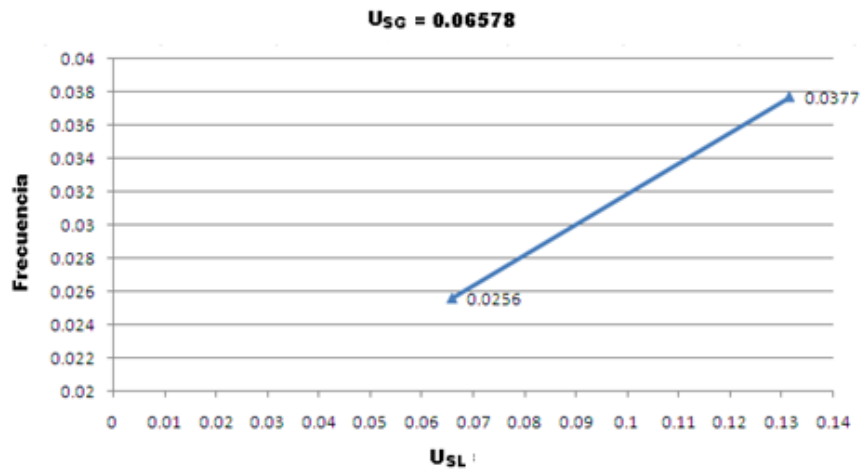


Figura 4.4 Frecuencia para $U_{SG} = 0.06578$

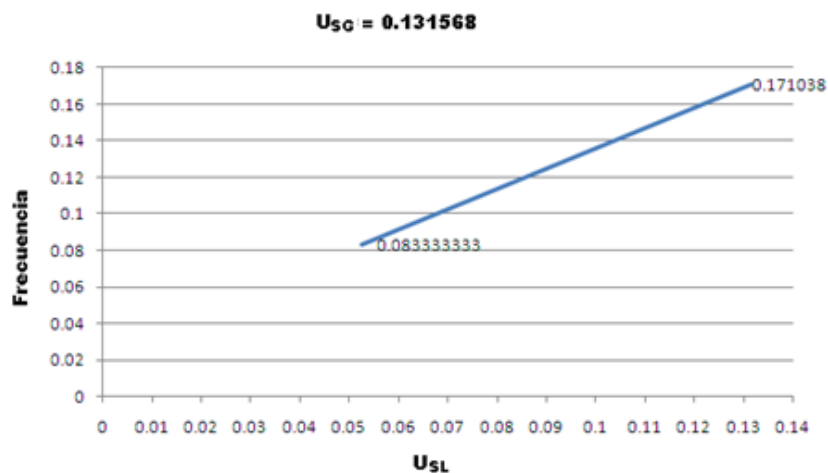


Figura 4.5 Frecuencia para $U_{SG} = 0.131568$

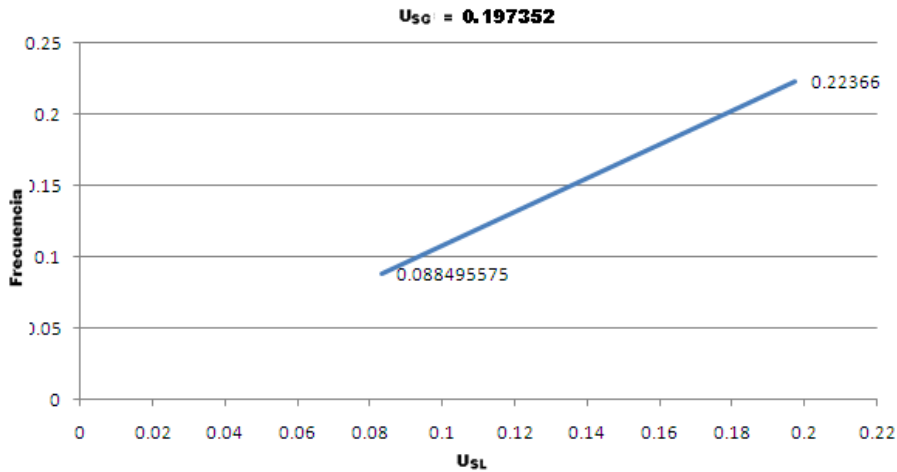


Figura 4.6 Frecuencia para $U_{SG} = 0.197352$

Se identificó que la frecuencia es directamente influenciada por el cambio en las velocidades superficiales, se encontró que la mínima frecuencia fue 0.0256.

4.1.2 Velocidad del slug

La velocidad del slug durante la etapa D) salida de la columna de líquido de la tubería vertical se mide con los transductores de presión posicionados a una distancia conocida y tomando lecturas en este caso a diferentes velocidades superficiales tanto de líquido como de gas en este caso se tomó la dada en el mismo momento que en la figura 4.3 se tiene:

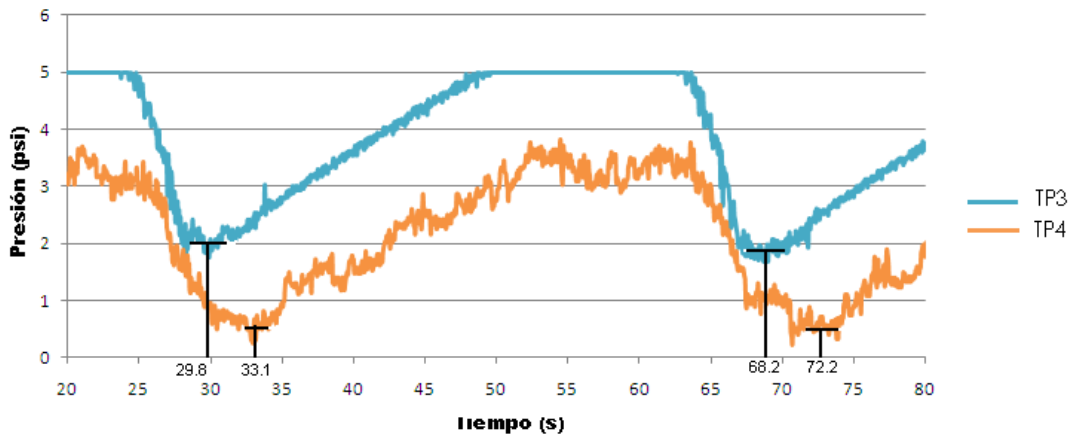


Figura 4.7 Gráfica de presión de dos transductores separados a 90 cm

Hay un desfase entre el tiempo en que registra cada uno de los transductores la pérdida de presión, este desfase se utiliza para calcular la velocidad del slug de la siguiente manera.

$$U_s = \text{-----}$$

Así se calcula un promedio de las velocidades calculadas por medio de los datos experimentales

$$U_{s1} = 0.9\text{m}/3.3\text{s} = 0.27\text{m/s}$$

$$U_{s2} = 0.9\text{m}/4\text{s} = 0.225$$

$$U_s = 0.2475$$

Se calcula la velocidad del slug para diferentes puntos:

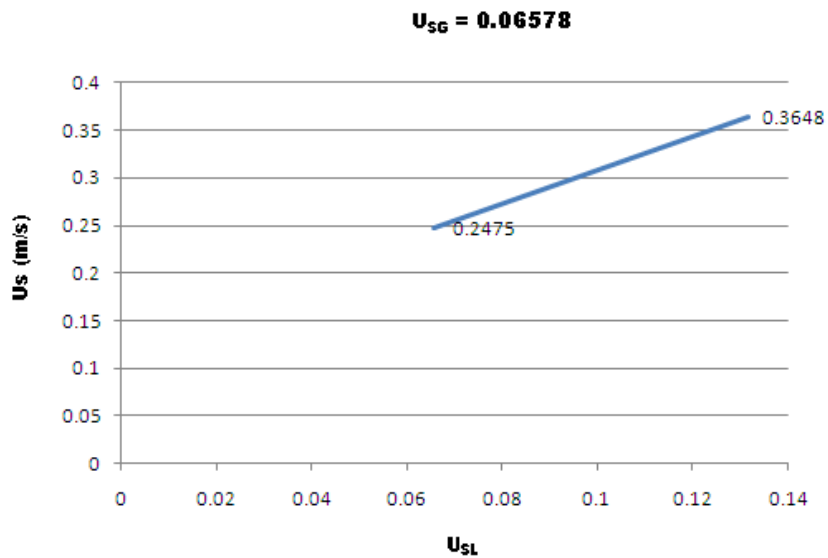


Figura 4.8 Velocidad de salida del slug severo para $U_{SG} = 0.06578$

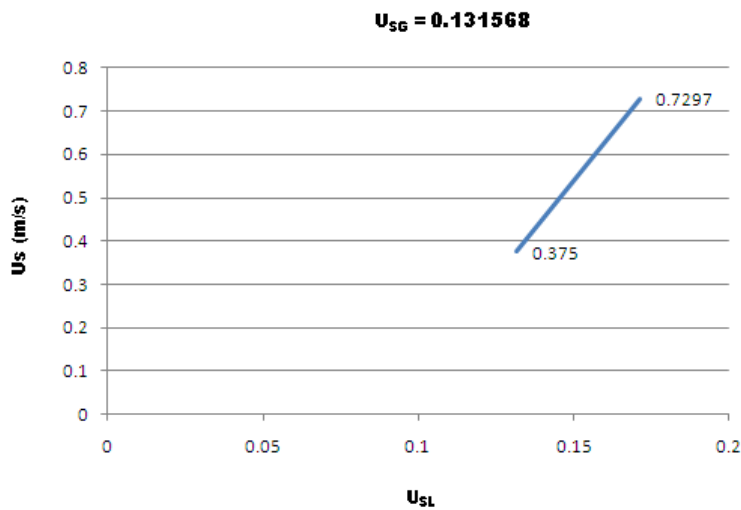


Figura 4.9 Velocidad de salida del slug severo para $U_{SG} = 0.131568$

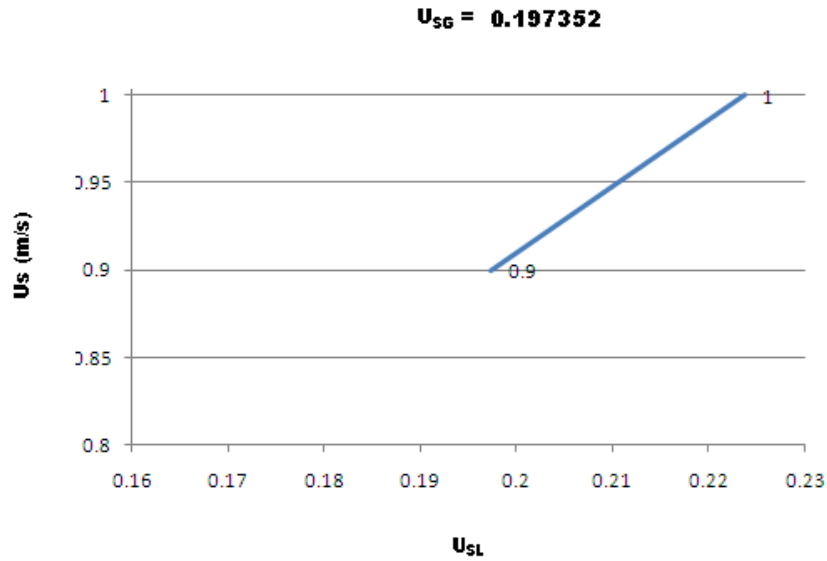


Figura 4.10 Velocidad de salida del slug severo para $U_{SG} = 0.197352$

4.1.3 Volumen de líquido a la salida del tapón de líquido en la columna

Se calculo el volumen de salida de líquido para el sistema por medio del separador de fases instalado en el mismo, poniendo un medidor de presión que fue calibrado para medir volumen.

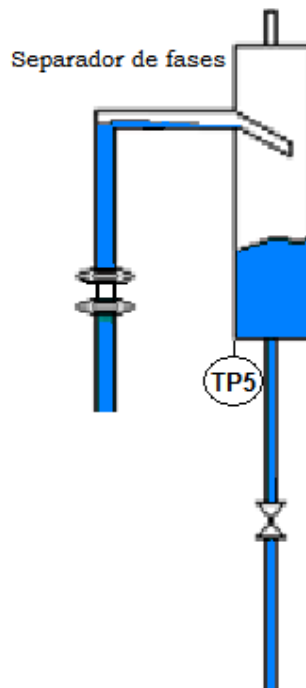


Figura 4.11 Medidor de presión calibrado para volumen.

Teniendo en cuenta que para esta parte solamente se hace referencia al experimento realizado con $L_2 = 4$ metros se hace el cálculo teórico para determinar el volumen dentro de la tubería vertical que es constante para este caso

$$V_{L_2} = A_{L_2} * L_{L_2} = (D/2)^2(L_2) = (2.54/2)^2(400) = 2026.82 \text{ cm}^3$$

Así también se tiene se calcula el volumen de retorno en la tubería vertical como sigue:

Volumen de regreso = volumen en la tubería vertical – volumen en el separador

Utilizando los resultados entregados por el volumen dado en el separador de fases se tiene lo siguiente:

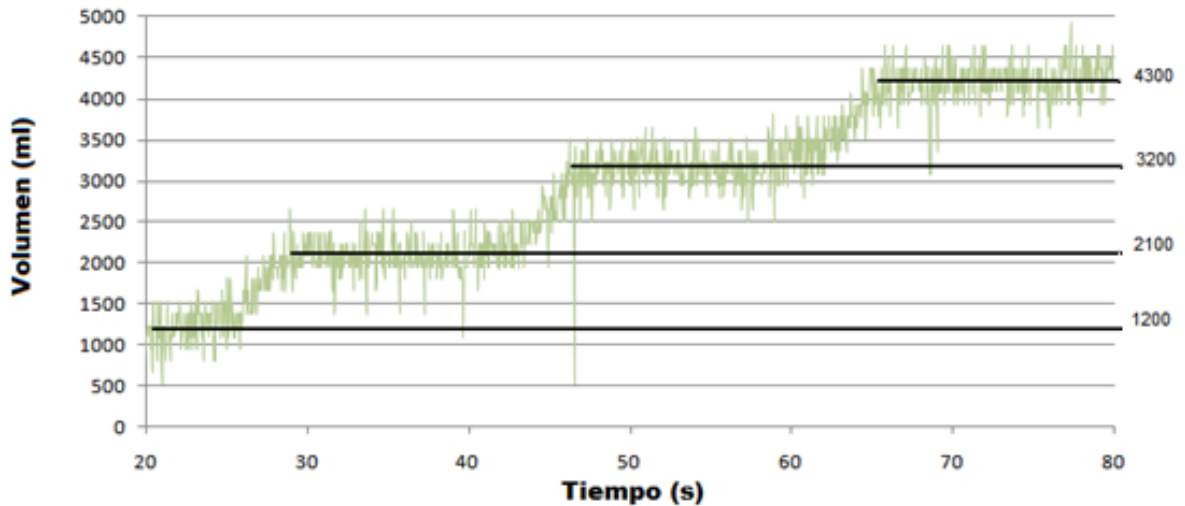


Figura 4.12 Volumen en el separador para $U_{SL} = 0.131568$ y $U_{SG} = 0.131568$

Se toma las mediciones para diferentes velocidades superficiales de gas y líquido manteniendo $U_{SG} = 0.131568$ constante y variando U_{SL} se tiene como resultado lo siguiente:

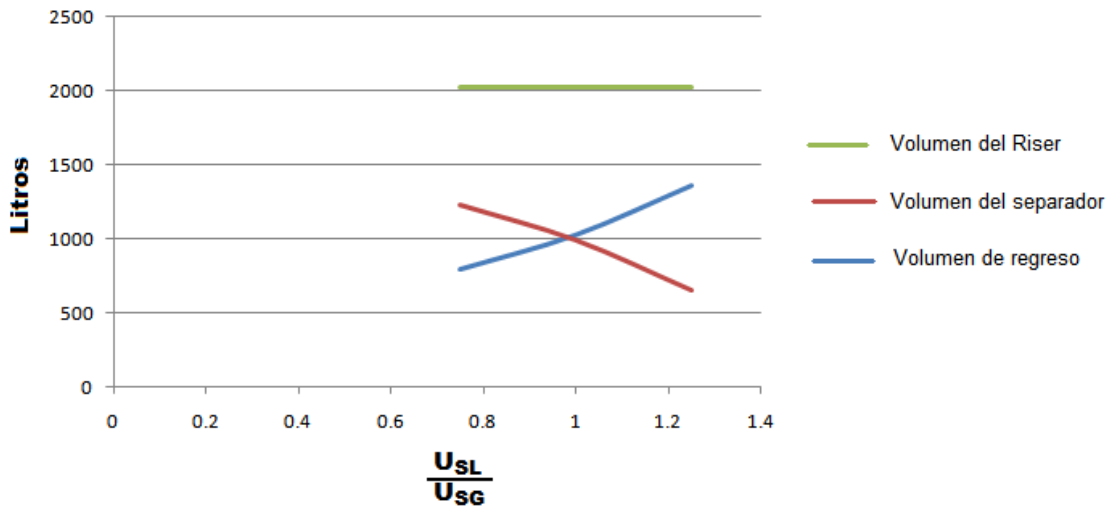


Figura 4.13 Resultados de volúmenes en el riser, en el separador y de regreso.

4.1.4 Fracción volumétrica

La fracción volumétrica se mide con las sondas de anillos colocados en la tubería vertical y la tubería inclinada, ambas dan resultados que pueden ser interpretados para el patrón de flujo dado para diferentes flujos.

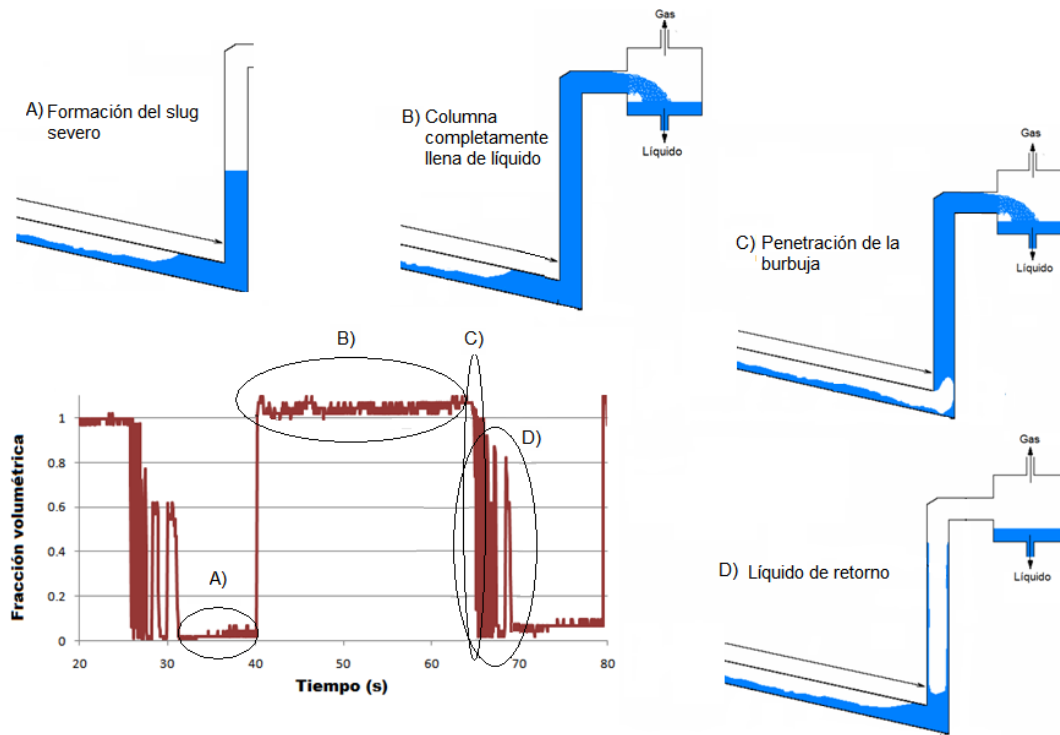


Figura 4.14 Etapas de formación del slug para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$

Para este caso se tiene un flujo slug severo con la tubería vertical completamente lleno de líquido sin paso de aire y completamente estables.

Mientras se aumenta las velocidades de ambas fases el flujo slug severo tiende a dar resultados diferentes en la fracción volumétrica de líquido en la columna vertical por ejemplo:

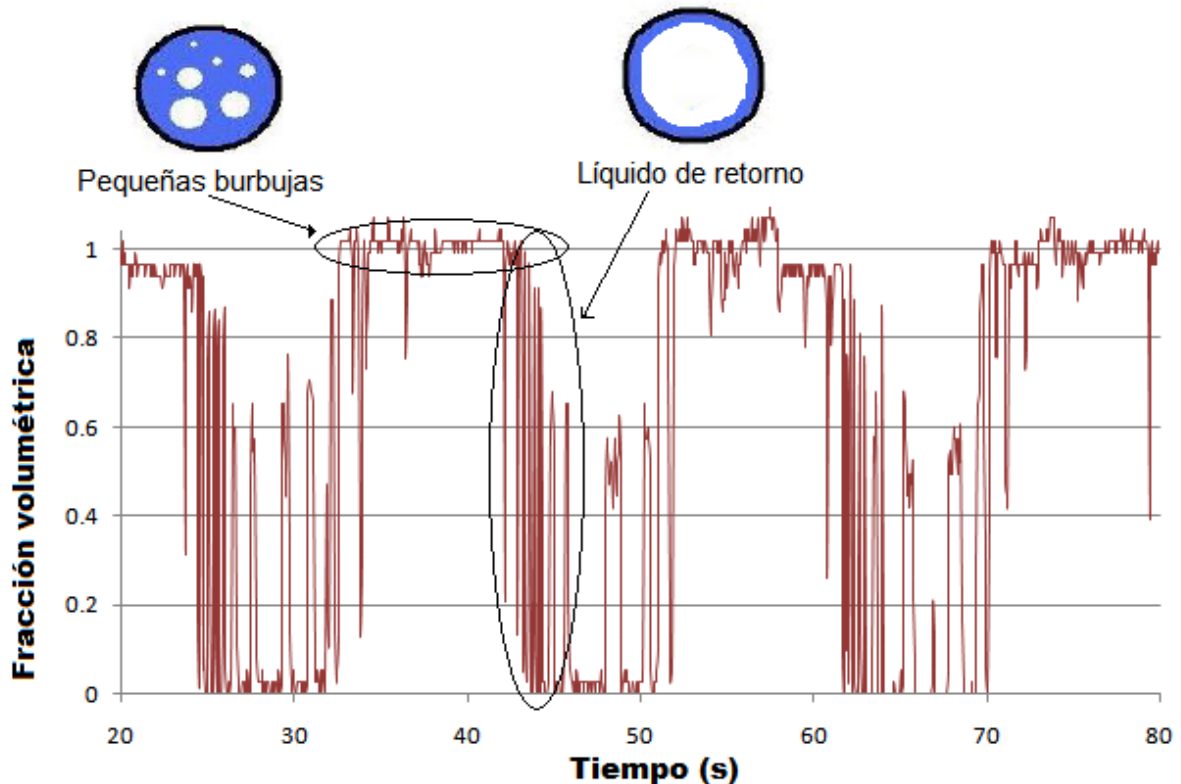


Figura 4.15 Penetración de burbujas durante el slug severo
 $U_{SL} = 0.131568$ $U_{SG} = 0.131568$

4.2 Análisis del efecto del ángulo de inclinación.

Se aplica el mismo procedimiento variando únicamente el ángulo de inclinación

4.2.1 Frecuencia

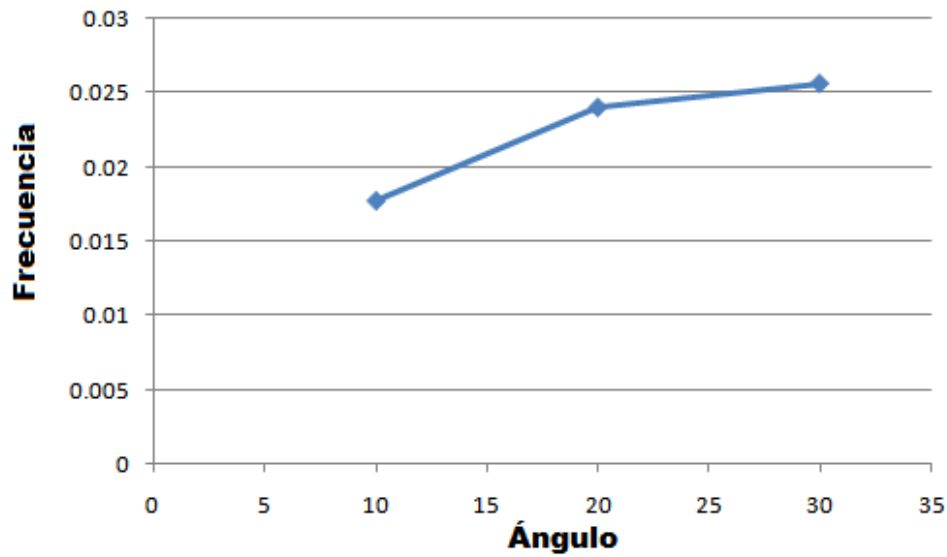


Figura 4.16 Variación de la frecuencia con respecto al ángulo del codo para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$

Como se nota en la figura 4.14 la frecuencia disminuye con respecto al ángulo de inclinación (10°, 20° y 30°) con las mismas velocidades superficiales de gas y líquido.

4.2.2 Velocidad

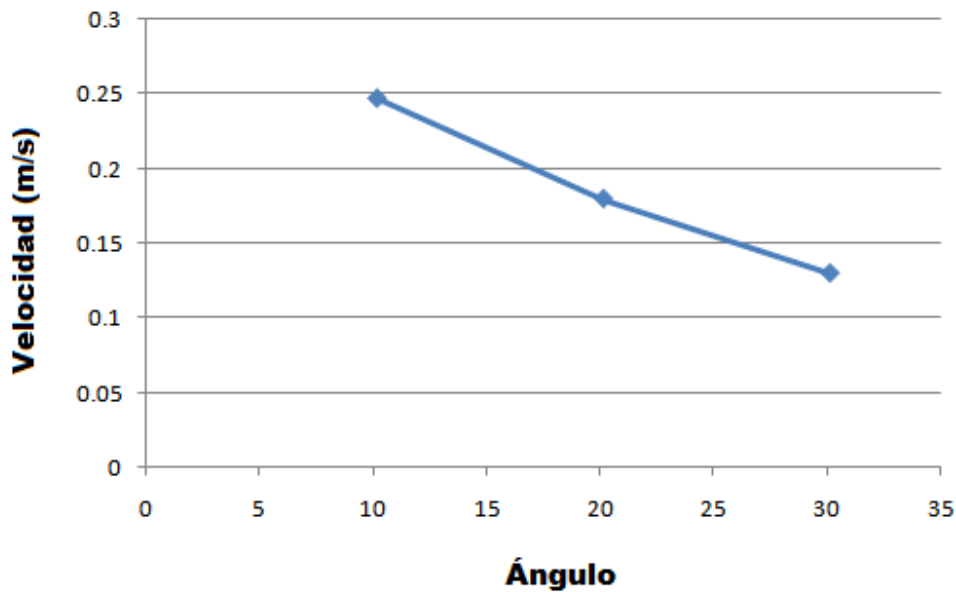


Figura 4.17 Variación de la velocidad del slug con respecto al ángulo del codo para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$

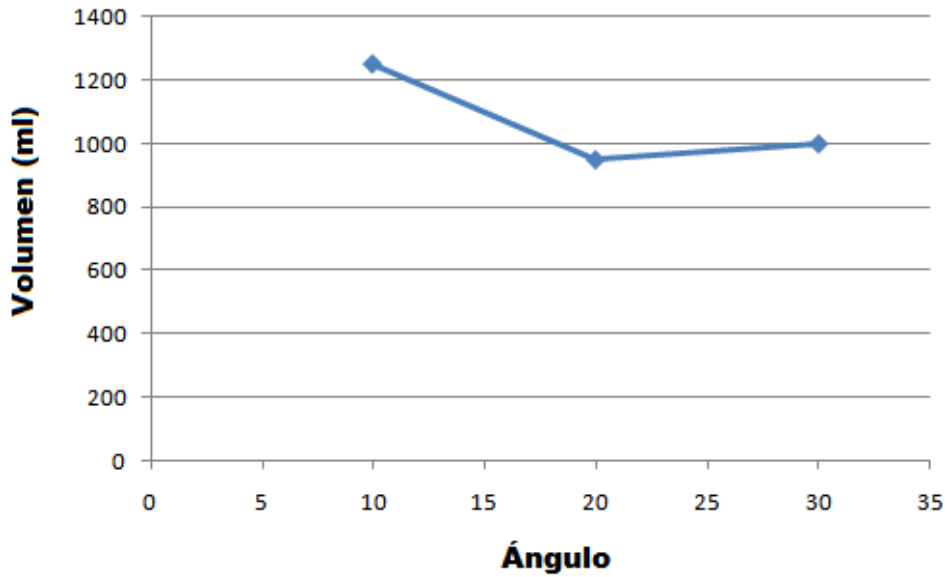


Figura 4.18 Variación del volumen del separador con respecto al ángulo del codo para $U_{SL} = 0.065784$ $U_{SG} = 0.065784$

4.3 Análisis del efecto de la longitud de los tramos.

La diferencia entre las longitudes de la tubería inclinada y tubería vertical también son un parámetro del cual es dependiente el flujo slug severo

A continuación se hace un análisis variando la longitud de la tubería inclinada (4 y 3 metros) y la tubería vertical (3 y 2 metros) figura 4.17, manteniendo el ángulo de codo constante (10°) así como las velocidades superficiales de gas y de líquido.

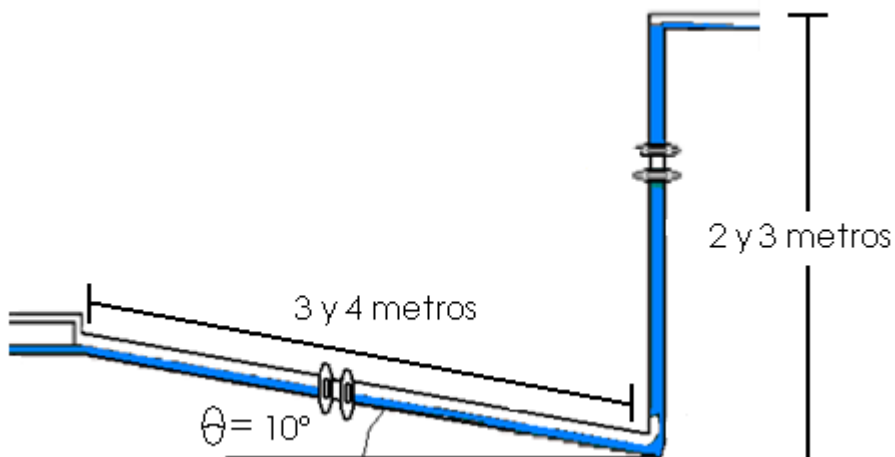


Figura 4.19 Variación de las longitudes de los tramos en el sistema

Se compara la frecuencia, velocidad y volumen variando la altura L2 dejando constante L1, el ángulo θ y las velocidades superficiales de gas y de líquido ($U_{SL} = 0.06578$ y $U_{SG} = 0.06578$)

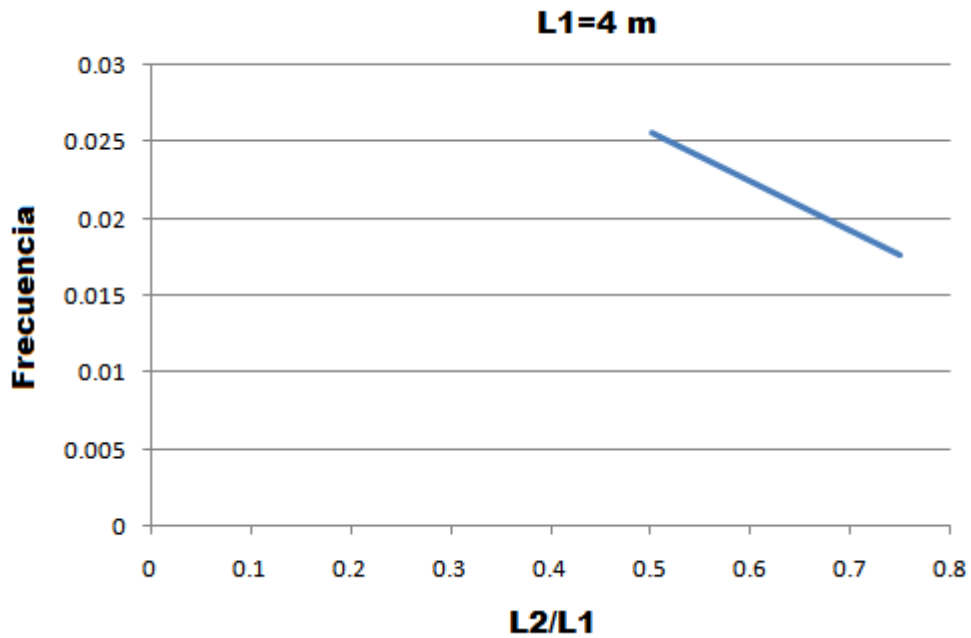


Figura 4.20 Variación de la frecuencia del slug con respecto a la longitud de los tramos

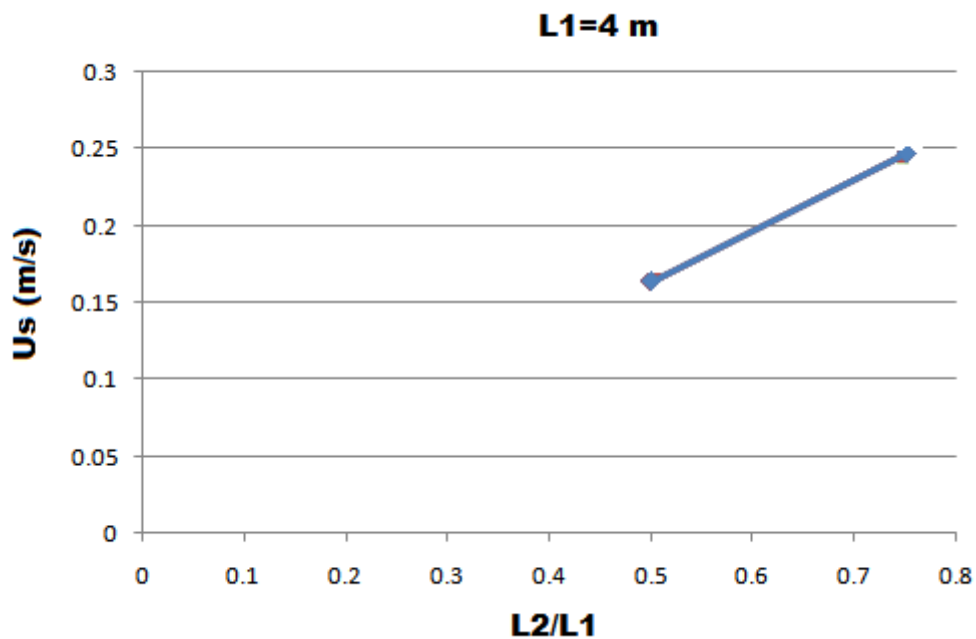


Figura 4.21 Variación de la velocidad del slug con respecto a la longitud de los tramos

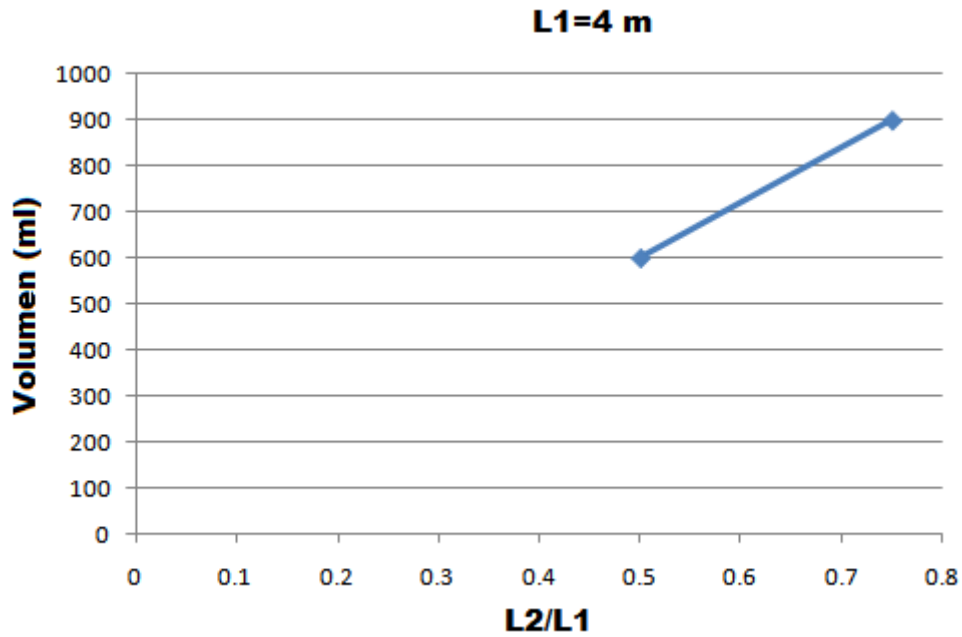


Figura 4.22 Variación del volumen de líquido de llegada al separador de fases con respecto a la longitud de los tramos

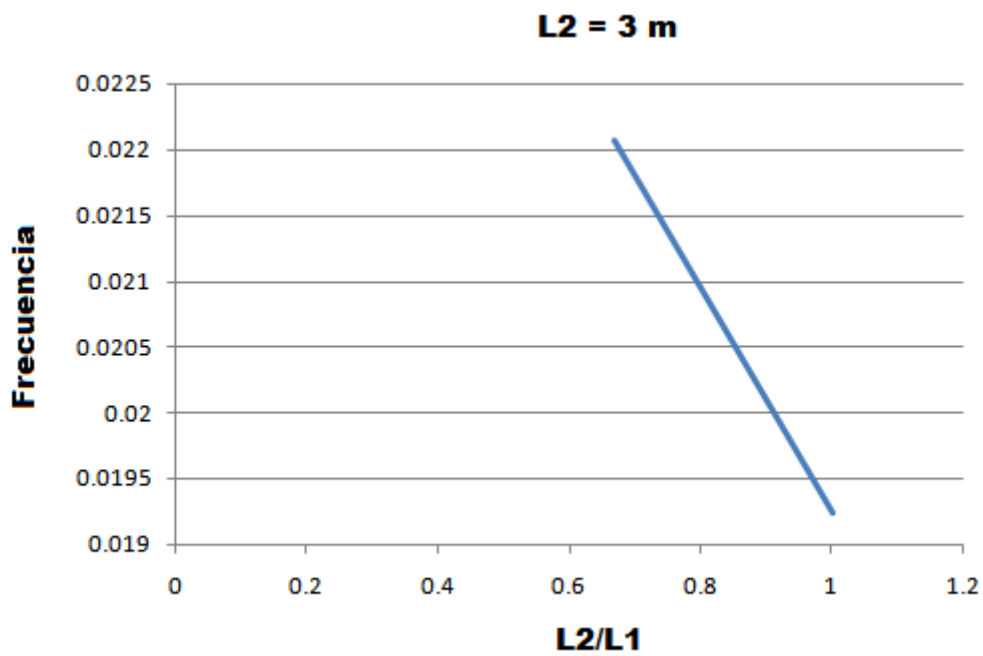


Figura 4.23 Variación de la frecuencia del slug con respecto a la longitud de los tramos

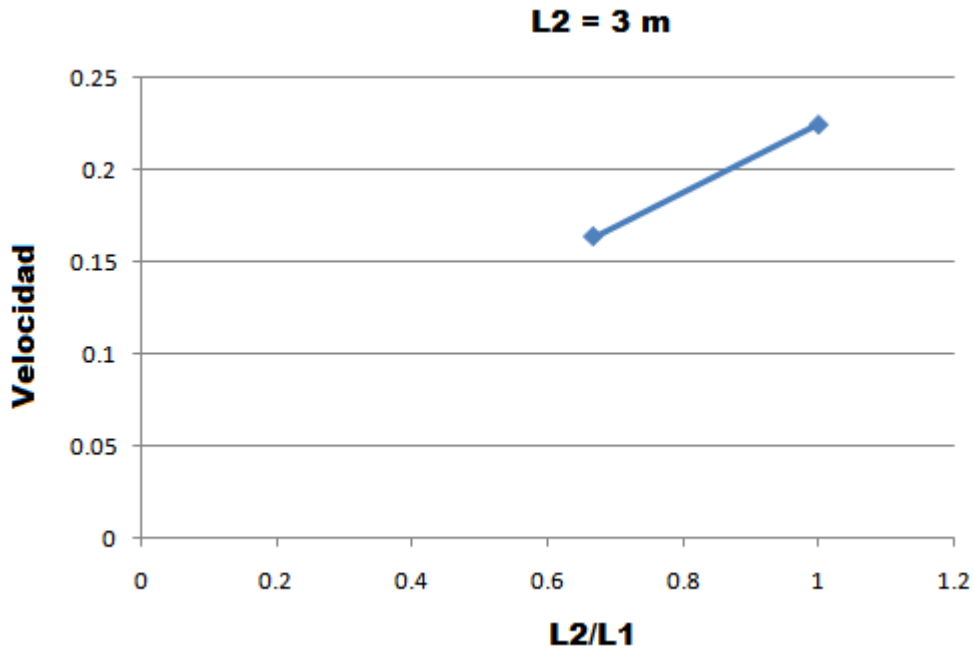


Figura 4.24 Variación de la velocidad del slug con respecto a la longitud de los tramos

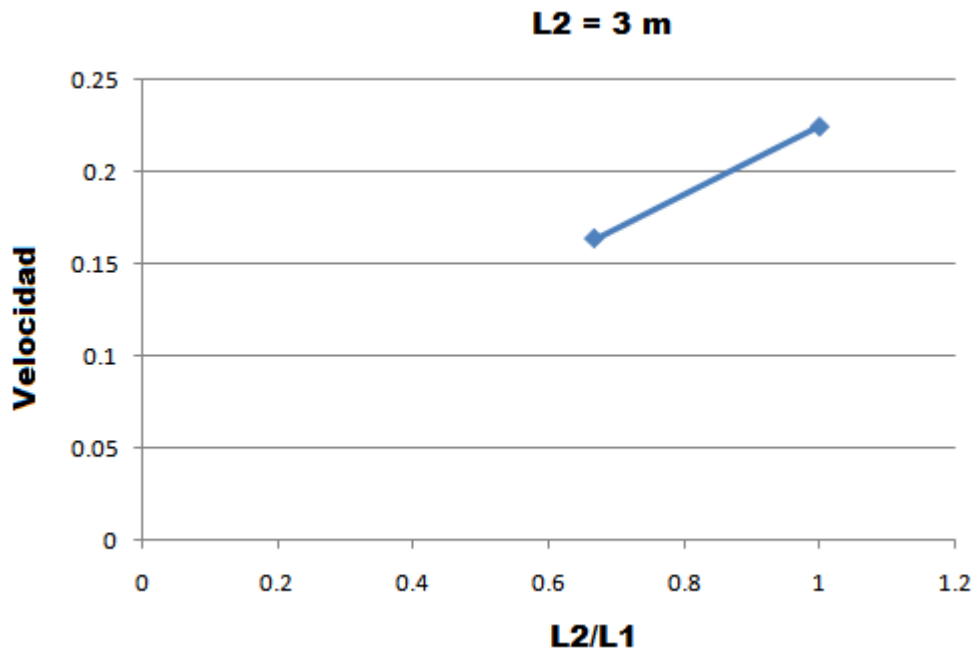


Figura 4.25 Variación del volumen de líquido de llegada al separador de fases con respecto a la longitud de los tramos

4.4 Análisis del efecto de la posición de la inyección de aire.

Como se mencionó anteriormente se tiene 4 posiciones para la inyección de gas, cada uno a diferente altura, para ver la respuesta del gas a la columna de líquido cuando se inyecta a esta (en la base del codo, a 40, 75 y 120 cm).

Se utilizaron velocidades superficiales de gas donde se daba el flujo slug severo y donde se encuentra el patrón de flujo de forma inestable.

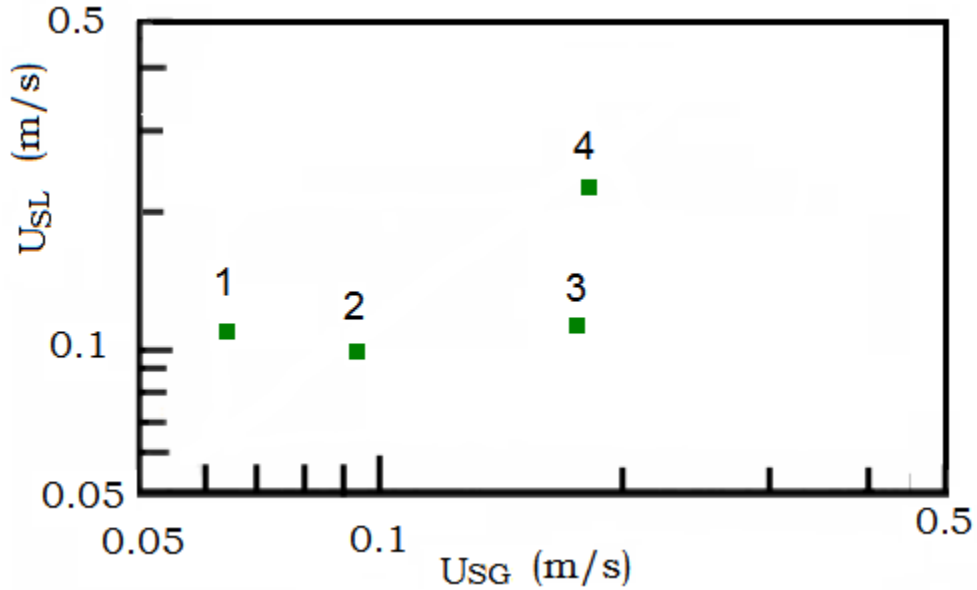


Figura 4.26 Velocidades superficiales de gas y líquido usadas para la inyección.

Se utilizó la geometría A12 donde se tiene una $L1 = 3$ metros, $L2 = 3$ metros y un ángulo de inclinación para el codo $\theta = 10^\circ$.

4.4.1 Resultados de la inyección de gas.

A continuación se muestra dos gráficas de presión para TP2 que muestra las características del flujo slug severo, la primera muestra el flujo slug severo sin ninguna alteración en estado estable y la segunda gráfica muestra con una inyección en el codo.

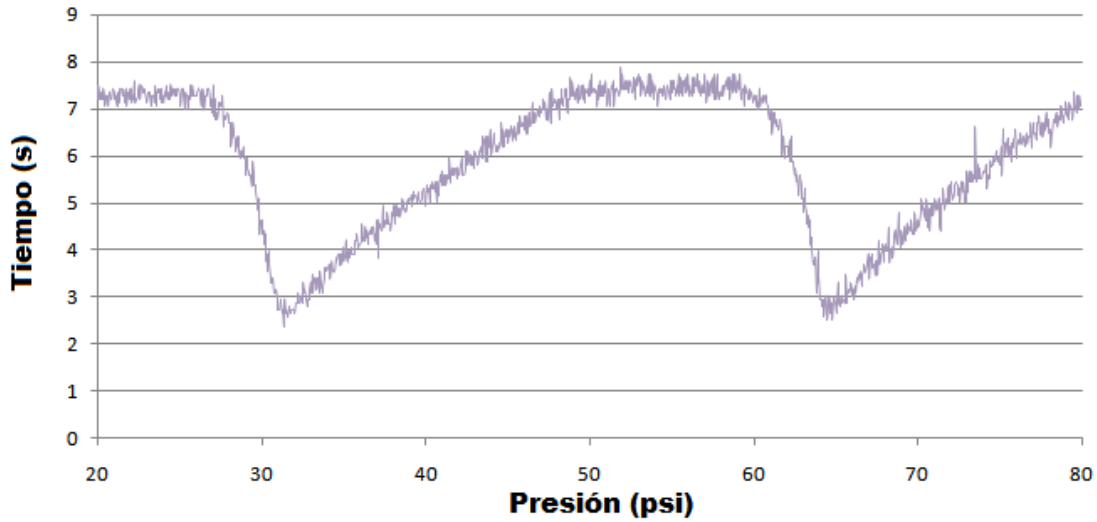


Figura 4.27 Presión para TP2 sin inyección de aire.

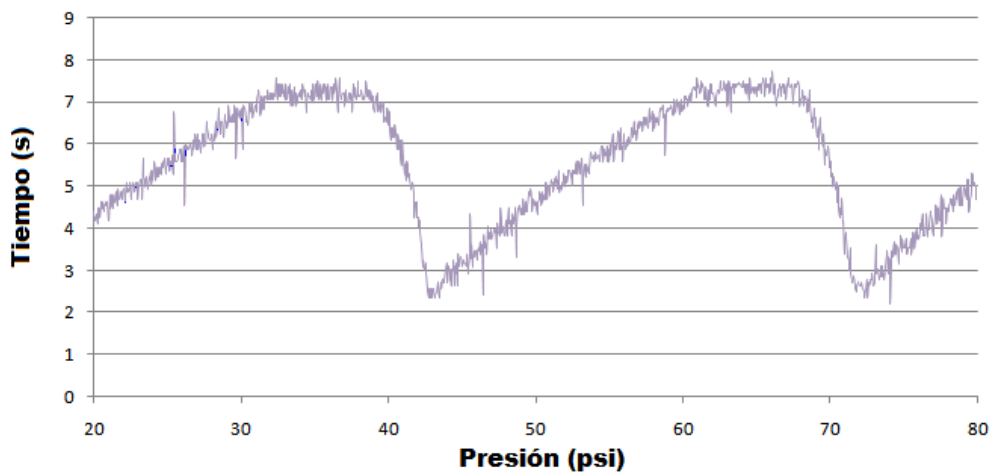


Figura 4.28 Presión para TP2 con inyección de aire.

Como se muestra en las figuras se tiene un frecuencia de 0.03125 que demuestra que el sistema de inyección no está funcionando como se esperaba, al analizar el holdup en el riser para estos mismos experimentos se tiene lo siguiente.

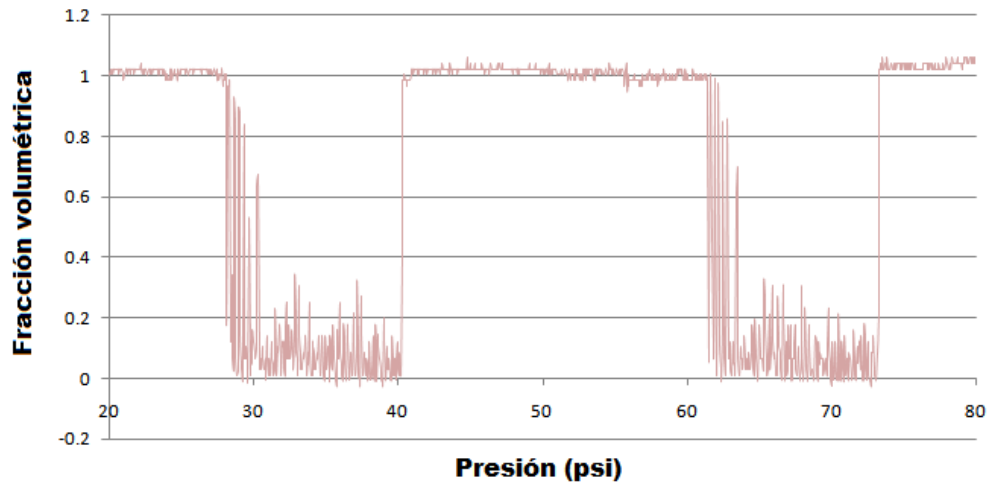


Figura 4.29 Fracción volumétrica sin inyección de aire.

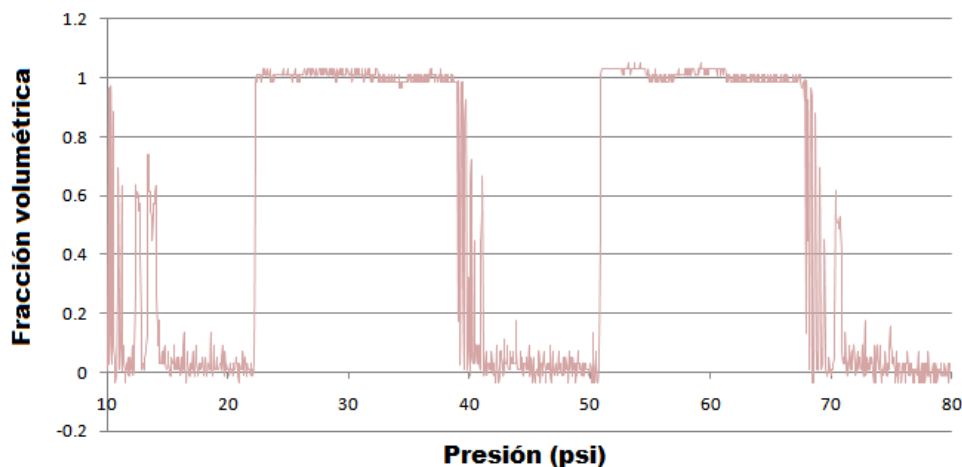


Figura 4.30 Fracción volumétrica con inyección de aire en el codo. Igualmente no hay ningún cambio que demuestre que el sistema funciona de manera correcta, la fracción volumétrica se mantiene estable.

De manera visual se observó que el gas no podía pasar a través de la columna de líquido, incluso se observó una entrada de líquido al tubo de inyección evitando la salida de gas.

De igual manera con los otros puntos de inyección se notó que no es una manera viable para la eliminación de flujo slug severo.

4.4.2 Alternativa para la eliminación del slug severo.

Se desarrollo una alternativa para la eliminación del fenómeno slug severo. Ya que el problema se desarrolla a la baja cantidad de ambos fluidos que se encuentran en el sistema, se desarrolla un método para la eliminación

de la fase gaseosa de la tubería para así permitir el libre flujo de líquido dentro de la tubería figura 4.28.

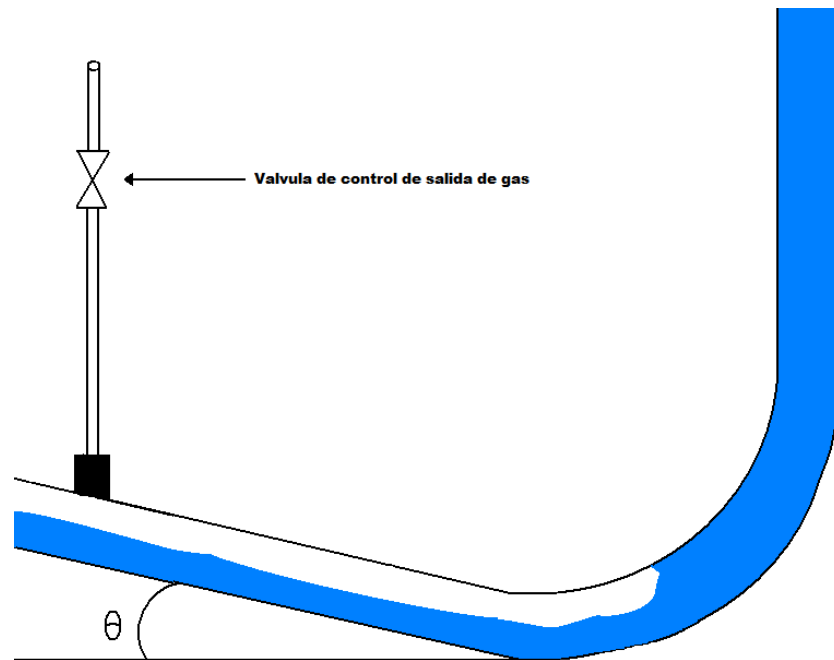


Figura 4.31 Salida de gas para la tubería inclinada

Se tomaron las mismas velocidades que las utilizadas para el sistema de inyección de gas, teniendo así 4 puntos de referencia donde hace la eliminación de gas de la tubería inclinada para la eliminación del flujo slug severo.

Primero se tiene la misma analizada anteriormente y se presentan las gráficas de presión (TP1 y TP2), fracción volumétrica (SA2) así como de la variación a la entrada de gas.

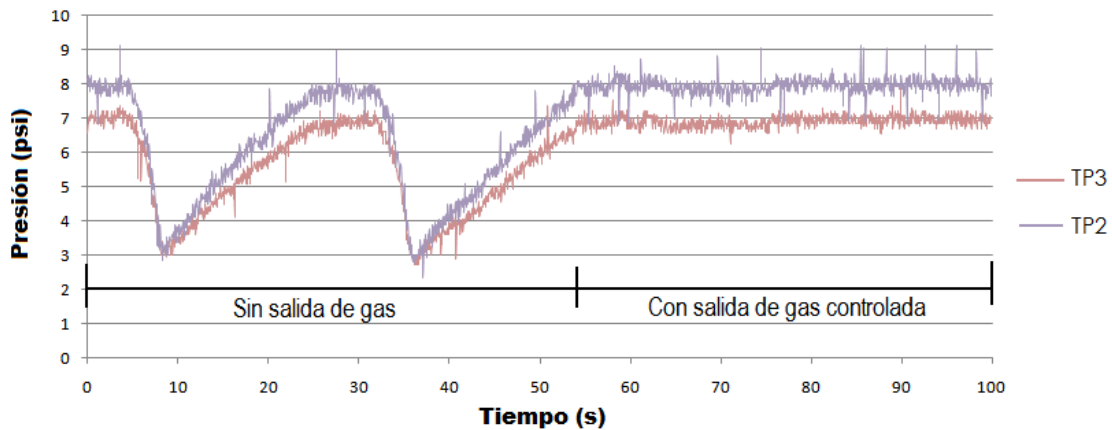


Figura 4.32 Presiones durante el slug severo y controlando la salida de gas

Como se puede observar la presión de gas y de la columna de líquido se estabiliza al momento de iniciar la extracción de gas teniendo un flujo que no sufre ningún cambio por ninguna otra fuerza permitiendo al líquido una llegada al separador de fases de manera constante, todo esto teniendo un control para la extracción de gas en la tubería inclinada.

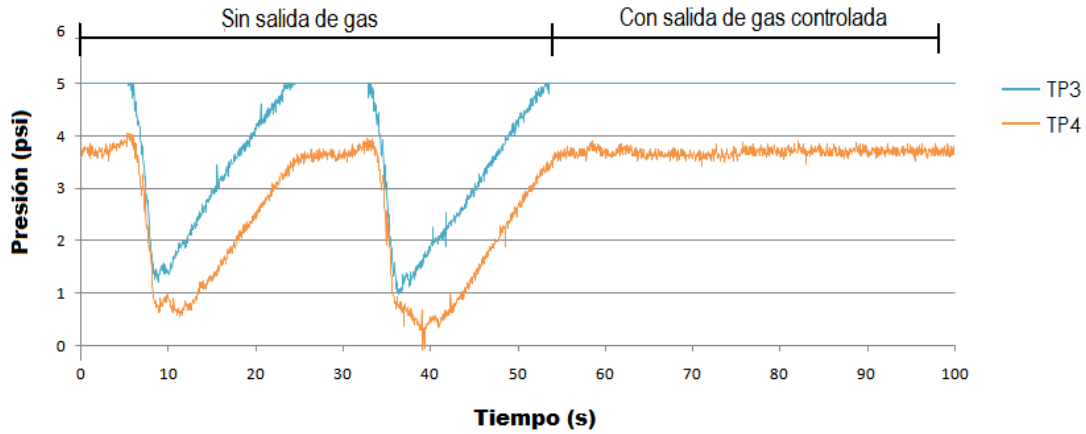


Figura 4.33 Velocidades durante el slug severo y controlando la salida de gas

Durante el fenómeno de slug severo se tiene una velocidad de salida del slug, cuando se elimina el gas de la tubería inclinada la presión en todos los puntos de la tubería vertical permanecen constantes, TP3 tiene un valor máximo de 5 psi por lo cual no se registra presiones mayores a esta.

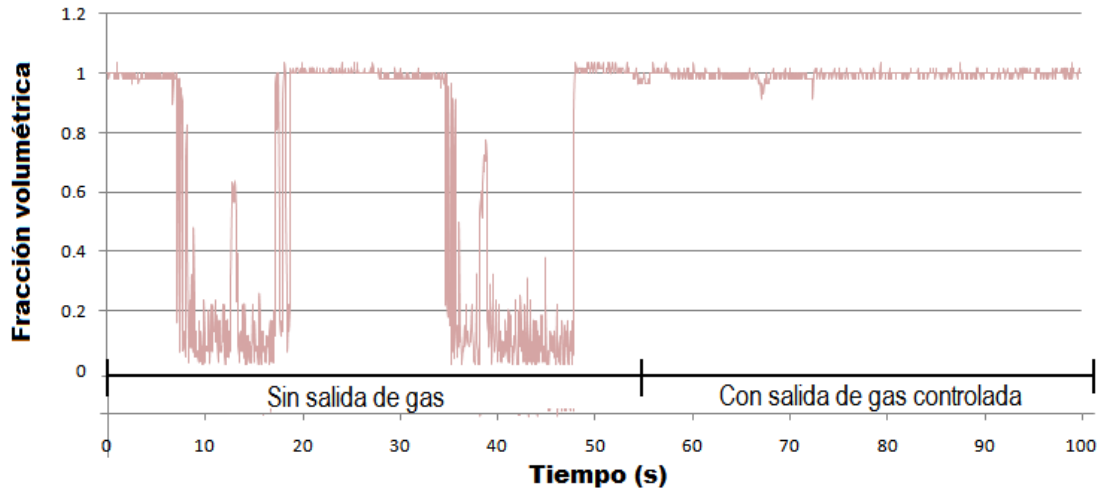


Figura 4.34 Fracción volumétrica durante el slug severo y controlando la salida de gas

Como se muestra al sustrayendo el gas en la tubería inclinada se elimina igualmente el slug severo, dando paso a la salida únicamente de la fase líquida teniendo un 100% de líquido en la tubería vertical y manteniendo el sistema estable.

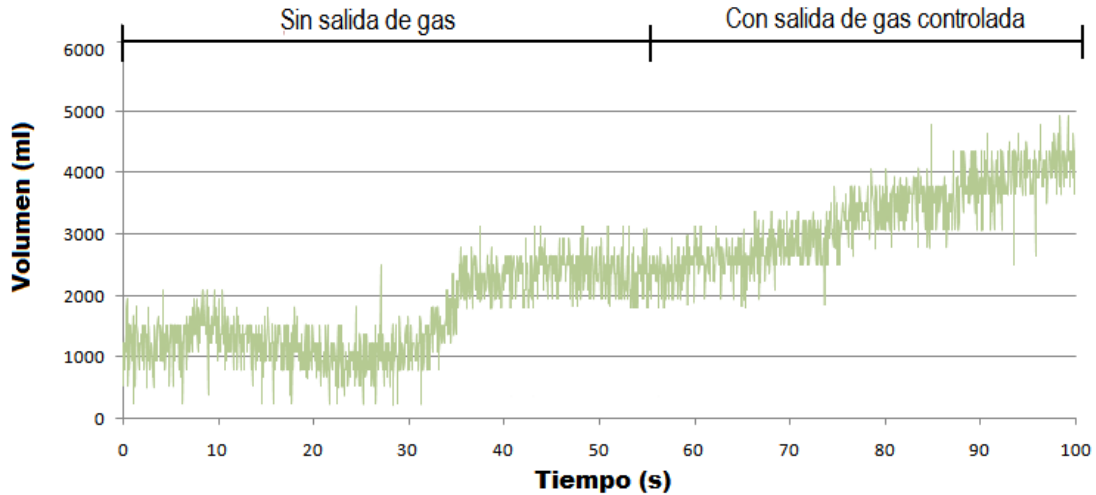


Figura 4.35 Volumen durante el slug severo y controlando la salida de gas

Se muestra también que el flujo slug severo tiene llegadas de una gran cantidad de la fase líquida al separador de fases, sin embargo al hacer la extracción se tiene un flujo de llegada estable, eliminando también vibraciones y problemas que se puedan presentar con los equipos de separación o tuberías.

Aún cuando se tiene un flujo relativamente estable en la entrada de líquido y de gas, hay pequeñas como se muestra a continuación.

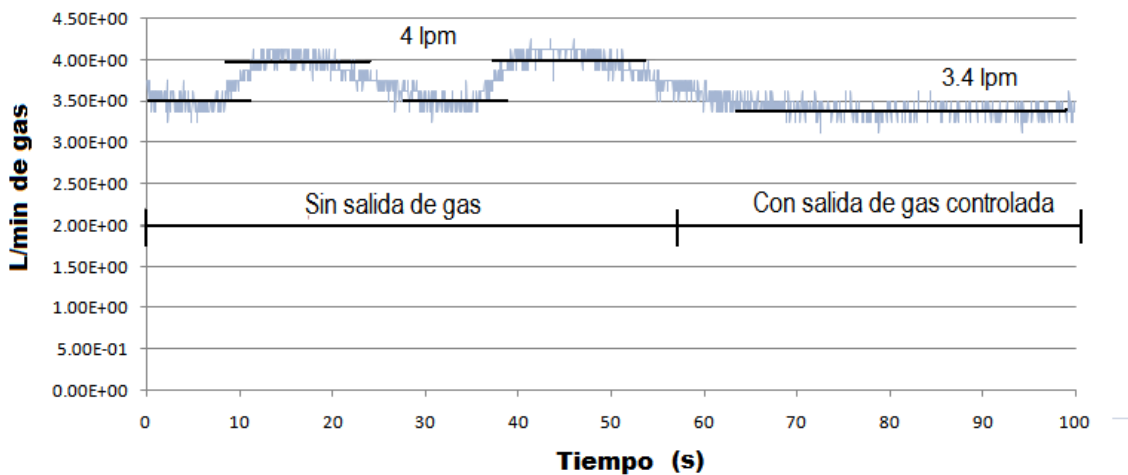


Figura 4.36 Flujo de gas a la entrada del sistema

Al momento del experimento no se contó con el equipo dedicado a la medición del flujo de gas ya que no se tenía contemplado durante el experimento.

Así se tiene que el flujo se estabiliza cuando se sustrae gas de la tubería inclinada, teniendo así un flujo de salida constante de 3.4 lpm para el flujo de gas durante este experimento.

Teniendo así que la sustracción de gas de la tubería vertical durante el fenómeno de slug severo, es una estrategia viable para la eliminación de este.

Los resultados de los otros experimentos se dan en el Anexo B.

CONCLUSIONES

Los criterios dados por Boe y Barnea se adaptan de buena manera a los experimentos realizados para la generación de slug severo a nivel laboratorio, aún cuando se tiene experimentos que caen fuera del área trazada por los criterios, la diferencia no es sustancial, solamente se tiene errores por parte de estos criterios entre - a -- %. Como se mencionó en la teoría, el flujo slug severo se ve influenciado de gran manera por muchas variables dadas al sistema, en este estudio se varió las velocidades superficiales de gas y de líquido, las longitudes en los tramos inclinados y vertical, además del ángulo de inclinación del codo, teniendo así que mientras mayor sea la velocidad superficial de gas o de líquido la frecuencia del flujo slug severo será mayor, al tener una frecuencia mayor las inestabilidades en el sistema de empiezan a ver de mayor manera, ya que hay mayores vibraciones, tanto en la tubería como en el separador de fases.

Hay puntos del experimento en los cuales el experimento parece tener un comportamiento de flujo slug severo, sin embargo, se nota la diferencia al momento de revisar los resultados ya que cuando hay una velocidad de líquido mayor a la de gas el flujo slug severo se da de manera aleatoria ya que no hay estancamiento del gas sino una generación de burbujas que pasa a través de la columna de líquido, caso contrario cuando hay una mayor presencia de gas, ya que el líquido se ve arrastrado por el flujo de gas teniendo una formación de flujo slug severo de manera aleatoria o de manera nula.

Se hicieron instalaciones para la eliminación del fenómeno slug severo por medio de la inyección de gas, pero aún cuando se variaron las alturas para la inyección (40, 75 y 120 cm) no se tuvo una respuesta favorable, no hubo penetración del gas a la columna de líquido ya que la presión de la columna siempre fue mayor a la presión dada en la tubería inclinada. Por lo cual se optó por una alternativa de extracción de gas que dio resultados favorables al momento de eliminar el fenómeno, si se logra extraer el gas de la tubería inclinada teniendo un control se elimina en gran mayoría las inestabilidades causadas por este, además de un flujo constante de líquido que llega al separador de fases.

RECOMENDACIONES

Para tener un mayor entendimiento del flujo slug severo cuando se tiene un arreglo inclinado-vertical y su eliminación se dan las siguientes recomendaciones:

- Realizar un análisis más detallado de las fronteras donde el flujo slug severo se da de manera aleatoria, y de donde se da de manera estable, para tener un mejor entendimiento de las transiciones que dan.
- Tener una mayor cantidad de medidores de fracción volumétrica para analizar el fenómeno de manera más detallada.
- Utilizar un sistema de adquisición de datos de mayor capacidad para poder ver el cambio que hay entre las presiones en el momento en que se da el fenómeno del slug severo, así como las velocidades de slug y fracción volumétrica.
- Tener un separador de fases de mayor capacidad, para evitar el llenado total de este, ya que durante los experimentos cuando se tenía un flujo muy alto de líquido, el separador de fases se llenaba a la mitad del experimento.
- Se podría trabajar con el segundo método propuesto en la teoría que es el choking o estrangulamiento a la salida hacia el separador de fases, o incluso la implementación de ambos sistemas propuestos, inyección y estrangulamiento.
- Al momento de realizar la sustracción del gas en la tubería inclinada, tener un sistema de control que mida la salida de gas y una válvula automática que se calibre para poder eliminar el slug severo y poder tener mayor entendimiento del sistema propuesto al final de esta investigación.

● REFERENCIAS

- [1] E.Storkaas, S. Skogestad and V. Alstad, "Department of Chemical Engineering", Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Norway, Noviembre 2, 2001
- [2] <http://www.glossary.oilfield.slb.com/Display.cfm?Term=slug%20flow> (31/03/09)
- [3] <http://www.smithinst.ac.uk/Projects/ESGI59/ESGI59-NorskHydro/Report/NorskHydro-SlugFlow.pdf> (01/04/09)
- [4] <http://cat.inist.fr/?aModele=afficheN&cpsidt=6191759> (02/04/09)
- [5] Ó. J. Sigurðsson, "Slugging in two-phase horizontal collecting pipes", Sudurnes Regional Heating Service Ltd. Iceland, 20, diciembre, 2005.
- [6] Rafael Melo-González, Juan Aníbal González-Herrera, "Formulacion del conjunto de ecuaciones diferenciales parciales que modelan dinámicamente el flujo multifásico en líneas de transporte de hidrocarburos", Instituto Mexicano del Petróleo, Campeche, Mexico, 1998.
- [7] Angela De Leebeeck, Andreas Hoel Gaarder, Ole Jørgen Nydal, "Experiments on Roll Waves in Air-Water Pipe Flow", Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Norway, 7 diciembre 2007
- [8] "Operation and maintenance of petroleum systems", Unified Facilities Criteria (ufc), 21 enero 2003
- [9] R. van Hout, D. Barnea, L. Shemer, "Evolution of two-phase slug flow in vertical and inclined pipes", Department of Fluid Mechanics and Heat Transfer, Faculty of engineering, Tel-Aviv University, Ramat-Aviv, Israel
- [10] Christophe Vallée, Thomas Höhne, Horst-Michael Prasser, Tobias Sühnel, "Experimental investigation and cfd simulation of horizontal stratified two-phase flow phenomena", Forschungszentrum Rossendorf e.V., Dresden, Germany
- [11] Yasumasa Yamada, Yoshinori Goto, Shigekatsu Endo, "Characteristics of a Flow Distribution of Gas-Liquid Slug Flow in the Long Conduit", Report of the Research Institute of Industrial Technology, Nihon University, December 12, 2007
- [14] <http://www.scribd.com/doc/8605882/GPSA-M17-Pipeflow> 24/05/09
- [15] Gaston Gerardo López Tinoco, "Caracterización del Flujo Slug Severo en Tuberías Verticales de Producción de hidrocarburos (Risers)", SEPI-ESIME, México DF, 2006.
- [16] F. Sánchez Silva, J. A. Cruz Maya, I. Carvajal Mariscal, and H. Saidani-Scott, "Hydrodynamic characterization of the severe slugging in hydrocarbon production vertical pipes", 5th International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics, Sun City, South Africa, 2007.
-

- [17] Çigdem Ömürlü "Mathematical modeling of horizontal two-phase flow through fully eccentric annuli" tesis, school of natural and applied sciences of middle east technical university, Turquia, 2006
-
- [18] Pérez Garcia Manuel, "Caracterización del flujo slug inducido por la combinación de tuberías descendentes y ascendentes" tesis, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica Secretaria de Investigación y Postgrado SEPI-UNIDAD CULHUACAN, México, Septiembre, 2009.
-
- [19] Francisco García y Mahmoud Haoulo "Estudio experimental de patrones de flujo Bifásico aire-agua en tuberías horizontales y Ligeramente inclinada
-
- [20] D. Barnea, O. Shoham and Y. Taitel, and A. E. Dukler. "Gas-Liquid Flow In Inclined Tubes: Flow Pattern Transitions For Upward Flow". Chemical Engineering Science, Vol. 40, No. 1, pp. 131-136, 1985.

APÉNDICE A

PRUEBAS EXPERIMENTALES REALIZADAS

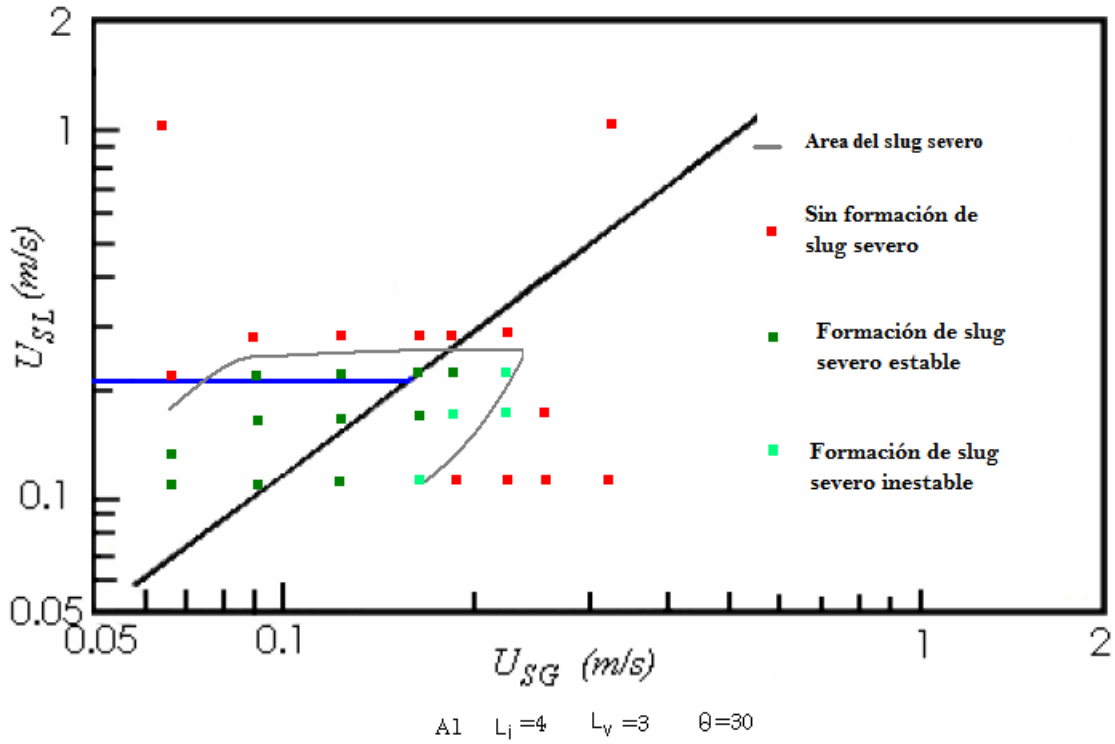


Figura A.1 Corridas experimentales de la geometría A1

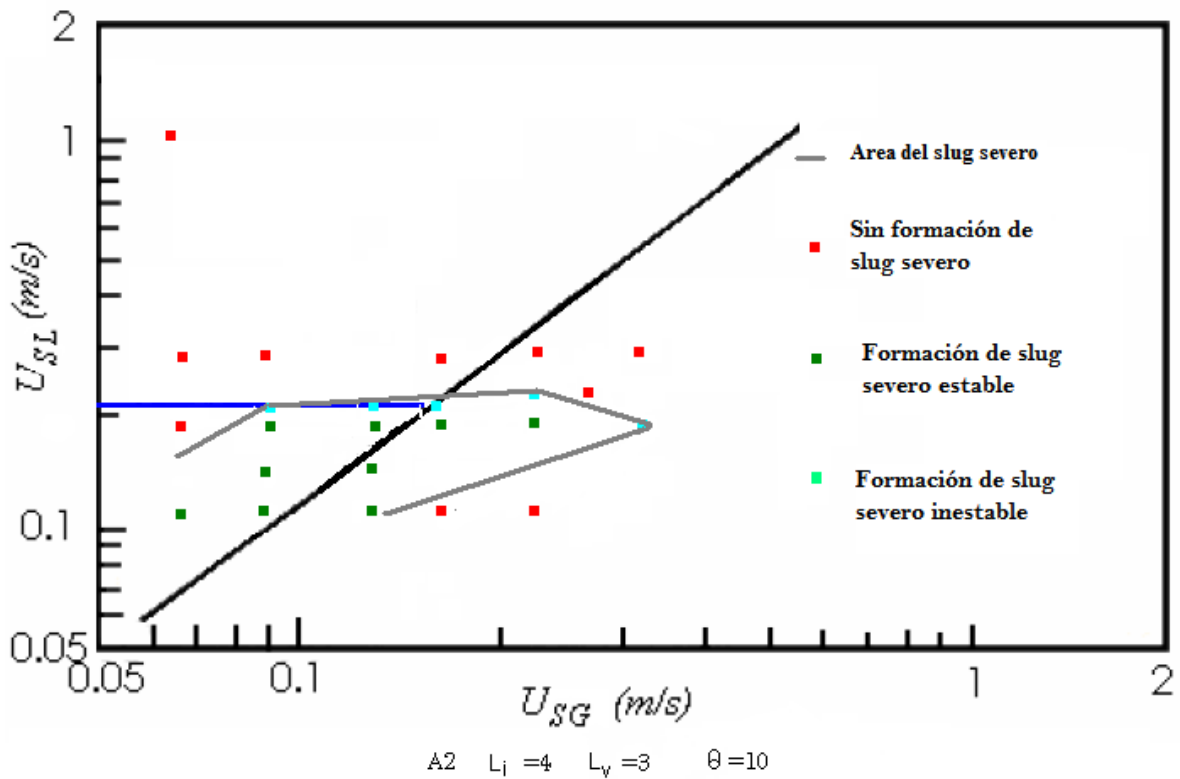


Figura A.2 Corridas experimentales de la geometría A2

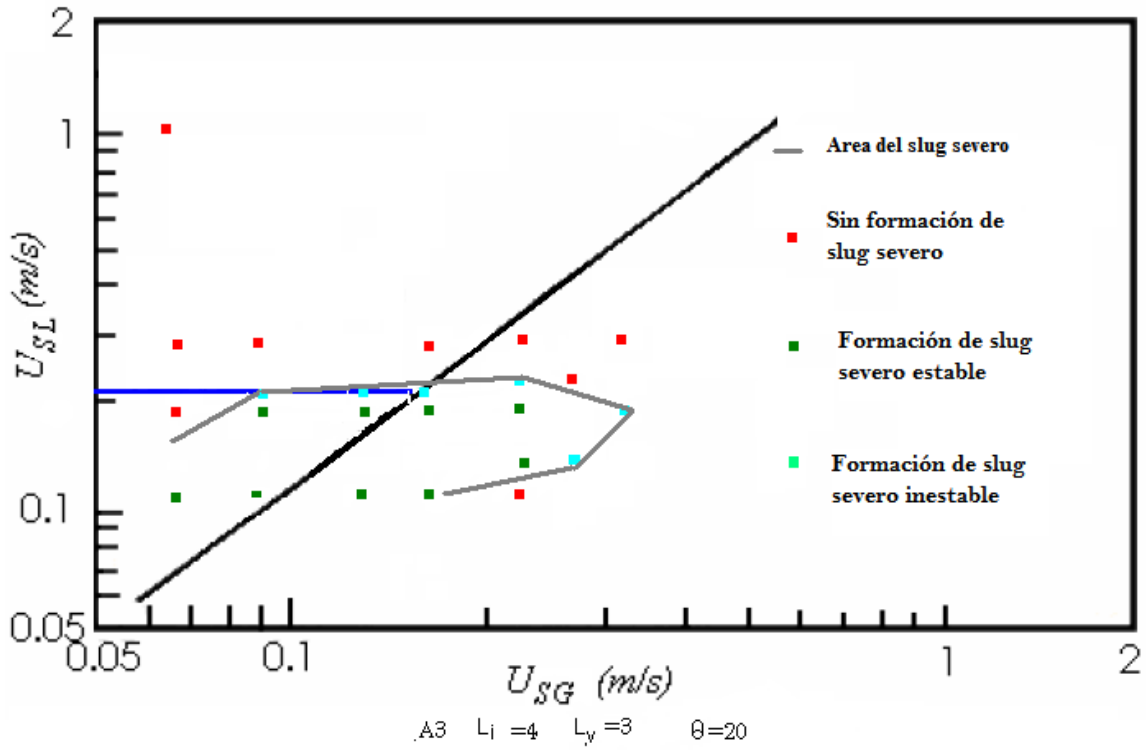


Figura A.3 Corridas experimentales de la geometría A3

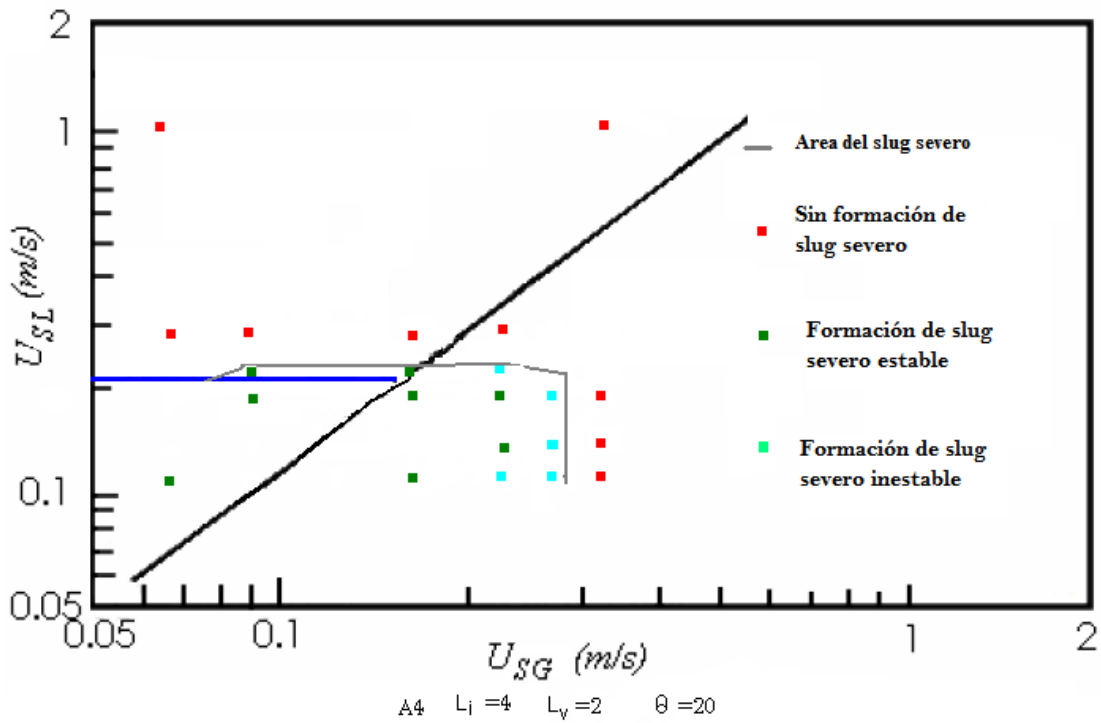


Figura A.4 Corridas experimentales de la geometría A4

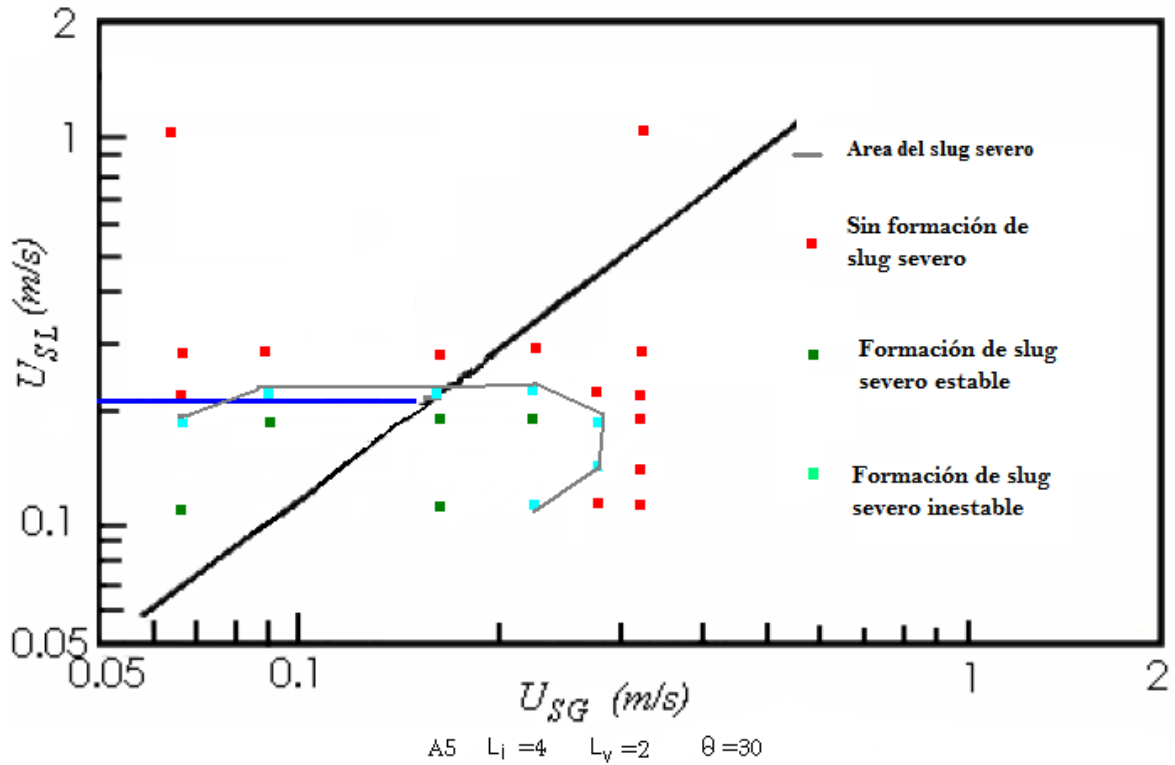


Figura A.5 Corridas experimentales de la geometría A6

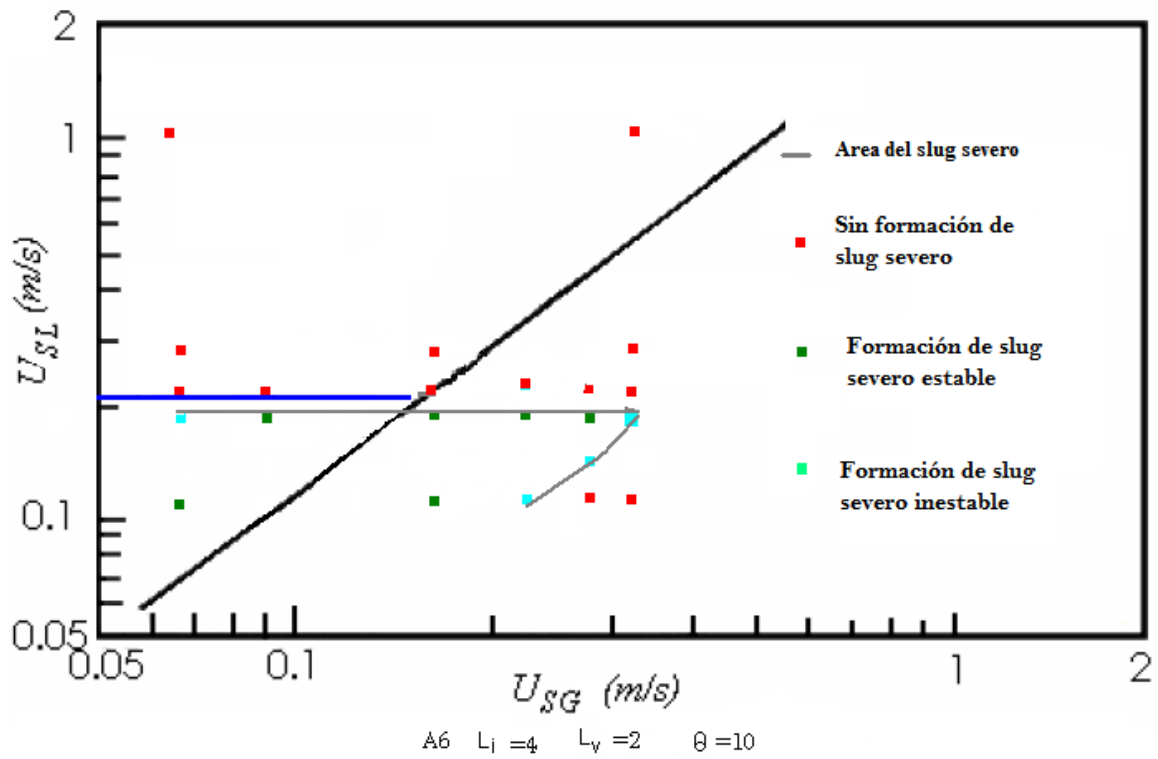


Figura A.6 Corridas experimentales de la geometría A6

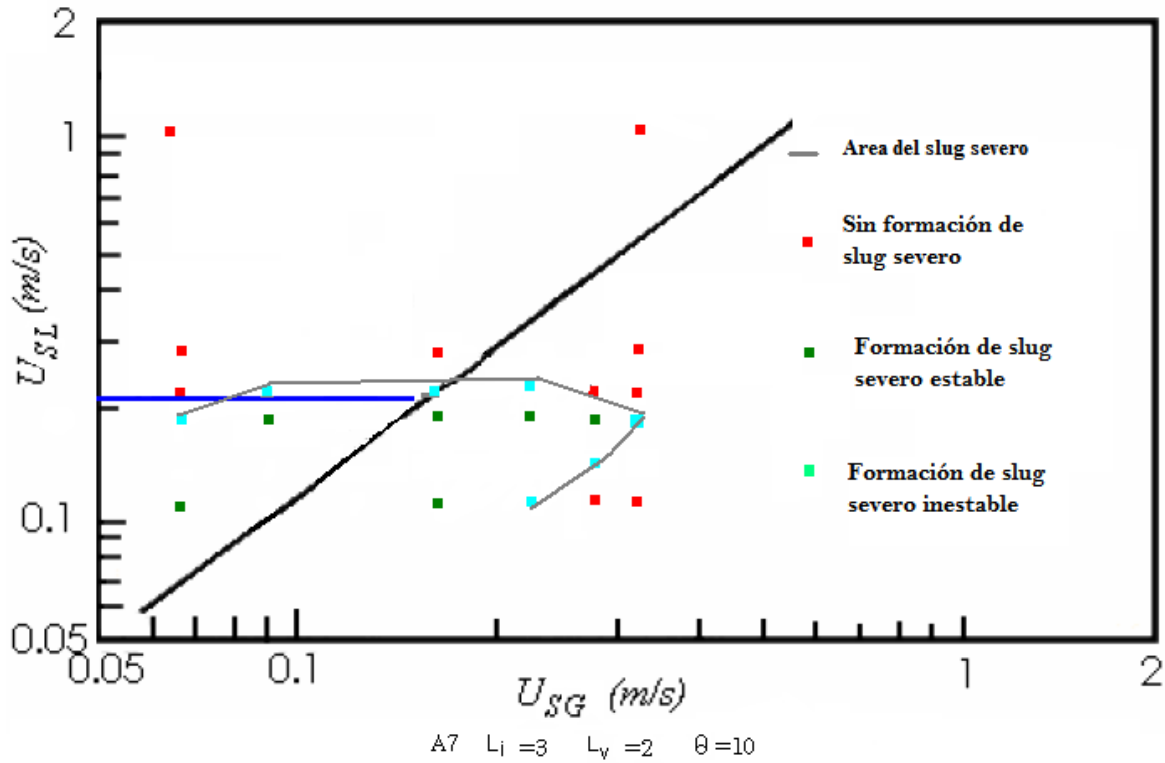


Figura A.7 Corridas experimentales de la geometría A7

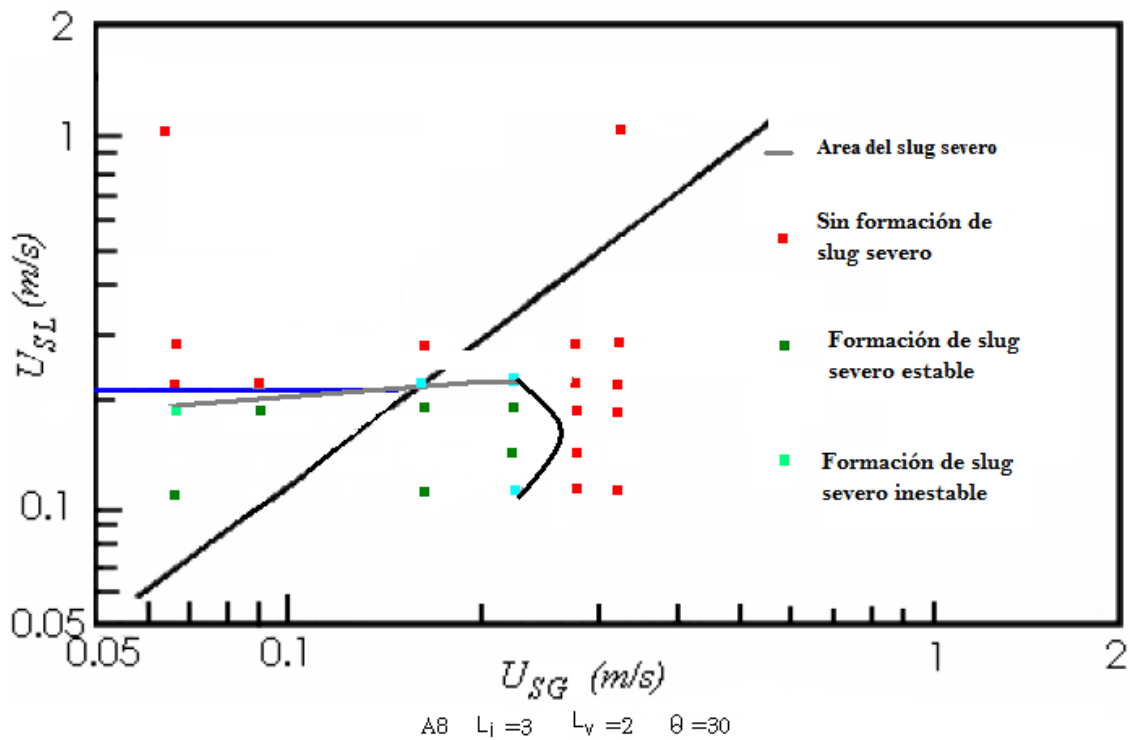


Figura A.8 Corridas experimentales de la geometría A8

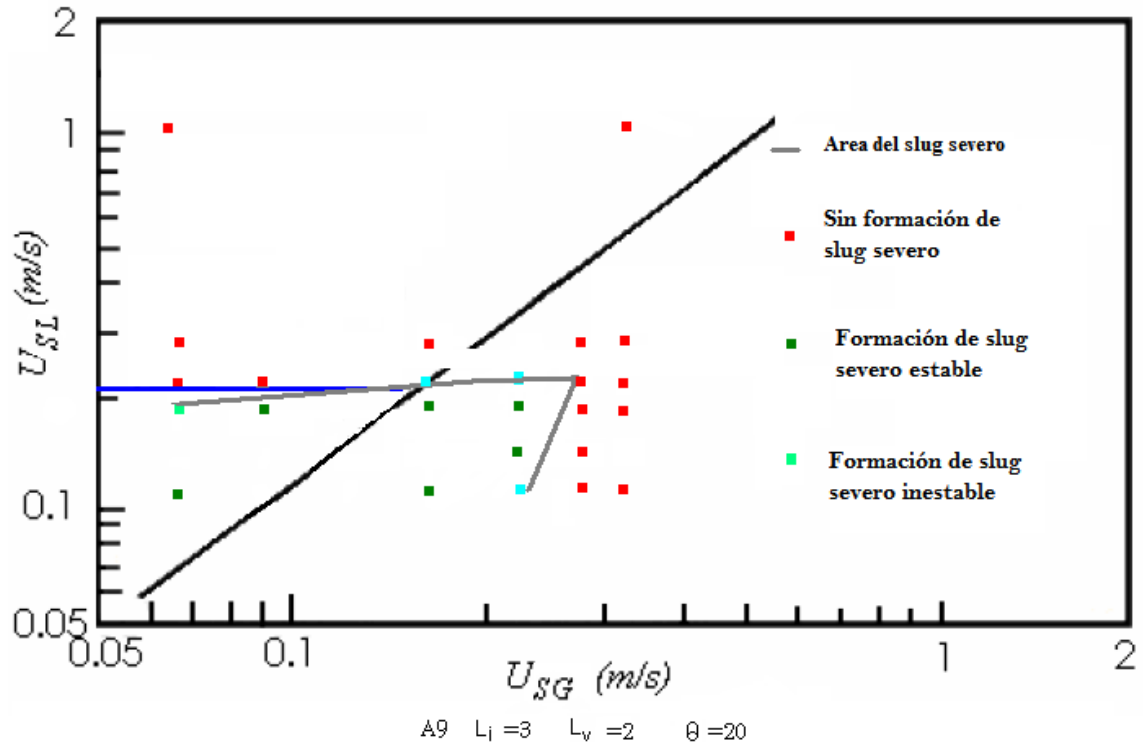


Figura A.9 Corridas experimentales de la geometría A9

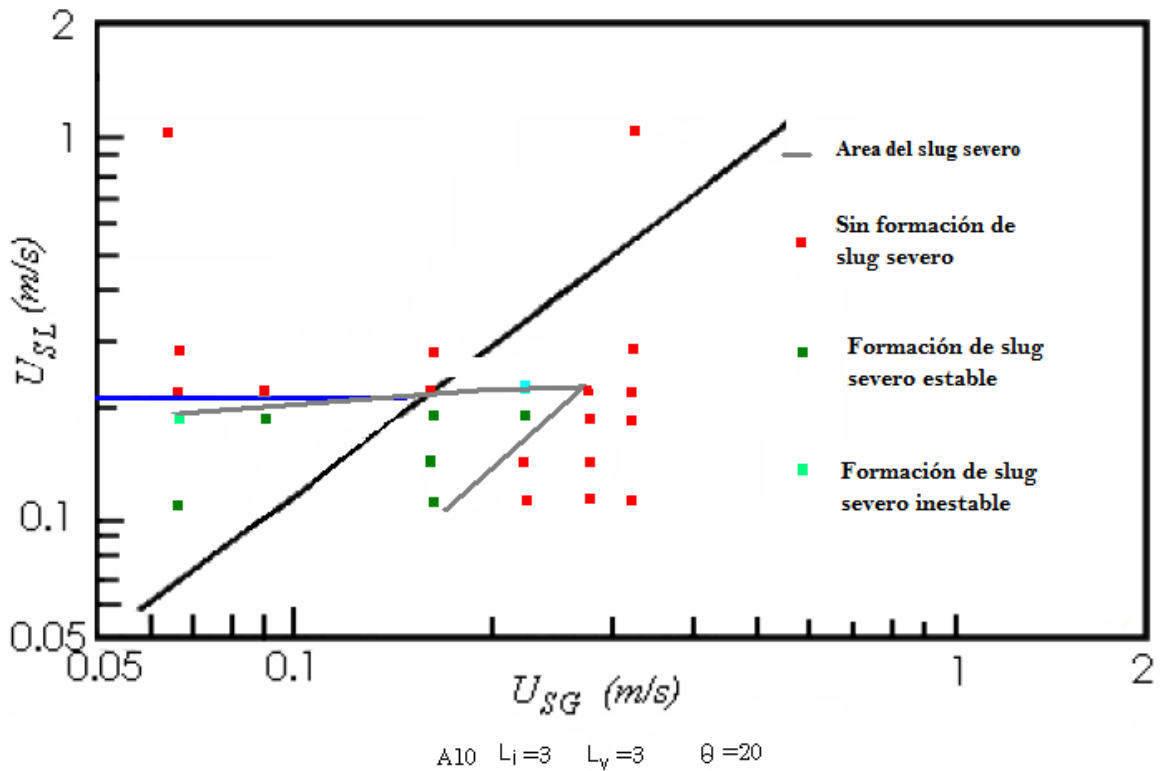


Figura A.10 Corridas experimentales de la geometría A10

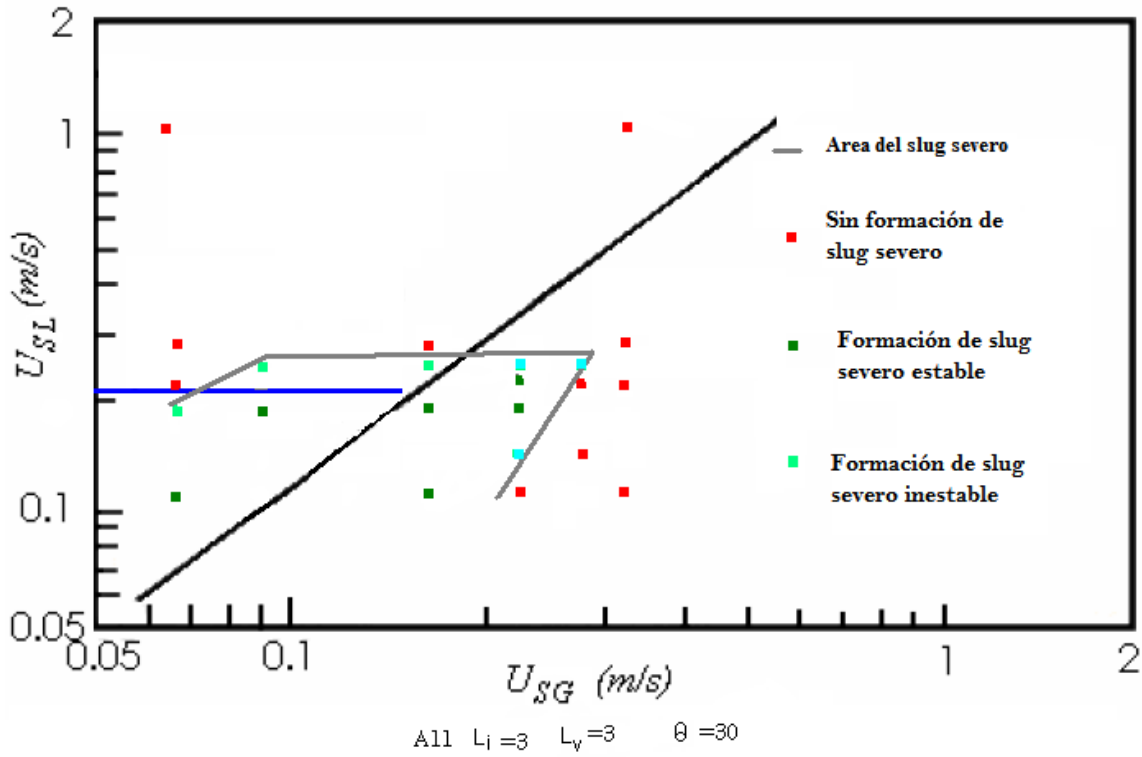


Figura A.11 Corridas experimentales de la geometría A11

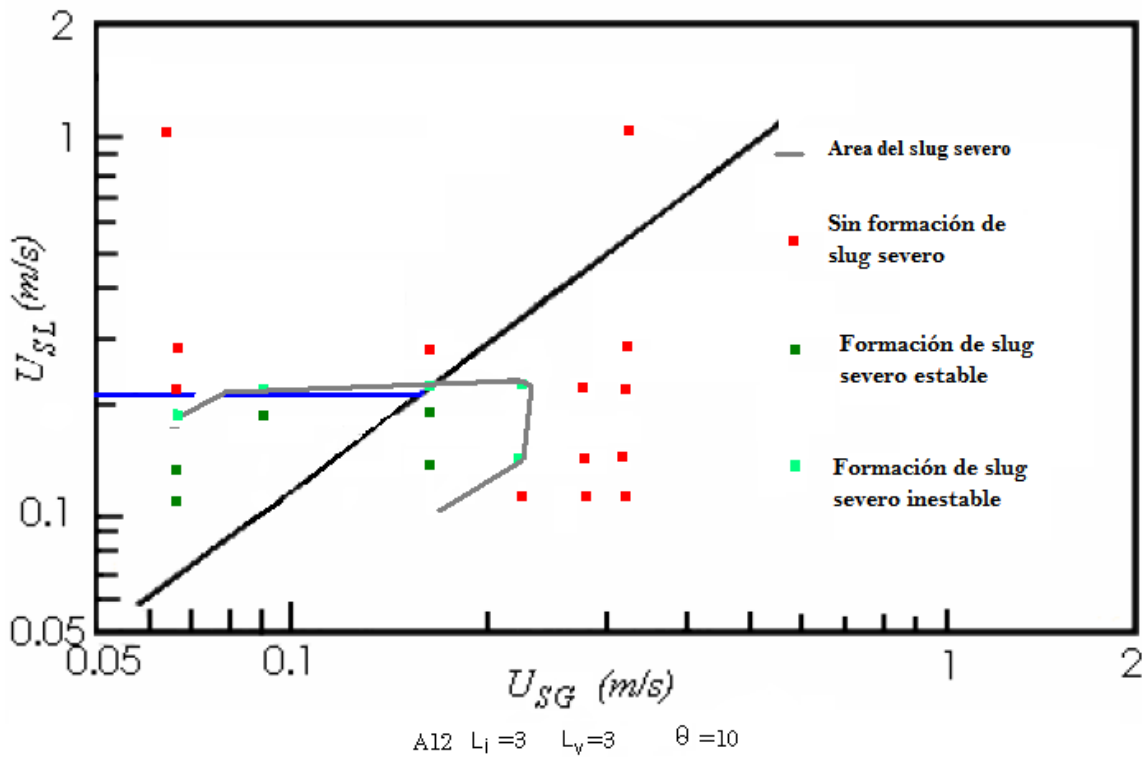


Figura A.12 Corridas experimentales de la geometría A12

APÉNDICE B

PRUEBAS EXPERIMENTALES CON SALIDA DE AIRE

Las velocidades superficiales utilizadas para los siguiente experimento son:

$U_{SL} = 0.098676$ $U_{sg} = 0.098676$

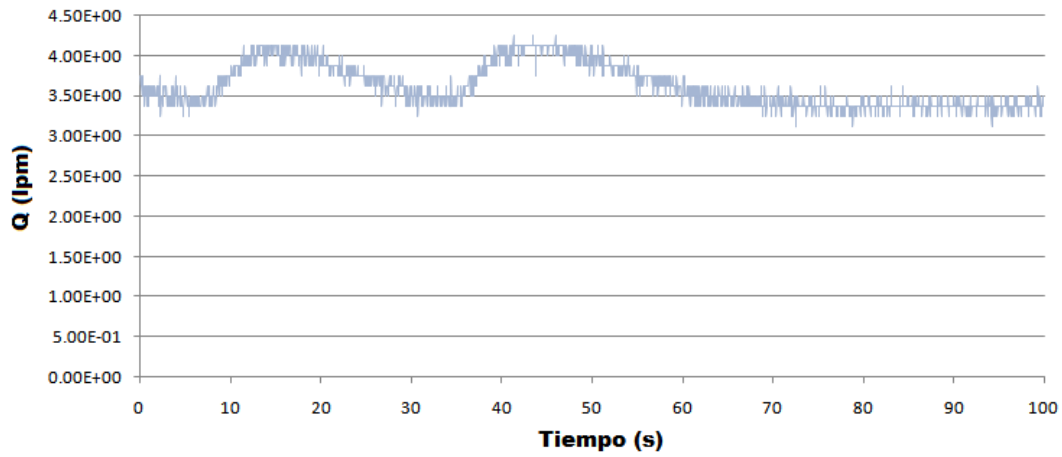


Figura B.1 Flujo volumétrico a la entrada

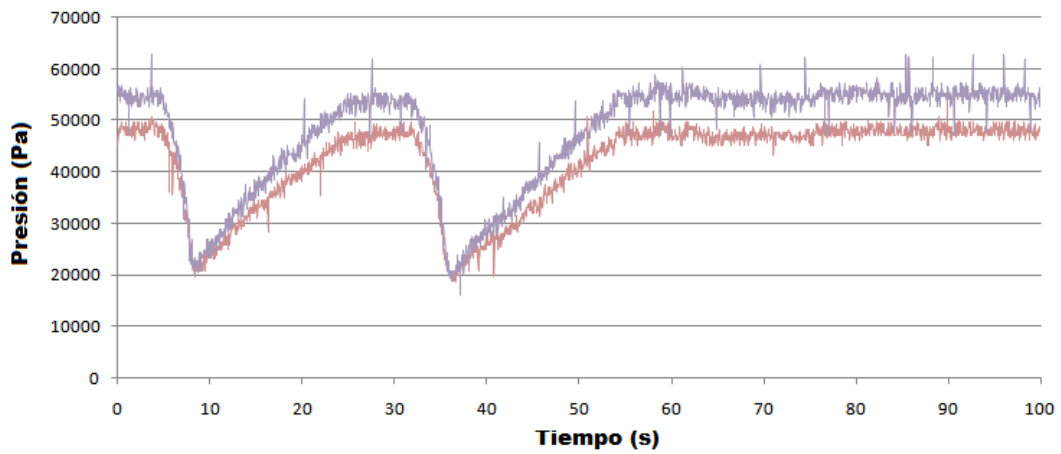


Figura B.2 Presiones TP1 y TP2

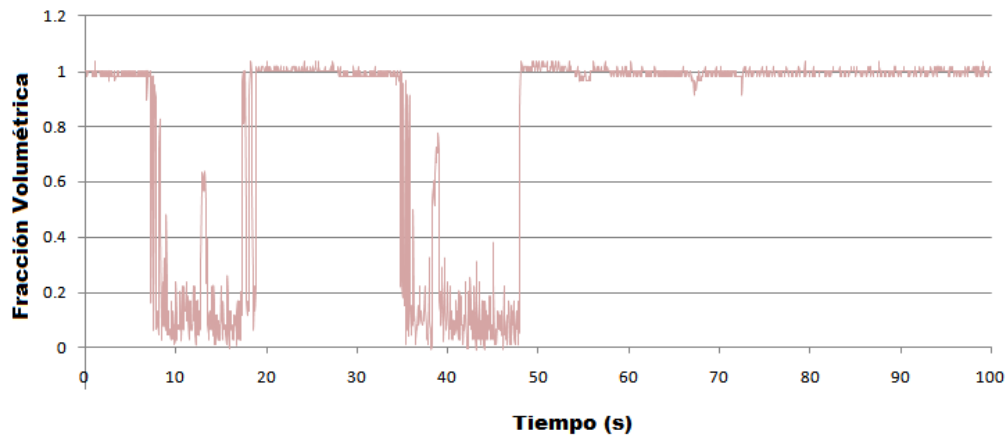


Figura B.3 Fracción volumétrica SA2

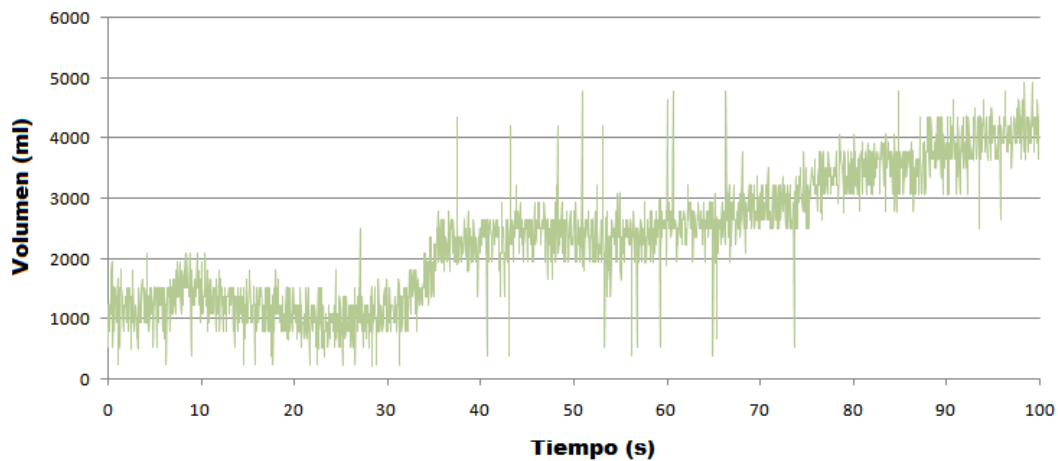


Figura B.4 Volumen de llegada al separador de fases

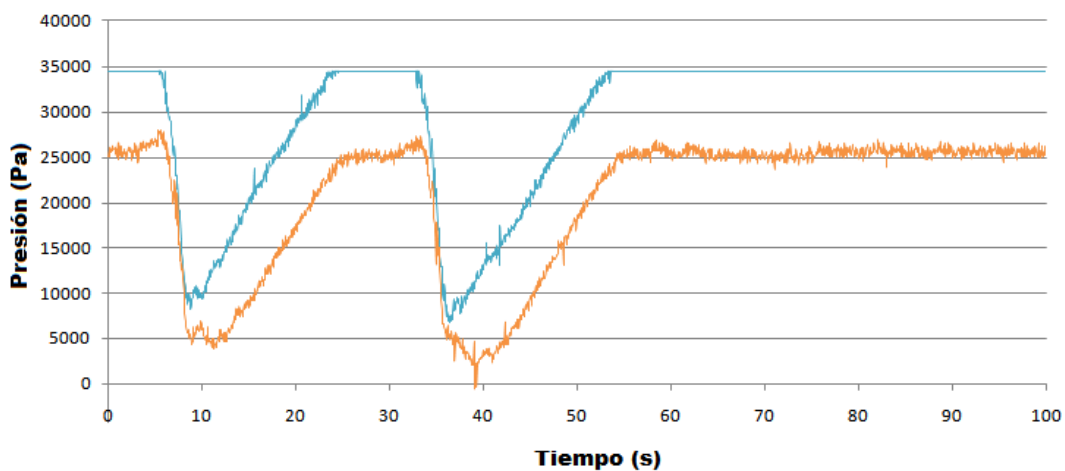


Figura B.5 Presiones TP3 y TP4

$U_{SL} = 0.115122$

$U_{sg} = 0.197352$

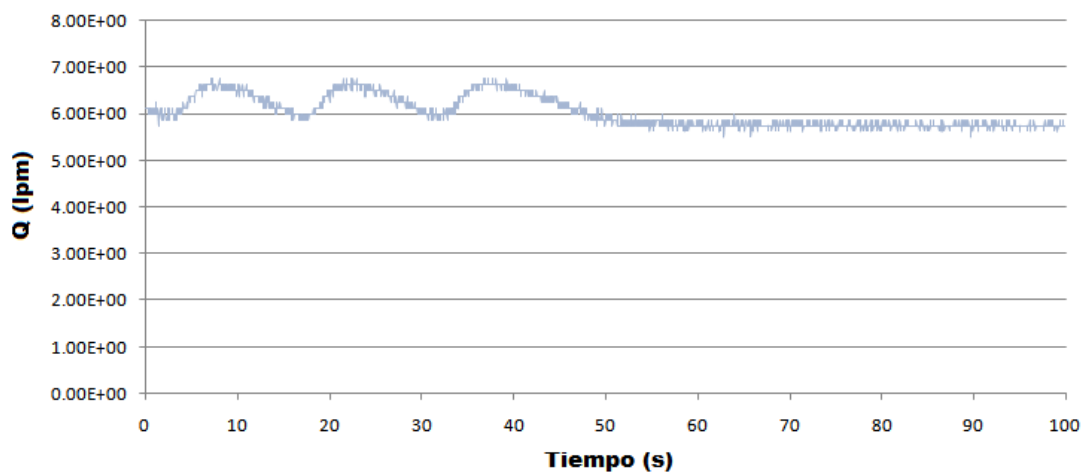


Figura B.6 Flujo volumétrico a la entrada

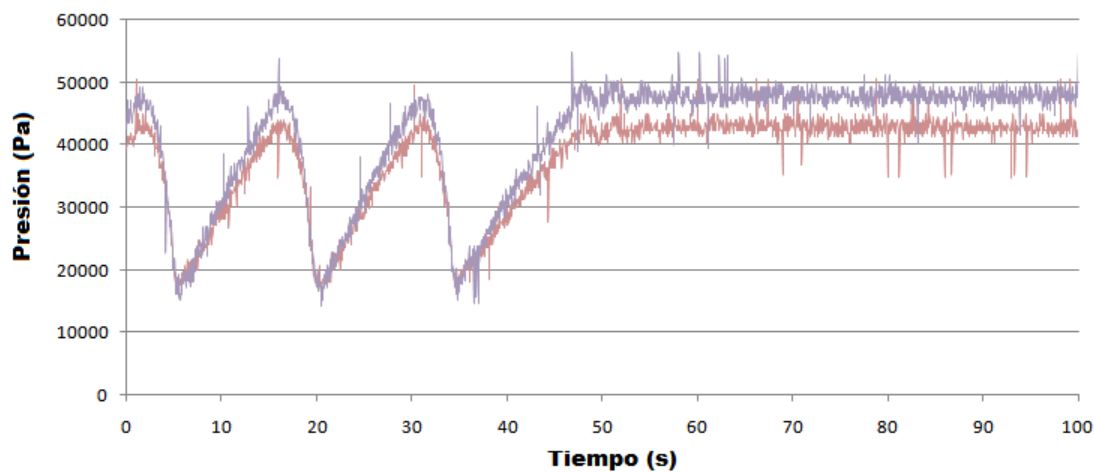


Figura B.7 Presiones TP1 y TP2

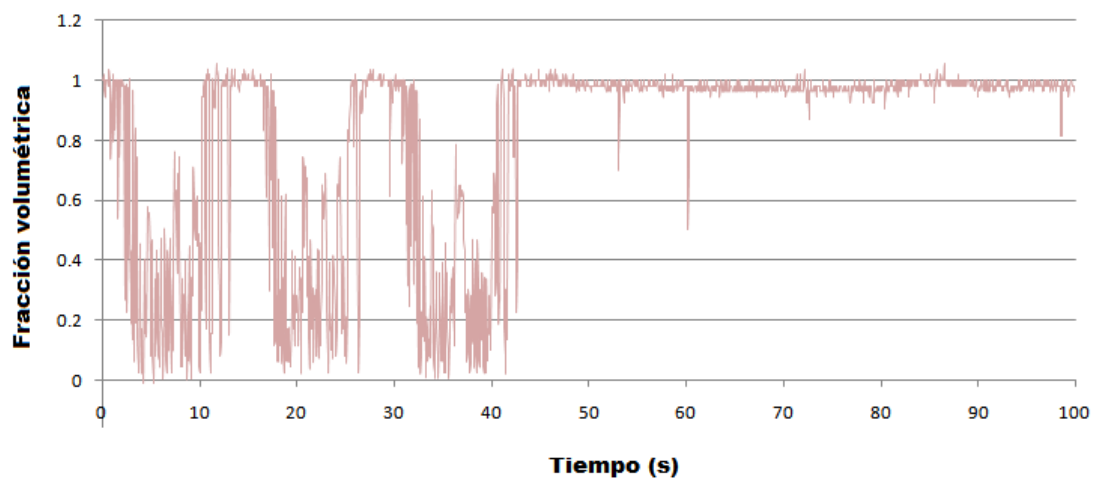


Figura B.8 Fracción volumétrica SA2

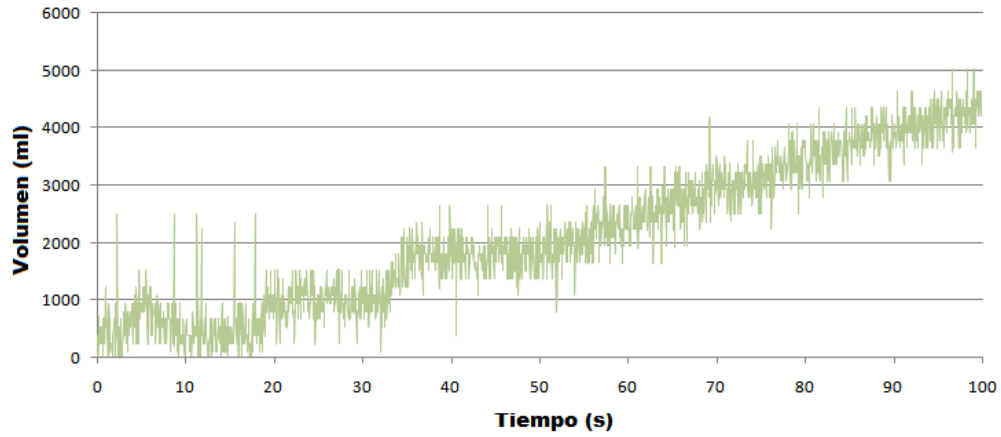


Figura B.9 Volumen de llegada al separador de fases

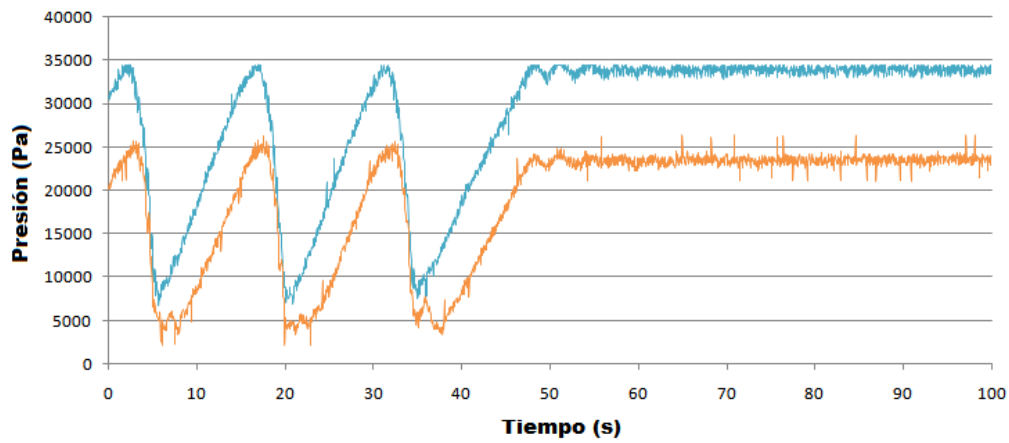


Figura B.10 Volumen de llegada al separador de fases

USL = 0.213798

USG = 0.197352

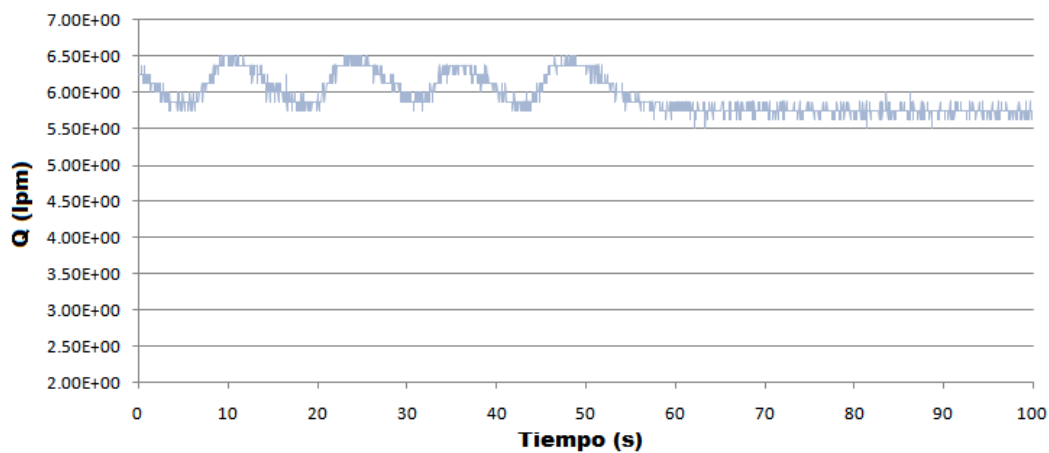


Figura B.11 Flujo volumétrico a la entrada

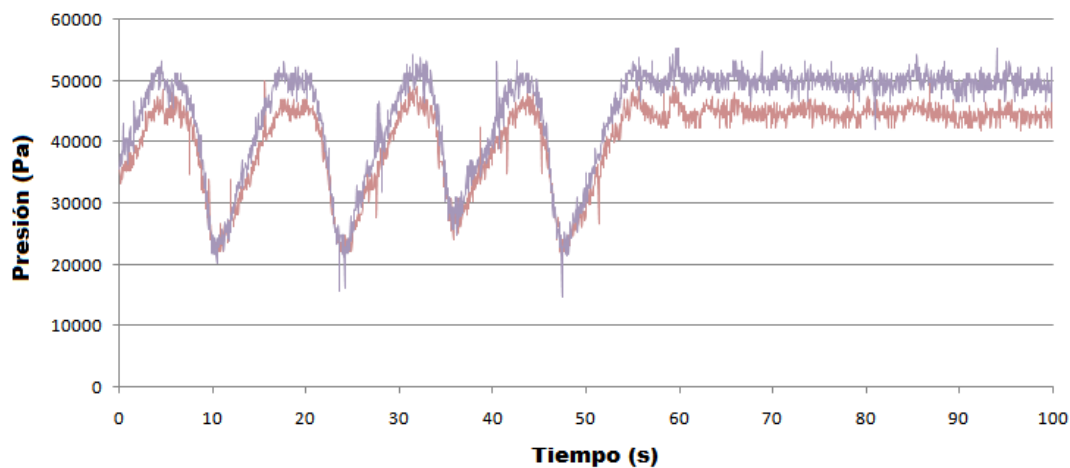


Figura B.12 Presiones TP1 y TP2

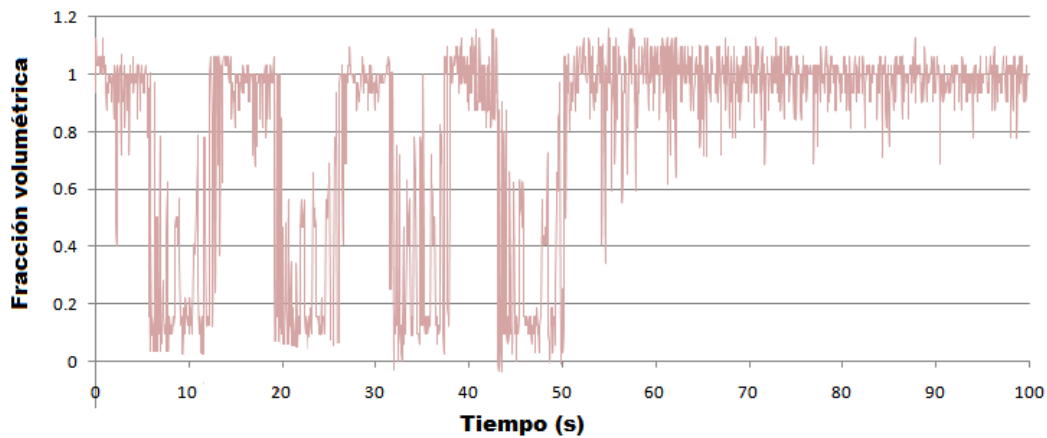


Figura B.13 Fracción volumétrica SA2

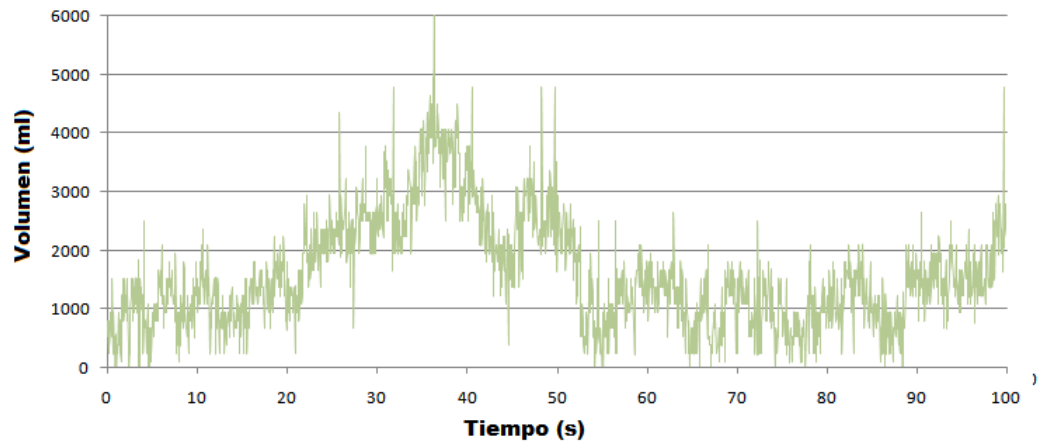


Figura B.14 Volumen de llegada al separador de fases

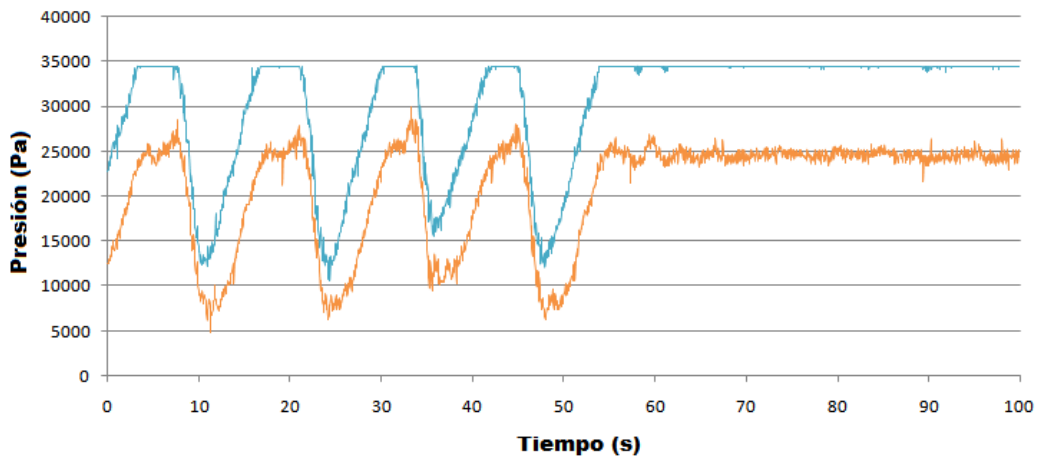


Figura B.15 Volumen de llegada al separador de fases

$U_{SL} = 0.115122$ $U_{SG} = 0.065784$

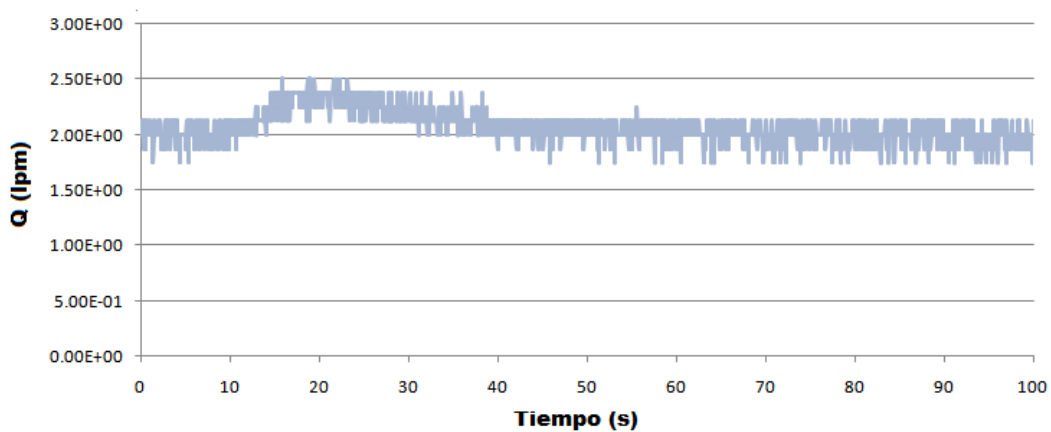


Figura B.16 Flujo volumétrico a la entrada

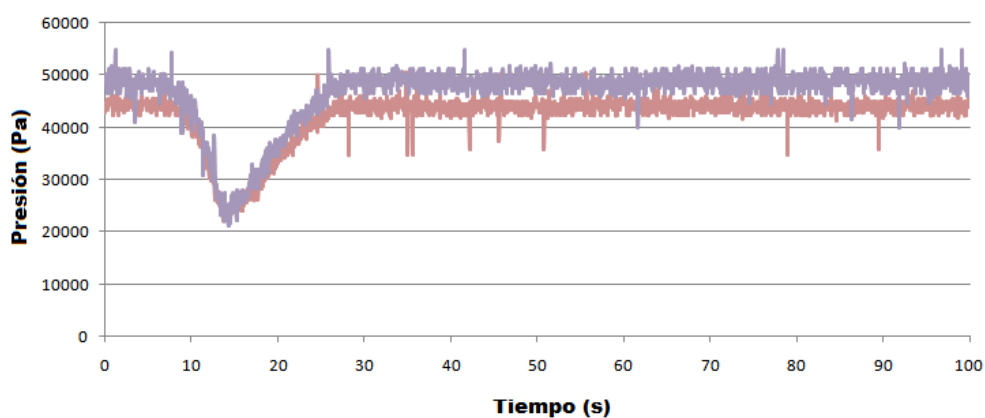


Figura B.17 Presiones TP1 y TP2

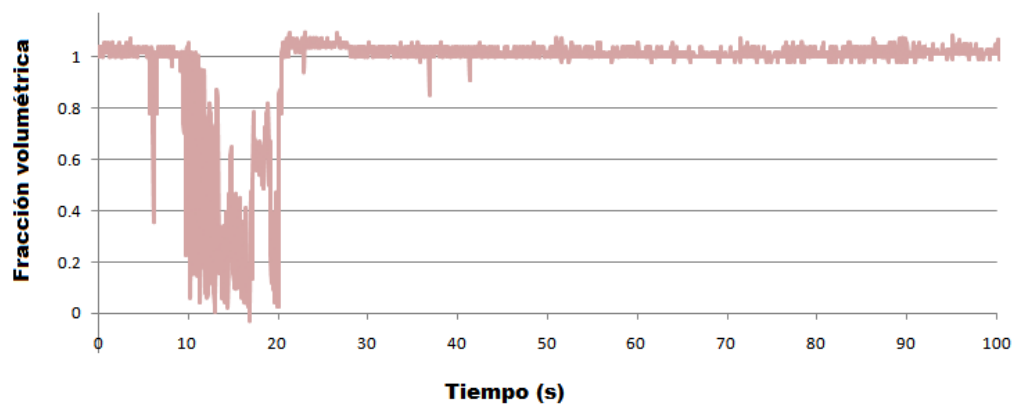


Figura B.18 Fracción volumétrica SA2

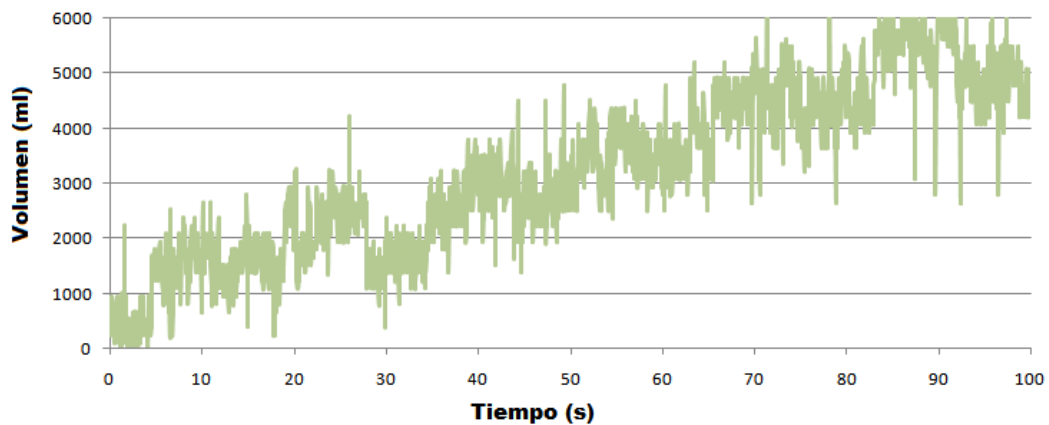


Figura B.19 Volumen de llegada al separador de fases

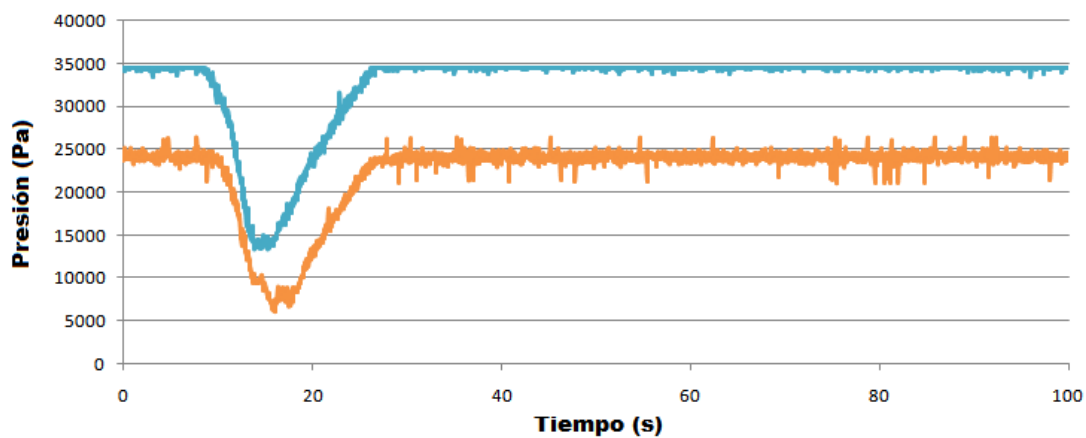


Figura B.20 Volumen de llegada al separador de fases