



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

**ESTUDIO DEL FLUJO BACHE NORMAL CON
INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER, EN
UN SISTEMA DE PRODUCCIÓN COSTA AFUERA**

T E S I S

Que para obtener el grado de
MAESTRO EN INGENIERÍA

Presenta

JORGE VÁZQUEZ MORÍN

Director: Dr. Yuri Fairuzov



Cd. Universitaria, D. F. Noviembre de 2008

JURADO DE EXAMEN DE GRADO

Presidente: Dr. Néstor Martínez Romero

Secretario: M. I. Francisco Sánchez Arredondo

Vocal: Dr. Yuri Fairuzov

1er Suplente: Dr. Rodolfo Camacho Velázquez

2do Suplente: M. I. José Ángel Gómez Cabrera

Director de Tesis: Dr. Yuri Fairuzov

Ciudad Universitaria, México D. F.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco sinceramente la dirección del Dr. Yuri Fairuzov en la elaboración de este documento, así mismo por el impulso que me brindó para incursionar en el estudio del flujo multifásico transitorio. Mi gratitud también para mis estimados compañeros, el Dr. Enrique Guzmán Vázquez y el Ing. Abraham Chávez Ramírez, por su invaluable contribución en la parte experimental. Agradezco a mis estimados profesores Dr. Néstor Martínez Romero, M. I. Francisco Sánchez Arredondo, Dr. Rodolfo Camacho Velázquez y M. I. José Ángel Gómez Cabrera por su participación en el jurado de grado; para ellos, mi admiración por su reconocida trayectoria en la industria y la docencia.

Agradezco de forma especial al M. I. José Luís Fong Aguilar, de PEMEX Exploración y Producción, por brindarme la oportunidad de cursar el programa de maestría. Al Dr. Nemesio Miguel Hernández y al Ing. Jaime Villarruel González por proponerme como candidato a este programa y también por el apoyo que me han brindado en el tiempo que he participado en su equipo de trabajo.

A mis queridos amigos y compañeros de trabajo: Raul León Ventura, Antonio Inda López, Gamaliel Gonzalez Gordillo, Héctor Leyva Gómez, Jorge Martínez Flores, José Luís García Mejía, Miguel Romero Muñoz, José Carlos Rangel Gómez, Omar Gómez Rementería, Carmen Barrientos Pérez, Sergio Troncoso González, Jaqueline Carrizo Martínez, Fermín Rodríguez Solís y Felipe Mijares Guerrero; por que este documento es resultado en gran medida, de todo lo que he aprendido de ellos y junto con ellos.

Quiero expresar mi más profundo agradecimiento a la Universidad Nacional Autónoma de México y a PEMEX Exploracion y Produccion, pilares fundamentales en el desarrollo de México.

ESTUDIO DEL FLUJO BACHE NORMAL CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL *RISER*, EN UN SISTEMA DE PRODUCCIÓN COSTA AFUERA

CONTENIDO

	Pág.
Resumen	i
Relación de figuras	iii
Relación de tablas	v
Nomenclatura	vi
Capítulo	
I INTRODUCCIÓN	1
II ANTECEDENTES	9
2.1 Identificación del problema	9
2.2 Bacheo severo	11
2.3 Bacheo normal ó hidrodinámico	13
2.4 Bacheo inducido por condiciones del terreno	15
2.5 Métodos de predicción y modelado	16
2.6 Técnicas de control del bacheo	20
III DEFINICIONES Y CONCEPTOS FUNDAMENTALES	24
3.1 Gasto másico	24
3.2 Gasto volumétrico	25
3.3 Relación de velocidades	25
3.4 Velocidad relativa	26
3.5 Fracción volumétrica	26
3.6 Fracción de vacío	26
3.7 Velocidad superficial	27
3.8 Velocidad de la mezcla	27
3.9 Velocidad real	27
3.10 Fracción volumétrica sin resbalamiento	27

	3.11 Fracción de vacío sin resbalamiento	28
	3.12 Densidad de la mezcla	28
	3.13 Densidad homogénea	29
	3.14 Patrones de flujo	29
	3.15 Mapas de patrones de flujo	35
IV	CARACTERIZACIÓN DEL BACHEO HIDRODINÁMICO	40
	4.1 Modelo de bache	40
	4.2 Formación del flujo bache	43
	4.2.1 Criterio de Taitel y Dukler	44
	4.2.2 Criterio de Scott y Kouba	46
V	MODELO MECANÍSTICO TRANSITORIO DE FLUJO BACHE NORMAL	47
	5.1 Modelado en la tubería horizontal	49
	5.2 Modelado en el <i>riser</i>	50
VI	EFFECTO DE LA INYECCIÓN DE GAS EN EL COMPORTAMIENTO DE LOS BACHES HIDRODINÁMICOS	52
	6.1 Descripción de la instalación experimental	52
	6.2 Sistemas de control, medición y adquisición de datos	54
	6.3 Matriz de experimentos	56
	6.4 Secuencia experimental	58
	6.5 Análisis de resultados	60
	6.5.1 Análisis de videos	62
	6.5.2 Análisis del comportamiento de las presiones en la base del <i>riser</i>	73
VII	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	82
	7.1 Conclusiones	82
	7.2 Recomendaciones	83
	Bibliografía	84
	Apéndice A	88
	Apéndice B	101

RESUMEN

El flujo bache (flujo alternado de tapones de líquido y grandes burbujas de gas, que provocan importantes variaciones de presión y gasto), es una preocupación constante en las regiones petroleras más importantes del mundo. Este fenómeno puede afectar de forma significativa al yacimiento, (provocando flujo anticipado de agua o gas), pero de forma más evidente, a las instalaciones superficiales de producción, las cuales son sometidas a esfuerzos que acortan su vida operativa y disminuyen su capacidad al tener que operarse en condiciones diferentes a las consideradas en su diseño.

En la actualidad, la gran mayoría de los estudios relativos al flujo bache en instalaciones costa afuera, (tubería horizontal-*riser*-separador), abordan el fenómeno conocido como “bacheo severo”, de origen fuertemente influenciado por las condiciones del terreno; mientras que se dispone de pocos estudios sobre bacheo normal, el cual no obstante que provoca problemas de la misma naturaleza e intensidad que aquel, tiene un origen significativamente diferente. Durante la vida operativa de una instalación de producción, los dos tipos de bacheo pueden presentarse, dependiendo de la cantidad de fluidos transportados por las tuberías.

La inyección de gas en la base del *riser* ha sido identificada como método práctico para reducir el efecto del bacheo, sin embargo los modelos de cálculo existentes del fenómeno no consideran los efectos del gas de inyección, son aplicables sólo al bacheo severo o bien, consideran baches normales de longitud menor a la altura del *riser*. Estos modelos, desarrollados con un enfoque mecanístico, dependen de manera importante de trabajos experimentales, tanto para establecer relaciones empíricas para predecir el comportamiento de algunos parámetros, como para la validación del mismo. La información experimental con estas características es sumamente escasa.

Este trabajo está basado en experimentación realizada en un circuito de tubería horizontal-*riser*-separador, construido en tubería PVC transparente de 3 in de diámetro nominal, que representa una instalación de producción costa afuera típica en la Sonda de Campeche México. En el circuito experimental de 74 m de longitud en su sección horizontal y con un *riser* de 2.8 m, (diseñado para permitir la inyección continua de gas en la base del *riser* y en el cual se usó como fluidos de prueba mezclas de agua y aire), se registró un total de 542 unidades de bache, para cada una de las cuales se determinó la velocidad y longitud de los tapones de líquido y las burbujas de gas y el cambio de estos parámetros al sufrir los efectos de la inyección de gas. Adicionalmente, un transductor de presión instalado en la base del *riser* permitió el registro del comportamiento de la presión en tiempo real, durante todos los experimentos.

Se presenta por primera vez resultados experimentales de bacheo normal con longitudes de tapón de líquido mayores a la altura del *riser*. Estos resultados indican que la inyección de gas en la base del *riser* disminuye la amplitud de las variaciones de gastos y presiones a la entrada del separador, sin embargo, se identificó que un exceso de gas de inyección provoca un aumento en la severidad del bacheo. Adicionalmente, se establece que la relación gas-líquido es uno de los principales parámetros que controla el fenómeno y se propone usar estos resultados para el desarrollo de modelos de cálculo que permitan el diseño de sistemas para atenuar el problema en instalaciones reales de producción.

RELACIÓN DE FIGURAS

Figura		Pág.
1.1	Ciclo de vida operativa de un sistema de flujo multifásico de hidrocarburos.	7
2.1	Formación de bacheo severo en un sistema tubería horizontal- <i>riser</i> .	12
2.2	Formación de bacheo normal (hidrodinámico), en un sistema tubería horizontal- <i>riser</i> .	13
2.3	Formación de bacheo inducido por terreno sinuoso.	15
2.4	Representación del sistema analizado por Miyoshi <i>et al.</i>	18
2.5	Representación del sistema analizado por Guzmán y Fairuzov.	19
3.1	Definición de fracción volumétrica.	26
3.2	Patrones de flujo en tuberías horizontales.	32
3.3	Patrones de flujo en tuberías verticales.	34
3.4	Mapa de patrones de flujo para tuberías horizontales de Baker.	37
3.5	Patrones de flujo para tuberías verticales de Griffith y Wallis.	38
3.6	Mapa de patrones de flujo de Taitel y Dukler para una tubería horizontal.	38
4.1	Modelo físico del flujo bache.	41
4.2	Flujo estratificado en equilibrio.	43
4.3	Variables y notación considerada en la inestabilidad de Kelvin-Helmholtz.	45
5.1	Sistema tubería- <i>riser</i> -separador, con baches hidrodinámicos largos.	47
5.2	Circuito experimental usado en el desarrollo del modelo MTBN.	48
5.3	Variación de la presión en la base del <i>riser</i> para el experimento 3.	51
6.1	Instalación de producción típica en la Sonda de Campeche, México.	53
6.2	Instalación experimental.	53
6.3	Resultados del aforo a tanque de 200 L.	55
6.4	Ubicación de los puntos de filmación en el circuito experimental.	56
6.5	Configuración de la sección de prueba para la generación de baches hidrodinámicos.	57
6.6	Ubicación de los puntos experimentales en el mapa de Taitel y Dukler.	61
6.7	Determinación de la velocidad de los componentes del bache	62

6.8	Cálculo de la velocidad del frente de un tapón. Experimento 4a.	63
6.9	Disminución de la velocidad de los tapones al pasar por el <i>riser</i> .	67
6.10	Disminución de la longitud de las burbujas al pasar por el <i>riser</i> .	68
6.11	Aumento en la longitud de los tapones al pasar por el <i>riser</i> .	68
6.12	Cambio en la longitud de tapones a la salida del <i>riser</i> .	69
6.13	Fracción de un tapón de líquido a la salida del <i>riser</i> mostrando una bolsa de gas.	70
6.14	Velocidad promedio de los tapones. Experimento 2.	70
6.15	Velocidad promedio de los tapones. Experimento 4.	71
6.16	Velocidad promedio de los tapones. Experimento 5.	72
6.17	Velocidad promedio de las burbujas. Experimento 4.	73
6.18	Información de presiones registradas en una fase del experimento 1.	74
6.19	Presión en la base del <i>riser</i> , periodo estabilizado. Experimento 1.	75
6.20	Presión en la base del <i>riser</i> , periodo estabilizado. Experimento 2.	75
6.21	Comparación de un proceso periódico y uno estocástico	76
6.22	Forma típica de la curva de presión estabilizada para el experimento 4c.	76
6.23	Cambio de Δp y λ respecto a la cantidad de gas inyectado en el <i>riser</i> . Experimento 2.	78
6.24	Comparación de la presión en la base del <i>riser</i> . Experimentos 2a y 2e.	78
6.25	Cambio de Δp y λ respecto a la cantidad de gas inyectado en el <i>riser</i> . Experimento 5.	79
6.26	Comparación de la presión en la base del <i>riser</i> . Experimentos 5a y 5f.	79
6.27	Variación de Δp para los experimentos sin inyección de gas en el <i>riser</i> .	80
6.28	Variación de λ para los experimentos sin inyección de gas en el <i>riser</i> .	81

RELACIÓN DE TABLAS

Tabla		Pág.
6.1	Ubicación de los transductores de presión.	56
6.2	Resultados del experimento 1.	58
6.3	Matriz de experimentos.	59
6.4	Velocidades superficiales en la sección de prueba.	61
6.5	Velocidades (m/s), de los componentes de los baches.	64
6.6	Determinación de longitudes por experimento.	65
6.7	Longitudes promedio (m), de tapones y burbujas.	66
6.8	Presiones en la base del <i>riser</i> .	77

NOMENCLATURA

A	Área
D	Diámetro
d	Diámetro
f	Factor de fricción
F	Frecuencia
g	Aceleración de la gravedad
H	Altura
H_L	Fracción volumétrica
H_f	Fracción volumétrica en la película
H_G	Fracción de vacío
h_G	Nivel de gas dentro de la tubería
h_L	Nivel de líquido dentro de la tubería
H_r	Altura del <i>riser</i>
H_S	Fracción volumétrica en el tapón
k	Relación de velocidades
L_B	Longitud de la burbuja
L_f	Longitud de la película
L_S	Longitud del tapón
L_u	Longitud del bache
p	Presión
Q	Gasto volumétrico
RGL	Relación gas-líquido
S	Perímetro mojado
S_i	Longitud de la interfase
t	Tiempo
t_t	Tiempo de tránsito
T	Temperatura
v	Velocidad real
ν	Viscosidad cinemática
v_D	Velocidad diferencial
v_f	Velocidad de la película
v_m	Velocidad de la mezcla
v_r	Velocidad relativa
v_s	Velocidad superficial
v_S	Velocidad del tapón
v_{SB}	Velocidad del frente de la burbuja
v_{SF}	Velocidad del frente del tapón
x	Coordenada horizontal
z	Coordenada vertical

\dot{m}	Gasto másico
ρ	Densidad
σ	Tensión superficial
α	Ángulo de inclinación
β	Ángulo de inclinación
θ	Ángulo de inclinación
Δ	Incremento
λ	Longitud de las señales de presión
λ_G	Fracción de vacío sin resbalamiento
ρ_H	Densidad homogénea
λ_L	Fracción volumétrica sin resbalamiento

SUBÍNDICES

L	Líquido
G	Gas
m	Mezcla
tp	Dos fases
Gi	Gas de inyección

Capítulo I

Introducción

En la industria petrolera, se requiere de grandes inversiones en el desarrollo de la infraestructura necesaria para producir, recolectar, procesar y transportar la mezcla de hidrocarburos obtenidos de los yacimientos, hasta los puntos de venta. Dada la enorme importancia que estas inversiones representan en los indicadores económicos de un proyecto, se ha adoptado como uno de los objetivos más importantes, la planeación y diseño de la infraestructura minimizando la inversión total y los gastos asociados a lo largo de toda la vida productiva de un campo.

La infraestructura de producción comprende desde los pozos, mediante los cuales se llevan los hidrocarburos desde el subsuelo hasta la superficie, las tuberías individuales por pozo, las líneas troncales a las cuales estas se conectan y llevan los fluidos hasta las baterías de separación líquido-gas; los equipos de bombeo y compresión que permiten adicionar energía a los fluidos para ser llevados a través de oleoductos y gasoductos, hasta puntos de transferencia de custodia, etc.

Existen diferentes esquemas de diseño de la infraestructura, los cuales combinan aspectos operativos y económicos para hacer eficiente el transporte de los hidrocarburos, estos esquemas además, están fuertemente influenciados por las características geográficas del campo productor.

Por una parte, las configuraciones con tuberías individuales que transportan la producción de cada pozo hacia una instalación central de producción, ampliamente usadas en campos terrestres, aún pueden representar la mejor opción en escenarios donde coexisten pozos con amplios rangos de gastos y presiones en la cabeza; con cambios muy severos en la elevación de las instalaciones o en yacimientos con un acelerado depresionamiento. Sin embargo, por lo general resultan económicamente más rentables los sistemas de recolección en los cuales tuberías de pozos individuales de tamaño reducido, se conectan a líneas principales de mayor diámetro y longitud considerable, que transportan la producción mezclada de distintos pozos o incluso de distintos campos. Este esquema de desarrollo de infraestructura ha alcanzado su máxima utilidad en campos de gran extensión areal, gran número de pozos, zonas de difícil acceso; pero sobretodo, en desarrollos costa-afuera.

Sea cual fuere el esquema de red de recolección seleccionado, debido a las características fisicoquímicas y al comportamiento PVT de los fluidos producidos, es altamente probable que la mezcla transportada en los ductos fluya en 2 o incluso 3 fases (gas, líquido y sólido). La ocurrencia del flujo monofásico o multifásico, además de depender fuertemente de la composición, como ya se señaló, está íntimamente ligada a las variaciones de presión y temperatura experimentadas en toda la trayectoria de flujo.

El transporte de mezclas gas-líquido en tuberías es una operación frecuentemente encontrada en toda la industria petrolera, desde las actividades de producción, transporte, procesos de separación, refinerías, etc., hasta su posible ocurrencia en procesos de recuperación secundaria y mejorada, como inyección de fluidos al yacimiento (gas natural, vapor de agua, nitrógeno, CO₂, etc.). Su ocurrencia también es común en una amplia variedad de aplicaciones técnicas como la industria química, nuclear, geotérmica, etc.

La operación de tuberías con flujo simultaneo de gas y líquido ha sido identificado desde los mismos inicios de la industria petrolera mundial. El análisis de su comportamiento es bastante más complicado que el flujo monofásico. Esto es debido a las múltiples configuraciones en las que se pueden distribuir los fluidos dentro de la tubería, lo que dificulta su caracterización.

En los inicios del estudio del flujo multifásico en la industria petrolera, se hicieron importantes esfuerzos por desarrollar métodos para calcular la caída de presión y el gasto en régimen permanente, valiéndose principalmente de correlaciones empíricas desarrolladas en laboratorio. En algunos de estos desarrollos también se usaron, aunque en menor medida, datos de campo de pozos y ductos reales. En general, se obtuvieron modelos de cálculo basados en experimentaciones en tuberías de diámetro muy pequeño. Sin embargo, posteriormente la creciente actividad petrolera en regiones de difícil acceso, ha alentado el uso de tuberías de gran capacidad para el transporte simultáneo de líquido y gas. En tales circunstancias, los modelos de cálculo iniciales tuvieron que ser revisados y adecuados buscando su aplicación general.

Uno de los elementos que ha propiciado una parte importante del avance actual en esta materia ha sido sin duda, el estudio de los patrones de flujo y las particularidades que estos presentan de acuerdo a la geometría de las tuberías.

Dado que la mayor parte de la producción mundial de petróleo proviene de campos ubicados en regiones de ambientes adversos como la Bahía de Prudhoe, Siberia, Mar del Norte, desiertos del Medio Oriente, aguas profundas de Brasil, campos costa-afuera del Oeste de África y el Golfo de México, tanto en las costas de Texas y Louisiana, como en la Sonda de Campeche, el estudio del comportamiento de tuberías de gran diámetro que transportan mezclas multifásicas desde la localización de los pozos hasta instalaciones de separación, resulta de vital importancia tanto por la inversión que representan, como por el valor estratégico que les confiere los enormes volúmenes de hidrocarburos que por ellas fluyen.

No obstante que las líneas de flujo multifásico han permitido importantes ahorros tanto en las inversiones de capital (*CAPEX*), como en los costos de operación (*OPEX*), pueden presentar también problemas operativos que repercuten en su uso eficiente. Uno de estos problemas es el flujo bache.

El bacheo es un fenómeno consistente en periodos de flujo de grandes burbujas de gas, alternados con periodos de flujo de tapones de líquido a la salida de una tubería.

El flujo en bache es una condición indeseada en un sistema de producción debido a la gran fluctuación en el gasto de flujo y presiones del sistema. Estas fluctuaciones generalmente tienen un efecto negativo que se propaga hasta la misma formación productora en el yacimiento, provocando una reducción en la capacidad productiva de los pozos y generando también condiciones propicias para provocar flujo de fluidos no deseados (como agua y gas), al favorecer fenómenos como conificaciones, canalizaciones, interdigitaciones, etc.

El flujo en bache también tiene efectos negativos en la seguridad operativa de las instalaciones de producción ya que somete a los diferentes elementos como tuberías y equipos, a una serie de periodos alternados de estadios de baja y alta presión, los cuales son potencialmente peligrosos, en particular para instalaciones que se acercan al límite de su vida útil. Los altos volúmenes de hidrocarburos presentes en las tuberías nos dan una idea de lo grave que puede ser una rotura por exceder su límite máximo de presión.

El bacheo se ha identificado desde hace mucho tiempo en redes de recolección de hidrocarburos. Operativamente el método generalmente usado para reducirlo o tratar de eliminarlo es mediante válvulas de estrangulamiento de flujo, situación que conduce a un estado de flujo más estable; sin embargo esta práctica tiene efectos adversos sobre el yacimiento y los pozos productores, al elevar la contrapresión que estos tienen que vencer para llevar la mezcla de fluidos desde el subsuelo, hasta diferentes puntos en la superficie. Esta situación alcanza condiciones críticas en yacimientos en etapa madura de su explotación, los cuales generalmente producen a través de pozos que operan en condiciones de flujo subsónico, de manera que cualquier disturbio en la red provoca ondas de contrapresión que viajan hasta el yacimiento. Por otra parte, el aumento en la presión del sistema provoca la operación ineficiente de este, al alejarse de las condiciones para las cuales fue originalmente diseñado.

A pesar que el fenómeno del bacheo, sus efectos negativos y algunas prácticas operativas para su atenuación ya se conocían con anterioridad, su estudio en la industria petrolera se empezó a documentar a partir de 1973, sin embargo no fue sino

hasta la década de 1990, motivado por grandes proyectos costa-afuera, cuando se estudio empezó a despertar mayor interés.

El flujo bache usualmente ocurre en algún momento de la vida operativa de una tubería multifásica, ya sea durante su operación normal o como resultado de fenómenos transitorios como paros o arranques en pozos y equipos o cambios en el suministro o la demanda de fluidos. También puede ocurrir en yacimientos depresionados o en yacimientos de gas y condensado.

Muchas tuberías operan en flujo bache aunque no sean líneas de flujo multifásico. En estos casos, los baches pueden ser el resultado del comportamiento de fase, intercambio de masa o remezclado entre las fases líquida y gaseosa, después de haber sido sometidas a algún proceso, (por ejemplo: separación, deshidratación, endulzamiento, etc.).

La problemática que este fenómeno provoca es muy amplia e importante. Como parte de ella se puede destacar la siguiente:

a) Flujo excesivo de líquido a la entrada del separador

Un exceso de flujo de líquido no controlado entrando al separador puede representar un serio problema si el nivel de líquido dentro de la vasija aumenta a un ritmo mayor al que el separador puede desalojar los líquidos ya separados. Esta situación puede conducir a constantes disparos de la alarma por alto nivel que protege al separador.

b) Alta presión en el separador.

El paso de una burbuja de gas de tamaño considerable también ocasiona problemas en el separador. Operar una vasija con un importante volumen de gas a alta presión representa un serio problema de seguridad, por lo cual también se pueden presentar continuas activaciones de la protección contra alta presión.

c) Sobreflujo de gas hacia compresores.

Los compresores instalados después del sistema de separación, requieren de un suministro de flujo estable. Bajo condiciones de bacheo, el gasto de gas puede

presentar oscilaciones importantes, con periodos de muy alto flujo alternados con otros de flujo casi nulo. Esto provoca también activación de protecciones que sacan de operación estos equipos.

d) Golpes de ariete.

El flujo bache también puede ocasionar grandes impactos de presión, sobre todo cuando los baches encuentran a su paso accesorios como válvulas y codos. Estos efectos son ampliamente conocidos durante los paros y arranques de equipos o la entrada y salida de operación de pozos. Adicionalmente, estos periodos de flujo mayor al de diseño, puede dañar los internos de separadores u otros equipos en la trayectoria de flujo por altos impactos.

e) Fatiga de materiales

El flujo continuo de baches provoca fatiga prematura en los materiales de tuberías accesorios y equipos.

f) Aumento en las pérdidas de presión por fricción.

El flujo bache provoca pérdidas de presión por fricción más altas que algunos otros patrones de flujo.

g) Corrosión.

El flujo bache puede provocar acumulación de líquidos en puntos bajos de las tuberías. Tratándose de agua, esta puede reaccionar con compuestos de azufre y atacar de manera acelerada el metal de la tubería.

Debido a la frecuente ocurrencia del bacheo y a la amplia variedad de problemas que provoca, se han realizado importantes esfuerzos tanto para conocer los principios físicos que lo gobiernan, como para desarrollar métodos que permitan prevenirlo, eliminarlo o minimizar sus efectos. Fruto de estos esfuerzos, ha sido la identificación de los siguientes tipos específicos de bacheo en sistemas de tubería horizontal-tubería vertical ascendente (*riser*)-separador.

- ◆ Por condiciones del terreno.
- ◆ Bacheo severo.

- ◆ Ocasionado por movimientos operativos.
- ◆ Bacheo normal o hidrodinámico.

De los tipos anteriores, los 2 primeros han sido considerados de origen común, fuertemente influenciados por las características del terreno. Por otra parte, el tercer tipo tiene un carácter netamente transitorio, mientras que el bacheo normal tiene un origen diferente y características propias. Considerando estas diferencias, la revisión de la literatura técnica especializada muestra que el bacheo normal o hidrodinámico ha sido muy poco estudiado en comparación con el bacheo severo, a pesar que su ocurrencia a lo largo de la vida operativa de los sistemas de flujo es casi de naturaleza inevitable, tal como se representa en la **figura 1.1**.

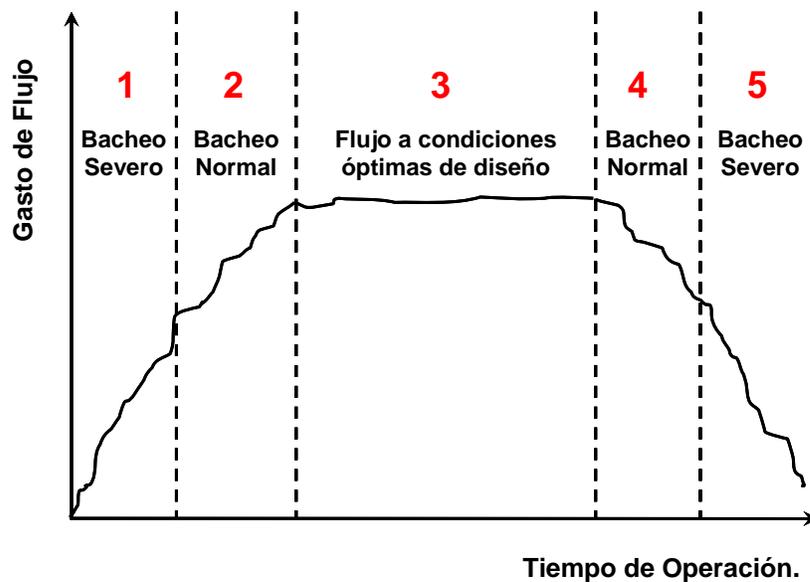


Figura 1.1. Ciclo de vida operativa de un sistema de flujo multifásico de hidrocarburos.

Dada la falta de investigación sobre el bacheo normal, los problemas de bacheo en instalaciones de producción reales se abordan tradicionalmente con criterios establecidos para bacheo severo. Particularmente, el método de inyección de gas en la base de los *risers* para eliminar o atenuar las variaciones de presión y gasto, ha sido estudiado de esta forma.

En el presente trabajo se presenta los resultados de una investigación experimental realizada en un circuito de flujo de 0.076 m [3 *in*] de diámetro, consistente en una tubería horizontal de 74 m de longitud [243 *ft*], y un *riser* de 2.8 m [9.2 *ft*]. En la cual se desarrollaron baches hidrodinámicos de longitudes mayores a la altura del *riser*.

Los resultados son útiles para la validación de modelos convencionales de simulación existentes (los cuales no consideran el efecto de la inyección de gas) y para el desarrollo de nuevos modelos que estudien el fenómeno de forma integral.

2.1 Identificación del problema.

La investigación sobre el fenómeno de bacheo en sistemas de transporte de mezclas multifásicas aplicada a la industria petrolera, tiene sus orígenes alrededor del año 1950, como producto de los primeros intentos por desarrollar métodos confiables para evaluar las caídas de presión en tuberías, [Brill y Arirachakaran, 1992]. Después de los desarrollos empíricos iniciales, condicionados por la complejidad del flujo multifásico y por la urgencia de proporcionar herramientas de diseño a la industria, los procesos experimentales evidenciaron la interdependencia entre las pérdidas de presión en una tubería y el patrón de flujo que las diferentes fases adoptan dentro de ésta, (entendiéndose por “patrón de flujo” la configuración geométrica de la fase gaseosa y líquida dentro de la tubería). Los primeros intentos por predecir los patrones de flujo se basaron en observaciones visuales, cuyos resultados eran representados en gráficas bidimensionales en las cuales se señalaban las fronteras de transición entre diferentes patrones. A partir de 1949 se publicó un número considerable de mapas de patrones de flujo, tanto para tuberías horizontales como verticales, [Corradini, 1997 y Shoham, 2001], la mayoría de ellos usaron sistemas de coordenadas diferentes y eran de aplicación limitada a condiciones de flujo muy similares a aquellas para las cuales fueron desarrollados.

Dentro de los diferentes patrones de flujo observados, uno de ellos resultó de especial importancia al distinguirse de los demás por su carácter transitorio, (dependiente del tiempo), además de su frecuente ocurrencia en un gran número de aplicaciones técnicas, destacándose las operaciones petroleras en las cuales los volúmenes de producción, las longitudes y diámetros de las tuberías, así como las trayectorias que estas describen, tanto en tierra, como costa-afuera, promueven su ocurrencia. Este patrón, denominado “flujo bache”, se caracteriza por el flujo alternado de tapones de líquido seguidos por grandes burbujas de gas, el cual puede presentarse incluso en tuberías en las cuales los gastos de fluido a la entrada se mantienen constantes al igual que la presión en el extremo final, (presión de separación constante, por ejemplo). Es decir, al principio parecía contradictorio que, manteniendo gastos de flujo constantes a la entrada y presión de separación constante a la salida, no se asegurará condiciones de flujo en régimen permanente a lo largo de toda la longitud de la tubería.

Distintos investigadores se avocaron a desarrollar modelos para la predicción de las velocidades de las burbujas, la longitud de las mismas, el colgamiento del líquido y la frecuencia de generación de los baches, como elementos necesarios para el cálculo de las caídas de presión en función del tiempo, lográndose avances sustanciales durante la década de 1960 gracias al inicio del uso intensivo de computadoras y a la construcción de circuitos experimentales en universidades y centros de investigación. Durante la misma década, la instalación de tuberías para el transporte de grandes volúmenes de mezclas multifásicas desde localizaciones de difícil acceso, al mismo tiempo que se convertía en práctica común, también mostraba los efectos negativos asociados al flujo bache.

Yocum [1973] presentó el que quizás es primer trabajo que identifica los aspectos más generales del fenómeno de bacheo en sistemas de tubería horizontal-tubería ascendente (*riser*)-separador, incluyendo causas, efectos y técnicas para su eliminación o atenuación. Propuso también un método de predicción y técnicas de diseño para evitar la ocurrencia de este patrón de flujo. Aunque el objetivo del trabajo se refiere a instalaciones costa-afuera, también presenta un ejemplo de bacheo ocasionado por el

cambio de dirección de flujo en un área de proceso y otro de flujo bache inducido por el relieve del terreno a la llegada a la costa de una tubería submarina.

Un aspecto importante reportado por Yocum es la magnitud de las pérdidas en la capacidad de manejo de producción de las instalaciones ocasionadas por la aplicación de medidas operativas para reducir la gravedad del bacheo. Estas medidas, (concretamente el estrangulamiento en válvulas de llegada en la cima de los *risers* y el aumento en la contrapresión en el sistema de separación), pueden reducir la capacidad de manejo de fluidos hasta un 50 % del valor de diseño.

2.2 Bacheo severo.

El trabajo de Yocum es retomado por Schmidt [1977] y Schmidt *et al.* [1979], quienes restringen su investigación del fenómeno de bacheo a sistemas de tubería horizontal-*riser*. Ellos afirman que el fenómeno reportado por Yocum es un caso especial de bacheo, para el cual introducen la denominación de bacheo “severo”, diferenciándolo del bacheo “normal” ó “hidrodinámico”, el cual se había observado en investigaciones experimentales sobre patrones de flujo en tuberías horizontales, (definidas como aquéllas con pendientes menores al 5 %).

El bacheo severo descrito por Schmidt *et al.* [1979], requiere de la existencia de elementos específicos para desarrollarse. Estos elementos incluyen el flujo de líquido y gas a bajos gastos en una tubería horizontal, la cual se conecta a un *riser* ascendente mediante un segmento de tubería de inclinación negativa. Los fluidos en los tramos horizontal e inclinado adoptan un patrón segregado. Bajo estas condiciones, el líquido se acumulará en la base del *riser*, obstruyendo el paso del gas y dando lugar a un tapón de líquido (cuya longitud varía entre 1 y varias veces la longitud total del *riser*), hasta que la presión del gas corriente arriba del bache alcance un valor tal que fuerce al líquido a salir del *riser* hacia el separador. Los elementos de generación del bache se representan en la **figura 2.1**.

En el artículo citado, el cual incluye los resultados obtenidos en un circuito experimental, se señala que no se obtuvo bacheo severo cuando la conexión entre la sección

horizontal de la tubería y el *riser* no presentaba la pendiente negativa, ni cuando dicha conexión se efectuaba mediante una sección ascendente. Además en este artículo se presenta una descripción del ciclo del bacheo severo, consistente en 4 etapas que van desde la generación del tapón de líquido hasta el desalojo de éste hacia el separador.

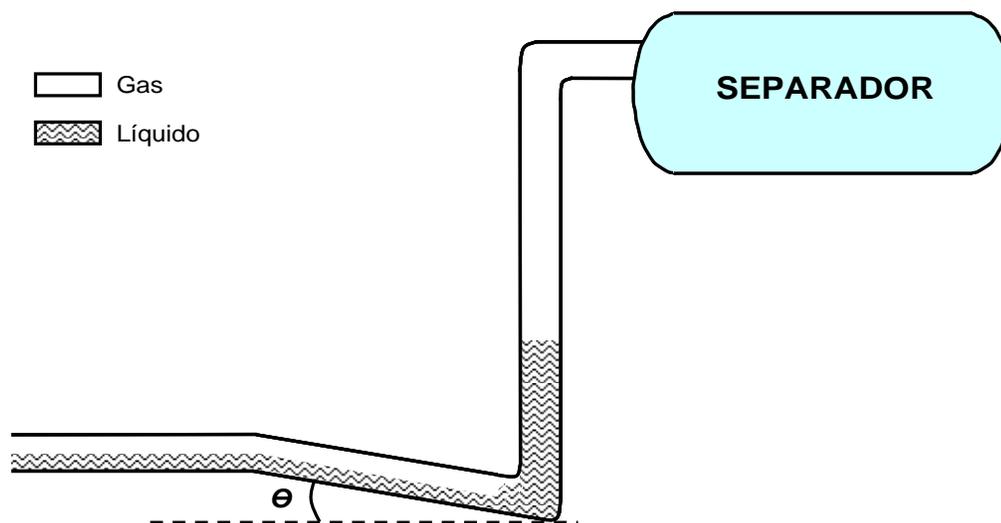


Figura 2.1. Formación de bacheo severo en un sistema tubería horizontal-*riser*.

Schmidt *et al.* [1980] construyen un circuito experimental en la Universidad de Tulsa, para simular una instalación costa-afuera de tubería horizontal-*riser*-separador. La trayectoria de flujo estaba compuesta por un segmento horizontal de 30.48 m, [100 *ft*] y una tubería ascendente (*riser*), de 15.24 m, [50 *ft*] de altura. Usando tubería transparente de 0.05 m de diámetro interno [2 *in*] y mezclas de queroseno y aire, logran producir tanto condiciones de bacheo normal como de bacheo severo. En este trabajo los autores establecen como elementos para distinguir los dos tipos de bacheo tanto el patrón de flujo en la tubería horizontal como la longitud de los baches observados. Enfocando su análisis al fenómeno de bacheo severo y haciendo uso de un mapa de patrones de flujo desarrollado experimentalmente por ellos mismos, presentan un modelo matemático para la caracterización de los baches el cual, señalan los mismos autores, depende fundamentalmente de los efectos gravitatorios.

2.3 Bacheo normal ó hidrodinámico.

Schmidt *et al.* [1981], continuando con el reporte de sus investigaciones, describen ahora el fenómeno de bacheo normal observado en el circuito experimental anteriormente descrito. De acuerdo con sus observaciones, el bacheo normal se distingue fundamentalmente por presentar flujo baches de corta longitud (comparados con la longitud total de la tubería ascendente), los cuales se originan en la tubería horizontal, corriente arriba de la base del *riser*. De hecho, los baches de mayor longitud registrados durante su experimentación, fueron de unos 4.27 m [14 *ft*], lo cual representa menos del 30 % de la longitud total del *riser*. El esquema de generación del bacheo normal se presenta en la **figura 2.2**.

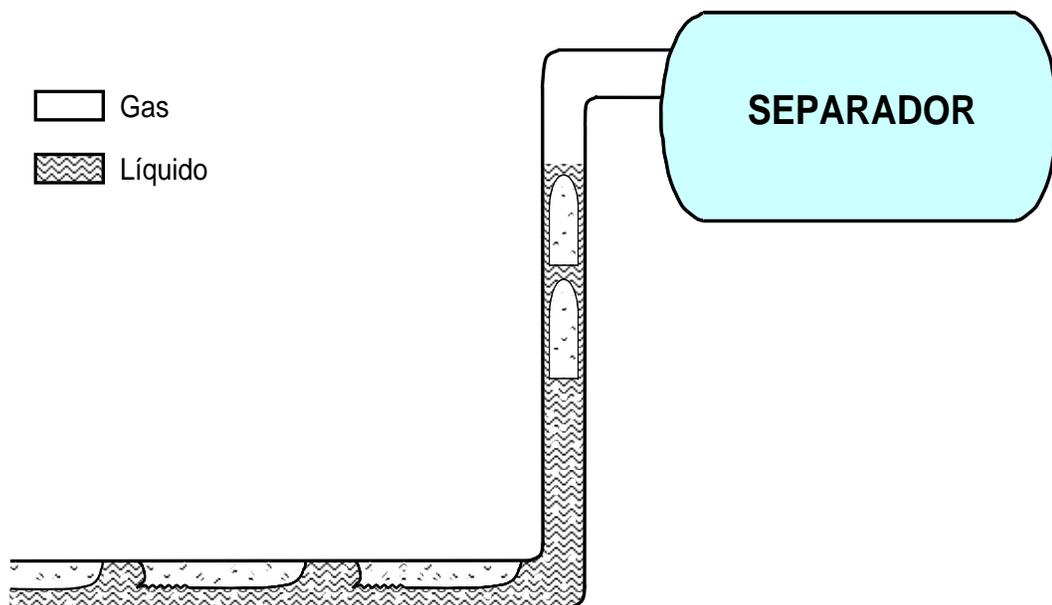


Figura 2.2. Formación de bacheo normal (hidrodinámico), en un sistema tubería horizontal-*riser*.

Comparando los datos registrados para casos de bacheo severo y normal, concluyen que el primero de ellos ocurre siempre a gastos más bajos y que el segundo, además de presentarse para rangos de velocidades superficiales intermedias, pudo ocurrir para cualquier inclinación de la tubería horizontal en el rango usado en sus experimentos (de -5° a $+5^\circ$). Adicionalmente, señalan que el bacheo severo es el patrón de flujo más problemático e indeseado en un sistema de producción.

No obstante la relevancia teórico-experimental de los trabajos de Schmidt *et al.* [1980, 1981], pronto se hicieron evidentes importantes diferencias entre las mediciones de laboratorio y los modelos de cálculo desarrollados a partir de ellos y datos de instalaciones reales de producción. Brill *et al.* [1981] presentan los resultados de pruebas realizadas en instalaciones de producción en la Bahía de Prudhoe (norte de Alaska). Dichas pruebas de flujo fueron efectuadas en 2 líneas de flujo de 0.3048 m [12 *in*] y 0.4064 m [16 *in*] de diámetro, respectivamente. Ambas líneas, de longitud igual a 4.83 km [3 *mi*] y con un tramo ascendente de 9.1 m [30 *ft*], transportando mezclas de aceite y gas. El análisis de gastos de flujo, presiones, temperaturas y mediciones de densímetros *Gamma* (usados para monitorear el patrón de flujo y para determinar la densidad de las mezclas), permitieron identificar la presencia de bacheo normal, con longitudes de tapones de líquido hasta de unas 53 veces la longitud del segmento de tubería vertical ascendente, (aproximadamente 482 m [1583 *ft*]. Tales condiciones de bacheo fueron registradas a gastos de líquido tan alto como 11,336 m³/d [71,300 b/d], en la tubería de 0.4064 m de diámetro.

Por otra parte, en el mismo trabajo también se muestra que los mapas de patrones de flujo propuestos por Mandhane, Taitel y Dukler [1976] y Schmidt *et al.* [1980], desarrollados con base en mediciones tomadas en tuberías pequeñas, no resultaron del todo eficientes para identificar los patrones de flujo determinados durante las pruebas. Además del diámetro de la tubería, se considera que la geometría de flujo y las propiedades de los fluidos (entre ellos la tendencia del aceite de la región a formar espuma), contribuyeron a la falta de precisión para identificar correctamente el patrón de flujo en los mapas señalados.

No obstante que el termino “bacheo severo” fue adoptado en razón a que se consideraba inicialmente que los baches generados en la base de los *risers* eran invariablemente de mayor longitud que los generados en los casos de bacheo normal y a pesar que investigaciones posteriores han permitido observar casos de bacheo normal con longitudes que exceden varias veces la longitud de los conductos ascendentes, se sigue denominando “severo” al bache generado a partir de flujo estratificado corriente arriba de la base del *riser* y cuya longitud es igual o mayor a la

altura de éste; mientras que se denomina genéricamente como “bacheo normal” o “hidrodinámico”, al observado en tuberías horizontales o sistemas de tubería horizontal-*riser*, en los cuales los baches se generan corriente arriba de la base del *riser* y al penetrar y ascender por éste, no se disipan.

2.4 Bacheo inducido por condiciones del terreno.

Sarica *et al.* [1991] y Al-safran [2003] describen otro fenómeno de carácter similar al bacheo severo y normal: el bacheo inducido por terreno sinuoso (*Hilly terrain induced slug flow*), representado en la **figura 2.3**.

El comportamiento de flujo en tuberías instaladas en terrenos accidentados, con bajos gastos de flujo de líquido y gas es altamente dominado por efectos gravitatorios. Bajo estas condiciones, se puede presentar flujo en baches aún en casos en que los gastos de entrada se mantengan constantes, (de manera similar al bacheo normal y severo). En tales casos, encontrados tanto en campos terrestres como costa-afuera, la geometría de flujo (diámetros, longitudes y cambios de elevación), así como la naturaleza compresible de la fase gaseosa, son determinantes en el comportamiento transitorio del flujo, el cual provoca problemas operativos de la misma naturaleza a los descritos para el bacheo normal y severo.

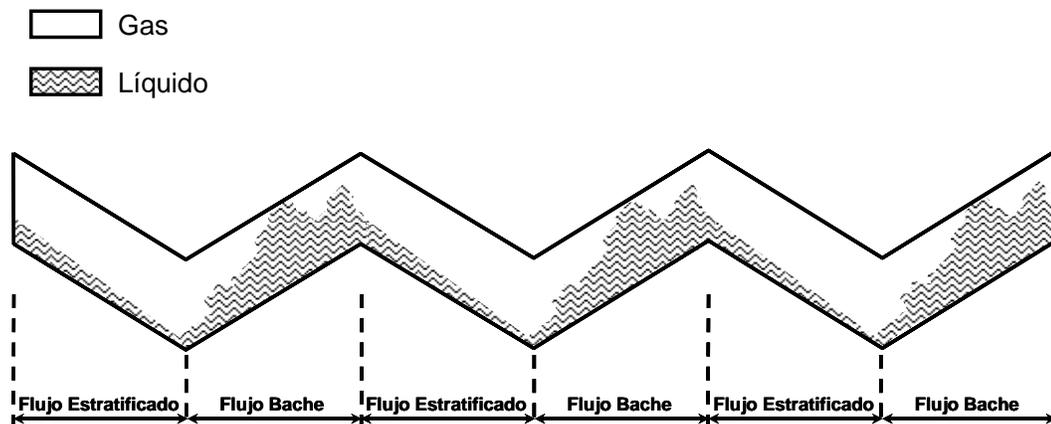


Figura 2.3. Formación de bacheo inducido por terreno sinuoso.

Como se representa en la figura 2.3, el sistema de flujo consiste en secciones de tubería interconectadas, las cuales pueden ser de flujo ascendente, descendente o

incluso horizontal. A pesar que la comprensión del flujo bache en cualquiera de las 3 secciones mencionadas ha progresado de manera importante, el comportamiento de flujo en el sistema completo es mucho más complicado. Cuando estas tuberías transportan flujos a bajos gastos, (tal como ocurre en escenarios de yacimientos en etapa avanzada de explotación o bien, al inicio de su desarrollo), las fases tienden a separarse, acumulándose el líquido en la parte baja de la tubería, mientras que el gas fluye en las partes altas provocando la generación de baches de líquido en las secciones ascendentes. Estos baches pueden o no disiparse cuando el flujo adopta una dirección descendente u horizontal. En caso de que no se disipen al cambiar de dirección, los baches generados pueden ser mucho más largos que los desarrollados en otros escenarios.

2.5 Métodos de predicción y modelado.

Las condiciones que originan el bacheo normal o hidrodinámico son significativamente diferentes a las que producen bacheo severo ó al inducido por condiciones del terreno. De hecho, se considera que el bacheo severo es un caso particular del bacheo ocasionado por las condiciones físicas del terreno, [Schmidt *et al.* 1985, Mackay, 1987 y Sarica *et al.* 1991]. Por lo cual estos 2 últimos tipos de bacheo se denominan conjuntamente como “flujo bache dominado por condiciones del terreno”, (*terrain-dominated slug flow*). Se ha concluido que el bacheo normal y el dominado por condiciones del terreno son mutuamente excluyentes; a pesar de lo cual los problemas ocasionados a lo largo de toda la trayectoria de flujo y en las instalaciones de producción son similares.

Los trabajos previos sobre bacheo en sistemas de tubería horizontal-tubería ascendente-instalaciones de separación se han enfocado fundamentalmente al análisis del bacheo severo [Schmidt *et al.* 1979 y 1980, Farghaly 1987, Pots *et al.* 1987, Fabre *et al.* 1990, Jansen *et al.* 1995, Henriot *et al.* 1999, etc.] y en segundo lugar al inducido por condiciones terreno [Sarica *et al.* 1991, Henriot *et al.* 1999, Yoshida *et al.* 2000, Fozard 2001, (quien analiza la formación de baches en pozos horizontales),

McGuinness, 2002, etc.]; mientras que pocos esfuerzos se han dedicado al estudio del bacheo normal.

Aunque que Yocum [1973] no menciona explícitamente a que fenómeno se refiere, predice la aparición del bacheo de forma separada para flujo horizontal y para flujo vertical ascendente. En el primer caso, la predicción se basa en el mapa de patrones de flujo de Baker; mientras que en el segundo, usa el mapa de Griffith y Wallis.

Schmidt *et al.* [1981], usando el circuito experimental descrito en los puntos 2.2 y 2.3 de este capítulo, analizaron baches hidrodinámicos de tamaño menor a la longitud del *riser*, cuyo comportamiento estaba influenciado por un efecto de sifón, originado por la ubicación del separador gas-líquido, el cual se instaló al mismo nivel de la tubería horizontal, provocando una aceleración adicional en los baches a la salida del extremo superior del *riser*; en consecuencia, en dicho punto la presión del sistema no pudo ser controlada. La ocurrencia del bacheo normal en el *riser* fue predicha de acuerdo al valor de los números de velocidad del líquido y del gas (N_{Lv} y N_{Gv} , respectivamente) y el mapa de patrones para flujo vertical ascendente presentado en dicho trabajo. A partir de un balance de masa promedio del líquido en una unidad de bache y de correlaciones empíricas adicionales, obtuvieron expresiones para el cálculo de los parámetros de los baches en el *riser*.

Brill *et al.* [1981] en cambio, describen y analizan la ocurrencia de baches hidrodinámico de hasta 600 m [2000 *ft*], en tuberías de gran diámetro. Desarrollan un modelo mecanístico que determina las características del bacheo en régimen permanente, sin embargo éste solo es aplicable en el tramo horizontal de la tubería. Al igual que el modelo de Schmidt anteriormente descrito, Brill usó correlaciones empíricas para determinar parámetros de entrada de su modelo mecanístico.

Miyoshi *et al.* [1988], trabajando sobre un método para diseñar un sistema de separación rompedor de baches tipo vasija (*Vessel-type Slug-catching separator*), en un sistema tubería horizontal-*riser*-separador; aporta importantes avances en la comprensión y modelado del bacheo normal. En este trabajo se incluye el concepto de crecimiento de los baches [Kouba, 1986 y Scott, 1987], a medida que se desplazan del

punto de generación hacia el *riser*. El sistema analizado por Miyoshi *et al.* se representa en la **figura 2.4**.

Usando el modelo de cálculo desarrollado por Brill *et al.* [1981] para caracterizar el movimiento y las propiedades físicas de los baches, Miyoshi *et al.* desarrollan un modelo a partir de la ecuación de conservación de la cantidad de movimiento lineal (*momentum*), para el tapón de líquido y de la ley de gas ideal aplicada a la burbuja. Los parámetros característicos del bache (velocidades, colgamientos, posiciones respecto a un sistema de referencia, etc.), se obtuvieron resolviendo un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias que representan principios físicos fundamentales de los baches.

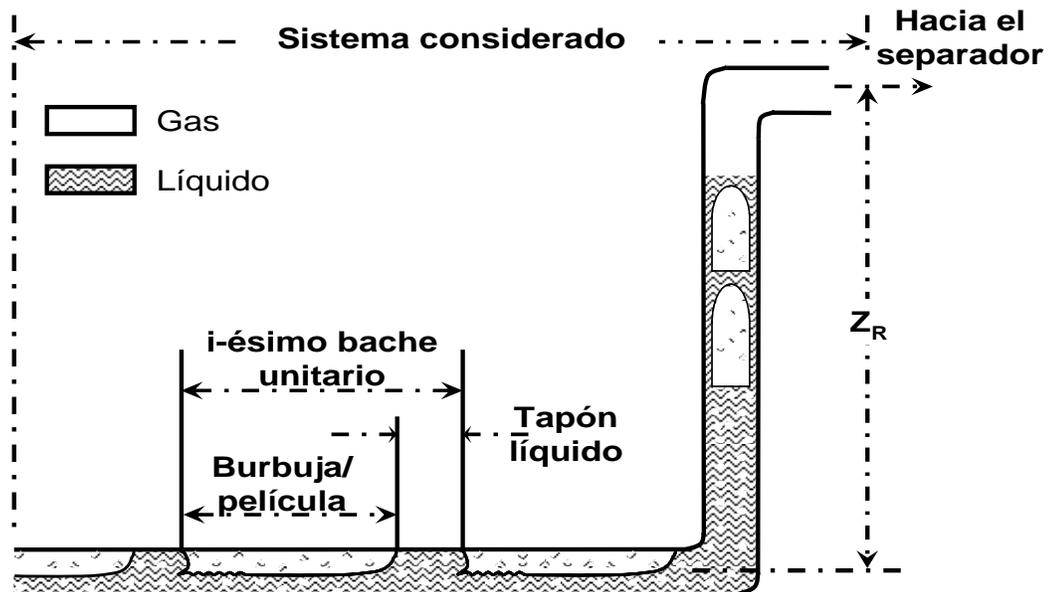


Figura 2.4. Representación del sistema analizado por Miyoshi *et al.* [1988].

Miyoshi *et al.* evaluaron su modelo mecánico aplicándolo a un sistema de flujo hipotético consistente en una tubería horizontal de 3,048 m de longitud [10,000 *ft*], *riser* de 45.72 m de altura [150 *ft*], ambos de 0.3048 m de diámetro [12 *in*], considerando un flujo de 7,154 m³/d [45,000 b/d] de aceite de 35 °API, con una RGA de 144 m³/m³ [800 *scf/STB*]. Para dichas condiciones su algoritmo de cálculo determinó un tapón de líquido de longitud máxima de 746 m [2,446 *ft*], el cual tardaba 83 segundos en pasar a través del separador; mientras que la burbuja de gas asociada pasaba en un tiempo de 225

segundos. El modelo no fue validado con mediciones de laboratorio ni datos adicionales de campo, por lo que su aplicación a tuberías de diámetro diferente se desconoce.

Guzmán y Fairuzov [2007] presentan un modelo mecánico transitorio de flujo bache normal (MTBN). Este modelo teórico-experimental, extiende el modelo de Schmidt *et al.* [1981], para baches de gran longitud. El sistema de análisis representado en la **figura 2.5**, es similar al usado por Miyoshi *et al.*; pero en este caso, el modelo mecánico desarrollado es verificado contra mediciones realizadas en un circuito experimental de flujo, construido en la Universidad Nacional Autónoma de México, el cual representa un sistema típico costa-afuera (tubería horizontal-riser-separador), obteniéndose una buena concordancia entre las mediciones y los resultados del modelo. Adicionalmente, los autores aplican su modelo a una tuberías de gran diámetro (0.91 m [36 in]), usando valores de parámetros operativos (presiones, gastos, longitudes, propiedades de los fluidos, etc.) típicamente observados en instalaciones costa-afuera de la Sonda de Campeche, México.

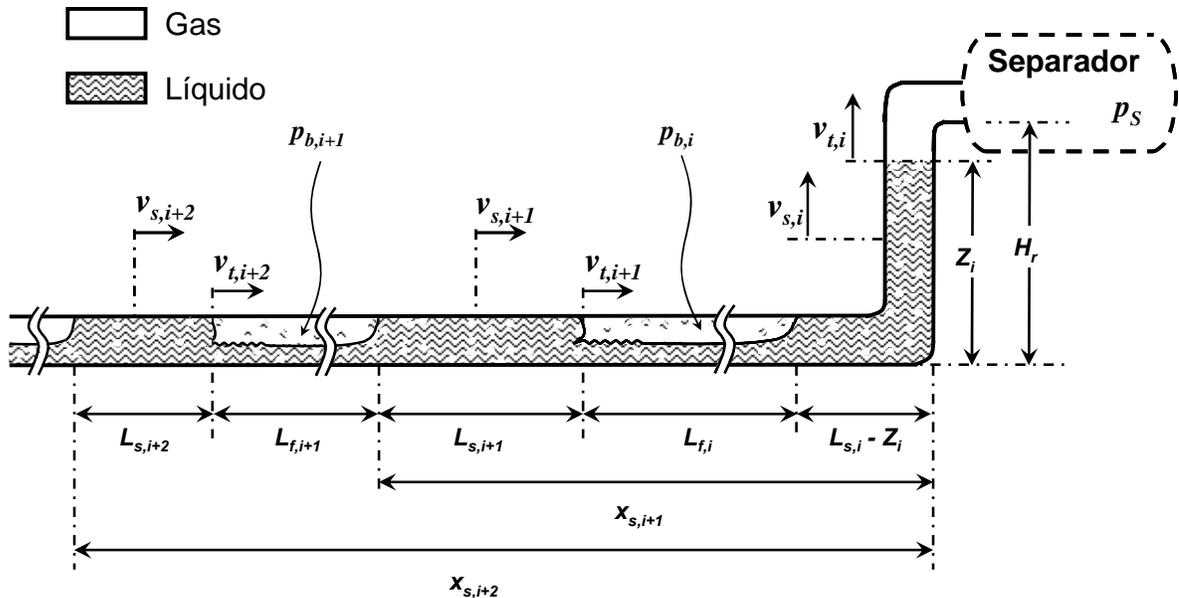


Figura 2.5. Representación del sistema analizado por Guzmán y Fairuzov [2007].

2.6 Técnicas de control del bacheo.

Desde antes que se iniciara de forma más intensa el estudio del fenómeno de bacheo en sistemas tubería horizontal-*riser*-separador, ya se conocían empíricamente diferentes técnicas operativas y de diseño para evitar su ocurrencia o bien, para eliminar o atenuar sus efectos. Dichas técnicas a la fecha, siguen siendo prácticamente las mismas.

Yocum [1973] menciona 5 alternativas de control las cuales pretenden cambiar el patrón de flujo de la mezcla de fluidos antes de entrar al separador. Estas técnicas son:

1) Aumento de la contrapresión en la línea.

Puede lograrse básicamente de 2 formas: aumentando directamente la presión de separación o bien, estrangulando la llegada de fluidos antes del separador. Este aumento provoca un cambio en el régimen de flujo que permite reducir las fluctuaciones de gasto y presión a un nivel tal que permita la operación estable. Sin embargo, esta medida conduce generalmente a reducciones importantes en la capacidad del sistema de producción al trabajar en condiciones alejadas de los puntos de diseño.

2) Reducción del diámetro de la tubería de llegada al *riser*.

Consiste en reducir el diámetro de la tubería horizontal cierta distancia antes de llegar a la base del *riser*, con el objetivo de acelerar los fluidos y cambiar el flujo bache por flujo espuma. Sin embargo, esta medida es muy sensible a la magnitud de la reducción, pudiendo producir bacheo más intenso en caso de que el cambio de diámetro sea muy grande. La longitud y diámetro del tramo reducido deben ser obtenidos de un cuidadoso análisis de las condiciones de flujo.

3) *Riser* doble o múltiple.

Con el mismo objetivo de modificar el patrón de flujo aumentando la velocidad de los fluidos, se puede sustituir el *riser* convencional por 2 o más *risers* en paralelo de menor diámetro por los cuales se distribuya la producción. Otra opción que

provoca un efecto similar es usar 2 o más *risers* concéntricos en vez de los *risers* en paralelo.

4) Inyección de gas en la base del *riser*.

En este método se usa gas de una fuente externa para inyectarlo en la base del *riser* y provocar una disminución en la presión hidrostática en dicho punto y también un aumento en la velocidad del gas. Ambos efectos facilitan la continua remoción de líquidos, reduciendo la tendencia a la formación de baches. Los efectos provocados son esencialmente iguales a los que se presenta en los pozos que operan mediante el método de levantamiento por gas (*gas lift*).

5) Remezclado a la entrada del *riser*.

Consiste en instalar dispositivos mecánicos que provoquen un remezclado de las fases antes de que penetren al *riser*. Entre dichos mecanismos se mencionan hélices, agitadores y mecanismos de impacto. Sin embargo, nuevamente se señala que dispositivos de este tipo pueden provocar separación adicional de fases, por lo que el problema de bacheo podría agudizarse si no se diseñan apropiadamente.

Investigaciones posteriores han destacado las ventajas y desventajas de las técnicas anteriormente mencionadas, además se han incluido el desarrollo de modelos de cálculo para su diseño y estudio. Yocum [1973] concluye que el incremento en la contrapresión y el estrangulamiento de válvulas en la salida del *riser* reducen hasta en un 50 % la capacidad de manejo del sistema de producción; sin embargo, Schmidt *et al.* [1979] señalan que un estrangulamiento adecuado puede eliminar el bacheo a costa de un mínimo incremento en la contrapresión.

La reducción en el diámetro de la tubería horizontal y la instalación de los *risers* múltiples presentan el riesgo de inducir baches más intensos, pero además, implican limitaciones mecánicas para trabajos como corridas de diablos. Lo mismo puede decirse de la idea de instalar dispositivos mezcladores. Más aún, este tipo de adecuaciones implican grandes costos económicos, sobre todo a medida que la explotación se realiza en mayores tirantes de agua por ejemplo.

Respecto a la inyección de gas en la base de los *risers*, existen trabajos técnicos que los señalan como una de las mejores opciones. Hill [1990] lo define como la mejor alternativa para eliminar el bacheo en el campo Forties (Reino Unido); mientras que Schmidt *et al.* [1979] y Pots [1987] lo consideran un método poco viable por los elevados costos de compresión, la cantidad de gas requerido y por la necesidad de instalar un ducto desde la fuente de gas hasta la ubicación del *riser*.

Jansen *et al.* [1996] estudiaron de forma teórico-experimental los métodos de estrangulamiento e inyección de gas, desarrollando modelos de cálculo para predecir el comportamiento de flujo en el *riser* para ambos escenarios. En su reporte, confirman con datos de laboratorio, la reducción en la capacidad de flujo del método de estrangulamiento y la gran cantidad de gas necesaria para la implantación de la inyección en el *riser*.

Tengesdal [2002] presenta una exhaustiva revisión de los métodos empleados para la eliminación del bacheo severo. Propone como mejor alternativa el denominado “auto-levantamiento” (*self-lifting*), que es una variante del método de inyección de gas el cual emplea la propia presión del sistema de flujo y parte del gas que fluye por la tubería horizontal, para inyectarlo en un punto del *riser*. El método propuesto fue desarrollado en un circuito experimental de flujo en la Universidad de Tulsa.

López-Samado [2005], usando un simulador comercial y datos reales para tuberías de gran diámetro de la Sonda de Campeche México, modela los distintos métodos para eliminar el bacheo severo. Sus resultados indican que la combinación del método de estrangulamiento y la inyección de gas resultan efectivos en la eliminación del problema. Sin embargo, no presenta información de una aplicación real ni datos de laboratorio que confirmen los resultados de sus simulaciones.

Partiendo del hecho de que el fenómeno de bacheo normal en sistemas marinos de tubería horizontal-*riser*-separador se observa en la llegada de los sistemas de recolección de hidrocarburos a instalaciones donde se separan los fluidos y se les adiciona energía para su transporte a puntos de venta o proceso, se considera que en dichos puntos se puede disponer del volumen de gas y presión necesaria para implantar sistemas de inyección en la base del *riser*; sin embargo, no se dispone de

modelos de cálculo que permitan aproximar los requerimientos de gas y presión ni anticipar el comportamiento del sistema de flujo bajo la operación continua de esta técnica.

En la validación del modelo MTBN se reporta buena concordancia de los resultados de simulación con valores experimentales [Guzmán y Fairuzov, 2007]; sin embargo, el modelo no considera los efectos de la inyección de gas en la base del *riser*. En la revisión de la literatura especializada no se encontró referencias a experimentación con inyección de gas en sistemas que presentan baches hidrodinámicos de gran longitud. Este trabajo tiene como objetivo recabar la información experimental necesaria para ampliar el modelo MTBN para que considere la influencia de la inyección de gas, además de identificar efectos relevantes en el comportamiento de la presión y la dinámica del bacheo.

Definiciones y conceptos fundamentales

La ocurrencia del flujo multifásico es abundante, tanto en la naturaleza como en distintas actividades técnicas desarrolladas por el hombre.

El estudio del flujo de fluidos en general y el flujo multifásico en particular implica el manejo de gran cantidad de conceptos, algunos de los cuales son comunes en varias áreas de la ingeniería de producción.

El adecuado conocimiento y manejo de estos conceptos permite una mejor comprensión de la forma en que se lleva a cabo el fenómeno de bacheo y la forma en que este fenómeno afecta las condiciones de producción.

El objetivo de este capítulo es revisar una serie de conceptos considerados como fundamentales para una mejor comprensión del fenómeno, sus causas, efectos y más adelante servirán como base para el planteamiento de posibles soluciones.

3.1 Gasto másico (\dot{m}).

El gasto másico es la cantidad de materia que atraviesa una sección transversal de la trayectoria de flujo por unidad de tiempo. Se puede distinguir diferentes gastos másicos en un sistema de flujo, de acuerdo a las fases presentes en él. Así, para un sistema gas-líquido se pueden distinguir los siguientes gastos:

\dot{m}_L = Gasto másico de líquido.

\dot{m}_G = Gasto másico de gas.

\dot{m} = Gasto másico total.

$$\text{donde: } \dot{m} = \dot{m}_L + \dot{m}_G \quad 3.1.$$

3.2 Gasto volumétrico (Q).

El gasto volumétrico es el volumen que atraviesa una sección transversal de la trayectoria de flujo por unidad de tiempo. De forma análoga, se puede distinguir el gasto volumétrico de cada fase y el gasto volumétrico total.

Q_L = Gasto volumétrico de líquido.

Q_G = Gasto volumétrico de gas.

Q = Gasto volumétrico total.

$$\text{donde: } Q = Q_L + Q_G \quad 3.2.$$

La relación entre el gasto másico y el gasto volumétrico está dada por la ecuación 3.3.

$$\dot{m} = \rho Q \quad 3.3.$$

donde: ρ es la densidad.

3.3 Relación de velocidades (k).

Es la relación entre la velocidad de la fase menos densa entre la fase densa.

De acuerdo a esta definición, para un sistema gas-líquido:

$$k = \frac{v_G}{v_L} \quad 3.4.$$

3.4 Velocidad relativa (v_r).

También llamada “velocidad de resbalamiento”, es la diferencia de velocidades entre la fase menos densa y la fase más densa.

$$v_r = v_G - v_L \quad 3.5.$$

3.5 Fracción volumétrica (H_L).

Mejor conocida como “colgamiento de líquido”, es la fracción del área de sección transversal de tubería ocupada por líquido en un sistema de flujo bifásico.

$$H_L = \frac{A_L}{A} \quad 3.6.$$

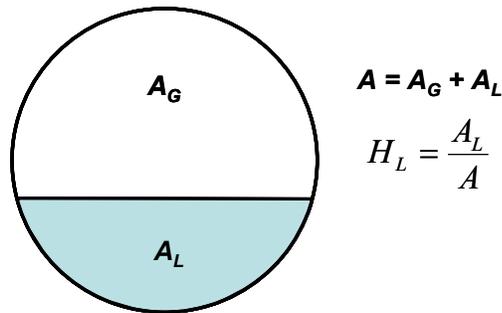


Figura 3.1. Definición de fracción volumétrica (colgamiento).

Para flujo bifásico $0 < H_L < 1$. Para flujo monofásico de líquido, $H_L = 1$, mientras que para flujo monofásico de gas, $H_L = 0$.

3.6 Fracción de vacío (H_G).

De forma similar a la definición anterior, la fracción de vacío se define como la fracción del área de sección transversal de tubería ocupada por gas en un sistema de flujo bifásico.

$$H_G = \frac{A_G}{A} \quad 3.7.$$

H_G puede expresarse también como:

$$H_G = 1 - H_L \quad 3.8.$$

Entonces se cumple que:

$$H_L + H_G = 1 \quad 3.9.$$

3.7 Velocidad superficial (v_s).

La velocidad superficial de una fase es la velocidad a la cual viajaría ésta si fluyera sola por la tubería. La velocidad superficial es también conocida como “flujo volumétrico” y representa el gasto volumétrico por unidad de área de cada fase.

Las velocidades superficiales del líquido y gas son:

$$v_{SL} = \frac{Q_L}{A} \quad 3.10.$$

$$v_{SG} = \frac{Q_G}{A} \quad 3.11.$$

3.8 Velocidad de la mezcla (v_m).

La velocidad de la mezcla es el gasto de flujo volumétrico total de ambas fases por unidad de área y está dado por,

$$v_m = \frac{Q_L + Q_G}{A} = v_{SL} + v_{SG} \quad 3.12.$$

3.9 Velocidad real (v).

Dado que cada fase ocupa sólo una fracción del área de sección transversal de la tubería, la velocidad real a la que se desplaza cada fase es respectivamente:

$$v_L = \frac{v_{SL}}{H_L} \quad 3.13.$$

$$v_G = \frac{v_{SG}}{1 - H_L} \quad 3.14.$$

3.10 Fracción volumétrica sin resbalamiento (λ_L).

También conocida como “colgamiento sin resbalamiento”, es la fracción del área de sección transversal de tubería ocupada por líquido, suponiendo que las fases gas y líquido viajan a la misma velocidad, es decir: el valor del resbalamiento es 0.

Entonces λ_L se define como:

$$\lambda_L = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} \quad 3.15$$

3.11 Fracción de vacío sin resbalamiento (λ_G).

Es la fracción de área transversal de la tubería ocupada por gas, suponiendo que las fases gas y líquido viajan a la misma velocidad, es decir: el valor del resbalamiento es 0.

$$\lambda_G = \frac{Q_G}{Q_L + Q_G} \quad 3.16.$$

También se cumple:

$$\lambda_G = 1 - \lambda_L \quad 3.17.$$

$$\lambda_G + \lambda_L = 1 \quad 3.18.$$

El colgamiento y la fracción de vacío sin resbalamiento son conceptos muy útiles, no solo por que en determinadas situaciones se pueden usar para simplificar algunos problemas, si no por que en la naturaleza puede ocurrir realmente este tipo de comportamiento. Por ejemplo en casos de flujo homogéneo o en flujo burbuja dispersa, ambos caracterizados por un alto flujo de líquido y bajo flujo de gas el cual viaja disperso en forma de pequeñas burbujas en el seno del líquido, siendo arrastrado por este a la misma velocidad. En tales condiciones el resbalamiento entre las fases es nulo, por lo que $H_L = \lambda_L$.

3.12 Densidad de la mezcla (ρ_m).

La densidad de la mezcla en un punto específico de la trayectoria de flujo se obtiene en función de la proporción que guarda cada fase en dicho punto del sistema es decir, en función de la fracción volumétrica del líquido y la fracción de vacío. Se determina mediante la expresión:

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L) \quad 3.19.$$

3.13 Densidad homogénea (ρ_H).

Es la densidad que tendría la mezcla en un punto de la trayectoria de flujo si las fases fluyeran a la misma velocidad.

$$\rho_H = \rho_L \lambda_L + \rho_G (1 - \lambda_L) \quad 3.20$$

3.14 Patrones de flujo.

La diferencia fundamental entre flujo monofásico y flujo bifásico es que en este último las fases líquida y gaseosa pueden distribuirse en la tubería en una amplia variedad de configuraciones. Estas configuraciones difieren unas de otras en la distribución espacial de la interfase. La distribución de la interfase determina parámetros tan importantes como el colgamiento de líquido (y en consecuencia la fracción de vacío). Este parámetro es fundamental en las determinaciones del comportamiento de flujo. El movimiento relativo de las fases provoca esfuerzos de corte en la interfase los cuales pueden bajo ciertas condiciones, contribuir significativamente en las pérdidas de presión del sistema. Adicionalmente, a través de ella, se da un intercambio másico continuo entre la fase líquida y la gaseosa.

Otro parámetro de interés es la pérdida de presión por fricción (de cada fase y la mezcla de ellas), con la pared de la tubería, la cual puede ser significativamente diferente que el equivalente para flujo monofásico. Esta diferencia también es aplicable a las pérdidas de presión por elevación, las cuales son gobernadas por el fenómeno de colgamiento.

A pesar de que las fases pueden distribuirse en la tubería de varias formas distintas, observaciones en laboratorio han permitido establecer que dichas distribuciones tienden a agruparse en unos cuantos patrones definidos en los cuales el comportamiento de flujo es bastante similar. Estas observaciones experimentales han conducido a análisis específicos de cada patrón de flujo, de manera que el enfoque general del análisis de flujo multifásico generalmente consiste como fase inicial en la predicción del patrón de flujo existente en la tubería. Una vez determinado el patrón de flujo se aplican modelos específicos para predecir parámetros tales como la caída de presión y el comportamiento de la temperatura.

El patrón de flujo en un sistema bifásico dado depende de las siguientes variables:

- ◆ Parámetros de operación tales como gastos de flujo de gas y líquido, valores de presión y temperatura.
- ◆ Características geométricas del sistema de flujo como diámetros, longitudes, ángulos de inclinación, etc.
- ◆ Propiedades físico-químicas y termodinámicas de las fases como densidades, viscosidades, tensión interfacial, presiones de saturación, etc.

A continuación se presenta una de las clasificaciones más aceptada de patrones de flujo para flujo horizontal y vertical [Shoham, 2001]:

Flujo horizontal y casi horizontal.

Se considera como flujo horizontal o casi horizontal a aquellas tuberías que tienen una pendiente igual o menor al 5 %. Los patrones observados en este tipo de flujo se clasifican en tres grupos: flujo estratificado, flujo intermitente y flujo anular. Cada uno de ellos presenta a su vez distribuciones particulares.

Flujo Estratificado.

Este patrón de flujo ocurre a gastos de líquido y gas relativamente bajos. Las fases se separan por acción de la gravedad ubicándose el líquido en la parte baja de la tubería, mientras que el gas ocupa la parte superior de la misma. El flujo estratificado se subdivide en “estratificado suave”, en el cual la interfase gas-líquido es suave y “estratificado ondulado”, el cual ocurre para velocidades más altas de la fase gaseosa, lo cual provoca la aparición de ondas en la interfase.

Flujo Intermitente.

Este patrón se caracteriza por el flujo alternado de líquido y gas. Tapones de líquido, los cuales llenan completamente la sección transversal de la tubería, se alternan con bolsas de gas las cuales contienen una capa de líquido estratificado fluyendo en la parte más baja de la tubería. El mecanismo de flujo es tal que el rápido movimiento del tapón del líquido sobrepasa la velocidad de la película del

líquido moviéndose delante de él. El líquido en el cuerpo del tapón puede contener pequeñas burbujas de gas las cuales se concentran en la parte frontal del tapón y en la parte superior de la tubería. El patrón de flujo intermitente se divide en “flujo tapón” y “flujo burbuja alargada”. El comportamiento de flujo para el tapón y la burbuja alargada obedecen al mismo mecanismo de flujo y usualmente no se distinguen en la práctica uno de otro. El patrón de burbuja alargada es considerado como el caso límite del flujo bache, cuando el tapón del líquido no contiene burbujas de gas. Esto ocurre a gastos relativamente bajos de gas para los cuales el flujo es más lento. A gastos de gas más altos, en los cuales el flujo en el frente del tapón se presenta en forma circular y en dirección contraria a la del sentido del flujo, el flujo es denominado como “flujo tapón”.

Flujo Anular.

El flujo anular ocurre para altos gastos de flujo de gas. La fase gaseosa fluye en un núcleo de alta velocidad, pudiendo contener gotas de líquido en su seno. El líquido fluye en forma de una delgada capa pegada a la pared de la tubería. La película en la parte baja de la tubería es comúnmente más gruesa que en la parte superior de la misma, dependiendo de la magnitud relativa de los gastos de gas y líquido. Para gastos de gas bajos, la mayor parte del líquido fluye en la parte baja de la tubería, mientras que en la parte superior, una delgada capa de líquido aireado puede mojar la parte superior. Este tipo de flujo se presenta en la transición entre el flujo estratificado ondulado, el flujo tapón y el anular. No se considera estratificado ondulado ya que no se presenta una clara interfase ondulada, (la película de líquido, como ya se señaló, moja toda el área interna de la pared de tubería). Se distingue también del flujo bache por que no se presentan flujos alternados de líquido y bolsas de gas.

Burbuja dispersa.

Adicionalmente a los tres grupos de patrones ya señalados, se describe un cuarto tipo de flujo denominado “burbuja dispersa”. A velocidades de líquido muy altas, la fase líquida se presenta como la fase continua, en la cual la fase gaseosa se encuentra dispersa en forma de burbujas discretas. La transición a

este patrón de flujo es definida ya sea por las condiciones en las cuales las burbujas están suspendidas en el líquido, o bien cuando las burbujas alargadas, las cuales tocan la parte superior de la tubería, se destruyen. Al ocurrir esto, la mayoría de las burbujas se encuentran cerca de la pared superior de la tubería. A velocidades de líquido más altas, las burbujas de gas están dispersas de una forma más uniforme en toda el área de sección transversal de la tubería. En condiciones de flujo de burbuja dispersa, debido a la alta velocidad de flujo, las 2 fases se mueven a la misma velocidad y el flujo se considera homogéneo.

La **figura 3.2** presenta gráficamente la clasificación de patrones de flujo para tuberías verticales propuesta por Shoham.

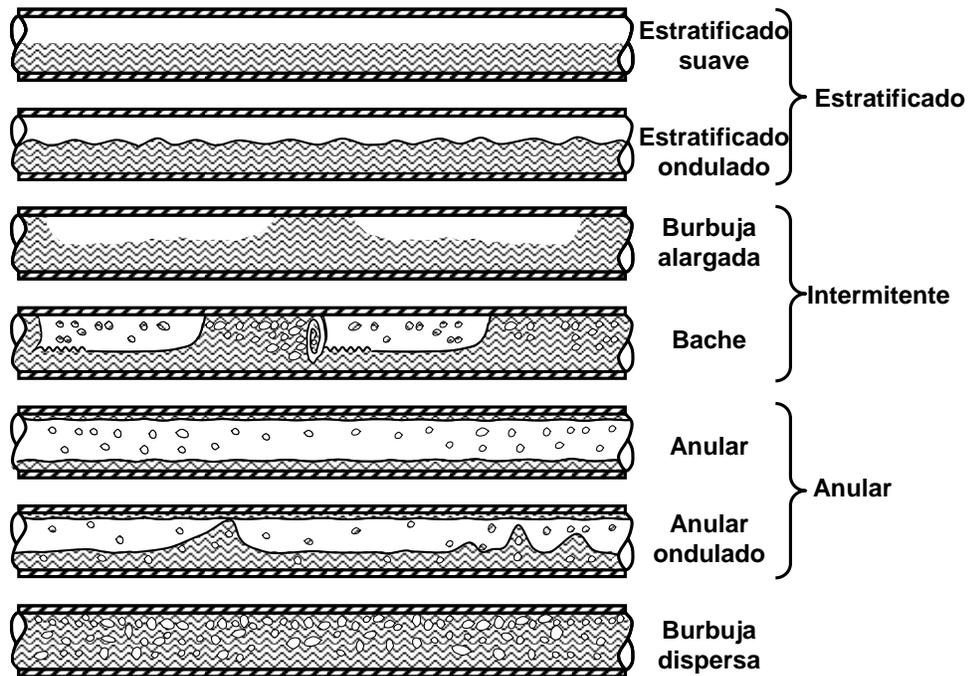


Figura 3.2. Patrones de flujo en tuberías horizontales. [Shoham, 2001].

Flujo vertical

Para flujo en tuberías verticales, los patrones estratificados no existen, en cambio, se observa un nuevo patrón: el "flujo agitado". Usualmente para flujo vertical, los patrones de flujo son más simétricos respecto a la dirección axial y menos

dominados por efectos de gravedad. Los patrones de flujo identificados son: flujo burbuja, flujo bache, flujo agitado y flujo anular, los cuales se presentan en la **figura 3.3**.

Flujo burbuja.

De manera similar a lo ocurrido para flujo horizontal, este patrón se caracteriza por que la fase gaseosa se encuentra dispersa en forma de burbujas discretas inmersas en una fase líquida continua. En este caso, la distribución de las fases es bastante homogénea en toda el área transversal al flujo. En este tipo de flujo se distingue un caso particular, denominada “flujo burbuja dispersa”. Estas subdivisiones difieren en su mecanismo de flujo. El flujo burbuja simple se presenta para gastos de líquido relativamente bajos y se caracteriza por el resbalamiento entre las fases líquida y gaseosa. El flujo burbuja dispersa en contraparte, se presenta a velocidades de líquido relativamente altas. Bajo tales condiciones, la fase líquida arrastra las burbujas de gas impidiendo que ocurra resbalamiento entre las fases.

Flujo bache.

El flujo bache en tuberías verticales es simétrico respecto al eje de la tubería. La mayor parte de la fase gaseosa se localiza en una bolsa de gas en forma de bala denominada “burbuja de Taylor”, cuyo diámetro es casi igual al diámetro interno de la tubería. El flujo consiste en tapones de líquido alternados con burbujas de Taylor. Otra característica de este patrón es que una delgada capa de líquido fluye en sentido contrario entre las burbujas de Taylor y la pared de la tubería. La película de líquido penetra en el siguiente tapón de líquido creando una zona mixta aireada por pequeñas burbujas de gas.

Flujo agitado.

Este patrón de flujo se caracteriza por su movimiento oscilatorio. Es similar al flujo bache, pero su apariencia es mucho más caótica, sin una frontera bien definida entre las fases. Su ocurrencia se da a velocidades de gas más altas, para las cuales los tapones de líquido se hacen más pequeños y turbulentos. Los

tapones de líquido son penetrados por el flujo de gas el cual los rompe provocando un contraflujo de líquido que se adiciona al tapón siguiente. Como resultado, las burbujas de Taylor y los tapones de líquido se distorsionan provocando la agitación.

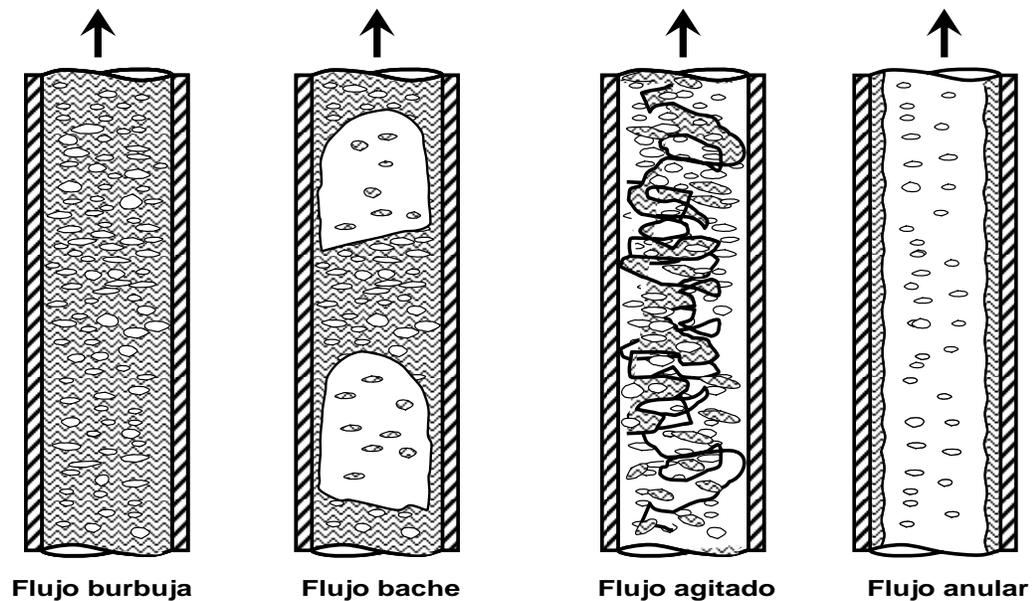


Figura 3.3. Patrones de flujo en tuberías verticales. [Shoham, 2001].

Flujo anular.

En flujo vertical debido a la simetría de flujo, el espesor de la película de líquido fluyendo sobre la pared del tubo es bastante uniforme. Tal como sucede para flujo horizontal, este tipo de flujo se caracteriza por el rápido movimiento del núcleo de gas. La fase líquida se mueve a menor velocidad en forma de una película adherida a la pared de la tubería y como pequeñas gotas dispersas dentro del núcleo de gas. La interfase es altamente ondulada, lo cual provoca esfuerzos de corte interfaciales muy grandes.

En flujo vertical descendente, el flujo anular se presenta además a bajos gastos de gas, en forma de películas de líquido descendentes. La configuración física es

muy similar a la de flujo ascendente, con la diferencia que las burbujas de Taylor son menos estables y se localizan excéntricamente respecto al eje de la tubería. Las burbujas de Taylor pueden tanto ascender como descender, dependiendo de los gastos relativos de las fases.

3.15 Mapas de patrones de flujo.

En flujo multifásico, el ritmo de intercambio de masa, cantidad de movimiento y energía entre el líquido y el gas (y entre estos y las paredes de la tubería) son parámetros claves en la caracterización del flujo. Estos ritmos de intercambio son diferentes para las distintas configuraciones geométricas que adoptan las fases. Esto ha conducido a que los métodos más recientes para el análisis de flujo multifásico tengan como fase inicial la determinación del patrón de flujo presente para determinadas condiciones y posteriormente aplicar criterios especiales de análisis de acuerdo a cada caso.

Con el paso del tiempo se ha identificado un número importante de patrones de flujo. Esto se debe fundamentalmente a que en su desarrollo han predominado criterios subjetivos para definir y denominar las diferentes configuraciones geométricas que adoptan las fases. Sin embargo, la tendencia más reciente es la de reducir el número de los patrones con características comunes, a unos cuantos grupos, los cuales pueden ser analizados con criterios similares.

Los primeros intentos por predecir los patrones de flujo se basaron en procedimientos empíricos en los cuales se analizaban datos de experimentos realizados principalmente en laboratorio. Con la información disponible se buscaban relaciones entre diferentes parámetros, usando gráficas bidimensionales en las cuales se trataba de identificar las fronteras de transición entre los diferentes patrones. Estas gráficas fueron denominadas “mapas de patrones de flujo”.

Inicialmente, la mayoría de los mapas fueron graficados en función a coordenadas arbitrarias, cuya elección era esencialmente subjetiva, sin basarse en principios físicos fundamentales. Esto provocó que el rango de aplicación confiable fuera

reducido a condiciones muy cercanas para las cuales el mapa había sido desarrollado. En consecuencia, los intentos por emplear este tipo de mapas a condiciones generales resultaron muy inciertos. Entre los sistemas de coordenadas elegidos por los diferentes autores destacan variables como gastos máxicos, flujo de cantidad de movimiento y las velocidades superficiales de las fases. (Revisiones bastante completas de los distintos tipos de variables pueden consultarse en Corradini, 1997 y Shoham, 2001).

Por otra parte, con el objetivo de desarrollar mapas de aplicación general, otros investigadores eligieron como coordenadas parámetros adimensionales, desarrollados en base a un enfoque mecanístico que considera los principios físicos que condicionan el cambio de un patrón a otro. Este enfoque permitió aplicar dichos mapas a un rango mucho más amplio de condiciones de flujo, extendiendo modelos desarrollados de manera teórico-experimental a aplicaciones reales de campo.

A pesar que existe un número importante de mapas de patrones de flujo, algunos de ellos merecen especial atención dado que su utilización se ha mantenido vigente a lo largo de los años. Entre dichos mapas se incluyen los siguientes:

Baker.

Este mapa, presentado en 1954 y desarrollado para flujo en tuberías horizontales con datos experimentales de mezclas aire-agua, es considerado como uno de los trabajos pioneros en la materia, **figura 3.4**.

Las coordenadas elegidas por Baker están en función de los flujos máxicos por unidad de área (*mass flux*) del líquido y gas (G_L y G_G , respectivamente) y de los parámetros adimensionales λ y ψ , definidos por:

$$\lambda = \left(\frac{\rho_G \rho_L}{\rho_{aire} \rho_{agua}} \right)^{1/2} \quad 3.20.$$

$$\psi = \frac{\sigma_{agua}}{\sigma} \left(\frac{\mu_L \left[\frac{\rho_{agua}}{\rho_L} \right]^2}{\mu_{agua}} \right)^{1/3} \quad 3.21.$$

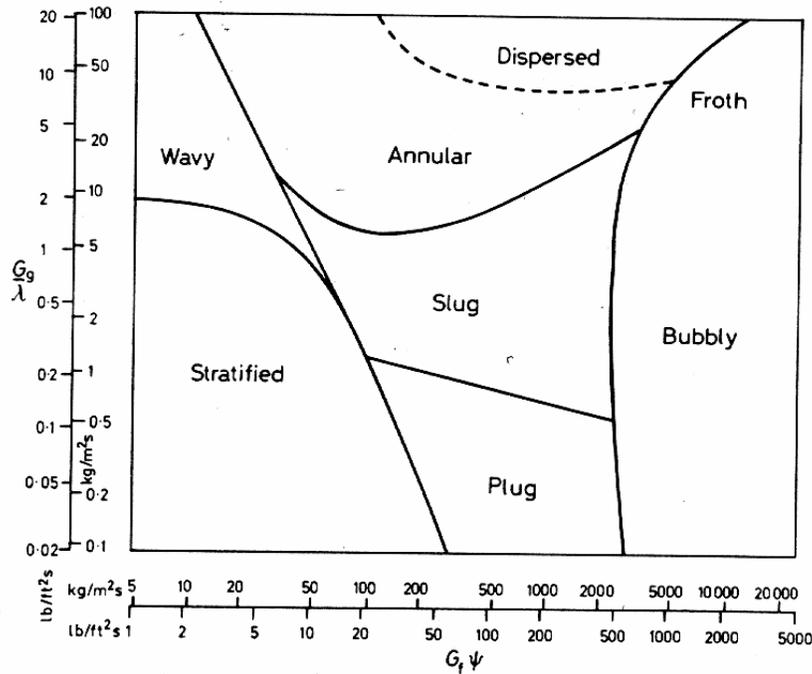


Figura 3.4. Mapa de patrones de flujo para tuberías horizontales de Baker.

Griffith y Wallis.

Este mapa ejemplifica la utilización de variables adimensionales como coordenadas. Presentado en el año 1961, es aplicable a flujo en tuberías verticales. Las coordenadas de la gráfica son números adimensionales en función de las velocidades superficiales de las fases y la mezcla y el número de Fraude (grupo adimensional que relaciona la fuerza de inercia y la fuerza de gravedad). **Figura 3.5.**

Taitel y Dukler.

Este mapa mostrado en la **figura 3.6**, fue desarrollado aplicando un enfoque mecánico más completo. El desarrollo tomó en cuenta los mecanismos físicos que determinan la transición entre los diferentes patrones de flujo, para con base en ellos, desarrollar expresiones analíticas para establecer las fronteras de transición. Como resultado del desarrollo teórico, se plantearon 5 grupos adimensional, los cuales definen las coordenadas del mapa. El valor de dicho

grupos adimensionales se calculan a partir de los gastos másicos de las fases, propiedades de los fluidos, diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación de ésta respecto a la horizontal. El tratamiento mecanístico de este mapa permite la aplicación con una mayor confiabilidad, a una gran variedad de condiciones de flujo, las cuales incluyen diferentes inclinaciones, diámetros de tubería, rangos de gastos de las fases, etc.

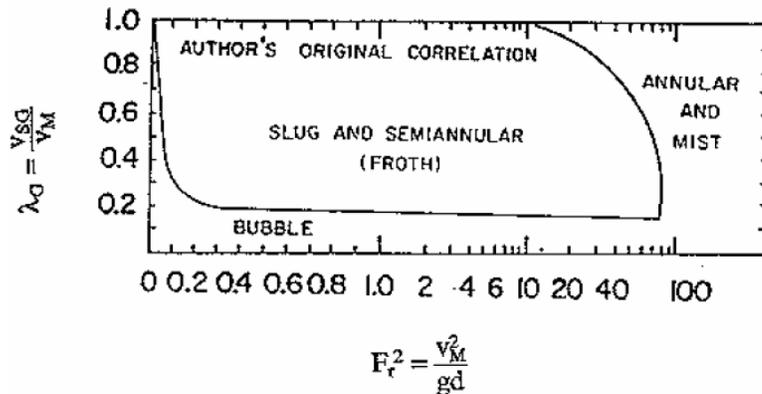


Figura 3.5. Patrones de flujo para tuberías verticales de Griffith y Wallis.

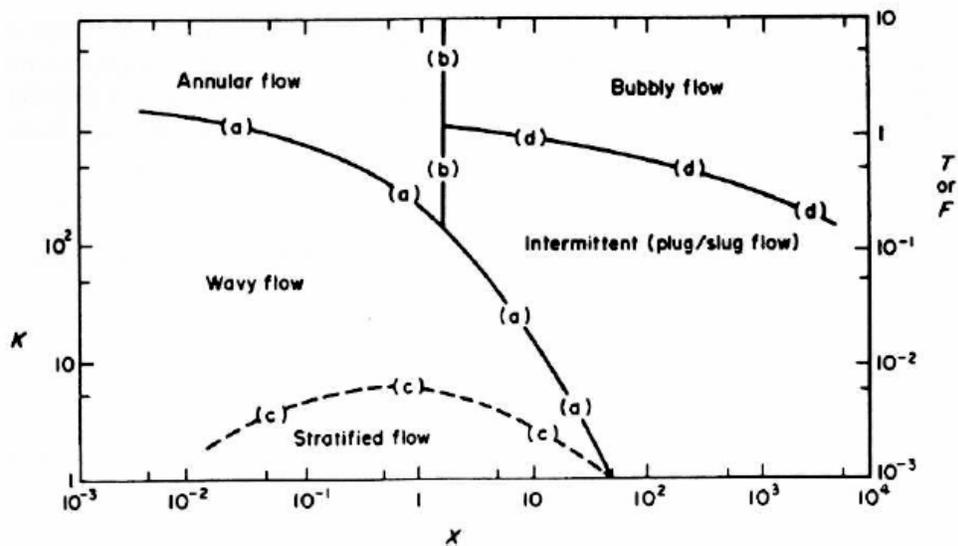


Figura 3.6. Mapa de patrones de flujo de Taitel y Dukler para una tubería horizontal.

Los grupos adimensionales desarrollados por Taitel y Dukler son los siguientes:

$$X = \left[\frac{|(dp/dx)_L|}{|(dp/dx)_G|} \right]^{1/2} \quad 3.22.$$

$$T = \left[\frac{(dp/dx)_L}{(\rho_L - \rho_G)g \cos \alpha} \right]^{1/2} \quad 3.23.$$

$$F = \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \frac{v_{SG}}{\sqrt{Dg \cos \alpha}} \quad 3.24.$$

$$K = F \left[\frac{Dv_{SL}}{\nu_L} \right]^{1/2} = F[\text{Re}_L]^{1/2} \quad 3.25.$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \sin \alpha}{|(dp/dx)_G|} \quad 3.26.$$

donde: $(dp/dx)_L$ es el gradiente de presión en la dirección del flujo para la fase líquida; (suponiendo que ésta viaja sola en la tubería).

$(dp/dx)_G$ es el gradiente de presión en la dirección del flujo para la fase gaseosa; (suponiendo que ésta viaja sola en la tubería).

D : diámetro de la tubería.

g : aceleración de la gravedad.

Re_L : número de Reynolds del líquido; (suponiendo que éste viaja solo en la tubería).

ν : viscosidad cinemática.

v : velocidad superficial.

α : ángulo entre el eje de la tubería y la horizontal.

ρ : densidad.

Caracterización del bacheo hidrodinámico

En la mayoría de los campos petroleros donde operan tuberías con flujo multifásico, la presencia de flujo bache es una considerable preocupación, debido a la excesiva fluctuación de gastos y presiones a la entrada de las instalaciones de proceso. Con el fin de comprender mejor el fenómeno, se han hecho importantes esfuerzos para modelar el comportamiento de los baches a partir de correlaciones empíricas o el desarrollo de modelos mecanístico. Dos aspectos fundamentales de estos modelos de análisis es el estudio de las condiciones de generación de los baches y la determinación de los parámetros más importantes de los baches una vez que este patrón de flujo está completamente desarrollado.

4.1 Modelo de bache. [Scott y Kouba, 1990].

En general, los modelos de bache más aceptados son modificaciones al modelo original de Hubbard y Dukler, tal es el caso del modelo propuesto por Scott y Kouba, representado en la **figura 4.1**.

Durante el flujo bache, el frente del tapón de líquido se mueve a una velocidad de traslación v_{SF} , mientras que el frente de la burbuja de gas se mueve a una velocidad v_{BF} . Scott y Kouba consideran flujo homogéneo en el cuerpo del tapón, por lo que la velocidad del líquido en el tapón v_S es esencialmente la velocidad de la mezcla:

$$v_S = v_m = v_{SL} + v_{SG}$$

4.1.

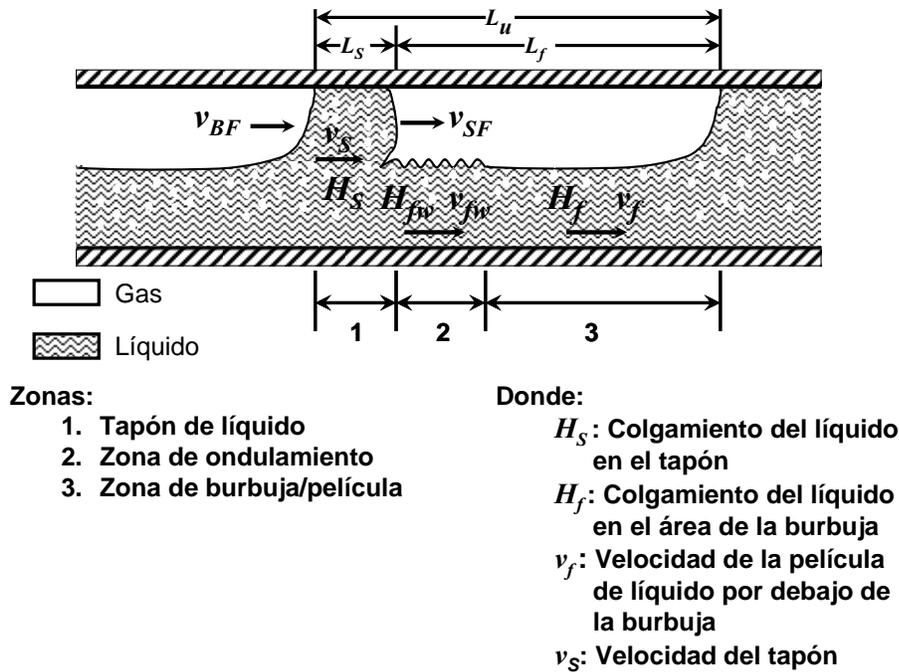


Figura 4.1. Modelo físico del flujo bache. [Scott y Kouba, 1990].

La longitud del tapón de líquido y la de la zona de burbuja/película se denotan como L_s y L_f , respectivamente; mientras que la longitud del bache unitario es representada por L_u . La relación entre estas 3 longitudes, como lo indica la figura anterior, está dada por:

$$L_u = L_s + L_f \tag{4.2}$$

A medida que el tapón de líquido se desplaza en la dirección del flujo, el frente del mismo va incorporando líquido de la zona de película que lo precede, (el líquido incorporado al tapón aumenta su velocidad de v_f a v_s). Al mismo tiempo, en el extremo opuesto al frente del tapón (denominada “cola del tapón”), se experimenta una pérdida de líquido, el cual se incorpora a la película contigua que fluye detrás del tapón. La comparación del ritmo en que el líquido se incorpora en el frente del tapón y la pérdida en la zona de cola, determina el ritmo de crecimiento o disipación del bache. En caso de que los ritmos de ganancia y pérdida de líquido en el tapón sean iguales, entonces se

considera que el flujo está estabilizado, es decir: el tamaño del tapón y la burbuja y por ende, el del bache unitario, permanecen constantes.

La velocidad del frente de la burbuja puede obtenerse aplicando la ecuación de Nicholson:

$$v_{BF} = 1.2v_S + v_D \quad 4.3.$$

En la ecuación anterior, v_D (*drift velocity*), es la diferencia de velocidades máximas del gas en la burbuja (v_{BF}) y del líquido en el tapón (considerando flujo homogéneo sin resbalamiento en el cuerpo del tapón, es aproximadamente igual a $1.2 v_m$). Diversos investigadores consideran que v_D puede despreciarse para flujo horizontal, mientras que existen diferentes métodos de cálculo para flujo en tuberías inclinadas.

Aplicando un balance de masa de líquido entre el frente del tapón y un punto en el cuerpo del mismo, Scott y Kouba obtuvieron la siguiente expresión para calcular la velocidad del frente del tapón:

$$v_{SF} = \frac{H_S v_S - H_f v_f}{H_S - H_f} \quad 4.4.$$

Para aplicar la ecuación anterior, se debe conocer la fracción volumétrica (colgamiento) y la velocidad el cuerpo del tapón y la zona de película. H_S es calculado con la correlación de Gregory:

$$H_S = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_S}{28.4}\right)^{1.39}} \quad 4.5$$

donde la velocidad del tapón v_S , está dada en (*ft/s*).

La fracción volumétrica en la película es:

$$H_f = \frac{1}{6} H_S \quad 4.6$$

Para el cálculo de la longitud del tapón L_S , se emplea la correlación de Scott *et al.* [1989], desarrollada a partir de datos de operación de tuberías instaladas en el campo de la Bahía de Prudhoe, Alaska, con diámetros entre 0.3048 y 0.6096 m (12 y 24 in).

$$\ln(L_S) = -25.41 + 28.5(\ln 12d)^{0.1} \quad 4.7$$

en la cual d : diámetro interno de la tubería [ft].

4.2 Formación del flujo bache.

Existen diferentes métodos para predecir la existencia del flujo bache. Como punto de partida de distintos modelos de análisis se considera que el bacheo hidrodinámico se genera como consecuencia de inestabilidades en la interfase a partir de un patrón de flujo estratificado estable. Bajo tales condiciones de equilibrio, se analizan parámetros de flujo (como velocidad y propiedades físicas de las fases y diámetro e inclinación de la tubería), que afectan el nivel de líquido en equilibrio dentro del tubo. La **figura 4.2** presenta esquemáticamente la configuración del flujo estratificado en equilibrio en una tubería. En esta figura, la tubería está inclinada a un ángulo θ respecto a la horizontal, siendo v_G y v_L la velocidad promedio del gas y del líquido respectivamente.

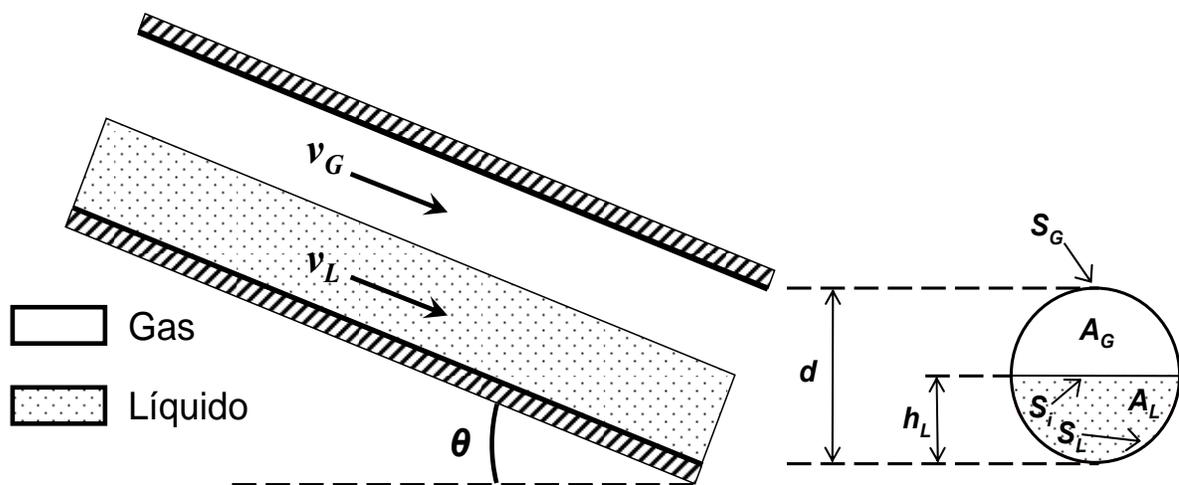


Figura 4.2. Flujo estratificado en equilibrio.

En la vista de la sección transversal de la tubería, mostrada en la misma figura 4.2, se indican las áreas ocupadas por la fase gaseosa A_G y la fase líquida A_L , los perímetros

mojados por las fases (S_G y S_L) y la longitud de la interfase (S_i). h_L representa el nivel del líquido dentro de la tubería (altura de la interfase), bajo condiciones de equilibrio.

Para determinar h_L Taitel y Dukler aplicaron balances de flujo de cantidad de movimiento tanto para la zona de gas como para la de líquido. Usando el concepto de diámetro hidráulico y expresando las variables geométricas del problema en términos adimensionales, obtuvieron finalmente una forma adimensional del balance de cantidad de movimiento combinado del gas y líquido. Esta expresión se presenta en la ecuación 4.8.

$$X^2 \left[(\tilde{v}_L \tilde{d}_L)^{-n} \tilde{v}_L^2 \frac{\tilde{S}_L}{\tilde{A}_L} \right] - \left[(\tilde{v}_G \tilde{d}_G)^{-m} \tilde{v}_G^2 \left(\frac{\tilde{S}_G}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_G} \right) \right] + 4Y = 0 \quad 4.8$$

En la ecuación anterior, todas las variables adimensionales, representadas con un tilde (~), son función únicamente del nivel adimensional del líquido dentro de la tubería bajo condiciones de equilibrio \tilde{h}_L .

$$\tilde{h}_L = \frac{h_L}{d} \quad 4.9$$

En la ecuación 4.8 X es el parámetro adimensional de Lockhart y Martinelli. Y es un parámetro adimensional dependiente del ángulo de inclinación de la tubería.

Una vez calculado h_L considerando flujo estratificado estable en la tubería, la interrogante es: ¿que cambios en las condiciones de flujo modificarán el estado estable inicial dando lugar a un estado inestable que conduzca al cambio del patrón de flujo inicialmente considerado?

4.2.1 Criterio de Taitel y Dukler.

Para responder la pregunta anterior, se realiza un análisis de estabilidad, siendo el criterio de estabilidad de Kelvin-Helmholtz uno de los enfoques más ampliamente usados. La **figura 4.3** presenta el esquema de las variables y notación considerada en la inestabilidad de flujo estratificado.

El grado de estabilidad del flujo estratificado depende de la interacción de al menos 2 de los siguientes 3 tipos de fuerzas:

- ◆ Una fuerza de flotación debida a la acción de la gravedad y proporcional a la diferencia de densidades de los fluidos. Para el caso de flujo estratificado, con la fase más densa fluyendo bajo la fase menos densa, esta fuerza tiene un efecto estabilizador.
- ◆ Una fuerza debida a la tensión superficial entre ambas fases. El efecto de esta fuerza es siempre estabilizador.
- ◆ Un efecto de Bernoulli, que genera un cambio en la presión en la interfase debido al cambio de velocidad originado por el desplazamiento de la superficie del líquido del punto a al punto a' . El efecto Bernoulli depende de la diferencia de velocidades de las fases, de manera que si el desplazamiento hacia arriba de la interfase líquido-gas provoca un incremento en la velocidad local del gas (pasa de un valor de v_G a v_G'), al mismo tiempo la velocidad local del líquido sufre un decremento, (cambiando de v_L a v_L'); esto inducirá una diferencia de presión ($p - p'$), en el punto a' . El efecto de Bernoulli es siempre desestabilizador, provocando que la distancia h_L' aumente proporcionalmente al incremento en la diferencia de velocidades entre las fases.

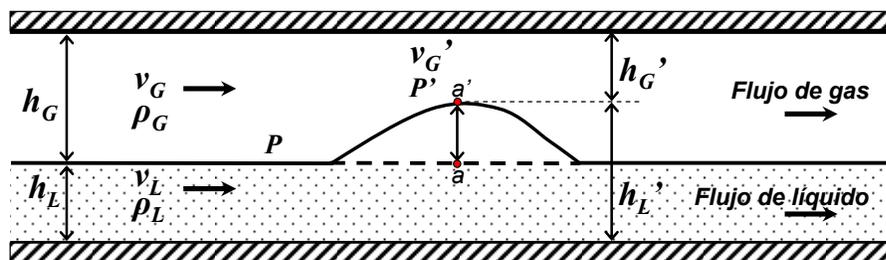


Figura 4.3. Variables y notación considerada en la inestabilidad de Kelvin-Helmholtz.

Aplicando un análisis de estabilidad de Kelvin-Helmholtz, Taitel y Dukler definieron la frontera de transición entre flujo estratificado y flujo bache para su mapa de patrones de flujo considerando que la transición ocurre a las condiciones tales que las ondas en la interfase líquido-gas crecen lo suficiente para alcanzar la parte alta de la tubería, es

decir, el flujo cambia de estratificado a bache cuando existe un punto en la tubería donde el líquido ocupa totalmente el área transversal al flujo.

4.2.2 Criterio de Scott y Kouba.

En contraste, Scott y Kouba definen la transición de flujo estratificado a bache no en términos de la aparición de primer tapón de líquido, si no de una análisis de estabilidad de este primer tapón. Para ello, consideran como estado inicial, una tubería que opera en flujo estratificado estabilizado. Las condiciones iniciales son perturbadas por la introducción de un bache en la tubería. Analizando la estabilidad de este bache, definen un “punto de crecimiento neutral” en el cual el tapón de líquido no crece ni se disipa. En tales condiciones, la estabilidad de este tapón determina la transición a flujo bache.

El criterio de estabilidad del tapón, está dado por:

$$\frac{dL_S}{dx} = 1 - \frac{v_{BF}}{v_{SF}} = 0 \quad 4.10$$

donde: $\frac{dL_S}{dx}$ es la variación de la longitud del tapón de líquido respecto al cambio de posición en la tubería.

v_{BF} velocidad del frente de la burbuja.

v_{SF} Velocidad del frente del tapón.

Scott y Kouba señalan que este método da mejores resultados que el de Taitel y Dukler, sobre todo cuando se aplica a tuberías de gran diámetro.

Modelo mecánico transitorio de flujo bache normal (MTBN)

El modelo MTBN [Guzmán y Fairuzov, 2007], es el resultado de un análisis teórico-experimental de un sistema tubería horizontal-riser-separador, en el cual la longitud de los tapones de líquido son mayores a la altura del riser ($L_s > H_r$). Este modelo, toma como base el presentado por Miyoshi [1988], desarrollado para baches de poca longitud ($L_s < H_r$). La **figura 5.1** presenta esquemáticamente el problema examinado por Guzmán y Fairuzov.

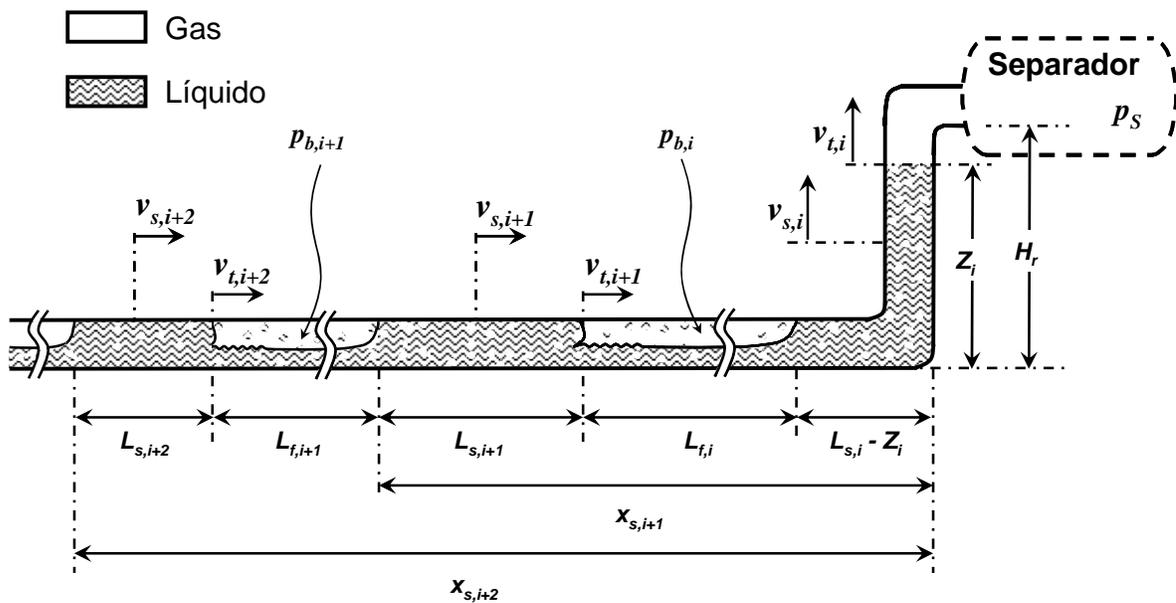


Figura 5.1. Sistema tubería-riser-separador, con baches hidrodinámicos largos ($L_s > H_r$).

En la figura anterior se destacan las velocidades, longitudes y posiciones de los tapones de líquido y las burbujas. Para estas últimas, también se considera su correspondiente valor de presión.

La parte experimental de esta investigación fue desarrollada en un circuito de flujo diseñado y construido para reproducir a escala el comportamiento de una instalación real de producción. La sección de prueba consistió en una tubería PVC transparente, cédula 40, de 74 m de longitud, un *riser* de 2.8 m y una tubería horizontal de 3 m de longitud que conecta la salida del *riser* con la entrada de un separador. La sección de prueba, el *riser* y tubería horizontal a la salida del mismo, tienen un diámetro interior 0.0773 m [3.042 in]. La **figura 5.2** presenta el esquema de la instalación experimental utilizada.

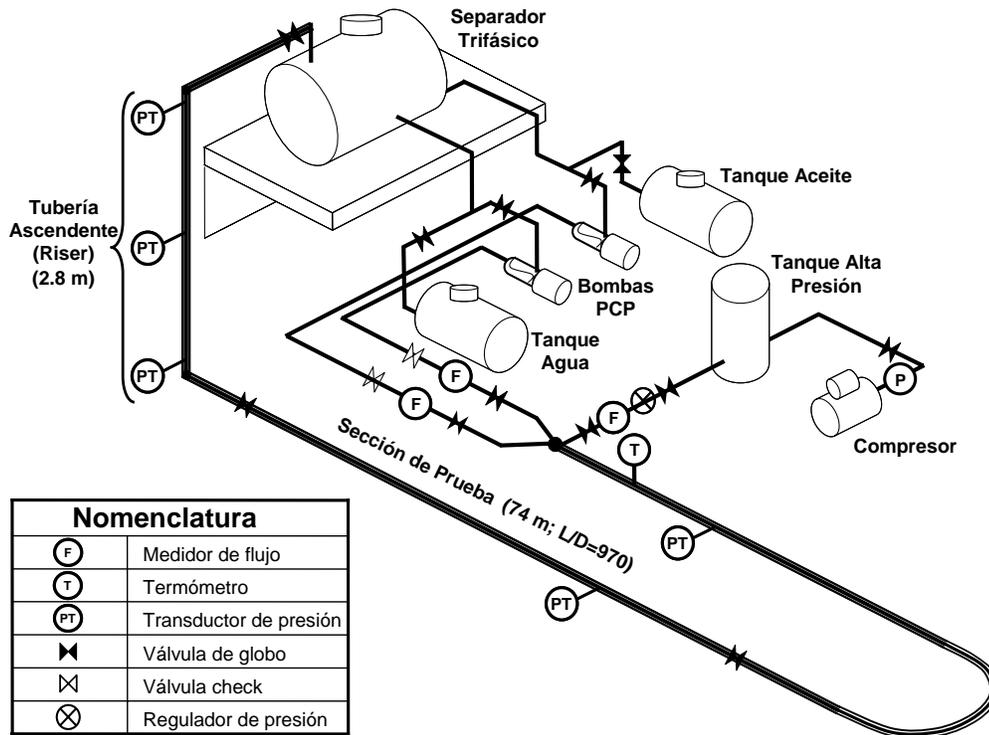


Figura 5.2. Circuito experimental usado en el desarrollo del modelo MTBN.

El desarrollo del modelo mecánico está basado en la aplicación de las siguientes consideraciones:

- ◆ Ecuaciones de conservación de la masa y la cantidad de movimiento lineal para los tapones de líquido.
- ◆ Ecuación de conservación de masa para las burbujas de gas.
- ◆ Ecuación de estado para la fase gaseosa.
- ◆ Relaciones constitutivas para el cálculo de la fracción volumétrica de líquido en el cuerpo del tapón, longitud de los tapones, velocidad del frente del tapón y el coeficiente de fricción bifásico en el tapón.

5.1 Modelado en la tubería horizontal.

La ecuación de conservación de la cantidad de movimiento para el i -ésimo tapón moviéndose en la tubería horizontal puede expresarse como:

$$\rho_L H_{s,i+1} L_{s,i+1} \frac{dv_{t,i+1}}{dt} = (p_{b,i+1} - p_{b,i}) - g \rho_L H_{s,i+1} L_{s,i+1} \text{sen} \beta_{i+1} - \frac{2 f_{tp,i+1} \rho_L H_{s,i+1} L_{s,i+1} v_{t,i+1}^2}{D_{\text{int}}} \quad 5.1$$

La posición del tapón en la tubería se determina con la ecuación:

$$\frac{dx_{i+1}}{dt} = v_{t,i+1} \quad 5.2$$

En la ecuación 5.1, es necesario determinar la longitud del tapón y la fracción volumétrica de líquido en el tapón. Para ello se utilizan la correlación de Scott *et al.* (ec. 5.3) y la correlación de Gregory *et al.* (ec. 5.4), respectivamente:

$$\ln(L_S) = -25.41 + 28.5(\ln 12d)^{0.1} \quad 5.3$$

$$H_{s,i} = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_{s,i}}{8.66} \right)^{1.39}} \quad 5.4$$

En estas ecuaciones L_S y d están expresadas en ft y $v_{s,i}$ en m/s .

Por otra parte, en la ecuación 5.2 se involucra la velocidad del frente del tapón v_t la cual es calculado con la correlación de Nicholson *et al.*

$$v_{t,i+1} = C_o v_{s,i+1} \quad 5.5$$

La variación de la presión en la burbuja con respecto al tiempo se obtiene al diferenciar la ecuación de estado e introducir en ella la ecuación de conservación de la masa. Así, la variación de la presión en la i -ésima burbuja está dada por:

$$\frac{dp_{b,i}}{dt} = \frac{v_{s,i+1} - v_{s,i}}{x_i - x_{i+1} - L_{s,i}} p_{b,i} \quad 5.6$$

5.2 Modelado en el riser.

La ecuación de conservación de la cantidad de movimiento para el i -ésimo tapón en el riser puede expresarse como:

$$\rho_L H_{s,i} L_{s,i} \frac{dv_{s,i}}{dt} = (p_{b,i} - p_{b,i-1}) - g \rho_L H_{s,i} Z_i - \frac{2f_{tp,i} \rho_L H_{s,i} L_{s,i} v_{s,i}^2}{D_{int}} \quad 5.7$$

Considerando que el cuerpo del tapón y el frente del tapón se mueven a la misma velocidad en el riser

$$\frac{dZ_i}{dt} = v_{t,i} \quad 5.8$$

Para las ecuaciones 5.1 y 5.8, el factor de fricción bifásico $f_{tp,i}$ se calcula usando la correlación de McAdams *et al.*

$$f_{tp,i} = f_{L,i} \left[1 + X \frac{(\bar{v}_G - \bar{v}_L)}{\bar{v}_L} \right] \left[1 + X \frac{(\mu_G - \mu_L)}{\mu_L} \right]^{-\frac{1}{4}} \quad 5.9$$

Donde el factor de fricción del líquido se calcula con la ecuación de Silvester

$$(f_{L,i})^{-\frac{1}{2}} = -2 \log \left[\frac{\frac{2\varepsilon}{D_{int}} - \frac{5.02}{\text{Re}_i}}{3.7} \log \left(\frac{\frac{2\varepsilon}{D_{int}} - \frac{13}{\text{Re}_i}}{3.7} \right) \right] \quad 5.10$$

Las ecuaciones 5.1, 5.2, 5.6 y 5.7 forman un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias para cuya solución se empleó el método de Runge-Kutta de cuarto orden.

Para especificar las condiciones iniciales se consideraron las siguientes suposiciones:

- ◆ El frente del primer tapón se ubica en la entrada a la base del riser.

- ◆ Todos los tapones de líquido se desplazan a la misma velocidad.
- ◆ La distribución inicial de presión se calculó con la ecuación 5.1, suponiendo el término de aceleración igual a cero.
- ◆ Como condición de frontera a la salida del *riser*, se estableció una presión constante en el separador.
- ◆ La velocidad y frecuencia de los baches a la entrada de la sección de pruebas correspondieron a los gastos de flujo de entrada de gas y líquido.

Guzman y Fairuzov experimentaron con flujo simultáneo de aire y agua, logrando producir bacheo severo en el sistema de flujo para $v_{SG}, v_{SL} < 0.5$ m/s; mientras que para velocidades superficiales mayores a 1 m/s, obtuvieron bacheo normal.

Usando un transductor de presión, registraron la variación de la presión en la base del *riser* en cada uno de sus experimentos, valores que después compararon con el comportamiento pronosticado por su modelo. Los resultados de esta comparación mostraron buena concordancia. La figura 5.3 presenta la comparación para uno de sus experimentos.

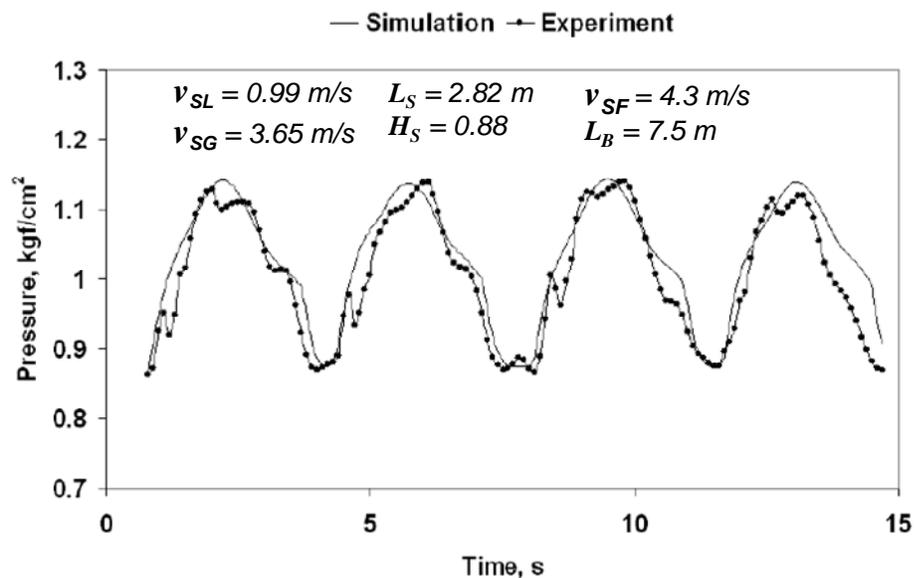


Figura 5.3. Variación de la presión en la base del *riser* para el experimento 3. [Guzmán y Fairuzov 2007].

Capítulo VI

Efecto de la inyección de gas en el comportamiento de los baches hidrodinámicos

El proceso experimental para estudiar el efecto de la inyección de gas en el comportamiento del bacheo normal fue realizado en la misma instalación usada por Guzmán y Fairuzov [2007]; la cual fue modificada para permitir la inyección continua de gas en la base del *riser*.

6.1 Descripción de la instalación experimental.

El circuito experimental es un modelo a escala de una instalación costa afuera típica, compuesta de una tubería horizontal, una sección vertical (*riser*), un separador y una sección de tubería horizontal que conecta la salida del *riser* con la entrada del separador. La **figura 6.1** muestra una vista de una instalación típica de la Sonda de Campeche, en la cual se puede observar la tubería submarina y el *riser*.

La instalación experimental se muestra en la **figura 6.2**. La sección de prueba, desde el punto indicado como “entrada de fluidos”; el *riser* y la tubería horizontal a la entrada del separador, están construida con tubería PVC transparente (cédula 40); de un diámetro nominal (DN) de 0.0762 m, [3 in].

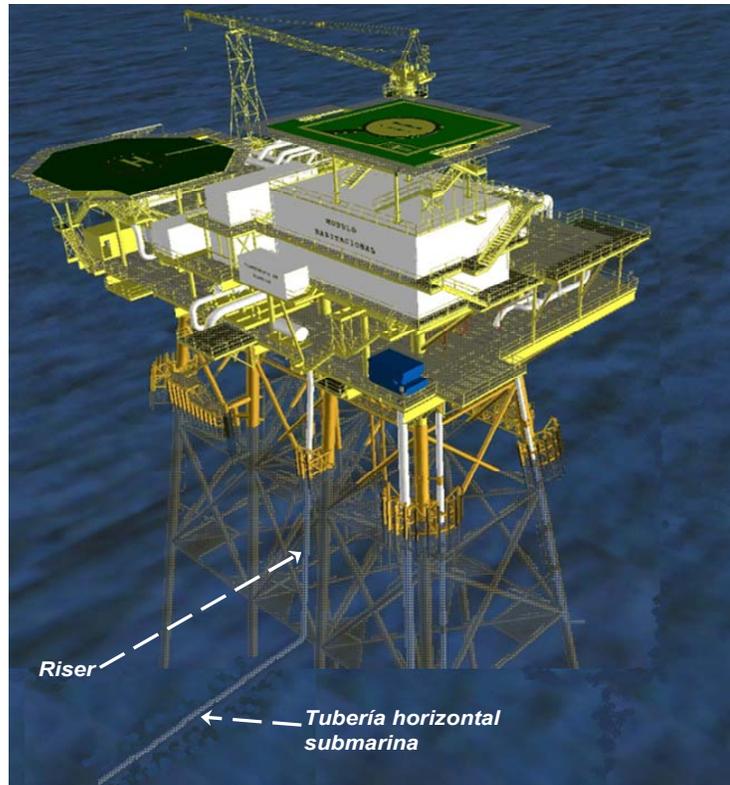


Figura 6.1. Instalación de producción típica en la Sonda de Campeche, México.

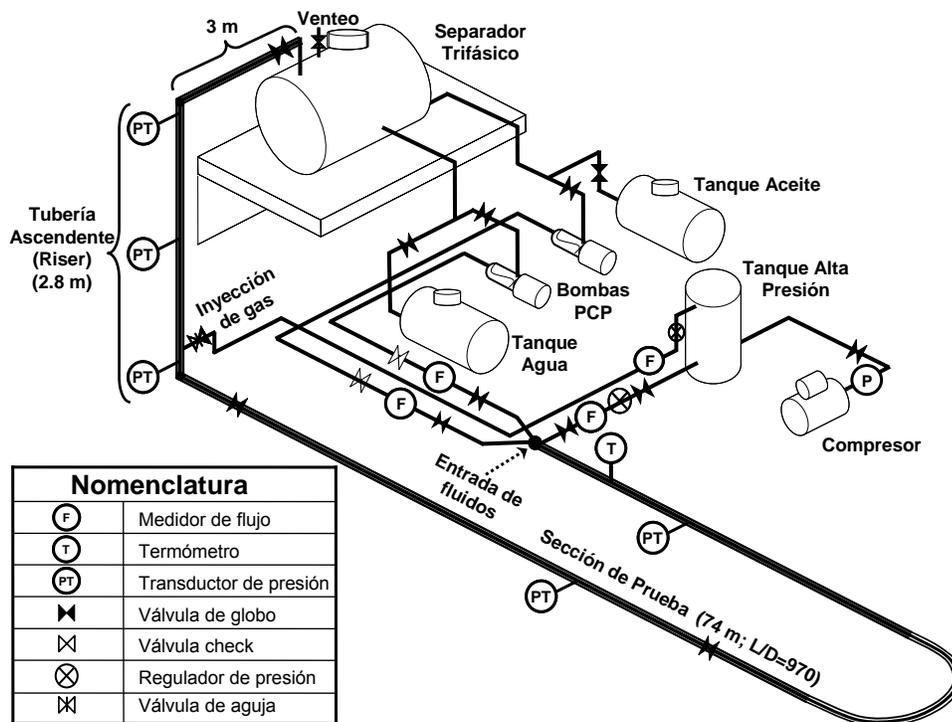


Figura 6.2. Instalación experimental.

La instalación permite hacer fluir simultáneamente aceite, agua y aire por el circuito de prueba. Para el suministro de líquidos, se emplean 2 bombas de cavidades progresivas (PCP), accionadas mediante motores eléctricos trifásicos, cada una de las cuales es operada mediante un controlador de frecuencia variable, lo cual permite cambiar la velocidad de rotación para tener control sobre el gasto de cada líquido manejado. En este estudio, los fluidos usados en los experimentos fueron agua y aire solamente.

Para el suministro de aire se usó un compresor conectado a un tanque acumulador de alta presión de 1500 L de capacidad, desde el cual se llevó el flujo al punto de entrada de fluidos mediante un tubo PVC (cédula 80), DN = 0.0508 m [2 in]. Para suministrar aire al punto de inyección en la base del *riser*, se empleó un tubo de las mismas características que el anterior, pero de DN = 0.0381 m [1 ½ in].

El separador trifásico, con capacidad de 3 m³, se empleó para separar la mezcla de fluidos, pudiendo descargar los líquidos a un par de tanques almacenadores de 2.8 m³ cada uno, o bien mandarla directamente a la succión de la bomba PCP correspondiente. El aire separado se venteeó a la atmosfera a través de una válvula instalada en la parte superior del tanque.

6.2 Sistemas de control, medición y adquisición de datos.

Para controlar el gasto de agua suministrado al punto de entrada de los fluidos, se estableció una correlación entre la frecuencia de operación de la bomba PCP y el tiempo medido durante un aforo realizado a un tanque de 200 L de capacidad. La **figura 6.3** presenta los resultados obtenidos durante el aforo así como la ecuación ajustada y el coeficiente de correlación correspondiente. Adicionalmente, se usó como respaldo un medidor de flujo tipo turbina, conectado a un visualizador electrónico de flujo (VEF), que permitió observar en tiempo real las variaciones en el gasto durante el desarrollo de los experimentos.

El gasto de gas en el punto de entrada de los fluidos, se midió con un rotámetro, corriente arriba del cual se instaló un regulador de presión que permitió mantener constante este parámetro en un valor manométrico de 2 kg/cm², [28.4 psi]. El flujo de

aire fue regulado operando una válvula de globo instalada inmediatamente antes del punto de entrada de los fluidos.

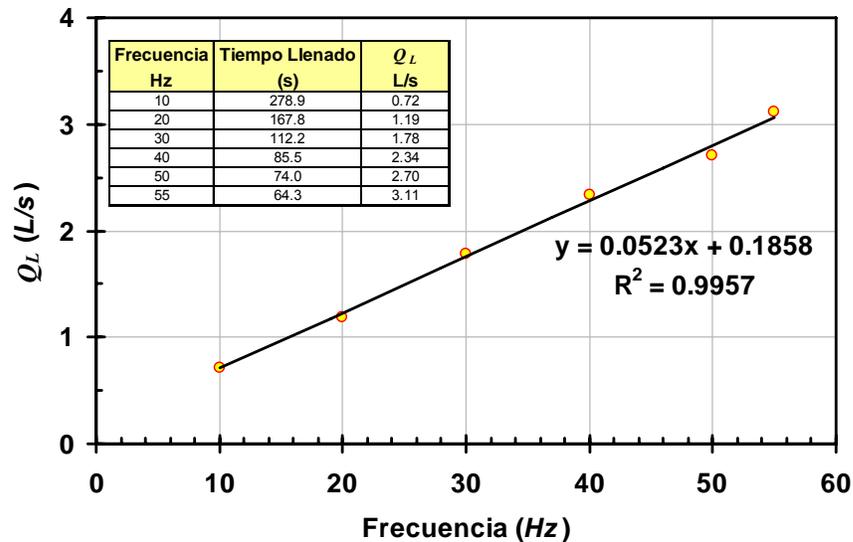


Figura 6.3. Resultados del aforo a tanque de 200 L.

La presión inyección de gas en la base del *riser* se controló mediante un regulador instalado a la salida del tanque de alta presión. El gasto de flujo se controló mediante una válvula de aguja ubicada aproximadamente a 1 m del punto de inyección en el *riser*; usando para su medición una placa de orificio de 0.016 m [5/8 in] y un manómetro de presión diferencial.

Se instalaron 3 transductores de presión conectados a una computadora personal (PC), equipada con un *software* especializado. La señal de los transductores permitió observar en tiempo real la variación de la presión cada 1/10 de segundo, así como almacenar todas las lecturas en archivos digitales para su posterior análisis. La ubicación de cada transductor se especifica en la **tabla 6.1**.

Para determinar las velocidades y longitudes de los tapones de líquido y las burbujas de gas, se usaron 2 cámaras digitales de video. Con ellas se filmó el paso de los baches a través de una sección de tubería de 1 m de longitud en 2 puntos diferentes del circuito de flujo. El primer punto de filmación se ubicó 17.5 m corriente arriba de la base del *riser*, mientras que el segundo punto se ubicó en la tubería que conecta la salida del

riser con la entrada del separador, **figura 6.4**. Con una resolución de 30 imágenes por segundo, las imágenes fueron analizadas con un software comercial de edición de video.

Tabla 6.1 Ubicación de los transductores de presión.

Transductor	Ubicación
0	Sección de prueba. 27 m corriente arriba de la base del <i>riser</i> .
1	Base del <i>riser</i> .
2	<i>Riser</i> . 1.4 m corriente abajo de la base del <i>riser</i> .

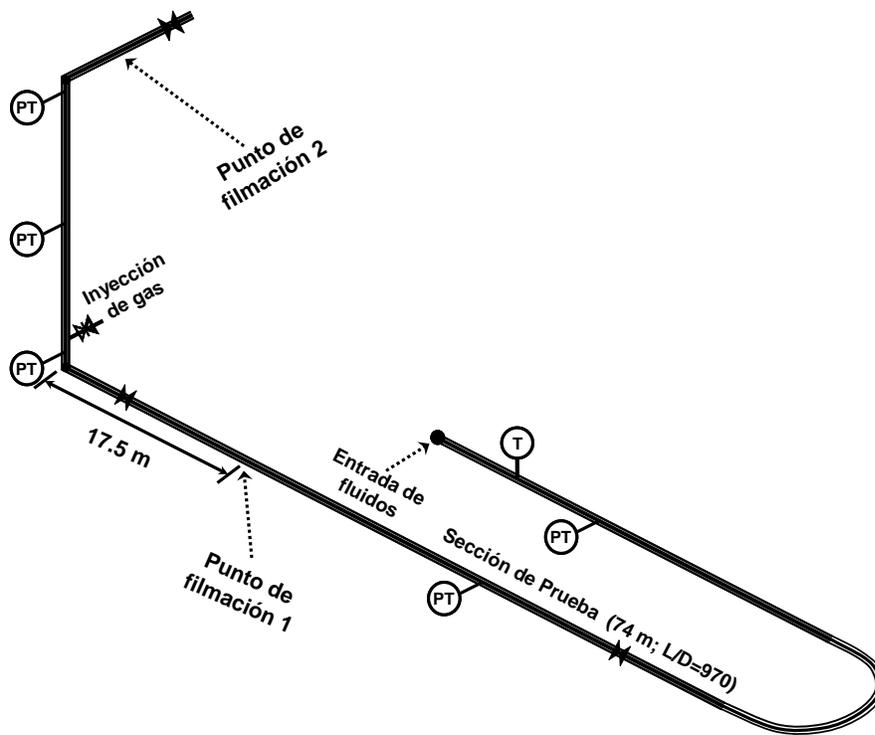


Figura 6.4. Ubicación de los puntos de filmación en el circuito experimental.

6.3 Matriz de experimentos.

Como paso inicial para el desarrollo de los experimentos, se configuró la trayectoria del circuito experimental para estimular la generación de baches hidrodinámicos, para ello tomando como punto de referencia la base del *riser*, se inclinó la tubería 1° respecto a la horizontal hasta una distancia de 21.4 m. A partir de este punto y hasta el punto de entrada de los fluidos a la sección de prueba, la tubería se colocó en posición horizontal

(ángulo de inclinación constante $\beta = 0$). La configuración descrita se muestra en la figura 6.5.

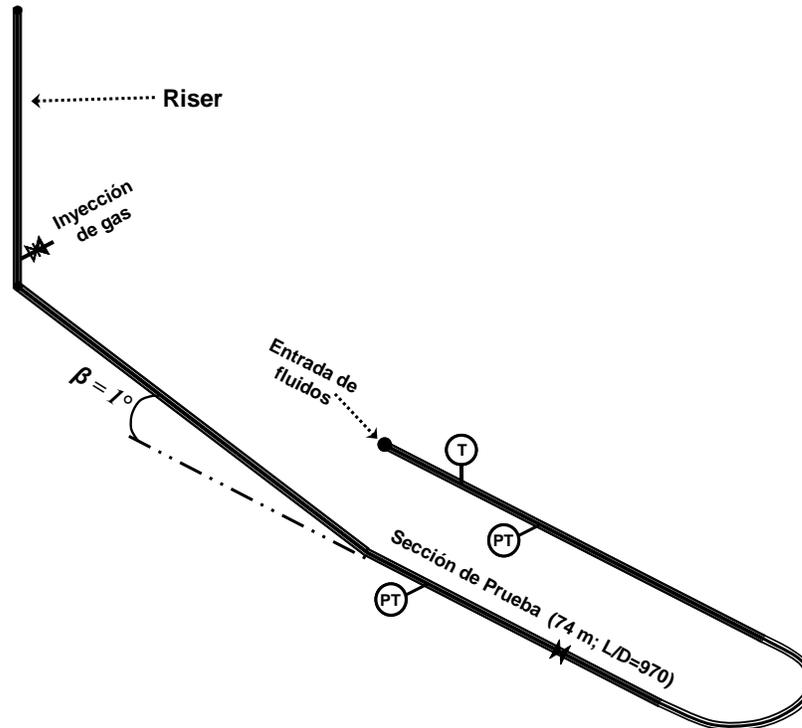


Figura 6.5. Configuración de la sección de prueba para la generación de baches hidrodinámicos.

La fase experimental se realizó en 5 etapas, denominadas “experimentos”. El objetivo del experimento 1 fue el de establecer las condiciones experimentales (gastos y presiones), que permitieran generar baches de longitud igual o mayor a la altura del riser. Dichas condiciones se determinaron mediante un proceso de ensayo y error, considerando como escenarios iniciales los valores reportados por Guzmán y Fairuzov. La **tabla 6.2** presenta los resultados del experimento 1.

En la tabla 6.2, Q representa el gasto volumétrico (a condiciones estándar). Los subíndices L y G indican líquido y gas respectivamente, mientras que G_i indica gas inyectado en la base del riser. El cociente L_S/H_r representa la relación entre la longitud del tapón de líquido y la altura del riser para cada caso.

Tabla 6.2 Resultados del experimento 1.

Q_L (L/s)	Q_G (L/s)	Q_{Gi} (L/s)	L_s/H_r (Adim.)
1.78	15.00	0.00	1.35
		3.66	1.23
		5.17	1.04
		8.15	1.12
		10.30	1.03
	10.00	0.00	1.27
		3.66	1.31
		5.17	1.16
		8.15	1.37
		8.92	1.35
	5.00	10.30	1.48
		0.00	1.32
		3.66	1.34
		5.17	1.57
		8.15	1.38
	1.67	8.92	1.55
		10.30	1.68
		0.00	1.33
		3.66	1.53
		5.17	1.61
8.15		2.00	
8.92	1.93		
10.30	1.55		

La tabla 6.2 se usó como base para diseñar la matriz de experimentos, la cual se presenta en la **tabla 6.3**. En esta tabla, se incluyen los parámetros $F_{(PCP)}$, p_G y p_{Gi} que indican respectivamente la frecuencia de la bomba PCP, la presión del gas en el punto de entrada de los fluidos a la sección de prueba y la presión de inyección del gas en la base del riser.

6.4 Secuencia de experimental.

Cada uno de los experimentos de la tabla 6.3 se realizó de acuerdo a la siguiente secuencia:

1. Operar el compresor hasta alcanzar un valor de 17 kg/cm² en el tanque de alta presión.
2. Activar el sistema de adquisición de datos en modo visualización.

Tabla 6.3. Matriz de experimentos.

Experimento	Q_L (L/s)	$F_{(PCP)}$ (Hz)	p_G (kg/cm ²)	p_{Gi} (kg/cm ²)	Q_G (L/s)	Q_{Gi} (L/s)
2a	1.78	30	2.0	4.9	15.00	0.00
2b						3.66
2c						5.17
2d						8.15
2e						10.30
3a	1.78	30	2.0	4.9	10.00	0.00
3b						3.66
3c						5.17
3d						8.15
3e						8.92
3f						10.30
4a	1.78	30	2.0	4.9	5.00	0.00
4b						3.66
4c						5.17
4d						8.15
4e						8.92
4f						10.30
5a	1.78	30	2.0	4.9	1.67	0.00
5b						3.66
5c						5.17
5d						8.15
5e						8.92
5f						10.30

3. Activar la bomba PCP de agua incrementando gradualmente la frecuencia hasta 30 Hz.
4. Observar en la PC la variación de las señales de los 3 transductores y en el VEF la variación del gasto de líquido.
5. Ajustar el regulador de presión de flujo de gas hacia el punto de entrada de los fluidos a un valor de $p_G = 2 \text{ kg/cm}^2$.
6. Ajustar el regulador de presión de flujo de gas hacia el punto de inyección en la base del riser a un valor de $p_{Gi} = 4.9 \text{ kg/cm}^2$.
7. Iniciar la grabación de datos de los transductores y de las cámaras de video.

8. Regular la apertura de la válvula de globo para ajustar el flujo de gas al gasto Q_G indicado en cada experimento, verificando el valor y estabilidad del gasto en el rotámetro.
9. Una vez estabilizadas las variaciones en las señales de los transductores, regular la apertura de la válvula de aguja para ajustar el gasto de inyección de gas en la base del riser al valor Q_{Gi} indicado en cada experimento, verificando el valor y la estabilidad en el manómetro de presión diferencial.
10. Continuar la grabación de las señales de los transductores y las cámaras de video por un tiempo mínimo de 2 minutos en condiciones de variación casi-periódicas.
11. Cerrar válvula de aguja para suspender inyección de gas en la base del riser.
12. Continuar la grabación de datos para observar el retorno de las condiciones a las observadas durante la fase de $Q_{Gi} = 0$, (paso 8).
13. Suspender la grabación de datos.
14. Cerrar válvula de globo para suspender el flujo de gas hacia el punto de entrada de fluidos a la sección de prueba.

Al terminar el paso anterior, la secuencia se repite para la realización de un nuevo experimento.

6.5 Análisis de resultados.

Las condiciones de flujo del experimento 1 permitieron desarrollar bacheo normal en la sección de prueba. Adicionalmente, se cumplió en todos los casos la condición de que la longitud de los tapones de líquido fuera mayor a la altura del riser ($L_S > H_r$). Una vez verificado visualmente estos dos hechos, fue de interés ubicar los puntos experimentales en el mapa de patrones de flujo de Taitel y Dukler para definir si las observaciones reales de este experimento concordaban con el desarrollo mecanístico de los investigadores citados. La **tabla 6.4** presenta las velocidades superficiales de los fluidos en la sección de prueba y la **figura 6.6** muestra su ubicación en el mapa.

Tabla 6.4. Velocidades superficiaales en la sección de prueba.

Experimento	Q_L (L/s)	Q_G (L/s)	v_{SL} (m/s)	v_{SG} (m/s)
2	1.78	15.00	0.380	3.199
3	1.78	10.00	0.380	2.133
4	1.78	5.00	0.380	1.066
5	1.78	1.67	0.380	0.355

Tal como se observa en la figura 6.6, todos los experimentos bajo condiciones de $Q_{Gi} = 0$ (experimentos 2a, 3a, 4a y 5a), se ubicaron en la región de flujo intermitente del mapa de Taitel y Dukler. Más aún, el resto de los experimento (con $Q_{Gi} \neq 0$), si bien modificaron la longitud y velocidad de los tapones, se mantuvieron en la misma región del mapa, ya que las velocidades superficiales en la sección de prueba fueron las mismas, solo se modificaron estas en el *riser*.

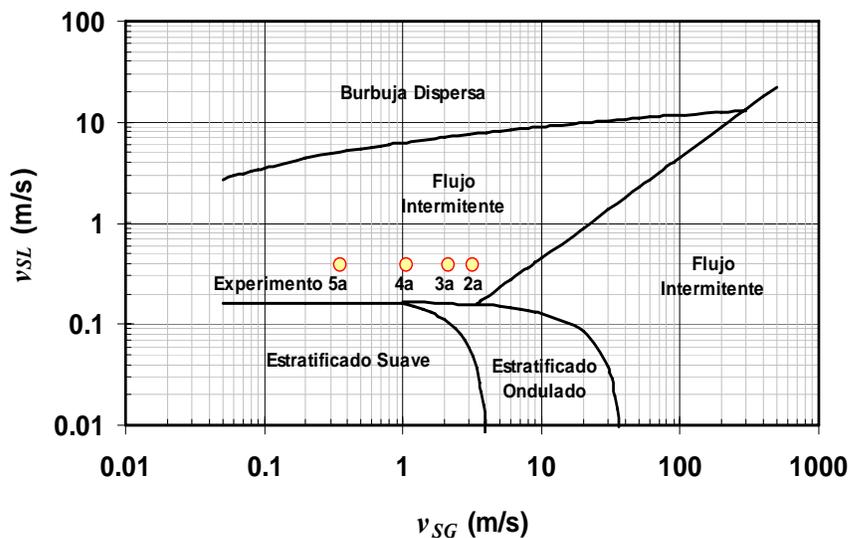


Figura 6.6. Ubicación de los puntos experimentales en el mapa de Taitel y Dukler.

Para cada uno de los 23 experimentos (desde el 2a hasta el 5f), el análisis de los resultados se dividió en 2 partes fundamentales, análisis de videos y de presiones. A continuación se presentan los aspectos más importantes del análisis.

6.5.1 Análisis de videos.

Se analizaron los siguientes aspectos:

- ◆ Para los tapones de líquido, se determinó la velocidad del frente y cola; así como su longitud y velocidad promedio.
- ◆ Para las burbujas de gas se determinó su velocidad promedio y su longitud.

Estas determinaciones se realizaron para los 2 puntos de filmación (sección de prueba y salida del riser), de manera que se pudo observar como la inyección de gas efecto el comportamiento de los baches.

En las secciones de filmación se colocaron 2 marcas en la tubería, separadas una de otra a una distancia de 1 m. Para determinar la velocidad de los componentes del bache (frente y cola del tapón y burbuja), se computó el tiempo en que cada uno de estos componentes pasaba por las marcas descritas. La **figura 6.7** ejemplifica este procedimiento.

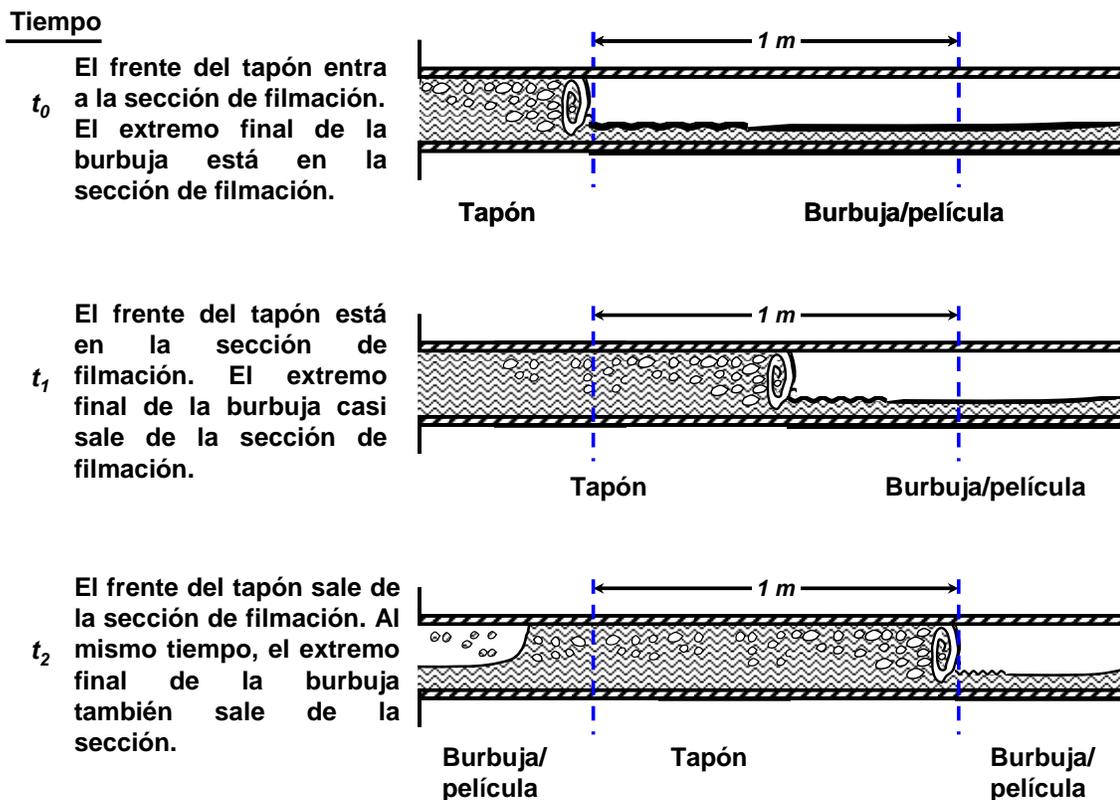


Figura 6.7. Determinación de la velocidad de los componentes del bache.

De acuerdo a la figura anterior, t_0 es el tiempo en que el frente del tapón de líquido entra en la región de filmación; mientras que t_2 es el tiempo en el cual sale. Δt es el tiempo que le llevó al frente del tapón recorrer la distancia de 1 m; por lo que la velocidad del frente del tapón v_{SF} se puede obtener como:

$$v_{SF} = \frac{1}{\Delta t} = \frac{1}{t_2 - t_0} \quad 6.1$$

La **figura 6.8** presenta a manera de ejemplo, el cálculo de la velocidad del frente de un tapón, correspondiente al experimento 4a, (punto de filmación 1).

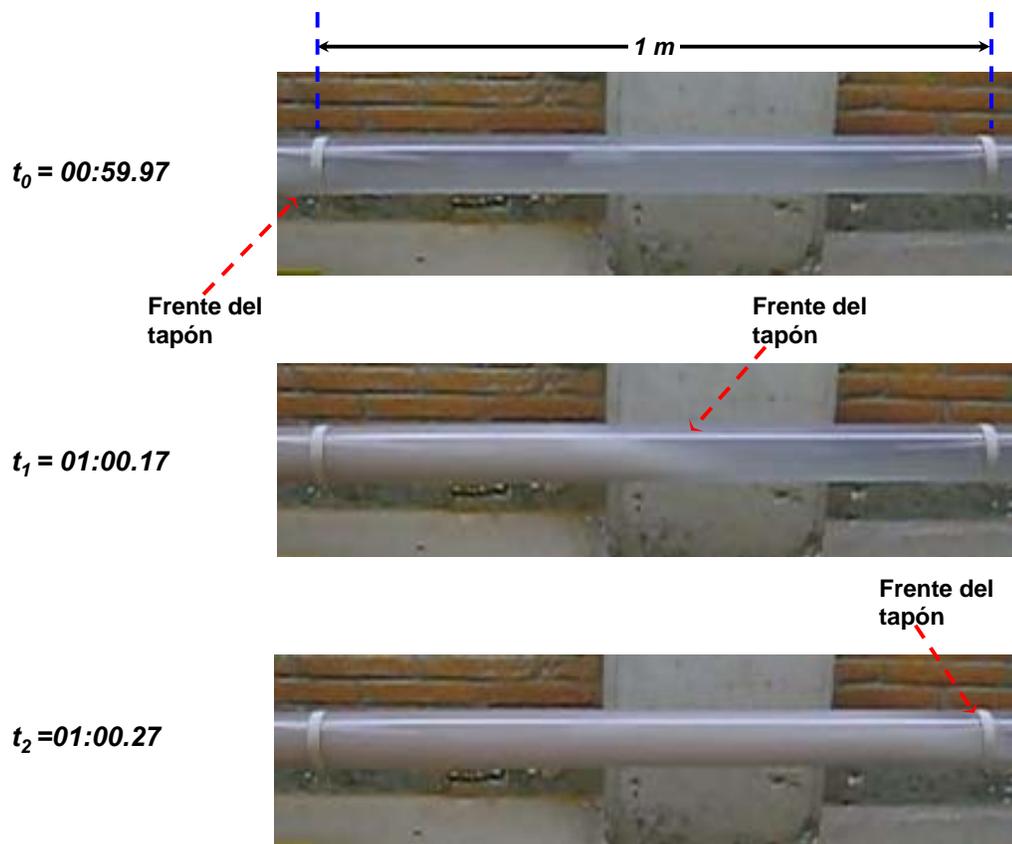


Figura 6.8. Cálculo de la velocidad del frente de un tapón. Experimento 4a.

Para este ejemplo, $t_2 - t_0 = 0.3$ s, por lo que la velocidad del frente del tapón es:

$$v_{SF(P)} = \frac{1}{0.3} = 3.33 \frac{m}{s}$$

De forma análoga, se determinaron las velocidades del resto de los componentes de los baches. La **tabla 6.5** presenta el valor de las velocidades calculadas en cada experimento.

Tabla 6.5. Velocidades (m/s), de los componentes de los baches.

Experimento	Q_G/Q_G	$v_{SF(P)}$	$v_{ST(P)}$	$v_{S(P)}$	$v_{BF(P)}$	$v_{SF(S)}$	$v_{ST(S)}$	$v_{S(S)}$	$v_{BF(S)}$
2a	0.000	6.13	6.86	6.49	6.05	3.43	4.91	4.17	3.34
2b	0.244	7.18	7.28	7.28	7.46	4.52	7.14	5.83	4.52
2c	0.344	6.96	7.33	7.14	6.90	4.56	6.90	5.73	4.54
2d	0.543	6.32	7.77	7.04	6.20	5.02	6.39	5.59	4.98
2e	0.687	6.85	7.48	7.16	6.85	5.21	6.85	6.03	5.15
3a	0.000	5.23	6.42	5.82	5.22	3.06	5.24	4.15	3.13
3b	0.366	4.80	6.53	5.67	4.70	3.26	5.31	4.28	3.22
3c	0.517	5.20	6.05	5.62	4.37	3.84	4.78	4.31	3.94
3d	0.815	5.40	7.23	6.32	5.43	3.96	5.67	4.82	5.05
3e	0.892	4.47	5.18	4.82	4.37	4.33	4.92	4.63	4.37
3f	1.030	4.73	6.66	5.70	4.58	4.61	6.98	5.80	4.65
4a	0.000	3.08	3.88	3.48	3.06	1.83	3.35	2.59	1.79
4b	0.732	2.77	3.85	3.31	2.84	2.60	3.77	3.18	2.56
4c	1.033	2.85	3.60	3.22	2.80	3.02	4.86	3.94	2.91
4d	1.630	2.49	3.64	3.07	2.42	3.48	4.83	4.16	3.47
4e	1.785	3.38	3.55	3.46	3.39	3.49	4.81	4.15	3.54
4f	2.060	3.09	3.93	3.51	3.11	4.08	4.79	4.43	3.97
5a	0.000	1.83	1.95	1.89	1.90	1.61	2.57	2.09	1.59
5b	2.197	1.91	1.94	1.92	1.74	2.56	3.06	2.81	2.57
5c	3.100	1.56	1.92	1.74	1.55	2.92	3.40	3.16	2.97
5d	4.890	1.85	1.96	1.90	1.75	3.66	4.17	3.91	3.72
5e	5.355	2.17	1.63	1.90	2.20	3.92	4.03	3.97	3.93
5f	6.180	2.03	1.81	1.92	1.97	4.11	4.46	4.28	4.15

En la tabla anterior los subíndices indican:

SF: frente del tapón

ST: cola del tapón

S: velocidad promedio del tapón

BF: frente de la burbuja

Mientras que los subíndices (*P*) y (*S*):

(*P*): la velocidad corresponde al punto de filmación 1 (sección de prueba)

(*S*): la velocidad corresponde al punto de filmación 2 (antes de entrar al separador).

Q_G/Q_G : Relación entre el gas inyectado en la base del *riser* y el gas suministrado en el punto de entrada de los fluidos. Se incluye, para cada experimento, como parámetro de comparación.

Una vez conocida la velocidad promedio de los tapones y las burbujas, es posible determinar las longitudes correspondientes. Procediendo de una manera similar a la descrita en la determinación de las velocidades, se computa el tiempo que transcurre desde que el frente de un tapón o burbuja entra a la sección de filmación, hasta que la cola del mismo sale de la sección de filmación (tiempo de tránsito t_t). El producto de la velocidad por el tiempo de transito, es la longitud (L) del tapón o burbuja (**ecuación 6.2**). En este trabajo se determinaron un total de 2168 longitudes, las cuales se distribuyeron entre los 23 experimentos de acuerdo a la **tabla 6.6**.

$$L = vt_t \tag{6.2}$$

Tabla 6.6. Determinación de longitudes por experimento.

<u>Experimento</u>	<u>Sección de filmación 1</u>		<u>Sección de filmación 2</u>	
	<u>Tapones</u>	<u>Burbujas</u>	<u>Tapones</u>	<u>Burbujas</u>
2a	28	28	40	40
2b	26	26	24	24
2c	27	27	23	23
2d	24	24	22	22
2e	26	26	23	23
3a	23	23	20	20
3b	20	20	23	23
3c	23	23	23	23
3d	23	23	23	23
3e	23	23	23	23
3f	23	23	20	20
4a	20	20	22	22
4b	20	20	20	20
4c	21	21	18	18
4d	26	26	22	22
4e	20	19	23	22
4f	21	21	22	22
5a	27	27	23	23
5b	25	25	31	31
5c	25	25	25	25
5d	22	22	20	20
5e	23	23	25	25
5f	26	26	28	28
Total	542	541	543	542

La tabla anterior indica que se analizó un total de 542 unidades de bache, de acuerdo al modelo de Scott y Kouba (fig. 4.1, capítulo IV). Cada una de estas unidades de bache se analizó 2 veces, (la primera en la sección de filmación 1 y la segunda en la sección de filmación 2). La **tabla 6.7** presenta las longitudes promedio para cada experimento.

Tabla 6.7. Longitudes promedio (m), de tapones y burbujas.

Experimento	Q_{Gi}/Q_G	$L_{S(P)}$	$L_{B(P)}$	$L_{u(P)}$	$L_{S(S)}$	$L_{B(S)}$	$L_{u(S)}$
2a	0.000	3.77	27.23	30.99	6.64	8.17	14.81
2b	0.244	3.43	30.83	34.27	14.56	13.26	27.82
2c	0.344	2.91	31.21	34.12	14.05	14.61	28.66
2d	0.543	3.13	32.39	35.52	13.03	17.89	30.92
2e	0.687	2.89	33.19	36.07	14.92	18.64	33.57
3a	0.000	3.55	26.26	29.81	9.30	11.87	21.17
3b	0.366	3.68	26.30	29.98	4.63	11.48	16.10
3c	0.517	3.25	21.97	25.22	5.93	16.33	22.26
3d	0.815	3.83	27.42	31.25	6.86	19.51	26.37
3e	0.892	3.78	21.97	25.75	8.30	17.32	25.61
3f	1.030	4.14	27.75	31.88	13.58	20.21	33.78
4a	0.000	3.70	12.54	16.24	7.05	6.84	13.89
4b	0.732	3.77	16.13	19.89	7.78	8.79	16.57
4c	1.033	4.39	14.93	19.31	13.34	12.19	25.53
4d	1.630	3.87	9.80	13.67	10.98	12.19	23.17
4e	1.785	4.35	19.76	24.10	11.64	12.86	24.50
4f	2.060	4.71	18.03	22.75	11.95	13.16	25.11
5a	0.000	3.72	6.28	10.00	5.89	5.64	11.53
5b	2.197	4.27	6.26	10.54	6.56	6.19	12.76
5c	3.100	4.50	5.15	9.65	9.02	7.60	16.61
5d	4.890	5.59	6.00	11.59	15.60	10.77	26.38
5e	5.355	5.40	6.87	12.28	11.49	9.62	21.11
5f	6.180	4.35	6.55	10.90	10.68	9.07	19.75

En la serie de experimentos, se considera como casos especiales aquellos en que el flujo bache se presenta sin alteraciones externas ($Q_{Gi} = 0$), ya que su análisis y comparación con el resto de los experimentos puede evidenciar aspectos claves del efecto de la inyección de gas. La revisión de estos casos, permitió determinar que los tapones de líquido disminuyen su velocidad al pasar a través del *riser*. Este hecho, atribuido a la fuerza de gravedad, se hace evidente al comparar las velocidades promedio en la sección de prueba y en la entrada del separador. En la **figura 6.9** se aprecia como la diferencia de velocidades se hace mayor a medida que aumenta el flujo

de gas. En esta figura, se graficó las velocidades contra el valor correspondiente de relación gas-líquido (RGL), ya que para los experimentos graficados, el valor de este parámetro es el mismo en todo el circuito experimental, (ya que $Q_{Gi} = 0$).

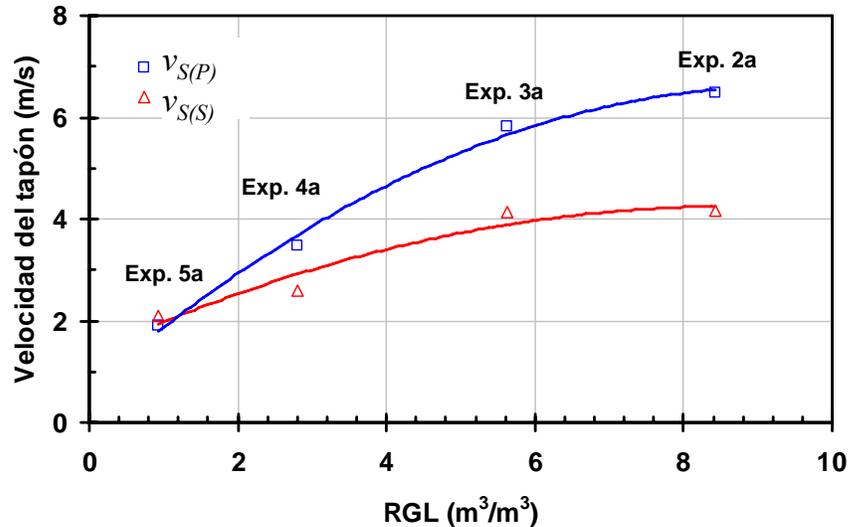


Figura 6.9. Disminución de la velocidad de los tapones al pasar por el *riser*.

Un comportamiento similar presentan el resto de las velocidades ($v_{SF(P)}$, $v_{ST(P)}$, $v_{BF(P)}$, $v_{SF(S)}$, $v_{ST(S)}$ y $v_{BF(S)}$). La totalidad de las gráficas se presentan en el **apéndice A**.

La **figura 6.10** presenta la comparación de las longitudes de las burbujas para los experimentos sin inyección de gas en el *riser*. Puede observarse un comportamiento muy parecido al mostrado en las gráficas de velocidad es decir, en este caso las burbujas se hacen más cortas al pasar por el *riser*. Además, la diferencia de longitudes se hace más grande a medida que el flujo de gas en el circuito de prueba aumenta.

La longitud de los tapones de líquido presenta un comportamiento diferente al de las burbujas y al de las velocidades. Para esta variable la relación de longitudes se invierte es decir, los tapones se hacen más grandes al pasar por el *riser*. La **figura 6.11** muestra este cambio, notándose también que existe cierto valor de RGL para el cual se alcanza la longitud máxima y a partir del cual, el tamaño de los tapones empieza a disminuir. Este valor máximo apenas se insinúa en las graficas de velocidad y en la de longitud de la burbuja, pero en la figura 6.11 se muestra de forma más clara.

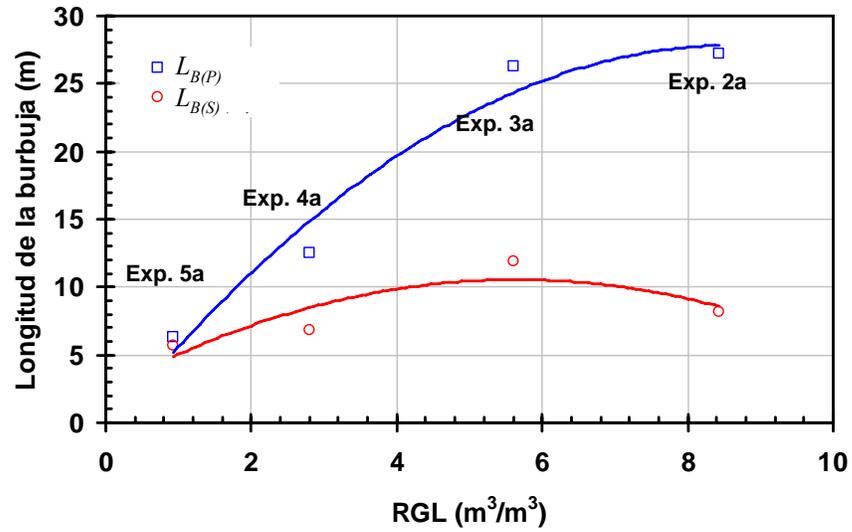


Figura 6.10. Disminución de la longitud de las burbujas al pasar por el riser.

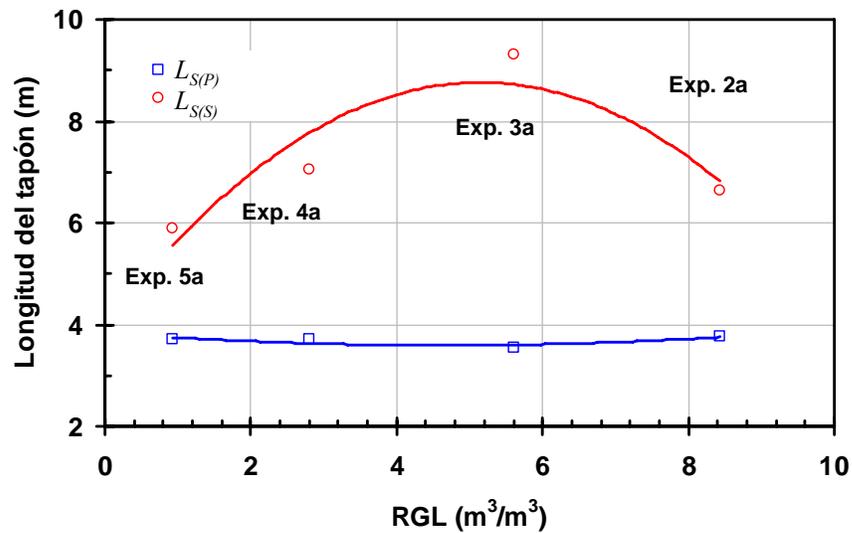


Figura 6.11. Aumento en la longitud de los tapones al pasar por el riser.

Otra característica que distingue a la grafica de anterior, es que el tamaño del tapón en las sección de prueba $L_{S(P)}$, se mantiene casi sin variación.

La revisión de los videos permitió identificar que el cuerpo de los tapones viajando en la sección de prueba es bastante homogéneo, pero al salir del riser presentan “bolsas” de gas distribuidas uniformemente en el tapón. Estas bolsas incrementan su tamaño a

medida que aumenta el flujo de gas en el circuito experimental, hasta que finalmente a partir de cierto valor de RGL, el tamaño de las bolsas es tan grande, que se convierten en burbujas que fragmentan la longitud del tapón haciéndolo más pequeño. Este proceso se representa en la **figura 6.12**.

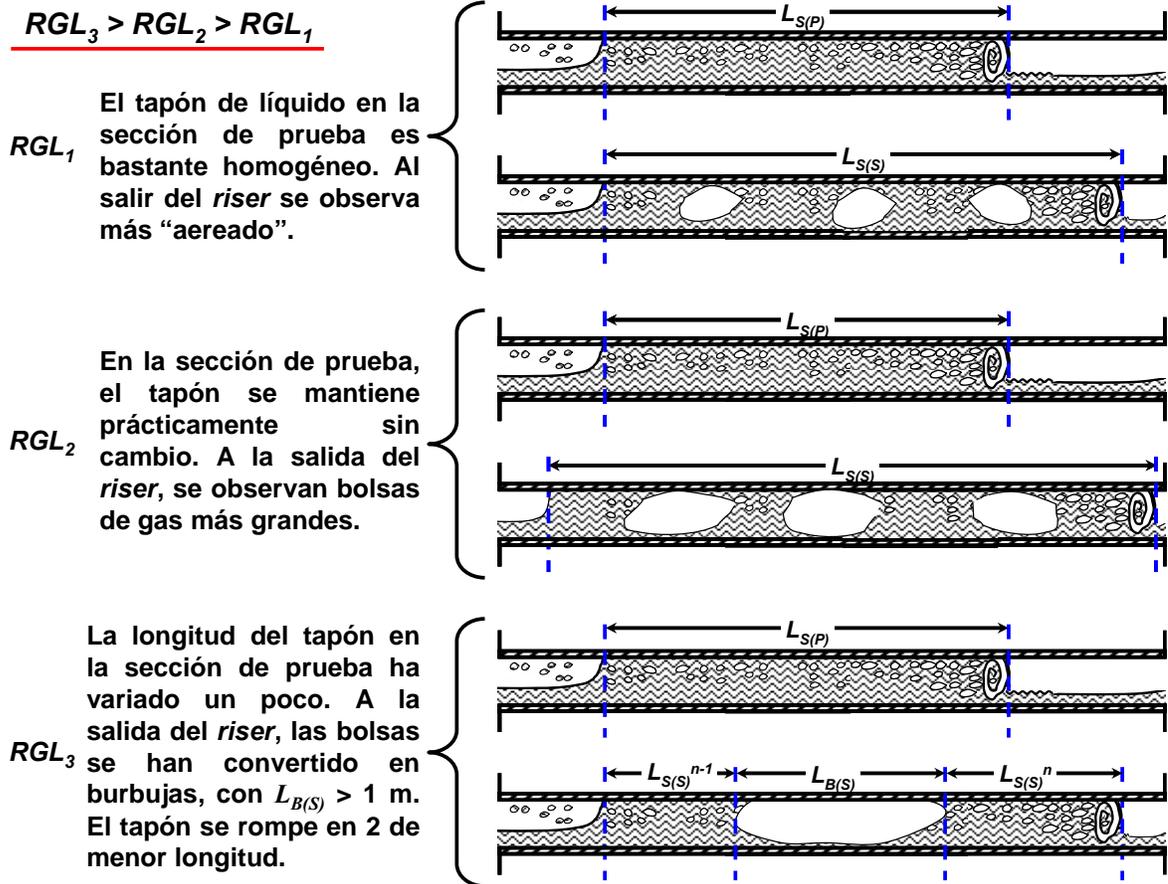


Figura 6.12. Cambio en la longitud de tapones a la salida del riser.

Para ejemplificar el proceso anterior, se presenta la **figura 6.13**, en la cual se muestra una parte de un tapón de líquido antes de entrar al separador. El tapón, (correspondiente al experimento 2a, en el cual la longitud promedio fue de $L_{S(S)} = 6.6$ m), presenta una bolsa de gas de aproximadamente 0.36 m.

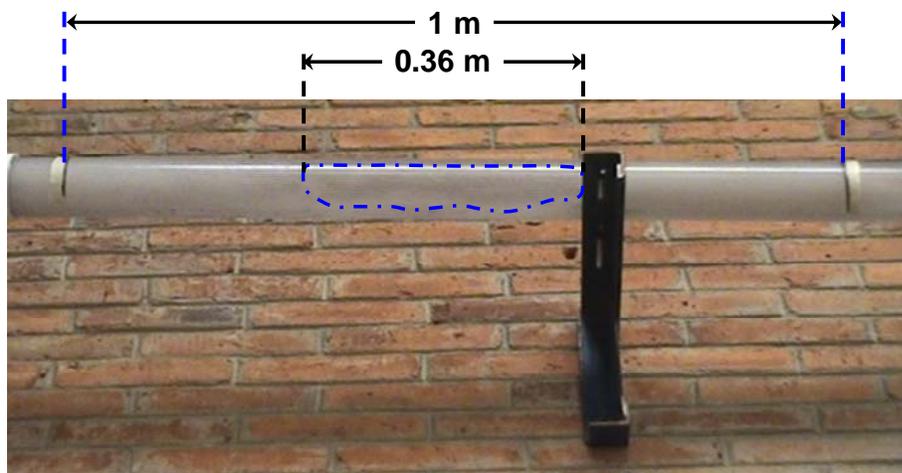


Figura 6.13. Fracción de un tapón de líquido a la salida del riser mostrando una bolsa de gas. (Experimento 2a).

En los experimentos con inyección de gas ($Q_{Gi} \neq 0$), la RGL es diferente en la sección de prueba y en el tramo base del riser – separador. Por lo que en el análisis de las velocidades y longitudes, se graficaron estas variables contra el cociente Q_G/Q_{Gi} .

La **figuras 6.14** presenta presenta la variación de la velocidad de los tapones para el experimento 2.

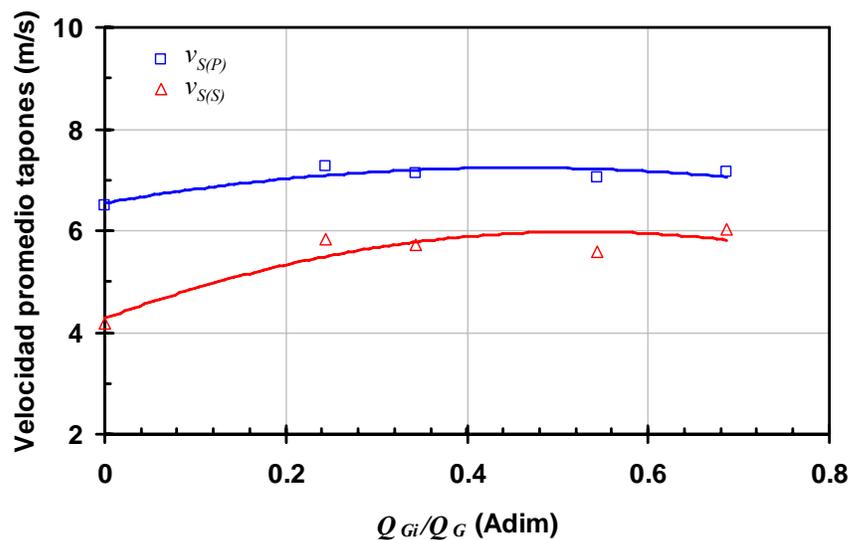


Figura 6.14. Velocidad promedio de los tapones. Experimento 2.

En la figura anterior, como en el caso de la figura 6.9, se observa como la velocidad de los tapones a la salida del *riser* es menor que en la sección de prueba. Sin embargo, se observa también que la diferencia en las velocidades se va reduciendo a medida que se incrementa la cantidad de gas inyectado. Las velocidades del resto de los experimentos permitieron establecer que, en los rangos experimentales manejados en este trabajo, para valores de $Q_{Gi}/Q_G > 1$, la relación de velocidades se invierte, es decir, los tapones de líquido aumenta de velocidad al pasar por el *riser*, infiriéndose que la pérdida de velocidad por efecto de la gravedad, es menor a la adicionada por la inyección de gas. La **figura 6.15** muestra el cambio descrito.

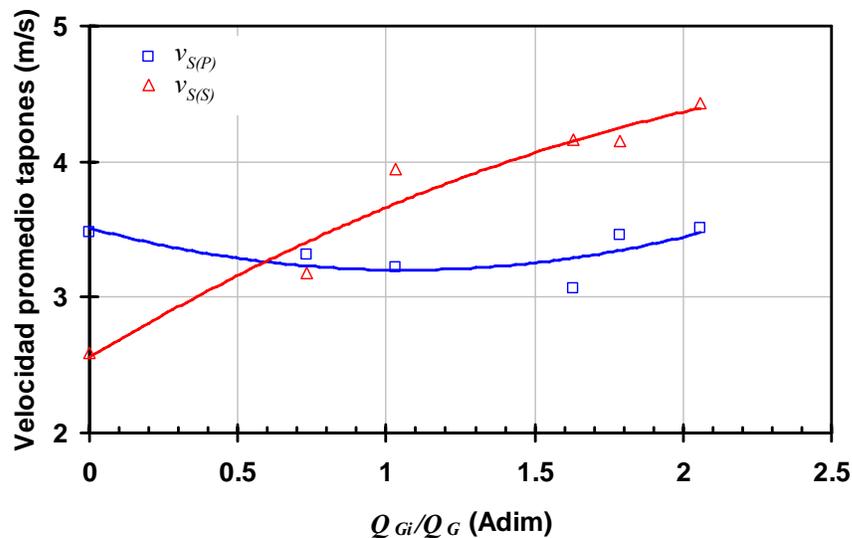


Figura 6.15. Velocidad promedio de los tapones. Experimento 4.

Otro elemento notable en la revisión de las velocidades de los tapones, es que la inyección de gas afecta a este parámetro aguas arriba del punto de inyección. Es decir, la inyección en la base del *riser* aumenta la velocidad de los tapones en la sección de prueba. El incremento depende de la cantidad de gas inyectado, pero también de la RGL en la sección de prueba. En la figura 6.14 (correspondiente al experimento 2 donde la RGL es de $8.4 \text{ m}^3/\text{m}^3$), se registró un incremento máximo de la velocidad del orden del 10 %, al pasar de 6.49 m/s para $Q_{Gi}/Q_G = 0$; a un valor de 7.16 m/s para $Q_{Gi}/Q_G = 0.69$. En contraste, en la **figura 6.16**, correspondiente al experimento 5, con

una $RGL = 0.94 \text{ m}^3/\text{m}^3$, la velocidad de los tapones en la sección de prueba aumentó solo 1.5 % al cambiar la relación Q_{Gi}/Q_G de 0 a 6.18.

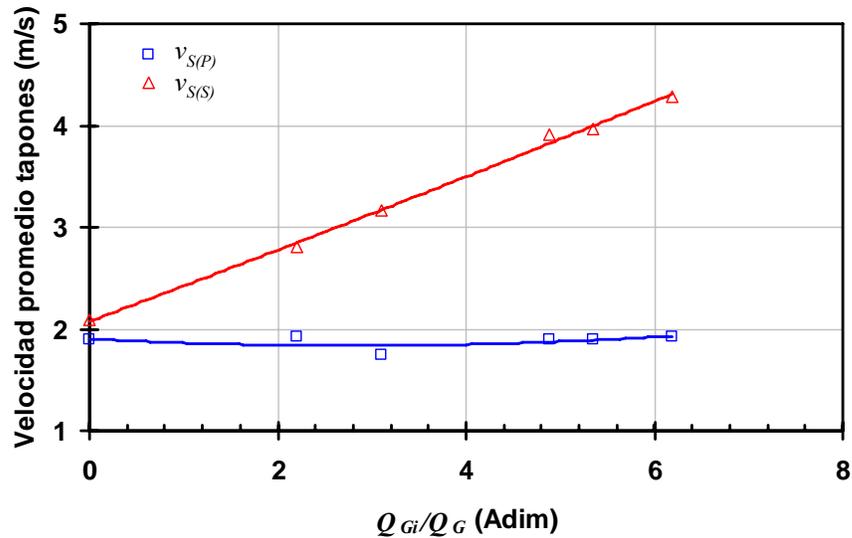


Figura 6.16. Velocidad promedio de los tapones. Experimento 5. La velocidad en la sección de prueba $v_{S(P)}$, solo aumenta 1.5 %.

La velocidad de las burbujas tiene un comportamiento similar al descrito para la velocidad de los tapones. La **figura 6.17** presenta la grafica correspondiente al experimento 4, en la cual se observa el punto en que la velocidad a la salida del *riser* supera la velocidad en la sección de prueba.

Las longitudes de los tapones y burbujas se comportan de una forma muy parecida a la descrita para los experimentos con $Q_{Gi} = 0$. Esto es: para valores bajos de RGL en la sección de prueba, $L_{S(P)} > L_{S(S)}$. La diferencia disminuye a medida que la relación Q_{Gi}/Q_G aumenta. Al aumentar la RGL, se alcanza un valor en el que $L_{S(S)}$ supera a $L_{S(P)}$. La longitud del tapón a la salida del *riser* sigue aumentando por efecto del gas inyectado, lo que provoca "aireación" de los tapones (aparición de bolsas de gas en el cuerpo de los tapones). Para valores más grandes de RGL y Q_{Gi}/Q_G , las bolsas se convierten en burbujas de más de 1 m de longitud, rompiendo los tapones en otros más pequeños, tal como se describió en la figura 6.12.

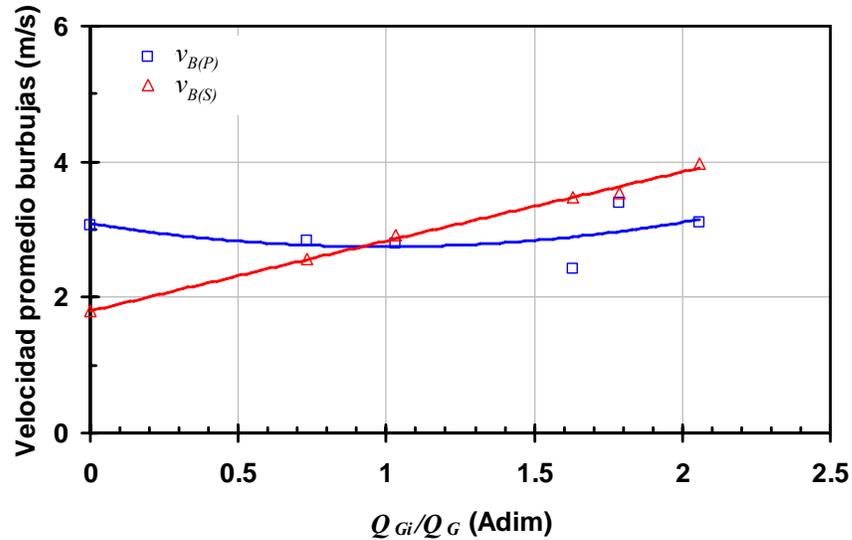


Figura 6.17. Velocidad promedio de las burbujas. Experimento 4. Para $Q_{Gi}/Q_G > 1$, la velocidad a la salida del *riser* supera a la de la sección de prueba.

6.5.2 Análisis del comportamiento de las presiones en la base del *riser*.

En cada experimento se registró la variación de la presión en 3 puntos diferentes del circuito de flujo (tabla 6.1 de este capítulo). La **figura 6.18** presenta la información de presión completa registrada durante una fase del desarrollo del experimento 1. Esta figura se tomará como base para describir el proceso de análisis de esta información:

La figura 6.18 está dividida en 4 regiones las cuales se describen a continuación:

- I Por el circuito experimental fluyen el gasto Q_L y Q_G bajo condiciones estabilizadas, (No hay inyección de gas en el *riser*). Las variaciones en las 3 señales de presión son depreciables.
- II Se inicia la inyección de gas al Q_{Gi} predefinido. Las 3 señales de presión exhiben un periodo transitorio de variación debido al cambio de condiciones del sistema. Al final de este periodo, las variaciones empiezan a hacerse más “homogéneas”.
- III Los gastos y presiones en la entrada de la sección de prueba y en la base del

riser son constantes. Las variaciones de las señales de presión no son periódicas, pero se considera esta región de flujo como estabilizada.

- IV Se suspende la inyección de gas en el *riser*. La presión vuelve a exhibir un periodo transitorio equivalente a la región II. (Finalmente, al término de este periodo sigue uno más, equivalente a la región I).

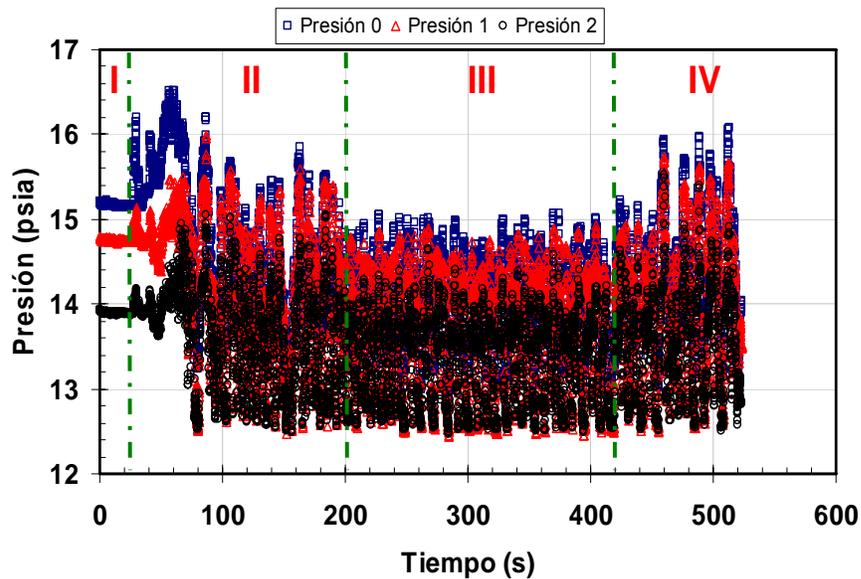


Figura 6.18. Información de presiones registradas en una fase del experimento 1. ($Q_L = 300$ L/s, $Q_G = 300$ L/min, $Q_{Gi} = 3.8$ L/s).

La señal de los 3 transductores de presión es muy similar, por lo que se consideró de especial interés para los objetivos de este trabajo, centrar el análisis en la señal del transductor 1 (instalado en la base del *riser*). Adicionalmente, se discriminaron las regiones I, II y IV en las cuales se tienen efectos transitorios debidos a los cambios en las condiciones de operación del sistema de flujo. Enfocando el análisis a la región de flujo considerado en condiciones de operación estabilizadas. Con estas premisas, la región de análisis correspondiente a la figura anterior, se presenta en la **figura 6.19**.

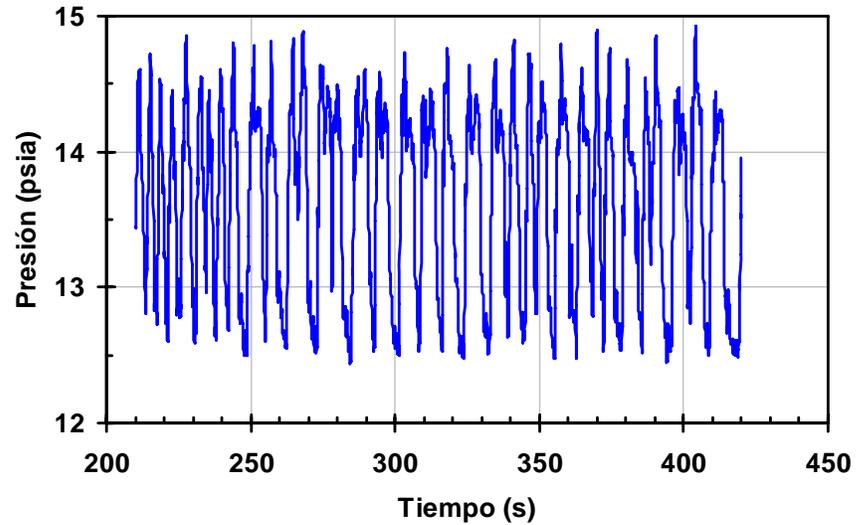


Figura 6.19. Presión en la base del *riser*, periodo estabilizado. Experimento 1. ($Q_L = 300$ 1.78 L/s, $Q_G = 300$ L/min, $Q_{Gi} = 3.8$ L/s).

Una vez definida la región de análisis, para efectos de comparación, se seleccionó en cada experimento, un intervalo de tiempo de 60 s y se graficó la información usando un punto de inicio común en el eje del tiempo para todos los experimentos. La **figura 6.20** presenta el resultado para el experimento 2.

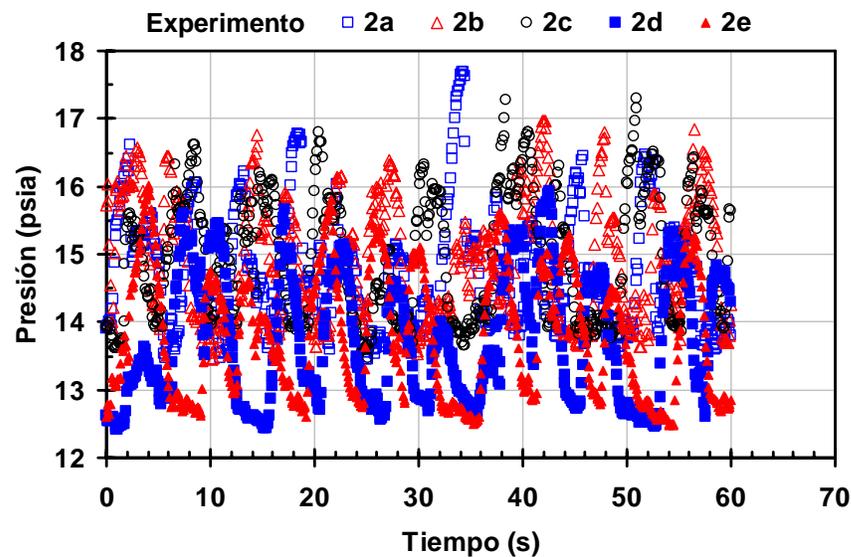


Figura 6.20. Presión en la base del *riser*, periodo estabilizado. Experimento 2.

Las curvas que describen las presiones estabilizadas respecto al tiempo, no reflejan un fenómeno periódico sin embargo, tampoco corresponden completamente a un fenómeno estocástico, en el sentido de que son que sucesiones continuas de cimas y valles, cuyo forma general se mantiene, pero con alturas (H) y longitudes (λ) variables. Esta idea se representa mediante la comparación de las **figuras 6.21 y 6.22**.

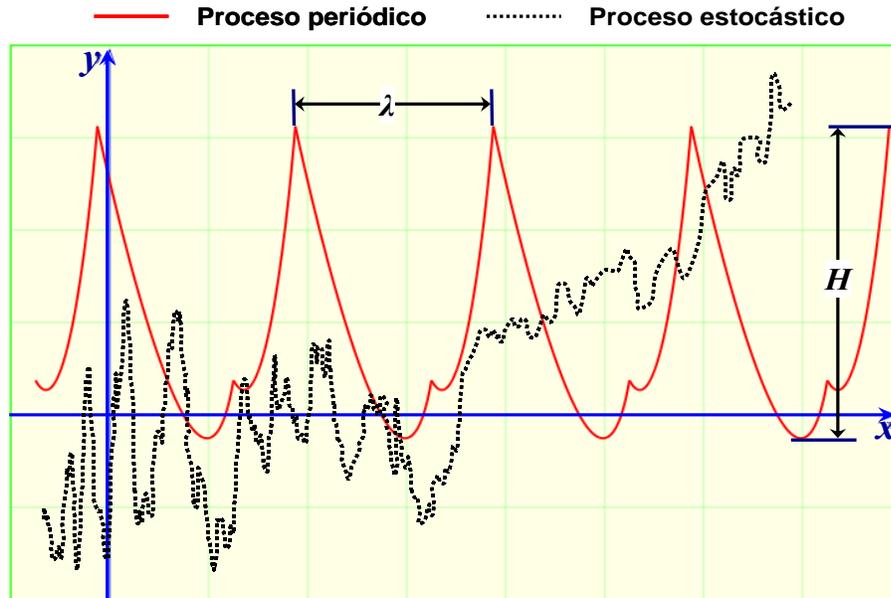


Figura 6.21. Comparación de un proceso periódico y uno estocástico.

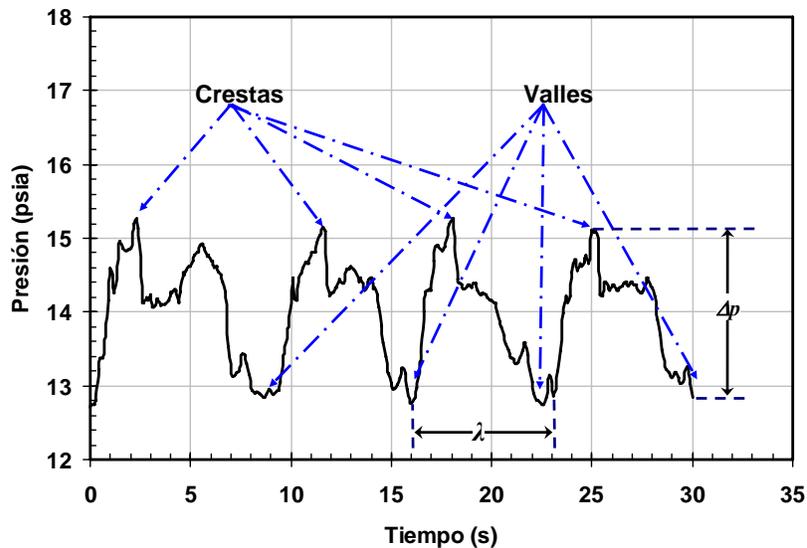


Figura 6.22. Forma típica de la curva de presión estabilizada para el experimento 4c.

Para investigar el efecto de la inyección de gas en la base del *riser*, se seleccionaron 4 sucesiones consecutivas de crestas y valles, representativas ó promedio de la región estabilizada, como las mostradas en la figura anterior. En cada experimento se determinó el valor máximo y mínimo promedio de la presión, y el tiempo promedio (λ) transcurrido entre dos cimas o valles consecutivos. La **tabla 6.8** presenta los resultados obtenidos.

Tabla 6.8. Presiones en la base del *riser*.

Experimento	Q_G/Q_G (Adim)	Presión prom. base del <i>riser</i> (psia)			λ (s)
		$p_{m\acute{a}x}$	$p_{m\acute{i}n}$	Δp	
2a	0.000	16.28	13.52	2.76	4.85
2b	0.244	16.30	13.69	2.61	4.92
2c	0.344	16.36	13.71	2.65	5.82
2d	0.543	15.35	12.74	2.61	5.50
2e	0.687	15.19	12.66	2.53	5.93
3a	0.000	16.41	13.67	2.74	4.75
3b	0.366	16.57	13.64	2.92	5.70
3c	0.517	16.45	13.69	2.76	5.34
3d	0.815	16.26	13.71	2.55	4.58
3e	0.892	16.13	13.69	2.44	4.08
3f	1.030	16.36	13.70	2.66	5.42
4a	0.000	15.83	12.80	3.03	7.80
4b	0.732	15.11	12.74	2.37	7.60
4c	1.033	15.20	12.78	2.42	7.49
4d	1.630	15.42	13.02	2.40	5.17
4e	1.785	15.30	12.92	2.38	6.07
4f	2.060	15.50	12.95	2.55	6.24
5a	0.000	15.08	12.86	2.22	8.25
5b	2.197	14.28	12.84	1.44	4.92
5c	3.100	14.40	12.67	1.73	7.64
5d	4.890	14.46	12.75	1.71	7.24
5e	5.355	14.38	12.78	1.59	5.18
5f	6.180	14.32	12.81	1.51	3.93

Δp indica la diferencia entre los promedios de presión máxima y mínima. (Es el equivalente a la altura H que se muestra en la figura 6.21).

La **figura 6.23** presenta los resultados de la serie de experimentos 2. En dicha se observa como, a medida que se aumenta la inyección de gas en el *riser*, Δp disminuye, al mismo tiempo que λ aumenta ligeramente. Las curvas de presión que presentan mayor contraste son las correspondientes a los experimentos 2a y 2e, ya que la primera

de ellas presenta la Δp mayor y el menor tiempo λ ; mientras que la última presenta la menor Δp y el mayor λ . Estas curvas se presentan en la **figura 6.24**.

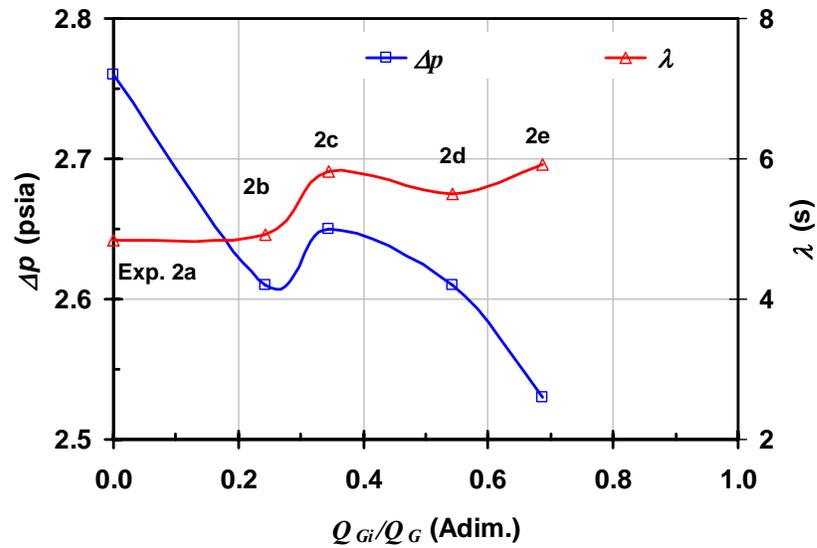


Figura 6.23. Cambio de Δp y λ respecto a la cantidad de gas inyectado en el *riser*. Experimento 2.

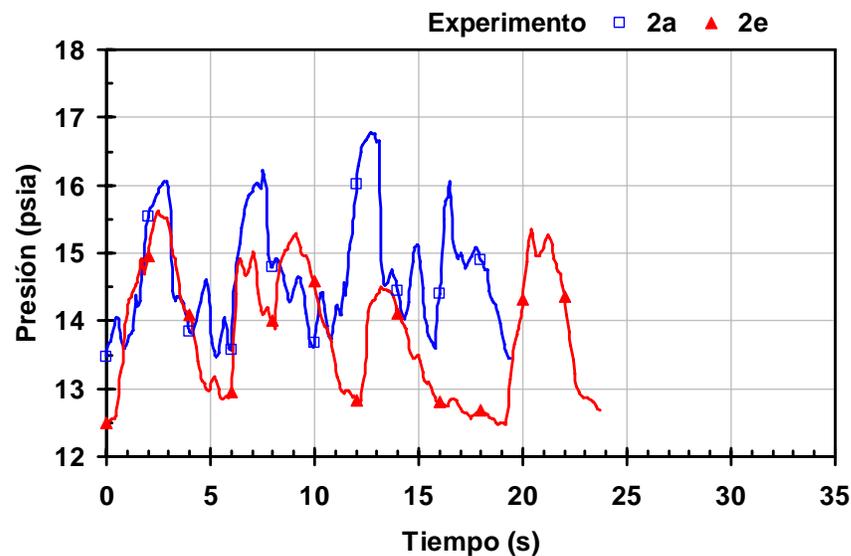


Figura 6.24. Comparación de la presión en la base del *riser*. Experimentos 2a y 2e.

Tal como lo muestra las figuras 6.23 y 6.24, se realizaron las comparaciones para cada serie de experimentos. Las **figuras 6.25** y **6.26** presentan las correspondientes al

experimento 5. Las graficas para los experimentos 3 y 4 pueden consultarse en el **apéndice B**, el cual contiene además, todas las graficas de presión de los experimentos.

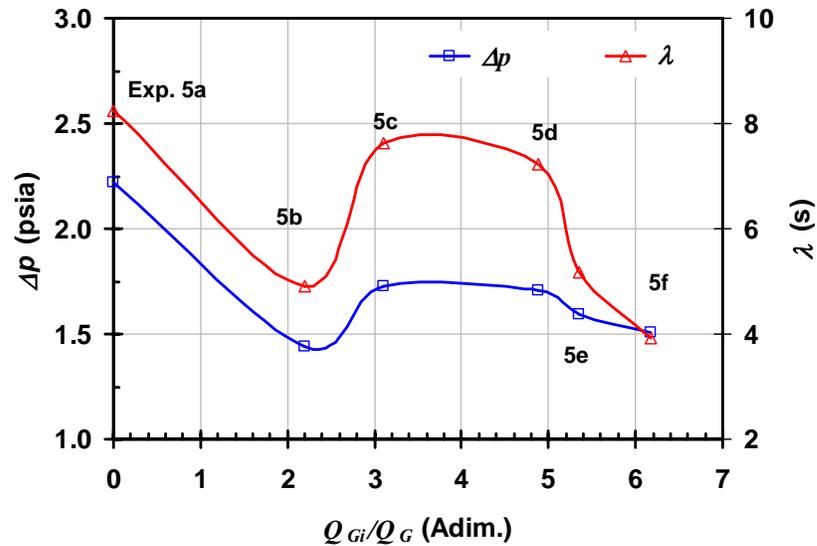


Figura 6.25. Cambio de Δp y λ respecto a la cantidad de gas inyectado en el *riser*. Experimento 5.

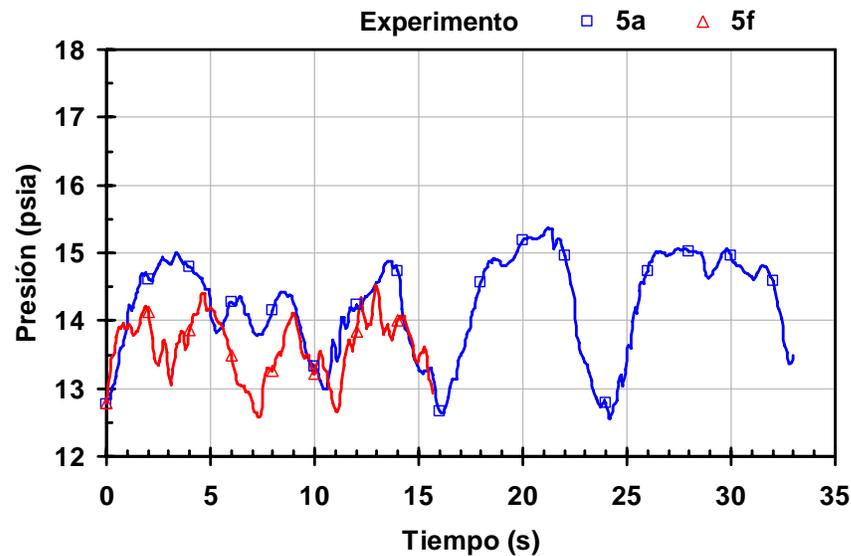


Figura 6.26. Comparación de la presión en la base del *riser*. Experimentos 5a y 5fe.

Del análisis de las presiones se concluye que la inyección de gas en la base del *riser* modifica los valores de Δp y λ . El cambio en la forma de la curva es función de la

relación de gastos Q_{Gi}/Q_G . La **figura 6.27** presenta la comparación de los experimento con $Q_{Gi} = 0$. En ella se puede observar como varia Δp respecto a la cantidad de gas fluyendo en la sección de prueba.

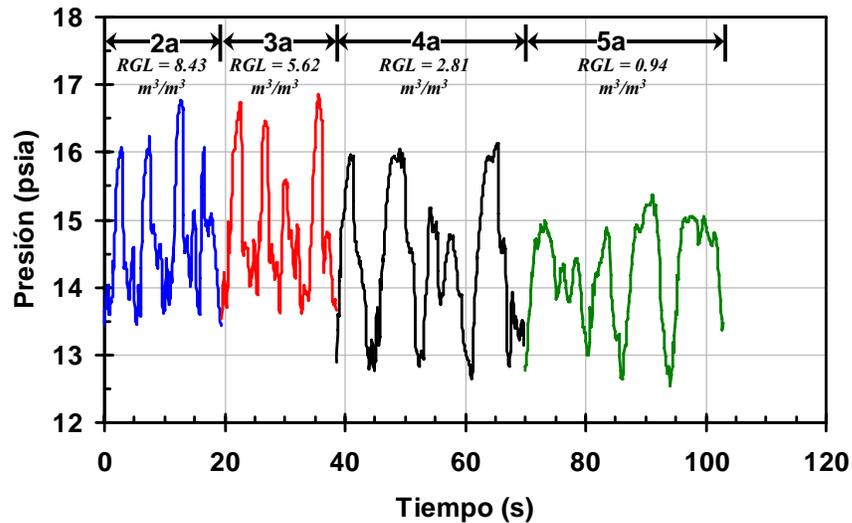


Figura 6.27. Variación de Δp para los experimentos sin inyección de gas en el riser.

Por otra parte, la **figura 6.28** resulta más útil para observar la variación de λ para los mismos experimentos presentados en la figura anterior.

En general, se observó que al aumentar la inyección de gas en el riser, Δp disminuye y λ aumenta. Esto se traduce en una atenuación del bacheo; sin embargo, se observó que existe cierto valor límite de Q_{Gi} por arriba del cual los efectos de la inyección se revierten, volviendo a incrementarse el valor de Δp , mientras que λ disminuye.

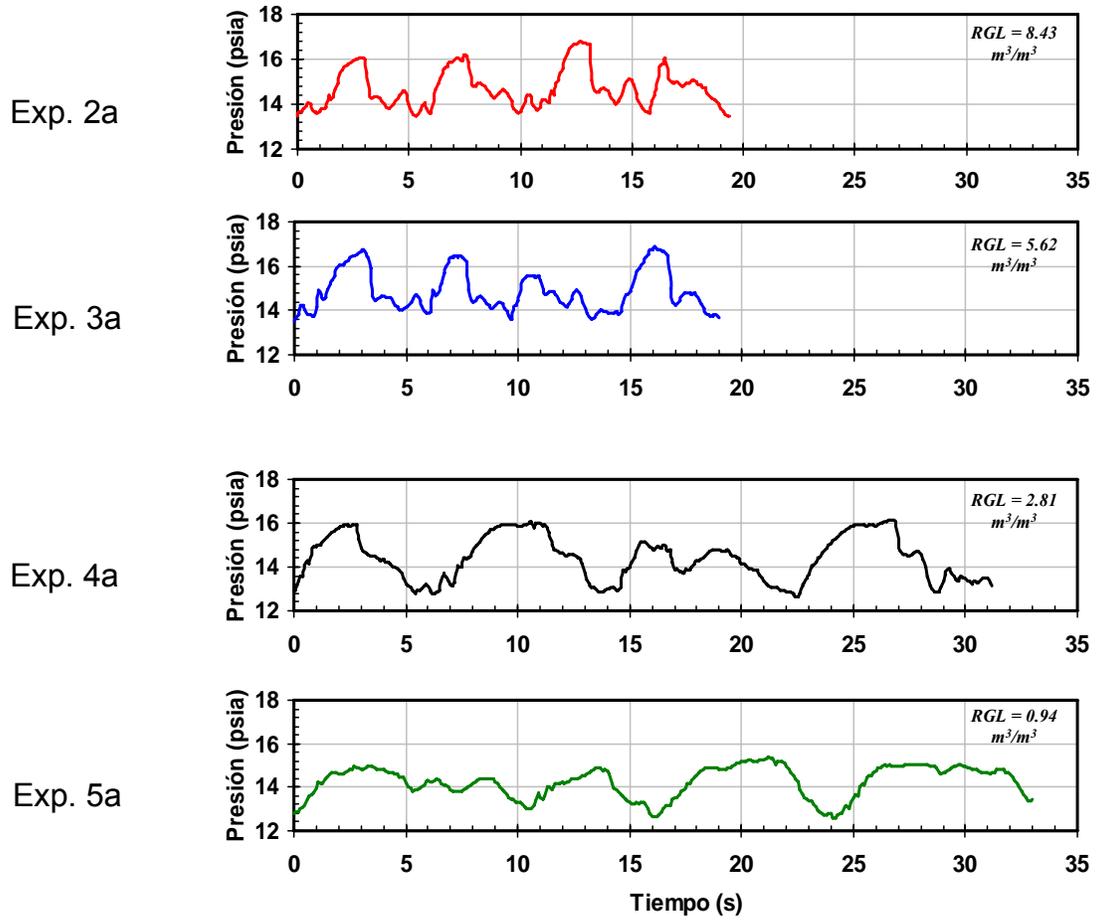


Figura 6.28. Variación de λ para los experimentos sin inyección de gas en el riser.

7.1 Conclusiones

- 1) Se presenta por primera vez una serie de datos experimentales de bacheo normal (hidrodinámico), con longitudes de bache mayores a la altura del *riser*.
- 2) La investigación experimental se realizó en una instalación que representa un sistema tubería submarina-*riser*-separador típicamente instalado en la Sonda de Campeche, México. Esta instalación fue expresamente modificada para la realización de este trabajo.
- 3) Mediante análisis de videos se identificó los distintos elementos que componen un una unidad de bache, de acuerdo con el modelo propuesto por Scott y Kouba.
- 4) Se analizó un total de 542 unidades de bache, cada una compuesta por un tapón de líquido y una burbuja de gas. De estos, se determinaron un total de 2168 longitudes y alrededor de 8670 velocidades.
- 5) Se identificó que la relación gas/líquido (RGL), fluyendo en un sistema de recolección es uno de los principales parámetros que controla el bacheo normal, desarrollándose variaciones de presión (Δp) más grandes y frecuencias de bacheo mayores a medida que la RGL aumenta.

- 6) La inyección de gas disminuye la amplitud de variación de gastos en la entrada del separador.
- 7) Se demostró experimentalmente que la inyección de gas en la base del *riser* es un medio efectivo para atenuar el bacheo normal. Su efecto, provoca una disminución en la variación de la presión en el sistema, además de disminuir también la frecuencia de bacheo.
- 8) Se describió el cambio del comportamiento de los baches a la salida del *riser*, identificándose “aireación” de los tapones de líquido, fenómeno que provoca aumento en su longitud.
- 9) Se especula, con base en la información de los experimentos, que el cambio de velocidad de los baches a la salida del *riser*, responde a un balance entre la disminución por efectos de la gravedad, al pasar de flujo horizontal a vertical y del aumento provocado por la adición de cantidad de movimiento debida a la inyección de gas en la base del *riser*.
- 10) Se concluye que el volumen de gas inyectado en la base del *riser* presenta un valor máximo, por debajo del cual provoca un efecto de atenuación en el bacheo; mientras que para gastos mayores a dicho valor, el efecto se revierte haciéndolo más intenso.

7.2 Recomendaciones

- 1) Aplicar técnicas estadísticas a la base de datos de resultados de los experimentos para definir distribuciones típicas y demás parámetros que ayuden a la interpretación de los resultados.
- 2) Extender el Modelo Mecánico Transitorio de Flujo Bache Normal MTBN para su aplicación a sistemas con inyección de gas. Validar el modelo resultante con los resultados de este trabajo.
- 3) Realizar experimentación con mezclas aceite-gas y con aceite-gas-agua. Comparar los resultados con los presentados en este trabajo.

Bibliografía

1. Al-safran, E. M. "An Experimental and Theoretical Investigation of Slug Flow Characteristics in the Valley of a Hilly-Terrain Pipeline". Ph. D. Dissertation. The University of Tulsa. Tulsa, Oklahoma. USA. 2003.
2. Brennen, C. E. "Fundamentals of Multiphase Flows". Cambridge University Press. Cambridge, England. 2005.
3. Brill, J. P. & Arirachakaran, S. J. "State of the Art in Multiphase Flow". Journal of Petroleum Technology. Richardson, Texas USA. May, 1992.
4. Brill, J. P., Schmidt, Z., Coberly, W. A., Herring, J. D. & Moore, D. W. "Analysis of Two-Phase Tests in Large-Diameter Flow Lines in Prudhoe Bay Field". Society of Petroleum Engineers Journal. Dallas, Texas. USA. June, 1981.
5. Corradini, M. L. "Fundamental of Multiphase Flow". University of Wisconsin. <http://wins.engr.wisc.edu/teaching/mpfBook/main.html>. Madison, Wisconsin. USA. August, 1997.
6. Fabre, J., Peresson, L. L., Corteville, J., Odello, R. & Bourgeois, T. "Severe Slugging in Pipeline/Riser Systems. SPE Production Engineering. Dallas, Texas. USA. August 1990.

7. Farghaly, M. A. "Study of Severe Slugging in Real Offshore Pipeline Riser-Pipe System". 5th Middle East Oil Show. Manama, Bahrain. March, 1987.
8. Fozard, J. "Terrain Slugging in Near Horizontal Oilwells". Master of Science Thesis. University of Oxford. Oxford, England. September, 2001.
9. Guzmán Vázquez, E. & Fairuzov, Y. V. "A Study of Normal Slug Flow in an Offshore Production Facility with a Large-Diameter Flowline". 2007 International Oil Conference and Exhibition. Veracruz, México. June, 2007.
10. Henriot, V., Courbot, A., Heintzé, E. & Moyeux, L. "Simulation of Process to Control Severe Slugging: Application to the Dunbar Pipeline. 1999 SPE Annual Technical Conference and Exhibition. Houston, Texas. USA. October 1999.
11. Henriot, V., Duret, E., Heintzé, E. & Courbot, A. "Multiphase Production Control: Application to Slug Flow". Oil & Gas Science and Technology. Rev. IFP. Vol. 57. Rueil-Malmaison, Cedex. France. January 2002.
12. Hill, T. J. "Gas Injection at Riser Base Solves Slugging Flow Problems". Oil & Gas Journal. Tulsa, Oklahoma. USA. February, 1990.
13. Jansen, F. E., Shoham, O & Taitel, Y. "The Elimination of Severe Slugging Experiments and Modeling". International Journal of Multiphase Flow. Vol. 22, No. 6. Oxford, England. June, 1996.
14. Kouba, G. "Horizontal Slug Flow Modeling and Metering". Ph. D. Dissertation. The University of Tulsa. Tulsa, Oklahoma. USA. 1986.
15. López Samado, F. "Diseño del Modelo Dinámico de Bombeo Neumático en la Base de los Risers para la Eliminación del Bacheo Severo". Tesis Maestría en Ingeniería Petrolera. Universidad Nacional Autónoma de México. México, 2005.
16. Mackay, D. C. "Dynamic Model Predicts Slugging Flow Effects in Offshore Production Facility". Oil & Gas Journal. Tulsa, Oklahoma. USA. Sep-1987.
17. McGuinness, M. & McKibbin, R. "Terrain Induced Slugging". Proceedings of the 2002 Mathematics-in-Industry Study Group. University of South Australia. Adelaide, Australia. February, 2002.

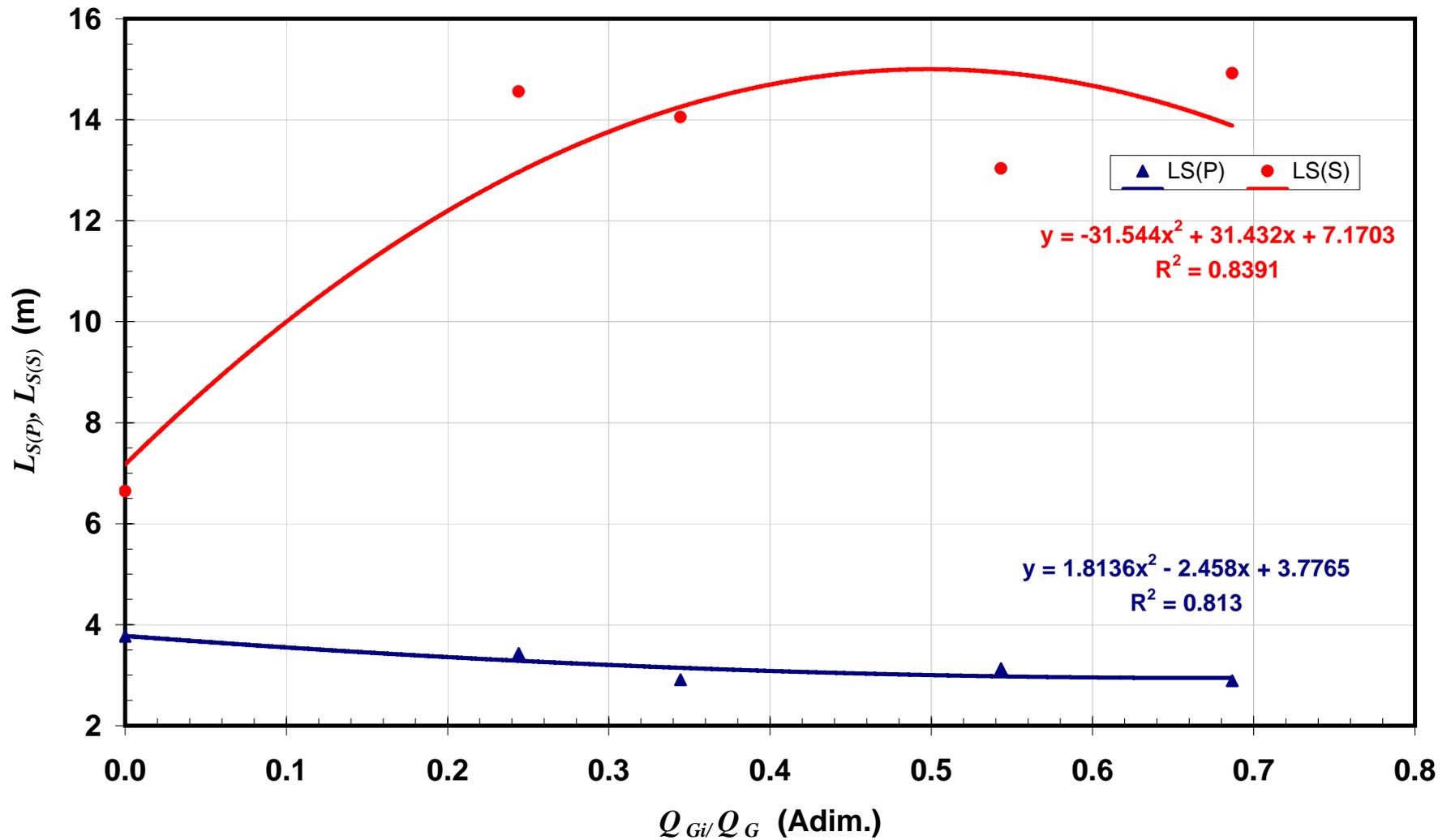
18. Miyoshi, M., Dotty, D. R. & Schmidt, Z. "Slug-Catcher Design for Dynamic Slugging in an Offshore Production Facility". SPE Production Engineering. Dallas, Texas. USA. November, 1988.
19. Pots, B, Bromilow, I. G. & Konijn, M. "Severe Slug Flow in Offshore Flowline-Riser Systems". SPE Production Engineering. Dallas, Texas. USA. November, 1987.
20. Propson, T.P. "Valve Stroking to Control Transient Flows in Liquid Piping Systems". Ph. D. Dissertation. University of Michigan. Ann Arbor, Michigan. USA. September, 1970.
21. Sarica, C., Shoham, O. & Brill, J. P. "Two-Phase Flow in Low-Velocity Hilly Terrain Pipelines". 66Th Annual Technical Conference and Exhibition. Dallas, Texas. USA. October, 1991.
22. Schmidt, Z. "Experimental Study of Two-Phase Slug Flow in a Pipeline-Riser Pipe System". Ph. D. Dissertation. University of Tulsa. Tulsa Oklahoma. November, 1977.
23. Schmidt, Z., Brill, J. P. & Beggs, D. H. "Choking Can Eliminate Severe Pipeline Slugging". Oil & Gas Journal. Tulsa, Oklahoma USA. November 12, 1979.
24. Schmidt, Z., Brill, J. P. & Beggs, D. H. "Experimental Study of Severe Slugging in a Two-Phase Flow Pipeline-Riser Pipe System". Society of Petroleum Engineers Journal. Dallas, Texas. USA. Oct-1980.
25. Schmidt, Z., Doty, D. L. & Dutta-Roy, K. "Severe Slugging Flow in Offshore Pipeline Riser-Pipe Systems". Society of Petroleum Engineers Journal. Dallas, Texas. USA. February, 1985.
26. Scott, S. L. & Kouba, G. E. "Advances in Slug Flow Characterization for Horizontal and Slightly Inclined Pipelines". SPE 65th Annual Technical Conference and Exhibition. New Orleans, Louisiana. USA. September, 1990.
27. Scott, S. L. "Modeling Slug Growth in Pipelines". Ph. D. Dissertation. The University of Tulsa. Tulsa, Oklahoma. USA. 1987.

-
28. Scott, S. L., Shoham, O. & Brill, J. P. "Prediction of Slug Length in Horizontal Large Diameter Pipes". SPE Production Engineering. Dallas, Texas. USA. August 1989.
 29. Shoham, O. "Two-Phase Flow Modeling". The University of Tulsa. Tulsa, Oklahoma. USA. 2001.
 30. Taitel, Y. & Dukler, A. E. "A Model for Predicting Flow Regime Transition in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow". AIChE Journal Vol. 22, No. 1. New York, NY. USA. January 1976.
 31. Tengedal, J. Ø. "Investigation on Self-Lifting Concept for Severe Slugging Elimination in Deep-Water Pipeline-Riser Systems". Ph. D. Dissertation. The University of Tulsa. Tulsa, Oklahoma. USA. August, 2002.
 32. Yocum, B.T. "Offshore Riser Slug Flow Avoidance: Mathematical Models for Design and Optimization". 2nd Annual European Meeting of the SPE of AIME. London, England. April, 1973.
 33. Yocum, B.T. "Oilfield Gathering System Models for Planning and Optimum Design". Unsolicited SPE No. 2482. 1969.
 34. Yoshida, Y., Sharma, Y., Miyata, K., Manabe, R., Ikeda, K., Takahashi, S. & Ihara, M. "Slug Tracking in Pipelines: Part I - Experiments and Analysis". 2000 SPE Asia Pacific Conference on Integrated Modeling for Asset Management. Yokohama, Japan. April 2000.

Apéndice A

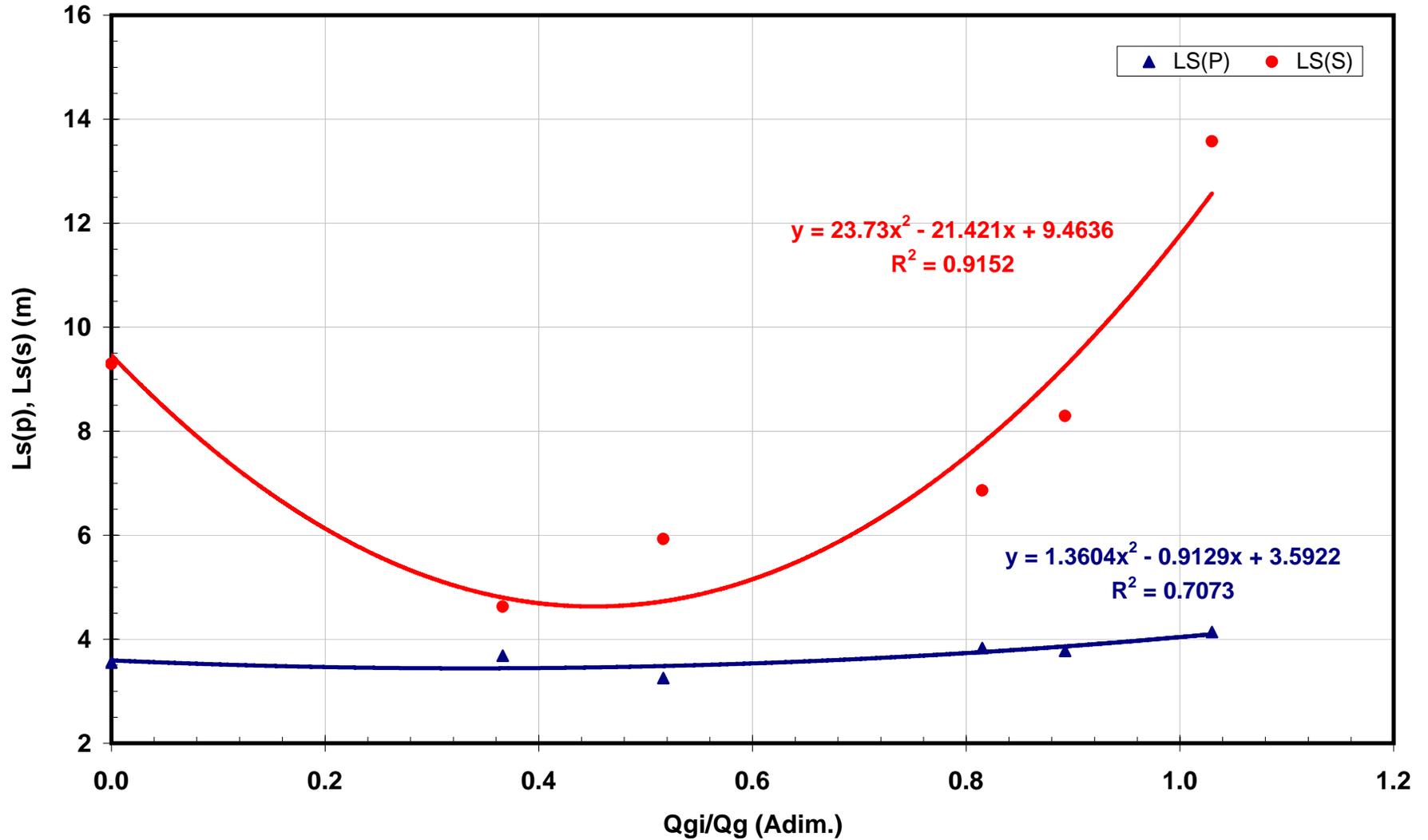
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER

EXPERIMENTO 2



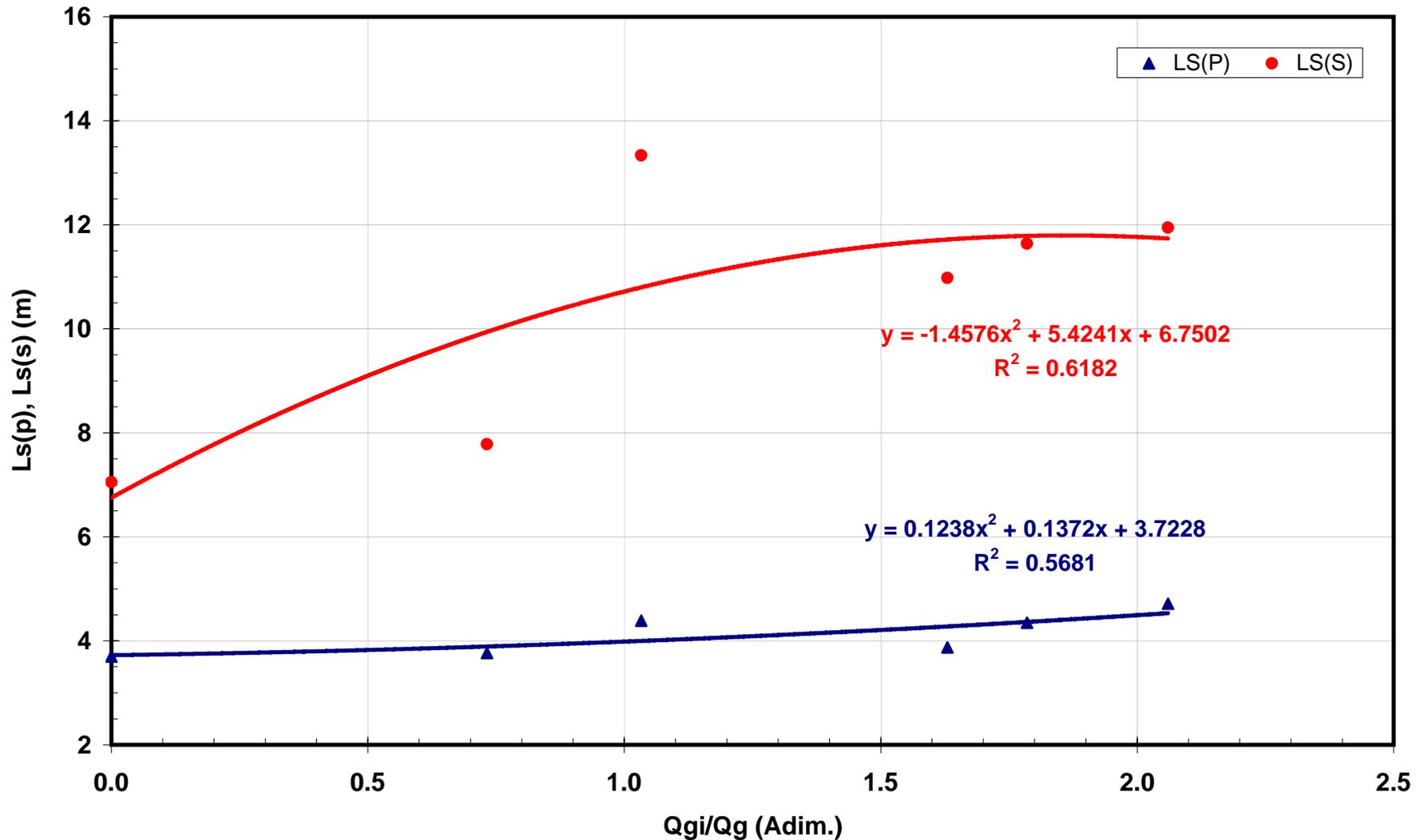
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER

EXPERIMENTO 3

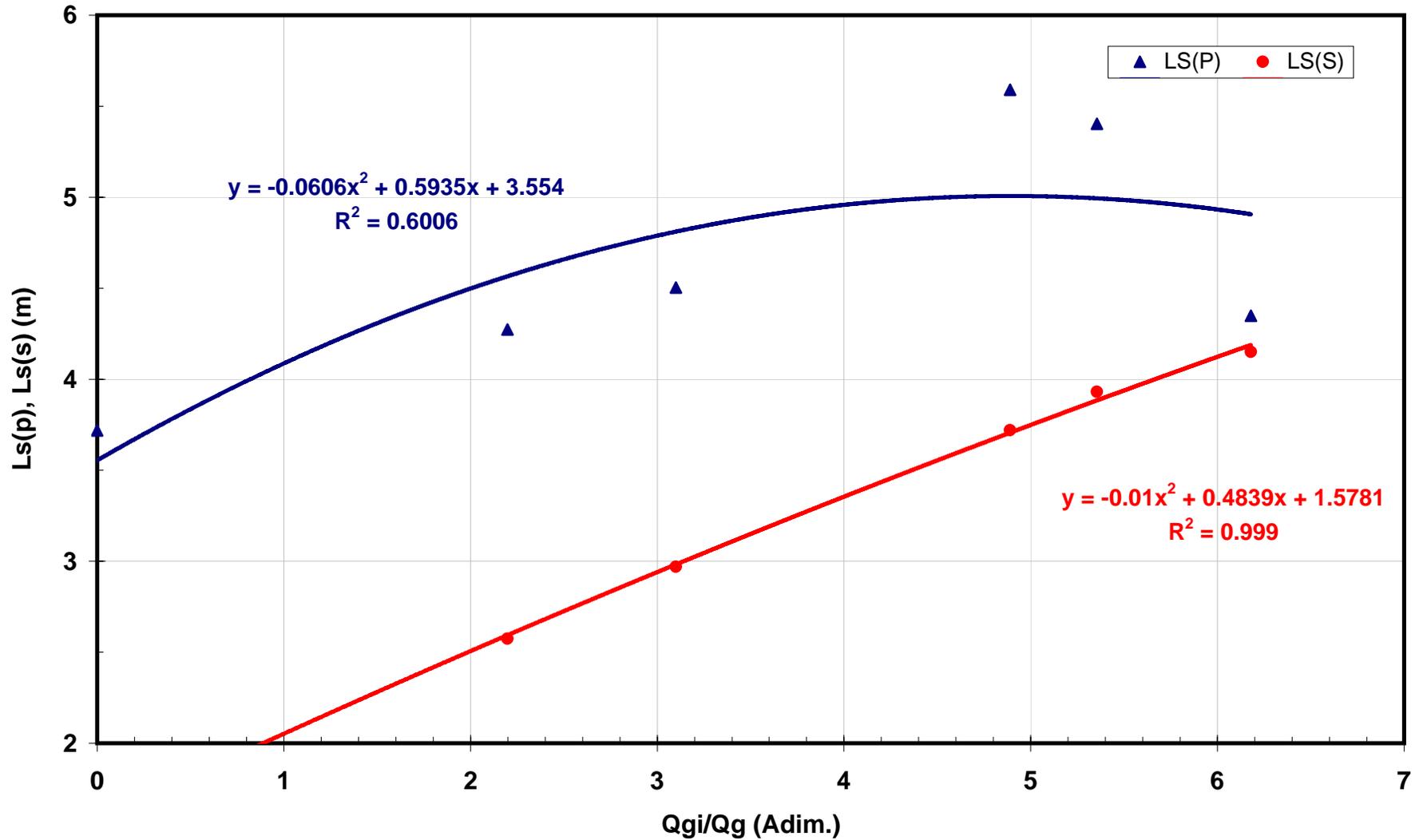


FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER

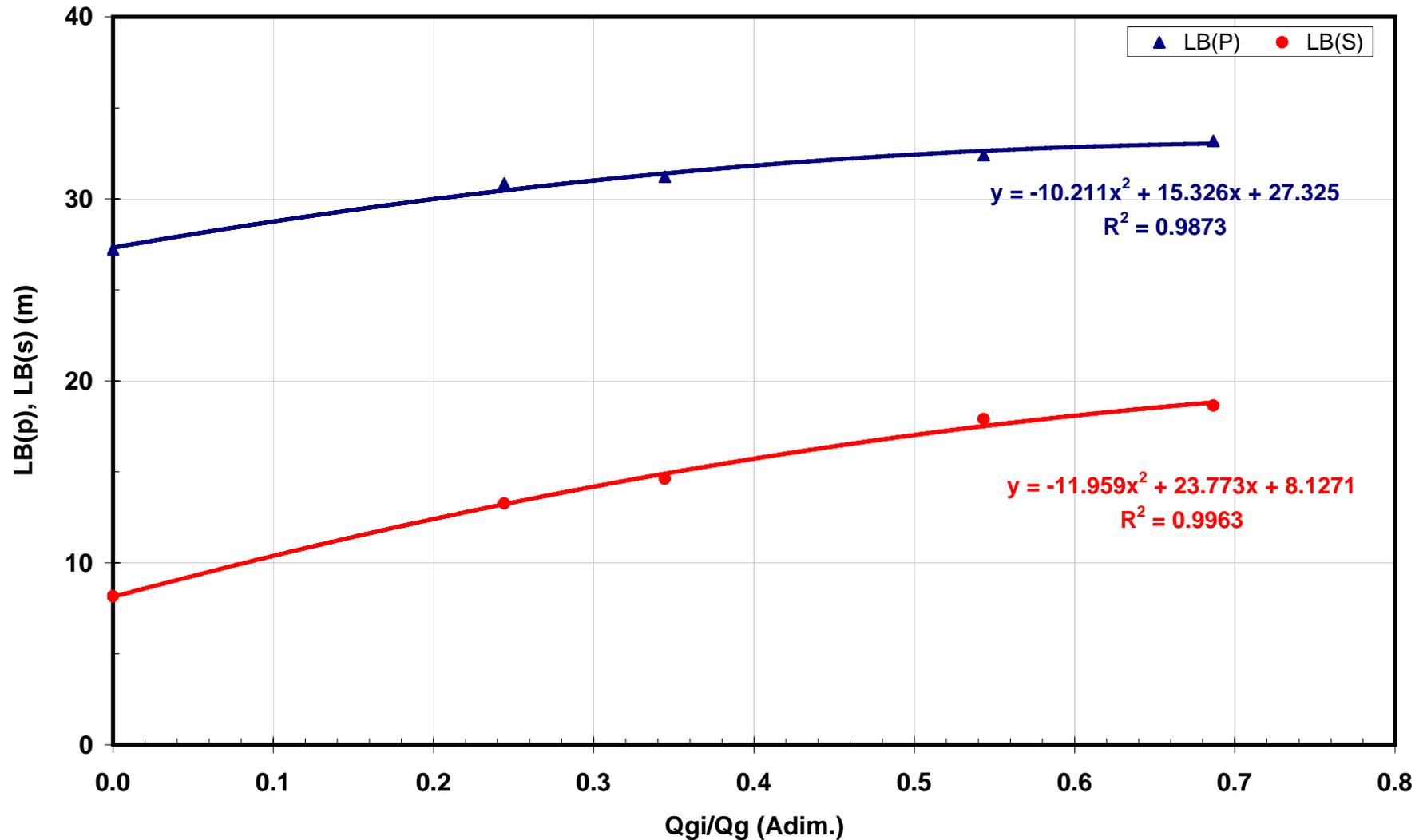
EXPERIMENTO 4



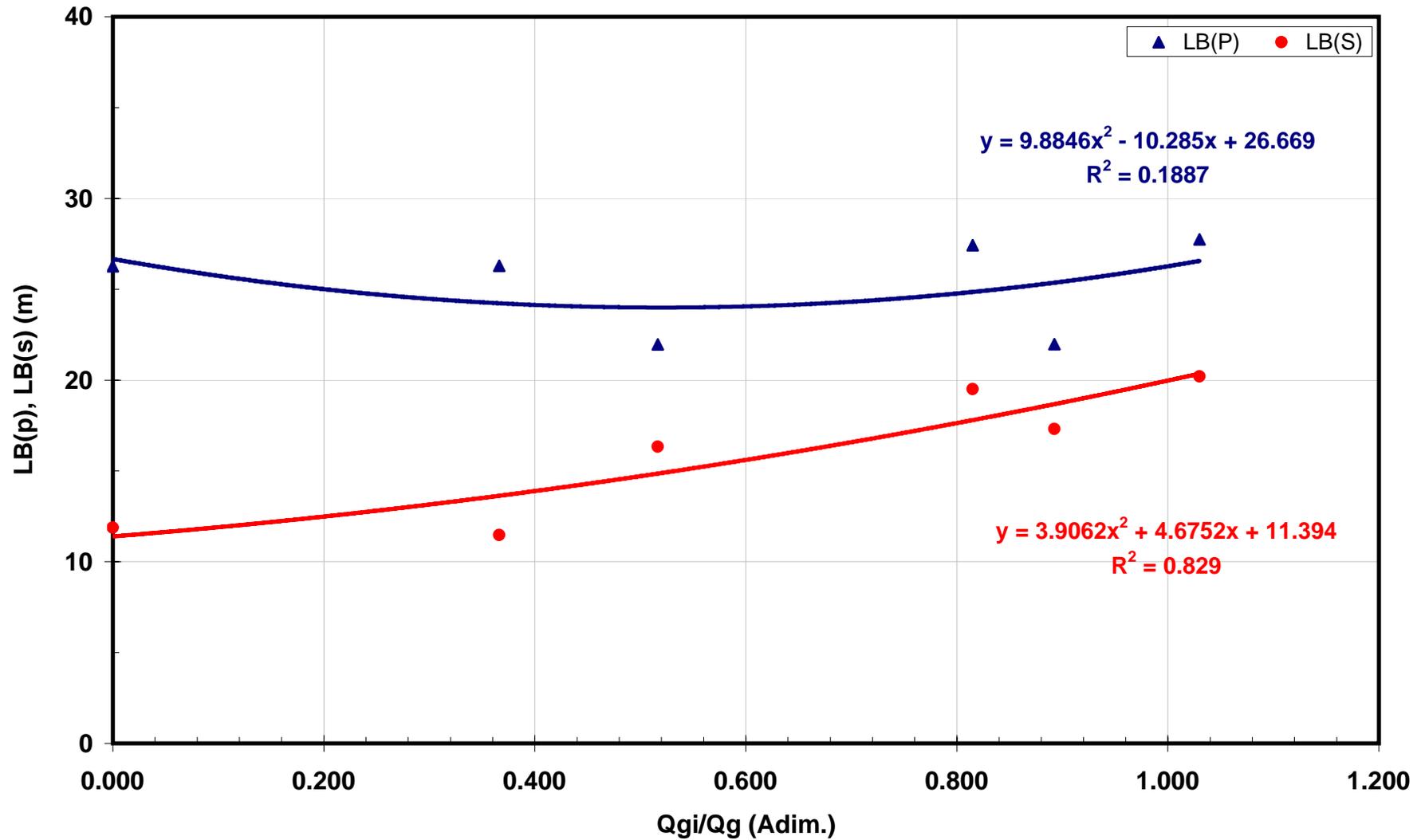
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 5



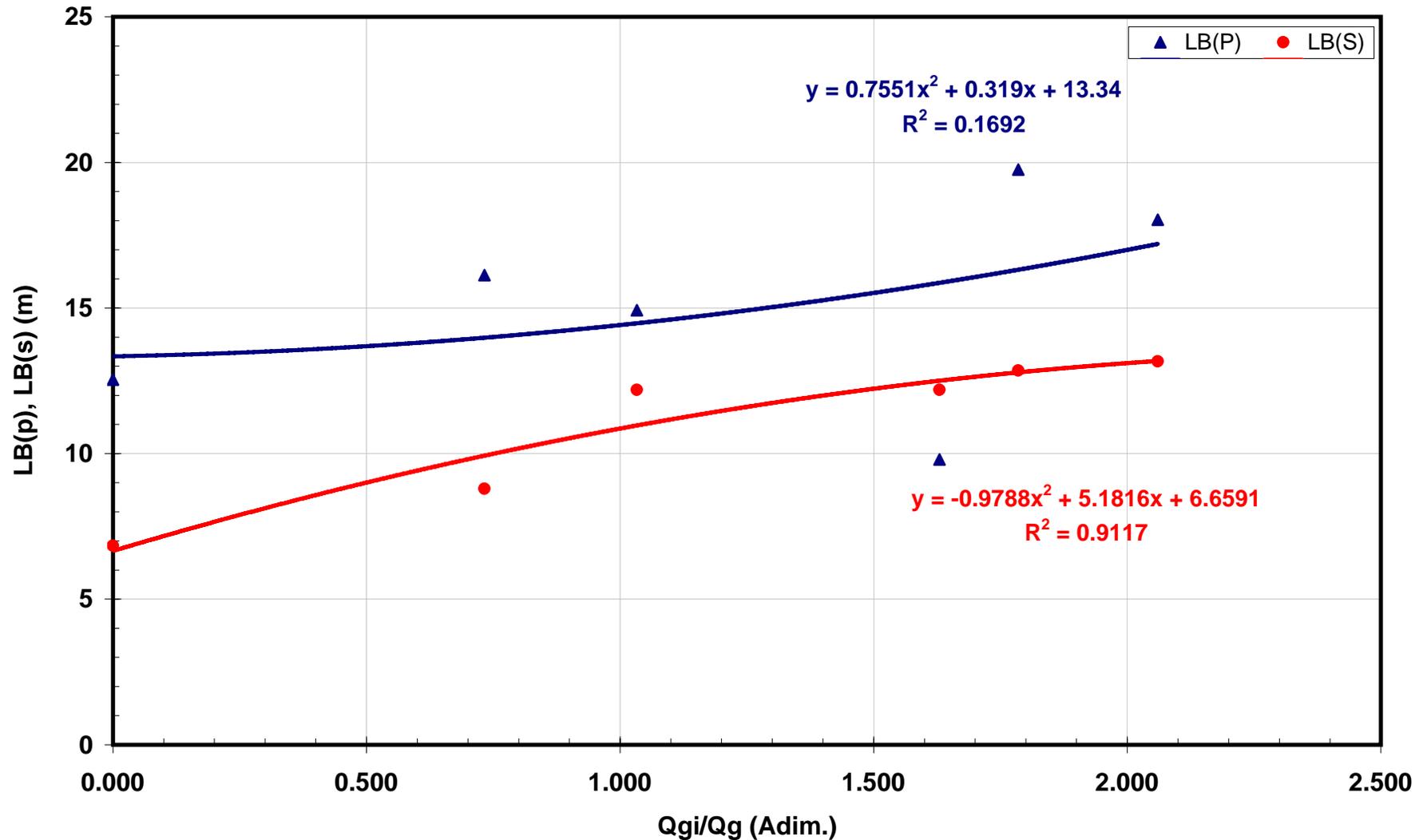
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 2



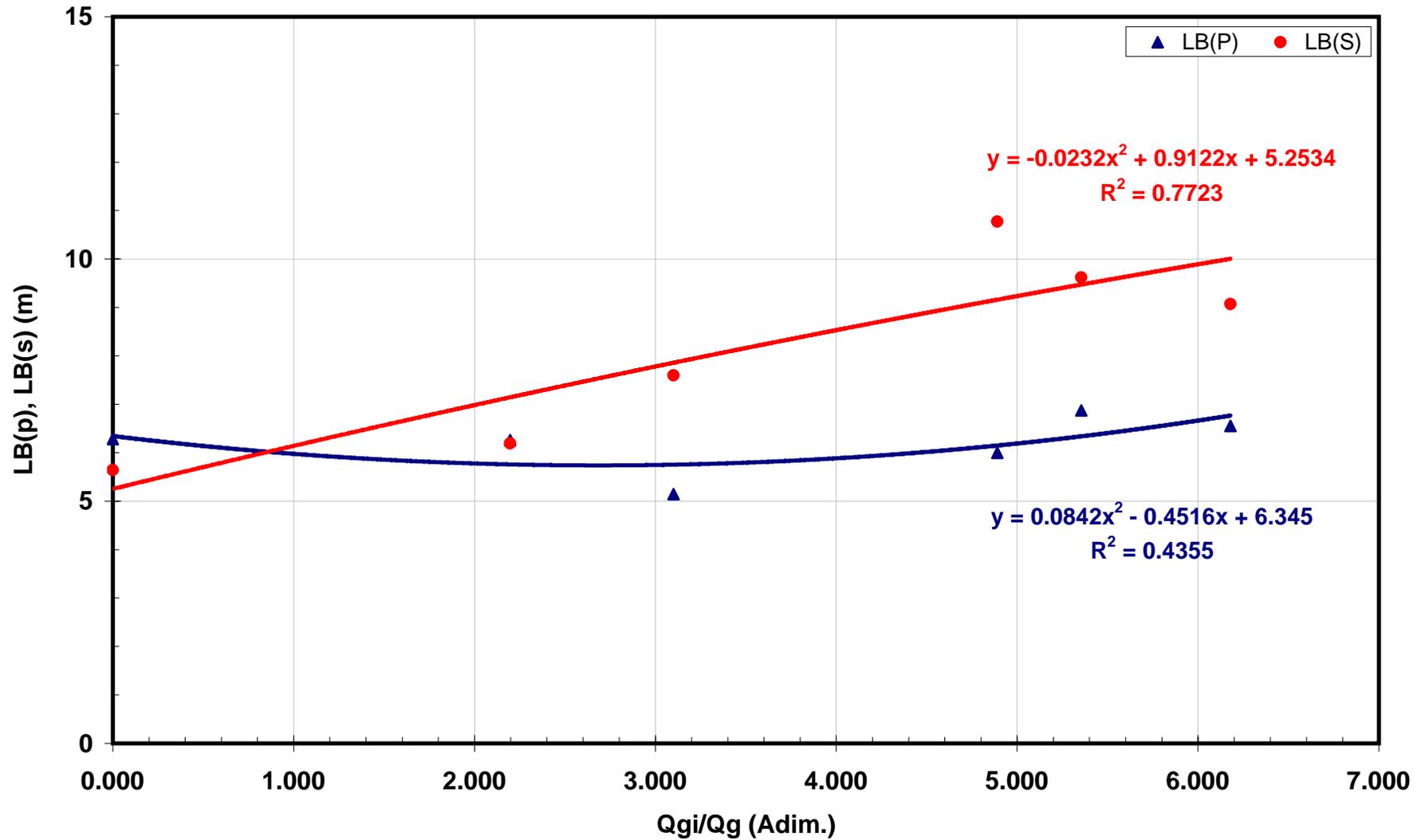
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 3



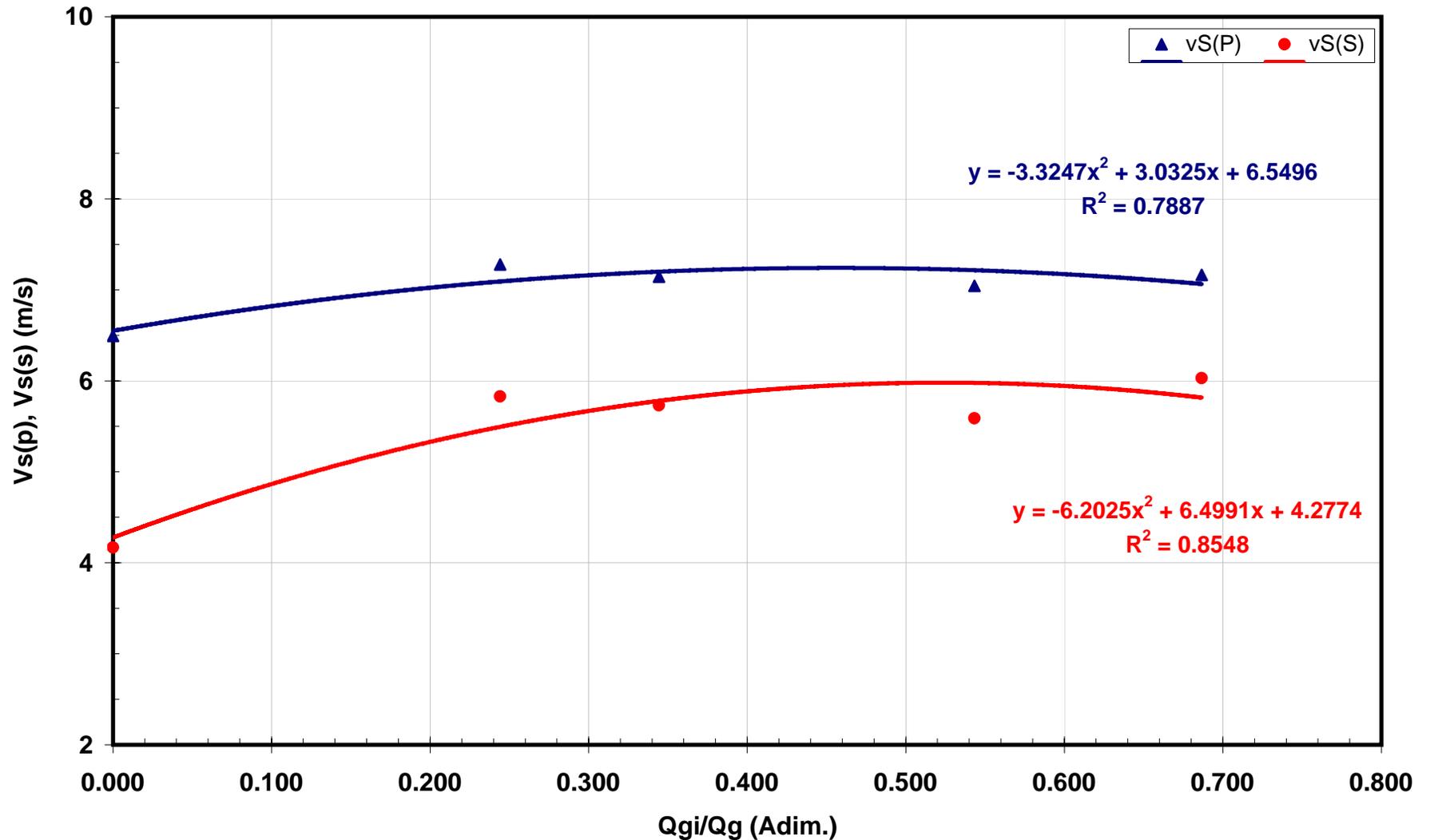
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 4



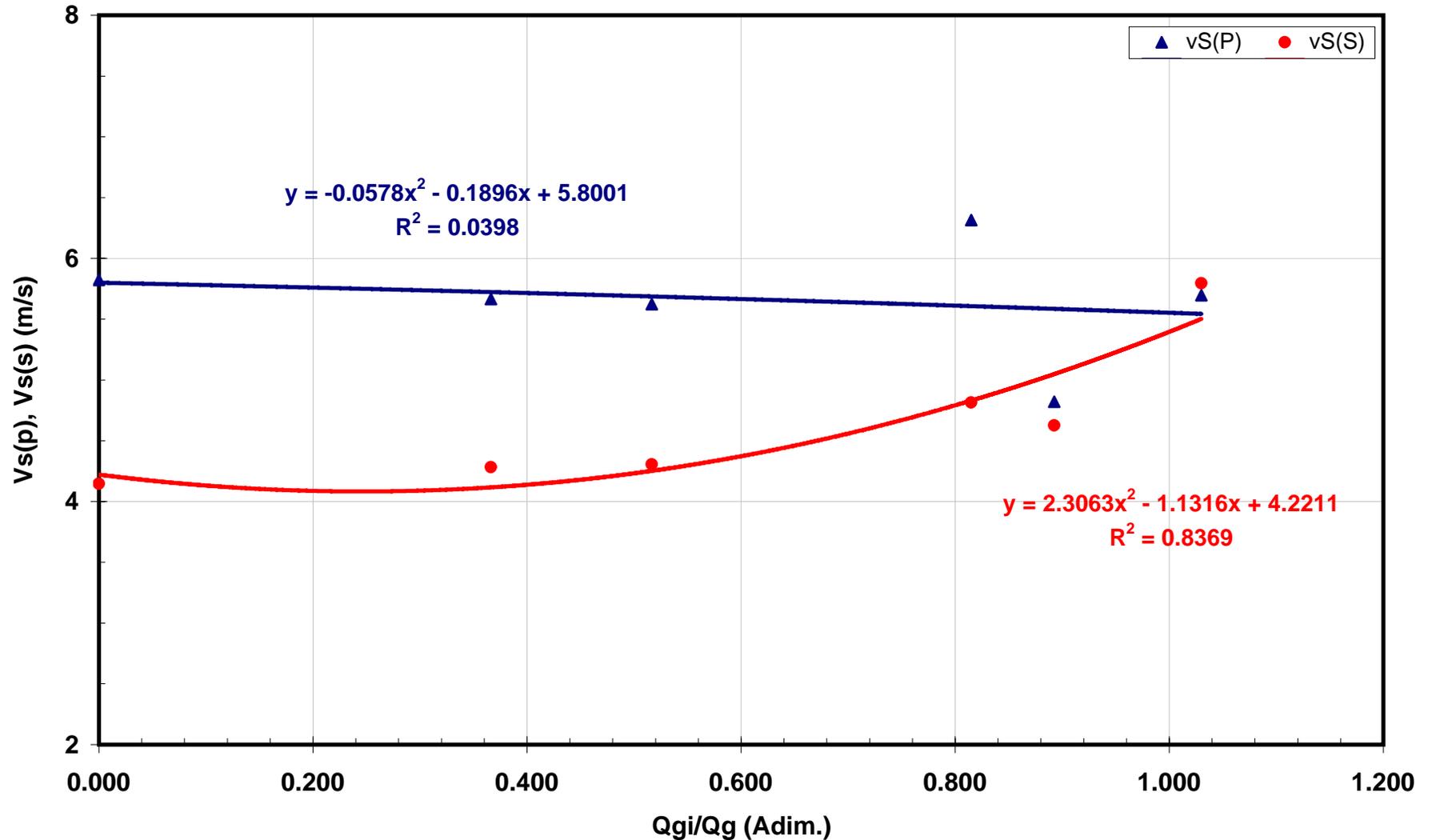
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 5



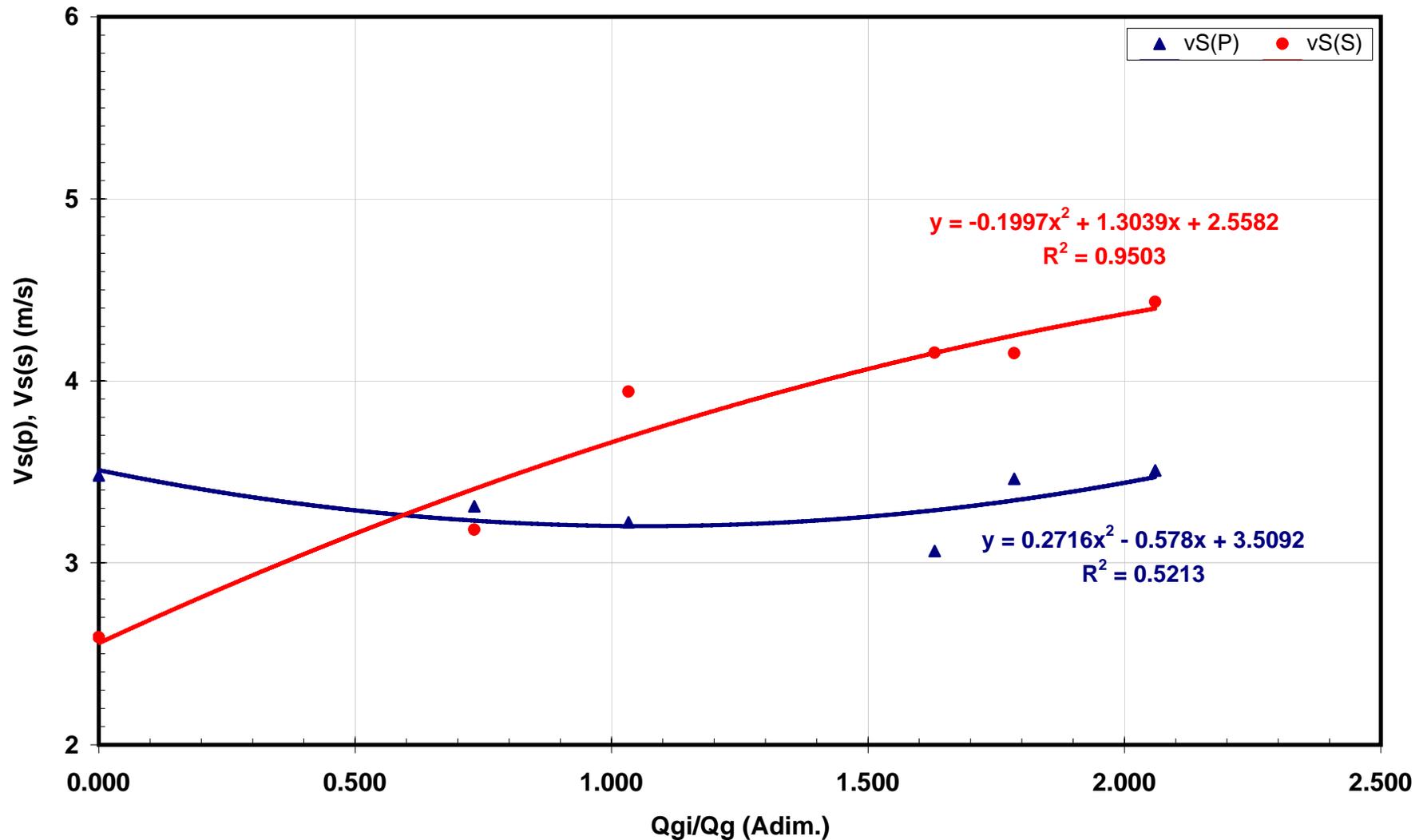
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 2



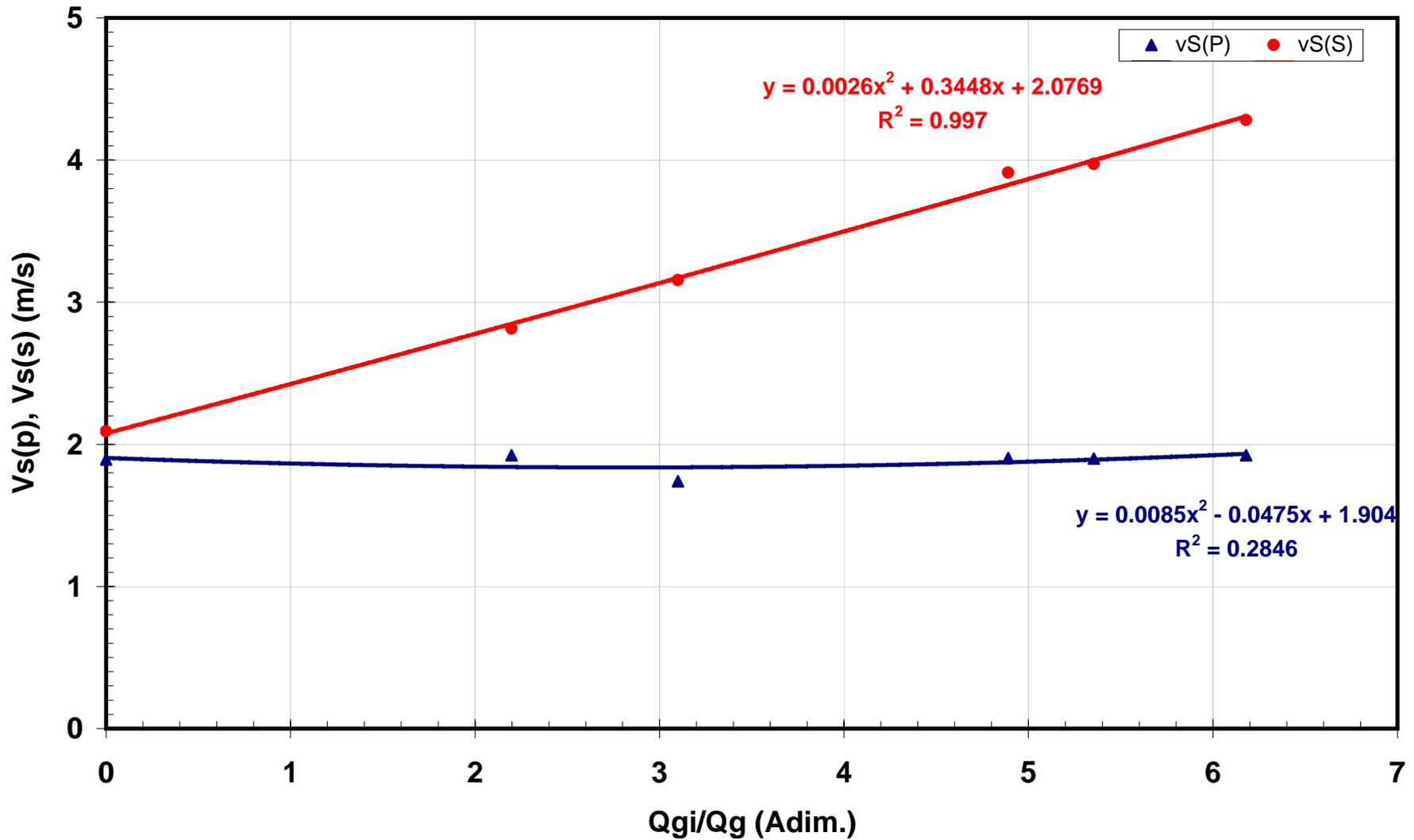
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 3



FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 4



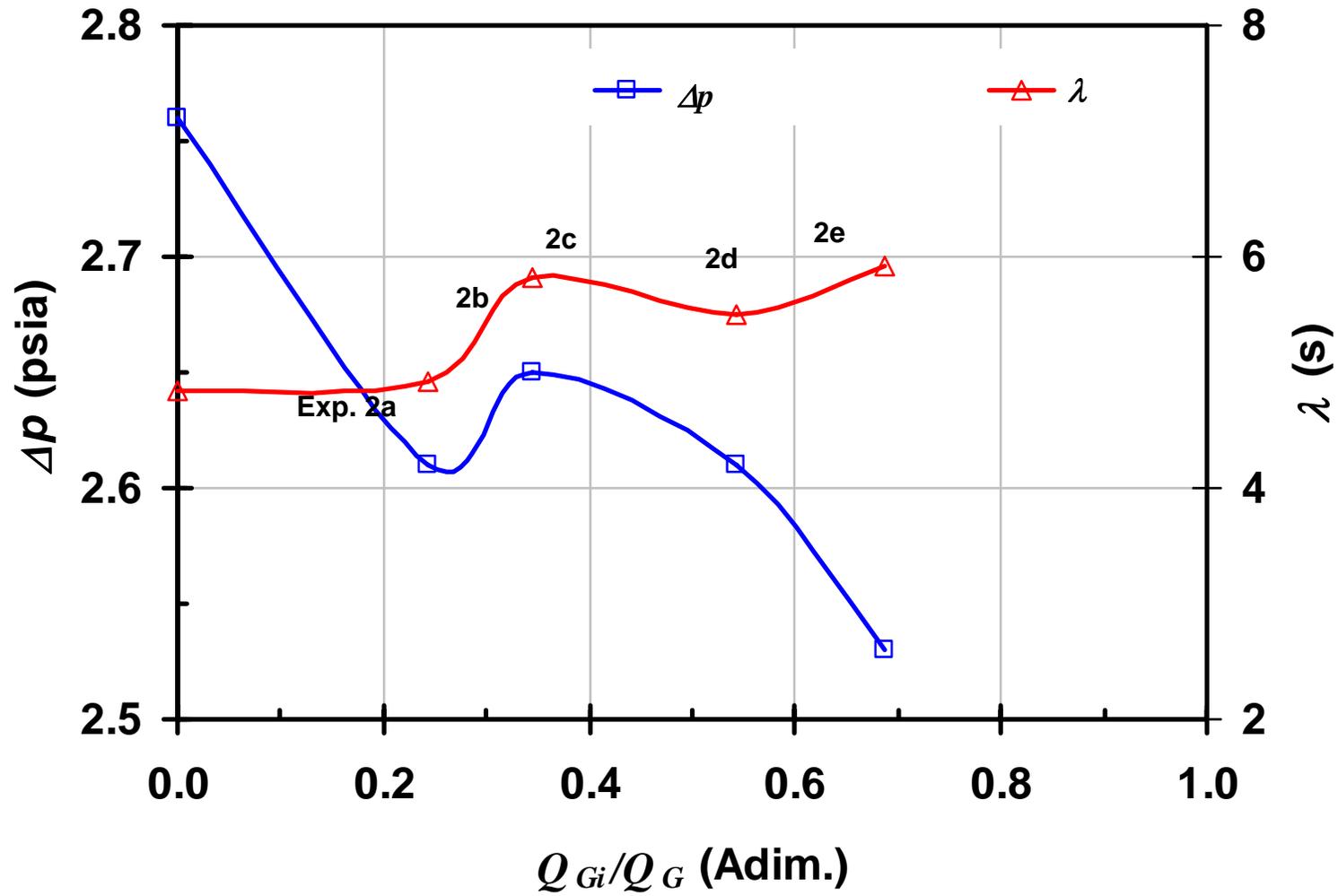
FLUJO BACHE HIDRODINÁMICO CON INYECCIÓN DE GAS EN LA BASE DEL RISER EXPERIMENTO 5



Apéndice B

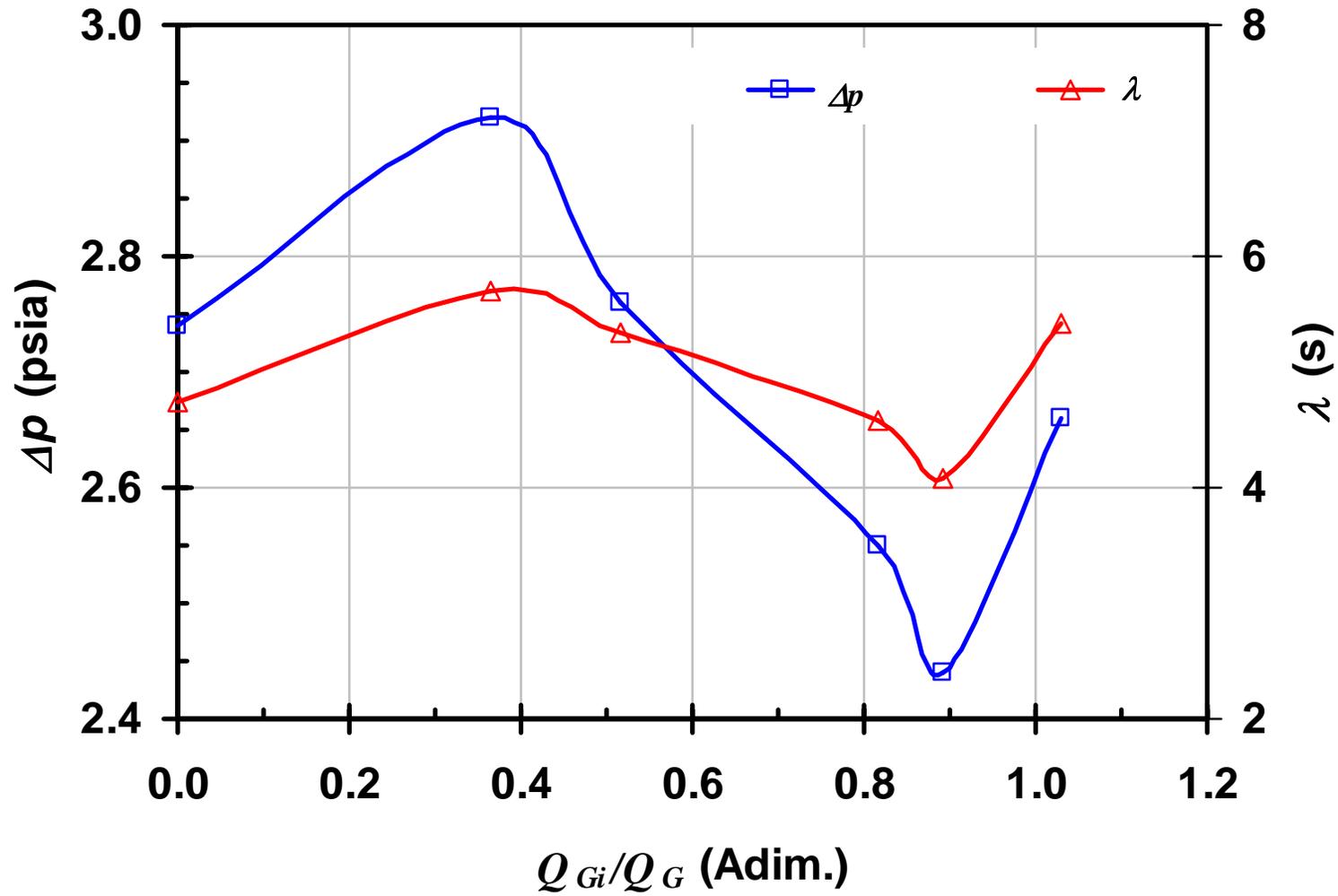
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

**Presión base del riser
Experimento 2**



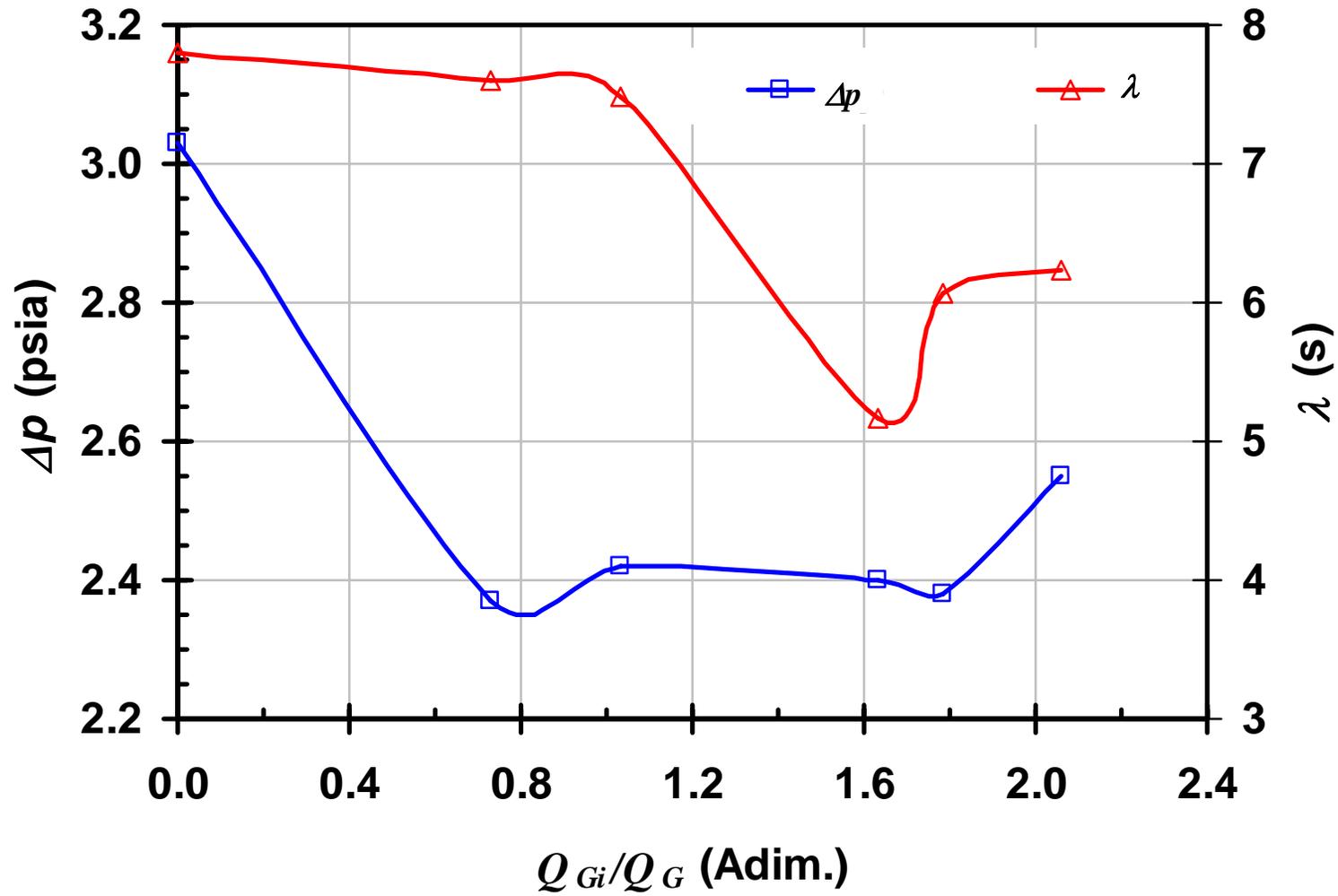
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

**Presión base del riser
Experimento 3**



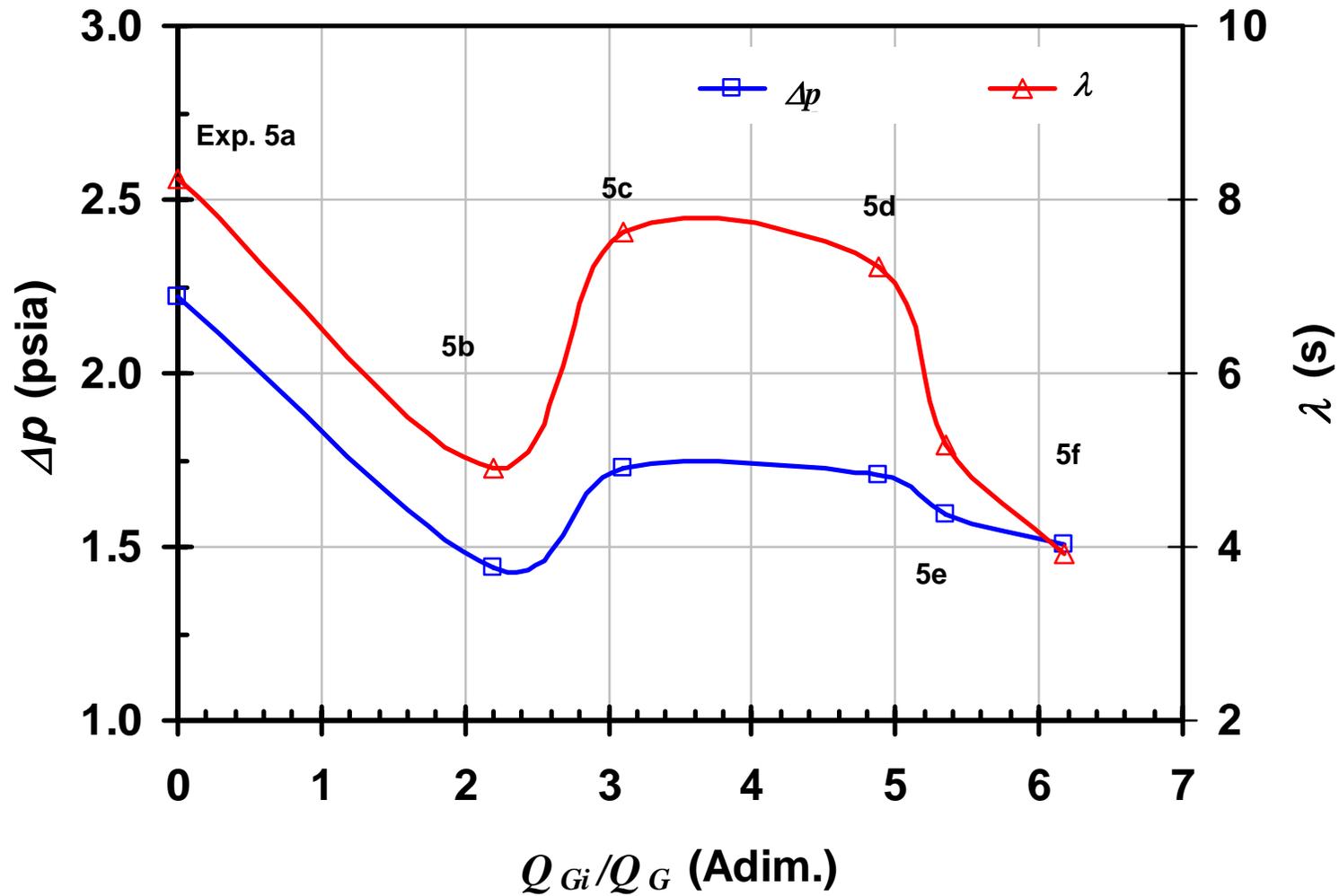
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

**Presión base del riser
Experimento 4**



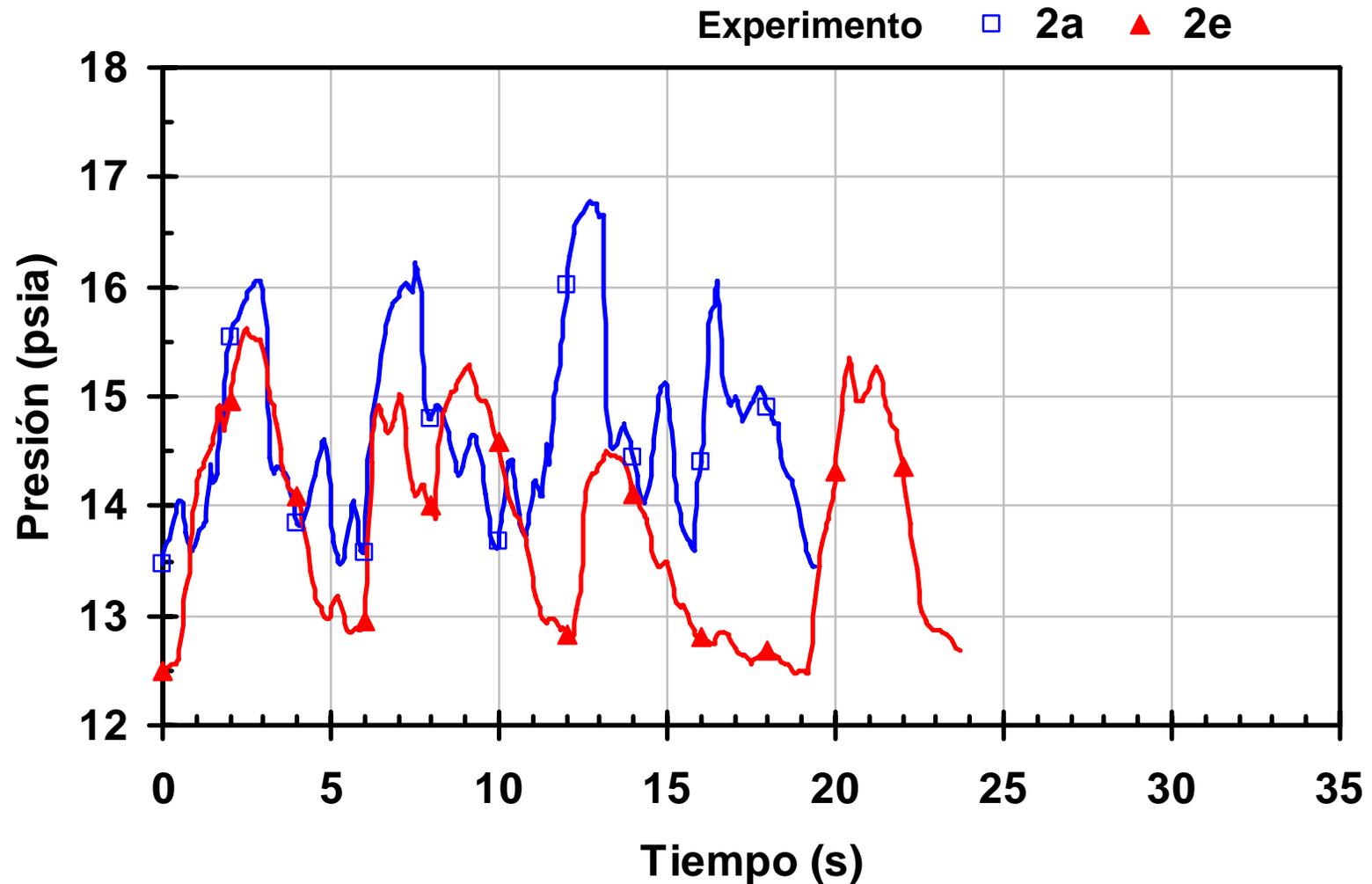
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

**Presión base del riser
Experimento 5**



**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

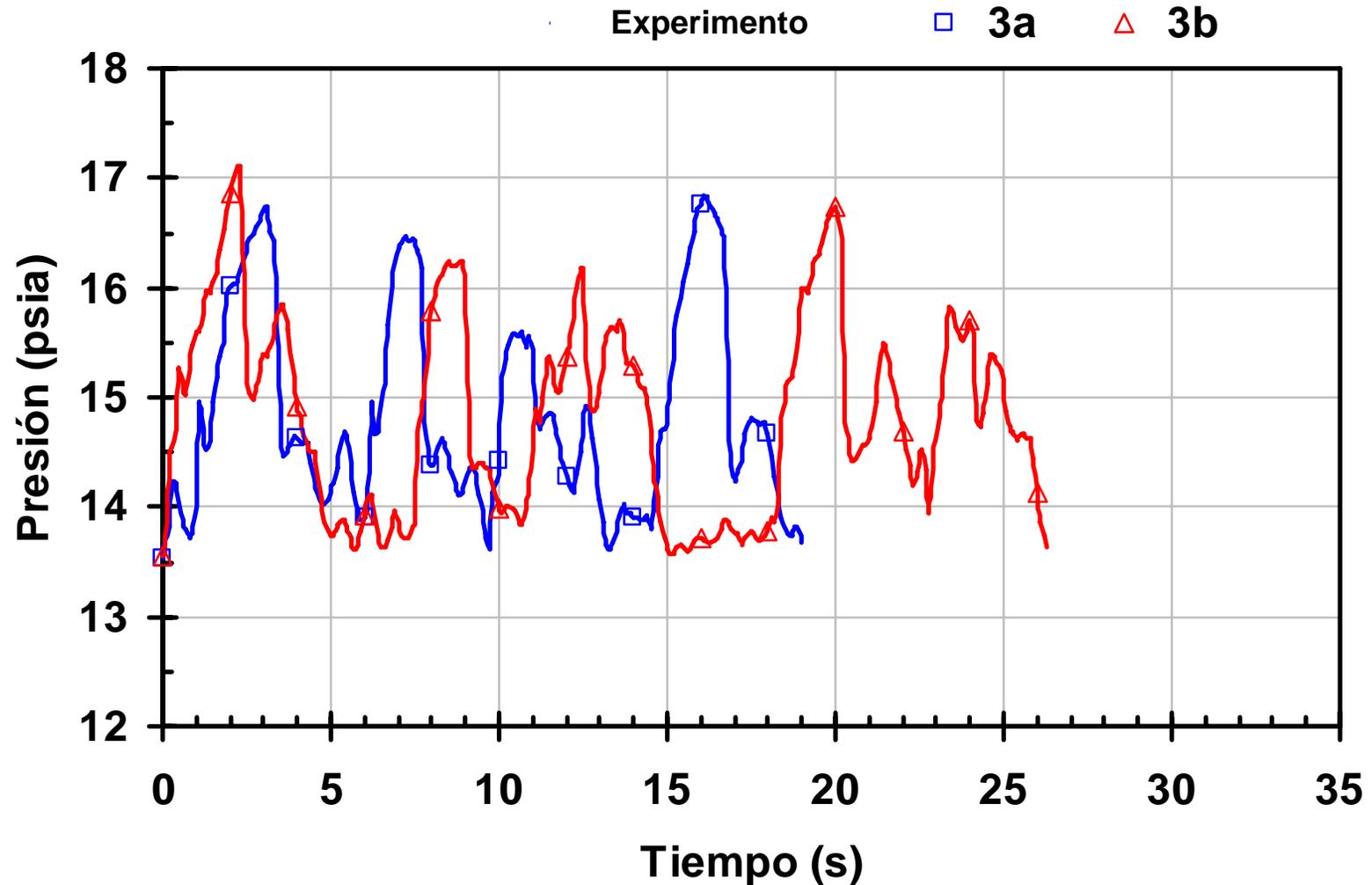
**Presión base del riser
Experimento 2**



Presión en la base del riser. Experimento 2. (Valores estabilizados).

**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

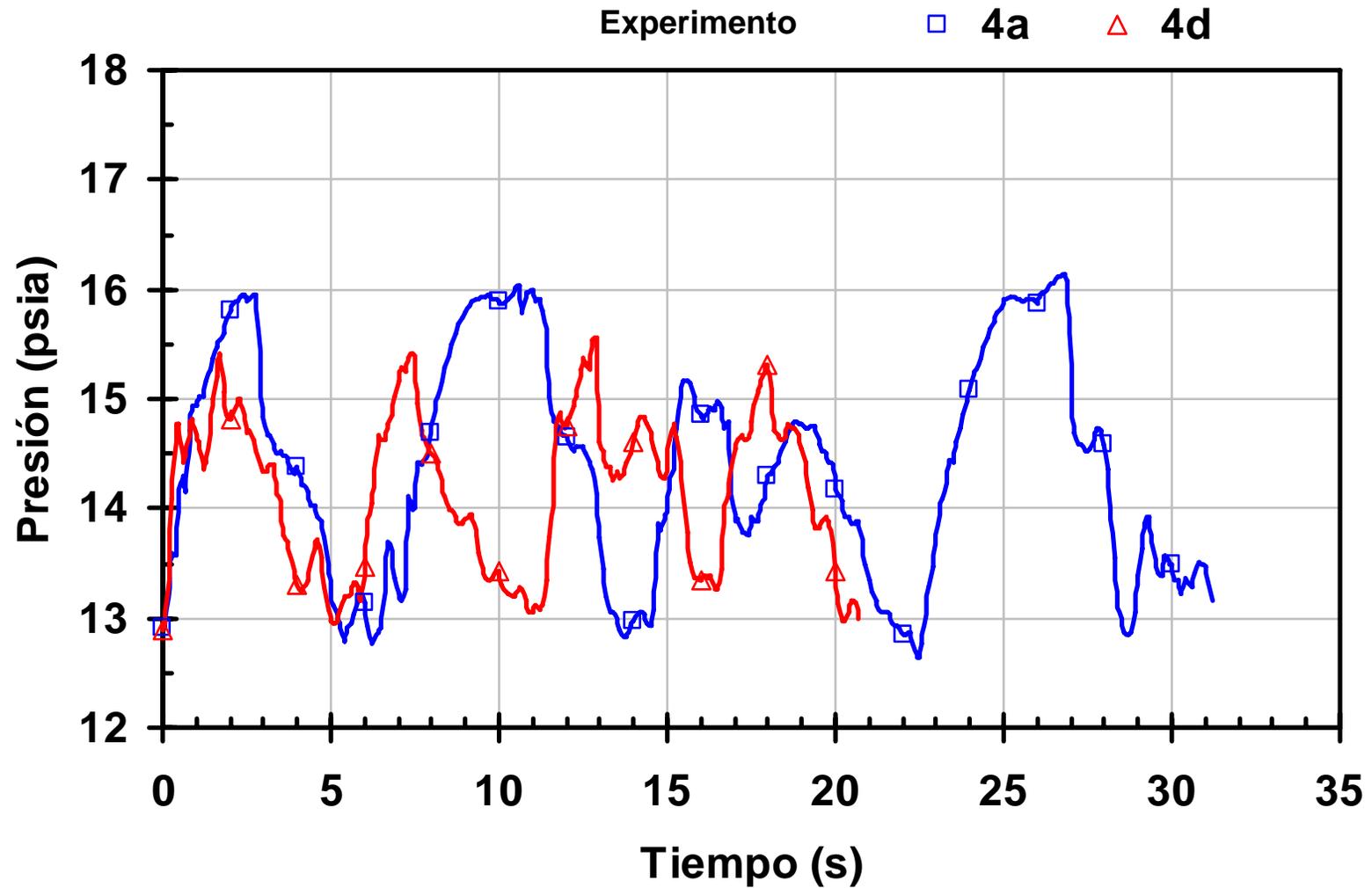
**Presión base del riser
Experimento 3**



Presión en la base del riser. Experimento 3. (Valores estabilizados).

**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

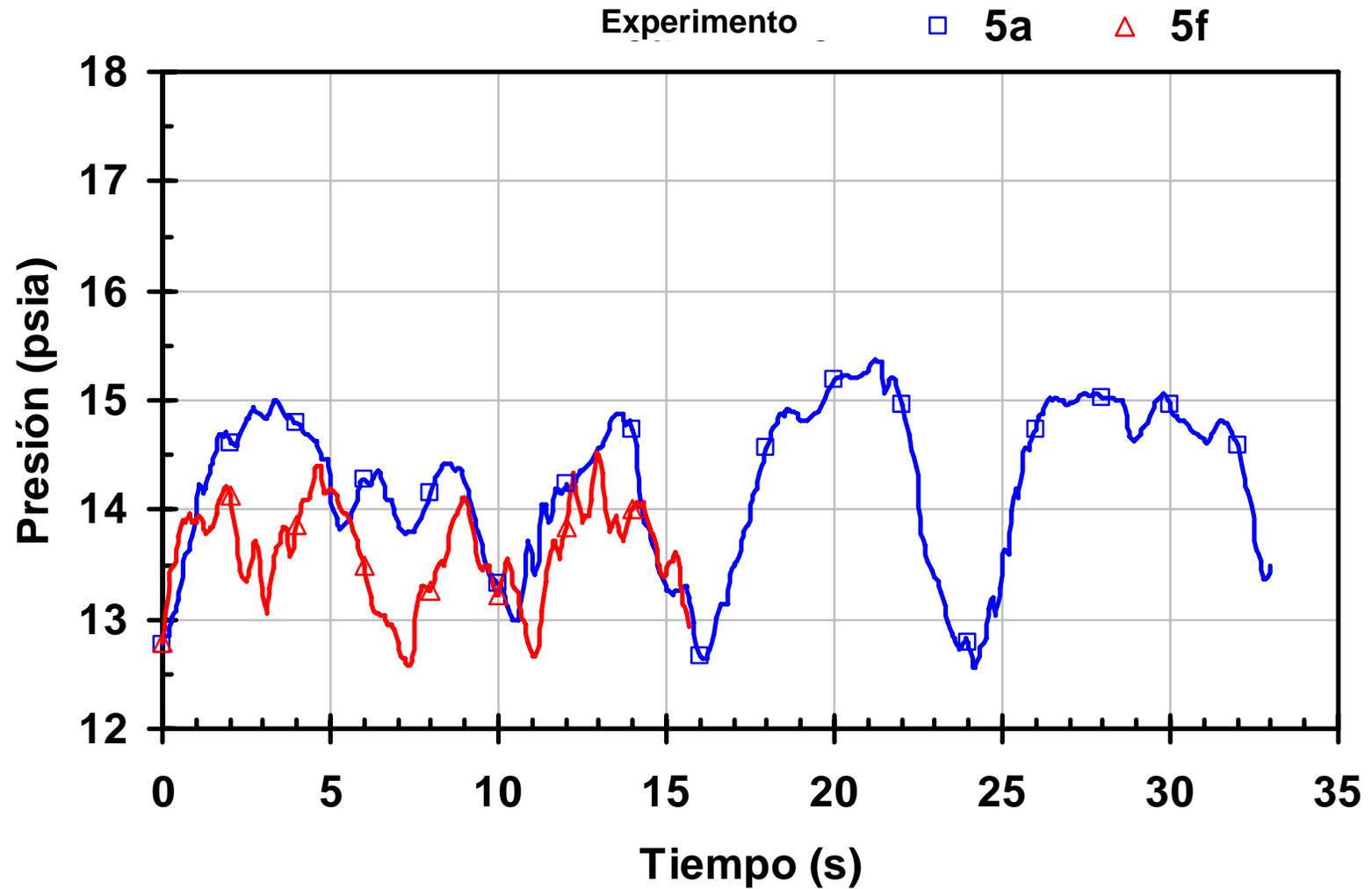
**Presión base del riser
Experimento 4**



Presión en la base del riser. Experimento 4. (Valores estabilizados).

**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

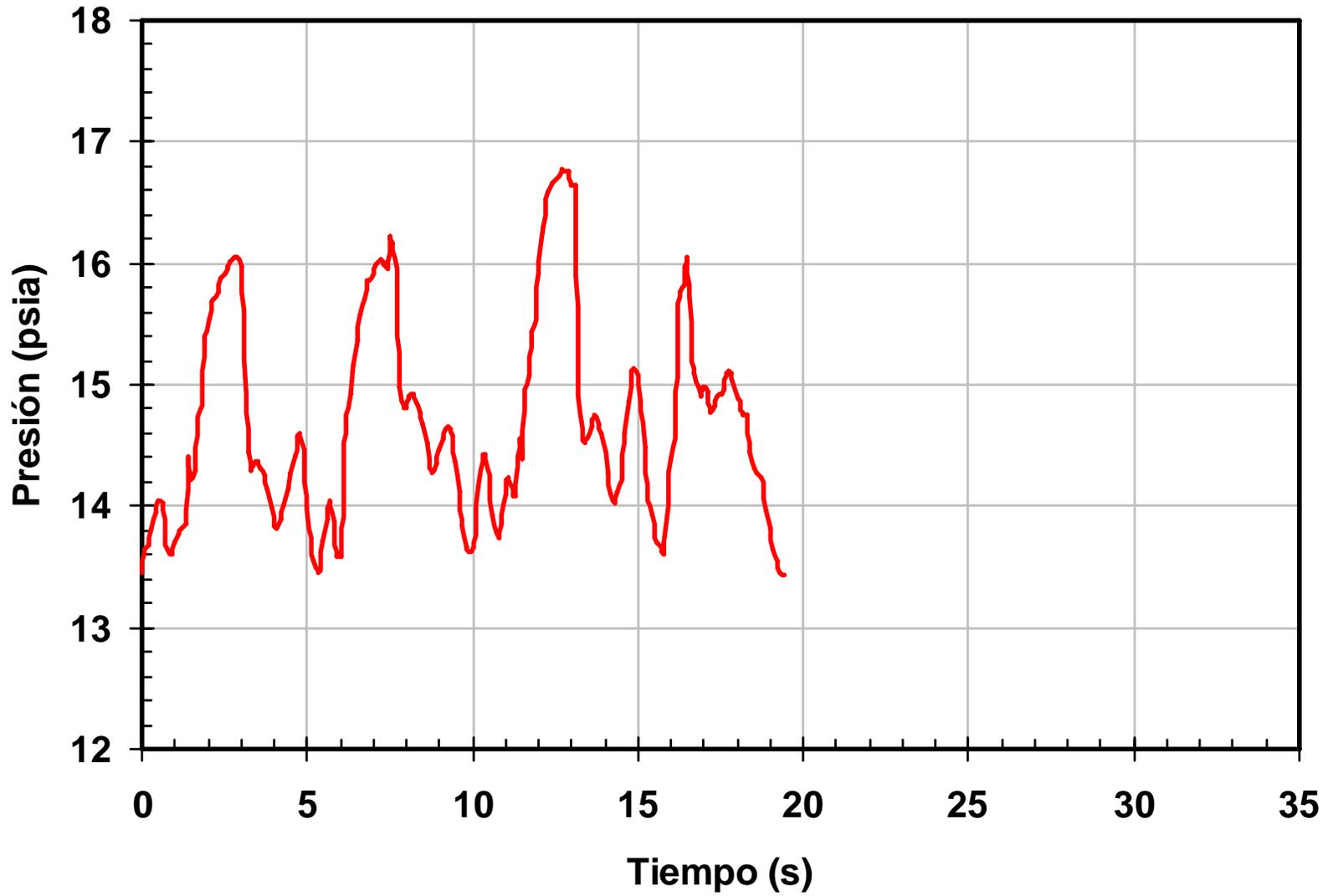
**Presión base del riser
Experimento 5**



Presión en la base del riser. Experimento 5. (Valores estabilizados).

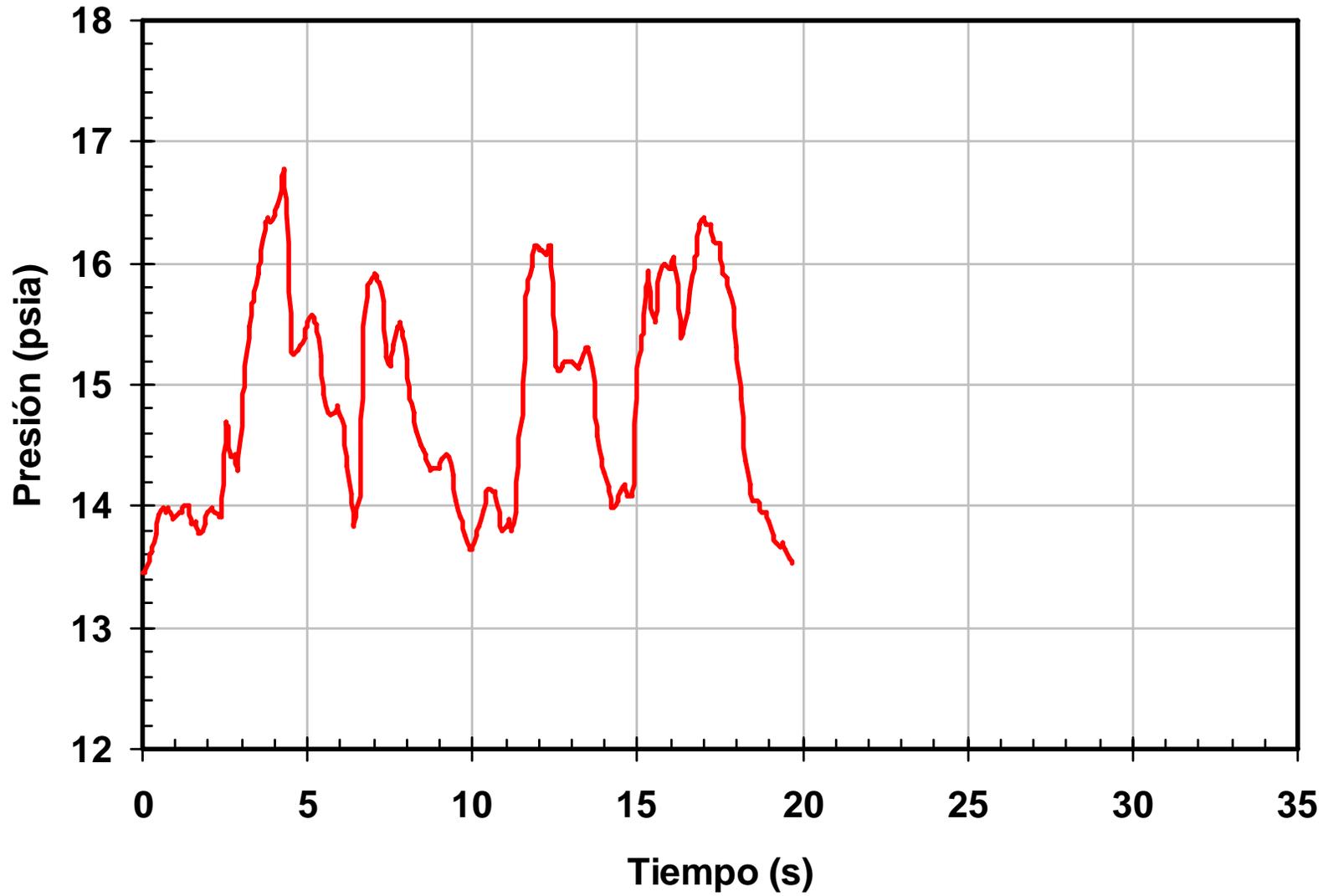
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 2a



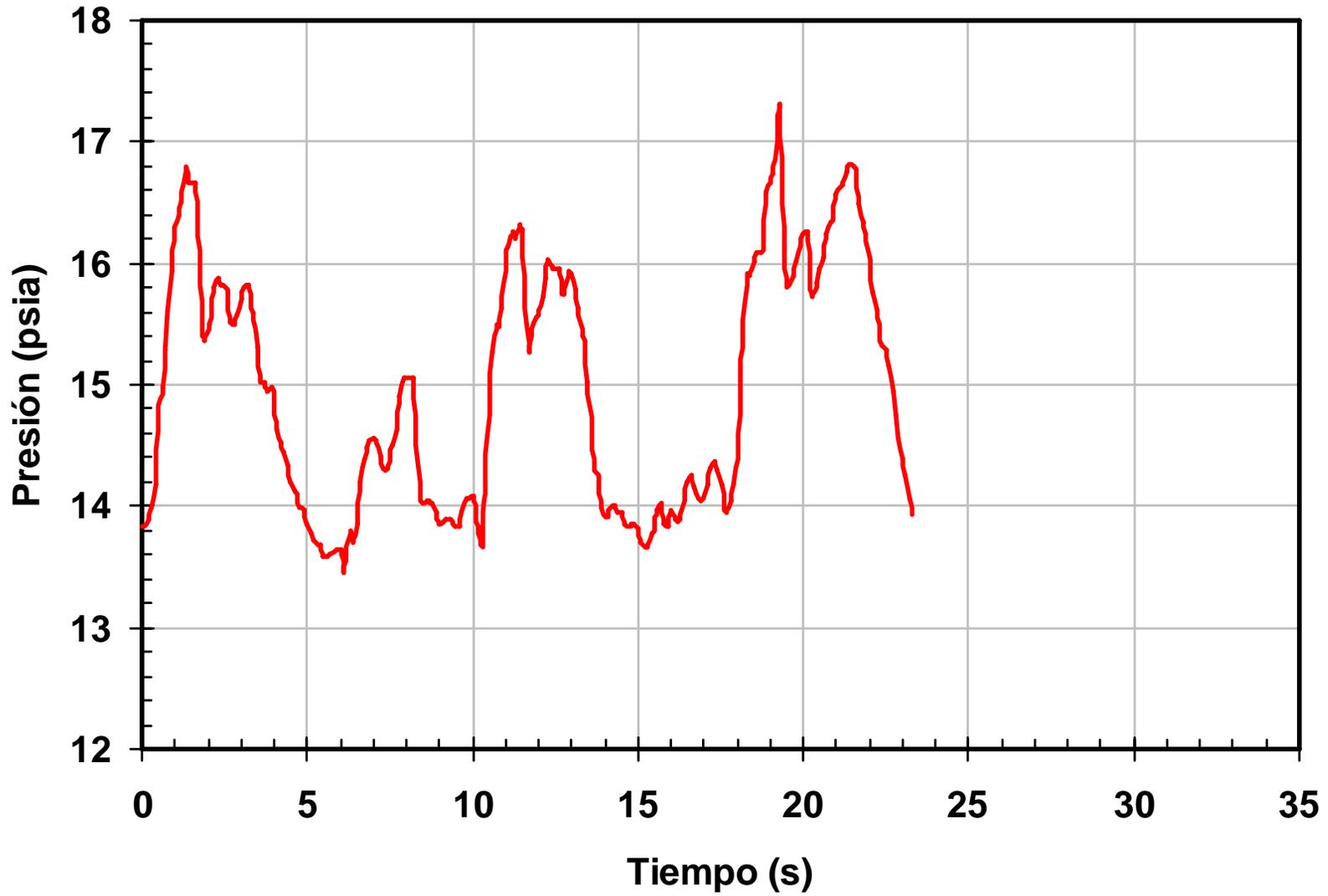
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 2b



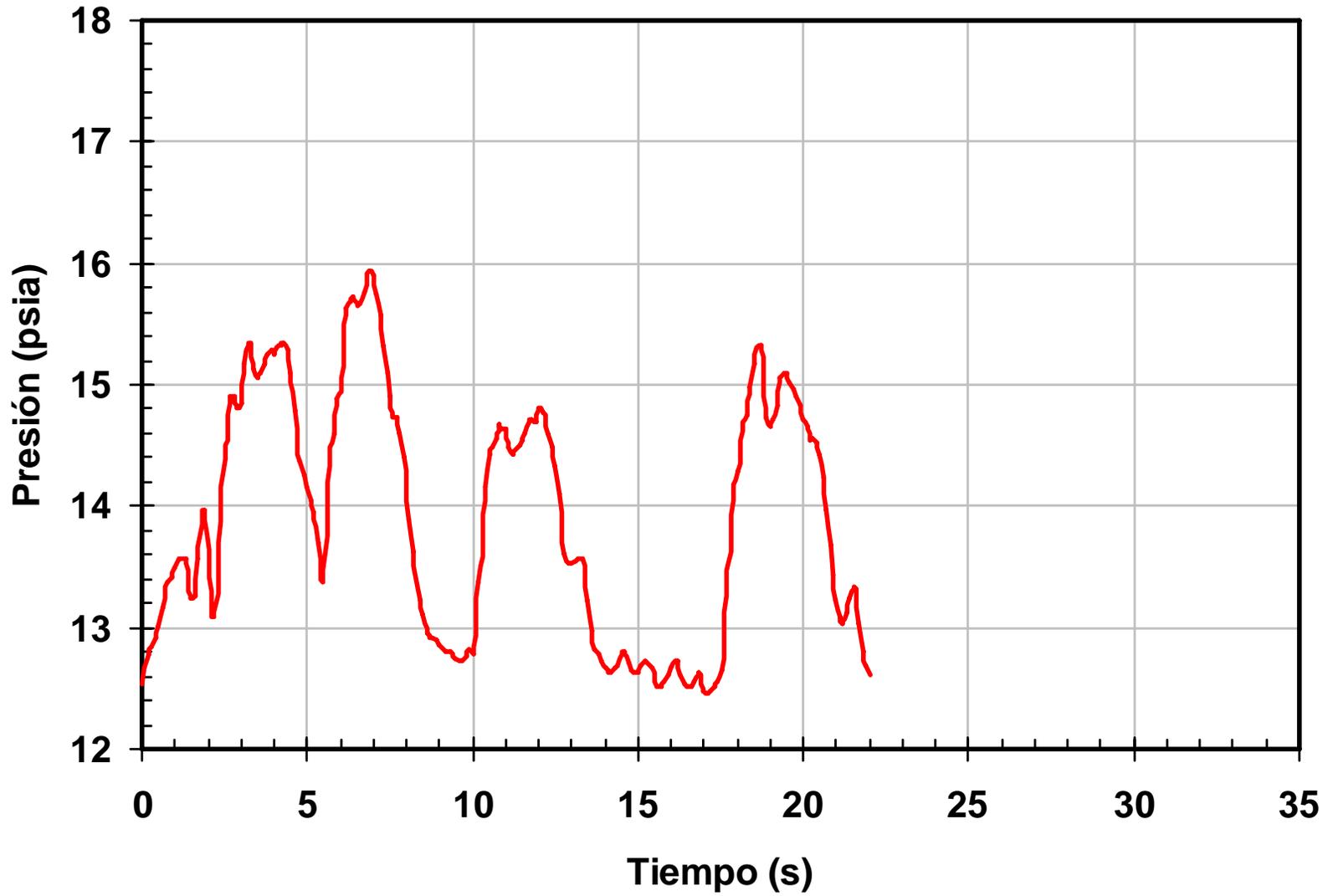
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 2c



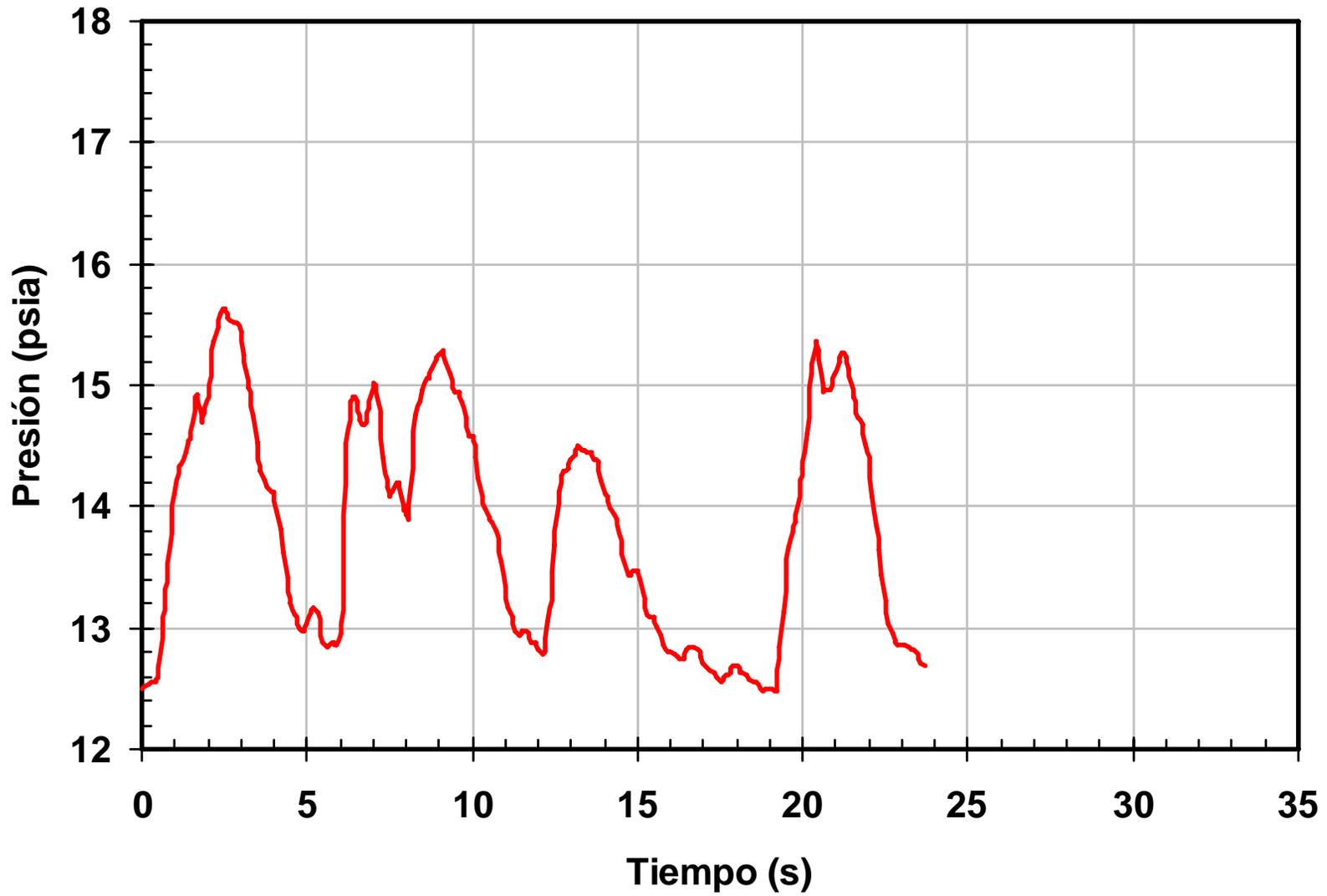
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 2d



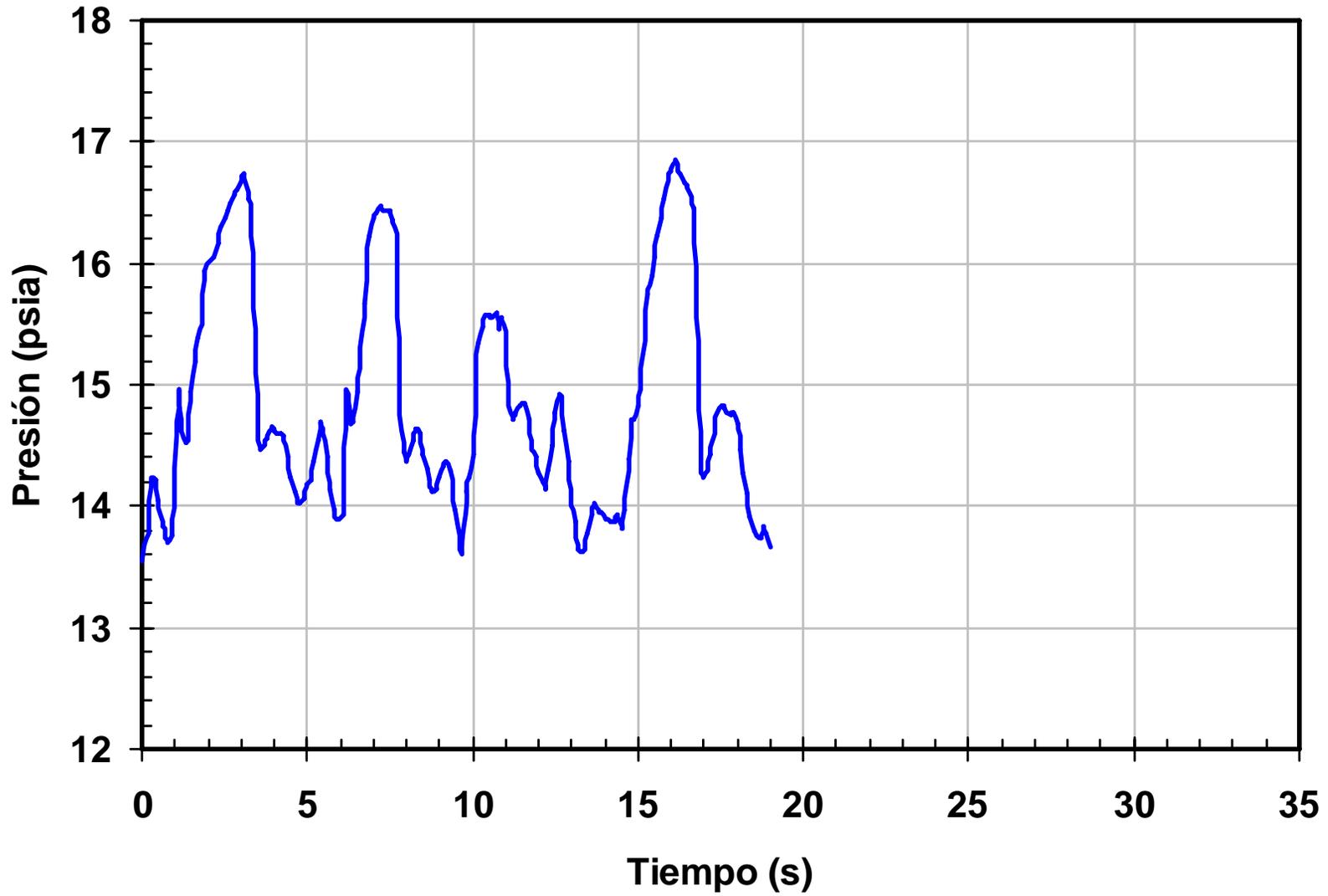
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 2e



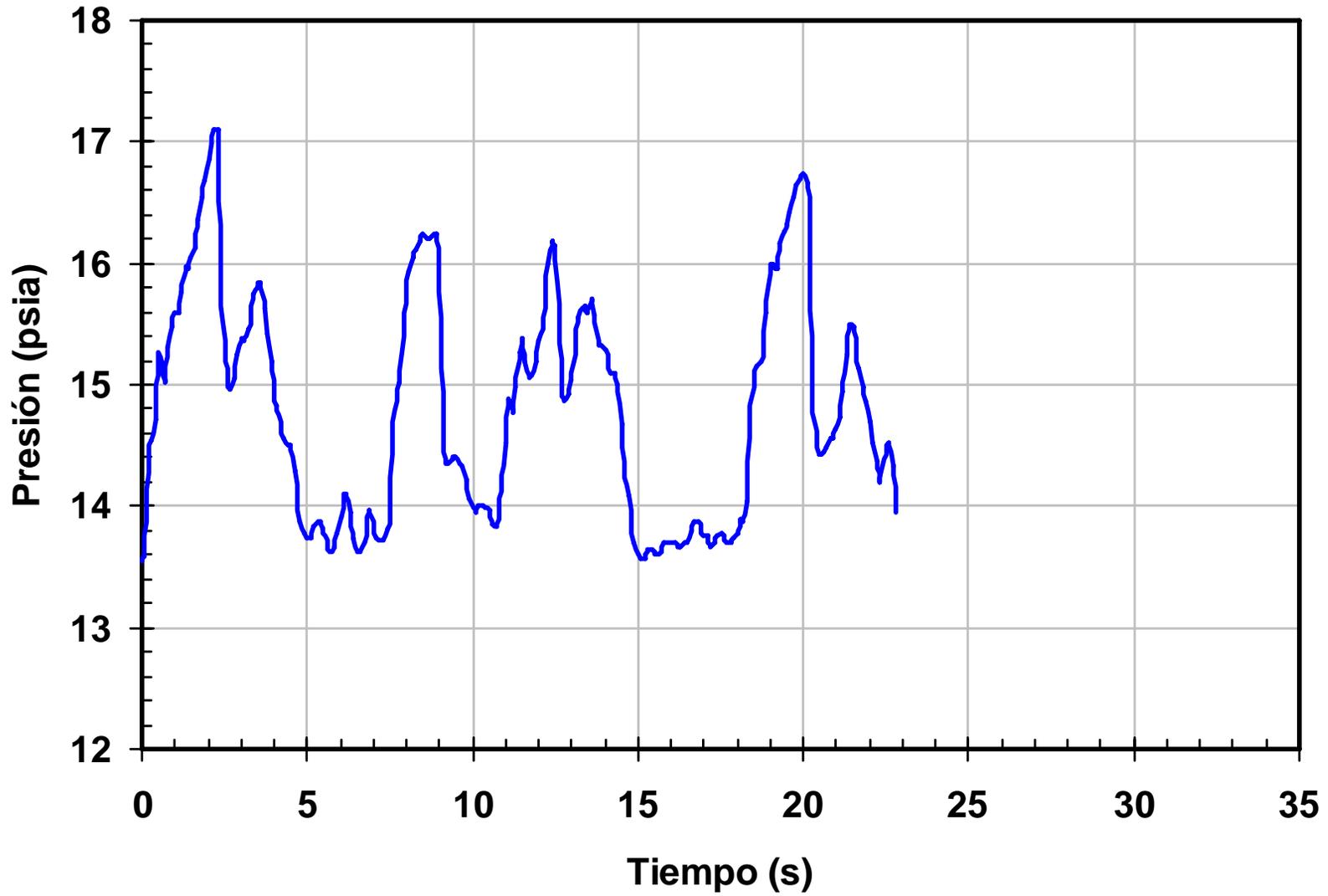
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 3a



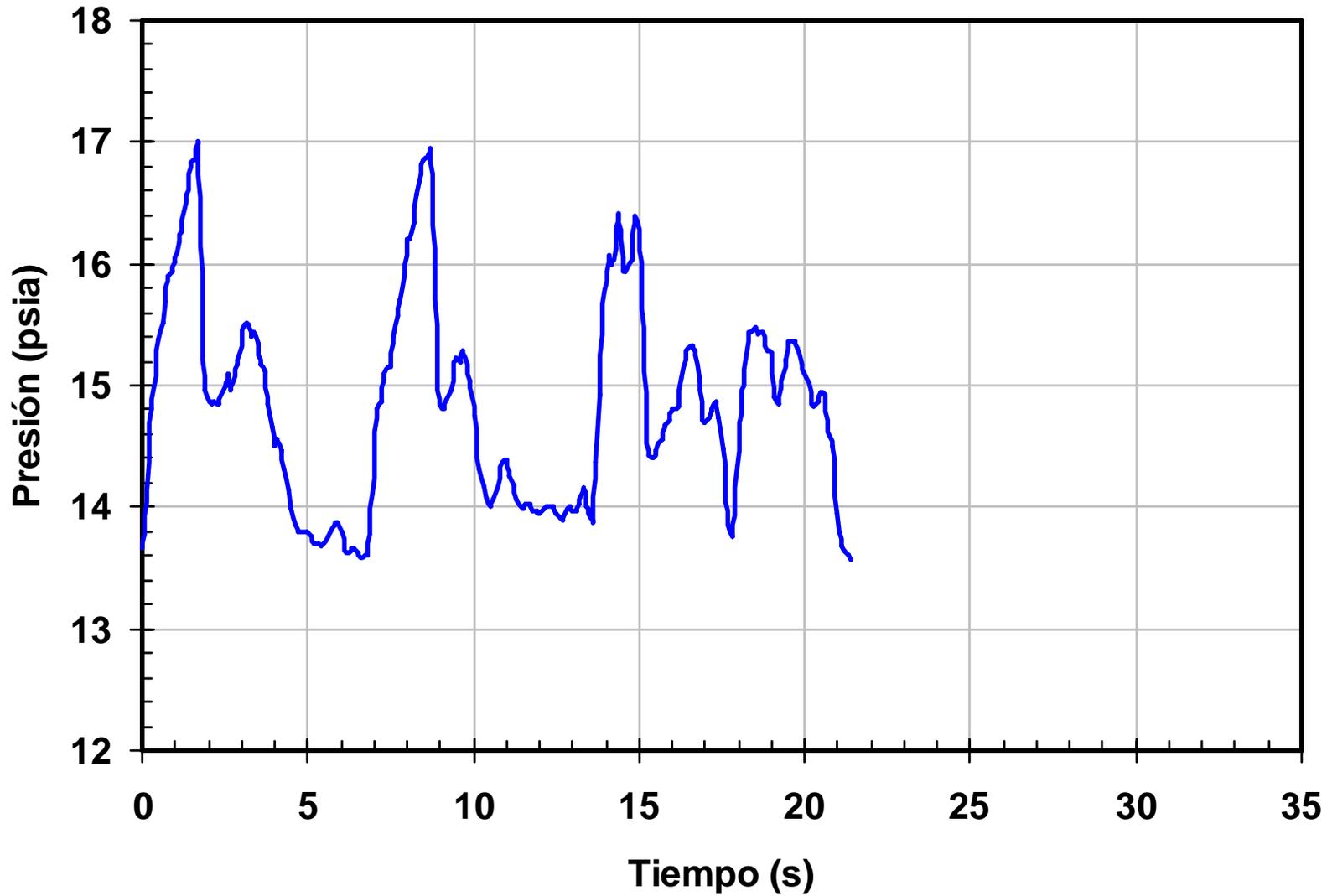
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 3b



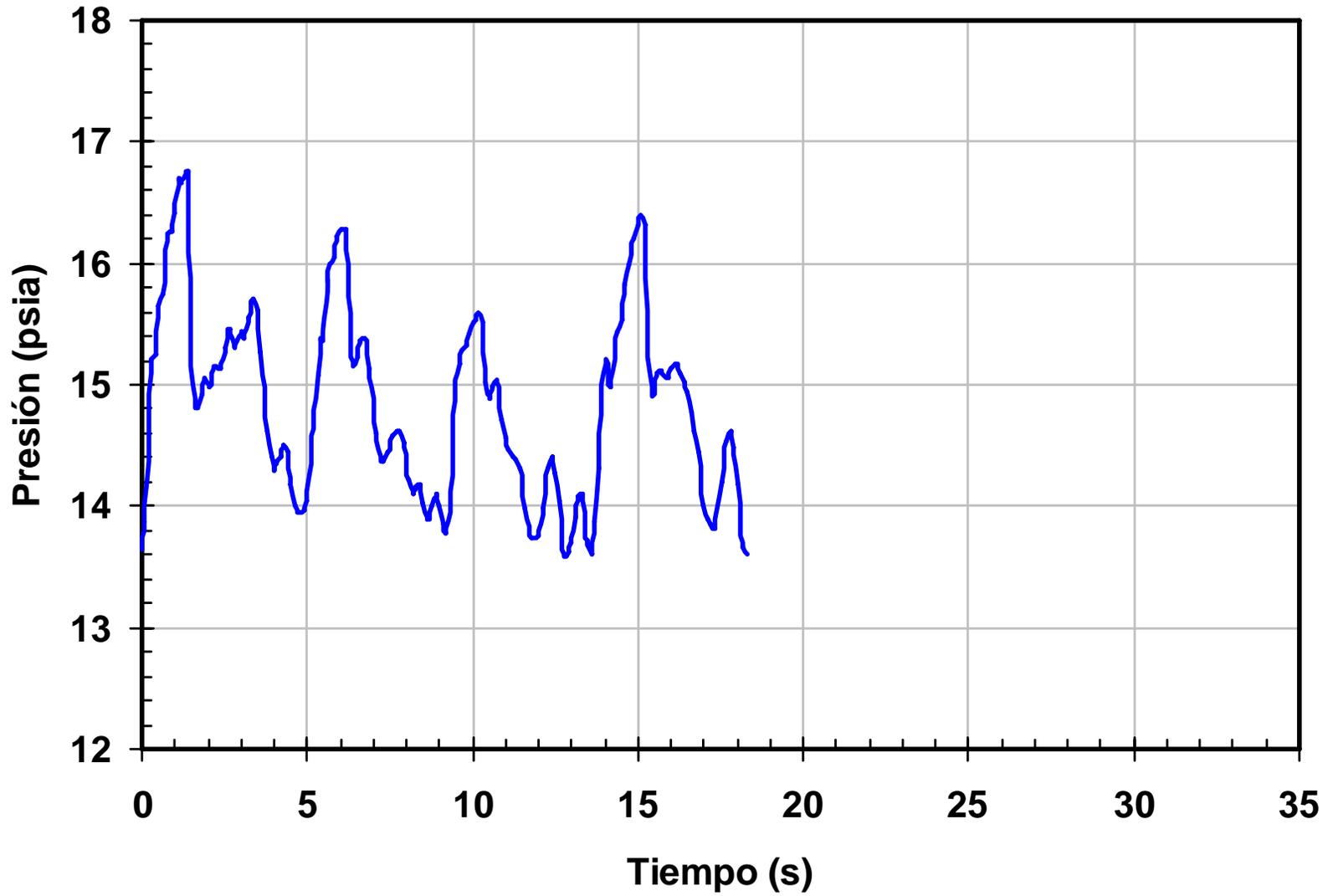
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 3c



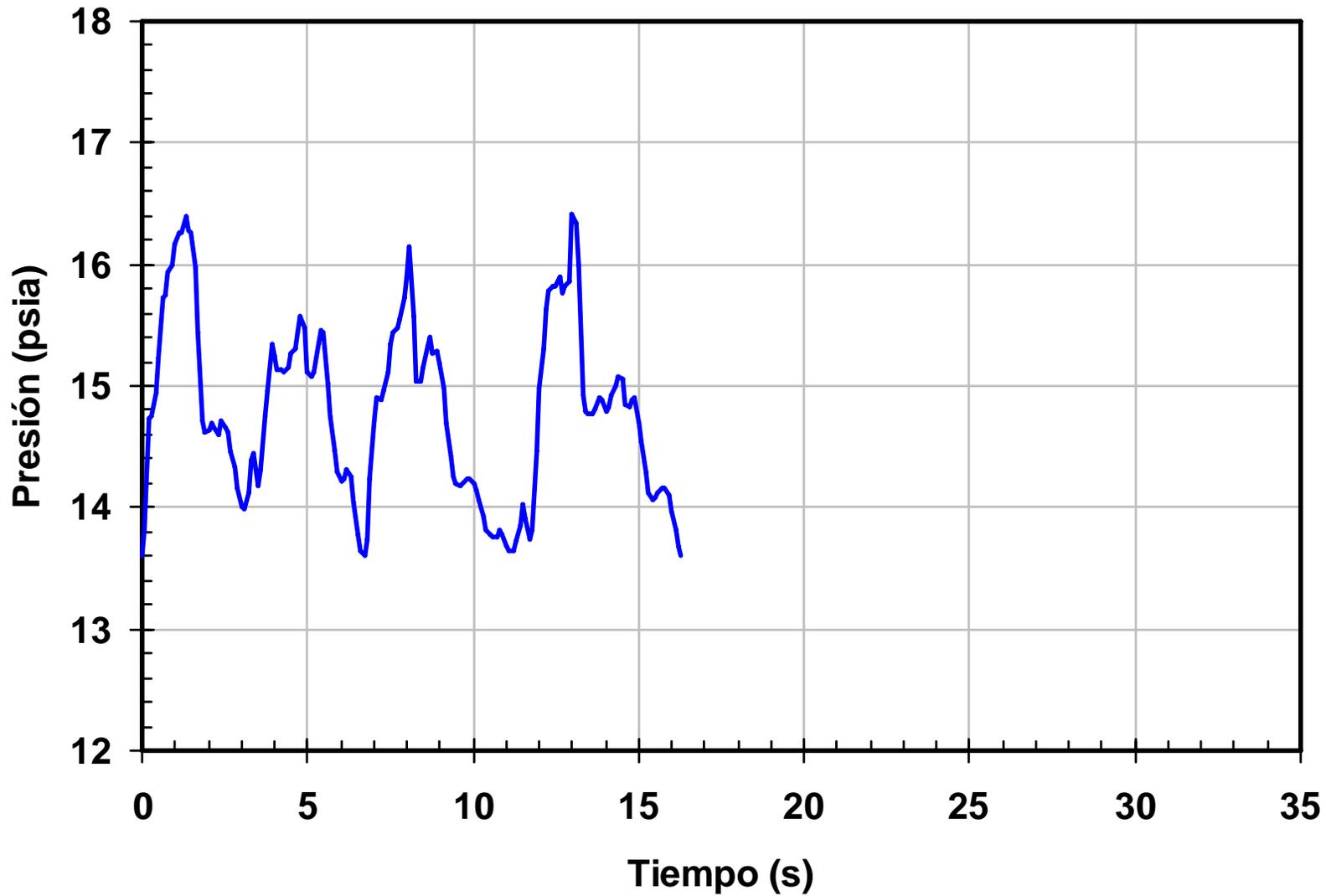
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 3d



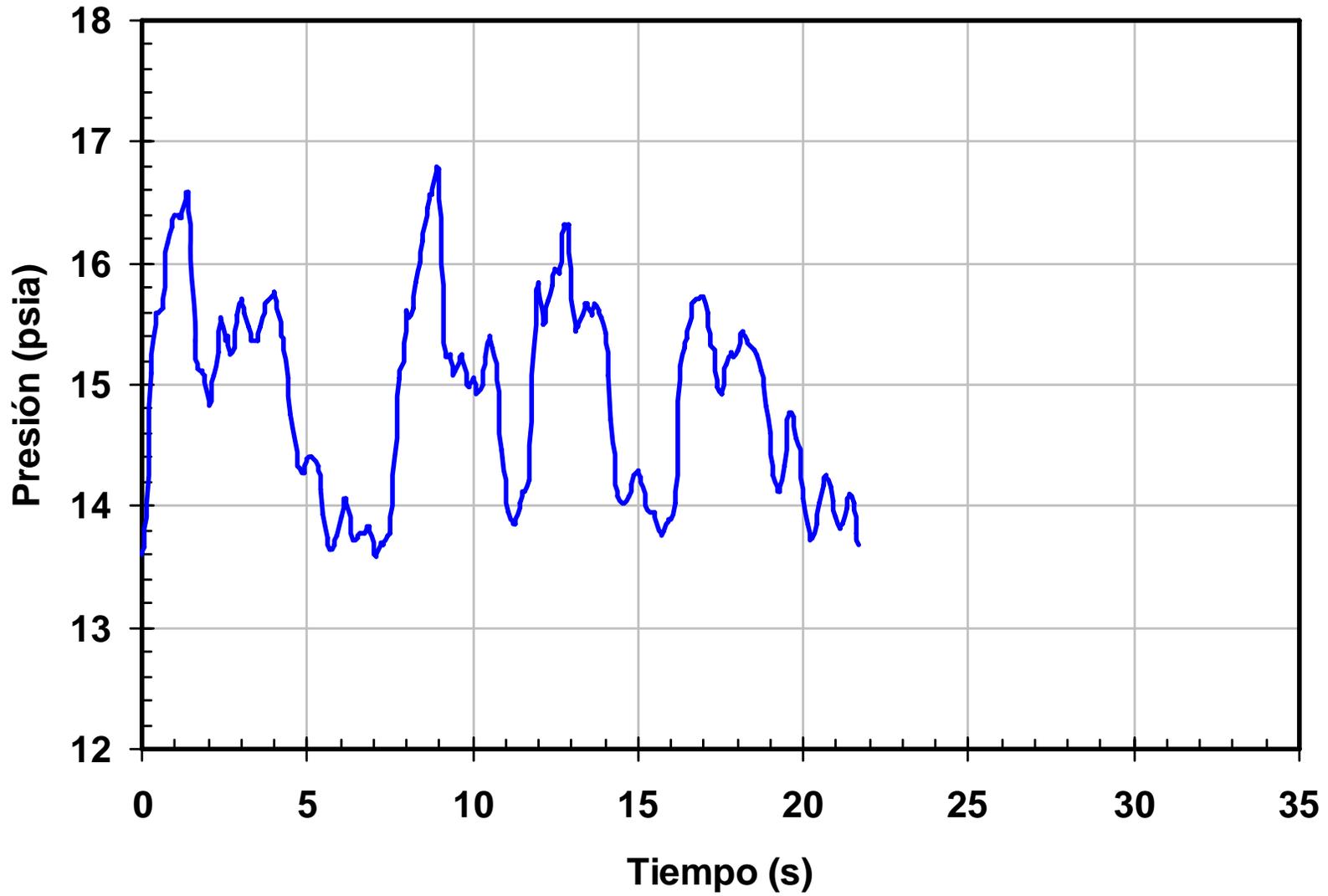
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 3e



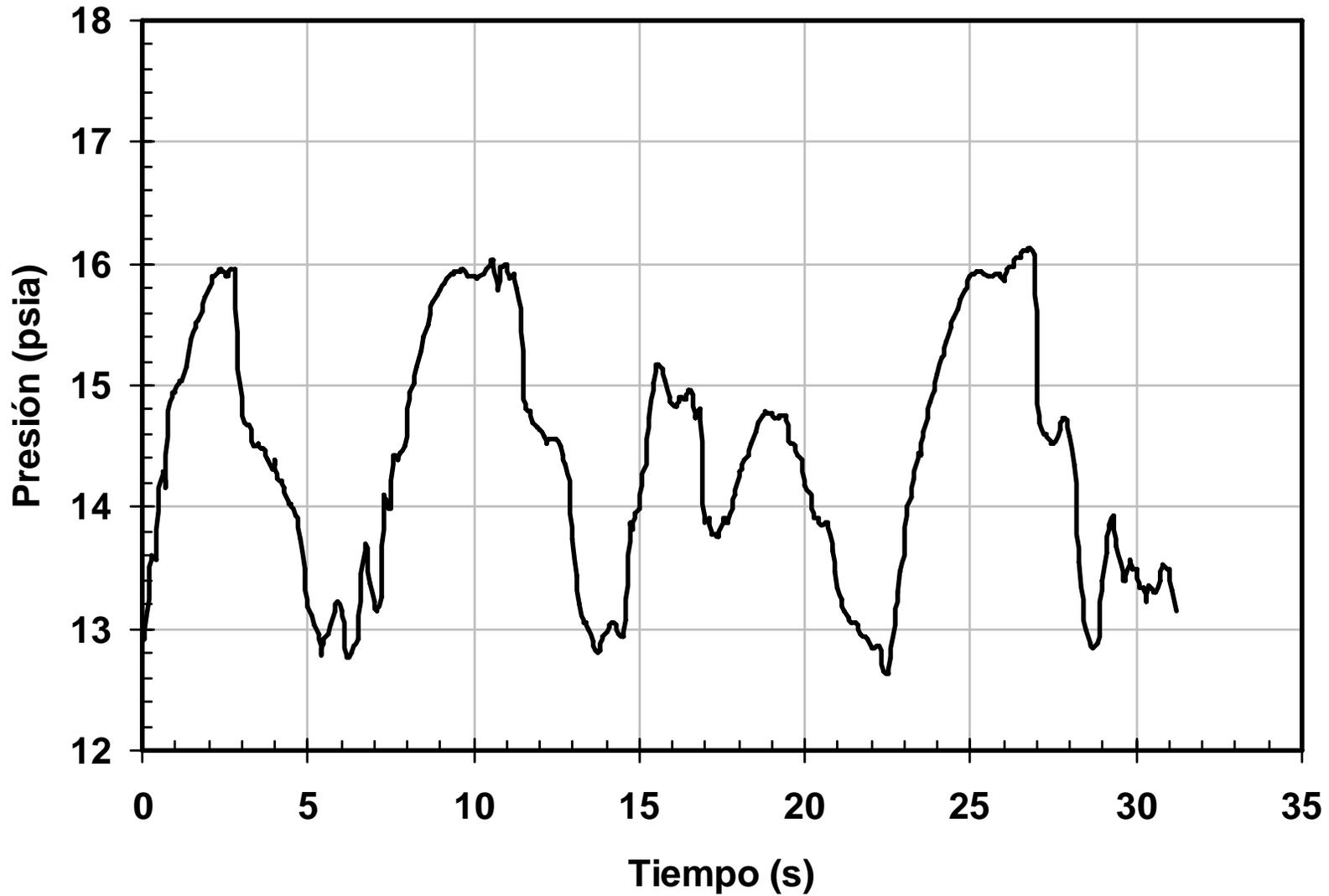
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 3f



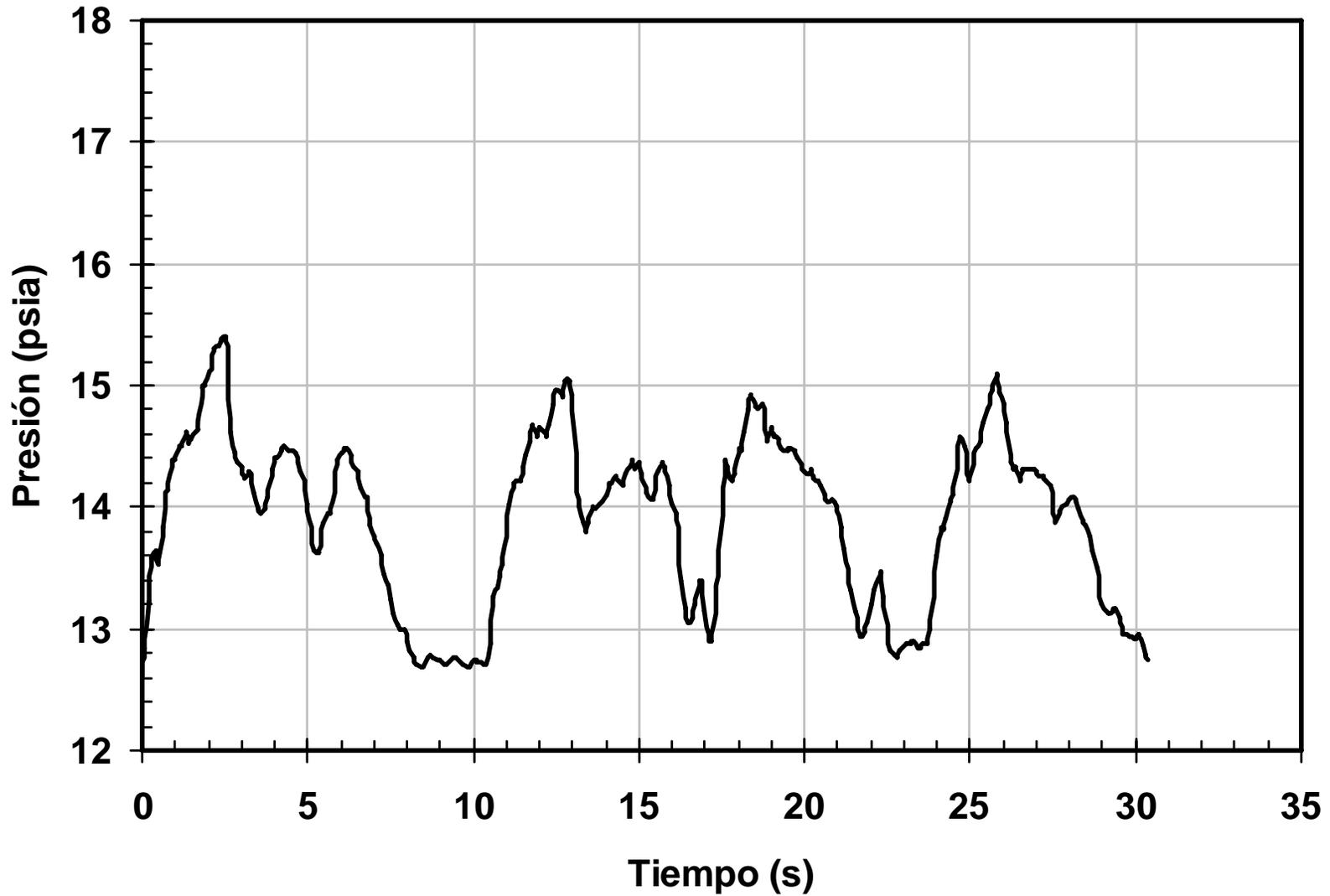
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

**Presión base del riser
Experimento 4a**



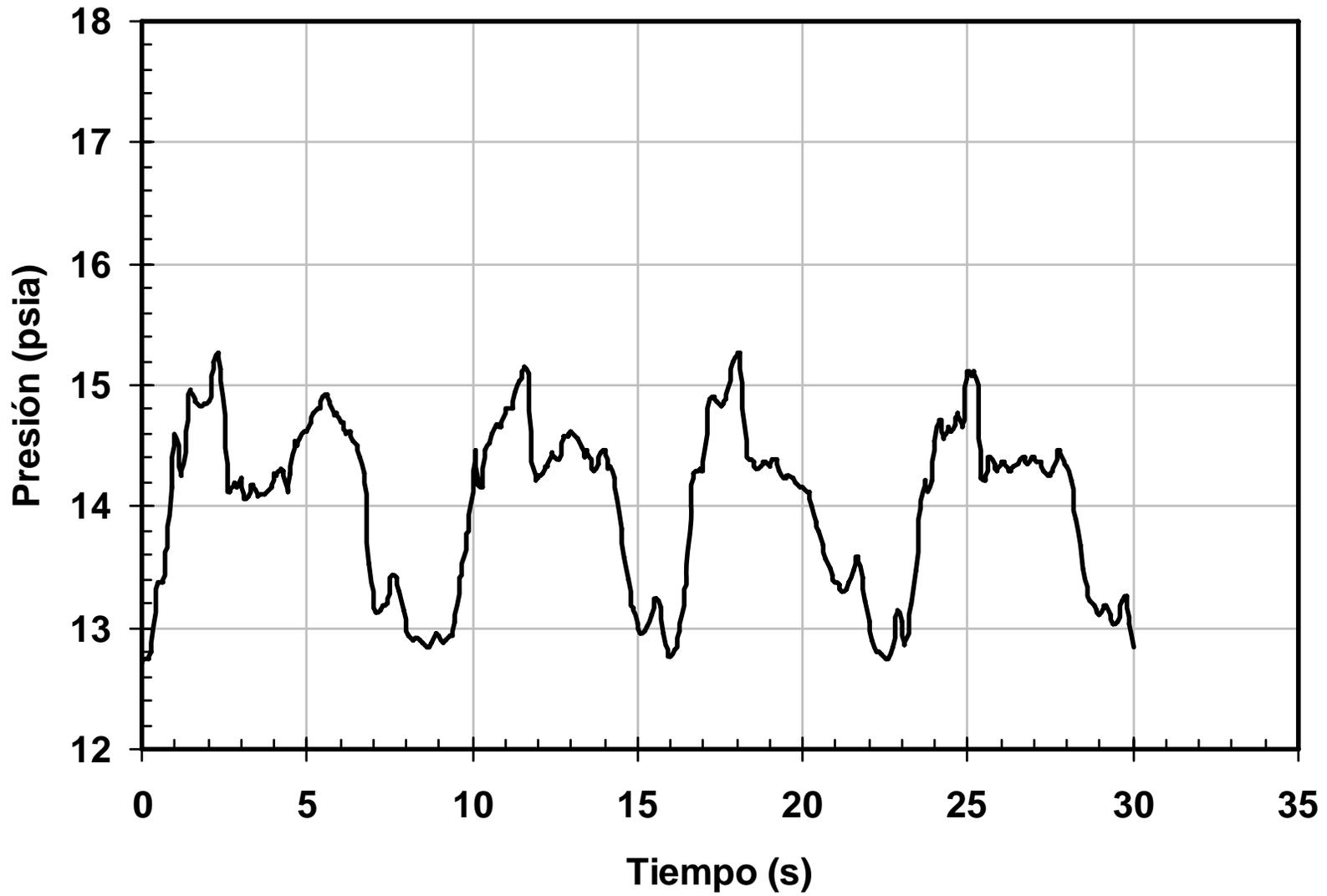
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 4b



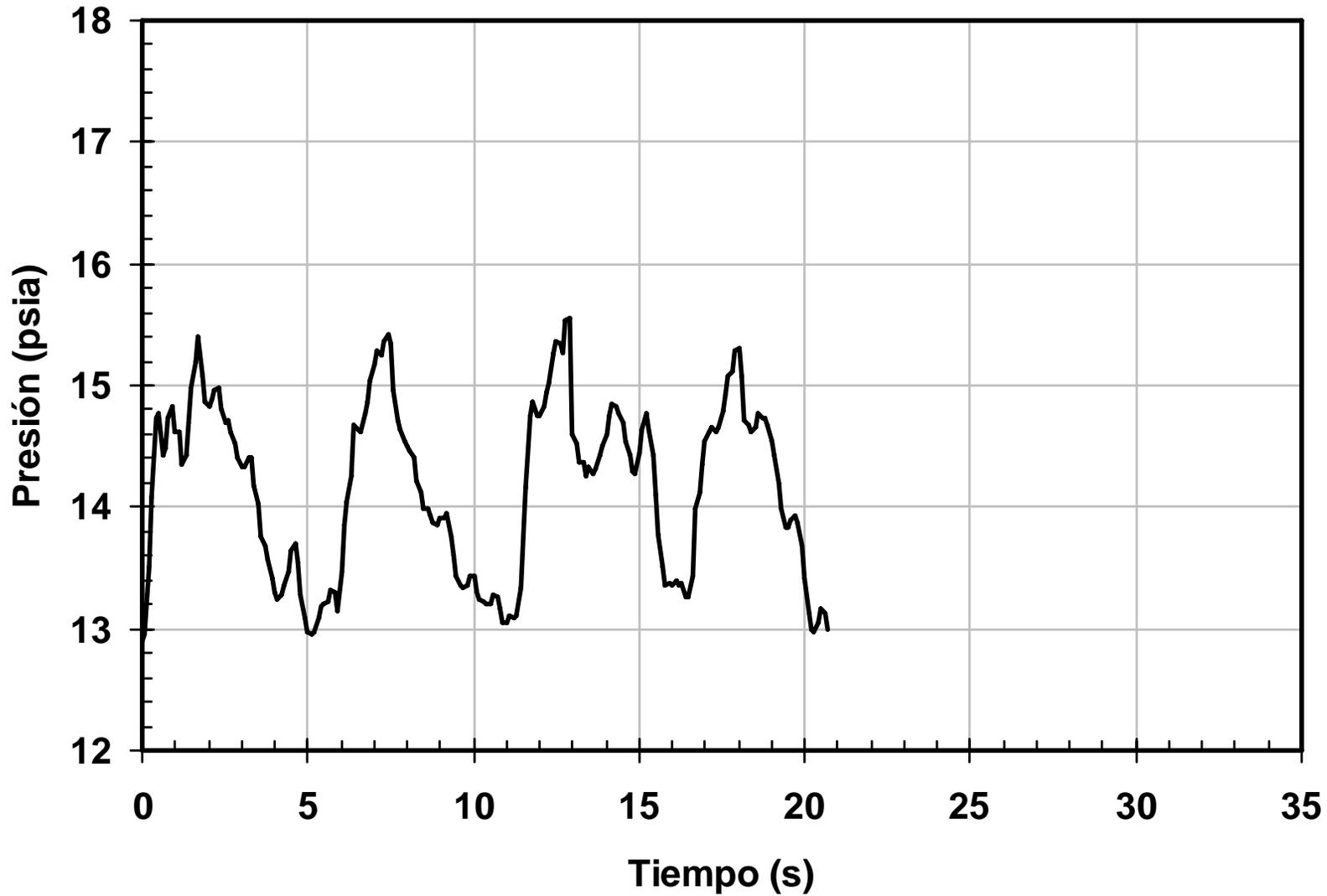
***Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser***

**Presión base del riser
*Experimento 4c***



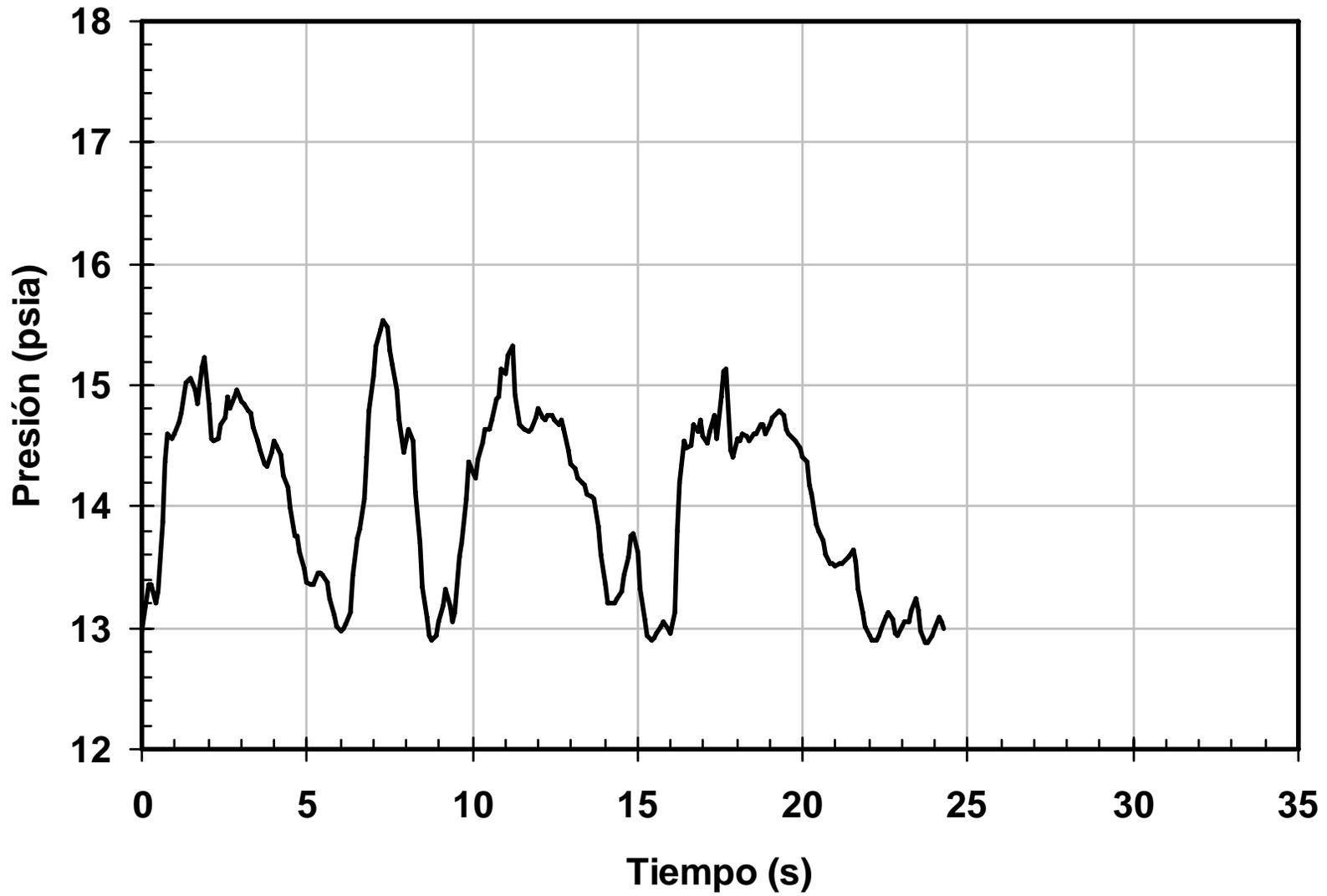
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

**Presión base del riser
Experimento 4d**



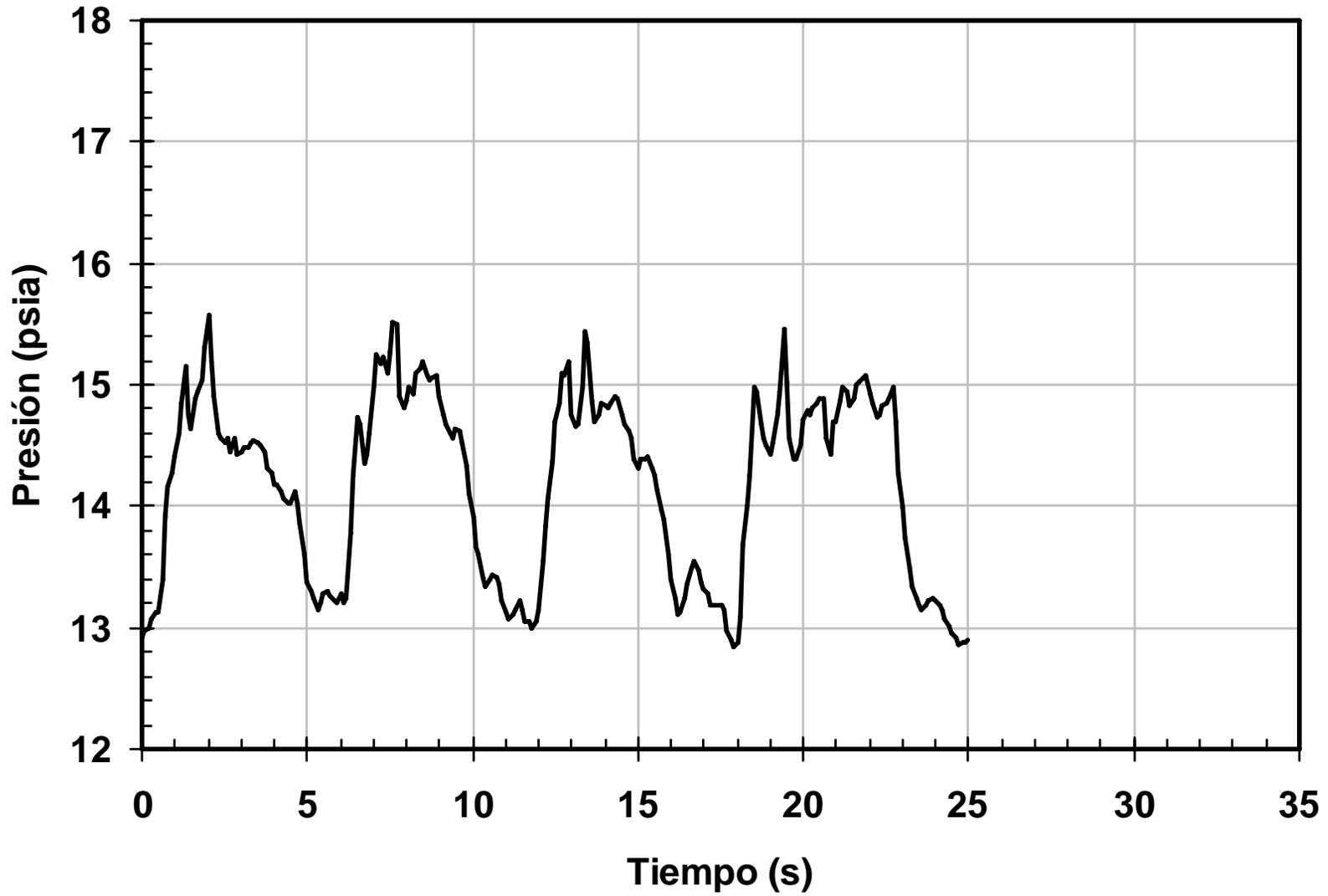
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 4e



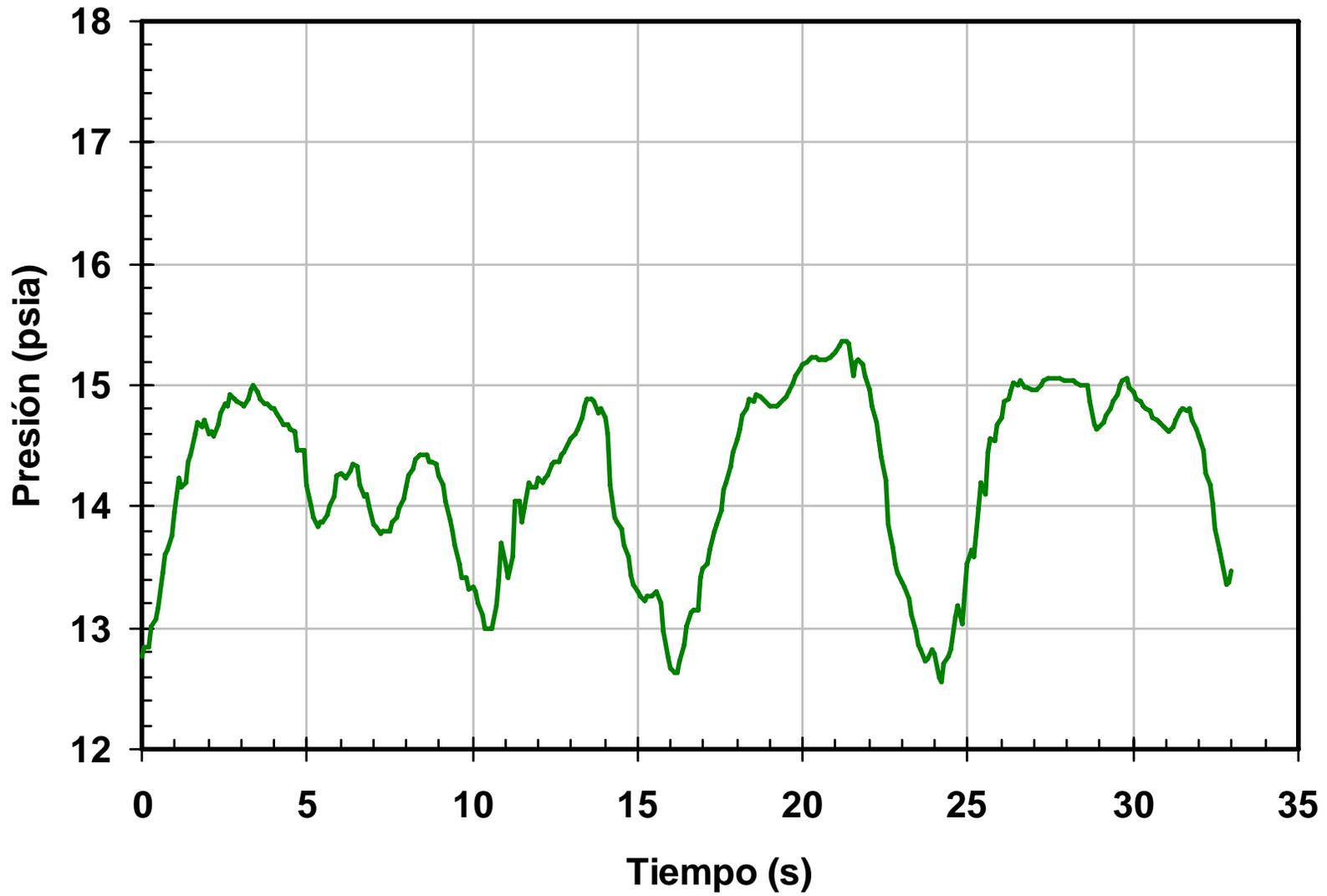
***Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser***

**Presión base del riser
*Experimento 4f***



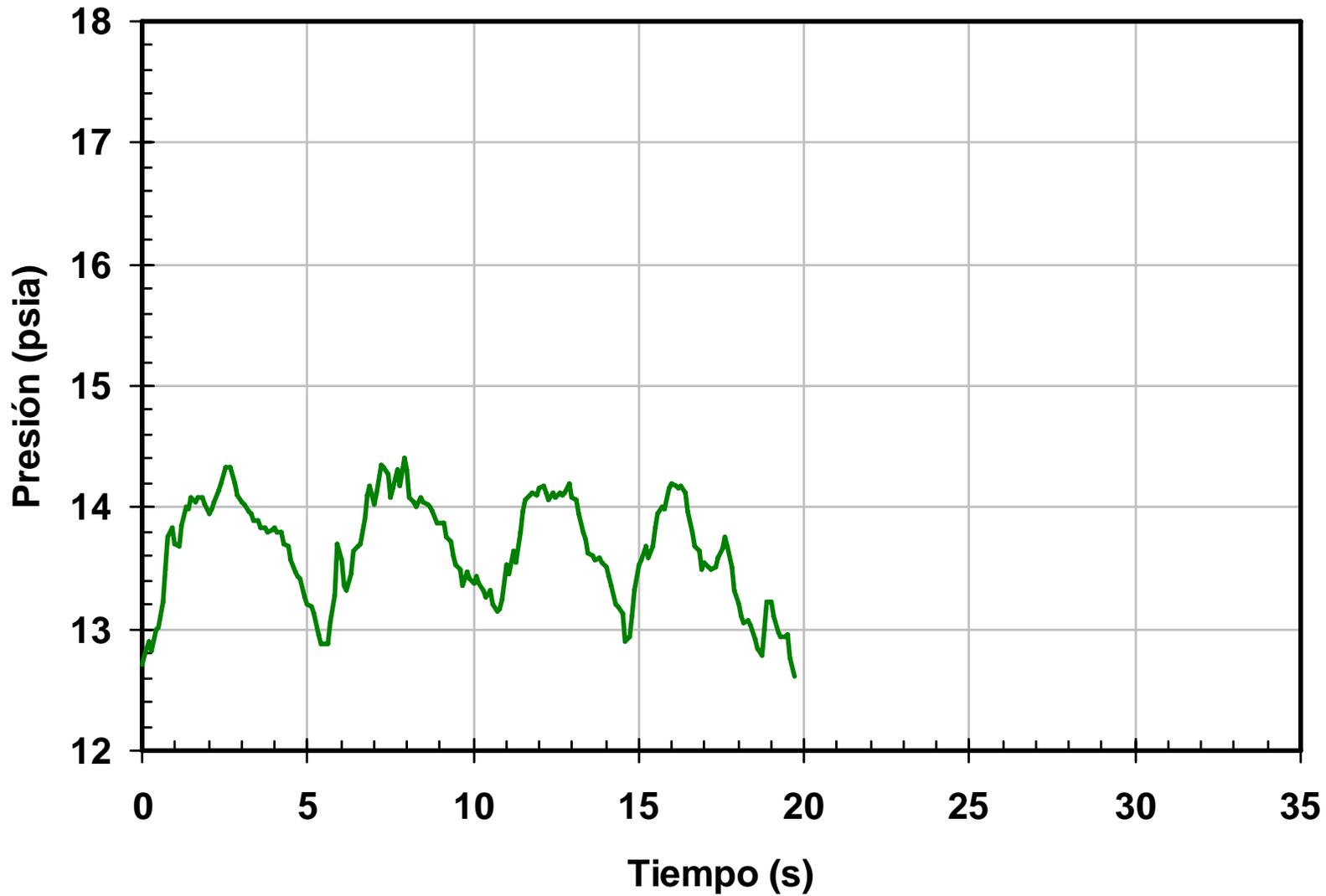
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 5a



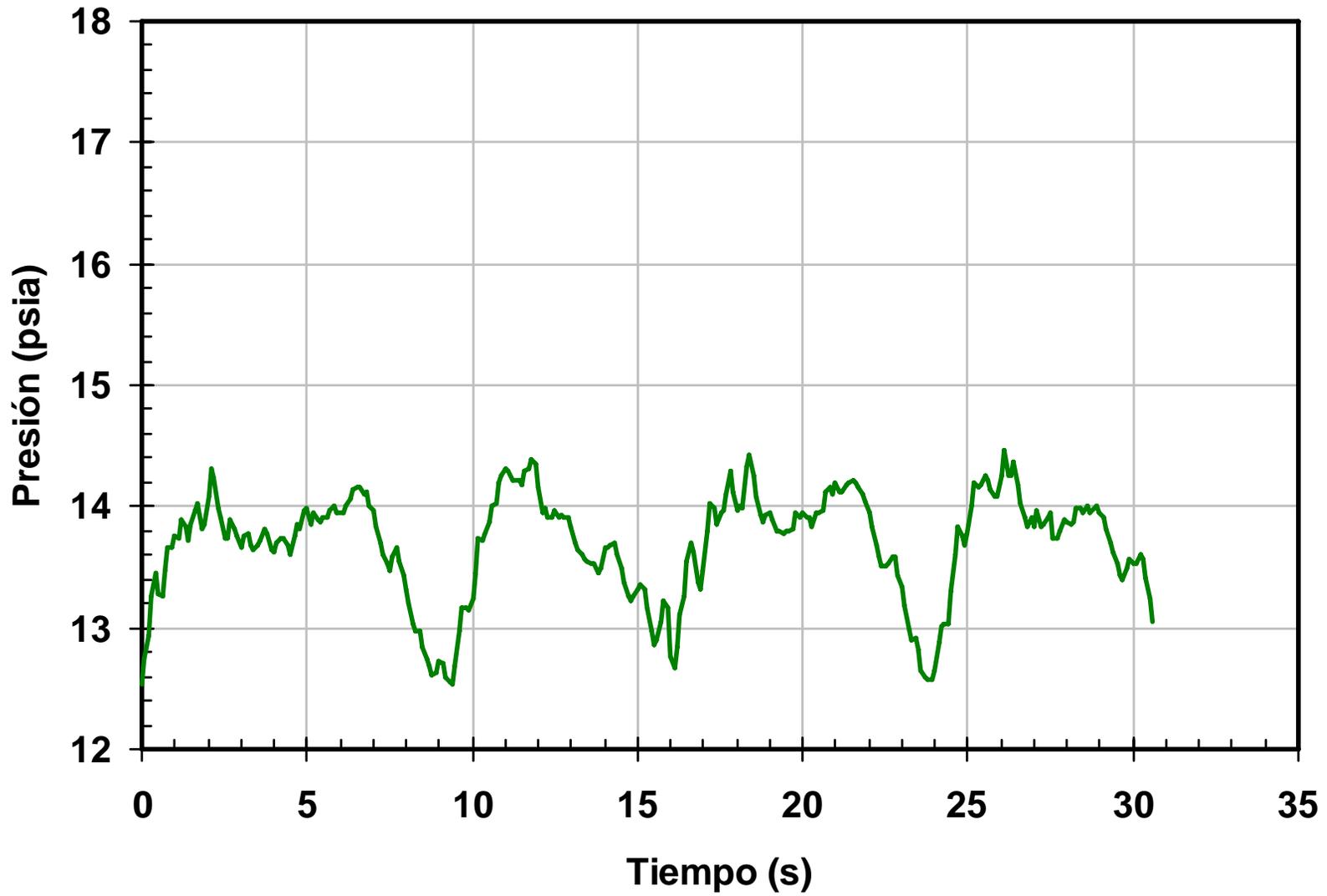
***Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser***

**Presión base del riser
*Experimento 5b***



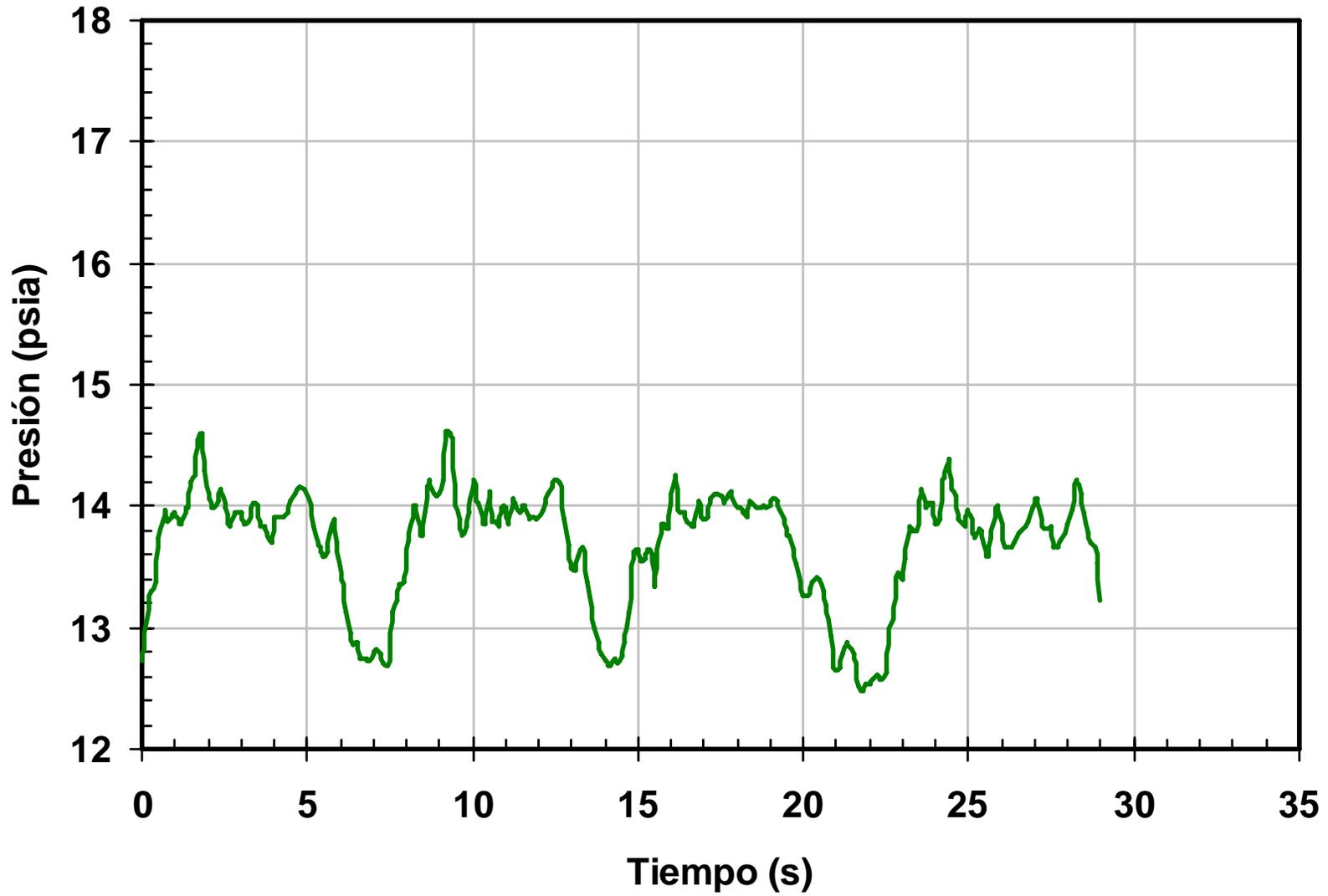
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 5c



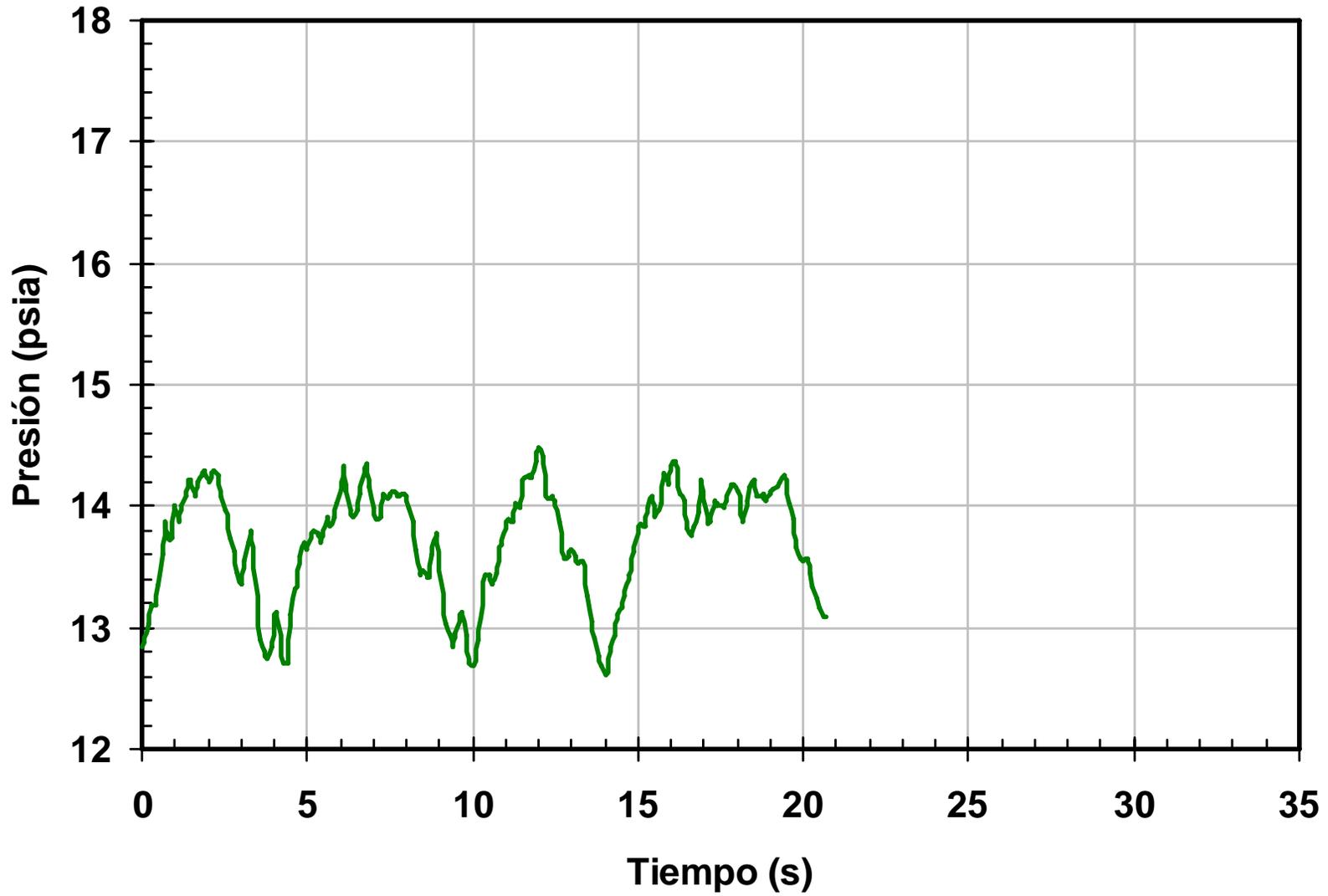
**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 5d



**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 5e



**Flujo bache hidrodinámico con inyección
de gas en la base del riser**

Presión base del riser
Experimento 5f

