

24
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN PARA EL CONTROL DEL BACHEO SEVERO EN EL TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS POR DUCTOS ASCENDENTES

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO PETROLERO

PRESENTA

DANIEL LÓPEZ MÁRQUEZ

CD. UNIVERSITARIA 1997

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-I-070

SR. DANIEL LOPEZ MARQUEZ
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor M. I. José Angel Gómez Cabrera, y que aprobó esta Dirección, para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

**ALTERNATIVA DE SOLUCION PARA EL CONTROL DEL BACHEO SEVERO EN EL
TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS POR DUCTOS ASCENDENTES**

- I CONCEPTOS FUNDAMENTALES
- II PROGRAMA EXPERIMENTAL DE FINN ERIK JANSEN
- III TEORIA Y PROGRAMACION DE LOS MODELOS
- IV INVESTIGACION DE SOLUCIONES Y VALIDACION DE
 LOS MODELOS
- V APLICACION DE LOS MODELOS
- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
- NOMENCLATURA
- REFERENCIAS

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Ciudad Universitaria, a 7 de noviembre de 1995
EL DIRECTOR


ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS*RF(R*gtg

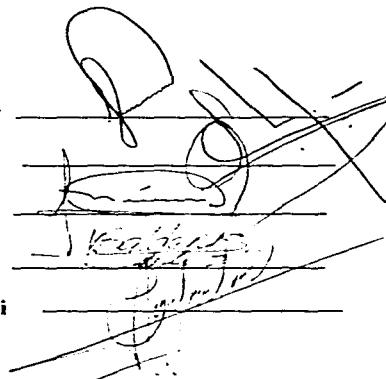
DANIEL LÓPEZ MÁRQUEZ
NÚMERO DE CUENTA: 8755665-2
CARRERA: INGENIERO PETROLERO

TEMA:

**ALTERNATIVA DE SOLUCIÓN PARA EL CONTROL DEL
BACHEO SEVERO EN EL TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS
POR DUCTOS ASCENDENTES**

JURADO:

Presidente	Ing. Jesús Héctor Díaz Zertuche
Vocal	M.I. José A. Gómez Cabrera
Secretario	Ing. Néstor Martínez Romero
Primer Suplente	M.I. Carlos Balderas Joers
Segundo Suplente	Dr. Faustino Fuentes Nucamendi



Handwritten signatures and scribbles over the jurado list, including a large signature at the top and several smaller ones below, some with horizontal lines through them.

Dedicatoria:

Este trabajo lo dedico a mis padres José López Ordaz y Cristina Márquez Mejía, como una compensación por todo su amor recibido y por el apoyo incondicional para la terminación de mis estudios.

A mis hijos Edgar Daniel López Gutiérrez y José Enrique López Gutiérrez también les dedico esta tesis, por una superación académica.

Agradecimientos:

Por su guía en la elaboración de este trabajo, por toda la ayuda recibida y por su altruismo para los estudiantes de ingeniería petrolera, le expreso mi gratitud Ing. José A. Gómez Cabrera.

En particular, agradezco al Ing. Néstor Martínez Romero por su valiosa asesoría y ayuda.

Deseo agradecer a todos los Ingenieros Petroleros que forman parte del plantel de catedráticos de la Facultad de Ingeniería, por todo el tiempo cedido para la formación de nuevos ingenieros.

Para terminar, agradezco todo el apoyo del personal de la Gerencia de Enlace Comercial de Pemex Exploración y Producción.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1.	
CONCEPTOS FUNDAMENTALES.	3
1.1 Generales de interés en este estudio.	3
1.1.1 Patrones de Flujo.	3
1.1.2 Colgamiento.	4
1.1.3 Colgamiento Sin Resbalamiento.	6
1.1.4 Velocidad Superficial y Real.	6
1.2 Respecto al bacheo severo.	7
1.2.1 Tipos de Flujo Bache.	7
1.2.2 Fases del Bacheo Severo.	8
1.2.3 Problemas Operacionales.	10
CAPÍTULO 2.	
PROGRAMA EXPERIMENTAL DE FINN ERIK JANSEN.	11
2.1 Sistema de fluidos manejados.	11
2.2 Instrumentación.	12
2.3 Procedimiento experimental.	14
CAPÍTULO 3.	
TEORÍA Y PROGRAMACIÓN DE LOS MODELOS.	16
3.1 Trabajos anteriores.	16
3.1.1 Criterio de Bøe.	16
3.1.2 Modelo de Estabilidad de Taitel.	17
3.1.3 Modelo de Cuasi-Equilibrio	20
3.2 Modelos de eliminación.	25
3.2.1 Modelo de Estabilidad.	25
3.2.2 Modelo de Cuasi-Equilibrio.	34

CAPÍTULO 4.
INVESTIGACIÓN DE SOLUCIONES Y VALIDACIÓN DE LOS MODELOS. 41

4.1	Regreso de líquido y fracción de gas.	43
4.2	Sistema sin aplicar método de eliminación.	46
4.3	Incremento de contrapresión.	51
4.4	Estrangulación.	58
	4.4.1 Selección del estrangulador	58
	4.4.2 Estrangulación	61
4.5	Inyección de gas.	68
4.6	Combinación de estrangulación e inyección de gas.	77

CAPÍTULO 5
5.- APLICACIÓN DE LOS MODELOS.

5.1	Programa de cómputo BACHSEV.	84
5.2	Aplicación.	87
	5.2.1 Estado actual del sistema.	89
	5.2.2 Estrangulación.	91
	5.2.3 Inyección de gas.	93
	5.2.4 Estrangulación e inyección de gas.	95

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES. 98

NOMENCLATURA. 100

REFERENCIAS. 102

INTRODUCCIÓN

La unión ducto inclinado-ducto vertical en los sistemas de transporte de hidrocarburos operando a bajos gastos de aceite y gas, favorece la formación del bacheo severo. El paso del gas se ve obstruido por la acumulación de líquido en el ducto ascendente. Cuando la presión en el ducto se incrementa hasta un máximo, el gas confinado expulsa al líquido acumulado, el gas en ascenso acarrea el líquido hacia el separador, de una manera caótica y violenta. Cuando toda la fuerza de expansión del gas se ha agotado, el líquido remanente regresa a la base del ducto ascendente, contribuyendo con una siguiente acumulación. Este tipo de flujo es un proceso cíclico con periodos de alta producción de líquido o gas seguidos por periodos sin producción. Si la longitud del bache originado es igual o mayor a la longitud del ducto ascendente el flujo se llama bacheo severo.

Debido a las grandes fluctuaciones de presión durante los ciclos del bacheo severo, la capacidad de producción de los campos se reduce. Con el sobreflujo, los separadores operan con bajas eficiencias, el líquido arrastrado por la corriente de gas puede perderse cuando se envía a los quemadores o afectar al equipo de compresión, si la corriente de líquido lleva gas, las bombas se puede dañar, además de trabajar por debajo de su eficiencia. Un manejo común al problema ha sido el sobredimensionamiento de los separadores o el cambio de las condiciones de operación.

En este trabajo se presentan dos modelos teóricos elaborados por Jansen⁵ que permiten, mediante un programa de cómputo, predecir el comportamiento de flujo en el ducto ascendente, cuando se propone como alternativa de solución, al bacheo severo, la inyección de gas o la estrangulación. Una conclusión importante de Jansen es la propuesta de la combinación inyección de gas y estrangulación.

El primero de los dos modelos, es capaz de predecir las condiciones de flujo inestable para el bacheo severo basado en un balance de fuerzas. El segundo, es un modelo fundamentado en la suposición de un proceso cuasi-equilibrio, con el cual se pueden estimar algunas características y el tipo de flujo.

Los algoritmos de los modelos se utilizan para elaborar el programa de cómputo BACHSEV. Con él se analiza el funcionamiento de los modelos para un sistema de transporte de hidrocarburos. Este programa es una aplicación gráfica sobre

Windows. El análisis de los sistemas se facilita por la obtención inmediata del mapa patrón de flujo y gracias a que el programa cuenta con un menú principal, ayuda y un manejo amigable de archivos: guardar, recuperar, salvar y modificar, se espera que cualquier predicción que pueda hallarse usando el programa, sea válida.

CAPÍTULO 1

CONCEPTOS FUNDAMENTALES

El objetivo de este estudio es presentar una herramienta confiable para eliminar las posibilidades de formación de flujo bache en un sistema ducto-ducto ascendente. Para entender su desarrollo, es necesario describir el comportamiento del fenómeno comenzando con la observación. Con este enfoque y como base para entender los estudios realizados por Finn Erik Jansen⁵ en este capítulo se ilustran los regímenes de flujo de dos fases observados en ductos horizontales y verticales, así como las fases encontradas dentro de un ciclo del bacheo severo. Además, se explican las nociones fundamentales de conceptos ligados a fenómenos inherentes en el desarrollo de las fases del bacheo severo.

1.1 GENERALES DE INTERÉS EN ESTE ESTUDIO.

1.1.1 Patrones de Flujo.

Los ductos que transportan el producto de la explotación de los yacimientos petroleros presentan secciones horizontales y verticales como es el caso del sistema ducto-ducto ascendente, donde es común el flujo de gas y líquido. Es evidente que al fluir dos fases concomitantes lo puedan hacer bajo diferentes formas. Cada una de estas formas presenta una distribución relativa de una fase con respecto a la otra, constituyendo un patrón o régimen de flujo. El régimen de flujo resultante dependerá principalmente de variables como: Inclinación de la tubería, densidad de los fluidos, viscosidad y velocidad de las fases, relación gas líquido y tensión superficial. Los regímenes de flujo frecuentemente encontrados en flujo de dos fases tanto en tuberías verticales como horizontales, se muestran en la figura 1.1.

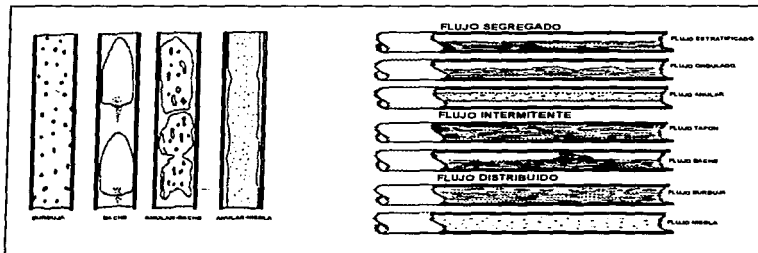


Figura 1.1 Patrones de flujo vertical y horizontal

En las figuras 1.2 y 1.3¹ se presentan dos mapas de patrones de flujo que describen la relación de las velocidades superficiales de flujo (aire vs agua) con los patrones, se puede observar la manera como se presentan los diferentes tipos de flujo en tuberías verticales como en horizontales.

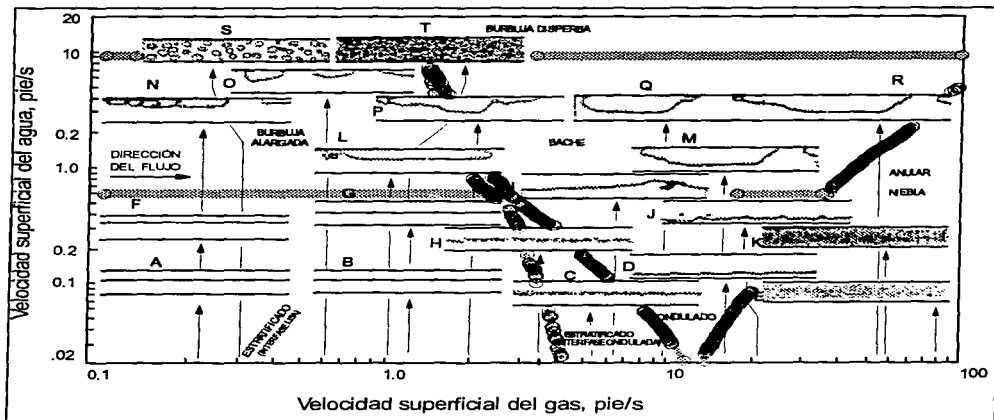


Figura 1.2 Relación de la velocidad con los patrones de flujo

Estratificado (interfase lisa)	A, B, F, G.	Estratificado (interfase ondulada)	C, H.
Ondulado	D, J.	Anular niebla	K, E.
Burbuja alargada	L, N, O, P.	Burbuja dispersa	S, T.
Bache	I, M, Q, R.		

1.1.2 Colgamiento.

Generalmente la velocidad con que fluye el gas, dentro de la tubería, es diferente de la velocidad con que fluye el líquido, generando un resbalamiento entre las fases. Las causas de este fenómeno son diversas tales como la segregación gravitacional, la diferencia de compresibilidad y la resistencia al flujo por fricción que es mucho menor en la fase gaseosa que en la líquida. Debido a este fenómeno el colgamiento varía continuamente a lo largo de una tubería.

El colgamiento del líquido (Φ) se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, y el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyan simultáneamente en la tubería.

$$\Phi = \frac{\text{volumen de líquido en una sección de tubería}}{\text{volumen de la sección de tubería}} \quad (1.1)$$

El colgamiento de líquido es una fracción que varía desde cero para flujo de gas, hasta uno para flujo de líquidos. El remanente del segmento de tubería, que es ocupado por gas, es referido como la fracción de gas.

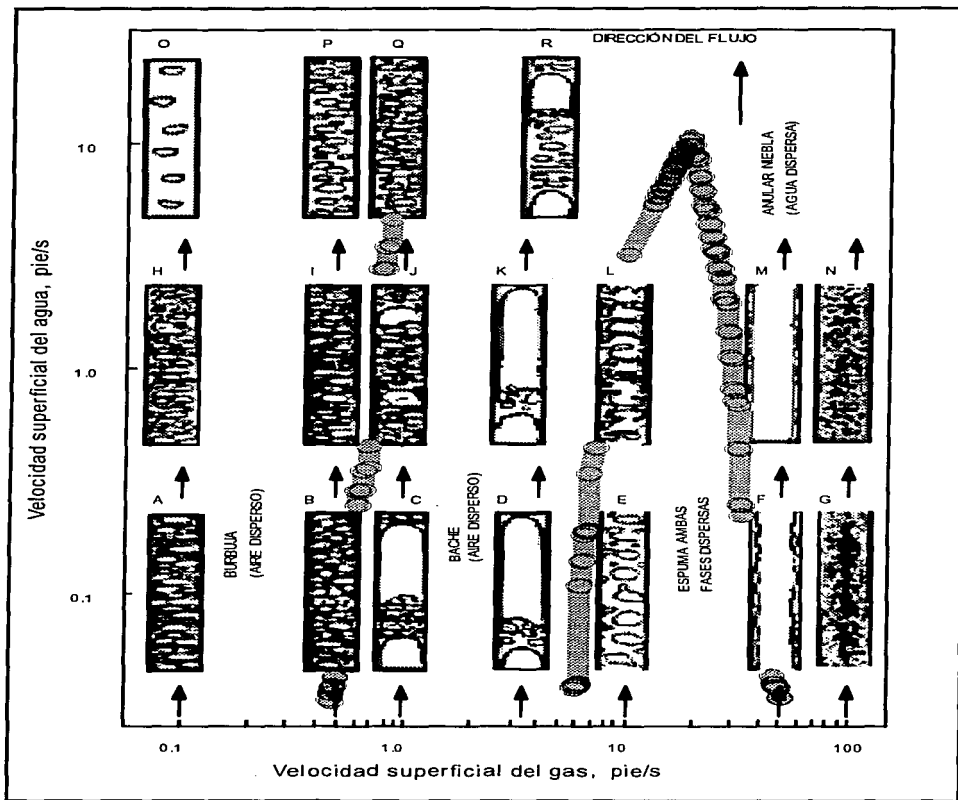


Figura 1.3 Relación de la velocidad con los patrones de flujo

Burbuja (aire disperso)

Bache (aire disperso)

Espuma (ambas fases dispersas)

Anular niebla (agua dispersa)

A, B, H, I, O, P, Q.

C, D, J, K, R.

E, L.

F, G, M, N.

1.1.3 Colgamiento Sin Resbalamiento.

Cuando el gasto de la mezcla es alto, de tal manera que la velocidad del líquido y el gas son prácticamente iguales, no existe resbalamiento entre las fases y por consiguiente la relación del volumen de líquido al volumen total no varía a lo largo de la tubería, resultando la fracción líquida sin resbalamiento (λ_L) en función de los gastos de líquido y gas a condiciones de escurrimiento:

$$\lambda_L = \frac{q'_L}{q'_L + q'_g} \quad (1.2)$$

1.1.4 Velocidad Superficial y Real.

La velocidad superficial de una fase en el flujo de una mezcla, se define como la velocidad que exhibiría la fase si esta fluyera sola a través de toda el área de la sección transversal de la tubería. La velocidad superficial de gas se calcula de la siguiente ecuación:

$$U_{GS} = \frac{q'_g}{A} \quad (1.3)$$

El área real a través de la cual fluye el gas se reduce por la presencia del líquido y se obtiene con la siguiente multiplicación $A(1-\Phi)$. Así, se tiene la siguiente ecuación para calcular la velocidad real del gas:

$$U_G = \frac{q'_g}{A(1-\Phi)} = \frac{U_{GS}}{(1-\Phi)} \quad (1.4)$$

donde A es el área de la sección transversal.

Las velocidades superficial y real del líquido se calculan de manera similar llegando a las siguientes ecuaciones:

$$U_{LS} = \frac{q'_L}{A} \quad (1.5)$$

$$U_L = \frac{q'_L}{A\Phi} = \frac{U_{LS}}{\Phi} \quad (1.6)$$

$(1-\Phi)$ y Φ son siempre menores que la unidad por consiguiente las velocidades reales serán mayores que las superficiales.

La velocidad de la mezcla se calcula en base al gasto total de flujo con la siguiente ecuación:

$$U_S = \frac{q'_L + q'_g}{A} = U_{LS} + U_{GS} \quad (1.7)$$

1.2 RESPECTO AL BACHEO SEVERO.

1.2.1 Tipos de Flujo Bache.

Los diferentes tipos de régimen flujo bache están caracterizados por períodos alternos de alta producción de líquido seguidos por una alta producción de gas. El flujo instantáneo en cada fase puede ser muchas veces mayor que el promedio y puede persistir por períodos de tiempo relativamente largos. Comúnmente se consideran dos tipos de flujo bache:

Flujo Bache Normal. Generalmente se presenta en toda la longitud del ducto y se caracteriza por sucesiones fortuitas de tamaños de baches de líquido y burbujas de gas⁷, y además por la generación de baches de líquido mucho más cortos que los del bacheo severo⁸. El flujo bache generado antes del ducto ascendente, entrará en este sin sufrir cambios significativos en frecuencia, velocidad y longitud¹⁰. Frecuentemente persistirá a gastos máximos de producción, particularmente en ductos con diámetros grandes. Ver figura 1.4.⁷

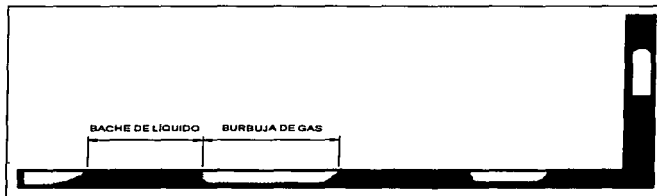


Figura 1.4 Flujo bache normal en un sistema ducto-ducto ascendente

En dirección horizontal este tipo de flujo es consecuencia de la inestabilidad hidrodinámica de una interfase estratificada líquido-gas bajo ciertas condiciones de flujo⁷. En la figura 1.5³ se observa un modelo para dirección horizontal. Una película de líquido fluye a lo largo del fondo de la tubería a una velocidad menor que la del bache, el bache crece al arrastrar líquido de la película en su parte delantera, pero a la vez, va perdiendo líquido por su parte trasera en una misma proporción. Las velocidades de burbuja de gas y bache de líquido son esencialmente idénticas.

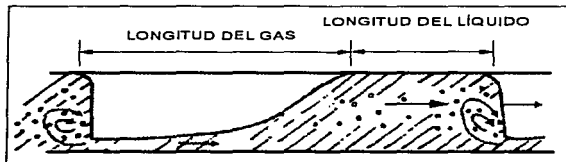


Figura 1.5 Modelo de flujo bache dirección horizontal

En flujo vertical ocurre cuando las burbujas de gas llegan a ser lo suficientemente grandes como para llenar el área transversal de la tubería que las conduce. En la figura 1.6 se ilustra el modelo en una sección vertical.

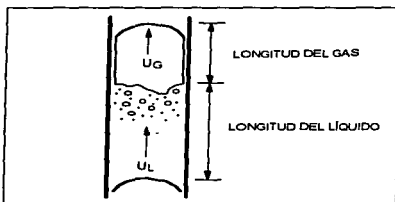


Figura 1.6 Modelo de flujo bache dirección vertical

Bacheo Severo. Se presenta a bajos gastos y surge como resultado de una inestabilidad del flujo inducida por una confluencia desfavorable ducto-ducto ascendente. Se caracteriza por baches de líquido cuya longitud es igual o mayor a la altura del ducto ascendente y además por un ciclo regular con una duración de varios minutos. Sin embargo, también ocurre la formación de baches más pequeños que la longitud del ducto ascendente que podrían generar ciclos de inestabilidad, pero estos normalmente son menos severos dado que no ocurrirá una completa obstrucción del gas.

1.2.2 Fases del Bacheo Severo.

La descripción del bacheo severo normalmente consiste de cuatro fases figura 1.7:

- Formación del Bache.** Esta fase comienza cuando la entrada al ducto ascendente alcanza a ser bloqueada por el regreso del líquido, impidiendo el paso del gas al ducto ascendente y confinándolo en el ducto. El nivel del líquido en el ducto ascendente va en aumento y la presión en el ducto se incrementa, hasta que el nivel del líquido llega a la parte superior del ducto ascendente.
- Producción del Bache.** Durante esta fase la presión en el ducto llega hasta su máximo. El gas confinado en el ducto se expande y expulsa contra el separador la parte del bache de líquido que ha llegado a la línea que conduce al separador.
- Brote.** En esta etapa el gas entra al fondo del ducto ascendente. La presión comienza a declinar rápidamente conforme el gas acelera su paso en el ducto ascendente, expandiéndose y acarreado el líquido al separador de una manera violenta y caótica.
- Regreso del Líquido.** En esta etapa la presión en el ducto llega a ser mínima y la expansión del gas máxima, causando abruptamente la caída de la velocidad del gas. El líquido transportado por el gas y el que se encuentra en contacto con las paredes del ducto ascendente, caerá dentro del ducto ascendente bloqueando la entrada y causando que el ciclo del bacheo severo comience de nuevo.

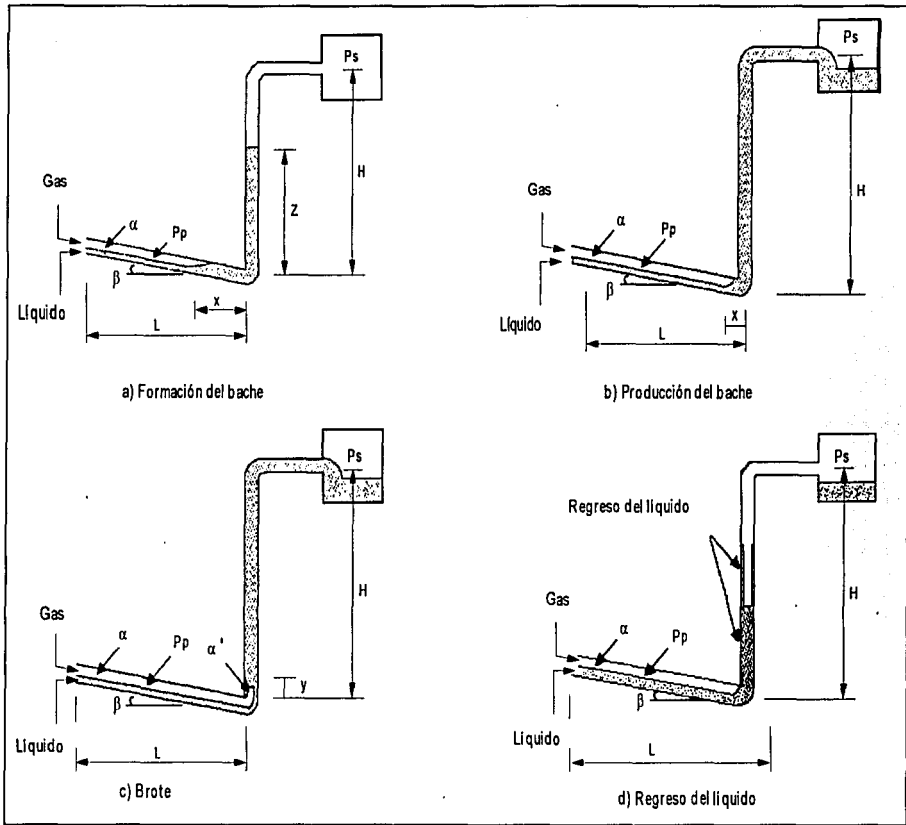


Figura 1.7 Fases del bacheo severo

H	Altura del ducto ascendente	P_s	Presión de separación	α	Fracción de gas en el ducto
L	Longitud del ducto	y	Altura del frente de gas	α'	Fracción de gas el ducto ascendente
P_p	Presión en el ducto	x	Penetración de líquido en el ducto	β	Ángulo de inclinación

1.2.3 Problemas Operacionales.

Con el uso de líneas de producción troncales; para el manejo del flujo de varios pozos, se tienen sistemas de transporte más económicos. Un de los aspectos más importantes que se deben de tomar en cuenta al diseñar y operar estas instalaciones, es el conocer el tipo de flujo que ocurrirá o que existe, ya que se han reportado pérdidas arriba del 50% en la capacidad de producción de los sistemas costafuera¹⁶. Una causa de esta pérdida es la generación de flujo bache, muy común en este tipo de instalaciones. Este flujo con frecuencia tiene su origen en las secciones inclinadas o verticales, como lo son los ductos ascendentes, que llevan el flujo a las plataformas de enlace y/o separación.

Cuando existe dicho flujo, las instalaciones para la separación de gas y aceite operan debajo de su eficiencia, si la corriente de gas arrastra grandes cantidades de líquido el equipo de compresión se puede dañar y en ocasiones los líquidos valiosos se pierden al tener que enviarse a los quemadores. Las bombas también sufren daños y trabajan con eficiencias inferiores cuando la corriente de líquido lleva burbujas de gas.

Una solución común a este problema es el sobredimensionamiento de las baterías de separación para poder manejar los baches de líquido sin tener arrastre significativo de líquido en la corriente de gas. En este trabajo se presentan otras alternativas.

En la figura 1.8 se observan tres ejemplos comunes presentados por Yocum¹⁶ donde se genera el flujo bache, dicho flujo puede ocasionar una reducción en la capacidad de producción de los sistemas.

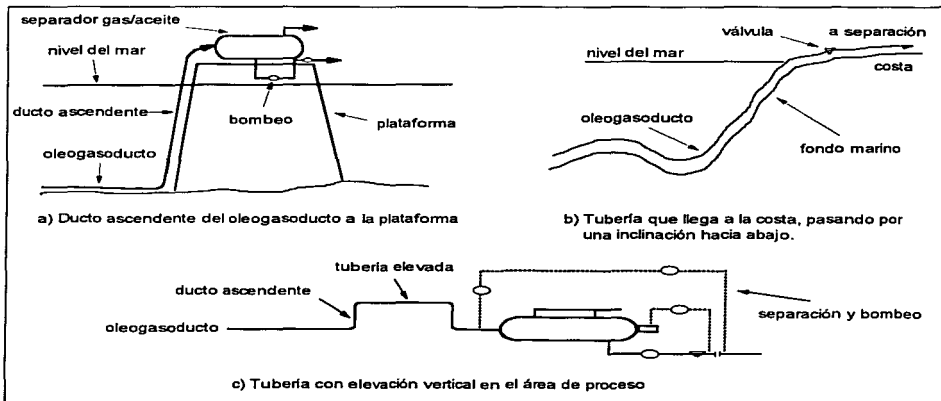


Figura 1.8 Sistemas de generación de flujo bache

CAPÍTULO 2

PROGRAMA EXPERIMENTAL DE FINN ERIK JANSEN

Para estudiar la formación del bacheo severo Jansen utiliza una modificación de las instalaciones de prueba construidas y usadas por VierKandt¹⁵. Se hicieron algunos cambios para adaptarlas a los requerimientos de eliminación del bacheo severo del presente estudio.

Las instalaciones consisten de una tubería (ducto) de 9.1 m. de longitud, conectada a un ducto ascendente de 3m. de altura (ver figura 2.1). La tubea y el ducto ascendente están fabricados con una tubería R-4000 PVC de 2.54 cm. de diámetro, montados a vigas-I de aluminio. El ducto se conecta al ducto ascendente por medio de una manguera flexible y puede ser inclinado para un rango de -5° a $+5^\circ$ de la horizontal.

El flujo a través del ducto ascendente se descarga a una tubería PVC con un diámetro de 20.3 cm., que sirve como separador. Gracias al gran diámetro interno de esta tubería cualquier efecto de sifón es eliminado. Este separador puede ser abierto o cerrado por medio del control de la contrapresión.

Una longitud adicional del ducto se puede simular utilizando dos tanques de volumen variable como se muestra en la figura 2.1. Los tanques pueden usarse en paralelo o individualmente. En esta experimentación se usa solo el tanque pequeño. El volumen del gas se puede ajustar fácilmente, cambiando el nivel de líquido en los tanques.

2.1 SISTEMA DE FLUIDOS MANEJADOS

Como fase líquida se usa agua, antes de llegar el agua al ducto, se hace fluir a través de un filtro removiendo las partículas indeseables. Para suprimir cualquier fluctuación de presión en el suministro de agua, se ubica un regulador de presión corriente arriba de la válvula reguladora. En el mezclador se instala una válvula de retención check para asegurarse de que no exista regreso de líquido.

Se usa aire como fase de gas y es suministrado por un compresor, el aire pasa a través de dos filtros para eliminar cualquier impureza, con un regulador se controla la presión y la temperatura del flujo de aire se mide con un termómetro localizado corriente arriba del medidor de orificio.

En las instalaciones originales la válvula reguladora de la fase gaseosa se situó corriente arriba del medidor de orificio; Sin embargo, durante los ciclos de bacheo severo el gasto de gas puede fluctuar hasta en un 50%. Así, para eliminar esta fluctuación la válvula reguladora se ubica corriente abajo del medidor de orificio.

La tubería de inyección del gas se divide corriente abajo de los filtros. Una sección va hacia la entrada del ducto y una segunda a los puertos de inyección de gas en el fondo del ducto ascendente y en el final del ducto. Los puertos de inyección de gas son equidistantes en una circunferencia, ubicados en el fondo del ducto ascendente y en el final del ducto ver figura 2.2.

Con los puertos de inyección, es posible conducir el gas hasta la base del ducto ascendente o al final del ducto. La sección de tubería que alberga los puertos se fabrica de acero, esto impide la observación directa del flujo.

Después de la separación el aire se despeja a la atmósfera y el agua se descarga al drenaje.

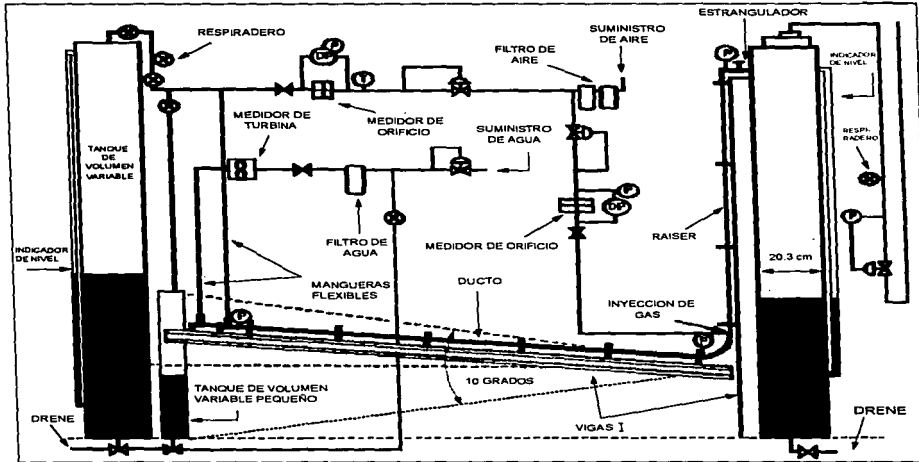


Figura 2.1 Esquema de las instalaciones

2.2 INSTRUMENTACIÓN

Los flujos de gas hacia el ducto y a la inyección del ducto ascendente se registran con medidores de orificio, para minimizar las fluctuaciones de presión los medidores de orificio se instalan corriente arriba de la válvula reguladora, la diferencial de presión a través de las placas con orificio se determina con celdas diferenciales de presión Foxboro 843DP. Las presiones estáticas se miden corriente arriba de las placas con orificio, por medio de celdas de presión estática Foxboro 841GM. Los medidores de orificio se calculan en base a la presión diferencial y estática, temperatura del flujo de gas y de los gastos de flujo. La calibración de las celdas de presión estática se realiza con un manómetro abierto de mercurio, mientras que la calibración de las celdas de presión diferencial se realiza con un manómetro con fluido de gravedad específica de 2.95. La calibración completa del orificio es hecha con una tobera sónica. El gasto del flujo se regula usando válvulas de aguja.

Los gastos de agua se registran con un medidor de turbina Hoffer, y se regulan con una válvula de aguja corriente arriba del medidor de turbina. La calibración del medidor de turbina se realiza llenando el ducto ascendente y el ducto con agua, después se hace fluir sólo agua a diferentes gastos mientras que se registran los cambios en el nivel del líquido del separador.

La presión en el sistema se mide usando tres transductores de presión Validyne, uno se ubica en la parte izquierda del ducto al final del mezclador, otro al final del ducto y el tercero justo corriente arriba del estrangulador en la parte superior del ducto ascendente. La calibración de los transductores de presión se cumple con el uso de un manómetro de mercurio abierto.

La contrapresión en el separador se controla con una válvula reguladora ubicada en la línea de descarga del gas y con otra al final de la línea de descarga del agua. La presión se registra de un medidor corriente arriba del regulador de presión en la línea de venteo y de un transductor de presión corriente arriba del estrangulador cuando el estrangulador está totalmente abierto.

El estrangulador se sitúa a cinco pulgadas corriente abajo de la sección horizontal de tubería que va de la parte superior del ducto ascendente a la parte correspondiente del separador. Se usa una válvula de bola como estrangulador ajustable. La válvula se gradúa de cero a diez, cero cuando se encuentra totalmente cerrada y diez cuando está completamente abierta. Sin embargo, se encontró un rango práctico de estrangulación entre 5.5 y 8. Este rango es una función de la desigual apertura de la válvula de bola como se observa en la figura 2.3. La presión corriente arriba en el estrangulador se mide con un transductor de presión Validyne colocado a tres pulgadas del estrangulador. La presión corriente abajo se supone como atmosférica por abrir la parte superior del separador al aire. La longitud de la tubería entre el estrangulador y el separador es aproximadamente de 12 pulgadas.

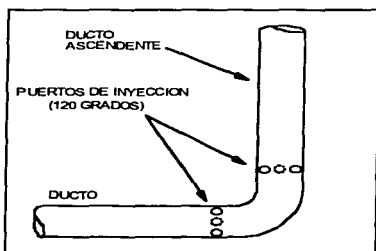


Figura 2.2 Puertos de inyección

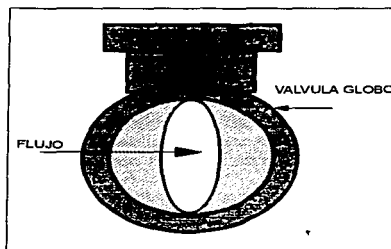


Figura 2.3 Esquema del estrangulador

Se usa una computadora PC-AT IBM con un paquete de datos LabMaster para coleccionar los datos de los transductores de presión y del medidor de turbina. El voltaje de salida de cada transductor y del medidor de turbina se lee por medio del paquete LabMaster y se convierte a números binarios para manipularse por la computadora. El programa de computadora controla el proceso de adquisición de datos y realiza la conversión de estos datos a gastos de flujo actual y presiones.

2.3 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Debido a la cantidad de datos a coleccionar y a su afluencia necesaria para el estudio, Jansen fija la velocidad de recoleccion a un dato por segundo. En base a los tiempos de ciclos esperados esta velocidad de adquisici3n de datos se considera suficiente. La prueba experimental fue corrida durante seis minutos para coleccionar varios ciclos y observar los posibles cambios en los ciclos mismos.

Suponiendo que la eliminaci3n del bacheo severo es una funci3n pura del ciclo mismo de bacheo y no de la configuraci3n de las instalaciones, se decide que la investigaci3n s3lo se realice para un 3ngulo de inclinaci3n de -1° . Para simular una longitud adicional de tubería, se utiliza un equivalente de longitud de tubería de 10 m. con gas. Cuando se estrangula o cuando se inyecta gas no se utiliza contrapresi3n. Esto permite una configuraci3n de la instrumentaci3n constante para todos los experimentos de eliminaci3n, excepto para la prueba cuando se incrementa la contrapresi3n.

VierKandt¹⁵ observ3 problemas de regreso de brotes severos al ducto cuando se inyecta el gas en los puertos al final del ducto, en raz3n a esta experiencia se recomienda la inyecci3n del gas en los puertos situados en la base del ducto ascendente. Se usan dos procedimientos de experimentaci3n diferentes. En el primer m3todo se mantienen los gastos suministrados de gas y l3quido constantes en el ducto, mientras crece la inyecci3n de gas en la base del ducto ascendente hasta llegar al r3gimen estacionario. En el segundo m3todo se mantiene el gasto de prueba de gas inyectado en el ducto ascendente constante, mientras varían los gastos suministrados de l3quido y gas en el ducto, para observar la extensi3n del 3rea del bacheo severo.

Se considero que los ajustes de estrangulaci3n utilizados cubren un rango adecuado de restricciones y est3n basados en ensayos iniciales donde se observ3 la estabilidad en el ducto ascendente. El rango de coeficientes de estrangulaci3n del l3quido se encuentra entre 62600 a 1180000 Pa s²/m². Para la estrangulaci3n se manejan dos procedimientos de experimentaci3n diferentes. El primer m3todo trata de mantener constante el ajuste de gastos suministrados en el ducto mientras crece la estrangulaci3n. Con este m3todo se observa el efecto de la estrangulaci3n en la presi3n del sistema y la estabilidad en el ducto ascendente. El segundo m3todo trata de mantener constante el ajuste de estrangulaci3n mientras varían los gastos en el ducto, por este m3todo se observan los efectos del tama3o del estrangulador en la extensi3n del 3rea del bacheo severo.

Para las pruebas de incremento de contrapresi3n, 3sta se mantiene constante mientras los gastos en el ducto se varían observando el efecto de la presi3n en el separador sobre la estabilidad en el ducto ascendente.

En resumen, las pruebas se llevan a cabo para determinar el m3todo 3ptimo de eliminaci3n del bacheo severo. Con este prop3sito se evalúa la combinaci3n simult3nea de estrangulaci3n e inyecci3n de gas en la base del ducto ascendente. Para esta experimentaci3n el gasto de inyecci3n en el ducto ascendente y la estrangulaci3n se mantienen constantes, mientras se varían los gastos en el ducto.

Los gastos de líquido y gas se ajustan en el rango de 0.05 a 0.35 m/s y 0.05 a 0.5 m/s respectivamente. Los límites inferiores se ajustaron con mediciones exactas y los límites superiores fueron ajustados por restricciones de bacheo y represionamiento. El gas y líquido se permite fluir entre 10 y 15 minutos, hasta llegar a un estado operacional permanente. Cuando se obtiene un flujo representativo, comienza la toma de datos durante seis minutos.

Mientras la computadora recolecta datos de presión y gasto, se realizan observaciones visuales y mediciones de longitud de baches de líquido, penetración, tiempos de ciclo y de brote. En resumen, se registra la identificación visual del tipo de flujo y otras tendencias visibles, junto con cambios de presión y temperatura en la línea de flujo.

CAPÍTULO 3

TEORÍA Y PROGRAMACIÓN DE LOS MODELOS

Para observar el efecto de los métodos analizados para la eliminación del bacheo severo, Jansen construye un mapa de patrón de flujo. Como punto de referencia el trazo del mapa utiliza el Criterio de $B\phi e^2$, el cual produce el área general de bacheo severo para un flujo sin restricciones (sin aplicar método alguno de eliminación).

Se presenta el análisis de Taitel¹² del cual se deduce el criterio de estabilidad para encontrar la región de flujo inestable en el ducto ascendente. Estos análisis se extienden para explicar las propuestas de Jansen⁵.

Además se presenta el modelo transitorio de VierKandt¹⁵-Taitel¹³ para predecir el tipo de flujo en un ducto ascendente, a través del cual se supone ocurre el proceso Cuasi-Estacionario (ó Cuasi-Equilibrio).

3.1 TRABAJOS ANTERIORES.

3.1.1 Criterio de $B\phi e$

Con base en el Criterio de $B\phi e^2$ se determinan las velocidades superficiales del gas a condiciones estándar (U_{Gs}) y del líquido (U_{Ls}). Con los valores obtenidos se construye una gráfica de U_{Gs} contra U_{Ls} en escala doblelogarítmica, la cual presenta las fronteras del bacheo severo dentro del ducto ascendente figura 3.1. Los datos experimentales demuestran que este criterio trabaja razonablemente bien.

Si se ignora la fricción y la aceleración, y se considera la columna de líquido en el ducto ascendente libre de gas la deducción del Criterio de $B\phi e$ se puede hacer de un simple análisis de presiones. En el punto cuando el líquido llega a la parte superior del ducto ascendente ($Z = H$) y el gas comienza a penetrar el fondo del ducto ascendente ($x = 0$) ver figura 1.7, la presión en el ducto se aproxima como:

$$P_p \approx P_s + \rho_L gZ \quad 3.1$$

Considerando un comportamiento ideal del gas, la presión en el ducto se expresa como:

$$P_p = \frac{m_G}{V_G} RT \quad 3.2$$

Derivando la presión con respecto al tiempo (t) para las ecuaciones (3.1) y (3.2) se tiene:

$$\frac{dP_p}{dt} = \frac{\dot{m}}{V_G} RT \approx \rho_L g \frac{dZ}{dt} \quad 3.3$$

En el bacheo severo la longitud del bache de líquido es al menos igual a la longitud del ducto ascendente. De esta manera se tiene la siguiente condición de frontera; el nivel del líquido debe llegar a la parte superior del ducto ascendente antes de que el gas penetre en la base de éste ($Z = H$, $x = 0$), en estas condiciones se supone que el cambio del nivel de líquido en el ducto ascendente con respecto al tiempo (dZ/dt) se debe sólo al líquido que llega del ducto, y se puede igualar a la velocidad superficial del líquido, U_{LS} .

Si se expresa el gasto másico de gas en términos de la velocidad superficial del gas a condiciones estándar y el volumen de gas como una fracción del volumen de ducto, la ecuación (3.3) se escribe como:

$$\frac{U_{Gso} \rho_{G0} ART}{L \alpha A} = \rho_L g U_{LS} \quad 3.4$$

o

$$U_{LS} = \frac{\rho_{G0} RT}{\rho_L g L \alpha} U_{Gso} \quad 3.5$$

La fracción de gas en el ducto (α) puede ser calculada con el modelo de Taitel y Dukler¹¹, para flujo estratificado en una tubería con una velocidad de gas insignificante. Sin embargo, se debe tener en cuenta que el uso de este modelo puede dar un valor aproximado a cero para altas velocidades de líquido.

El bacheo severo ocurrirá a las velocidades definidas por la superficie descrita por la ecuación (3.5) ver figura 3.1. Esta ecuación no depende de la presión de separación ni de la altura del ducto ascendente.

3.1.2 Modelo de Estabilidad de Taitel.

Este modelo surge del análisis de la diferencia de fuerzas entre la columna hidrostática más la presión de separación y la fuerza de expansión del gas. Esta diferencia de fuerzas se evalúa en la primera etapa de penetración del gas en el ducto ascendente.

El frente de expansión del gas comienza a penetrar la columna de líquido con una burbuja de altura (y), como se muestra en la figura 3.2. La altura de la columna de líquido es igual a (H) menos (y). En (y) igual a cero existe un equilibrio entre la fuerza de expansión del gas y la columna hidrostática existente. Esta suposición es válida para la frontera entre el bacheo severo y no severo cuando (x) es igual a cero. En este punto pueden ser ignoradas la aceleración y la fricción.

En el instante justo cuando el frente de gas comienza a penetrar la base del ducto ascendente con una altura (y), la fuerza por unidad de área actuando entre la interfase del bache de líquido y el frente de gas es:

$$\Delta F = \left[(P_s + \rho_L g H) \frac{\alpha L}{\alpha L + \alpha' y} \right] - [P_s + \rho_L g (H - y)] \quad 3.6$$

El primer término a la derecha de la ecuación es la fuerza de expansión del gas en el ducto (se supone que el gas se expande isotérmicamente). El segundo término es la fuerza de contrapresión causada por la presión de separación y la columna de líquido de altura $H - y$. Este sistema está en equilibrio ($\Delta F = 0$) cuando $y = 0$. La fracción de gas penetrando en la columna de líquido se representa por α' . Basado en un modelo de flujo bache, Taitel¹² estimó que α' puede tener un valor constante de 0.9. Más adelante se presenta una discusión a este valor.

Con el siguiente razonamiento se establece el fundamento para el Criterio de Estabilidad. Si el aumento de la fuerza de presión del gas en movimiento es mayor a la adición de la carga hidrostática más la presión de separación, el frente de gas se acelera en el ducto ascendente, esto origina un brote de líquido y causa inestabilidad ($\Delta F > 0$). La derivada de ΔF con respecto a la altura de penetración del gas en el ducto ascendente (y) en la siguiente desigualdad, es la condición de estabilidad para que el gas no se acelere en el ducto ascendente:

$$\frac{d(\Delta F)}{dy} < 0 \quad @ \quad y \approx 0 \quad 3.7$$

Derivando la ecuación (3.7) el Criterio de Estabilidad se da por:

$$\frac{P_s}{P_o} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} - H}{\rho_L g} \quad 3.8$$

Como se ve en la ecuación (3.8), L , H , P_s , P_o , ρ_L y g son constantes para un sistema dado. El Criterio de Estabilidad depende sólo de la variación de α y α' . Taitel estimó el valor constante de 0.9 para α' , entonces el Criterio de Estabilidad es función de α . Sin embargo, α está en función directa de U_{LS} por lo tanto la línea de estabilidad se dibuja como una recta independiente de U_{GS} . Esta línea se muestra en la figura 3.1 (línea A). P_o es la presión atmosférica y es usada para crear una solución adimensional.

Para el caso cuando ocurra una operación estable y exista un flujo de gas estacionario ascendente, es necesario considerar un colgamiento promedio de líquido en el ducto ascendente. Ya que este colgamiento de líquido (Φ) es siempre menor que 1, un colgamiento pequeño incrementa la estabilidad del ducto ascendente como se muestra en la ecuación (3.9).

$$\frac{P_s}{P_o} > \frac{\Phi \left[\frac{\alpha L}{\alpha'} - H \right]}{\rho_L g} \quad 3.9$$

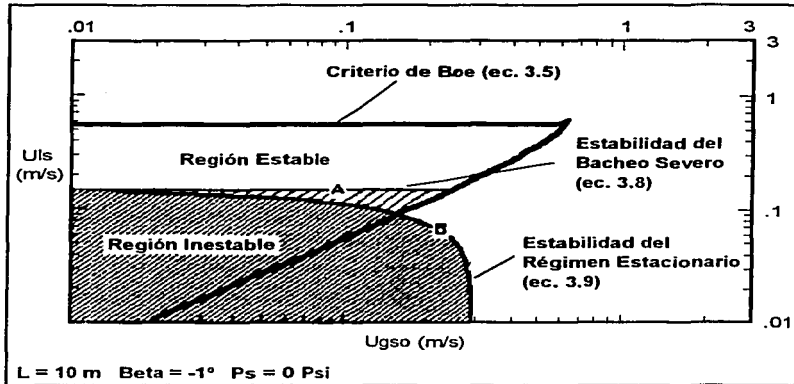


Figura 3.1 Regiones estable e inestable

El valor de Φ se calcula suponiendo que se desarrolla totalmente el flujo bache en el ducto ascendente con baches de liquido libres de gas:

$$1 - \Phi = \frac{U_{gs}}{U_T} \quad 3.10$$

donde:

$$U_T = C_o U_s + U_D \quad 3.11$$

C_o y U_D dependen de que ocurra flujo bache o burbuja en el ducto ascendente. La velocidad superficial del gas en el ducto ascendente usando la densidad promedio del gas se calcula con la ecuación (3.12).

$$U_{gs} = U_{gs0} \frac{P_o}{P_s + \rho_L \Phi g H / 2} \quad 3.12$$

Como una confirmación de las ecuaciones (3.8) y (3.9) Vierkandt¹⁵ demostró experimentalmente que el flujo estable puede existir dentro de la región del Criterio de Boe (arriba de la línea A figura 3.1) y la región inestable existe fuera de la región de Boe (abajo de la línea B figura 3.1).

Estrangulación

El mismo análisis hecho para un sistema sin restricciones se hace para predecir la estabilidad del flujo en el ducto ascendente cuando ocurre una estrangulación en su parte superior. Taitel¹² supuso que la contrapresión cuando se estrangula podría incrementarse en proporción al movimiento de (y):

$$P_B - P_S = Ky \quad 3.13$$

Ahora la fuerza neta por unidad de área actuando en la interfase es:

$$\Delta F = \left[(P_S + \Phi \rho_L g H) \frac{\alpha L}{\alpha L + \alpha' y} \right] - [(P_S + Ky) + \Phi \rho_L g (H - y)] \quad 3.14$$

Esto lleva al Criterio de Estabilidad para el sistema con estrangulador superficial:

$$\frac{P_S}{P_O} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} \left[\Phi - \frac{K}{\rho_L g} \right] - \Phi H}{\frac{P_O}{\rho_L g}} \quad 3.15$$

Se supone la siguiente relación general de estrangulación como:

$$P_B - P_S = CU_S^2 \quad 3.16$$

Es necesaria una relación entre C y K para resolver el Criterio de Estabilidad. Ya que $P_B - P_S$ es igual a Ky , la relación entre C y K es:

$$C = \frac{Ky}{U_S^2} \quad 3.17$$

Desafortunadamente, no se ha determinado una relación exacta entre C y K. Una propuesta para utilizar el concepto de estabilidad y encontrar una relación válida entre C y K se presenta en la sección 3.2.1.

3.1.3 Modelo de Cuasi-Equilibrio

Este modelo fue presentado por Vierkandt¹⁵ y Taitel¹³⁻¹⁴, su análisis se basa en suponer un proceso de Cuasi-Equilibrio con el cual puede modelarse el comportamiento del flujo. Con base en el análisis experimental de Vierkandt se encontró que la suposición de régimen estacionario en la región estable dada por el Criterio de Estabilidad no es necesariamente el caso. En realidad la transición al régimen estacionario es gradual. En efecto, cuando el sistema es estable y el gas penetra el líquido que llena el ducto ascendente, hay una tendencia de oscilación de la fracción de gas en el ducto ascendente. Este proceso oscilatorio puede llegar a ser amortiguado y resultar un

flujo de dos fases régimen estacionario. Sin embargo, el proceso puede continuar indefinidamente en un proceso cíclico Cuasi-Estacionario. El proceso mencionado se parece al proceso cíclico del bacheo severo, pero sin el vigoroso brote espontáneo el cual es característico del bacheo severo.

El proceso Cuasi-Equilibrio se describe de la siguiente manera: comienza cuando el ducto ascendente está lleno de líquido y el gas lo penetra. Se supone una penetración del gas bajo condiciones de equilibrio estables; de esta manera, los brotes no ocurren. Como resultado de la penetración del gas en el ducto ascendente, la fracción α' se incrementa y la presión hidrostática decrece. Por causa de la disminución de esta presión y la subsecuente expansión de gas en el ducto, el gasto másico de gas en el ducto ascendente se incrementa. Esto ocurre hasta que no esté completamente airado el ducto ascendente y la presión en el fondo llegue a un mínimo. Cuando se alcanza la presión mínima el gasto de gas dentro del ducto ascendente disminuye. Esto vuelve a permitir el incremento en el colgamiento de líquido en el ducto ascendente. Conforme se acumula líquido en el ducto ascendente, el gasto de gas tiende a cero, esto origina la penetración de líquido en el ducto, resultando un proceso cíclico. El proceso llegará a régimen estacionario si el gasto de penetración del gas en el ducto ascendente es siempre positivo.

Cuando la penetración del gas en el ducto ascendente llega a cero, el líquido bloquea el fondo de éste. A esto sigue un movimiento de la interfase líquida hacia adentro del ducto la cual bloquea el paso del gas al ducto ascendente, esto sucede hasta que no llegue otra vez la interfase líquida al fondo del ducto ascendente, en este punto, la penetración del gas en la columna de líquido comienza y un nuevo ciclo da inicio.

Pueden ocurrir tres diferentes posibilidades como resultado de la penetración del gas dentro de la columna de líquido en un proceso Cuasi-Equilibrio:

1. La penetración del gas en el ducto ascendente conduce hacia la oscilación, terminando en un flujo de dos fases en régimen estacionario.
2. La penetración del gas en el ducto ascendente lleva hacia una operación cíclica sin regreso de líquido.
3. La penetración del gas en el ducto ascendente lleva hacia una operación cíclica con regreso del líquido.

Ambos procesos 2 y 3 son ciclos de bacheo severo. En el proceso 2 la velocidad del líquido es la suficiente para llevarlo hasta la parte superior del ducto ascendente. Para el proceso 3 esta velocidad no es la suficiente para acarrear el líquido a la parte superior del ducto ascendente, resultando un regreso de líquido y por ende la creación de una interfase clara entre el gas y líquido propagándose hacia la parte superior del ducto ascendente.

Régimen Estacionario

El análisis da inicio cuando el ducto ascendente está lleno de líquido y el gas comienza su penetración en éste ($Z = H$, $x = 0$, $P_p = P_{max}$). Acorde con la entrada de gas la presión hidrostática disminuye y el gas se expande. Esto causa el incremento del gasto másico de gas (\dot{m}_G) en el ducto ascendente con el tiempo (t). Si se considera un comportamiento ideal del gas, el gasto másico instantáneo de gas en el ducto ascendente se puede calcular por:

$$\dot{m}_G = \dot{m}_{Gin} - \frac{\alpha LA}{RT} \frac{dP_p}{dt} \quad 3.18$$

Si las caídas de presión por fricción y aceleración son despreciadas, la presión en el ducto es igual a la presión en el separador más la carga de la columna hidrostática:

$$P_p = P_s + \int_0^h \Phi \rho_L g dy \quad 3.19$$

donde Φ es el colgamiento promedio de líquido en el ducto ascendente.

Para simplificar el problema se supone una velocidad constante de la mezcla (U_s), a lo largo del ducto ascendente. Con el mismo propósito se calcula una densidad promedio del gas basada en la presión local en el ducto ascendente ponderada con la fracción local del gas ($1-\phi$):

$$\bar{\rho}_G = \frac{\int_0^h (1-\phi) \frac{P(y)}{RT} dy}{\int_0^h (1-\phi) dy} \quad 3.20$$

La presión local se calcula con:

$$P(y) = P_s + \int_y^h \phi \rho_L g dy \quad 3.21$$

Con base en la suposición de una densidad promedio del gas constante, la velocidad superficial del gas es:

$$U_{Gs} = \frac{\dot{m}_G}{\bar{\rho}_G A} \quad 3.22$$

La velocidad constante de la mezcla es $U_s = U_{Ls} + U_{Gs}$. Si bien U_s es constante a lo largo del ducto ascendente, puede variar con el tiempo conforme a la ecuación (3.22), la cual puede dar el cambio del gasto de gas en la base del ducto ascendente con el tiempo.

El colgamiento en el fondo del ducto ascendente se da por:

$$\phi_b = 1 - \frac{U_{GS}}{U_T} \quad 3.23$$

El colgamiento local de líquido en el ducto ascendente se determina por una simple propagación de este mismo colgamiento con la velocidad U_T . Así, se calcula por:

$$\phi(y_i)_{t_2} = \phi(y_{i+1})_{t_1} \quad \text{para} \quad y = \int_0^t U_T dt \quad 3.24$$

Las relaciones anteriores permiten calcular las variaciones de presión en el ducto, gasto másico de gas dentro del ducto ascendente y ϕ como una función del tiempo. El colgamiento instantáneo del líquido en el ducto ascendente se encuentra como una función del tiempo y la localización ($\phi(y, t)$). Usando un esquema numérico, estas fórmulas se programan de una manera lineal progresiva.

En el tiempo $t = 0$ el ducto ascendente se encuentra lleno de líquido, $\Phi = 1$ y $\dot{m}_G = \dot{m}_{G,0}$, la velocidad superficial del gas se establece con la ecuación (3.22), y la velocidad U_T es determinada con la ecuación (3.11). El ducto ascendente es dividido en pequeños segmentos de longitud Δh y el intervalo de tiempo, Δt , se calcula de $\Delta t = \Delta h / U_T$. Después del tiempo Δt , ϕ (en el fondo del ducto ascendente $\phi = \phi_b$) se determina con la ecuación (3.23); la nueva presión se calcula con la ecuación (3.19); la densidad promedio actual del gas en el ducto ascendente con la ecuación (3.20); y, el nuevo flujo másico de gas en el ducto ascendente se da por la ecuación (3.18). El valor de dP / dt en la ecuación (3.18) se aproxima numéricamente por la diferencia entre la presión reciente y la anterior, dividido entre Δt . Una vez que la nueva \dot{m}_G es conocida, la velocidad superficial del gas coexistente U_{GS} es calculada con la ecuación (3.22). Después la nueva velocidad U_T se calcula de la ecuación (3.11), y el nuevo intervalo de tiempo se encuentra con $\Delta t = \Delta h / U_T$. En este nuevo Δt la propagación del frente del gas en el ducto ascendente se calcula por el ajuste ϕ_{j-1} igual a ϕ_j . ϕ se calcula de la ecuación (3.24).

Flujo Cíclico sin Regreso de Líquido

El análisis anterior es válido siempre y cuando el líquido no penetre el ducto y el flujo de gas en la base del ducto ascendente, \dot{m}_G sea siempre positivo (esto finalmente lleva a un flujo en régimen estacionario). Para la condición donde \dot{m}_G llega a ser cero, permite a $x(t)$ ser la distancia de la interfase líquida penetrando en el ducto. Para un equilibrio hidrostático la presión en el ducto en cualquier tiempo se calcula por:

$$P_p = \rho_L g (\Phi H - x \text{ sen } \beta) + P_s \quad 3.25$$

donde Φ es el colgamiento promedio de líquido en el ducto ascendente.

Se requiere un balance de la masa de gas en el ducto:

$$\frac{P_s + \rho_L g(\Phi H - x \text{sen } \beta)}{RT} (L - x) \alpha A = \left[\frac{P_s + \rho_L g \Phi_i H}{RT} \right] L \alpha A + \int_{t_i}^t \dot{m}_{Gin} dt \quad 3.26$$

La ecuación (3.26) se resuelve para x como una función del tiempo. Para hacer ésto el colgamiento promedio del líquido Φ debe ser conocido como una función del tiempo. La variación de Φ con el tiempo se calcula como se vio usando la U_T ecuación (3.11). La velocidad de la mezcla se determina con base en un balance de masa del líquido dando:

$$U_s = U_{Ls} - \alpha \frac{dx}{dt} \quad 3.27$$

En el tiempo t_i , $x = 0$ y $U_s = U_{Ls}$ ($\dot{m}_G = U_{Gs} = 0$). Para el siguiente intervalo de tiempo Δt son calculados la nueva distribución del colgamiento local de líquido en el ducto ascendente ϕ , x , U_s (por aproximación numérica dx/dt), U_T , el nuevo intervalo de tiempo Δt , etc... El valor de x se incrementa hasta que llega a un máximo y después éste decrece hasta cero. Cuando x es igual a cero un nuevo ciclo da inicio.

Flujo Cíclico con Regreso de Líquido

La condición para el regreso de líquido se presenta en el momento cuando la parte superior del ducto ascendente llega a estar despejada de líquido y una interfase visible de líquido se propaga hacia la parte superior de éste. La condición para el regreso del líquido se relaciona con la velocidad neta del líquido en la parte superior del ducto ascendente. Una vez que la velocidad del líquido en la parte superior del ducto ascendente llega a ser menor que cero éste regresa o cae y no se producirá líquido al separador.

La velocidad del líquido en la parte superior del ducto ascendente se puede obtener por un balance de masa:

$$U_L = \frac{U_s - U_T (1 - \phi_{top})}{\phi_{top}} \quad 3.28$$

Cuando ocurre la regresión del líquido la altura de líquido en el ducto ascendente se da por $Z = Z_i = \Phi H$, y el procedimiento de cálculo es el mismo al descrito para el caso sin regreso de líquido. En este cálculo tanto $x(t)$ como $Z(t)$ se determinan con base en las ecuaciones: ecuación (3.29) la cual es un balance de masa sobre la fase de gas,

$$\frac{P_s + \rho_L g(Z - x \text{sen } \beta)}{RT} (L - x) \alpha A = \left[\frac{P_s + \rho_L g(Z_i - x_i \text{sen } \beta)}{RT} \right] (L - x_i) \alpha A + \int_{t_i}^t \dot{m}_{Gin} dt \quad 3.29$$

y la ecuación (3.30) la cual es un balance de masa de la fase líquida.

$$Z = Z_i - \alpha (x - x_i) + \int_i^x U_{LS} dt$$

3.30

Una vez que el bache llegue a la parte superior del ducto ascendente, $Z = H$ y $x(t)$ se calcula solamente con la ecuación (3.30). Los valores de x_i y Z_i son los valores de x y Z en el tiempo de regreso de líquido, es decir cuando U_L llega a ser negativa. Como en el caso previo, una vez que x llega a cero, el gas penetra en el ducto ascendente y el ciclo se repite.

3.2 MODELOS DE ELIMINACIÓN

3.2.1 Modelo de Estabilidad

Estrangulación

La estrangulación se reconoce como un método efectivo para la eliminación del bacheo severo. Se ha usado durante mucho tiempo, sin embargo pocos estudios se han conducido para investigar por que y como trabaja. Yocum¹⁶ mencionó la siguiente hipótesis: la estrangulación trabaja de la misma forma como lo hace el incremento de la contrapresión, aumentando la presión del sistema con la consecuente reducción de la capacidad de producción.

Taitel¹² presentó el concepto de estabilidad cuando se estrangula en la parte superior del ducto ascendente. Sugirió la siguiente hipótesis: el estrangulamiento podría crear un incremento de contra presión proporcional a la presión causada en el fondo del ducto ascendente por la penetración del gas de longitud (y). Este incremento de contrapresión podría traer al flujo a la región estable y tener un flujo en régimen estacionario dentro del ducto ascendente.

La aproximación teórica usada por Jansen⁵ para el Modelo de Eliminación con Estrangulación, sigue un análisis similar al de Taitel¹². Con este nuevo análisis se obtiene la frontera entre el flujo estable e inestable en el ducto ascendente. Este modelo se basa en la suposición de que el mecanismo del brote del bacheo severo es dominado inicialmente por la gravedad. La diferencia en esta propuesta con estrangulación radica en la hipótesis de la adición de un incremento instantáneo de presión (Ky) debido a la introducción de un frente de gas en la base del ducto ascendente. Este incremento adicional de presión se supone estabiliza el impulso inicial del bacheo severo. Se supone que el estrangulador incrementa la contrapresión (P_B) en proporción a la altura de penetración del gas (y). Así el incremento de P_B es el mecanismo de control del impulso inicial del bacheo severo.

Cuando se realiza la estrangulación, uno de los problemas iniciales en el calculo de la caída de presión es determinar el coeficiente de estrangulación representativo. Se propone la siguiente relación general, para el caso cuando el líquido llene el ducto ascendente, se estrangule en su parte superior y exista un flujo estacionario de líquido:

$$\Delta P = CU_{LS}^2 \quad 3.31$$

Esta relación es valida para flujo subcritico. Para flujo critico la relación llega a ser más compleja y no se puede introducir fácilmente a un modelo analítico. Sin embargo, el bacheo severo solo

ocurre a gastos relativamente bajos, además es deseable mantener el ajuste de estrangulación tan bajo como sea posible, por lo anterior se supone que el flujo a través del estrangulador es subcrítico.

El análisis comienza considerando al ducto ascendente lleno de líquido ($Z = H$), no existe penetración en el ducto ($x = 0$), y el frente de gas se encuentra a punto de entrar a la base del ducto ascendente. En este instante, la afluencia de líquido al ducto ascendente debe ser igual a la velocidad superficial del líquido. Esto implica que el líquido en el ducto ascendente y en la parte superior del ducto ascendente se mueva con una velocidad muy cercana a U_{LS} . En este punto existe una caída de presión constante a través del estrangulador, dada por la ecuación (3.31). La presión corriente arriba del estrangulador es:

$$P_B = P_S + CU_{LS}^2 \quad 3.32$$

El coeficiente de estrangulación (C) para flujo de una sola fase líquida es función solamente del tamaño del estrangulador y puede ser medido directamente. Cuando el frente de gas entra a la base del ducto ascendente pueden existir tres posibilidades:

1. El flujo se encuentra en la región estable y no hay un exceso de fuerza para acelerar el gas dentro del ducto ascendente y provocar un brote. El flujo tiende a un régimen estacionario, sin ningún incremento adicional de presión sobre la caída de presión causada por la velocidad superficial del líquido.
2. El flujo se encuentra en la región inestable y un exceso de fuerza causa la aceleración del gas dentro del ducto ascendente. El movimiento del gas también acelera la columna de líquido que se encuentra encima del frente del gas. Esto origina un incremento en la caída de presión a través del estrangulador, lo cual en consecuencia incrementa la contrapresión. Si la contrapresión aumenta lo suficientemente rápido reducirá la aceleración hasta cero antes de que el frente de gas llegue a la parte superior del ducto ascendente. A grandes contrapresiones este efecto permite la estabilidad del flujo y eventualmente el régimen estacionario.
3. Si el flujo es inestable, pero el incremento de la contrapresión no es el suficiente para detener la aceleración del gas antes de que el frente llegue a la parte superior del ducto ascendente, ocurre un brote y se establece un ciclo de bacheo severo. Sin embargo aunque se establezca un ciclo de bacheo severo, la violencia del brote se reduce grandemente y el ciclo del bacheo severo es más largo y menos severo comparado con el caso de no tener restricción de flujo. Sin embargo, la contrapresión promedio se incrementa.

El incremento de la contrapresión depende del tamaño del estrangulador. Un diámetro pequeño da una respuesta más rápida de contrapresión, pero también una contrapresión final más grande. Es mejor usar el diámetro de estrangulador más grande, adecuado para detener la aceleración del frente de gas en el ducto ascendente antes de que llegue a la parte superior.

Cuando el gas se expande y entra en la base del ducto ascendente con un frente de gas de altura (y), se supone instantáneamente un incremento de presión en el estrangulador. Como ya se había

mencionado este incremento de presión es del orden Ky . El incremento en la presión corriente arriba del estrangulador se escribe como:

$$P_B - (P_s + CU_{LS}^2) = Ky \quad 3.33$$

Usando el análisis de estabilidad anterior, la fuerza de expansión del gas comprimido en el ducto con respecto a la altura del frente de expansión del gas en el ducto ascendente (y) se escribe como:

$$F_1 = (P_s + CU_{LS}^2 + \rho_L g H) \frac{\alpha L}{\alpha L + \alpha' y} \quad 3.34$$

La fuerza hidrostática incluyendo la fuerza de contra presión es:

$$F_2 = (P_s + CU_{LS}^2 + Ky + \rho_L g(H - y)) \quad 3.35$$

El balance de fuerza pseudoestática es igual a:

$$\Delta F = F_1 - F_2 = \left[(P_s + CU_{LS}^2 + \rho_L g H) \frac{\alpha L}{\alpha L + \alpha' y} \right] - [P_s + CU_{LS}^2 + Ky + \rho_L g(H - y)] \quad 3.36$$

Recordando el Criterio de Estabilidad:

$$\frac{d(\Delta F)}{dy} < 0 \quad @ \quad y \approx 0 \quad 3.37$$

Si el balance de fuerza es negativo la burbuja no se acelera en el ducto ascendente y por lo tanto no ocurre el brote. Esto lleva a un flujo estable en el ducto ascendente.

Desarrollando la ecuación (3.37) se obtiene el Criterio de Estabilidad con la siguiente forma:

$$\frac{P_s + CU_{LS}^2}{P_o} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} \left(1 - \frac{K}{\rho_L g} \right) - H}{\frac{P_o}{\rho_L g}} \quad 3.38$$

Este criterio es independiente de U_{GS} y representa una línea recta como se muestra en la figura 3.1. La solución al Criterio de Estabilidad se basa en suponer la existencia de una relación directa entre el coeficiente de estrangulación (C) y la constante de proporcionalidad (K). Para encontrar esta relación se supone que el exceso de fuerza desbalanceada en la ecuación (3.36) causa una aceleración del frente de gas en el ducto ascendente. Este término de aceleración expresado en la forma de la Segunda Ley de Newton ($A \Delta F = \text{masa por aceleración}$), se escribe como:

$$A \Delta F = \frac{d(A(H-y)\rho_L U)}{dt} \quad 3.39$$

donde U es la velocidad total del bache de líquido debida a la penetración del frente de gas.

Sustituyendo ΔF por la ecuación (3.36), la ecuación (3.39) se escribe como:

$$\rho_L \frac{d[(H-y)U]}{dt} = \left[(P_s + CU_{Ls}^2 + \rho_L gH) \frac{\alpha L}{\alpha L + \alpha' y} \right] - [(P_s + CU^2 + \rho_L g(H-y))] \quad 3.40$$

La expresión para la compresión del gas se aproxima por:

$$\frac{\alpha L}{\alpha L + \alpha' y} \approx 1 - \frac{\alpha' y}{\alpha L} \quad 3.41$$

Designando a $\frac{\alpha'}{\alpha L} = a$, se tiene:

$$1 - \frac{\alpha' y}{\alpha L} = 1 - ay \quad 3.42$$

La ecuación (3.40) se escribe:

$$\rho_L(H-y) \frac{dU}{dt} - \rho_L U \frac{dy}{dt} = [(P_s + CU_{Ls}^2 + \rho_L gH)(1 - ay)] - [P_s + CU^2 + \rho_L g(H-y)] \quad 3.43$$

El cambio en la altura de la penetración del frente de gas con respecto al tiempo (dy/dt) multiplicado por α' , se supone es igual a la velocidad total del bache del líquido (U), ver figura 3.2:

$$U = \alpha' \frac{dy}{dt} \quad 3.44$$

Usando esta suposición y sustrayendo términos iguales se tiene:

$$\rho_L(H-y) \frac{dU}{dt} - \frac{\rho_L}{\alpha'} U^2 = [\rho_L g - (P_s + CU_{Ls}^2 + \rho_L gH) a] y - CU^2 + CU_{Ls}^2 \quad 3.45$$

Si:

$$\frac{dU}{dt} = \frac{dU}{dy} \frac{dy}{dt} \quad 3.46$$

la cual da una expresión para dU/dt :

$$\frac{dU}{dt} = \frac{U}{\alpha'} \frac{dU}{dy} = \frac{1}{2\alpha'} \frac{dU^2}{dy}$$

3.47

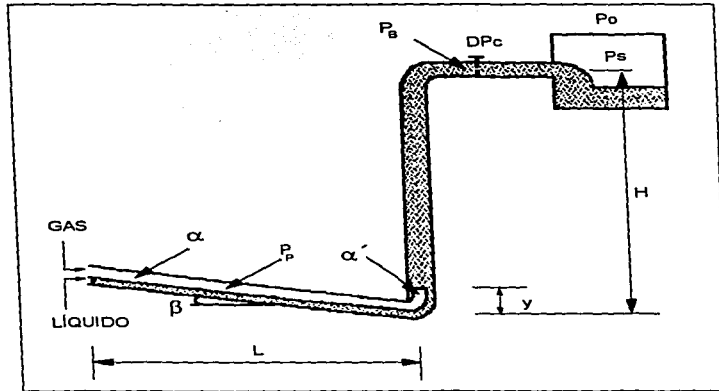


Figura 3.2 Penetración del gas en la base del ducto ascendente

La ecuación (3.45) se escribe como:

$$\frac{1}{2\alpha'} \rho_L (H-y) \frac{dU^2}{dy} - \left(\frac{\rho_L}{\alpha'} - C \right) U^2 = \left[\rho_L g - (P_s + CU_{Ls}^2 + \rho_L gH) \right] a y + CU_{Ls}^2 \quad 3.48$$

Considerando: $H \gg y$, $H - y \approx H$, la ecuación (3.48) se escribe como una ecuación diferencial ordinaria (E.D.O.) la cual se resuelve para U :

$$\frac{dU^2}{dy} - \left[\frac{2(\rho_L - \alpha' C)}{\rho_L H} \right] U^2 = \frac{[\rho_L g - (P_s + CU_{Ls}^2 + \rho_L gH) a] 2\alpha' y}{\rho_L H} + \frac{2\alpha' CU_{Ls}^2}{\rho_L H} \quad 3.49$$

Simplificando esta ecuación diferencial ordinaria (E.D.O.):

$$\frac{dU^2}{dy} - AU^2 = By + D \quad 4.50$$

Donde:

$$A = \left[\frac{2(\rho_L - \alpha' C)}{\rho_L H} \right]$$

$$B = \frac{2[\rho_L g - (P_s + CU_{Ls}^2 + \rho_L g H) a] \alpha'}{\rho_L H}$$

$$D = \frac{2\alpha' CU_{Ls}^2}{\rho_L H}$$

La solución general a esta E.D.O.:

$$U^2 = C'e^{Ay} - \frac{B}{A}y - \frac{B}{A^2} - \frac{D}{A} \quad 3.51$$

Para encontrar una solución particular es necesario investigar los valores de frontera. La frontera entre el bacheo severo y no severo se define cuando $Z = H$ y $x = 0$. Para $y = 0$ se considera a la aceleración del bache de líquido aproximadamente cero y su velocidad se debe solamente al líquido que entra, así la velocidad en $y = 0$ es aproximadamente la velocidad superficial del líquido:

$$@ y = 0, U = U_{Ls} \quad 3.52$$

Aplicando esta condición de frontera a la solución general se tiene una solución particular, la cual puede ser resuelta para la constante C' ,

$$@ y = 0, \quad U_{Ls}^2 = C' - \frac{B}{A^2} - \frac{D}{A} \quad 3.53$$

donde la solución para C' es:

$$C' = U_{Ls}^2 + \frac{B}{A^2} + \frac{D}{A} \quad 3.54$$

La ecuación (3.51) se escribe como:

$$U^2 = U_{Ls}^2 e^{Ay} + \left(\frac{B}{A^2} + \frac{D}{A} \right) (e^{Ay} - 1) - \frac{B}{A}y \quad 3.55$$

Si e^{Ay} se desarrolla en serie de Taylor alrededor de cero:

$$e^{Ay} \approx 1 + Ay + \frac{(Ay)^2}{2!} + \frac{(Ay)^3}{3!} + \dots + \frac{(Ay)^n}{n!} \quad 3.56$$

Sustituyendo en (3.55) se tiene:

$$U^2 = U_{LS}^2 \left(1 + Ay + \frac{(Ay)^2}{2!} + \frac{(Ay)^3}{3!} + \dots \right) + \left(\frac{B}{A^2} + \frac{D}{A} \right) \quad 3.57$$

$$\left(\left(1 + Ay + \frac{(Ay)^2}{2!} + \frac{(Ay)^3}{3!} + \dots \right) - 1 \right) - \frac{B}{A} y$$

Resolviendo la ecuación (3.57), U^2 se expresa en forma de serie como:

$$U^2 = U_{LS}^2 + \left(\frac{2U_{LS}^2}{H} \right) y + \sum_{i=2}^{\infty} \left(\frac{1}{i!} \left[\left(\frac{E' + CE'^{i-1} - aCFE'^{i-2}}{F^i} \right) U_{LS}^2 + \frac{GE'^{i-2}}{F^{i-1}} \right] y^i \right) \quad 3.58$$

donde:

$$E = \frac{\rho_L}{\alpha'} - C$$

$$F = \frac{\rho_L H}{2\alpha'}$$

$$G = \rho_L g - (P_S + \rho_L g H) a$$

$$a = \frac{\alpha'}{\alpha L}$$

Escribiendo como una serie la hipótesis: el incremento de contrapresión debido a la penetración del frente de gas en la base del ducto ascendente es proporcional a la altura de penetración del gas.

$$P_B - (P_S + CU_{LS}^2) = \sum_{i=1}^{\infty} K_i y^i \quad 3.59$$

La caída de presión a través del estrangulador se puede expresar también como una función del incremento de velocidad del bache del líquido en el ducto ascendente:

$$P_B - P_S = CU^2 \quad 3.60$$

Combinando las ecuaciones (3.58) y (3.60), la caída de presión a través del estrangulador se expresa como:

$$P_B - P_S = CU_{Ls}^2 + C \left(\frac{2U_{Ls}^2}{H} \right) y + C \left[\sum_{i=2}^n \left(\frac{1}{i} \left[\left(\frac{E^i + CE^{i-1} - aCFE^{i-2}}{F^i} \right) U_{Ls}^2 + \frac{GE^{i-2}}{F^{i-1}} \right] y^i \right) \right] \quad 3.61$$

Reagrupando esta expresión se encuentra otra para la constante de proporcionalidad K. Expresando la caída de presión a través del estrangulador en forma de serie:

$$P_B - P_S = CU_{Ls}^2 + K_1 y + \sum_{i=2}^n K_i y^i \quad 3.62$$

donde:

$$K_1 = \frac{2CU_{Ls}^2}{H}$$

$$K_i = \frac{1}{i} \left(\frac{E^{i-1}}{F^{i-1}} K_{i-1} \right)$$

Para una altura de penetración pequeña, los términos de la sumatoria de mayor orden se ignoran y el incremento de presión se expresa como:

$$P_B - P_S = CU_{Ls}^2 + K_1 y \quad 3.63$$

Esta expresión da el valor de K para ser usado en el Criterio de Estabilidad (ecuación 3.38).

Se debe de tener en cuenta que en la penetración inicial del frente de gas con una pequeña longitud (y), el incremento de velocidad depende principalmente de la velocidad superficial del líquido y de la altura del ducto ascendente. Un ducto ascendente más alto causa incrementos de velocidad más pequeños.

Operación en Régimen Estacionario

Para el caso cuando se presenta una operación estacionaria, al flujo de gas ascendiendo en el ducto se le considera como estacionario. Si el colgamiento promedio en el ducto ascendente es Φ , la densidad promedio en este ducto (ignorando la densidad del gas) puede ser expresada como $\Phi \rho_L$. Sustituyendo la densidad del líquido con la densidad promedio, el Criterio de Estabilidad se escribe como:

$$\frac{P_s + CU_{Ls}^2}{P_o} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} \left(\Phi - \frac{K}{\rho_L g} \right) - \Phi H}{\frac{P_o}{\rho_L g}} \quad 3.64$$

La disminución de la densidad reduce el valor de la expresión en su extremo derecho. C y K son ahora variables dependientes de la mezcla relativa de gas y líquido. Una investigación de la relación de la caída de presión se presenta en el capítulo cuatro. Este estudio muestra que la caída de presión a través del estrangulador se debe principalmente al paso del líquido, esta caída de presión es una función de la velocidad de la mezcla y el colgamiento del líquido en el estrangulador. También se encontró que el coeficiente de estrangulación para la fase líquida produce resultados razonables para determinar las condiciones promedio. Así, la relación de estrangulación para una sola fase (ecuación 3.31) se usa como una aproximación para condiciones de operación estacionarias. No obstante, la caída de presión a través del estrangulador cuando fluyen dos fases se da por la ecuación (3.63).

Se encontró a α' relativamente constante para todos los diámetros de estrangulación investigados (la discusión al valor de α' se presenta en el capítulo siguiente).

Inyección de Gas

Una de sus principales desventajas son los grandes volúmenes requeridos de gas para obtener una estabilidad satisfactoria del flujo en el ducto ascendente. Otro problema es que antes de acercarse a la estabilidad, la violencia del brote aún no es controlada, mientras tanto el tiempo de ciclo se reduce, lo que a bajos gastos de inyección de gas puede incrementar la inestabilidad del flujo en el ducto ascendente.

El principal beneficio de la inyección del gas es la reducción de la carga hidrostática, por lo tanto se reduce la presión en el ducto y se incrementa la estabilidad del flujo en el ducto ascendente. La inyección del gas también tiende a acarrear el líquido manteniéndolo en movimiento ascendente.

En la inyección de gas solamente el peso de la columna de líquido se reduce, mientras que las fuerzas de impulso debidas a la compresión del gas no se incrementan. Existen dos posibilidades para la ubicación de la inyección del gas; puede ser en la base del ducto ascendente o en el ducto. Si el gas se inyecta en el ducto existirá una distancia entre el punto de inyección y el ducto ascendente, esto permite suponer que el efecto sería similar a una incremento en el suministro de gas al ducto.

Jansen⁵ presenta un modelo para la inyección del gas en la base del ducto ascendente. El Modelo de Estabilidad se modifica suponiendo una inyección constante de gas. La inyección de gas reduce el colgamiento de líquido. El colgamiento promedio del líquido debido a la inyección de gas se representa por Φ_{GL} . Con gas solamente de la inyección y sin gas del ducto entrando al ducto ascendente, el Criterio de Estabilidad se escribe como:

$$\frac{P_s}{P_o} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} - H}{\frac{P_o}{\Phi_{GL} \rho_L g}} \quad 3.65$$

donde:

$$\begin{aligned} \Phi_{GL} &= 1 - \frac{U_{GSGL}}{U_T} \\ U_T &= C_o U_s + U_o \\ U_s &= U_{LS} + U_{GSGL} \end{aligned}$$

$C_o = 1.2$ y $U_o = 0.35\sqrt{gD}$ para burbujas de Taylor desarrolladas totalmente.
 $C_o = 1$ y U_o es dado por Harmathy⁶ para flujo burbuja.

Cuando se presentan condiciones de operación estacionarias y una corriente estacionaria de gas fluye a través del ducto hacia la base del ducto ascendente, el Criterio de Estabilidad se escribe como:

$$\frac{P_s}{P_o} > \frac{\frac{\alpha L}{\alpha'} - H}{\frac{P_o}{\Phi_T \rho_L g}} \quad 3.66$$

donde Φ_T es el colgamiento promedio total de líquido en el ducto ascendente debido al gas introducido por el ducto más el gas inyectado ($\Phi_T < \Phi_{GL}$). El valor de Φ_T se encuentra de:

$$\Phi_T = 1 - \frac{(U_{GSGL} + U_{GS})}{U_T} \quad 3.67$$

donde $U_T = C_o U_s + U_o$ y $U_s = U_{LS} + U_{GSGL} + U_{GS}$.

El valor de α' varía con el gasto de inyección de gas (ver el capítulo siguiente para más detalles).

3.2.2 Modelo de Cuasi-Equilibrio

Estrangulación

Este análisis se basa en la suposición de un proceso Cuasi-Equilibrio y se usa como modelo de flujo con la finalidad de predecir el tipo de flujo, el tiempo de ciclo y la longitud de penetración en el ducto. El Modelo de Cuasi-Equilibrio se ha modificado para explicar apropiadamente el comportamiento de la presión debido al incremento de presión por estrangulación. Visto que el Cuasi-Equilibrio es un proceso transitorio, es más importante modelar correctamente el

comportamiento del estrangulador en éste, que en el Modelo de Estabilidad. Para representar el comportamiento del estrangulador es necesario corregir el coeficiente de estrangulación para flujo de dos fases y estimar la velocidad del líquido en el estrangulador. El procedimiento de solución es el mismo al presentado por Vierkandt¹⁵ y Taitel¹³⁻¹⁴.

Régimen Estacionario

El análisis comienza cuando el ducto ascendente está lleno de líquido y el gas apunto de entrar al ducto ascendente ($Z=H$, $x=0$, $P_P=P_{MAX}$). La presión en el ducto (P_P) es igual a la presión en el separador (P_S) más el peso de la columna hidrostática ($\Phi\rho_L g y$), más la caída de presión a través del estrangulador (ΔP_C):

$$P_P = P_S + \Delta P_C + \int_0^H \phi \rho_L g dy \quad 3.68$$

donde ϕ es el colgamiento local del líquido en el ducto ascendente. La presión local en el ducto ascendente se expresa por:

$$P(y) = P_S + \Delta P_C + \int_y^H \phi \rho_L g dy \quad 3.69$$

De la expansión del gas en el ducto el gasto másico de gas dentro del ducto ascendente, \dot{m}_G , se escribe como:

$$\dot{m}_G = \dot{m}_{G_o} - \frac{\alpha LA}{RT} \frac{dP_P}{dt} \quad 3.70$$

donde \dot{m}_{G_o} = gasto másico de gas dentro del sistema a condiciones estándar. La derivada de la presión con respecto al tiempo se estima por:

$$\frac{dP_P}{dt} = \frac{P_{nuevo} - P_{anterior}}{\Delta t} \quad 3.71$$

Como se presenta un flujo transitorio de dos fases se usa un coeficiente de estrangulación (C'). Volviendo a escribir la ecuación (3.70), la velocidad superficial promedio del gas se expresa por:

$$U_{Gs} = \frac{\dot{m}_{G_o}}{\rho_G A} - \frac{\alpha L}{\rho_G RT} \left(\frac{P_S + \Phi \rho_L g H + C' U_S^2 - P_{anterior}}{dt} \right) \quad 3.72$$

Ya que U_S es una función de las velocidades superficiales del líquido y gas, esta ecuación se convierte en una de segundo grado donde la solución positiva es:

$$U_{Gs} = \frac{-B + \sqrt{(B^2 - 4AD)}}{2A} \quad 3.73$$

donde:

$$A = C'$$

$$B = (2C' U_{Ls})$$

$$D = \left[(P_s + \Phi \rho_L g H + C' U_s^2 - P_{anterior}) - \left(\frac{\dot{m}_G RT dt}{\alpha L A} \right) \right]$$

El esquema numérico es el mismo al presentado en la sección 3.1.3.

Flujo Cíclico sin Regreso de Líquido

El análisis anterior es válido siempre y cuando el líquido no penetre en el ducto y \dot{m}_G sea invariablemente positivo. Cuando no ocurre regreso de líquido en el ducto, la presión en éste en cualquier tiempo se da por (ignorando los términos de fricción y aceleración):

$$P_p = P_s + \Delta P_c + \rho_L g (\Phi H - x \text{ sen } \beta) \quad 3.74$$

Aplicando un balance de masa sobre el volumen de gas en el ducto, y suponiendo su comportamiento ideal:

$$\left[\frac{P_s + \Delta P_c + \rho_L g (\Phi H - x \text{ sen } \beta)}{RT} \right] (L - x) \alpha A = \left[\frac{P_s + \Delta P_c + \rho_L g \Phi_1 H}{RT} \right] (L \alpha A) + \int_t^t \dot{m}_{Gin} dt \quad 3.75$$

La velocidad de la mezcla se calcula de un balance de masa del líquido:

$$U_s = U_{Ls} - \alpha \frac{dx}{dt} \quad 3.76$$

Así, en el tiempo t_1 cuando no hay flujo de gas en el ducto ascendente, $x = 0$ y $U_s = U_{Ls}$. La velocidad del líquido en la parte superior del ducto ascendente se obtiene también de un balance de masa:

$$U_L = \frac{U_s - U_T (1 - \phi_{top})}{\phi_{top}} \quad 3.77$$

Flujo Cíclico con Regreso de Líquido

Si U_L es menor a cero, ocurre la regresión del líquido y la interfase entre el líquido y gas se estabiliza a una altura Z . Los valores de $x(t)$ y $z(t)$ se encuentran de un balance de masa similar como al de la ecuación (3.75). El balance de masa del gas es:

$$\frac{P_s + \Delta P_c + \rho_L g(Z - x \sin \beta)}{RT} \Big] (L - x) \alpha A =$$

$$\frac{P_s + \Delta P_c + \rho_L g(Z_i - x_i \sin \beta)}{RT} \Big] \left\{ (L - x_i) \alpha A + \int_{t_i}^t \dot{m}_{Gin} dt \right. \quad 3.78$$

del balance de masa en el líquido se obtiene:

$$Z = Z_i - \alpha (x - x_i) + \int_{t_i}^t U_{LS} dt \quad 3.79$$

Las ecuaciones (3.78) y (3.79) son usadas simultáneamente para calcular Z y x mientras $Z < H$. Cuando la interfase líquida llega a la parte superior del ducto ascendente $Z = H$, entonces existe un flujo monofásico de líquido en el estrangulador y la caída de presión se da por la ecuación (3.80). El ciclo se repite y la fase de líquido fluye a través del estrangulador hasta que $\phi_{top} < 1$.

Estrangulación y Criterio de Terminación

La contrapresión adicional causada por la caída de presión a través del estrangulador (ΔP_c) se determina por el colgamiento del líquido y la velocidad de la mezcla en el estrangulador. Existe un flujo monofásico de líquido cuando $\phi_{top} = 1$ y el gas no ha llegado al estrangulador. En este caso la caída de presión se da por:

$$\Delta P_c = C U_s^2 \quad 3.80$$

donde U_s se determina por un procedimiento iterativo.

Cuando el gas llega a la parte superior del ducto ascendente fluye a través del estrangulador una mezcla de gas y líquido, el colgamiento se reduce y la fase líquida se produce en forma de líquido arrastrado en el gas. La cantidad de líquido acarreado cae rápidamente con el tiempo. Como se supone que solamente la fase líquida contribuye con la caída de presión en el estrangulador, ésta disminuye rápidamente con el tiempo y es una función del colgamiento de líquido y la velocidad de la mezcla en el estrangulador. Suponiendo que la estrangulación es proporcional al colgamiento y a la velocidad en el estrangulador (ver capítulo 4), el coeficiente de estrangulación se corrige con un factor de colgamiento:

$$\lambda = \frac{U_s - U_T(1 - \phi_{top})}{U_s} \quad 3.81$$

Jansen⁵ encontró la siguiente relación para aproximar el coeficiente de estrangulación:

$$C' = C \lambda \quad 3.82$$

Para encontrar la caída de presión de un flujo bifásico:

$$\Delta P_c = C' U_s^2 \quad 3.83$$

Jansen encontró que las caídas de presión calculadas con esta relación tienen una buena coincidencia con los resultados experimentales, esto se debe considerar sólo como una buena aproximación para el estudio actual. Además esta relación es válida sólo a velocidades relativamente bajas de líquido y gas donde la caída de presión causada por el gas se puede despreciar.

Cuando sucede regreso de líquido su velocidad en la parte superior del ducto ascendente llega a cero o negativo y la altura del líquido se calcula por $Z = \Phi H$. Mientras se cumpla $Z(t) < H$ el líquido no está pasando a través del estrangulador y la caída de presión se puede despreciar.

$$\Delta P_c = 0 \quad 3.84$$

Cuando el bache de líquido llega al estrangulador $Z = H$, entonces la caída de presión se da nuevamente por la ecuación (3.80).

Para determinar si ocurrirá un proceso cíclico o si el flujo eventualmente llegara a ser estable, se usan tres criterios:

1. Si el flujo de gas del ducto hacia el ducto ascendente no presenta ninguna indicación de llegar a cero, la terminación de los cálculos se ajusta en algún límite de tiempo máximo.
2. Si el flujo comienza como cíclico, pero si el máximo incremento de presión para el ciclo es menor que la presión inicial de arranque se puede presumir que eventualmente puede ocurrir un flujo estacionario. Esto se basa en la suposición de que la respuesta de presión del estrangulador detiene la aceleración del brote antes de que llegue a la parte superior del ducto ascendente. De datos experimentales se puede suponer al flujo como cíclico si el incremento de presión llega dentro del 15-20% de la presión original de arranque del ciclo.
3. Si el flujo de gas comienza como un flujo cíclico, pero llega a cero antes de que ocurra cualquier penetración de líquido en el ducto ($x = 0$), el flujo será oscilatorio inestable, en el ducto siempre existirá gas ascendiendo. Este tipo de flujo ocurre en altos gastos de gas y se puede suponer que gradualmente llega a condiciones estacionarias.

Inyección de Gas

La modificación al Modelo de Cuasi-Equilibrio con respecto a la inyección de gas es similar a la realizada para el Modelo de Estabilidad. Se inyecta un flujo estacionario de gas en la base del ducto ascendente. Este flujo asciende con una velocidad superficial promedio constante y reduce el colgamiento a lo largo de la longitud del ducto, contribuyendo a disminuir la carga hidrostática.

Régimen Estacionario

La velocidad (U_T) del gas en el ducto ascendente se da por:

$$U_T = C_o U_s + U_o \quad 3.85$$

donde:

$C_o = 1.2$ y $U_o = 0.35\sqrt{gD}$ para burbujas de Taylor.
 $C_o = 1$ y U_o se dan por Harmathy⁶ para flujo burbuja.

El colgamiento promedio de líquido en el ducto ascendente causado por la inyección de gas se da por:

$$\Phi_{GL} = 1 - \frac{U_{GSGL}}{U_T} \quad 3.86$$

La velocidad superficial promedio de inyección del gas basada en la densidad promedio del gas es:

$$U_{GS} = \frac{\dot{m}_{GSGL}}{\rho_o A} \quad 3.87$$

El colgamiento total:

$$\Phi_T = 1 - \frac{(U_{GSGL} + U_{GS})}{U_T} \quad 3.88$$

donde U_{GSGL} más U_{GS} es la cantidad total de gas entrando al ducto ascendente. El procedimiento de solución es el mismo al de la sección 3.1.3.

Flujo Cíclico sin Regreso de Líquido

Para esta condición el gasto másico de gas en el ducto llega a cero, mientras el gas inyectado fluye continuamente en el ducto ascendente. El colgamiento de líquido promedio (Φ) es una función del tiempo. La variación de Φ con el tiempo se puede calcular como se vio antes usando la velocidad (U_T). El mínimo valor de Φ iguala al colgamiento promedio debido a la inyección del gas. La presión del ducto se da por:

$$P_p = P_s + \rho_L g (\Phi_T H - x \text{sen } \beta) \quad 3.89$$

Del mismo balance de materia dado en la sección 3.1.3 se encuentra la relación para $x(t)$. La única diferencia es la reducción del colgamiento promedio causada por la inyección de gas:

$$\frac{P_s + \rho_L g(\Phi_T H - x \text{ sen } \beta)}{RT} \Big] (L - x) \alpha A = \left[\frac{P_s + \rho_L g \Phi_T H}{RT} \right] L \alpha A + \int_{t_i}^t \dot{m}_{Gin} dt \quad 3.90$$

La velocidad de la mezcla se da por;

$$U_s = U_{LS} + U_{GSL} - \alpha \frac{dx}{dt} \quad 3.91$$

en el tiempo t_i , $x = 0$ y $U_s = U_{LS} + U_{GSL}$, ($\dot{m}_G = U_{GS} = 0$). El procedimiento de solución es el mismo al de la sección 3.1.3, donde U_{GSL} y Φ_{GL} se encuentra por interacción.

Flujo Cíclico con Regreso de Líquido

Cuando regresa o cae el líquido la parte superior del ducto ascendente estará libre de líquido, mientras tanto se forma un bache de líquido en el ducto y ducto ascendente que se mueve hacia la parte superior del ducto ascendente. La altura inicial aparente de líquido en el ducto ascendente se calcula por $Z_L = \Phi_T H$, donde Φ_T se da por la ecuación (3.88). La penetración del líquido dentro del ducto es libre de gas; sin embargo, el bache de líquido en el ducto ascendente tiene una reducción constante de Φ_{GL} debido a la inyección de gas. El valor de Φ_{GL} se da por la ecuación (3.86), y agregará un volumen al bache de líquido en el ducto ascendente. Un balance de masa en la fase líquida da la altura del líquido:

$$Z = Z_i = \frac{H \Phi_{T_{i-1}}}{\Phi_{GL}} \quad 3.92$$

Un balance de masa del gas da:

$$\frac{P_s + \rho_L g(\Phi_{GL} Z - x \text{ sen } \beta)}{RT} \Big] (L - x) \alpha A = \quad 3.93$$

$$\frac{P_s + \rho_L g(\Phi_{GL} Z_i - x_i \text{ sen } \beta)}{RT} \Big] (L - x_i) \alpha A + \int_{t_i}^t \dot{m}_{Gin} dt$$

y un balance de masa de líquido da:

$$Z = Z_i - \frac{\alpha (x - x_i)}{\Phi_{GL}} + \frac{\int_{t_i}^t U_{LS} dt}{\Phi_{GL}} \quad 3.94$$

Las ecuaciones (3.93) y (3.94) son usadas para calcular $x(t)$ y $Z(t)$ siguiendo el mismo procedimiento dado en la sección 3.1.3, donde U_{GSL} y Φ_{GL} se encuentran con un proceso iterativo.

CAPÍTULO 4

INVESTIGACIÓN DE SOLUCIONES Y VALIDACIÓN DE LOS MODELOS

El estudio de Jansen cubre la investigación de cinco condiciones de flujo: sin eliminación, incremento de contrapresión, estrangulación, inyección de gas y una combinación de estrangulación e inyección de gas. Jansen estudió los mecanismos y el efecto de cada método de eliminación y hace un intento para determinar las condiciones óptimas en cada uno de ellos.

Los resultados más favorables se encontraron en la combinación de estrangulación e inyección de gas.

Se consideró que para observar el comportamiento general de los métodos de eliminación, la configuración consistente de un ángulo de inclinación constante negativo de 1° , y un volumen de gas adicional constante equivalente a 10 m. de longitud de ducto era la adecuada. Las variables en el experimento son los gastos de gas y líquido, así como los métodos de eliminación. La presión de separación se mantiene constante e igual a la atmosférica, excepto para los ensayos con incremento de contrapresión.

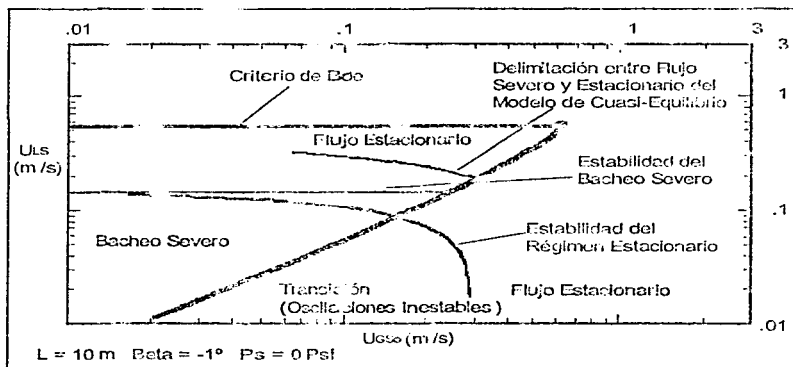


Figura 4.1 Tipos de flujos y líneas teóricas

El Criterio de Bøe se usa como base para observar el bacheo severo en los métodos de eliminación mencionados. Las líneas de frontera teóricas y los puntos obtenidos con datos experimentales se trazan simultáneamente con la línea dada por el Criterio de Bøe. Cuando todas las variables excepto los gastos de flujo y la contrapresión se mantienen constantes la línea del Criterio de Bøe será la misma en todos los experimentos, independientemente del método de eliminación usado. El

efecto del método de eliminación se observa por el tamaño del área de flujo estable dentro de la región dada por el Criterio de Bee (ver figura 3.1).

Se observan cuatro tipos de flujo:

Flujo Estacionario (1). Se presenta cuando el gas y la fase líquida se mueven ascendiendo simultáneamente de una manera continua sin ningún cambio notable de velocidad.

Flujo Cíclico Sin Regreso de Líquido (2). Es un bacheo severo, ocurre a grandes gastos de líquido. Donde la velocidad del líquido es suficientemente grande para llevarlo hasta la parte superior.

Flujo Cíclico Con Regreso de Líquido (3). También es un bacheo severo, el líquido cae o regresa en el ducto ascendente y la parte superior de este se encuentra libre de líquido. Dentro del ducto ascendente en su parte superior se estabiliza una interfase entre el bache de líquido y el gas.

Oscilaciones Inestables (4). Es un flujo cíclico en el cual el bache de líquido es más pequeño que la altura del ducto ascendente, no existe penetración de líquido en el ducto y el gas fluye continuamente dentro del ducto ascendente. Este movimiento puede o no terminar en un régimen estacionario. Sin embargo, aún no existe un método confiable para distinguir entre oscilaciones que continúen indefinidamente y aquellas que eventualmente terminen en un régimen estacionario.

Cuando existe flujo inestable en el ducto ascendente se supone la presencia de bacheo severo u oscilaciones inestables. La región inestable se delimita por las líneas trazadas con los Criterios de Estabilidad y de Bee. Las oscilaciones inestables se presentan principalmente en el área fuera de la región de Bee y abajo de la Línea de Estabilidad del Régimen Estacionario.

Los tipos de flujo son identificados por los siguientes números:

Flujo Estacionario	= 1
Cíclico sin Regreso de Líquido	= 2
Cíclico con Regreso de Líquido	= 3
Oscilaciones Inestables	= 4

De los resultados teóricos derivados del Modelo de Cuasi-Equilibrio, el tipo de flujo 1 (estacionario) y 4 (oscilaciones inestables) ambos son tratados como flujo estacionario. Los tipo de flujo 2 y 3 se tratan como bacheo severo. El Modelo de Cuasi-Equilibrio dará un tipo de flujo 2,3 el cual se identifica cuando ocurre flujo cíclico con regreso de líquido al final del ciclo.

Durante la experimentación algunos puntos de oscilaciones inestables se registraron como flujo cíclico si su mayor característica exhibida fue evidentemente cíclica, aún si se observó gas en el ducto ascendente todo el tiempo. No se registran penetraciones de líquido en el ducto menores a 0.5 m., esto se debe a la sección de metal del ducto utilizada para la inyección del gas. Las penetraciones menores a 0.5 m. son identificadas por cuatro asteriscos (****).

La diferencia entre los resultados teóricos y experimentales se registran como una diferencia de porcentaje de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\text{Error } \% = \frac{X_{\text{teórico}} - X_{\text{experimental}}}{X_{\text{teórico}}} * 100\% \quad 4.1$$

4.1 REGRESO DE LÍQUIDO Y FRACCIÓN DE GAS

La cantidad de líquido regresado a la base del ducto ascendente después de un brote es un factor importante en el incremento inicial de presión durante el ciclo del bacheo severo. Sin embargo, no se han obtenido datos confiables para este parámetro. Así, el mayor defecto de los modelos de bacheo severo, es el no poder registrar la cantidad líquido regresado y su efecto sobre el incremento de presión.

Una de las metas iniciales del estudio de Finn Erik Jansen era la obtención de información sobre el regreso de líquido por medio de sensores, desafortunadamente resultó técnicamente imposible con el equipo disponible. Sin embargo, se obtienen observaciones visuales del regreso de líquido junto con una investigación del comportamiento de presión y también un mejor ajuste de los datos recolectados.

En la parte teórica de este estudio se suponen condiciones ideales: una película uniforme de líquido a lo largo de la pared del ducto ascendente, un desplazamiento del bache tipo pistón y un regreso de líquido instantáneo. La película de líquido a lo largo de la pared del ducto ascendente está lejos de ser uniforme y parece evidente un gran arrastre de líquido por el gas en las últimas etapas del brote. No es claro como esta desviación de las condiciones ideales afecta a la coincidencia entre los resultados teóricos y los datos experimentales.

En la etapa inicial del brote parece haber un desplazamiento relativamente ordenado causado por la introducción de flujo burbuja, por otro lado en la etapa final es muy caótico. Las altas velocidades en la parte superior del ducto ascendente tiende a mantener las paredes libres de líquido. La distribución del líquido cambia de menos líquido en la parte superior a un incremento del colgamiento hacia la base del ducto (ver figura 4.2). En las instalaciones experimentales la manguera flexible junto con la secciones de acero para la inyección de gas obstruyen la observación visual del colgamiento en la base del ducto ascendente. Al parecer el alto colgamiento en la base del ducto ascendente es uno de los mecanismos de iniciación del proceso de bacheo severo. Durante el brote, el líquido fluye a lo largo de la pared del ducto ascendente regresando a la base, por otro lado en la parte superior de éste el líquido fluye con dirección ascendente y es arrastrado por el gas. Cuando el brote llega a su máximo y se ha agotado toda la fuerza de expansión del gas, se presenta un colapso repentino del líquido cercano a la base del ducto ascendente, esto causa una súbita desaceleración de gas y un regreso masivo de líquido. Esta inestabilidad se presenta especialmente a velocidades de líquido bajas. El bloqueo con líquido en la base del ducto ascendente entrapa el gas en el ducto y origina el comienzo de un nuevo ciclo.

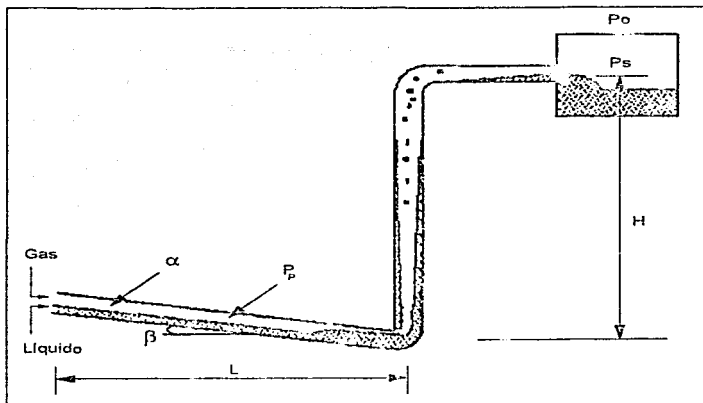


Figura 4.2 Distribución de líquido en el ducto ascendente al final de un brote

La cantidad de líquido regresado no se determina directamente de los datos experimentales. Sin embargo, se puede hacer una estimación de la cantidad instantánea de líquido regresado a la base, justificándose en la observación de la presión mínima presentada en el ducto ascendente durante el flujo cíclico. Esta cantidad no es toda el líquido que regresa, una parte significativa se presenta como líquido fluyendo a lo largo de la pared del ducto ascendente, esta cantidad adicional no puede ser estimada de los datos, aún cuando si afecta la proporción de incremento de presión.

El regreso de líquido en la etapa final del brote no es el único factor importante para el inicio del bacheo severo, lo es también el tamaño del frente de gas introducido al ducto ascendente en el inicio del brote. Esta fracción de volumen determina la diferencia en la proporción del incremento de fuerza entre las fases de líquido y gas. Vierkandl¹⁵ encontró que el Criterio de Estabilidad de Taitel¹² no se ajusta a los datos experimentales. Taitel basó su estudio, del regreso de líquido, en un desplazamiento tipo pistón del frente de gas (Burbuja de Taylor). El regreso de líquido alrededor del frente de gas se considera constante con un valor de $\Phi = 0.1$, o una fracción de volumen del frente de gas introducido (α') de 0.9.

El Criterio de Estabilidad es relativamente sensible al valor de α' . Una fracción grande de este valor presenta un flujo estable. Para los caso sin eliminación y estrangulación se encontró el valor de 0.77 para α' usando el mejor ajuste de los datos experimentales Sin embargo, cuando existe inyección de gas el valor de α' fluctúa entre 0.70 y 0.68, en el caso de incremento de contrapresión el valor de α' varía entre 0.77 y 0.62. (ver Figura 4.3). Algunas variaciones también indican la reducción del valor de α' con la disminución de la velocidad del gas suministrado. Las observaciones indican que α' está en función de la presión del fondo del ducto ascendente. Sin embargo, la resistencia al flujo para el líquido debida a la inyección del gas en la base del ducto

ascendente parece tener también un efecto significativo en el regreso local de líquido. La disminución en el valor de α' debido a la resistencia al flujo puede ser vista como una reducción en la estabilidad a bajos gastos de gas. Sin embargo, no se obtiene suficiente información para dar una corrección para la variación de α' . El rango de valores de α' (0.77-0.6...) encontrado con el mejor ajuste no es una evidencia suficiente del verdadero balance de fuerzas en la base del ducto ascendente. Se debe reconocer que pueden estar involucradas más variables y no sólo α' .

Fabre³ y más recientemente Sarical¹⁹, demostraron que para un flujo burbuja de Taylor, el valor de α' podría ser menor a 0.83. Cuando el frente de gas entra en la base del ducto ascendente, aún no se ha transformado totalmente en burbujas de Taylor. Se puede suponer a la fracción inicial del frente de gas introducido al ducto ascendente menor a 0.83. Debido a la incertidumbre existente en la determinación del valor α' , y con base en los argumentos mencionados, Jaessen propone un valor alrededor de 0.75. Este valor causa una sobre predicción de la región inestable en el caso de no aplicar método alguno de eliminación, por otro lado la región inestable es subestimada para los métodos de inyección de gas, contrapresión y combinación de estrangulación e inyección de gas. Se requieren más datos experimentales y de un sistema más grande para verificar cualquier suposición hecha en este estudio.

La razón por la falta de estabilidad con el método de incremento de contrapresión se cree es consecuencia de la compresión de la fase de gas. La estabilidad disminuye conforme el desplazamiento del bache de líquido por el frente de gas se aleja más al del tipo pistón. Con grandes presiones y con una fase de gas más comprimida el tamaño del frente de gas se reduce, así, el desplazamiento se aleja más al modelo tipo pistón. Esto equivale a reducir el valor de α' . Reduciendo el valor de α' con incremento de presión, la proporción del incremento de fuerza solamente muestra un pequeño cambio en la dirección de flujo estable.

Con base en la suposición de una relación entre el tamaño del frente de gas y la compresibilidad de la fase de gas, y sino se dispone de otra información, una suposición inicial al valor de α' se puede basar en la compresibilidad del gas. Así α' se estima por:

$$\alpha' = \frac{P_{atm}}{P_s + P_H + \Delta P_c} \quad 4.2$$

La predicción de la ecuación (4.2) junto con la curva del mejor ajuste de datos se muestra en la figura 4.3.

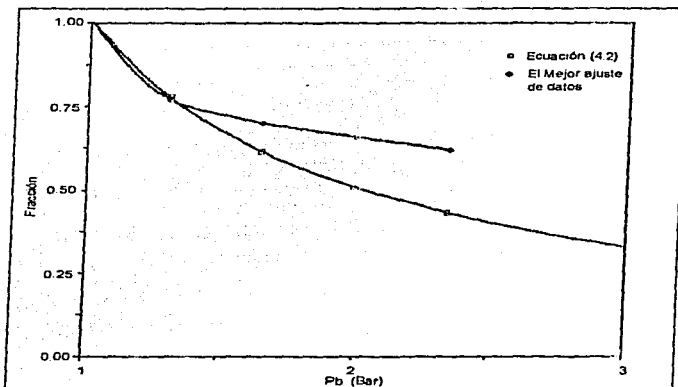


Figura 4.3 Mejor ajuste de alfa prima y, fracción de volumen vs presión en el fondo del ducto ascendente

4.2 SISTEMA SIN APLICAR MÉTODO DE ELIMINACIÓN

Como una prueba preliminar del circuito de circulación y del sistema de adquisición de datos, y como una base de las pruebas de eliminación, se recolectan varios datos para el sistema original o sin eliminación. La prueba se realiza sin contrapresión, estrangulación o inyección de gas (ver figura 4.4), los resultados obtenidos coinciden bien con los encontrados por Vierkandt¹⁵ (ver tabla 1A en el apéndice A). Los puntos obtenidos fuera de la región dada por el Criterio de Boe parecen tener una naturaleza más severa que la reportada por Vierkandt. Vierkandt notó que en algunos puntos no existe un completo bloqueo del gas en la base del ducto ascendente, observándose un flujo continuo de gas ascendiendo en el ducto. Este flujo podría terminar en oscilaciones inestables, y estas oscilaciones cíclicas eventualmente pueden llegar a régimen estacionario.

En este estudio Jansen permite operar al sistema varias horas bajo la región de oscilaciones inestables. Al parecer el movimiento cíclico se reduce con el tiempo. Sin embargo, algunos comportamientos cíclicos son muy persistentes y al más insignificante disturbio se incrementa la severidad del flujo, o cambia rápidamente hacia régimen estacionario. Aún es dudoso si las oscilaciones persistentes terminan eventualmente dentro del régimen estacionario. También es posible que el flujo opere indefinidamente de manera cíclica. Por definición este flujo no es un bacheo severo. No obstante, parece no ser completamente apropiado ajustar el límite del bacheo severo a baches de líquido iguales o más grandes a la altura del ducto ascendente. La longitud de los baches de líquido parece disminuir cuando se incrementan los gastos de flujo y darse solamente una transformación muy gradual hacia flujo estacionario.

Al parecer las oscilaciones inestables representan una área de transición entre el flujo estable e inestable, donde unos ciclos duran indefinidamente mientras otros eventualmente terminan dentro del régimen estacionario. Este movimiento cíclico parece estar en función de la habilidad del gas para mantener la base del ducto ascendente completamente abierta. Siempre y cuando ocurra regreso de líquido después de un brote, la base del ducto ascendente se cierra y ocurre un movimiento cíclico, aún cuando el bloqueo dure sólo poco tiempo y no suceda penetración de líquido al ducto.

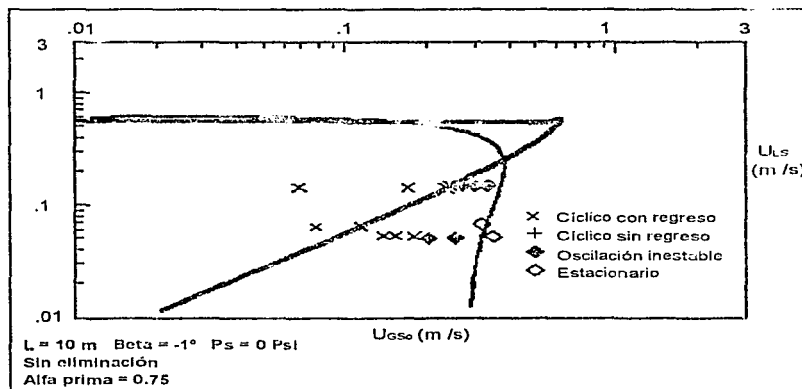


Figura 4.4 Mapa de patrón de flujo

La severidad del flujo se determina por la continuidad de producción de líquido y por las fluctuaciones en la velocidad del líquido.

Para evaluar el comportamiento transitorio del sistema, se recolectan datos de presión y flujo a intervalos de un segundo. La presión y el comportamiento de flujo, se trazan como se observa en las figuras 4.5 y 4.6. La línea gruesa muestra la presión en la base del ducto ascendente, y la línea delgada que se dibuja muy cerca de la línea de la base del ducto ascendente representa la presión a la entrada del ducto. Como era de esperarse la presión a la entrada del ducto es ligeramente mayor a la presión en la base del ducto ascendente. La presión en la parte superior del ducto ascendente se traza como una línea delgada en el fondo de la gráfica y es aproximadamente igual a cero, indicando no presencia de contrapresión.

En las curvas de comportamiento transitorio del flujo (figura 4.6) se observa la presencia de fluctuaciones menores de gasto, los cambios sólo se presentan en la fase líquida. Fluctuaciones grandes de gasto pueden afectar relativamente al impulso inicial del bacheo severo. Sin embargo, un análisis de los datos de flujo transitorio manifestó que los cambios de gasto, durante un período

completo de adquisición de datos, son menores y no podrían afectar el régimen de flujo en el ducto ascendente.

Un trazo de la presión en el fondo del ducto ascendente menos la presión en su parte superior se presenta en la figura 4.7. Esta gráfica se utiliza especialmente en el caso de estrangulación donde se evalúa la caída de presión a lo largo del ducto ascendente. Como se ve en la figura 4.5, el punto máximo de presión es aproximadamente igual a la presión hidrostática en el ducto ascendente. El regreso de líquido no se puede estimar directamente de la curva de presión ya que no se dispone de un valor exacto de la aceleración de la caída de presión. Sin embargo, se puede estimar que el regreso total de líquido a la base del ducto ascendente, al tiempo en que el líquido bloquea la base, es igual al punto mínimo de presión de la curva.

Una comparación entre los datos experimentales y los resultados teóricos obtenidos del Modelo de Cuasi-Equilibrio se presenta en la tabla 1. El Modelo de Cuasi-Equilibrio predice flujo estable fuera de la región dada por el Criterio de Bøe.

Se investigó la importancia del intervalo de tiempo seleccionado para la toma de datos del Modelo de Cuasi-Equilibrio. El intervalo de tiempo se ajusta dividiendo la altura del ducto ascendente en segmentos, entre más pequeños, se tienen tiempos más cortos. Los intervalos de tiempo investigados son $\Delta t = 0.1$ seg. ($N=51$) y $\Delta t = 0.25$ seg. ($N=21$), el tamaño del segmento es $\Delta H = H / (N-1)$ y el intervalo de tiempo se da como una función de la velocidad U_T , $\Delta t = \Delta H / U_T$. En la región de flujo estable donde se mantiene la suposición de Cuasi-Equilibrio, casi no existe diferencia en los resultados usando cualquiera de los dos intervalos de tiempo. En la región inestable el intervalo de tiempo más pequeño da un ajuste más cercano hacia los datos experimentales. Sin embargo, con los gasto de líquido y gas usados en este estudio, el intervalo de tiempo mayor es suficiente.

Las características transitorias de los diferentes tipos de flujo observados se tienen en las figuras 1B a 3B del apéndice B. El flujo cíclico muestra distintos ciclos donde la máxima presión en el fondo del ducto ascendente es aproximadamente igual al peso estático de una columna de líquido de longitud igual a la del ducto ascendente. El tiempo del ciclo, el de producción del bache y el de incremento de presión se puede medir directamente de la figura 1B. En la figura 2B se observan oscilaciones inestables. En este caso, la parte superior del ciclo es muy puntiaguda debido a la ausencia de penetración de líquido al ducto, y la máxima presión en el fondo del ducto ascendente es menor a una columna de líquido con altura igual a la del ducto ascendente. Sin embargo, la apariencia del flujo oscilatorio es muy similar a la del flujo cíclico y solamente difiere en el grado de variación de presión. Esto hace que la transición entre el bacheo severo y el flujo estacionario sea muy gradual con fronteras no claras. El flujo estacionario se presenta en la figura 3B. En este tipo de flujo todavía se observan oscilaciones en la presión, pero son menores y los fluidos aparentan fluir continuamente.

Tabla 1

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Sin eliminación

Experimental		Teórico				Error			
U_{L5} m/s	U_{150} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	X_{max} %	t %
0.0642	0.079	Cíclico con regreso	0.41	41.3	3	0.53	53.6	22.6	22.9
0.0653	0.1157	Cíclico con regreso	****	33.3	4	0	0		
0.1446	0.069	Cíclico con regreso	1.64	42.0	3	2.07	55.9	20.8	24.9
0.1446	0.1717	Cíclico con regreso	0.51	19.4	3	0.54	23.3	5.6	16.7
0.1469	0.2361	Cíclico con regreso	****	16.4	4	0	0		
0.1524	0.2436	Cíclico con regreso	****	16.3	4	0	0		
0.0543	0.1408	Cíclico con regreso	****	30.0	4	0	0		
0.0543	0.1554	Cíclico con regreso	****	28.3	4	0	0		
0.0532	0.1821	Cíclico con regreso	****	24.0	4	0	0		
0.1546	0.2753	Oscilación inestable	0	14.3	4	0	0		
0.1491	0.3065	Oscilación inestable	0	11.7	4	0	0		
0.1502	0.3367	Oscilación inestable	0	****	4	0	0		
0.051	0.2052	Oscilación inestable	0	20.8	4	0	0		
0.0521	0.2507	Oscilación inestable	0	18.0	4	0	0		
0.0686	0.3256	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0532	0.3552	Estacionario	0	0	1	0	0		

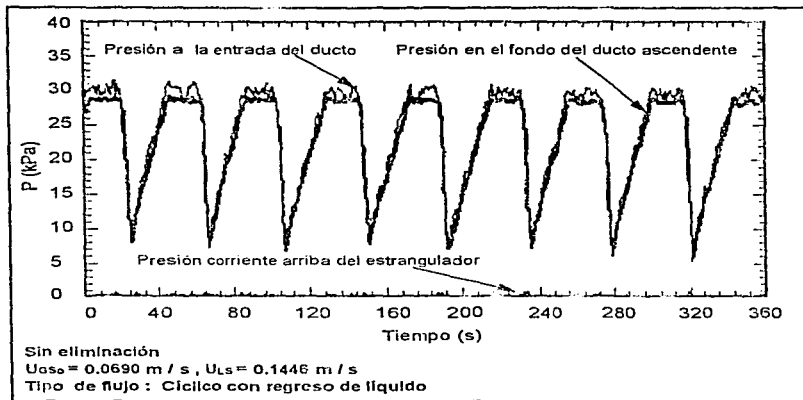


Figura 4.5 Comportamiento transitorio de presión

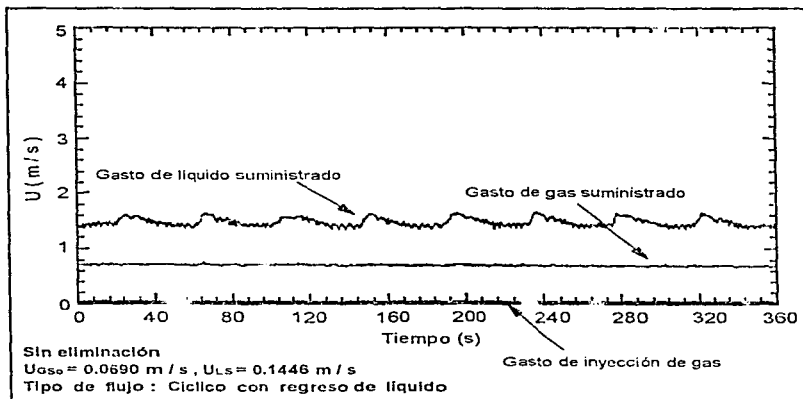


Figura 4.6 Comportamiento transitorio de flujo

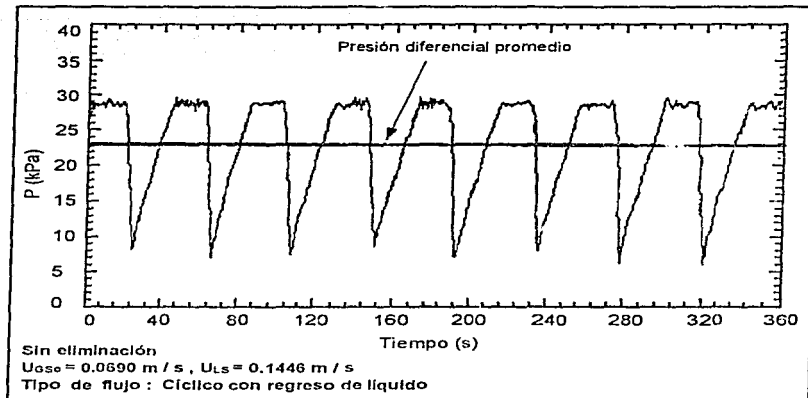


Figura 4.7 Presión diferencial a lo largo de la longitud del ducto ascendente

4.3 INCREMENTO DE CONTRAPRESIÓN

Este método se ha reconocido como una medida para la reducción o eliminación del bacheo severo. Sin embargo, Jansen observó que el bacheo severo es un poco insensible a la contrapresión. Además, se requiere un gran incremento de contrapresión para eliminar el bacheo severo, y esto se considera indeseable debido al efecto sobre la capacidad de producción.

En conclusión, la contrapresión no se considera como un método efectivo para la eliminación del bacheo severo.

El incremento de contrapresión se incluyó para evaluar la validación de los modelos presentes para predecir el comportamiento de flujo con contrapresiones diferentes a la atmosférica.

Se realizan estudios con contrapresiones de 5, 10 y 15 psi. El efecto más importante de estas pruebas es reducir la velocidad del gas en el ducto ascendente aumentándose la estabilidad, y así disminuir la violencia del brote e incrementar su tiempo de ciclo. Los datos experimentales se presentan en las tablas 2A a 4A del apéndice A. A 15 psi de contrapresión la capacidad de flujo del sistema se reduce severamente, esta alta presión origina problemas técnicos como fugas. Por esta razón, solamente se recolectan datos para cuatro pares de velocidades a la contrapresión de 15 psi.

La insensibilidad a la estabilidad del flujo dentro del ducto ascendente con el incremento de la contrapresión, se observa en las figuras 4.8, 4.9 y 4.10. Las líneas derivadas de los modelos teóricos se trazan junto con los datos experimentales. Con el incremento de la contrapresión, la línea de estabilidad del bacheo severo se desplaza hacia abajo a lo largo del eje de la velocidad

superficial del líquido, incrementando el área de flujo estable dentro de la región obtenida con el Criterio de Bøe. La coincidencia entre los datos experimentales y las líneas de estabilidad es razonable.

La comparación entre los datos experimentales y el modelo de Cuasi-Equilibrio se presenta en las tablas 2 a 4. Para $P_s = 5$ psi, la longitud de penetración de líquido en el ducto y el tiempo del ciclo tienen un error máximo de 34% y 24%. Al parecer el modelo predice el tipo de flujo observado en el ducto ascendente. Para una $P_s = 10$ psi, el tiempo del ciclo tiende a ser sobrestimado (23%), mientras la longitud de penetración es subestimada hasta 100%. Para $P_s = 15$ psi, el tiempo del ciclo es sobrestimado, mientras la predicción de la longitud de penetración es buena. La variación en la predicción del tiempo del ciclo se encuentra entre 15 a 72%.

El Modelo de Cuasi-Equilibrio no experimenta los mismos problemas con el incremento de presión como el Modelo de Estabilidad. El Modelo de Cuasi-Equilibrio compensa bien los cambios de presión y no presenta ningún incremento notable en la desviación con respecto a los datos experimentales en altas contrapresiones.

Los datos transitorios experimentales se observan en las figuras 4B a 9B del apéndice B, donde se pueden examinar los efectos de la contrapresión en la presión del sistema y el comportamiento cíclico del flujo.

El flujo cíclico se observa en la figura 4B. En la figura 6B se muestran oscilaciones inestables; y flujo estacionario en la figura 8B. Las características de los diferentes tipos de flujo son muy similares a las presentadas para flujo sin contrapresión. La principal diferencia es la presión distinta en el sistema. Los datos experimentales con incremento de contrapresión, a diferencia de los datos con presión atmosférica en la separación, se trazan a diferente escala de presión.

La fluctuación en la contrapresión que ocurre mientras se recolectan los datos es un factor que contribuye en la inexactitud de los datos experimentales. Para obtener una contrapresión estable se necesita mantener constante el nivel de líquido del separador, y al mismo tiempo, se requiere un control del aire de alivio. Esta es una operación extremadamente delicada, puesto que requiere de una sincronización de apertura en dos válvulas diferentes. En la mayoría de los datos experimentales solamente ocurren fluctuaciones de presión menores. Oscilaciones en la contrapresión graduales y pequeñas no tienen mayor efecto en el tipo de flujo observado dentro del ducto ascendente (ver figura 4.11). Sin embargo, se puede tener algún efecto en la longitud del bache y el tiempo del ciclo.

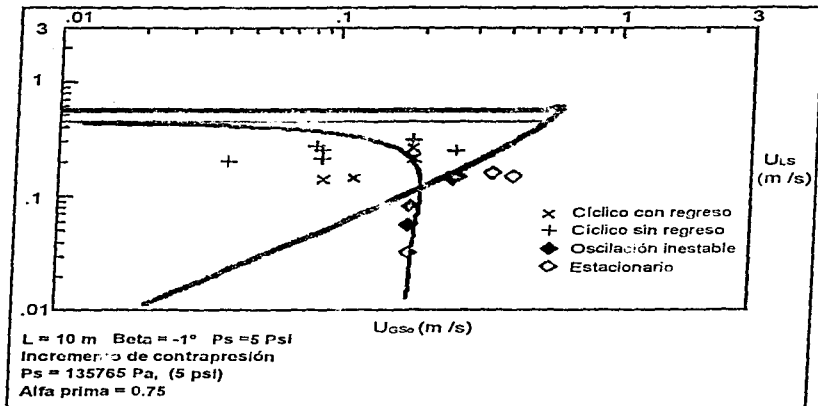


Figura 4.8 Mapa de patrón de flujo

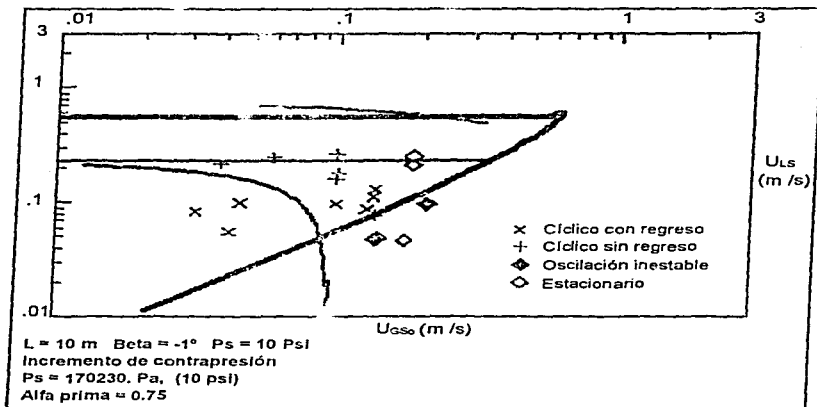


Figura 4.9 Mapa de patrón de flujo

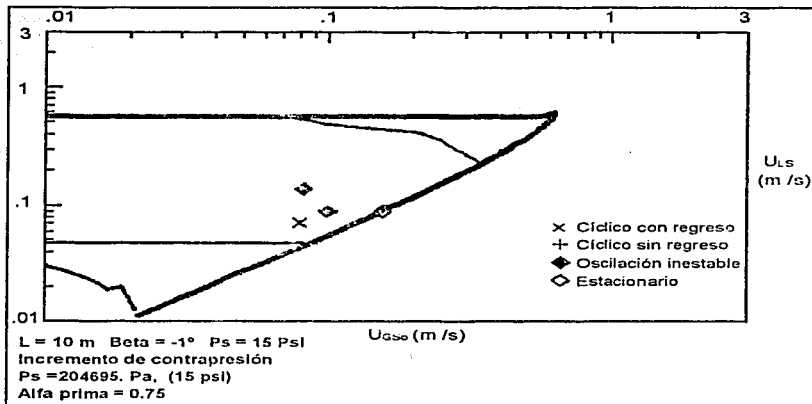


Figura 4.10 Mapa de patrón de flujo

Tabla 2

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Incremento de contrapresión, $P_s = 5$ psi

Experimental		Teórico			Error				
$U_{1.5}$ m/s	$U_{0.50}$ m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	X_{max} %	t %
0.1404	0.0889	Cíclico con regreso	0.95	31.1	3	1.06	36.3	10.4	14.3
0.1424	0.1145	Cíclico con regreso	0.7	22.8	3	0.87	30.1	19.5	24.3
0.2112	0.1878	Cíclico con regreso	0.7	16.9	3	0.72	17.4	2.8	2.9
0.2602	0.1867	Cíclico con regreso	0.77	15.7	2,3	0.95	15.8	18.9	0.6
0.0818	0.1821	Cíclico con regreso	****	19.6	4	0	0		
0.0357	0.11	Cíclico con regreso	****	38.0	4	0	0		
0.2112	0.0875	Cíclico sin regreso	1.1	23.9	2,3	1.31	29.8	16	19.8
0.2513	0.0875	Cíclico sin regreso	0.99	21.0	2,3	1.29	25.8	23.3	18.6
0.2703	0.0839	Cíclico sin regreso	1.07	22.2	2,3	1.26	24.6	15.1	9.8
0.2001	0.0413	Cíclico sin regreso	0.81	38.0	2,3	1.23	46.0	34.1	17.4
0.305	0.1852	Cíclico sin regreso	0.81	14.2	2,3	1.13	14.5	28.3	2.1
0.2468	0.2626	Cíclico sin regreso	****	12.8	3	0.47	12.7	****	-0.8
0.1391	0.2565	Oscilación inestable	0	13.1	4	0	0		
0.148	0.2654	Oscilación inestable	0	13.0	4	0	0		
0.0534	0.1811	Oscilación inestable	0	18.2	4	0	0		
0.1457	0.4264	Estacionario	0	0	4	0			
0.1568	0.3581	Estacionario	0	0	4	0			
0.0313	0.1816	Estacionario	0	0	4	0			

Tabla 3

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Incremento de contrapresión, $P_s = 10$ psi

Experimental		Teórico				Error			
U_{LS} m/s	U_{CSO} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.0862	0.1276	Cíclico con regreso	****	22.3	3	0.1	25.7		13
0.127	0.1355	Cíclico con regreso	****	18.0	3	0.34	21.9		18
0.1093	0.1342	Cíclico con regreso	****	19.5	3	0.24	23.3		16
0.0818	0.0318	Cíclico con regreso	0.81	74.2	2,3	0.52	50.4	-56	-47
0.0554	0.042	Cíclico con regreso	0.65	59.4	3	0.44	53.3	-48	-11
0.095	0.0993	Cíclico con regreso	****	23.2	3	0.35	29.0		20
0.0456	0.0992	Cíclico con regreso	****	29.8	4	0	0		
0.0763	0.1353	Cíclico con regreso	****	22.5	4	0	0		
0.2145	0.039	Cíclico sin regreso	0.66	21.2	2	0.33	24.6	-100	14
0.2401	0.0597	Cíclico sin regreso	0.67	20.5	2	0.38	20.4	-76	0
0.179	0.1003	Cíclico sin regreso	0.74	19.0	2,3	0.57	21.5	-30	12
0.2569	0.0999	Cíclico sin regreso	0.58	16.3	2	0.44	16.8	-32	3
0.1557	0.0994	Cíclico sin regreso	0.55	18.0	2,3	0.56	23.3	2	23
0.0961	0.2081	Oscilación inestable	0	16.5	4	0	0		
0.0467	0.1357	Oscilación inestable	0	22.6	4	0	0		
0.0478	0.1391	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.2491	0.1855	Estacionario	0	0	2	0.42	13.5		
0.2078	0.1865	Estacionario	0	0	2,3	0.43	14.8		
0.0456	0.1748	Estacionario	0	0	4	0	0		

Tabla 4

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Incremento de contrapresión, $P_s = 15$ psi

Experimental			Teórico				Error		
U_{1s} m/s	U_{G50} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.078	0.0796	Cíclico con regreso	****	24	3	0.18	28.3		15
0.1358	0.0821	Oscilación inestable	0	6	2	0.23	21.7		72
0.0884	0.0991	Oscilación inestable	0	7.4	2.3	0.19	24.3		70
0.0895	0.157	Estacionario	0	0	4	0	0		

4.4 ESTRANGULACIÓN

4.4.1 Selección del Estrangulador

Para evaluar este método de eliminación es importante conocer como trabaja un estrangulador. Diferentes tipos de estranguladores actúan de manera particular y generan diferente eliminación. El estrangulador usado en el experimento de Jansen es una válvula variable de bola como se describió en el capítulo 2. Este estrangulador no representa exactamente a la mayoría de los estranguladores usados en el campo, pero las características generales y el funcionamiento son similares.

Para determinar el desempeño del estrangulador en la parte superior del ducto ascendente, se experimento con flujo monofásico y bifásico y con una gran variedad de áreas de estrangulación. Durante la experimentación se miden los gastos suministrados y la caída de presión a través del estrangulador.

Inicialmente se supone que la estrangulación sigue la siguiente relación general para flujo homogéneo:

$$\Delta P_c = C U_s^2 \quad 4.3$$

donde C podría ser un coeficiente de estrangulación constante representando el ajuste de estrangulación.

Los experimentos demuestran que el flujo monofásico de líquido se comporta de acuerdo con la ecuación anterior. Sin embargo el flujo monofásico de gas y el flujo de la mezcla de gas y líquido no siguen la relación anterior. Además la caída de presión causada por la fase monofásica de gas no es lo suficientemente grande para medirse con exactitud, por consecuencia no se pueden tener conclusiones de esta parte de la prueba. La caída de presión del flujo bifásico se puede correlacionar solamente como una función directa de la velocidad superficial del líquido. La medición de la caída de presión promedio a través del estrangulador, al parecer depende directamente de la fase líquida y de la velocidad superficial del líquido (ver figura 4.12), mientras que la caída de presión dependiente de tiempo es una función del colgamiento local del líquido y de la velocidad de la mezcla en el estrangulador (ver figura 4.13).

Con base en el análisis de los datos Jansen concluye que con las bajas velocidades encontradas durante el bacheo severo, el líquido es la única fase que causa caída de presión a través del estrangulador. Esto se atribuye a la gran diferencia de densidades entre el gas y el líquido. La caída de presión a través del estrangulador puede fluctuar en un rango muy amplio dependiendo de que esté fluyendo gas o líquido. Al parecer el movimiento principal de flujo en el estrangulador es monofásico donde las burbujas de gas pasan rápidamente y causan un comportamiento "de salto" en el flujo dentro del ducto ascendente. Este comportamiento "de salto" es causado por la aceleración del líquido cuando una burbuja de gas pasa a través del estrangulador. Cuando el bache de líquido golpea el estrangulador, el líquido en el ducto ascendente se desacelera por el incremento en la caída de presión. Mientras este comportamiento de presión en el estrangulador puede contribuir con el comportamiento cíclico de flujo, el efecto total de la estrangulación es reducir significativamente la aceleración y estabilizar el flujo dentro del ducto ascendente.

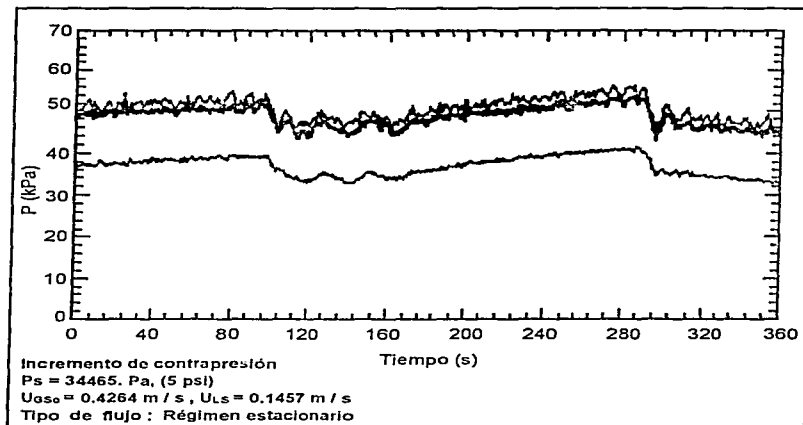


Figura 4.11 Comportamiento transitorio de presión

Con base en las suposiciones anteriores, la estrangulación se puede expresar como una función del coeficiente de estrangulación de líquido, la velocidad del líquido y el colgamiento promedio corriente arriba del estrangulador. Dicha relación solamente es válida a bajas velocidades del gas, como las usadas en el estudio de Jansen. Los coeficientes de estrangulación utilizados se obtuvieron experimentalmente midiendo la caída de presión a través del estrangulador y la velocidad superficial del líquido suministrado. Todos los coeficientes de estrangulación experimentales se miden para una fase monofásica líquida y se expresan como caída de presión (Pa) dividida por el cuadrado de la velocidad superficial (m/s). Una derivación de la relación de estrangulación para dos fases se presentó en el capítulo 3.

La apertura total de la válvula usada como estrangulador se divide en una escala del cero al diez. Un rango representativo de apertura se encuentra entre 6.0 y 7.8, donde 6.0 tiene una caída de presión baja y 7.8 una caída muy alta. El comportamiento de los diferentes ajustes de estrangulación para la fase líquida se observan en la figura 4.14.

Los coeficientes encontrados son:

Ajuste de Estrangulación	Coficiente de estrangulación del líquido, C ($\text{Pa s}^2/\text{m}^2$)
6.0	62600
6.5	120000
7.0	245000
7.5	1180000
7.8	2400000

Los ajustes de estrangulación usados en el experimento cubren un rango adecuado de caídas de presión para todos los efectos de estrangulación investigados en busca de la eliminación del bacheo severo. Cuando se usa más estrangulación se tiene una se tiene un diámetro de estrangulador menor.

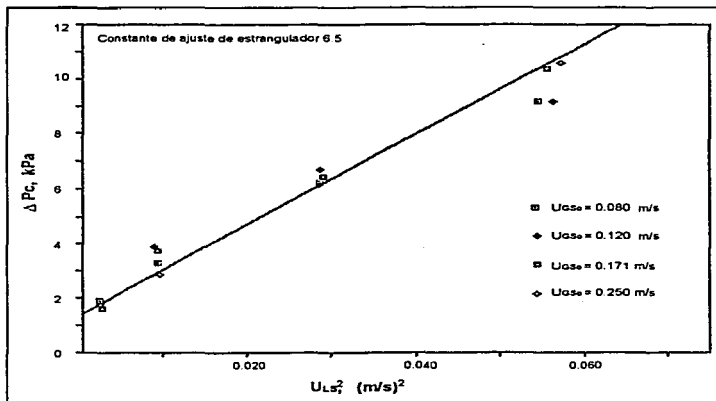


Figura 4.12 Medición de la caída de presión promedio través del estrangulador

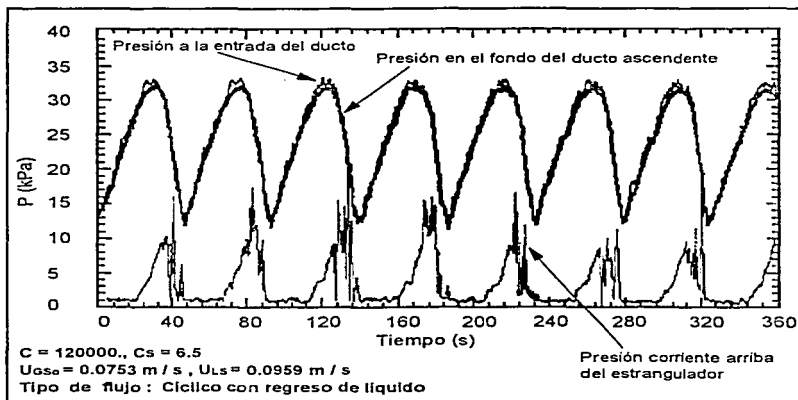


Figura 4.13 Presión en el estrangulador y presión en el fondo del ducto ascendente

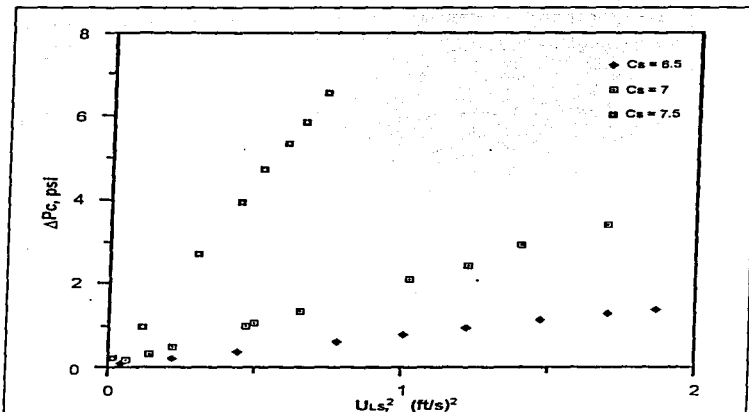


Figura 4.14 Comportamiento de presión para diferentes ajustes de estrangulación

4.4.2 Estrangulación

Para el estudio de la estrangulación se abordan dos líneas diferentes de investigación:

1. En el primer método se ajustan los gastos iniciales de gas y líquido, y se incrementa el ajuste de estrangulación. Se usan tres o cuatro ajustes diferentes de estrangulación para cada corrida.
2. En la segunda línea de investigación se establece un ajuste constante de estrangulación y se varían los gastos de gas y líquido. Se usan tres diferentes ajustes de estrangulación.

Con estos dos métodos se puede investigar el efecto del ajuste de estrangulación sobre la presión en el fondo del ducto ascendente, la capacidad de flujo del sistema y la estabilidad de flujo en el ducto ascendente.

Los datos experimentales se presentan de la tabla 5A a la 10A. En las figuras 4.15, 4.16 y 4.17 se trazan los puntos experimentales junto con las líneas teóricas que separan las áreas estable e inestable. Incrementando el ajuste de estrangulación las líneas de estabilidad se mueven hacia abajo a lo largo del eje de la velocidad superficial del líquido, incrementándose el área de flujo estable dentro de la región dada por el Criterio de Bøe. Se observa una excelente coincidencia entre las líneas teóricas obtenidas con el Criterio de Estabilidad y los datos experimentales. Al parecer el Criterio de Estabilidad es capaz de definir la frontera superior de estabilidad durante la estrangulación, mientras la transición entre flujo estable e inestable en la dirección donde se incrementa la velocidad superficial del gas no es definida claramente. Se supone que esto se debe al funcionamiento del estrangulador, éste responde principalmente al incremento de la velocidad

del líquido. Por otro lado el incremento de la velocidad del gas sólo tiene un pequeño efecto en la estabilidad.

Se encontró que el valor de α' para la estrangulación coincide bastante con el valor de α' sin eliminación. Esto se esperaba, ya que en el impulso inicial del ciclo de bacheo severo la presión adicional se origina solamente por la velocidad superficial del líquido y además no es muy grande, excepto cuando se usa una gran estrangulación.

Los resultados de comparar los datos experimentales con los del Modelo de Cuasi-Equilibrio se presentan en las tablas 5 a la 7. Como se observa, la penetración en el ducto y el tiempo del ciclo son en promedio subestimados. Mientras la longitud de penetración se subestima hasta el 190%, el tiempo del ciclo se predice regularmente con una desviación del 30%.

La respuesta de la presión para la estrangulación cuando se tienen dos fases se determina satisfactoriamente con las relaciones presentadas en el capítulo 3.

En las figuras 10B a la 15B se presentan los comportamientos de flujo cíclico, oscilaciones inestables y flujo estacionario. La respuesta de presión del estrangulador se observa como una línea delgada en la base de las figuras 10B, 12B y 14B. El estrangulador responde directamente al incremento en la velocidad de la mezcla hasta que el bache de líquido se produce y el frente de gas llega al estrangulador. Cuando el colgamiento en el estrangulador disminuye y el gas entra, la caída de presión a través del estrangulador comienza a disminuir hasta que no fluya líquido. En un flujo cíclico, durante el período de acumulación del bache y hasta que la parte superior de éste llegue al estrangulador, no fluirá líquido y la caída de presión es aproximadamente cero. En el sistema de presión la principal respuesta del estrangulador ocurre cuando el gas penetra en el ducto ascendente. Esta respuesta también se observa en la figura 4.13 como un comportamiento cíclico. Esta respuesta causa que se incremente la caída de presión a través del estrangulador al mismo tiempo que se reduce la presión hidrostática en el ducto ascendente. Si la columna de líquido es aireada lo suficiente, comparada con la respuesta de presión del estrangulador, no habrá ningún incremento significativo de presión en el sistema. Esto indica, comparando con el sistema sin ninguna restricción, que por medio de una estrangulación cuidadosa es posible estabilizar el flujo y reducir la presión del sistema.

Un efecto adicional de la estrangulación es el incremento en tiempo del ciclo a causa de la reducción de la velocidad del brote. Esto reduce la violencia del brote y causa una producción de líquido más continua al separador.

Aplicando la estrangulación en la parte superior del ducto ascendente los fluidos fluyen más lentamente y permite al gas entrar al ducto ascendente más continuamente. En la figura 12B se observa un comportamiento de oscilaciones inestables. En la figura 14B se tiene flujo estacionario, se identifican fácilmente las fluctuaciones de presión debidas al cambio de fases gas y líquido a través del estrangulador. Estas fluctuaciones de presión originan algunas variaciones de presión en el sistema, pero en general el flujo es muy suave y continuo.

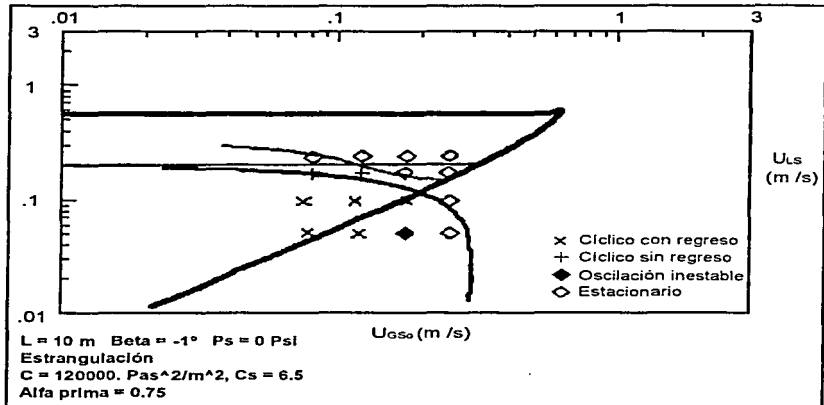


Figura 4.15 Mapa de patrón de flujo

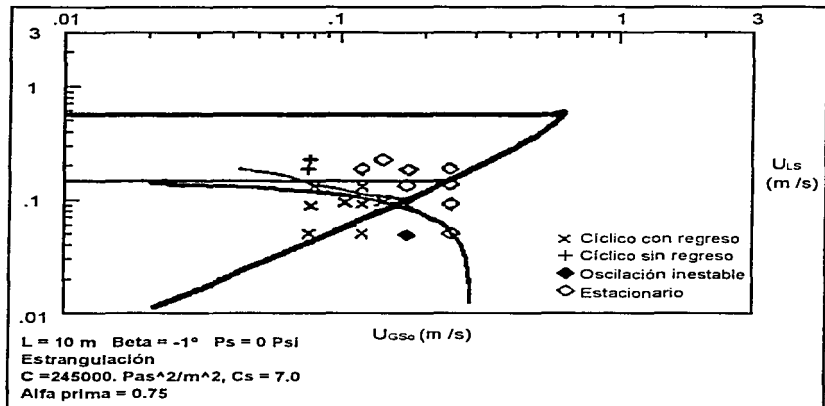


Figura 4.16 mapa de patrón de flujo

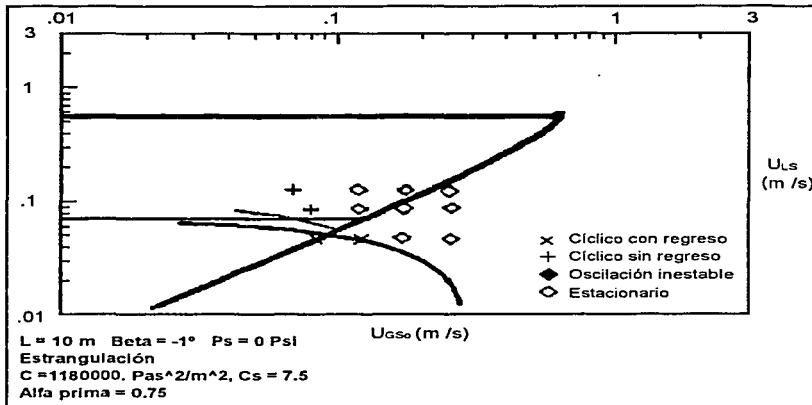


Figura 4.17 Mapa de patrón de flujo

El efecto al incremento en el ajuste de estrangulación se observa en las figuras 10B a 15B y en el apéndice A, tablas 5A a 10A. El incremento de presión sobre el estrangulador aumenta casi exponencialmente con el ajuste de estrangulación. Así, el gas adicional permitido dentro del ducto ascendente no es suficiente para balancear este incremento de presión, causando que la presión del sistema se eleve.

De estos resultados se deduce que puede ser no conveniente incrementar la estrangulación hasta que se alcance el régimen estacionario. Menos estrangulación no elimina completamente el movimiento cíclico en el ducto ascendente, pero puede reducir la severidad del movimiento cíclico a un nivel aceptable y causar poco o ningún incremento de presión en el sistema.

Tabla 5

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Ajuste de estrangulación constante, $C = 120000$. Pas^2/m^2 , $C_s = 6.5$

Experimental		Teórico			Error				
U_{1s} m/s	U_{05s} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.0959	0.0753	Cíclico con regreso	0.53	46.6	3	0.55	44.9	4	-4
0.0949	0.1147	Cíclico con regreso	****	37.6	3	0.28	38.1		1
0.0959	0.1739	Cíclico con regreso	****	31.8	4	0	0		
0.0497	0.0781	Cíclico con regreso	****	47.5	3	0.09	50.7		6
0.0478	0.1181	Cíclico con regreso	****	38.5	4	0	0		
0.1704	0.0809	Cíclico sin regreso	0.97	45	2	0.41	35	-137	-29
0.1693	0.1209	Cíclico sin regreso	0.74	39.9	2	0.36	31	-106	-29
0.0497	0.1713	Oscilación inestable	0	31.5	4	0	0		
0.2321	0.081	Estacionario	0	0	2	0.02	26.6		
0.2365	0.1209	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.2354	0.1734	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.2386	0.2493	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1693	0.1698	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1704	0.2474	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0959	0.2502	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0497	0.251	Estacionario	0	0	4	0	0		

Tabla 6

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Ajuste de estrangulación constante, $C = 245000$. Pas^2/m^2 , $C_s = 7$.

Experimental		Teórico				Error			
U_{LS} m/s	U_{Q50} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.0949	0.1027	Cíclico con regreso	****	48	3	0.29	45.4		-6
0.097	0.1433	Cíclico con regreso	****	43	3	0.08	39.7		-8
0.1293	0.1196	Cíclico con regreso	0.53	49	1	0	0		
0.1282	0.0803	Cíclico con regreso	0.81	55.3	2	0.28	40.6	-189	-36
0.0895	0.0787	Cíclico con regreso	****	54	3	0.33	47.6		-13
0.0906	0.1199	Cíclico con regreso	****	45	3	0.19	43.1		-4
0.0906	0.1698	Cíclico con regreso	****	40	4	0	0		
0.0497	0.0767	Cíclico con regreso	****	54.2	3	0.09	52.9		-2
0.0497	0.1193	Cíclico con regreso	****	47.5	4	0	0		
0.2224	0.0784	Cíclico sin regreso	****	130	1	0	0		
0.1844	0.077	Cíclico sin regreso	0.91	105	1	0	0		
0.0487	0.1716	Oscilación inestable	0	35	4	0	0		
0.2256	0.1416	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1855	0.1188	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1844	0.7228	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1877	0.2486	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.138	0.2484	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1347	0.171	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0916	0.2495	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0508	0.2507	Estacionario	0	0	4	0	0		

Tabla 7

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Ajuste de estrangulación constante, $C = 1180000$. Pas^2/m^2 , $C_s = 7.5$

Experimental				Teórico				Error	
U_{1s} m/s	U_{0s} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.0465	0.0839	Cíclico con regreso	****	78	4	0	0		
0.0465	0.122	Cíclico con regreso	****	71	4	0	0		
0.1282	0.069	Cíclico sin regreso	****	124	1	0	0		
0.0852	0.0804	Cíclico sin regreso	****	88	1	0	0		
0.1282	0.1186	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1264	0.1747	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.125	0.2511	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0862	0.1202	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0873	0.173	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0884	0.2569	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0476	0.1712	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0465	0.2557	Estacionario	0	0	4	0	0		

4.5 INYECCIÓN DE GAS

Jansen conduce los experimentos con inyección de gas utilizando dos tipos de procedimientos experimentales. En todos los experimentos de este tipo se inyecta el gas en la base del ducto ascendente. En el primer método mantiene los gastos suministrados constantes mientras incrementa el gasto de inyección de gas. Los resultados de este primer método se presentan en el apéndice A, tabla 11A. Una gráfica de estos resultados junto con el trazo de la línea del Criterio de Bøe se presenta en la figura 4.18. Los resultados muestran el efecto en el tiempo del ciclo y la longitud de penetración de líquido en el ducto, también reflejan cuanto gas es necesario inyectar. La cantidad de gas en la inyección puede ser de varios cien por cientos mayor a la del suministro de gas.

En el segundo método se mantiene la inyección de gas constante mientras cambian los suministros de gastos. Con este método se investiga la extensión del área de flujo estable. Los resultados se presentan en las tablas 12A a 15A.

En las figuras 4.19 a 4.22 se observa que la inyección de gas trabaja principalmente en la dirección donde se incrementa la velocidad del gas. Manifestándose la estabilidad principalmente a lo largo de dicho eje. Solamente se observa un pequeño grado de incremento en la estabilidad a lo largo del otro eje. A bajos gastos de inyección de gas Jansen observa un incremento en la inestabilidad del ducto ascendente. Esto es un tanto sorprendente tomando en consideración que la presión hidrostática se reduce. Sin embargo, esto se explica pensando que la inyección causa resistencia al paso del líquido por la base. Esta resistencia adicional al flujo origina un mayor regreso y colgamiento de líquido en la base del ducto ascendente. Ya que el tamaño del colgamiento en la base del ducto ascendente es uno de los factores principales que controlan el impulso inicial del bacheo, la entrada al ducto ascendente se bloquea más fácilmente por líquido, y el comportamiento cíclico en el ducto ascendente es el resultado.

La resistencia al flujo podría ser minimizada por la inyección de gas con ayuda de boquillas en dirección ascendente como se observa en la figura 4.23. Este tipo de inyección permite el paso del líquido más fácilmente a través del área de inyección. La resistencia al flujo también podría ser minimizada taponando uno de los puertos inyectoros. Conforme se incrementa el gasto de inyección de gas, la fase dominante en el ducto ascendente será de gas y el flujo se puede aproximar al anular.

Las líneas teóricas del Criterio de Estabilidad se trazan junto con los datos experimentales figuras 4.19 a 4.22. Los trazos se generan usando un valor promedio de α' de 0.75. La desviación entre los resultados teóricos y experimentales se atribuye al incremento en la resistencia al flujo en la base del ducto ascendente.

Comparando los datos experimentales y los del Modelo de Cuasi-Equilibrio se observa una buena coincidencia, tablas 8 a 11. Los problemas con este modelo pueden ser que la resistencia al flujo a través del punto de inyección no se explica y, en el modelo se suponen Burbujas de Taylor totalmente desarrolladas donde en realidad el flujo se puede aproximar al tipo anular.

De los datos transitorios, se observa que la inyección del gas afecta la presión en el fondo del ducto ascendente y reduce el tiempo del ciclo. En las figuras 16B a la 18B, se percibe claramente la reducción en la carga hidrostática y el tiempo del ciclo.

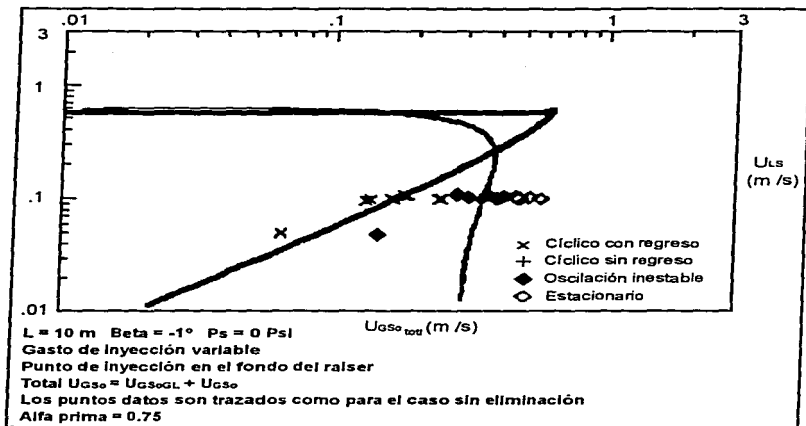


Figura 4.18 Mapa de patrón de flujo

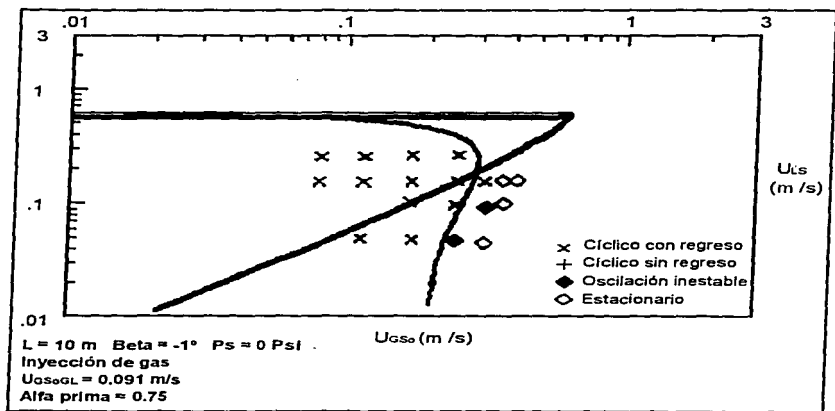


Figura 4.19 Mapa de patrón de flujo -

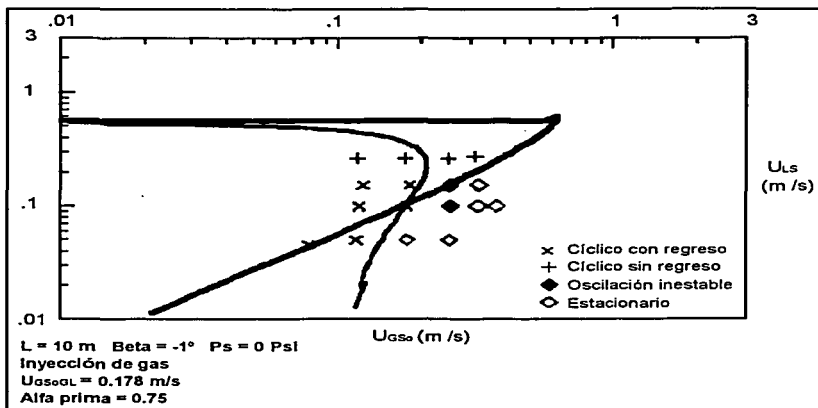


Figura 4.20 Mapa de patrón de flujo

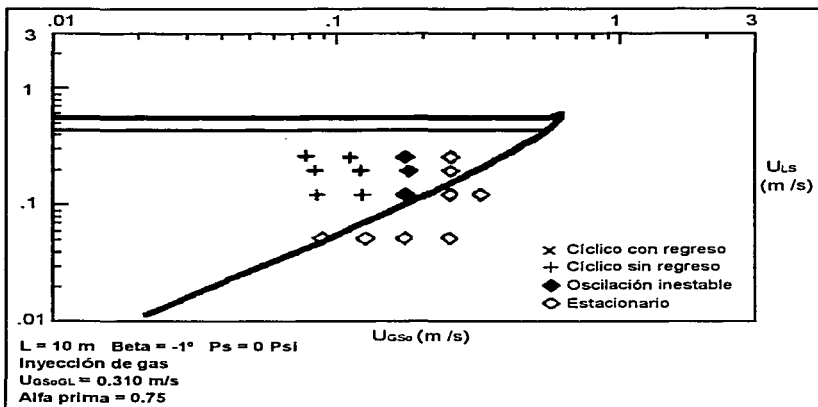


Figura 4.21 Mapa de patrón de flujo

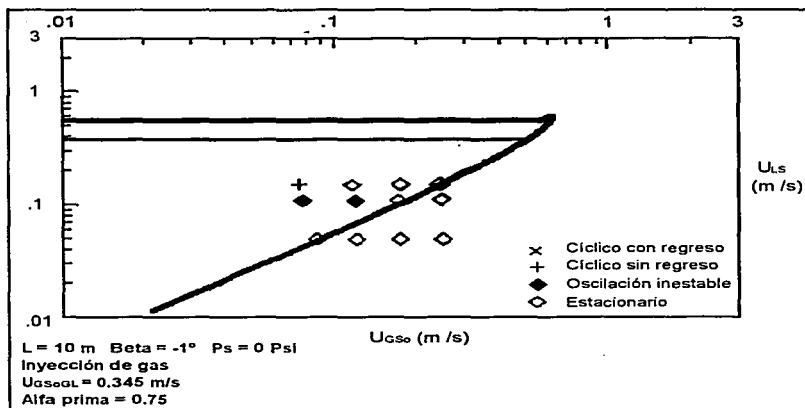


Figura 4.22 Mapa de Patrón de Flujo

Con base en los resultados experimentales Jansen observa mejoras muy pequeñas en la estabilidad antes de inyectar grandes volúmenes de gas. Esto indica que el flujo en el ducto ascendente necesita aproximarse al flujo anular antes de llegar al flujo estacionario. La deficiencia en la estabilidad se observó como un flujo inestable en la dirección donde se incrementa la velocidad del líquido y sólo un pequeño incremento de estabilidad en la dirección donde se incrementa la velocidad del gas. La inyección de gas causa principalmente incremento de velocidad en el ducto ascendente, donde el flujo de gas tiene que incrementarse hasta dominar completamente el flujo antes de llegar a cualquier estabilidad.

El principal beneficio encontrado con la inyección de gas es la disminución de la presión del sistema y del tiempo del ciclo. Estos decrementos causan una producción de líquido más continua y disminuyen cualquier posible pérdida en producción debido a cargas hidrostáticas altas. Sin embargo, Jansen encontró que los bajos gastos de inyección de gas incrementan la inestabilidad del sistema.

Las diferencias entre los distintos métodos de eliminación respecto al sistema de presión y las características del ciclo, pueden compararse directamente en las tablas de datos experimentales. En tanto que todos los datos experimentales de la inyección de gas se recolectan en la base del ducto ascendente, Jansen menciona que existen algunas indicaciones favorables para la inyección de gas en el ducto, especialmente si se necesitan grandes volúmenes de inyección para estabilizar el flujo. Se infiere que la inyección en el ducto tiene un efecto similar al de un incremento en el suministro de gas. Como una comparación relativa se pueden observar los resultados del incremento en la inyección de gas en la base del ducto ascendente y el de un incremento en el suministro de gas.

Una gráfica del incremento del gasto de inyección de gas se presenta en la figura 4.18 (apéndice A tabla 11A), por otro lado en la figura 4.4 se presenta un trazo de flujo sin eliminación, (tabla 1A).

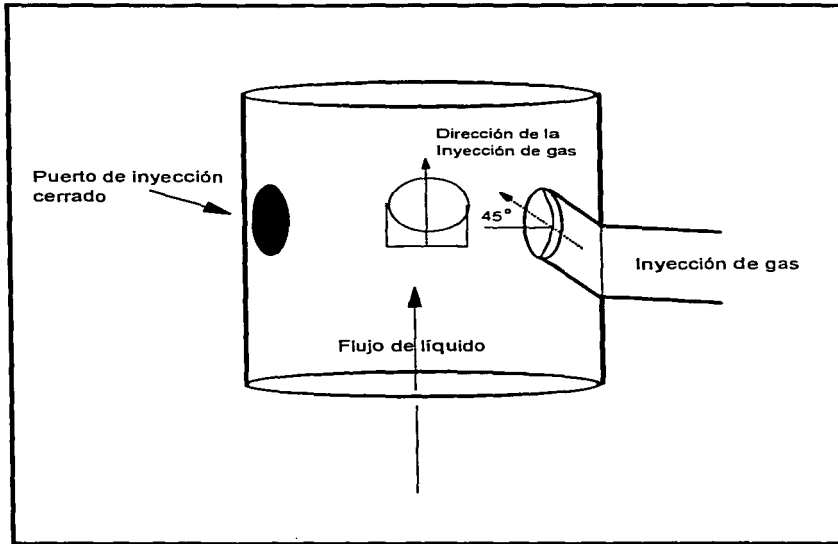


Figura 4.23 Configuración para mínima resistencia al flujo

Tabla 8

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Inyección de gas en la base del ducto ascendente, gasto constante de inyección, $U_{0,soL} = 0.091$ m/s

Experimental		Teórico				Error			
U_{1S} m/s	$U_{0,so}$ m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.2528	0.0808	Cíclico con regreso	1.78	21.5	2,3	1.93	29,1	8	26
0.2549	0.1553	Cíclico con regreso	1.63	18.9	3	1.63	21,8	0	13
0.2571	0.1702	Cíclico con regreso	1.07	14.9	3	1.26	16,1	15	7
0.2582	0.2515	Cíclico con regreso	0.66	13,4	3	0.67	11,6	1	-16
0.152	0.0791	Cíclico con regreso	1.02	24.1	3	1.34	33,8	24	29
0.152	0.1147	Cíclico con regreso	0.69	20,5	3	0.95	24,4	27	16
0.152	0.1714	Cíclico con regreso	0.51	16,9	3	0.46	17,4	-11	3
0.1542	0.2499	Cíclico con regreso	****	14.2	4	0	0		
0.1542	0.3125	Cíclico con regreso	****	10.8	4	0	0		
0.1013	0.1695	Cíclico con regreso	****	16.8	4	0	0		
0.0949	0.248	Cíclico con regreso	****	13.2	4	0	0		
0.0487	0.1129	Cíclico con regreso	****	27	4	0	0		
0.0476	0.1737	Cíclico con regreso	****	18.8	4	0	0		
0.0916	0.3215	Oscilación inestable	0	9.5	4	0	0		
0.0465	0.2489	Oscilación inestable	0	14	4	0	0		
0.1552	0.366	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.1552	0.4115	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0981	0.369	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0444	0.3141	Estacionario	0	0	4	0	0		

Tabla 9

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Inyección de gas en la base del ducto ascendente, gasto constante de inyección, $U_{\text{SoGL}} = 0.178 \text{ m/s}$

Experimental		Teórico				Error			
U_{L5} m/s	U_{So} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.1498	0.1234	Cíclico con regreso	0.48	15.8	3	0.53	15.7	9	-1
0.1498	0.1802	Cíclico con regreso	****	13.2	3	0.25	12.2		-8
0.097	0.1192	Cíclico con regreso	****	16	3	0.2	15.9		-1
0.097	0.1752	Cíclico con regreso	****	12.5	4	0	0		
0.0487	0.116	Cíclico con regreso	****	15	4	0	0		
0.0444	0.0779	Cíclico con regreso	****	20	4	0	0		
0.2593	0.1182	Cíclico sin regreso	1.12	16.5	2,3	1.1	15	-2	-10
0.2593	0.1733	Cíclico sin regreso	0.89	14	2,3	0.88	11.9	-1	-18
0.2615	0.2468	Cíclico sin regreso	0.46	12	3	0.53	9.2	13	-30
0.2626	0.3118	Cíclico sin regreso	****	12.8	3	0.26	7.8		-64
0.1509	0.2532	Oscilación inestable	0	9.7	4	0	0		
0.0981	0.2538	Oscilación inestable	0	7	4	0	0		
0.1509	0.3215	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0981	0.3203	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0981	0.3734	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0487	0.1769	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0487	0.2509	Estacionario	0	0	4	0	0		

Tabla 10

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Inyección de gas en la base del ducto ascendente, gasto constante de inyección, $U_{GSOL} = 0.310$ m/s

Experimental		Teórico			Error				
U_{LS} m/s	U_{GS0} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.2571	0.0776	Cíclico sin regreso	0.81	15.5	2	0.38	10.6	-113	-46
0.256	0.1118	Cíclico sin regreso	0.66	15.1	2	0.42	9.6	-57	-57
0.1931	0.0832	Cíclico sin regreso	0.71	15.2	2	0.31	10.8	-128	-41
0.1931	0.1218	Cíclico sin regreso	****	14.2	2	0.32	9.6		-48
0.1207	0.0852	Cíclico sin regreso	****	13.5	2	0.19	10.7		-26
0.1207	0.1237	Cíclico sin regreso	****	11	2,3	0.16	9.5		-16
0.2528	0.1733	Oscilación inestable	0	12	2	0.38	8		-50
0.1931	0.1789	Oscilación inestable	0	11.5	2,3	0.28	8.2		-40
0.1207	0.1732	Oscilación inestable	0	10	3	0.05	8.2		-22
0.2539	0.2513	Estacionario	0	0	2,3	0.29	6.8		
0.1931	0.25	Estacionario	0	0	2,3	0.1	6.8		
0.1218	0.2495	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.1248	0.3219	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0519	0.0888	Estacionario	0	0	3	0	10.2		
0.0519	0.1271	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0519	0.1724	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0519	0.249	Estacionario	0	0	1	0	0		

Tabla 11

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Inyección de gas en la base del ducto ascendente, gasto constante de inyección, $U_{GSOL} = 0.345$ m/s

Experimental		Teórico			Error				
U_{LS} m/s	U_{iso} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.1488	0.0746	Cíclico sin regreso	****	12.5	2	0.16	9.9		-26
0.1078	0.0771	Oscilación inestable	0	11.5	2	0.11	9.9		-16
0.1088	0.1198	Oscilación inestable	0	11	2	0.09	8.6		-28
0.1488	0.116	Oscilación inestable	0	10.3	2	0.16	8.9		-16
0.1498	0.1753	Estacionario	0	0	2,3	0.11	7.5		
0.1498	0.2491	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.1088	0.172	Estacionario	0	0	3	0.01	7.6		
0.1099	0.2498	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0497	0.0874	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0497	0.1212	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0497	0.1756	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0497	0.254	Estacionario	0	0	1	0	0		

4.6 COMBINACIÓN DE ESTRANGULACIÓN E INYECCIÓN DE GAS.

La estrangulación elimina el bacheo severo por medio del incremento de presión en el estrangulador con respecto a la introducción del frente de gas en el ducto ascendente y a la disminución de la velocidad dentro del ducto ascendente. El incremento de presión amortigua los cambios de velocidad y estabiliza el flujo en el ducto ascendente. La inyección de gas dentro del ducto ascendente elimina el bacheo severo por medio del incremento en la velocidad causando un flujo más continuo. La estabilidad se alcanza por el incremento del flujo de gas hasta que éste domine completamente dentro del ducto ascendente y la velocidad del gas origine el movimiento ascendente de líquido.

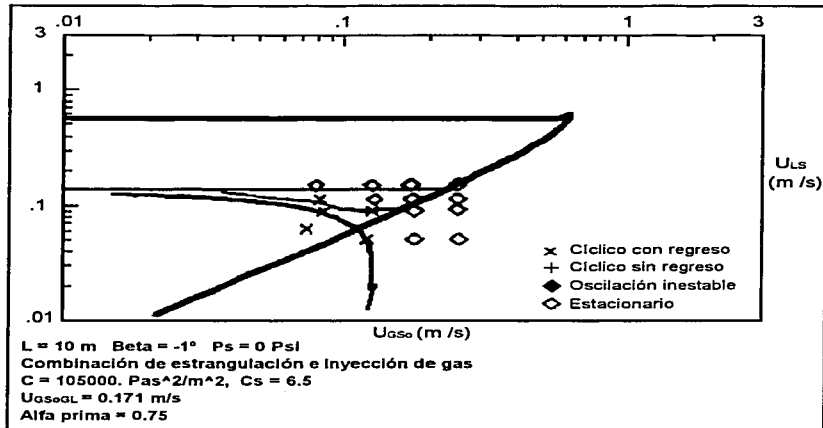


Figura 4.24 Mapa de patrón de flujo

Ambos métodos eliminan el bacheo severo, pero ninguno de ellos es ideal. La estrangulación produce restricción al flujo por un incremento en la presión y la inyección de gas requiere de grandes volúmenes para ser efectiva.

Mientras la estrangulación incrementa la presión del sistema, la inyección de gas la reduce. Así, ambos métodos eliminan el bacheo severo en forma opuesta. La estrangulación principalmente estabiliza el flujo en la dirección donde se incrementa la velocidad del líquido, mientras la inyección del gas estabiliza el flujo principalmente en la dirección donde se incrementa la velocidad del gas. Jansen encuentra resultados prometedores con la combinación de estrangulación e inyección de gas. Combinados, estos dos métodos incrementan la estabilidad en el ducto ascendente, mejorando el efecto de aplicar un solo método de eliminación, además se requiere de menor grado de estrangulación y de volúmenes de gas más reducidos para eliminar el bacheo severo.

La combinación de ambos métodos genera mayores beneficios y se reducen los aspectos negativos.

Los resultados experimentales obtenidos con esta combinación se presentan en el apéndice A, tablas 16A a la 18A. Comparando con el comportamiento sin eliminación, se vislumbra que el flujo se estabiliza y la presión del sistema se reduce usando un grado más pequeño de estrangulación y solamente la mitad del volumen de gas requerido, que para los casos de aplicar uno solo de los métodos. Para un flujo donde el movimiento cíclico aún existe, el tiempo del ciclo y la longitud de penetración del bache se reducen significativamente, resultando una producción continua y estable, aún para flujo que no es completamente estacionario.

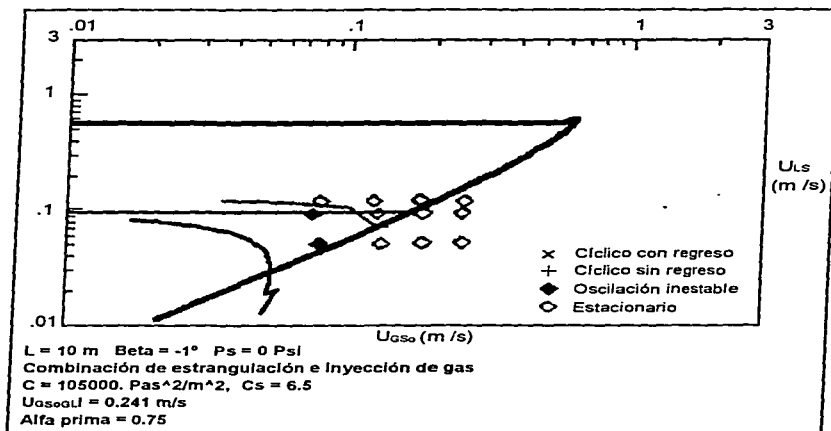


Figura 4.25 Mapa de patrón de flujo

Los beneficios recibidos de la estrangulación son un control de flujo en el ducto ascendente, con bajas velocidades, asegurando un flujo estacionario y continuo sin variaciones de velocidad. Los beneficios recibidos de la inyección de gas son aerear el ducto ascendente y un ascenso continuo de líquido, originando baches de longitud más corta y tiempos de ciclo menores.

Tabla 12

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Combinación de estrangulación e inyección de gas, estrangulación e inyección de gas constante

$C = 105000 \text{ Pas}^2/\text{m}^2$, $C_s = 6.5$, $U_{GscL} = 0.171 \text{ m/s}$

Experimental		Teórico				Error			
U_{LS} m/s	U_{Gso} n/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.0884	0.0837	Cíclico con regreso	****	27	2	0.04	20.6		-31
0.0884	0.1243	Cíclico con regreso	****	27	2,3	0.05	24.3		-11
0.0615	0.0724	Cíclico con regreso	****	27.8	3	0.09	25.8		-8
0.0497	0.1197	Cíclico con regreso	****	29	4	0	0		
0.1121	0.0816	Cíclico con regreso	****	28	2	0.06	25.6		-9
0.1488	0.0787	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1488	0.1245	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1498	0.1727	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1498	0.2499	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1121	0.1278	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1132	0.1752	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1142	0.2522	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0895	0.1776	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0906	0.2522	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0508	0.1784	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0508	0.2553	Estacionario	0	0	4	0	0		

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

Tabla 13

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Combinación de estrangulación e inyección de gas, estrangulación e inyección de gas constante
 $C = 105000 \text{ Pas}^2/\text{m}^2$, $C_s = 6.5$, $U_{\text{Solet}} = 0.241 \text{ m/s}$

Experimental			Teórico				Error		
U_{1s} m/s	$U_{0.5s}$ m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.0927	0.0744	Oscilación inestable	0	29.5	2	0.01	23.7		-24
0.0508	0.0786	Oscilación inestable	0	25	3	0.02	21		-19
0.1196	0.0795	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1196	0.121	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1207	0.1793	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1196	0.259	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0927	0.1258	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0938	0.1827	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0938	0.2529	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0508	0.1298	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0519	0.1829	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0519	0.2555	Estacionario	0	0	4	0	0		

Tabla 14

Comparación entre los datos experimentales y teóricos

Combinación de estrangulación e inyección de gas, estrangulación e inyección de gas constante

$$C = 62600. \text{ Pas}^2/\text{m}^2, Cs = 6.0, U_{\text{GSOIL}} = 0.175 \text{ m/s}$$

Experimental		Teórico				Error			
U_{LS} m/s	U_{GSO} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Xmax %	t %
0.097	0.0701	Cíclico con regreso	****	26.5	2	0.13	21.8		-22
0.0981	0.1297	Cíclico con regreso	****	22.5	3	0.07	20.2		-11
0.0497	0.084	Cíclico con regreso	****	26.5	3	0.01	21.4		-24
0.0497	0.1313	Cíclico con regreso	****	22.3	4	0	0		
0.138	0.0866	Cíclico sin regreso	****	26.4	2	0.04	18		-47
0.1866	0.0815	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1866	0.125	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1877	0.186	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.1888	0.2579	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.139	0.1331	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.139	0.1831	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.139	0.2595	Estacionario	0	0	1	0	0		
0.0992	0.1803	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.1002	0.2578	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0208	0.186	Estacionario	0	0	4	0	0		
0.0519	0.259	Estacionario	0	0	4	0	0		

Se tiene un buen ajuste entre los datos experimentales y el Criterio de Estabilidad. Los puntos experimentales trazados junto con las líneas del Criterio de Estabilidad y del Criterio de Bøe, se observa en las figuras 4.24, 4.25 y 4.26 que los modelos teóricos son capaces de definir las fronteras entre el flujo estable e inestable.

En las tablas 12 a 14 se comparan los datos experimentales y los resultados del Modelo de Cuasi-Equilibrio. Se tiene una buena coincidencia con un rango de error de menos 47 % a menos 8%. Como se observa el tiempo del ciclo es consistentemente subestimado.

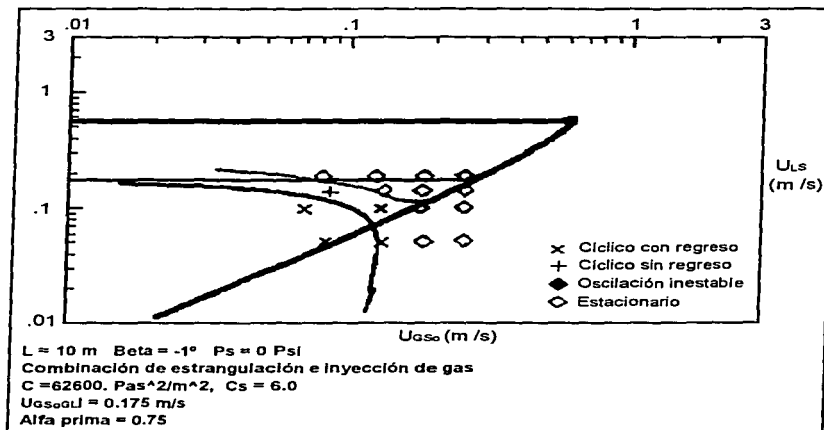


Figura 4.26 Mapa de patrón de flujo

El efecto de la combinación se observa en el comportamiento transitorio del flujo figuras 19B a 24B del apéndice B. Los principales rasgos son presión del sistema más baja y tiempos de ciclo más cortos. Observando la gráfica de presión diferencial entre la presión del fondo del ducto ascendente y la presión corriente arriba del estrangulador, se encuentra la carga hidrostática en el ducto ascendente. Se observa que esta carga se reduce considerablemente. También la caída de presión a través del estrangulador se reduce, junto con la presión en el fondo del ducto ascendente y la presión en el ducto. El tiempo de ciclo es más grande comparado con el método de inyección de gas, pero mucho menor al observado en la aplicación de estrangulación.

En las observaciones visuales Jansen nota que el flujo es controlado y muy ordenado, y además no se manifiestan grandes fluctuaciones en la velocidad, y el flujo tiende rápidamente hacia el régimen estacionario. Al parecer la inyección provoca una caída de presión a través del estrangulador más continua y un menor colgamiento de líquido en el ducto ascendente. Esto favorece a una

operación más estable y a una vía rápida de optimización del sistema. Las cantidades relativas de estrangulación e inyección de gas se determinan de los gastos suministrados de gas y líquido. Sin embargo, este método es relativamente insensible al ajuste de estrangulación y al volumen de gas inyectado, en comparación con la estrangulación o la inyección de gas aplicados por separado. Para la combinación de estrangulación e inyección de gas parece que existe una diferencia muy pequeña o nula en el punto de inyección del gas, ya sea en la base del ducto ascendente o en el ducto. Jansen encontró que este método permite la disminución de la presión promedio y una continuidad de flujo en el sistema lo cual es favorable comparado con cualquiera de los otros métodos de eliminación.

CAPÍTULO 5

APLICACIÓN DE LOS MODELOS

Jansen⁵ presenta dos programas de cómputo para estudiar el flujo en un sistema ducto-ducto ascendente como el descrito en el capítulo 2, donde es posible la estrangulación, inyección de gas e incremento de contrapresión. "Stability"⁵ es un programa elaborado por Jansen, con él se obtienen los puntos (U_{GS0} , U_{LS}) para el trazo de las líneas que definen las regiones del mapa patrón de flujo (estable, bacheo severo y oscilaciones inestables). El segundo programa "Quasi-equilibrium"⁵ es diseñado por Taitel⁵ y revisado por Jansen, con el se predice el tipo de flujo, tiempo del ciclo y penetración de líquido en el ducto. Jansen desarrolla estos programas en lenguaje Fortran y los resultados se presentan en tabulaciones que se almacenan en archivos.

Como parte de esta tesis se elaboró el programa de cómputo BACHSEV en el lenguaje de programación Visual Basic 3.0. Este programa es una aplicación gráfica sobre Windows donde se conjuntan los algoritmos de los programas "Stability" "y "Quasi-equilibrium". El análisis de un sistema se facilita por la obtención en pantalla del mapa patrón de flujo y por el manejo amigable: guardar, recuperar, salvar y modificar, de los archivos de datos y resultados.

5.1 PROGRAMA DE CÓMPUTO BACHSEV

La comprobación del funcionamiento de este programa consistió en realizar corridas con los datos presentados por Jansen con los cuales se obtienen los mismos mapas y predicciones del capítulo 4.

La obtención gráfica del mapa patrón de flujo, con el programa BACHSEV, permite tener una mejor apreciación de la respuesta de un sistema al aplicar cualquiera de las alternativas de solución planteadas. El área de las regiones estable e inestable cambia con la aplicación de cada alternativa y también con el grado de estrangulación, contrapresión o cantidad de gas inyectado. El incremento de la región estable y la disminución de la extensión inestable indican eliminación de bacheo severo. Estos cambios se observan claramente en los mapas graficados y además, si se tiene conectada una impresora tipo láser, cualquier mapa se puede mandar imprimir desde BACHSEV. En algunos casos no aparecen en el mapa las líneas de estabilidad del bacheo severo o estabilidad del régimen estacionario, esto se debe a que el método de cálculo correspondiente no converge.

Una vez que se obtiene el mapa patrón de flujo, las coordenadas de la posición del ratón se traducen automáticamente a velocidades superficiales de líquido y gas, esto permite ubicar un par de velocidades y tener una estimación preliminar del tipo de flujo que se presentaría en el sistema de transporte, o tener una referencia de comparación con cualquier otro resultado.

Con el algoritmo del Modelo de Estabilidad se calculan las velocidades superficiales para el trazo de las líneas del mapa patrón de flujo. Jansen menciona que el programa "Stability" sólo es válido cuando ocurre flujo estratificado en el ducto. Si el flujo en el ducto se acerca al intermitente, el programa puede dar valores erróneos para la fracción de gas en el ducto, esto puede causar que el programa no converja a grandes gastos de líquido.

Con el mapa patrón de flujo no se tienen predicciones de las características de flujo, sólo ayuda a tener una estimación del tipo de flujo que se tendría ubicando un par de velocidades (U_{Gso} , U_{Ls}).

El algoritmo del Modelo de Cuasi-equilibrio de Jansen⁵, permite hacer predicciones del tipo de flujo (1, 2, 3, 23 y 4), tiempo de ciclo y penetración de líquido al ducto para cada par de velocidades (U_{Gso} , U_{Ls}).

En seguida se muestra el contenido de un archivo de resultados obtenido con el programa BACHSEV para los datos de un sistema y pares de velocidades (U_{Gso} , U_{Ls}):

DATOS GENERALES

LONGITUD DEL DUCTO (M)	=	9.144
ALTURA DEL DUCTO ASCENDENTE (M)	=	2.96545
DIÁMETRO DEL DUCTO (M)	=	.0254
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (KG/M ³)	=	1000
VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO (CP)	=	1
VISCOSIDAD DEL GAS (CP)	=	.0179
TENSIÓN SUPERFICIAL DEL LÍQ. (DINA/CM)	=	72
TEMPERATURA DEL GAS (C)	=	20
ACELERACIÓN DE LA GRAVEDAD (M/S ²)	=	9.81
PRESIÓN ATMOSFÉRICA (PA)	=	101300
PRESIÓN DE SEPARACIÓN (PA)	=	101300
ÁNGULO DE INCLINACIÓN (GRADOS)	=	1
VOL. DE GAS EQUIV. A LONG. DE DUCTO (M)	=	10
PESO MOLECULAR DEL GAS (KG/MOL)	=	28.97
ALFA PRIMA	=	.75
COEFICIENTE DE ESTRANGULACIÓN	=	62600
VEL. DEL GAS A C.S. (M/S)	=	.175
FLUJO BURBUJA (1) / FLUJO BACHE (2)	=	2

TIPO	PREDICCIÓN DEL TIPO DE FLUJO
1	FLUJO ESTACIONARIO
2	CÍCLICO SIN REGRESO DE LÍQUIDO
3	CÍCLICO CON REGRESO DE LÍQUIDO
2,3	CÍCLICO CON REGRESO DE LÍQUIDO AL FINAL DEL CICLO

VSGO	VLS	INC	ALFA	XMAX	TIEMPO	MG	STB	TIPO
m/s	m/s			m	s			
0.070	0.097	20	0.7707	0.129	21.84	2.725E+00	0.912	2.0
0.130	0.098	20	0.7688	0.072	18.77	2.905E+00	1.015	3.0
0.131	0.050	20	0.8573	0.000	11.63	3.641E+00	1.100	4.0

La velocidad superficial del gas y la del líquido se representan respectivamente por VSGO y VLS, INC es el número de incrementos en que se divide el ducto ascendente, ALFA representa la fracción de gas en el ducto, XMAX la penetración máxima de líquido en ducto (ver figura 1.7), TIEMPO es la duración en segundos de cada ciclo, MG la máxima relación del gasto másico de

gas dentro del ducto ascendente al gasto másico de gas dentro del ducto, STB indicador de estabilidad, TIPO indicador del tipo de flujo.

El valor STB calculado por el programa es:

$$STB = \frac{P_s + CU_{LS}^2}{\left[\frac{\alpha L}{\alpha'} \left(\Phi - \frac{K}{\rho_L g} \right) - \Phi H \right] \rho_L g} \quad 5.1$$

Jansen menciona que el programa "Quasi-equilibrium" sólo es válido cuando se presenta flujo estratificado en el ducto y que a grandes gastos de líquido los valores calculados de la fracción de gas se acercarán a cero entonces ninguno de los resultados calculados será válido.

El programa BACHSEV se diseñó para trabajar bajo ambiente Widows, cuenta con un menú principal: Datos, Análisis, Resultados y Ayuda. El manejo de los archivos de datos y resultados es amigable: abrir, salvar, modificar. Para el buen manejo del programa se cuenta con un menú de Ayuda como una guía del acceso de la información. Dentro del menú Análisis se obtiene el mapa patrón de flujo y la caracterización del flujo para cada par de velocidades (U_{Gso} , U_{LS}); tipo de flujo tiempo de ciclo y penetración al ducto.

Los datos generales de un sistema y los pares de velocidades; con los que se hacen la caracterización del flujo, se acceden al programa abriendo un archivo o con el teclado. BACHSEV tiene dos formas de captura de datos, una se usa para introducir los datos generales y la otra para introducir las velocidades. Cada una da las formas cuenta con casilleros de captura, un casillero para cada dato.

Con el menú Resultados del programa BACHSEV, se pueden abrir y observar el contenido de los archivos Velboe.dat, Velstb.dat, Velstead.dat y Cuasi.dat. El archivo Velboe.dat contiene los pares de velocidades (U_{Gso} , U_{LS}) para trazar la línea derivada del criterio de Bøe, Velstb.dat las velocidades para trazar la línea de estabilidad del bacheo severo y Velstead.dat los pares de velocidades para trazar la línea de estabilidad del régimen estacionario. El archivo Cuasi.dat contiene los resultados del modelo de Cuasi-equilibrio: tipo de flujo, tiempo de ciclo y penetración al ducto. Se recomienda guardar los archivos de resultados con otro nombre ya que en cada análisis el programa los guarda con el mismo nombre, esto se puede hacer dentro de este mismo menú.

En el apéndice C se presenta los diagramas de flujo usados en BACHSEV. Como una sustitución de la presentación del listado del programa los diagramas de flujo contienen el lenguaje de programación. La nomenclatura utilizada en los diagramas de flujo es la misma a la del programa fuente y se puede consultar en el mismo apéndice o en el programa BACHSEV.

Los diagramas flujo de las figuras C1 a la C3 corresponden al algoritmo del programa "Stability"⁵. El primer diagrama de flujo figura C1 contiene el método de cálculo del Criterio de Bøe². La figura C2 contiene el diagrama de flujo para calcular las velocidades para el trazo de la línea de estabilidad del bacheo severo y la figura C3 presenta el diagrama para los cálculos de la línea de

estabilidad del régimen estacionario. Las figuras C4 a la C22 corresponden al diagrama de flujo del algoritmo de programa "Quasi-equilibrium"³. Las figuras C21 y C22 incluyen el diagrama de flujo de la subrutina "ALF" que determina la fracción de gas en el ducto.

Jansen⁵ menciona que las instalaciones experimentales requieren de un volumen adicional de gas para simular el bacheo severo. Este volumen adicional se suma al volumen de gas en el ducto y se expresa como un equivalente de longitud de tubería (LEQ). Así, en los programas "Stability" y "Cuasi-equilibrium", el volumen total de gas se expresa como $\alpha L + LEQ$. En el ejemplo de aplicación, que se presenta en este capítulo, LEQ se considera cero.

5.2 APLICACIÓN

Para ver el funcionamiento del programa y sus alcances sobre un sistema de dimensiones más grandes y verificar el efecto de las alternativas de solución, se propone el análisis del sistema de producción que se muestra en la figura 5.1. Una evaluación completa se tendría si se contara con mediciones reales. Cuando las predicciones del tipo de flujo del Modelo de Cuasi-equilibrio se ajustan en las regiones correspondientes del mapa patrón del Modelo de Estabilidad se tiene una mejor representación del flujo.

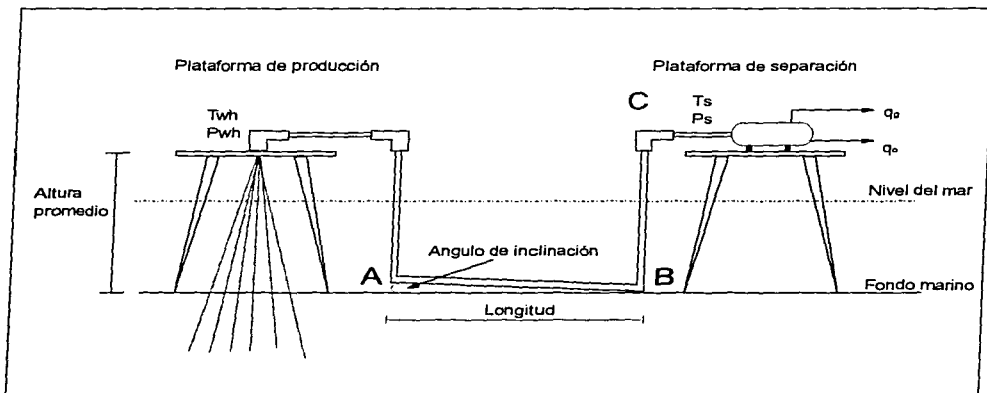


Figura 5.1 Esquema del sistema de producción costafuera

Con el programa BACHSEV se puede analizar el flujo en el segmento A-B-C del oleogasoducto de la figura 5.1.

Los datos siguientes representan el estado actual del sistema de la figura 5.1:

Densidad relativa del aceite	0.9294
Densidad relativa del gas	0.89
Presión de saturación	2133 lb/pg ² abs
Temperatura de separación	96.8 F
Temperatura en la boca del pozo	129.2 F
Longitud del oleogasoducto	1968.5 pie
Presión en la cabeza de recolección (aprox.)	356 lb/pg ² abs
Presión en la plataforma de separación (aprox.)	178 lb/pg ² abs
Altura de la plataforma	295.3 pie
Diámetro del oleogasoducto	14 pg
Gasto de aceite del sistema (promedio)	180190 bl/día
Relación gas-aceite (promedio)	434 pie ³ /bl

Tomando como base los datos anteriores y usando correlaciones para determinar las propiedades requeridas de los fluidos, el programa maneja los datos en la forma que se presenta a continuación.

DATOS GENERALES

LONGITUD DEL DUCTO (M)	= 600
ALTURA DEL DUCTO ASCENDENTE (M)	= 90
DIÁMETRO DEL DUCTO (M)	= .3556
DENSIDAD DEL LÍQUIDO (KG/M ³)	= 929.4
VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO (CP)	= .4624
VISCOSIDAD DEL GAS (CP)	= 1.027442E-02
TENSIÓN SUPERFICIAL DEL LÍQ. (DINA/CM)	= 28.525
TEMPERATURA DEL GAS (°C)	= 36
ACELERACIÓN DE LA GRAVEDAD (M/S ²)	= 9.81
PRESIÓN ATMOSFÉRICA (PA)	= 101008.2
PRESIÓN DE SEPARACIÓN (PA)	= 1227266
ÁNGULO DE INCLINACIÓN (GRADOS)	= 3
VOL. DE GAS EQUIV. A LONG. DE DUCTO (M)	= 0
PESO MOLECULAR DEL GAS (KG/MOL)	= 25.7833
ALFA PRIMA	= .75
COEFICIENTE DE ESTRANGULACIÓN	= 0
VEL. DEL GAS A C.S. (M/S)	= 0
FLUJO BURBUJA (1) / FLUJO BACHE (2)	= 2

En todos los casos se usan los mismos datos generales y sólo cambia la alternativa de solución. Cuando se analiza una alternativa de solución varía, según sea el caso, el grado de estrangulación y/o la cantidad de gas inyectado.

Jansen incluyó el incremento de contrapresión sólo para la validación de los modelos, y como se concluye que no es un método efectivo para la eliminación del bacheo severo; debido a sus conocidos efectos indeseables en la capacidad de producción. En razón a lo anterior en el ejemplo no se considera el incremento de contrapresión.

5.2.1 Estado actual del sistema.

El mapa que representa el estado actual del sistema se muestra en la figura 5.2.

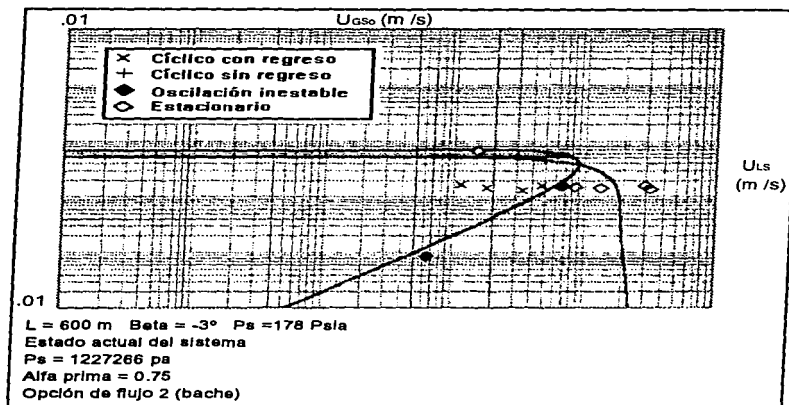


Figura 5.2 Mapa patrón de flujo (flujo bache)

Para los pares de velocidades que se presentan abajo se tienen las siguientes predicciones:

VSGO m/s	VLS m/s	INC	ALFA	XMAX m	TIEMPO s	MG	STB	TIPO
11.554	1.564	20	0.7088	109.271	252.75	6.391E+07	1.685	3.0
18.049	1.415	20	0.7290	74.320	162.11	9.114E+07	1.365	3.0
34.134	1.323	20	0.7417	29.517	89.98	9.705E+07	1.539	3.0
47.951	1.513	20	0.7156	12.928	61.27	4.409E+07	1.379	3.0
68.805	1.513	20	0.7156	0.000	1.41	3.855E+07	1.657	4.0
86.915	1.463	20	0.7224	0.000	80.00	4.471E+07	0.383	1.0
135.775	1.463	20	0.7206	0.000	80.00	4.547E+07	0.934	1.0
203.281	1.564	20	0.7071	0.000	80.00	3.293E+07	1.076	1.0
221.308	1.323	20	0.7403	0.000	80.00	8.033E+07	1.088	1.0
13.988	6.597	20	0.1078	0.000	80.00	1.548E+00	-39.591	1.0
6.651	0.082	20	0.9633	0.000	7.42	2.934E+10	1.186	4.0

Ubicando los pares de velocidades en el mapa patrón de flujo se observa una buena coincidencia entre las predicciones de bacheo severo (flujo tipo 3) por el modelo de Cuasi-equilibrio con la región de bacheo severo definida por el mapa. Los pronósticos de oscilaciones inestable (flujo tipo 4) parecen ajustarse bien en la región correspondiente del mapa. Las predicciones de régimen estacionario (flujo tipo 1) que caen dentro de la región estable delimitada por las líneas de $B_{\theta e}$ y estabilidad del bacheo severo y aquellas que se encuentran fuera de las líneas teóricas, si corresponden con la región definida por el mapa patrón. Para las velocidades ($U_{GS_0}=1.463$, $U_{LS}=86.915$) y ($U_{GS_0}=1.463$, $U_{LS}=135.775$) se predice régimen estacionario mientras que en el mapa se ubican en el área de oscilaciones inestables.

Al correr el programa tomando la opción de flujo 1 (flujo burbuja) la región de oscilaciones inestables se reduce, mientras que la región de bacheo severo y la de flujo estable no cambian significativamente. En este caso las predicciones del modelo de Cuasi-equilibrio, para los pares de velocidades ($U_{GS_0}=1.463$, $U_{LS}=86.915$) y ($U_{GS_0}=1.463$, $U_{LS}=135.775$) se ajustan mejor en el mapa figura 5.3. Posiblemente el mapa generado para flujo burbuja sea una mejor representación, esto se podría confirmar teniendo mediciones reales de producción

En los siguientes análisis, primero se obtiene el mapa patrón de flujo para la opción de flujo 1, si sólo converge la línea de $B_{\theta e}$ se recurre a la opción de flujo 2 (flujo bache) si este es el caso se indicará.

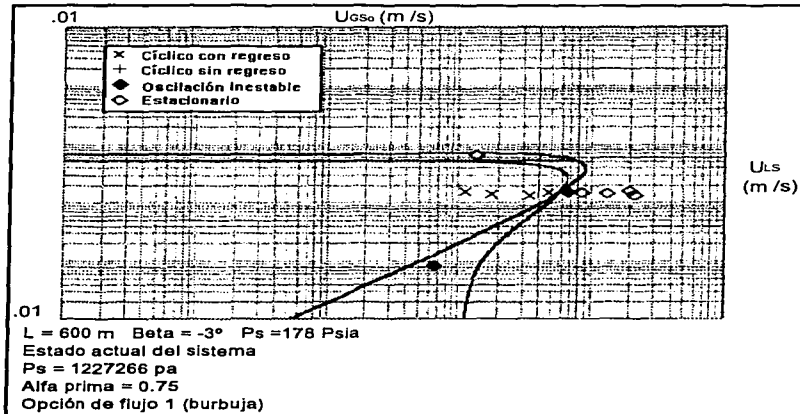


Figura 5.3 Mapa patrón de flujo (flujo burbuja)

5.2.2 Estrangulación.

Jansen obtuvo los coeficientes de estrangulación tomando mediciones directas y utilizando la ecuación $\Delta P_c = C(U_s)^2$. En la figura 4.12 se observa que la caída de presión a través del estrangulador no depende de la velocidad del gas, este comportamiento podría cambiar a velocidades mayores del gas. En la figura 4.14 se observa el comportamiento de la caída de presión con diferentes ajustes de estrangulación, los rangos de ΔP_c y U_{LS} que se observan son muy pequeños y son los manejados para las condiciones del modelo de laboratorio.

En este ejemplo no se dispone de mediciones para determinar los coeficientes de estrangulación (C), pero por efecto de análisis se sabe que a menor diámetro de estrangulador se tiene un menor coeficiente de estrangulación.

Se propone utilizar los coeficientes 20000 y 40000 Pa s²/m² para observar la eliminación del bacheo severo. En las figuras 5.4 y 5.5 se observan los mapas cuando se usan estos coeficientes.

En las figuras 5.3, 5.4 y 5.7 se observa el incremento de la región estable cuando se aplica la estrangulación, también conforme se incrementa el coeficiente de estrangulación se tiene una mayor área estable, esto indica que la estrangulación es una alternativa para la eliminación del bacheo severo. Una de las desventajas de esta alternativa es la reducción de la capacidad de producción que se incrementa con la disminución del diámetro del estrangulador.

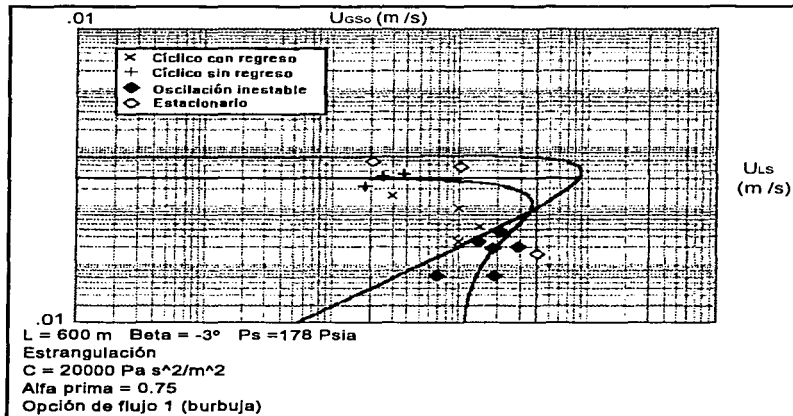


Figura 5.4 Mapa patrón de flujo (20000 Pa s²/m²)

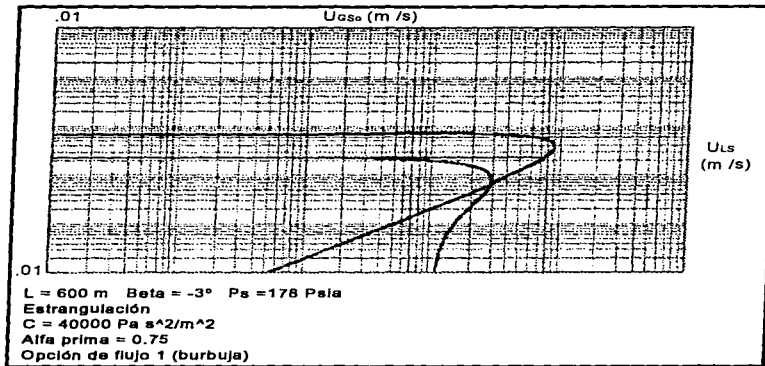


Figura 5.5 Mapa patrón de flujo (40000 Pa s²/m²)

Las predicciones que se presentan en seguida son los resultados que se obtienen con el modelo de Cuasi-equilibrio cuando el coeficiente de estrangulación es 20000 Pa s²/m².

VSGO m/s	VLS m/s	INC	ALFA	XMAX m	TIEMPO s	MG	STB	TIPO
2.112	5.771	20	0.2126	0.000	80.00	1.694E+00	-1.076	1.0
3.828	3.612	20	0.4554	5.102	95.78	2.815E+00	3.012	2.0
2.503	3.266	20	0.5004	39.816	123.36	3.384E+00	1.439	2.0
10.612	4.565	20	0.3545	0.000	80.00	2.100E+00	-2.101	1.0
1.820	2.186	20	0.6254	44.568	323.47	8.382E+00	0.536	2.0
3.031	1.513	20	0.7156	71.622	516.15	1.400E+01	0.505	23.0
10.171	0.915	20	0.8015	67.385	290.43	1.043E+01	0.669	3.0
14.908	0.453	20	0.8793	20.143	259.23	1.237E+01	0.875	3.0
10.171	0.248	20	0.9210	10.423	384.69	3.845E+01	0.909	3.0
14.908	0.240	20	0.9228	0.000	41.66	3.462E+01	0.931	4.0
21.392	0.371	20	0.8952	0.000	41.76	1.333E+01	0.886	4.0
18.436	0.190	20	0.9344	0.000	38.70	2.776E+01	0.955	4.0
28.800	0.196	20	0.9330	0.000	34.68	3.417E+01	0.979	4.0
41.326	0.150	20	0.9444	0.000	80.00	2.392E+02	0.350	1.0
6.793	0.063	20	0.9695	0.000	43.89	1.666E+02	0.952	4.0
19.236	0.065	20	0.9690	0.000	35.32	2.059E+02	0.950	4.0

En general las predicciones del modelo de Cuasi-equilibrio si se ubican bien en las áreas correspondientes del mapa patrón de flujo figura 5.4. Se tiene predicción de flujo ciclico sin resgreso de liquido en los pares de velocidades ($U_{GSO} = 3.828$, $U_{LS} = 3.612$) y ($U_{GSO} = 2.503$, $U_{LS} = 3.266$), mientras que en el mapa se ubican en la región de flujo estable cerca de la frontera de bacheo severo. Los puntos próximos a la frontera de oscilaciones inestables y flujo estable se pronostican como oscilaciones inestables.

5.2.3 Inyección de gas.

De acuerdo con los datos del sistema se tiene el siguiente gasto de producción de gas:

Gasto de producción de gas c.s. = (180190 bl/día) * (434 pie³/bl)

Gasto de producción de gas c.s. = 78202460 pie³/día

Gasto de producción de gas c.s. = 25.63 m³/s

Para analizar la respuesta del sistema a la inyección de gas se propone inyectar el 4% y 20% del gas producido. Las inyecciones del 4% y 20 % de gas producido dan una velocidad superficial del gas de inyección en el ducto ascendente (U_{GSeGL}) de 10.32 m/s y 51.61 m/s correspondientemente. En las figuras 5.6 y 5.7 se observan los mapas para la inyección de gas.

Con la inyección del 4% del gas se puede apreciar como la línea de estabilidad del régimen estacionario tiende hacia la línea de Bøe, desapareciendo la región de oscilaciones inestables. En el mapa patrón para la inyección del 20 % de gas, la línea de estabilidad del régimen estacionario desaparece.

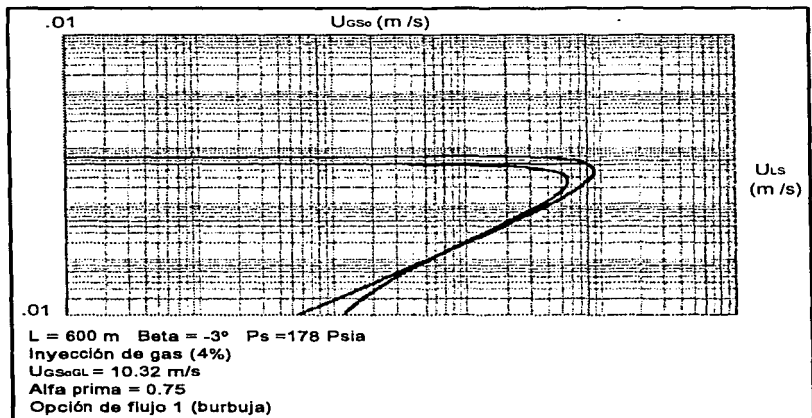


Figura 5.6 Mapa patrón (inyección 4% del gas)

Con la inyección del 20 % de gas se aprecia eliminación del bacheo severo, ver figuras 5.3 y 5.7, esto se deduce por el incremento de la región de flujo estable, al mismo tiempo la región de flujo inestable se reduce. Esto permite suponer que la inyección de gas es una alternativa para la eliminación del bacheo severo. Sin embargo, se requiere de inyecciones mayores para tener una disminución significativa del bacheo severo.

Para inyecciones arriba del 25% de gas, usando la opción de flujo tipo 1 (flujo burbuja) sólo converge el cálculo para la línea de Bøe. Cuando se usa la opción de flujo 2 (flujo bache) si aparecen todas las líneas del mapa patrón de flujo, y se puede apreciar el efecto de eliminación con inyecciones arriba del 25% de gas.

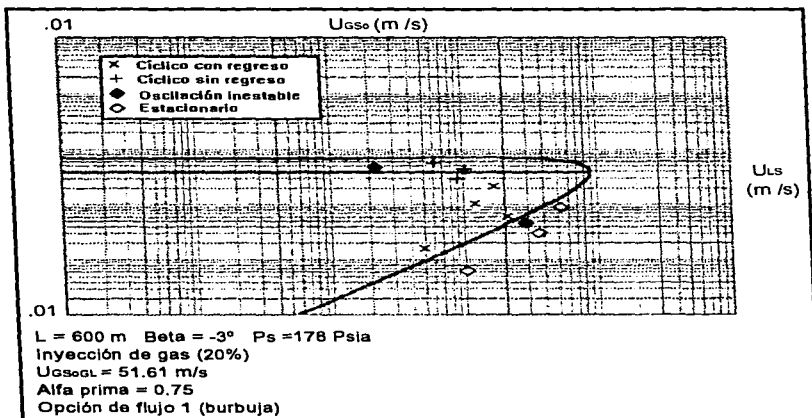


Figura 5.7 Mapa patrón (inyección 20% del gas)

Abajo se muestran las predicciones del modelo de Cuasi-equilibrio con inyección del 20% del gas producido.

VSGO m/s	VLS m/s	INC	ALFA	XMAX m	TIEMPO s	MG	STB	TIPO
6.109	5.581	20	0.2335	2.293	19.08	2.715E+00	2.150	2.0
10.389	4.415	20	0.3669	18.543	31.69	5.654E+00	1.288	2.0
2.251	4.721	20	0.3326	0.000	0.88	0.000E+00	1.141	4.0
9.146	2.954	20	0.5336	42.237	69.44	2.343E+01	1.140	2.0
17.298	2.114	20	0.6355	35.795	51.35	3.194E+01	1.262	23.0
12.055	1.047	20	0.7803	16.863	51.99	1.243E+01	0.935	23.0
21.392	0.613	20	0.8498	2.336	29.04	5.558E+00	0.916	3.0
29.418	0.453	20	0.8787	0.000	18.93	4.158E+00	0.714	4.0
53.324	0.915	20	0.8005	0.000	80.00	9.347E+00	0.824	1.0
36.380	0.303	20	0.9086	0.000	80.00	3.238E+00	0.819	1.0
10.389	0.063	20	0.9695	0.000	80.00	2.476E+00	0.763	1.0
4.940	0.161	20	0.9413	0.950	38.17	3.237E+00	0.760	3.0

Ubicando los pares de velocidades (U_{Gs} , U_Ls) en el mapa patrón de flujo (figura 5.7) se tienen las siguientes observaciones. Los pares de velocidades que se ubican en la región de flujo estable delimitada por las líneas de Bøe y estabilidad del bacheo severo se pronostican como flujo cíclico sin regreso de líquido (flujo tipo 2). El modelo de Cuasi-equilibrio predice oscilaciones inestables cerca de las fronteras de la región de bacheo severo. Los pares de velocidades que se localizan dentro de la región franca de bacheo severo, se pronostican como bacheo severo. Fuera de la región de bacheo severo y a la derecha de la línea de Bøe los pares de velocidades se pronostican como régimen estacionario. En general los modelos de Cuasi-equilibrio y Estabilidad dan resultados regularmente coincidentes.

5.2.4 Estrangulación e Inyección de gas.

Hasta ahora, para los mapas presentados, la estrangulación correspondiente con el coeficiente de 40000 Pa s²/m² figura 5.5 posiblemente sea la mejor alternativa de solución. Para analizar la combinación de estrangulación e inyección de gas se propone la inyección del 12% de gas y una estrangulación correspondiente al coeficiente de 20000 Pa s²/m².

Con la alternativa de combinación (12% de gas y 20000 Pa s²/m² de estrangulación) el incremento de la región de flujo estable es mayor (figura 5.8) que en los casos de inyección del 20% de gas (figura 5.7) o estrangulación 40000 Pa s²/m² (figura 5.5). Con esto se comprueba que la alternativa de combinación ofrece una eliminación del bacheo severo más eficiente, con menores inyecciones de gas y diámetros de estrangulación que generen menores contrapresiones.

Abajo se muestran las predicciones del modelo de Cuasi-equilibrio cuando se combina la inyección del 12 % de gas y la estrangulación con un coeficiente de 20000 Pa s²/m².

VSGO m/s	VLS m/s	INC	ALFA	XMAX m	TIEMPO s	MG	STB	TIPO
0.942	5.397	20	0.2568	386.471	1.53	8.404E-01	-1.481	2.0
1.093	3.612	20	0.4556	385.517	1.92	8.195E-01	3.062	2.0
1.940	2.499	20	0.5871	381.049	2.27	8.469E-01	0.816	2.0
6.651	5.047	20	0.2951	0.000	80.00	1.608E+00	-1.888	1.0
6.374	2.954	20	0.5320	0.000	80.00	2.031E+00	1.213	1.0
4.257	2.417	20	0.5973	0.000	80.00	2.281E+00	0.806	1.0
2.503	1.672	20	0.6922	366.727	3.49	8.702E-01	0.570	2.0
5.154	1.323	20	0.7400	376.294	104.63	3.140E+00	0.560	2.0
5.154	0.453	20	0.8786	5.176	80.28	3.978E+00	0.585	23.0
3.748	0.303	20	0.9086	281.315	4.06	3.432E+00	0.541	2.0
8.225	0.240	20	0.9223	2.047	76.24	4.338E+00	0.683	3.0
15.889	0.257	20	0.9186	0.000	39.81	3.923E+00	0.741	4.0
27.602	0.438	20	0.8815	0.000	36.53	6.943E+00	0.783	4.0
46.943	0.248	20	0.9206	0.000	20.15	2.085E+01	0.938	4.0
78.157	0.210	20	0.9293	0.000	15.54	2.970E+01	1.012	4.0
138.690	0.166	20	0.9400	0.000	10.66	4.181E+01	1.067	4.0
207.645	0.210	20	0.9293	0.000	8.41	1.135E+02	1.105	4.0
212.103	0.438	20	0.8816	0.000	9.13	1.359E+02	1.136	4.0

Las predicciones de oscilaciones inestables se encuentran a la derecha de la línea Bøe del mapa obtenido con la opción 1 (flujo burbuja) figura 5.8, en este mapa no se presenta región de oscilaciones inestables. Sin embargo cuando se obtiene el mapa patrón con la opción de flujo bache (opción 2) si se presenta región de oscilaciones inestables y se tiene un mejor ajuste de las predicciones figura 5.9.

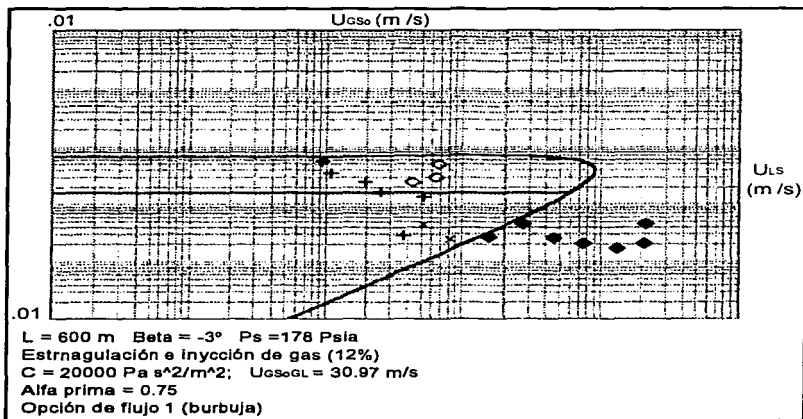


Figura 5.8 Mapa patrón de flujo (flujo burbuja)

Dentro de la región de flujo estable limitada por las líneas de Bøe y de estabilidad del bacheo severo parece existir una frontera más de bacheo severo y flujo estable definida por el modelo de Cuasi-equilibrio, Jansen⁷ traza esta frontera en los mapas de flujo que presenta pero no explica cómo se obtienen las velocidades para su trazo. Posiblemente esta frontera se ajuste bien con los resultados de los mapas anteriores.

Los pares de velocidades que caen dentro de la región franca de bacheo severo del mapa figura 5.9 se pronostican como bacheo severo (tipo de flujo 2, 3, y 23). En general, se presenta un buen ajuste entre los dos modelos.

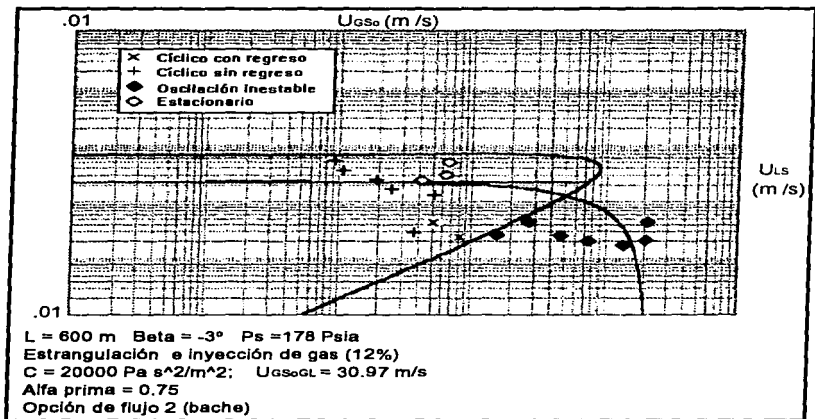


Figura 5.9 Mapa patón de flujo (flujo bache)

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

1- Este trabajo ayuda a entender cómo se forma el bacheo severo. Se explica cómo actúan la contrapresión, inyección de gas, estrangulación y la combinación de estrangulación e inyección de gas como alternativas de solución al bacheo severo. También se dan a conocer los modelos de Estabilidad y Cuasi-equilibrio.

2- Se elaboró un programa de cómputo denominado BACHSEV que facilita el análisis de los resultados. Los algoritmos de los modelos presentados por Jansen se conjuntan en este programa.

3- Se espera que BACHSEV ayude a pronosticar el tipo de flujo en un sistema ducto-ducto ascendente y que cualquier conclusión que pueda hallarse con el programa sea válida

4- Con respecto a los modelos desarrollados por Jansen se puede concluir:

a- Los modelos se pueden usar para analizar el comportamiento del flujo ascendente en un ducto vertical. Ambos modelos pueden ser usados con incremento de contrapresión, estrangulación, inyección de gas o cualquier combinación de estas alternativas.

b- Las predicciones del modelo de Cuasi-equilibrio se ajustan aceptablemente bien en el mapa patrón de flujo del modelo de Estabilidad. Los modelos pronostican resultados similares.

c- El efecto de eliminación del bacheo severo por la combinación de inyección de gas y estrangulación supera los resultados de las otras alternativas planteadas.

d- En la eliminación, la combinación reduce el grado de estrangulación y la cantidad de gas necesaria que en el caso de usar las alternativas por separado.

e- La estrangulación elimina el bacheo severo incrementando la contrapresión proporcionalmente a la aceleración de líquido en el ducto ascendente.

f- La inyección de gas elimina el bacheo severo incrementando la velocidad y reduciendo el colgamiento en el ducto ascendente. Se requieren cantidades grandes de gas para la eliminación del bacheo severo.

Recomendaciones

- 1- Evaluar los resultados del programa BACHSEV con base en información real de campo de un sistema de producción.
- 2- Evaluar la compatibilidad de un sistema integral con los algoritmos de los modelos.
- 3- Comparar y evaluar los resultados de otros modelos.

NOMENCLATURA:

A	Área de la sección transversal	(m ²)
C	Coefficiente de estrangulación de líquido	(Pa s ² / m ²)
C'	Coefficiente de estrangulación para dos fases	(Pa s ² / m ²)
C _O	Coefficiente de flujo	(adimen)
D	Diámetro interior de la tubería	(m)
F	Fuerza entre unidad de área	(Pa)
g	Aceleración de la gravedad	(m/s ²)
H	Altura del ducto ascendente	(m)
K	Factor de proporción	(Pa/m)
L	Longitud del ducto	(m)
m _G	Masa del gas	(Kg)
\dot{m}	Derivada de la masa con respecto al tiempo	(Kg/s)
\dot{m}_G	Gasto másico de gas en el ducto ascendente	(Kg/s)
\dot{m}_{Gin}	Gasto másico de gas suministrado	(Kg/s)
\dot{m}_{GGL}	Gasto másico de gas debido a la inyección de gas	(Kg/s)
P _B	Presión corriente arriba del estrangulador	(Pa)
P _{II}	Presión hidrostática	(Pa)
P _O	Presión atmosférica.	(Pa)
P _P	Presión en el ducto	(Pa)
P _S	Presión de separación	(Pa)
q _L	Gasto de líquido a condiciones de escurrimiento	(m ³ /s)
q _g	Gasto de gas a condiciones de escurrimiento	(m ³ /s)
R	Constante del gas	(Pa m ³ /(Kg · °K))
T	Temperatura	(°K)
t	Tiempo	(s)
U	Velocidad del bache de líquido debido a la penetración del frente de gas	(m/s)
U _G	Velocidad real del gas	(m/s)
U _O	Coefficiente de flujo	(m/s)
U _S	Velocidad de la mezcla	(m/s)
U _{LS}	Velocidad superficial del líquido	(m/s)
U _{GS}	Velocidad superficial del gas	(m/s)
U _{GSGL}	Velocidad superficial del gas debido a la inyección de gas	(m/s)
U _{GSo}	Velocidad superficial del gas a c.s.	(m/s)
V _G	Volumen del gas	(m ³)
U _D	Coefficiente de flujo	(adimen)
U _L	Velocidad del líquido en la parte superior del ducto ascendente	(m/s)
U _T	Velocidad transicional	(m/s)
x	Penetración de líquido en el ducto	(m)
y	Altura del frente de gas que penetra el ducto ascendente	(m)
Z	Nivel del líquido en el ducto ascendente	(m)

Símbolos Griegos

α	Fración de gas en el ducto	(adimen)
α'	Fración de gas penetrando el ducto ascendente	(adimen)
$\bar{\rho}_G$	Densidad promedio del gas	(Kg/m ³)
ρ_L	Densidad del líquido	(Kg/m ³)
ρ_{GO}	Densidad del gas a c.s.	(Kg/m ³)
β	Ángulo de inclinación del ducto respecto a la horizontal	(°)
ΔP_c	Caída de presión a través del estrangulador	(Pa)
Φ	Colgamiento promedio del líquido	(adimen)
Φ_{GL}	Colgamiento promedio del líquido debido a la inyección de gas	(adimen)
Φ_T	Colgamiento promedio total del líquido	(adimen)
ϕ	Colgamiento local del líquido	(adimen)
ϕ_b	Colgamiento en el fondo del ducto ascendente	(adimen)
ϕ_{Top}	Colgamiento en la parte superior del ducto ascendente	(adimen)
λ	Factor de colgamiento	(adimen)
λ_L	Colgamiento del líquido sin resbalamiento	(adimen)

REFERENCIAS:

- 1- Beggs, H. Dale.: Production Optimization Using Nodal Analysis, OGC Publications., Inc., Tulsa, (1991) 68-69.
- 2- Bøe, A.: "Severe Slugging Characteristics; Part 1: Flow Regime for Severe Slugging; Part 2: Point Model Simulation Study", Presented at Select Topics in Petroleum Refiner (Septiembre 1963), Vol. 42, No.9.
- 3- Dukler, A. E. and Hubbard, M.G.: "A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes", Ind. Eng. Che. Fund., (Noviembre 1975) 337-347.
- 4- Fabre, J. et al. "Severe Slugging in Pipeline/Riser Systems", SPE 16846 (Septiembre 1987).
- 5- Finn, Erik Jansen.: "Elimination of Several Slugging in a Pipeline-Riser System", M.S. Thesis, U. of Tulsa, 1990,
- 6- Harmathy, T. Z.: "Velocity of Large Drops and Bubbles in Media of Infinite or Restricted Extent", AIChE J., (1960), vol. 6, 281-288.
- 7- Mackay, D.C.: "Dynamic model predicts slugging flow effects in offshore production facility", OGI, (Septiembre 1987) 67-72.
- 8- Santamaria, Noel E.: Soluciones al Problema de Flujo en Bache, Tesis Maestria UNAM, 1985.
- 9- Sarica, C.: "Two Phase Flow in low Velocity Hilly - Terrain Pipeline", Ph.D. Dissertaiton, U. of Tulsa (1990).
- 10- Schmidt, Z.: "Slug-Catcher Design for Dynamic Slugging in an Offshore Production Facility", SPE Production Engineering (Noviembre 1988) 563-572.
- 11- Taitel, Y. and Dukler, A. E.: "A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas Liquid Flow", AIChE J. (1976), vol. 22, 47-55.
- 12- Taitel, Y.: "Stability of Severe Slugging", Int. J. Multiphase Flow (1986), vol. 2, 203-217.
- 13- Taitel, Y., Vierkandt, S. Shoham, O. and Brill, J. P.: "Severe Slugging in a Pipeline -Riser System, Experimental and Modeling", Int. J. Multifase Flow (1990), vol. 16, no. 1, 57-68. *
- 14- Taitel, Y. y Barnea, D.: "Two Phase Slug Flow", (por publicar) U. de Tel-aviv (Febrero 1989)
- 15- Vierkandt, S.: "Severe Slugging in a Pipeline-Riser System, Experiments and Modeling", M.Sc. Thesis, U. of Tulsa (1988).

16-Yocum, B.T.: "Offshore Riser Slug Flow Avoidance: Mathematical Models for Design and Optimization", SPE 4312.

Apéndice A

Datos experimentales

Tabla 1A

Sin eliminación

U_{LS} m/s	U_{Os_0} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	t_{bl} s
0.0642	0.079	Cíclico con regreso	0.41	41.3	0	0	18.59	4
0.0653	0.1157	Cíclico con regreso	****	33.3	0	0	16.76	3.8
0.1446	0.069	Cíclico con regreso	1.64	42.0	0	0	22.5	5.8
0.1446	0.1717	Cíclico con regreso	0.51	19.4	0	0	18.19	4.5
0.1469	0.2361	Cíclico con regreso	****	16.4	0	0	15.89	3.9
0.1524	0.2436	Cíclico con regreso	****	16.3	0	0	15.81	4
0.0543	0.1408	Cíclico con regreso	****	30.0	0	0	13.66	4
0.0543	0.1554	Cíclico con regreso	****	28.3	0	0	13.26	3.7
0.0532	0.1821	Cíclico con regreso	****	24.0	0	0	12.79	3.5
0.1546	0.2753	Oscilación inestable	0	14.3	0	0	14.69	4
0.1491	0.3065	Oscilación inestable	0	11.7	0	0	13.82	4
0.1502	0.3367	Oscilación inestable	0	****	0	0	13.82	***
0.051	0.2052	Oscilación inestable	0	20.8	0	0	12.55	4
0.0521	0.2567	Oscilación inestable	0	18.0	0	0	11.52	***
0.0686	0.3256	Estacionario	0	0	0	0	11.04	0
0.0532	0.3552	Estacionario	0	0	0	0	9.62	0

Tabla 2A

Incremento de contrapresión, $P_s = 5$ psi

U_{LS} m/s	$U_{0.50}$ m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	t_{bl} s
0.1402	0.0889	Cíclico con regreso	0.95	31.1	34.5	36.5	58.14	5.5
0.1424	0.1145	Cíclico con regreso	0.7	22.8	34.5	37.6	58.23	5.8
0.2112	0.1878	Cíclico con regreso	0.7	16.9	34.5	35.61	55.27	4.8
0.2602	0.1867	Cíclico con regreso	0.77	15.7	34.5	36.12	56.91	4.5
0.0818	0.1821	Cíclico con regreso	****	19.6	34.5	34.6	50.53	5.5
0.0357	0.11	Cíclico con regreso	****	38	34.5	26.57	42.39	4.5
0.2112	0.0875	Cíclico sin regreso	1.1	23.9	34.5	35.44	58.97	4.4
0.2513	0.0875	Cíclico sin regreso	0.99	21	34.5	33.92	57.9	5
0.2703	0.0839	Cíclico sin regreso	1.07	22.2	34.5	31.81	56.01	4
0.2001	0.0413	Cíclico sin regreso	0.81	38	34.5	35.27	61.18	5.7
0.305	0.1852	Cíclico sin regreso	0.81	14.2	34.5	35.44	56.91	4.5
0.2468	0.2626	Cíclico sin regreso	****	12.8	34.5	34.01	51.92	4
0.1391	0.2565	Oscilación inestable	0	13.1	34.5	35.53	51.02	4
0.148	0.2654	Oscilación inestable	0	13	34.5	35.02	50.53	4
0.0554	0.1811	Oscilación inestable	0	18.2	34.5	34.43	50.04	4.4
0.1457	0.4264	Estacionario	0	0	34.5	36.63	48.66	0
0.1568	0.3581	Estacionario	0	0	34.5	33.42	46.86	0
0.0313	0.1816	Estacionario	0	0	34.5	35.11	50.12	0

Tabla 3A

Incremento de contrapresión, Ps = 10 psi

U _{LS} m/s	U _{CSO} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Ps kPa	Prt kPa	Prb kPa	t bl s
0.0862	0.1276	Cíclico con regreso	****	22.3	68.9	71.02	89.38	5.2
0.127	0.1355	Cíclico con regreso	****	18	68.9	73.26	92.75	5.4
0.1093	0.1342	Cíclico con regreso	****	19.5	68.9	73.34	92.66	6
0.0818	0.0318	Cíclico con regreso	0.81	74.2	68.9	68.35	92.58	8.2
0.0554	0.042	Cíclico con regreso	0.65	59.4	68.9	71.97	95.61	8
0.095	0.0993	Cíclico con regreso	****	23.2	68.9	73.6	92.92	5.6
0.0456	0.0992	Cíclico con regreso	****	29.8	68.9	72.22	89.97	5.6
0.0763	0.1353	Cíclico con regreso	****	22.5	68.9	69.79	90.11	5.8
0.2145	0.039	Cíclico sin regreso	0.66	21.2	68.9	71.62	96.46	10
0.2401	0.0597	Cíclico sin regreso	0.67	20.5	68.9	74.64	98.82	6.25
0.179	0.1003	Cíclico sin regreso	0.74	19	68.9	74.55	96.46	5.6
0.2569	0.0999	Cíclico sin regreso	0.58	16.3	68.9	71.54	94.1	5.6
0.1557	0.0994	Cíclico sin regreso	0.55	18	68.9	71.97	93.17	5.6
0.0961	0.2081	Oscilación inestable	0	16.5	68.9	72.66	88.63	4
0.0467	0.1357	Oscilación inestable	0	22.6	68.9	71.28	88.29	5.6
0.0478	0.1391	Estacionario	0	0	68.9	68.69	88.01	0
0.2491	0.1855	Estacionario	0	0	68.9	73.43	93.17	0
0.2078	0.1865	Estacionario	0	0	68.9	70.24	89.3	0
0.0456	0.1748	Estacionario	0	0	68.9	74.89	90.22	0

Tabla 4A

Incremento de contrapresión, Ps = 15 psig

U _{LS} m/s	U _{GS} m/s	Tipo de flujo	X _{max} m	t s	Ps kPa	P _{rt} kPa	P _{rb} kPa	t _{bl} s
0.078	0.0796	Cíclico con regreso	****	2.4	103.4	109.57	131.81	8
0.1358	0.0821	Oscilación inestable	0	6	103.4	101.4	124.14	***
0.0884	0.0991	Oscilación inestable	0	7.4	103.4	107.08	128.62	***
0.0895	0.157	Estacionario	0	0	103.4	108.37	127.24	0

Tabla 5A

Estrangulación variable

U_{1s} m/s	U_{0s} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	C_s
0.1038	0.0704	Cíclico con regreso	1.02	40.8	0	0	20.6	0
0.106	0.0704	Cíclico con regreso	0.84	47.2	0	3.39	24.93	6.5
0.0862	0.0684	Estacionario	0	0	0	23.22	41.18	7.5
0.0193	0.0653	Estacionario	0	0	0	52.85	70.18	7.9
0.095	0.1353	Cíclico con regreso	****	26	0	0	17.47	0
0.0939	0.1344	Cíclico con regreso	****	48.5	0	9.25	25.17	7
0.0906	0.1347	Estacionario	0	0	0	21.66	36.07	7.5
0.0686	0.1285	Estacionario	0	0	0	63.79	78.25	7.8
0.0972	0.1863	Cíclico con regreso	****	19.8	0	0	15.56	0
0.0928	0.1855	Cíclico con regreso	****	41	0	8.48	21.88	7
0.0895	0.1853	Estacionario	0	0	0	21.49	34.29	7.5
0.0719	0.1808	Estacionario	0	0	0	54.92	68.02	7.8
0.1546	0.0819	Cíclico con regreso	1.41	33.4	0	0	21.24	0
0.1546	0.0843	Cíclico sin regreso	0.76	62.4	0	8.99	31.7	7
0.1391	0.0817	Cíclico sin regreso	0.51	110	0	34.65	56.72	7.5
0.084	0.0664	Estacionario	0	0	0	87.56	111.05	7.8
0.1446	0.1388	Cíclico con regreso	0.64	22.2	0	0	19.15	0
0.1358	0.1389	Cíclico sin regreso	****	54	0	8.57	27.18	7
0.1181	0.1357	Estacionario	0	0	0	32.54	51.63	7.5
0.752	0.1185	Estacionario	0	0	0	84.45	106.2	7.8

Tabla 6A

Estrangulación variable

U_{LS} m/s	U_{Q50} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{r1} kPa	P_{r2} kPa	C_s
0.1336	0.1966	Cíclico con regreso	****	18.6	0	0	16.6	0
0.1303	0.195	Estacionario	0	0	0	7.98	23.08	7
0.1148	0.1944	Estacionario	0	0	0	32.03	47.29	7.5
0.0741	0.1785	Estacionario	0	0	0	88.48	106.37	7.8
0.138	0.2524	Cíclico con regreso	****	15.4	0	0	15	0
0.1336	0.2528	Estacionario	0	0	0	8.15	21.64	7
0.1104	0.2501	Estacionario	0	0	0	38.37	51.87	7.5
0.0598	0.2282	Estacionario	0	0	0	102.15	118.99	7.8
0.1369	0.298	Cíclico con regreso	****	12.4	0	0	14.04	0
0.1314	0.298	Estacionario	0	0	0	8.83	21	7
0.1137	0.3092	Estacionario	0	0	0	34.99	47.54	7.5
0.0401	0.0548	Cíclico con regreso	****	55	0	0	17.63	0
0.039	0.0547	Cíclico con regreso	****	64	0	2.89	21.8	7
0.0357	0.0526	Cíclico con regreso	****	112	0	9.08	29.6	7.5
0	0.0506	Estacionario	0	0	0	33.47	54.66	7.8

Tabla 7A

Estrangulación variable

U_{LS} m/s	U_{G50} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	C_s
0.0949	0.0964	Cíclico con regreso	****	31.8	0	0	18.36	0
0.0927	0.0949	Cíclico con regreso	****	43	0	2.99	22.68	6.5
0.0927	0.0947	Cíclico con regreso	****	54.2	0	5.37	25.49	7
0.0884	0.0937	Cíclico sin regreso	****	105	0	14.73	33.88	7.5
0.039	0.0946	Oscilación inestable	0	44	0	0	15.24	0
0.039	0.0945	Oscilación inestable	0	47.5	0	1.2	18.36	6.5
0.0379	0.0945	Oscilación inestable	0	53.3	0	1.96	19.48	7
0.0369	0.0933	Oscilación inestable	0	82.3	0	5.97	24.29	7.5
0.0369	0.1719	Oscilación inestable	0	27.6	0	0	13.01	0
0.0336	0.1712	Estacionario	0	0	0	1.03	14.52	6.5
0.0336	0.1721	Estacionario	0	0	0	1.88	15.24	7
0	0.172	Estacionario	0	0	0	6.73	21.96	7.5
0.2452	0.2611	Cíclico sin regreso	0.66	13.7	0	0	20.76	0
0.2419	0.2608	Estacionario	0	0	0	9.12	27.34	6.5
0.23	0.2605	Estacionario	0	0	0	20.76	38.58	7
0.1542	0.2486	Estacionario	0	0	0	77.77	97.6	7.5
0.2115	0.319	Cíclico con regreso	0.56	14	0	0	17	0
0.2083	0.3201	Estacionario	0	0	0	7.5	21.72	6.5
0.2018	0.3187	Estacionario	0	0	0	16.69	30.89	7
0.1628	0.3153	Estacionario	0	0	0	55.38	68.5	7.5

Tabla 8A

Ajuste de estrangulación constante, $C = 120000 \text{ Pas}^2/\text{m}^2$, $C_s = 6.5$

U_{1S} m/s	U_{0S0} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	t_{bl} s
0.0959	0.0753	Cíclico con regreso	0.53	46.6	0	3.14	23.78	5.3
0.0949	0.1147	Cíclico con regreso	****	37.6	0	3.82	21.85	5.3
0.0959	0.1739	Cíclico con regreso	****	31.8	0	3.74	19.52	5.8
0.0497	0.0781	Cíclico con regreso	****	47.5	0	1.87	19.68	6.6
0.0487	0.1181	Cíclico con regreso	****	38.5	0	1.7	18.08	6.7
0.1704	0.0809	Cíclico sin regreso	0.97	4.5	0	6.45	28.69	4.6
0.1693	0.1209	Cíclico sin regreso	0.74	39.9	0	6.71	27.8	4.5
0.0497	0.1713	Oscilación inestable	0	31.5	0	1.61	15.91	4.9
0.2321	0.081	Estacionario	0	0	0	9.25	31.84	4.3
0.2365	0.1209	Estacionario	0	0	0	9.25	30.55	3.8
0.2354	0.1734	Estacionario	0	0	0	10.44	28.93	3.8
0.2386	0.2493	Estacionario	0	0	0	10.69	27.64	3.4
0.1693	0.1698	Estacionario	0	0	0	6.2	23.61	3.9
0.1704	0.2474	Estacionario	0	0	0	6.45	21.6	3.4
0.0959	0.2502	Estacionario	0	0	0	2.8	15.83	3.5
0.0497	0.251	Estacionario	0	0	0	1.7	13.12	3.8

Tabla 9A

Ajuste de estrangulación constante, $C = 245000$. Pas^2/m^2 , $C_s = 7$.

U_{LS} m/s	U_{GS0} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	t_{bl} s
0.0949	0.1027	Cíclico con regreso	****	48	0	5.26	24.74	5.7
0.097	0.1433	Cíclico con regreso	****	43	0	5.35	23.29	****
0.1293	0.1196	Cíclico con regreso	0.53	49	0	7.56	28.45	5.3
0.1282	0.0803	Cíclico con regreso	0.81	55.3	0	6.69	28.61	5.3
0.0895	0.0787	Cíclico con regreso	****	54	0	4.84	25.3	5.8
0.0906	0.1199	Cíclico con regreso	****	45	0	5.1	23.45	5
0.0906	0.1698	Cíclico con regreso	****	40	0	5.18	21.2	5.5
0.0497	0.0767	Cíclico con regreso	****	54.2	0	2.21	21.28	7.5
0.0497	0.1193	Cíclico con regreso	****	47.5	0	2.38	19.12	6.4
0.2224	0.0784	Cíclico sin regreso	****	130	0	15.36	37.43	4
0.1844	0.077	Cíclico sin regreso	0.91	105	0	10.36	33.94	5.3
0.0487	0.1716	Oscilación inestable	0	35	0	2.21	16.79	5
0.2256	0.1416	Estacionario	0	0	0	16.12	36.21	4.5
0.1855	0.1188	Estacionario	0	0	0	11.12	31.76	4.5
0.1844	0.1728	Estacionario	0	0	0	11.54	30.06	4
0.1877	0.2486	Estacionario	0	0	0	13.58	28.77	3.6
0.138	0.2484	Estacionario	0	0	0	7.98	22.17	3.5
0.1347	0.171	Estacionario	0	0	0	7.3	23.61	3.7
0.0916	0.2495	Estacionario	0	0	0	4.25	17.19	3.8
0.0508	0.2507	Estacionario	0	0	0	2.29	13.91	****

Tabla 10A

Ajuste de estrangulación constante, $C = 1180000 \text{ Pas}^2/\text{m}^2$, $C_s = 7.5$

U_{LS} m/s	U_{GS0} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	t_{bl} s
0.0465	0.0839	Cíclico con regreso	****	78	0	6.36	24.84	8.3
0.0465	0.122	Cíclico con regreso	****	71	0	7.13	23.4	8.3
0.1282	0.069	Cíclico sin regreso	****	124	0	22.73	46.14	5.9
0.0852	0.0804	Cíclico sin regreso	****	88	0	11.56	30.4	7.6
0.1282	0.1186	Estacionario	0	0	0	24.08	43.94	5
0.1261	0.1747	Estacionario	0	0	0	26.03	42.31	4.6
0.125	0.2511	Estacionario	0	0	0	25.27	41.17	3.7
0.0862	0.1202	Estacionario	0	0	0	12.24	30	5
0.0873	0.173	Estacionario	0	0	0	13.61	28.95	4.1
0.0884	0.2569	Estacionario	0	0	0	15.31	27.74	3.6
0.0476	0.1712	Estacionario	0	0	0	6.19	19.87	4
0.0465	0.2557	Estacionario	0	0	0	6.79	17.87	3.3

Tabla 11A

Inyección de gas en la base del raiser, gasto de inyección variable

U_{LS} m/s	U_{350} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{r1} kPa	P_{r2} kPa	$U_{oscul.}$ m/s
0.0992	0.0709	Cíclico con regreso	0.69	31.5	0	0	17.16	0.0588
0.0981	0.0689	Cíclico con regreso	0.61	27.7	0	0	16.36	0.0952
0.097	0.0687	Cíclico con regreso	****	22	0	0	14.52	0.1751
0.097	0.0686	Oscilación inestable	0	16.5	0	0	12.93	0.2756
0.1013	0.0768	Oscilación inestable	0	14	0	0	12.13	0.3397
0.1002	0.075	Estacionario	0	0	0	0	11.57	0.3862
0.0992	0.0748	Estacionario	0	0	0	0	11.1	0.4458
0.0959	0.1356	Cíclico con regreso	****	24.9	0	0	16.92	0
0.0959	0.1356	Cíclico con regreso	****	18.5	0	0	13.96	0.1069
0.097	0.1381	Oscilación inestable	0	15	0	0	12.85	0.1729
0.097	0.1377	Oscilación inestable	0	12.8	0	0	11.81	0.2582
0.0981	0.1366	Estacionario	0	0	0	0	10.94	0.3384
0.097	0.1366	Estacionario	0	0	0	0	10.22	0.434
0.1024	0.1849	Cíclico con regreso	****	19	0	0	15.32	0
0.1045	0.1846	Oscilación inestable	0	14.5	0	0	13.33	0.0965
0.1045	0.1834	Oscilación inestable	0	12.1	0	0	12.45	0.1826
0.1013	0.1867	Estacionario	0	0	0	0	10.86	0.2765
0.0487	0.0637	Cíclico con regreso	****	50	0	0	16.92	0
0.0476	0.0572	Oscilación inestable	0	35	0	0	14.36	0.088

Tabla 12A

Inyección de gas en la base del raiser, gasto de inyección constante

U_{1s} m/s	U_{0s0} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{r1} kPa	P_{r0} kPa	$U_{0s.cel}$ m/s
0.2528	0.0808	Cíclico con regreso	1.78	21.5	0	0	20.91	0.0926
0.2549	0.1153	Cíclico con regreso	1.63	18.9	0	0	20.19	0.0908
0.2571	0.1702	Cíclico con regreso	1.07	14.9	0	0	19.15	0.0906
0.2582	0.2515	Cíclico con regreso	0.66	13.4	0	0	18.35	0.092
0.152	0.0791	Cíclico con regreso	1.02	24.1	0	0	18.27	0.0906
0.152	0.1147	Cíclico con regreso	0.69	20.5	0	0	17.39	0.0922
0.152	0.1714	Cíclico con regreso	0.51	16.9	0	0	16.51	0.0919
0.1542	0.2499	Cíclico con regreso	****	14.2	0	0	14.44	0.0904
0.1542	0.3125	Cíclico con regreso	****	10.8	0	0	13.24	0.0916
0.1013	0.1695	Cíclico con regreso	****	16.8	0	0	14.28	0.0919
0.0949	0.248	Cíclico con regreso	****	13.2	0	0	12.21	0.0924
0.0487	0.1129	Cíclico con regreso	****	27	0	0	13.08	0.0906
0.0476	0.1737	Cíclico con regreso	****	18.8	0	0	11.97	0.0903
0.0916	0.3215	Oscilación inestable	0	9.5	0	0	11.01	0.0908
0.0465	0.2849	Oscilación inestable	0	14	0	0	10.69	0.0901
0.1552	0.366	Estacionario	0	0	0	0	12.6	0.0919
0.1552	0.4115	Estacionario	0	0	0	0	12.05	0.0918
0.0981	0.369	Estacionario	0	0	0	0	10.61	0.0905
0.0444	0.3141	Estacionario	0	0	0	0	9.66	0.0913

Tabla 13A

Inyección de gas en la base del raiser, gasto de inyección constante

U_{LS} m/s	U_{OSO} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	U_{OSOGL} m/s
0.1498	0.1234	Cíclico con regreso	0.48	15.8	0	0	15.08	0.1786
0.1498	0.1802	Cíclico con regreso	****	13.2	0	0	13.88	0.1787
0.097	0.1192	Cíclico con regreso	****	16	0	0	13.56	0.1736
0.097	0.1752	Cíclico con regreso	****	12.5	0	0	12.44	0.1754
0.0487	0.116	Cíclico con regreso	****	15	0	0	11.89	0.1733
0.0444	0.0779	Cíclico con regreso	****	20	0	0	12.44	0.177
0.2593	0.1182	Cíclico sin regreso	1.12	16.5	0	0	18.03	0.1858
0.2593	0.1733	Cíclico sin regreso	0.89	14	0	0	17.31	0.1818
0.2615	0.2468	Cíclico sin regreso	0.46	12	0	0	16.19	0.1839
0.2626	0.3118	Cíclico sin regreso	****	12.8	0	0	15.79	0.1812
0.1509	0.2532	Oscilación inestable	0	9.7	0	0	12.52	0.1768
0.0981	0.2538	Oscilación inestable	0	7	0	0	11.17	0.1735
0.1509	0.3215	Estacionario	0	0	0	0	11.73	0.1749
0.0981	0.3203	Estacionario	0	0	0	0	10.46	0.1751
0.0981	0.3734	Estacionario	0	0	0	0	9.98	0.1733
0.0487	0.1769	Estacionario	0	0	0	0	10.69	0.1796
0.0487	0.2509	Estacionario	0	0	0	0	9.66	0.1771

Tabla 14A

Inyección de gas en la base del raiser, gasto de inyección constante

U_{LS} m/s	U_{OSO} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	U_{OSOL} m/s
0.2571	0.0776	Cíclico sin regreso	0.81	15.5	0	0	16.93	0.3114
0.256	0.1118	Cíclico sin regreso	0.66	15.1	0	0	16.36	0.3096
0.1931	0.0832	Cíclico sin regreso	0.71	15.2	0	0	15.15	0.3131
0.1931	0.1218	Cíclico sin regreso	****	14.2	0	0	14.43	0.3095
0.1207	0.0852	Cíclico sin regreso	****	13.5	0	0	13.06	0.3112
0.1207	0.1237	Cíclico sin regreso	****	11	0	0	12.5	0.3086
0.2528	0.1733	Oscilación inestable	0	12	0	0	15.32	0.3039
0.1931	0.1789	Oscilación inestable	0	11.5	0	0	13.54	0.3088
0.1207	0.1732	Oscilación inestable	0	10	0	0	11.77	0.3105
0.2539	0.2513	Estacionario	0	0	0	0	14.43	0.3084
0.1931	0.25	Estacionario	0	0	0	0	12.74	0.3112
0.1218	0.2495	Estacionario	0	0	0	0	11.05	0.3074
0.1218	0.3219	Estacionario	0	0	0	0	10.41	0.3101
0.0519	0.0888	Estacionario	0	0	0	0	10.73	0.3101
0.0519	0.1217	Estacionario	0	0	0	0	10.33	0.3068
0.0519	0.1724	Estacionario	0	0	0	0	9.68	0.3105
0.0519	0.249	Estacionario	0	0	0	0	8.88	0.3103

Tabla 15A

Inyección de gas dentro de la base del raiser, gasto de inyección constante

U_{LS} m/s	U_{GS0} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{r1} kPa	P_{r2} kPa	U_{GS0L} m/s
0.1488	0.0746	Cíclico sin regreso	****	12.5	0	0	13.62	0.3529
0.1078	0.0771	Oscilación inestable	0	11.5	0	0	12.9	0.3407
0.1088	0.1198	Oscilación inestable	0	11	0	0	12.26	0.3433
0.1488	0.116	Oscilación inestable	0	10.3	0	0	12.98	0.347
0.1498	0.1753	Estacionario	0	0	0	0	12.26	0.3492
0.1498	0.2491	Estacionario	0	0	0	0	11.77	0.3423
0.1088	0.172	Estacionario	0	0	0	0	11.61	0.332
0.1099	0.2498	Estacionario	0	0	0	0	10.97	0.3325
0.0497	0.0874	Estacionario	0	0	0	0	10.57	0.3457
0.0497	0.1212	Estacionario	0	0	0	0	10.25	0.3406
0.0497	0.1756	Estacionario	0	0	0	0	9.68	0.3439
0.0497	0.254	Estacionario	0	0	0	0	8.88	0.3393

Tabla 16A

Combinación de estrangulación e inyección de gas, estrangulación e inyección de gas constante
 $C = 105000. \text{ Pas}^2/\text{m}^2$, $C_s = 6.5$

U_{LS} m/s	U_{GS0} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	U_{GS0L} m/s
0.0884	0.0837	Cíclico con regreso	****	27	0	3.6	16.69	0.1716
0.0884	0.1243	Cíclico con regreso	****	27	0	3.08	15.48	0.1734
0.0615	0.0724	Cíclico con regreso	****	27.8	0	2.57	15.07	0.1695
0.0497	0.1197	Cíclico con regreso	****	29	0	1.97	13.14	0.1731
0.1121	0.0816	Cíclico con regreso	****	28	0	3.51	17.9	0.173
0.1488	0.0787	Estacionario	0	0	0	4.54	19.76	0.1716
0.1488	0.1245	Estacionario	0	0	0	4.62	19.03	0.1706
0.1498	0.1727	Estacionario	0	0	0	4.8	18.22	0.1688
0.1498	0.2499	Estacionario	0	0	0	5.31	17.33	0.1686
0.1121	0.1278	Estacionario	0	0	0	3.34	15.8	0.1701
0.1132	0.1752	Estacionario	0	0	0	3.17	15.24	0.1696
0.1142	0.2522	Estacionario	0	0	0	3.68	14.11	0.1692
0.0895	0.1776	Estacionario	0	0	0	2.91	13.87	0.1726
0.0906	0.2522	Estacionario	0	0	0	3	12.82	0.1724
0.0508	0.1784	Estacionario	0	0	0	1.88	11.85	0.1741
0.0508	0.2553	Estacionario	0	0	0	1.97	10.73	0.1767

Tabla 17A

Combinación de estrangulación e inyección de gas, estrangulación e inyección de gas constante
 $C = 105000 \text{ Pas}^7/\text{m}^2$, $C_s = 6.5$

U_{LS} m/s	U_{GSO} m/s	Tipo de flujo	X_{max} m	t s	P_s kPa	P_{rt} kPa	P_{rb} kPa	U_{GSOGL} m/s
0.0927	0.0744	Oscilación inestable	0	29,5	0	2.74	15.15	0.244
0.0508	0.0786	Oscilación inestable	0	25	0	1.8	12.98	0.2438
0.1196	0.0795	Estacionario	0	0	0	3.68	16.77	0.2368
0.1196	0.121	Estacionario	0	0	0	3.68	15.88	0.2357
0.1207	0.1793	Estacionario	0	0	0	3.94	15.15	0.2353
0.1196	0.259	Estacionario	0	0	0	4.2	14.11	0.2393
0.0927	0.1258	Estacionario	0	0	0	2.91	14.35	0.2419
0.0938	0.1827	Estacionario	0	0	0	3	13.38	0.2431
0.0938	0.2529	Estacionario	0	0	0	3.08	12.74	0.2411
0.0508	0.1298	Estacionario	0	0	0	1.97	12.18	0.2431
0.0519	0.1829	Estacionario	0	0	0	1.63	11.37	0.2437
0.0519	0.2555	Estacionario	0	0	0	1.71	10.57	0.244

Tabla 18A

Combinación de estrangulación e inyección de gas, estrangulación e inyección de gas constante
 $C = 62600 \text{ Pas}^2/\text{m}^2$, $C_s = 6.0$

U_{LS} m/s	U_{OS} m/s	Tipo de flujo	Xmax m	t s	Ps kPa	Prt kPa	Prb kPa	U_{OSOL} m/s
0.097	0.0701	Cíclico con regreso	****	26.5	0	2.4	16.85	0.1727
0.0981	0.1297	Cíclico con regreso	****	22.5	0	2.4	15.32	0.1736
0.0497	0.084	Cíclico con regreso	****	26.5	0	1.28	13.46	0.1761
0.0497	0.1313	Cíclico con regreso	****	22.3	0	1.2	12.42	0.1753
0.138	0.0866	Cíclico sin regreso	****	26.4	0	3	18.46	0.1756
0.1866	0.0815	Estacionario	0	0	0	4.2	20.08	0.1778
0.1866	0.125	Estacionario	0	0	0	4.45	19.19	0.1767
0.1877	0.186	Estacionario	0	0	0	4.2	18.38	0.1748
0.1888	0.2579	Estacionario	0	0	0	4.62	17.49	0.1739
0.139	0.1331	Estacionario	0	0	0	2.91	16.36	0.1762
0.139	0.1831	Estacionario	0	0	0	3.08	15.56	0.1747
0.139	0.2595	Estacionario	0	0	0	3.08	14.67	0.1759
0.0992	0.1803	Estacionario	0	0	0	1.97	13.7	0.1727
0.1002	0.2578	Estacionario	0	0	0	2.31	12.58	0.1733
0.0508	0.186	Estacionario	0	0	0	1.2	11.37	0.1752
0.0519	0.259	Estacionario	0	0	0	1.11	10.25	0.1754

Apéndice B

Datos experimentales

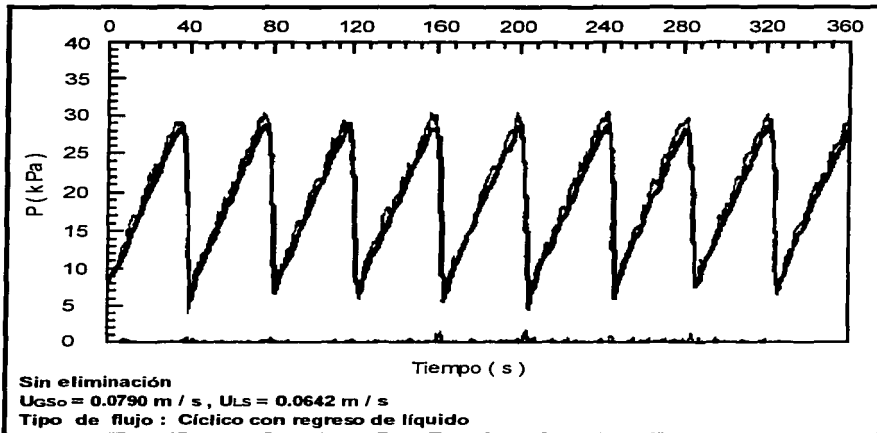


Figura 1B

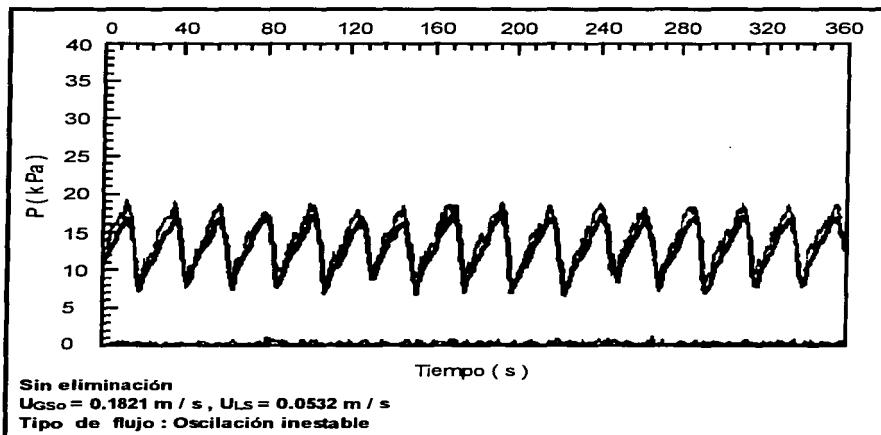


Figura 2B

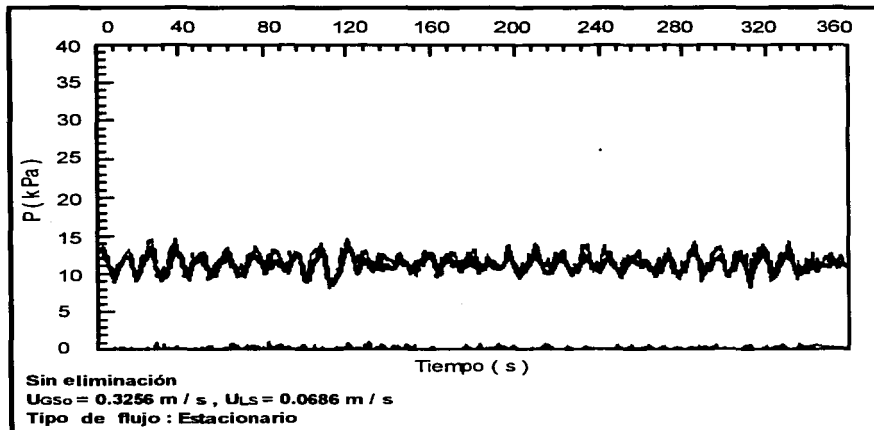


Figura 3B

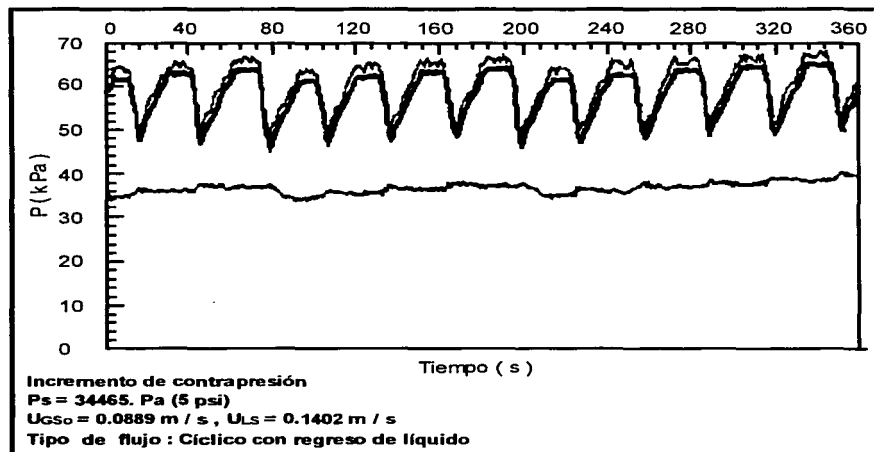


Figura 4B

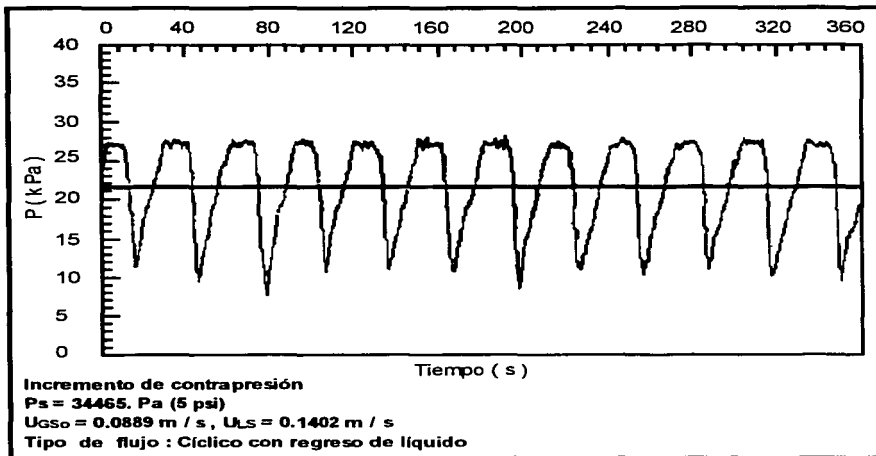


Figura 5B

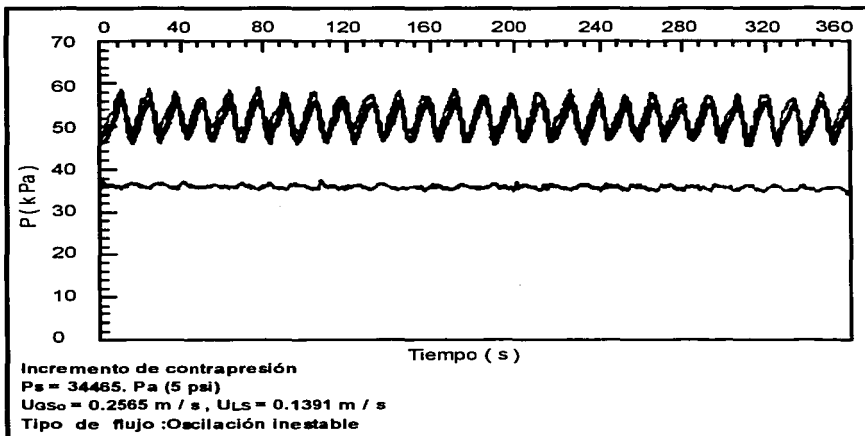


Figura 6B

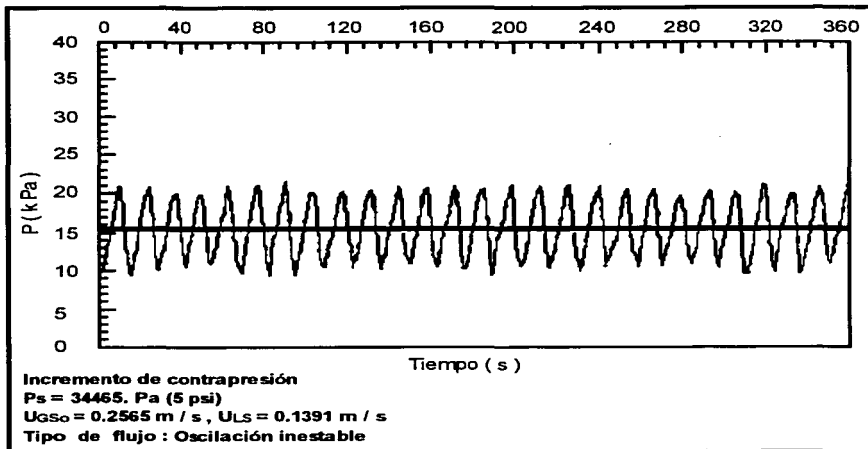


Figura 7B

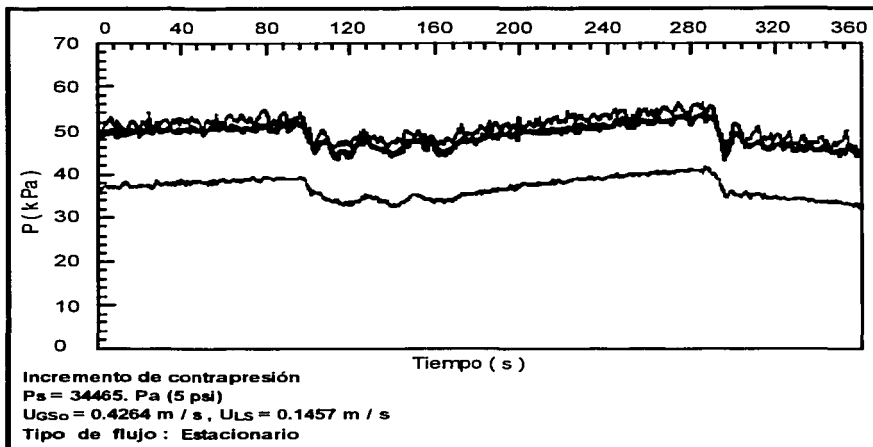


Figura 8B

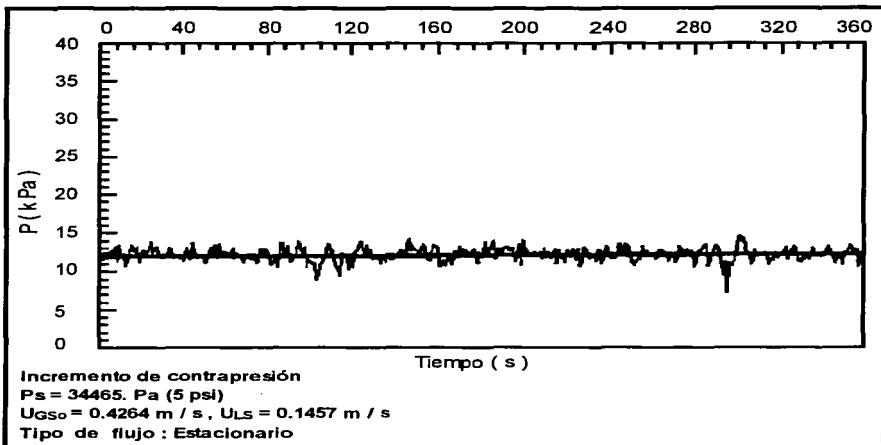


Figura 9B

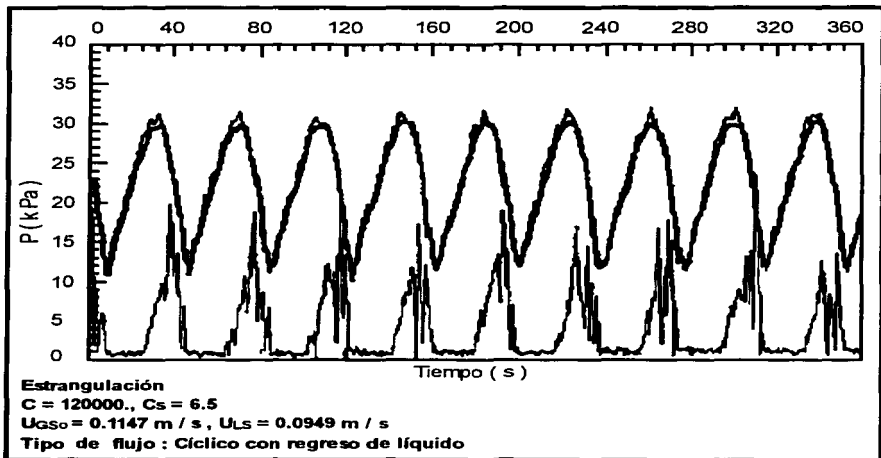


Figura 10B

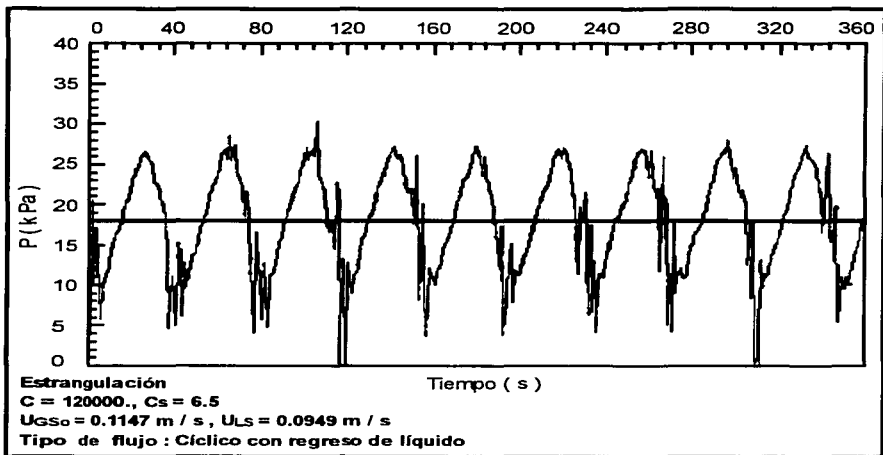


Figura 11B

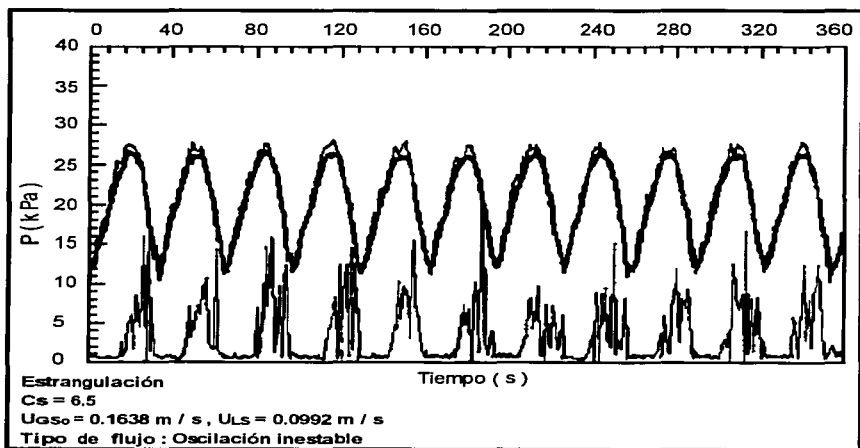


Figura 12B

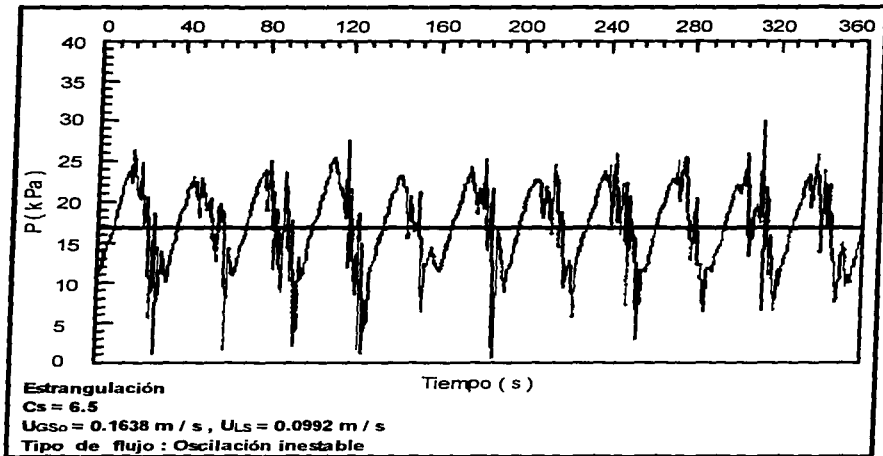


Figura 13B

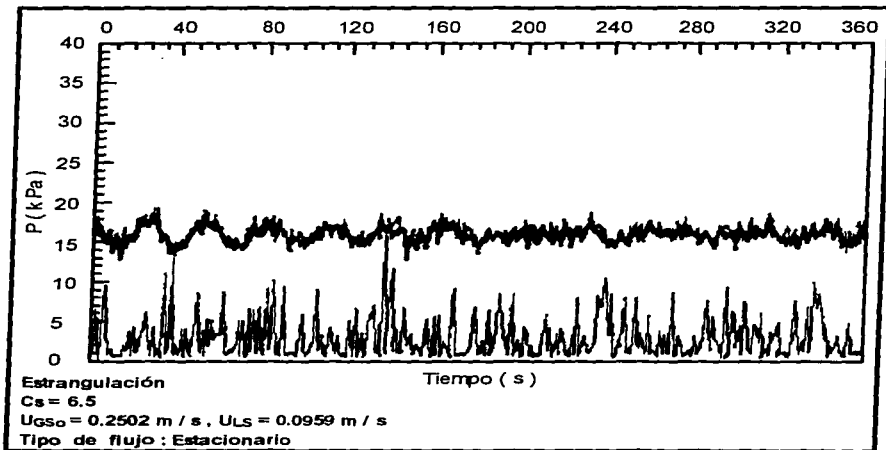


Figura 14B

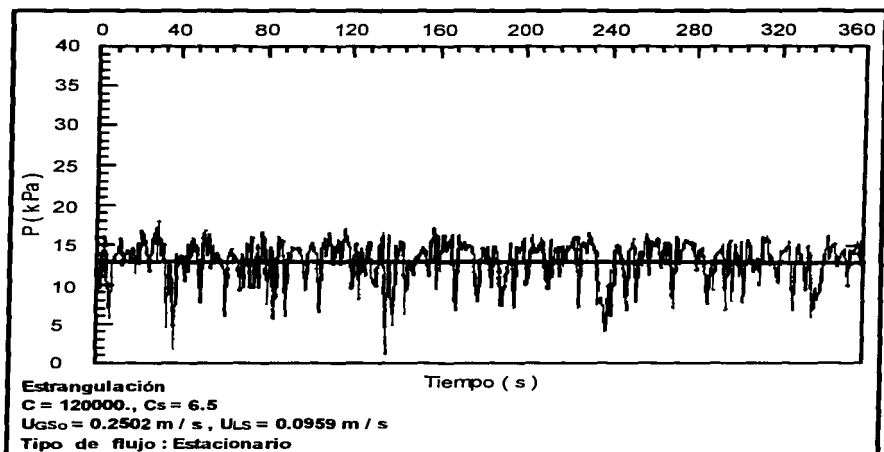


Figura 15B

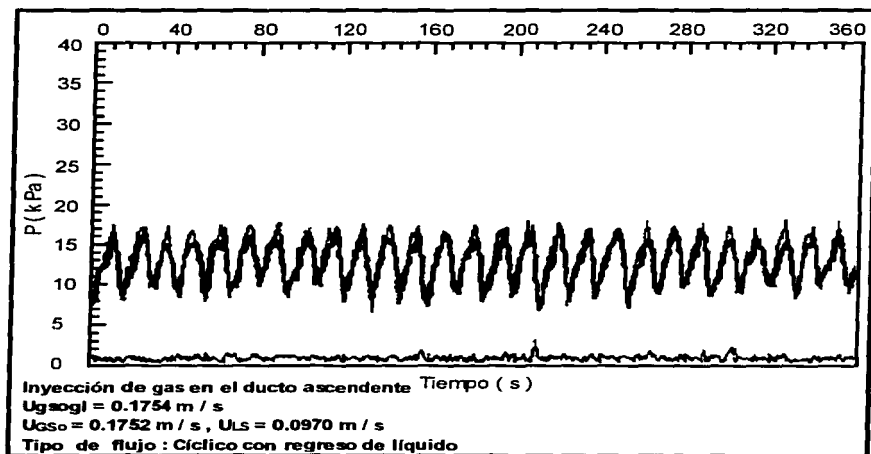


Figura 16B

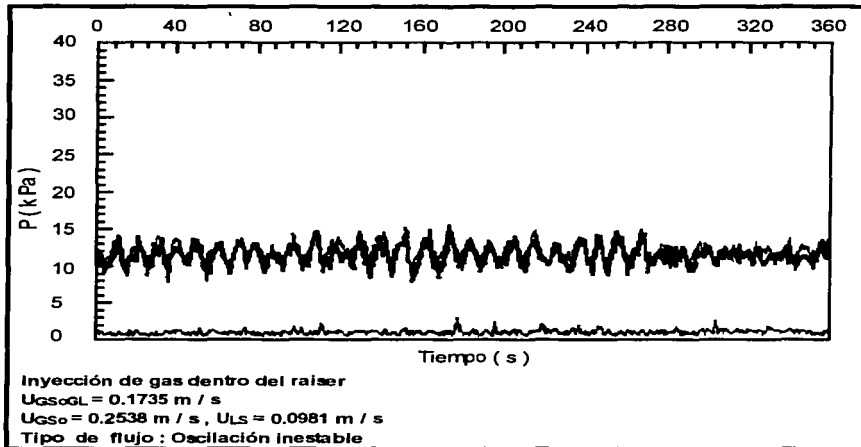


Figura 17B

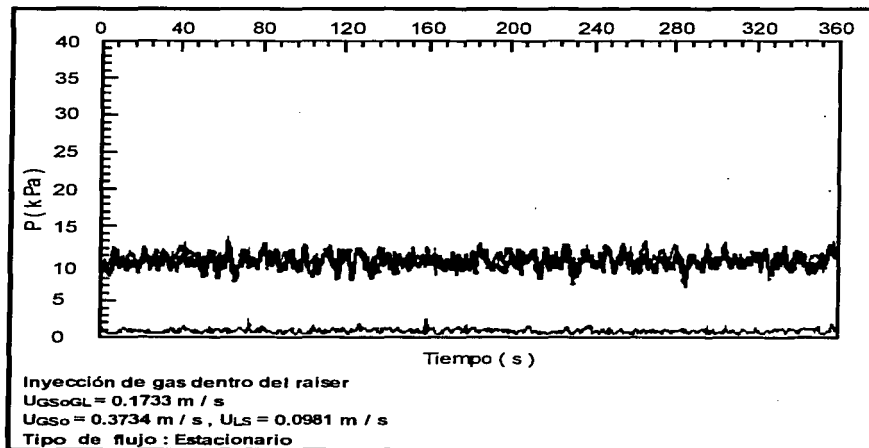


Figura 18B

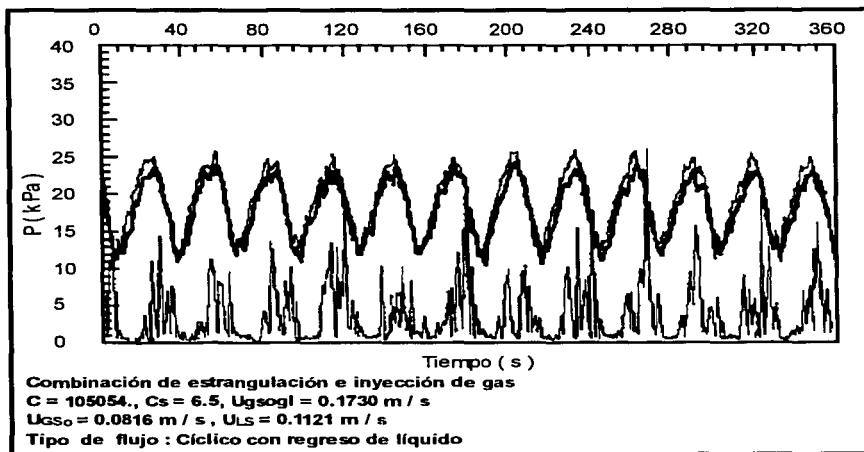


Figura 19B

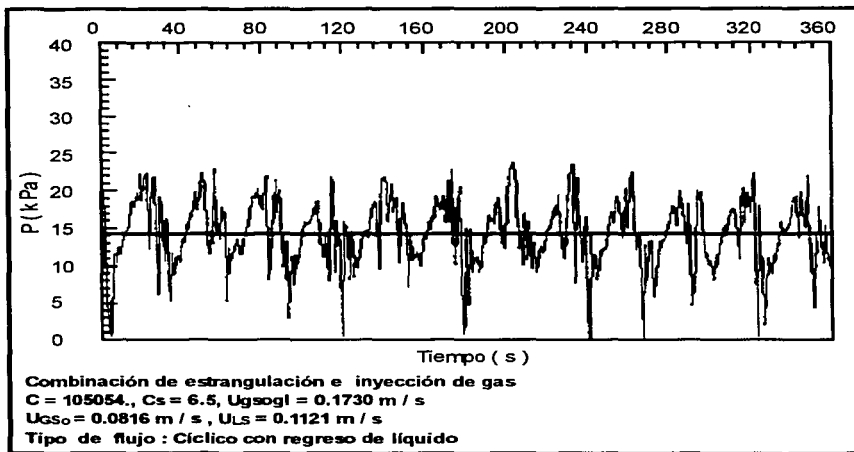


Figura 20B

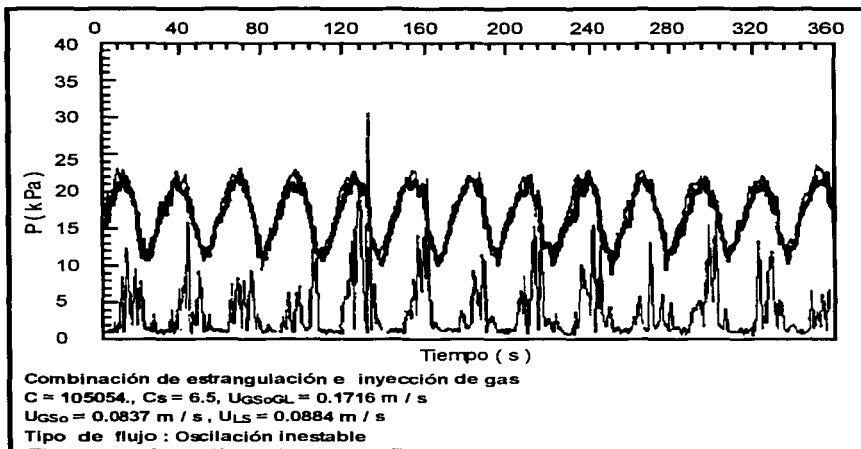


Figura 21B

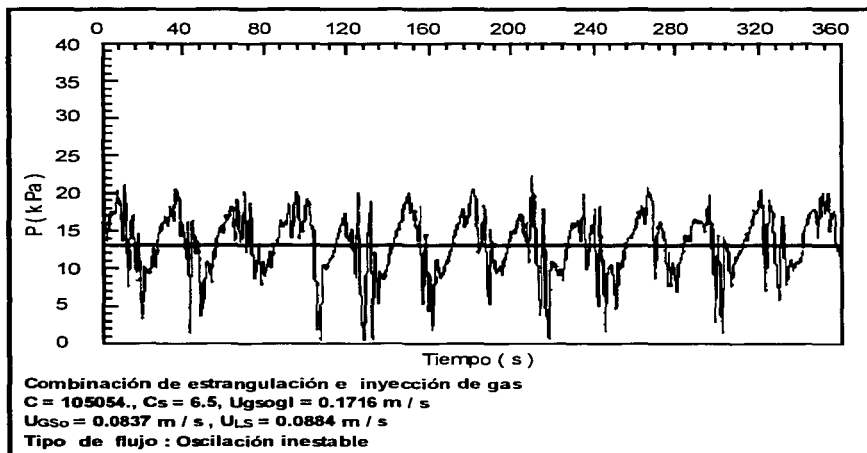


Figura 22B

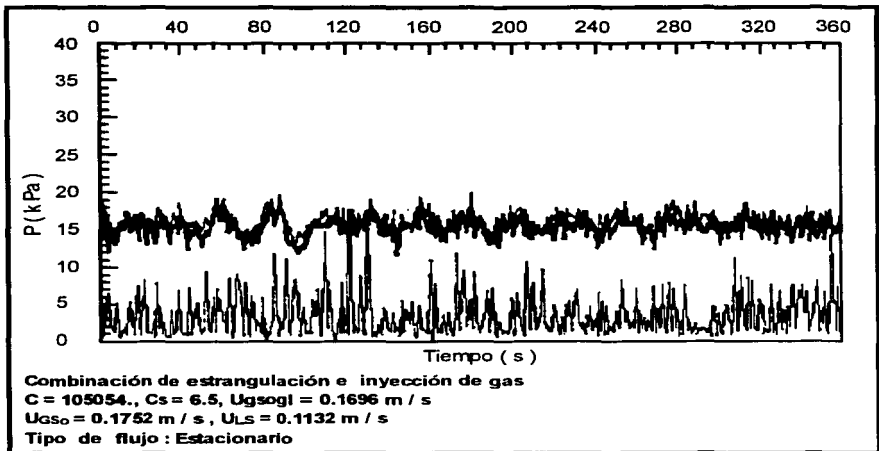


Figura 23B

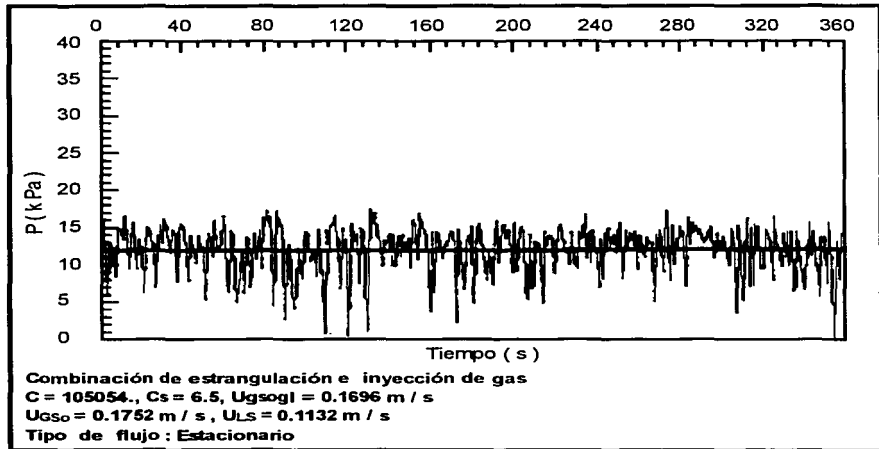


Figura 24B

Apéndice C

Diagramas de Flujo

Algoritmo programa “Stability” figuras C1 a C3

Algoritmo programa “Quasi-equilibrium” figuras C4 a C22

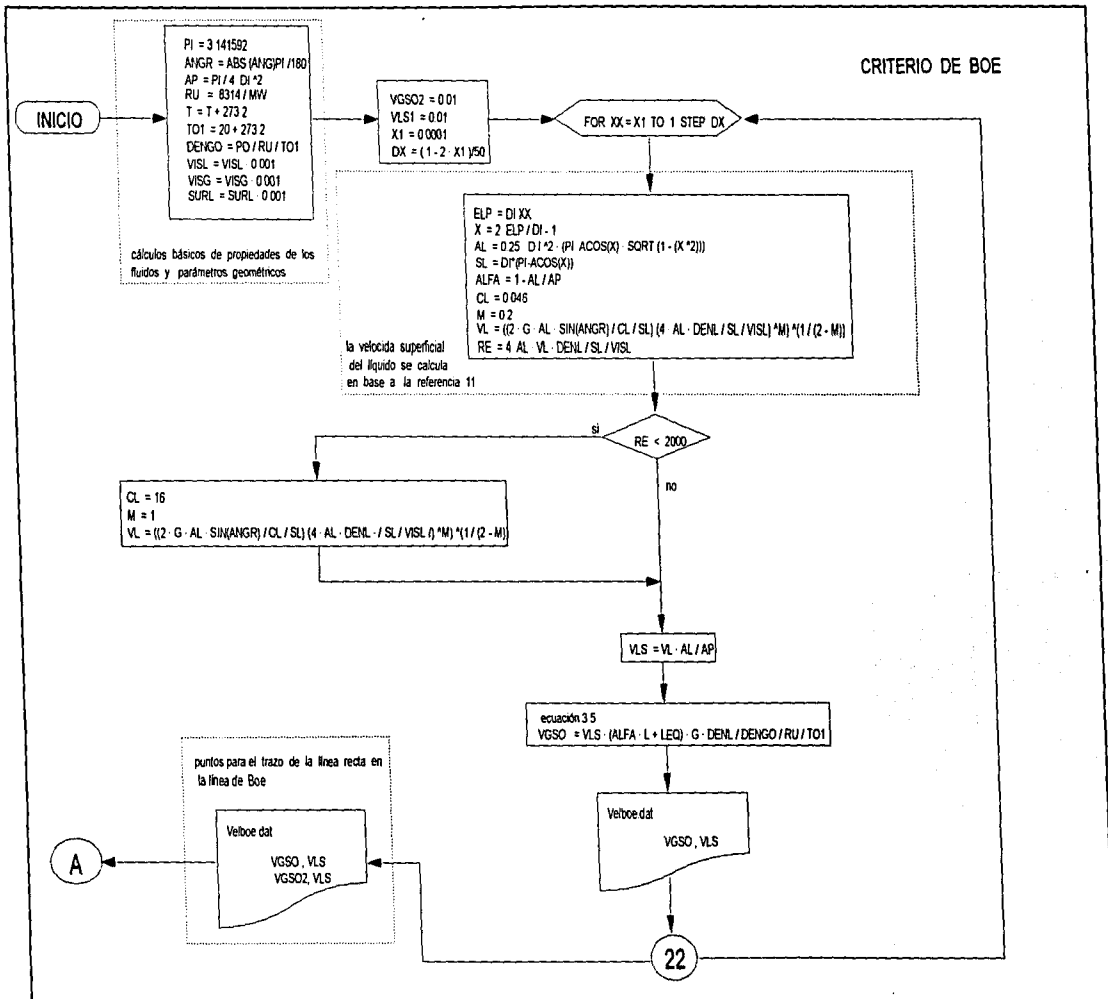


Figura C1

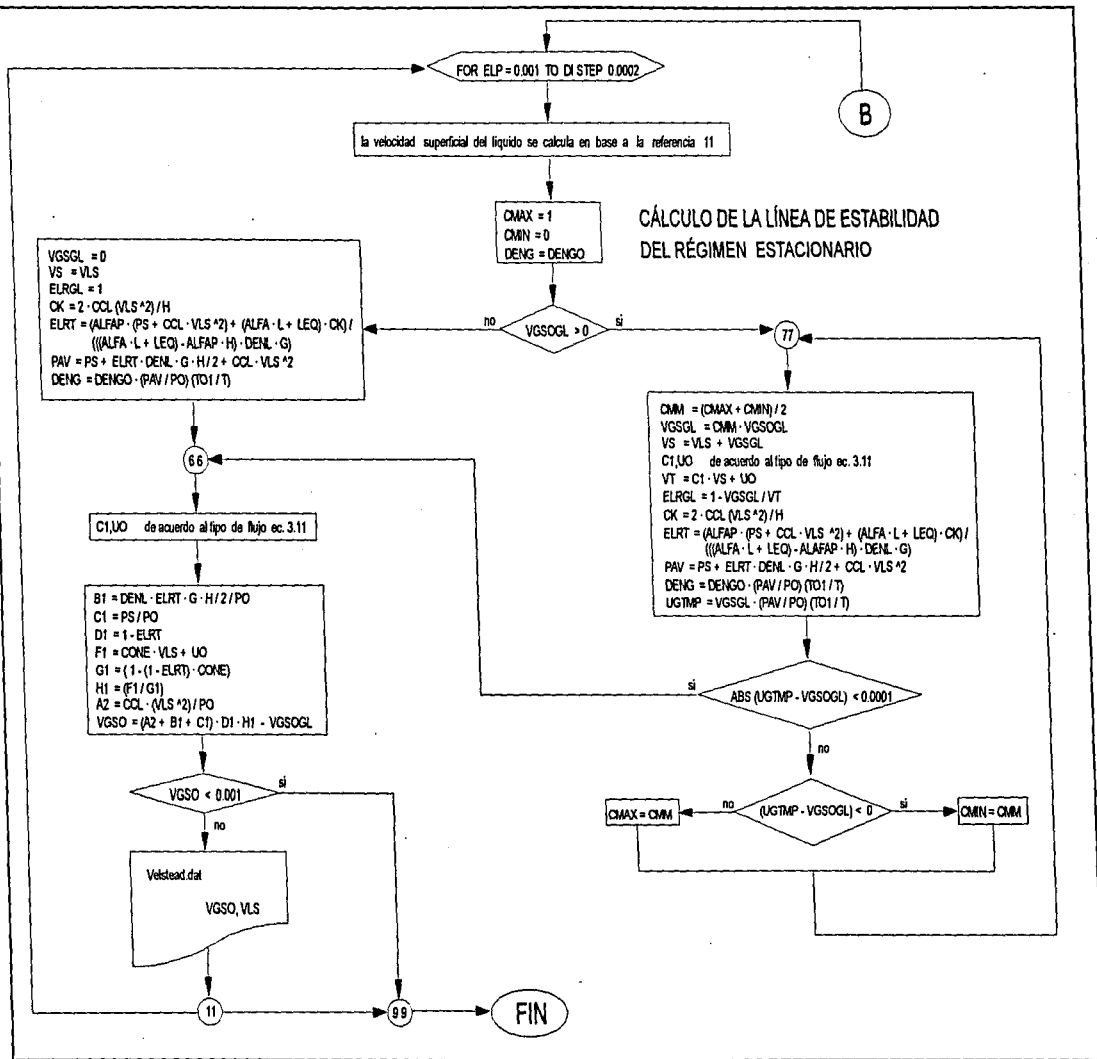


Figura C3

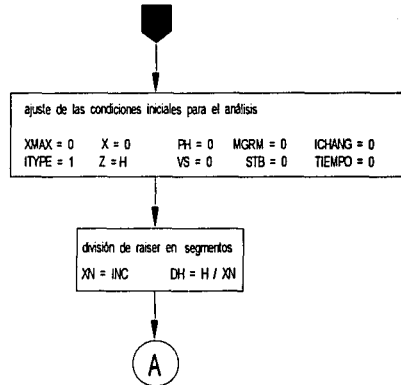
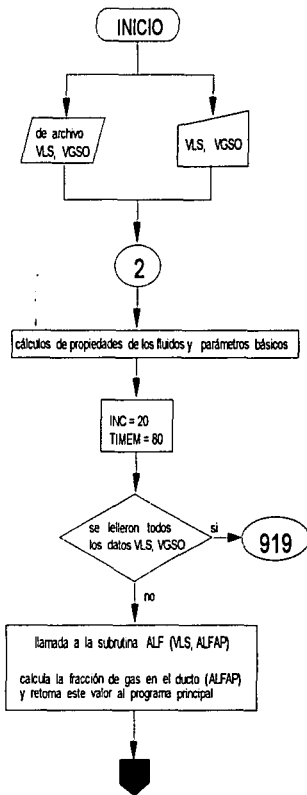


Figura C4

INICIALIZA EL COLGAMIENTO Y LAS CONDICIONES
EN EL DUCTO ASCENDENTE

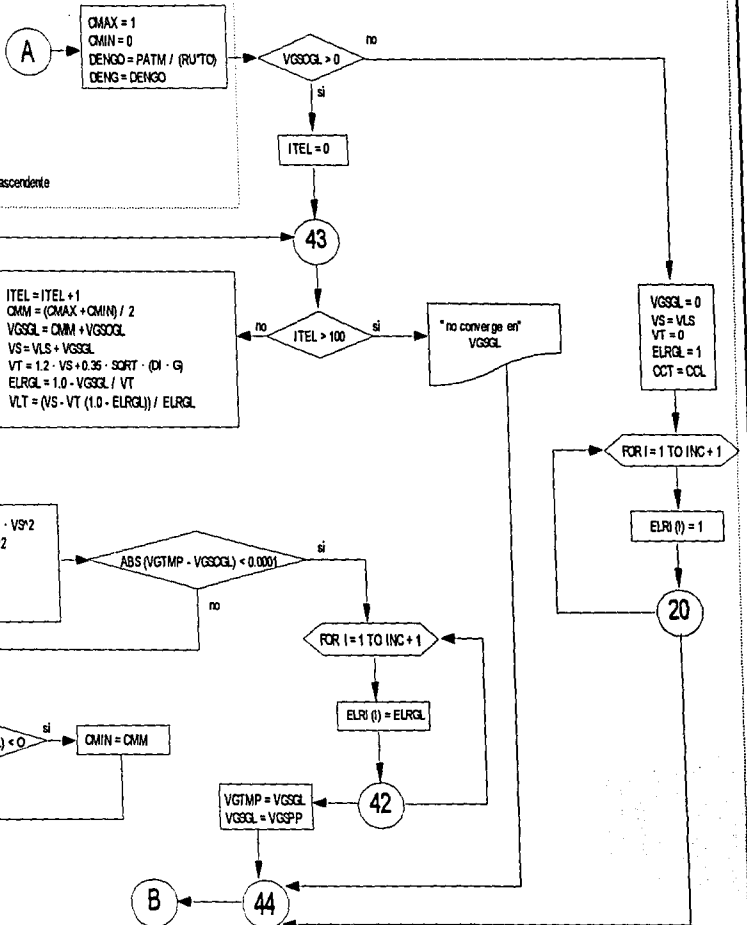


Figura C5

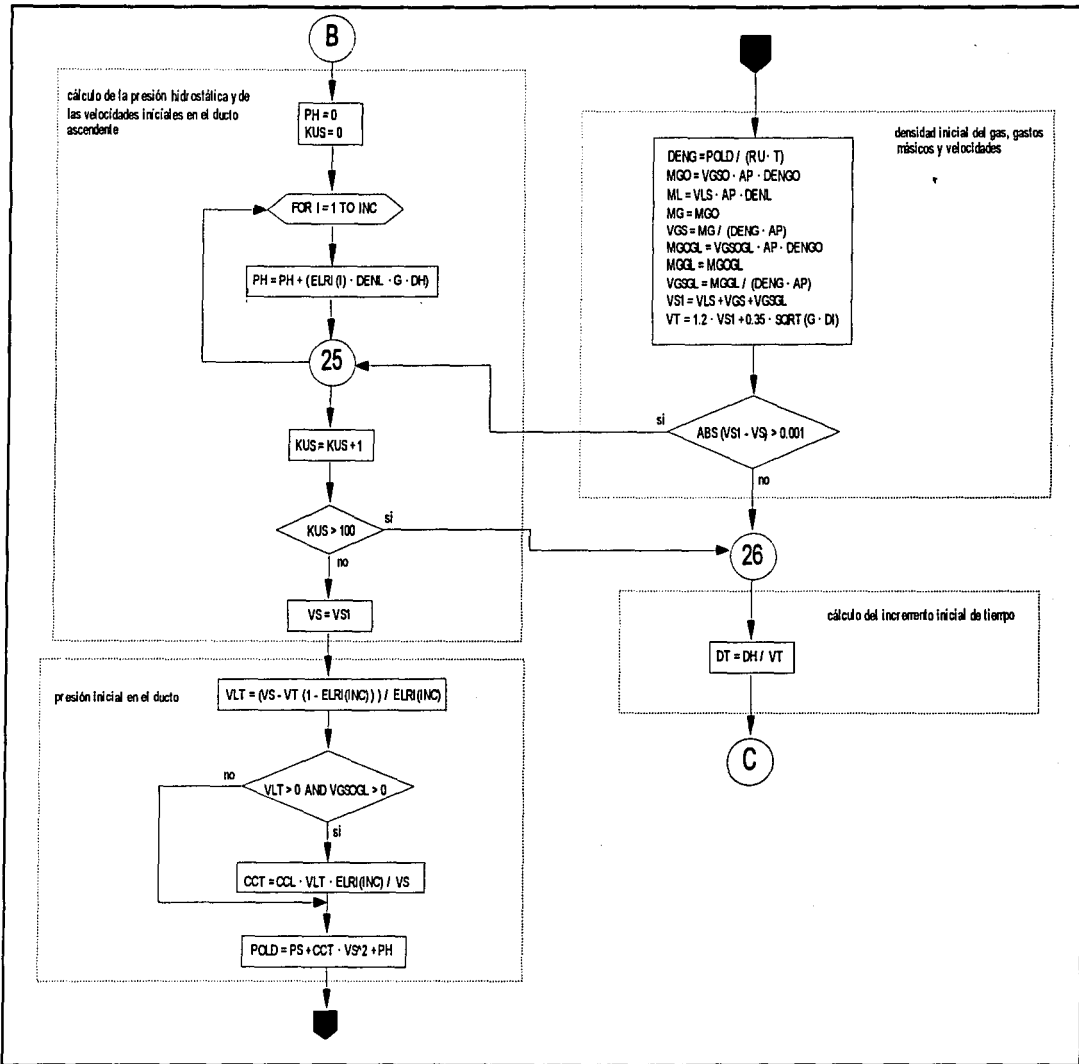


Figura C6

CIRCUITO, PENETRACIÓN DE GAS DENTRO DEL DUCTO ASCENDENTE, EL FRENTE DE GAS SE PROPAGA ASCIENDIENDO CON LA VELOCIDAD (VT)

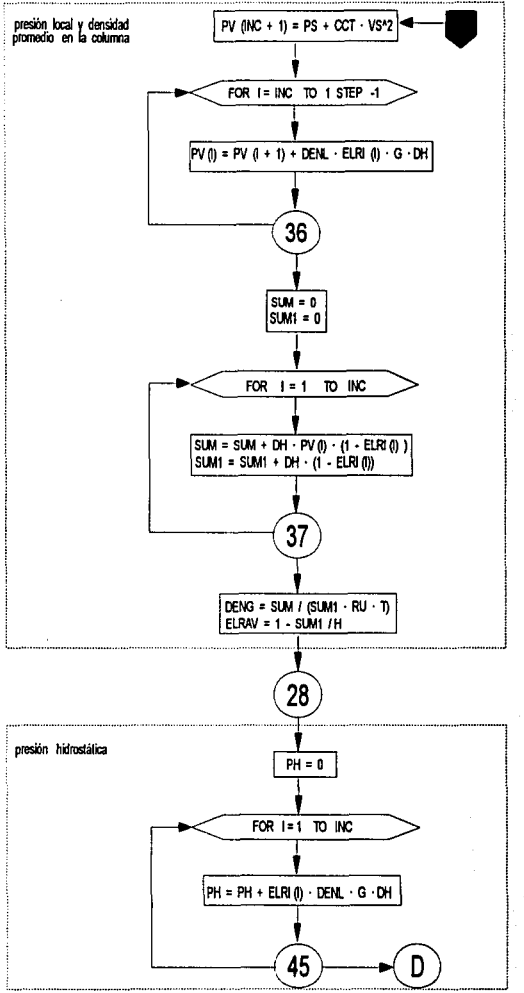
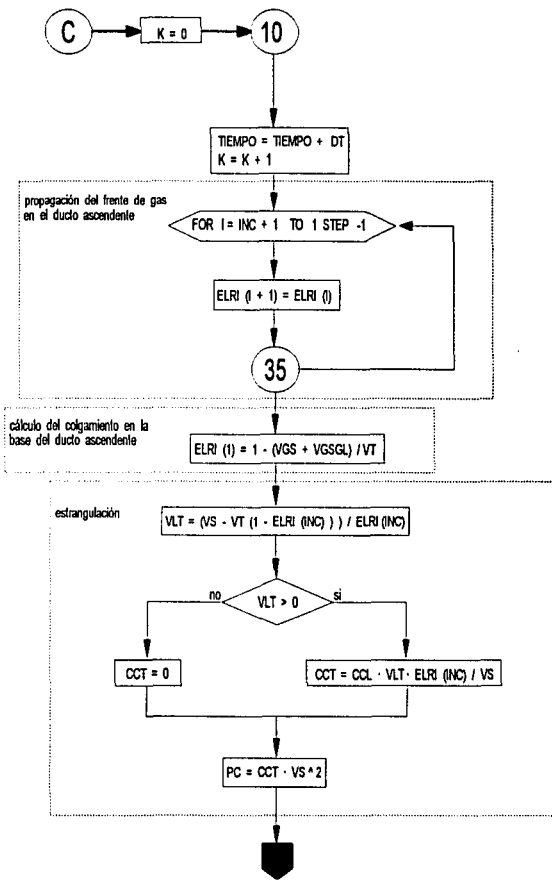


Figura C7

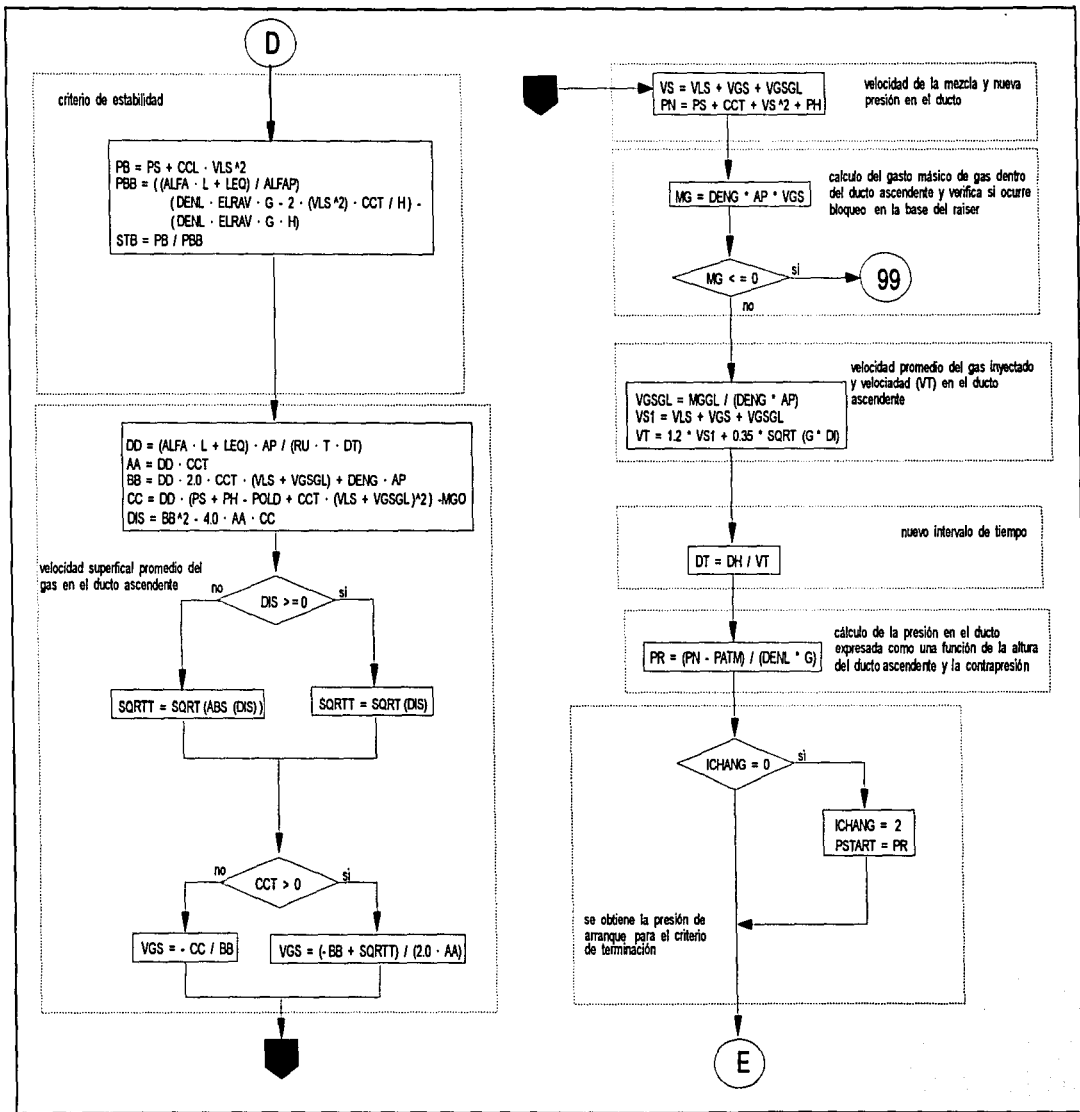
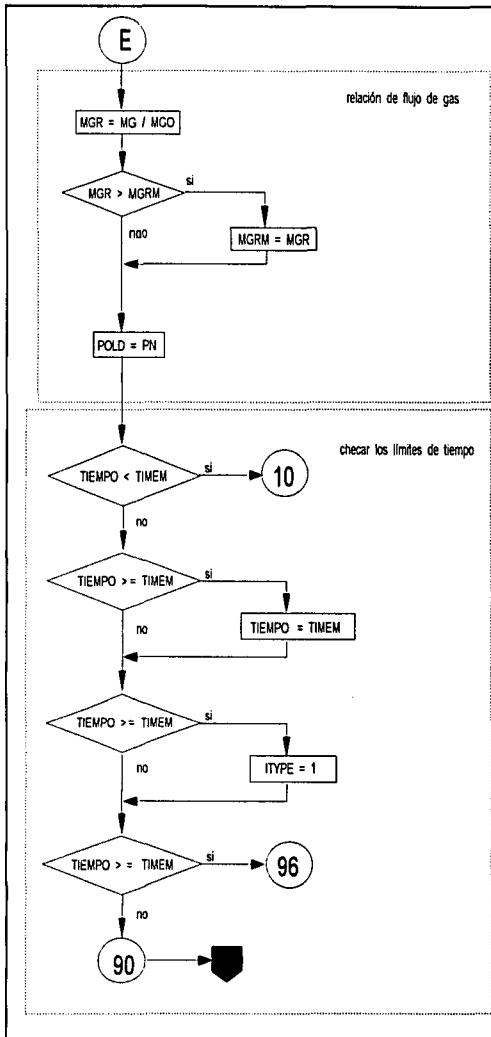


Figura C8



PENETRACIÓN DENTRO DEL DUCTO SIN REGRESO DE LÍQUIDO

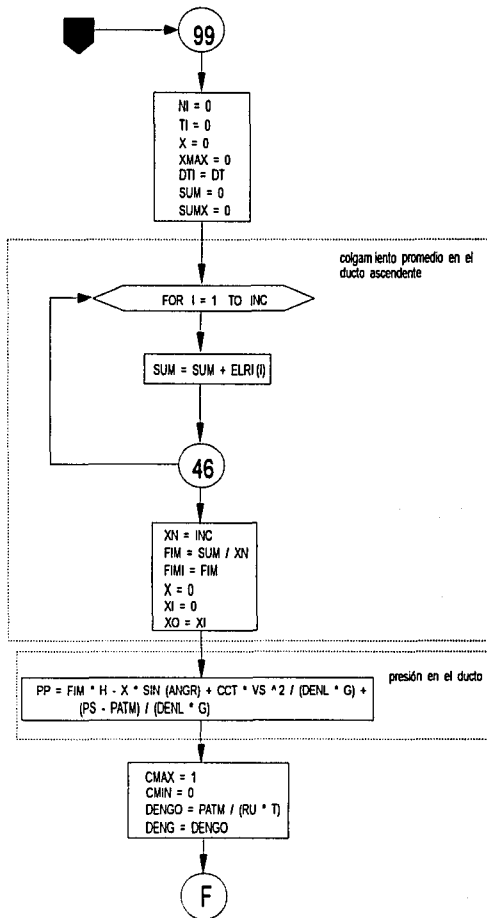


Figura C9

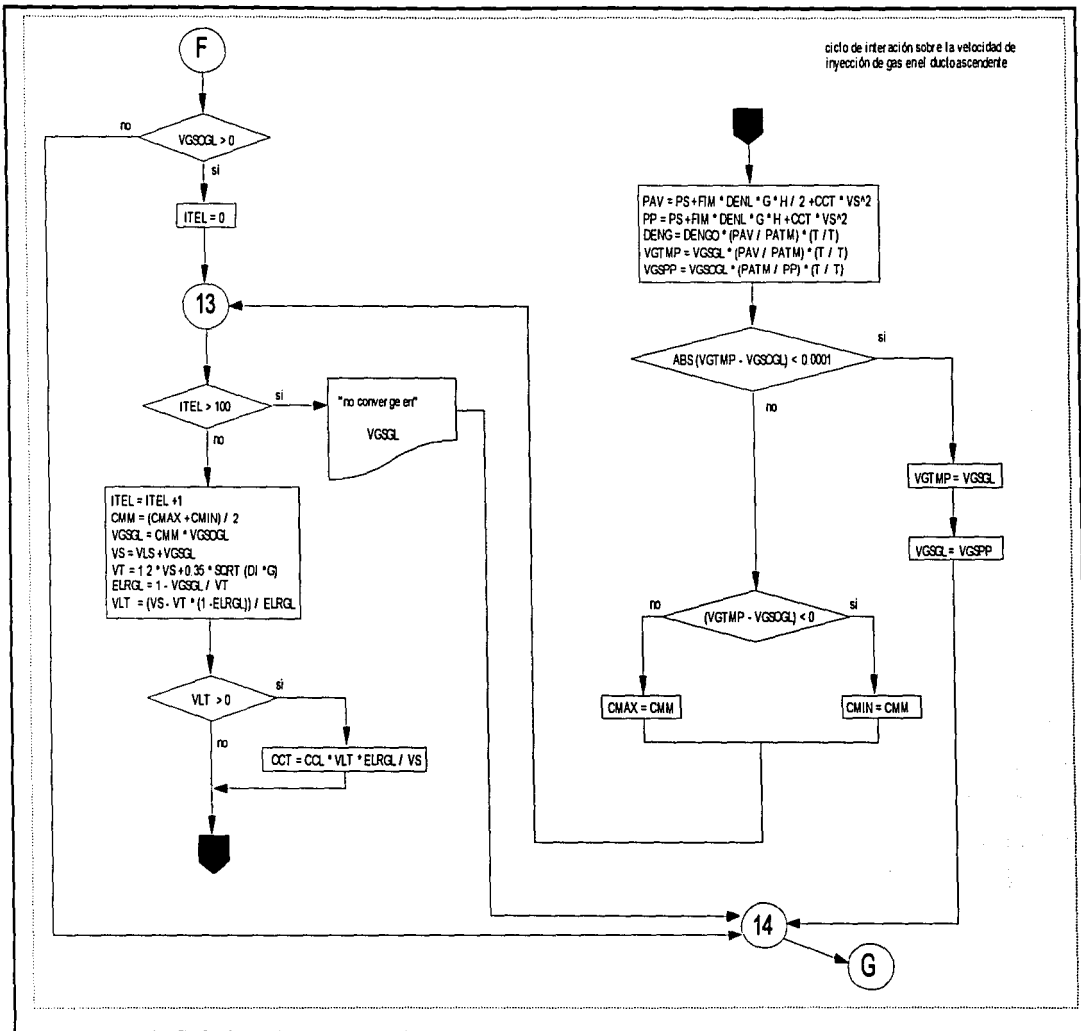


Figura C10

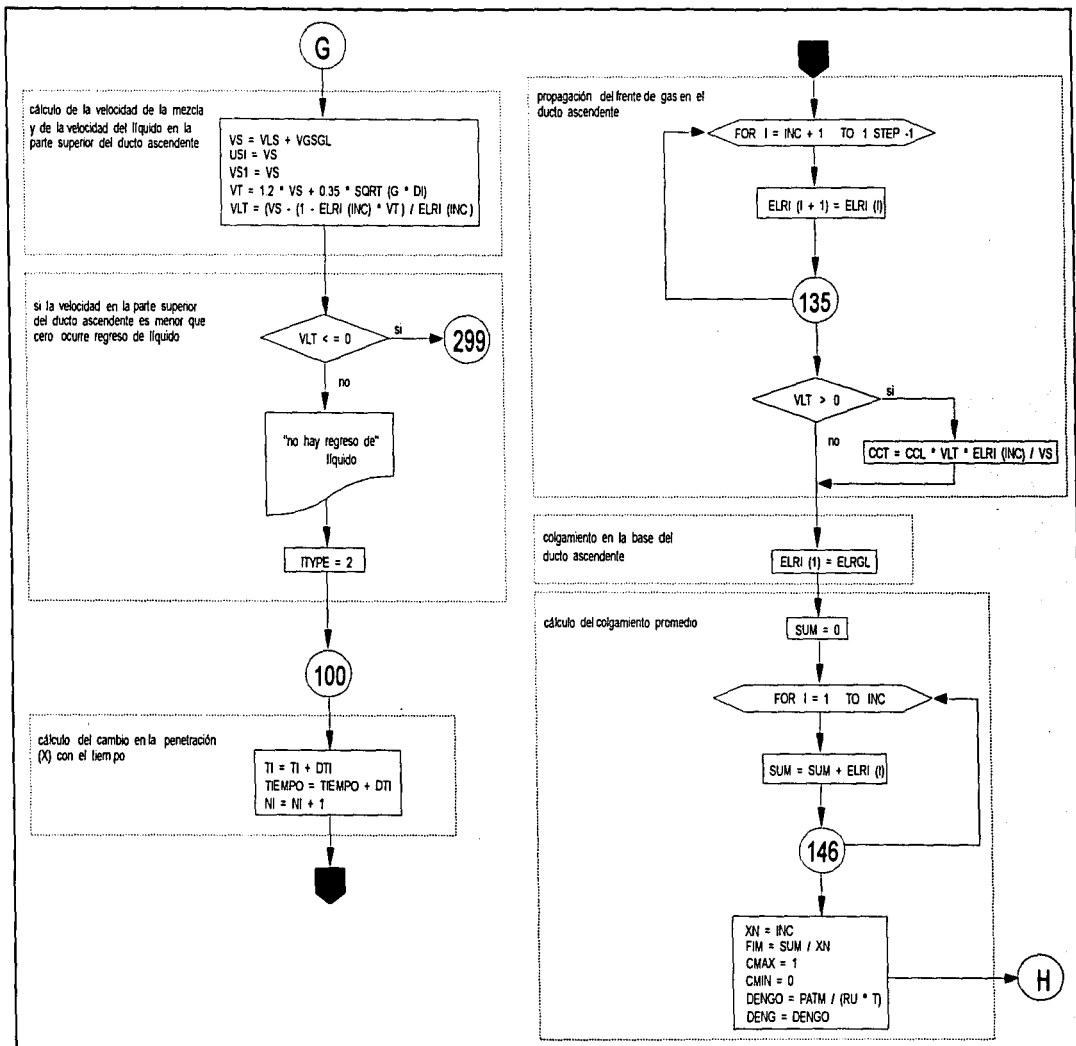


Figura C11

ciclo de iteración para encontrar el cambio en el gasto de inyección de gas

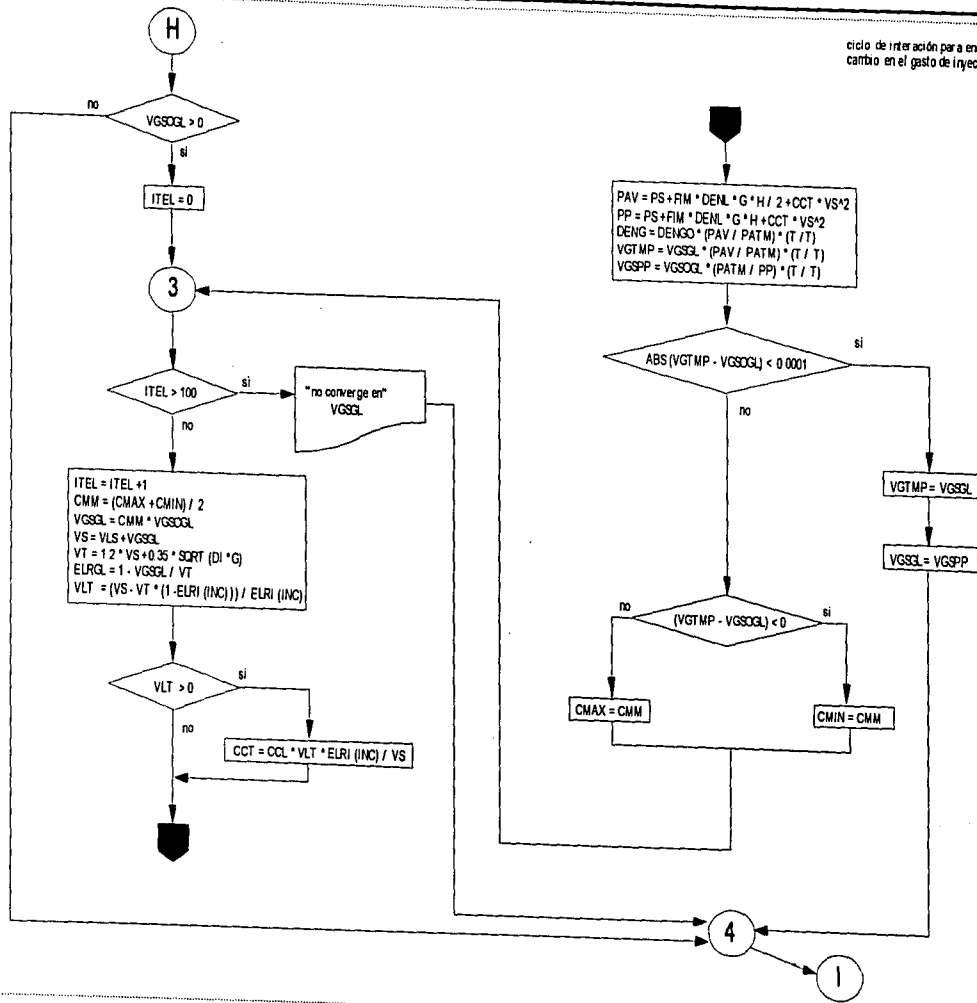


Figura C12

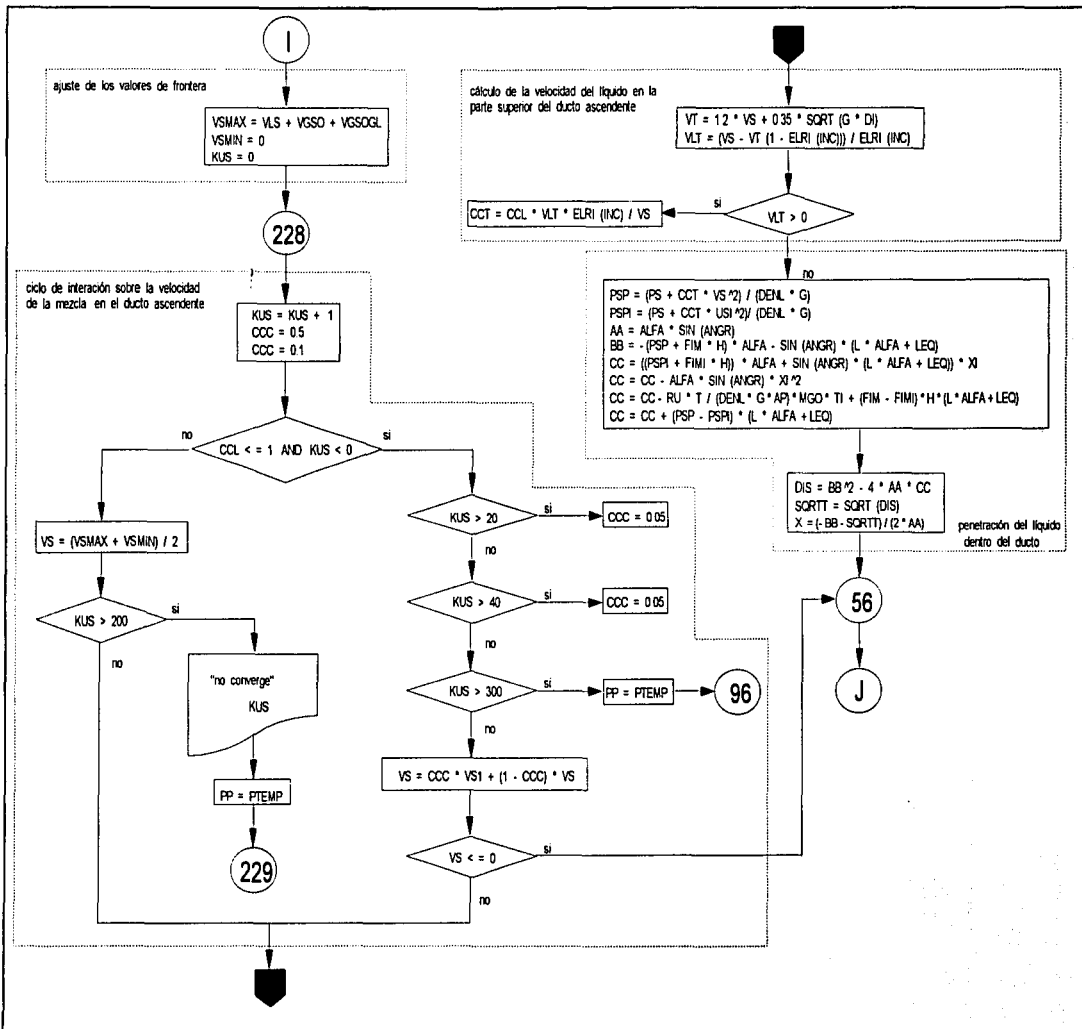


Figura C13

PENETRACIÓN DENTRO DEL DUCTO, REGRESO DE LÍQUIDO

cálculo de la columna de líquido en el ducto ascendente después del regreso del líquido

SUM = 0
SUMX = 0

299

K

FOR I = 1 TO INC

SUM = SUM + ELRI (I)

246

XN = INC
FIM = SUM / XN
ZL = H * FIM

CMAX = 1
CMIN = 0
DENG = DENG0

no VGSOGL > 0

si

ITEL = 0

FIGL = 1

222

ITEL > 100

no

sin regreso de líquido
"no converge en"
VGSGL

212

ELRGL = FIGL

L

ITEL = ITEL + 1
CMM = (CMAX + CMIN) / 2
VGSGL = CMM * VGSOGL
USG = VLS + VGSGL
VTG = 1.2 * USG + 0.35 * SQRT (DI * G)
FIGL = 1 - VGSGL / VTG
PAV = PS + FIGL * DENL * G * ZL
DENG = DENG0 * (PAV / PATM) * (T / T)
VGTMP = VGSGL * (PAV / PATM) * (T / T)

iteración para encontrar el volumen en el ducto ascendente debido a la inyección de gas

ABS (VGTMP - VGSOGL) < 0.0001

si

FOR I = 1 TO INC + 1

ELRI (I) = FIGL

si

(VGTMP - VGSOGL) < 0

no CMAX = CMM

si CMIN = CMM

Figura C15

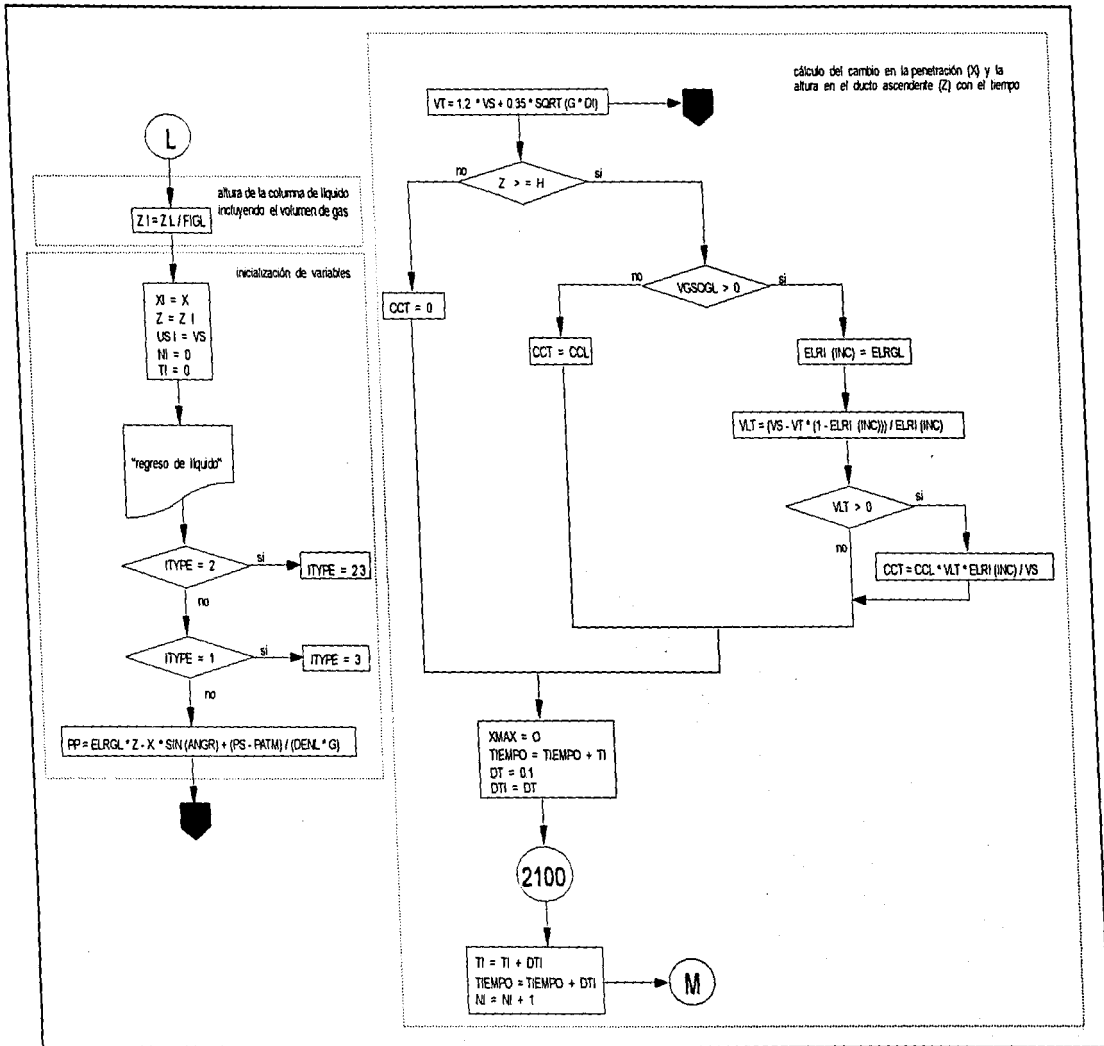


Figura C16

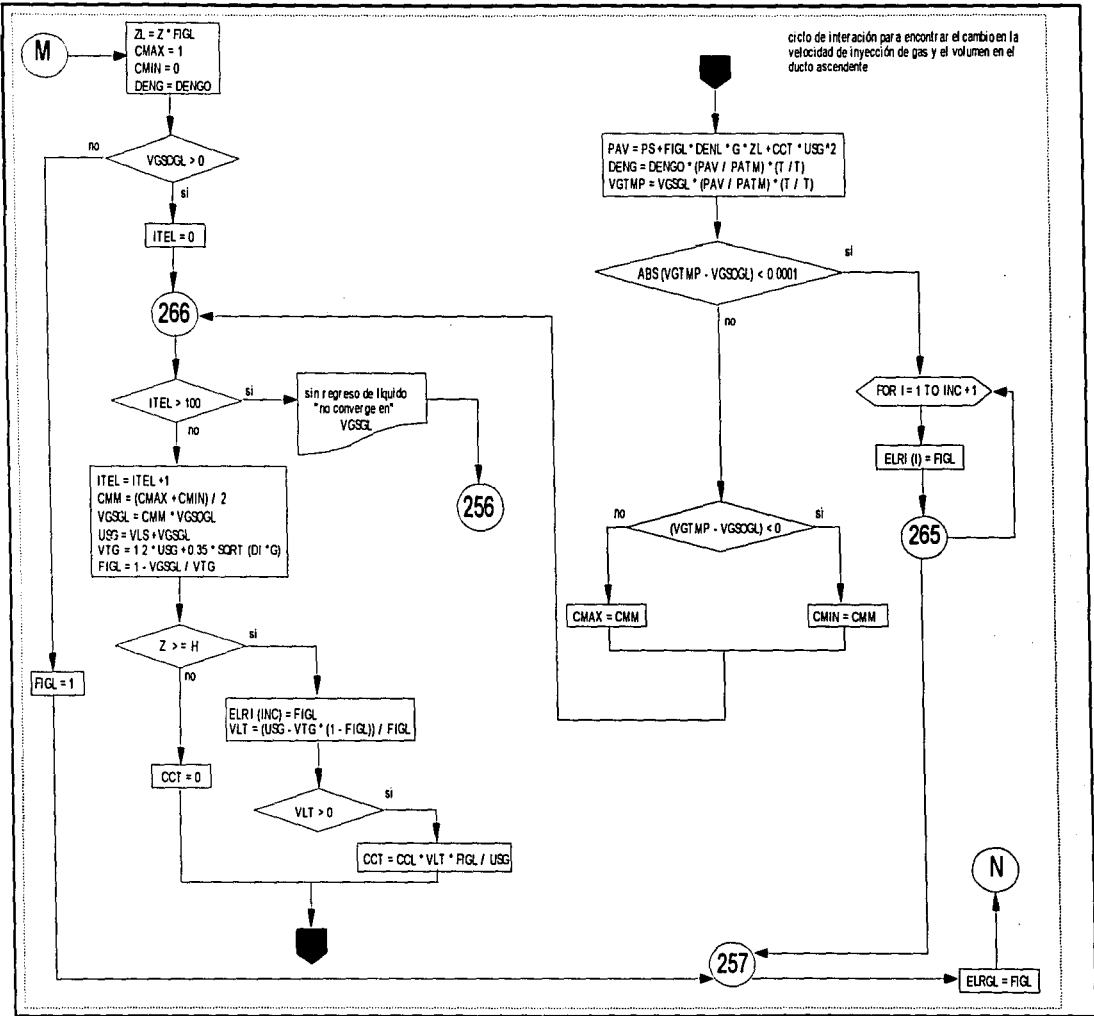
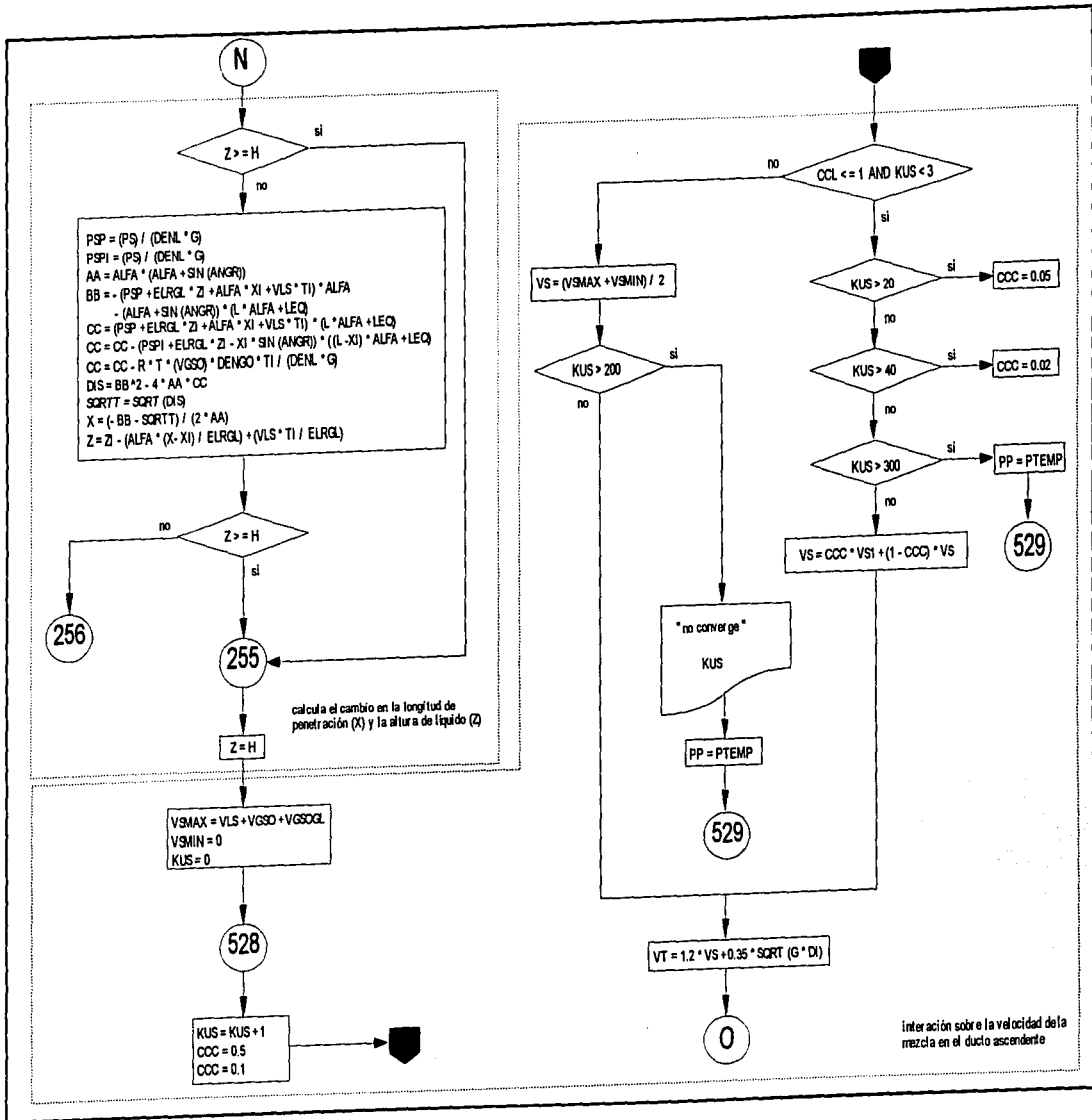


Figura C17



Interacción sobre la velocidad de la mezcla en el ducto ascendente

Figura C18

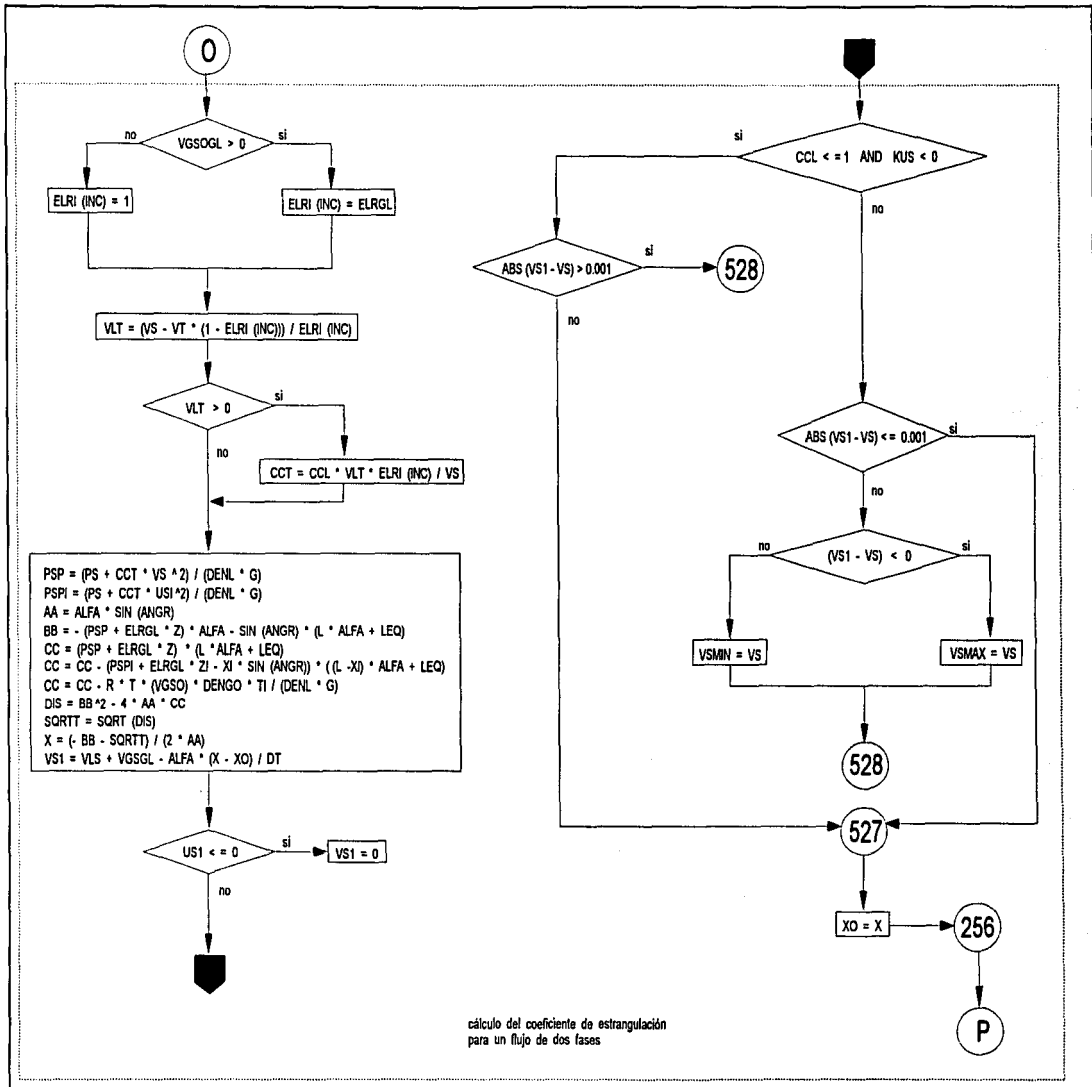


Figura C19

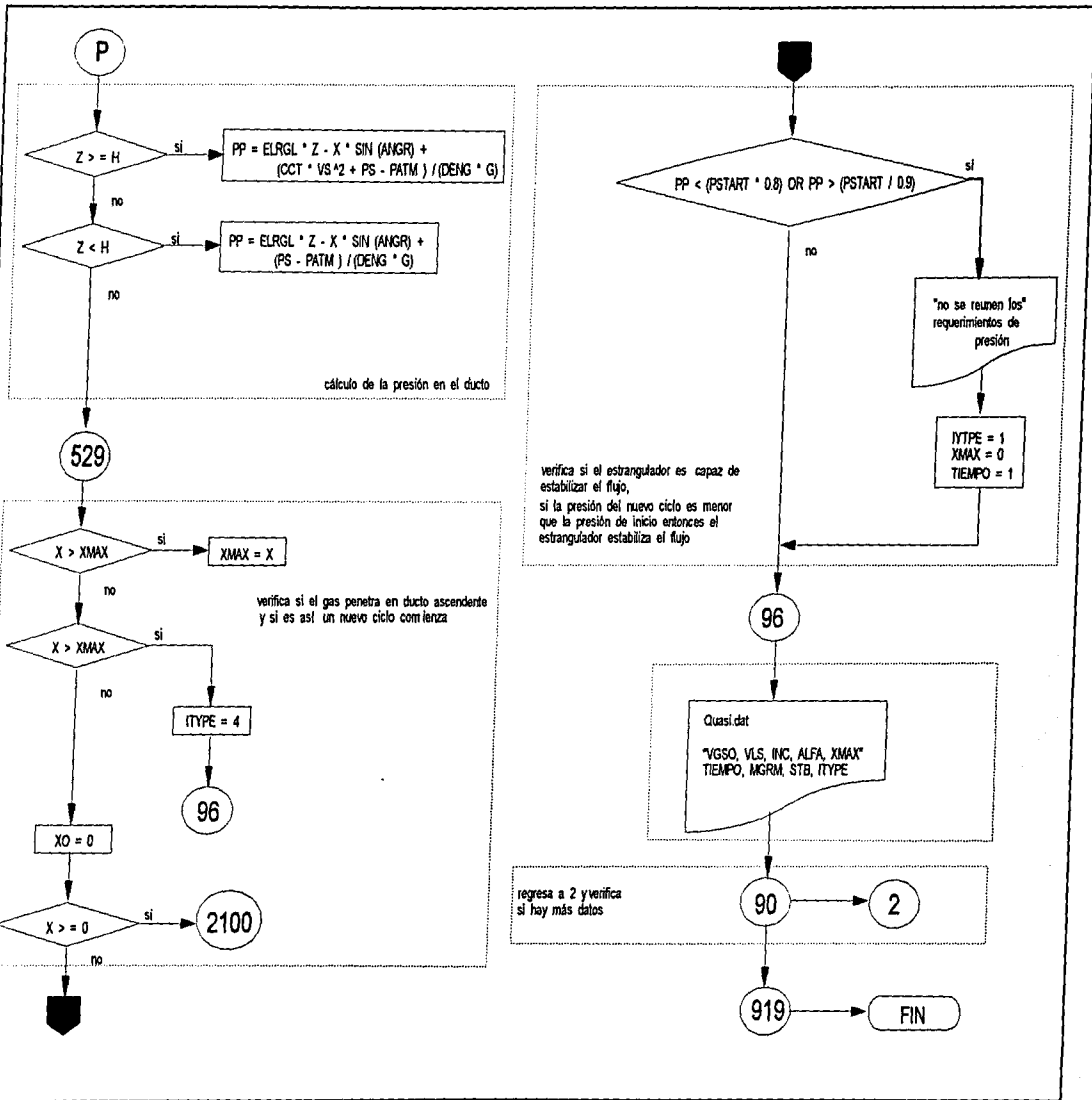


Figura C20

subrutina ALF calcula la fracción de gas en el ducto (ALFA) y retorna este valor al programa principal

INICIO

COMMON

DI, PI, G, ANGR, DENL, DEVG, VISL, VISG

VGS = 0
 EPS = 0.00001
 EPSF = 0.001
 NMAX = 100
 N = 0
 XL = 0.001
 XL = 0.001
 DXL = (1 - 2 * XL) / 20
 XLMAX = 1
 XLMIN = 0

21

20

XL1 = XL
 F1 = F
 XL = XL + DXL

XL > XLMAX

"Error en la subrutina ALF, "
 el ducto esta lleno de liquido,
 no hay gas

80

no

XL < XLMIN

"Error en la subrutina ALF, "
 el ducto esta lleno de liquido,
 no hay gas

80

no

SUBROUTINA ALF

áreas de ducto, líquido y gas, perímetro mojado de líquido, gas e interfase, volumen de líquido y gas, y número de Reynolds de líquido y gas

21

HD = XL
 AA = 2 * HD - 1
 AL = 25 * DI ^ 2 * (PI - ACOS(AA) + AA * SQRT(1 - AA ^ 2))
 AP = (PI / 4) * DI ^ 2
 AG = AP - AL
 SL = DI * (PI - ACOS(AA))
 SG = PI * DI * SL
 SI = DI * SQRT(1 - AA ^ 2)
 VL = VLS * AP / AL
 VG = VGS * AP / AG
 DL = 4 * AL / SL
 DG = 4 * AG / (SI + SG)
 REL = VL * DL * DENL / VISL

REL > 1502.113291

si

CL = 0.046

no

REL <= 1502.113291

si

CL = 16

no

REL > 1502.113291

si

ENL = 0.2

no

REL <= 1502.113291

si

ENL = 1

no

FL = CL * REL ^ (-ENL)
 TAU_L = FL * DENL * VL ^ 2 / 2
 TAU_G = 0
 TAU_I = 0

factor de fricción de líquido, gas e interfase, esfuerzo de corte.

X

Figura C21

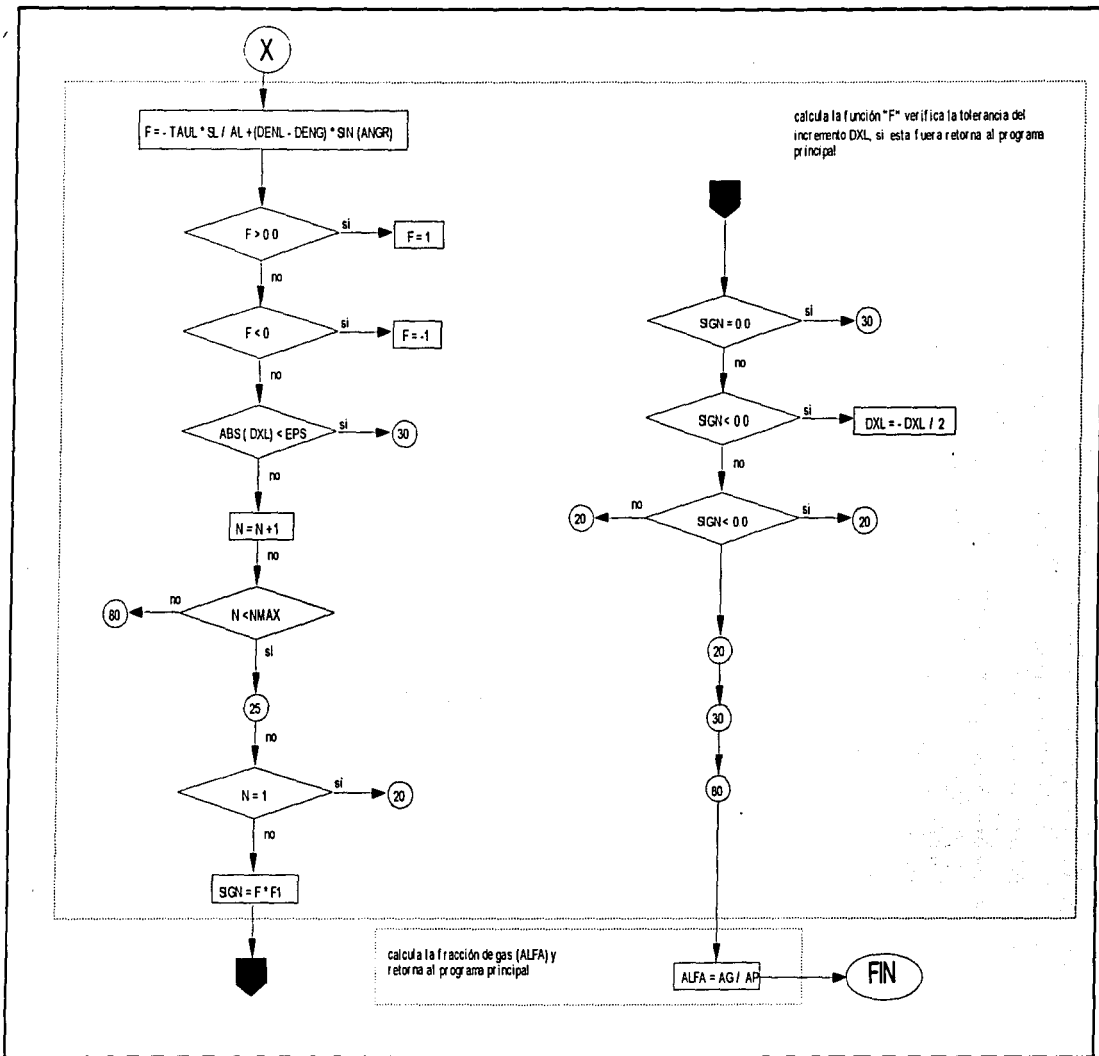


Figura C22

Descripción de las variables del algoritmo "Stability" (figuras C1 a C3):

AP	Área de la sección transversal	(m ²)
AG	Área ocupada por el gas en el ducto	(m ²)
AL	Área ocupada por el líquido en el ducto	(m ²)
ALFA	Fracción de gas en el ducto	(adimen)
ALFAP	Fracción de gas penetrando el ducto ascendente	(adimen)
ANG	Ángulo de inclinación	(grados)
ANGR	Ángulo de inclinación	(radianes)
CCL	Coefficiente de estrangulación de líquido	(Pa s ² / m ²)
CK	Variable proporcional de estrangulación	(Pa/m)
DENG	Densidad del gas	(Kg/m ³)
DENGO	Densidad del gas a c.s.	(Kg/m ³)
DENL	Densidad del líquido a c.s.	(Kg/m ³)
DI	Diámetro interno del ducto y del ducto ascendente	(m)
FLW	Tipo de flujo (Taylor o burbuja)	(adimen)
ELP	Colgamiento del líquido en el ducto	(adimen)
ELRI	Colgamiento del líquido en el ducto ascendente debido al suministro de gas	(adimen)
ELRGL	Colgamiento del líquido en el ducto ascendente debido a la inyección de gas	(adimen)
ELRT	Colgamiento de líquido en el ducto ascendente debido al suministro e inyección de gas	(adimen)
G	Aceleración de la gravedad	(m/s ²)
H	Altura del ducto ascendente	(m)
INC	Número de incrementos en el ducto ascendente (sugeridos 20)	(adimen)
L	Longitud del ducto	(m)
LEQ	Longitud equivalente del ducto	(m)
MW	Peso molecular del gas	(Kg/Kg-mol)
PI	Constante (3.141593)	(adimen)
PO	Presión a c.s.	(Pa)
PS	Presión en el separador	(Pa)
RU	Constante del gas	(Pa m ³ /(Kg · °K))
RE	Número de Reynolds	(adimen)
SL	Perímetro mojado de líquido en el ducto	(m)
STAB	Indicador de estabilidad < 1 el sistema opera en la región inestable > 1 el sistema opera en la región estable	
SURL	Tensión superficial del líquido	(dina/cm)
T	Temperatura	(°C)
TO1	Temperatura a c.s.	(°C)
VGS	Velocidad superficial del gas	(m/s)
VSGO	Velocidad superficial del gas a c.s.	(m/s)
VSGGL	Velocidad superficial del gas para la inyección	(m/s)
VSGOGL	Velocidad superficial del gas para la inyección a c.s.	(m/s)
VISG	Viscosidad del gas	(cp)

VISL
VL
VLS
VS
VT

Viscosidad del líquido
Velocidad del líquido
Velocidad superficial del líquido
Velocidad de la mezcla
Velocidad transicional

(cp)
(m/s)
(m/s)
(m/s)
(m/s)

Descripción de las variables del algoritmo "Quasi-equilibrium" (figuras C4 a C22):

AP	Área de la sección transversal	(m ²)
AG	Área ocupada por el gas en el ducto	(m ²)
AL	Área ocupada por el líquido en el ducto	(m ²)
ALFA	Fracción de gas en el ducto	(adimen)
ALFAP	Fracción de gas penetrando el ducto ascendente	(adimen)
ANG	Ángulo de inclinación	(grados)
ANGR	Ángulo de inclinación	(radianes)
CCL	Coefficiente de estrangulación de líquido	(Pa s ² / m ²)
CCT	Coefficiente de estrangulación para las dos fases	(Pa s ² / m ²)
CK	Variable proporcional de estrangulación	(Pa/m)
DENG	Densidad del gas	(Kg/m ³)
DENGO	Densidad del gas a c.s.	(Kg/m ³)
DENL	Densidad del líquido a c.s.	(Kg/m ³)
DH	Longitud de los incrementos en el ducto ascendente	(m)
DI	Diámetro interno del ducto y del ducto ascendente	(m)
DT	Incremento de tiempo	(s)
FLW	Tipo de flujo (Taylor o burbuja)	(adimen)
ELP	Colgamiento del líquido en el ducto	(adimen)
ELRAV	Colgamiento promedio del líquido en el ducto ascendente	(adimen)
ELRI	Incremento del colgamiento promedio del líquido en el ducto ascendente	(adimen)
ELRGL	Colgamiento del líquido en el ducto ascendente debido a la inyección de gas	(adimen)
ELRT	Colgamiento de líquido en el ducto ascendente debido a el volumen total de gas	(adimen)
FG	Factor de fricción para la fase de gas	(adimen)
FI	Factor de fricción para la interfase líquido-gas	(adimen)
FL	Factor de fricción para la fase líquida	(adimen)
G	Aceleración de la gravedad	(m/s ²)
H	Altura del ducto ascendente	(m)
INC	Número de incrementos en el ducto ascendente (sugeridos 20)	(adimen)
INTEL	Contador	(adimen)
ITYPE	Predicción del tipo de flujo	
	1 Flujo estacionario	
	2 Cíclico sin regreso de líquido	
	3 Cíclico con regreso de líquido	
	23 Cíclico con regreso de líquido al final del ciclo	
	4 Oscilaciones inestables/ régimen estacionario	
L	Longitud del ducto	(m)
LEQ	Longitud equivalente del ducto	(m)
MG	Gasto másico de gas en el ducto ascendente	(Kg/s)
MGO	Gasto másico de gas a c.s.	(Kg/s)

MGR	Relación del gasto másico de gas en el ducto ascendente al gasto másico de gas dentro del ducto	(adimen)
MGRM	Máxima relación de gastos másicos de gas	(adimen)
MGGGL	Gasto másico de inyección de gas dentro del ducto ascendente	(Kg/s)
MGOGL	Gasto másico de inyección de gas dentro del ducto ascendente a c.s.	(Kg/s)
ML	Gasto másico de líquido	(Kg/s)
MW	Peso molecular del gas	(Kg/Kg-mol)
PATM	Presión atmosférica	(Pa)
PAV	Presión promedio en el ducto ascendente	(Pa)
PH	Presión hidrostática	(Pa)
PP	Presión en el ducto	(Pa)
PS	Presión de separación	(Pa)
RU	Constante del gas	(Pa m ³ /(Kg · °K))
REG	Número de Reynolds para el gas	(adimen)
REL	Número de Reynolds para el líquido	(adimen)
SG	Perímetro mojado por gas en el ducto	(m)
SI	Perímetro mojado de la interfase	(m)
SL	Perímetro mojado de líquido en el ducto	(m)
STB	Indicador de estabilidad < 1 el sistema es inestable = > 1 el sistema es estable	
SURL	Tensión superficial del líquido	(dina/cm)
T	Temperatura	(°C)
TO1	Temperatura a c.s.	(°C)
TIEMPO	Tiempo del ciclo	(s)
VGS	Velocidad superficial del gas	(m/s)
VSGSL	Velocidad superficial del gas a c.s.	(m/s)
VSGGL	Velocidad superficial del gas para la inyección	(m/s)
VSGOGL	Velocidad superficial del gas para la inyección a c.s.	(m/s)
VISG	Viscosidad del gas	(cp)
VISL	Viscosidad del líquido	(cp)
VL	Velocidad del líquido	(m/s)
VLS	Velocidad superficial del líquido	(m/s)
VLT	Velocidad del líquido en la parte superior del ducto ascendente	(m/s)
VOLG	Volumen de gas en el ducto	(m ³)
VOLL	Volumen de líquido en el ducto	(m ³)
VS	Velocidad de la mezcla	(m/s)
VT	Velocidad transicional	(m/s)
X	Penetración del líquido dentro del ducto	(m)
XMAX	Máxima penetración del líquido dentro del ducto	(m)
Z	Altura de la columna de líquido dentro del ducto ascendente	(m)