

# Caracterización hidrodinámica del flujo intermitente severo en sistemas de producción de hidrocarburos

J. A. Cruz-Maya<sup>1,2</sup>  
G. G. López-Tinoco<sup>3</sup>  
F. Sánchez-Silva<sup>3</sup>  
I. Ramírez-Antonio<sup>1</sup>  
A. Ramírez-Antonio<sup>1</sup>

<sup>1</sup> Instituto Mexicano del Petróleo, Investigación y Posgrado, Eje Central Lázaro Cárdenas 152, Col. San Bartolo Atepehuacan, 07730, México, DF.

<sup>2</sup> Unidad Profesional Interdisciplinaria de Ingeniería y Tecnologías Avanzadas, Departamento de Tecnologías Avanzadas, Mecatrónica, UPIITA- IPN. Av. IPN 5208, 07730, México, DF.

<sup>3</sup> Laboratorio de Ingeniería Térmica e Hidráulica Aplicada, Sección de Estudios de Posgrado e Investigación, Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica, Instituto Politécnico Nacional. Av. IPN s/n Col. Lindavista, Edif. 5, UPALM, 07738, México DF. MÉXICO.

e-mail: jcmaya@imp.mx

Recibido el 19 de agosto de 2006; aceptado el 17 de enero de 2007.

## 1. Resumen

Se presenta una caracterización analítico-numérica del comportamiento hidrodinámico del flujo *slug* severo (SS) en una sección de un sistema de producción de hidrocarburos compuesto por una tubería horizontal (línea) y una tubería vertical (*riser*, sistema de línea-*riser* LR). La caracterización se enfoca hacia una descripción analítica del fenómeno por medio de las ecuaciones de balance de cada fase, para predecir el comportamiento hidrodinámico del flujo con base en el cambio transitorio de sus variables termodinámicas y a las condiciones de proceso.

También se lleva a cabo la simulación numérica del flujo en estado transitorio con base en el modelo de dos fluidos y

bajo un esquema de solución implícito, mediante el código numérico OLGA® 2000, con el objetivo de determinar las condiciones bajo las cuales el flujo en el sistema puede convertirse en flujo *slug* severo (SS) o puede tomar un comportamiento pseudoestacionario. La caracterización analítica del flujo es validada mediante una comparación directa contra la simulación numérica del flujo bajo las mismas condiciones de frontera e iniciales. La caracterización hidrodinámica de este fenómeno constituye la base para la optimización y el desarrollo de técnicas de eliminación y control del SS en los sistemas de producción de hidrocarburos.

**Palabras clave:** intermitente severo, tubo vertical, flujo multifásico.

## 2. Abstract

This study was conducted to investigate the hydrodynamic behavior of the severe slugging in a gas-oil system production (pipe-riser system) by using an analytical and numerical approach. The analytical characterization of the flow was carried out by the governing equations of the phenomena. This characterization determines the conditions under which the flow in the gas-oil systems can become severe slugging or can become a pseudo stationary behavior. The analytic characterization of the flow is compared against the numerical simulation of the flow. The numerical simulation of the flow is based on the two-fluid model; the solution is carried out by means of the OLGA® 2000 numerical code, considering a transient state and the implicit scheme solution. The hydrodynamic characterization of the severe slugging is the base for the optimization and the development of techniques for the elimination and control of this phenomenon in the gas-oil conduction systems.

## Nomenclatura

$A$  área de la sección transversal de la línea  
 $A_L$  área del nivel de equilibrio promedio ocupada por el líquido en un flujo estratificado  
 $C_0$  parámetro de distribución  
 $C_G$  parámetro definido en la ecuación 9

$C_L$	parámetro definido en la ecuación 9
$d$	diámetro del sistema línea-tramo vertical
$g$	aceleración debida a la gravedad terrestre
$l$	longitud de la línea
$L$	longitud adicional de la línea
$h$	altura del tramo vertical
$m_G$	flujo másico de gas
$h$	altura del TV
$m_G$	flujo másico de gas en el TV
$m_G'$	flujo másico de gas en el TV por unidad de área
$m_{G-in}$	flujo másico de gas a la entrada de la línea
$m_{L-in}$	flujo másico del líquido a la entrada de la línea
$m_L$	flujo másico del líquido en el TV
$m_L'$	flujo másico del líquido en el TV por unidad de área
$h_L$	nivel de equilibrio promedio
$P$	presión en la línea
$P^p$	presión del separador
$P^s$	presión a condiciones estándar
$R$	constante específica del gas
$R_{LS}$	número de Reynolds del líquido
$R$	número de Reynolds del gas
$t$	tiempo
$T$	temperatura absoluta del gas
$U_d$	velocidad de deslizamiento entre las fases
$U_{LS}$	velocidad superficial del líquido
$U_G$	velocidad de la fase gaseosa
$U_{GS}$	velocidad superficial del gas
$U_{GSO}$	velocidad superficial del gas a condiciones estándar
$U^s$	velocidad de la mezcla
$U^t$	velocidad de translación del gas en TV
$Y$	condición local en el TV
$Z$	factor de compresibilidad del gas
$\alpha$	fracción volumétrica del gas en la línea
$\alpha'$	fracción volumétrica del gas que penetra en el TV
$\Phi$	fracción volumétrica del líquido en el TV
$\rho_G$	densidad del gas en el TV
$\rho_L$	densidad del líquido
$\sigma$	tensión superficial
$\theta_p$	ángulo de inclinación de la línea

#### Subíndices:

0	condición de frontera a la entrada de la línea.
1	condición de frontera a la salida de la línea.

### 3. Introducción

Recientes estimaciones predicen que la mitad de reservas de gas y petróleo a nivel mundial costa fuera se encuentran localizadas en aguas profundas [1]. Para la recuperación de tales reservas se requieren métodos confiables y económicos de recuperación y transporte del flujo, sin embargo, el transporte de la mezcla multifásica conlleva a grandes inestabilidades hidrodinámicas en la línea, generando serios problemas

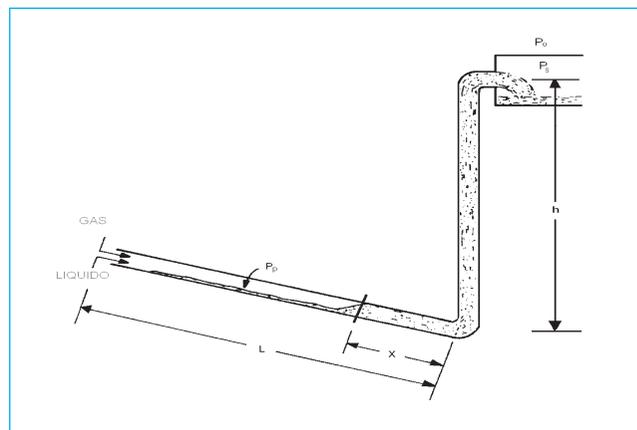


Fig. 1. Sistema línea-tramo vertical.

operacionales. Una de estas inestabilidades es conocida como flujo slug severo (SS), el cual es un fenómeno de naturaleza intrínsecamente inestable y uno de los más problemáticos e indeseables que puede enfrentar el proceso de producción de hidrocarburos. El SS se define como la formación de un gran tapón de líquido que tiene lugar en la última sección de un sistema de producción de hidrocarburos, esta sección se compone de una tubería vertical conocida como riser de altura  $h$ , que acopla con una tubería horizontal o ligeramente inclinada de longitud  $L$ , con los equipos de separación de la mezcla, como se muestra en la figura 1. Como un antecedente para la formación del SS, es necesario el acumulamiento de agua en la base del TV (taponamiento), en la figura 1 este acumulamiento se define por la longitud  $X$ .

Durante la ocurrencia del SS existen periodos sin producción de líquido y gas en los equipos de separación y transporte, seguidos por periodos de altas cantidades de gas y líquido. Estas situaciones de operación son indeseables debido a las grandes fluctuaciones de presión y de flujo que se producen. Las altas producciones de líquido durante ciertos periodos causan sobreflujo y paro emergente en los equipos de separación, mientras que las fluctuaciones en la producción de gas provocan diversos problemas operacionales. Por otro lado, los cambios de presión en la línea contribuyen a la reducción de la capacidad de producción de los pozos petroleros [2].

El ciclo de formación del SS puede describirse en cuatro tiempos de formación hidrodinámica: en el primero, el líquido de la línea se acumula en la base del riser, bloqueando el paso del gas y dando lugar a que el mismo inicie un proceso de compresión, en el segundo, la altura de la columna de líquido aumenta hasta alcanzar la parte superior del riser an-

tes de que el gas alcance la base del mismo, en el tercero, el tapón es impulsado violentamente hacia el separador como consecuencia del aumento de presión en el gas de la línea. En el último tiempo, el líquido remanente en el separador regresa al riser formando una película anular a través del mismo que comienza a acumularse en la base para dar paso nuevamente al proceso de formación [3].

Para que el SS inicie el proceso de formación en el riser se requieren tres condiciones: 1) los flujos máxicos de las fases son pequeños (pozos con baja producción); 2) se tiene flujo estratificado en la línea; 3) la última condición de formación exige que el líquido alcance la parte superior del riser antes de que el gas alcance la base del riser durante el proceso de formación.

#### 4. Fenómeno físico

Bajo ciertas condiciones de proceso, un flujo estacionario gas-líquido (es decir, una mezcla de flujo bifásico con flujos máxicos constantes) puede comportarse de forma cuasi-estacionaria o transitoria. Un caso típico de este fenómeno se tiene en el acoplamiento de líneas marinas de transporte de hidrocarburos que terminan en tuberías verticales de producción (sistema línea-LR) que conectan con plataformas de separación. La base del riser, bajo ciertas condiciones de flujo, puede acumular líquido e inhibir el proceso de transporte del gas. Como resultado de esta acción, el gas corriente arriba de la línea tiene un incremento de presión, el cual lleva el flujo a dos posibles condiciones: en la primera de ellas, el gas que penetra la columna de líquido no lo hace con la velocidad suficiente para evitar que la presión en la línea sobrepase el valor de la presión hidrostática ocasionada por la columna de líquido acumulada en el riser y la presión ejercida por el separador, como resultado de esta condición el flujo en el riser es totalmente caracterizado como un proceso transitorio, de esta forma el tapón líquido es impulsado violentamente corriente abajo hacia el separador (SS). La segunda condición tiene lugar cuando existe una penetración del gas en la columna de líquido contenida en el riser, en esta circunstancia inicia la formación de un patrón de flujo con ligeras oscilaciones en sus variables termodinámicas pero bien definido, el cual puede tomar una configuración de flujo slug normal o burbujeante, con una tendencia hacia un comportamiento estacionario (pseudostacionario).

Existen criterios para establecer la formación y la estabilidad del SS, como los determinados por Taitel [4], Boe [5] y Schmidt [6]. Estos criterios sugieren la existencia del SS con base en ciertos valores que los parámetros hidrodinámicos del flujo alcanzan, como la presión en la línea, los flujos máxicos de las fases, la fracción volumétrica del gas en con-

junto con algunos parámetros geométricos como la longitud de la línea o la altura del riser.

Boe [5] establece un criterio para la existencia del SS en el riser, mediante una igualdad entre el incremento de presión debido a la adición de líquido dentro del riser y el incremento de presión en la línea debido a la adición de gas, como resultado Boe propone una expresión que determina el límite de la velocidad superficial del líquido para producir el SS. De esta forma, Boe define una frontera de transición entre el patrón de flujo intermitente severo y un estado estacionario del flujo en el riser (flujo slug normal o burbujeante), por medio de la siguiente expresión:

$$U_{LS} = \frac{P_p}{\rho_L g(l\alpha + L)} U_{GS} \quad (1)$$

La ecuación (1) define la frontera *A* en la figura 4. El criterio de Boe establece que fuera de la región encerrada por *A*, el flujo puede tener un comportamiento estacionario, mientras que dentro de esta región tiene lugar el SS [5].

Taitel [4,7] establece un criterio de estabilidad para determinar las condiciones bajo las cuales tiene lugar el SS, este proceso se caracteriza por una expansión súbita y violenta del gas contenido en la línea que culmina en una ligera penetración del gas, la cual no es suficiente para aligerar la columna de líquido y lograr un proceso estacionario del flujo en el riser, bajo esta circunstancia el tapón es lanzado violentamente fuera del mismo. Taitel [7] expresa este criterio mediante la siguiente expresión:

$$\frac{P_s}{P_0} \geq \frac{[(\alpha l + L)\alpha'] - h}{P_0 / \rho_L g \Phi} \quad (2)$$

La ecuación (2) es graficada en el diagrama de la figura 4 y está representada por la línea *B*, la cual divide la región de Boe en dos subregiones. La región por abajo de la línea *B* es conocida como zona inestable y ocurre un lanzamiento violento del tapón líquido contenido en el riser, arriba de la línea *B* el gas penetra el tapón líquido. Taitel [7] muestra que esta penetración puede culminar en un estado pseudostacionario del flujo o en una operación cíclica caracterizada por la formación y lanzamiento del SS mientras tiene lugar la penetración del gas. El principal obstáculo para aplicar este criterio es la variación de la fracción volumétrica del líquido ( $\Phi$ ) la cual va cambiando a medida que el flujo recorre el riser. Este criterio sólo es utilizado para establecer si el gas podrá iniciar un proceso de penetración en el tapón líquido contenido en el riser, en este caso,  $\Phi=1$ .

Por otro lado, la formación del SS parte de un patrón de flujo estratificado en la línea, cuando la fracción volumétrica se aproxima a un valor de cero, el flujo en la línea es básicamente líquido, lo que impide la formación del SS. Schmidt [6] establece un límite máximo de la  $U_{LS}$  que impide la formación del SS, por medio de la ecuación (3), considerando que la fracción volumétrica decrece hasta un valor de cero.

$$(U_{LS}^0)_{MÁX} = 149 \left(\frac{d}{4}\right)^{2/3} |\text{sen}\theta_p|^{1/2} \quad (3)$$

Esta ecuación define el límite máximo del diagrama de la figura 4 definido por la línea C, arriba de este valor el patrón de flujo en la línea es disperso, muy cercano al líquido, por lo tanto el SS no puede existir. De esta forma se puede delimitar una zona en la figura 4 acotada por las líneas A, B y C, en donde tiene lugar la formación del fenómeno. Sin embargo, estudios experimentales muestran que fuera de esta región el SS prevalece [7].

El objetivo del presente trabajo es caracterizar el FIS mediante una descripción analítica de su comportamiento hidrodinámico, con el fin de identificar, relacionar y determinar los parámetros de proceso y geométricos que influyen en el mecanismo de formación dinámica del fenómeno para establecer las condiciones operacionales y de proceso bajo las cuales el SS puede tener lugar y las condiciones en las cuales puede ser transformado a una operación de estado estacionario.

## 5. Caracterización hidrodinámica del FIS

Bajo condiciones de proceso o experimentación, el sistema LR está sujeto a una presión constante del separador  $P_s$  y al suministro de flujos volumétricos constantes de las fases, bajo estas condiciones se podría esperar un proceso de flujo cuasi-estacionario en el sistema, situación que daría origen a un patrón de flujo estratificado en la línea y un patrón de flujo intermitente o burbujeante en el riser, esta situación puede ocurrir bajo un cierto intervalo de valores que estos parámetros toman. Sin embargo, existe otro intervalo de valores en el cual tiene lugar el SS, caracterizado por un proceso transitorio del flujo que se da durante la formación del fenómeno.

La caracterización del SS se lleva a cabo en una sección de un sistema de producción de hidrocarburos que transporta una mezcla bifásica hacia la etapa de separación. El sistema de producción se muestra en la figura 1. Para llevar a cabo el análisis del flujo, la porción del sistema de producción se ha establecido como un volumen de control definido como «línea-riser LR», la formulación matemática del comportamiento

hidrodinámico del flujo sigue los lineamientos desarrollados por Taitel [7], El flujo en el volumen de control bajo estudio es dominado solamente por los efectos de la gravedad, las variables del flujo en el TV dependen del tiempo y de la distribución espacial de las fases, mientras que en la línea son función únicamente del tiempo. En la línea de conducción tiene lugar un patrón de flujo estratificado; a partir de las condiciones de flujo en esta zona se pueden determinar las condiciones iniciales para el estudio transitorio del flujo que tiene lugar en el TV a medida que el flujo recorre el mismo.

La caracterización del SS depende de la interrelación de tres grupos de parámetros físicos del flujo, dentro de estos grupos se encuentran parámetros que describen el comportamiento hidrodinámico y termodinámico del flujo en estado transitorio para cada punto geométrico del volumen de control LR. Los parámetros físicos involucrados en la evolución y formación del SS se pueden clasificar de la siguiente forma:

- Hidrodinámicos:  $U_{GS-O}$ ,  $U_{GS-P}$ ,  $m_L$ ,  $m_G$ ,  $U_{GS}$ ,  $\alpha$ ,  $\Phi$ ,  $U_S$ ,  $U_L$ .
- Termodinámicos:  $\rho_{G-O}$ ,  $\rho_G$ ,  $P_p$ ,  $P(y)$ .
- Geométricos:  $L$ ,  $h$ ,  $d$ ,  $\theta_p$ .

Las condiciones iniciales y conocidas del flujo están determinadas por los parámetros:  $\rho_L$ ,  $U_{LS-O}$ ,  $U_{LS-P}$ ,  $U_{GS-O}$ ,  $P_s$  y  $T$ .

El análisis hidrodinámico del SS en el sistema LR, parte de una condición inicial con flujos máscicos del gas y el líquido, constantes,  $m_{G-in}$  y  $m_{L-in}$ , respectivamente. Asumiendo una densidad constante del líquido y tomando como base el principio de conservación de masa en el sistema LR, se puede considerar que la velocidad superficial del líquido a lo largo de la línea es constante, *i. e.*,  $U_{LS-l}$  es igual a  $U_{LS-0}$  en todo instante de tiempo. El cambio en la  $U_{GS}$  en la entrada y la salida de la línea depende del cambio en la presión y la densidad del gas en el riser. Se puede considerar una continuidad de las velocidades superficiales del gas y el líquido en la conexión línea-LR, como se muestra a continuación:

$$U_{GS}^{in}(t) = U_{GS}^1(t) ; U_{LS}^{in}(t) = U_{LS}^1(t) \quad (4)$$

Para que tenga lugar la penetración del gas en el tapón líquido del SS, las condiciones de operación del sistema deben de encontrarse por arriba del criterio de estabilidad de Taitel [7], definido por la línea B en la figura 4. Como resultado de la penetración del gas, la presión disminuye provocando una expansión del gas en la línea. La caída de presión en la línea se debe principalmente a la fricción, pero considerando que las velocidades superficiales de las fases que tipifican el patrón

de flujo estratificado son de pequeña magnitud, se puede despreciar la caída en la presión por este efecto, a partir de esta consideración, es posible definir la presión en la línea en función de la presión en el separador  $P_s$  y la presión ejercida por el tapón líquido contenido en el riser, como lo muestra la siguiente expresión:

$$P_p = P_s + g[m'_L(t) + m'_G(t)] \quad (5)$$

Donde  $m'_L(t)$  y  $m'_G(t)$ , representan la acumulación de masa de líquido y gas por unidad de área del riser, respectivamente, los cuales se definen de la siguiente manera:

$$m'_L = \int_0^h \Phi \rho_L dy; \quad m'_G = \int_0^h \rho_G \alpha dy \quad (6)$$

La acumulación de líquido en el riser tiende a permanecer constante desde que la fase líquida es considerada incompresible, por su parte, la acumulación de gas se incrementa a medida que la línea sufre una despresurización por efecto de la misma penetración de gas en la columna del tapón líquido. La variación de flujo másico de gas en el riser es determinada a partir de un balance de masa entre el flujo másico que entra al riser y el flujo acumulado en el volumen de control LR, como se muestra en la siguiente ecuación.

$$m_G = m_{Gin} + \frac{A\alpha}{RT} (U_{G-0} - U_{G-1})P_p \quad (7)$$

A partir del principio de conservación de masa y considerando que el gas tiene un movimiento a velocidad constante en ausencia de fricción, las velocidades del gas a la entrada y salida de la línea  $U_{G-0}$  y  $U_{G-1}$  y la longitud de la línea, pueden ser relacionadas con la variación temporal de la presión en la línea por medio de la definición  $U_{SG} = \alpha U_G$ , como se muestra en la ecuación (8). De esta forma, la variación de flujo másico de gas en el riser se puede determinar en función del cambio temporal de la presión.

$$\frac{\Delta P_{pipe}}{\Delta t} = \frac{U_{SG-0} - U_{SG-1}}{\alpha l} P_{pipe} \quad (8)$$

donde  $\Delta P_{pipe}/\Delta t$  puede ser determinado numéricamente mediante un esquema lagrangiano explícito, tomando la diferencia entre la presión final e inicial de cada paso iterativo y dividiendo entre  $\Delta t$ . El incremento de tiempo en cada paso de iteración puede obtenerse subdividiendo el riser en pequeños segmentos de longitud  $\Delta h$  y relacionando la velocidad traslacional de penetración del gas en el riser  $Ut$ , mediante la siguiente relación de movimiento bajo velocidad constante:  $\Delta t = \Delta h/U_t$ .

El gas que penetra en la base del riser lo hace en forma de pequeñas o grandes burbujas de Taylor, en cualquiera de los dos casos, la velocidad del gas  $U_G$ , con la cual penetra en el riser, es igual a la velocidad traslacional  $U_t$  de la burbuja de gas que penetra en el líquido. La velocidad traslacional se puede definir en función de la velocidad superficial de la mezcla  $U_s$  y de la velocidad de deslizamiento entre las fases  $U_d$ , como se expresa en la ecuación (9).

$$U_t = C_o U_s + U_d \quad (9)$$

A medida que el gas de la línea penetra en el TV, el patrón de flujo tiene transiciones entre una región de flujo pseudo-burbujeante y una región de flujo pseudo-slug, bajo esta circunstancia los coeficientes de la ecuación (9) toman diferentes valores dependiendo del patrón de flujo que tenga lugar en el riser, como se muestra a continuación.

$$C_o = \begin{cases} 1.2 & \text{flujo intermitente} \\ 1.0 & \text{flujo burbujeante} \end{cases} \quad (10)$$

$$U_d = \begin{cases} 0.03(gd)^{1/2} & \text{flujo intermitente} \\ 1.53(g\sigma/\rho_L)^{1/4} & \text{flujo burbujeante} \end{cases}$$

Durante el proceso de penetración del gas en la columna de líquido, se produce una aglomeración de las burbujas de gas que puede culminar en una coalescencia para dar lugar a una transición de flujo burbujeante a flujo slug. Para fracciones volumétricas del gas, inferiores a 0.1, la aglomeración de las burbujas es baja y da inicio la formación de un patrón de flujo burbujeante, un incremento en la fracción volumétrica entre 0.10 y 0.30 producirá una mayor aglomeración de las partículas hasta la coalescencia, para dar lugar a un patrón de flujo slug. Mishima e Ishii [8] establecen que una fracción volumétrica promedio del gas mayor al 30% propiciará una colisión entre las partículas lo suficientemente grande para lograr la transición de flujo burbujeante a flujo slug.

Esta transición puede ser determinada para un límite de la velocidad superficial del líquido, tomando el valor de la fracción volumétrica para lograr la transición, sugerido por Mishima e Ishii [8]. La ecuación (11) muestra un criterio para establecer el valor de la velocidad superficial del líquido para mantener flujo burbujeante, este criterio permite seleccionar los valores de los coeficientes  $C_o$  y  $U_d$  en la ecuación (9).

$$U_{LS} \geq 0.7Ut - 1.071 \left( \frac{g(\rho_L - \rho_G)\sigma}{\rho_L^2} \right)^{0.25} \quad (11)$$

La velocidad de penetración o traslacional del gas  $U_p$ , es relacionada con la fracción volumétrica de gas en el TV ( $\alpha=1-\Phi$ ) por medio de la siguiente ecuación.

$$U_{GS} = (1 - \Phi)U_t \quad (12)$$

La fracción volumétrica local de gas en el riser es determinada mediante la propagación de la fracción volumétrica del líquido en la base del riser a medida que el gas penetra con una velocidad traslacional  $U_p$ , como lo muestra la siguiente expresión:

$$\Phi(y,t) = \Phi_{base} \quad \text{en} \quad y = \int_0^t U_p dt \quad (13)$$

La  $U_{GS}$  es relacionada con la densidad local  $\rho(y)$  y la variación de flujo másico en el riser,  $m_G$ , mediante la ecuación del gasto másico.

$$U_{GS} = \frac{m_G}{\rho(y)A} \quad (14)$$

La densidad local del gas es determinada por medio de la ecuación de estado, considerando que el gas tiene un comportamiento muy cercano al ideal. La densidad depende de la variación local de la presión local en el riser, como se muestra a continuación.

$$\rho_G(y) = \frac{P(y)}{ZRT} \quad (15)$$

donde:

$$P(y) = P_p - \int_0^y \Phi \rho_L g dy \quad (16)$$

Las ecuaciones anteriores permiten determinar la variación de la presión en la línea  $P_p$ , el flujo másico de gas  $m_G$  y la fracción volumétrica del líquido  $\Phi$ , en el TV, como una función del tiempo. Sin embargo, para iniciar la solución mediante un esquema numérico, es necesario determinar previamente la fracción volumétrica del gas en la línea  $\alpha$  en función de los parámetros de proceso descritos en la ecuación (17) y proporcionarla como una condición inicial en la ecuación (7). La fracción volumétrica de gas es función de diversos parámetros característicos de flujo estratificado en tuberías inclinadas, como se muestra a continuación.

$$\alpha(X, Y, h_L, U_{LS}^0, \theta_p, d, U_{GS}) = 1 - \frac{A_L(X, Y, h_L, U_{LS}^0, d, U_{GS}, \theta_p)}{A} \quad (17)$$

La fracción volumétrica de gas en la línea bajo condiciones de flujo estratificado se puede determinar a partir de las condiciones iniciales del flujo y mediante el concepto de equilibrio hidrodinámico en un flujo estratificado. El nivel de equilibrio promedio  $\bar{h}_L$ , es determinado a partir de dos grupos adimensionales que dominan el proceso de formación del flujo estratificado, el parámetro de inclinación  $Y$ , y el parámetro de Lockhart-Martinelli  $X$ . Estos grupos adimensionales se definen de la siguiente forma:

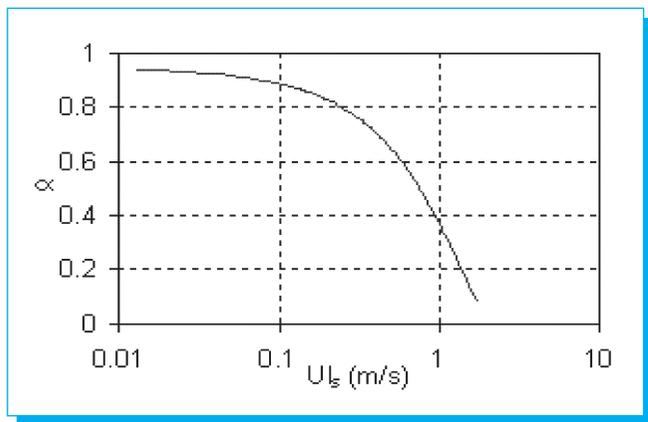
$$X^2 = \frac{\frac{4C_L}{d} Re_{LS}^{-n} \frac{\rho_L U_{LS}^2}{2}}{\frac{4C_G}{d} Re_{GS}^{-m} \frac{\rho_G U_{GS}^2}{2}} \quad (18)$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \sin \theta_p}{\frac{4C_G}{d} Re_{GS}^{-m} \frac{\rho_G U_{GS}^2}{2}} \quad (19)$$

Para cada par de valores de  $X$ - $Y$ , corresponde un valor único de  $\bar{h}_L$  y un solo valor de  $\alpha$ . Los coeficientes  $C_G$ ,  $C_L$ ,  $n$  y  $m$ , son determinados para flujo turbulento, considerando que las velocidades superficiales de las fases de la matriz propuesta mantienen este régimen. En este caso,  $C_G$  y  $C_L$  toman un valor de 0.046, mientras que a los coeficientes  $n$  y  $m$  les corresponde un valor de 0.2 [9,10]. De las ecuaciones (17), (18) y (19), se obtiene la gráfica mostrada en la figura 2, la cual muestra la variación de la fracción volumétrica del gas  $\alpha$  con respecto a la velocidad superficial del líquido  $U_{LS}$  para una línea de 3 pulgadas de diámetro con 3° de inclinación que transporta una mezcla de agua-aire en condiciones estándar de presión y temperatura en régimen de flujo turbulento.

## 7. Simulación numérica del flujo en estado transitorio

La validación del modelo obtenido se realizó mediante una comparación directa contra la simulación numérica en estado transitorio del campo de flujo en el volumen de control LR mediante el código numérico OLGA®-2000, el cual es ampliamente usado en la industria petrolera para simular el comportamiento dinámico de mezclas multifásicas en sistemas de producción de hidrocarburos. OLGA®-2000 utiliza la técnica de diferencias finitas para resolver las ecuaciones de conservación de masa, cantidad de movimiento y energía para cada una de las fases en el dominio computacional bajo estudio, tomando como base el modelo de dos fluidos y un esquema implícito en estado transitorio [3,11]. OLGA®-2000 trabaja conjuntamente con el simulador PVT-SIM®, el cual determina



**Fig. 2.** Variación de  $\alpha$  con respecto a  $U_{LS}$  para una línea de  $d = 3$  pulgadas y  $\theta_p = 3^\circ$ .

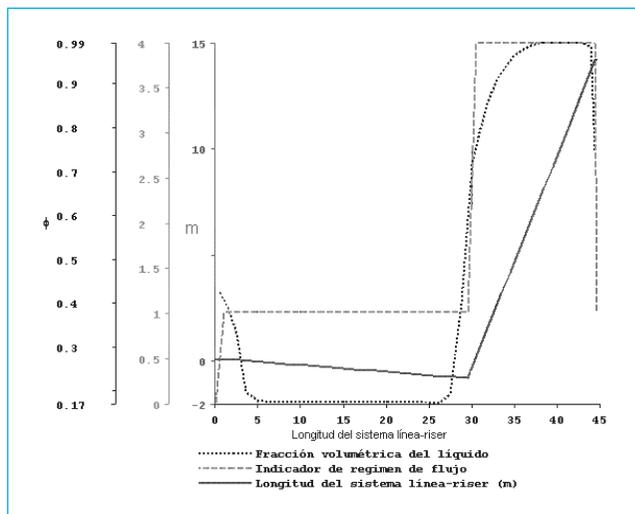
el comportamiento de las variables termodinámicas de una mezcla multifásica específica en función del rango de presión y temperaturas de operación, para generar una base de datos de estas variables mediante una serie de ecuaciones de estado acordes a la naturaleza de los fluidos.

### 8. Resultados y discusión

El modelado hidrodinámico y la simulación numérica del SS en estado transitorio se llevan a cabo tomando como referencia las dimensiones geométricas de un montaje experimental a mediana escala, compuesto por un volumen de control LR y una mezcla bifásica de prueba agua-aire. Los montajes a escala son ampliamente utilizados para estudiar este tipo de fenómenos, en casos donde prácticamente es imposible utilizar una instalación real [12]. Las condiciones termodinámicas iniciales del flujo y los datos operacionales y geométricos del sistema LR, son:

$$P_s = 1.2 \text{ bar}, l = 29.5 \text{ m}, h = 15 \text{ m}, d = 0.0762 \text{ m}, \theta_p = 3^\circ, \rho_L = 998.00 \text{ kg/m}^3, T = 293.15 \text{ K}, \sigma = 72.75 \times 10^{-3} \text{ Nm}^{-1}$$

La solución a las ecuaciones del modelo propuesto se lleva a cabo mediante un algoritmo numérico lagrangiano explícito. El proceso iterativo inicia bajo una condición de SS, bajo esta circunstancia la fracción volumétrica del líquido en el riser es igual a 1 ( $\Phi = 1$ , para el tiempo  $t = 0$ ). En esta condición el gas está a punto de iniciar un proceso de penetración dentro del tapón líquido bajo un estado transitorio del flujo. En la figura 3 se muestra la condición inicial de la cual parte el proceso iterativo, se observa que el gas está a punto de penetrar en el riser. En este caso, el riser se encuentra lleno de líquido con una fracción volumétrica  $\Phi = 1$  a lo largo del mismo, indicado por el número 4 de la línea punteada gruesa, la cual es un indicador del patrón de flujo que tiene lugar en el sistema, mientras que a lo largo de la línea se identifica un



**Fig. 3.** Inicio de la penetración del gas en el TV en un caso de FIS ( $t = 194 \text{ s}$ ).

patrón de flujo estratificado (número 1). La línea continua representa la longitud total del sistema LR ( $l = 29.5 \text{ m}$ ,  $h = 15 \text{ m}$ ).

En la figura 4 se muestra una matriz de velocidades superficiales del gas y el líquido en el interior del riser, la velocidad superficial del gas se encuentra referida a condiciones estándar, en la matriz se definen tres grandes zonas de flujo: la región de SS, flujo pseudoestacionario y flujo estacionario. Como se mencionó anteriormente, el SS tiene lugar cuando un gran tapón de líquido cubre la altura total del riser, por su parte, el flujo pseudoestacionario se identifica por un flujo con pequeñas oscilaciones en sus variables termodinámicas y de proceso, además de una transición de flujo burbujeante a intermitente normal, este tipo de flujo es operacionalmente manejable en los sistemas de producción de hidrocarburos, por lo que representa una condición deseable de transporte, por otra parte, el flujo estacionario presenta un patrón de flujo burbujeante o intermitente normal bien definido, sin fluctuaciones en sus variables de proceso y termodinámicas.

La solución de las ecuaciones (5) y (7), permite delimitar una región dentro de la matriz de la figura 4 en la cual tiene lugar el SS, tomando como base al comportamiento en estado transitorio de las variables termodinámicas del flujo en volumen de control LR. La definición de esta región se determina con base en el comportamiento temporal de variables como la fracción volumétrica del líquido ( $\Phi$ ), el flujo másico de gas  $m_G$  y la densidad local  $\rho(y)$ , en el riser, además de la variación de la presión en la línea  $P_p$ , la cual depende de la cantidad de gas que penetra en el riser como se expuso anteriormente. Los valores de los coeficientes  $C_o$  y  $U_d$  en la ecuación (9) se tomaron para flujo intermitente utilizando el criterio de transición dado en la

ecuación (11) para las velocidades superficiales del gas y el líquido, definidas en la matriz de la figura 4. En la frontera marcada por la línea punteada de la figura 4, el flujo en el riser toma un comportamiento pseudoestacionario para las condiciones de operación y termodinámicas dadas en el sistema a mediana escala antes citado, en este caso, el patrón de flujo puede ser burbujeante con pequeñas oscilaciones o tomar una transición para culminar en flujo intermitente normal. Dentro de la frontera de la línea punteada y arriba de la línea de estabilidad de Taitel (línea B), el flujo se caracterizará por un comportamiento oscilante que dará lugar a grandes taponos de líquido en el riser sin convertirse en SS pero operacionalmente complicado de transportar. Por abajo de la línea de estabilidad de Taitel y dentro de la frontera de la línea punteada, la columna de líquido en el riser crecerá hasta convertirse en SS.

La frontera que define la región de flujo pseudoestacionario delimitada por la línea punteada de la figura 4, se determina tomando como base el principio de conservación de masa de gas en el riser, en este caso, el flujo másico de gas que penetra en el riser incrementa su valor a medida que recorre el mismo, cuando la magnitud del flujo másico en el riser es igual al valor inicial del flujo másico en la entrada de la línea ( $m_G = m_{G-in}$ ) se establece el estado pseudoestacionario del flujo en el sistema; considerando que ya no existe una variación importante del flujo másico en el tiempo. Por arriba de línea punteada el flujo másico siempre será positivo y alcanzará un estado completamente estacionario.

Un valor negativo en el flujo másico indicará la existencia del FIS, en esta circunstancia, físicamente la línea se encuentra bloqueada con líquido y el gas inicia un proceso de compresión hasta lanzar violentamente el tapón fuera del riser. La figura 5 muestra la identificación de un estado de flujo pseudoestacionario y un estado de SS, por medio de la variación adimensional del flujo másico en el riser ( $m_G/m_{G-in}$ ). Para el caso de estado pseudo-estacionario se observa que la variación del flujo másico tiene oscilaciones sin llegar a ser negativo hasta alcanzar un valor de 1 y satisfacer el balance de masa, tomando como referencia el eje izquierdo de la gráfica. Por otra parte, el estado de SS, se identifica tomando como referencia el eje derecho de la gráfica, en este caso la variación del flujo másico toma valores negativos sin llegar a estabilizarse.

Por otra parte, la simulación numérica del flujo en OLGA®2000, se lleva a cabo bajo un esquema de solución implícito en estado transitorio para las siguientes condiciones de frontera:

- Comportamiento ideal de la fase gaseosa.
- Flujo adiabático
- Sin transferencia de masa entre las fases.
- Condiciones de flujo isotérmico.
- Densidad constante de la fase líquida

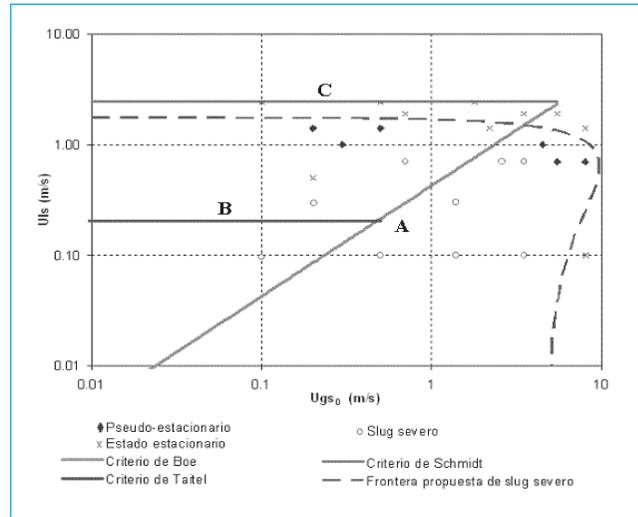


Fig. 4. Matriz de estudio en el riser, para  $d = 3$  pulgadas y  $\theta_p = 3^\circ$

La simulación numérica del flujo se efectuó bajo las mismas condiciones de frontera e iniciales en las que fue resuelto el modelo del comportamiento hidrodinámico del flujo, con el objetivo de identificar los mismos estados de flujo pseudo-estacionario y SS, y establecer una comparación directa con la línea punteada de la figura 4, obtenida de la solución analítica del modelo hidrodinámico y la cual define la región de flujo pseudoestacionario. Se realizaron diversas corridas numéricas para diferentes puntos de la matriz definida en la figura 4 con el objetivo de identificar estados de flujo pseudo-estacionario y SS, mediante el análisis de las fluctuaciones del flujo másico y la fracción volumétrica del líquido en el riser, las figuras 6, 7, 8 y 9 muestran estas fluctuaciones. La identificación de los estados del flujo (pseudoestacionario y SS) se encuentran definidos en la figura 4.

En la figura 6, se muestra la variación de la fracción volumétrica del líquido en el riser  $\Phi$  para una condición de SS, se observa un valor de  $\Phi=1$  para la longitud total del riser, esto indica que el riser se encuentra lleno de líquido (condición de SS) y el gas no puede penetrar la columna de líquido contenida en el riser.

La figura 7 muestra la variación temporal del flujo másico en el riser, se observa que el flujo másico toma valores negativos, lo que indica la existencia del SS.

Las figuras 8 y 9 muestran la variación de estos parámetros para un estado de flujo pseudoestacionario. En la figura 8 se muestra que la variación del flujo másico en el riser es siempre positiva hasta alcanzar un valor muy cercano al inicial, lo cual

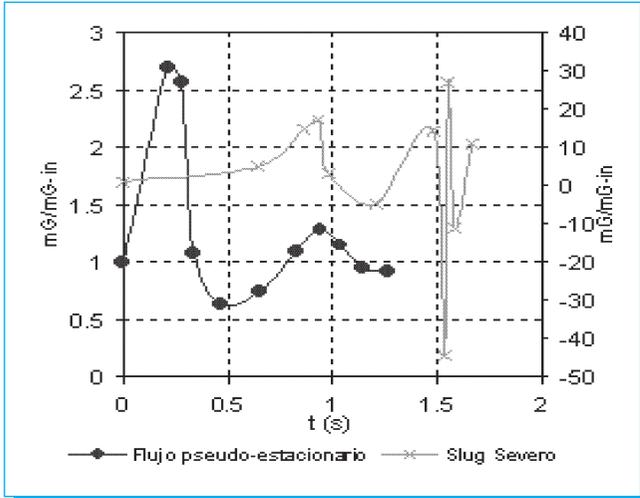


Fig. 5. Variación de  $(m_G/m_{G-in})$  en el TV, obtenidos de la caracterización hidrodinámica del FIS.

indica un estado de flujo pseudoestacionario cercano a convertirse a estado estacionario.

Por otra parte, la figura 9 muestra la variación temporal de la fracción volumétrica del líquido en el riser ( $\Phi$ ), la cual siempre conserva un valor inferior a uno. En este caso existe un proceso de penetración de gas en el tapón líquido contenido en el riser, evitando la formación del SS y llevando el flujo a una condición de flujo pseudoestacionario.

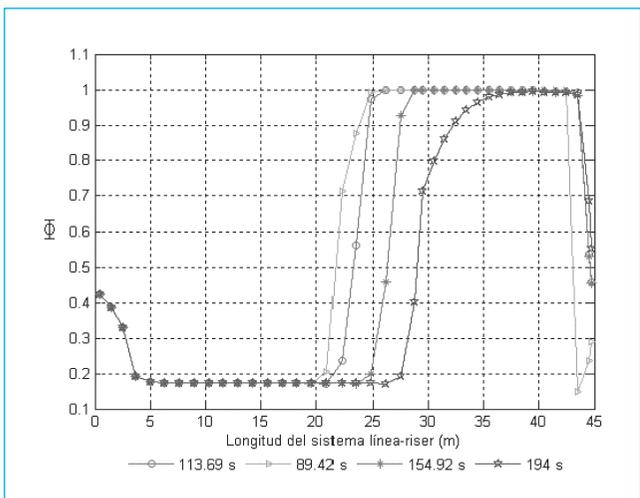


Fig. 6. Variación de  $\Phi$  en el sistema línea-TV en la formación del FIS,  $U_{LS} = 0.1$  m/s,  $U_{GSO} = 0.1$  m/s.

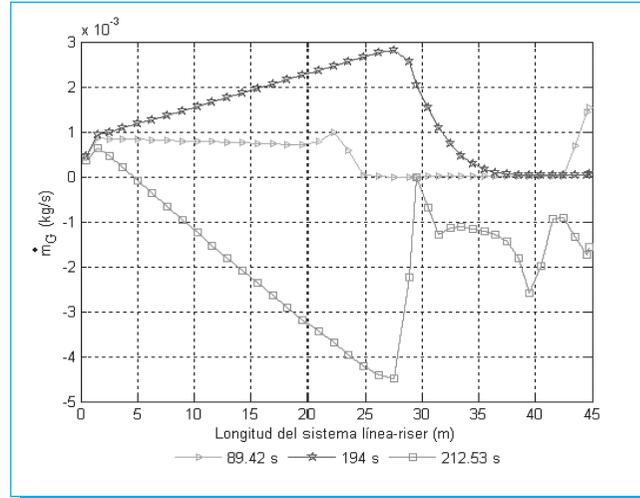


Fig. 7. Variación de  $m_G$  en el sistema línea-TV en un caso de FIS.  $U_{LS} = 0.1$  m/s,  $U_{GS} = 0.1$  m/s.

### 5. Conclusiones

Los criterios de estabilidad de Taitel y Boe, están limitados a parámetros de proceso y variables de flujo bajo un estado estacionario, y no consideran la naturaleza transitoria del FIS. Por esa razón, evidencias experimentales muestran que fuera de la región limitada por estos criterios el flujo intermitente severo puede ocurrir [7,13].

La caracterización hidrodinámica del SS en estado transitorio bajo enfoques analíticos y numéricos, permite definir, de

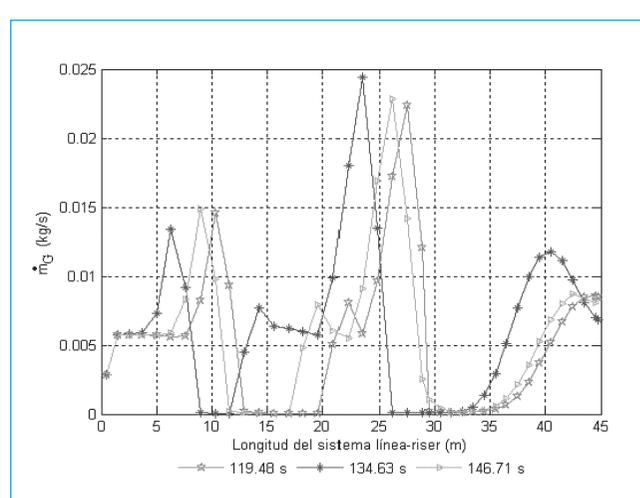
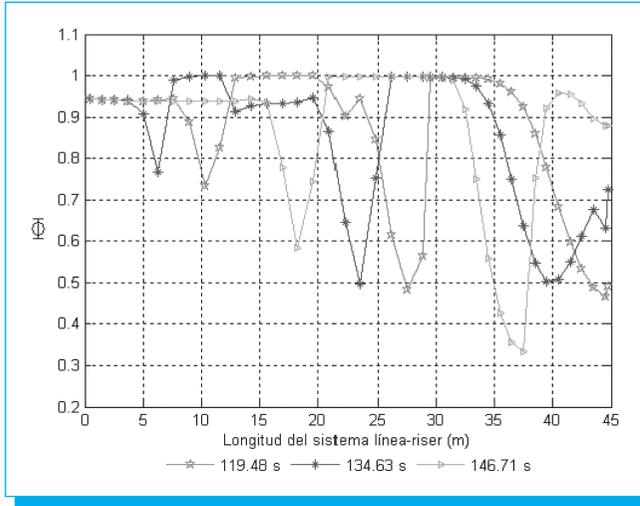


Fig. 8. Variación de  $m_G$  en el sistema línea TV para un flujo pseudoestacionario.  $U_{GSO} = 0.7$  m/s,  $U_{LS} = 1.9$  m/s.



**Fig. 9.** Variación de  $\Phi$  en el sistema línea-TV en un flujo pseudo estacionario.  $U_{GSO} = 0.7$  m/s,  $U_{LS} = 1.9$  m/s.

manera confiable, una región de ocurrencia del SS y modelar el mecanismo de formación hidrodinámica del fenómeno, ya que toma como base las condiciones de operación del sistema y el comportamiento transitorio de las variables termodinámicas del flujo mediante la detección de estados del flujo pseudoestacionarios y transitorios. La detección de estos estados establecen las condiciones bajo las cuales ocurre el SS en el riser y bajo qué parámetros termodinámicos, geométricos y operacionales puede ser eliminado o controlado, y convertido a una operación óptima y segura de transporte (flujo intermitente normal o burbujeante), usando alguna técnica de eliminación y control. La caracterización hidrodinámica del SS constituye la base para el desarrollo de nuevas técnicas de eliminación y control de este fenómeno en los sistemas de producción de hidrocarburos.

## 6. Referencias

- [1] Tengedal, J., Sarica, Sem. and Thompson, L., 2002, Severe Slugging Attenuation for deepwater multiphase pipeline and riser systems. SPE J. 77503. Annual technical conference and exhibition held in San Antonio, Texas. October 2002.
- [2] M. A. Farghaly., Zakum. Development Co., 1987. Study of Severe Slugging in Real Offshore Pipeline Riser-Pipe System. SPE J. 15726
- [3] Storkaas, E. Skigestad, S. and Alstad, V., 2001, Stabilization of desired flow regimes in pipelines. Department of chemical Engineering Norwegian University and Technology, Trondheim, Norway
- [4] Boe, A. 1981, Severe slugging characteristics; Part 1: Flow regime for severe slugging; Part 2: Point model simulation study. Presented at selected topics in two-phase flow, Trondheim, Norway.
- [5] Taitel, Y., 1986, «Stability of severe slugging». *Int. J. Multiphase flow* 12, 203-217.
- [6] Schmidt, Z., Doty, D.R. and Dutta-Roy, K., 1985, *Severe slugging in offshore pipeline riser-pipe systems*, SPE J., pp. 27-38
- [7] Taitel, Y., Vierkandt, S., Shoham, O. and Brill, J.P., 1990, «Severe slugging in a riser system: experiments and modeling». *Int. J. Multiphase flow* 16, 57-68.
- [8] Mishima, K. and Ishii, M., 1984, Flow regime transition criteria for upward two-phase flow in vertical tubes, *Int. J. Heat mass transfer*, 27, 723-737.
- [9] Taitel, Y. and Dukler, A.E., 1976, *A model for predicting flow regime transitions in horizontal an near horizontal gas-liquid flow*, AIChE 22, No 1, 47-550.
- [10] Levy, S., 1999, *Two-phase flow in complex systems*. John Wiley & Sons. New York. pp. 425.
- [11] Bendiksen, K.H., Malnes, D., Moe, R. and Nuland, S., 1990, *The dynamic two-flow model OLGA: Theory and application*. SPE. J. 19451, pp. 22
- [12] Cruz, J. A., Ramírez, I., Hernández, M. A., Ramírez, A., Casasola, V. M., *Diseño y construcción de un sistema experimental a escala para el estudio de mezclas multifásicas en tuberías verticales de producción (risers)*. Congreso E-Exitep 2005, 20 al 23 de febrero del 2005, Veracruz, Ver., México.
- [13] Zakarian, E., 2000, Analysis of two-phase flow instabilities in pipe-riser systems. Proceedings of PVP 2000, 2000 ASME pressure vessels and piping conference July 23-27, 2000, Seattle, Washington, USA.

# REDALYC

Red de revistas científicas de América Latina y el Caribe, España y Portugal (UAEM)

[www.redalyc.org](http://www.redalyc.org)