



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA EN EXPLORACIÓN Y EXPLOTACIÓN DE RECURSOS
NATURALES - PRODUCCIÓN

MODELO HIDRODINÁMICO PARA SIMULAR LA OPERACIÓN DE UN
DISPOSITIVO DE LIMPIEZA EN UN OLEODUCTO CON ACUMULACIÓN DE
AGUA

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
BERENICE ANELL MARTINEZ CABAÑAS

TUTOR:
DR. T. IVÁN GUERRERO SARABIA
FACULTAD DE INGENIERÍA

CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX., OCTUBRE, 2019

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Samaniego Verduzco Fernando
Secretario: Dr. Luna Rojero Erick Emanuel
Vocal: Dr. Guerrero Sarabia Teodoro Iván
1^{er.} Suplente: M.I. Santamaria Guevara Noel E.
2^{do.} Suplente: Dr. Camacho Velázquez Rodolfo Gabriel

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Ciudad Universitaria, Cd. MX.

TUTOR DE TESIS:

Dr. Guerrero Sarabia Teodoro Iván

A handwritten signature in black ink, appearing to read 'Teodoro Iván Guerrero Sarabia', is written over a horizontal line.

FIRMA

Un agradecimiento especial al Grupo de Investigación en Ingeniería Multifásica y Aseguramiento de Flujo (GIIMAF) de la Facultad de Ingeniería, por las facilidades otorgadas para la realización de este trabajo.



Resumen

La acumulación de agua libre en oleoductos es una problemática de aseguramiento de flujo que debe monitorearse y atenderse oportunamente. Esto se debe a que propicia la formación de incrustaciones minerales que obstruyen el flujo de petróleo; asimismo, puede derivar en problemas severos de corrosión que ponen en riesgo la integridad mecánica de los ductos. En cualquier caso, las repercusiones económicas pueden ser considerables, particularmente en los sistemas costa afuera.

Entre los procedimientos más comunes para remover el agua acumulada en los ductos, pueden mencionarse los barridos dinámicos (incremento temporal del gasto volumétrico de aceite) y las operaciones con elementos de limpieza interna (ELI). Debido a su naturaleza transitoria, el diseño y análisis de este tipo de operaciones demandan el uso de simulación dinámica.

Ahora bien, existen pocas herramientas comerciales para simular el flujo transitorio de dos líquidos inmiscibles en tuberías; aún más, éstas constituyen cajas negras para el usuario ya que no proporcionan información detallada con relación a los modelos hidrodinámicos que utilizan.

Derivado de lo anterior, esta tesis tiene como objetivo: *“Desarrollar un modelo hidrodinámico de flujo transitorio agua-aceite para simular barridos dinámicos y el desplazamiento de elementos de limpieza interna en oleoductos con acumulación de agua, e implementarlo en una herramienta computacional”*.

El trabajo inicia con una revisión de la literatura acerca de los modelos existentes para simular el desplazamiento de ELI en ductos; se documentan y discuten los más representativos. Asimismo, se revisan los conceptos principales referentes a patrones de flujo líquido - líquido, su clasificación, características, y modelos mecanicistas para predecirlos.

Se presenta el desarrollo de un modelo hidrodinámico de flujo transitorio agua – aceite en oleoductos para simular barridos dinámicos y el desplazamiento del ELI.

Posteriormente, se describen las características del programa computacional desarrollado a partir del modelo de flujo transitorio propuesto en este trabajo. Los resultados de esta herramienta se verifican con base en datos publicados en la literatura correspondientes a barridos dinámicos. Asimismo, se discuten los efectos del colgamiento de agua en el bache, la viscosidad del aceite y el diámetro de la tubería, en las características del bache que se forma durante el desplazamiento de ELI.

Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones del estudio.

Contenido

Resumen	iv
Contenido	vi
Lista de figuras	ix
Lista de tablas	xi
Capítulo 1 Introducción	1
Capítulo 2 Revisión de la literatura	5
2.1 Modelos con un enfoque de estados estacionarios sucesivos.....	5
2.2 Modelos de flujo en régimen transitorio	6
Capítulo 3 Modelos hidrodinámicos de “Pigging”	11
3.1 Modelo físico	11
3.2 Modelo de Minami y Shoham.....	12
3.3 Modelo de Xu y Gong	16
3.3.1 Modelo hidrodinámico composicional.....	17
3.3.2 Cálculos en la sección de gas	18
3.3.3 Cálculos en la sección del bache	19
3.4 Modelo de Esmaelizadeh, Mowla, Asemani.....	20
3.4.1 Modelo de flujo para la fase gas	20
3.4.2 Modelo de flujo para la fase líquida.....	21
3.4.3 Dinámica del pigging	22
3.5 Modelo de Lima y Yeung	24
3.5.1 Flujo anular	24
3.5.2 Flujo estratificado	25
3.5.3 Flujo niebla o flujo burbuja	25

3.5.4 Flujo bache.....	26
Capítulo 4 Patrones de flujo agua-aceite en ductos	28
4.1 Clasificación de patrones de flujo agua – aceite	28
4.2 Criterios de transición	31
4.2.1 Transición de flujo estratificado a flujo no estratificado	32
4.2.2 Transición a flujo disperso.....	34
4.2.3 Algoritmo para predecir el patrón de flujo.....	36
Capítulo 5 Modelo matemático.....	40
5.1 Modelo transitorio agua-aceite	40
5.1.1 Flujo estratificado	40
5.1.2 Flujo disperso	44
5.2 Modelo de desplazamiento del ELI	45
Capítulo 6 Programa de cómputo.....	49
6.1 Descripción del programa de cómputo.....	49
6.2 Subrutina Main.....	50
6.3 Subrutina iniciales	51
6.4 Subrutina FlowPattern.....	51
6.4.1 Función F	52
6.4.2 Subrutina FPT (Flow Pattern Transition)	52
6.4.3 Subrutina Pattern	53
6.5 Gradiente de presión.....	53
6.4 Módulo pigging.....	54
Capítulo 7 Discusión de resultados	55
7.1 Mapa de patrones de flujo.....	55
7.2 Barrido dinámico	57

7.2.1 Aumento del gasto de agua (flujo disperso)	58
7.2.2 Aumento del gasto de agua (flujo estratificado)	59
7.2.3 Disminución del gasto de agua (flujo estratificado)	61
7.2.4 Efecto de la inclinación de la tubería.....	62
7.3 Simulación del desplazamiento de un ELI en un ducto con acumulación de agua	65
7.3.1 Caso base	66
7.3.4 Efecto del colgamiento de líquido en el bache	68
7.3.2 Efecto de la viscosidad del aceite	71
7.3.3 Efecto del diámetro	73
Capítulo 8 Conclusiones y recomendaciones.....	75
Conclusiones	75
Recomendaciones	76
Nomenclatura.....	77
Referencias.....	80
Anexo A.....	85
Modelos teóricos para identificar patrones de flujo agua - aceite.....	85
Transición de flujo estratificado a flujo no estratificado	85

Lista de figuras

Fig. 3.1 Modelo físico para el fenómeno de pigging (Modificada de Minami & Shoham, 1995).....	12
Fig. 3.2 Descripción esquemática del colgamiento en tuberías de gas y condensado (Xu y Gong, 2005).....	16
Fig. 4.1 Clasificación de patrones de flujo agua-aceite	30
Fig. 4.2 Patrones de flujo líquido – líquido (Modificada de Torres et al., 2016)	30
Fig. 4.3 Mapa de patrones de flujo generado por Trallero (Modificada de Trallero et al., 1997).	31
Fig. 5.1 Acoplamiento del modelo de desplazamiento con el modelo transitorio (Modificada de Minami et al., 1995)	47
Fig. 6.1 Portada del programa de cómputo	50
Fig. 6.2 Ventana de ingreso de datos y visualización de resultados	50
Fig. 6.3 Subrutina “Main”	51
Fig. 6.4 Subrutina “iniciales”	51
Fig. 6.5 Función F en subrutina “FlowPattern”	52
Fig. 6.6 Subrutina FTP	52
Fig. 6.7 Subrutina Pattern	53
Fig. 6.8 Funciones para calcular los gradientes de presión en las zonas del bache, flujo monofásico y flujo estratificado.....	53
Fig. 7.1 Mapa de patrones de flujo	56
Fig. 7.2 Curvas de gradiente de presión	57
Fig. 7.3 Propagación de la onda de colgamiento (Modificada de Fairuzov, 2000)	59
Fig. 7.4 Propagación de la onda de colgamiento de agua generada por el incremento del gasto de agua para flujo estratificado (Modificada de Fairuzov, 2000)	60
Fig. 7.5 Perfiles transitorios de la velocidad del agua generados por el incremento del gasto de agua (Modificada de Fairuzov, 2000).....	60

Fig. 7.6 Propagación de la onda de colgamiento generada por la disminución del gasto de agua en flujo estratificado (Modificada de Fairuzov, 2000).....	61
Fig. 7.7 Perfiles transitorios de la velocidad del agua generados por la disminución del gasto de agua en flujo estratificado (Modificada de Fairuzov, 2000)	62
Fig. 7.8 Distribución del colgamiento de agua en régimen transitorio (Modificada de Fairuzov, 2000)	64
Fig. 7.9 Perfiles de velocidad del agua en régimen transitorio (Modificada de Fairuzov, 2000)	64
Fig. 7.10 Colgamiento de agua vs posición, caso base	66
Fig. 7.11 Presión a la entrada, caso base	67
Fig. 7.12 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo, caso base	67
Fig. 7.13 Colgamiento de agua vs posición, <i>HLS</i> = 0.25	68
Fig. 7.14 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo, <i>HLS</i> = 0.25	69
Fig. 7.15 Presión a la entrada, <i>HLS</i> = 0.25	69
Fig. 7.16 Colgamiento de agua vs posición, <i>HLS</i> = 0.75	70
Fig. 7.17 Presión a la entrada, <i>HLS</i> = 0.75	70
Fig. 7.18 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo, <i>HLS</i> = 0.75	71
Fig. 7.19 Colgamiento de agua vs posición. Caso: incremento de la viscosidad del aceite.....	71
Fig. 7.20 Presión a la entrada. Caso: incremento de la viscosidad del aceite.....	72
Fig. 7.21 Posiciones del ELI y el frente con respecto al tiempo. Caso: incremento de la viscosidad del aceite.....	72
Fig. 7.22 Colgamiento de agua vs posición. Caso: aumento del diámetro	73
Fig. 7.23 Presión a la entrada. Caso: aumento del diámetro	74
Fig. 7.24 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo. Caso: aumento del diámetro	74

Lista de tablas

Tabla 7.1 Parámetros de entrada.....	56
Tabla 7.2 Propiedades de los fluidos.	57
Tabla 7.3 Datos de entrada.....	65
Tabla A.1 Tamaño de gota, velocidades transicionales (Trallero, 1995).....	98
Tabla A.2 Parámetros n y m (Trallero, 1995).....	98
Tabla A.3 Criterios de transición (Trallero, 1995).....	99

Capítulo 1

Introducción

Entre las problemáticas de aseguramiento de flujo más comunes en el transporte de petróleo en ductos pueden mencionarse la formación de depósitos orgánicos e inorgánicos, así como la acumulación de agua. Estas obstrucciones en las tuberías ocasionan que el sistema se presurice y que el gasto de aceite disminuya. En el caso de la acumulación de agua, adicionalmente se acelera el proceso de corrosión interna de las tuberías, provocando daños en su integridad mecánica.

Atender estas problemáticas oportunamente para asegurar la continuidad del flujo es una prioridad en la industria petrolera, particularmente en los sistemas de producción en aguas profundas y ultraprofundas ya que pueden derivar en pérdidas económicas de gran magnitud. Por ejemplo, el paro de una línea que transporta 600,000 barriles diarios de petróleo representaría una pérdida de 24 millones de dólares diarios (contemplando un costo de 40 dólares por barril), sin considerar que el tiempo requerido para corregir la contingencia puede extenderse desde algunas semanas hasta meses.

Una práctica común para desplazar y/o remover tales acumulaciones en ductos es mediante *elementos de limpieza interna* (ELI), referidos coloquialmente en México como diablos o “PIG’s” (Pipeline Inspection Gauge). Cabe resaltar que los dispositivos más sofisticados generalmente cuentan con tecnologías para monitorear la integridad mecánica de los ductos, así como para transmitir en tiempo real los datos recolectados y su ubicación.

A la operación de desplazar un ELI a través de un ducto se le denomina “pigging”. Debido a su naturaleza transitoria, el diseño y análisis de este tipo de operaciones demandan el uso de simulación dinámica. En este sentido, puede mencionarse que existen pocos modelos disponibles en la literatura que describan los procesos hidrodinámicos involucrados. Por otra parte, las herramientas comerciales que permiten simular el flujo transitorio, generalmente no proporcionan información detallada con relación a los modelos que utilizan, por lo que constituyen cajas negras para el usuario.

Derivado de lo anterior, surge el interés de desarrollar un modelo hidrodinámico que permita simular la corrida de un dispositivo de limpieza, e implementarlo en una herramienta computacional. En la presente tesis se abordará esta problemática para el caso particular de la acumulación de agua en oleoductos, con el objetivo general y los objetivos específicos que se refieren a continuación.

OBJETIVO GENERAL

Desarrollar un modelo hidrodinámico de flujo transitorio agua-aceite para simular barridos dinámicos y el desplazamiento de elementos de limpieza interna, en oleoductos con acumulación de agua, e implementarlo en una herramienta computacional.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Realizar una revisión exhaustiva de la literatura referente al modelado hidrodinámico del desplazamiento de elementos de limpieza interna en ductos.
2. Analizar y documentar modelos existentes para el desplazamiento de elementos de limpieza interna.
3. Integrar un modelo para la predicción de patrones de flujo agua-aceite en tuberías.

4. Desarrollar un modelo hidrodinámico de flujo transitorio agua-aceite para simular barridos dinámicos y el desplazamiento de elementos de limpieza interna en oleoductos con acumulación de agua.
5. Implementar el modelo en una herramienta computacional.
6. Verificar los resultados del programa computacional.
7. Realizar estudios paramétricos con variables selectas del sistema.

CONTENIDO DE LA TESIS

En el capítulo dos se realiza una revisión de los modelos existentes para simular el desplazamiento de elementos de limpieza interna en ductos. En primer lugar, se describen aquellos basados en un enfoque de estados estacionarios sucesivos; posteriormente, se discuten los modelos de flujo en régimen transitorio. Es importante mencionar que sólo se abordaron modelos para sistemas gas – líquido, debido a que durante la revisión no se encontraron para líquido - líquido.

En el capítulo tres se explica el modelo físico que describe una operación de pigging, así como las expresiones que integran los modelos más representativos del capítulo dos para simular el desplazamiento de elementos de limpieza interna en sistemas gas – líquido.

En el capítulo cuatro se presenta el concepto de patrones de flujo para sistemas agua – aceite; se menciona su clasificación y se describen las características más importantes de cada uno de ellos. Asimismo, se presentan los modelos utilizados en este trabajo para predecir los patrones de flujo.

En el capítulo cinco se presenta un modelo matemático para simular flujo transitorio agua – aceite con o sin la presencia de un elemento de limpieza interna en un oleoducto con acumulación de agua. Posteriormente, se discute el modelo hidrodinámico correspondiente al ELI.

En el capítulo seis se describe la herramienta computacional desarrollada para simular la operación de un ELI en un oleoducto con acumulación de agua, a partir de los modelos presentados en el capítulo cinco. Se mencionan los principales módulos y subrutinas que lo integran, y se muestra su interfaz gráfica.

En el capítulo siete se presentan y discuten los resultados del programa de cómputo. Por un lado, se compara el mapa de patrones de flujo generado y el obtenido por Trallero en 1995. Posteriormente, se simula un barrido dinámico, describiendo el efecto que tiene el aumentar o disminuir el gasto de agua, así como modificar la inclinación de la tubería. Se presentan y discuten los resultados de la simulación del desplazamiento de un elemento de limpieza interna en un oleoducto con acumulación de agua; se analizan los efectos de la viscosidad y el colgamiento de agua en el bache sobre la hidrodinámica del flujo.

En el capítulo ocho se presentan las conclusiones derivadas de este proyecto y se realizan algunas recomendaciones para mejorarlo y/o complementarlo.

Capítulo 2

Revisión de la literatura

Aunque las operaciones con ELI son procedimientos de rutina, los estudios publicados acerca del modelado hidrodinámico de este fenómeno son escasos. En los primeros trabajos publicados, las operaciones de pigging se simulaban como una secuencia de estados estacionarios. Posteriormente, diversos autores desarrollaron modelos que incorporan los principales aspectos del flujo multifásico transitorio. En este capítulo, se presenta una revisión de los trabajos más destacados en ambos rubros.

2.1 Modelos con un enfoque de estados estacionarios sucesivos

En 1964, McDonald y Baker presentaron el primer modelo de pigging en un sistema de gas húmedo. Partiendo de un enfoque de estados estacionarios sucesivos, estos autores estimaron el colgamiento de líquido y la caída de presión por medio de correlaciones en régimen permanente en cada intervalo de tiempo. En su modelo consideraron que no existe paso de gas a través del ELI.

Para el año 1982, Barua recolectó datos experimentales y desarrolló algunas mejoras en el modelo de McDonald y Baker. Propuso un procedimiento para modelar la aceleración del bache líquido durante su llegada al separador o slug catcher. Consideró que el ELI se mueve a la misma velocidad del gas detrás de él.

Además, desarrolló una correlación para predecir la caída de presión a través del ELI.

2.2 Modelos de flujo en régimen transitorio

En el año 1988, Kohda et al. propusieron el primer modelo de pigging con un enfoque de flujo transitorio. Realizaron un estudio teórico-experimental para flujo bifásico en tuberías horizontales; utilizaron agua y aire como fluidos de trabajo, y ELI esféricos. El modelo se compone de correlaciones para la caída de presión a través del ELI, colgamiento del bache y eficiencia del ELI; además de un modelo de velocidad y una condición de frontera de flujo másico de líquido y gas aplicada al frente del bache. Los autores emplearon un modelo Euleriano – Langrangiano y lo resolvieron numéricamente. La mayor limitante de este modelo radica en que la caída de presión y el colgamiento se calculan a partir de correlaciones que no toman en cuenta el patrón de flujo y que fueron desarrolladas para flujo en régimen permanente.

En 1993, Out formuló un modelo de pigging en un sistema bifásico gas-líquido, y utilizó el esquema numérico de Lax -Wendroff para la integración de las ecuaciones de movimiento correspondientes a la fase gas. Consideró una malla móvil adaptativa de diferencias finitas, la cual debe actualizarse continuamente con la posición del ELI y las condiciones de flujo. Los puntos móviles de la malla se estiman a través de interpolación.

Minami y Shoham (1995) presentaron un modelo hidrodinámico Euleriano-Langrangiano para la operación de pigging. Propusieron ecuaciones de conservación de materia y de cantidad de movimiento para modelar el crecimiento y desplazamiento del bache formado por el ELI. La hidrodinámica del flujo corriente abajo del frente del bache se calcula con base en el modelo de Taitel (1989). Su modelo permite predecir el comportamiento transitorio bifásico en una tubería con o sin la presencia de un ELI.

En el año 1998, Lima y Yeung desarrollaron un modelo de flujo bifásico para simular el desplazamiento de un ELI. El modelo incluye un conjunto de ecuaciones para cada patrón de flujo, que permiten describir el flujo de fluidos en la sección corriente arriba y abajo del bache. Estos autores resolvieron el problema de valor inicial y condiciones de frontera en cada fase del proceso de pigging, mediante un esquema de diferencias finitas semi-implícito. Para validar el modelo utilizaron datos de campo y laboratorio.

Nieckele, Braga y Azevedo (2001) simularon las operaciones de pigging basándose en principios mecánicos fundamentales. Los autores emplearon la técnica de diferencias finitas para resolver las ecuaciones diferenciales de conservación de masa y conservación de momento lineal para flujo incompresible de gas y líquido. Estas ecuaciones se combinaron con una ecuación de conservación de momento lineal para el ELI, y un modelo para el paso de líquido a través del espacio existente entre el ELI y la pared interna de la tubería.

En el 2001a, Nguyen et al. estudiaron la dinámica de los ELI en ductos que transportan gas natural y presentan acumulación de líquido. Desarrollaron ecuaciones diferenciales parciales no lineales de tipo hiperbólico para describir el movimiento del ELI y del gas delante del bache. Además, desarrollaron una ecuación diferencial no homogénea para la dinámica del ELI. Para resolver el sistema de ecuaciones que integran el modelo, utilizaron un algoritmo numérico basado en el método de las características en una malla rectangular. Las condiciones iniciales del sistema se determinan al resolver las ecuaciones de flujo bifásico en régimen permanente mediante el método de Runge-Kutta

Tien et al. propusieron en el 2001 un modelo dinámico para simular el desplazamiento de un ELI cuando pasa a través de secciones verticales de tubería. Utilizaron el método de las características para resolver las ecuaciones que integran el modelo. Las condiciones iniciales del sistema se calcularon con el método de Runge-Kutta.

Yeung y Lima (2002) consideraron que el proceso de pigging se realiza en cuatro etapas: inyección de gas/ELI, paro de la inyección de gas, producción del bache, y extracción del gas del sistema. Presentaron un modelo para determinar el comportamiento del flujo en cada etapa. Desarrollaron modelos hidrodinámicos independientes para los patrones de flujo burbuja, niebla, anular y estratificado, y modelaron el flujo bache como una combinación de los anteriores. Para resolver el problema de valor inicial y condiciones en la frontera en cada fase del proceso emplearon un esquema de diferencias finitas semi-implícito.

En el año 2005, Xu y Gong presentaron un modelo para simular las operaciones de pigging en tuberías horizontales, que transportan gas y condensado con baja carga de líquido. Acoplaron un modelo de comportamiento de fases y un modelo termo-hidrodinámico.

Hu y Appleton (2005) presentaron un modelo dinámico para la corrida de un ELI auto - dirijible. Este dispositivo fue diseñado para moverse tanto en la dirección del flujo como a contracorriente. Esta característica lo hace distinto de los demás ELI, los cuales únicamente pueden moverse en la dirección del flujo.

En el año 2007a, Hosseinlipor et al., realizaron una simulación numérica para describir el movimiento de un ELI con flujo bypass en tuberías que transportan gas. Para ello, discretizaron las ecuaciones de continuidad y de conservación de momento para flujo compresible. Resolvieron simultáneamente las ecuaciones mediante diferencias finitas en una malla por estaciones.

En el 2008, Tolmasquim y Nieckele desarrollaron un código numérico para el control y diseño de las operaciones de pigging, basado en un modelo de flujo transitorio gas-líquido. El modelo utilizado se resolvió mediante diferencias finitas. Los autores validaron sus resultados con datos experimentales.

Saeidbakhsh et al. (2009) plantearon las ecuaciones diferenciales de movimiento de un ELI y las redujeron a una sola ecuación diferencial no lineal. Emplearon el método de Runge - Kutta de cuarto orden para resolverla. En su formulación,

despreciaron el efecto del campo de flujo en la trayectoria del ELI. Asimismo, consideraron que las fuerzas motrices son independientes del tiempo, y que el coeficiente de fricción es constante. Con base en los resultados de simulación, mostraron que la ecuación propuesta permite estimar la posición y velocidad del ELI, así como las fuerzas que actúan sobre él en cada instante.

En el año 2009, Esmailzadeh, Mowla y Asemani desarrollaron un modelo transitorio para el desplazamiento de un ELI en tuberías que transportan gas y líquido. A partir de las ecuaciones de continuidad, momento, energía, una ecuación de estado, y la ecuación de la dinámica del ELI, obtuvieron ecuaciones hiperbólicas diferenciales no lineales.

En el 2011, Xu et al., presentaron un modelo para simular el comportamiento del flujo bifásico durante una operación de pigging. A diferencia de los modelos propuestos por otros autores, tales como Minami y Shoham (1995), quienes únicamente incluyeron la sección del bache, la sección bifásica corriente abajo y la sección monofásica detrás del ELI; estos autores incluyeron la sección de flujo bifásico regenerada corriente arriba. Lograron acoplar el movimiento del ELI con el flujo en estado cuasi – estacionario a través de un esquema Euleriano – Lagrangiano.

Deng et. al. presentaron en el año 2014 un modelo dinámico para el desplazamiento de un ELI. Emplearon el método de las características para resolver simultáneamente las ecuaciones de conservación de masa y momento que gobiernan el flujo de líquido y gas, y las ecuaciones que describen el movimiento del ELI. El modelo toma en cuenta la cavitación de líquido, por lo que los autores propusieron un tratamiento numérico especial en las regiones en que se presenta. Asimismo, el modelo tiene la capacidad de rastrear el ELI y predecir pulsos de presión, lo que permitiría a los operadores controlar la velocidad del dispositivo antes de que éste llegue al final de la tubería.

Recientemente, en el año 2016 Jamshidi y Sarkari desarrollaron un modelo bifásico gas - líquido para simular las operaciones de pigging en una línea submarina de 65

cm de diámetro y 108 km de longitud ubicada en el sur de Irán. Las condiciones iniciales del sistema se determinaron en estado estacionario. Una vez determinadas las condiciones iniciales, calcularon el comportamiento transitorio. Finalmente, acoplaron el modelo de flujo multifásico transitorio al modelo de pigging, para describir el comportamiento del ELI. Como método de solución emplearon una ecuación diferencial unidimensional y diferencias finitas explícitas. Los resultados derivados del estudio se compararon con una simulación realizada en una herramienta comercial y datos de campo.

Otros modelos de pigging, tales como los propuestos e implementados por Pauchon y Dhulesia (1993) y Larsen et al. (1997), mejoraron el planteamiento y cálculo de las condiciones de frontera, pero no difieren significativamente del modelo presentado por Minami en 1995.

Por otra parte, Xu et al. (2005) mencionaron que la investigación en China relacionada con las actividades de pigging comenzaron tarde en comparación con otros países. Sin embargo, existen algunas investigaciones al respecto, tales como las de Liang (1997), y Li y Feng (2004). Estos últimos realizaron pruebas experimentales de pigging en un circuito de prueba con agua y aire como fluidos de trabajo.

De acuerdo con esta revisión a la literatura, hasta el momento no existen estudios referentes a las operaciones de pigging en oleoductos con acumulación de agua, o en sistemas líquido – líquido; esto confirma la importancia de realizar y cumplir los objetivos del proyecto de tesis presente.

Capítulo 3

Modelos hidrodinámicos de “Pigging”

En este capítulo se explica el modelo físico que describe una operación de pigging, con el fin de identificar las regiones de flujo características durante dicha operación. Posteriormente, se presentan las expresiones matemáticas que integran algunos de los modelos que simulan el desplazamiento de elementos de limpieza interna en sistemas gas – líquido.

3.1 Modelo físico

De acuerdo con Minami y Shoham (1995), generalmente se identifican tres secciones principales para modelar la hidrodinámica del flujo durante las operaciones de desplazamiento de ELI en ductos (**Fig. 3.1**):

- **Sección corriente arriba:** esta zona se localiza atrás del ELI, y se caracteriza porque el colgamiento es bajo debido a que la mayor cantidad de líquido ya se ha arrastrado por el elemento de limpieza.
- **Sección del bache líquido:** se encuentra justo delante del ELI; se forma con el líquido que se arrastra de la sección corriente abajo. Debido a que la velocidad del frente del bache (v_t) es mayor que la de la película de líquido

(v_L), el volumen del bache crece continuamente durante el desplazamiento del ELI. La velocidad característica del bache es v_s .

- **Sección corriente abajo:** Es la zona de flujo multifásico transitorio delante del bache.

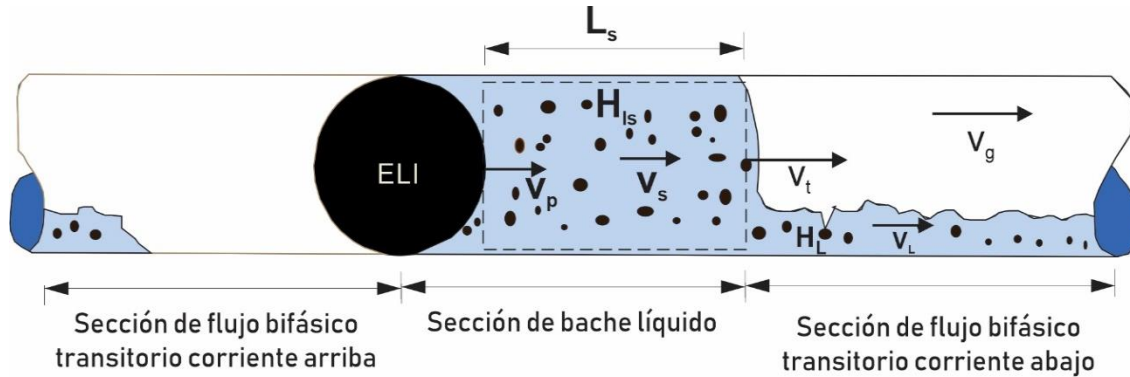


Fig. 3.1 Modelo físico para el fenómeno de pigging (Modificada de Minami & Shoham, 1995)

3.2 Modelo de Minami y Shoham

Minami y Shoham (1995) modelaron el proceso de pigging aplicando las ecuaciones de conservación de masa y momento en la zona del bache. La ecuación de conservación de masa para un volumen de control en movimiento y en expansión se expresa a través de la **ecuación (3.1)**:

$$\frac{d}{dt} \int_{V(t)} \rho dV + \int_{A(t)} \rho (\vec{v} - \vec{v}_{cs}) d\vec{A} = 0. \quad (3.1)$$

Aplicando la ecuación (3.1) a la fase líquida dentro del volumen de control mostrado en la Fig. 3.1, se obtiene la ecuación siguiente:

$$\frac{d}{dt}(\rho_L H_{LS} A L_S) + \rho_L (v_L - v_t) H_L A + \rho_L (0 - v_p)(1 - E)(-A), \quad (3.2)$$

donde E es la eficiencia de flujo.

En la **ecuación (3.2)** se considera que el deslizamiento de líquido a través del ELI tiene una velocidad nula con respecto a la pared de la tubería, y que ρ_L y H_{LS} son independientes del tiempo. Por lo tanto, la ecuación (3.2) se expresa como:

$$H_{LS} \frac{dL_S}{dt} + (v_L - v_t) H_L + v_p (1 - E) = 0. \quad (3.3)$$

La variación de la longitud de la sección del bache está dada por:

$$\frac{dL_S}{dt} = v_t - v_p. \quad (3.4)$$

Sustituyendo la **ecuación (3.4)** en la **ecuación (3.3)**, se obtiene una expresión para la velocidad de traslación, v_t :

$$v_t = \frac{H_{LS} v_p - H_L v_L - v_p (1 - E)}{H_{LS} - H_L}. \quad (3.5)$$

Si se considera el deslizamiento de líquido detrás del ELI, su velocidad será diferente a la del bache. La relación entre v_p y v_s se obtiene realizando un balance de materia para el líquido entre la sección transversal justo corriente arriba y corriente abajo del ELI, de tal manera que:

$$H_{LS}(v_p - v_s) = (1 - E)(v_p - 0). \quad (3.6)$$

A partir de la **ecuación (3.6)** es posible calcular v_s si se conoce la velocidad del ELI:

$$v_s = v_p \left(1 - \frac{1 - E}{H_{LS}} \right). \quad (3.7)$$

Para calcular la velocidad del bache es necesario conocer el colgamiento de líquido en el bache, H_{LS} . Para tal efecto, Minami y Shoham utilizaron la correlación de Gregory et al. (1978):

$$H_{LS} = \frac{1}{1 + \left(\frac{v_s}{8.66} \right)^{1.39}}. \quad (3.8)$$

La ecuación general de balance de cantidad de movimiento aplicada en el volumen de control mostrado en la Fig. 3.1 se expresa como:

$$\frac{d}{dt} \int_{V(t)} \rho \vec{v} dV + \int_{A(t)} \rho \vec{v} (\vec{v} - \vec{v}_{cs}) d\vec{A} = \vec{F}. \quad (3.9)$$

El lado derecho de la **ecuación (3.9)** representa la fuerza neta externa ejercida por los alrededores sobre el volumen de control.

Si se considera que la densidad del líquido, la velocidad del bache, y el colgamiento de líquido no cambian con respecto del tiempo, el término de acumulación puede expresarse de la manera siguiente:

$$\frac{d}{dt} \int_{V(t)} \rho \vec{v} dV = \frac{d}{dt} (\rho_L v_s H_{LS} A L_S) = \rho_L v_s H_{LS} A \frac{dL_S}{dt} = \rho_L v_s (v_t - v_p) H_{LS} A. \quad (3.10)$$

Por otra parte, si el resbalamiento del líquido detrás del ELI tiene una velocidad igual a cero, el único término que contribuye al flujo de cantidad de movimiento a través de la superficie del volumen de control está dado por:

$$\int_{A(t)} \rho \vec{v}(\vec{v} - \vec{v}_{cs}) d\vec{A} = \rho_L v_L (v_L - v_t) H_{LS} A. \quad (3.11)$$

Finalmente, la fuerza neta actuando sobre el volumen de control es:

$$\vec{F} = (p_p - p_f) A - g \int_{x_p}^{x_f} \rho_s A \sin\beta dx - \tau_s \pi d L_s. \quad (3.12)$$

El esfuerzo de corte entre el bache de líquido y la tubería, τ_s , está dado por:

$$\tau_s = \frac{1}{2} f_s \rho_s v_s^2. \quad (3.13)$$

A partir de las ecuaciones 3.10 a 3.12, la caída de presión total en la sección del bache líquido ($p_p - p_f$) se obtiene de la expresión siguiente:

$$\rho_L v_s (v_t - v_p) H_{LS} A + \rho_L v_L (v_L - v_t) H_L A = (p_p - p_f) A - \rho_s g A (z_f - z_p) - \tau_s \pi d L_s. \quad (3.14)$$

Minami y Shoham reportaron que la caída de presión a través del ELI depende principalmente de la relación de los diámetros de éste y de la tubería, y en menor proporción de su velocidad. De acuerdo con Kohda et al. (1988), para relaciones de diámetro menores a 0.97, la caída de presión puede despreciarse.

3.3 Modelo de Xu y Gong

Xu y Gong (2005) desarrollaron un modelo para describir el comportamiento hidrodinámico del flujo de gas y gas/condensado en ductos durante la corrida de un ELI. En su planteamiento consideraron que el gas puede condensarse o vaporizarse en diferentes secciones. La mayor dificultad con este tipo de sistemas es identificar la zona de condensación/evaporación. Por lo tanto, acoplaron un modelo composicional con uno hidrodinámico.

Con respecto al modelo físico de la condensación/evaporación, los autores diferencian dos secciones (**Fig. 3.2**):

- La sección de flujo monofásico de gas cerca de la entrada (A_0), donde se tienen altas presiones y temperaturas
- La sección de flujo bifásico gas-condensado con bajas presiones y temperaturas (B_0).

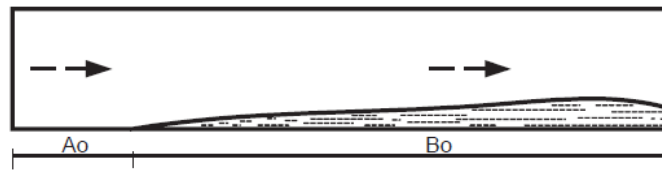


Fig. 3.2 Descripción esquemática del colgamiento en tuberías de gas y condensado (Xu y Gong, 2005).

Debido a la vaporización y condensación, existe una transferencia continua de masa y momento entre el gas y el condensado; la cual es función de la presión, la temperatura y la composición, y debe evaluarse de forma simultánea con las ecuaciones hidrodinámicas. En su desarrollo, los autores utilizaron la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976) de dos parámetros para calcular las propiedades termodinámicas de las fases.

Por otra parte, formularon ecuaciones de gradiente de presión y de balance de entalpia para calcular los perfiles de presión y temperatura, respectivamente. Con respecto al modelo hidrodinámico del bache generado por el ELI, los autores retomaron el modelo de Minami y Shoham (1995).

3.3.1 Modelo hidrodinámico composicional

Ecuación de conservación de momento

El gradiente de presión incluye ecuaciones de balance de momento y masa para flujo unidimensional en una tubería, incluyendo las pérdidas por fricción, elevación y aceleración.

$$\left(\frac{dp}{dx}\right)_{total} = \left(\frac{dp}{dx}\right)_{fricción} + \left(\frac{dp}{dx}\right)_{elevación} + \left(\frac{dp}{dx}\right)_{aceleración} \quad (3.15)$$

Ecuación de conservación de energía

Conforme los fluidos se mueven en la tubería intercambian calor continuamente con su alrededor. El perfil de temperatura depende de la transferencia de calor, cambios de elevación, cambios de velocidad y efectos de expansión. Tomando en cuenta los efectos anteriores, el balance de entalpia en un segmento de tubería se escribe como:

$$\left(\frac{dH}{dx}\right)_{Total} = \left(\frac{dH}{dx}\right)_{Intercambio} + \left(\frac{dH}{dx}\right)_{Elevación} + \left(\frac{dH}{dx}\right)_{cinética} \quad (3.16)$$

Para flujo cuasi-estacionario, se tiene que:

$$\frac{dH}{dx} = -\frac{dQ}{dx} - \frac{vdv}{dx} - g \frac{dz}{dx}. \quad (3.17)$$

Por lo tanto, la entalpía de la mezcla multifásica a la salida de un tramo de tubería (H_K) puede calcularse como:

$$H_K = H_{K-1} - g dz - \frac{v v_{sg} \Delta p}{p_K} - \frac{K \pi D \Delta L (T_{av} - T_{env})}{M}. \quad (3.18)$$

H_K es una función de la presión (p_K) y la temperatura (T_K). La presión, temperatura y colgamiento de líquido se obtienen al acoplar el modelo hidrodinámico con el modelo de comportamiento de fases.

3.3.2 Cálculos en la sección de gas

Las ecuaciones de continuidad y de conservación de momento para la fase gas son:

$$\frac{\partial \rho_g}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_g v_g)}{\partial x} = 0, \quad (3.19)$$

$$\frac{\partial (\rho_g v_g)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho_g v_g^2 + P)}{\partial x} = \frac{f \rho_g v_g |v_g|}{2D} + \rho_g g \sin \theta. \quad (3.20)$$

El factor de fricción local f se calcula mediante correlaciones empíricas. Por otra parte, la presión y la densidad del gas se relacionan con la ecuación de estado de los gases reales, a través de la ecuación siguiente:

$$\frac{p}{\rho_g} = \frac{zRT}{M_g}. \quad (3.21)$$

3.3.3 Cálculos en la sección del bache

Las ecuaciones de conservación de masa y momento en la sección del bache son las desarrolladas por Minami y Shoham (1995) - ecuaciones (3.1 y (3.9, respectivamente.

3.4 Modelo de Esmaelizadeh, Mowla, Asemani

Para modelar y simular el movimiento del ELI en ductos, Esmaelizadeh, Mowla, Asemani (2009) consideraron únicamente dos secciones:

- La sección corriente arriba: localizada desde la entrada de la tubería hasta la ubicación del ELI.
- La sección corriente abajo: abarca desde el ELI hasta la salida.

Las ecuaciones que conforman el modelo, que se describen a continuación, se resuelven numéricamente con el método de las características.

3.4.1 Modelo de flujo para la fase gas

La ecuación de conservación de masa es:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + v \frac{\partial \rho}{\partial x} + \rho \frac{\partial v}{\partial x} = 0. \quad (3.22)$$

La ecuación de conservación de cantidad de movimiento se expresa como:

$$\frac{\partial p}{\partial x} + \rho v \frac{\partial v}{\partial x} + \rho \frac{\partial v}{\partial t} + \frac{F_f}{A} + \rho g \sin \theta = 0. \quad (3.23)$$

El factor de fricción se calcula de la manera siguiente:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1.14 - 2 \log \left(\frac{21.25}{Re^{0.9}} + \frac{\varepsilon}{D} \right). \quad (3.24)$$

La ecuación de conservación de energía es:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + v \frac{\partial \rho}{\partial x} + \gamma p \frac{\partial v}{\partial x} = \frac{qS}{A}(\gamma - 1) + \frac{F_f v}{A}(\gamma - 1) + (\gamma - 1)v\rho g \text{sen}\beta, \quad (3.25)$$

donde γ es la relación de calores específicos, S es el perímetro mojado de la tubería y q es el ritmo de transferencia de calor de entrada por unidad de área de la pared de la tubería.

3.4.2 Modelo de flujo para la fase líquida

La ecuación de conservación de masa se representa con la **ecuación** (3.26, considerando que el flujo es monofásico e isotérmico, y que el área transversal es constante.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + v \frac{\partial \rho}{\partial x} + K \frac{\partial v}{\partial x} = 0, \quad (3.26)$$

donde K es el módulo de elasticidad del fluido.

La ecuación de conservación de momento se escribe como:

$$\frac{\partial \rho}{\partial x} + \rho v \frac{\partial v}{\partial x} + \rho \frac{\partial v}{\partial t} + \frac{F_f}{A} + \rho g \text{sen}\beta = 0. \quad (3.27)$$

Para obtener la densidad del líquido se emplea la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976):

$$p = \frac{RT}{V - b} - \frac{a\alpha}{V^2 + 2bV - b^2}. \quad (3.28)$$

$$a = 0.4572 \cdot \frac{R^2 T_c^2}{P_c}, \quad (3.29)$$

$$b = 0.07779 \cdot \frac{RT_c}{P_c}, \quad (3.30)$$

$$\alpha = [1 + m(1 - T_r^{0.5})]^2, \quad (3.31)$$

$$m = 0.3746 + 1.5422\omega - 0.2699\omega^2, \quad (3.32)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}, \quad (3.33)$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}. \quad (3.34)$$

3.4.3 Dinámica del pigging

Realizando un balance de fuerzas sobre el ELI, se obtiene que:

$$m_p \frac{dv_p}{dt} = (p_1 - p_2)A - m_p g \text{sen} \beta - F_c, \quad (3.35)$$

donde v_p es la velocidad del ELI, y m_p es la masa del ELI.

La fuerza de contacto axial entre el ELI y la pared de la tubería es:

$$F_c = \mu_f N = 2\pi r_p L_p \mu_f p_f, \quad (3.36)$$

donde r_p , p_f , μ_f y L_p son el radio del ELI, la presión interfacial, el factor de fricción y la longitud del ELI, respectivamente.

La presión interfacial se expresa como:

$$p_f = \frac{E_i \delta}{r_{pig}(1 - \nu_i)}, \quad (3.37)$$

donde δ es el cambio en el radio del ELI; E_i y ν_i son el módulo de elasticidad y la relación de Poisson, respectivamente.

3.5 Modelo de Lima y Yeung

Lima y Yeung (2002) propusieron un modelo de flujo bifásico para estudiar el comportamiento transitorio de los fluidos durante las operaciones de pigging. Desarrollaron un conjunto de ecuaciones para cada patrón de flujo en tuberías que transportan gas y líquido. Su modelo asume un equilibrio local entre las fases gas y líquido. Los patrones de flujo horizontales se determinan por el criterio de Beggs y Brill (1973); para flujo vertical, se considera que el flujo es de tipo anular si existe un colgamiento menor a 0.2, y flujo burbuja si es superior a 0.8; en cualquier otro caso, se asume flujo bache. Estos autores emplearon un esquema de diferencias finitas para resolver el conjunto de ecuaciones resultante.

3.5.1 Flujo anular

Ecuación de continuidad para la fase gas:

$$A \frac{\partial(H_g \rho_g)}{\partial t} + \frac{\partial[(H_g \rho_g A) v_g]}{\partial z} = 0. \quad (3.38)$$

Ecuación de continuidad para la fase líquida:

$$A \frac{\partial[(1 - H_g) \rho_L]}{\partial t} + \frac{\partial([(1 - H_g) \rho_L A] v_L)}{\partial z} = 0. \quad (3.39)$$

Ecuación de conservación de momento para la fase gas:

$$\frac{1}{\rho_g} \frac{dp}{dz} + \frac{c_i}{H_g} (v_g - v_t)^2 + g \sin \beta = 0. \quad (3.40)$$

Ecuación de conservación de momento para la fase líquida:

$$\frac{1}{\rho_l} \frac{dp}{dz} + \frac{c_{wL}}{1 - H_g} v_L^2 - c_i \frac{\rho_g}{(1 - H_g)\rho_L} (v_g - v_L)^2 + g \sin\theta = 0, \quad (3.41)$$

donde c_{wL} y c_i , son el coeficiente de fricción entre la pared y el líquido, y el coeficiente de esfuerzo de la interfase, respectivamente.

3.5.2 Flujo estratificado

Para este flujo, únicamente se agrega el término $\frac{c_{wg}}{H_g} v_g^2$ en la **ecuación 3.40**.

3.5.3 Flujo niebla o flujo burbuja

Ecuación de continuidad del gas:

$$A \frac{\partial(H_g \rho_g)}{\partial t} + \frac{\partial[(H_g \rho_g A) v_m]}{\partial z} = 0. \quad (3.42)$$

Ecuación de continuidad del líquido:

$$A \frac{\partial[(1 - H_g)\rho_L]}{\partial t} + \frac{\partial[[(1 - H_g)\rho_L A] v_m]}{\partial z} = 0. \quad (3.43)$$

Ecuación de conservación de momento para la mezcla:

$$\frac{1}{\rho_m} \frac{dp}{dz} + c_m v_m^2 + g \sin\beta = 0, \quad (3.44)$$

donde c_m es el coeficiente de fricción de la mezcla.

3.5.4 Flujo bache

Ecuación de momento en la zona de la película:

$$\frac{1}{\rho_g} \frac{dp}{dz} \Big|_f + \left[\left[\frac{c_{wgf}}{H_{gf}} v_{gf}^2 \right] + \left[\frac{c_{if}}{H_{gf}} (v_{gf} - v_{Lf})^2 \right] + [g \text{sen} \beta] \right] \frac{L_f}{L} = 0, \quad (3.45)$$

donde c_{wgf} es el coeficiente de fricción entre la pared, el gas, y la película, c_{if} es el coeficiente de fricción entre la interfase y la película.

Ecuación de momento en la zona de la película de líquido:

$$\frac{1}{\rho_L} \frac{dp}{dz} \Big|_f + \left[\left[\frac{c_{wLf}}{(1 - H_{gf})} v_{Lf}^2 \right] + \left[c_{if} \frac{\rho_g}{(1 - H_{gf}) \rho_L} (v_{gf} - v_{Lf})^2 \right] + [g \text{sen} \beta] \right] \frac{L_f}{L} = 0, \quad (3.46)$$

donde c_{wLf} es el coeficiente de fricción entre la pared, el líquido y la película; mientras c_{if} es entre la interfase y la película.

Ecuación de momento en la zona de la burbuja:

$$\frac{1}{\rho_s} \frac{dp}{dz} \Big|_s + \left[\frac{c_{ws}}{H_{ls}} v_s^2 + g \text{sen} \beta \right] \frac{L_s}{L} = 0,$$

donde c_{ws} es el coeficiente de fricción entre la pared y el bache; c_{wgf} es cero para flujo vertical. Las variables H_{gf} , v_{Lf} , L_s y L_f se determinan usando el modelo para flujo bache de Taitel et al. (1989). Las ecuaciones de continuidad son las mismas que se describieron anteriormente para flujo burbuja, anular o estratificado.

Coefficiente de corte

El coeficiente de corte se calcula a partir de:

$$c = 0.5 f \frac{p}{AF'} \quad (3.47)$$

donde AF es el área de flujo

Los coeficientes de esfuerzo para las fases líquido y gas se calculan a partir de los factores de fricción dados por la ecuación explícita de Swamee (1976) para flujo turbulento ($R_e > 4000$). Si $R_e < 2000$, el factor de fricción es $64/R_e$. Si $2000 < R_e < 4000$, el factor de fricción se determina por una interpolación lineal.

El factor de fricción de la interfase gas – líquido se calcula por medio de la correlación para flujo estratificado de Andrisitos y Hanratty (1987). La correlación que se recomienda para calcular el factor de fricción en la interfase para flujo anular es la de Wallis (1969).

Capítulo 4

Patrones de flujo agua-aceite en ductos

En este capítulo se presenta el concepto de patrones de flujo en sistemas agua – aceite. Además, se muestra una clasificación de los regímenes de flujo que se han identificado en este tipo de sistemas, y se describen las características principales de cada uno de ellos. Finalmente, se presentan los modelos para predecir el patrón de flujo e identificar las fronteras de transición entre ellos.

4.1 Clasificación de patrones de flujo agua – aceite

Cuando dos fases fluyen simultáneamente en una tubería, la forma de la interfase evoluciona de acuerdo con los efectos viscosos, gravitatorios e interfaciales dominantes. La forma que adquiere la interfase se denomina patrón de flujo y es uno de los conceptos fundamentales del flujo multifásico.

La definición de los patrones de flujo agua-aceite no está completamente estandarizada, ya que la cantidad de configuraciones geométricas que pueden adoptar las fases en un estudio experimental es amplia; en consecuencia, diversos autores reconocen diferentes tipos de regímenes de flujo (Izwan Ismail et. al., 2015). Así, se han identificado desde tres hasta catorce patrones diferentes, lo cual puede atribuirse a la subjetividad del experimentador, las tecnologías empleadas, y al uso de aceites con propiedades diferentes (Caballero, 2015).

Las características de cada patrón de flujo dependen de las condiciones de operación, la geometría de la tubería, y las propiedades termodinámicas de las fases. A continuación, se describe la clasificación de patrones de flujo identificados por Trallero en 1995, la cual, es una de las más aceptadas en la industria (**Fig. 4.1**).

- **Estratificado (ST).** Las dos fases están totalmente separadas, sin mezcla en la interfase. En este patrón, la fase más pesada fluye en la parte inferior, mientras que la fase más ligera se encuentra en la parte superior.
- **Estratificado con mezcla en la interfase (ST & MI).** Las fases están separadas, pero forman una capa de mezclado en la interfase debido al incremento de su velocidad, en comparación con las que caracterizan al flujo estratificado.
- **Dispersión de aceite en agua y una capa de agua libre (D o/w & w).** La fase continua es el agua; ésta se encuentra distribuida en la totalidad de la sección transversal de la tubería. Existe una dispersión de aceite en agua en la parte superior de la tubería, y en el fondo fluye una capa estratificada de agua libre.
- **Emulsión de aceite en agua (D o/w).** Se observa en sistemas en los que el agua es la fase dominante y los gastos son altos. Se produce una fase discontinua de gotas de aceite, las cuales están totalmente dispersas a lo largo de toda la sección transversal de la tubería.
- **Dispersión de aceite en agua, y agua en aceite (D o/w & w/o).** En este patrón de flujo ambas fases están presentes en la totalidad de la sección trasversal de la tubería. Ahora bien, el aceite es la fase continua en la parte superior y presenta una dispersión de gotas de agua; en la parte inferior, el agua es la fase dominante y contiene gotas de aceite dispersas.
- **Emulsión de agua en aceite (D w/o).** Ocurre a altos gastos de aceite (fase continua); el agua se distribuye en forma de gotas sobre toda el área transversal de la tubería.

En la **Fig. 4.2** se muestra un esquema representativo de los seis patrones de flujo anteriormente descritos.

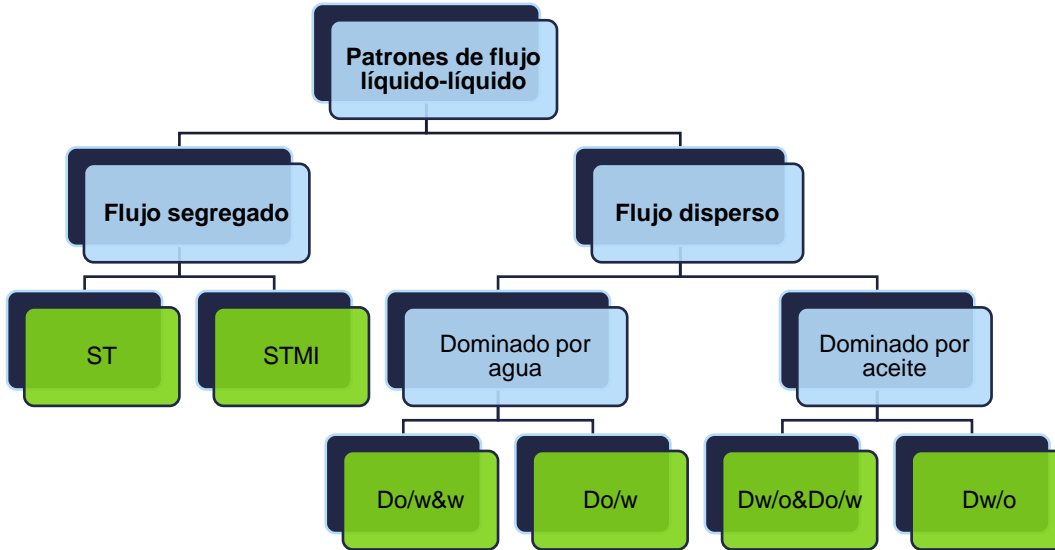


Fig. 4.1 Clasificación de patrones de flujo agua-aceite

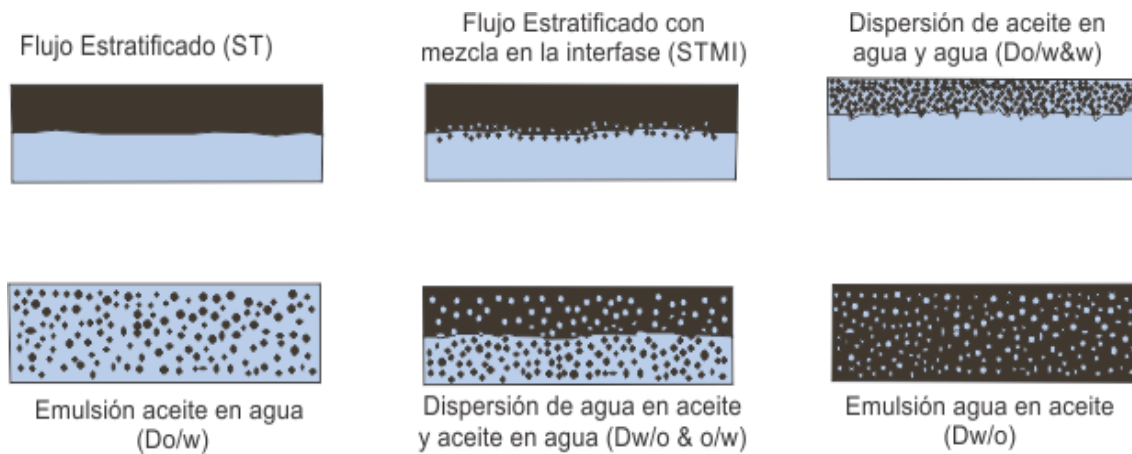


Fig. 4.2 Patrones de flujo líquido – líquido (Modificada de Torres et al., 2016)

4.2 Criterios de transición

Uno de los primeros métodos para identificar los diferentes regímenes de flujo y sus fronteras de transición fue mediante la construcción de mapas de patrones de flujo. Inicialmente, estos gráficos se elaboraron a partir de mediciones experimentales; comúnmente utilizan las velocidades superficiales de las fases como ejes coordenados.

Es claro que la validez de los mapas experimentales se limita al sistema analizado, por lo cual no pueden generalizarse ni escalarse. Por esta razón, diversos autores han desarrollado modelos teóricos para predecir el patrón de flujo a partir de la identificación y análisis de los mecanismos físicos principales que controlan la hidrodinámica de cada uno de ellos (Caballero, 2015). Por ejemplo, en la **Fig. 4.3** se muestra el mapa de patrones de flujo generado con los criterios teóricos propuestos por Trallero (1997); los puntos corresponden al patrón de flujo determinado teóricamente, mientras que las líneas indican las fronteras de transición identificadas por el autor a partir de datos experimentales.

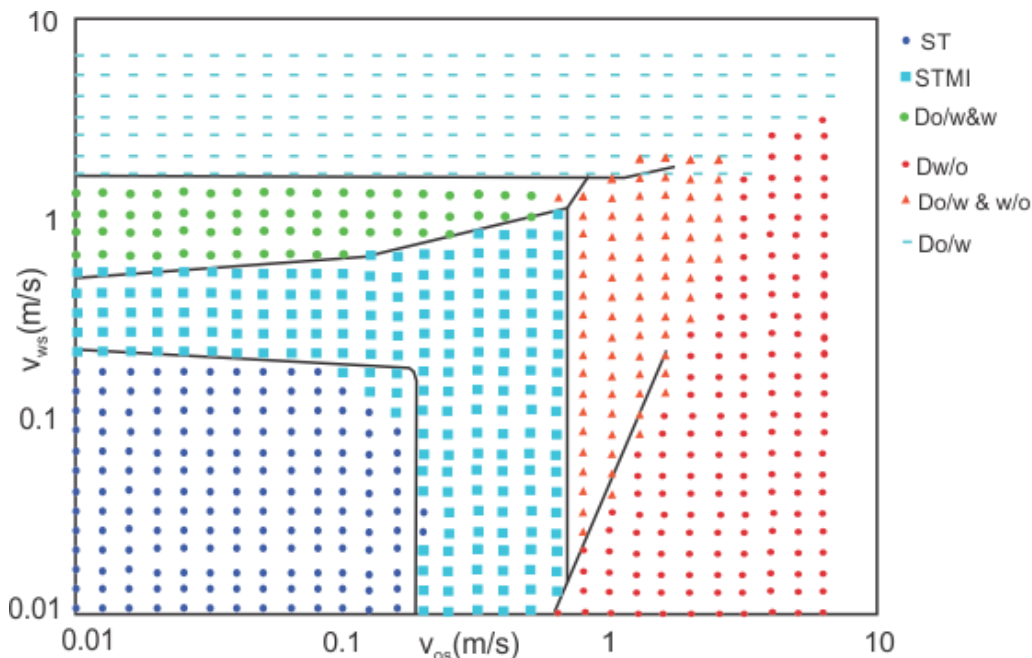


Fig. 4.3 Mapa de patrones de flujo generado por Trallero (Modificada de Trallero et al., 1997).

En este proyecto, se usará la clasificación y los criterios teóricos presentados por Trallero (1995) para predecir los patrones de flujo y sus fronteras de transición. Además, se describe un criterio de transición de flujo estratificado a no estratificado, presentado por Brauner y Maron en 1992, ya que se empleará en el desarrollo del modelo transitorio presentado en el **capítulo 5**. La diferencia entre estos criterios radica principalmente en que el primero distingue la frontera de los flujos estratificados (ST y STMI) y cada uno de los flujos dispersos (Do/w & w, Do/w, Do/w & w/o y Dw/o); por otro lado, el segundo únicamente indica la transición de flujo estratificado a no estratificado. El criterio de Brauner y Maron resulta práctico en cálculos de flujo transitorio cuando el tiempo de cómputo es un aspecto por considerar.

A continuación, se presentan las ecuaciones más representativas de los criterios de transición de Trallero (1995); el desarrollo completo de las expresiones se presenta en el **Anexo A**.

4.2.1 Transición de flujo estratificado a flujo no estratificado

Esta transición ocurre debido a la inestabilidad de la configuración del flujo estratificado. En la Fig. 4.3, se observa que debajo de esta frontera de transición se encuentra el flujo estratificado (ST), mientras que por arriba se presenta el flujo estratificado con mezcla en la interfase (ST&MI).

El criterio de transición de flujo estratificado a no estratificado se obtiene a partir de un análisis de estabilidad de la ecuación de momento combinada del modelo de dos fluidos, como se describe en el anexo A. De esta manera, el patrón de flujo es estratificado si se cumple que:

$$J_{\mu} + J_u + J_g + J_{\sigma} < 0. \quad (4.1)$$

Sustituyendo la definición de cada uno de los términos de la **ecuación 4.1**, se obtiene:

$$(C_v - a)^2 + \frac{\rho_w \rho_o A^2}{\rho^2 A_w A_o} (v_w - v_o)^2 - \frac{\rho_w - \rho_o}{\rho} g \cos \theta \frac{A}{A_w} - \frac{\sigma A}{\rho A_w} k^2 < 0, \quad (4.2)$$

donde:

$$C_v = \frac{e}{2b}, \quad (4.3)$$

$$a = \frac{A}{\rho} \left(\frac{\rho_w v_w}{A_w} + \frac{\rho_o v_o}{A_o} \right), \quad (4.4)$$

$$b = \frac{1}{2\rho} \left(\left. \frac{\partial F}{\partial v_{sw}} \right|_{v_{so}, h_w} - \left. \frac{\partial F}{\partial v_{so}} \right|_{v_{sw}, h_w} \right), \quad (4.5)$$

$$e = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial F}{\partial H_w} \right)_{v_{sw}, v_{so}}, \quad (4.6)$$

$$\rho = A \left(\frac{\rho_w}{A_w} + \frac{\rho_o}{A_o} \right), \quad (4.7)$$

$$F = -\frac{\tau_w S_w}{A_w} + \frac{\tau_o S_o}{A_o} + \tau_I S_I \left(\frac{1}{A_w} + \frac{1}{A_o} \right) - (\rho_w - \rho_o) g \sin \beta. \quad (4.8)$$

y k es el número de onda.

El primer término (J_μ) toma en cuenta los efectos viscosos, y tiende a amplificar cualquier disturbio en la interfase. El segundo (J_u) y tercer (J_g) términos son los efectos de Bernoulli y la gravedad, respectivamente. El cuarto término (J_σ), es la contribución debido a la tensión superficial, por lo tanto, es el único término que

depende de la longitud de la onda. Para ondas grandes donde $\lambda \gg D$, este término es insignificante y no afecta el criterio de estabilidad.

La ecuación 4.1 constituye el criterio de Kelvin Helmholtz que toma en cuenta los efectos viscosos en la estabilidad del flujo (VKH). Un caso particular se obtiene cuando no se toman en cuenta los efectos viscosos (criterio invíscido de Kelvin Helmholtz - IKH), de tal manera que:

$$J_u + J_g + J_\sigma < 0. \quad (4.9)$$

Este criterio implica que el sistema es invíscidamente estable si la suma de las fuerzas volumétricas generadas por la gravedad (J_g) y el efecto de la tensión superficial (J_σ) son lo suficientemente grandes para superar el efecto de inercia (J_u); bajo tales condiciones, el sistema podría tener un mínimo de desorden y presentar un patrón de flujo estratificado con mezcla en la interfase (Caballero, 2015).

El criterio de estabilidad VKH es una extensión del análisis de Bernoulli utilizado para predecir la transición de flujo estratificado a no estratificado en un sistema gas-líquido. Esta extensión es posible debido a la inclusión del efecto de los esfuerzos cortantes. Para obtener la transición de flujo usando este criterio (VKH) para un sistema agua – aceite, la ecuación de momento combinada (ecuación 4.8) y el criterio de estabilidad neutral (ecuación 4.1), se resuelven simultáneamente para determinar los pares de velocidades superficiales del aceite y agua que satisfacen ambas ecuaciones, la cuales constituyen la frontera de transición (Torres et al., 2016).

4.2.2 Transición a flujo disperso

Fuera de la región de flujo estratificado, el aceite y el agua pueden estar dispersos en formas distintas. Para altas velocidades superficiales, donde el flujo está dominado por el agua, ésta es la fase continua mientras que el aceite conforma la fase dispersa (Do/w). Ahora bien, cuando el aceite es el que domina el flujo, constituye la fase continua y el agua la fase dispersa (Dw/o).

Las fronteras de transición entre estos dos patrones de flujo se denominan *transición a flujo totalmente disperso*. Ocurren cuando la turbulencia en el flujo es lo suficientemente grande para romper la capa de aceite de las gotas esféricas estables que fluyen en la parte superior de la tubería, con el agua como fase dominante fluyendo en el fondo como una capa; y de prevenir la coalescencia de las gotas en ambas fases, por lo que se produce una dispersión doble.

Por otra parte, a velocidades superficiales bajas, pero fuera de la región de flujo estratificado, es posible que tanto el aceite como el agua se encuentren dispersos de forma simultánea (Do/w & w/o y Do/w & w); esta transición se denomina *transición a flujo semi-disperso*.

Para definir la transición de un patrón a otro es necesario tomar en cuenta el tamaño característico de las gotas en la fase dispersa. Para predecir los patrones de flujo dispersos, normalmente se emplea una combinación de los modelos para tamaño de gota desarrollados por Hinze (1955) y Levich (1962).

El tamaño de gota máximo, o delta de Hinze, se obtiene a partir de:

$$\delta_{max} = 0.73 \left(\frac{\sigma}{\rho_c} \right)^{\frac{3}{5}} \varepsilon^{-\frac{2}{5}}, \quad (4.10)$$

donde el factor numérico 0.73 se ajustó experimentalmente.

Mientras que el tamaño de gota mínimo propuesto por Levich, se expresa como:

$$\delta_{min} = 2 \sqrt{\frac{\sigma v_c}{25 \rho_c u_*^3}}, \quad (4.11)$$

Durante el período transitorio de formación de una dispersión en una tubería, el diámetro de la gota variará entre un máximo, posiblemente dado por el modelo de Kolmogorov-Hinze para el centro, y un mínimo, como resultado de la fragmentación en la pared, como sugiere Levich.

Sin embargo, estos modelos tienden a sobrestimar el tamaño de la gota si la concentración de la fase continua es muy alta. Una gran concentración de gotas

reduce la distancia promedio entre ellas, y la coalescencia puede ocurrir incluso para altas velocidades de la mezcla.

Por lo anterior, Tallero modificó los modelos de Hinze y Levich tomando en cuenta el efecto de la concentración de la fase dispersa. El parámetro de control para el fenómeno de la coalescencia fue la fracción de agua C_w . Basicamente, el cambio consiste en corregir la predicción original con una función única de C_w , como se indica en la ecuación siguiente:

$$\delta_{max(min)}^* = \delta_{max(min)} \phi(C_w), \quad (4.12)$$

donde ϕ es de la forma:

$$\phi(C_w) = nC_w^m, \quad (4.13)$$

Los factores numéricos n y m se ajustan con las transiciones experimentales del patrón de flujo. Es posible estimar tamaños de gota diferentes dependiendo de la velocidad de la fase continua. La velocidad puede ser de la capa de aceite, del agua o bien la velocidad de la mezcla. Para cada tamaño de gota existe una velocidad transicional, v_{TV} dada por la **ecuación (4.14)**.

Las gotas permanecerán suspendidas si la fuerza turbulenta es mayor a la fuerza de flotación o cuando:

$$v_c \geq v_{TV} = \sqrt{\frac{8}{3} \delta \frac{|\rho_c - \rho_d|}{f_c \rho_c} g \cos \beta}, \quad (4.14)$$

donde la v_{TV} es la velocidad de transición.

4.2.3 Algoritmo para predecir el patrón de flujo

Los criterios de transición para construir un mapa de patrones de flujo se muestran en la **Tabla A. 3**. Para construir un mapa como el de la Fig. 4.3 es necesario verificar los criterios de transición contenidos en el anexo A como se describe a continuación.

Para cada par de velocidades superficiales (v_{so} , v_{sw}) es necesario:

1. Comprobar si se cumple el criterio de estabilidad IKH. Dentro de este criterio invíscido, es posible que se presenten los patrones de flujo: estratificado (ST), estratificado con mezcla en la interfase (ST&MI), dispersión dual de agua en aceite y aceite en agua (Dw/o & Do/w), y dispersión de agua en aceite (Dw/o).
2. Si el criterio del punto uno no se cumple, el paso siguiente es verificar si el criterio de transición para la dispersión w/o es verdadero. El agua se encontrará completamente dispersa en el aceite cuando la velocidad de éste sea lo suficientemente grande para arrastrar todas las gotas de agua. El tamaño de gota para esta dispersión se calcula usando el modelo de Hinze, y tomando en cuenta que el tamaño de gota máximo se basa en la velocidad de la mezcla.
3. Si el criterio del punto dos no se satisface, entonces es necesario verificar el criterio de dispersión dual. Este patrón de flujo se presenta cuando la velocidad de la capa de aceite es suficiente para transmitirla a las gotas del agua, y la velocidad de la capa de agua está por arriba del umbral para suspender las gotas de aceite. Para este caso, el tamaño máximo de diámetro se calcula usando la velocidad de cada capa.
4. Si no se cumple alguno de los criterios anteriores, se verifica el criterio de estabilidad VKH. El patrón de flujo ST se encuentra libre de gotas, y está delimitado completamente por la línea de estabilidad de este criterio, la cual corresponde al inicio de la formación de gotas. El patrón de flujo será estratificado siempre que el criterio víscido se cumpla; de lo contrario, se tratará de flujo estratificado con mezcla en la interfase.

5. Fuera del criterio IKH, los patrones de flujo dispersos son predominantes, excepto para pequeñas porciones ocupadas por el patrón de flujo ST&MI. La primer transición que se verifica es la Dw/o.
6. Si la dispersión Dw/o no se cumple, es necesario verificar la dispersión Do/w. Este patrón de flujo se encuentra en la región dominada por el agua, donde $v_w > v_o$.
7. Cuando el aceite no está completamente disperso en el agua, es preciso considerar la dispersión dual. Si no se cumple esta condición será necesario evaluar las condiciones de los pasos 8 y 9.
8. Si la dispersión dual no se cumple, entonces se verifica el patrón de flujo ST&MI. Este patrón de flujo se extenderá hasta el punto donde la velocidad de la capa del agua sea menor que la velocidad requerida para dispersar las gotas mínimas de aceite (modelo de Levich) en la capa de agua.
9. Finalmente, también fuera del criterio IKH, se comprueba la existencia de la dispersión de aceite en agua sobre una capa de agua. Esta transición ocurre si la velocidad de la capa de agua está por debajo de la velocidad requerida para dispersar las gotas de agua más grandes.

Brauner y Maron (1992) presentaron otro de los criterios para conocer el rango de flujo estratificado estable e identificar la transición entre patrones de flujo. Su estudio está basado en un análisis de la condición para características reales de las ecuaciones gobernantes (hiperbólicas). Basándose en este análisis, la transición de flujo estratificado a flujo disperso ocurre cuando (Fairuzov, 2000):

$$(v_w - v_o)^2 > \frac{D}{\rho_{ow}} [(\rho_w - \rho_o)g \cos \beta + \sigma k_{rc}^2]; \quad (4.15)$$

donde:

$$\rho_{ow} = \frac{\rho_o \tilde{A}'_w}{\tilde{\rho}_o \tilde{A}_o}, \quad (4.16)$$

$$\tilde{\rho}_o = 1 + \frac{\rho_o \tilde{A}_w}{\tilde{\rho}_w \tilde{A}_o}, \quad (4.17)$$

$$\tilde{A}_o = \frac{H_o A}{D^2}, \quad (4.18)$$

$$\tilde{A}_w = \frac{H_w A}{D^2}, \quad (4.19)$$

$$\tilde{A}'_w = \frac{S_i}{D}. \quad (4.20)$$

Para definir la región de flujo estratificado, en este trabajo se aplicará la frontera de “características reales cero” donde $k_{rc} = 0$. El criterio de transición de la **ecuación 4.15** se sustenta por medio de datos experimentales obtenidos por sus autores.

Capítulo 5

Modelo matemático

En este capítulo se presenta un modelo matemático para simular el flujo transitorio agua-aceite durante la corrida de un elemento de limpieza interna, en un oleoducto con acumulación de agua. En primer lugar, se describe el modelo de flujo transitorio de agua y aceite en ductos; posteriormente, se presenta el modelo hidrodinámico correspondiente al ELI.

5.1 Modelo transitorio agua-aceite

Para el desarrollo de este proyecto se seleccionó el modelo de flujo transitorio de dos líquidos inmiscibles presentado por Fairuzov (2000), debido a que es uno de los pocos modelos disponibles en la literatura para sistemas agua-aceite. Está conformado por las ecuaciones de continuidad de cada fase y una ecuación de conservación de cantidad de movimiento en estado cuasi-estacionario para la mezcla; es aplicable para flujos estratificados y flujos dispersos. Las ecuaciones del modelo se describen a continuación.

5.1.1 Flujo estratificado

La ecuación de conservación de masa para el aceite es:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_o H_o) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_o H_o v_o) = 0. \quad (5.1)$$

La ecuación de conservación de masa para el agua es:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_w H_w) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_w H_w v_w) = 0, \quad (5.2)$$

donde

$$H_o + H_w = 1. \quad (5.3)$$

La ecuación de conservación de cantidad de movimiento para el aceite es:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_o H_o v_o) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_o H_o v_o^2) = -\frac{\tau_o S_o}{A} - \frac{\tau_i S_i}{A} + \rho_o H_o g \text{sen} \beta - \frac{\partial}{\partial x}(H_o P_o) + \frac{p_{io} \partial H_o}{\partial x}, \quad (5.4)$$

y para el agua:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_w H_w v_w) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_w H_w v_w^2) = -\frac{\tau_w S_w}{A} - \frac{\tau_i S_i}{A} + \rho_w H_w g \text{sen} \beta - \frac{\partial}{\partial x}(H_w P_w) + \frac{p_{iw} \partial H_w}{\partial x}. \quad (5.5)$$

Asumiendo líquidos incompresibles, las ecuaciones de continuidad se reescriben como:

$$\frac{\partial H_o}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(H_o v_o) = 0. \quad (5.6)$$

$$\frac{\partial H_w}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x}(H_w v_w) = 0. \quad (5.7)$$

Sumando las ecuaciones (5.6 y (5.7 se obtiene:

$$\frac{\partial}{\partial x}(H_o v_o) + \frac{\partial}{\partial x}(H_w v_w) = 0. \quad (5.8)$$

De la ecuación anterior se concluye que la suma de las velocidades superficiales de dos líquidos inmiscibles incompresibles es constante a través de la tubería. Expresando la **ecuación (5.8)** en su forma integral:

$$H_o v_o + H_w v_w = v_m. \quad (5.9)$$

Las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento pueden combinarse en una sola, de tal manera que:

$$\rho_w \frac{\partial v_w}{\partial t} - \rho_o \frac{\partial v_o}{\partial t} + \rho_w v_w \frac{\partial v_w}{\partial x} - \rho_o v_o \frac{\partial v_o}{\partial x} + (\rho_w - \rho_o) g \cos \beta \frac{\partial h_w}{\partial x} + \frac{\partial (p_{iw} - p_{io})}{\partial x} = F \quad (5.10)$$

donde:

$$F = -\tau_o \frac{S_o}{H_o} \pm \tau_i S_i \left(\frac{1}{H_o A} + \frac{1}{H_w A} \right) + \tau_w \frac{S_w}{H_w A} + (\rho_w - \rho_o) A g \sin \beta = 0. \quad (5.11)$$

En el modelo de Fairuzov se desprecian todos los términos del lado izquierdo de la **ecuación (5.10)**, lo cual es válido para transitorios relativamente lentos. Por lo tanto, únicamente se resuelve la **ecuación 5.11**.

Las ecuaciones constitutivas para resolver la ecuación 5.11 son las siguientes:

$$\tau_w = f_w \frac{\rho_w v_w |v_w|}{2}, \quad (5.12)$$

$$\tau_o = f_o \frac{\rho_o v_o |v_o|}{2}, \quad (5.13)$$

$$\tau_i = f_i \rho_i \frac{(v_o - v_w) |v_o - v_w|}{2}, \quad (5.14)$$

donde

$$f_w = C_w Re_w^{-n} = C_w \left(\frac{dh_w \rho_w v_w}{\mu_w} \right)^{-n}, \quad (5.15)$$

$$f_o = C_o Re_o^{-n} = C_o \left(\frac{dh_w \rho_w v_w}{\mu_w} \right)^{-n}. \quad (5.16)$$

Los coeficientes C_w y C_o son iguales a 0.046 para flujo turbulento y 16 para flujo laminar, mientras que n y m toman valores de 0.2 para flujo turbulento y 1.0 para flujo laminar. Brauner y Moalem (1992) sugirieron que los número de Reynolds menores a 1500 corresponden flujo laminar. Adicionalmente, estos autores propusieron las ecuaciones siguientes para el cálculo de los diámetros hidráulicos de las fases, el factor de fricción interfacial, así como la densidad de la interfase.

$$dh_w \begin{cases} \frac{4A_w}{S_w + S_I}, & \text{para } v_w > v_o \\ \frac{4A_w}{S_w}, & \text{para } v_w \leq v_o \end{cases}, \quad (5.17)$$

$$dh_o \begin{cases} \frac{4A_o}{S_o}, & \text{para } v_w \geq v_o \\ \frac{4A_o}{S_o + S_I}, & \text{para } v_w < v_o \end{cases}, \quad (5.18)$$

$$\rho_i, f_i \begin{cases} \rho_w, f_w, & \text{para } v_w > v_o \\ \rho_o, f_o, & \text{para } v_w < v_o \\ 0, 0, & \text{para } v_w \approx v_o \end{cases} \quad (5.19)$$

5.1.2 Flujo disperso

De acuerdo con Trallero (1995), el resbalamiento entre las fases únicamente es importante en flujo estratificado. Por lo tanto, si se considera que el flujo disperso líquido – líquido es homogéneo, se concluye que:

$$v_w = v_o = v_m. \quad (5.20)$$

Así, el flujo disperso se describe por la ecuación de continuidad ((5.7), en la cual la velocidad del agua se determina usando la **ecuación (5.20)**.

Condiciones iniciales y de frontera

Como condición inicial se establece la distribución del colgamiento de agua en la tubería; puede determinarse con un modelo de flujo en régimen estacionario:

$$H_w = H_{oo}(x). \quad (5.21)$$

Para las condiciones de frontera, se especifican la velocidad superficial del agua y la velocidad de la mezcla a la entrada.

$$v_m = (t); \quad v_{os} = v_{os,e}(t). \quad (5.22)$$

Por otra parte, se considera un valor de presión constante a la salida de la tubería.

5.2 Modelo de desplazamiento del ELI

En este trabajo se retomó el modelo de Minami y Shoham (1995) para describir la dinámica del ELI y el bache de líquido. A continuación, se presentan y discuten las ecuaciones que lo conforman conforme a lo descrito en el capítulo tres, y se mencionan las adaptaciones consideradas en este proyecto.

La ecuación de conservación de masa aplicada a la fase líquida dentro del volumen de control mostrado en la Fig. 3.1 es la siguiente:

$$\frac{d}{dt}(\rho_L H_{LS} A L_S) + \rho_L (v_L - v_t) H_L A + \rho_L (0 - v_p)(1 - E)(-A), \quad (3.2)$$

La expresión para determinar la velocidad traslacional, v_t , es:

$$v_t = \frac{H_{LS} v_p - H_L v_L - v_p (1 - E)}{H_{LS} - H_L}. \quad (3.5)$$

Debido a que se considera una eficiencia de flujo (E) igual a uno, la velocidad del bache es igual a la velocidad del ELI, de esta manera la ecuación 3.7 se reduce a:

$$v_s = v_p. \quad (5.23)$$

Minami y Shoham usaron la correlación de Gregory et al. (1978) para calcular el colgamiento de líquido en el bache; sin embargo, esta expresión únicamente aplica para sistemas gas – líquido. Si bien para el caso de sistemas líquido – líquido existen correlaciones para el cálculo de este parámetro, su uso depende de variables experimentales que no se reportan en la literatura. Derivado de lo anterior, el colgamiento de agua en el bache será un valor de entrada en el presente trabajo, haciendo evidente la importancia de desarrollar una correlación para calcular este parámetro.

Ahora bien, la caída de presión total en la sección del bache líquido se obtiene de la ecuación siguiente:

$$\rho_L v_s (v_t - v_p) H_{LS} A + \rho_L v_L (v_L - v_t) H_L A = (p_p - p_f) A - \rho_s g A (z_f - z_p) - \tau_s \pi d L_s. \quad (3.14)$$

La clave para acoplar el modelo de flujo transitorio y el de desplazamiento del ELI radica en seguir las posiciones del ELI y del frente del bache formado en cada paso de tiempo. Por una parte, se requiere una formulación lagrangiana para la dinámica del ELI y del bache. Mientras que, la hidrodinámica del flujo bifásico corriente abajo del bache se determina mediante un esquema euleriano. En la **Fig. 5.1** se muestran las regiones consideradas en el modelo físico del sistema, y se indica la nomenclatura utilizada para la discretización. Para resolver las ecuaciones de flujo multifásico transitorio se utilizarán diferencias finitas, con un esquema explícito.

En la Fig. 5.1 se observa que el ELI está situado entre los nodos j y $j+1$, y el frente del bache entre los nodos M y $M+1$. La posición del ELI es x_p , y la del frente es x_f . La celda donde se encuentra el ELI se subdivide en dos celdas para el proceso de acoplamiento; por lo tanto, se crea una celda móvil temporal en la coordenada x_p . Para la celda donde se ubica el frente se hace una división similar y se crea otra celda móvil temporal en la coordenada x_f (Minami & Shoham, 1995). Por lo que, cuando el ELI y el frente están en el ducto, existen dos celdas adicionales.

Para cada intervalo de tiempo, la nueva coordenada del ELI es:

$$x_p^{k+1} = x_p^k + v_p^{k+1} \Delta t_k, \quad (5.24)$$

donde v_p^{k+1} es la velocidad del ELI, la cual se asume igual a la velocidad del fluido detrás de él, y se expresa por:

$$v_p^{k+1} = v_{fp}. \quad (5.25)$$

La nueva coordenada para el frente se determina a partir de la expresión siguiente:

$$x_f^{k+1} = x_f^k + v_t^{k+1} \Delta t_k. \quad (5.26)$$

La velocidad del frente del bache se calcula a partir de la ecuación (3.5). Después de que las posiciones del ELI y el frente se conocen, se puede aplicar el modelo transitorio en la sección bifásica corriente abajo para determinar la presión justo delante del frente del bache. La condición de frontera de la presión se determina por la presión del separador a la salida de la tubería. Los gastos de agua y aceite usados como condiciones de frontera en el nodo del frente del bache justo corriente arriba del nodo $M + 1$ pueden determinarse realizando un balance de masa entre una sección transversal en la sección del bache líquido y a través de la sección bifásica corriente abajo.

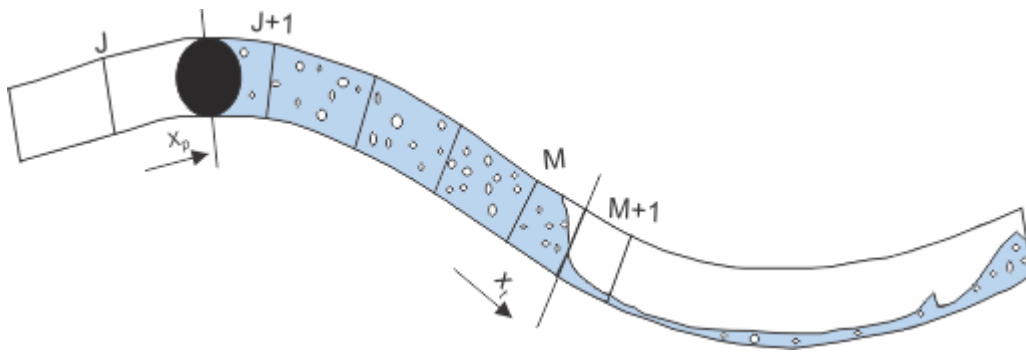


Fig. 5.1 Acoplamiento del modelo de desplazamiento con el modelo transitorio (Modificada de Minami et al., 1995)

Con las tres condiciones de frontera se puede realizar un cálculo transitorio paso a paso en la sección bifásica transitoria corriente abajo, desde el nodo $x = x_f$ y hasta el nodo $n + 1$, que es el número total de los nodos en la tubería.

Este cálculo permite determinar la presión, el colgamiento de líquido, y la distribución de los gastos en todos los nodos de la malla $M + 1 \leq i \leq n + 1$. Por lo tanto, puede conocerse la presión en el frente de la sección del bache de líquido en la coordenada x_f . La caída de presión total a través de la sección del bache se

determina con la ecuación (3.14). La presión corriente arriba del ELI se puede determinar sumando la caída de presión a través del ELI.

Para la sección de flujo bifásico transitorio corriente arriba, se realiza otro cálculo transitorio con la presión en el ELI como condición de frontera de salida, y un gasto de entrada de aceite y agua dado como las otras dos condiciones de frontera. Este cálculo permite conocer las distribuciones de presión, colgamiento de líquido y gasto para esa sección, completando el cálculo en la totalidad de la tubería para ese intervalo de tiempo.

Capítulo 6

Programa de cómputo

En este capítulo se describe la herramienta computacional desarrollada para generar mapas de patrones de flujo, así como para simular barridos dinámicos y la operación de un elemento de limpieza interna en un oleoducto con acumulación de agua.

6.1 Descripción del programa de cómputo

Se desarrolló un programa de cómputo en lenguaje Visual Basic con aplicación en macros de Excel. El programa está basado en los modelos descritos en el capítulo cinco, y permite: a) predecir el patrón de flujo en sistemas líquido - líquido, b) calcular los gradientes de presión, c) simular el flujo transitorio en un sistema agua – aceite, y d) simular el desplazamiento de un elemento de limpieza interna en un oleoducto con acumulación de agua. Para tal propósito, la herramienta se compone de 14 subrutinas, como se describe más adelante.

En la **Fig. 6.1** se muestra la interfaz principal del programa de cómputo; por otra parte, en la **Fig. 6.2** se presenta la ventana para la entrada de datos: gastos de las fases, propiedades de los fluidos y características mecánicas de la tubería. En esta misma ventana se visualiza una gráfica de resultados.

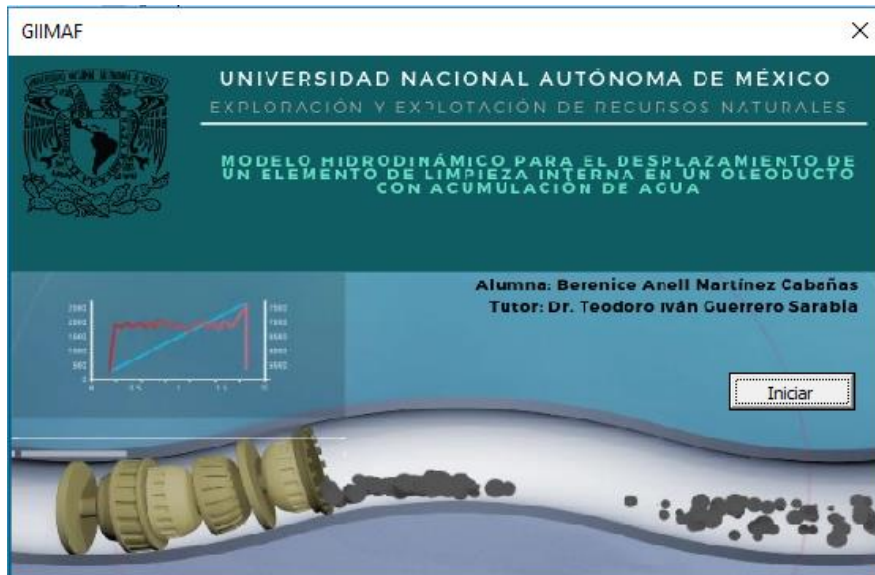


Fig. 6.1 Portada del programa de cómputo



Fig. 6.2 Ventana de ingreso de datos y visualización de resultados

6.2 Subrutina Main

Esta subrutina contiene la declaración de variables, lectura de datos de entrada, asignación de variables, conversión de unidades, impresión de resultados, así como la secuencia y ejecución de las subrutinas que componen el programa de cómputo (Fig. 6.3).

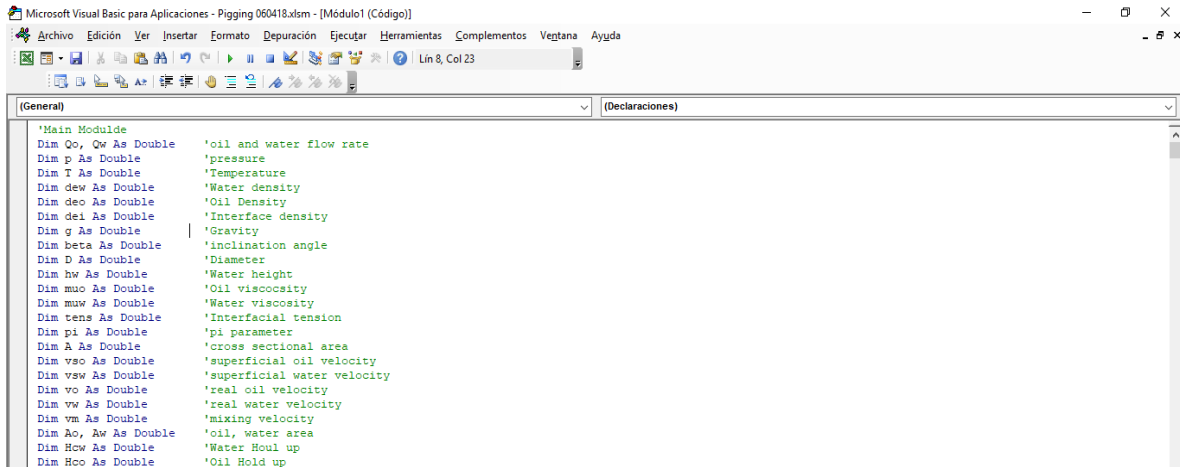


Fig. 6.3 Subrutina “Main”

6.3 Subrutina iniciales

En este procedimiento se determina la distribución inicial de las fases a partir de la solución del modelo de flujo líquido-líquido en régimen permanente. Los datos que se obtienen de esta subrutina son: el colgamiento de líquido, la velocidad del agua y el aceite, así como el patrón de flujo; esta información permite caracterizar el comportamiento estacionario del sistema y alimentar el modelo transitorio (**Fig. 6.4**).

```

Sub iniciales(vswin, vsoin, beta, hw, Hwt, vwt, vot, Si, Hwta, vwta, vota, patf, Hwin, vwin, k, l)

Dim Awp, Aot, Awt, deot, dow, t2 As Double 'Variables para conocer el patrón de flujo
Dim vp, vm, vt, xf, xp, dt, Volt, Volw, Volo As Double
vm = vswin + vsoin
vp = vm
dt = 0#

Call bisection(vswin, vsoin, beta, hw, Hwt, vwt, vot, Si)
Hwta = Hwt
vwta = vwt
vota = vot

Awp = Si / D
Awt = (Hwt * A) / D ^ 2
Aot = ((1 - Hwt) * A) / D ^ 2
deot = 1# + ((deo * Awt) / (dew * Aot))
dow = (deo * Awp) / (deot * Aot)

t2 = (D / dow) * ((dew - deo) * g * Cos(beta) + (tens * ((2# * pi) / (100# * D)) ^ 2))

```

Fig. 6.4 Subrutina “iniciales”

6.4 Subrutina FlowPattern

En esta subrutina se encuentran los procedimientos necesarios para generar mapas de patrones de flujo agua – aceite en tuberías horizontales, así como para calcular los gradientes de presión en cada régimen de flujo, conforme a los modelos

descritos en el capítulo cuatro. Dentro de esta subrutina se emplean ciertas funciones y subrutinas principales tales como:

6.4.1 Función *F*

Resuelve la ecuación de momento combinado para encontrar el par de velocidades superficiales que la satisfacen (**Fig. 6.5**).

```
Function F(hw, vso, vsw, So, Sw, Si, Ao, Aw, Hcw, Hco, vo, vw, dhw, dho, Reo, Rew, Tw, Too, Ti) As Double
'Subroutine that allow solve the momentum equation

Dim Co, Cw As Double           'Constants to calculate friction factor
Dim n, m As Double            'Superscripts to calculate friction factor
Dim x As Double                'Variable to summarize x=2hw-1
Dim hw_a As Double            'Adimensional water height

'Adimensionalize the height of the water
hw_a = hw / D

'-----Perimetros mojados-----
x = ((2# * hw_a) - 1#)

'Wetted perimeter by oil[m]
So = ArcCos(x)

'Wetted perimeter by water [m]
```

Fig. 6.5 Función *F* en subrutina “FlowPattern”

6.4.2 Subrutina FPT (Flow Pattern Transition)

En esta subrutina se soluciona la ecuación de velocidad de onda por medio del método de diferencias finitas. Las perturbaciones para resolver las derivadas se realizan en la altura del agua, así como en la velocidad superficial del agua y del aceite (**Fig. 6.6**).

```
Sub FPT(hw, vo, vw, Hco, Hcw, Jmu, Ju, Jg, Js, Cv, Civ, dhw, dho, Reo, Rew, fo, fw, fi, Tw, Too, Ti)
'Flow Pattern Transition
Dim Co, Cw As Double           'Constants for friction factors
Dim n, m As Double            'Superscripts for friction factor
Dim dei As Double              'Interface density
Dim k As Double                'Wave number
Dim lamda As Double            'Wave longitude

'Variables to get Cv and Civ
Dim hwp, hwr As Double         'Water height progressive and regressive
Dim vsop, vsor As Double       'Oil superficial velocity progressive and regressiv
Dim vswp, vswr As Double       'Water superficial velocity progressive and regress
Dim Fhwp, Fhwr, Fvsop, Fvsor, Fvswp, Fvswr As Double 'Functions evaluated in water height, oil and water
Dim dFhw, dFvso, dFvsw As Double 'Derivatives with respect water height, oil and wat
Dim te, b As Double            'Variables to calculate Cv
Dim x As Double                'Variable to simplify
```

Fig. 6.6 Subrutina FTP

6.4.3 Subrutina Pattern

En este apartado se encuentran implementados los criterios para predecir el patrón de flujo (Fig. 6.7; Tablas A.1 a A.3).

```

Sub Pattern(vsw, vso)

Dim Delta As Double
Dim Cw As Double
Dim nu As Double
Dim epsilon As Double
Dim v As Double
Dim DeltaH, DeltaL As Double
Dim utv As Double
Dim uast As Double
Dim pat As String
Dim nc As Double
Dim uwvL, uwmH, uocH, uomH, uwvH As Double

'Water Fraction
'kinematic viscosity
'dissipation rate per unit mass
'Kolmogorov microscale velocity
'Maximum and minimum diameter proposed by Hinze and Letvich
'Translational velocity
'Friction velocity
'Determinated Pattern
'Kolgomorov microscale
'Transitional velocities criterions

```

Fig. 6.7 Subrutina Pattern

6.5 Gradiente de presión

Durante el desplazamiento de un ELI se distinguen tres zonas de flujo: bache, monofásico y estratificado. Para calcular los gradientes de presión correspondientes, se implementaron las funciones indicadas en la Fig. 6.8.

```

Function pda(vo, muo, deo, D, xp)
'Función para calcular la caída de presión atras del ELI
Dim Reo, dho, Co, fo As Double

'Número de Reynolds del agua [Adimensional]
Reo = (D * deo * vo) / muo

'Factor de fricción del agua [Adimensional]
If Reo < 2300 Then
    Co = 16#
    fo = Co / Reo
--

Function TPD(dew, deo, muw, muo, vs, vt, vp, Hls, A, vwt, Hwt, pi, D, xi, xp)
'Función para el gradiente de presión en el bache
Dim Ts As Double 'Esfuerzo de corte entre la sección del bache y la tubería
Dim ds As Double 'Slug density
Dim mus As Double 'Slug viscosity
Dim Rs As Double 'Reynolds Number of the slug
Dim fs As Double 'Friction factor of the slug

'-----Densidad del bache -----
ds = dew * Hls + deo * (1 - Hls)

Function pc(hw, D, vw, vo, deo, dew, muw, muo, dx, p)
'Función para calcular el gradiente de presión delante del frente del bache
Dim So, Sw, Si, Ao, Aw, dhw, dho, Reo, Rew, fo, fw, Co, Cw, Tw, Too, Ti, de:
Dim pcl As Double

hw = hw / D

'Perimetro mojado por el aceite [m]
So = ArcCos((2# * hw) - 1#)

```

Fig. 6.8 Funciones para calcular los gradientes de presión en las zonas del bache, flujo monofásico y flujo estratificado

6.4 Módulo pigging

Finalmente, en este módulo se implementaron los procedimientos para acoplar el modelo de flujo transitorio líquido-líquido y las ecuaciones que describen el desplazamiento del elemento de limpieza interna. Los resultados del programa se discuten en el capítulo siguiente.

Capítulo 7

Discusión de resultados

En este capítulo se presentan y discuten los resultados de las simulaciones realizadas con el programa de cómputo descrito en el capítulo seis. Inicialmente, se discute la verificación de los mapas de patrones de flujo generados. Posteriormente, se presentan simulaciones de barridos dinámicos, variando el gasto de agua a la entrada, así como la inclinación de la tubería; los resultados se comparan con los reportados en la literatura. Finalmente, se presenta una simulación del desplazamiento de un ELI en un oleoducto con acumulación de agua, y se discuten los efectos de la viscosidad del aceite, el diámetro de la tubería y el colgamiento de agua en el bache, sobre la hidrodinámica del sistema.

7.1 Mapa de patrones de flujo

En la **Fig. 7.1** se muestra el mapa de patrones de flujo generado con la herramienta de cómputo desarrollada, para los datos reportados en la **Tabla 7.1**. En esta figura, los puntos representan los resultados generados por el programa, mientras que las líneas continuas corresponden a los resultados teóricos reportados por Trallero (1995). Aun cuando se observan ligeras diferencias en las fronteras de transición para los flujos dispersos dominados por el aceite, en términos generales existe un buen acuerdo en la predicción de patrones de flujo. Las diferencias mencionadas podrían atribuirse a los diámetros de partícula utilizados en los cálculos.

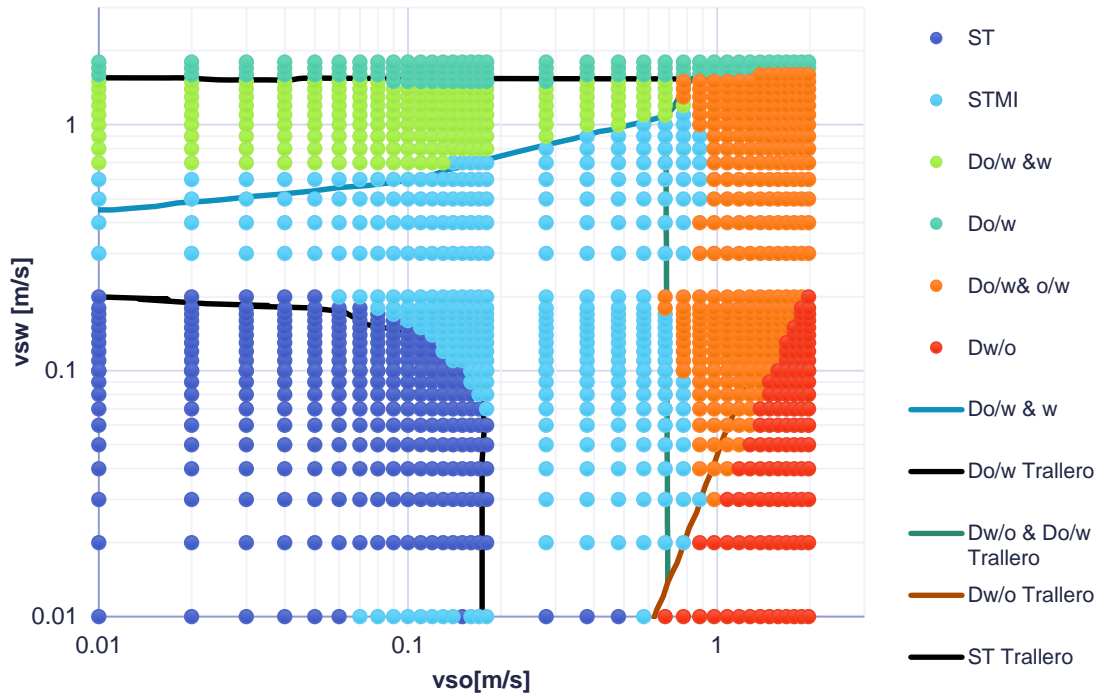


Fig. 7.1 Mapa de patrones de flujo

Tabla 7.1 Parámetros de entrada

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
Viscosidad del aceite [cp]	28.8	Densidad del agua [kg/m ³]	1037
Viscosidad del agua [cp]	0.97	Tensión superficial [dina/cm]	36
Densidad del aceite [kg/m ³]	884	Diámetro [m]	0.0501

En la **Fig. 7.2** se muestran las curvas de gradiente de presión obtenidas para diferentes velocidades superficiales, desde 0.02 hasta 3 [m/s], observándose que cada cambio de pendiente corresponde a un patrón de flujo, lo cual puede comprobarse con la Fig. 7.1.

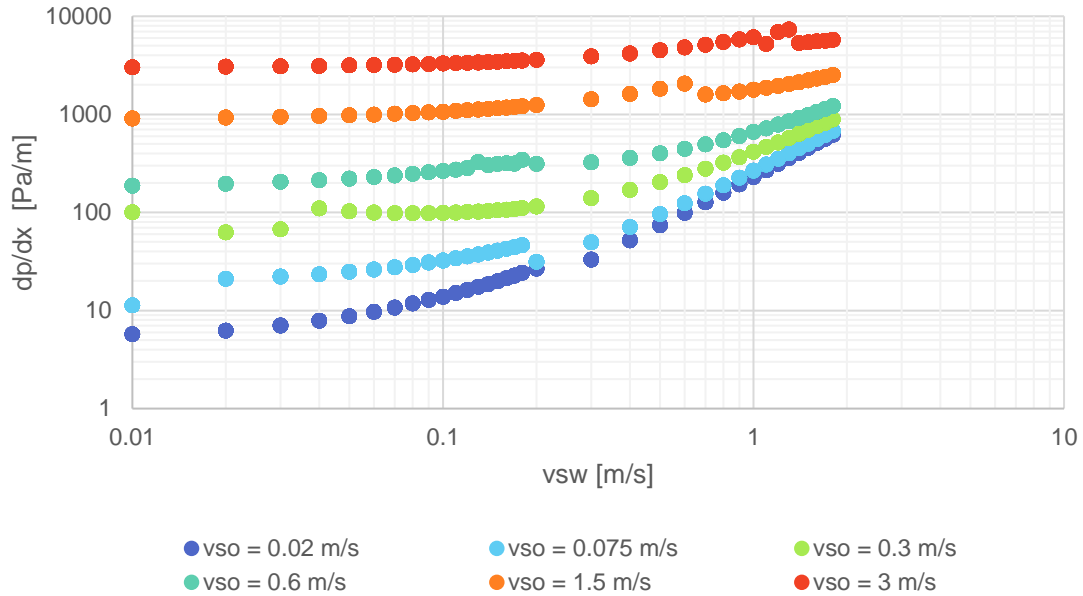


Fig. 7.2 Curvas de gradiente de presión

7.2 Barrido dinámico

En este apartado se presentan y discuten los resultados de la simulación de un barrido dinámico de una mezcla agua-aceite. Para tal propósito, se tomaron en cuenta los datos reportados por Fairuzov en el 2000; se trata de una tubería horizontal de 20 [km] y un diámetro interno de 0.3656 [m]; las propiedades de los fluidos se indican en la **Tabla 7.2**. Para realizar la simulación se emplearon 200 celdas de longitud igual.

Tabla 7.2 Propiedades de los fluidos.

Parámetro	Valor
Densidad del aceite, ρ_o [kg/cm^3]	854
Densidad del agua, ρ_w [kg/cm^3]	1,000
Viscosidad del aceite, μ_o [$Pa \cdot s$]	0.008
Viscosidad del agua, μ_w [$Pa \cdot s$]	0.001

Fairuzov (2000) analizó la hidrodinámica del flujo bifásico transitorio cuando el gasto de agua se incrementa, así como cuando se reduce; asimismo, analizó el efecto de la inclinación de la tubería en la propagación de las ondas de colgamiento. A continuación, se presentan y discuten los resultados del programa para los casos analizados por este autor.

7.2.1 Aumento del gasto de agua (flujo disperso)

En este caso, se analizó el comportamiento del flujo cuando la velocidad superficial del agua a la entrada aumenta de forma lineal con respecto al tiempo, desde 0.1 hasta 0.3 m/s durante una hora. La velocidad de la mezcla se mantuvo constante en 2.6 m/s y el paso de tiempo utilizado fue de 30 segundos.

En la **Fig. 7.3** se presentan los perfiles del colgamiento del agua a diferentes tiempos. Los resultados reportados por Fairuzov (2000) se muestran con líneas continuas, mientras que los obtenidos con la herramienta de cómputo se presentan con líneas discontinuas en color. Como puede observarse, el programa de cómputo reproduce satisfactoriamente los resultados del autor referido.

De acuerdo con la Fig.7.3, se observa que un aumento en el gasto de agua a la entrada produce una onda de colgamiento que se propaga a través de la tubería; la cual llega a la salida en aproximadamente 7,500 segundos. Es importante destacar que, bajo las condiciones analizadas, el patrón de flujo observado durante toda la simulación fue disperso; debido a que este régimen de flujo es homogéneo, la velocidad del agua es igual a la velocidad de la mezcla y, en consecuencia, se mantiene constante. Por lo tanto, la onda se propaga sin distorsionarse.

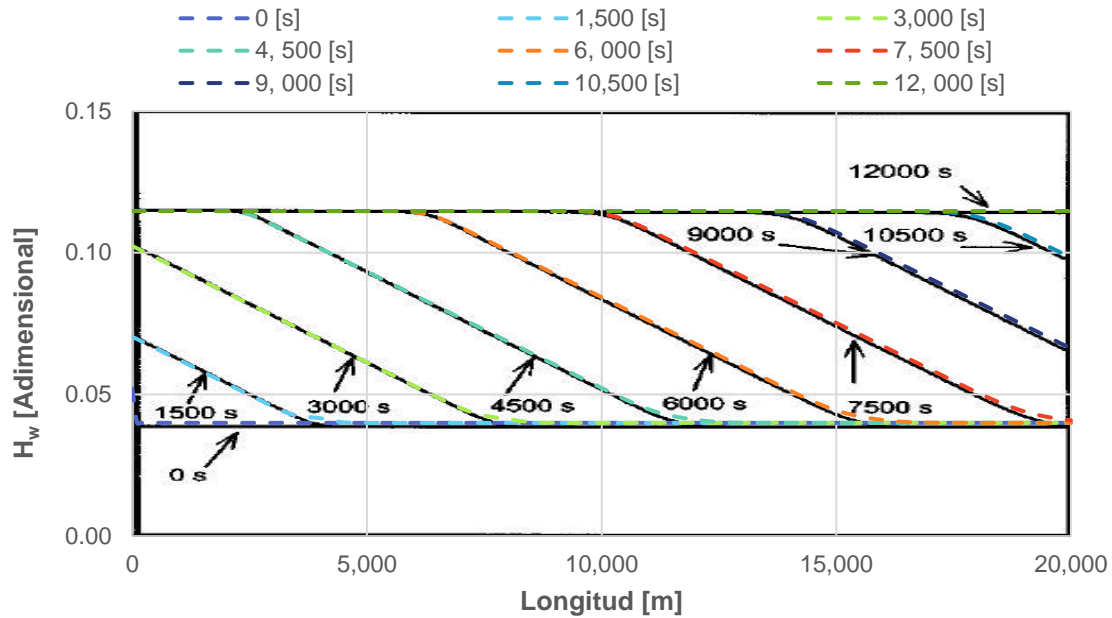


Fig. 7.3 Propagación de la onda de colgamiento (Modificada de Fairuzov, 2000)

7.2.2 Aumento del gasto de agua (flujo estratificado)

En este caso, se analizó el efecto de incrementar linealmente la velocidad superficial del agua a la entrada durante una hora, desde 0.05 m/s hasta 0.2 m/s, manteniendo la velocidad de la mezcla en un valor constante de 1 m/s. A diferencia del caso anterior, bajo estas condiciones, el patrón de flujo observado durante toda la simulación fue estratificado.

En la **Fig. 7.4** se comparan los perfiles transitorios de colgamiento de agua a diferentes tiempos, y en la **Fig. 7.5** los perfiles de la velocidad del agua. Al igual que en el caso anterior, los datos reportados por Fairuzov (2000) se muestran con líneas continuas. En ambas figuras se observa que los resultados obtenidos con el programa de cómputo difieren ligeramente de los reportados por el autor, a partir de los 12,000 segundos; se realizaron diversos estudios paramétricos para identificar la fuente de estas diferencias, sin embargo, no se logró hacerlo. La conclusión es que probablemente los datos de entrada reportados en el artículo no correspondan a los resultados mostrados (observar en la Fig. 7.5, la diferencia en la velocidad superficial del agua una vez que se alcanzó un régimen estacionario – líneas

horizontales a 24,000 segundos); o bien a los esquemas numéricos utilizados. Más allá de estas diferencias, se observa que el programa captura las características principales de la hidrodinámica del sistema.

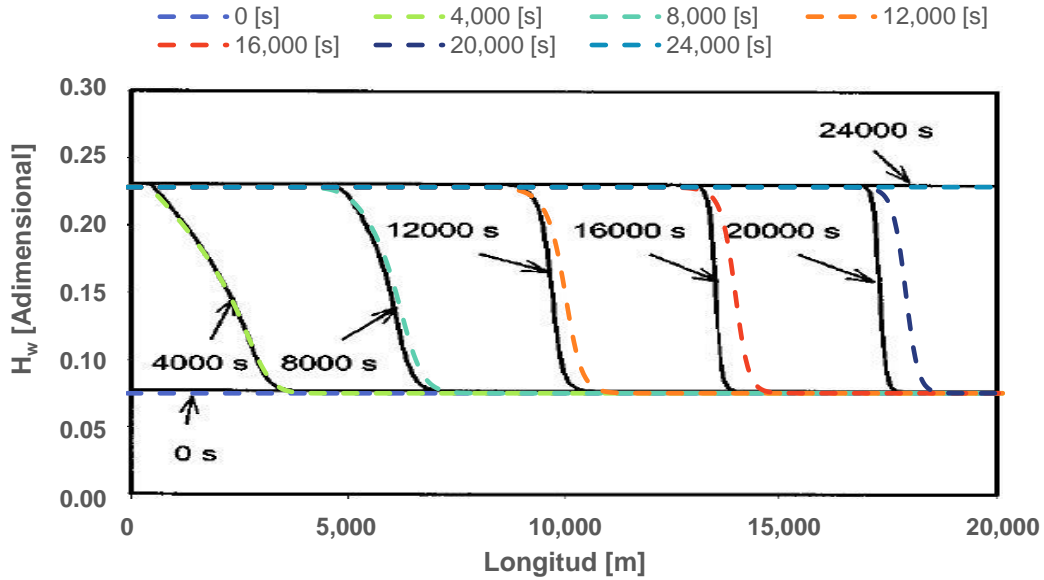


Fig. 7.4 Propagación de la onda de colgamiento de agua generada por el incremento del gasto de agua para flujo estratificado (Modificada de Fairuzov, 2000)

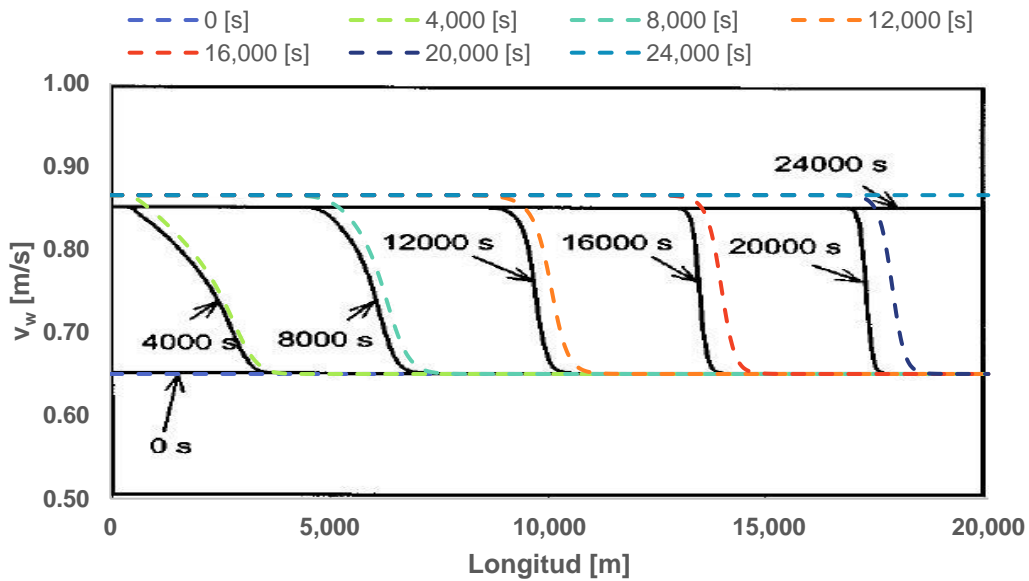


Fig. 7.5 Perfiles transitorios de la velocidad del agua generados por el incremento del gasto de agua (Modificada de Fairuzov, 2000)

7.2.3 Disminución del gasto de agua (flujo estratificado)

Se analizó el efecto que provoca disminuir el gasto de agua en la entrada en la hidrodinámica del flujo agua-aceite; considerando una disminución lineal de 0.2 a 0.05 m/s durante una hora. La velocidad de la mezcla se mantuvo en un valor constante de 1 m/s y el patrón de flujo observado fue estratificado.

En la **Fig. 7.6** se muestran los perfiles del colgamiento a diferentes tiempos, y en la **Fig. 7.7** los de velocidad. Al comparar los resultados obtenidos (líneas discontinuas en color) con los reportados originalmente (líneas continuas), se observan ligeras diferencias en ambos perfiles, principalmente en el de velocidad, a partir de aproximadamente 12,000 segundos; a este respecto, debe observarse en la Fig. 7.7 la diferencia en el valor de la velocidad superficial del agua en condiciones de régimen estacionario al inicio de la simulación; esto pudiera explicar las diferencias mencionadas. Por lo tanto, puede concluirse que en términos generales el programa reproduce bien los efectos transitorios en el sistema.

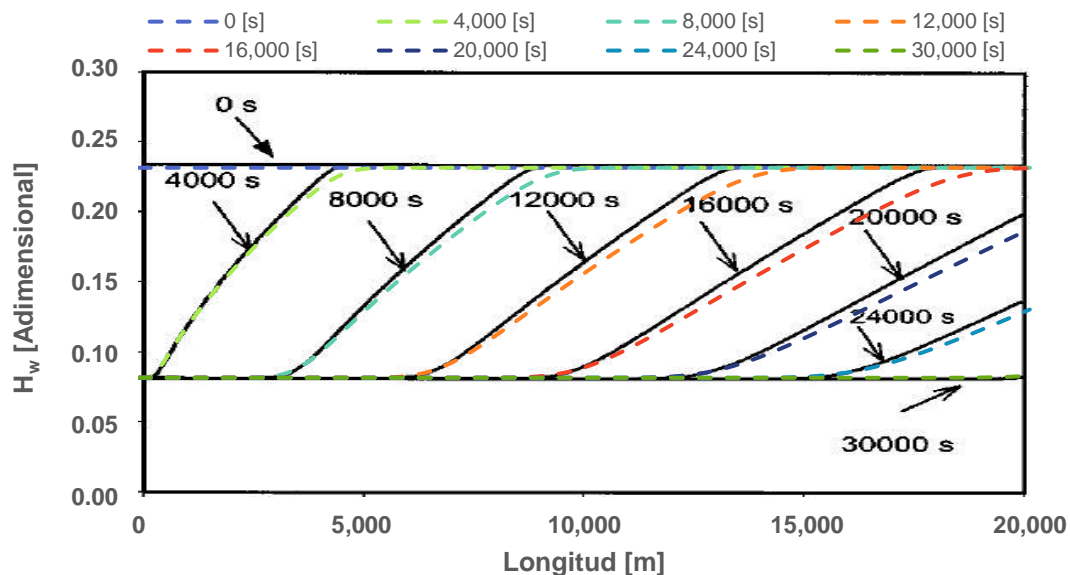


Fig. 7.6 Propagación de la onda de colgamiento generada por la disminución del gasto de agua en flujo estratificado (Modificada de Fairuzov, 2000)

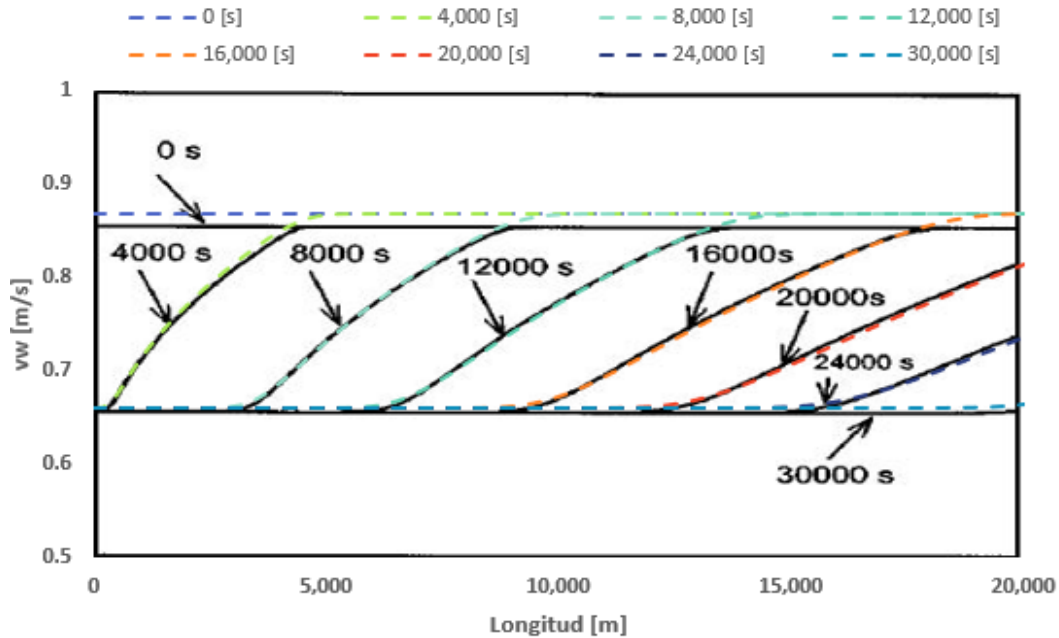


Fig. 7.7 Perfiles transitorios de la velocidad del agua generados por la disminución del gasto de agua en flujo estratificado (Modificada de Fairuzov, 2000)

7.2.4 Efecto de la inclinación de la tubería

Para este caso, como en Fairuzov (2000), se consideró una tubería dividida en cuatro secciones de igual longitud (5000 m), pero con diferentes ángulos de inclinación. La primera y cuarta secciones son horizontales, mientras que la segunda y tercera tienen una inclinación de $+2^\circ$ y -2° , respectivamente.

Inicialmente, se consideró flujo en estado estacionario a lo largo de la tubería. Las velocidades del agua y del aceite a la entrada son 0.05 m/s y 0.95 m/s, respectivamente. La velocidad de la mezcla se mantuvo constante en 1 m/s. En la simulación se consideró un incremento lineal de la velocidad del agua, desde 0.05 m/s a 0.2 m/s, durante una hora. En la **Fig. 7.8** se muestran los perfiles de colgamiento de agua a tiempos diferentes, y en la **Fig. 7.9** los de velocidad.

Como se observa en ambas figuras, existe un buen acuerdo entre los resultados del programa con los reportados por Fairuzov (2000). Las diferencias más notables se

observan en la tercera sección de la tubería, entre los 9,000 y 10,500 segundos; en este periodo es cuando la onda de colgamiento pasa a través de la sección con flujo descendente.

Para $t = 0$ s, el patrón de flujo es estratificado en las cuatro secciones de la tubería. Debido al efecto de gravedad, el agua fluye más lento en la sección con pendiente ascendente y más rápido en la sección descendente, en comparación con las condiciones en las secciones horizontales.

Para $t = 3,000$ s, se ha generado una onda de colgamiento en la primera sección de la tubería debido al incremento del gasto de agua a la entrada. La onda de colgamiento se vuelve más pronunciada conforme avanza en la primera sección; ahora bien, el flujo en las otras secciones continúa sin perturbaciones.

El frente de la onda de colgamiento alcanza la segunda sección aproximadamente a $t = 6,000$ s. Como puede observarse en la Fig. 7.8, el agua ha comenzado a acumularse en la segunda sección.

En $t = 9,000$ s, existe una transición de flujo estratificado a flujo disperso debido a un aumento en el nivel del agua en la segunda sección; una evidencia es que la velocidad del agua es igual a la de la mezcla, como se observa en la Fig. 7.9; esta transición ocurre en el frente de la onda cuando $H_w = 0.17$. Por otra parte, la onda de colgamiento también se ha manifestado en la tercera sección; no obstante, el patrón de flujo continúa siendo estratificado debido a la acción de la gravedad.

Para $t = 12,000$ s, la onda de colgamiento ha alcanzado la cuarta sección, y no ha terminado de salir de la segunda. En la primera y tercera secciones, el patrón de flujo es estratificado; en la segunda, es disperso.

A los $t = 13,500$ s, la onda de colgamiento prácticamente ha salido de la segunda sección, y el agua continúa desplazando el aceite en el último tramo. Para $t = 16,500$ s, el frente de onda de colgamiento alcanza la salida. A $t = 19,500$ s, el agua continúa acumulándose, pero únicamente en la cuarta sección. Finalmente, en $t = 24,000$ s, se alcanza un nuevo estado estacionario. El patrón de flujo en la tubería es

principalmente estratificado, excepto para la sección de pendiente ascendente, donde prevalece el flujo disperso.

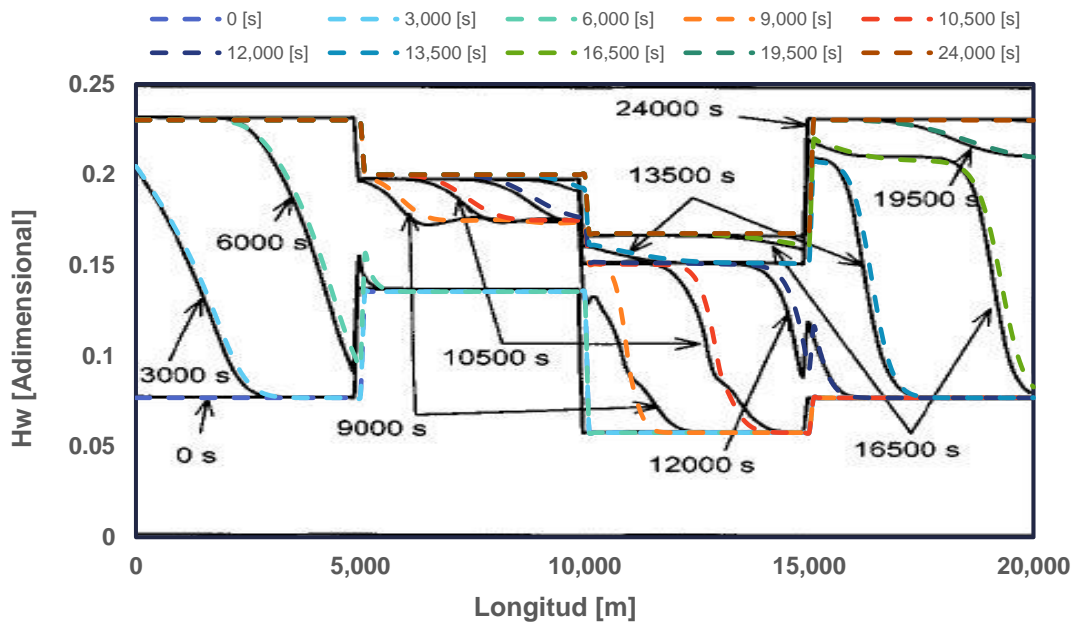


Fig. 7.8 Distribución del colgamiento de agua en régimen transitorio (Modificada de Fairuzov, 2000)

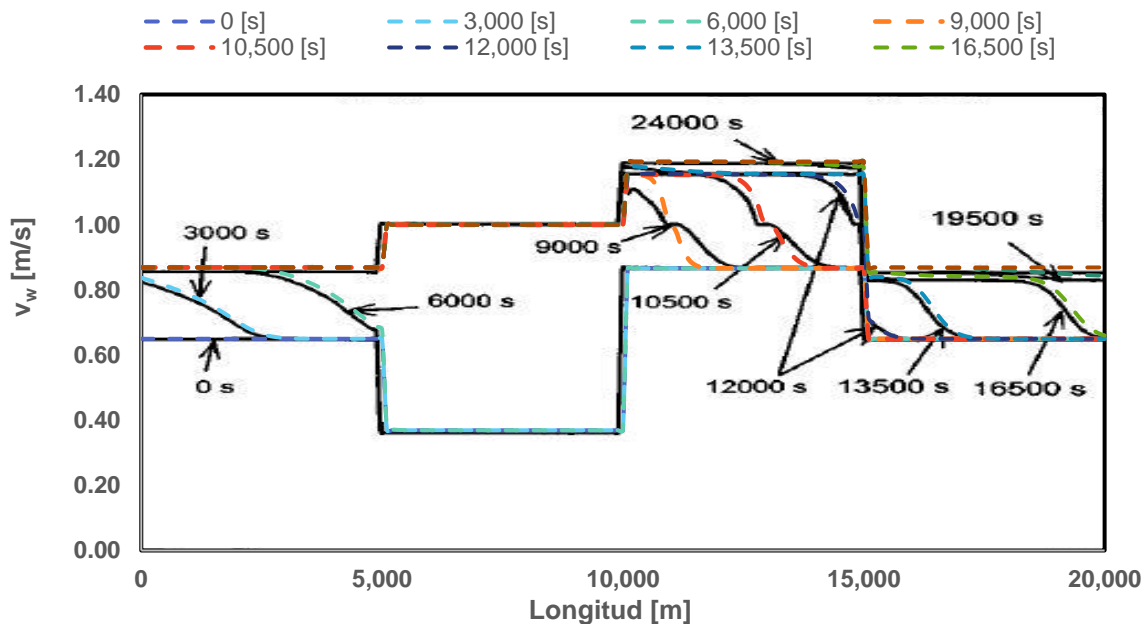


Fig. 7.9 Perfiles de velocidad del agua en régimen transitorio (Modificada de Fairuzov, 2000)

7.3 Simulación del desplazamiento de un ELI en un ducto con acumulación de agua

En esta sección se presentan los resultados obtenidos al simular el desplazamiento de un ELI en un oleoducto horizontal con acumulación de agua. Primeramente, se presenta y discute un caso base; posteriormente, se analizan los efectos del colgamiento de agua, la viscosidad del aceite, y el diámetro de la tubería, sobre las dimensiones del bache formado. Los datos de entrada utilizados en las simulaciones se indican en la **Tabla 7.3**. En todos los casos, se consideró que se tiene flujo monofásico de aceite detrás del ELI, y que el colgamiento de agua en el cuerpo del bache es un dato de entrada.

Tabla 7.3 Datos de entrada

Parámetro	Valor
Gasto de agua, Q_w [m^3/s]	0.00230
Gasto de aceite, Q_o [m^3/s]	0.04370
Densidad del agua, ρ_w [kg/m^3]	1000
Densidad del aceite, ρ_o [kg/m^3]	854
Inclinación de la tubería, β [<i>grados</i>]	0
Viscosidad del agua, μ_w [<i>cp</i>]	1
Viscosidad del aceite, μ_o [<i>cp</i>]	8
Diámetro de la tubería, D [<i>m</i>]	0.2
Longitud de la tubería, L [<i>m</i>]	15,000
Colgamiento en el bache, H_{LS} [<i>Adimensional</i>]	0.45
Corte de agua, C_w [%]	0.05

Antes de continuar con los análisis, es importante resaltar que no se tuvieron disponibles datos medidos durante operaciones de “pigging” en oleoductos con acumulación de agua, que permitieran validar los resultados del modelo. Por lo tanto, únicamente se realizaron cálculos volumétricos para verificarlos; para tal efecto, se cuantificaron los volúmenes iniciales de agua y aceite en la tubería; posteriormente, se verificó que se cumplieran los balances de masa y momento en cada celda; finalmente, se sumaron los volúmenes desplazados de aceite y agua, los cuales coincidieron con los volúmenes originales en todos los casos analizados.

7.3.1 Caso base

En la **Fig. 7.10** se muestran los perfiles del colgamiento del agua a diferentes tiempos durante una operación de “pigging”. Inicialmente, el patrón de flujo en el ducto es estratificado, con un colgamiento de agua de 0.0769. Una vez que inicia el desplazamiento del ELI, se distinguen tres secciones: la primera corresponde al flujo monofásico de aceite detrás del ELI, por lo que el valor de colgamiento de agua es cero; en la zona del bache, el colgamiento de agua es de $H_{LS} = 0.45$. Finalmente, se tiene la sección corriente abajo del bache, donde los efectos del ELI aún no han perturbado el flujo.

En la Fig. 7.10 se observa que la longitud del bache se incrementa continuamente conforme avanza el ELI, ya que arrastra el agua de la película existente en la zona no perturbada. El ELI llega a la salida del ducto en aproximadamente 2.84 [h]. La longitud máxima del bache es de 1,084 [m]. El patrón de flujo corriente abajo del bache durante toda la simulación se mantuvo en flujo estratificado.

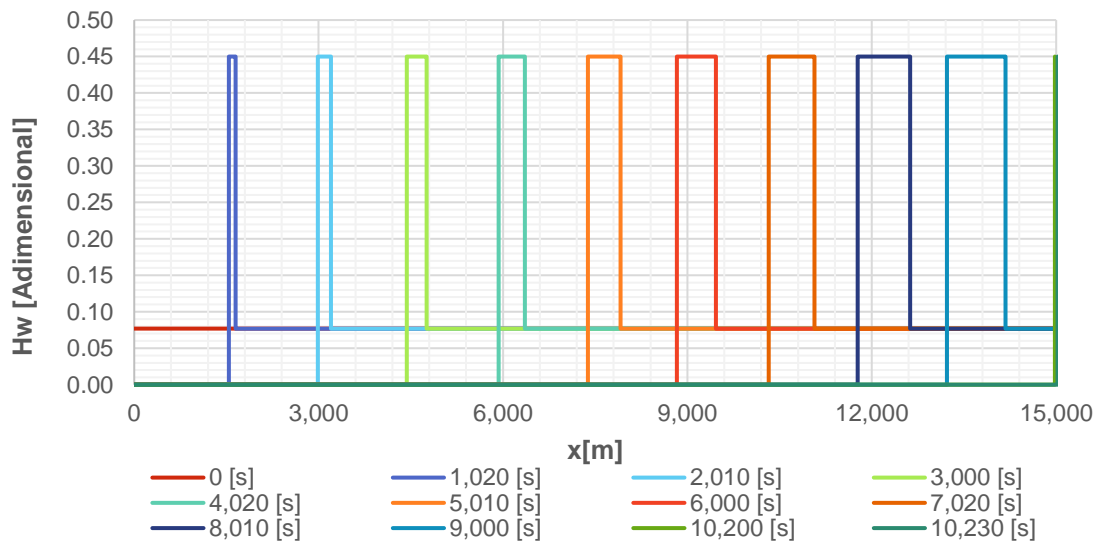


Fig. 7.10 Colgamiento de agua vs posición, caso base

En la **Fig. 7.11** se presenta la variación de la presión en la entrada con respecto al tiempo; observándose que aumenta prácticamente de forma lineal, y alcanzando su valor máximo cuando el frente llega al final de la tubería. Por otra parte, cuando el

ELI llega a la salida, la presión disminuye hasta el valor correspondiente a las condiciones de flujo monofásico de aceite.

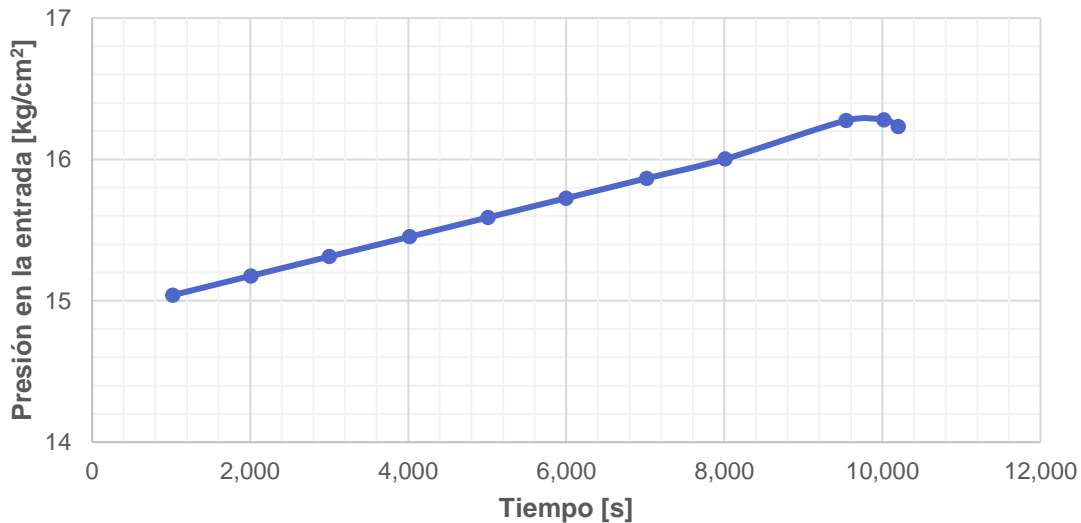


Fig. 7.11 Presión a la entrada, caso base

En la **Fig. 7.12** se muestran las posiciones del ELI y del frente del bache con respecto al tiempo. De acuerdo con esta figura, el frente alcanzó el final de la tubería a los 9,540 segundos, mientras que el ELI llegó a la salida a los 10,230 segundos. Por lo tanto, el bache de agua salió por completo de la tubería en 690 segundos.

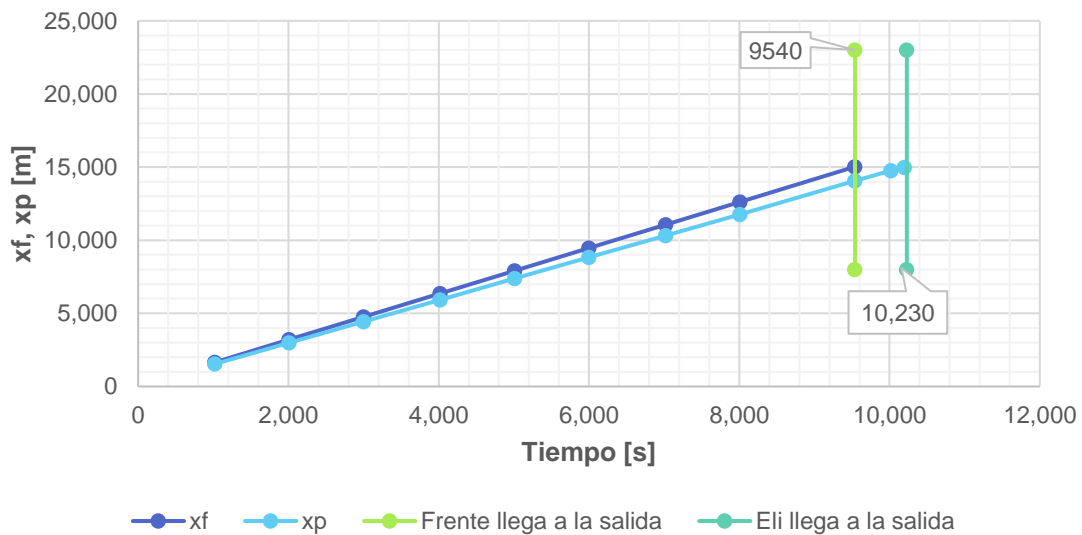


Fig. 7.12 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo, caso base

7.3.4 Efecto del colgamiento de líquido en el bache

En esta sección se analiza el efecto que tiene el colgamiento de agua en las características del bache de líquido. Como se mencionó en el capítulo cuatro, este parámetro se tomó como dato de entrada ya que las correlaciones existentes para estimarlo dependen de parámetros experimentales no disponibles. Por tanto, se tomaron dos valores adicionales de H_{LS} (0.25 y 0.75) al caso base (0.45) para analizar el efecto de este parámetro en el desplazamiento de un ELI.

a) Colgamiento de agua en el bache, $H_{LS}=0.25$

En la Fig. 7.13 se muestra el perfil del colgamiento de agua en el bache; como en el caso base, el colgamiento de la película es de 0.0769. Es evidente que el colgamiento de agua en el bache influye en su longitud de éste. Al disminuir el valor de H_{LS} de 0.45 a 0.25, la longitud total del bache se incrementó en aproximadamente un kilómetro con respecto al caso base, alcanzando 2,230 [m] (Fig. 7.14).

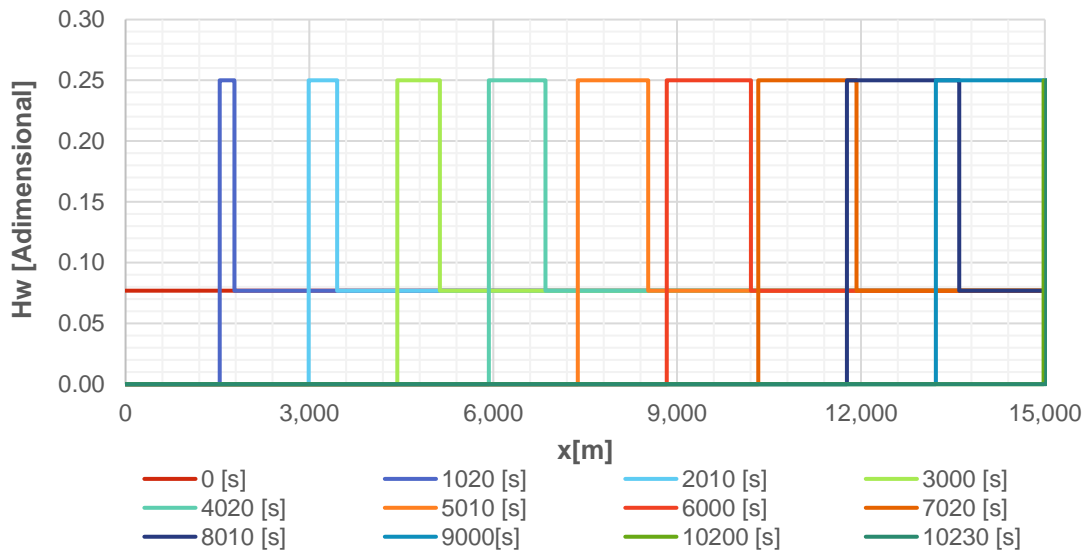


Fig. 7.13 Colgamiento de agua vs posición, $H_{LS} = 0.25$

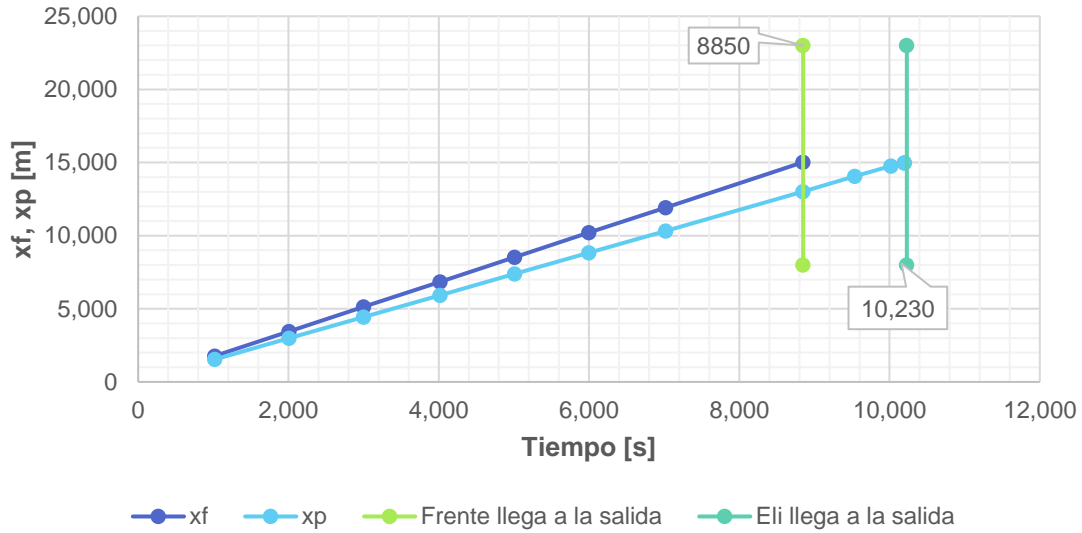


Fig. 7.14 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo, $H_{LS} = 0.25$

La **Fig. 7.15** muestra que la presión a la entrada se mantuvo prácticamente igual que en el caso base.

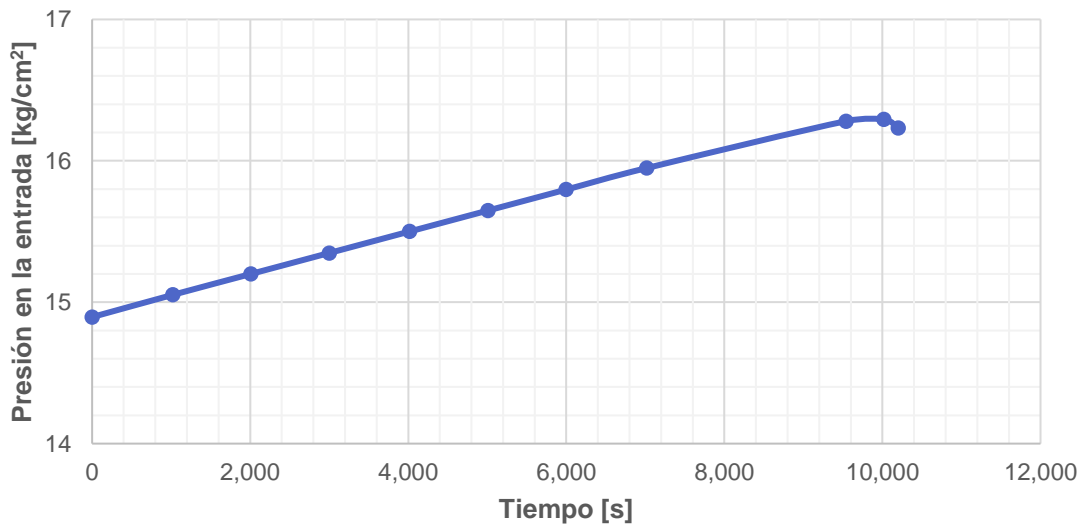


Fig. 7.15 Presión a la entrada, $H_{LS} = 0.25$

b) Colgamiento de agua en el bache, $H_{LS}=0.75$

En la **Fig. 7.16** se muestra el perfil del colgamiento de agua, considerando un valor de $H_{LS} = 0.75$. En comparación con el caso base ($H_{LS} = 0.45$), la longitud del

bache disminuyó en aproximadamente medio kilómetro, hasta un valor de 589 [m]. El patrón de flujo durante la simulación fue estratificado, por lo que el comportamiento de la presión a la entrada (**Fig. 7.17**) es similar al caso base. Finalmente, en la **Fig. 7.18** se muestra la posición del ELI y del frente con respecto al tiempo; a diferencia del caso base, al disminuir la longitud del bache, le toma menos tiempo llegar a la salida de la tubería.

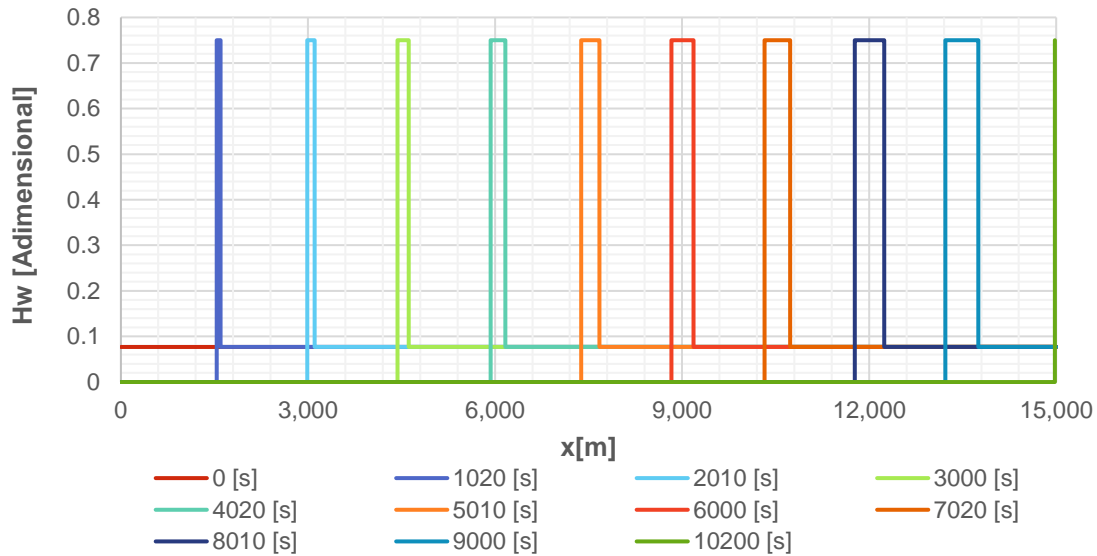


Fig. 7.16 Colgamiento de agua vs posición, $H_{Ls} = 0.75$

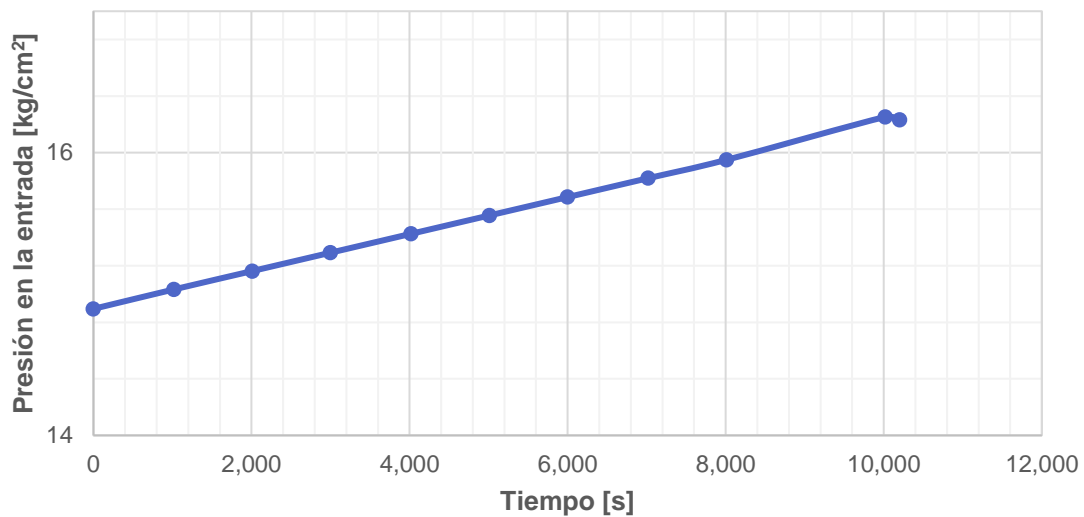


Fig. 7.17 Presión a la entrada, $H_{Ls} = 0.75$

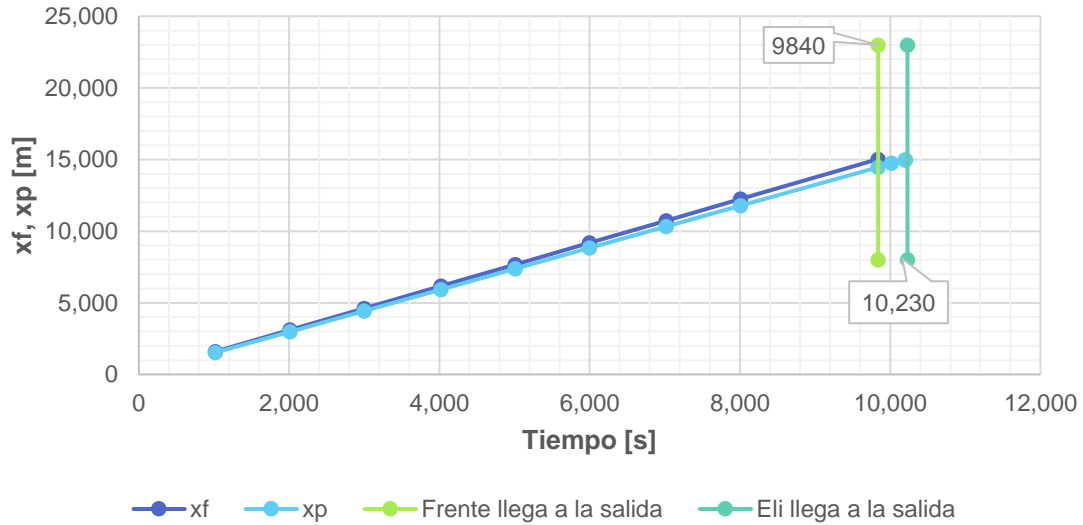


Fig. 7.18 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo, $H_{Ls} = 0.75$

7.3.2 Efecto de la viscosidad del aceite

En la Fig. 7.19 se muestra el efecto que tiene la viscosidad del aceite en los perfiles de colgamiento. En este caso, se consideró un incremento de 8 a 400 [cp]. Al igual que en el caso base, cada perfil muestra tres secciones; sin embargo, la separación entre la segunda (bache) y tercera sección no es tan evidente, debido a que la longitud máxima del bache fue de 28 metros (alrededor de 1,000 metros menos que en el caso base). El patrón de flujo durante toda la simulación fue estratificado.

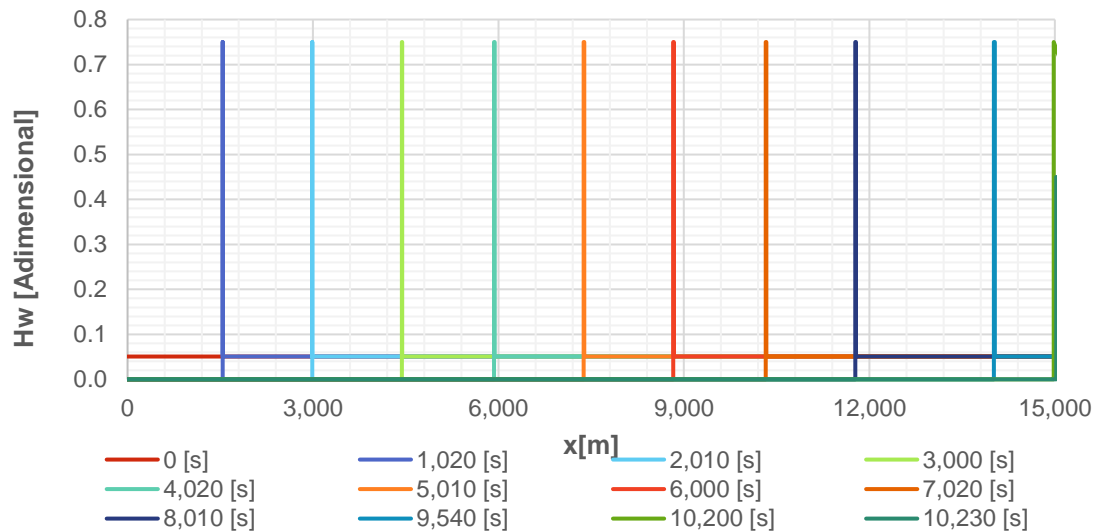


Fig. 7.19 Colgamiento de agua vs posición. Caso: incremento de la viscosidad del aceite

En la **Fig. 7.20** se presenta la variación de la presión a la entrada con respecto al tiempo; observándose que aumentó de manera considerable con respecto al caso base (Fig.7.11), debido a que existe una mayor resistencia al flujo en el ducto. Por otra parte, no se observa la disminución de la presión (Fig. 7.20) cuando el ELI llega al final de la tubería; debido a que la distancia entre éste y el frente del bache (longitud de bache) es pequeña, como se muestra en la **Fig. 7.21**. El bache salió totalmente del ducto en 30 segundos.

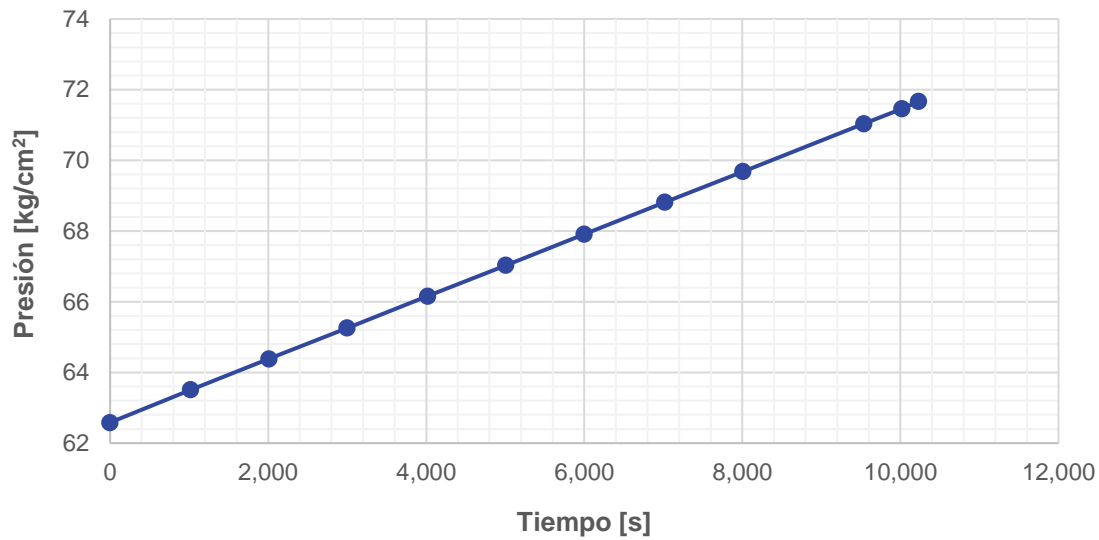


Fig. 7.20 Presión a la entrada. Caso: incremento de la viscosidad del aceite

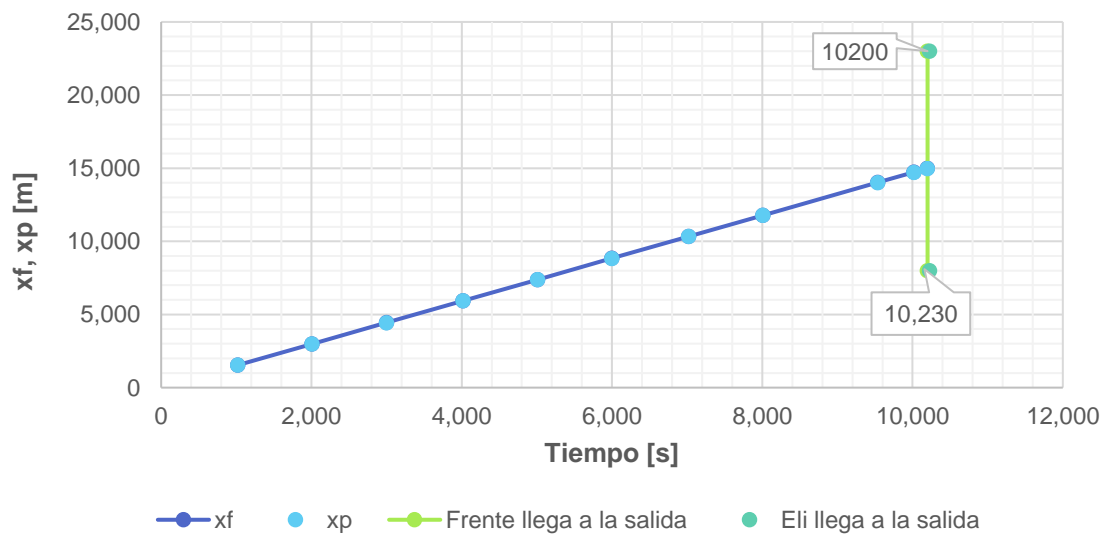


Fig. 7.21 Posiciones del ELI y el frente con respecto al tiempo. Caso: incremento de la viscosidad del aceite

7.3.3 Efecto del diámetro

En la **Fig. 7.22** se muestran los perfiles de colgamiento de agua a diferentes tiempos, cuando el diámetro es de 0.3 [m] (incremento de 10 [cm] con respecto al caso base). Inicialmente, el patrón de flujo fue estratificado, con un colgamiento en la película de 0.0769, como en el caso base. Como se muestra en la Fig. 7.22, los baches de líquido tienen una longitud menor con respecto al caso base para un mismo tiempo. Ahora bien, la longitud total del bache antes de salir del ducto es la misma que en el caso base, requiriéndose 1200 segundos para ser desplazado.

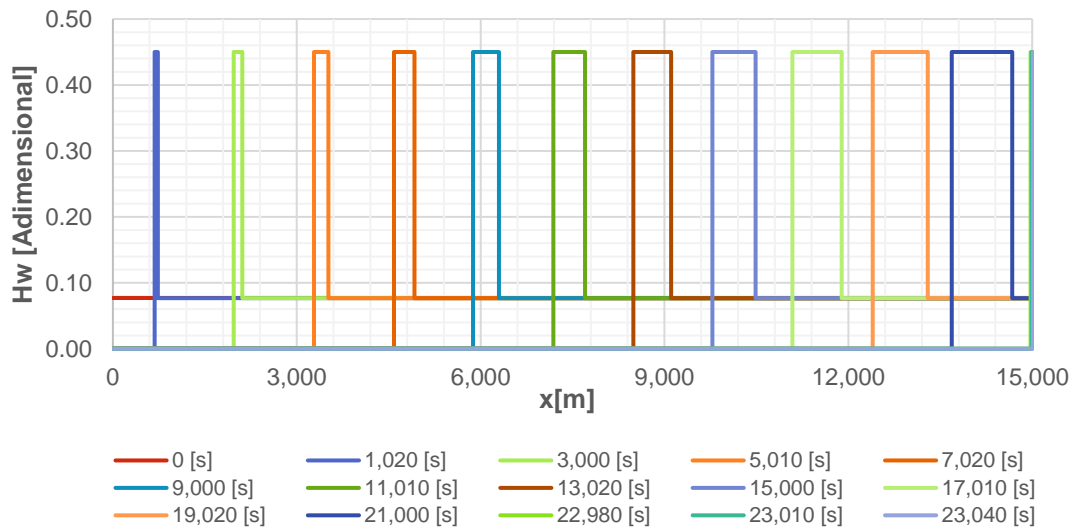


Fig. 7.22 Colgamiento de agua vs posición. Caso: aumento del diámetro

En la **Fig. 7.23** se muestra la presión a la entrada; se observa que los valores de presión disminuyen considerablemente con respecto al caso base.

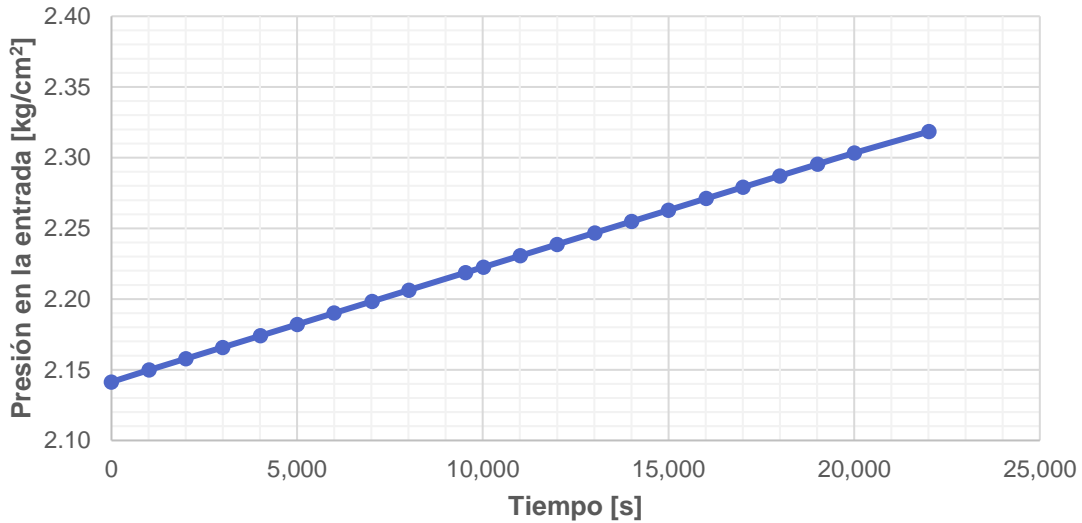


Fig. 7.23 Presión a la entrada. Caso: aumento del diámetro

Por otra parte, en la **Fig. 7.24** se muestran las posiciones del ELI y el frente con respecto al tiempo. Aunque la longitud total del bache (1,085 metros) fue solo un metro más que el caso base, al ELI tardó 1200 segundos (510 segundos más que en el caso base) para desplazar toda el agua del ducto. Por otra parte, el ELI llegó al final del ducto en 6.4 horas (alrededor de cuatro horas más).

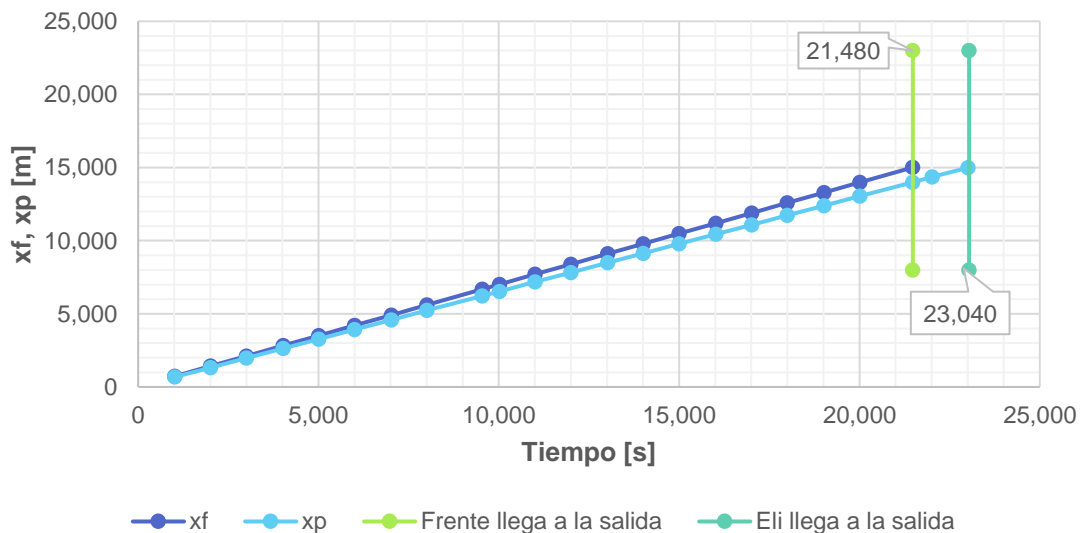


Fig. 7.24 Posición del ELI y el frente con respecto al tiempo. Caso: aumento del diámetro

Capítulo 8

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

1. Se realizó una revisión de la literatura acerca de modelos para simular el desplazamiento de elementos de limpieza interna en ductos con flujo gas – líquido, y se documentaron los más representativos.
2. Se revisó y documentó el concepto de patrones de flujo en sistemas agua – aceite, su clasificación y las características más importantes de cada uno de éstos. Adicionalmente, se seleccionó e integró un modelo mecanicista para generar mapas de patrones de flujo.
3. Se desarrolló un modelo hidrodinámico de flujo transitorio agua – aceite en oleoductos que permite simular barridos dinámicos y el desplazamiento de un elemento de limpieza interna.
4. Se desarrolló un programa de cómputo con base en el modelo desarrollado, cuyos resultados se verificaron con datos reportados en la literatura. El programa permite:
 - a. Generar mapas de patrones de flujo líquido – líquido.
 - b. Simular barridos dinámicos en sistemas agua – aceite.

- c. Calcular los principales parámetros hidrodinámicos durante el desplazamiento de un ELI en oleoductos con acumulación de agua.
5. Se realizaron simulaciones para analizar el comportamiento hidrodinámico transitorio del flujo agua - aceite durante barridos dinámicos y desplazamientos de elementos de limpieza interna. Los resultados obtenidos son los siguientes:

Barridos dinámicos

- Durante los barridos dinámicos se generan ondas de colgamiento que se propagan a lo largo de la tubería. Cuando el flujo es disperso el perfil de colgamiento no se distorsiona. En tuberías inclinadas, las fases tienden a segregarse.

Desplazamiento de un elemento de limpieza interna

- Los baches llegan con una menor longitud a la salida de la tubería y tardan más en llegar si aumenta el colgamiento de agua en el bache.
- Con el aumento de la viscosidad del aceite, la longitud de total del bache disminuye y la presión a la entrada aumenta.
- La longitud de los baches a la salida no depende del diámetro; sin embargo, tardarán más en llegar si éste aumenta.

Recomendaciones

1. Desarrollar una correlación para el cálculo del colgamiento de agua en el cuerpo del bache que dependa de variables que puedan obtenerse en la práctica.
2. Continuar con la validación del modelo propuesto a partir de datos medidos en oleoductos con acumulación de agua, durante barridos dinámicos y operaciones de “pigging”.

Nomenclatura

Variable	Significado
<i>A</i> :	área
<i>AF</i> :	área de flujo
<i>a</i> :	coeficiente de relación de dispersión, parámetro de la ecuación de Peng Robinson
<i>b</i> :	coeficiente de relación de dispersión, parámetro de la ecuación de Peng Robinson
<i>c</i> :	coeficiente de relación de dispersión
<i>C_{iv}</i> :	velocidad de onda crítica
<i>c_L</i> :	coeficiente de esfuerzo o fricción
<i>C_v</i> :	velocidad de la onda al inicio de la inestabilidad
<i>C_w</i> :	fracción de agua
<i>D</i> :	diámetro
<i>d</i> :	coeficiente de relación de dispersión
<i>dh</i> :	diámetro hidráulico
<i>Do/w & w</i> :	dispersión aceite en agua y agua
<i>Do/w & w/o</i> :	dispersión dual aceite en agua y agua en aceite
<i>Do/w</i> :	dispersión aceite en agua
<i>dp</i> :	caída de presión en un segmento
<i>Dw/o</i> :	dispersión agua en aceite
<i>dz</i> :	elevación de un segmento
<i>E</i> :	eficiencia de barrido
<i>e</i> :	coeficiente de relación de dispersión
<i>E_i</i> :	módulo de elasticidad del ELI
<i>f</i> :	factor de fricción
<i>F_c</i> :	fuerza de contacto por unidad de longitud
<i>F_f</i> :	fuerza de fricción por unidad de longitud de tubería
<i>F_g</i> :	fuerza de flotación
<i>F_T</i> :	fuerza de turbulencia
<i>F_μ</i> :	fuerzas externas por unidad de área
<i>g</i> :	aceleración de la gravedad
<i>H</i> :	colgamiento, entalpía
<i>h_w</i> :	altura del agua
<i>IKH</i> :	criterio invíscido de Kelvin Helmholtz

Variable	Significado
J_g :	contribución de los efectos de gravedad
J_u :	contribución de los efectos de Bernoulli
J_μ :	contribución de los efectos viscosos
J_σ :	contribución debido a la tensión superficial
K :	módulo de elasticidad del fluido
k :	número de onda
L :	longitud de la tubería
m :	exponente de la función de coalescencia, parámetro de la ecuación de Peng Robinson
m_p :	masa del ELI
n :	coeficiente de función de coalescencia
p :	presión
p_f :	presión del fluido, presión interfacial
q :	gasto de flujo de calor por unidad de área en la pared de la tubería
R :	constante universal de los gases, 8.314 (m ² kg/s ² kmol)
N_{Re} :	número de Reynolds
r_p :	radio del ELI
S :	perímetro mojado
$ST&MI$:	flujo estratificado con mezcla en la interfase
ST :	flujo estratificado
T :	temperatura
t :	tiempo
u^* :	velocidad de fricción
V :	volumen del volumen de control, volumen del fluido
VKH :	criterio víscido de Kelvin Helmholtz
W_e :	número de Weber
x :	coordenada axial, posición
z :	factor de compresibilidad del gas
z_p :	elevación de la tubería en la posición del ELI
z_t :	elevación de la tubería en la posición del frente del bache

Letras griegas

Variable	Significado
β :	ángulo de inclinación
μ :	viscosidad
ρ :	densidad

τ : esfuerzo de corte

Subíndices

Variable	Significado
<i>s</i> :	bache, superficial
<i>L</i> :	líquido
<i>g</i> :	gas
<i>m</i> :	mezcla
<i>w</i> :	agua
<i>o</i> :	aceite
<i>p</i> :	ELI, pig
<i>t</i> :	traslación
<i>TV</i> :	transición
<i>cs</i> :	superficie de control
<i>F</i> :	flujo
<i>i</i> :	interfase
<i>av</i> :	promedio
<i>c</i> :	crítica
<i>r</i> :	reducida

Referencias

Al-Wahabi, T. y Angeli, P. 2007. Transition Between Stratified and Non-Stratified Horizontal Oil–Water flows. Part I: Stability analysis. *Chem Eng Sci* **62** (11): 2915-2928. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2007.01.024>.

Andritsos, N. y Hanratty, T. J. 1987. Influence of Interfacial Waves in Stratified Gas–Liquid Flows. *AIChE J* **33** (3): 444 -454. <https://doi.org/10.1002/aic.690330310>.

Barua, S. 1982. *An Experimental Verification and Modification of the McDonald and Baker Pigging Model for Horizontal Flow*. PhD dissertation, University of Tulsa, Tulsa, Oklahoma.

Beggs, D. H. y Brill, J. P. 1973. A Study of a Two-Phase Flow in Inclined Pipes. *J Pet Technol* **25** (5): 607-617. <https://doi.org/10.2118/4007-PA>.

Brauner, N. 2001. The Prediction of Dispersed Flows Boundaries in Liquid–Liquid and Gas–Liquids Systems. *Int J Multiphase Flow* **27** (5): 885-910. [https://doi.org/10.1016/S0301-9322\(00\)00056-2](https://doi.org/10.1016/S0301-9322(00)00056-2).

Brauner, N. y Moalem Maron, D. 1992. Stability Analysis of Stratified Liquid–Liquid Flow. *Int J Multiphase Flow* **18** (1): 103-121. [https://doi.org/10.1016/0301-9322\(92\)90009-6](https://doi.org/10.1016/0301-9322(92)90009-6).

Caballero Espíndola, O. 2015. *Programa de Cómputo para Generar Mapas de Patrones de Flujo Agua–Aceite en Tuberías Horizontales*. Tesis de licenciatura. Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Ingeniería, México, D.F.

Deng, T., Gong, J., Zhou, J. et al. 2014. Numerical Simulation of the Effects of Vaporization on the Motion of PIG During Pigging Process. *Asia Pacific Journal of Chemical Engineering* **9** (6): 854-865. <https://doi.org/10.1002/apj.1833>.

Esmaeilzadeh, F., Mowla, D. y Asemani, M. 2009. Mathematical Modeling and Simulation of Pigging Operation in Gas and Liquid Pipelines. *J Petrol Sci Eng* **69** (1-2): 100-106. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2009.08.006>.

Fairuzov, Y. V. 2000. Numerical Simulation of Transient Flow of Two Immiscible Liquids in Pipelines. *AIChE J* **46** (7): 1332-1339. <https://doi.org/10.1002/aic.690460707>.

Gregory, G. A., Nicholson, M. K. y Aziz, K. 1978. Correlation of the Liquid Volume Fraction in the Slug for Horizontal Gas-Liquid Slug Flow. *Int J Multiphas Flow* **4** (1): 33-39. [https://doi.org/10.1016/0301-9322\(78\)90023-X](https://doi.org/10.1016/0301-9322(78)90023-X).

Hinze, J. 1955. Fundamentals of the Hydrodynamic Mechanism of Splitting in Dispersion Process. *AIChE J* **1** (3): 289-295. <https://doi.org/10.1002/aic.690010303>.

Hosseinalipour, S. K., Zarif Khalili, A. y Salimi, A. 2007. Numerical Simulation of Pig Motion Through Gas Pipelines. 16th Australasian Fluid Mechanics Conference, Gold Coast, Queensland Australia, diciembre 2-7.

Hu, Z. y Appleton, E. 2005. Dynamic Characteristics of a Novel Self-Drive Pipeline Pig. *IEEE T Robot* **21** (5): 781-789. <https://doi.org/10.1109/TRO.2005.852258>.

Ismail, A. S. I., Ismail, I., Zoveidavianpoor, M. et al. 2015. Review of Oil–Water Through Pipes. *Flow Measurement Instrum* **45** (October): 357-374. <https://doi.org/10.1016/j.flowmeasinst.2015.07.015>.

Jamshidi B. y Sarkari, M. 2016. Simulation of Pigging Dynamics in Gas-Liquid Two-Phase Flow Pipelines. *J Nat Gas Sci Eng* **32** (May): 407-414. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2016.04.018>.

Kohda, K., Suzukawa, Y. y Furukawa, H. 1988. Analysis of Transient Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipelines. *J Energy Resour Technol* **110** (2): 93-101. <https://doi.org/10.1115/1.3231371>.

Kolmogorov, A. N. 1949. On the Breaking of Drops in Turbulent Flow. *Dokl Akad Nauk* **66**: 825-828.

Larsen M., Hustvedt, E., Hedne, P. et al. 1997. PeTra: A Novel Computer Code for Simulation of Slug Flow. Artículo presentado en SPE Annual Technical Conference and Exhibition, San Antonio Texas, EUA, octubre 5-8. SPE-38841-MS. <https://doi.org/10.2118/38841-MS>.

Levich, V. 1962. *Physicochemical Hydrodynamics*. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice-Hall.

Li, Y. y Feng, S. 2004. Simulation of Pigging Dynamic in Gas–Liquid Pipelines. *Chem Ind Eng* **55** (2): 271–274.

Liang, Z. 1997. *Investigation on Transient Behaviors in Oil and Gas Two-Phase Flow Pipelines: Experimental and Modeling*. PhD dissertation, Xi'an Jiaotong University, Xi'an, China.

Lima, P. C. R. y Yeung, H. 1998. Modelling of Transient Two-Phase Flow Operations and Offshore Pigging. Artículo presentado en SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, Louisiana, EUA. SPE-49208-MS. <https://doi.org/10.2118/49208-MS>.

McDonald, A. E. y Baker, O. 1964. A Method of Calculating Multiphase Flow in Pipe Lines Using Rubber Spheres to Control Liquid Holdup. *J Drilling and Production Practice*. API-64-056.

Minami, K. y Shoham, O. 1995. Pigging Dynamics in Two-Phase Flow Pipelines: Experiment and Modeling. *SPE Prod & Fac* **10** (04): 225-231. SPE-26568-PA. <https://doi.org/10.2118/26568-PA>.

Nguyen, T. T., Kim, S. B., Yoo, H. R. et al. 2001. Modeling and Simulation for PIG Flow Control in Natural Gas Pipeline. *KSME International Journal* **15** (8): 1165-1173. <https://doi.org/10.1007/BF03185096>.

Nieckele, A. O., Braga, A. M. B. y Azevedo, L. F. A. 2001. Transient Pig Motion Through Gas and Liquid Pipelines. *J Energy Resour Technol* **123** (4): 260-269. <https://doi.org/10.1115/1.1413466>.

Out, J. M. M. 1993. On the Dynamics of Pig Slug Trains in Gas Pipelines. *OMAE* (5): 395-403.

Pauchon C., Dhulesia, H., López, D. et al. 1993. TACITE: A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow. 6th International Conference on Multiphase Production, Cannes, Francia.

Peng, D. R. y Robinson, D. B. 1976. A New Two-Constant Equation of State. *Ind Eng Chem* **15** (1): 59-64. <https://doi.org/10.1021/i160057a011>.

Saeidbakhsh M., Rafeeyan, M. y Ziaei-Rad, S. 2008. Dynamic Analysis of Small Pigs in Space Pipelines. *Oil Gas Sci Technol – Rev IFP* **64** (2): 155-164. <https://doi.org/10.2516/ogst:2008046>.

Swamee, P. K. y Jain, A. K. 1976. Explicit Equation for Pipe Flow Problems. *J Hydr Div, ASCE* **102** (5): 657-664.

Taitel, Y. y Dukler, A. E. 1976. A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow. *AIChE J* **22** (1): 47-55. <https://doi.org/10.1002/aic.690220105>.

Tolmasquim. S. T. y Nieckele, A. O. 2008. Design and Control of Pig Operations Through Pipelines. *J Petrol Sci Eng* **62** (3-4): 102-110. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2008.07.002>.

Torres, C. F., Mohan, R. S., Gomez, L. E. et al. 2016. Oil-Water Flow Pattern Transition Prediction in Horizontal Pipes. *J Energy Resour Technol* **138** (2): 1-11. JERT-14-1178. <https://doi.org/10.1115/1.4031608>.

Trallero, J. L. 1995. Oil-Water Patterns in Horizontal Pipes. PhD dissertation, University of Tulsa.

Trallero, J. L., Sarica, C. y Brill, J. 1997. A Study of Oil / Water Flow Patterns in Horizontal Pipes. *SPE Prod & Fac* **12** (03): 165-172. SPE-36609-PA. <https://doi.org/10.2118/36609-PA>.

Wallis, G. B. 1969. *One-Dimensional Two-Phase Flow*. New York: McGraw-Hill.

Xu, J., Li, C. y Liu, J. 2011. Numerical Simulation of Pigging Operation in Gas–Liquid Two Phase Flow Pipelines. International Conference on Pipelines and Trenchless Technology. [https://doi.org/10.1061/41202\(423\)54](https://doi.org/10.1061/41202(423)54).

Xu, X. X. y Gong, J. 2005. Pigging Simulation for Horizontal Gas-Condensate Pipelines with Low-Liquid Loading. *J Petrol Sci Eng* **48** (3-4): 272-280. <https://doi.org/10.1016/j.petrol.2005.06.005>.

Yeung, H. C. y Lima, P. C. 2002. Modeling of Pig Assisted Production Methods. *J Energy Resour Technol* **124** (1): 8-13. <https://doi.org/10.1115/1.1446474>.

Anexo A

Modelos teóricos para identificar patrones de flujo agua - aceite

En este anexo se muestra el desarrollo de las expresiones presentadas en el capítulo 4, para determinar la transición entre patrones de flujo para un sistema agua - aceite.

Transición de flujo estratificado a flujo no estratificado

Esta transición ocurre debido a la inestabilidad de la configuración del flujo estratificado. El enfoque más usado para el análisis de sistemas estratificados es el análisis de estabilidad lineal de Kelvin Helmholtz (KH). Este se realiza induciendo una perturbación en la interfase y se caracteriza el crecimiento de la onda resultante, con el fin de verificar su estabilidad.

La estabilidad de KH se aplica al modelo de dos fluidos asumiendo flujo incompresible, sin transferencia de masa entre la fase aceite y agua, y distribución de presión hidrostática únicamente en la dirección vertical, las ecuaciones de continuidad y de conservación de cantidad de movimiento para la fase aceite y agua, son las siguientes:

Ecuaciones de continuidad

$$\frac{\partial h_w}{\partial t} + \frac{A_w}{A'_w} \frac{\partial v_w}{\partial x} + v_w \frac{\partial h_w}{\partial x} = 0, \quad (\text{A.1})$$

$$\frac{\partial h_w}{\partial t} - \frac{A_o}{A'_w} \frac{\partial v_o}{\partial x} + v_o \frac{\partial h_w}{\partial x} = 0. \quad (\text{A.2})$$

Ecuaciones de momento

$$\begin{aligned} \rho_w A_w \frac{\partial v_w}{\partial t} + \rho_w A_w v_w \frac{\partial v_w}{\partial x} \\ = -\tau_w S_w + \tau_I S_I - \rho_w A_w g \operatorname{sen} \beta - A_w \frac{\partial p_{wI}}{\partial x} - \rho_w A_w g \cos \beta \frac{\partial h_w}{\partial x} \\ = 0, \end{aligned} \quad (\text{A.3})$$

$$\begin{aligned} \rho_o A_o \frac{\partial v_o}{\partial t} + \rho_o A_o v_o \frac{\partial v_o}{\partial x} \\ = -\tau_o S_o + \tau_I S_I - \rho_o A_o g \operatorname{sen} \beta - A_o \frac{\partial p_{oI}}{\partial x} - \rho_o A_o g \cos \beta \frac{\partial h_w}{\partial x} \\ = 0. \end{aligned} \quad (\text{A.4})$$

Los subíndices O, W, I, denotan aceite, agua e interfase, respectivamente; el área está representada por A . El perímetro mojado, S , depende de la altura del agua, h_w , y $A'_w = dA_w/dh_w$. Otras de las variables involucradas son las siguientes:

τ : Esfuerzo de corte

p : presión

v : velocidad

ρ : densidad de la fase

β : ángulo de inclinación con respecto a la horizontal

De acuerdo con Taitel y Dukler (1976), las expresiones de las áreas y perímetros mojados se expresan como:

Perímetros mojados

$$S_o = D[\text{acos}(2h_w - 1)], \quad (\text{A.5})$$

$$S_w = D[\pi - \text{acos}(2h_w - 1)], \quad (\text{A.6})$$

$$S_i = D[1 - (2h_w - 1)^2]^{0.5}; \quad (\text{A.7})$$

en las ecuaciones **A.5** - **A.7** la altura del líquido (h_w) es adimensional, mientras que los perímetros son dimensionales.

Áreas de las fases

$$A_o = \left(\frac{D}{4}\right)[S_o - S_i(2h_w - 1)], \quad (\text{A.8})$$

$$A = A - A_o; \quad (\text{A.9})$$

cuando $\left(\frac{\partial h_w}{\partial x}\right)^2 \ll 1$, la expresión para la diferencia de presión interfacial es:

$$p_{oi} - p_{wi} = \sigma \frac{\partial h_w}{\partial x^2}, \quad (\text{A.10})$$

donde σ es la tensión interfacial.

Ahora bien, dividiendo las ecuaciones **A.3** y **A.4** por A_w y A_o , respectivamente, restándolas y sustituyéndolas en la **ecuación A.10** se obtiene la ecuación de momento combinada:

$$\rho_w \frac{\partial w_w}{\partial t} - \rho_o \frac{\partial v_o}{\partial t} + \rho_w v_w \frac{\partial v_w}{\partial x} - \rho v_o \frac{\partial v_o}{\partial x} + (\rho_w - \rho_o) g \cos \beta \frac{\partial h_w}{\partial x} - \sigma \frac{\partial^3 h_w}{\partial x^3} = F, \quad (\text{A.11})$$

donde F es:

$$F = -\frac{\tau_w S_w}{A_w} + \frac{\tau_o S_o}{A_o} + \tau_l S_l \left(\frac{1}{A_w} + \frac{1}{A_o} \right) - (\rho_w - \rho_o) g \sin \beta. \quad (\text{4.8})$$

Las ecuaciones A.1, A.2 y A.11 se linealizan introduciendo una perturbación pequeña \hat{h}_w , alrededor de una solución en estado estacionario del nivel de agua, h_w , en la siguiente forma:

$$\hat{h}_w = \sigma e^{(\omega t - kx)i}, \quad (\text{A.12})$$

donde k es el número de onda y ω es la frecuencia angular. Sustituyendo la **ecuación A.12** en la ecuación de momento combinada linealizada, y usando las ecuaciones de continuidad linealizadas para el agua y el aceite, los resultados en la ecuación de dispersión final para el sistema están dados por:

$$\omega^2 - 2(ak - bi)\omega + ck^2 - dk^4 - eki = 0, \quad (\text{A.13})$$

La ecuación anterior se resuelve para ω , como se muestra a continuación:

$$\omega = (ak - bi) \pm \sqrt{(a^2 - c)k^2 - b^2 + dk^4 + (ek - 2abk)i}, \quad (\text{A.14})$$

donde:

$$a = \frac{A}{\rho} \left(\frac{\rho_w v_w}{A_w} + \frac{\rho_o v_o}{A_o} \right), \quad (\text{4.4})$$

$$b = \frac{1}{2\rho} \left(\frac{\partial F}{\partial v_{sw}} \Big|_{v_{so}, h_w} - \frac{\partial F}{\partial v_{so}} \Big|_{v_{sw}, h_w} \right), \quad (4.5)$$

$$c = \frac{A}{\rho} \left(\frac{\rho_w v_w^2}{A_w} + \frac{\rho_o v_o^2}{A_o} - \frac{(\rho_w - \rho_o) g \cos \theta}{A'w} \right), \quad (A.15)$$

$$d = \frac{\sigma A}{\rho A'w}, \quad (A.16)$$

$$e = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial F}{\partial H_w} \right)_{v_{sw}, v_{so}}, \quad (4.6)$$

$$\rho = A \left(\frac{\rho_w}{A_w} + \frac{\rho_o}{A_o} \right), \quad (4.7)$$

La solución en régimen estacionario es inestable siempre que la parte imaginaria de ω en la **ecuación A.14** es negativa, ya que ω_i es el factor de amplificación provocando un crecimiento exponencial de la perturbación \hat{h}_w . La condición de estabilidad neutral se obtiene a partir de la **ecuación A.13** introduciendo $\omega = \omega_r + i\omega_i$ y estableciendo $\omega_i = 0$. Lo anterior da por resultado la ecuación siguiente:

$$\left(\frac{e}{2b} - a \right)^2 - (a^2 - c) - dk^2 < 0. \quad (A.17)$$

Definiendo C_v como:

$$C_v = \frac{e}{2b}, \quad (4.3)$$

y sustituyendo las ecuaciones **4.5** y **A.15** en **A.17**, se obtiene:

$$(C_v - a)^2 + \frac{\rho_w \rho_o A^2}{\rho^2 A_w A_o} (v_w - v_o)^2 - \frac{\rho_w - \rho_o}{\rho} g \cos \theta \frac{A}{A'_w} - \frac{\sigma}{\rho} \frac{A}{A'_w} k^2 < 0, \quad (\text{A.18})$$

donde k es el número de onda y se define como:

$$k = \frac{2\pi}{\lambda}, \quad (\text{A.19})$$

y λ es la longitud de onda; que de acuerdo con Al-Wahaibi y Angeli (2007) es:

$$\lambda = 100 * D. \quad (\text{A.20})$$

La **ecuación A.18** se escribe de la manera siguiente:

$$J_\mu + J_u + J_g + J_\sigma < 0. \quad (\text{4.1})$$

El primer término (J_μ) toma en cuenta los efectos viscosos, este tiende a amplificar cualquier disturbio en la interfase. El segundo (J_u) y tercer (J_g) término son los efectos de Bernoulli y la gravedad, respectivamente. El cuarto término (J_σ), es la contribución debido a la tensión superficial, por lo tanto, es el único término que depende de la longitud de la onda. Para ondas muy grandes donde $\lambda \gg D$, este término es insignificante y no afecta el criterio de estabilidad. La **ecuación 4.1** es el criterio de VKH para la estabilidad de flujo en el sistema. Un caso particular de la ecuación 4.1 es el criterio invíscido de Kelvin Helmholtz (IKH), el cual se obtiene si no se toman en cuenta los efectos viscosos, lo anterior se logra eliminando el primer término de la ecuación 4.1:

$$J_u + J_g + J_\sigma < 0. \quad (\text{4.9})$$

Este criterio implica que el sistema es invíscidamente estable si la suma de las fuerzas volumétricas generadas por la gravedad (J_G) y el efecto de la tensión superficial (J_σ) son lo suficientemente grandes para superar el efecto de inercia (J_u); bajo tales condiciones, el sistema podría tener un mínimo de desorden y presentar un patrón de flujo estratificado con mezcla en la interfase (Caballero Espíndola, 2015).

Las expresiones extras para poder resolver la **ecuación 4.12** son las siguientes:

$$\tau_w = f_w \frac{\rho_w v_w |v_w|}{2}, \quad (5.12)$$

$$\tau_o = f_o \frac{\rho_o v_o |v_o|}{2}, \quad (5.13)$$

$$\tau_i = f_i \rho_i \frac{(v_o - v_w) |v_o - v_w|}{2}, \quad (5.14)$$

$$f_w = C_w Re_w^{-n} = C_w \left(\frac{dh_w \rho_w v_w}{\mu_w} \right)^{-n}, \quad (5.15)$$

$$f_o = C_o Re_o^{-n} = C_o \left(\frac{dh_w \rho_w v_w}{\mu_w} \right)^{-n}. \quad (5.16)$$

Los coeficientes C_w y C_o son iguales a 0.046 para flujo turbulento y 16 para flujo laminar, mientras que n y m toman valores de 0.2 para flujo turbulento y 1.0 para flujo laminar. Brauner y Moalem (1992) sugirieron que los número de Reynolds menores a 1500 eran flujo laminar. Adicionalmente, estos autores propusieron las siguientes ecuaciones para el cálculo de los diámetros hidráulicos de las fases, el factor de fricción interfacial, así como la densidad de la interface.

$$dh_w \begin{cases} \frac{4A_w}{S_w + S_I} & \text{para } v_w > v_o \\ \frac{4A_w}{S_w} & \text{para } v_w \leq v_o \end{cases}, \quad (5.17)$$

$$dh_o \begin{cases} \frac{4A_o}{S_o} & \text{para } v_w \geq v_o \\ \frac{4A_o}{S_o + S_I} & \text{para } v_w < v_o \end{cases}, \quad (5.18)$$

$$\rho_i, f_i \begin{cases} \rho_w, f_w & \text{para } v_w > v_o \\ \rho_o, f_o & \text{para } v_w < v_o \\ 0,0 & \text{para } v_w \approx v_o \end{cases} \quad (5.19)$$

El criterio de estabilidad VKH es una extensión del análisis de Bernoulli utilizado para predecir la transición de flujo estratificado a no estratificado en un sistema gas-líquido. Esta extensión es posible debido a la inclusión del efecto de los esfuerzos cortantes. Para obtener la transición de flujo usando este criterio (VKH) para un sistema agua – aceite, la ecuación de momento combinada A.11 y el criterio de estabilidad neutral (ecuación 4.1) se resuelven simultáneamente para determinar los pares de velocidades superficiales del aceite y agua que satisfacen ambas ecuaciones, la cuales constituyen la frontera de transición (Torres et al., 2016).

Transición a flujo disperso

Fuera de la región de flujo estratificado, el aceite y el agua pueden estar dispersos en distintas formas. Para altas velocidades superficiales, donde el flujo está dominado por el agua, el agua es la fase continua mientras que el aceite conforma la fase dispersa (Do/w). Ahora bien, cuando el aceite es el que domina el flujo, este constituye la fase continua y el agua la fase dispersa (Dw/o).

Las fronteras de transición entre estos dos patrones de flujo se denominan *transición a flujo totalmente disperso*. Esta ocurre cuando la turbulencia en el flujo

es lo suficientemente alta para romper la capa de aceite de las gotas esféricas estables que fluyen en la parte superior de la tubería, con el agua como fase dominante fluyendo en el fondo como una capa; y de prevenir la coalescencia de las gotas en ambas fases, por lo que se produce una doble dispersión.

Por otra parte, a bajas velocidades superficiales, pero fuera de la región de flujo estratificado, es posible que tanto el aceite como el agua se encuentren dispersos de forma simultánea (Do/w & w/o y Do/w & w); esta transición se denomina *transición a flujo semi-disperso*. Esta transición ocurre cuando la turbulencia en el flujo es lo suficientemente alta para romper la capa de aceite de las gotas esféricas estables que fluyen en la parte superior de la tubería, con el agua como fase dominante fluyendo en el fondo como una capa; y de prevenir la coalescencia de las gotas en ambas fases, por lo que se produce una doble dispersión.

Para definir la transición de un patrón a otro es necesario tomar en cuenta el tamaño característico de las gotas en la fase dispersa. Para predecir los patrones de flujo dispersos, normalmente se emplea una combinación de los modelos para tamaño de gota desarrollados por Hinze (1955) y Levich (1962) con un balance de fuerzas entre las fluctuaciones de la gravedad y turbulencia a lo largo de la tubería en una dirección de flujo axial. Sin embargo, estos modelos tienden a sobre-predecir el tamaño de la gota si la concentración de la fase continua es muy alta. Una gran concentración de gotas reduce la distancia promedio entre ellas, y la coalescencia puede ocurrir incluso para altas velocidades de la mezcla.

Por lo anterior, Tallero modificó los modelos de Hinze y Levich para tomar en cuenta el efecto de la concentración de la fase dispersa. El parámetro de control para el fenómeno de la coalescencia fue la fracción del agua C_w .

Después de que una fase está dispersa, no formará una capa continua a menos que la energía cinética suministrada por el movimiento del fluido caiga debajo de un cierto límite, debajo del cual las gotas comenzarán a coalescer bajo la acción de fuerza de gravedad. Por lo tanto, un modelo razonable para predecir los patrones de flujo dispersos es de un equilibrio entre las fuerzas de gravedad y las fuerzas

turbulentas a lo largo de la tubería. Una vez que el mecanismo primario se identifica, se debe determinar el tamaño máximo y mínimo de gota promedio.

La fuerza de flotación en una gota esférica de diámetro δ es:

$$F_g = \frac{4}{3}\pi \left(\frac{\delta}{2}\right)^3 |\rho_c - \rho_d|g. \quad (\text{A.21})$$

Y la correspondiente fuerza turbulenta es:

$$\begin{aligned} F_T &= \frac{1}{2}\rho_c u'^2 \frac{\pi}{4}\delta^2, \\ F_T &= \frac{\pi}{8}\rho_c v_*^2 \delta^2, \\ F_T &= \frac{\pi}{16}\rho_c v_c^2 f_c \delta^2. \end{aligned} \quad (\text{A.22})$$

donde u' es la componente fluctuante de la velocidad radial, cuya raíz cuadrada es aproximadamente igual a la velocidad de fricción $v_* = \sqrt{f_c/2}$. Los subíndices c y d denotan las fases continuas y discontinuas, respectivamente. Las gotas permanecerán suspendidas si $F_T > F_g$ o cuando:

$$v_c \geq v_{TV} = \sqrt{\frac{8}{3}\delta \frac{|\rho_c - \rho_d|}{f_c \rho_c} g \cos\beta}, \quad (\text{4.10})$$

donde la v_{TV} es la velocidad de transición.

El tamaño de gota, δ , depende de la región de la tubería en la cual es generada. El fenómeno de fragmentación se relaciona con el hecho de que la velocidad es una corriente de líquido turbulenta varía de un punto a otro. Por lo tanto, se ejercerán diferentes presiones dinámicas en diferentes puntos de la superficie de la gota. Bajo ciertas condiciones, esto inevitablemente conducirá a la deformación y la ruptura de la gota.

Los estudios básicos de ruptura de gotas en flujo turbulento homogéneo e isotrópico fueron presentados por Kolmogorov en 1949 y Hinze en 1955. La principal suposición en estos estudios es que la fragmentación de la gota está causada por las fluctuaciones dinámicas de presión en la vecindad de las gotas, que superan las fuerzas de tensión interfacial.

Las fluctuaciones de presión son causadas por remolinos, que son grandes en comparación con la microescala de Kolmogorov, representada por la ecuación siguiente:

$$\eta_c = \left(\frac{v_c^3}{\epsilon_c} \right)^{\frac{1}{4}}, \quad (\text{A.23})$$

donde la viscosidad cinemática es:

$$v_c = \frac{\mu_c}{\rho_c}, \quad (\text{A.24})$$

y el gasto de disipación por unidad de masa se expresa como:

$$\epsilon = \frac{2f_c v_c^3}{D}. \quad (\text{A.25})$$

Una estimación del máximo diámetro de gota estable δ_{max} se obtiene a partir de la condición siguiente:

$$\frac{\rho_c u'^2}{2} \propto \frac{4\sigma}{\delta_{max}}. \quad (\text{A.26})$$

Para un campo de flujo homogéneo e isotrópico, se ha mostrado que v'^2 es proporcional a $(\epsilon\delta)^{\frac{2}{3}}$. Lo cual puede escribirse como:

$$\delta_{max} = 0.73 \left(\frac{\sigma}{\rho_c} \right)^{\frac{3}{5}} \epsilon^{-\frac{2}{5}}, \quad (\text{4.11})$$

donde el factor numérico 0.73 se ajustó experimentalmente.

Las fuerzas viscosas llegan a ser importantes cuando:

$$\frac{\delta_{max}}{\eta_c} < 2, \quad (\text{A.27})$$

y las fuerzas externas por unidad de área actuando en el glóbulo se describen por la expresión siguiente:

$$\begin{aligned} F_\mu &= \mu_c S, \\ F_\mu &= \frac{\mu_c v_c}{\eta_c}, \\ F_\mu &= \mu_c \frac{(v_c \varepsilon)^{\frac{1}{4}}}{\eta_c}, \end{aligned} \quad (\text{A.28})$$

donde v_c es la velocidad de microescala de Kolmogorov. Para el inicio de la ruptura de las gotas Hinze propuso un número de Weber generalizado (**ecuación A.29**), el cual debería ser igual a 1, así el tamaño de gota máximo se expresa como en la **ecuación A.30**.

$$W_e = \frac{F_\mu}{\sigma \delta_{max}}, \quad (\text{A.29})$$

$$\delta_{max} = \frac{\sigma \eta_c}{v_c \mu_c}. \quad (\text{A.30})$$

En 1962, Levich mostró que el modelo de Kolmogorov-Hinze puede proporcionar buenas estimaciones de los diámetros máximos de ruptura estables para flujo turbulento en el centro de la tubería, pero no en la región cercana a la pared. En esta región con grandes cambios de velocidad, se pueden desarrollar gotas mucho más pequeñas, con el menor tamaño de gota que se puede encontrar en la región de la pared en la frontera de la capa viscosa. Levich mostró que:

$$\delta_{min} = 2 \sqrt{\frac{\sigma v_c}{25 \rho_c u_*^3}}. \quad (\text{4.12})$$

Durante el período transitorio de formación de dispersión en una tubería, el diámetro de la gota variará entre un máximo, posiblemente dado por el modelo de

Kolmogorov-Hinze para el centro, y un mínimo, como resultado de la fragmentación en la pared, como sugiere Levich.

Los modelos de Levich y Hinze son modelos de ruptura y son válidos únicamente para dispersiones diluidas. De hecho, el tamaño de gota real en el flujo agua-aceite en tuberías está ampliamente controlado por el fenómeno de ruptura y coalescencia. El fenómeno de ruptura tiende a disminuir el tamaño de gota mientras que el fenómeno de coalescencia ayuda a incrementarlo.

En 1995, Kurban et al., mostró que los modelos de Hinze y Levich predicen tamaños de gota más pequeños que los máximos tamaños registrados. Estos autores descubrieron que los tamaños máximos de gota experimentales eran más grandes comparados con la escala de longitud del subrango inercial de turbulencia, para lo cual se desarrollaron los modelos de Hinze y Levich. Sin embargo, la descripción teórica de los sistemas líquido-líquido turbulentos dispersos es más complicada. Por esta razón no pueden describirse por modelos mecanicistas, o por ecuaciones basadas en la teoría sin constantes obtenidas por experimentos.

Con la finalidad de tomar en cuenta el efecto de la concentración de la fase dispersa, Trallero modificó los tamaños de gota predichos por Hinze y Levich. El parámetro de control para el fenómeno de coalescencia es la fracción de agua, C_w . Basicamente, el cambio consiste en corregir la predicción original con una única función de C_w , como se indica en la ecuación siguiente:

$$\delta_{max(min)}^* = \delta_{max(min)} \phi(C_w), \quad (4.10)$$

donde ϕ es de la forma:

$$\phi(C_w) = nC_w^m, \quad (4.11)$$

Los factores numéricos n y m se ajustan con las transiciones experimentales del patrón de flujo. Es posible estimar diferentes tamaños de gota dependiendo de la velocidad de la fase continua. La velocidad puede ser ya sea de la capa de aceite, del agua o bien la velocidad de la mezcla. Para cada tamaño de gota existe una velocidad transicional, v_{TV} dada por la **ecuación 4.10**. En la **Tabla A.1** se resumen los diferentes tamaños de gota y sus correspondientes velocidades transicionales.

En la **Tabla A.2** se presentan los parámetros n y m para la modificación de la fracción de agua. Los elementos mostrados en dichas tablas serán empleados para el cálculo de los criterios de transición.

Tabla A.1 Tamaño de gota, velocidades transicionales (Trallero, 1995).

Gotas de aceite La fase continua es el agua				Gotas de agua La fase continua es el aceite			
Tamaño de gota	Velocidad transicional	n	m	Tamaño de gota	Velocidad transicional	n	m
δ_{max}^* basada en v_m (Hinze)	v_{wmH}	2	-3.5	δ_{max}^* basada en v_m (Hinze)	v_{omH}	744	1.832
δ_{max}^* basada en v_w (Hinze)	v_{wwH}	15.1	2	δ_{max}^* basada en v_o (Hinze)	v_{ooH}	0.9	0
δ_{min}^* basada en v_w (Hinze)	v_{wwL}	2.2	-7				

Tabla A.2 Parámetros n y m (Trallero, 1995).

Gotas de aceite La fase continua es el agua			Gotas de agua La fase continua es el aceite		
Tamaño de gota	n	m	Tamaño de gota	n	m
δ_{max}^* basada en v_m (Hinze)	2	-3.5	δ_{max}^* basada en v_m (Hinze)	744	1.832
δ_{max}^* basada en v_w (Hinze)	15.1	2	δ_{max}^* basada en v_o (Hinze)	0.9	0
δ_{min}^* basada en v_w (Hinze)	2.2	-7			

Los criterios que deben verificarse para determinar las fronteras de transición descritas en el capítulo 4 se presentan en la **Tabla A.3**.

Tabla A.3 Criterios de transición (Trallero, 1995).

Patrones de flujo segregado			
Patrón de flujo		Criterio de transición	
ST		VKH	
ST&MI		IKH $v_w < v_{wwL}$	
Patrones de flujo dispersos			
Patrón de flujo	Criterio de transición	Patrón de flujo	Criterio de transición
Do/w & w	$v_w < v_{wmH}$ & $v_w > v_o$	Dw/o & Do/w	$v_o < v_{ooH}$ & $v_w \geq v_{wwH}$
	Fuera de IKH		Dentro y fuera de IKH
Do/w	$v_w \geq v_{wmH}$ & $v_w > v_o$	Dw/o	$v_o \geq v_{omH}$ & $v_w < v_o$
	Fuera de IKH		Fuera de IKH $v_o \geq v_{omH}$ Dentro de IKH