



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
AREA DE CONOCIMIENTO FÍSICO-MATEMÁTICA E INGENIERÍA
CAMPO DISCIPLINARIO: TERMOFLUIDOS

**ESTUDIO DEL TRANSPORTE ESTRATIFICADO
DE UN LÍQUIDO DE ALTA VISCOSIDAD Y OTRO DE BAJA VISCOSIDAD**

TESIS

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
DOCTOR EN INGENIERÍA

PRESENTA:
EDGARDO JONATHAN SUAREZ DOMINGUEZ

TUTOR PRINCIPAL:
DR. ARTURO PALACIO PEREZ, INSTITUTO DE INGENIERIA UNAM.

COMITÉ TUTOR:
DR. FRANCISCO SOLORIO ORDAZ, FACULTAD DE INGENIERIA, UNAM.
DR. ALEJANDRO RODRIGUEZ VALDEZ, INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM.
DR. ANGEL E. CHAVEZ CASTELLANOS, FACULTAD DE QUIMICA, UNAM.
DR. ELENA F. IZQUIERDOKULICH, FACULTAD DE QUIMICA, UH.

CIUDAD DE MEXICO. DICIEMBRE 2017

JURADO ASIGNADO:

Presidente: DR. JOSÉ LUIS FERNANDEZ ZAYAS

Secretario: DR. FRANCISCO JAVIER SOLORIO ORDAZ

1er. Vocal: DR. ARTURO PALACIO PÉREZ

2do. Vocal: DR. ALEJANDRO RODRÍGUEZ VALDÉS

3er. Vocal: DR. WILLIAM VICENTE Y RODRÍGUEZ

CIUDAD DE MÉXICO. MÉXICO CIUDAD MADERO, TAMAULIPAS.

TUTOR DE TESIS:

DR. ARTURO PALACIO PÉREZ



FIRMA

A Dios

A mi madre: Emilia Domínguez Juárez

A Juan Carlitos, Emilio, Cesarín y Joshua.

Agradecimientos

Al Dr. Arturo Palacio Pérez y la Dra. Elena F. Izquierdo Kulich por la confianza que en todo momento han mostrado hacia mi, así como las enseñanzas tanto académicas como personales, que desde el primer día han sido característica de continuo crecimiento personal. Seguro estoy que sin la participación de uno de estos dos grandes seres humanos, el desarrollo de este trabajo, tal como se tiene ahora, hubiese sido imposible.

A los integrantes de las empresas Geo Estratos SA de CV, Hokmot Labs S de RL de CV, Applied Research Technology of Mexico SC por las facilidades brindadas en el desarrollo experimental de esta tesis. Dichos integrantes, algunos de ellos grandes amigos, han ofrecido vivencias y mejora continua profesional a un servidor. Miros, Iván, Josué, Chucho, Rocío.. todos, muchas gracias.

Al Instituto de Ingeniería de la UNAM y al Posgrado en Ingeniería por la oportunidad brindada. Es un gran orgullo ser parte de la Casa de Estudios más grande de México.

A mis asesores doctorales por su invaluable apoyo en las revisiones realizadas a lo largo de estos tres últimos años.

Al CONSEJO NACIONAL DE CIENCIA Y TECNOLOGÍA por el apoyo a través del Fondo SENER-CONACYT subsector Hidrocarburos, proyecto número 166923..

A la FADU de la UAT por el apoyo laboral y confianza por parte de la dirección, la secretaría administrativa, académica y técnica. A la Dra. Yolanda Aranda de esta Facultad por las palabras que alientan a todo alumno a continuar en la vía académico-científica.

A mi papá y mamá, a mis hermanos: Lourdes Elizabeth, Juan José y Kenya, por los esfuerzos que en conjunto siempre me impulsan a seguir adelante.

A todos aquellos que en menor o mayor medida me han apoyado para el desarrollo de este trabajo tanto explícita como implícitamente.

Esta tesis se realizó con el apoyo del fondo SENER-CONACYT-HIDROCARBUROS bajo el proyecto número 166923.

CONTENIDO

LISTA DE FIGURAS	viii
LISTA DE TABLAS	xii
RESUMEN	xiv
I. INTRODUCCIÓN	1
<hr/>	
1.1. Generalidades.....	3
1.2. Motivación.....	4
1.3. Objetivo.....	5
1.3.1. Objetivo general.....	5
1.3.2. Objetivos específicos.....	5
1.4. Limitación del estudio.....	5
1.5. Estructura de la tesis.....	6
II. ANTECEDENTES	7
<hr/>	
2.1. Caída de presión.....	10
2.2. Efecto de separación de fases en la caída de presión.....	11
2.2.1. Flujo estratificado líquido-gas.....	12
2.2.2. Flujo estratificado líquido-líquido.....	13
2.2.2.1. Efecto de los surfactantes en los sistemas bifásicos y otros métodos para disminuir viscosidad.....	15
2.3. Transporte anular.....	17
III. DESARROLLO DE MODELO	19
<hr/>	
3.1 Modelación del flujo estratificado.....	22
3.2 Modelación matemática de flujo anular (bifásico líquido – líquido con disposición simétrica de las fases).....	25

3.3 Comportamiento no estacionario durante la inyección de un fluido en otro para generar un sistema bifásico líquido-líquido...	27
3.3.1 Comportamiento no estacionario para un sistema bifásico estratificado con la formación de una sola interfase.....	28
3.3.2 Modelación del comportamiento no estacionario de un flujo anular (bifásico con disposición simétrica de las fases).....	33

IV. METODOLOGÍA PARA LA REALIZACIÓN DE PRUEBAS 43

4.1 Tipo de estudio.....	43
4.2 Modelo matemático.....	44
4.3 Sistema experimental.....	44
4.3.1. Prueba de hermeticidad.....	45
4.4. Validación del funcionamiento correcto del circuito y de los manómetros.....	48
4.4.1. Circuito de PVC.....	48
4.4.2. Circuito de acero.....	48
4.5. Modificación de densidad.....	49
4.6. Reología en crudo y difusividad.....	51

V. RESULTADOS Y DISCUSIÓN 53

5.1. Resultados experimentales	55
5.1.1. Correlación entre resultados experimentales y predichos.....	55
5.1.2. Flujo anular con fluidos de misma densidad.....	61
5.1.3. Resultados experimentales de caída de presión con flujo anular en circuito mejorado.....	64
5.2. Predicciones del modelo teórico.....	66
5.2.1. Influencia del patrón de flujo sobre el perfil de velocidad.....	67
5.2.2. Predicción del comportamiento transitorio de los perfiles de velocidad y la velocidad promedio.....	68
5.2.2.1 Predicción del comportamiento transitorio para flujo bifásico con líquidos de diferente densidad.....	72
5.2.2.2 Predicción del comportamiento transitorio para flujo bifásico con líquidos de igual densidad.....	73
5.3. Comparación con el Modelo de Russel.....	80

5.3.1. Comportamiento de la composición del flujo bifásico con respecto a la posición de la interfase.....	80
5.3.2. Relación con resultados de campo.....	85
5.4. Aplicabilidad de los resultados obtenidos.....	86
5.4.1. Reología de crudo.....	87
5.4.1.1. Modificación de la viscosidad con respecto a la temperatura y difusión de biodiesel en crudo.....	87
CONCLUSIONES	95
<hr/>	
Trabajo futuro.....	98
REFERENCIAS	101
<hr/>	
ANEXOS	110
<hr/>	

- Explicación de transformación placas paralelas-tubo cilíndrico.
- Artículo clásico utilizado para la comparación en capítulo V:
Russell, T. W. F., & Charles, M. E. (1959). The effect of the less viscous liquid in the laminar flow of two immiscible liquids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 37(1), 18-24.
- Artículos derivadas de este trabajo:
Revisa JCR índice de impacto 2016 0.4:
Suárez, E. J., Rodríguez, A., Chávez, Á. E., Izquierdo, E., & Palacio, A. (2016). Rigorous analytical solution of the basic concentration model for an injected fluid in a pipe. *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro*, 6(4), 57-66.
Revista en Web of Science, Scopus:
Suarez-Dominguez, E. J., Izquierdo-Kulich, E. F., Solorio-Ordaz, F., Chavez-Castellanos, A. E., & Palacio-Perez, A. (2016). Homogeneous and Stratified Liquid-Liquid Flow Effect of a Viscosity Reducer: I. Comparison in parallel plates for heavy crude. *Engineering, Technology & Applied Science Research*, 6(6), 1258-1263.
Revisa JCR índice de impacto 2016 0.9
Suárez, E. J., Solorio, F., Chávez, A. E., Izquierdo, E., Rodríguez, A., & Palacio, A. (2016). Effect of a viscosity reducer in a liquid-liquid flow: II unsteady state annular model in a pipeline. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 15(3).
Revista en Web of Science, Taylor&Francis:
Suárez-Domínguez, E. J., Alarcón-Montelongo, I. S., Rodríguez-Valdés, A., Palacio-Pérez, A., & Izquierdo-Kulich, E. F. (2016). Liquid-liquid-gas stratified fractional model flow: I. Model in two parallel plates. *Cogent Engineering*, 3(1), 1245525.
Revisa JCR índice de impacto 2016 0.9:
Suarez-Dominguez, E. J., Sánchez, J. F. P., Pérez, A. P., & Kulich, E. I. (2017). New mixing rule for analysis of the influence of a formulation on an extraheavy oil crude viscosity. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 17(1), 99-106.

LISTA DE FIGURAS

- Figura 2.2.1.1.- Etapas históricas en el desarrollo de modelos para flujo de fluidos (Shippen, M. & Bailey, W.J. 2012 p.4147)
- Figura 2.2.2.1.- Patrones de flujo en sistema líquido-líquido: a/b flujo estratificado de dos placas separadas, c/d placas separadas de un líquido libre y la dispersión de otro líquido, e/f placas estratificadas de un líquido libre y una dispersión en el otro líquido, g/h placas de dispersión, i/j líquidos completamente emulsionados, k/l flujo núcleo-anular, m/n flujo anular de un líquido con una dispersión en el núcleo, o flujo núcleo-anular de dos dispersiones, p flujo intermitente, q/r elongaciones largas o burbujas esféricas de un líquido en otro (Brauner, N. 2013 p.222)
- Figura 2.2.2.2. Relación entre la composición, la velocidad y el patrón de flujo observado en flujo bifásico agua – aceite, Ismail, A.S. et. al. 2014.
- Figura 2.2.2.1.1 Estabilidad de asfaltenos en presencia de bioaditivos. Tumanyan B.P., Petrukhina N. N., Allogulova K. O. (2014)
- Figura 2.3.1.- Dispositivo propuesto para inyección anular de agua en una corriente de crudo para flujo lubricado. El dispositivo cuenta con una cámara que recubre el tubo e inyecta el fluido lubricante en la periferia del tubo existente (Abarasi Hart. 2014).
- Figura 3.1.2. Representación gráfica del sistema de placas paralelas con ancho “ y ” infinito, separadas entre sí una distancia “ x ”
- Figura 3.1.3. Esquema de la sección longitudinal en el sistema de placas paralelas, para un sistema bifásico estratificado donde se produce la formación de dos interfases con posición x_1 y x_2 , respectivamente.
- Figura 3.2.1. Esquema de la sección transversal del área de flujo para un flujo bifásico líquido-líquido anular, con la formación de una sola interfase
- Figura 4.3.1. Esquema del microcircuito empleado para la toma de datos experimentales. Los círculos muestran la localización de manómetros y la flecha la dirección de flujo.
- Figura 4.3.2. Esquema del microcircuito para pruebas de flujo anular
- Figura 4.3.3. Circuito en modo de prueba de hermeticidad con aire comprimido
- Figura 4.3.4. Verificación de manómetros en prueba de hermeticidad con aire comprimido
- Figura 4.3.5. Bomba de inyección utilizada
- Figura 4.3.6. Sistema de inyección de fluido de baja viscosidad
- Figura 4.3.7. (a) Imagen de glicerina con cloroformo y biodiesel con diferentes densidades; (b) mezcla de glicerina con biodiesel a misma densidad
- Figura 4.3.8. Esquema de división de contenedor de crudo con Biodiesel.
- Figura 5.1.1. Patrón de flujo observado experimentalmente para el sistema bifásico glicerina – biodiesel.
- Figura 5.1.2. Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos), donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores.

- Figura 5.1.3. Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos), donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores, cuando se emplea el modelo anular con el biodiesel en la pared del tubo
- Figura 5.1.4. Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos), donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores, cuando se emplea el modelo anular con el biodiesel por el centro
- Figura 5.1.5 Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos) con mismas densidades, donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores, cuando se emplea el modelo anular con el mejorador en la pared.
- Figura 5.2.1.1. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo estratificado obtenido para un sistema bifásico glicerina-biodiesel (fluidos con diferente densidad) para una fracción en volumen del inyectado igual a 0.3 y un gradiente de presión de 700 Pa/m. La línea discontinua representa la posición de la interfase.
- Figura 5.2.1.2. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.3 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyectado de la mezcla se produce en la pared del tubo.
- Figura 5.2.1.3. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.3 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyectado de la mezcla se produce en el centro del tubo.
- Figura 5.2.1.4. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo estratificado obtenido para un sistema bifásico glicerina-biodiesel (fluidos con diferente densidad) para una fracción en volumen del inyectado igual a 0.1 y un gradiente de presión de 700 Pa/m. La línea discontinua representa la posición de la interfase.
- Figura 5.2.1.5. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.1 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyectado de la mezcla se produce en la pared del tubo.
- Figura 5.2.1.6. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.1 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyectado de la mezcla se produce en el centro del tubo.
- Figura 5.2.2.1.1. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso de los experimentos 1 y 2 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 210 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3.
- Figura 5.2.2.1.2. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso de los experimentos 1 y 2 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 720 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1.

Figura 5.2.2.1.3. Comportamiento de la velocidad promedio predicha para el caso de los experimentos 1 y 2 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 210 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3. Las líneas discontinuas representan los valores de velocidad observados experimentalmente en el estado estacionario.

Figura 5.2.2.1.4. Comportamiento de la velocidad promedio predicha para el caso del experimento 3 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 210 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1. La línea discontinua representa el valor de velocidad observado en el estado estacionario.

Figura 5.2.2.2.1. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso del experimento 1 por el modelo anular con inyector en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 155 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3

Figura 5.2.2.2.2. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso del experimento 1 por el modelo anular con inyector en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 93 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1.

Figura 5.2.2.2.3. Comportamiento del estado no estacionario de la velocidad promedio predicha para el caso del experimento 1 por el modelo anular con inyector en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 155 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3.

Figura 5.2.2.2.4. Comportamiento del estado no estacionario de la velocidad promedio predicha para el caso del experimento 2 por el modelo anular con inyector en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 93 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1.

Figura 5.3.1. Comportamiento de la composición (x) con respecto a la posición de la interfase (a) para relaciones de viscosidad de 0.02, 0.04, 0.06 y 0.08. La línea continua representa el modelo desarrollado en esta tesis y la línea discontinua el modelo de Russell.

Figura 5.3.2. Valores de composición predichos por el modelo de Russell (M-2) vs valores predichos por el modelo de Suarez-Dominguez (M-1). Relación entre las viscosidades (●): 0.02; (+): 0.04; (□): 0.06; (◇): 0.08.

Figura 5.3.3. Comportamiento de la desviación absoluta entre ambos modelos. Relación entre las viscosidades (●): 0.02; (+): 0.04; (□): 0.06; (◇): 0.08.

Figura 5.3.4. Reducción de la caída de presión con respecto a la posición de la interfase. A: Modelo de Russell; B: Modelo de Suarez Dominguez. Relaciones de viscosidad consideradas: 0.02, 0.04, 0.06, 0.08

Figura 5.3.5. Comparación entre la reducción de la caída de presión predicha por ambos modelos. A: resultado predicho por el modelo desarrollado en esta tesis (M-1) vs resultado predicho por el modelo de Russell (M-2). B: desviación absoluta entre los resultados predichos por ambos modelos. Relaciones de viscosidades según (●): 0.02; (+): 0.04; (□): 0.06; (◇): 0.08.

Figura 5.3.1.1. Gráfica de resultados en pruebas de campo donde se muestra la variación de la producción de crudo en el tiempo (línea roja) y la dosificación en litros de un mejorador de flujo

Figura 5.4.1. Resultados de pruebas de viscosidad

Figura 5.4.2 Resultados de análisis reológico para la a) glicerina y b) el crudo.

Figura 5.4.3 Resultados de análisis reológico para la a) glicerina y b) el crudo.

Figura 5.4.4.- Dispositivo utilizado para determinar la difusión de biodiesel en crudo.

Figura 5.4.5.- Gráfica de concentración de biodiesel contra la distancia recorrida.

Figura 5.4.6.- molécula típica de biodiesel.

LISTA DE TABLAS

- Tabla 4.4.1. Resultado de verificación de manómetro
- Tabla 5.1.1. Características generales del circuito de prueba
- Tabla 5.1.2. Propiedades físicas de los fluidos
- Tabla 5.1.3. Condiciones de operación establecidas para realizar las corridas experimentales
- Tabla 5.1.4. Pérdida de presión experimental y predicha (caso estratificado) para el sistema glicerina – biodiesel
- Tabla 5.1.4.a Pérdida de presión experimental modificada tomando en consideración la incertidumbre en la lectura del manómetro
- Tabla 5.1.5. Pérdida de presión experimental y predicha (caso anular) para el sistema glicerina – biodiesel
- Tabla 5.1.6. Propiedades físicas de los fluidos
- Tabla 5.1.7. Condiciones de operación establecidas para realizar las corridas experimentales
- Tabla 5.1.8. Pérdida de presión observada y predicha para el sistema glicerina – biodiesel con mismas densidades
- Tabla 5.1.9. Tabla de comparación de resultados experimentales y predichos para circuito de tubo galvanizado, con una fracción del mejorador en volumen igual 0.301.
- Tabla 5.1.10. Tabla de comparación de resultados experimentales y predichos para circuito de tubo galvanizado, con una fracción del mejorador en volumen igual 0.108.
- Tabla 5.1.11. Tabla de comparación de resultados experimentales y predichos para circuito de tubo galvanizado, con una fracción del mejorador en volumen igual 0.051.
- Tabla 5.3.1. Comportamiento de los valores de reducción de caída de presión máxima para diferentes relaciones de viscosidad entre los fluidos
- Tabla 5.3.2. Comportamiento de la composición de mejorador máxima determinada por ambos modelos para diferentes relaciones de viscosidad

RESUMEN

Los procedimientos de diseño de sistemas para el transporte de fluido en la industria se basan esencialmente en las ecuaciones básicas de transporte. Se ha predicho teóricamente y observado experimentalmente que la viscosidad es la propiedad que determina la capacidad de bombeo requerida para el transporte de fluidos, aunque también existen otras formas de mejorar esta capacidad sin modificar necesariamente esta propiedad.

En la industria petrolera mexicana, actualmente se tiene producción y transporte de crudo de alta viscosidad cuyo régimen de flujo es laminar, y cuyo incremento de transporte se realiza inyectando reductores de viscosidad; sin embargo si la inyección de éste se lleva a cabo posterior al bombeo y sin agitación, puede ocurrir que los fluidos no se mezclen y en realidad se establezca un flujo bifásico líquido – líquido, cuyo patrón de flujo y perfil de velocidad depende de la forma de inyección del mejorador y de la diferencia de densidad entre ambos fluidos. Aunque parece ser un problema suscitado no solo en México sino en el mundo, no se han reportado modelos generales teóricos que expliquen cómo la forma de inyectar el fluido incide sobre los perfiles de velocidad en régimen laminar, y por ende sobre el comportamiento de la caída de presión en el sistema petrolero.

A partir de las ecuaciones de continuidad y transporte de cantidad de movimiento se propone un sistema de ecuaciones diferenciales que describe el comportamiento del perfil de velocidad, y que analiza el comportamiento de las pérdidas de presión por fricción en un ducto que transporta un flujo bifásico bajo régimen laminar, de acuerdo con el patrón de flujo desarrollado, que se validaron a través de la comparación de los resultados predichos con los observados experimentalmente en un sistema construido para tal fin. De esta manera, se presenta la solución de un modelo matemático que estima la caída de presión generada por dos líquidos que fluyen entre placas planas paralelas, así como también en condiciones de flujo anular en un ducto circular; este modelo permite predecir el comportamiento del flujo en estado permanente y no estacionario, determinando el perfil de velocidad cuando se inyecta un fluido de baja viscosidad en otro de alta viscosidad.

Se diseñó, implementó y operó un sistema experimental que permitió tanto inferir la validez de la solución matemática desarrollada, como demostrar experimentalmente

las condiciones bajo las cuales se pueden establecer patrones de flujo bifásico estratificado y anular, y determinar cómo influye el patrón de flujo sobre las pérdidas de presión por fricción.

A partir de los modelos propuestos se determinó el gradiente de presión utilizando como fluido de alta viscosidad a glicerina, y como fluido de baja viscosidad el biodiesel. A partir de los resultados obtenidos con los modelos desarrollados, se encontró que la inyección del mejorador de flujo siempre conduce a un incremento del flujo para la misma caída de presión.

Pudo notarse que esto se rige por una mejor lubricación que conduce la inhibición de arrastre y por tanto a una reducción de la caída de presión cuando se inyecta el fluido de menor viscosidad.

Experimentalmente se encontró que no es posible, para valores del número de Reynolds de 1 y 5, y las características físicas originales de ambos líquidos empleados, mantener flujo anular entre el mejorador de flujo y el líquido de alta viscosidad, observándose la influencia de los efectos gravitatorios y la presencia de una separación bien definida de las fases. Sin embargo, fue posible lograr flujo anular modificando la densidad del mejorador de flujo, al añadirle un compuesto de mayor densidad, de tal manera que se obtuvieron experimentalmente valores similares de densidad que anularon los efectos de flotación entre la glicerina y el biodiesel modificado por dilución con clorometano.

Al comparar los resultados teóricos con los experimentales, las soluciones desarrolladas presentan un alto grado de correlación, de hasta un 90%, entre la caída de presión predicha y la obtenida experimentalmente.

El modelo matemático desarrollado permite corroborar que el mejoramiento de flujo es más efectivo cuando se inhiben los efectos de flotación, es decir, cuando se logra establecer un flujo anular, con la presencia del fluido de baja viscosidad en la periferia.

**ESTUDIO DEL TRANSPORTE ESTRATIFICADO
DE UN LÍQUIDO DE ALTA VISCOSIDAD Y OTRO DE BAJA VISCOSIDAD**

CAPÍTULO I

Introducción

En este capítulo se exponen los generales de esta tesis. Se incluye la motivación para el desarrollo de la misma, así como los objetivos que fueron perseguidos además de la limitación del estudio y la estructura general del trabajo.

I. INTRODUCCIÓN

1.1. Generalidades

Los procedimientos de diseño de sistemas para el transporte de fluido en la industria se basan esencialmente en las ecuaciones básicas de transporte de *momentum*, a partir de las cuales se han desarrollado diferentes métodos que toman en cuenta la reología del fluido, el régimen de flujo y la geometría del sistema. Se ha predicho teóricamente y observado experimentalmente que la viscosidad es la propiedad que determina la capacidad de bombeo requerida para el transporte de fluidos, aunque también existen otras formas de mejorar esta capacidad sin modificar necesariamente esta propiedad.

La disminución de la viscosidad de los líquidos puede lograrse aumentando la temperatura o añadiendo productos químicos, siempre y cuando estos no afecten la estabilidad física, química o fisicoquímica del fluido, causando, por ejemplo, la separación de fases y el incremento del grado de incrustación en la pared del tubo, como se ha observado en la industria petrolera en relación con el transporte de crudo pesado. Por otra parte, generalmente el régimen de flujo que se establece en estos sistemas de alta viscosidad es de tipo laminar, por lo que, si la inyección del producto químico que funcione como reductor de viscosidad, por ejemplo, se lleva a cabo

posterior al bombeo y sin agitación, puede ocurrir que los fluidos no se mezclen y en realidad se establezca un flujo bifásico líquido – líquido, cuyo patrón de flujo y perfil de velocidad depende de la forma de inyección del mejorador y de la diferencia de densidad entre ambos fluidos.

Por estas razones es importante conocer el mecanismo relacionado con la inyección de un fluido en otro en régimen laminar, incluyendo estudios de interacción química entre ambos. Se ha encontrado en este trabajo que la inyección de líquido menos viscoso en la periferia interior de un ducto puede disminuir las pérdidas de presión, proponiéndose diferentes modelos para describir este comportamiento, algunos de los cuales incluyen los efectos asociados a la tensión interfacial. Sin embargo, no se han reportado modelos generales teóricos que expliquen cómo la forma de inyectar el fluido incide sobre los perfiles de velocidad en régimen laminar, y por ende sobre el comportamiento de la caída de presión en el sistema.

Estos modelos pudieran explicar cómo un producto inhibidor de arrastre, por ejemplo, diseñado para reducir viscosidad de crudos pesados, ha demostrado disminuir la caída de presión de un fluido dentro de un oleoducto, aunque no se comporte como un diluyente que modifique la tensión superficial y establezca la fase asfáltica, causando la disminución de viscosidad bajo ciertas condiciones.

1.2. Motivación

El transporte de fluidos altamente viscosos se asocia con un alto costo de producción, por lo que se han desarrollado diferentes compuestos que actúan como reductores de viscosidad, inhibidores de fricción en ducto o simplemente mejorador de flujo para el fluido en cuestión. El mecanismo a través del cual estas sustancias se transportan en el seno del fluido depende de las características particulares del sistema y debe tomarse en cuenta para establecer la forma de inyección del producto utilizado, de tal manera que se garantice una interacción apropiada entre ambos flujos que conlleve a lograr el objetivo deseado. Los fluidos altamente viscosos generalmente se transportan en régimen laminar; si la inyección de un mejorador se realiza en un punto posterior al bombeo, no se genera mezclado entre los fluidos, estableciéndose un régimen de flujo bifásico cuyo perfil de velocidad depende de diferentes factores.

La comprensión de los factores que determinan el comportamiento del perfil de velocidad en régimen laminar, de acuerdo con los patrones de flujo bifásico que se puedan establecer en el sistema, permite predecir la forma de inyección del inhibidor de arrastre o mejorador de flujo que minimice las pérdidas de presión por fricción, de ahí la importancia de este estudio.

La justificación para emprender el estudio realizado se basa en que se ha observado experimentalmente que durante la inyección de inhibidores de arrastre en el seno de un fluido altamente viscoso en régimen laminar, no se produce el mezclado de los flujos, los cuales se transportan como dos fases separadas. En estos casos también se ha demostrado que, aunque debido a la ausencia de mezclado el comportamiento de la viscosidad con respecto a la concentración de mejorador no corresponde con el observado a escala de laboratorio, sí se logran disminuir las pérdidas de presión por fricción.

Por lo anteriormente mencionado la pregunta de investigación que se estableció fue: ¿Cuál es el proceso a través del cual se logra minimizar la pérdida de presión por fricción cuando se establece un flujo bifásico laminar a través de la inyección de un fluido menos viscoso en otro más viscoso que se transporta en régimen laminar, de qué condiciones depende este proceso y como se relacionan las viscosidades entre sí?

1.3. Objetivo

1.3.1. *Objetivo general*

Estudiar el comportamiento de las pérdidas de presión por fricción en flujo bifásico laminar de acuerdo con un patrón de flujo.

1.3.2. *Objetivos específicos*

El objetivo general se establece incluyendo el empleo de modelos matemáticos fenomenológicos que se validen a través de comparación de resultados predichos con los observados experimentalmente, por lo que se establecen los siguientes objetivos específicos:

- a) Desarrollar un modelo que prediga el comportamiento del perfil de velocidad en estado permanente y en transición cuando se inyecta un fluido de baja viscosidad en otro de alta viscosidad.
- b) Demostrar experimentalmente las condiciones en que se pueden establecer patrones de flujo bifásico estratificado y anular y determinar cómo influye el patrón de flujo sobre las pérdidas de presión por fricción.
- c) Proponer alternativas de inyección que garanticen el establecimiento del patrón de flujo que minimice las pérdidas de presión por fricción.

1.4. Limitación del estudio

La presente investigación se limita al estudio de los mecanismos de transporte de un fluido de baja viscosidad que es inyectado en el seno de un fluido diferente químicamente y de mayor viscosidad, que se mueven dentro de un ducto horizontal; en este trabajo los experimentos que se llevan a cabo utilizan como productos con estas características: biodiesel y glicerina, respectivamente.

1.5. Estructura de la tesis

El presente trabajo contiene en el capítulo dos un marco teórico y estado del arte sobre los principales modelos utilizados en flujo bifásico; en el capítulo tres se explica la deducción del modelo utilizado. En el capítulo cuatro se describen la instalación experimental, los experimentos realizados en esta y cómo se emplea el modelo matemático para complementar el objetivo del trabajo. En el capítulo 5 se presentan y discuten todos los resultados, teóricos y experimentales. Por último, se presentan las conclusiones derivadas de esta tesis.

CAPÍTULO II

Antecedentes

En este capítulo se encuentra el estado del arte sobre la temática principal de esta tesis, dirigida al estudio de flujo de fluidos en medio bifásico. Se utilizaron para ella más de 150 referencias siendo superior al 60% de ellas, publicadas los cinco últimos años. Se explica al inicio el flujo monofásico y la determinación de caída de presión continuando con el efecto del transporte de dos fases simultáneamente en esta variable. Se sigue con lo encontrado a lo largo de la historia en flujo estratificado para luego tratar el flujo líquido-líquido que es el de mayor interés, así como las diferentes formas de transporte. Se finaliza con breves líneas a manera de resumen.

II. ANTECEDENTES

El estudio de flujo de fluidos es importante debido a que se encuentra estrechamente relacionado con la potencia de bombeo y los costos de transporte de líquidos y gases (Martínez-Palou, R. 2011), aspectos que hay que tomar en cuenta durante la etapa de diseño de una planta industrial (Thorn, R. et.al. 2013). Debido a que las pérdidas de presión en los ductos se encuentran estrechamente relacionadas con la viscosidad de los fluidos, generalmente se emplean diferentes procedimientos, como la inyección de productos reductores de viscosidad, en los casos en que los fluidos a transportar sean altamente viscosos (Laurencio-Alfonso H. & Delgado-Drubey Y. 2008). Con frecuencia este tipo de fluido exhibe un régimen de flujo laminar que no favorece la mezcla del reductor en toda la corriente de flujo, por lo que la forma de inyectar y dosificar estos productos influye sobre el resultado esperado. Sin embargo, se han realizado pocos estudios relacionados con la influencia de la forma de inyección del mejorador de flujo sobre el comportamiento de las pérdidas de presión por fricción, suponiéndose en muchos casos que existe un mezclado homogéneo entre los flujos, lo cual no siempre corresponde con lo observado.

Una de las industrias que puede beneficiarse de este tipo de estudios es la petrolera, en particular en los aspectos relacionados con el transporte de crudo pesado, donde la

deposición de las fracciones más pesadas y los cambios de fase que pueden ocurrir durante el movimiento del crudo afectan apreciablemente la capacidad de extracción y bombeo. De esta manera se ha tratado de mejorar la eficiencia de los sistemas a través del dimensionamiento de bombas, y el diseño basado en torque máximo (Delgado N. et.al. 2007; Muñoz Prior, M.A. 2011), así como en relación con la dosificación de productos químicos que incrementen la estabilidad de las fases.

También es importante conocer el mecanismo que determina el transporte de los productos inyectados para reducir viscosidad, incluyendo además estudios de interacción química entre el crudo y el reductor de viscosidad (SaiRavindraPanuganti. 2013; AsokKumarTharanivasan 2011; Belhaj H. &Khalifeh H.A. 2013). En este sentido, por ejemplo, se ha encontrado que la inyección de un líquido menos viscoso en la periferia interior de un ducto puede mejorar sustancialmente la capacidad de bombeo (Bensakhria, A. et.al. 2004), proponiéndose diversos modelos de simulación teórica para describir estos efectos (Ding, J. et.al. 2006; Nigro, N &Storti, M. 2003).

Aunque se reportan estudios relacionados con los efectos de los productos inyectados sobre la tensión interfacial del crudo y el comportamiento de las fases dispersas en este (Manning, W. & Lind, G. 2014; Silva, R.C. 2014), no se han encontrado modelos que expliquen el efecto de la forma de inyección del inhibidor de arrastre sobre el comportamiento de estos sistemas. Es posible que en régimen laminar no ocurra un mezclado efectivo entre el producto inyectado y el fluido altamente viscoso, de tal manera que en realidad el flujo resultante sea bifásico. En las siguientes páginas se expondrán las diversas formas de describir un flujo en condiciones bifásicas y de estimar el comportamiento de las pérdidas de presión.

2.1. Caída de presión

Para que un líquido pueda moverse en una tubería es requerido que se aplique una fuerza que puede ser originada por una diferencia de altura (efecto gravitatorio) o por una diferencia de presión entre los puntos de entrada y salida, de tal manera que se suministre la energía potencial necesaria para causar el movimiento. El comportamiento de la relación existente entre la energía suministrada y el flujo generado se describe a través de la ecuación siguiente (Bird R. B. 2002):

$$p_2 - p_1 + \rho gh = -\frac{f\rho V^2}{2D}L \quad (2.1.1)$$

donde D es el diámetro del tubo (m), V es la velocidad promedio ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$), ρ es la densidad del fluido ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$), L es la longitud del tubo (m), p_1 es la presión a la entrada del tubo (Pa), p_2 es la presión a la salida del tubo (Pa), $g= 9.8$ ($\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$) es la aceleración de la gravedad, h es la diferencia de altura efectiva entre el punto 1 y 2 del fluido (m), μ es la viscosidad dinámica (Pa.s) y f representa el factor de fricción, relacionado con las pérdidas de disipación viscosa, cuyo valor en régimen laminar está dado por:

$$f = \frac{64\mu}{\rho DV} = \frac{64}{\text{Re}} \quad (2.1.2)$$

donde Re es el número de Reynolds. Debido a que el factor de fricción es proporcional a la viscosidad, es fácil deducir que el comportamiento de la diferencia de presión es directamente proporcional a la viscosidad. Por esta razón suelen realizarse estudios experimentales para obtener correlaciones entre la concentración de la formulación química que se añade para mejorar las pérdidas de presión y la viscosidad de la mezcla, los cuales en ocasiones abordan las cuestiones relacionadas con los perfiles de velocidad y los patrones de flujo. Sin embargo, no se han reportado estudios a bajos números de Reynolds en fluidos altamente viscosos, ya que la mayoría de estos experimentos se hacen con fluidos de baja viscosidad, habiéndose obtenido diferentes correlaciones empíricas para predecir los cambios de viscosidad cuando existe un mezclado homogéneo de los fluidos (De la Cruz, J.L. 2013; Pertuz-Parra, M. 2014).

2.2. Efecto de separación de fases en la caída de presión

Existen fluidos en los cuales la alta viscosidad que exhiben se encuentra relacionada con la presencia de una fase sólida dispersa. Cuando esta fase se desestabiliza se produce su precipitación, lo cual conlleva a la obstrucción de los tubos con el consiguiente incremento en las pérdidas de presión (Schutte, K.C. et.al. 2015; Tao, R. & Tang, H. 2014). En estos casos la separación de las fases es un efecto indeseado, que puede evitarse si se inyectan productos estabilizadores del sistema disperso. En este sentido, se reportan estudios experimentales relacionados con la deposición de asfáltenos y parafinas en crudo extrapesado.

Sin embargo, no todas las separaciones de fase conllevan a efectos indeseables. Por ejemplo, un flujo bifásico generado por la inyección de un reductor de viscosidad en régimen laminar que no se mezcla con el fluido conlleva a una disminución de las

pérdidas de presión, la cual depende de la forma en la cual se distribuyan y dispongan las fases entre sí. De ahí la importancia de la forma de llevar a cabo la inyección para lograr los efectos deseados, ya que precisamente la forma de inyección es uno de los factores que determina cómo se disponen las fases entre sí y el patrón de flujo bifásico que se forme, el cual determina las pérdidas de presión por fricción que se generan para un flujo total dado.

2.2.1. Flujo estratificado líquido-gas

Históricamente se reconocen tres periodos importantes en el desarrollo de modelos para formulación de ecuaciones de flujo bifásico líquido gas (Shippen, M. & Bailey, W.J. 2012): el periodo comprendido desde 1950 hasta 1975, donde las estimaciones se basan en modelos empíricos, el período entre 1975-1985 donde se utilizan modelos basados en ecuaciones fenomenológicas para predecir el comportamiento de estos sistemas en estado estacionario, y el período desde 1975 hasta la fecha, que incluye la modelación del estado no estacionario (ver Figura 2.2.1.1) y la solución de las ecuaciones fenomenológicas mediante dinámica computacional de fluidos.

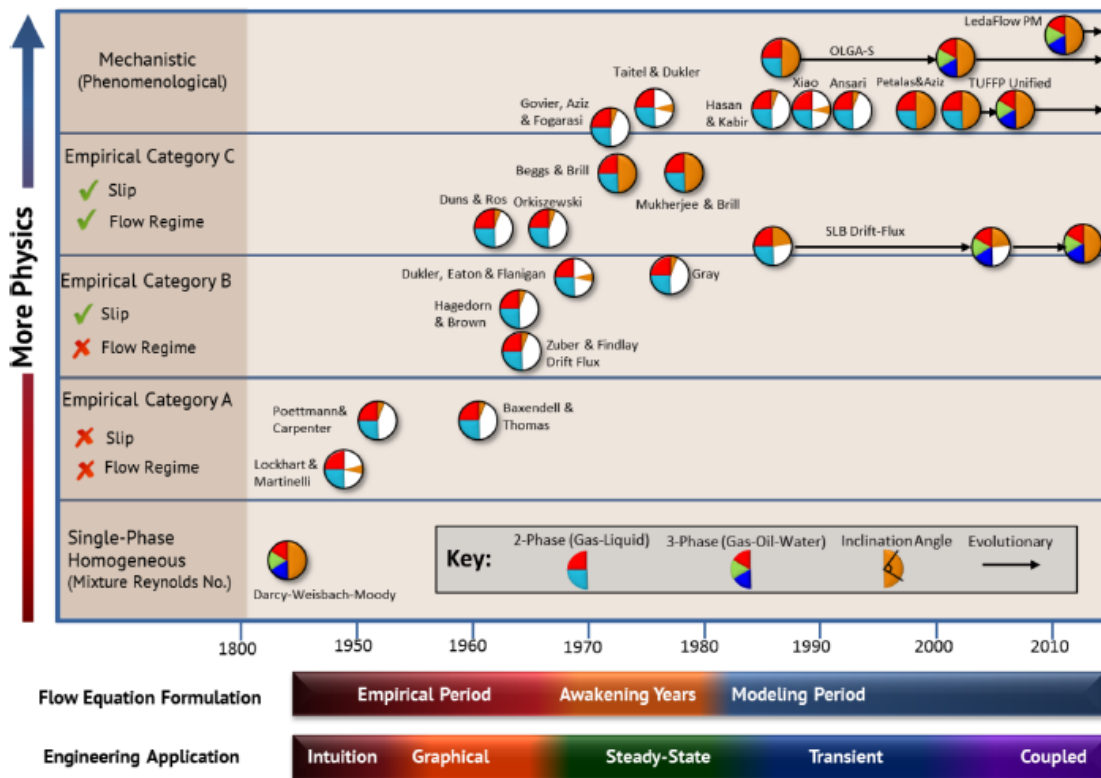


Figura 2.2.1.1.- Etapas históricas en el desarrollo de modelos para flujo de fluidos (Shippen, M. & Bailey, W.J. 2012 p.4147)

Aunque los modelos bifásicos obtenidos para líquido-gas no deben utilizarse para flujos bifásicos líquido-líquidos, se ha buscado el acoplamiento experimental entre ambos flujos de tal manera que se puedan modificar las ecuaciones empíricas correspondientes a flujo bifásico líquido – gas de tal modo que sean aplicables a los sistemas líquido – líquido.

2.2.2. Flujo estratificado líquido-líquido

En la década de los 60 se propuso un modelo para representar el comportamiento de la velocidad en placas paralelas y en cilindros en donde se transportan dos líquidos inmiscibles con densidades diferentes, los cuales experimentalmente mostraron un patrón estratificado (T. W, F. Russell & M. E. Charles, 1959), mientras que en el caso de líquidos con densidades similares se observaron patrones concéntricos. También se estudió el comportamiento de sistemas dispersos agua – aceite y aceite – agua, encontrándose diferencias significativas dependiendo si el flujo era laminar (M. E. Charles et.al. 1961) o turbulento (Gemmell, A.R. 1961), y en donde se observó que la rugosidad del tubo afecta este comportamiento apreciablemente (Guzhov & Medvedev, 1971; Guzhov et.al. 1973) (Taitel, R. y Dukler A.E., 1976), predominando los estudios en los cuales ambos fluidos tienen una baja viscosidad (P. Angeli & G.F. Hewitt, 1998).

En el caso de flujo bifásico petróleo – agua se pudo observar que en régimen laminar el agua se transporta de forma anular (Antonio C. Bannwart, 2001), mientras que el crudo se distribuye en las zonas cercanas a la pared del tubo, donde este comportamiento se ha observado tanto en crudos de baja viscosidad como en crudos de alta viscosidad (B. Grassi, D. Strazza, P. Poesio, 2008).

En la Figura 2.2.2.1 se ilustran las diferentes disposiciones de fases que pueden observarse en flujo bifásico líquido – líquido.

Se ha logrado incrementar la capacidad de bombeo de líquidos altamente viscosos mediante la inyección de un líquido de menor viscosidad, formándose una emulsión (Issaka, S.A. et.al. 2015) donde el líquido menos viscoso pueda interactuar con la superficie del tubo disminuyendo la tensión de corte (Marcelo S. de Castro & Oscar M.H. Rodríguez, 2015). La formación de esta emulsión es difícil en el caso del régimen laminar si la inyección se realiza posterior al bombeo y sin mezclado, siendo más probable la formación de un flujo bifásico estratificado con una interfase que puede ser plana, cóncava o convexa dependiendo de la diferencia de densidades y la tensión interfacial (Paireau, O. & Bonn, D. 1999), y que puede actuar como un lubricante de

la superficie interior del tubo (Bai, R. et.al. 1992; Hu, H.H. & Joseph, D.D. 1989; Neima Brauner 2002). Por otra parte, se ha observado la presencia de interfases deformadas en microconductos rectangulares (YuchaoZhao, 2006), así como de interfases oscilatorias, que se atribuyen a los efectos de la tensión superficial y de la tensión de corte (MadhvanandKashid&Liubov Kiwi-Minsker 2011), y que se mantienen aún en presencia de transporte de masa y reacciones químicas (RahulAntony, et.al. 2014).

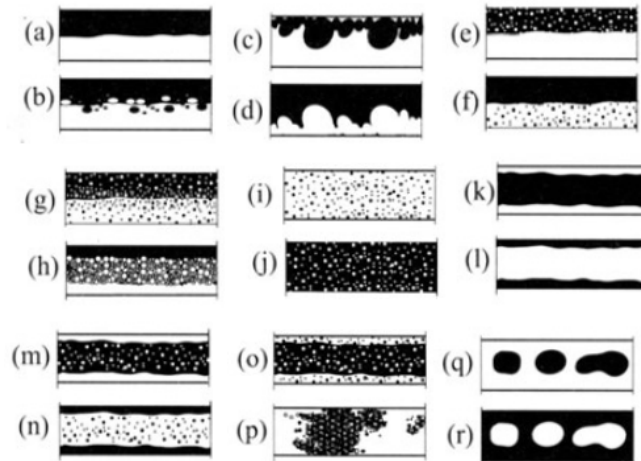


Figura 2.2.2.1.- Patrones de flujo en sistema líquido-líquido: a/b flujo estratificado de dos placas separadas, c/d placas separadas de un líquido libre y la dispersión de otro líquido, e/f placas estratificadas de un líquido libre y una dispersión en el otro líquido, g/h placas de dispersión, i/j líquidos completamente emulsionados, k/l flujo núcleo-anular, m/n flujo anular de un líquido con una dispersión en el núcleo, o flujo núcleo-anular de dos dispersiones, p flujo intermitente, q/r elongaciones largas o burbujas esféricas de un líquido en otro (Brauner, N. 2013 p.222)

Uno de los parámetros que se emplean para describir el comportamiento de un flujo bifásico es el hold-up (fracción de líquido o almacenamiento de líquido), el cual se define como la fracción de la sección transversal de un tubo que está ocupada por un líquido. Su valor varía de cero para el flujo de gas de una sola fase a uno para una sola fase del flujo de líquido.

El holdup puede medirse experimentalmente a través de varios métodos, tales como resistividad o capacitancia o atrapando un segmento de la corriente de flujo entre válvulas de cierre rápido midiendo el volumen de líquido atrapado, u otros métodos como el análisis de imágenes y la atenuación de rayos gamma, entre otros (ArdhiLumban-Gaol& Peter P. Valkó2014; Roshani, G.H. et.al. 2015). Estos comportamientos han sido modelados considerando fluidos de bajas viscosidades mediante las ecuaciones de transporte de cantidad de movimiento, así como mediante

el empleo de la dinámica computacional de fluidos utilizando diferentes softwares (Anand B. Desamala et al. 2014; Yan Chang Liu et al. 2014).

MohammadFazavi, et al. 2013, han presentado un nuevo modelo para determinar las caídas de presión en flujo bifásico líquido-líquido, pero sin aportar conocimiento relevante para el caso de los fluidos de alta viscosidad. En este sentido se reportan aplicaciones de estos modelos en la industria petrolera para el caso del transporte de crudos ligeros (Ahmad Shamsul Izwan Ismail, 2014).

Colombo, L.P. et al. 2014, realizaron un estudio experimental en tuberías horizontales para caracterizar las contracciones repentinas de las fases que se observan en algunas ocasiones, mientras que Ismail, A.S. et al. realizaron observaciones experimentales para la búsqueda de correlaciones entre el hold up, el patrón de flujo y la caída de presión, y la relación entre la composición, la velocidad y el patrón de flujo, como se muestra en la Figura 2.2.2.2. En este sentido, es importante señalar que uno de los objetivos de estos estudios es poder desarrollar métodos teóricos generales para predecir el comportamiento de la caída de presión para flujo bifásico líquido – líquido (Vaidyanathan Alagesan & Srinivasan Sundaram, 2014 y David e Picchi et al. 2015).

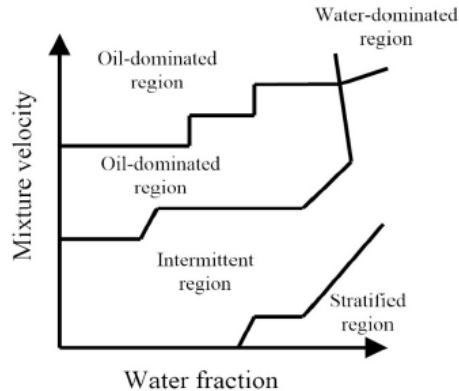


Figura 2.2.2.2. Relación entre la composición, la velocidad y el patrón de flujo observado en flujo bifásico agua – aceite (Ismail, A.S. et al. 2014).

2.2.2.1. Efecto de los surfactantes en los sistemas bifásicos y otros métodos para disminuir viscosidad

Los surfactantes son productos químicos cuya estructura molecular se caracteriza por presentar una parte polar y otra no polar (Subramanian, D.& Firoozabadi A. 2015; Abubakar, A. et al. 2015). Esta característica hace que tiendan a concentrarse en mayor cantidad en la interfase formada por dos líquidos inmiscibles, causando una

disminución de la tensión superficial que favorece la dispersión de una fase en otra. Debido a esta característica el empleo de este tipo de productos ha resultado favorable para disminuir la viscosidad de crudos pesados debido al incremento de la estabilidad de los conglomerados de asfaltenos dispersos en el crudo, como se ilustra en la Figura 2.2.2.1.1.

El empleo de los surfactantes puede contribuir a la formación de emulsiones relativamente estables en lugar del establecimiento de flujo bifásico estratificado, siendo necesario estudiar el efecto que esto conlleva sobre las propiedades de transporte para cada sistema en particular. Es importante considerar que las emulsiones forman sistemas dispersos, en los cuales la viscosidad disminuye a medida que se incrementa la concentración del surfactante de tal forma que disminuye la fracción en volumen de la fase dispersa o el tamaño de las partículas dispersas, lo cual también reduce la caída de presión. El paso de una emulsión a un sistema bifásico debido a la inestabilidad de la emulsión es favorable si la fase dispersa es menos viscosa, ya que se forma en este caso un flujo estratificado.

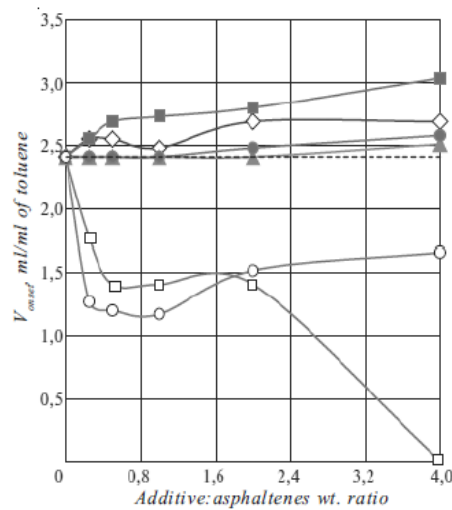


Fig. 1. Point of onset of flocculation of model systems as a function of additive concentration: ◇ – Rokafenol N-14; ■ – tall oil; ▲ – petroleum resins; ● – castor oil; □ – alizarin oil; ○ – ammonium salt of alizarin oil; dashed line – without additive.

Figura 2.2.2.1.1 Estabilidad de asfaltenos en presencia de bioaditivos presentados por Tumanyan B.P. y colaboradores (2014).

Además de la inyección de reductores de viscosidad y la formación de emulsiones, existen otras maneras de incrementar la capacidad de bombeo de fluidos altamente viscosos, entre las que se pueden señalar el uso de productos de naturaleza química semejante que actúen como diluyentes y tratamientos con bombardeo de electrones.

2.3. Transporte anular

En cuanto al transporte de tres fases distintas, principalmente dos líquidos inmiscibles y gas, se tienen modelos matemáticos multifásicos para flujos newtonianos y no newtonianos (Sawko, R. 2012; Mortazavi-Manesh, S. & Shaw, J.M. 2014). Existen otros tipos de transporte multifásico que incluye una separación específica de fases, como la presentada por Abarasi, H. 2014 y cuyo esquema se muestra en la Figura 2.3.1. En esta se puede observar un método de inyección en donde uno de los dos fluidos se mueve hacia los bordes inhibiendo la interacción entre el fluido líquido que se desea transportar y la pared de tubo donde se lleva el proceso.

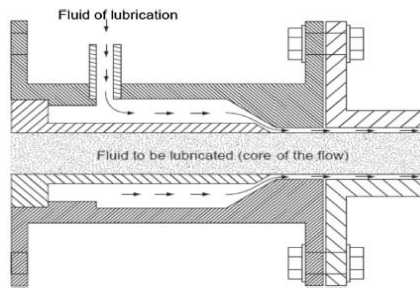


Figura 2.3.1.- Dispositivo propuesto para inyección anular de agua en una corriente de crudo para flujo lubricado. El dispositivo cuenta con una cámara que recubre el tubo e inyecta el fluido lubricante en la periferia del tubo existente (Abarasi Hart. 2014).

Para finalizar este capítulo, a partir de la información expuesta se realizan las siguientes observaciones:

1. Para mejorar el transporte de fluidos altamente viscosos añadiendo productos químicos que disminuyan la viscosidad, es necesario tomar en cuenta la forma de inyección del producto dosificado.
2. El comportamiento de las pérdidas de presión por fricción depende, además de la concentración de mejoradores inyectados, de la forma de inyección y del patrón de flujo formado (mezcla de ambos productos, flujo bifásico disperso, estratificado o anular).
3. Existen pocos estudios experimentales relacionados con flujos bifásicos líquido-líquido en el cual uno de los fluidos tiene una alta viscosidad.
4. Es importante disponer de modelos matemáticos que permitan describir el comportamiento de los perfiles de velocidad y las pérdidas de presión en sistemas bifásicos en régimen laminar considerando diferentes patrones de flujo.

CAPÍTULO III

Desarrollo del modelo

A lo largo del capítulo tres, se detalla el modelo desarrollado en esta investigación explicando primero las generalidades de dicho desarrollo, después la modelación de flujo estratificado, definido en un sistema de placas planas y un flujo anular (sistema cilíndrico). Las soluciones presentadas son analíticas y se extienden al comportamiento no estacionario cuando se inyecta otro líquido formando un medio bifásico. Los conjuntos de soluciones aquí encontradas se emplean en el capítulo 5 de esta tesis.

III. DESARROLLO DE MODELO

Como se planteó en el capítulo 2, el flujo bifásico, o estratificado, puede mostrar diferentes patrones de flujo según el régimen de flujo y las propiedades físicas y superficiales de ambos fluidos. En esta tesis se estudian dos casos específicos, correspondientes a un sistema isotérmico. El primero se refiere a la formación de un flujo estratificado líquido-líquido, en el que uno de los fluidos se mueve por la parte superior del tubo y el otro por la parte inferior. Este patrón se puede formar cuando dos fluidos inmiscibles de diferente densidad fluyen a través de un tubo horizontal en régimen laminar. El segundo se puede generar cuando existen dos fluidos de igual densidad que se mueven a través de un tubo en régimen laminar, y la formación del flujo bifásico se produce mediante la inyección de uno de los fluidos en otro. Para obtener los modelos matemáticos que describen el comportamiento de este sistema se emplean las ecuaciones de continuidad y de conservación de la cantidad de movimiento.

3.1 Modelación del flujo estratificado.

Este patrón de flujo se caracteriza porque los fluidos se disponen de forma estratificada, considerándose la posibilidad de formación de una o dos interfases.

La modelación matemática exacta de un sistema de este tipo conlleva la obtención de un sistema de ecuaciones diferenciales parciales que no tiene una solución exacta práctica, debido a lo complicado de su solución. Por esta razón se supuso que este sistema puede describirse aproximadamente considerando que el fluido se mueve a través de un sistema de placas paralelas (ver Figura 3.1.2), donde la distancia de separación entre las placas es de un orden significativamente menor que el ancho de las mismas, de tal manera que se considera que la velocidad cambia con dicha distancia (x) y no con el ancho (y) ni con la longitud de las placas (z), donde esta última se identifica con la longitud del tubo (L). Esta aproximación permite modelar el perfil de velocidad utilizando el sistema de coordenadas cartesianas, obteniéndose un sistema de ecuaciones diferenciales para el cual se puede obtener una solución analítica exacta práctica. La disposición estratificada del flujo en el sistema de placas paralelas se muestra en la Figura 3.1.3.

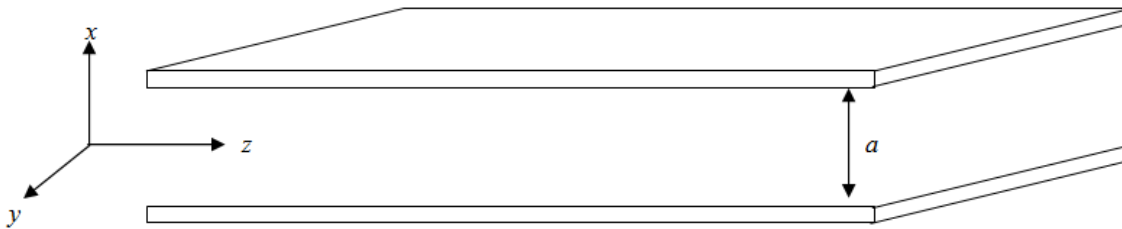


Figura 3.1.2. Representación gráfica del sistema de placas paralelas con ancho “ y ” infinito, separadas entre sí una distancia “ x ”

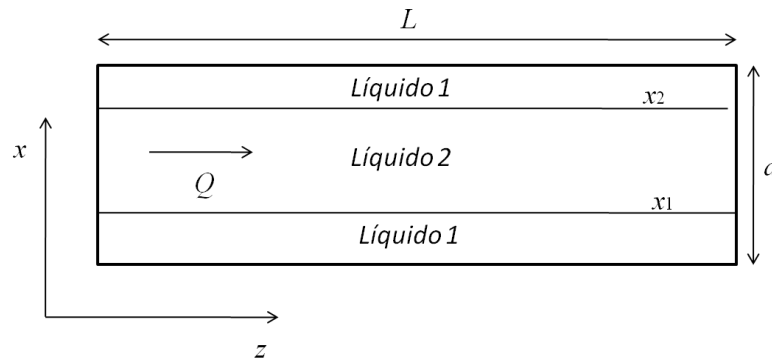


Figura 3.1.3. Esquema de la sección longitudinal en el sistema de placas paralelas, para un sistema bifásico estratificado donde se produce la formación de dos interfases con posición x_1 y x_2 , respectivamente.

A partir de las ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento aplicadas considerando estado estacionario, régimen laminar, sistema isotérmico y fluidos newtonianos incompresibles, se obtiene el sistema de ecuaciones diferenciales:

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \mu_1 \frac{d^2 v}{dx^2} \quad 0 < x < x_1 \quad (3.1.1)$$

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \mu_2 \frac{d^2 v}{dx^2} \quad x_1 < x < x_2 \quad (3.1.2)$$

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \mu_1 \frac{d^2 v}{dx^2} \quad x_2 < x < a \quad (3.1.3)$$

Donde p es la presión (Pa), μ es la viscosidad dinámica (Pa.s) y v es la velocidad (m.s⁻¹). Definiendo:

$$\gamma = \frac{x}{a} \quad (3.1.4)$$

$$\Phi = a^2 \frac{\partial p}{\partial z} \quad (3.1.5)$$

y sustituyendo apropiadamente, se obtiene el sistema de ecuaciones diferenciales:

$$-\Phi = \mu_1 \frac{d^2 v_1}{d\gamma^2} \quad 0 < \gamma < \alpha \quad (3.1.6)$$

$$-\Phi = \mu_2 \frac{d^2 v_2}{d\gamma^2} \quad \alpha < \gamma < \beta \quad (3.1.7)$$

$$-\Phi = \mu_1 \frac{d^2 v_3}{d\gamma^2} \quad \beta < \gamma < 1 \quad (3.1.8)$$

Sujeto a las condiciones de contorno:

$$\begin{aligned} v_1(0) &= 0 \\ v_3(1) &= 0 \\ v_1(\alpha) &= v_2(\alpha) \\ v_2(\beta) &= v_3(\beta) \\ \tau_1(\alpha) &= \tau_2(\alpha) \\ \tau_2(\beta) &= \tau_3(\beta) \end{aligned} \quad (3.1.9)$$

En la ecuación (3.1.9) τ se relaciona con la cantidad de movimiento y está dado por:

$$\tau = \mu \frac{dv}{d\gamma} \quad (3.1.10)$$

El sistema de ecuaciones diferenciales (3.1.6) – (3.1.8) tiene solución analítica exacta, la cual está dada por:

$$v_1(\gamma) = \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_1} (\gamma - \gamma^2) \quad 0 < \gamma < \alpha \quad (3.1.11)$$

$$v_2(\gamma) = \left(-\frac{\Phi}{2} \frac{\alpha\beta(\mu_1-\mu_2)}{\mu_1\mu_2}\right) + \left(\frac{\Phi}{2} \frac{(\mu_2+(\mu_1-\mu_2)(\alpha+\beta))}{\mu_1\mu_2}\right)\gamma - \frac{1}{2} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \quad \alpha < \gamma < \beta \quad (3.1.12)$$

$$v_3(\gamma) = \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_1} \gamma - \frac{1}{2} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1} \quad \beta < \gamma < 1 \quad (3.1.13)$$

Las ecuaciones (3.1.11) a la (3.1.13) describen el perfil de velocidad de un flujo bifásico cuando el fluido 1 se encuentra en contacto con ambas placas, mientras que el fluido 2 se mueve entre las dos interfaces. Nótese que si $\alpha = 1$ se tiene un flujo monofásico y si $\beta = 1$ el fluido 1 se encuentra en contacto con una placa y el fluido 2 con la otra, existiendo una sola interfase.

Las posiciones de las interfaces dependen de una forma compleja de varios factores, que incluyen la forma en que se realiza el inyector de un fluido en otro, las tensiones superficiales de los fluidos y la diferencia de densidad, entre otros, sin que estas posiciones puedan ser predichas a partir del enfoque establecido. Por lo tanto, en el caso de que se produzca la formación de dos interfaces, las posiciones de ambas deben ser especificadas previamente.

El flujo se determina integrando las velocidades con respecto al área de la sección transversal del flujo:

$$Q_1 = \frac{1}{12} \frac{\Phi}{\mu_1} Y \left((\beta-1)^2 (2\beta+1) - \alpha^2 (2\alpha-3) \right) \quad (3.1.14)$$

$$Q_2 = \frac{\Phi}{12} \frac{Y}{\mu_1\mu_2} (\beta-\alpha) \left(3\mu_2(\alpha+\beta) - 2\alpha\beta\mu_1 + (\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2) \right) \quad (3.1.15)$$

donde el flujo total se determina sumando ambos flujos:

$$Q_t = \frac{1}{12} \frac{\Phi Y}{\mu_1} \left(\left((\beta-1)^2 (2\beta+1) - \alpha^2 (2\alpha-3) \right) + \frac{1}{\mu_2} (\beta-\alpha) \left(3\mu_2(\alpha+\beta) - 2\alpha\beta\mu_1 + (\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2) \right) \right) \quad (3.1.16)$$

La composición del flujo bifásico, expresada como fracción en volumen, se determina a partir de las relaciones:

$$x_1 = \frac{Q_1}{Q_t} = \frac{\left((\beta-1)^2 (2\beta+1) - \alpha^2 (2\alpha-3) \right)}{\left(\left((\beta-1)^2 (2\beta+1) - \alpha^2 (2\alpha-3) \right) + \frac{1}{\mu_2} (\beta-\alpha) \left(3\mu_2(\alpha+\beta) - 2\alpha\beta\mu_1 + (\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2) \right) \right)} \quad (3.1.17)$$

$$x_2 = \frac{Q_2}{Q_t} = \frac{(\beta-\alpha) \left(3\mu_2(\alpha+\beta) - 2\alpha\beta\mu_1 + (\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2) \right)}{\mu_2 \left(\left((\beta-1)^2 (2\beta+1) - \alpha^2 (2\alpha-3) \right) + \frac{1}{\mu_2} (\beta-\alpha) \left(3\mu_2(\alpha+\beta) - 2\alpha\beta\mu_1 + (\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2) \right) \right)} \quad (3.1.18)$$

$$x_1 + x_2 = 1 \quad (3.1.19)$$

Cuando se establece la formación de una sola interfase, la ecuación para la composición del flujo, expresada como fracción en volumen, se escribe:

$$x_2 = \frac{(1-\alpha)(3\mu_2(\alpha+1)-2\alpha\mu_1+(\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+1))}{\mu_2\left(-\alpha^2(2\alpha-3)+\frac{1}{\mu_2}(1-\alpha)(3\mu_2(\alpha+1)-2\alpha\mu_1+(\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+1))\right)} \quad (3.1.20)$$

De tal manera que, para un valor de composición establecido, la posición α de la interfase se determina mediante la solución de la ecuación (3.1.20).

Sustituyendo la ecuación (3.1.5) en la ecuación (3.1.16) se obtiene un modelo para predecir el comportamiento de la caída de presión como una función de la viscosidad de los líquidos, el flujo total y las posiciones de las interfases:

$$\Delta P = \frac{12 \times \mu_1 \times Q_t \times L}{\left(\left((\beta-1)^2(2\beta+1)-\alpha^2(2\alpha-3)\right)+\frac{1}{\mu_2}(\beta-\alpha)(3\mu_2(\alpha+\beta)-2\alpha\beta\mu_1+(\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2))\right)Ya^2} \quad (3.1.21)$$

3.2 Modelación matemática de flujo anular (bifásico líquido – líquido con disposición simétrica de las fases).

El patrón de flujo anular se refiere al caso en que uno de los fluidos se mueve por el centro del tubo y el otro en contacto con la pared del tubo, tal y como se muestra en la Figura 3.2.1.

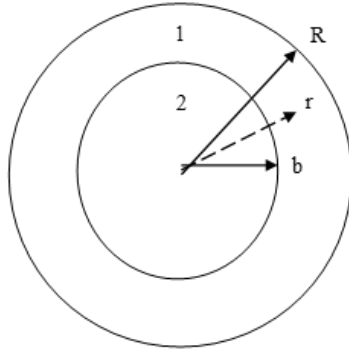


Figura 3.2.1. Esquema de la sección transversal del área de flujo para un flujo bifásico líquido-líquido anular, con la formación de una sola interfase

Para modelar el comportamiento del perfil de velocidad se toma como punto de partida las ecuaciones de continuidad y conservación de la cantidad de movimiento en el sistema de coordenadas cilíndrico. Suponiendo estado estacionario, sistema isotérmico y flujos newtonianos incompresibles, se obtiene el sistema de ecuaciones diferenciales:

$$-\Phi = \mu_1 \left(\frac{d^2 v}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dv}{dr} \right) \quad b < r < R \quad (3.2.1)$$

$$-\Phi = \mu_2 \left(\frac{d^2 v}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dv}{dr} \right) \quad 0 < r < b \quad (3.2.2)$$

Sujeto a las condiciones de contorno:

$$\begin{aligned} v_1(R) &= 0 \\ v_2(0) &= \textit{finita} \\ v_1(b) &= v_2(b) \\ \tau_1(b) &= \tau_2(b) \end{aligned} \quad (3.2.3)$$

donde:

$$\tau = \mu \frac{dv}{dr} \quad (3.2.4)$$

En donde, si se tiene viscosidad cinemática (ν) fácilmente puede ser transformada a dinámica como producto de la primera por la densidad:

$$\mu = \nu \rho \quad (3.2.5)$$

En cualquier caso, definimos:

$$\Phi = \frac{dp}{dz} \quad (3.2.6)$$

La solución analítica del sistema de ecuaciones diferenciales (3.2.1) a la (3.2.2) representa el perfil de velocidad que se establece en el sistema, y está dada por:

$$v_1 = \frac{\Phi R^2}{4\mu_2} \left(\left(\frac{\mu_2}{\mu_1} + \left(\frac{b}{R} \right)^2 \left(1 - \frac{\mu_2}{\mu_1} \right) \right) - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right) \quad b < r < R \quad (3.2.7)$$

$$v_2 = \frac{\Phi R^2}{4\mu_2} \frac{\mu_2}{\mu_1} \left(1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right) \quad 0 < r < b \quad (3.2.8)$$

El flujo total se obtiene a partir la integración del perfil de velocidad con respecto al área de la sección transversal del flujo:

$$Q_t = \int_0^{2\pi} \int_0^b \frac{\Phi R^2}{4\mu_2} \frac{\mu_2}{\mu_1} \left(1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2\right) r dr d\theta + \int_0^{2\pi} \int_b^1 \frac{\Phi R^2}{4\mu_2} \left(\left(\frac{\mu_2}{\mu_1} + \left(\frac{b}{R}\right)^2 \left(1 - \frac{\mu_2}{\mu_1}\right)\right) - \left(\frac{r}{R}\right)^2 \right) r dr d\theta$$

$$Q_t = \frac{1}{8} \pi b^2 \frac{\Phi}{\mu_2} \left(\left(\frac{\mu_2}{\mu_1} (2R^2 - b^2) + b^2 \right) + \frac{\mu_2}{\mu_1} (2R^2 - b^2) \right) \quad (3.2.9)$$

de tal forma que el comportamiento de la caída de presión total en el sistema está dada por:

$$\Delta P = 8LQ \frac{\mu_2 \mu_1}{\pi b^2 (b^2 (\mu_1 - 3\mu_2) + 4R^2 \mu_2)} \quad (3.2.10)$$

La posición de la interfase se encuentra relacionada con la composición del flujo bifásico de acuerdo con la relación:

$$x_2 = \frac{Q_2}{Q_t}$$

$$x_2 = \frac{\mu_2 \left(\frac{b}{R}\right)^2}{\mu_1} \frac{2 - \left(\frac{b}{R}\right)^2}{\left(\frac{\mu_2}{\mu_1} - 1\right) \left(\frac{b}{R}\right)^4 + \left(2 - 2\frac{\mu_2}{\mu_1}\right) \left(\frac{b}{R}\right)^2 + \left(2\frac{\mu_2}{\mu_1} - 1\right)} \quad (3.2.11)$$

de tal manera que para un valor de composición establecida se obtiene la posición de la interfase a través de la solución de la ecuación (3.2.11)

3.3 Comportamiento no estacionario durante la inyección de un fluido en otro para generar un sistema bifásico líquido-líquido

Ya que el patrón de flujo bifásico se relaciona con la manera en que uno de los flujos es inyectado en el otro, resulta interesante estudiar teóricamente la formación temporal del perfil de velocidad cuando se produce la inyección de un fluido en un flujo que se encuentra previamente en estado estacionario. Los resultados que se obtengan permitirán estimar el orden de magnitud del tiempo necesario para que se establezca el estado estacionario en el sistema posteriormente a la inyección del fluido.

3.3.1 Comportamiento no estacionario para un sistema bifásico estratificado con la formación de una sola interfase

Para estimar el comportamiento de estado no estacionario para un sistema bifásico estratificado con la formación de una sola interfase entre los flujos se establecen las mismas consideraciones (exceptuando, obviamente, la relacionada con el comportamiento temporal) que se establecieron para el estudio del sistema en estado estacionario y que se presentan en el Epígrafe 3.1. A partir de las ecuaciones de continuidad y conservación de la cantidad de movimiento, expresadas en el sistema de coordenadas cartesianas, se obtiene el sistema de ecuaciones diferenciales parciales:

$$\begin{aligned}\rho_1 a^2 \frac{\partial v_1}{\partial t} &= \Phi + \mu_1 \frac{\partial^2 v_1}{\partial \gamma^2}; \gamma \leq b \\ \rho_2 a^2 \frac{\partial v_2}{\partial t} &= \Phi + \mu_2 \frac{\partial^2 v_2}{\partial \gamma^2}; \gamma \geq b\end{aligned}\tag{3.3.1.1}$$

donde b es una función que depende del tiempo y representa la posición de la interfase y se han definido los parámetros y variables no dimensionales:

$$\begin{aligned}\Phi &= -\frac{\partial p}{\partial z} a^2 \\ \gamma &= \frac{x}{a}\end{aligned}\tag{3.3.1.2}$$

Para resolver este sistema se va a considerar que la velocidad es igual a la suma de una función que depende del tiempo y de la coordenada espacial y una función que sólo depende de la coordenada espacial:

$$v = w(x, t) + V(x)\tag{3.3.1.3}$$

de tal forma que este puede descomponerse en dos sistemas de ecuaciones diferenciales:

$$\begin{aligned}0 &= \Phi + \mu_1 \frac{\partial^2 V_1}{\partial \gamma^2}; \gamma \leq b \\ 0 &= \Phi + \mu_2 \frac{\partial^2 V_2}{\partial \gamma^2}; \gamma \geq b\end{aligned}\tag{3.3.1.4}$$

$$\begin{aligned}\rho_1 a^2 \frac{\partial w_1}{\partial t} &= \mu_1 \frac{\partial^2 w_1}{\partial \gamma^2}; \gamma \leq b \\ \rho_2 a^2 \frac{\partial w_2}{\partial t} &= \mu_2 \frac{\partial^2 w_2}{\partial \gamma^2}; \gamma \geq b\end{aligned}\tag{3.3.1.5}$$

La solución analítica exacta del sistema de ecuaciones (3.3.1.4) es:

$$\begin{aligned}V_1(\gamma) &= -\frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_1} \gamma^2 + C_{11} + C_{21} \gamma \\ V_2(\gamma) &= -\frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_2} \gamma^2 + C_{12} + C_{22} \gamma\end{aligned}\tag{3.3.1.6}$$

Para encontrar las constantes de integración se toman en cuenta las siguientes condiciones de contorno:

$$\begin{aligned}V_1(0) &= 0 \\ V_2(1) &= 0 \\ \left(\mu_1 \frac{dV_1}{d\gamma} \right)_{\gamma=b} &= \left(\mu_2 \frac{dV_2}{d\gamma} \right)_{\gamma=b} \\ V_1(b) &= V_2(b)\end{aligned}\tag{3.3.1.7}$$

de tal manera que:

$$\begin{aligned}V_1(\gamma) &= \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(\frac{b^2(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1}{b(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1} \gamma - \gamma^2 \right); \gamma \leq b \\ V_2(\gamma) &= \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_2} \left(\frac{b^2(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1}{b(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1} \gamma - \gamma^2 + b \frac{(\mu_1 - \mu_2) - b(\mu_1 - \mu_2)}{b(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1} \right); \gamma \geq b\end{aligned}\tag{3.3.1.8}$$

Para determinar la solución del sistema de ecuaciones diferenciales parciales (3.3.1.5) se aplica el método de separación de variables, para lo cual la función w se expresa como el producto de una función h que depende de las coordenadas y de una función g que depende del tiempo:

$$w = h(x)g(t)\tag{3.3.1.9}$$

A partir de lo cual se obtienen los sistemas de ecuaciones diferenciales:

$$\begin{aligned}\frac{\rho_1 a^2}{\mu_1} \frac{\partial g_1}{\partial t} &= -g_1 C \\ \frac{\rho_2 a^2}{\mu_2} \frac{\partial g_2}{\partial t} &= -g_2 C\end{aligned}$$

(3.3.1.10)

$$\frac{\partial^2 h_1}{\partial \gamma^2} = -Ch_1$$

$$\frac{\partial^2 h_2}{\partial \gamma^2} = -Ch_2$$

(3.3.1.11)

La solución analítica exacta de cada uno de estos sistemas de ecuaciones es:

$$g_1(t) = C_{11} \exp\left(-C \frac{\mu_1}{\rho_1 a^2} t\right)$$

$$g_2(t) = C_{12} \exp\left(-C \frac{\mu_2}{\rho_2 a^2} t\right)$$

(3.3.1.12)

$$h_1(\gamma) = C_1 \cos \sqrt{C} \gamma + C_2 \sin \sqrt{C} \gamma$$

$$h_2(\gamma) = C_3 \cos \sqrt{C} \gamma + C_4 \sin \sqrt{C} \gamma$$

(3.3.1.13)

de tal manera que:

$$w_1 = \left(C_1 \cos \sqrt{C} \gamma + C_2 \sin \sqrt{C} \gamma\right) \exp\left(-C \frac{\mu_1}{a^2 \rho_1} t\right)$$

$$w_2 = \left(C_3 \cos \sqrt{C} \gamma + C_4 \sin \sqrt{C} \gamma\right) \exp\left(-C \frac{\mu_2}{a^2 \rho_2} t\right)$$

(3.3.1.14)

Para encontrar las constantes de integración se toma en consideración que, para cualquier instante de tiempo:

$$w_1(0, t) = 0$$

$$w_2(1, t) = 0$$

(3.3.1.15)

lo cual implica que:

$$C_1 = C_3 = 0$$

$$\sqrt{C} = 2\pi$$

(3.3.1.16)

$$w_1 = C_2 \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_1}{\rho_1} t\right)$$

$$w_2 = C_4 \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_2}{\rho_2} t\right)$$

(3.3.1.17)

y por lo tanto el comportamiento temporal del perfil de velocidad está definido como:

$$\begin{aligned} v_1 &= C_1 \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_1}{\rho_1} t\right) + V_1(\gamma); \gamma \leq b \\ v_2 &= C_2 \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_2}{\rho_2} t\right) + V_2(\gamma); \gamma \geq b \end{aligned} \quad (3.3.1.18)$$

Para evaluar las constantes de integración se toma en cuenta que el fluido 1 se inyecta en el fluido 2, el cual se encontraba previamente en estado estacionario. Por lo tanto, para tiempo igual a cero:

$$\begin{aligned} 0 &= C_1 + V_1(\gamma, 0); \gamma \leq b \\ V_2(\gamma, 0) &= C_2 + V_2(\gamma, 0); \gamma \geq b \end{aligned} \quad (3.3.1.19)$$

Por lo tanto:

$$\begin{aligned} C_1 &= -V_1(\gamma, 0) \\ C_2 &= 0 \end{aligned} \quad (3.3.1.20)$$

Para determinar la evolución de la interfase se toma en cuenta que la tensión de corte de ambos fluidos, para cualquier valor de tiempo, está dada por:

$$\begin{aligned} \tau_1 &= \frac{1}{2}\Phi(A_1 - 2\gamma_1) + \Phi\gamma_1 \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_1}{\rho_1} t\right) - \frac{1}{2}\Phi A_0 \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_1}{\rho_1} t\right); \gamma_1 \leq b \\ \tau_2 &= \frac{1}{2}\Phi(A_1 - 2\gamma_2); \gamma_2 \geq b \end{aligned} \quad (3.3.1.21)$$

$$\begin{aligned} A_1 &= \frac{b^2(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1}{b(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1} \\ A_0 &= \frac{b_0^2(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1}{b_0(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1} \end{aligned} \quad (3.3.1.22)$$

En la interfase las tensiones de corte de ambos fluidos son iguales. Para que se cumpla esta condición el comportamiento de la interfase debe definirse de acuerdo con la función:

$$b(t) = \gamma_1 - \gamma_1 e^k + \frac{1}{2}A_0 e^k \quad (3.3.1.23)$$

El valor de A_0 , tomando en cuenta que la posición inicial de la interfase es igual a

cero, es igual a 1, por lo tanto la función que describe el comportamiento temporal de la interfase se expresa como:

$$b(t) = \gamma_1 + \left(\frac{1}{2} - \gamma_1\right) \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_1}{\rho_1} t\right) + C_0 \quad (3.3.24)$$

donde γ_1 y C_0 son constantes que se determinan de acuerdo con el comportamiento esperado de la interfase con respecto al tiempo. En este caso, si se toma en cuenta que para tiempo igual a cero la posición de la interfase es igual a cero, y que para tiempo igual a infinito se considera que la interfase toma un valor constante α , el cual depende de la composición del flujo bifásico, se obtiene el sistema de ecuaciones:

$$\begin{aligned} 0 &= \gamma_1 + \left(\frac{1}{2} - \gamma_1\right) + C_0 \\ \alpha &= \gamma_1 + C_0 \end{aligned} \quad (3.3.1.25)$$

cuya solución es:

$$\begin{aligned} \gamma_1 &= \alpha + \frac{1}{2} \\ C_0 &= -\frac{1}{2} \end{aligned} \quad (3.3.1.26)$$

Sustituyendo se obtiene:

$$b(t) = \alpha \left(1 - \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_1}{\rho_1} t\right)\right) \quad (3.3.1.27)$$

Tomando en cuenta que para tiempo igual a cero la velocidad del fluido 1 es igual a cero se obtiene finalmente:

$$\begin{aligned} v_1(\gamma) &= \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(\frac{b^2(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1}{b(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1} \gamma - \gamma^2\right); \gamma \leq b \\ v_2(\gamma) &= \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_2} \left(\frac{b^2(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1}{b(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1} \gamma - \gamma^2 + b \frac{(\mu_1 - \mu_2) - b(\mu_1 - \mu_2)}{b(\mu_1 - \mu_2) - \mu_1}\right); \gamma \geq b \\ b &= \alpha \left(1 - \exp\left(-\left(\frac{2\pi}{a}\right)^2 \frac{\mu_1}{\rho_1} t\right)\right) \end{aligned} \quad (3.3.1.28)$$

El valor de la interfase en estado estacionario se determina a partir de la composición del flujo bifásico en estado estacionario. Expresando esta composición con base en la fracción en volumen del fluido que se inyecta, en este caso el fluido 1, se tiene que:

$$y_1 = \frac{\int_0^\alpha V_1 d\gamma}{\int_0^\alpha V_1 d\gamma + \int_\alpha^1 V_2 d\gamma} \quad (3.3.1.29)$$

3.3.2 Modelación del comportamiento no estacionario de un flujo anular (bifásico con disposición simétrica de las fases)

A partir de las ecuaciones de continuidad y transporte de cantidad de movimiento y las consideraciones establecidas, se obtiene el sistema de ecuaciones diferenciales parciales:

$$\begin{aligned} \rho_1 \frac{\partial v_1}{\partial t} &= \frac{\partial p}{\partial z} + \mu_1 \frac{1}{r} \frac{\partial v_1}{\partial r} + \mu_1 \frac{\partial^2 v_1}{\partial r^2}; \alpha < r < R \\ \rho_2 \frac{\partial v_2}{\partial t} &= \frac{\partial p}{\partial z} + \mu_2 \frac{1}{r} \frac{\partial v_2}{\partial r} + \mu_2 \frac{\partial^2 v_2}{\partial r^2}; 0 < r < \alpha \end{aligned} \quad (3.3.2.1)$$

Definiendo la variable espacial no dimensional y los parámetros:

$$\begin{aligned} \gamma &= \frac{r}{R} \\ \beta &= R^2 \rho \\ \Phi &= \frac{\partial p}{\partial z} R^2 \end{aligned} \quad (3.3.2.2)$$

el sistema de ecuaciones diferenciales parciales se escribe de la forma:

$$\begin{aligned} \beta_1 \frac{\partial v_1}{\partial t} &= \Phi + \mu_1 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial v_1}{\partial \gamma} + \mu_1 \frac{\partial^2 v_1}{\partial \gamma^2}; \alpha < \gamma < 1 \\ \beta_2 \frac{\partial v_2}{\partial t} &= \Phi + \mu_2 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial v_2}{\partial \gamma} + \mu_2 \frac{\partial^2 v_2}{\partial \gamma^2}; 0 < \gamma < \alpha \end{aligned} \quad (3.3.2.3)$$

Si la velocidad v se expresa como la suma de una función V que sólo depende de la coordenada espacial y una función q que depende de la coordenada espacial y del tiempo:

$$v = V + q \quad (3.3.2.4)$$

se obtienen dos sistemas de ecuaciones diferenciales que pueden resolverse de forma exacta:

$$\begin{aligned}
0 &= \Phi + \mu_1 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial V_1}{\partial \gamma} + \mu_1 \frac{\partial^2 V_1}{\partial \gamma^2} \\
0 &= \Phi + \mu_2 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial V_2}{\partial \gamma} + \mu_2 \frac{\partial^2 V_2}{\partial \gamma^2}
\end{aligned}
\tag{3.3.2.5}$$

$$\begin{aligned}
\beta_1 \frac{\partial q_1}{\partial t} &= \mu_1 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial q_1}{\partial \gamma} + \mu_1 \frac{\partial^2 q_1}{\partial \gamma^2} \\
\beta_2 \frac{\partial q_2}{\partial t} &= \mu_2 \frac{2}{\gamma} \frac{\partial q_2}{\partial \gamma} + \mu_2 \frac{\partial^2 q_2}{\partial \gamma^2}
\end{aligned}
\tag{3.3.2.6}$$

El sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias (3.3.2.5) tiene como solución analítica exacta:

$$\begin{aligned}
V_1(\gamma) &= C_{11} + C_{12} \ln \gamma - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1} \\
V_2(\gamma) &= C_{21} + C_{22} \ln \gamma - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}
\end{aligned}
\tag{3.3.2.7}$$

donde la tensión de corte de ambos fluidos estará dada por:

$$\begin{aligned}
\tau_1(\gamma) &= \frac{1}{2} \Phi \gamma - \frac{1}{\gamma} \mu_1 C_{12} \\
\tau_2(\gamma) &= \frac{1}{2} \Phi \gamma - \frac{1}{\gamma} \mu_2 C_{22}
\end{aligned}
\tag{3.3.2.8}$$

Para determinar el valor de las constantes de integración C_{11} , C_{12} , C_{21} y C_{22} se toman en cuenta las condiciones de contorno:

$$\begin{aligned}
V_1(1) &= 0 \\
V_2(0) &= \text{finita} \\
V_1(\alpha) &= V_2(\alpha) \\
\tau_1(\alpha) &= \tau_2(\alpha)
\end{aligned}
\tag{3.3.2.9}$$

obteniéndose:

$$\begin{aligned}
C_{11} &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \\
C_{12} &= 0 \\
C_{21} &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) \\
C_{22} &= 0
\end{aligned}$$

(3.3.2.10)

de tal forma que los perfiles de velocidad en estado estacionario están dados por:

$$\begin{aligned} V_1(\gamma) &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > \alpha \\ V_2(\gamma) &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2}\right)\right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}; \gamma < \alpha \end{aligned} \quad (3.3.2.11)$$

Aplicando el método de separación de variables se obtiene la solución analítica exacta es:

$$\begin{aligned} q_1(\gamma, t) &= \exp\left(-\frac{t}{\beta_1} C_1\right) \left(C_3 \text{BesselI}_0\left(\frac{\gamma}{\mu_1} C_1 \sqrt{-\frac{\mu_1}{C_1}}\right) + C_4 \text{BesselK}_0\left(\frac{\gamma}{\mu_1} C_1 \sqrt{-\frac{\mu_1}{C_1}}\right)\right); \gamma > \alpha(t) \\ q_2(\gamma, t) &= \exp\left(-\frac{t}{\beta_2} C_2\right) \left(C_5 \text{BesselI}_0\left(\frac{\gamma}{\mu_2} C_2 \sqrt{-\frac{\mu_2}{C_2}}\right) + C_6 \text{BesselK}_0\left(\frac{\gamma}{\mu_2} C_2 \sqrt{-\frac{\mu_2}{C_2}}\right)\right); \gamma < \alpha(t) \end{aligned} \quad (3.3.2.12)$$

donde α es una función que describe el comportamiento de la interfase con respecto al tiempo. Para establecer el valor de las constantes de integración se toma en cuenta, en primer lugar, que la velocidad siempre es un número real, de tal manera que:

$$\begin{aligned} C_4 &= 0 \\ C_6 &= 0 \end{aligned} \quad (3.3.2.13)$$

Tomando en cuenta la condición de contorno:

$$\begin{aligned} q_1(1, t) &= 0 \\ q_2(1, t) &= 0 \end{aligned} \quad (3.3.2.14)$$

se obtiene:

$$\begin{aligned} C_1 &= 5.784\mu_1 \\ C_2 &= 5.784\mu_2 \end{aligned} \quad (3.3.2.15)$$

De tal manera que:

$$\begin{aligned} v_1 &= C_3 \exp\left(-\frac{t}{\beta_1} 5.784\mu_1\right) + \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > \alpha \\ v_2 &= C_5 \exp\left(-\frac{t}{\beta_2} 5.784\mu_2\right) + \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2}\right)\right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}; \gamma < \alpha \end{aligned}$$

(3.3.2.16)

Para determinar las constantes de integración hay que tomar en cuenta en dónde tiene lugar el inyectio del flujo, si en las paredes del tubo o en el centro. Si el inyectio se lleva a cabo en la pared del tubo se tiene que para tiempo igual a cero:

$$\begin{aligned} v_1 &= C_3 + \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > \alpha \\ 0 &= C_5 + \left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \right); \gamma < \alpha \end{aligned} \quad (3.3.2.17)$$

$$\begin{aligned} C_3 &= 0 \\ C_5 &= - \left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \right)_{t=0} \end{aligned} \quad (3.3.2.18)$$

así:

$$\begin{aligned} v_1 &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > \alpha \\ v_2 &= - \left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \right)_{t=0} \exp \left(- \frac{t}{\beta_2} 5.784 \mu_2 \right) \\ &+ \left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \right); \gamma < \alpha \end{aligned} \quad (3.3.2.19)$$

Para determinar cómo evoluciona la interfase con el tiempo se determina la tensión de corte de ambos fluidos:

$$\begin{aligned} \tau_1 &= - \frac{1}{2} \Phi \gamma_1 \\ \tau_2 &= - \frac{1}{2} \Phi \gamma_2 \left(1 - \exp \left(- 5.784 \frac{t}{\beta_2} \mu_2 \right) \right) \end{aligned} \quad (3.3.2.20)$$

En la interfase se conoce que ambas tensiones son iguales. Por lo tanto, identificando a γ_1 con la función que se quiere estimar, se obtiene que el comportamiento temporal de la interfase estará dado por:

$$b(t) = \gamma_2 \left(1 - \exp\left(-5.784 \frac{t}{\beta_2} \mu_2\right) \right) + C \quad (3.3.2.21)$$

donde γ_2 y C son constantes que se determinan considerando el comportamiento temporal que debe exhibir la interfase. Como el fluido 2, que es el que se mueve por el centro, es el que se inyecta, se debe cumplir que la interfase tiene un valor igual a cero para tiempo igual a cero, mientras que toma un valor igual a α cuando el tiempo tiende a infinito. Por lo tanto:

$$b(t) = \alpha \left(1 - \exp\left(-5.784 \frac{t}{\beta_2} \mu_2\right) \right) \quad (3.3.2.22)$$

Tomando en cuenta que para tiempo igual a cero solo existe el fluido 1, se tendrá entonces que:

$$\left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \right)_{t=0} = 0 \quad (3.3.2.23)$$

por lo que el perfil de velocidad queda de la forma:

$$\begin{aligned} v_1(\gamma, 0) &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > b \\ v_2(\gamma, 0) &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - b^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}; \gamma < b \\ b(t) &= \alpha \left(1 - \exp\left(-5.784 \frac{t}{\beta_2} \mu_2\right) \right) \end{aligned} \quad (3.3.2.24)$$

Cuando el inyector se produce en la pared del tubo, se tiene que para tiempo igual a cero:

$$\begin{aligned} 0 &= C_3 + \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > \alpha \\ \left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \right) &= C_5 + \left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \right); \gamma < \alpha \end{aligned} \quad (3.3.2.25)$$

implicando:

$$\begin{aligned}
C_3 &= -\left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}\right)_{t=0} \\
C_5 &= 0
\end{aligned}
\tag{3.3.2.26}$$

por lo tanto:

$$\begin{aligned}
v_1 &= -\left(\frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}\right)_{t=0} \exp\left(-\frac{t}{\beta_1} 5.784 \mu_1\right) + \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > \alpha \\
v_2 &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2}\right)\right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}; \gamma < \alpha
\end{aligned}
\tag{3.3.2.27}$$

Para conocer cómo evoluciona la interfase con el tiempo se determinan las tensiones de corte de ambos fluidos:

$$\begin{aligned}
\tau_1 &= \frac{1}{2} \Phi \gamma_1 - \frac{1}{2} \Phi \gamma_1 \exp\left(-5.784 \frac{t}{\beta_1} \mu_1\right) \\
\tau_2 &= -\frac{1}{2} \Phi \gamma_2
\end{aligned}
\tag{3.3.2.28}$$

y se considera que ambas son iguales en la interfase, por lo que:

$$b = \gamma_1 \left(1 - \exp\left(-5.784 \frac{t}{\beta_1} \mu_1\right)\right) + C
\tag{3.3.2.29}$$

Las constantes γ_1 y C se determinan tomando en cuenta cómo debe evolucionar la interfase en el tiempo. Tomando en cuenta que el inyector tiene lugar en la pared del tubo, se espera que para tiempo igual a cero la interfase tenga un valor igual a 1, mientras que para tiempo igual a infinito tenga un valor igual al estado estacionario:

$$\begin{aligned}
1 &= \gamma_1(1 - 1) + C & C &= 1 \\
\alpha &= \gamma_1(1) + C & \gamma_1 &= \alpha - 1
\end{aligned}
\tag{y}$$

$$b(t) = \exp(-5.784t) + \alpha \left(1 - \exp\left(-5.784 \frac{t}{\beta_1} \mu_1\right)\right)
\tag{3.3.2.30}$$

Tomando en cuenta que la velocidad del fluido 1 es igual a cero para tiempo igual a cero, se obtiene entonces el perfil de velocidad:

$$\begin{aligned}
v_1 &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}; \gamma > b \\
v_2 &= \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - b^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}; \gamma < b \\
b(t) &= \exp(-5.784t) + \alpha \left(1 - \exp \left(-5.784 \frac{t}{\beta_1} \mu_1 \right) \right)
\end{aligned}
\tag{3.3.2.31}$$

Más adelante, en la sección 5.2, se expondrá el uso y correlación del modelo aquí desarrollado con un conjunto de experimentos cuyo método se expone en el capítulo IV.

CAPITULO IV

Metodología para la realización de pruebas

En este capítulo se encuentra la metodología para la realización de pruebas que forman parte de la sección experimental. Se realizaron dos circuitos de pruebas, uno de tubo de PVC y otro de acero al carbón, ambos de media pulgada que permitieron conocer la caída de presión a lo largo del mismo. Se detalla el sistema de inyección utilizado conformado para garantizar un patrón de flujo anular en cuyo caso se requiere modificar la densidad del fluido de menor viscosidad. Para realizar una conexión entre los resultados experimentales, el modelo y la posibilidad de aplicación en campo, se incluyó la evaluación reológica de crudo bajo condiciones de uso tradicional en campo denotando posteriormente sus similitudes.

IV. METODOLOGÍA PARA LA REALIZACIÓN DE PRUEBAS

4.1 Tipo de estudio

De acuerdo con la definición de diseño de investigación presentada por Hernández, et al. (2006), este apartado del trabajo que se presenta es de tipo experimental, ya que se va a manipular la dosificación de un producto que se inyecta en un fluido que se mueve por un ducto (variable independiente) para observar su efecto sobre la pérdida de presión por fricción (variable dependiente).

El alcance del trabajo es exploratorio pues se pretende estudiar una problemática poco analizada desde la perspectiva de los modelos de transporte. También es correlacional y explicativo, ya que se describe el comportamiento de un sistema a través de variables que se miden experimentalmente y que se relacionan entre sí a través de un modelo matemático general, siendo el objetivo determinar si el modelo utilizado describe y explica adecuadamente el comportamiento observado. Es una investigación inductiva, ya que se parte de un caso específico para generalizar los resultados.

4.2 Modelo matemático

La idea fundamental es obtener un modelo matemático basado en las leyes fenomenológicas de conservación de la masa y cantidad de movimiento, que describa el perfil de velocidad en un flujo bifásico y las caídas de presión en función de la velocidad y la composición del flujo. Para obtener este modelo fueron tomados en consideración dos sistemas geométricos, uno en coordenadas cartesianas y otro en coordenadas cilíndricas. Para cada caso se establecieron las siguientes consideraciones:

- i) ambos flujos son líquidos newtonianos;
- ii) el flujo bifásico tiene lugar a través de un tubo, donde si existe diferencia de densidad entre ambos fluidos y un perfil asimétrico de velocidad se emplea el modelo en coordenadas cartesianas, mientras que si ambos flujos tienen densidades semejantes y se establece un perfil de velocidad simétrico se emplea el modelo en coordenadas cilíndricas;
- iii) la densidad es constante (fluidos incompresibles);
- iv) régimen de flujo laminar;
- v) sistema isotérmico, donde cada fluido está formado por un solo componente y no hay intercambio de masa.

4.3 Sistema experimental

Para observar el comportamiento de un flujo bifásico líquido – líquido, se instaló un microcircuito que consta de un tubo circular transparente de Policloruro de vinilo de diámetro nominal de 0.5 in. En el tubo hay instaladas 5 válvulas a una distancia de 1 m cada una y 5 manómetros de mercurio para medir la variación de la presión en el sistema. Para mover el fluido se emplea una bomba de 110 V monofásica y 1 hp de potencia. En la Figura 4.3.1 se muestra un esquema de este microcircuito. Adicionalmente se construyó un segundo circuito pero en acero galvanizado de 5 metros de longitud y que se presenta en la Figura 4.3.2. El circuito de acero se hizo para utilizar un material similar al de la industria una vez que se ha encontrado la manera de reproducir flujo anular.

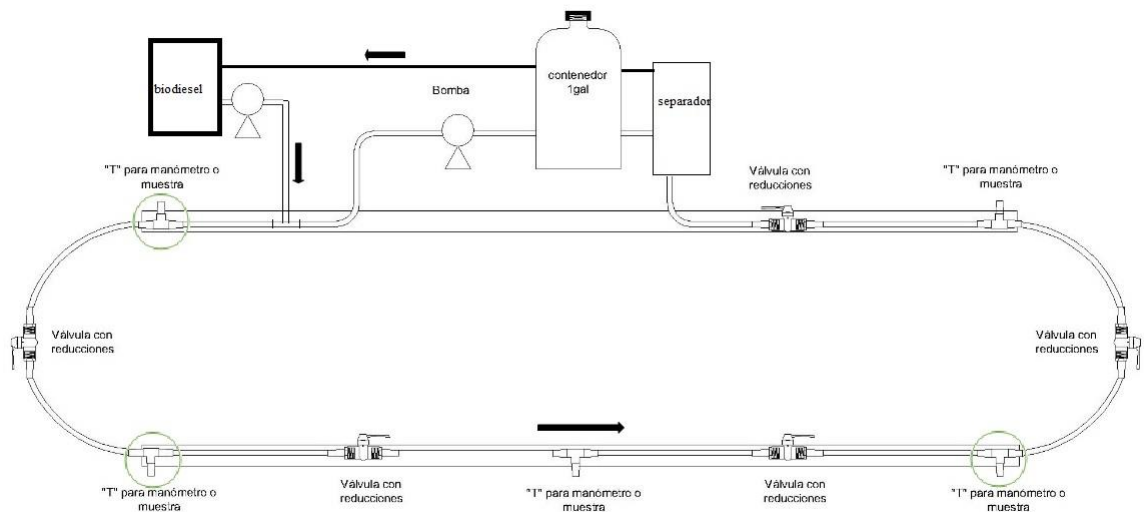


Figura 4.3.1. Esquema del microcircuito empleado para la toma de datos experimentales. Los círculos muestran la localización de manómetros y la flecha la dirección de flujo.

4.3.1. Prueba de hermeticidad

En ambos circuitos se hicieron pruebas de hermeticidad suministrando aire a una presión aproximada de 18 psi y revisando que no existieran fugas. En la Figura 4.3.3. se presenta la imagen de prueba de hermeticidad y en la 4.3.4. las lecturas de manómetros asociadas a dicha prueba.

La bomba de inyección utilizada es una bomba dosificadora con un intervalo de flujo entre 15 y 100 mL/min (Figura 4.3.5).

El sistema de dosificación se construyó a partir de partes conformadas por tubos concéntricos, de tal manera que se garantizara una inyección en el perímetro interno del tubo. La Figura 4.3.6. muestra el dispositivo de inyección fabricado a partir de una conexión Tee y una reducción. Por la parte posterior de esta conexión se introduce el fluido de menor viscosidad que en este caso correspondió al biodiesel, y en el centro la corriente de fluido de mayor viscosidad que en este caso se refiere a la glicerina.

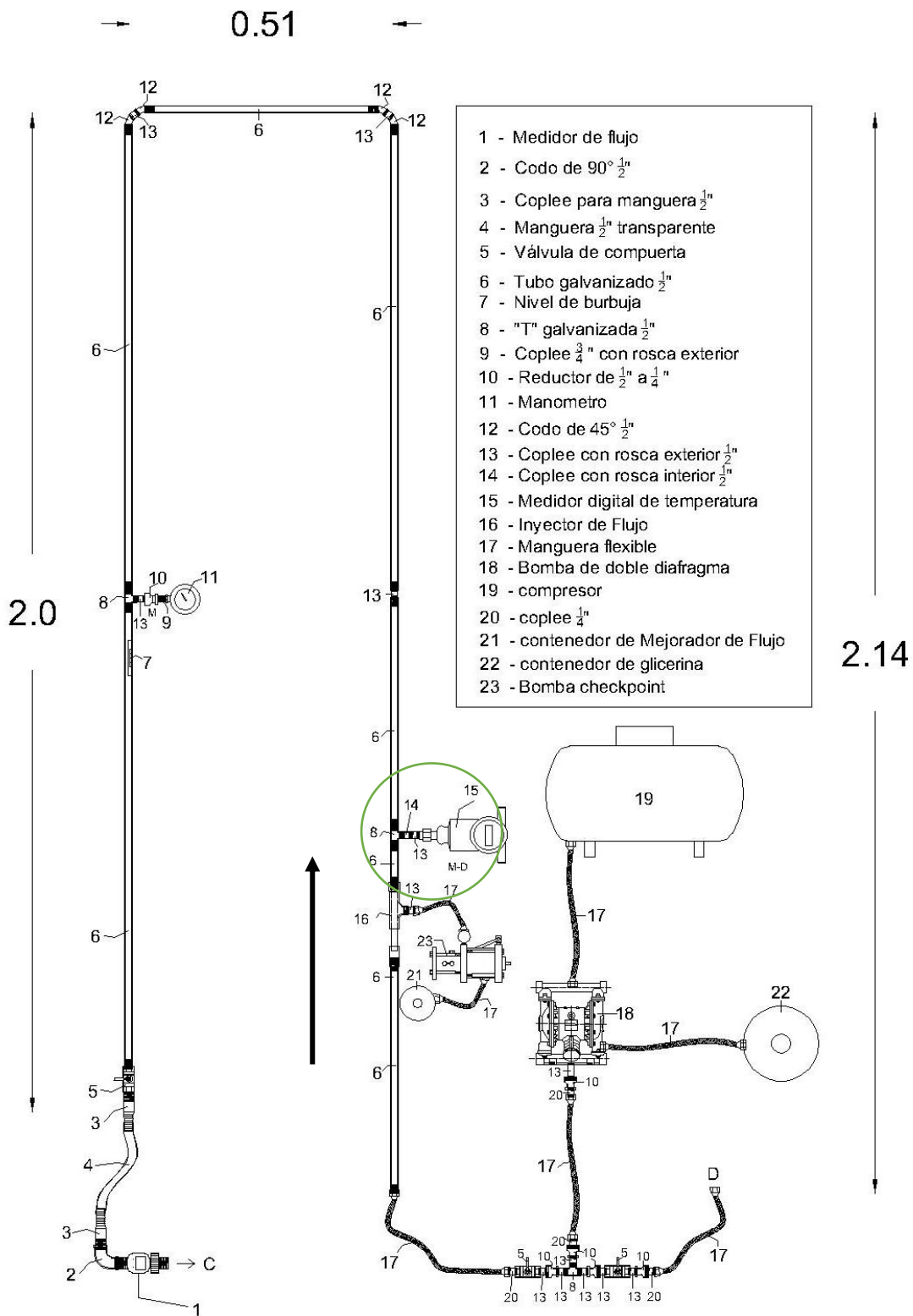


Figura 4.3.2. Esquema del microcircuito horizontal para pruebas de flujo anular (vista aérea)



Figura 4.3.3. Circuito en modo de prueba de hermeticidad con aire comprimido

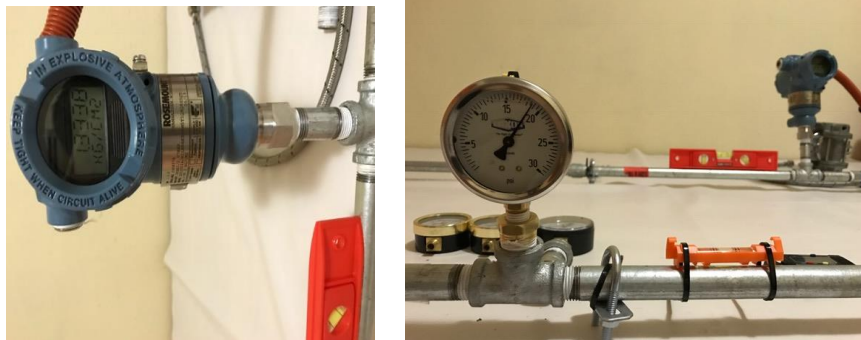


Figura 4.3.4. Verificación de manómetros en prueba de hermeticidad con aire comprimido



Figura 4.3.5. Bomba de inyección utilizada

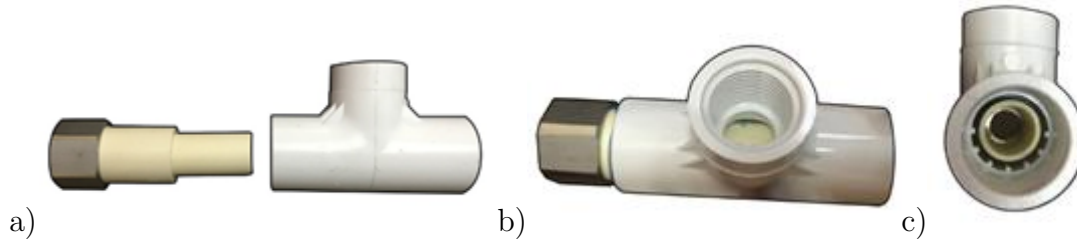


Figura 4.3.6. Sistema de inyección de fluido de baja viscosidad

4.4. Validación del funcionamiento correcto del circuito y de los manómetros.

4.4.1. Circuito de PVC

Para validar el funcionamiento del circuito se realizaron corridas experimentales con dos fluidos, uno de alta viscosidad, en este caso glicerina grado alimenticio con pureza superior al 99%, y otro de baja viscosidad, en este caso biodiesel obtenido en laboratorio por transesterificación de aceite de soya comercial.

Para un flujo de 60mL/min se obtuvo para la glicerina, una caída de presión total de 43 mm de Hg, y el biodiesel una presión de 0.85 mm de Hg, implicando una correlación del 97% con respecto a la caída de presión calculada con la ecuación de Darcy para ambos fluidos.

4.4.2. Circuito de acero

En el caso del circuito empleado para el transporte de flujo bifásico con un patrón de flujo anular (el de arriba también fue anular no?), se verificó el funcionamiento del manómetro principal con flujo de agua, a partir de un cálculo teórico comparado con el resultado medido. Los resultados se muestran en la tabla 4.4.1. para tres pruebas realizadas. La temperatura de trabajo fue de 20 °C.

Tabla 4.4.1. Resultado de verificación de manómetro

ΔP (Pa)	ΔP (Pa)	ΔP (Pa)	Promedio
Experimental			
18,426.63	18,299.14	18,338.37	18,354.71
Calculada			
17,96	17,96	17,96	17,96
Porcentaje de diferencia			
2.59	1.88	2.10	2.19

En dicha Tabla se compara el resultado medido con el calculado para cada uno de los flujos y lecturas, encontrando una diferencia promedio de 2.19% con una desviación del 0.52%. Este valor de desviación se considera aceptable de acuerdo con lo reportado en la literatura consultada y según las percepciones empíricas tradicionales.

4.5. Modificación de densidad

Como se profundizará más adelante, se encontró que el biodiesel utilizado, el cual tiene una densidad menor que la correspondiente a la glicerina, por efecto de flotación se traslada a la parte superior del tubo, por lo que fue necesario modificar su densidad, con el objetivo de eliminar los efectos gravitatorios y poder lograr un patrón de flujo anular.

Para el caso de la modificación de densidad del fluido mejorador de flujo se utilizaron las siguientes ecuaciones:

$$\text{Gravedad API} = \frac{141.5}{\delta} - 131.5 \quad 4.6.1.$$

donde δ es la gravedad específica. A partir de la ecuación 4.6.1 se puede obtener δ en función de la gravedad API, resultando la ecuación 4.6.2:

$$\delta = \frac{141.5}{(\text{Gravedad API} + 131.5)} \quad 4.6.2$$

La ecuación 4.6.2 puede relacionarse con la densidad, a través de la ecuación 4.6.3:

$$\rho = (\delta)(\rho_{H_2O}) \quad 4.6.3.$$

A partir de la ecuación 4.6.3 puede ser calculada la densidad del fluido que se transporta en el ducto, cuando se encuentra expresada como gravedad API, lo cual es común en los casos de caracterización de crudo en la industria petrolera.

Es importante señalar que la densidad de los líquidos se determina experimentalmente por gravimetría o por uso de higrómetros según corresponda.

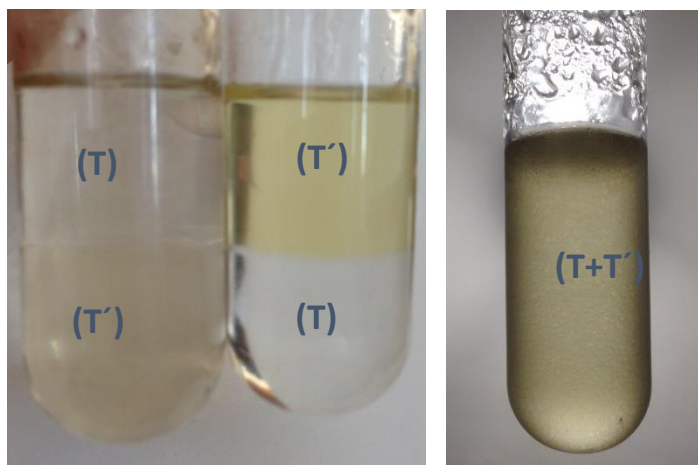
Para el caso en el que la densidad del fluido de alta viscosidad es mayor que la del mejorador de flujo que se inyecta, puede calcularse la cantidad de diluyente a emplear para modificar la densidad del mejorador mediante la siguiente expresión:

$$\rho_{ideal} = \frac{\sum m_n}{\sum V_n} = \frac{m_1 + m_2}{\frac{m_1}{\rho_1} + \frac{m_2}{\rho_2}} \quad 4.6.4$$

La ecuación 4.6.4 permite calcular la densidad relativa del mejorador de flujo, en donde m_1 es la masa del mejorador de flujo empleado y ρ_1 es su densidad relativa, mientras que m_2 es la masa del diluyente que es completamente miscible en el mejorador empleado y ρ_2 es su respectiva densidad relativa, m_n V_n son la masa de cada componente y el volumen del mismo.

La determinación de densidad se hizo por medición de masa en balanza OHAUS con resolución de 0.0001 g y un picnómetro a 25°C. La viscosidad de los líquidos utilizados se determinó con un viscosímetro Brookfield modelo DV-II+ Pro con un rango de 0-200RPM.

La Figura 4.3.7 presenta los resultados cualitativos de las mezclas realizadas a nivel laboratorio. En este caso T representa la glicerina y T' el biodiesel. En el primer tubo la glicerina presenta menor densidad que el biodiesel, mientras que en el segundo el biodiesel es menos denso. Finalmente en el tercer tubo se presentan los dos líquidos de igual densidad.



a) b)

Figura 4.3.7. (a) Imagen de glicerina con cloroformo y biodiesel con diferentes densidades; (b) mezcla de glicerina con biodiesel a misma densidad

A partir del experimento descrito puede pensarse que, si se inyecta un fluido de baja densidad en otro de alta se presentará una separación de fases, de aquí que es importante modificar la densidad del biodiesel mediante la mezcla de este con cloroformo con el objetivo de lograr la relación de densidad deseada entre ambos fluidos.

4.6. Reología en crudo y difusividad

Para la prueba de reología se utilizó como base la norma mexicana NMX-U-038-2012 además del manual de instrucciones MCR Series, junto con el manual de instrucciones del fabricante Peltier Systems, Anton paar, Austria del 2012.

Se utilizó material común de laboratorio y como equipo un Reómetro MCR 302 de la marca Anton Paar, un sistema de placas paralelas PP50 y PP25, un sistema de cilindros concéntricos CC27 y un sistema de control de temperatura, todos provistos por el mismo fabricante.

El procedimiento general se resume en los siguientes pasos:

- a) Llevar el sistema de medición a la posición elevada.
- b) Remover el sistema de medición del reómetro.
- c) Configurar los parámetros de prueba (dependiendo del tipo de análisis).
- d) Cargar la muestra si es necesario con apoyo de la espátula.
- e) Colocar el sistema de medición.
- f) Elegir el sistema de medición, ya sea para sistemas de placas o para sistema de cilindros concéntricos.
- g) Alcanzar equilibrio térmico.
- h) Iniciar la medición.
- i) Después de la medición, desconectar el sistema de medición y llevar el acoplamiento para el sistema de medición del MCR a la posición elevada.
- j) Remover la muestra y limpiar tanto el sistema de medición como el sistema de control de temperatura.
- k) Colocar el sistema de medición para la siguiente prueba.
- l) Registrar los datos obtenidos y realizar el informe final empleando los datos generados durante la prueba.

Difusividad de biodiesel en crudo

Para determinar la cantidad de biodiesel que se mueve a través del crudo se realizó un sistema en donde un prisma rectangular es dividido en cuatro partes iguales de acuerdo con lo que se esquematiza en la Figura 4.3.8. En los compartimentos A, B, C se coloca crudo. En el compartimento D se coloca el biodiesel; entre el compartimento C y D se coloca una malla semipermeable que permite el paso de biodiesel de D hacia los otros compartimentos.

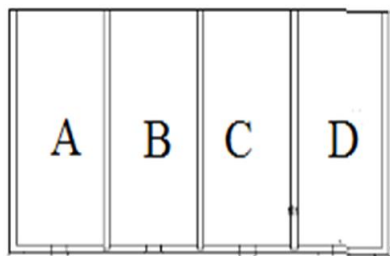


Figura 4.3.8. Esquema de división de contenedor de crudo con Biodiesel.

El fluido se dejó reposar por 72 h. La prueba se realizó por triplicado y posterior a este tiempo se dividieron los compartimentos A, B y C extrayendo el fluido por separado en cada uno de ellos y determinando la viscosidad.

A partir de la viscosidad se determinó indirectamente la cantidad de biodiesel que se movió a partir de la regla de mezclado de Lederer explicada en Centeno et al. 2011. Estos resultados se exponen en el apartado 5.3. “Aplicabilidad de los resultados” con el fin de mostrar la relación entre los resultados teóricos y a nivel laboratorio desarrollados en esta tesis, y su posible correlación con el transporte práctico (en campo) de crudo.

CAPÍTULO V

Resultados y Discusión

En este capítulo se tienen los resultados obtenidos mediante el uso del modelo desarrollado en el capítulo III contrastando los resultados con los respectivos experimentalmente de acuerdo a lo señalado en el capítulo IV.

Primero se tienen los resultados experimentales y la diferencia en porcentaje con las predicciones dadas por el modelo. Posteriormente los resultados del modelo teórico en cuanto a los perfiles de velocidad para los distintos patrones de flujo. Después se expone la comparación de los resultados obtenidos mediante el uso de un modelo clásico y el de esta tesis finalizando con la posible aplicabilidad de los resultados obtenidos en procesos desarrollados en campo por parte de la industria petrolera.

V. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1. Resultados experimentales

La evaluación de las caídas de presión se realizó en el circuito descrito en el capítulo 4, donde se expone la metodología experimental aplicada para la elaboración de este trabajo. En este apartado se presentan los resultados experimentales, comparados con los resultados predichos por el modelo teórico desarrollado, así como unas gráficas ilustrativas de ello. Los análisis se realizan considerando el comportamiento en estado estacionario con respecto a la caída de presión observada en los circuitos construidos.

5.1.1. Correlación entre resultados experimentales y predichos.

Con el objetivo de analizar la validez y el alcance de los modelos propuestos, se realizaron un conjunto de corridas experimentales en un circuito de pruebas, cuyas características generales se muestran en la Tabla 5.1.1, y cuyo esquema se muestra en la Figura 4.3.1 del capítulo 4, correspondiente a la descripción de las pruebas experimentales. Las propiedades físicas de los fluidos empleados, glicerina y biodiesel,

respectivamente, se muestran en la Tabla 5.1.2. En este experimento se utilizó biodiesel natural, por lo que existe una diferencia de densidad entre ambos fluidos, como se expone en la Tabla 5.1.2.

Tabla 5.1.1. Características generales del circuito de prueba

Diámetro del tubo [m]	0.0127
Longitud [m]	4.32
Número de manómetros	2
Posición del manómetro 1	4.32 m
Posición del manómetro 2	2.57 m

Tabla 5.1.2. Propiedades físicas de los fluidos

Fluido	Densidad [kg/m ³]	Viscosidad [Pa.s]
Glicerina	1150	0.95
Biodiesel	860	0.007

Se realizaron tres experimentos, cada uno con tres réplicas, donde las condiciones establecidas en cada caso se muestran en la Tabla 5.1.3.

Tabla 5.1.3. Condiciones de operación establecidas para realizar las corridas experimentales

	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3
Flujo total [m ³ /s]	2.16667×10^{-6}	2.05834×10^{-6}	4.58334×10^{-6}
Diámetro del tubo [m]	0.0127 m		
Fracción en volumen de biodiesel	0.3	0.3	0.1

Los experimentos se llevaron a cabo inyectando una fracción de flujo de biodiesel en el flujo principal de glicerina. Se observó que, una vez alcanzado el estado estacionario, se produce un patrón de flujo estratificado. Para esto se realizó la inyección de dos diferentes maneras: de manera puntual, colocando dicho punto de inyección en la parte más baja y en el centro del tubo, y de forma perimetral. Independientemente de la forma en que se lleve a cabo la inyección, en la Figura 5.1.1 se muestra la fotografía del patrón de flujo en una sección longitudinal del tubo, donde el fluido más oscuro, en este caso el biodiesel, se observa en la parte superior, mientras que la glicerina, que es un líquido incoloro, se observa en la parte inferior. Este patrón es esperado si se toma en consideración que la glicerina es el fluido de mayor densidad y que el tubo es horizontal, de tal manera que esta estratificación se atribuye a los efectos de la gravedad.

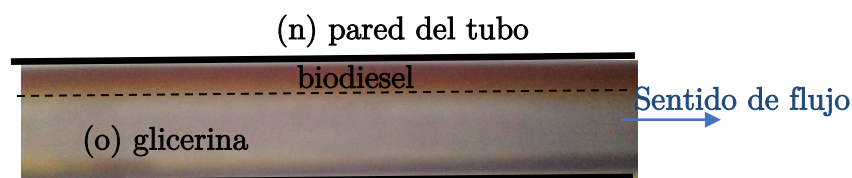


Figura 5.1.1. Patrón de flujo observado experimentalmente para el sistema bifásico glicerina – biodiesel.

Los resultados experimentales promedio y los valores de presión predichos por el modelo de flujo estratificado se presentan en la Figura 5.1.2 y en la Tabla 5.1.4, donde se reportan además los porcentajes de diferencia entre los resultados predichos y los experimentales.

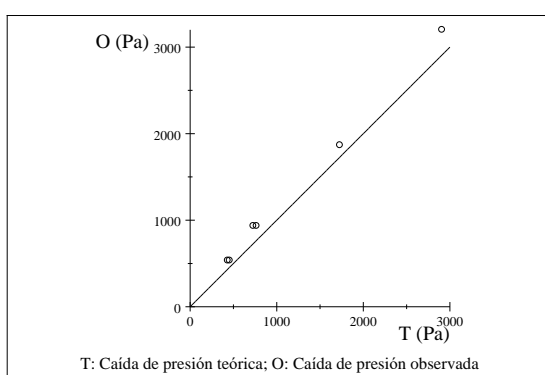


Figura 5.1.2. Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos), donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores.

Tabla 5.1.4. Pérdida de presión experimental y predicha (caso estratificado) para el sistema glicerina – biodiesel

Experimento	Longitud [m]	ΔP Observada experimentalmente		Predicha [Pa]	% diferencia
		Neta [Pa]	Gradiente [Pa/m]	Modelo de flujo estratificado	
1	2.57	533.2	207.5	457.2	14.3
	4.32	933.1	216.0	768.5	17.6
2	2.57	533.2	207.5	434.3	18.6
	4.32	933.1	216.0	730.0	21.8
3	2.57	1866.2	726.1	1730.7	7.3
	4.32	3199.2	740.6	2909.1	9.1

Al analizar la tercera columna de la Tabla 5.1.4, correspondiente a las mediciones experimentales obtenidas en las tres pruebas, se puede notar que en los experimentos 1 y 2, las caídas de presión experimentales son iguales, a pesar de que hay una

diferencia en los gastos de aproximadamente 5%. Esto se puede asociar directamente a la sensibilidad de los manómetros de mercurio tipo U empleados para la medición de presión, ya que se utilizó una escala con graduación de 20 divisiones por cada centímetro, arrojando una incertidumbre en la lectura de aproximadamente 67 Pa. Más adelante, se ampliará el tema de la incertidumbre.

Dada la naturaleza de flujo obtenida experimentalmente, para la predicción de la caída de presión se empleó el modelo desarrollado para flujo estratificado entre placas planas paralelas.

Al comparar los resultados teóricos y experimentales entre sí, se aprecia lo siguiente. En primera instancia, para todos los casos, se obtuvo que la caída de presión observada experimentalmente siempre resultó ser mayor que la teórica, arrojando un porcentaje de error máximo igual a 21.8%. Este valor se presenta en la segunda prueba experimental, que como se mencionó en el párrafo anterior, dio la misma lectura en el manómetro del experimento 1 a pesar de que el gasto medido disminuyó en casi 5%. Si se aplicara directamente la incertidumbre debida a la lectura del manómetro, es decir, si se restaran 67 Pa a los valores experimentales, el error del 21.8% disminuye a 15.71%, y los demás porcentajes de error también disminuyen apreciablemente como se muestra en la Tabla 5.1.4a

Como se aprecia en la Tabla 5.1.4, el menor porcentaje de error se registró para el experimento No. 3, siendo menor al 10%. En este experimento se empleó el mayor gasto ensayado, que rebasó el doble de las pruebas anteriores.

La discrepancia entre lo medido y lo calculado puede atribuirse a diferentes factores, donde los más importantes se pueden asociar tanto a las limitaciones del modelo como a la sensibilidad de los medidores empleados. El modelo estratificado considera que el fluido se mueve entre placas paralelas, por lo que la geometría de las áreas de flujo correspondientes a cada fluido supuesto en el modelo (áreas de flujo rectangulares, con un ancho mucho más grande que su altura) es diferente a la que en realidad existe en el sistema. Otro aspecto que no se toma en cuenta en el modelo es el efecto de la tensión superficial de ambos líquidos considerando una interfase recta. Estas limitaciones del modelo posiblemente influyen sobre la exactitud de los valores predichos.

Tabla 5.1.4.a Pérdida de presión experimental modificada tomando en consideración la incertidumbre en la lectura del manómetro

Experimento	Longitud [m]	ΔP [Pa] Observada experimentalmente y modificada	Predicha	% diferencia
		Neta (lectura - 67 Pa)	Modelo de flujo estratificado	
1	2.57	466.2	457.2	1.93%
	4.32	866.1	768.5	11.27%
2	2.57	466.2	434.3	6.84%
	4.32	866.1	730.0	15.71%
3	2.57	1799.2	1730.7	3.81%
	4.32	3132.2	2909.1	7.12%

Retomando los resultados obtenidos de los experimentos 1 y 2, una comparación de los valores predichos de caída de presión entre ambos experimentos, revela que los cálculos obtenidos para el experimento 2 son 5% menores, lo cual es correcto como era de esperarse dada la linealidad del modelo en función del gasto, mismo que como se reportó en la Tabla 5.1.4 disminuyó exactamente en el mismo porcentaje. Si la medición experimental hubiera disminuido exactamente en la misma proporción que el gasto (lo cual hubiera sido congruente), se hubieran registrado valores de presión de 506.7 y 885.9 Pa respectivamente, es decir 26.4 y 47.1 Pa por debajo de la lectura tomada, valores que se encuentran dentro del intervalo de la sensibilidad de los manómetros de 67 Pa. Por estas razones, se puede atribuir la igualdad de los valores de caída de presión observados en los experimentos 1 y 2 a la sensibilidad de los instrumentos, mientras que la discrepancia que se aprecia en general entre los valores experimentales y los teóricos podría ser debida a las limitaciones del modelo.

Por otro lado, y con el objetivo de analizar la importancia de considerar el patrón de flujo que se establece en flujo bifásico sobre los valores de caída de presión predichas, se realizó una comparación entre los resultados observados y los predichos por el modelo de flujo anular, tomando en cuenta si la inyección de biodiesel se produce en la pared del tubo o en el centro del mismo.

Estos resultados se muestran en la Tabla 5.1.5, pudiendo apreciarse la amplia diferencia entre los resultados teóricos y los observados, esto es: los valores predichos considerando que el biodiesel se mueve en contacto con la pared del tubo son mucho

menores a los observados, mientras que los valores predichos considerando que el biodiesel se mueve por el centro del tubo son mucho mayores a los observados.

Tabla 5.1.5. Pérdida de presión experimental y predicha (caso anular) para el sistema glicerina – biodiesel

Experimento	Longitud [m]	ΔP [Pa] Experimental (observada)	Predicha modelo anular [Pa]		% de diferencia	
		Neta	Biodiesel en el centro	Biodiesel en la pared	Biodiesel en el centro	Biodiesel en la pared
1	2.57	533.2	8523.3	115.1	-1499	78
	4.32	933.1	14327.0	193.4	-1435	79
2	2.57	533.2	8097.1	109.3	-1419	80
	4.32	933.1	13610.7	183.7	-1359	80
3	2.57	1866.2	22088.1	514.0	-1084	72
	4.32	3199.2	37128.6	864.1	-1061	73

En la Figura 5.1.3. se presentan gráficamente los resultados expresados anteriormente donde se visualiza la lejanía de los resultados calculados a la línea de 45 grados en varios órdenes de magnitud para el caso en donde el biodiesel se transporta por la pared. De forma similar se presentan los resultados en la Figura 5.1.4. con la diferencia de que el biodiesel de menor viscosidad se mueve por el centro.

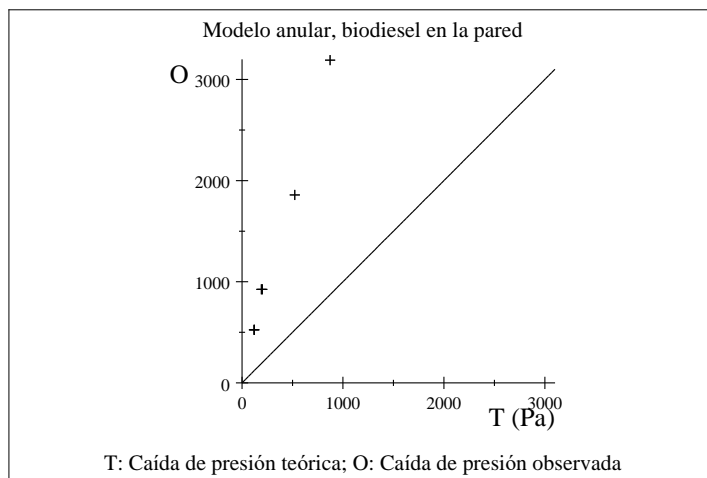


Figura 5.1.3. Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos), donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores, cuando se emplea el modelo anular con el biodiesel en la pared del tubo

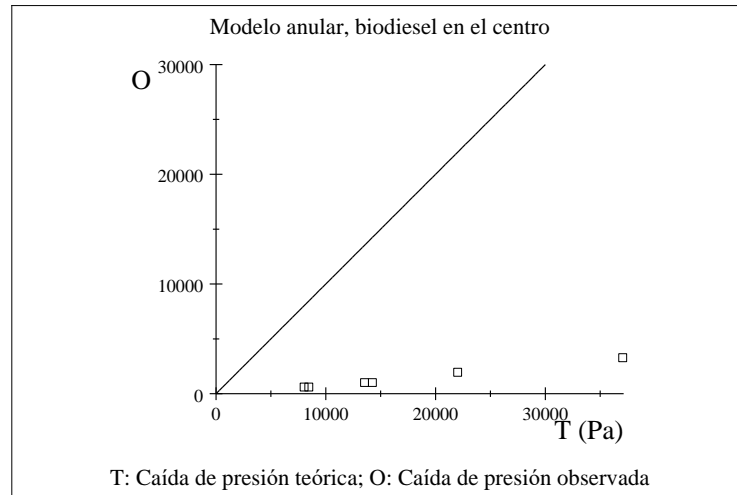


Figura 5.1.4. Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos), donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores, cuando se emplea el modelo anular con el biodiesel por el centro

En resumen, a partir del análisis realizado se establece que el modelo que describe mejor el comportamiento de la caída de presión para un flujo bifásico glicerina – biodiesel es el que corresponde al patrón de flujo estratificado, aun cuando se represente entre placas planas.

5.1.2. Flujo anular con fluidos de misma densidad

Durante las pruebas experimentales no se detectó la formación de flujo anular para las composiciones y gastos ensayados. Es importante indicar que para las pruebas experimentales realizadas en este trabajo, la densidad del fluido de mayor viscosidad (glicerina) es aproximadamente 30% mayor que la densidad del fluido de menor viscosidad que actuó como mejorador (biodiesel).

Para intentar obtener un patrón de flujo anular se tomó en cuenta que, en principio, este puede lograrse si ambos fluidos tienen la misma densidad, de tal manera que el efecto gravitatorio sea despreciable. Partiendo de esta base se realizaron modificaciones del valor de la densidad del mejorador de flujo a través de la mezcla de biodiesel con cloroformo en una proporción tal que el mejorador tuviera la misma densidad que la glicerina, como se expuso en el apartado 4.5 “Modificación de la densidad”. Posteriormente se desarrollaron pruebas experimentales en el circuito de flujo construido inyectando el mejorador en un flujo de glicerina.

Es importante señalar que, aunque en la literatura consultada se reporta que para obtener flujo anular es necesario alcanzar velocidades altas (Hewit, G. 2013), en este

trabajo se encontró que es posible lograr un patrón de flujo anular siempre que las densidades sean iguales, aún a bajas velocidades.

La mezcla de biodiesel y cloroformo se inyectó en la pared del tubo utilizando un dispositivo de inyección creado para estos fines, también expuesto en el capítulo 4 de este documento. Debido a esta forma de inyectar la mezcla no es posible observar el patrón de flujo que se forma en el sistema, ya que el flujo que se encuentra en contacto con la pared es de un color más oscuro que la glicerina, que es el que se mueve por el centro del tubo. Aunque esta forma de inyección implicó la imposibilidad de observación de la interfase, constituye una evidencia de que la mezcla de mejorador sí logró recubrir íntegramente las paredes del tubo, transportando la glicerina en el seno del flujo, pero sin poder confirmar los espesores del mejorador.

Se realizaron tres experimentos con tres réplicas cada uno. Las características de la instalación se describen en la Tabla 5.1.1 de la sección anterior. Las propiedades de los fluidos y las condiciones de operación establecidas en cada corrida se muestran en las Tablas 5.1.6 y 5.1.7.

Tabla 5.1.6. Propiedades físicas de los fluidos

Fluido	Densidad [kg/m ³]	Viscosidad [Pa.s]
Glicerina	1150	0.95
Biodiesel + cloroformo	1150	0.0065

Tabla 5.1.7. Condiciones de operación establecidas para realizar las corridas experimentales

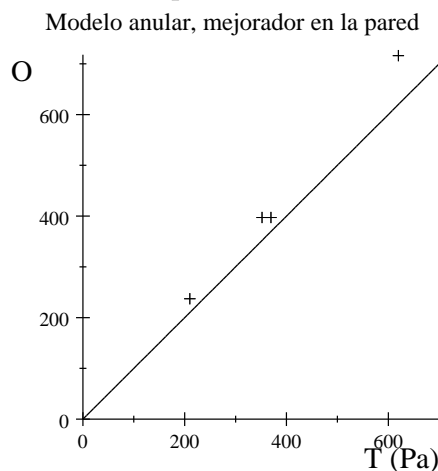
	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3
Flujo total [m ³ /s]	4.33333×10 ⁻⁶	2.5×10 ⁻⁶	4.3×10 ⁻⁶
Fracción en volumen de biodiesel + cloroformo	0.3	0.1	0.13
Diámetro de tubo PVC [in]	0.5		

Para predecir la caída de presión se consideró que se había desarrollado un patrón de flujo anular, donde la mezcla de biodiesel y cloroformo (fluido de menor viscosidad que la glicerina pero de igual densidad) se mueve por la pared del tubo y la glicerina por el centro, para lo cual se emplearon las ecuaciones desarrolladas y mostradas en el apartado 3.2. La Tabla 5.1.8 presenta los resultados experimentales y teóricos obtenidos para estas dos pruebas.

Tabla 5.1.8. Pérdida de presión observada y predicha para el sistema glicerina – biodiesel con mismas densidades

Experimento	Longitud [m]	ΔP [Pa]		Diferencia [%]
		Observada Experimentalmente	Predicha	
	2.57	399	367.65	7.9
1	4.32	718	618.0	13.9
	2.57	239	208.21	12.9
2	4.32	399	350.0	12.3
3	4.32	1120	950.0	17.9

Como se puede notar, se encontró que los valores de caída de presión determinados experimentalmente siempre resultaron ser mayores a los valores estimados teóricamente, con una desviación por debajo del 18% en todos los casos. En la Figura 5.1.5 se muestra la comparación entre los resultados teóricos y experimentales. En este caso se aprecia que, al igual que ocurre con el caso estratificado, la caída de presión experimental en todos los casos fue mayor que la predicha, con un error similar. Estas diferencias entre los resultados teóricos y experimentales pueden atribuirse a las limitaciones del modelo, que considera un perfil de velocidad simétrico con una interfase circular, y donde no se toman en cuenta los efectos de tensión superficial sobre la forma y posición de la interfase. Por otra parte, pueden generarse asimetrías en el perfil de flujo debido a la inyección del mejorador, ya que esta puede no ser simétrica en toda la pared del tubo.



T: Caída de presión teórica; O: Caída de presión observada

Figura 5.1.5 Comportamiento observado vs predicho para el flujo bifásico glicerina – biodiesel (puntos) con mismas densidades, donde la línea continua representa la igualdad de ambos valores, cuando se emplea el modelo anular con el mejorador en la pared.

Resulta interesante hacer notar que si se comparan los resultados del experimento 3 de la Tabla 5.1.8 con los del experimento 3 de la Tabla 5.1.5, aun cuando los flujos no son iguales pero sí similares ($4.5 \times 10^{-6} - 0.1$ vs $4.3 \times 10^{-6} - 0.13$), la caída de presión se reduce al 35% para el caso en que se logró inyectar el mejorador anularmente al igualar su densidad con la del flujo de glicerina, mostrando que este patrón de flujo actúa como flujo lubricado reduciendo significativamente la caída de presión.

5.1.3. Resultados experimentales de caída de presión con flujo anular en circuito mejorado

Se construyó un circuito en acero galvanizado de 5 metros de longitud, y diámetro de 0.5 in., con el propósito de evaluar las caídas de presión en un ducto de acero pero utilizando un manómetro de mayor sensibilidad (alrededor de los 10 Pascales), comparado con el que se utilizó anteriormente. Los resultados obtenidos se muestran en las Tablas 5.1.9. a 5.1.11.

Tabla 5.1.9. Tabla de comparación de resultados experimentales y predichos para circuito de tubo galvanizado, con una fracción del mejorador en volumen igual 0.301.

Temperatura (°C)	Flujo (mLmin ⁻¹)	ΔP (Pa) experimental	ΔP (Pa) Predicho	%
22	350	498	475	4.8
22	650	931	878	6.0

Tabla 5.1.10. Tabla de comparación de resultados experimentales y predichos para circuito de tubo galvanizado, con una fracción del mejorador en volumen igual 0.108.

Temperatura (°C)	Flujo (mLmin ⁻¹)	ΔP (Pa) experimental	ΔP (Pa) Predicho	%
22	350	1018	932	9.2
22	650	1528	1384	10.4

Tabla 5.1.11. Tabla de comparación de resultados experimentales y predichos para circuito de tubo galvanizado, con una fracción del mejorador en volumen igual 0.051.

Temperatura (°C)	Flujo (mLmin ⁻¹)	ΔP (Pa) experimental	ΔP (Pa) Predicho	%
22	350	2080	1728	20.4
22	650	3901	3210	21.5

Un análisis de los resultados experimentales de las Tablas precedentes, indica que los resultados obtenidos son consistentes, ya que para mismos valores de gasto de glicerina, a medida que se disminuye la fracción volumétrica añadida del mejorador, las caídas de presión registradas se incrementan.

El modelo desarrollado muestra que se tiene una menor diferencia entre el resultado predicho y experimental mientras mayor es la dosificación del líquido de menor viscosidad con respecto al de mayor viscosidad. Es decir, la dosificación realizada con una fracción baja presentó un mayor porcentaje de diferencia.

Es importante retomar que el modelo desarrollado no considera modificaciones en la interfase, que se esperaría fueran despreciables para los dos fluidos seleccionados debido a su baja solubilidad.

En cualquiera de los casos se visualiza un comportamiento uniforme que es replicable experimentalmente al nivel estudiado.

Es importante destacar que normalmente se reporta que el flujo anular se logra con altas velocidades (Bannwart, A.C. et al. 2004; Ghost, S. et al. 2009; Piroozian, A. et al. 2017; Abubakar, A. 2017) y, en este caso se espera que cuando se incremente la dosificación del producto menos viscoso se alcance una mayor velocidad manteniendo la misma caída de presión. En este trabajo se encuentra que hay mejor correspondencia cuando es mayor la dosificación.

5.2. Predicciones del modelo teórico

En los puntos anteriores de este capítulo fueron cotejados los resultados experimentales con los predichos por el modelo desarrollado con base en una comparación entre los valores de caída de presión predichos y los observados experimentalmente.

Ahora se procederá a analizar las predicciones del modelo tomando como criterio dos aspectos: el primero se relaciona con la predicción de la influencia del patrón de flujo sobre los perfiles de velocidad en estado estacionario para el sistema bifásico glicerina – biodiesel y el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo, considerando un sistema de iguales dimensiones a las usadas para obtener los resultados experimentales; el segundo se relaciona con la predicción del comportamiento de estado no estacionario del perfil de velocidad y de la velocidad promedio del flujo para cada uno de los experimentos que fueron llevados a cabo tomando como base el gradiente de presión observado, comparándose entonces el valor de velocidad experimental en estado estacionario con el valor de velocidad predicho por el modelo no estacionario cuando el tiempo tiende a infinito.

Es importante considerar que para establecer las predicciones relativas al comportamiento transitorio, se ha considerado que el gradiente de presión para tiempo igual a cero es igual al gradiente de presión que se establece en el sistema en el estado estacionario. Por lo tanto, no es de esperar que exista una correspondencia exacta entre los resultados predichos y los que se observarían en un estado transitorio en el cual existen simultáneamente cambios en el flujo y en la caída de presión, aunque el resultado teórico representa un comportamiento que debe corresponderse cualitativamente con los experimentales. La obtención de una solución analítica exacta de este caso conlleva la obtención de una ecuación diferencial parcial con tres variables independientes. A pesar de esta limitación, los resultados predichos son interesantes en relación con los órdenes de magnitud de los tiempos necesarios para que se establezca un estado estacionario posterior a la inyección del flujo, por lo que se consideró conveniente su exposición en este capítulo.

5.2.1. Influencia del patrón de flujo sobre el perfil de velocidad

El análisis se realiza para tres casos:

- Flujo estratificado obtenido para un sistema bifásico glicerina-biodiesel (fluidos con diferente densidad).
- Flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) considerando que el inyector de la mezcla se produce en la pared del tubo.
- Flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) considerando que el inyector de la mezcla se produce en el centro del tubo.

En las Figuras (5.2.1.1), (5.2.1.2) y (5.2.1.3) se muestran los perfiles de velocidad en estado estacionario para los tres casos arriba descritos, considerando un mismo gradiente de presión en todos los casos. Las predicciones fueron realizadas considerando una fracción en volumen de fluido inyectado igual a 0.3 y un gradiente de presión de 700Pa por cada metro. En estas figuras el eje horizontal representa el valor de velocidad v (m/s), mientras que el eje vertical representa la posición espacial para un valor específico de longitud del tubo.

En la Figura 5.2.1.1, en la cual se considera el modelo de flujo estratificado, la posición espacial se establece de forma no dimensional como la distancia desde la pared inferior del tubo dividida por el diámetro. La línea discontinua que se muestra representa la posición de la interfase. Por encima de esta se encuentra el biodiesel, que es el fluido menos denso, mientras que por debajo está la glicerina. Nótese que las velocidades del biodiesel son mayores que las de la glicerina, lo cual se debe a que el primero tiene una viscosidad significativamente menor.

En las Figuras 5.2.1.2 y 5.2.1.3, que corresponden al modelo de flujo anular, la posición no dimensional se representa como la distancia desde el centro del tubo a la pared de este dividida por el radio del tubo, mientras que las líneas discontinuas se relacionan con la posición de la interfase, si esta última se observa en un corte longitudinal en el centro del tubo.

En la Figura 5.2.1.2 las zonas que se encuentran entre la interfase y pared del tubo corresponden al biodiesel, mientras que en el centro se encuentra la glicerina. El

cambio de velocidad con respecto a la distancia a la pared es mucho más pronunciado en el caso del biodiesel, el cual es el líquido menos viscoso, mientras que este es mucho menor en el caso de la glicerina; en este último el hecho de que la glicerina, que es el líquido más viscoso, se mueva a mayor velocidad, se debe a que se encuentra en el centro del tubo, que es donde se alcanzan los máximos valores de velocidad.

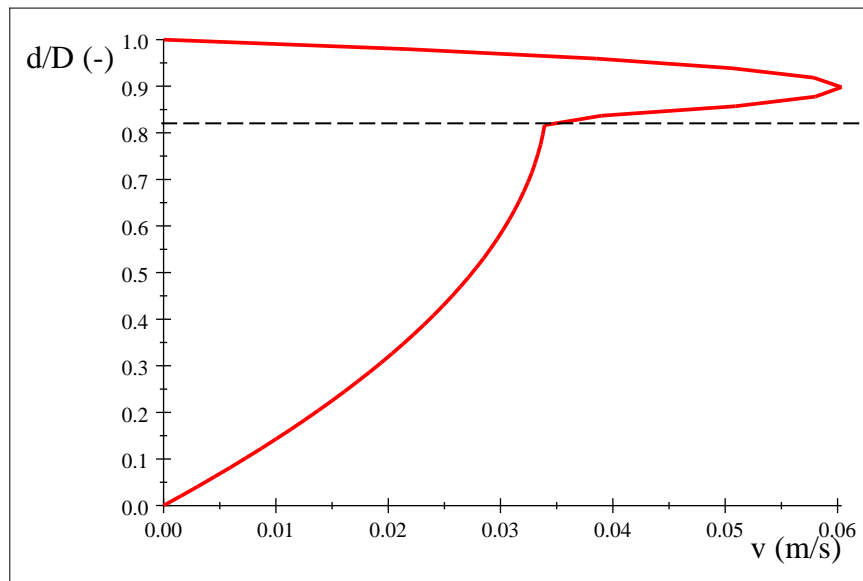


Figura 5.2.1.1. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo estratificado obtenido para un sistema bifásico glicerina-biodiesel (fluidos con diferente densidad) para una fracción en volumen del inyector igual a 0.3 y un gradiente de presión de 700 Pa/m. La línea discontinua representa la posición de la interfase.

En la Figura 5.2.1.3 las zonas que se encuentran entre la pared del tubo y la interfase corresponden a la glicerina, mientras que en el centro se encuentra el biodiesel. Las zonas donde las velocidades son considerablemente mayores corresponden al biodiesel, que es el fluido menos viscoso, que además se mueve en la región donde la tensión de corte es menor y se alcanzan las mayores velocidades.

Para analizar el efecto del patrón de flujo sobre la velocidad promedio a partir de los perfiles de velocidad, se toma como criterio la velocidad máxima. Comparando entre sí los resultados predichos, se observa que la mayor velocidad máxima (0.37 m/s) se alcanza cuando el fluido menos viscoso se inyecta en la pared del tubo (Figura 5.2.1.2), mientras que la menor velocidad máxima (0.039 m/s) corresponde al caso en que el fluido menos viscoso se inyecta en el centro (Figura 5.2.3). En el caso estratificado (Figura 5.2.1.1), en el cual los fluidos tienen diferente densidad, se

encuentra un valor de velocidad máxima intermedio entre los anteriores (0.059), y este valor tiene lugar en la zona del fluido menos denso y menos viscoso.

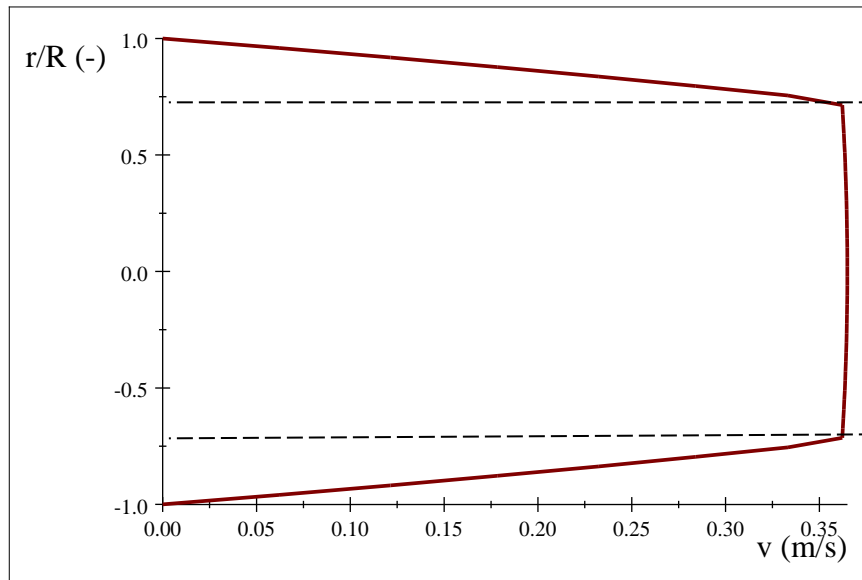


Figura 5.2.1.2. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.3 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyector de la mezcla se produce en la pared del tubo.

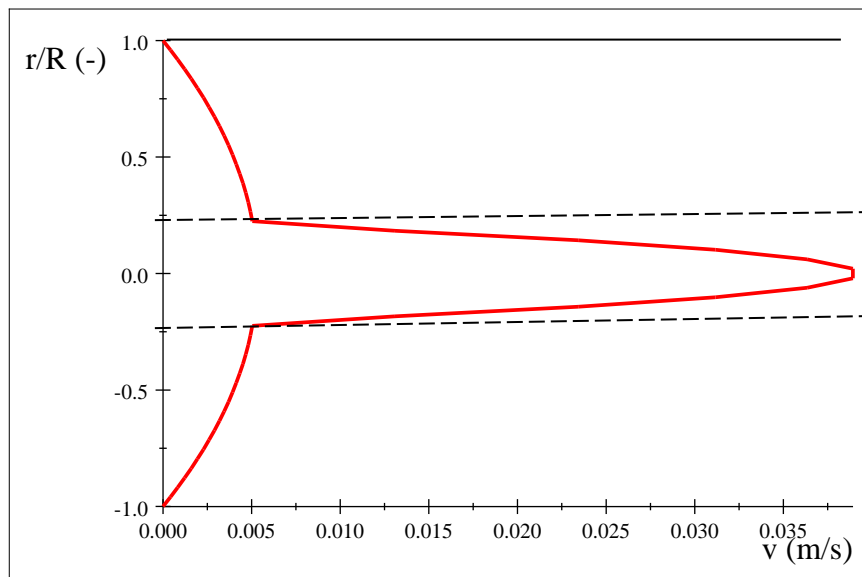


Figura 5.2.1.3. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.3 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyector de la mezcla se produce en el centro del tubo.

Las pérdidas de presión en los procesos de flujo se relacionan con la tensión de corte del fluido en la pared del tubo, por lo que como se ha considerado igual gradiente de presión en todos los casos e igual geometría, es de esperar que la tensión de corte sea la misma. La tensión de corte es el producto del gradiente de velocidad y la viscosidad. De esta manera, para los fluidos menos viscosos, el gradiente será mayor que en el caso de los más viscosos para igual tensión de corte. Por tanto, cuando el fluido menos viscoso se mueve en contacto con la pared el gradiente de velocidad es mayor y la velocidad promedio también. En el caso estratificado el gradiente no es el mismo en toda la pared del tubo, ya que una parte de esta estará en contacto con el fluido menos viscoso y otra parte en contacto con el más viscoso. Como resultado se espera que la velocidad promedio tenga un valor intermedio entre la velocidad que se logra cuando el más viscoso cubre toda la pared y la velocidad correspondiente al caso en el que el más viscoso se mueva por el centro.

En las Figuras 5.2.1.4, 5.2.1.5 y 5.2.1.6, se muestran los perfiles de velocidad en estado estacionario predichos cuando la fracción en volumen del fluido menos viscoso es igual a 0.1 para un gradiente de presión de 700 Pa/s. Comparando las Figuras que se corresponden, como las Figuras 5.2.1.2 y 5.2.1.5 y las Figuras 5.2.1.3 y 5.2.1.6, se puede observar que la velocidad disminuye cuando la fracción en volumen del fluido menos viscoso es menor.

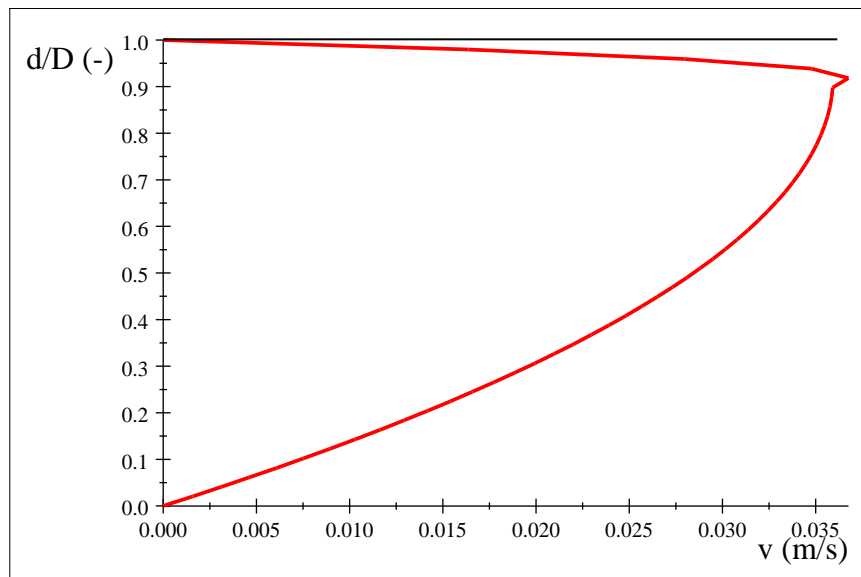


Figura 5.2.1.4. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo estratificado obtenido para un sistema bifásico glicerina-biodiesel (fluidos con diferente densidad) para una fracción en volumen del inyector igual a 0.1 y un gradiente de presión de 700 Pa/m. La línea discontinua representa la posición de la interfase.

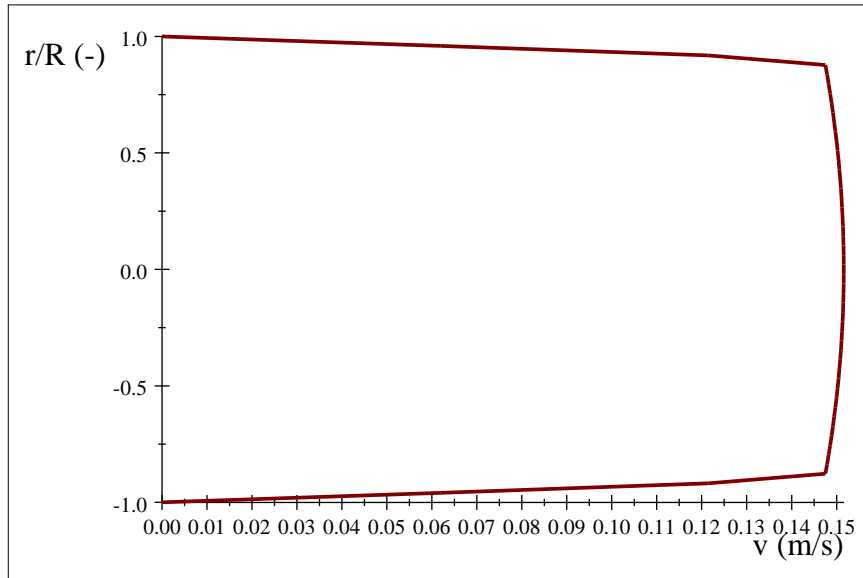


Figura 5.2.1.5. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.1 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyector de la mezcla se produce en la pared del tubo.

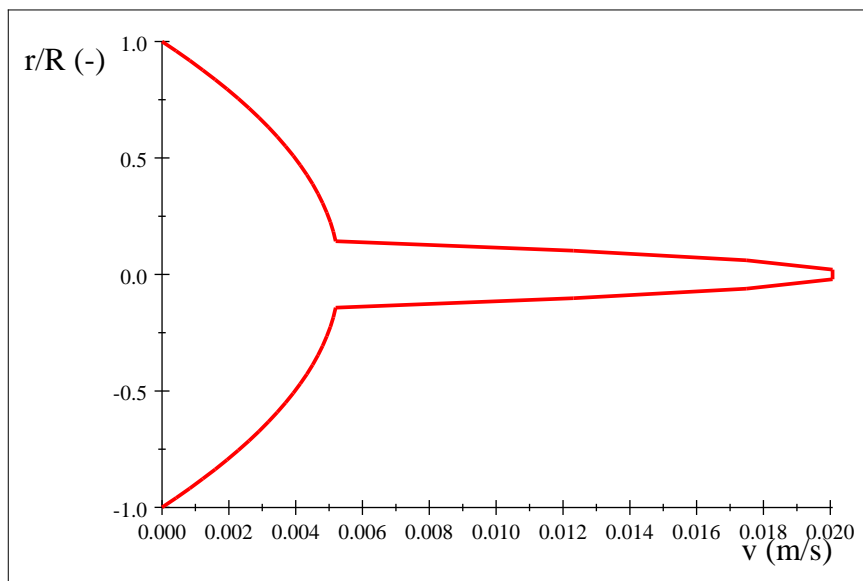


Figura 5.2.1.6. Perfil de velocidad predicho por el modelo para flujo anular obtenido para un sistema bifásico glicerina-mezcla biodiesel y cloroformo (fluidos con igual densidad) para una fracción en volumen del menos viscoso igual a 0.1 y un gradiente de presión de 700 Pa/m considerando que el inyector de la mezcla se produce en el centro del tubo.

Este resultado se explica si se considera que las pérdidas de presión se encuentran estrechamente relacionadas con la viscosidad, que constituye una manifestación de la

disipación de la energía que tiene lugar debido al rozamiento entre las capas del fluido que se produce cuando este se encuentra en movimiento que es necesario vencer para que se produzca el desplazamiento entre las moléculas, aunque los principios fundamentales a través del cual se produce este fenómeno aún no se comprenden con toda exactitud (Padula, L. et al. 2016; Moreno-Arciniegas, L. & Babadagli, T. 2014). En este sentido se considera que los fluidos más viscosos requieren una mayor energía para desplazarse que los menos viscosos, lo cual ha sido verificado experimentalmente (Goldstein, M. 1969). Así, en un sistema bifásico que se mueve en régimen laminar, de tal manera que existe una clara distinción espacial entre las fases, se espera que en la medida que se incrementa la fracción en volumen del líquido menos viscoso se precise de una menor energía para que el fluido alcance una velocidad dada, lo que implica una menor pérdida de presión. Como resultado, si la pérdida de presión es la misma, en los flujos bifásicos en los cuales existe una mayor fracción en volumen del líquido menos viscoso se alcanzará una mayor velocidad máxima y promedio del flujo, siempre y cuando se considere un mismo patrón de flujo.

5.2.2. Predicción del comportamiento transitorio de los perfiles de velocidad y la velocidad promedio

En los experimentos llevados a cabo no se realizaron mediciones en estado no estacionario, debido a que la posición de la interfase y el estado estacionario en el flujo se alcanzaron en un tiempo demasiado pequeño para poder realizar mediciones precisas. Al realizar la inyección de fluido menos viscoso se encontraba rápidamente la formación de la interfase y su estabilización, en menos de un centímetro posterior a la inyección: esto es, de manera casi instantánea.

Los análisis que se realizan en este apartado se refieren a los comportamientos predichos por el modelo en relación con el tiempo necesario para alcanzar el estado estacionario en el sistema una vez que se produce la inyección del segundo fluido y con los valores de velocidad en el estado estacionario predichos por el modelo, tomando como base los valores de gradiente de presión observados (experimentalmente) en el sistema. Esta comparación se realiza en dos partes, en la primera se analiza el comportamiento para el sistema bifásico glicerina – biodiesel donde los líquidos tienen densidades diferentes y se emplea el modelo de flujo estratificado, y en la segunda el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo;

donde los líquidos tienen igual densidad y se emplea el modelo de flujo anular con inyector en la pared del tubo.

5.2.2.1 Predicción del comportamiento transitorio para flujo bifásico con líquidos de diferente densidad

Para establecer los resultados predichos por el modelo, se toman como base las condiciones experimentales, las dimensiones del circuito y los valores de caída de presión observados que aparecen en las tablas 5.1.1 y 5.1.3. Como en los experimentos 1 y 2 se observaron los mismos gradientes de presión y la composición del flujo es la misma, las predicciones del estado no estacionario corresponden a estas condiciones de operación.

En las Figuras 5.2.2.1.1 y 5.2.2.1.2 se muestran los comportamientos transitorios del perfil de velocidad. En estas figuras en tres dimensiones la coordenada vertical representa el valor de la velocidad v (m/s). En el plano perpendicular al eje de la velocidad una de las coordenadas representa la posición espacial no dimensional d/D y la otra el tiempo t (s). Cada uno de los puntos de estas figuras representa el valor de velocidad que se alcanza en una posición específica para un tiempo dado. La curva correspondiente al mayor tiempo (color rojo) corresponde al perfil de velocidad que se alcanza en el estado estacionario.

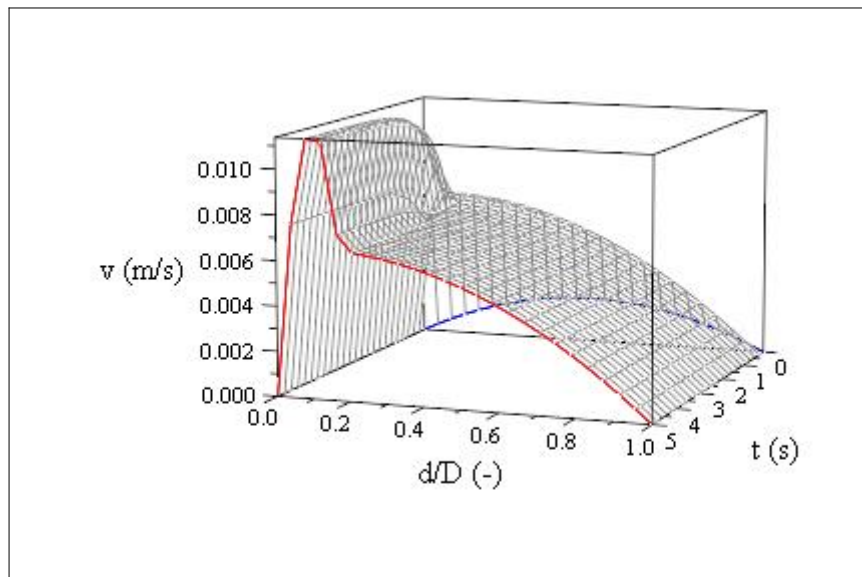


Figura 5.2.2.1.1. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso de los experimentos 1 y 2 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 210 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3.

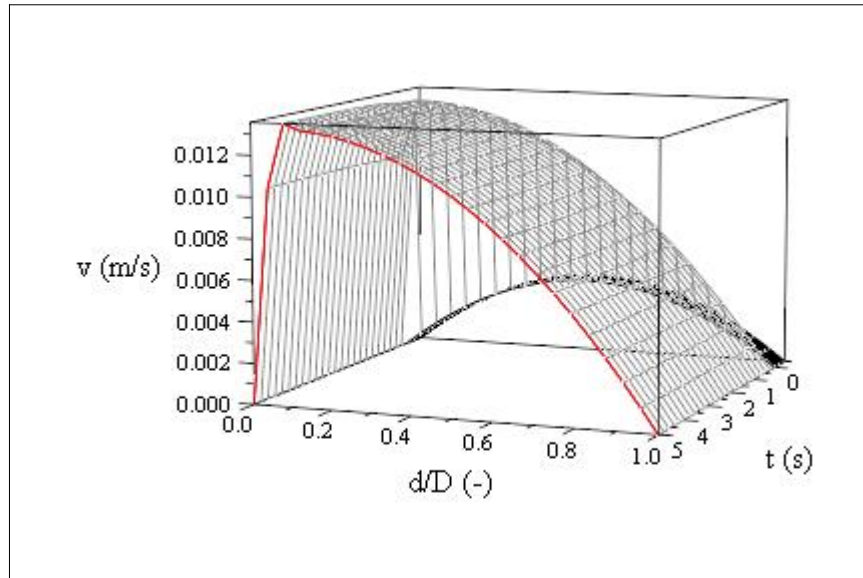


Figura 5.2.2.1.2. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso de los experimentos 1 y 2 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 720 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1.

En las Figuras 5.2.2.1.3 y 5.2.2.1.4 se muestran los comportamientos transitorios predichos de la velocidad promedio del fluido obtenida a partir de los perfiles de velocidad que se muestran en las Figuras 5.2.2.1.1 y 5.2.2.1.2, respectivamente. En el eje vertical de estas figuras se muestra la velocidad promedio V (m/s) y en el eje horizontal el tiempo t (s). Las líneas discontinuas representan los valores de velocidad observados en el estado estacionario, los cuales fueron calculados dividiendo el flujo total observado entre el área de la sección transversal del tubo. De acuerdo con estas figuras, el tiempo necesario para que el perfil de velocidad alcance el estado estacionario es mayor de 3 s para el primer caso y menos de 1s para el siguiente, donde el valor de este tiempo es independiente de la composición del flujo.

Nótese que los valores de velocidad en estado estacionario predichos por el modelo siempre son mayores a los valores de velocidad observados experimentalmente, lo cual se corresponde con el hecho de que los valores de caída de presión observados son mayores a los predichos por el modelo para los valores de flujo dado.

Esta diferencia se debe a diferentes factores que no son tomados en cuenta en el modelo, y que causan un incremento en la disipación de la energía. Entre estos se pueden mencionar: i) los efectos asociados a la tensión superficial, los cuales influyen sobre la forma real de la interfase; ii) la geometría de placas paralelas supuesta en el modelo, que sólo es una aproximación a la geometría real que se establece en el sistema; iii) efectos asociados con la entrada del fluido que se inyecta en el tubo y iv)

efectos asociados con la influencia de la gravedad y la diferencia de viscosidad entre los fluidos, los cuales influyen en la formación de un patrón de flujo estratificado, independientemente de la forma en que se produce el inyector.

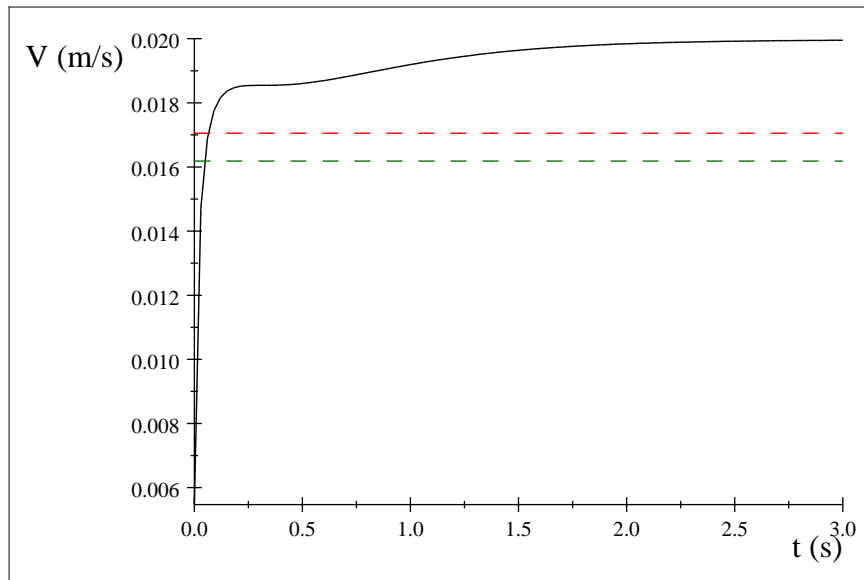


Figura 5.2.2.1.3. Comportamiento de la velocidad promedio predicha para el caso de los experimentos 1 y 2 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 210 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3. Las líneas discontinuas representan los valores de velocidad observados experimentalmente en el estado estacionario.

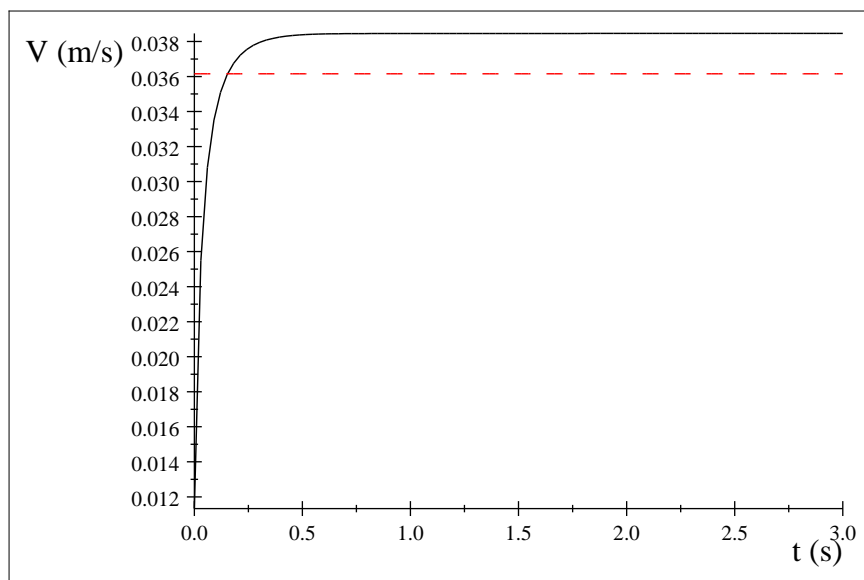


Figura 5.2.2.1.4. Comportamiento de la velocidad promedio predicha para el caso del experimento 3 por el modelo estratificado en el sistema glicerina – biodiesel (líquidos con densidades diferentes) para un valor del gradiente de presión igual a 210 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1. La línea discontinua representa el valor de velocidad observado en el estado estacionario.

5.2.2.2 Predicción del comportamiento transitorio para flujo bifásico con líquidos de igual densidad

Para establecer los resultados predichos por el modelo se toman como base las condiciones experimentales y dimensiones del circuito y los valores de caída de presión observados y que aparecen en las tablas 5.1.1 y 5.1.6, y el modelo correspondiente a flujo anular con inyección en la pared del tubo. En las Figuras 5.2.2.2.1 y 5.2.2.2.2 se muestran los comportamientos temporales de los perfiles de velocidad predichos para cada experimento.

En estas figuras en tres dimensiones el eje vertical representa la velocidad v en (m/s), mientras que los ejes del plano perpendicular representan la posición espacial no dimensional r/R y el tiempo t (s). La curva que corresponde al mayor tiempo (color rojo) representa el perfil de velocidad que se alcanza para el estado estacionario.

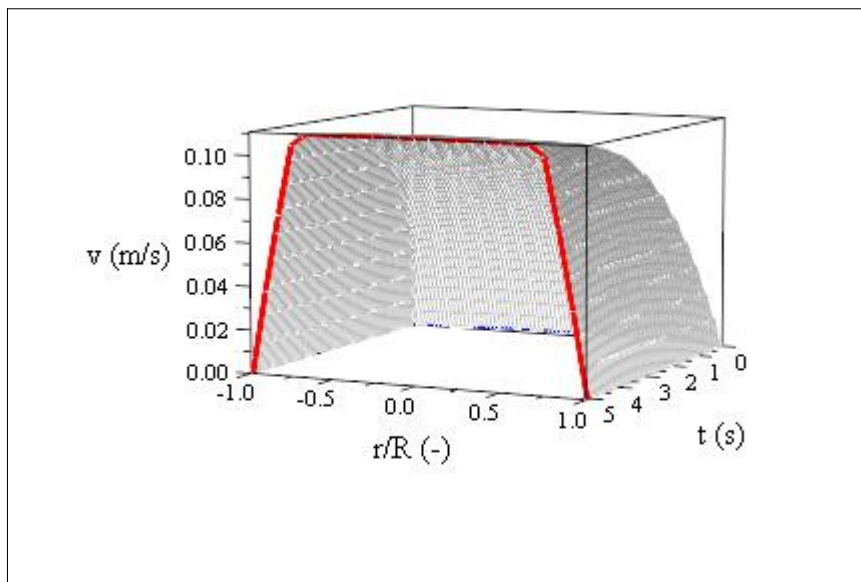


Figura 5.2.2.2.1. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso del experimento 1 por el modelo anular con inyección en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 155 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3

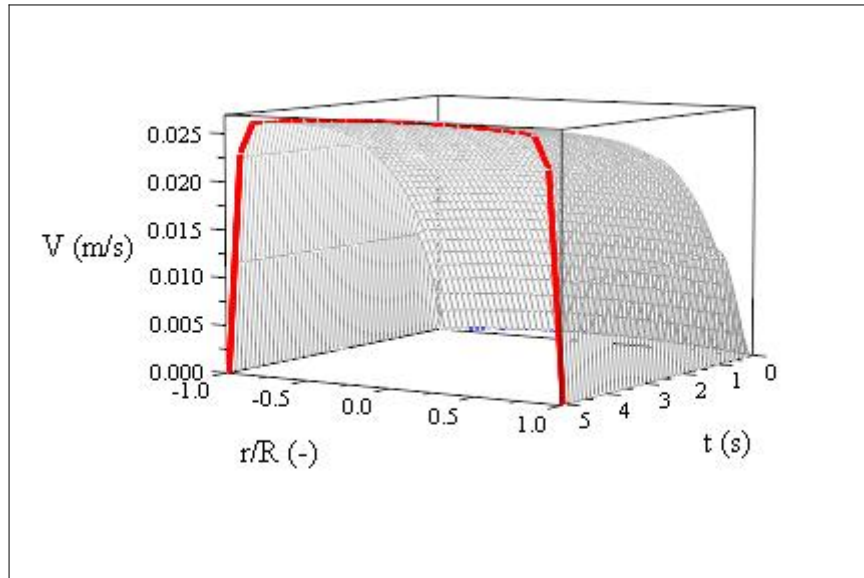


Figura 5.2.2.2.2. Comportamiento del estado no estacionario del perfil de velocidad predicho para el caso del experimento 1 por el modelo anular con inyector en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 93 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1.

En las Figuras 5.2.2.2.3 y 5.2.2.2.4 se muestra el comportamiento temporal predicho de la velocidad promedio obtenida promediando los perfiles de velocidad predichos en cada experimento. En estas figuras el eje vertical representa la velocidad promedio V (m/s) y el eje horizontal el tiempo t (s). Las líneas discontinuas muestran los valores de velocidad observados experimentalmente en el estado estacionario, calculados dividiendo el flujo observado por el área de la sección transversal del flujo.

Las diferencias se aprecian en el valor del tiempo entre el caso en el cual los fluidos tienen igual densidad (modelo anular) y en el caso en el cual los fluidos tienen diferente densidad (caso estratificado). Estas diferencias, que muestran que en el caso anular el sistema requiere un tiempo mayor para alcanzar el estado estacionario, se deben a dos factores principales. El primero es la geometría del sistema considerado, que es diferente en ambos modelos. El segundo se relaciona con las propiedades físicas del inyector. En el caso del flujo anular se modificó la densidad del inyector a través de una mezcla con cloroformo que causó un incremento de la misma, con el propósito de que esta fuera igual a la densidad de la glicerina. Este incremento de densidad se manifiesta entonces en un incremento del tiempo necesario para alcanzar el estado estacionario. Nótese que en las ecuaciones (3.3.1.28) y (3.3.2.31) el término que acompaña al tiempo t en el argumento de la función exponencial es proporcional a la relación entre la viscosidad y la densidad del inyector, por lo que es de esperar

que un incremento de la densidad conlleva a un incremento del tiempo necesario para que esta función exponencial tome un valor aproximadamente igual a cero, lo que correspondería al estado estacionario.

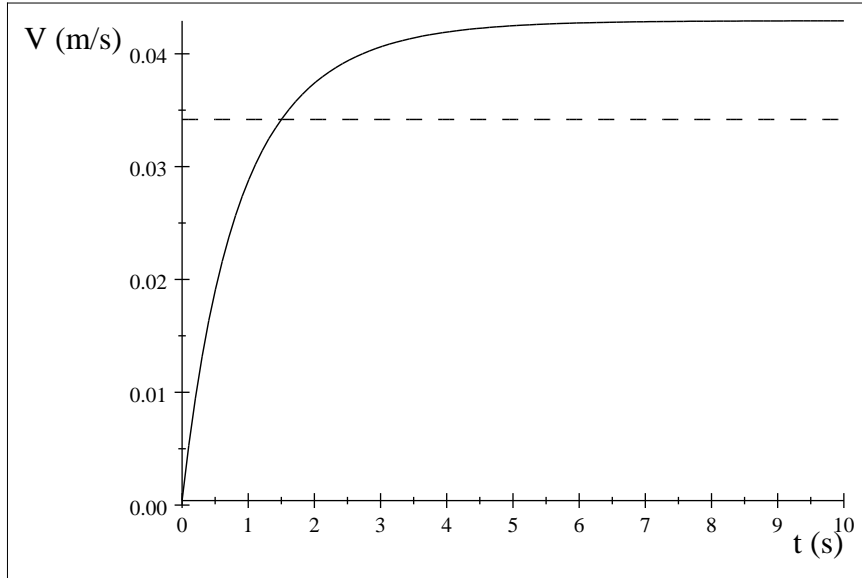


Figura 5.2.2.2.3. Comportamiento del estado no estacionario de la velocidad promedio predicha para el caso del experimento 1 por el modelo anular con inyector en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 155 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.3.

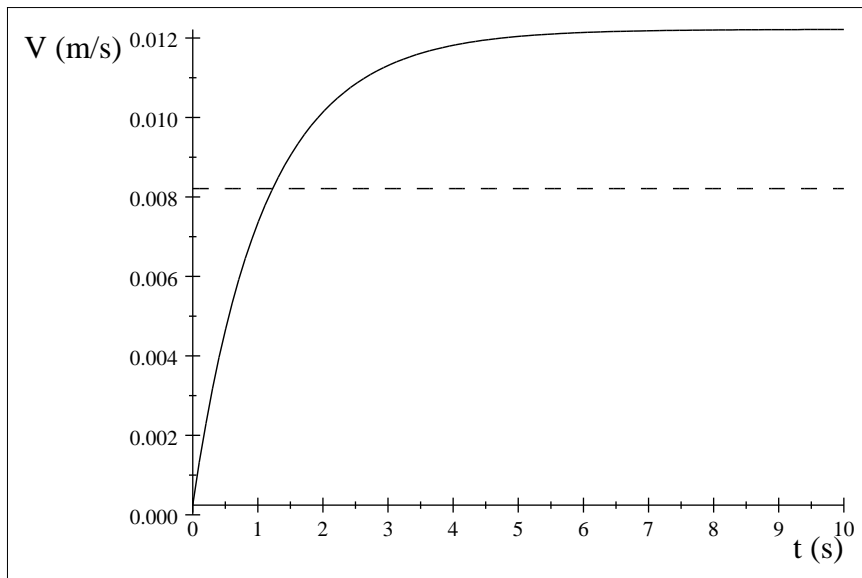


Figura 5.2.2.2.4. Comportamiento del estado no estacionario de la velocidad promedio predicha para el caso del experimento 2 por el modelo anular con inyector en la pared del tubo en el sistema glicerina – mezcla biodiesel y cloroformo (líquidos con densidades iguales) para el valor del gradiente de presión observado igual a 93 Pa/m y una fracción en volumen de biodiesel igual a 0.1.

Nótese que en ambos casos se predicen valores de velocidad en estado estacionario mayores a los observados experimentalmente. Estas diferencias se deben a las consideraciones establecidas en el modelo y se atribuyen a los siguientes aspectos: i) efectos de tensión superficial que pueden modificar la forma de la interfase; ii) el modelo supone un flujo anular con un perfil simétrico de la velocidad. No existen evidencias de que esto sea exactamente así, ya que el experimento lo único que sí evidencia es que toda la pared del tubo se encuentra en contacto con la mezcla de biodiesel y cloroformo. Se supone, aunque no hay pruebas irrefutables, que los efectos gravitatorios son despreciables debido a que no hay diferencia de densidad entre ambos fluidos.

5.3. Comparación con el Modelo de Russel

Cuando es necesario evaluar la caída de presión en un ducto para flujo bifásico, actualmente se presentan problemáticas señaladas en el capítulo dos en el caso de líquidos de alta viscosidad como el crudo extrapesado, no encontrándose resultados para Reynolds debajo de 100. Un modelo clásico para la predicción de la caída de presión fue desarrollado por Russell (1959) con limitaciones en su predicción sobre la viscosidad y señalando las condiciones para los que este se presenta.

Con el propósito de evaluar el efecto de la inyección de un líquido de baja viscosidad en otro de mayor viscosidad, fueron empleados dos modelos matemáticos, el modelo de Russell, que se encuentra en el apartado de anexos y el modelo desarrollado en este trabajo.

Se analizó teóricamente el comportamiento de la reducción de la caída de presión con respecto a la composición del mejorador, manteniendo constante el flujo del líquido más viscoso, mientras que se incrementa el flujo total debido a la inyección de un segundo fluido de menor viscosidad, lo cual es reportado de esta manera en Russel. El porcentaje de reducción de la caída de presión se determina como el cociente entre la caída de presión en presencia del líquido menos viscoso y la existente en el sistema en ausencia de este.

Ambos modelos tienen en común que consideran un sistema de placas paralelas, pero difieren en la metodología empleada para la obtención de las ecuaciones correspondientes.

Los resultados se enfocan en dos predicciones fundamentales: la primera concierne con el comportamiento de la composición con respecto a la posición de la interfase, mientras que la segunda se basa en el comportamiento de la reducción de la caída de presión.

5.3.1. Comportamiento de la composición del flujo bifásico con respecto a la posición de la interfase

En la Figura 5.3.1 se muestra el comportamiento de la composición x , con respecto a la posición de la interfase a , tomando como parámetro la relación de viscosidades entre ambos fluidos. Nótese que a medida que este parámetro disminuye, la

diferencia entre las viscosidades es mayor. El fluido menos viscoso se encuentra en contacto con la placa que se toma como referencia, es decir, para la cual el valor de la interfase es igual a cero (en la placa inferior). Ambos modelos, como es razonable esperar, predicen que la posición de la interfase se incrementa con la fracción en volumen del fluido menos viscoso, y que a medida que la diferencia entre las viscosidades de ambos fluidos es mayor la posición de la interfase es mayor para un mismo valor de composición. La línea continua representa el modelo desarrollado en esta tesis y la línea discontinua el modelo de Russell.

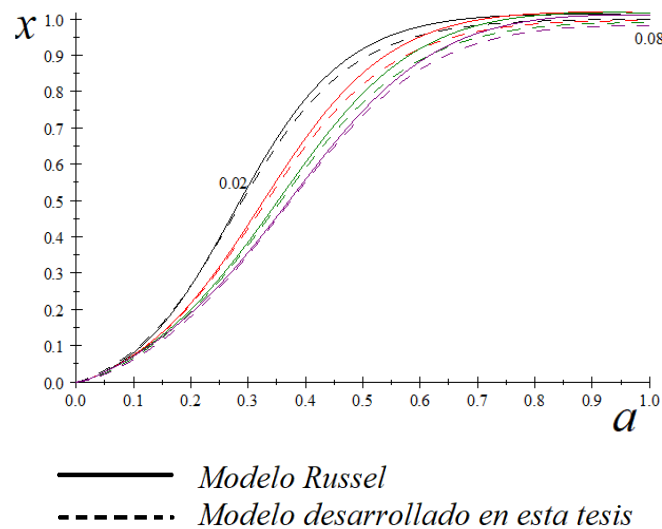


Figura 5.3.1. Comportamiento de la composición (x) con respecto a la posición de la interfase (a) para relaciones de viscosidad de 0.02, 0.04, 0.06 y 0.08. La línea continua representa el modelo desarrollado en esta tesis y la línea discontinua el modelo de Russell.

En la Figura 5.3.2 se muestra la diferencia entre los comportamientos predichos por ambos modelos, donde la línea continua corresponde con la igualdad de ambos resultados. Puede observarse que no existen diferencias apreciables entre ambos resultados predichos, ya que los valores presentados están en una zona muy próxima a la línea continua que representaría el caso en el que los resultados son iguales.

En la Figura 5.3.3 se muestra la desviación absoluta entre ambos modelos, calculada como el valor absoluto de la diferencia entre las predicciones. La mayor desviación calculada fue de 0.033 y ocurrió para un valor de relación de viscosidades igual a 0.04, una concentración de aproximadamente de 0.85 y una posición de la interfase igual a 0.55.

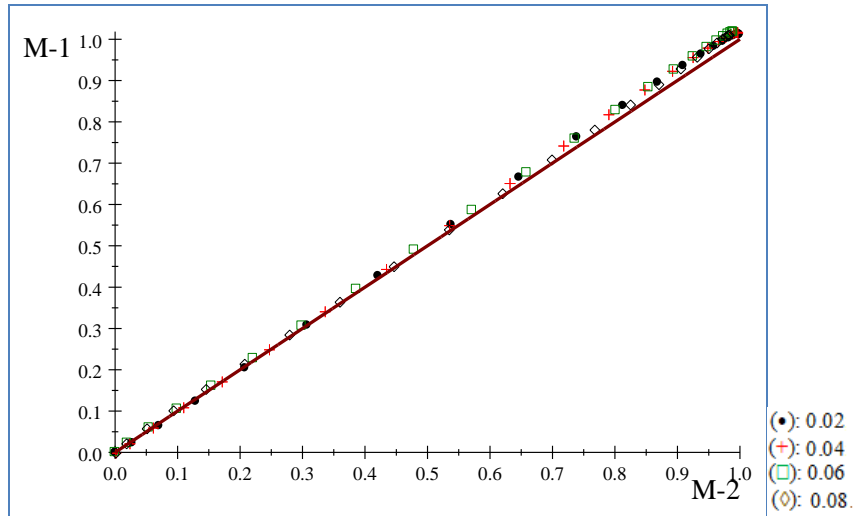


Figura 5.3.2. Valores de composición predichos por el modelo de Russell (M-2) vs valores predichos por el modelo de Suarez-Dominguez (M-1). Relación entre las viscosidades (●): 0.02; (+): 0.04; (□): 0.06; (◇): 0.08.

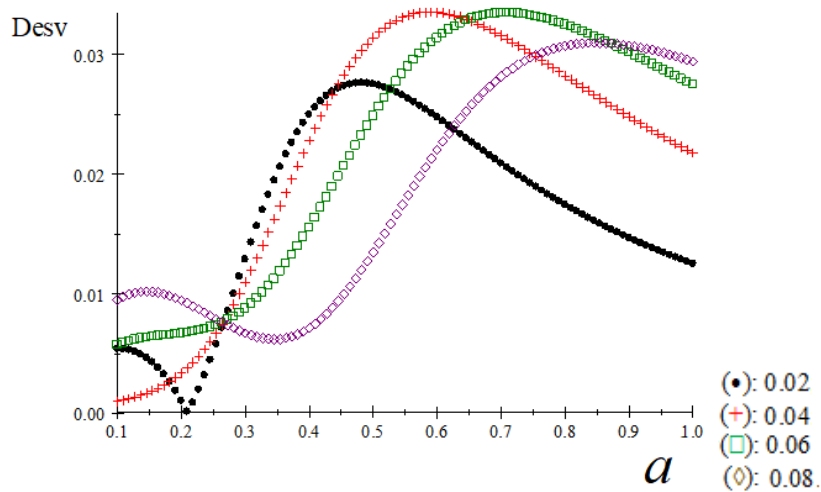


Figura 5.3.3. Comportamiento de la desviación absoluta entre ambos modelos. Relación entre las viscosidades (●): 0.02; (+): 0.04; (□): 0.06; (◇): 0.08.

Comportamiento de la reducción de la caída de presión con respecto a la posición de la interfase

En la Figura 5.3.4 se muestra el comportamiento del cociente entre la caída de presión para flujo bifásico y la caída de presión para flujo monofásico correspondiente al fluido más viscoso para mismos valores de flujo másico. Cuando el valor de este

coeficiente es menor que la unidad esto significa que el fluido de menor viscosidad causa una reducción en la caída de presión, mientras que un cociente mayor de 1 implica un aumento. De acuerdo con esto, la reducción en la caída de presión es mayor a medida que el cociente es menor. Ambos modelos indican la existencia de un valor mínimo, que corresponde con la máxima reducción en la caída de presión que se puede lograr para una razón de viscosidad especificada. Sin embargo, existen diferencias entre los resultados predichos entre ambos modelos, como se ilustra en la Figura 5.3.5.

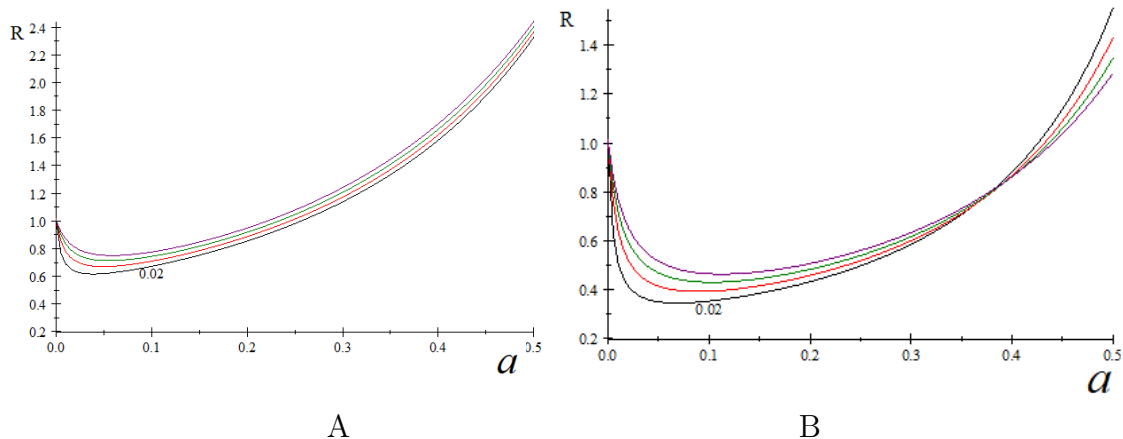


Figura 5.3.4. Reducción de la caída de presión con respecto a la posición de la interfase. A: Modelo de Russell; B: Modelo de Suarez Dominguez. Relaciones de viscosidad consideradas: 0.02, 0.04, 0.06, 0.08

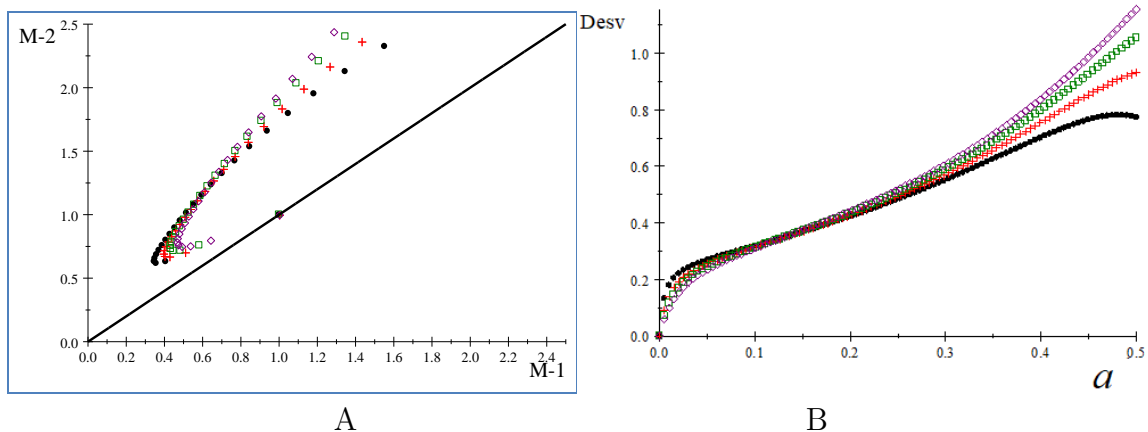


Figura 5.3.5. Comparación entre la reducción de la caída de presión predicha por ambos modelos. A: resultado predicho por el modelo desarrollado en esta tesis (M-1) vs resultado predicho por el modelo de Russell (M-2). B: desviación absoluta entre los resultados predichos por ambos modelos. Relaciones de viscosidades según (●): 0.02; (+): 0.04; (□): 0.06; (◇): 0.08.

Sin embargo, existen diferencias entre los resultados predichos entre ambos modelos, como se ilustra en la Figura 5.3.5. en donde puede visualizarse que para ciertas condiciones el modelo de Russel (M-1) da una predicción que corresponde con dos predicciones de modelo desarrollado en este trabajo de tesis (M-2). Ambos modelos exhiben una curva con un punto mínimo, lo que implica que para un mismo valor de “y” existan dos valores de “x”, que no coinciden entre ellos y cuya forma produce este efecto.

De forma general, el modelo descrito en esta tesis predice una reducciones similares de la caída de presión con respecto a la predicha por el modelo de Russel difiriendo principalmente en la reducción de la caída de presión pero con respecto a la relación de viscosidades.

En la Tabla 5.3.1 se muestran los valores predichos por ambos modelos de reducción máxima de presión y composición correspondiente, para diferentes relaciones de viscosidad entre los fluidos.

Tabla 5.3.1. Comportamiento de los valores de reducción de caída de presión máxima para diferentes relaciones de viscosidad entre los fluidos

μ_1/μ_2	Modelo de esta tesis (ec. 3.1.21)		Modelo de Russell	
	R_{min}	x	R_{min}	x
0.02	0.346 64	0.0451	0.616 55	0.0231
0.04	0.393 41	0.0620	0.670 34	0.0266
0.06	0.431 34	0.0745	0.713 23	0.0275
0.08	0.464 53	0.0831	0.750 10	0.0271

Es importante señalar que para una reducción R mayor que la unidad significa que el fluido de menor viscosidad está incrementando la caída de presión, en lugar de disminuir esta. Ya que el flujo del líquido más viscoso es constante, al inyectar el líquido de menor viscosidad se incrementa el flujo másico en el sistema, lo cual contribuye a aumentar la caída de presión requerida, lo que favorece la disminución de la caída de presión total. Por lo tanto, aquí inciden dos factores contrapuestos, y que causan precisamente que exista un valor de composición óptima del flujo bifásico que depende de la relación de viscosidades. Estos valores de composición son los que se muestran en la Tabla 5.3.1.

En la Figura 5.3.4 se aprecia que los valores de R pueden ser mayor que la unidad para un determinado valor de la posición de la interfase y la razón de viscosidades. En este caso el valor de composición para el cual R es igual a la unidad está relacionada con la cantidad máxima de mejorador que se debe añadir en el sistema. En la Tabla 5.3.2 se muestran los valores de composición máxima admisible predicha por cada uno de los modelos.

Tabla 5.3.2. Comportamiento de la composición de mejorador máxima determinada por ambos modelos para diferentes relaciones de viscosidad

μ_1/μ_2	Modelo de esta tesis (ec. 3.1.21)	Modelo de Russell
	$X_{m\acute{a}x}$	$X_{m\acute{a}x}$
0.02	0.82535	0.40924
0.04	0.73805	0.30105
0.06	0.68097	0.24785
0.08	0.63857	0.21195

En resumen, los valores en cuanto a la caída de presión entre el modelo reportado por Russel y el desarrollado en esta tesis son similares, pero difieren en la predicción del comportamiento de la reducción de la caída de presión respecto a la relación de viscosidades, siendo el modelo aquí desarrollado más acertado al presentar mayor diferencia en las viscosidades mayor será la caída de presión.

5.3.2. Similitud con prueba de campo

En pruebas de campo se han cuantificado el volumen de crudo que se produce en el tiempo con respecto a la inyección de un mejorador de flujo. La Figura 5.3.1.1. se muestra esto encontrando que para incrementar el flujo es necesario introducir una mayor cantidad del mejorador.

La viscosidad promedio del crudo mostrado en la Figura antes mencionada es de 1085 cP y una temperatura promedio de operación de 60°C y se corresponde a una viscosidad de fluido inyectado de 7 cP.

Es interesante señalar que los efectos temporales de la temperatura influyen en la relación de viscosidad. Para las inyecciones de mejorador de flujo a temperaturas que producen una viscosidad menor del mejorador correspondiendo a una mayor relación de viscosidad se ha encontrado un requerimiento menor de producto inyectado para

los efectos de incremento de flujo.

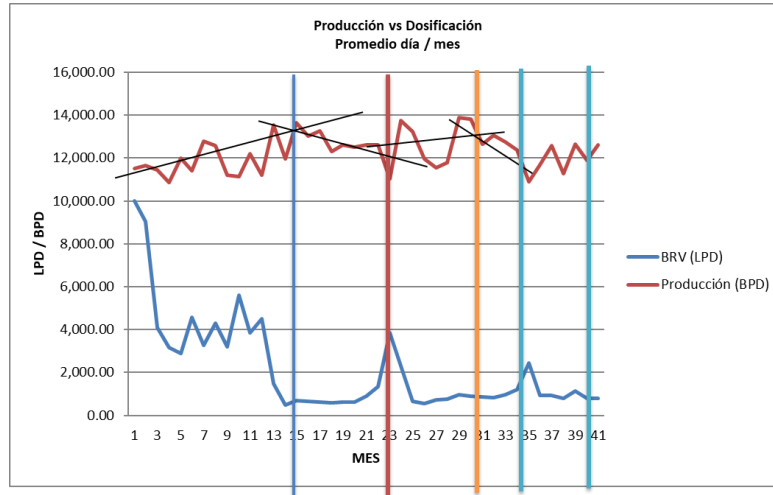


Figura 5.3.1.1. Gráfica de resultados en pruebas de campo donde se muestra la variación de la producción de crudo en el tiempo (línea roja) y la dosificación en litros de un mejorador de flujo

En efecto, se ha encontrado en estudios desarrollados por la compañía Geo Estratos SA de CV en conjunto con el Instituto de ingeniería de la UNAM que las inyecciones de fluidos calientes mejoran el flujo no solo por la modificación de temperatura sino por la reducción de la viscosidad del líquido inyectado.

Lo anterior permite apoyar la hipótesis que entonces, para una mayor relación de viscosidad se requiere una menor proporción del mejorador de flujo inyectado

5.4. Aplicabilidad de los resultados obtenidos

El sistema que se estudió en este trabajo corresponde al análisis del transporte de un flujo constituido por un fluido de alta viscosidad y uno de baja viscosidad bajo diferentes condiciones de operación y patrones de flujo. En la práctica se pueden presentar flujos bifásicos de características similares, por ejemplo, en la industria petrolera, donde se transportan flujos de alta viscosidad en los cuales se produce la inyección de mejoradores bajo condiciones tales que no se produce mezclado entre estos, generándose un flujo bifásico.

Con el afán de tratar de vislumbrar la posibilidad de extrapolar los resultados aquí obtenidos, para el caso de flujo de aceites crudos de alta viscosidad, se presenta a continuación el análisis reológico de un crudo extrapesado de la región norte de México, para ver su similitud con los fluidos empleados en las pruebas experimentales

de este trabajo. Puede observarse que, aunque en condiciones normales de presión y temperatura no puede compararse la glicerina con el crudo, esta comparación presenta semejanzas cuando el crudo transportado cuenta con una temperatura mayor. En efecto, los crudos generalmente se transportan a temperaturas por encima de la ambiental, como producto del tratamiento a que son sometidos en las Estaciones de Calentamiento diseñadas para tal fin, que tienen como propósito último reducir la viscosidad del crudo para facilitar su manejo. En el caso correspondiente a este tipo de crudo, a los 60 °C presenta características reológicas similares a la glicerina a una temperatura de 20°C, por lo que los resultados de este trabajo podrían ser extrapolados al comportamiento del crudo utilizado en campo.

Este último punto tratado será de relevante interés en el trabajo futuro que puede llevarse a cabo en este tema, en el cual pueden desarrollarse experimentos utilizando directamente los fluidos de interés.

5.4.1. Reología de crudo

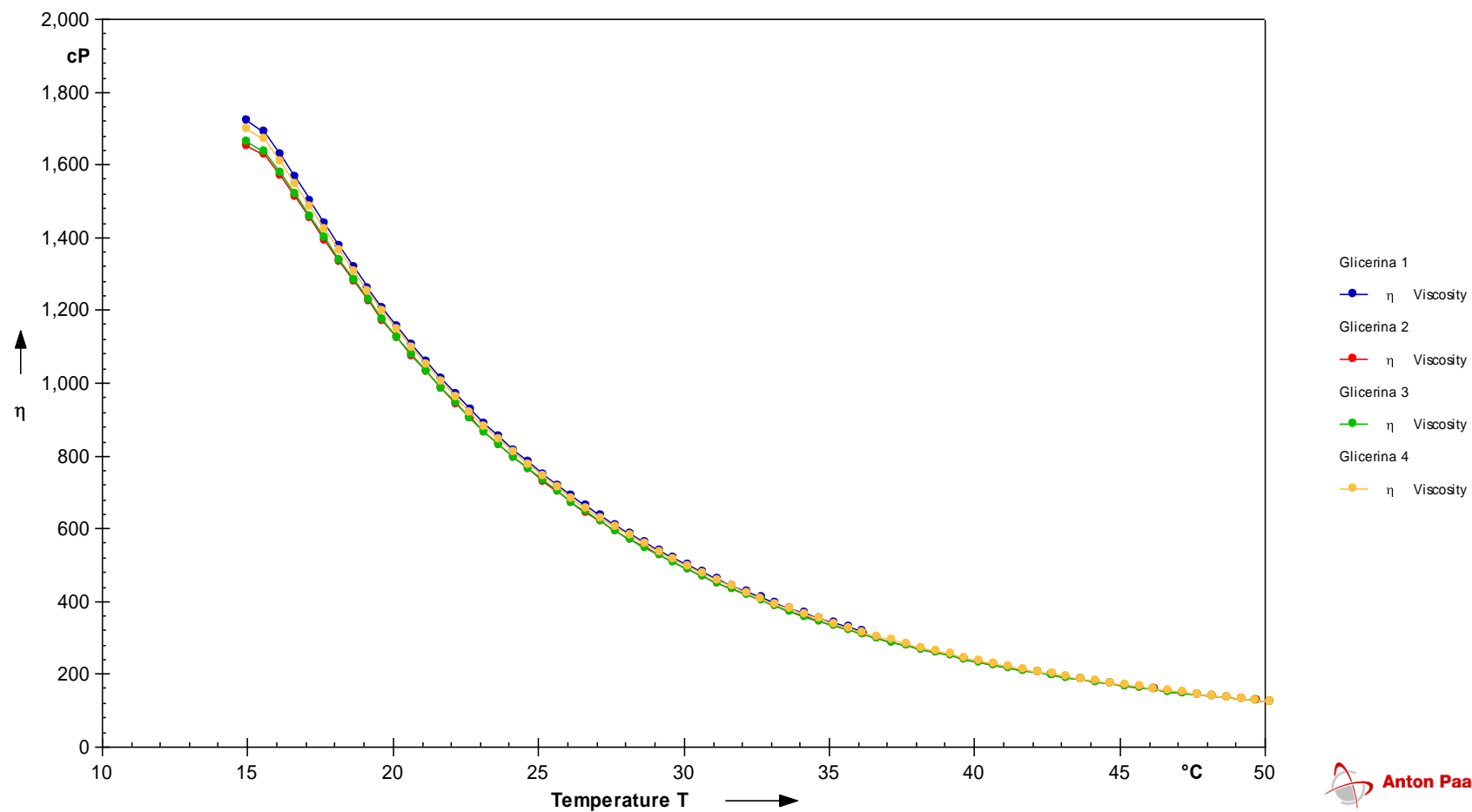
Aun cuando esta tesis se desarrolla empleando experimentalmente glicerina y biodiesel, se tiene que ambos componentes tienen características reológicas comparables con crudo y mejoradores de flujo bajo ciertas condiciones. De hecho algunos mejoradores de flujo de origen biológico, como el Bioreductor de viscosidad (BRV®), tienen propiedades físicas totalmente semejantes a la del biodiesel aquí utilizado.

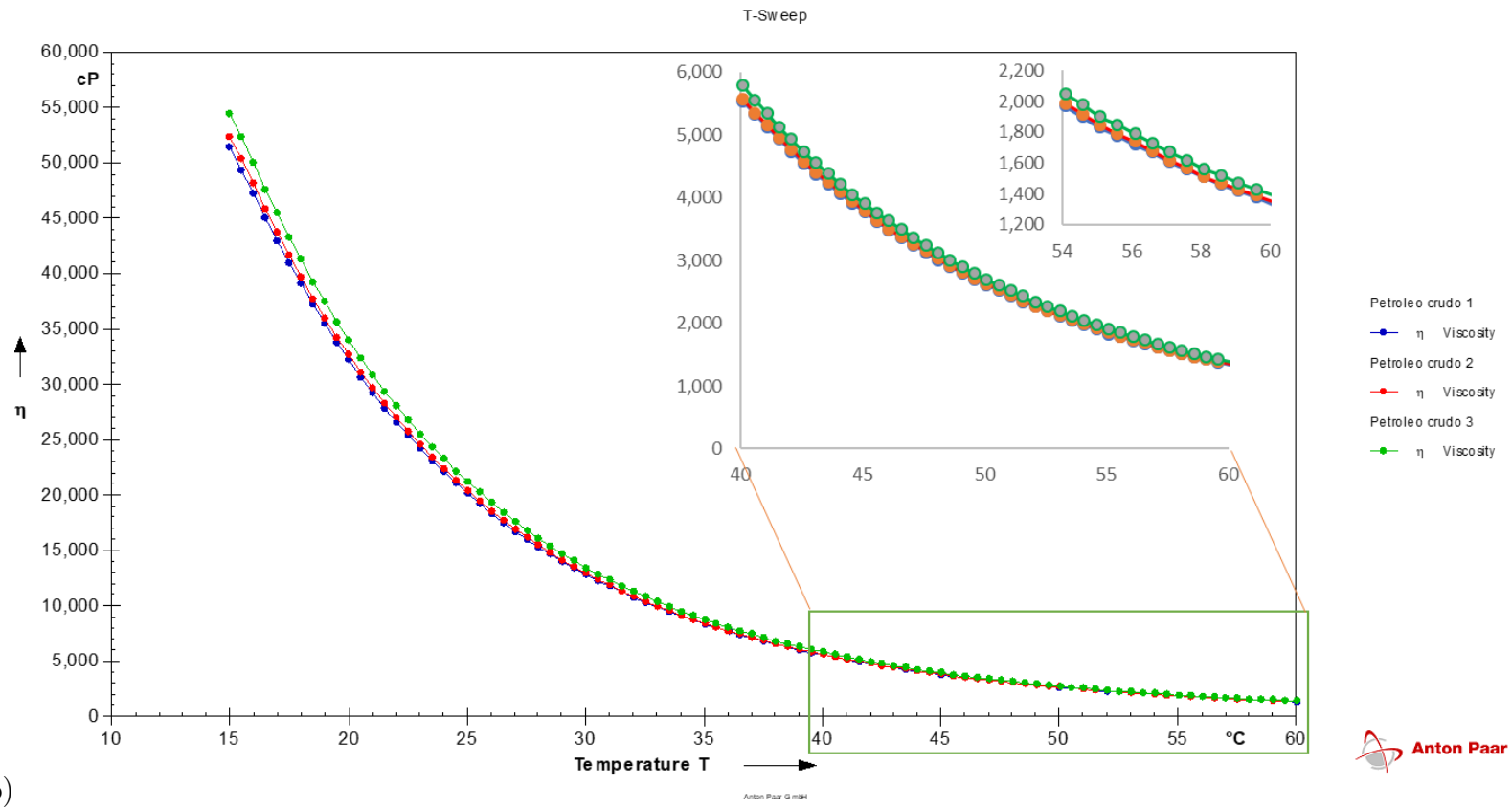
5.4.1.1. Modificación de la viscosidad con respecto a la temperatura.

En las Figuras 5.4.1.a y 5.4.1.b, se muestran los resultados de medición de viscosidad en centipoises, del crudo típico seleccionado para esta comparación y de la glicerina, con respecto a la Temperatura en Celsius. El crudo extrapesado fue obtenido de la zona norte del país.

Puede notarse que el crudo, cuando incrementa su temperatura hasta los 60°C, presenta una viscosidad similar a la de la glicerina en derredor de los 20°C. Para este caso se profundizó el estudio reológico con estas características, cuyos resultados se presentan en las Figuras 5.4.2 a y 5.4.2 b. En estas figuras se muestra el comportamiento de la viscosidad con respecto a la razón de deformación (para valores de 0.1 a 50 s⁻¹) para la glicerina y el crudo extrapesado respectivamente, a 20°C para el caso de glicerina, y 60 °C para el crudo. Se puede observar que el comportamiento es totalmente análogo.

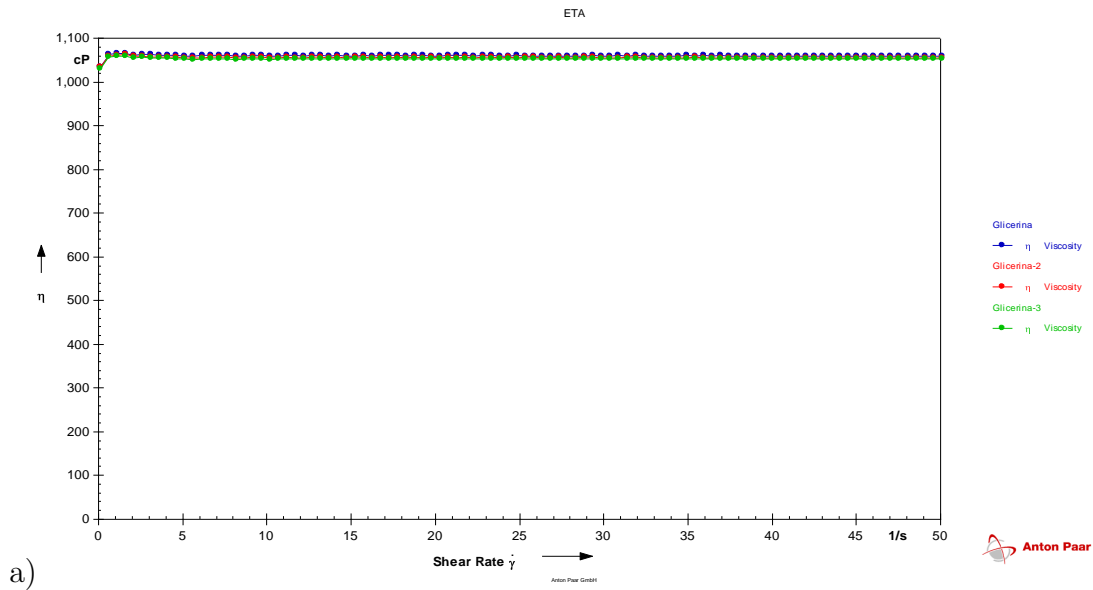
a)
T-Sweep



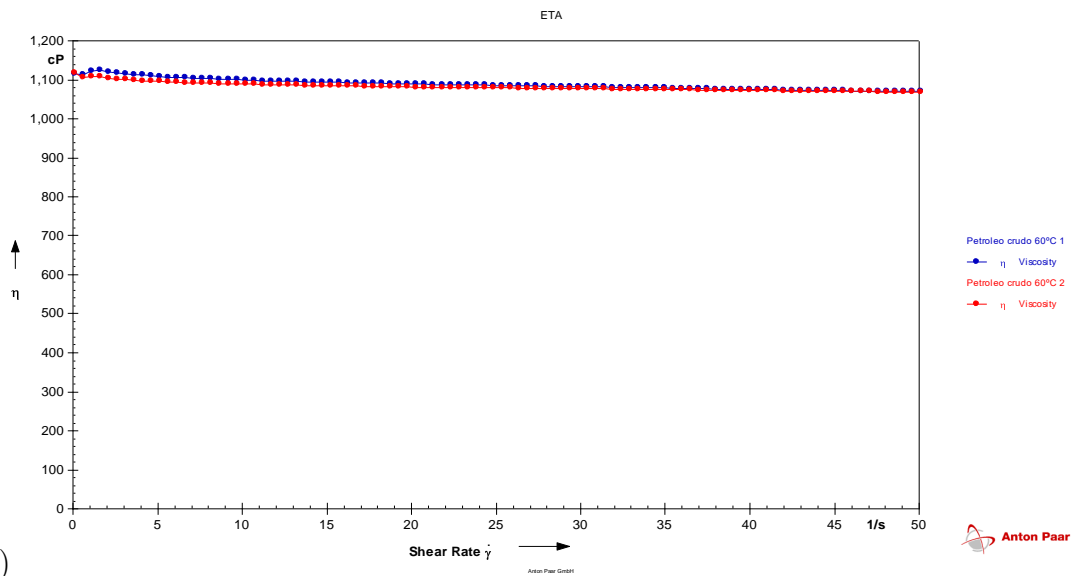


b)

Figura 5.4.1 a) curvas reológicas para a) muestra de glicerina y b) muestra de crudo.



a)



b)

Figura 5.4.2 Resultados de análisis reológico para la a) glicerina y b) el crudo.

Las Figuras 5.4.3 a y 5.4.3 b muestran los resultados del análisis reológico para la misma razón de deformación y temperaturas (de 0.1 a 50 s^{-1} , a 20°C para el caso de glicerina y a 60 °C del mismo crudo extrapesado), pero graficado en función del esfuerzo cortante, τ . Se vuelven a comportar de forma absolutamente similar, y con valores del esfuerzo cortante prácticamente iguales.

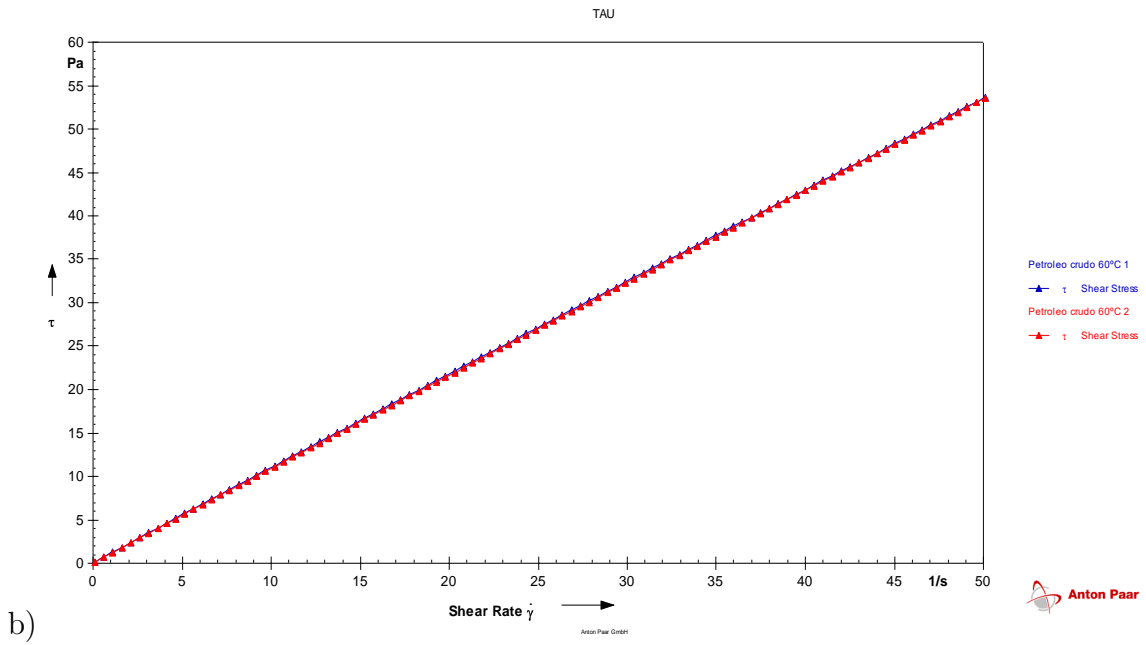
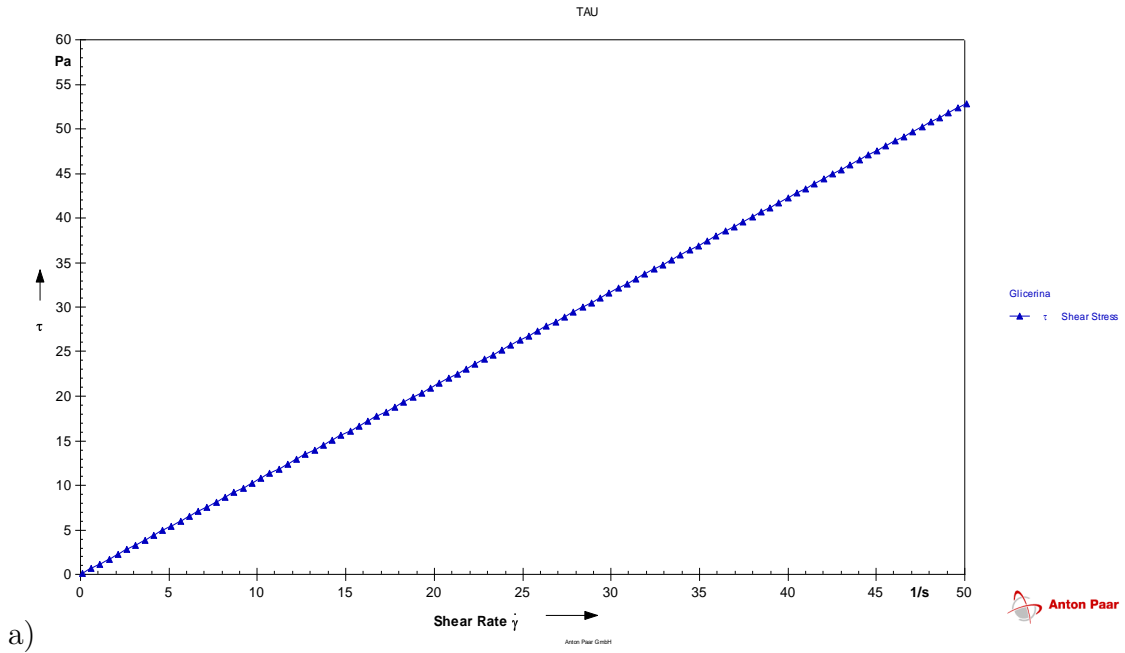


Figura 5.4.3 Resultados de análisis reológico para la a) glicerina y b) el crudo.

Debido a que en se espera en un trabajo futuro que el modelo y resultado experimental obtenido en esta tesis sea trasladable al transporte de crudo extrapesado que actualmente se realiza en los oleoductos en México, se analizó el efecto que tiene biodiesel en una muestra de este tipo de crudo, considerándolo como mejorador de flujo para su transporte. Por esta razón se analizó la difusión del biodiesel en la muestra viscosa, a través de un estudio estático a 60 °C colocando en una cámara con separación semipermeable biodiesel, y en la otra parte el crudo de alta viscosidad. Se realizó en condiciones estáticas primero por las restricciones a nivel laboratorio referentes a los dispositivos que implica y el control de un medio dinámico y, por otro lado, porque el régimen de flujo en el que se mueve la mayoría de crudos altamente viscosos es laminar por lo que se espera que no haya combinación .

Para notar los cambios de concentración del biodiesel con respecto a la distancia se esperaron 72 horas posteriores a las cuales se determinó por cambio de viscosidad la concentración del biodiesel (Suárez-Domínguez et al. 2014).

La Figura 5.4.4 muestra la imagen del dispositivo utilizado y los dos componentes. Pudo notarse que no se encontró movilidad de biodiesel en el crudo cuando no existe agitación mecánica vigorosa, aunque, si el proceso de agitación manual se realizaba entre el crudo y el biodiesel se observaba una integración completa de ambas fases después de 10 minutos de agitación a 60rpm.



Dispositivo de pruebas

Figura 5.4.4.- Dispositivo utilizado para determinar la difusión de biodiesel en crudo.

Cuando se realiza el análisis se aísla cada uno de los compartimientos, homogenizar la muestra y determinar la viscosidad final para después calcular la concentración de biodiesel que se ha mezclado.

La Figura 5.4.5 muestra los resultados obtenidos de difusión de biodiesel en el crudo.

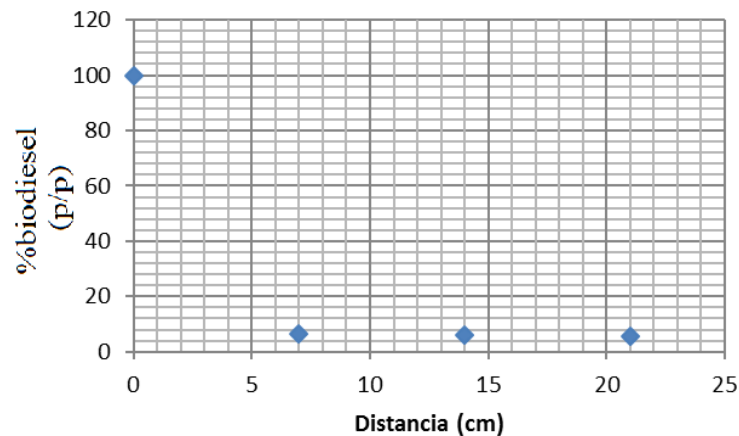


Figura 5.4.5.- Gráfica de concentración de biodiesel contra la distancia recorrida.

Con esta prueba semicuantitativa se encuentra que existe una baja difusión del biodiesel con un crudo extrapesado.

En la Figura 5.4.6 se presenta la molécula típica del biodiesel (oleato de metilo en este caso) para el cual se pueden notar secciones electronegativas (en rojo) y secciones con baja carga electrónica (en blanco). La presencia geométrica de una separación desigual de cargas es lo que se conoce como “polaridad” por lo que se puede considerar una molécula polar. Será necesario en un trabajo futuro profundizar sobre los efectos de tensión interfacial debidos a la presencia de esta molécula.

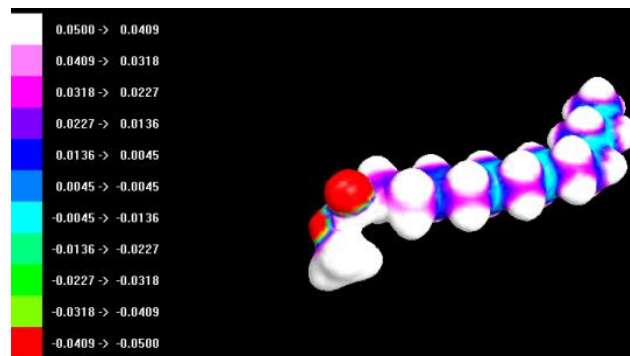


Figura 5.4.6.- molécula típica de biodiesel.

De esta manera los resultados presentados en esta tesis al parecer pueden ser trasladables a las observaciones en campo ya que se presentan en principio comportamientos similares.

Conclusiones

CONCLUSIONES

Este trabajo se enfocó en el análisis del comportamiento de las pérdidas de presión por fricción que se presentan en el ducto que transporta un flujo bifásico bajo régimen laminar, de acuerdo con el patrón de flujo desarrollado, mediante el desarrollo de modelos matemáticos fenomenológicos que se validaron a través de la comparación de los resultados predichos con los observados experimentalmente en un sistema construido para tal fin.

Se presenta la solución de un nuevo modelo matemático que estima la caída de presión generada por dos líquidos que fluyen entre placas planas paralelas, así como también en condiciones de flujo anular en un ducto circular; este modelo permite predecir el comportamiento del flujo en estado permanente y no estacionario, determinando el perfil de velocidad cuando se inyecta un fluido de baja viscosidad en otro de alta viscosidad.

Es importante mencionar que aun cuando en la literatura ya existen modelos capaces de predecir este tipo de flujo en estado permanente, como lo es el caso del tradicional modelo de Russell o el de Brauner, la solución que se ofrece con el presente modelo además de ser más simplificada permite remover algunas limitaciones tales como el hecho de poder considerar cualquier cociente de viscosidades de ambos fluidos.

A partir de los modelos propuestos se determinó el gradiente de presión utilizando como fluido de alta viscosidad la glicerina, cuyas características a 20 °C son 1000 cP de viscosidad y densidad de 1.14 g/cm³, y como fluido de baja viscosidad el biodiesel, con 7 cP de viscosidad y densidad de 0.86 g/cm³. El biodiesel fue considerado como “mejorador de flujo”, ya que su inyección en el flujo del líquido con mayor viscosidad permite una modificación del patrón de flujo que conlleva a una reducción en la caída de presión. A partir de los resultados obtenidos con los modelos desarrollados, se puede concluir que la inyección del mejorador de flujo siempre conduce a un incremento del flujo para la misma caída de presión, donde el incremento de flujo, en orden de importancia de menor a mayor es como sigue:

- a. flujo estratificado, donde es el fluido de alta viscosidad es el que está en contacto con las paredes
- b. mezcla completa entre ambos fluidos
- c. flujo estratificado donde un fluido se mueve por arriba y otro por abajo
- d. flujo estratificado en dos interfases, donde el mejorador de flujo se encuentra en contacto con las placas.
- e. Flujo estratificado anular, con el fluido de baja viscosidad en la periferia

En general se tiene que la proporción es importante, encontrándose el mismo orden antes descrito para la comparación de iguales valores de esta.

Puede notarse que esto se rige por una mejor lubricación que conduce la inhibición de arrastre y por tanto a una reducción de la caída de presión cuando se inyecta el fluido de menor viscosidad.

Esta tendencia puede explicarse si se toma en cuenta que el componente del tensor de corte del fluido en la pared de la superficie sólida, depende de la viscosidad.

Se diseñó, implementó y operó un sistema experimental que permitió tanto inferir la validez de la solución matemática desarrollada, como demostrar experimentalmente las condiciones bajo las cuales se pueden establecer patrones de flujo bifásico estratificado y anular, y determinar cómo influye el patrón de flujo sobre las pérdidas de presión por fricción.

Experimentalmente se encontró que no es posible, para valores del número de Reynolds de 1 y 5, y las características físicas originales de ambos líquidos empleados, mantener flujo anular entre el mejorador de flujo y el líquido de alta viscosidad, observándose la influencia de los efectos gravitatorios y la presencia de una separación bien definida de las fases. Sin embargo, fue posible lograr flujo anular modificando la densidad del mejorador de flujo, al añadirle un compuesto de mayor densidad, de tal manera que se obtuvieron experimentalmente valores similares de densidad que anularon los efectos de flotación entre la glicerina y el biodiesel modificado por dilución con clorometano.

Una vez que se realizó la modificación de la densidad del líquido de baja viscosidad, fue posible obtener flujo anular para los fluidos probados con un número de Reynolds menores de 5, al realizar la inyección del mejorador por la pared.

Al comparar los resultados teóricos con los experimentales, las soluciones desarrolladas presentan un alto grado de correlación, de hasta un 90%, entre la caída de presión predicha y la obtenida experimentalmente.

El modelo matemático desarrollado permite corroborar que el mejoramiento de flujo es más efectivo cuando se inhiben los efectos de flotación, es decir, cuando se logra establecer un flujo anular, con la presencia del fluido de baja viscosidad en la periferia.

6.1. Trabajo futuro

Como trabajo futuro se propone el análisis con dos fluidos miscibles o parcialmente miscibles.

Es también necesario definir nuevos aditivos que en combinación con los mejoradores de flujo den lugar a una densidad similar a la del fluido de alta viscosidad, incluyendo un estudio de impacto ambiental y a la salud derivado de su empleo.

Referencias

REFERENCIAS

- Abdulbari, H. A. Yunus, R. M. Abdurahman, N. H. & Charles, A. (2013). Going against the flow—A review of non-additive means of drag reduction. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 19(1), 27-36.
- Abubakar, A. Al-Wahaibi, T. Al-Hashmi, A. R. Al-Wahaibi, Y. Al-Ajmi, A. & Eshrati, M. (2015). Influence of drag-reducing polymer on flow patterns, drag reduction and slip velocity ratio of oil–water flow in horizontal pipe. *International Journal of Multiphase Flow*, 73, 1-10.
- Abubakar, A. Al-Wahaibi, Y. Al-Wahaibi, T. Al-Hashmi, A. Al-Ajmi, A. & Eshrati, M. (2015). Effect of low interfacial tension on flow patterns, pressure gradients and holdups of medium-viscosity oil/water flow in horizontal pipe. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 68, 58-67.
- Aiyejina, A. Chakrabarti, D. P. Pilgrim, A. & Sastry, M. K. S. (2011). Wax formation in oil pipelines: A critical review. *International journal of multiphase flow*, 37(7), 671-694.
- Alagesan, V. Sundaram. S. (2014) Two-Phase Experimental Studies on Liquid–Liquid Systems in the Shell-and-Tube Heat Exchanger. *Heat Transfer Engineering*. DOI: 10.1080/01457632.2014.923982
- Alfi, M. Barrufet, M. A. Moreira, R. G. Da Silva, P. F. & Mullins, O. C. (2015). An efficient treatment of ultra-heavy asphaltic crude oil using electron beam technology. *Fuel*, 154, 152-160.
- Alizadehgiashi, M. & Shaw, J. M. (2015). Fickian and non-Fickian diffusion in heavy oil+ light hydrocarbon mixtures. *Energy & Fuels*, 29(4), 2177-2189.
- Anderson Jr, J. D. (2005). Ludwig Prandtl's boundary layer. *Physics Today*, 58(12), 42-48.
- Angeli, P. Hewitt, G.F. (1999). Pressure gradient in horizontal liquid- liquid Flows. *International Journal of Multiphase Flow*. **24**(7). 1183-1203. doi:10.1016/S0301-9322(98)00006-8
- Anitescu, G.G. Bruno, T.J. (2012). Liquid Biofuels: Fluid Properties to Optimize Feedstock Selection, Processing, Refining/Blending, Storage/Trasnportation, and Combustion. *Energy and Fuels*. **26**(1) 324-348. DOI: 10.1021/ef201392s
- Arafin, S., & Mujibur Rahman, S. M. (2015). Exact solution for velocity profile of flow of multilayer immiscible liquids. *Physics and Chemistry of Liquids*, 53(1), 84-103.
- Arafin, S. & Rahman, S. M. (2011). Dynamical Properties of Omani Crude Oils for Flow Through a Vertical Annulus and a Cylindrical Pipe. *SQU J. Science*, 16, 102-117.
- Ariza-León, E. Molina-Velasco, D. R. & Chaves-Guerrero, A. (2014). Review Of Studies on Asphaltene-Wax Interaction and the Effect Thereof on Crystallization. *CT&F-Ciencia, Tecnología y Futuro*, 5(5), 39-53.
- Ariza-León, E., Molina-Velasco, D. R., & Chaves-Guerrero, A. (2014). Review Of Studies On Asphaltene-Wax Interaction And The Effect Thereof On Crystallization. *CT&F-Ciencia, Tecnología y Futuro*, 5(5), 39-53.

- Artus, V. Ncetinge, B. Ricard, L. (2004). Dynamics of the Water–Oil Front for Two-Phase, Immiscible Flow in Heterogeneous Porous Media. 1 – Stratified Media. *Transport in Porous Media*. **56(3)**. 283-303.
- Asok Kumar Tharanivasan “Asphaltene Precipitation from Crude Oil Blends, Conventional Oils, and Oils with Emulsified Water” Director: Harvey W. Yarranton University of Calgary: Faculty of Graduate Studies. 2012. 211pp
- Bai, R., Chen, K. & Joseph, D. D. (1992). Lubricated pipelining: stability of core-annular flow. Part 5. Experiments and comparison with theory. *J. Fluid Mech*, 240(97), 132.
- Bannwart, A.C. (2001). Modeling aspects of oil–water core–annular flows. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. **32**. 127-143.
- Becker, J.R. 1997. Crude Oil: Waxes, Emulsions and Asphaltenes. USA:PennWell. 278pp.
- Belhaj H, Khalifeh HA (2013) Asphaltene Stability in Crude Oil during Production Process. *J Pet Environ Biotechnol* 4: 142.
- Bensakhria A, Peysson Y, Antonini G (2004) Experimental study of the pipeline lubrication for heavy oil transport. *Oil Gas Sci. Technol Rev IFP* 59(5):523–533
- Bertola. V. Modelling and experimentation in two-phase flow. International centre for mechanical sciences. Originally published by springer-verlag Wien New York In 2003.
- Bird R. B., Stewart W. E., Lightfoot E. N. *Transport Phenomena*. Jonh Wiley & Sons, 2 Ed. New York, 2002
- Bonilla, R.A. Bannwart, A.C. (2013). Holdup estimation in core flow using image processing. *Instrumentation and Measurement Technology Conference (I2MTC)*. 334-338. DOI 10.1109/I2MTC.2013.6555435
- Brauner, N. (1991). Two-phase liquid-liquid annular flow. *International Journal of Multiphase Flow*. **17(1)**. 59-76pp. doi:10.1016/0301-9322(91)90070-J
- Brauner. N. Maron, M. (1992). Flow pattern transitions in two-phase liquid-liquid flow in horizontal tubes. *International Journal of Multiphase Flow*. **18(1)**. 123-140. doi:10.1016/0301-9322(92)90010-E
- Brauner, N. (2003). Liquid-Liquid Two-Phase Flow Systems. *International Centre for Mechanical Sciences*. **450**. 1-61pp.
- Chakrabarti, D.P. (2014). Prediction of Phase Split in Horizontal T-Junctions: *Revisited*. *Chemical Engineering & Technology*. **37(10)**. 1813-1816. DOI: 10.1002/ceat.201300848
- Chávez-Miyauchi, T. E. Zamudio-Rivera, L. S. Barba-López, V. Buenrostro-Gonzalez, E. & Martínez-Magadán, J. M. (2013). N-aryl amino-alcohols as stabilizers of asphaltenes. *Fuel*, 110, 302-309.
- Colombo, L. P. Guilizzoni, M. & Sotgia, G. (2014, November). A detailed characterization of viscous oil-water flows downward sudden contractions in horizontal pipes. In *Journal of Physics: Conference Series* (Vol. 547, No. 1, p. 012025). IOP Publishing.
- Colombo, L. P. M. Guilizzoni, M. Sotgia, G. M. Bortolotti, S. & Pavan, L. (2014, April). Measurement of the oil holdup for a two-phase oil-water flow through a sudden contraction in a horizontal pipe. In *Journal of Physics: Conference Series* (Vol. 501, No. 1, p. 012015). IOP Publishing.
- Colombo, L. P. M. Guilizzoni, M. Sotgia, G. M. Bortolotti, S. & Pavan, L. (2014, April). Measurement of the oil holdup for a two-phase oil-water flow through a sudden contraction

- in a horizontal pipe. In *Journal of Physics: Conference Series* (Vol. 501, No. 1, p. 012015). IOP Publishing.
- da Mota, F. R. & Pagano, D. J. (2014). Simulation and experimental study of phase segregation in helical pipes: A new method for flow conditioning. *Flow Measurement and Instrumentation*, 35, 99-108.
- Das, S. Gada, V. H. & Sharma, A. (2015). Analytical and Level Set Method-Based Numerical Study for Two-Phase Stratified Flow in a Pipe. *Numerical Heat Transfer, Part A: Applications*, 67(11), 1253-1281.
- Datta, D. Gada, V. H. & Sharma, A. (2011). Analytical and Level-Set Method-Based Numerical Study for Two-Phase Stratified Flow in a Plane Channel and a Square Duct. *Numerical Heat Transfer Part A-Applications*, 60, 347-380.
- De Castro. M.S. Rodriguez. O.M. H. (2015). Interfacial waves in stratified viscous oil–water flow. *Experimental Thermal and Fluid Science*. **62**. 85-98.
<http://dx.doi.org/10.1016/j.exptthermflusci.2014.12.003>
- de la Cruz, J. L. M. Alvarez-Badillo, S. Ramírez-Jaramillo, E. Aquino-Olivos, M. A. & Orea, P. (2013). Measurements and correlation of Mexican heavy dead crude oil viscosities. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 110, 184-192.
- Delgado N., Ysam-bertt F., Montiel C., Chávez G., Cáceres A., Bravo B, Márquez N. (2007). Evaluation of oil-in-water emulsions with non-ionic and anionic surfactants mixtures for potential use in the oil industry. *Rev. Téc. Ing. Univ. Zulia*. **30**, 2, 118 – 127
- Demirbas, A. Alidrisi, A. & Balubaid, M. A. (2015). API Gravity, Sulfur Content, and Desulfurization of Crude Oil. *Petroleum Science and Technology*. 33(1), 93-101.
- Desamala, A. B. Dasmahapatra, A. K. & Mandal, T. K. (2015). An Appraisal of viscous oil-water two-phase flow through an undulated pipeline in peak configuration. *Experimental Thermal and Fluid Science*.
- Desamala, A.B. Kumar, D.A. Mandal, T.K. (2014). Oil-Water Two-Phase Flow Characteristics in Horizontal Pipeline – A Comprehensive CFD Study. *International Journal of Chemical, Nuclear, Materials and Metallurgical Engineering*. **8**(4). 336-340.
- Dessimoz, A.L. Cavin, L. Renken, A. Minsker-Kiwi, L. (2008). Liquid–liquid two-phaseflow patterns and mass transfer characteristics in rectangular glass microreactors. *Chemical Engineering Science*. **63**. 4035-4044. doi:10.1016/j.ces.2008.05.005
- Ding J., Zhang J., Li H., Zhang F., Yang X. (2006) Flow Behavior of daqing waxy crude oil under simulated pipelining conditions, *Energy & Fuels*, **20**, 2531-2536
- Dontula, P. Macosko, C. W. & Scriven, L. E. (1999). Does the viscosity of glycerin fall at high shear rates?. *Industrial & engineering chemistry research*, 38(4), 1729-1735.
- Fazavi, M. Hosseini, M. Arabloo, M. Shokrollahi, A. Amani, M. (2013) Applying a Smart Technique for Accurate Determination of Flowing Oil/Water Pressure Gradient in Horizontal Pipelines. *Journal of Dispersion Science and Technology*.
<http://dx.doi.org/10.1080/01932691.2013.805653>
- George, A. K. Singh, R. N. & Arafin, S. (2013). Equation of State of Crude Oil Samples. *J Pet Environ Biotechnol*, 4(162), 2.
- Ghanem, A. Lemenand, T. Della Valle, D. & Peerhossaini, H. (2014). Static mixers: Mechanisms, applications, and characterization methods–A review. *Chemical Engineering Research and Design*, 92(2), 205-228.

- González-Dávila, Vicente. Suárez-Domínguez, Edgardo Jonathan. (2012) Study of Sustainable Viscosity Reduction for Extra-Heavy Crude Oil: BRV. *Enerlac* **4**:142-150
- Govier, G.W. Hodgson G.W. (1961). The horizontal pipeline flow of equal density oil-water mixtures. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. **39**(1). 27-36. DOI: 10.1002/cjce.5450390106
- Grassi, B. Strazza, D. Poesio, P. (2008). Experimental validation of theoretical models in two-phase high-viscosity ratio liquid-liquid flows in horizontal and slightly inclined pipes. *International Journal of Multiphase Flow*. **34**. 950-965. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2008.03.006
- Heshmati, M. & Piri, M. (2014). Experimental Investigation of Dynamic Contact Angle and Capillary Rise in Tubes with Circular and Noncircular Cross Sections. *Langmuir*, 30(47), 14151-14162.
- Hu, H. H. & Joseph, D. D. (1989). Lubricated pipelining: stability of core-annular flow. Part 2. *Journal of Fluid Mechanics*, 205, 359-396.
- Huang Z., Lee H. S., Senra M., Fogler H. S., (2011). A fundamental model of wax deposition in subsea oil pipelines, *AIChE Journal*, 57, 11, 2955-2964. DOI: 10.1002/aic.12517
- Ismail, A. S. I. Ismail, I. Zoveidavianpoor, M. Mohsin, R. Piroozian, A. Misnan, M. S. & Sariman, M. Z. (2015). Experimental investigation of oil-water two-phase flow in horizontal pipes: Pressure losses, liquid holdup and flow patterns. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 127, 409-420.
- Ismail, I. Zoveidavianpoor, M. Mohsin, R. Shahir, M. M. Zaiga, S.M. (2014) Experimental Investigation of Oil-Water Two-Phase Flow in Horizontal Pipes: Pressure Losses, Liquid Holdup and Flow Patterns. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.petrol.2015.01.038>
- Issaka, S. A. Nour, A. H. & Yunus, R. M. (2015). Review on the Fundamental Aspects of Petroleum Oil Emulsions and Techniques of Demulsification. *J Pet Environ Biotechnol*, 6(214), 2.
- Kashid, M. Minsker-kiwi, L. (2011). Quantitative prediction of flow patterns in liquid-liquid flow in micro-capillaries. *Chemical Engineering and Processing*. **50**. 972-978. doi:10.1016/j.cep.2011.07.003
- Kerswell, R. R. (2011). Exchange flow of two immiscible fluids and the principle of maximum flux. *Journal of Fluid Mechanics*, 682, 132-159.
- Laanearu, J. Annus, I. Sergejeva, M. & Koppel, T. (2014). Semi-empirical method for estimation of energy losses in a large-scale pipeline. *Procedia Engineering*, 70, 969-977.
- Laurencio-Alfonso H., Delgado-Drubey Y. (2008) Influencia de la temperatura en las propiedades reológicas de la emulsión de petróleo pesado. *Minería y Geología*, **24**, 2,1-12
- Liu, X. Zhao, C. Li, X., Liu, L. & Li, Y. (2014). Study on Drag Coefficient of Gelled Crude Oil Particles. *American Journal of Heat and Mass Transfer*, 1(1), 24-29.
- Liu, Y. Liu, D. Song. X.. (2014). Stability Analysis of Oil-water Two-phase Flow in Horizontal Flow-concentrating Pipe. *Mechatronics and Automation (ICMA)*. 216-220. DOI 10.1109/ICMA.2014.6885698.
- López Samado, F. Villegas García, N. (2014) Problemáticas y soluciones para la separación y bombeo de crudo pesado 13°API en el Activo de producción Ku-Maloob-Zaap. *Ingeniería petrolera* 54(7) 400-412

- Lotfi, M. Karbaschi, Javadi. A. Mucic.N. Kragel. J. Kovalchuk. V.I. Rubio. R.G. Fainerman. V.B. Miller. R. (2014). Dynamics of liquid interfaces under various types of external perturbations. *Current Opinion in Colloid & Interface Science*. 1-11. <http://dx.doi.org/10.1016/j.cocis.2014.04.006>
- Lovick. J. Angeli, P. (2004). Experimental studies on the dual continuous flow pattern in oil-water flows. *International Journal of Multiphase Flow*. **30**. 139-157. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2003.11.011
- Lu, Y. (2015). Advances in Transporting and Processing Fuel Resources with Long-chain Hydrocarbons and Fatty Acids (Doctoral dissertation, University of Michigan).
- Lumban-Gaol. A. Valko. P.P. (2014). Liquid holdup correlation for conditions affected by partial flow reversal. *International Journal of Multiphase Flow*. **67**. 149-159. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2014.08.014>
- M.S, Rahul. A. Nandagopal, G. Sreekumar, N. Rangabhashiyam, S. Selvaraju. N. (2014). Liquid-liquid Slug Flow in a Microchannel Reactor and its Mass Transfer Properties - A Review. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering & Catalysis*. **9**. 207-223. <http://dx.doi.org/10.9767/bcrec.9.3.6977.207-223>
- Manning W., Lind G., 2014. Data Analysis and Discussion of Product Interface Size on a Batched Crude Oil Pipeline, PSIG Annual Meeting, 6-9 May, Baltimore, Maryland, USA. Pipeline Simulation Interest Group
- Morgan, R. G. Ibarra, R. Zadrazil, I. & Markides, C. N. (2014). On the role of inlet flow instabilities on horizontal initially stratified liquid-liquid flow development. *International Conference on Heat Transfer, Fluid Mechanics and Thermodynamics*.
- Mortazavi-Manesh, S. & Shaw, J. M. (2014). Thixotropic Rheological Behavior of Maya Crude Oil. *Energy & Fuels*, 28(2), 972-979.
- Muñoz Prior, M.A. “Innovación Tecnológica en Sistemas de Bombeo para Fluidos de Alta Viscosidad”. Director: Pedro Quinto Diez. Instituto Politécnico Nacional, 2011
- Naidu, K. R. Mandal, T. K. & Majumder, S. K. (2015). Analysis of Frictional Pressure Drop based on Flow Regimes of Oil-water Flow in Pipeline. *Journal of Scientific & Industrial Research*, 74(3), 180-184.
- Ncetinge, B. Artus, V. Ricard, L. (2004). Dynamics of the Water-Oil Front for Two-Phase, Immiscible Flow in Heterogeneous Porous Media. 2 – Isotropic Media. *Transport in Porous Media*. **56(3)**. 305-328.
- Nigro, N y Storti, M. *Métodos numéricos para fenómenos de transporte*. Centro internacional de métodos computacionales. 2003. 288pp. Disponible en: <http://www.cimec.org.ar>
- Nydal, J.O. (2012). Dynamic Models in Multiphase Flow. *Energy Fuels*. **26(7)**. 4117-4123. DOI: 10.1021/ef300282c.
- Olmo-Velázquez, A. Piedra-Díaz, M. D. L. V. Rojas-Mazaira, L. Rodríguez-Madriral, M. & Martínez-Martín, E. (2015). Estudio y modelación del flujo bifásico líquido-gas para bajos valores de Reynolds. *Ingeniería Mecánica*, 18(1), 1-11.
- Paireau, O. & Bonn, D. (1999). Drag reduction in liquid-liquid friction. *Physical Review Letters*, 83(26), 5591.
- Pal, R. (2014). Entropy Production in Pipeline Flow of Dispersions of Water in Oil. *Entropy*. **16**. 2648-4661. doi:10.3390/e16084648

- Pertuz-Parra, M. Pino-Tarazona, G. León-Pabón, J. Pérez-Reyes, C. & Díaz-Prada, C. A. (2014). NEW MODELS TO PREDICT THE VISCOSITY OF EXTRA-HEAVY OIL IN COLOMBIAN FIELDS. *CT&F-Ciencia, Tecnología y Futuro*, 5(4), 23-34.
- Picchi, D. Strazza, D. Demori, M. Ferrari, V. Poesio, P. (2015). An experimental investigation and two-fluid model validation for dilute viscous oil in water dispersed pipe flow. *Experimental Thermal and Fluid Science*. **60**. 28-34. <http://dx.doi.org/10.1016/j.expthermflusci.2014.07.016>
- Rao, T. P. Prasad, P. R. Sagar, K. S. Sujatha, V. Mathur, G. Singh, R. K. & Raju, M. V. (2014). EFFECT OF POLYACRYLAMIDE ON DRAG REDUCTION FOR FLOW THROUGH ANNULAR CONDUITS.
- Rodriguez, I.H. Yamaguti, H.K.B. De castro, M.S. Da Silva, M.J. Rodriguez, O.M.H (2012). Drag reduction phenomenon in viscous oil-water dispersed pipe flow: Experimental investigation and phenomenological modeling. *AIChE Journal*. **58**(9). 2900-2910. DOI: 10.1002/aic.12787
- Rodriguez, O.M.H. Baldini, L.S. (2012). Prediction of pressure gradient and holdup in wavy stratified liquid-liquid inclined pipe flow. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. **96-97**. 140-151. <http://dx.doi.org/10.1016/j.petrol.2012.09.007>
- Rodriguez, O.M.H. Oliemans, R.V.A. (2006). Experimental study on oil-water flow in horizontal and slightly inclined pipes. *International Journal of Multiphase Flow*. **32**. 323-343. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2005.11.001
- Roshani, G. H. Nazemi, E. Feghhi, S. A. H. & Setayeshi, S. (2015). Flow regime identification and void fraction prediction in two-phase flows based on gamma ray attenuation. *Measurement*, 62, 25-32.
- Russell, T.W.F. Charles, M.E. (1959). The effect of the less viscous liquid in the laminar flow of two immiscible liquids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. **37**(1). 18-24. DOI: 10.1002/cjce.5450370105
- Sahu, K. C. (2014). A review on double-diffusive instability in viscosity stratified flows. *Proc. Natl. Acad. Sci., India*, 80(3), 513-524.
- Sai Ravindra Panuganti. "Asphaltene Behavior in Crude Oil Systems". Director: Walter G. Chapman. Rice University. Houston, Tx. 2013
- Santos, R. G. Loh, W. Bannwart, A. C. and Trevisan O. V. (2014) An Overview Of Heavy Oil Properties And Its Recovery And Transportation Methods. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 31(3) 571 - 590
- Sawko, R. (2012). Mathematical and computational methods of non-Newtonian, multiphase flows.
- Schutte, K. C. Portela, L. M. Twerda, A. & Henkes, R. A. (2015). Hydrodynamic Perspective on Asphaltene Agglomeration and Deposition. *Energy & Fuels*, 29(5), 2754-2767.
- Shokrollahi, A. Majidi, S. M. J. & Ghazanfari, M. H. (2013). Monitoring and Characterizing the Finger Patterns Developed by Miscible Displacement in Fractured Heavy Oil Systems. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 52(31), 10853-10863.
- Siginer, D. A. (2015). *Developments in the Flow of Complex Fluids in Tubes*. Cham: Springer International Publishing.
- Silva R. de C., Almeida D. G., Rufino R. D., Luna J. M., Santos V. A., Sarubbo L. A., 2014. Applications of Biosurfactants in the Petroleum Industry and the Remediation of Oil Spills, *Int. J. Mol. Sci.*, **15**, 12523-12542

- Silveira, M.B. Carmo. F.R. Santiago-Aguilar. R.S. Sant'Ana de. H.B. (2014). Ab-diesel: Liquid-liquid equilibrium and volumetric transport properties. *Fuel*. **119**. 292-300. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2013.11.022>
- Suárez-Domínguez E. J. Hernández-Rodríguez C. Llanos-Pérez, J.A. Betancourt-Mar, J. Nieto-Villar J.M., Izquierdo-Kulich E. (2014) Estimación del grado de dispersión de un sistema crudo-agua a través de la dimensión fractal. *Revista CENIC Ciencias Químicas*. **45**:193-199
- Suarez-Domínguez E.J., Betancourt-Mar J.A., Llanos-Pérez J.A. Nieto-Villar ., J.M., Palacio-Pérez A., Izquierdo-Kulich E. (2013) Dimensión fractal de asfaltenos en capa delgada en presencia de un estabilizante. *Revista Cubana de Química*. **25**(3) 311-317.
- Suárez-Domínguez, E.J. Gómez-Espinoza, J. González-Dávila, V. (2013). Correlaciones para el mezclado de crudos con un reductor de viscosidad, BRV. *Bol. Soc. Quím. Mex. QPET*. Vol.7 Número especial 1. 3-6pp.
- Suarez-Domínguez, E.J. Gomez-Espinoza, J. Palacio-Pérez, A. Izquierdo-Kulich, E.F. (2013) Bioreducer effect in heavy and extraheavy oil crudes. SPE: Congreso 2013. Isla Margarita, Venezuela. Oct 2013 SPE-WVS-148: 11pp
- Suárez-Domínguez, E.J. Palacio-Pérez, A. Rodríguez Contreras, A. Izquierdo-Kulich (2014) Influencia del biorreductor de viscosidad en el gradiente de presión en un ducto horizontal que transporta fluido no newtoniano. *Revista Cubana de Ingeniería*. **5**(1) 45-50.
- Subramanian, D., Wu, K., & Firoozabadi, A. (2015). Ionic liquids as viscosity modifiers for heavy and extra-heavy crude oils. *Fuel*, 143, 519-526.
- Tao, R. & Tang, H. (2014). Reducing viscosity of paraffin base crude oil with electric field for oil production and transportation. *Fuel*, 118, 69-72.
- Thorn, R. Johansen. G.A. Hjertaker, B.T. (2013). Three-phase flow measurement in the petroleum industry. *Measurement Science and Technology*. **24**(1). 1-19. doi:10.1088/0957-0233/24/1/012003
- Tian Z., Jin W., Wang L., Jin Z. (2014). The study of temperature profile inside wax deposition layer of waxy crude oil in pipeline, *Frontiers in Heat and Mass Transfer*, **5**: 5, 1-8
- Tumanyan B.P., Petrukhina N. N., Allogulova K. O. (2014) Stability of Real Asphaltene-Containing Systems in Presence of Bioadditives, *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*, **50**, 141-148
- Ullmann. A. Maevski. K. Brauner. N. (2014). Enhancement of forced and free convection heat transfer rates by inducing liquid-liquid phase separation of a partially-miscible equal-density binary liquid system. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. **70**. 363-377. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2013.11.006>
- Vir, A. B. Kulkarni, S. R. Picardo, J. R. Sahu, A. & Pushpavanam, S. (2014). Holdup characteristics of two-phase parallel microflows. *Microfluidics and nanofluidics*, 16(6), 1057-1067.
- Wang, W. Cheng, W. Li, K. Lou, C. & Gong, J. (2013). Flow Patterns Transition Law of Oil-Water Two-Phase Flow under a Wide Range of Oil Phase Viscosity Condition. *Journal of Applied Mathematics*, 2013.
- Worner, M. (2012). Numerical modeling of multiphase flows in microfluidics and micro process engineering: a review of methods and applications. *Microfluid Nanofluid*. **12**. 841-886. DOI 10.1007/s10404-012-0940-8
- Xue-Yi, You. Le-Dao , Zhang and Jing-Ru Zheng (2014) A double film model and its application to the stability of liquid-liquid stratified flow *Physica Scripta* 89 (6)

- Zhao, Y. Chen, G. Yuan, Q. (2006). Liquid-liquid two-phase flow patterns in a rectangular microchannel. *AIChE Journal*. **52**(12). 4052-4060. DOI: 10.1002/aic.11029.
- Giolla Eain, M.M. Egan, V. Punch, J. (2015). Local Nusselt number enhancements in liquid-liquid Taylor flows. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. **80**. 85-97pp. doi:10.1016/j.ijheatmasstransfer.2014.09.009
- Jiang, F. Wang, Y. Ou, J. Xiao, Z. (2014). Numerical Simulation on Oil-Water Annular Flow through the II Bend. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. **53**(19). 8235-8244pp. DOI: 10.1021/ie403394s
- Mukhaimer, A. Sarkhi, A.A. Nakla, M. Ahmed, W.H. Hadhrami, L.A. (2015). Effect of water salinity on flow pattern and pressure drop in oil-water flow. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. 1-5pp. doi:10.1016/j.petrol.2015.02.012
- Ooms, G. Pourquie, M.J.B.M. Beerens, J.C. (2013). On the levitation force in horizontal core-annular flow with a large viscosity ratio and small density ratio. *Physics of fluids*. **25**(3). 6-17pp. doi:10.1063/1.4793701
- Rovinsky, J. Brauner, N. Maron, D.M. (1997). Analytical solution for laminar two-phase flow in a fully eccentric core-annular configuration. *International Journal of Multiphase Flow*. **23**(3). 523-543pp. doi:10.1016/S0301-9322(96)00081-X
- Shippen, M., & Bailey, W. J. (2012). Steady-State Multiphase Flow Past, Present, and Future, with a Perspective on Flow Assurance. *Energy & Fuels*, *26*(7), 4145-4157.

ANEXOS

1. Explicación de transformación placas paralelas-tubo cilíndrico.
2. Artículo clásico utilizado para la comparación en capítulo V:

Russell, T. W. F., & Charles, M. E. (1959). The effect of the less viscous liquid in the laminar flow of two immiscible liquids. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 37(1), 18-24.

3. Artículos derivadas de este trabajo:

Revisa JCR índice de impacto 2016 0.4:

Suárez, E. J., Rodríguez, A., Chávez, Á. E., Izquierdo, E., & Palacio, A. (2016). Rigorous analytical solution of the basic concentration model for an injected fluid in a pipe. *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro*, 6(4), 57-66.

Revista en Web of Science, Scopus:

Suarez-Dominguez, E. J., Izquierdo-Kulich, E. F., Solorio-Ordaz, F., Chavez-Castellanos, A. E., & Palacio-Perez, A. (2016). Homogeneous and Stratified Liquid-Liquid Flow Effect of a Viscosity Reducer: I. Comparison in parallel plates for heavy crude. *Engineering, Technology & Applied Science Research*, 6(6), 1258-1263.

Revisa JCR índice de impacto 2016 0.9

Suárez, E. J., Solorio, F., Chávez, A. E., Izquierdo, E., Rodríguez, A., & Palacio, A. (2016). Effect of a viscosity reducer in a liquid-liquid flow: II unsteady state annular model in a pipeline. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 15(3).

Revista en Web of Science, Taylor&Francis:

Suárez-Domínguez, E. J., Alarcón-Montelongo, I. S., Rodríguez-Valdés, A., Palacio-Pérez, A., & Izquierdo-Kulich, E. F. (2016). Liquid-liquid-gas stratified fractional model flow: I. Model in two parallel plates. *Cogent Engineering*, 3(1), 1245525.

Revisa JCR índice de impacto 2016 0.9:

Suarez-Dominguez, E. J., Sánchez, J. F. P., Pérez, A. P., & Kulich, E. I. (2017). New mixing rule for analysis of the influence of a formulation on an extraheavy oil crude viscosity. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 17(1), 99-106.

DIÁMETRO EQUIVALENTE PARA MODELO

Para la construcción del modelo teórico, presentado en este trabajo, se considera una geometría de placas paralelas, se asume que el ancho de las placas es mucho mayor que la distancia entre estas para poder asumir entonces que la velocidad solo cambia con respecto a la distancia entre las placas y no respecto al ancho, siendo una de las limitaciones del modelo. En este sistema, cuando se va a calcular el diámetro equivalente, definido como 4 veces el área de flujo entre el perímetro húmedo, se tiene que:

$$D_{eq} = \frac{4(WH)}{2(W+H)}$$

Donde W es el ancho de las placas y H es la distancia entre estas. Para las suposiciones establecidas, como $W \gg H$, se puede despreciar el valor de H en el denominador, de tal manera que:

$$\begin{aligned} W &\gg H \\ D_{eq} &= \frac{4(WH)}{2(W)} \\ &= 2H \end{aligned}$$

Por lo tanto, para un tubo de diámetro especificado, el modelo correspondiente en placas paralelas asume un valor de distancia entre las placas igual al radio del tubo.

PROPUESTA DE AJUSTE

Para ver el efecto de la geometría del sistema, se considera un flujo monofásico, planteando lo siguiente: para un flujo monofásico laminar en el cual se especifica una caída de presión y se determina el valor de la velocidad promedio considerando el modelo anular (coordenadas cilíndricas), A continuación se explica cuál será la corrección que hay que hacer en la velocidad promedio determinada por el modelo de placas paralelas para que la velocidad estimada por éste sea igual a la del modelo anular.

En este caso se supone que la velocidad calculada por el modelo de flujo anular es la correcta ya que se corresponde con la geometría real del sistema.

Para el modelo anular, se tiene que la velocidad del fluido estará dada por:

$$V = \frac{1}{8}R^2 \frac{\Phi}{\mu} \quad V = \frac{1}{8}R^2 \frac{\Phi}{\mu}$$

Mientras que el modelo en placas paralelas con subíndice p, se tiene que:

$$V_p = \frac{1}{12}H^2 \frac{\Phi}{\mu} \quad V_p = \frac{1}{12}H^2 \frac{\Phi}{\mu}$$

Definiendo k_c como el factor de corrección, y considerando la distancia entre las placas igual a 2 veces el radio real del tubo, se tendrá en este caso que:

$$\frac{1}{8}R^2 \frac{\Phi}{\mu} = k_c \frac{4}{12}R^2 \frac{\Phi}{\mu} \quad \frac{1}{8}R^2 \frac{\Phi}{\mu} = k_c \frac{4}{12}R^2 \frac{\Phi}{\mu}$$

De tal forma que el factor de corrección es:

$$k_c = \frac{3}{8} \quad k_c = \frac{3}{8}$$

Este factor de corrección puede mejorar la predicción del modelo. Por otra parte, como en la determinación de la relación entre la composición y la posición de la interfase influye la geometría del sistema, el hecho de trabajar con una geometría en placas paralelas, que no es la real, influye sobre esta determinación, pero esta limitación no puede ser superada como se hizo para la determinación de la velocidad promedio, ya que habría que considerar como cambia la posición de la interfase con respecto a la coordenada espacial θ , y la velocidad se ha considerado no dependiente de la misma. Es por esta misma causa, entre otras razones, por la que no se toma en cuenta la “forma” de la interfase (meniscos).

The Effect of the Less Viscous Liquid in the Laminar Flow of Two Immiscible Liquids¹

T. W. F. RUSSELL² and M. E. CHARLES³

Instances are cited in which the pressure gradient in an oil pipe line has been reduced by the injection of water into the pipeline. A general mathematical analysis is presented for two immiscible liquids flowing (1) in two layers between wide parallel plates, and (2) concentrically in a circular pipe. This will form a basis for the further study of oil-water systems. Equations are derived relating the volumetric flow rates and the viscosities of the liquids with the pressure gradient. The conditions for which minimum pressure gradients and minimum power requirements occur were determined and these minimum values have been compared with known values for a pipeline flowing full with only a single liquid. The factors by which the pressure gradient and power requirement can be reduced are very large. For example, for an oil of viscosity 1,000 cp. flowing concentrically with water, the reduction factor is approximately 500. The pressure gradient reduction factors reported in the literature are compared with those predicted by theory, and conclusions are drawn regarding the position of the water phase.

ONE of the problems facing producers of heavy viscous crude oils is the difficulty encountered in pipeline transportation. The main problem arises because a very viscous oil does not flow readily unless a very high differential pressure is applied to it, and this results in a need for pumping units that are large, and closely-spaced, along a pipeline. One approach to a solution of this problem is the introduction of water into the oil flowing in the pipeline to reduce the resistance to flow. It should be noted that the same volumetric flow rate of the oil is maintained when the water is introduced.

Clark⁽¹⁾ studied the heavy viscous crude oil from the McMurray oil sand of Alberta, and observed a pressure drop reduction when water was injected into this oil in a 0.375-inch pilot pipeline. The flow was laminar, with Reynolds numbers ranging from 10 to 20, and at the temperatures investigated the oil viscosity ranged from 800 to 1000 cp. Injection of 7-13% water reduced the pressure gradient, which is the pressure drop per unit

length of pipe in the direction of flow, by factors from 6 to 12. The relative positions of the oil and water were not known, but it was suggested that the water wetted the inside of the pipe preferentially.

Clark and Shapiro⁽²⁾ patented a process in 1950 for a method of pumping viscous petroleum by injection of water and demulsifying agents into a crude oil pipeline. The patent described results from investigations in a 6-inch commercial pipeline, 3 miles long, under laminar flow conditions. Oil viscosities were not reported, but an estimate based on similar types of crude oil from the same region indicates oil viscosities from 800 to 1000 cp. Injection of 7-24% water reduced the pressure gradient by factors from 7.8 to 10.5, and it was found that the optimum pressure reduction occurred when 8-10% water was injected with the crude oil.

Russell, Hodgson and Govier⁽³⁾ observed the simultaneous flow of oil and water in a transparent horizontal pilot pipeline 28 ft. long and 0.806 in. in diameter. The oil used was a white mineral oil with a viscosity of 18 cp. In the laminar region of flow, stratification occurred with the oil flowing above the water. For a given oil flow-rate it was found that the pressure drop over the test section could be reduced by the addition of the water. The pressure gradient was reduced by a factor of 1.2 at a water content of about 10% with Reynolds numbers ranging from 10 to 400.

Water introduced into an oil pipeline can either form an emulsion or can flow as a separate phase. Tipman and Hodgson⁽⁴⁾ and Pavlov⁽⁵⁾ indicate that the viscosity of an oil-water emulsion is almost always greater than that of the pure oil and, therefore, if an emulsion is formed the pressure gradient would be greater than for the oil flowing alone. Since the pressure gradient for pumping a viscous oil has been shown to be reduced by the random injection of water, it must be concluded that the water is flowing as a separate phase.

The first flow system to be examined in the present paper deals with stratified flow of two immiscible liquids between parallel plates in which the stratification results from the density differential existing between the two liquids. Since the wide parallel plate system is the simplest geometrical conduit for stratified flow, equations relating pressure drop to geometry and liquid flow rates and viscosities will be developed for this case. Differentiation of the equations will give values of the position of the interface for minimum pressure gradient.

¹Manuscript received August 22, 1958.

²Present address: Carbide Chemicals Company, Division of Union Carbide Canada Limited, Montreal, Que.

³Research Council of Alberta, Edmonton, Alta.

Contribution from the Research Council of Alberta, Edmonton, Alta.

The second flow system to be analysed will deal with the flow of the two immiscible liquids in a circular pipe. Since the majority of shear takes place near a pipe wall, it is reasonable to assume that a systematic injection of water around the inner periphery of a pipe should give greater power reduction than would a random injection into the flowing stream. For this reason equations relating flow rate and pressure gradient will be derived for the concentric flow of two liquids of equal density in a circular pipe. Differentiation of these equations will give values of the position of the interface for minimum pressure gradient and minimum power requirement.

The analyses of the flow of a single liquid between wide parallel plates and in a circular pipe are known—Streeter⁽⁶⁾, Coulson and Richardson⁽⁷⁾. However, not much work has been done for the case of the simultaneous flow of two liquids. Coulson and Richardson⁽⁷⁾ and Corcoran et al⁽⁸⁾ touched on a special case of two liquids between parallel plates in student exercise, but no work has been reported on the concentric flow of two immiscible liquids in a circular pipe.

Theory

A theoretical discussion is presented for the simultaneous flow of two immiscible liquids in the following systems:

- (I) Stratified flow between wide parallel plates;
- (II) Concentric flow in a circular pipe.

Equations are derived which relate the volumetric flow-rate to the pressure gradient, the geometry of the system and the viscosities of the liquids. It will be shown how the maximum volumetric flow-rate per unit pressure gradient can be established, and the minimum power requirement will be calculated for concentric flow.

The theory applies only to incompressible Newtonian liquids in laminar motion. The velocity of liquid in contact with a stationary boundary is assumed to be zero, and the velocities of the two liquids at an interface are assumed to be equal. Derivations are presented separately for each system but as far as possible the development is similar in each case.

I Stratified liquid flow between wide horizontal parallel plates.

The system for stratified flow between wide horizontal parallel plates is illustrated in Figure 1. Liquid A forms the upper layer and is assumed to be more viscous than Liquid B. Edge effects are neglected because the width of the plates is considered to be very large compared with the distance between the plates.

(a) Nomenclature.

- 2a = distance between plates, ft.
- b = width, ft.
- ΔL = length, ft.
- y = distance from the bottom plate to the interface, ft.
- x = distance from the bottom plate to a point in liquid A, ft.
- z = distance from the bottom plate to a point in liquid B, ft.

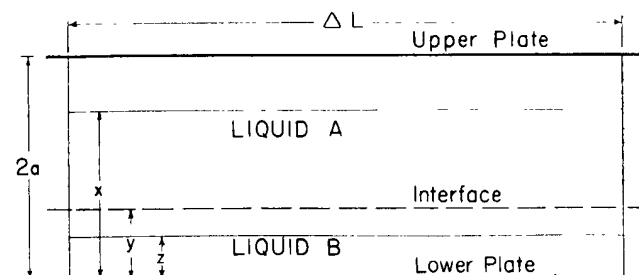


Figure 1—Two layer flow between wide horizontal parallel plates. Liquid A flows above liquid B.

- U = velocity of liquid, ft./sec.
- Q = volumetric flow rate of liquid, ft.³/sec.
- μ = viscosity of liquid, lb._m/ft. sec.
- ΔP = total pressure drop over the length ΔL , lb._t/ft.²
- R_x = unit shear force in the liquid at distance x, lb._t/ft.²
- R_z = unit shear force in the liquid at distance z, lb._t/ft.²
- R_i = unit shear force at the interface of the two liquids, lb._t/ft.²
- g_c = dimensional conversion factor, lb._m ft./lb._t sec.²
- ΔP_{Full} = pressure gradient reduction factor, dimensionless
- ΔP_{Min} = Subscript A refers to liquid A, the upper fluid; subscript B to liquid B, the lower fluid.

(b) Evaluation of volumetric flow rates.

Consider the element of the upper liquid (liquid A) between $x = y$ and $x = x$, length ΔL and width b, as shown in Figure 1. A force balance gives:

$$\Delta P(x - y)b - R_x \Delta L b + R_i \Delta L b = 0 \quad (1)$$

$$\text{But } R_x = -\frac{\mu_A}{g_c} \left(\frac{dU_A}{dx} \right) \dots \dots \dots (2)$$

Substituting (2) in (1), integrating using the boundary condition that $U_A = 0$ when $x = 2a$ we obtain:

$$U_A = \frac{g_c \Delta P}{\mu_A \Delta L} \left(2a^2 - 2ay - \frac{x^2}{2} + yx \right) + \frac{g_c}{\mu_A} R_i (2a - x) \dots (3)$$

Consider the element of the lower liquid (liquid B) between $z = z$ and $z = y$ and length ΔL (Figure 1). A force balance gives:

$$\Delta P(y - z)b - R_z \Delta L b - R_i \Delta L b = 0 \dots \dots (4)$$

Substituting for R_z and integrating using the boundary condition that $U_B = 0$ when $z = 0$ we obtain:

$$U_B = \frac{g_c}{\mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left(yz - \frac{z^2}{2} \right) - \frac{g_c}{\mu_B} R_i(z) \dots \dots (5)$$

At the interface $U_A = U_B$, and by using equations (3) and (5) we have:

$$R_i = \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left(\frac{4\mu_B a^2 - 4\mu_B a y + (\mu_B - \mu_A) y^2}{2(\mu_B - \mu_A) y - 4\mu_B a} \right) \dots \dots (6)$$

The volumetric flow rates are obtained by evaluating the integrals:

$$Q_A = b \int_{x=y}^{x=2a} U_A dx \text{ and}$$

$$Q_B = b \int_{z=0}^{z=y} U_B dz$$

giving

$$Q_A = \frac{b g_c}{12 \mu_A} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left(\frac{M_1 \mu_A + M_2 \mu_B}{M_3 \mu_A + M_4 \mu_B} \right) \dots \dots (7)$$

$$Q_B = \frac{b g_c}{12 \mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left(\frac{N_1 \mu_A + N_2 \mu_B}{N_3 \mu_A + N_4 \mu_B} \right) \dots \dots (8)$$

where

- $M_1 = (-32a^3 y + 36a^2 y^2 - 12a y^3 + y^4)$
- $M_2 = (-16a^4 + 32a^3 y - 24a^2 y^2 + 8a y - y^4)$
- $M_3 = (-y)$
- $M_4 = (y - 2a)$
- $N_1 = (-y^4)$
- $N_2 = (4ay^3 - 12a^2 y^2 + y^4)$
- $N_3 = (-y)$
- $N_4 = (y - 2a)$

(c) **Position of interface for minimum pressure gradient.**

Rearrangement of Equation (7) gives:

$$Q_A' = \frac{g_c}{12\mu_A} \left(\frac{M_1\mu_A + M_2\mu_B}{M_3\mu_A + M_4\mu_B} \right) \dots \dots \dots (9)$$

where $Q_A' = Q_A / \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)$ is the volumetric flow rate per unit pressure gradient.

The value of y for which Q_A' is a maximum is found by differentiating Equation (9) and equating to zero. This gives:

$$(3\mu_A - \mu_B)^2 y^4 - 8(\mu_A - \mu_B)^2 a y^3 + (3\mu_A^2 + 6\mu_B + 11\mu_A\mu_B)a^2 y^2 + 16\mu_B(3\mu_A - 2\mu_B)a^3 y - 16\mu_B(\mu_A - \mu_B)a^4 = 0$$

Since one root of this equation is $y = 2a$ the following cubic is obtained:

$$y^3 - 6ay^2 + \frac{4\mu_B}{\mu_A - \mu_B} \left(\frac{3\mu_B - 5\mu_A}{\mu_A - \mu_B} \right) a^2 y + \frac{8a^3\mu_B}{\mu_A - \mu_B} = 0 \dots (10)$$

A trigonometric method is available for solving Equation (10). However, it is felt that because of the complexity of the roots they are best obtained by trial and error solution after substitution of values for μ_A and μ_B for a specific system.

The maximum pressure gradient reduction factor is found for any two liquids by solving Equation (10) for y and using the value of y obtained to evaluate M_1 , M_2 , M_3 and M_4 in Equation (7). The ratio $\Delta P_{Full} / \Delta P_{Min}$ is obtained by dividing the expression for the pressure drop for a liquid of viscosity μ_A flowing between wide parallel plates (Streeter⁽⁶⁾) $Q_{A,\mu_A} / (0.66)ba^3g_c$ by ΔP_{Min} calculated from Equation (7).

(d) **Position of interface for minimum power requirement.**

The power requirement per unit length of pipe is given by $\frac{\Delta P}{\Delta L} (Q_A + Q_B)$ and it is theoretically possible to differentiate this expression and obtain a value of y for which the power requirement is a minimum. However, the complexity of Equations (7) and (8) makes this unfeasible and the minimum power requirement is best left for a trial and error solution for a given specific system when values of the viscosities are known.

II Concentric flow in a circular horizontal pipe.

The system for concentric flow in a circular horizontal pipe is illustrated in Figure 2. The liquids are assumed to have equal densities. Liquid A is the more viscous and flows inside liquid B.

(a) **Nomenclature.**

- r_o = inside radius of pipe, in.
- r_i = radius of interface between liquids, in.
- r = radius of a particle of liquid, in.
- ΔL = length of pipe considered, ft.
- ΔP = pressure drop over length ΔL , lb._f/ft.²
- U = velocity of liquid at radius r , ft./sec.
- U_i = velocity of liquids at interface, ft./sec.
- C = integration constant, ft./sec.
- Q = volumetric flow rate, ft.³/sec.
- μ = viscosity, lb._m/ft. sec.
- R_r = shear force per unit area at radius r , lb._f/ft.²
- R_i = force acting on element at interface, lb._f
- $\frac{\Delta P_{Full}}{\Delta P_{Min}}$ = pressure gradient reduction factor, dimensionless

(b) **Evaluation of volumetric flow rate.**

Consider the cylindrical element of liquid A having radius r and length ΔL , as shown in Figure 2. A force balance gives:

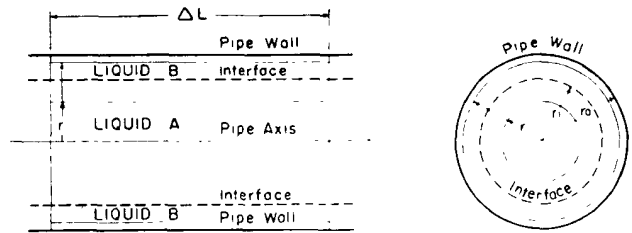


Figure 2—Concentric flow in a circular pipe. Liquid B flows between liquid A and the pipe wall.

$$\Delta P\pi r^2 + 2\pi r\Delta L R_{rA} = 0 \dots \dots \dots (11)$$

$$\text{But, } R_{rA} = -\frac{\mu_A}{g_c} \left(\frac{dU_A}{dr} \right) \dots \dots \dots (12)$$

Substituting (12) in (11), integrating using the boundary condition that $U_A = U_i$ when $r = r_i$ we have:

$$U_A = -\frac{g_c}{4\mu_A} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) (r_i^2 - r^2) + U_i \dots \dots \dots (13)$$

Now consider the hollow cylindrical element of liquid B having inner radius r_i , outer radius r and length ΔL . (Figure 2). A force balance gives:

$$\Delta P\pi(r^2 - r_i^2) + 2\pi r\Delta L R_{rB} - R_i = 0 \dots \dots \dots (14)$$

where R_i is the force acting on the element at the interface.

Substituting for R_{rB} and integrating we have:

$$U_B = -\frac{g_c}{2\mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left(r_i^2 \ln r - \frac{r^2}{2} \right) - \frac{g_c R_i \ln r}{2\pi\mu_B\Delta L} + C \dots (15)$$

where C is the constant of integration.

In equations (13) and (15) R_i , C and U_i are unknown. A force balance on liquid A gives

$$R_i = -\Delta P\pi r_i^2 \dots \dots \dots (16)$$

Substituting Equation (16) in Equation (15) and using the boundary condition that $U_B = 0$ when $r = r_o$ we obtain:

$$C = -\frac{g_c}{4\mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) r_o^2 \dots \dots \dots (17)$$

Substituting the boundary condition that $U_B = U_i$ when $r = r_i$ in Equation (15) and using Equation (16) and (17) we obtain:

$$U_i = -\frac{g_c}{4\mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) (r_o^2 - r_i^2) \dots \dots \dots (18)$$

Hence from Equations (13) and (18)

$$U_A = -\frac{g_c}{4\mu_A\mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) (\mu_A r_o^2 - (\mu_A - \mu_B)r_i^2 - \mu_B r^2) \dots (19)$$

and from Equations (15), (16) and (17)

$$U_B = -\frac{g_c}{4\mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) (r_o^2 - r^2) \dots \dots \dots (20)$$

The volumetric flow rates are obtained by evaluating the integrals:

$$Q_A = 2\pi \int_{r=0}^{r=r_i} r U_A dr \text{ and}$$

$$Q_B = 2\pi \int_{r=r_i}^{r=r_o} r U_B dr$$

Taking ΔP as the pressure drop in the direction of flow integration gives:

$$Q_A = \frac{\pi r_i^4 g_c}{8} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left[\frac{1}{\mu_A} + \frac{2}{\mu_B} \left(\frac{r_o^2}{r_i^2} - 1 \right) \right] \quad (21)$$

$$Q_B = \frac{\pi g_c}{8 \mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) (r_o^2 - r_i^2)^2 \quad (22)$$

Equations (21) and (22) are similar to the equations developed by Yuster⁽⁵⁾ in a theoretical analysis of multi-phase flow in capillary systems.

(c) **Position of interface for minimum pressure gradient.**

Rearrangement of Equation (21) gives:

$$Q_A' = \frac{\pi r_o^4 g_c}{8} \left[\frac{1}{\mu_A} + \frac{2}{\mu_B} \left(\frac{r_o^2}{r_i^2} - 1 \right) \right] \quad (23)$$

where $Q_A' = Q_A / \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)$ is the volumetric flow rate per unit pressure gradient.

The value of r_i for which Q_A' is a maximum is found by differentiating Equation (23) with respect to r_i^2 and equating to zero.

This gives:

$$r_i = \sqrt{\frac{\mu_A}{2\mu_A - \mu_B}} \cdot r_o \quad (24)$$

Substituting Equation (24) in Equation (23) we have:

$$Q_A'(\text{Max}) = \frac{\pi r_o^4 g_c}{8} \left[\frac{\mu_A}{\mu_B(2\mu_A - \mu_B)} \right] \quad (25)$$

For a pipe of radius r_o flowing full of liquid A, Coulson and Richardson⁽⁷⁾ developed the equation:

$$Q_A'(\text{Full}) = \frac{\pi r_o^4 g_c}{8 \mu_A} \quad (26)$$

The factor by which the pressure gradient can be reduced by the introduction of the less viscous liquid B into the pipe is obtained by dividing Equation (25) by Equation (26).

$$\frac{\Delta P_{\text{Full}}}{\Delta P_{\text{Min}}} = \frac{\mu_A^2}{(2\mu_A - \mu_B)\mu_B} \quad (27)$$

If μ_A is very much greater than μ_B , Equation (27) becomes:

$$\frac{\Delta P_{\text{Full}}}{\Delta P_{\text{Min}}} = \frac{\mu_A}{2\mu_B} \quad (28)$$

Combining Equation (26) and (28) we have:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{Min}} = \frac{16 \mu_B Q_A}{\pi r_o^4 g_c} \quad (29)$$

Equation (29) gives the minimum pressure gradient in terms of the volumetric flow rate of liquid A, the viscosity of liquid B and the pipe radius.

(d) **Position of interface for minimum power requirement.**

The power requirement per unit length of pipe to pump a given quantity of liquid A is given by:

$$\text{Power} = \frac{\Delta P}{\Delta L} (Q_A + Q_B) \quad (30)$$

For a given Q_A the pressure gradient can be evaluated from Equation (21), and substituting this pressure gradient in the expression for Q_B (Equation 22) we obtain:

$$Q_B = \frac{(r_o^2 - r_i^2)^2 Q_A}{\mu_B r_i^4} \left[\frac{1}{\mu_A} + \frac{2}{\mu_B} \left(\frac{r_o^2}{r_i^2} - 1 \right) \right] \quad (31)$$

Substituting for Q_B and $\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)$ in Equation (30) and simplifying we have:

$$\text{Power} = \frac{8 \mu_A \mu_B Q_A^2}{\pi g_c} \left[\frac{\mu_A r_o^4 - (\mu_A - \mu_B) r_i^4}{4 \mu_A^2 r_o^4 r_i^4 + (2 \mu_A - \mu_B)^2 r_i^8 - 4 \mu_A (2 \mu_A - \mu_B) r_o^4 r_i^6} \right] \quad (32)$$

The value for r_i for which the power is a minimum is found by differentiating Equation (32) with respect to r_i^2 and equating to zero. This gives:

$$r_i^{10} - \frac{2 \mu_A}{(2 \mu_A - \mu_B)} r_o^2 r_i^8 - \frac{2 \mu_A}{\mu_A - \mu_B} r_o^4 r_i^6 + \frac{6 \mu_A^2}{(2 \mu_A - \mu_B)(\mu_A - \mu_B)} r_o^6 r_i^4 - \frac{4 \mu_A^3}{(\mu_A - \mu_A)(2 \mu_A - \mu_B)^2} r_o^8 r_i^2 = 0 \quad (33)$$

This is a 5th power equation in r_i^2 . Assuming that μ_A is very large compared with μ_B , then Equation (33) becomes on factorisation:

$$r_i^2 (r_i^2 - r_o^2)^2 (r_i^2 - 0.618 r_o^2) (r_i^2 + 1.618 r_o^2) = 0 \quad (34)$$

The required root is $r_i = 0.786 r_o$. The minimum power requirement is obtained by substituting this value of r_i in Equation (32) after it has been modified for the case when μ_A is very large compared with μ_B . This gives:

$$\text{Power}_{\text{Min}} = \frac{22.2 \mu_B Q_A^2}{\pi r_o^4 g_c} \quad (35)$$

The optimum factor by which the power requirement can be reduced by introducing the less viscous liquid B into the pipe is found by dividing the expression for the power requirement in a pipe flowing full of liquid A by the expression for minimum power (Equation 35):

$$\frac{\text{Power}_{\text{Full}}}{\text{Power}_{\text{Min}}} = \frac{\mu_A}{2.78 \mu_B} \quad (36)$$

It is interesting to compare Equation (36) with Equation (28). The power requirement cannot be reduced to the same extent as the pressure gradient because of the increase in volumetric flow caused by the addition of liquid B.

Computation

The flow-rate Equations (7, 8, 21 and 22) were verified in the following way. The sum of Q_A and Q_B was obtained for $\mu_A = \mu_B = \mu$. For the parallel plate system this sum was found to be identical with the expression $\frac{2ba^3 g_c}{3\mu} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)$ developed by Streeter⁽⁶⁾ for a liquid of viscosity μ flowing between parallel plates. For the pipe system the sum was identical with $\frac{\pi r_o^4 g_c}{8\mu} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)$ which is the Poiseuille equation and is developed by Coulson and Richardson⁽⁷⁾ for a liquid of viscosity μ flowing in a pipe of radius r_o .

The flow rate/unit pressure gradient was computed for the parallel plate system for a range of five viscosities from 0.1 to 1000 cp. for each liquid at ten interface positions between 0 and 2a. The general form of the flow-rate curves for liquid A is illustrated in Figure 3.

For the concentric flow system the flow rate per unit pressure gradient was computed for an identical range of viscosities from 0.1 to 1000 cp. for each liquid, for nineteen in situ ratios and sixteen pipe diameters from 0.5 inches to 20 inches. The general form of the flow-rate curves for liquid A is illustrated in Figure 4. The detailed computed data for this system is on file at the Research Council of Alberta.

The general form of the variance of the pressure gradient and power requirement with position of the

interface when the viscosity of liquid A may be considered to be very much greater than the viscosity of liquid B is shown in Figure 5.

The forms of the velocity profiles calculated from Equations (3), (5), (19) and (20) are indicated for both systems in Figure 6.

Discussion

The simultaneous flow of two immiscible liquids stratified between parallel plates, and concentrically in a circular pipe, has been analysed, and final expressions evaluated for a wide range of conditions of flow. It should be emphasized again that the reduction in pressure

gradient is obtained by introducing a less viscous liquid into the conduit without reducing the volumetric flow-rate of the more viscous liquid.

The magnitude of the reduction in pressure gradient is very much greater in the case of concentric flow than in the parallel plate system, and the reason for this is apparent from a consideration of the velocity profiles shown in Figure 6. In the circular pipe with the more viscous liquid in the core the majority of shear takes place in the less viscous liquid near the pipe wall. In a sense the inner liquid could be considered as flowing in a moving pipe. In the parallel plate system, however, one surface of the more viscous liquid is in contact with the stationary

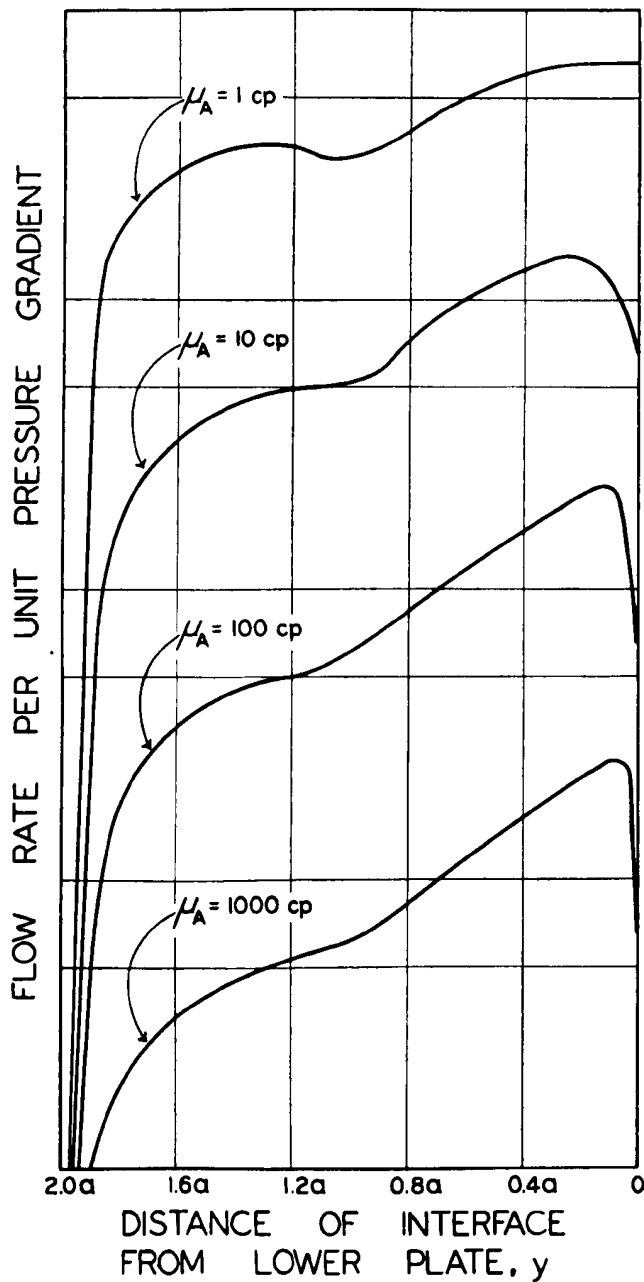


Figure 3—The general form of the variance of the flow rate of liquid A per unit pressure gradient with the position of the interface for the parallel plate system. The curves are drawn for a constant volumetric flow rate of liquid A, and liquid B is assumed to be water with a viscosity of 1 cp. The intersections of the curves with the line $y = 0$ give the flow rates per unit pressure gradient obtained when the plates are completely occupied by liquid A.

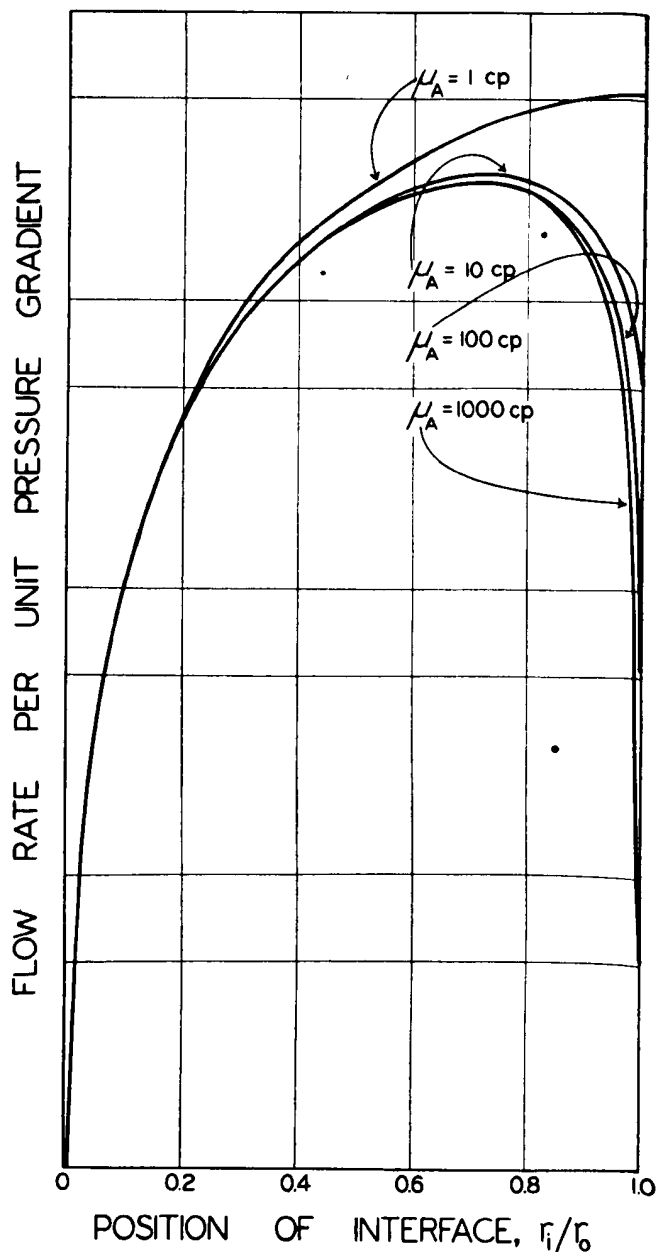


Figure 4—The general form of the variance of the flow rate of liquid A per unit pressure gradient with position of the interface for concentric flow in a circular pipe. The curves are drawn for a constant volumetric flow rate of liquid A, and liquid B is assumed to be water with a viscosity of 1 cp. The intersections of the curves with the line $r_1/r_0 = 1$ gives the flow rates per unit pressure gradient obtained when the pipe is completely occupied by liquid A.

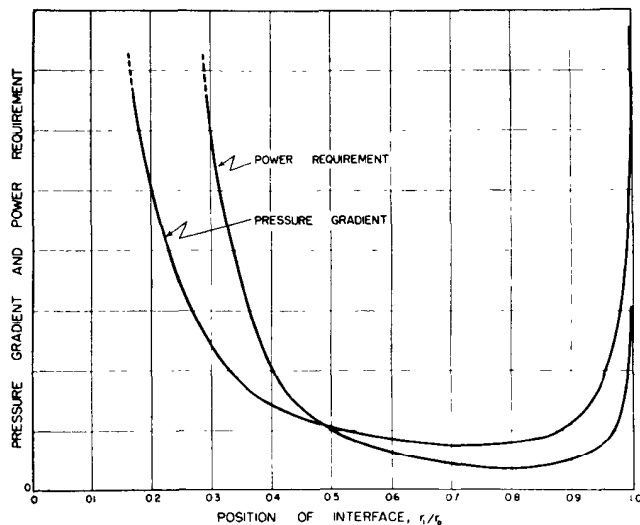


Figure 5—The general variance of the pressure gradient and power requirement with position of the interface for the concentric flow of oil (liquid A) and water (liquid B) in a horizontal pipeline. It is assumed that the flow rate of the oil is constant and that the viscosity of the oil is very much greater than the viscosity of the water. The minimum of the power curve is at $r_1/r_0 = 0.786$ and the minimum of the pressure gradient curve is at $r_1/r_0 = 0.717$.

conduit wall and considerably more shear takes place in the more viscous liquid than in the case of concentric flow.

With regard to the initial problem of flow of a viscous oil in the presence of water, it is pertinent to calculate the maximum pressure reduction factors to be expected for the three oils studied by Clark, Clark and Shapiro, and Russell et al. Table 1 shows the values of the reduction factors calculated for all three oils in both concentric and stratified flow and the observed pressure gradient reduction factors. There are two points to notice: firstly, the results for the low viscosity oil indicate that the maximum reduction factor observed for stratified flow in a circular pipe is less than the reduction factor predicted for stratified flow between parallel plates. This difference can be attributed to the difference in conduit geometry, including edge effects. Secondly, by analogy with the oil used by Russell et al, the pressure gradient reduction factor for the stratified flow in a circular pipe may be predicted as being less than the 3-4 for the more viscous oil. The observed values fall, then, between the values predicted for concentric flow and stratified flow in a circular pipe. Although Clark, and Clark and Shapiro, claimed a preferential water wetting of the pipe the water

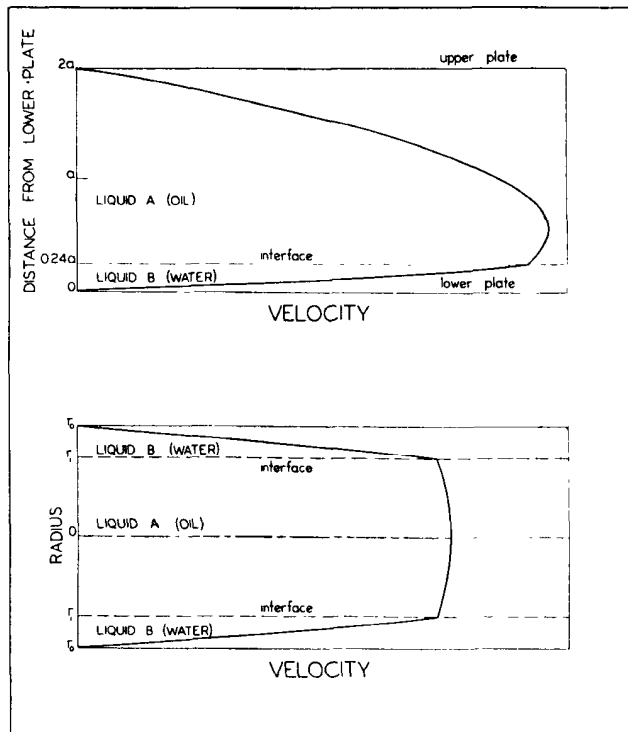


Figure 6—The form of the velocity profiles for two liquid layers flowing between parallel plates (upper) and for the concentric flow of two liquids in a circular pipe (lower). Both are drawn for conditions when the viscosity of liquid A is much greater than the viscosity of liquid B and the flow rate of liquid A per unit pressure gradient is a maximum.

could not have wetted the complete inner periphery otherwise larger pressure gradient factors would have been observed. It is, therefore, reasonable to conclude that that flow was intermediate between the stratified and concentric types.

Conclusions

The following equations have been developed giving the flow rates of two immiscible incompressible Newtonian liquids flowing in laminar motion.

For two layers flowing between wide horizontal parallel plates:

$$Q_A = \frac{bg_c}{12\mu_A} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left[\frac{M_1\mu_A + M_2\mu_B}{M_3\mu_A + M_4\mu_B} \right]$$

$$Q_B = \frac{bg_c}{12\mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left[\frac{N_1\mu_A + N_2\mu_B}{N_3\mu_A + N_4\mu_B} \right]$$

TABLE 1
PREDICTED AND OBSERVED PRESSURE GRADIENT REDUCTION FACTORS FOR OIL-WATER FLOW

Reference	Oil type	Oil gravity, °API	Oil viscosity, cp.	Maximum predicted pressure gradient reduction factor		Maximum observed pressure gradient reduction factor
				Concentric flow	Parallel plates	
Clark ¹	Crude	7.0	800-1000*	400-500	3-4	12
Clark and Shapiro ²	Crude	13.4	800-1000**	400-500	3-4	10.5
Russell et al. ³	Refined	38	18	9	2.2	1.2

*Estimated viscosity of McMurray oil-sand oil at 70°C., the temperature at which the observations were made.

**Estimated from a general knowledge of the viscosity of heavy crude oils at normal pipeline temperatures.

For concentric flow in a horizontal circular pipe:

$$Q_A = \frac{\pi r_i^4 g_c}{8} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left[\frac{1}{\mu_A} + \frac{2}{\mu_B} \left(\frac{r_o^2}{r_i^2} - 1 \right) \right]$$

$$Q_B = \frac{\pi r_i^4 g_c}{8 \mu_B} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \left[r_o^2 - r_i^2 \right]^2$$

These equations lead to the theoretical prediction that reductions in pressure gradient, and therefore reductions in power requirement, can be obtained when a less viscous liquid B is introduced between the more viscous liquid A and the stationary boundaries of the flow area.

The maximum reduction obtained in the pipe system with concentric flow is considerably greater than in the parallel plate system. For the concentric flow system the pressure gradient can be reduced by a factor of

$\frac{\mu_A^2}{(2\mu_A - \mu_B)\mu_B}$, and the power requirement can be reduced by a factor of $\frac{0.36\mu_A}{\mu_B}$ if μ_A is large compared with μ_B .

Acknowledgements

The authors wish to acknowledge the helpful advice given by G. W. Hodgson. Thanks are also due to the Physics Department of the University of Alberta for the use of their Royal McBee L.C.P. 30 computer.

References

- (1) Clarke, K. A., private communication (1948)
- (2) Clark, A. F., and Shapiro, A., U.S. Patent No. 2,533,878 (May 31, 1949).
- (3) Russell, T. W. F., Hodgson, G. W., and Govier, G. W., C.J.Ch.E. 1, 9 (1959).
- (4) Tipman, E., and Hodgson, G. W., J. Petrol. Tech. 8, No. 9, 91-3 (1956).
- (5) Pavlov, P. P., Trudy Azerbaidzahn. Ind. Inst. im. M. Azizbekova, No. 9, 76-80 (1955).
- (6) Streeter, V. L., Fluid Mechanics, First Edition, McGraw-Hill Book Co. Inc., New York (1951)
- (7) Coulson, J. M., and Richardson, J. F., Chemical Engineering, Vol. 1, Pergamon Press Ltd., London (1954).
- (8) Corcoran, W. H., Opfell, J. B., and Sage, B. H., Momentum Transfer in Fluids, Academic Press Inc., New York (1956)
- (9) Yuster, S. T., Proc. 3rd World Petroleum Congress, 2, 437 (1951).

★ ★ ★





CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro

ISSN: 0122-5383

ctyf@ecopetrol.com.co

ECOPETROL S.A.

Colombia

Suárez, Edgardo-Jonathan; Rodríguez, Alejandro; Chávez, Ángel-Enrique; Izquierdo, Elena; Palacio, Arturo

RIGOROUS ANALYTICAL SOLUTION OF THE BASIC CONCENTRATION MODEL FOR AN INJECTED FLUID IN A PIPE

CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro, vol. 6, núm. 4, diciembre, 2016, pp. 57-66

ECOPETROL S.A.

Bucaramanga, Colombia

Available in: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=46550993003>

- How to cite
- Complete issue
- More information about this article
- Journal's homepage in redalyc.org

redalyc.org

Scientific Information System

Network of Scientific Journals from Latin America, the Caribbean, Spain and Portugal

Non-profit academic project, developed under the open access initiative

RIGOROUS ANALYTICAL SOLUTION OF THE BASIC CONCENTRATION MODEL FOR AN INJECTED FLUID IN A PIPE

*SOLUCIÓN ANALÍTICA RIGUROSA DEL MODELO BÁSICO DE
CONCENTRACIÓN PARA UN FLUIDO INYECTADO EN UN TUBO*

*SOLUÇÃO ANALÍTICA RIGOROSA DO MODELO BÁSICO DE
CONCENTRAÇÃO PARA UM FLUÍDO INJETADO EM UM TUBO*

Edgardo-Jonathan Suárez^{1,2}; Alejandro Rodríguez¹; Ángel-Enrique Chávez³;
Elena Izquierdo⁴ and Arturo Palacio¹

¹ Instituto de Ingeniería. Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), México, D.F.

² FADU. Universidad Autónoma de Tamaulipas, Tampico, México

³ Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química,
Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), México, D.F.

⁴ Departamento de Química-Física. Facultad de Química. Universidad de la Habana. La Habana, Cuba

e-mail: addresses: ej.sd@comunidad.unam.mx,

(Received: Aug. 30, 2015; Accepted: Nov. 30, 2016)

ABSTRACT

In the oil industry chemical products are often injected during fluid transport either to modify the rheological characteristics, i.e. viscosity, or to stabilize crude oil composition by inhibition of phase separation. The effects are generally related to the dosed product concentration so it is important to study the transient variation in the amount of fluid incorporated to a stream mainly for cases where there is no mechanical pre-mixing of phases when the main flow is in the laminar regime. This paper presents a theoretical model based on the conservation equations of mass and momentum that prescribes the temporal evolution of the spatial concentration profiles under different conditions. An analytical solution to the model is proposed that shows how the behavior is dependent on the injection method. The theoretical results can be considered as a basis to predict how the injection method affects these profiles.

Keywords: Concentration profile, Homogeneous blend mix, dimensionless model.

How to cite: Suárez, E.J., Rodríguez, A., Chávez, A. E., Izquierdo, E., & Palacio, A. (2016). Rigorous analytical solution of the basic concentration model for an injected fluid in a pipe. *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro*, 6(4), 57-66.

*To whom correspondence should be addressed

RESUMEN

En la industria petrolera suelen inyectarse productos químicos durante el transporte de fluidos ya sea para modificar sus características reológicas, como la viscosidad, o para estabilizar su composición inhibiendo la separación de fases. Los efectos generalmente dependen de la concentración en la que se encuentre dosificado el producto, por lo que es relevante el estudio de la variación de la cantidad del fluido incorporado en el tiempo para los casos en los que no existe un mezclado mecánico de las fases y existe un régimen laminar. En este trabajo se desarrolló un modelo teórico basado en las ecuaciones de conservación de cantidad de movimiento y masa, que definen la evolución temporal de los perfiles espaciales de concentración bajo dos condiciones distintas. Se propone una solución analítica al modelo, y a partir del análisis se encuentra que el comportamiento del flujo es dependiente del tipo de inyección que se realice. Los resultados teóricos pueden ser tomados como base para predecir cómo el método de inyección afecta a estos perfiles.

Palabras clave: Perfil de concentración, Mezcla homogénea.

RESUMO

Na indústria petroléira a injeção de produtos químicos durante o transporte de fluidos é comumente utilizada seja para alterar suas características reológicas, como a viscosidade, ou para estabilizar sua composição inibindo a separação de fases. Os efeitos geralmente dependem da concentração de dosagem do produto. Por tanto, é relevante estudar a variação da quantidade do fluido incorporado no tempo para os casos onde não existe uma mistura mecânica das fases com presença de um regime laminar. Neste trabalho desenvolvemos um modelo teórico com base nas equações de conservação de quantidade de movimento e massa, que definem a evolução provisória dos perfis espaciais de concentração sob condições diferentes. Propõe-se uma solução analítica ao modelo e com base nessa análise, o comportamento do fluxo foi encontrado como sendo dependente do tipo de injeção a ser realizada. Os resultados teóricos podem ser tomados como base para prever como o método de injeção afeta estes perfis.

Palavras-chave: Perfil de concentração, Mistura homogénea.

1. INTRODUCTION

Although computational fluid dynamics (CFD) methods have been implemented to study both, velocity and concentration profiles, it is interesting to provide analytical solutions (Zhang, Xu, & Li, 2012; Xue-Yi, Zhang, & Zheng, 2014) to describe phenomena such as flow in rotor-stator mixers (Barailler, Heniche & Tanguy, 2006.), in helical coils (Trivedi & Vasudeva, 1975; Daskopoulos & Lenhoff, 1988), mixed convection in horizontal tubes (Chae & Chung, 2014) and free convection from horizontal cylinders (Chandra & Chhabra, 2012), all these under a laminar regime.

In the oil industry, heavy crude transport challenges are increasing due to the characteristics of the fluid produced, particularly with regards to its very high viscosity and compositional variation. One of the main problems is flocculation in crude oils as a result of pressure and temperature changes (Hosseini-Dastgerdi, Tabatabaei-Nejad, Sahraei & Nowroozi, 2015; Adams, 2014; (Zendehboudi *et.al*). In such cases, viscosity is modified through the injection of diluents or flow improvers. When these products are injected at a point in a flowing fluid, and there is no previous mechanical mixing (Gabrienko, Subramani, Martyanov, & Kazarian, 2014), the generally laminar flow regime inhibits homogenization and therefore molecular diffusion is the only mixing mechanism that takes place. The macroscopic action of the product will depend on the convective transport mechanism and the concentration profile that ensues. Concentration profiles are difficult to measure and an analytical solution is not usually found (Martínez-Palou *et al.* 2011; Centeno, Sánchez-Reyna & Ancheyta, 2015).

This paper proposes a mathematical model that describes the transient behavior of the concentration profile, taking into account the method used to inject

a fluid into another fluid of similar characteristics of viscosity and density. The model was generated on the basis of the transient conservation equations of mass and momentum transport, considering that the dominant mechanism associated with the mass transport is convection. This paper presents an accurate solution to the partial differential equation system that enables a simplified application.

2. EXPERIMENTAL METHODOLOGY

To develop the analytical model, the following assumptions are considered: i) the viscosity of fluid A in the pipe (main fluid) is constant and independent of the concentration of fluid B (injected fluid); ii) the flow is laminar; iii) only mass transport by convection is considered; iv) isothermal system; v) the injection of fluid B does not affect significantly the main flow of fluid A in the pipe, so the velocity profile in the pipe is a function of only the radial coordinate and it can be considered in steady state. Figure 1 shows a schematic of the design concept studied.

Fluid A can represent a heavy crude oil and fluid B the injected product. Both fluids A and B, have the same physical properties, i.e. density and viscosity, and the same chemical composition. Although in this case the fluids do not undergo any physical change, this theoretical consideration allows a first approximation regarding the transient behavior of a two-fluid mixture, which can be complemented with further study.

Pipeline concentration profile in unsteady state.

Under the assumption that fluid B does not affect neither the fluid viscosity nor the velocity profile of fluid A, the latter can be determined from the following momentum (Bird, Steart, & Lightfoot) (2002):

$$-\frac{\Delta P}{L\mu} = \frac{1}{r} \frac{\partial v}{\partial r} + \frac{\partial^2 v}{\partial r^2} \quad (1)$$

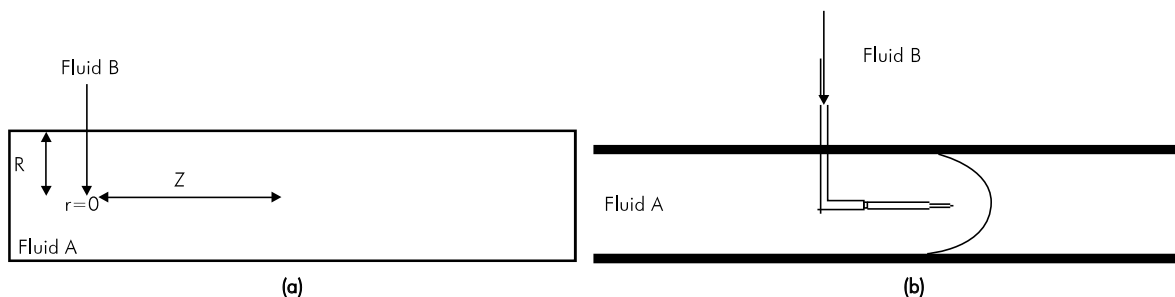


Figure 1. a) Injection analysis of B concentration, depending on the type of injection b) Description of the system

where P is pressure, v is velocity, μ is dynamic viscosity and r is the pipeline radius. The exact solution of differential equation (1) is:

$$v(r) = -\frac{1}{4} \frac{\Delta P}{L\mu} r^2 + C_1 + C_2 \ln r \quad (2)$$

C_1 and C_2 are constants, which are determined considering that:

$$\begin{aligned} v(0) &\neq \infty \\ v(R) &= 0 \end{aligned} \quad (3)$$

The velocity profile results:

$$v(r) = -\frac{1}{4} \frac{\Delta P R^2}{L\mu} \left[1 - \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \quad (4)$$

Defining $\gamma = \frac{r}{R}$ and knowing that $V_{\max} = \frac{1}{4} \frac{\Delta P R^2}{L\mu}$ equation 4 can be rewritten as:

$$v(r) = V_{\max} (1 - \gamma^2) \quad (5)$$

and the average velocity is given by:

$$v = \frac{\int_0^R V_m (1 - (\frac{r}{R})^2) r dr}{\int_0^R r dr} = \frac{1}{2} V_{\max} \quad (6)$$

Considering that the transport mechanism is only convection, the equation that describes the transient and axial variation of concentration of B in A, *i.e.* x_b is given by:

$$\frac{\partial x_b}{\partial t} + v(r) \frac{\partial x_b}{\partial z} = 0 \quad (7)$$

Substituting equation 5 in 7:

$$\frac{\partial x_b}{\partial t} + V_{\max} (1 - \gamma^2) \frac{\partial x_b}{\partial z} = 0 \quad (8)$$

To solve the differential partial equation 8, Laplace transform is applied, in such way that it is expressed as a differential equation:

$$s x_b(s) - C_3 + V_{\max} (1 - \gamma^2) \frac{d x_b(s)}{d z} = 0 \quad (9)$$

Considering that $x_b(r, 0) = 0$, it leads to $C_3 = 0$ and therefore:

$$s x_b(s) + V_{\max} (1 - \gamma^2) \frac{d x_b(s)}{d z} = 0 \quad (10)$$

The exact solution of equation 10 is given by:

$$x_b(s) = C_4 \exp \left[-s \frac{z}{V_{\max} (1 - \gamma^2)} \right] \quad (11)$$

where C_4 is determined depending on the injection mechanism analyzed.

The general model given by Equation 11 was solved for two types of injection of fluid B: a gradual injection and a pulsed-type input.

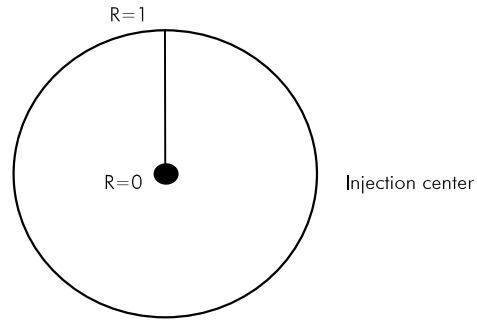


Figure 2. Cross section of the tube.

Experimental Setup

To obtain qualitative evidence of the flow phenomena previously described, the experimental apparatus shown schematically in Figure 1b was implemented. A glass tubing of 5 mm diameter and 4 m long allows visualization of a colored injected fluid into the main flow. The prescribed flow rate is 1 cm³/s which is provided by a constant head tank, and the outflow is at ambient pressure. The fluid used was glycerin with a viscosity of 1080 cP. Experiments were performed three times to ensure repeatability under isothermal conditions of 20°C (ambient temperature) with the prescribed flow rate. After 5 minutes from startup (to ensure a steady state), the same glycerin (artificially black colored) is injected using a manual syringe with a 0.8 mm needle for 5 s to simulate a pulsed/gradual input. Images were recorded at regular time intervals with a 7 Mpixel digital camera. The colored “plume” advance is then compared with the theoretical transient evolution of concentration. Since chemical reaction or heat transfer/generation is absent (given the tube length and low fluid velocity, friction effects are negligible), adiabatic mixing of the two fluids is precluded in the analysis.

3. RESULTS AND DISCUSSION

The obtained model is based on the conservation of momentum and mass transport equations for multicomponent systems so that it is an ideal model where caloric effect is associated with the thermodynamic and viscosity friction process (and effects associated to the mixing) so that system temperature is uniform without heat transport.

To study the effect of the injection dynamics of fluid B on the concentration profile, two cases are considered: a gradual injection of B and a pulsed-type input, as shown in Figure 3.

Determination of the concentration transient profile for gradual input of B

For this case, it is considered that:

$$x_b(r; z, 0) = 0, z > 0; x_b(r, 0, t) = 1 - \exp(-bt) \tag{12}$$

Then:

$$x_b(s) = \frac{1}{s} - \frac{1}{b+s}; z = 0 \tag{13}$$

Substituting equation 13 in equation 11:

$$\frac{1}{s} - \frac{1}{b+s}; C_4 \exp\left[-s \frac{z}{V_{max}(1-\gamma^2)}\right] \tag{14}$$

So:

$$C_4 = \frac{1}{s} - \frac{1}{b+s} \tag{15}$$

therefore:

$$x_b(s) = \left[\frac{1}{s} - \frac{1}{b+s} \right] \exp\left[-s \frac{z}{V_{max}(1-\gamma^2)}\right] \tag{16}$$

and applying the inverse of Laplace transform:

$$x_b(r; z, t) = \left[1 - \exp\left[-b \left(t - \frac{z}{V_{max}(1-\frac{r^2}{R^2})} \right) \right] \right] \alpha\left[\left(t - \frac{z}{V_{max}(1-\frac{r^2}{R^2})} \right) \right] \tag{17}$$

Where α is the Heaviside function given by:

$$\alpha(u) = \begin{cases} 0 & \text{if } u < 0 \\ 1 & \text{if } u > 0 \end{cases} \tag{18}$$

Temporal and spatial qualitative profiles of fluid B's concentration predicted by the model given by equation 18 are shown in Figures 4 and 5, considering $R = 1$, $Z=1$ and $b = 1$

It can be observed that for each spatial point, the injection process is reproduced, in which the concentration gradually increases until it reaches a constant value. The concentration profile with respect to radius and axial distance for a specified time shows that the concentration decreases with increasing radius, as the velocity is very small near the tube wall and the assumed mechanism that drives the mass transport is convection.

Determination of the concentration profile of B in time for a pulse input type

For this case it is considered that:

$$x_b(r; z, 0) = 0; x_b(r, 0, t) = t \exp(-bt) \tag{19}$$

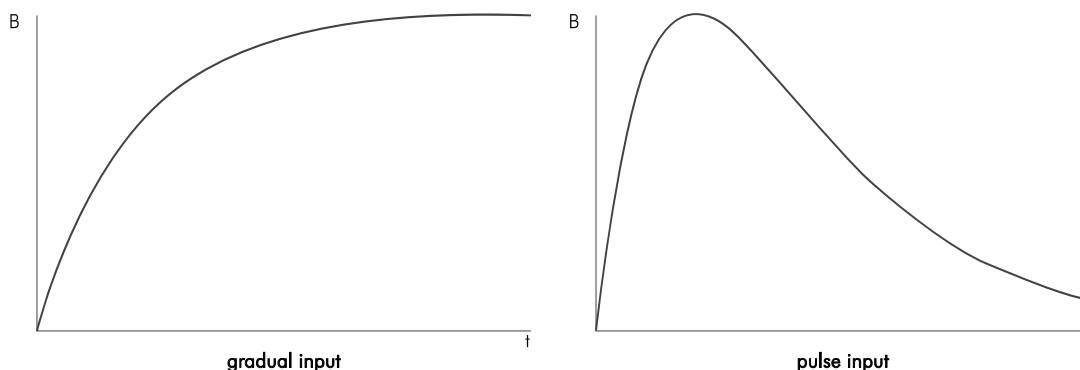


Figure 3. Temporal behaviour of B concentration at the injection point.

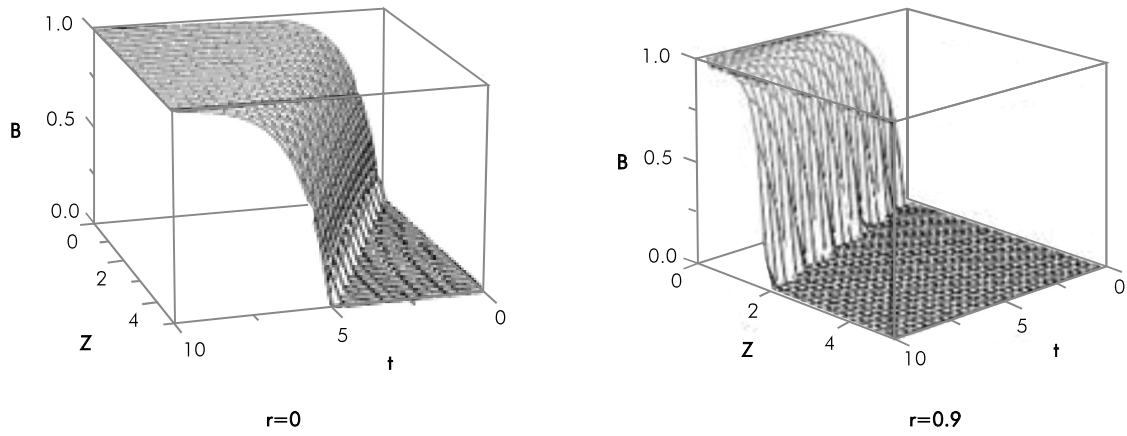


Figure 4. Qualitative profile of B concentration profile with respect to time t and distance z for $r=0$ (tube center) and $r=0.9$ (near tube wall)

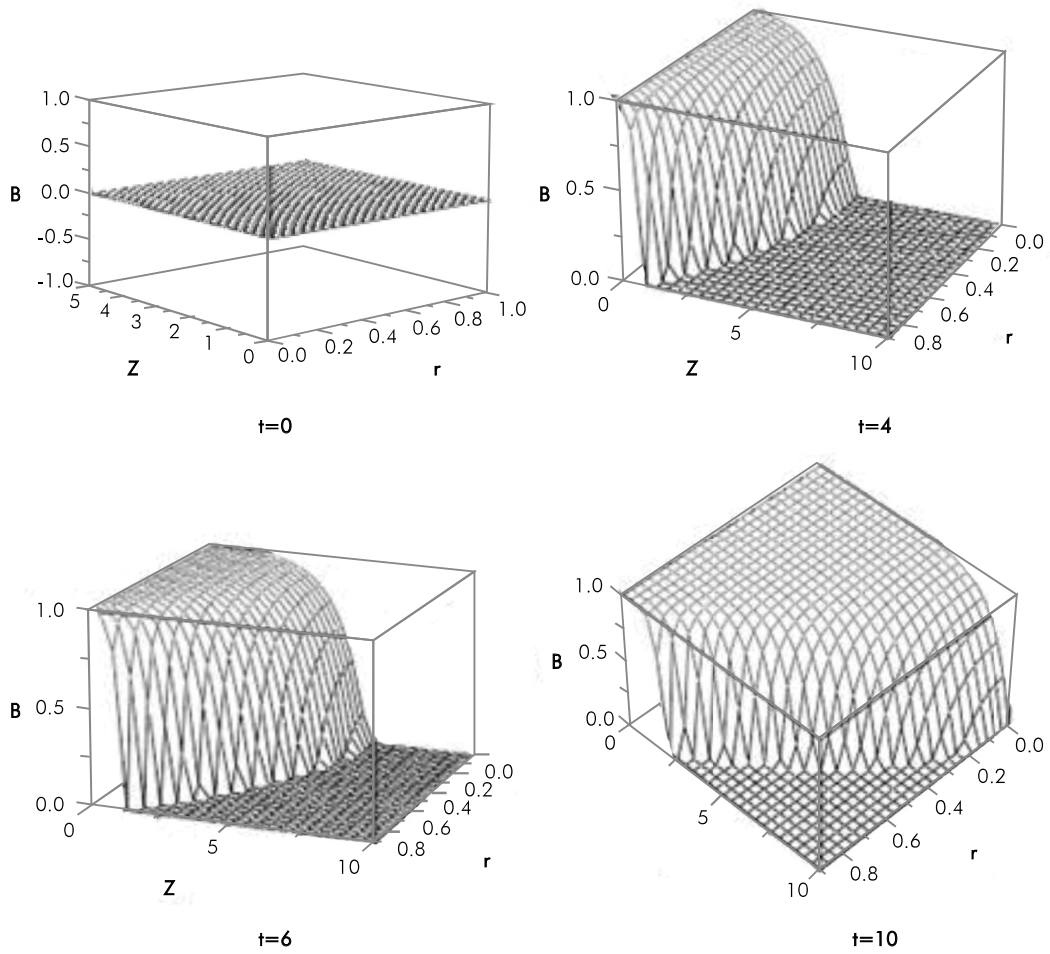


Figure 5. Qualitative profile of B concentration profile with respect to radius r and distance z for different times.

Following a similar method as in the previous case, the following equation is obtained:

$$x_b(r,z,t) = \left[t - \frac{z}{V_{max} \left(1 - \left[\frac{r}{R} \right]^2 \right)} \right] \exp \left\{ - \left[t - \frac{z}{V_{max} \left(1 - \left[\frac{r}{R} \right]^2 \right)} \right] \right\} \alpha \left(t - \frac{z}{V_{max} \left(1 - \left[\frac{r}{R} \right]^2 \right)} \right) \quad (20)$$

Temporal and spatial qualitative profiles of B concentration predicted with the model given by

equation 18 are shown on Figures 6 and 7, considering $R = 1$, $Z = 1$ and $b = 1$.

For this dynamic type of injection, the results show that the concentration has a profile that evolves strongly with time and distance from the injection point. For each spatial point and within a certain distance, the concentration increases over time, reaching a given value, from which it decreases to zero. That is, each

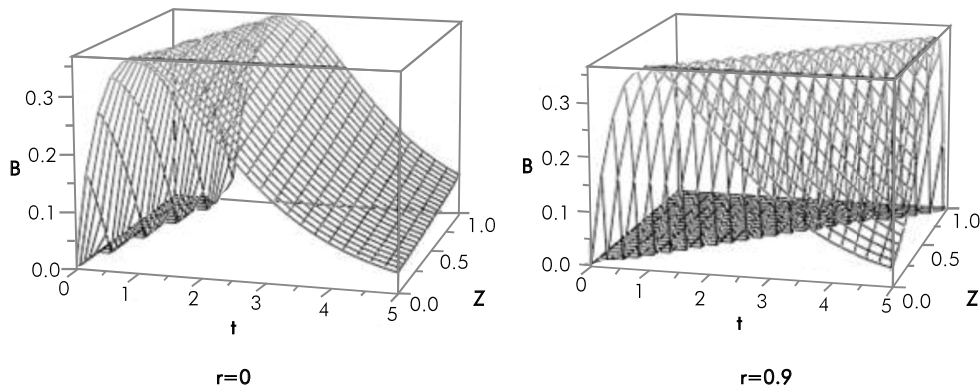


Figure 6. Qualitative profile of B concentration profile with respect to time t and distance z for $r = 0$ (tube center) and $r = 0.9$ (near tube wall)

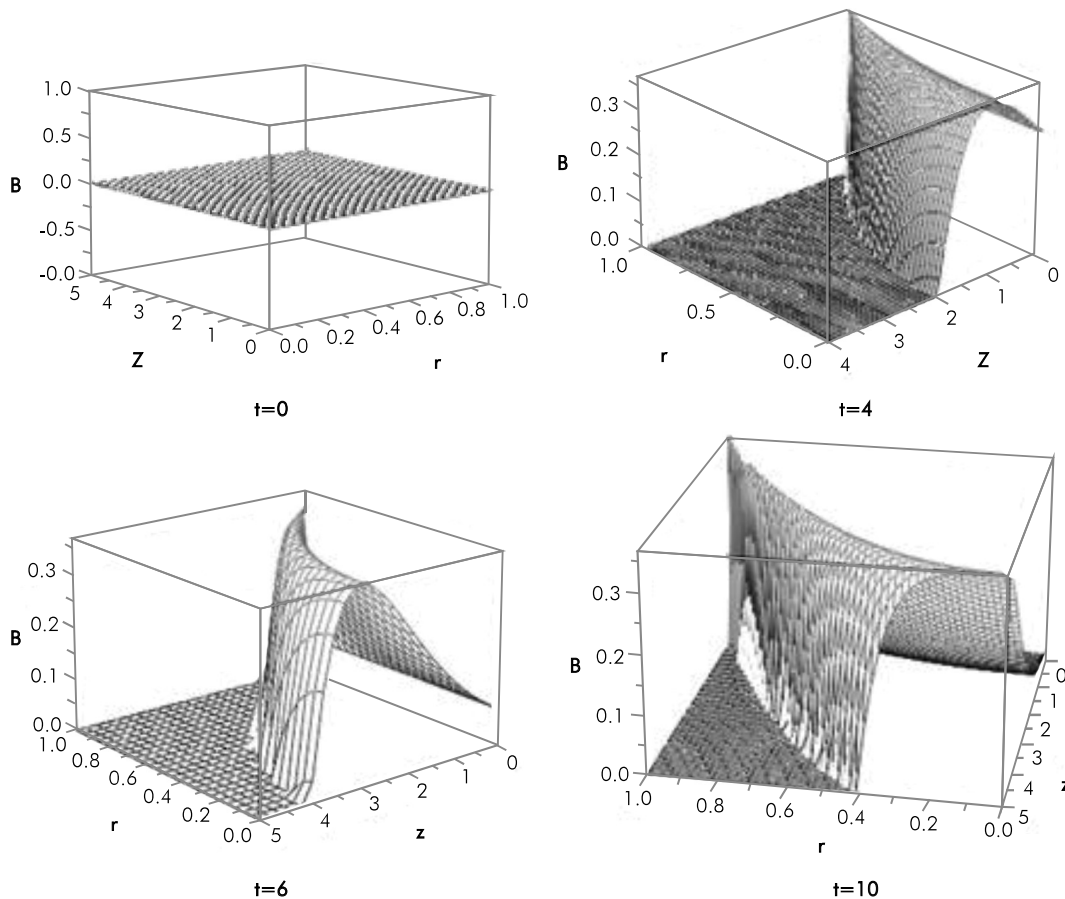


Figure 7. Qualitative profile of B concentration profile with respect to radius r and distance z for different times.

point in space in the concentration profile qualitatively reproduces the time behavior of the injected fluid. For a given time, the behavior of the concentration profile shows a decrease in concentration with respect to the radius for higher values of z , while for lower values the profile is reversed and the concentration increases with the radius.

Behavior of average concentration

The average concentration with respect to the flow area is determined by:

$$\langle x_b(z,t) \rangle = \frac{\int_0^{2\pi} \int_0^l x_b(r,z,t) r dr d\theta}{\int_0^{2\pi} \int_0^l r dr d\theta} \quad (21)$$

The integration of *equation 21* does not have an exact analytical solution, so it is necessary to apply a numerical solution method. The behavior predicted is shown in Figure 8. It is observed that at a given distance, the concentration of fluid B increases with the average

flow velocity. The system tends to a steady state where the concentration is the same at all points for a gradual injection, while it tends to zero for a pulsed injection. In both cases the average concentration reflects the method of injection.

This behavior is explained as the transport mechanism is predominantly by convection.

Experimental Observations

Figure 9 shows pictures obtained during the test in a tube. It is observed qualitatively that the concentration profile evolution is mainly due to convective transport of the colored fluid. At the end of the test, a constant width “line” of the colored fluid spans a length of (4.5 – 6.5) cm.

Although axial transport is reported in previous studies (Trivedi & Vasudeva, 1975), the theoretical analysis presented describes this phenomenon in a

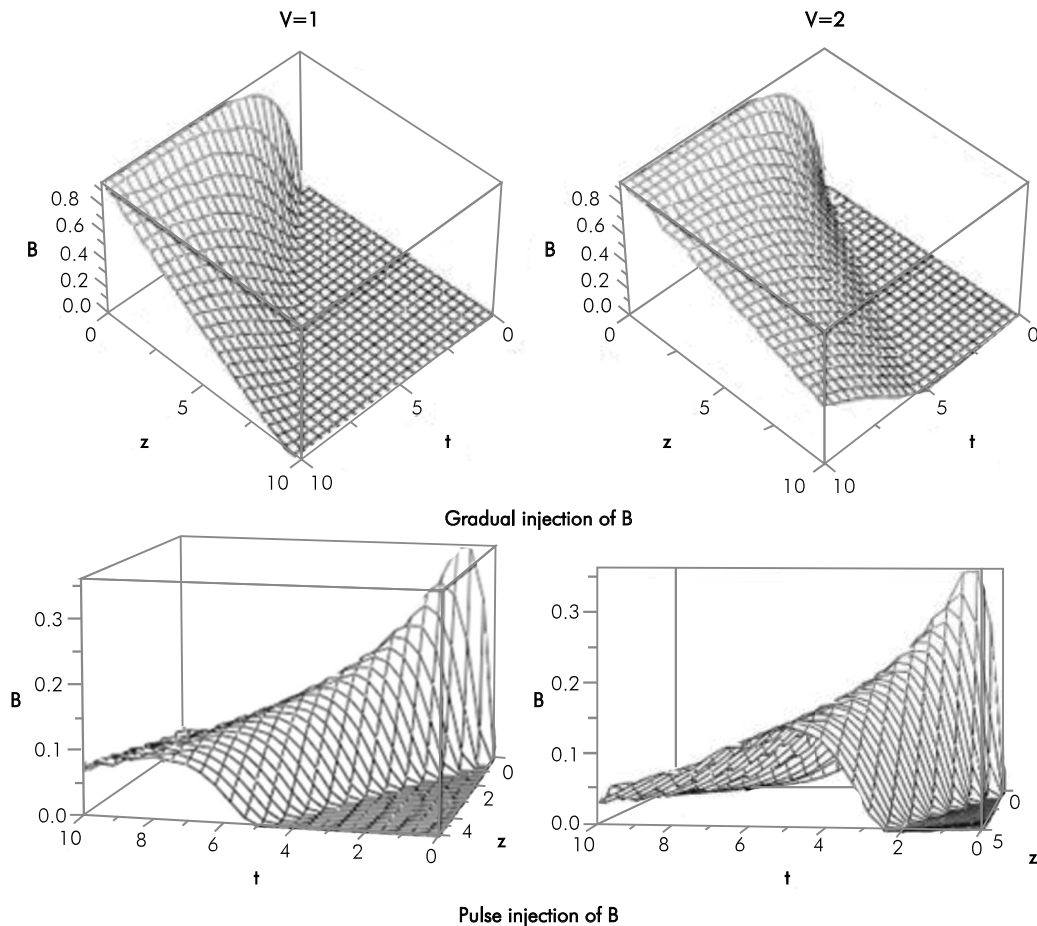


Figure 8. Qualitative average concentration profiles for two different average velocities and injection dynamics.

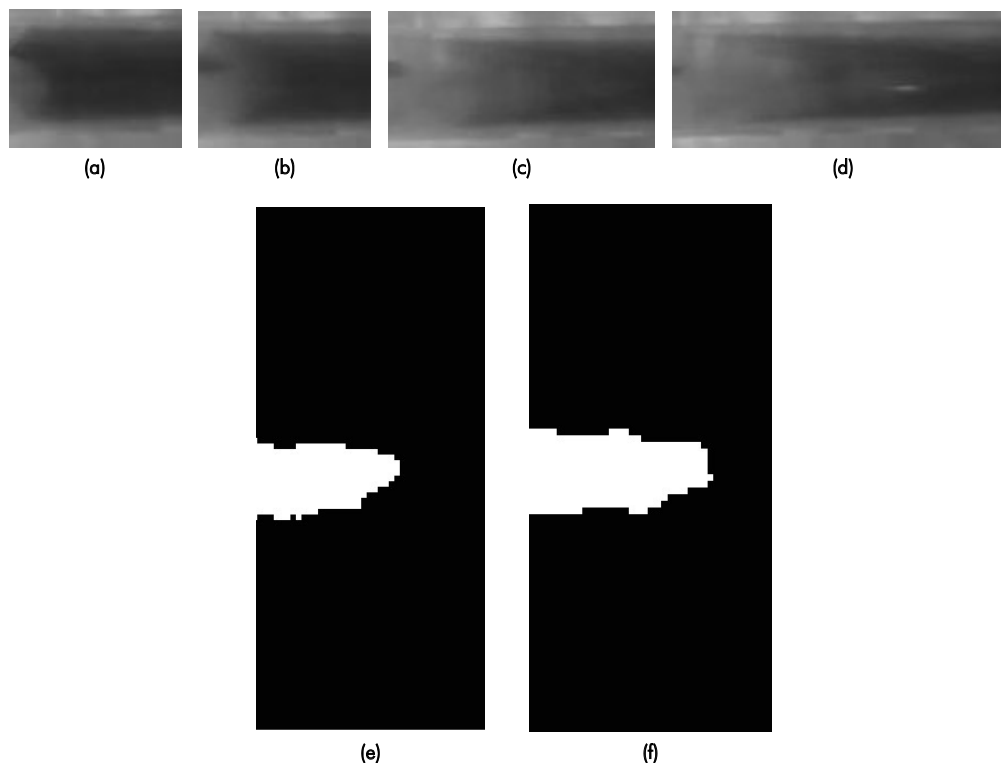


Figure 9. Pictures taken after a. 1s, b. 2s, c.3s and d. 4s of the injection. e and f are pictures b/w pictures of the inner fluid tip.

simplified manner as compared to the solution presented by Zhang et al. 2012. The proposed model can be complemented for two liquids with different physical properties, to represent a more realistic additive injection problem, as presented in the oil industry or similar, but considering different physical properties, which is a matter of consideration for authors in further work.

4. CONCLUSIONS

- A mathematical model for prediction of the spatial and transient concentration profile of an injected fluid as a function of the injection method is proposed. According to calculated theoretical results, the dynamics of the injection process is qualitatively reproduced at each spatial point, and the same occurs for the average concentration. Although in this paper only two cases are analyzed, it is possible to consider other injection methods, which must be studied when products are injected to decrease the precipitation of heavy fractions in a crude oil or to increase the stability of dispersed particles, where the effectiveness depends on the fluid injected concentration. It is necessary to point out that the present model is valid

if the mechanism associated with mass transport is predominantly by convection, the main flow is laminar and the effect of the injected product on viscosity can be considered negligible.

- An exact solution to the partial differential equations system is presented, which enables a simplified application. The present model can be improved to consider changes in viscosity due to the concentration of fluid B in fluid A, and thereby obtain and quantify a drag reducing effect. Initially, experiments with a high viscosity fluid show that radial diffusion is negligible as compared to convective transport. Future work can be applied in results like those presented by Abdulbari, Shabirin, & Abdurrahman, 2014, with polymers diluted in the same stream

ACKNOWLEDGEMENTS

This project was supported by the Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) and Secretaría de Energía (SENER), under extension of the project Number 166923.

REFERENCES

- Abdulbari, H. A. Shabirin, A., & Abdurrahman, H. N. (2014). Bio-polymers for improving liquid flow in pipelines—a review and future work opportunities. *J. Ind. Engineer. Chem.*, 20 (4), 1157-1170. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jiec.2013.07.050>.
- Adams, J.J. (2014). Asphaltene adsorption, a literature review. *Eng. Fuel.*, 28 (5), 2831-2856. DOI: 10.1021/ef500282p.
- Barailler, F., Heniche, M., & Tanguy, P.A. (2006). CFD analysis of a rotor-stator mixer with viscous fluids. *Chemical engineering science*, 61(9), 2888-2894.
- Bird, R. B., Stewart, W. E., & Lightfoot, E. N. (2002). *Transport Phenomena* (2 Ed.). New York: John Wiley & Son.
- Centeno, G., Sánchez-Reyna, G., & Ancheyta, J. (2015). Calculating the viscosity of crude oil blends by binary interaction parameters using literature data. *Petrol. Science Technol.*, 33(8), 893-900. DOI: <http://dx.doi.org/10.1080/10916466.2014.923456>.
- Chae, M. S., & Chung, B. J. (2014). Laminar mixed-convection experiments in horizontal pipes and derivation of a semi-empirical buoyancy coefficient. *Int. J. Therm. Sci.*, 84, 335-346. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijthermalsci.2014.06.007>.
- Chandra, A., Chhabra, R. P. (2012). Laminar free convection from a horizontal semi-circular cylinder to power-law fluids. *Int. J. Heat Mass Transfer*, 55 (11-12), 2934-2944. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2012.02.034>.
- Daskopoulos, P., & Lenhoff, A. M. (1988). Dispersion coefficient for laminar flow in curved tubes. *AIChE J.*, 34(12), 2052-2058. DOI: 10.1002/aic.690341214.
- Gabrienko, A. A., Subramani, V., Martyanov, O. N., & Kazarian, S. G. (2014). Correlation between asphaltene stability in n-Heptane and crude oil composition revealed with In Situ chemical imaging. *Adsorpt. Sci. Technol.*, 32 (4), 243-256.
- Hosseini-Dastgerdi, Z., Tabatabaei-Nejad, S. A. R., Sahraei, E., & Nowroozi, H. (2015). Morphology and size distribution characterization of precipitated asphaltene from live oil during pressure depletion. *Journal of Dispersion Science and Technology*, 36(3), 363-368.
- Martínez-Palou, R., Mosqueira, M. DL., Zapata-Rendón, B.M., Mar-Juárez, E., Bernal-Huicochea, C., Clavel-López, J. D. C., & Aburto, J. (2011). Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: a review. *J. Petrol. Sci. Engine.*, 75 (3): 274-282. DOI: 10.1016/j.petrol.2010.11.020.
- Trivedi, R. N., & Vasudeva, K. (1975). Axial dispersion in laminar flow in helical coils. *Chem. Engine. Sci.*, 30 (3), 317-325. DOI: [https://doi.org/10.1016/0009-2509\(75\)80081-9](https://doi.org/10.1016/0009-2509(75)80081-9).
- Zendehboudi, S., Shafiei, A., Bahadori, A., James, L. A., Elkamel, A., & Lohi, A. (2014). Asphaltene precipitation and deposition in oil reservoirs—technical aspects, experimental and hybrid neural network predictive tools. *Chem. Engine. Res. Design*, 92(5), 857-875. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2013.08.001>.
- Xue-Yi, Y., Zhang, L. D., & Zheng, J. R., (2014). A double film model and its application to the stability of liquid-liquid stratified flow. *Phys. Scripta*, 89 (6), 65-101. DOI: <https://doi.org/10.1088/0031-8949/89/6/06500>.
- Zhang, J., Xu, S., & Li, W. (2012). High shear mixers: a review of typical applications and studies on power draw, flow pattern, energy dissipation and transfer properties. *Chem. Engine. Processing Process Intensif.*, 57, 25-41. DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cep.2012.04.004>.

AUTHORS

Edgardo-Jonathan Suárez

Affiliation: *Universidad Nacional Autónoma de México / Universidad Autónoma de Tamaulipas México*
e-mail: edgardo.suarez@uat.edu.mx

Alejandro Rodríguez

Affiliation: *Instituto de Ingeniería Universidad Autónoma de Tamaulipas, Tampico, México.*
e-mail: arodriguezv@ii.unam.mx

Ángel Enrique Chávez

Affiliation: *Facultad de Química. Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), México, D.F.*
e-mail: angelencq@unam.mx

Elena Izquierdo

Affiliation: *Universidad de la Habana. La Habana, Cuba.*
e-mail: elenaik@fq.uh.cu

Arturo Palacio

Affiliation: *Universidad Nacional Autónoma de México*
e-mail: apalaciop@ii.unam.mx

Homogeneous and Stratified Liquid-Liquid Flow Effect of a Viscosity Reducer:

I. Comparison in parallel plates for heavy crude

E. J. Suarez-Dominguez

Laboratorio de Mecanica y Materiales
FADU Universidad Autonoma de
Tamaulipas
Tampico, Tamaulipas, Mexico
Edgardo.suarez@uat.edu.mx

E. F. Izquierdo-Kulich

Departamento de Quimica-
Fisica
F. Q. Universidad de la Habana
La Habana, Cuba
elenaik@fq.uh.cu

A. Rodríguez-Valdez

Facultad de Ingenieria
Universidad Nacional Autonoma de
Mexico
Ciudad de Mexico, Mexico
arodriguezv@ii.unam.mx

F. Solorio-Ordaz

Facultad de Ingenieria
Universidad Nacional Autonoma de
Mexico
Ciudad de Mexico, Mexico
fjso@unam.mx

A. E. Chavez-Castellanos

Facultad de Ingenieria
Universidad Nacional Autonoma
de Mexico
Ciudad de Mexico, Mexico
aechavez@unam.mx

A. Palacio-Perez

Facultad de Ingenieria
Universidad Nacional Autonoma de
Mexico
Ciudad de Mexico, Mexico
apalaciop@ii.unam.mx

Abstract—Production of heavy crude oil in Mexico, and worldwide, is increasing which has led to the application of different methods to reduce viscosity or to enhance transport through stratified flow to continue using the existing infrastructures. In this context, injecting a viscosity improver that does not mix completely with the crude, establishes a liquid-liquid stratified flow. On the basis of a parallel plates model, comparing the increase of flow that occurs in the one-phase case which assumes a complete mixture between the crude and the viscosity improver against another stratified liquid-liquid (no mixing between the oil and compared improver); it was found that in both cases there is a flow increase for the same pressure drop with a maximum for the case in which the flow improver is between the plates and the crude.

Keywords- stratified flow; velocity profile; heavy oil

I. INTRODUCTION

Transporting heavy oil has gained significant interest due to high viscosity and operational problems such as high pumping costs, heavy fractions deposition and other phase changes [1-3]. The study of velocity profiles is very important because these effects are directly related to the pumping power and transport costs [4], as well as the design of monitoring pipeline [5]. Although frequently emulsions are used to improve pipeline transport [6, 7] and viscosity reducers are injected [8], few studies have examined the effects related to the shape of the injected fluid and dosing of products in the crude oil. Most of the time the research focuses on pump dimensioning [9, 10]

limiting the capacity to use the same infrastructure for heavier fluids.

It is important to consider the mechanism that determines the transport of a compound injected to a fluid to reduce its viscosity. This can determine the effectiveness of its action and interaction effects that are set at the molecular level and that modify the rheological properties. [11-14]. In this regard, it has been found that the injection of a liquid into the inner periphery of a pipeline can substantially improve the flow of transported fluid [15, 16]. Various numerical methods [18, 19] and theoretical simulation models have been proposed to explain this effect [17]. Studies have also been carried out focusing on the involvement of surface tension exerted by the flow improvers and leading to an oil phase dispersion increase and the consequent influence in viscosity [20-22]. However, there are not papers reporting the effects of injection of other liquids on flow enhancement, as in the case of highly viscous fluids such as heavy and extra heavy crude, that generally maintain a laminar flow. A liquid-liquid stratified flow can be established if mechanical mixing between the oil and the chemical is not presented, as when oil extraction is performed by the reservoir natural pressure, or the flow improver is injected at a later point or away from the pump discharge.

The aim of this work is to model theoretically the behavior of a system consisting of crude oil and flow improver moving between two parallel plates considering three different conditions: i) complete mixing between the two fluids, so that we have a single-phase system of lower viscosity, ii) no mixing between the crude oil and the flow improver, establishing a stratified system with only one interface between them iii)

establishing a stratified flow where one of the fluids is in the center and the other in the duct walls, creating two interphases.

II. MATHEMATICAL MODEL

The mathematical model used to predict the velocity profiles and the total flow related with the volume fraction of the flow improver is based on the equations of continuity and change in cylindrical coordinates, in all cases considering i) Newtonian flow with constant density and viscosity, ii) isothermal system, iii) laminar flow regime and iv) steady state. Schemes corresponding to the cases to be considered are shown in Figures 1-3.

The distance x between the plates is to be considered much less than the width Y , so that one can assume that the momentum transport occurs preferentially in the x direction, while the liquid moves in the direction z . To quantify the effect of the flow improver on total flow is determined by the relationship:

$$q = \frac{Q_{12}}{Q_1} \text{ and } Q_{12} = Q_1 + Q_2 \quad (1)$$

where the subscript 1 refers to the crude and the subscript 2 refers to the flow improver. Q_{12} represents the homogenous mix of the two substances. Q_1 represents the flow of oil; q allows to quantify the flow increase because of the flow improver injection, for the same pressure drop.

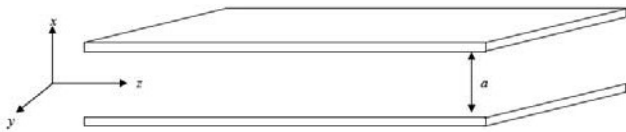


Fig. 1. Case A: single-phase flow consisting of the mixture of oil and the flow improver.

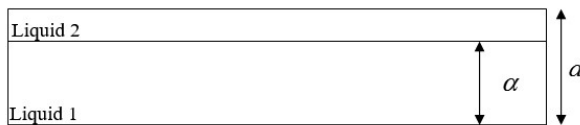


Fig. 2. Case B: no mixing between the oil crude and the flow improver, so that the system behaves as a two-phase stratified flow with a single interface between the fluids

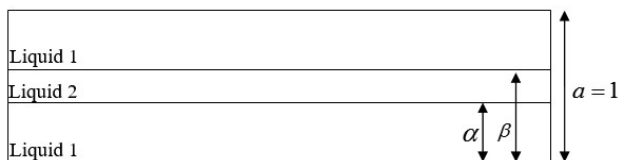


Fig. 3. Case C: one of the fluids is injected in the center, such that stratified flow is developed with two interfaces between the fluids

A. Case A

When a complete mix is produced between crude oil and the flow improver, either via a mixing tank or an injection prior to pumping, blend viscosity decreases. Many empirical equations exist to describe this effect. The ones proposed by Lederer:

$$\ln \mu_{12} = g_2 \ln \frac{\mu_2}{\mu_1} + 1 \quad (2)$$

$$g_2 = \frac{\sigma y_2}{\sigma(1-y_2) + y_2} \quad (3)$$

$$\sigma = 0.5 - 0.004T$$

and Kendall and Monroe:

$$\mu_{12}^{\frac{1}{3}} = x_1 \mu_1^{\frac{1}{3}} + x_2 \mu_2^{\frac{1}{3}} \quad (4)$$

respectively, are classical results, which can be used for mix of oil and improver flows [23, 24]. In this paper, (2) is used in order to describe the system behavior when a complete mix is produced because of experimental results showed this is one of the higher correlation mixing rule [25].

From the considerations set, we obtained that the velocity profile established in this system is described by the partial differential equation:

$$-\frac{\partial p}{\partial z} = \mu \frac{d^2 v}{dx^2} \quad (5)$$

where p is pressure and v is the fluid velocity. Defining the dimensionless parameter γ :

$$\gamma = \frac{x}{a} \quad (6)$$

and:

$$\Phi = \alpha^2 \frac{\partial p}{\partial z} \quad (7)$$

equation (5) is written in the form:

$$-\Phi = \mu \frac{d^2 v}{d\gamma^2} \quad (8)$$

with the boundary conditions:

$$\begin{aligned} v(0) &= 0 \\ v(1) &= 0 \end{aligned} \quad (9)$$

Differential equation (8) has an analytical solution, and considering (9), velocity profile is obtained:

$$v = \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu} (\gamma - \gamma^2) \quad (10)$$

From the velocity profile, volumetric flow is obtained for the single-phase case $Q = \int_0^Y \int_0^1 \left(\frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu} (\gamma - \gamma^2) \right) d\gamma dy$ and therefore:

$$Q = \frac{1}{12} \frac{\Phi}{\mu} Y \quad (11)$$

Taking into account equations (1), (2) y (11) yields:

$$q = \frac{\mu_1}{\exp\left(\frac{(0.5-0.004T)y_2}{(1-y_2)(1-(0.5-0.004T))+y_2} \ln \frac{\mu_2}{\mu_1} + 1\right)} \quad (12)$$

B. Case B

The system of differential equations describing spatial velocity profile of a stratified flow with a single interface between the fluids is given by:

$$-\Phi = \mu_1 \frac{d^2 v_1}{dy^2} \text{ for } 0 < \gamma < \alpha \quad (13)$$

$$-\Phi = \mu_2 \frac{d^2 v_2}{dy^2} \text{ for } \alpha < \gamma < 1 \quad (14)$$

Near of the wallsm it is considered that velocity is zero, therefore:

$$\begin{aligned} v_1(0) &= 0 \\ v_2(1) &= 0 \end{aligned} \quad (15.a)$$

The others boundary conditions are established taken into account the continuity of velocity and shear stress on interface α , in such way that:

$$\begin{aligned} v_1(\alpha) &= v_2(\alpha) \\ \tau_1(\alpha) &= \tau_2(\alpha) \end{aligned} \quad (15.b)$$

where τ is fluid shear tensor, defined:

$$\tau = -\mu \frac{dv}{dx} \quad (16)$$

The differential equations (13) and (14) have, in this case, the solution:

$$v_1(\gamma) = C_{22} + C_{16} \gamma - \frac{1}{2} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1} \text{ for } 0 < \gamma < \alpha \quad (17)$$

$$v_2(\gamma) = C_{26} + C_{15} \gamma - \frac{1}{2} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \text{ for } \alpha < \gamma < 1 \quad (18)$$

where:

$$\begin{aligned} C_{22} &= 0 \\ C_{15} &= \frac{\Phi}{2\mu_2} \frac{(\mu_1 - \alpha^2(\mu_1 - \mu_2))}{\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2)} \\ C_{16} &= \frac{\Phi}{2\mu_1} \frac{(\mu_1 - \alpha^2(\mu_1 - \mu_2))}{\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2)} \\ C_{26} &= \frac{\Phi}{2\mu_2} \frac{(\mu_1 - \mu_2)\alpha(\alpha - 1)}{\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2)} \end{aligned} \quad (19)$$

To find the α value that corresponds to the interphase position, the flow values are determined as a function of α :

$$Q_1 = \frac{1}{6} Y \Phi \frac{\alpha^2}{\mu_1} \left(\frac{3}{2} \frac{(\mu_1 - \alpha^2(\mu_1 - \mu_2))}{\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2)} - \alpha \right) \quad (20)$$

$$Q_2 = \frac{1}{6} \frac{Y \Phi}{\mu_2} (1 - \alpha) \left(\frac{3}{2} (1 + \alpha) \frac{(\mu_1 - \alpha^2(\mu_1 - \mu_2))}{(\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2))} + 3 \frac{(\mu_1 - \mu_2)\alpha(\alpha - 1)}{(\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2))} - (1 + \alpha + \alpha^2) \right) \quad (21)$$

and from defining the volume fraction of the injected flow improver $y_2 = Q_2/Q_{12}$ relative to the total two-phase flow, α is cleared from the equation:

$$\frac{y_2}{1 - y_2} = \mu_1 (\alpha - 1)^2 \frac{(\mu_1 - 2\alpha\mu_1 + 4\alpha\mu_2 + \alpha^2\mu_1 - \alpha^2\mu_2)}{\alpha^4\mu_2^2 - \mu_1\alpha^4\mu_2 - 2\mu_1\alpha^3\mu_2 + 3\mu_1\alpha^2\mu_2} \quad (22)$$

After determining the value of the position of the interface for a fraction of the injected liquid ratio, relationship between the total biphasic flow and single phase flow of crude oil is determined:

$$\begin{aligned} q &= 2\mu \frac{\alpha^2}{\mu_1} \left(\frac{3}{2} \frac{(\mu_1 - \alpha^2(\mu_1 - \mu_2))}{\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2)} - \alpha \right) \\ &+ 2\mu \frac{(1 - \alpha)}{\mu_2} \left(\frac{3}{2} (1 + \alpha) \frac{(\mu_1 - \alpha^2(\mu_1 - \mu_2))}{(\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2))} + 3 \frac{(\mu_1 - \mu_2)\alpha(\alpha - 1)}{(\mu_1 - \alpha(\mu_1 - \mu_2))} - (1 + \alpha + \alpha^2) \right) \end{aligned} \quad (23)$$

C. Case C

Following the same methodology as in Case B, but considering two interfaces among fluids, the velocity profile that is set for two-phase flow, where one fluid is in contact with both plates, (Figure 3) is obtained:

$$v_A(\gamma) = C_{22} + C_{16} \gamma - \frac{1}{2} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_A} \text{ for } 0 < \gamma < \alpha \quad (24)$$

$$v_A(\gamma) = C_{22} + C_{16} \gamma - \frac{1}{2} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_A} \text{ for } \beta < \gamma < 1 \quad (25)$$

$$v_B(\gamma) = C_{26} + C_{15} \gamma - \frac{1}{2} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_B} \text{ for } \alpha < \gamma < \beta \quad (26)$$

where:

$$\begin{aligned} C_{22} &= 0 \\ C_{15} &= \frac{\Phi}{2} \frac{(\mu_B + (\mu_A - \mu_B)(\alpha + \beta))}{\mu_A \mu_B} \\ C_{16} &= \frac{1}{2} \frac{\Phi}{\mu_A} \\ C_{26} &= -\frac{\Phi}{2} \frac{\alpha\beta(\mu_A - \mu_B)}{\mu_A \mu_B} \end{aligned} \quad (27)$$

In this case there may be two possibilities. First is that the flow improver moves inside (in the centre) and the crude is in contact with both plates. In which case we obtain:

$$\frac{y_2}{1-y_2} = \frac{\frac{1}{\mu_2}(\beta-\alpha)(3\mu_2(\alpha+\beta)-2\alpha\beta\mu_1+(\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2))}{((\beta-1)^2(2\beta+1)-\alpha^2(2\alpha-3))} \quad (28)$$

$$q = \frac{((\beta-1)^2(2\beta+1)-\alpha^2(2\alpha-3))}{\mu_2} + \frac{1}{\mu_2}(\beta-\alpha)(3\mu_2(\alpha+\beta)-2\alpha\beta\mu_1+(\mu_1-3\mu_2)(\alpha^2+\beta^2)) \quad (29)$$

second case is if oil flows through the inside and the flow improver is in contact with both plates:

$$\frac{y_2}{1-y_2} = \mu_1 \frac{((\beta-1)^2(2\beta+1)-\alpha^2(2\alpha-3))}{(\beta-\alpha)(3\mu_1(\alpha+\beta)-(\beta^2+\alpha^2)(3\mu_1-\mu_2)-2\alpha\beta\mu_2)} \quad (30)$$

$$q = \frac{\mu_1}{\mu_2} \frac{1}{\mu_1} (\beta-\alpha)(3\mu_1(\alpha+\beta)-(\beta^2+\alpha^2)(3\mu_1-\mu_2)-2\alpha\beta\mu_2) + \frac{\mu_1}{\mu_2} ((\beta-1)^2(2\beta+1)-\alpha^2(2\alpha-3)) \quad (31)$$

III. RESULTS AND DISCUSSION

The results obtained with the model were based on a crude with viscosity $\mu_1 = 35$ Pa.s and a flow improver with viscosity $\mu_2 = 0.007$ Pa.s. To make the study, the velocity profile was analyzed considering $\Phi=1$ for a flow improver volume fraction of 0.03. Results predicted by the model are shown in Figures 4.a, 4.b, 4.c y 4.d. It is appreciated that when there is mixing between the two liquids (Case A) the speed of transport is increased significantly compared with that achieved in the absence of flow improver. If there is no mixing, we see a well-defined interface between the two flows, where the speed reached in the liquid layer corresponding to the flow improver is significantly higher than the phase of crude oil (Case B), but is lower than that reached with complete mixing. When the flow improver is injected in the center (Case C.1), even when the speed is increased, this increase is less pronounced than the corresponding liquid-liquid stratified flow with a single interface, while a further increase occurs when the flow improver is in contact with both plates.

As shown in Figure 5, the model predicts different behavior between the volume fraction and flow improvement is achieved for the same pressure drop depending on the form of injection. Thus very significant increases are achieved when the enhancer is in contact with the walls. This apparently is because it has significantly lower viscosity than crude, so that the shear stress on the wall of the plates decreases, which is manifested in increased flow for the same pressure drop. In correspondence with this, the smallest increase in flow is achieved for the case where the crude oil is in contact with both plates. However, this two interfaces model between fluids has two limiting factors: the first is that there is no explicit criteria established by the asymmetry of the same (distance from each of the interfaces), and it only has a flow ratio to determine the height of the interface, so that the asymmetry must be defined to make other predictions.

The second limitation is that it is necessary to define under what conditions interfaces can be established because in horizontal ducts, the density difference between both flows favors the formation of a stratification. When Cases A and B are compared, it can be seen that in both cases there is an increased flow. Although this increase is more marked when mixing, it is still advisable to inject the flow improver before pumping. The results in terms of flow profiles are consistent with those obtained in [16, 26-27]. The maximum possible flow is the flow improver and oil crude substituted in (1), such that $q=5000$; it can be seen that the better effect is around 95%.

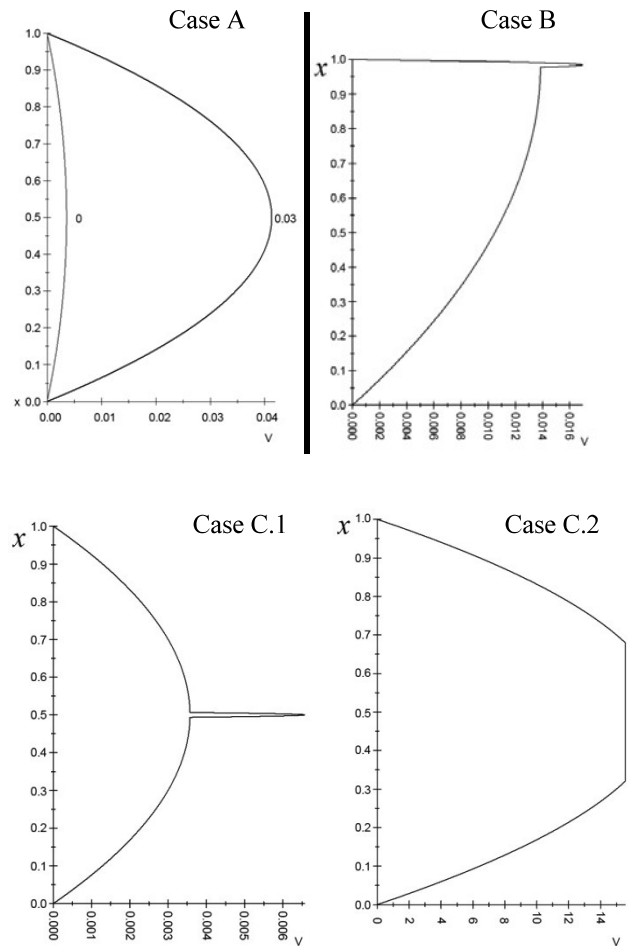


Fig. 4. Velocity profiles predicted by the model. Case A: complete mix with the fraction of flow improver as parameter. Case B: stratified flow with a single interface. Case C: stratified flow with two symmetrical interfaces. 1 the oil crude is located in contact with both plates; 2. The flow improver is in contact with both plates

IV. CONCLUSION

The injection of a flow improver always causes an increase of fluid flow for the same pressure drop, where the increased magnitude order, from lowest to highest, is: stratified flow with two interphases, which is crude oil that is in contact with the walls; stratified flow with an interface between the two flows; complete mixing between the two fluids with the establishment of a single phase flow of lower viscosity and two interfaces

stratified flow where the flow improver is in contact with the plates. These results indicate that the way in which the injection of the flow improver and the existence of mechanical mixing with oil crude occur influences the overall enhancement effect. The model has as limitation that it cannot explicitly set the conditions under which the formation of two interfaces occurs, so that oil flows through the center, which may reasonably be expected if similar fluids densities are obtained. It is necessary to develop technologies that allow the injection to be made in the wall with subsequent increase in improved operating systems extraction and transportation of crude oil.

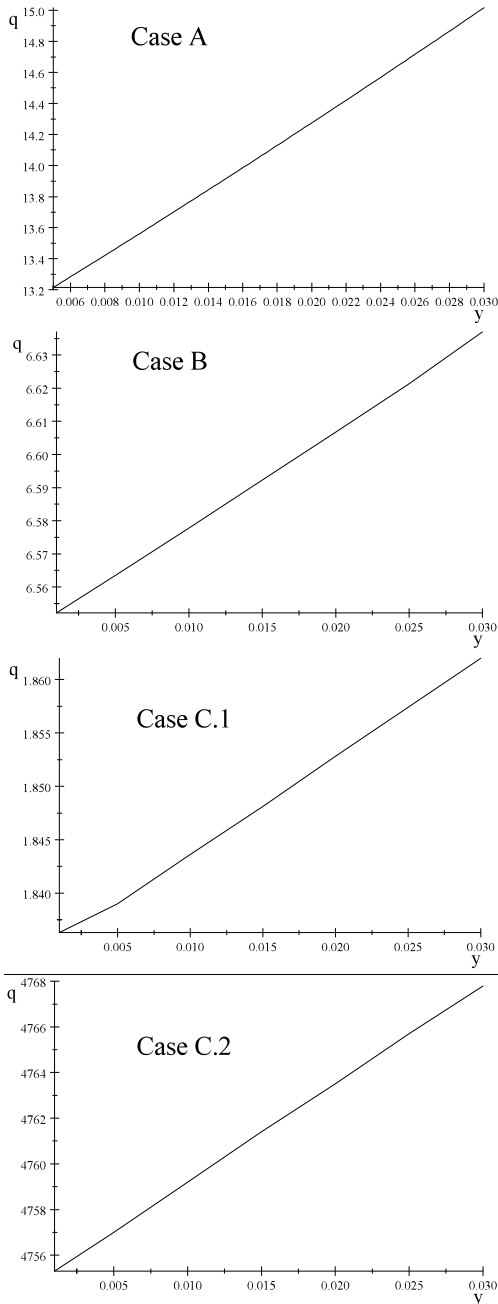


Fig. 5. Behavior of flow increase with respect to the volume fraction of improver

ACKNOWLEDGMENT

The authors would like to thank the Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) of Mexico, project number 166923 for the support and Prof. Lynda Kay Deckard for editing this paper.

REFERENCES

- [1] R. Santos, W. Loh, A. Bannwart, O. Trevisan, "An overview of heavy oil properties and its recovery and transportation methods", *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 31, No. 3, pp. 571-590, 2014
- [2] Z. Huang, H. Lee, M. Senra, H. Fogler, "A fundamental model of wax deposition in subsea oil pipelines", *AIChE Journal*, Vol. 57, No. 11, pp. 2955-2964, 2011
- [3] Z. Tian, W. Jin, L. Wang, Z. Jin, "The study of temperature profile inside wax deposition layer of waxy crude oil in pipeline", *Frontiers in Heat and Mass Transfer*, Vol. 5, No. 5, pp. 1-8, 2014
- [4] R. Martínez-Palou, M. De Lourdes Mosqueira, B. Zapata-Rendón, E. Mar-Juárez, C. Bernal-Huicochea, J. De la Cruz Clavel-López, J. Aburto, "Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review", *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Vol. 75, No. 3-4, pp. 274-282, 2011
- [5] R. Thorn, G. Johansen, B. Hjertaker, "Three-phase flow measurement in the petroleum industry", *Measurement Science and Technology*, Vol. 24, No. 1, pp. 1-19, 2013
- [6] H. Laurencio-Alfonso, Y. Delgado-Drubey, "Influencia de la temperatura en las propiedades reológicas de la emulsión de petróleo pesado", *Minería y Geología*, Vol. 24, No. 2, pp. 1-12, 2008; "Influence of temperatura in the rheologic properties of heavy petroleum emulsion", *Mining and Geology*, Vol. 24, No. 2, pp. 1-12, 2008
- [7] R. Pal, "Entropy production in pipeline flow of dispersions of water in oil", *Entropy*, Vol. 16, No. 8, pp. 4648-4661, 2014
- [8] E. Suárez-Domínguez, J. Gómez-Espinoza, V. González-Dávila, "Correlaciones para el mezclado de crudos con un reductor de viscosidad, BRV", *Bol. Soc. Quím. Mex. QPET*, Vol. 7, No. 1, pp. 3-6, 2013
- [9] N. Delgado, F. Ysam-bertt, C. Montiel, G. Chávez, A. Cáceres, B. Bravo, N. Márquez, "Evaluation of oil-in-water emulsions with non-ionic and anionic surfactants mixtures for potential use in the oil industry", *Rev. Tec. Ing. Univ. Zulia.*, Vol. 30, No. 2, pp. 118-127, 2007
- [10] M. Muñoz Prior, *Innovación tecnológica en sistemas de bombeo para fluidos de alta viscosidad*, PhD Tesis, Instituto Politécnico Nacional, Mexico, 2011;
- [11] S. Panuganti, *Asphaltene behavior in crude oil systems*, PhD Thesis, Rice University, Houston, 2013
- [12] A. Kumar Tharanivasan, "Asphaltene precipitation from crude oil blends, conventional oils, and oils with emulsified water", PhD Thesis, University of Calgary, Faculty of Graduate Studies, 2012
- [13] H. Belhaj, H. Khalifeh, "Asphaltene stability in crude oil during production process", *J. Pet. Environ. Biotechnol.*, Vol. 4, No. 142, pp. 1-5, 2013
- [14] J. Sjöblom, S. Simon, & Z. Xu, "Model molecules mimicking asphaltenes", *Advances in Colloid and Interface Science*, Vol. 218, pp. 1-16, 2015
- [15] A. Bensakhria, Y. Peysson, G. Antonini, "Experimental study of the pipeline lubrication for heavy oil transport", *Oil Gas Sci. Technol Rev IFP*, Vol. 59, No. 5, pp. 523-533, 2004
- [16] N. Brauner, J. Rovinsky, D. Maron, "Analytical solution for laminar-laminar two-phase stratified flow in circular conduits", *Chem. Eng. Com.*, Vol 141, No. 1, pp. 103-143, 1996
- [17] J. Ding, J. Zhang, H. Li, F. Zhang, X. Yang, "Flow behavior of daqing waxy crude oil under simulated pipelining conditions", *Energy & Fuels*, Vol. 20, No. 6, pp. 2531-2536, 2006
- [18] N. Nigro, M. Storti, *Métodos numéricos para fenómenos de transporte*, Centro Internacional de Métodos Computacionales, 2003

- [19] M. Lotfi, M. Karbaschi, A. Javadi, "Dynamics of liquid interfaces under various types of external perturbations" *Current Opinion in Colloid & Interface Science*, Vol. 19, No. 4, pp. 309-319, 2014
- [20] W. Manning, G. Lind, "Data analysis and discussion of product interface size on a batched crude oil pipeline", PSIG Annual Meeting, 6-9 May, Baltimore, Maryland, USA, Pipeline Simulation Interest Group, 2014
- [21] S. Hasan, M. Ghannam, N. Esmail, "Heavy crude oil viscosity reduction and rheology for pipeline transportation", *Fuel*, Vol. 89, pp. 1095-1100, 2010
- [22] R. Silva, D. Almeida, R. Rufino, J. Luna, "Applications of biosurfactants in the petroleum industry and the remediation of oil spills", *Int. J. Mol. Sci.*, Vol. 15, pp. 12523-12542, 2010
- [23] E. Lederer, "Viscosity of mixtures with and without diluents", *Proc. World Pet. Congr. Lond.*, Vol. 2, pp. 526-528, 1933
- [24] A. Palacio-Pérez, V. Gonzalez-Davila, "Análisis del efecto de un bio-reductor de viscosidad". Proyecto SENER-CONACYT No. 166223, Global report, Mexico, 2013
- [25] G. Centeno, G. Sánchez-Reyna, J. Ancheyta, J.A. Muñoz, N. Cardona, "Testing various mixing rules for calculation of viscosity of petroleum blends". *Fuel*, Vol. 90, No. 12, pp. 3561-3570, 2011
- [26] FS. Arafin, N. Al-Habsi, S. Rahman, "Transport properties and model-based dynamical properties of Omani crude oils", *Arabian Journal of Geosciences*, Vol. 5 No. 5, pp. 1085-1092, 2015
- [27] S. Arafin, S. Mujibur Rahman, "Exact solution for velocity profile of flow of multilayer immiscible liquids", *Physics and Chemistry of Liquids*, Vol. 53, No. 1, pp. 84-103, 2015



Revista Mexicana de Ingeniería Química

ISSN: 1665-2738

amidiq@xanum.uam.mx

Universidad Autónoma Metropolitana

Unidad Iztapalapa

México

Suárez, E.J.; Solorio, F.; Chávez, A.E.; Izquierdo, E.; Rodríguez, A.; Palacio, A.
EFFECT OF A VISCOSITY REDUCER IN A LIQUID-LIQUID FLOW: II UNSTEADY
STATE ANNULAR MODEL IN A PIPELINE

Revista Mexicana de Ingeniería Química, vol. 15, núm. 3, 2016, pp. 903-911

Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Iztapalapa

Distrito Federal, México

Disponible en: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=62048168020>

- Cómo citar el artículo
- Número completo
- Más información del artículo
- Página de la revista en redalyc.org

redalyc.org

Sistema de Información Científica

Red de Revistas Científicas de América Latina, el Caribe, España y Portugal

Proyecto académico sin fines de lucro, desarrollado bajo la iniciativa de acceso abierto



EFFECT OF A VISCOSITY REDUCER IN A LIQUID-LIQUID FLOW: II UNSTEADY STATE ANNULAR MODEL IN A PIPELINE

EFFECTO DE UN REDUCTOR DE VISCOSIDAD EN UN FLUJO LÍQUIDO-LÍQUIDO: II MODELO ANULAR NO ESTACIONARIO PARA UN OLEODUCTO

E.J. Suárez^{1,5*}, F. Solorio², A.E. Chávez³, E. Izquierdo⁴, A. Rodríguez⁵, A. Palacio⁵

¹Centro de Investigación Aplicada y Tecnológica. Circuito Golfo de México No. 200. Col Pórticos de Miramar. Cd Madero, Tam. México.

²Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM). Circuito Interior S/N, Ciudad Universitaria, México, D.F.

³Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Química, Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM). Conjunto E, Circuito de la Investigación Científica S/N, Ciudad Universitaria, México, D.F.

⁴Departamento de Química-Física. Facultad de Química. Universidad de la Habana. La Habana, Cuba.

⁵Instituto de Ingeniería. Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM). Circuito Interior S/N, Ciudad Universitaria, México, D.F.

Received June 7, 2015; Accepted July 4, 2016

Abstract

The study of extra heavy crude oil flow has increased in recent years, due to the challenges relating to higher viscosity that limits the installed capacity of pipelines and the pumping infrastructure used. This has required the development and implementation of new technologies and chemical formulations to enhance the transport of heavy oil. When flow improvers are injected in a crude stream, it generally does not mix due to its different density and viscosity properties, and the laminar flow regime in the pipe. However, depending on the characteristics of the jet (momentum and turbulence), a mixing might take effect downstream, or a liquid-liquid stratified flow may occur in the fully developed region. Although this behavior can affect the corresponding pressure drop, the transition that occurs from the injection point to the fully developed region has been little studied. Based on conservation of momentum, a mathematical model has been developed to describe the temporal behavior of the velocity profile, where there is no mixing between the oil and the improver, i.e. the fluids are considered immiscible. The model solution shows that the injection into a point very near the tube wall is the best option to reduce pressure drop.

Keywords: two-phase flow, non-steady profile, extra heavy crude, high viscosity.

Resumen

El estudio del flujo de crudo extrapesado ha ganado importancia en los últimos años, debido a los desafíos relativos a la limitación y reducción de la capacidad instalada y la infraestructura utilizada, que implica el desarrollo de nuevas tecnologías y formulaciones para incrementar el transporte de líquidos. Cuando los mejoradores de flujo se inyectan en una corriente de crudo extrapesado, puede suceder que no se mezclen debido tanto a sus propiedades físicas como al régimen de flujo de laminar. Sin embargo, dependiendo de las características del chorro inyectado (momentum y turbulencia), cierto mezclado puede producirse aguas abajo o generarse un flujo estratificado líquido-líquido en la región completamente desarrollada. Aunque este comportamiento puede afectar las correspondientes caídas de presión, la transición que ocurre desde el punto de inyección hasta la zona completamente desarrollada ha sido poco estudiada. Basado en las ecuaciones de cantidad de movimiento, se desarrolló en este trabajo un modelo de flujo en estado no permanente, donde no hay mezcla entre el aceite y el mejorador, es decir, son inmiscibles. El modelo predice que la inyección en un punto cercano a la pared del tubo es la mejor opción para reducir la caída de presión del flujo.

Palabras clave: flujo bifásico, perfil no estacionario, crudo extrapesado, alta viscosidad.

* Corresponding author. E-mail: ej.sd@comunidad.unam.mx

1 Introduction

The oil industry is currently interested in the study of extra heavy crude flow due to the challenges of transport that it entails (Santos *et al.*, 2014; Huang *et al.*, 2011 and Tian *et al.*, 2014). The study of velocity profiles is very important because these effects are directly related to the pumping power and transport costs (Martínez-Palou *et al.*, 2011), but few studies have explored the effects related to the injection system of the flow improver, that may enhance or limit the mixing process with the crude oil.

The study of the transport mechanism of a liquid flow improver can demonstrate its efficiency in terms of the rate (Toms, 1948) and the interaction effects that occur at a molecular level that generally changes the rheological properties of the main flow (Sai Ravindra, Panuganti, 2013; Tharanivasan, 2012) i.e. polymers dosed in crude (Edomwonyi-Otu, *et al.*, 2015; Abubakar *et al.*, 2016)

There are different methods to improve pipeline transport for heavy and extra heavy oil crude. Viscosity modification can be achieved by heating, dilution, addition of chemical products and emulsion formation (Martínez-Palou *et al.*, 2011). Stratified flow has been amply studied but considering only the use of water (Mukhaimer *et al.*, 2015; Ismail *et al.*, 2015). Although viscosity reduction impacts pressure losses (Suárez-Domínguez *et al.*, 2014), mechanical mixing homogenization is required mainly with high viscosity fluids (Gonzalez-Davila *et al.*, 2015; Argillier, 2005; Gateau *et al.*, 2004); absent a premixing process, it is very likely to find a liquid-liquid flow in the pipe.

Although it has been found that injection into the annular region adjacent to the tube wall may increase the flow (Bensakhria *et al.*, 2004; Brauner *et al.*, 1996), the usual practice is to inject the fluid perpendicular to the flow, be it at the top or bottom of the tube. There have been studies (Manning, Lind, 2014; Silva *et al.*, 2014) focused on the improver effect on the interfacial tension and the changes in its viscosity, but in this case the fluids are not miscible, then the less viscous one will “adhere” to the wall, reducing the overall drag (Joseph *et al.*, 1997; Loh and Premanadhan, 2016). Some effects in the core near to the wall in annular flow have been described (Imbert-Gonzalez, 2016) but focused in turbulence and vortex formation. Nevertheless, there are few reported studies about the effects of the procedure of injection of these products. For the case of highly viscous fluids, such as heavy oil and extra heavy

oil, that usually flow in a laminar regime, it has been determined experimentally that a stratified liquid-liquid flow occurs in a horizontal pipe if a mechanical mixture of the oil with the drag reducing agent (DRA) is not carried out (Palacio-Pérez *et al.*, 2014).

In a previous publication (Suarez-Dominguez *et al.*, 2016), the authors presented the effect of a DRA when it is injected in a single-phase pre-mixed fluid, and also when it is injected into a two-phase stratified flow in steady state. It was found that the injection of DRA near the pipe wall is the best way to transport high-viscosity oil crude.

The present work aims to analyze how the injection of the less viscous fluid (i.e, the flow improver) influences the transient behavior of flow and pressure drop when a stratified flow regime is considered for two immiscible liquids. A mathematical model that describes the temporal behavior of the velocity profile when a liquid is injected into the center, and into the annular section adjacent to the walls of the tube, is proposed in the second section. The third section describes the transient flow behavior with constant pressure drop, as well as the transient pressure drop behavior for a constant flow rate. For each case, both forms of injection were taken into account: near the pipeline center and near the tube wall. The fourth section presents and discusses the results of the mathematical model.

2 Method

In order to obtain the transient velocity profile of the two-phase flow, the following considerations were taken into account: i) both flows are Newtonian liquids; ii) the flow moves along a tube where one of the fluids is in contact with the wall and the other moves through the core (Figure 1); iii) the density of both incompressible fluids is constant; iv) laminar flow regime; v) isothermal system, where each fluid comprises a single component and there is no mass exchange.

2.1 Theoretical model

Taking into account the established considerations and geometrical characteristics of the system, the following differential partial equations were obtained (Bird *et al.*, 2002) (1 and 2 represent each fluid):

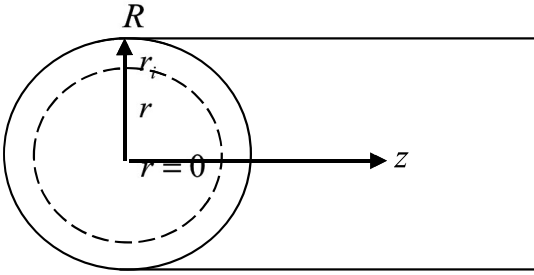


Fig. 1. Graphical representation of two-fluid annular flow in a tube. R . tube radius; z longitudinal coordinate

$$\rho_1 \frac{\partial v_1}{\partial t} = \frac{\partial p}{\partial z} + \mu_1 \frac{1}{r} \frac{\partial v_1}{\partial r} + \mu_1 \frac{\partial^2 v_1}{\partial r^2}, \text{ for } r_i < r < R \quad (1)$$

$$\rho_2 \frac{\partial v_2}{\partial t} = \frac{\partial p}{\partial z} + \mu_2 \frac{1}{r} \frac{\partial v_2}{\partial r} + \mu_2 \frac{\partial^2 v_2}{\partial r^2}, \text{ for } 0 < r < r_i \quad (2)$$

where r_i represents the interphase position between both fluid, ρ , μ , p , r , v are density, viscosity, pressure, radius and velocity, respectively.

Defining the following dimensionless variables:

$$\alpha = \frac{r_i}{R}; \quad \gamma = \frac{r}{R}$$

And the parameters:

$$\beta = R^2 \rho; \quad \Phi = \frac{\partial p}{\partial z} R^2$$

equations (1) and (2) can be rewritten as:

$$\beta_1 \frac{\partial v_1}{\partial t} = \Phi + \mu_1 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial v_1}{\partial \gamma} + \mu_1 \frac{\partial^2 v_1}{\partial \gamma^2}, \text{ for } \alpha < \gamma < 1 \quad (3)$$

$$\beta_2 \frac{\partial v_2}{\partial t} = \Phi + \mu_2 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial v_2}{\partial \gamma} + \mu_2 \frac{\partial^2 v_2}{\partial \gamma^2}, \text{ for } 0 < \gamma < \alpha \quad (4)$$

Here it is obtained a linear partial differential equation system, which can be solved in several ways. In this paper, in order to obtain an exact solution of the system given by equations (3) and (4), the velocity v is

expressed as the sum of the velocity in steady state V and a velocity in non steady state q in such way that:

$$0 = \Phi + \mu_1 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial V_1}{\partial \gamma} + \mu_1 \frac{\partial^2 V_1}{\partial \gamma^2} \quad (5)$$

$$0 = \Phi + \mu_2 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial V_2}{\partial \gamma} + \mu_2 \frac{\partial^2 V_2}{\partial \gamma^2} \quad (6)$$

$$\beta_1 \frac{\partial q_1}{\partial t} = \mu_1 \frac{1}{\gamma} \frac{\partial q_1}{\partial \gamma} + \mu_1 \frac{\partial^2 q_1}{\partial \gamma^2} \quad (7)$$

$$\beta_2 \frac{\partial q_2}{\partial t} = \mu_2 \frac{2}{\gamma} \frac{\partial q_2}{\partial \gamma} + \mu_2 \frac{\partial^2 q_2}{\partial \gamma^2} \quad (8)$$

The ordinary differential equation system (5-6) has the analytical solution:

$$V_1(\gamma) = C_{11} + C_{12} \ln \gamma - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1} \quad (9)$$

$$V_2(\gamma) = C_{21} + C_{22} \ln \gamma - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2} \quad (10)$$

where components of shear stress between the two fluids are given by:

$$\tau_1(\gamma) = \frac{1}{2} \Phi \gamma - \frac{1}{\gamma} \mu_1 C_{12} \quad (11)$$

$$\tau_2(\gamma) = \frac{1}{2} \Phi \gamma - \frac{1}{\gamma} \mu_2 C_{22} \quad (12)$$

and the following boundary conditions apply:

$$V_1(1) = 0, V_2(0) = cte., V_1(\alpha) = V_2(\alpha), \tau_1(\alpha) = \tau_2(\alpha)$$

The steady state velocity profiles were obtained as:

$$V_1(\gamma) = \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}, \text{ for } \gamma > \alpha \quad (13)$$

$$V_2(\gamma) = \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}, \text{ for } \gamma < \alpha \quad (14)$$

The analytical solution of partial differential equations (7) and (8) is:

$$q_1(\gamma, t) = \exp\left(-\frac{t}{\beta_1} C_1\right) \left(C_3 BesselJ_0\left(\frac{\gamma}{\mu_1} C_1 \sqrt{-\frac{\mu_1}{C_1}}\right) + C_4 BesselK_0\left(\frac{\gamma}{\mu_1} C_1 \sqrt{-\frac{\mu_1}{C_1}}\right) \right), \text{ for } \gamma > \alpha(t) \quad (15)$$

$$q_2(\gamma, t) = \exp\left(-\frac{t}{\beta_2} C_2\right) \left(C_5 BesselJ_0\left(\frac{\gamma}{\mu_2} C_2 \sqrt{-\frac{\mu_2}{C_2}}\right) + C_6 BesselK_0\left(\frac{\gamma}{\mu_2} C_2 \sqrt{-\frac{\mu_2}{C_2}}\right) \right), \text{ for } \gamma < \alpha(t) \quad (16)$$

Where $\alpha(t)$ describes the interface transient behavior. Taking into account the following boundary conditions, which

implies that fluid velocity at the inner pipe wall is zero that is $\alpha = 1$:

$$q_1(1, t) = 0, \quad q_2(1, t) = 0$$

and the initial conditions:

$$v_1(\gamma, 0) = \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}, \quad \text{for } \gamma > \alpha_0 \tag{17}$$

$$v_2(\gamma, 0) = \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} \left(1 - \alpha_0^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}, \quad \text{for } \gamma < \alpha_0 \tag{18}$$

the temporal velocity profile is given by:

$$v_1(\gamma, t) = \frac{\Phi}{4\mu_1} (1 - \gamma^2), \quad \text{for } \gamma > \alpha(t) \tag{19}$$

$$v_2(\gamma, t) = \frac{\Phi}{4\mu_2} \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} \left(1 - \alpha^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \gamma^2 \right) \left(1 - \exp \left(-5.784 \frac{\mu_2}{\beta_2} t \right) \right) + \frac{\Phi}{4\mu_2} \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} \left(1 - (\alpha_0)^2 \left(1 - \frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right) - \gamma^2 \right) \exp \left(-5.784 \frac{\mu_2}{\beta_2} t \right), \quad \text{for } \gamma < \alpha(t) \tag{20}$$

In equations (17)-(20) α_0 represents the interface position for a time equal to zero. So, if the flow improver is injected at the tube center then $\alpha_0 = 0$, whereas if the injection occurs very near the tube wall $\alpha_0 = 1$. $\alpha(t \rightarrow \infty)$ depends on the two-phase flow composition, which is defined as the volumetric fraction of the fluid 2:

$$y_2 = \frac{Q_2}{Q_1 + Q_2} \tag{21}$$

where:

$$Q_1 = \int_0^{2\pi} \int_{\alpha}^1 V_1(\gamma) \gamma d\gamma d\theta \tag{22}$$

$$Q_2 = \int_0^{2\pi} \int_0^{\alpha} V_2(\gamma) \gamma d\gamma d\theta \tag{23}$$

The solution of the system of equations (17) to (20), which is included in the annex, together with equations (21) to (23) result in the following expression for α :

$$\alpha = \left(\frac{\mu_2 - \sqrt{\mu_2(1-y_2)(\mu_1 y_2 + \mu_2(1-y_2))}}{(\mu_2(2-y_2) - \mu_1(1-y_2))} \right)^{0.5} \tag{24}$$

The temporal interface behavior was determined taking into account the boundary condition

$$v_1(\alpha(t), t) = v_2(\alpha(t), t)$$

resulting:

$$\alpha(t) = \left(\alpha^2 \left(1 - \exp \left(-5.784 \frac{\mu_2}{\beta_2} t \right) \right) + \alpha_0^2 \exp \left(-5.784 \frac{\mu_2}{\beta_2} t \right) \right)^{0.5} \tag{25}$$

2.2 Temporal behavior of flow and pressure

Constant pressure drop. Considering a system in which the pressure drop is constant, the expression for the two-phase flow is determined as

$$Q(t) = Q_1(t) + Q_2(t)$$

$$Q(t) = \int_0^{2\pi} \int_{\alpha(t)}^1 v_1(\gamma, t) \gamma d\gamma d\theta + \int_0^{2\pi} \int_0^{\alpha(t)} v_2(\gamma, t) \gamma d\gamma d\theta \tag{26}$$

where:

$$Q(t) = \frac{\pi R^4 \Delta P}{8L} \left(\frac{\varphi_1(t)}{\mu_1} + \frac{\varphi_2(t)}{\mu_2} \right)$$

$$\varphi_1(t) = (b(t) - 1)^2$$

$$\varphi_2(t) = 2b(t) \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} (1 - \alpha^2) + \left(\alpha^2 - \frac{b(t)}{2} \right) \right) \left(1 - \exp \left(-\frac{5.784 \mu_2}{R^2 \rho_2} t \right) \right)$$

$$+ 2b(t) \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} (1 - \alpha_0^2) + \left(\alpha_0^2 - \frac{b(t)}{2} \right) \right) \exp \left(-\frac{5.784 \mu_2}{R^2 \rho_2} t \right)$$

$$b(t) = \left(\alpha^2 - (\alpha^2 - \alpha_0^2) \exp \left(-\frac{5.784 \mu_2}{R^2 \rho_2} t \right) \right)$$

and ΔP is the frictional pressure loss, R is the pipe radius and L is its length. Equations (25) and (26) allow to determine the temporal behavior in the flow rate when the improver injection in a system occurs, while the pressure drop remains constant. For the steady state condition, where the value of the total flow will depend on the flow and the pressure drop of the system, the expressions are:

$$Q = \frac{\pi R^4 \Delta P}{8L} \left(\frac{\psi_1(\alpha)}{\mu_1} + \frac{\psi_2(\alpha)}{\mu_2} \right) \quad (27)$$

where:

$$\psi_1(\alpha) = (\alpha^2 - 1)^2$$

$$\psi_2(\alpha) = \alpha^2 \left(\left(1 - 2 \frac{\mu_2}{\mu_1} \right) \alpha^2 + 2 \frac{\mu_2}{\mu_1} \right)$$

$$\alpha^2 = \frac{\mu_2 - \sqrt{\mu_2(1-y_2)(\mu_1 y_2 + \mu_2(1-y_2))}}{\mu_2(2-y_2) - \mu_1(1-y_2)}$$

Constant flow rate. For a system in which it is considered that the flow rate is constant, the behavior of the pressure drop with respect to the composition of the liquid-liquid flow is given by:

$$\Delta P = \frac{\mu_1 \mu_2}{\mu_1 \psi_2(\alpha) + \mu_2 \psi_1(\alpha)} \frac{8LQ}{\pi R^2} \quad (28)$$

Similarly for unsteady-state it results:

$$\Delta P = \frac{\mu_1 \mu_2}{\mu_1 \varphi_2(t) + \mu_2 \varphi_1(t)} \frac{8LQ}{\pi R^2} \quad (29)$$

From equation (29) it is possible to estimate the transient behavior of pressure at a given point in the system for an initial fixed pressure, in this case:

$$P_L = P_0 - \frac{\mu_1 \mu_2}{\mu_1 \varphi_2(t) + \mu_2 \varphi_1(t)} \frac{8LQ}{\pi R^2} \quad (30)$$

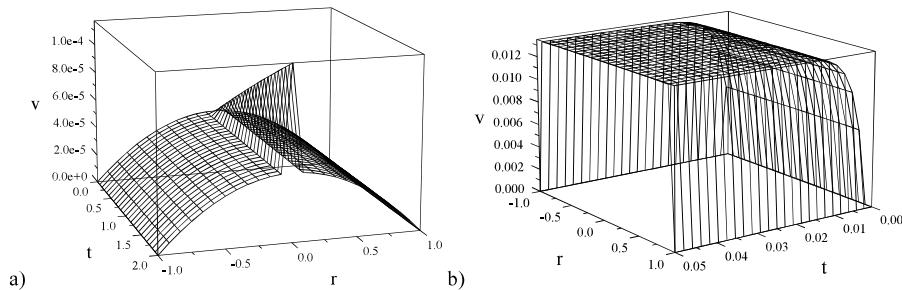


Fig. 2. Behavior of the predicted velocity profile, with a constant pressure, when the injected flow improver is in a) the tube center and b) at the tube wall. The velocity (v), time (t) and radius (r) are presented. Radius (r) is in dimensionless units.

3 Results and discussion

To analyze the results predicted by the model, the following property data was considered for a crude typical of production in northern Mexico. For this case: $\mu_1 = 0.007$ Pa·s, $\rho_1 = 870$ kg m⁻³, $\mu_2 = 35$ Pa·s, $\rho_2 = 950$ kg m⁻³, where the liquid 1 is the improver liquid (which is a biodiesel derived from the Jatropha plant that flows next to the walls) and the liquid 2 is the oil crude; $R = 0.0254$ m, $L = 10^3$ m, $\Delta P = 10^4$ Pa. The predicted results are shown in Figure 2 in terms of the transient velocity profiles.

For the given pressure drop, the differences in the velocity profiles resulting from injection at the center of the pipe (figure 2a) and injection into the annular region (figure 2b) can be clearly perceived, finding a more uniform and higher velocity for the second case by two orders of magnitude.

Figure 3 presents the values of alpha as a function of time, assuming that the injected fluid remains along the wall tube. This result suggests that in practice it will suffice to employ lower dosages of flow improver to attain a required oil crude flow.

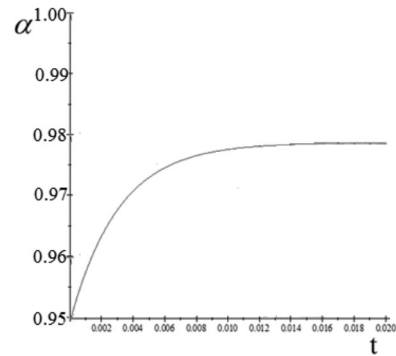


Fig. 3. Evolution of interphase in time for the case of injection in the wall tube periphery for a constant flow.

Figures 4 and 5 show the transient behavior of increase in flow rate and decrease in pressure drop respectively, that occur when the flow improver is injected at the center line or at the pipe wall. As can be observed, the proposed model predicts that when the flow improver is injected into a point very near the tube wall, the increase of flow at constant pressure (fig 4b) and the decrease in pressure drop (fig 5b) at constant flow rate, are both remarkable compared to the injection into the tube centerline, which would be expected due to the interaction with the wall pipeline reducing friction effects.

It can be noticed that the pressure drop changes almost instantly when fluid is injected near the wall periphery, unlike the case of injection into tube centerline, where it takes much longer to stabilize. In this case, it is evident the enhanced effect of the flow improver when it is injected into a point near

the tube wall. These results agree with the observed experimental behavior obtained with water (Abarasi, H. 2014; Livinus, A. *et al.* 2016). Likewise, the time response to the increase in flow rate is much faster for the case of injection at the pipe wall.

When injection is effected in the annular region, the time required to reach the steady state is practically instantaneous which can be expected in a system with a higher velocity. On the other hand, for the case of injection at the center of the pipe, the velocity increases slowly with time at the injection point, and therefore the flow rate increases slowly.

These results allow to establish that for the transport of high viscosity fluids, such as heavy and extra heavy crude oils, the use of non-mixing diluents with the crude leads to flow improvement, mainly if they are injected at the pipe wall.

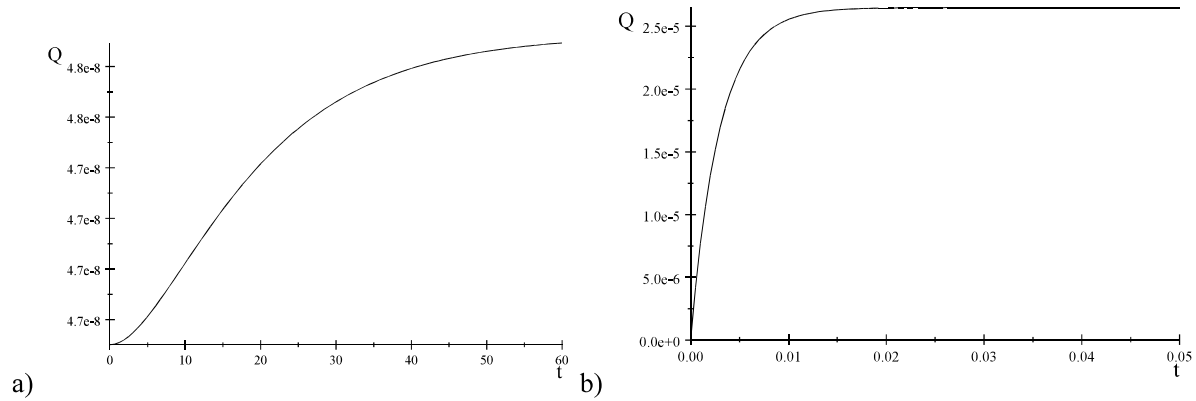


Fig. 4. Flow temporal behavior when the fluid is injected at constant pressure into the a) center tube and b) near the tube wall.

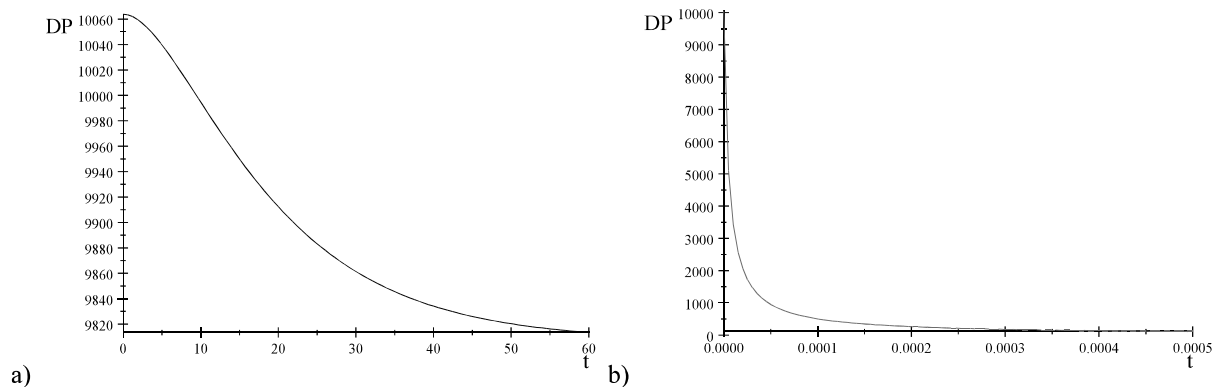


Fig. 5.a. Temporal Behavior of the pressure drop at constant flow ($Q = 4.7 \times 10^{-8} \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$) for a) injection in tube center and b) tube wall.

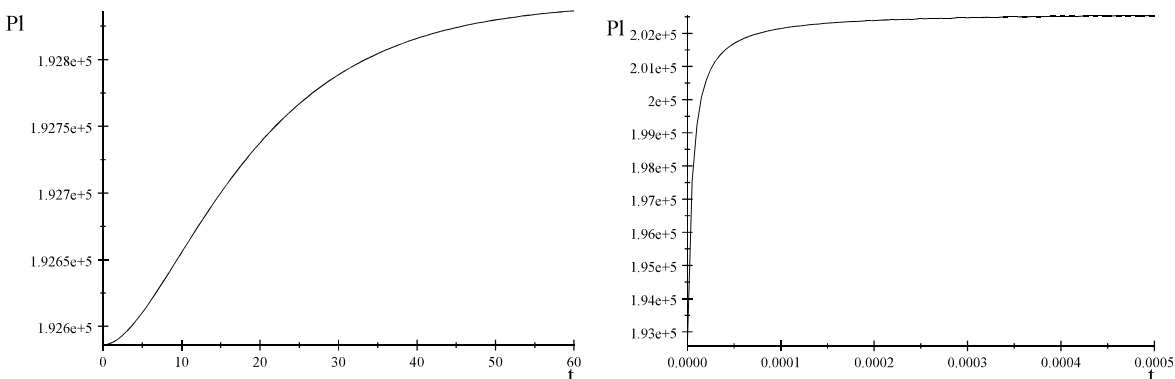


Fig. 5.b. Behavior of the discharge pressure with respect to time when the fluid is injected into the tube center (left) and in the pipe wall (right).

Conclusions

A mathematical model to predict both the pressure drop at constant flow rate and the flow evolution at constant pressure drop of a liquid-liquid flow in non-steady state conditions is proposed in this paper. This model was applied to study the optimal injection point of a flow improver for heavy oil pipeline transport. Two cases were analyzed, one where the injection is effected near the tube wall and another where the injection point is at the tube centerline. The predicted results showed the enhanced effect of the flow improver when it is injected into a point near the tube wall, both quantitatively as well as in terms of time response. These results suggest that in practice it will suffice to employ lower dosages of flow improver to attain a required oil crude flow, when it is injected through the annular region.

One limitation of the present model is that the flow improver remains along the injection position, that is through the pipe centerline or through the annular region, which means that it cannot predict the progression of the flow improver from the centerline to the wall of the pipe or vice versa.

Acknowledgement

The authors thank the support received from Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) of Mexico, project number 166923.

Symbols

L length of the pipe, m
 p pressure, Pa

P pressure in a time t , Pa
 ΔP pressure drop, Pa
 q velocity in unsteady state, ms^{-1}
 Q flow rate, m^3s^{-1}
 r radial distance of the pipe, m
 R total radius of the pipe, m
 t time, s
 v velocity, ms^{-1}
 V velocity at steady state, ms^{-1}
 y volumetric fraction
 z longitudinal coordinate
 α dimensionless interface position between both flows
 β, Φ parameters
 γ dimensionless radius
 ρ density, kgm^{-3}
 τ component of shear stress

References

- Abarasi, H. (2014). A review of technologies for transporting heavy crude oil and bitumen via pipelines. *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology* 4, 327-336.
- Abubakar, A., Al-Wahaibi, Y., Al-Wahaibi, T., Al-Hashmi, A. A., Al-Ajmi, A., and Eshtrati, M. (2016). Effect of water-soluble drag-reducing polymer on flow patterns and pressure gradients of oil/water flow in horizontal and upward-inclined pipes. *SPE Journal*, 1-14.
- Argillier, J., Henaut, I., Heraud, J.P. and Glenat, P. (2005). Heavy oil dilution. In *SPE International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium*. Society of Petroleum Engineers.

- Bensakhria, A., Peysson, Y. and Antonini, G. (2004). Experimental study of the pipeline lubrication for heavy oil transport. *Oil & Gas Science Technology* 59, 523-533
- Bird, R.B., Stewart, W.E. and Lightfoot, E.N. (2002). *Transport Phenomena*. John Wiley & Sons, 2 Ed. New York.
- Brauner, N., Rovinsky, J. and Maron, D. M. (1996). Analytical solution for laminar-laminar two-phase stratified flow in circular conduits. *Chemical Engineering Communications* 141, 103-143.
- Edomwonyi-Otu, L. C., Chinaud, M., and Angeli, P. (2015). Effect of drag reducing polymer on horizontal liquid-liquid flows. *Experimental Thermal and Fluid Science* 64, 164-174.
- Gateau, P., Hénaut, I., Barré, L., and Argillier, J. F. (2004). Heavy oil dilution. *Oil & Gas Science and Technology* 59, 503-509
- González-Dávila, V., Flores-López, J., González-Dávila, J.L., Palacio-Pérez, A., Izquierdo-Kulich, E.F. and Suárez-Domínguez, E.J. (2015). Optimizing oil production through use of a viscosity bio reducer. Presentation number PAMFC15-115 January, 22. Veracruz, Ver.: *Pan American Mature Field Congress*.
- Hewitt, G. F., Delhaye, J. M. and Zuber, N. (2013). *Multiphase Science and Technology*. V.2. Springer Science & Business Media.
- Huang, Z., Lee, H.S., Senra, M. and Fogler, H. S. (2011). A fundamental model of wax deposition in subsea oil pipelines. *AIChE Journal* 57, 2955-2964.
- Imbert-Gonzalez, J., Garcia-Valladares, O. and Guillen-Gordin, R. (2016). Hydrodynamic analysis of a turbulent flow in an annular space with inserted wire spiral. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 15, 149-159.
- Ismail, A. S., Ismail, I., Zoveidavianpoor, M., Mohsin, R., Piroozian, A., Misnan, M. S., and Sariman, M. Z. (2015). Experimental investigation of oil-water two-phase flow in horizontal pipes: Pressure losses, liquid holdup and flow patterns. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 127, 409-420.
- Joseph, D. D., Bai, R., Chen, K. P., and Renardy, Y. (1997). Core-annular flows. *Annual Review of Fluid Mechanics* 29, 65-90.
- Livinus, A., Yeung, H. and Lao, L. (2016). Restart time correlation for core annular flow in pipeline lubrication of high-viscous oil. *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology*, 1-10.
- Loh, W. L. and Premanadhan, V. K. (2016). Experimental investigation of viscous oil-water flows in pipeline. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 147, 87-97.
- Manning, W. and Lind, G. (2014). Data analysis and Discussion of Product Interface Size on a Batched Crude Oil Pipeline, conference, 6-9 May, Baltimore, Maryland, USA: *PSIG Annual Meeting Pipeline Simulation Interest Group*.
- Martínez-Palou, R., De Lourdes Mosqueira, M., Zapata-Rendón, B., Mar-Juárez, E., Bernal-Huicochea, C., De la Cruz Clavel-López, J and Aburto, J. (2011). Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 75, 274-282.
- Mukhaimer, A., Al-Sarkhi, A., El Nakla, M., Ahmed, W. H. and Al-Hadhrami, L. (2015). Effect of water salinity on flow pattern and pressure drop in oil-water flow. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 128, 145-149.
- Oliemans RVA and Ooms G. (1986). Core-annular flow of oil and water through a pipeline. *Multiphase Science and Technology* 2, 1-4.
- Palacio-Pérez, A. and González-Dávila, V. (2014) Reporte de proyecto SENER-CONACYT. Demanda específica D2/CH2011-01 Proyecto No 166923. México, D.F.
- Panuganti, S.R. (2013). Asphaltene Behavior in Crude Oil Systems. Engineering thesis, director: Walter G. Chapman. Rice University. Houston, Tx.
- Santos, R.G., Loh, W., Bannwart, A.C. and Trevisan, O.V. (2014). An overview of heavy oil properties and its recovery and transportation methods. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 3, 571-590.

Silva, R. de C., Almeida, D.G., Rufino, R.D. Luna, J.M., Santos, V. A. and Sarubbo, L. A. (2014). Applications of biosurfactants in the petroleum industry and the remediation of oil spills. *International Journal of Molecular Science* 15, 12523-12542

Suárez-Domínguez, E.J., Palacio-Pérez, A., Rodríguez Contreras, A. and Izquierdo-Kulich (2014). Influencia del biorreductor de viscosidad en el gradiente de presión en un ducto horizontal que transporta fluido no newtoniano. *Revista Cubana de Ingeniería* 5, 45-50.

Suárez-Domínguez, E.J., Palacio-Pérez, A., Rodríguez Contreras, A. and Izquierdo-Kulich (2016). Análisis de difusividad molecular de un reductor de viscosidad en crudo extrapesado. La Habana, Cuba: *Cuban Chemical Society Congress*.

Subramanian, D., Wu, K., and Firoozabadi, A. (2015). Ionic liquids as viscosity modifiers for heavy and extra-heavy crude oils. *Fuel* 143, 519-526.

Tharanivasan, A.K. (2012). Asphaltene Precipitation from Crude Oil Blends, Conventional Oils, and Oils with Emulsified Water. Doctoral Thesis. University of Calgary: Faculty of Graduate Studies. 211pp.

Tian, Z., Jin, W., Wang, L. and Jin, Z. (2014). The study of temperature profile inside wax deposition layer of waxy crude oil in pipeline. *Frontiers in Heat and Mass Transfer* 5, 1-8.

Toms, B.A. (1948). Some observation on the flow of linear polymer solution through straight tubes at large Reynolds number. In: *Proceedings of the 1st International Congress on Rheology*, vol.2. North Holland, Amsterdam, The Netherlands, 135-141.

Annex

Solution of equation system in steady state:

$$0 = \Phi + \mu_1 \frac{1}{\gamma} \frac{dV_1}{d\gamma} + \mu_1 \frac{d^2 V_1}{d\gamma^2}$$

$$0 = \Phi + \mu_2 \frac{1}{\gamma} \frac{dV_2}{d\gamma} + \mu_2 \frac{d^2 V_2}{d\gamma^2}$$

Solution is given by:

$$V_1 = C_{11} + C_{12} \ln \gamma - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_1}$$

$$V_2 = C_{21} + C_{22} \ln \gamma - \frac{1}{4} \Phi \frac{\gamma^2}{\mu_2}$$

with the boundary conditions and solutions:

$$V_2(0) = \text{finite}$$

$$C_{22} = 0$$

$$\mu_1 \left(\frac{dV_1}{d\gamma} \right)_{\gamma=\alpha} = \mu_2 \left(\frac{dV_2}{d\gamma} \right)_{\gamma=\alpha}$$

$$\frac{1}{\alpha} \mu_1 C_{12} - \frac{1}{2} \Phi \alpha = \frac{1}{\alpha} \mu_2 C_{22} - \frac{1}{2} \Phi \alpha$$

$$\frac{1}{\alpha} \mu_1 C_{12} - \frac{1}{2} \Phi \alpha = \frac{1}{\alpha} \mu_2 (0) - \frac{1}{2} \Phi \alpha$$

$$C_{12} = 0$$

$$C_{11} + (0) \ln \alpha - \frac{1}{4} \Phi \frac{\alpha^2}{\mu_1} = C_{21} + (0) \ln \alpha - \frac{1}{4} \Phi \frac{\alpha^2}{\mu_2}$$

$$C_{11} + (0) \ln 1 - \frac{1}{4} \Phi \frac{1^2}{\mu_1} = 0$$

where:

$$C_{11} = \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1}$$

$$C_{21} = \frac{1}{4} \frac{\Phi}{\mu_1} - \frac{1}{4} \Phi \frac{\alpha^2}{\mu_1} + \frac{1}{4} \Phi \frac{\alpha^2}{\mu_2}$$



Received: 26 July 2016
Accepted: 23 September 2016
First Published: 07 October 2016

*Corresponding author: E.J. Suárez-Domínguez, Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), Circuito Interior S/N, Ciudad Universitaria, México, D.F., México; FADU, Universidad Autónoma de Tamaulipas, Circuito Interior S/N Campus Tampico-Madero, Tampico, Tamaulipas, México
E-mails: ejonsd@aol.com, edgardo.suarez@uat.edu.mx

Reviewing editor:
Duc Pham, University of Birmingham, UK

Additional information is available at the end of the article

MECHANICAL ENGINEERING | SHORT COMMUNICATION

Liquid-liquid-gas stratified fractional model flow: I. Model in two parallel plates

E.J. Suárez-Domínguez^{1,3*}, I.S. Alarcón-Montelongo², A. Rodríguez-Valdés¹, A. Palacio-Pérez¹ and E.F. Izquierdo-Kulich⁴

Abstract: Three phase fluid flow is a crucial subject in many industries such as chemical, oil and gas. Actually, software and empirical predictions exist for pressure drop in liquid-liquid or liquid-gas stratified flow but liquid-liquid-gas flow is not well known. Simple prediction of pressure gradient in three phase flow will lead to decisions and the use or not of robust methods for a better design of an energy efficient transportation system. This paper presents a solution for the velocity profile and pressure drop for liquid-liquid-gas flow applied in parallel plates. Also, by using fractional calculus, we show a method to determine the pressure drop in liquid-liquid-gas systems, which allows us to consider the effect of flow regime on velocity profile and pressure drop. We also propose a relationship to determine the order of fractional derivatives. This is related to the Reynolds number corresponding to each phase, which is found flowing at the specified volumetric speed. The solved unified model is useful for laminar, transient or turbulent flow.

Subjects: Mechanical Engineering; Energy & Fuels; Control Engineering

Keywords: stratified flow; three phase pressure gradient; fractional flow model

1. Introduction

In the petroleum industry, fluid transport challenges are increasing due to characteristics of the fluid produced, particularly its viscosity and compositional variation, or phase separation (Hosseini-Dastgerdi, Tabatabaei-Nejad, Sahraei & Nowroozi 2014; Leontaritis & Mansoori, 1987).

Sometimes it is necessary to add other chemical products to the current for better transport (Adams, 2014). It is known that impact on stability means changes in viscosity, which affect the pressure drops (Becker, 1997; Bird, Stewart, & Lightfoot, 2002). Using viscosity reducers i.e. BRV, we can achieve fluid pressure drop in a pipeline (Suárez-Domínguez, Palacio-Pérez, Rodríguez Contreras, & Izquierdo-Kulich, 2014).

There are many advantages to multiphase flow such as a lower pressure drop when the higher viscosity fluid is not in contact with the walls of the pipe (Bensakhria, Peysson, & Antonini, 2004; He, Lin, Li, Sui, & Xu, 2015).

ABOUT THE AUTHORS

The authors are specialists in fluid flow phenomena from the University of Havana, Cuba, the State of Tamaulipas, and the UNAM (National University of Mexico) and Centro de Investigación Aplicada y Tecnológica (CIAT) that are currently involved in proposing sustainable methods for the downstream transport of heavy oil.

PUBLIC INTEREST STATEMENT

The work presented strives to simplify very complex phenomena through the calculus of the so-called fractional derivatives, that is non-the-less straightforward. The proposed method is applied to the stratified flow between parallel plates of water, oil and air. The analytical results are encouraging within the limitations imposed in the modeling of the simple geometry.

Mathematical models used to predict behavior of the pressure drop in these systems under different flow regimes are fundamentally empirical. This is due to the complex flow patterns that may occur, which are determined by interfacial properties, flow regimes, and system geometry as well as chemical and physical properties of the fluid involved. In this sense, the deterministic models established based on phenomenological equations consider a total separation of phases and laminar flow regime.

The proposed phenomenological models are derived from a consideration of complete separation between the phases.

Historically important periods are recognized in model equations development of two-phase flow (Shippen & Bailey, 2012). Brauner (2013) has explained several models for different liquid-liquid flow types and Zhang, Wang, Sarica, and Brill (2003) made an empirical unified model for liquid-gas; Waqas et al. (2016) in the other hand, have studied about viscous dissipation, skin fractions and mathematical models using Nusselt number. On the other hand, computational fluid dynamics (CFD) is used for prediction of multiphase flow but time and computational resources must be known to obtain results.

There is not much literature for liquid-liquid-gas three phase flow or models to explain this phenomenon.

We presented a velocity profile and pressure drop analytical model to explain three phase flow in parallel plates and offer a mathematical method to explain pressure drop. The model takes into account the influence of flow regime through an index associated with fluctuations of speed and the implementation of fractional differential calculus.

2. Method

Figures 1a and 1b show the concept used in mathematical model.

To obtain the three phase model the following considerations are established:

1. A total separation exists between the phases, for which it is supposed that the flow occurs between two parallel plates, where the thickness is much larger than the distance between them, so that transport of momentum takes place in a direction that is perpendicular to the plate walls.

The flow occurs between two parallel plates, where the thickness is much larger than the distance between them so that transport of momentum takes place in a direction that is perpendicular to the plate walls.

2. Plates are horizontal, fluids are immiscible and they arrange according to density.
3. The conditions of gas are estimated with ideal gas law.

From a system of continuity and momentum transport equations for a Cartesian coordinate system of differential equations describing behavior of velocity profile, we obtain:

$$0 = \begin{cases} -\frac{dP}{dl} + \frac{\mu_1}{\rho_1} \frac{d^2 w_2}{dx^2} & \text{if } 0 < x < h_1 \\ -\frac{dP}{dl} + \frac{\mu_2}{\rho_2} \frac{d^2 w_2}{dx^2} & \text{if } h_1 < x < h_2 \\ -\frac{dP}{dl} + \frac{\mu_3}{\rho_3} \frac{d^2 w_3}{dx^2} & \text{if } h_2 < x < H \end{cases}$$

Figure 1a. Parallel plates used in development of mathematical model.

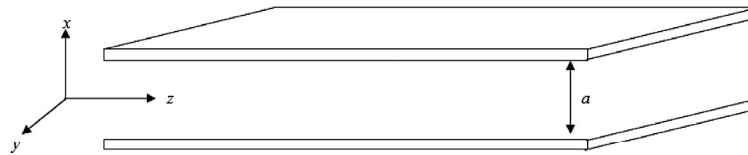
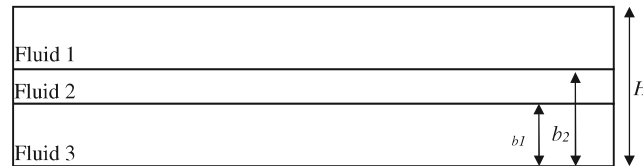


Figure 1b. Stratified flow is developed with two interfaces between the fluids.



where P is pressure (Pa), l the plate length, μ is viscosity, ρ is density, w is the mass velocity, H is total separation between plates, x is the position between plates and h is the interphase position between fluids, in which case it is established:

$$\rho_1 > \rho_2 > \rho_3$$

$$\rho_3 = \frac{P_M \times 10^{-3} P}{8.314510T}$$

We define the dimensionless variables: $\varphi = \frac{w}{W}$, $l = \frac{(2x-H)}{H}$, $b = \frac{(2h-H)}{H}$ and the dimensionless parameters $\Phi = -\frac{dP}{4dl} \frac{H^2 \rho_1}{W \mu_1}$, $k_2 = \frac{\mu_1 \rho_2}{\mu_2 \rho_1}$ and $k_3 = \frac{\mu_1 \rho_3}{\mu_3 \rho_1}$

so that the equation is rewritten as:

$$0 = \begin{cases} \Phi + \frac{d^2 \varphi_1}{dl^2} & -1 < l < b_1 \\ \Phi k_2 + \frac{d^2 \varphi_2}{dl^2} & \text{if } b_1 < l < b_2 \\ \Phi k_3 + \frac{d^2 \varphi_3}{dl^2} & b_2 < l < 1 \end{cases}$$

It is taken into account that gas is flowing in a turbulent manner. The effect of turbulence occurs in a nonlinear behavior on fluid shear tensor with respect to the distance between the plates, which will be described through the use of fractional differential equations (Tarasov & Vasily, 2010). According to this formalism, each differential equation order is related to the magnitude of fluctuations in the corresponding fluid and, therefore, is identified as the turbulence index, which is equal to 1 for laminar regime. From this consideration, it is convenient to express the non-dimensional system of differential equations in the form:

$$0 = \Phi + \frac{d^\alpha \tau_1}{dl^\alpha} \text{ and } \tau_1 = \frac{d\varphi_1}{dl} \text{ if } -1 < l < b_1$$

$$0 = \Phi k_2 + \frac{d^\beta \tau_2}{dl^\beta} \text{ and } \tau_2 = \frac{d\varphi_2}{dl} \text{ if } b_1 < l < b_2$$

$$0 = \Phi k_3 + \frac{d^\gamma \varphi_3}{dl^\gamma} \text{ and } \tau_3 = \frac{d\varphi_3}{dl} \text{ if } b_2 < l < 1$$

where α , β and γ are the turbulence indices corresponding to each fluid. The turbulence index (I) for each fluid is determined in the following manner: for each fluid, the corresponding Reynolds number is calculated corresponding to the specified volumetric velocity:

$$R_e = 2 \frac{HV\rho}{\mu}$$

And the value of (I) is calculated through the numerical solution of the corresponding equation in accordance with its Reynolds number value:

$$I = \begin{cases} 1.9775 \times 10^{-2} (R_e)^{\frac{3}{4}} - I\Gamma(I) (I + 2) & \text{si } 2.1 \times 10^3 < R_e < 4 \times 10^4 \\ I\Gamma(I) (I + 2) - \frac{0.01929R_e}{\ln^2 \frac{1}{R_e} \left(0.2337R_e^{\frac{9}{10}} R_e + 6.9 \right)} & \text{si } 4 \times 10^4 < R_e < 10^8 \\ 1 & \text{si } R_e < 2.1 \times 10^3 \end{cases}$$

where Γ is the Gamma function.

The solution to the fractional differential equation system is:

$$\varphi_1 = C_{12} + C_{11}l - |l|^{\alpha+1} \frac{\Phi_1}{(\alpha+1)\Gamma(\alpha+1)} \text{ with } \tau_1 = C_{11} - \frac{1}{\alpha} \frac{\Phi_1}{\Gamma(\alpha)} |l|^\alpha \frac{l}{|l|}$$

$$\varphi_2 = C_{22} + C_{21}l - |l|^{\beta+1} \frac{\Phi_2}{(\beta+1)\Gamma(\beta+1)} \text{ with } \tau_2 = C_{21} - \frac{\Phi_2}{\beta\Gamma(\beta)} |l|^\beta \frac{l}{|l|}$$

$$\varphi_3 = C_{32} + C_{31}l - |l|^{\gamma+1} \frac{\Phi_3}{(\gamma+1)\Gamma(\gamma+1)} \text{ with } \tau_3 = C_{31} - \frac{\Phi_3}{\gamma\Gamma(\gamma)} |l|^\gamma \frac{l}{|l|}$$

To determine integer constants, the following boundary conditions are taken:

$$\begin{aligned} \varphi_1(-1) &= 0 \\ \varphi_3(1) &= 0 \\ \varphi_1(b_1) &= \varphi_2(b_1) \\ \tau_1(b_1) &= \tau_2(b_1) \\ \varphi_2(b_2) &= \varphi_3(b_2) \\ \tau_2(b_2) &= \tau_3(b_2) \end{aligned}$$

so that integer constants are determined from the solution of the differential equation:

$$\begin{aligned} 0 &= C_{12} + C_{11}(-1) - |(-1)|^{\alpha+1} \frac{\Phi}{(\alpha+1)\Gamma(\alpha+1)} \\ 0 &= C_{32} + C_{31}(1) - |(1)|^{\gamma+1} \frac{\Phi k_3}{(\gamma+1)\Gamma(\gamma+1)} \\ C_{12} + C_{11}(b_1) - \left| (b_1) \right|^{\alpha+1} \frac{\Phi}{(\alpha+1)\Gamma(\alpha+1)} &= C_{22} + C_{21}(b_1) - \left| (b_1) \right|^{\beta+1} \frac{\Phi k_2}{(\beta+1)\Gamma(\beta+1)} \\ C_{11} - \frac{1}{\alpha} \frac{\Phi}{\Gamma(\alpha)} \left| (b_1) \right|^\alpha \frac{b_1}{|b_1|} &= C_{21} - \frac{\Phi k_2}{\beta\Gamma(\beta)} \left| (b_1) \right|^\beta \frac{b_1}{|b_1|} \\ C_{22} + C_{21}(b_2) - \left| (b_2) \right|^{\beta+1} \frac{\Phi k_2}{(\beta+1)\Gamma(\beta+1)} &= C_{32} + C_{31}(b_2) - \left| (b_2) \right|^{\gamma+1} \frac{\Phi k_3}{(\gamma+1)\Gamma(\gamma+1)} \\ C_{21} - \frac{\Phi k_2}{\beta\Gamma(\beta)} \left| (b_2) \right|^\beta \frac{b_2}{|b_2|} &= C_{31} - \frac{\Phi k_3}{\gamma\Gamma(\gamma)} \left| (b_2) \right|^\gamma \frac{b_2}{|b_2|} \end{aligned}$$

Defining the functions $f_1(l) = \frac{\varphi_1(l)}{\Phi}$, $f_2(l) = \frac{\varphi_2(l)}{\Phi}$ and $f_3(l) = \frac{\varphi_3(l)}{\Phi}$ the average dimensionless mass velocity with respect to the flow area is determined as $\varphi = \Phi f$, where:

$$f = \frac{\left[\int_0^z \int_{-1}^{b_1} f_1(l) dl dz + \int_0^z \int_{b_1}^{b_2} f_2(l) dl dz + \int_0^z \int_{b_2}^1 f_3(l) dl dz \right]}{\left[\int_0^z \int_{-1}^1 dl dz \right]}$$

knowing for definition $\varphi = 1$ then $\Phi f = 1$.

Substituting the dimensionless parameters, a differential equation is obtained which must be solved to find the pressure gradient in the plates:

$$-\frac{dP}{dl} = \frac{4}{H^2} \frac{\mu_1}{\rho_1} W$$

$$P(0) = P_0$$

where the average mass velocity depends on average volumetric velocity established at the point $l = 0$ and the composition of the systems is expressed by the mass fraction:

$$W = \frac{V}{\frac{1}{\rho_1} x_1 - \frac{1}{\rho_2} (x_1 + x_3 - 1) + \frac{8314.5}{P} \frac{T}{P_M} x_3}$$

Interphase positions are related with the system composition according to:

$$x_1 = \frac{\left[\int_0^Z \int_{-1}^{b_1} f_1(l) dl dz \right]}{\left[\int_0^Z \int_{-1}^{b_1} f_1(l) dl dz + \int_0^Z \int_{b_1}^{b_2} f_2(l) dl dz + \int_0^Z \int_{b_2}^1 f_2(l) dl dz \right]}$$

$$x_3 = \frac{\left[\int_0^Z \int_{b_2}^1 f_2(l) dl dz \right]}{\left[\int_0^Z \int_{-1}^{b_1} f_1(l) dl dz + \int_0^Z \int_{b_1}^{b_2} f_2(l) dl dz + \int_0^Z \int_{b_2}^1 f_2(l) dl dz \right]}$$

$$x_2 = 1 - x_1 - x_3$$

Mass composition of the systems is constant and functions f_1 , f_2 and f_3 are system dependent so that the interphase position changes with pressure.

A condensed method to obtain pressure drop (see annex 1).

3. Results and discussion

To analyze the proposed model, a water-oil-gas system was studied, the properties of which are presented in Table 1.

The system parameters are shown in Table 2.

A system with a constant mass fraction of oil (0.94) and the following water and gas mass fractions:

Case 1. $(x_1, x_3) = (0.01, 0.05)$

Case 2. $(x_1, x_3) = (0.05, 0.01)$

were considered.

For the previously established operational conditions and applying the proposed methodology, the turbulence indices for water = 3.0704, crude oil = 1 and gas = 1 were obtained.

Solving the equation according to the proposed method, the interface behavior was obtained with respect to pressure and system composition. The corresponding equations were linealized using statistical techniques, obtaining, in this case:

$$b_1 = 1.7493 \times 10^{-8} P + 1.5634 x_1 + 0.67994 x_3 - 1.0025$$

$$b_2 = 1.1454 \times 10^{-7} P - 0.82384 x_1 - 3.7713 x_3 + 0.97655$$

Table 1. Characteristics of the considered three phase fluid flow

Fluid	Viscosity (Pa s)	Density (kg m ⁻³)
1. Water	10 ⁻³	1,000
2. Oil	35	980
3. Gas PM = 20	2 × 10 ⁻⁵	$\frac{20 \times 10^{-3} (P)}{(8.314510) (T)}$

Table 2. Parameters for the system analyzed in this work

Variable	Value
Distance between plates	0.1 m
Plate length	1,000 m
Volumetric velocity	0.1 m s ⁻¹
Wall rugosity	0 m
Input pressure	4 × 10 ⁵ Pa
Temperature	298.15 K

Results are shown in Figure 2, where we observe that pressure drops with increasing gas volume. This result is expected if we take into account that gas is the phase which has a lower viscosity and density than crude alone. When pressure drop for oil in monophasic flow is calculated and it is compared with liquid-liquid-gas model, a 95% lower pressure drop was found compared to monophasic

Figure 2. Pressure behavior in the system with respect to pipe length for two different compositions in a triphasic system.

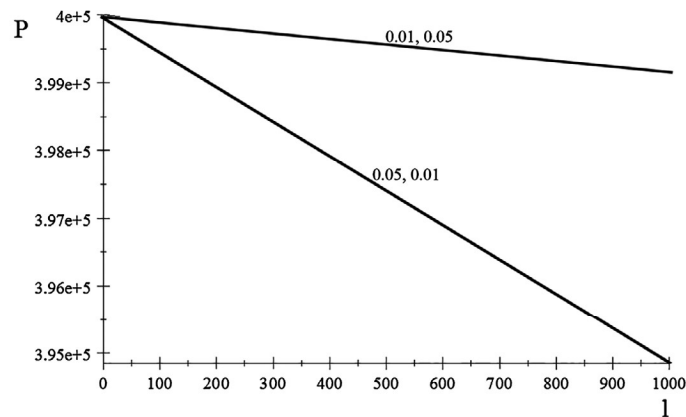


Figure 3. Interphase position of water-oil (bottom) and oil-gas (top) in 1,000 m of the plates.

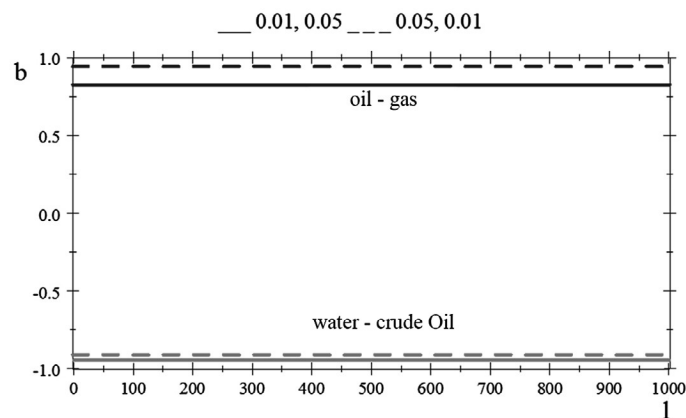
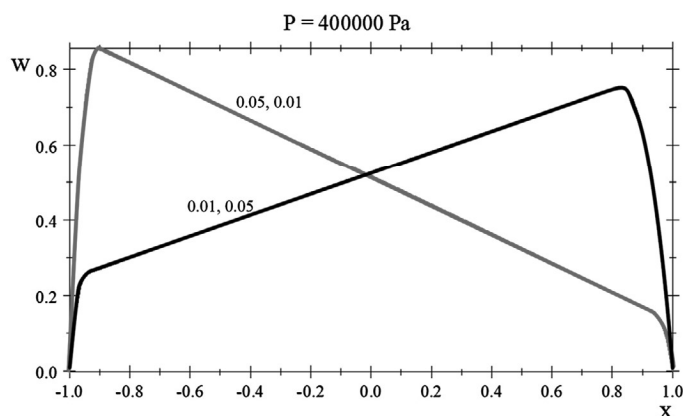


Figure 4. Dimensionless velocity (w) profiles according to the thickness of separation (x).



model. Thus, although it is better to transport a fluid in multiphase flow as we have found, or in biphasic flow according to Bensakharia, it is necessary to probe the solution with more experimentation.

It is possible that this model may be applied to high viscosity fluid such as heavy or extraheavy crude oil, to provide greater convenience in transport by this method.

Figure 3 shows interphase position along the plates. It is shown that interphases don't change significantly over distance, and therefore their position can be considered practically constant along the length of the pipe. This is a limiting of the model because it only happens in some real cases, mainly with low velocities.

Non dimensionless velocity profiles obtained for each composition for the initial pressure is shown in Figure 4.

4. Conclusions

We present a model and method to find pressure drop in two parallel plates. Results indicate that the movement of three phase flow where gas and higher density, less viscous liquid surround a high viscosity liquid, with interphases well defined, is better than the one-phase, higher viscosity flow.

The model has as limitation that it cannot set the conditions under which the formation of two interfaces is given, although a similar result may reasonably be expected if movement of fluids occurs in conditions explained previously. It is recommended to expand further work considering some concentration profiles as described by Hayat, Khan, Waqas, Alsaedi, and Yasmeen (2016) as well as performing experimental part and comparing both results.

Acknowledgements

Authors thank Lynda Kay Deckard Ramos for editing assistance.

Funding

This research was supported by the Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) and Secretaría de Energía (SENER) under project number 166321.

Author details

E.J. Suárez-Domínguez^{1,3}
E-mails: ejonsd@aol.com, edgardo.suarez@uat.edu.mx
I.S. Alarcón-Montelongo²
E-mail: jonathan@qia.mx
A. Rodríguez-Valdés¹
E-mail: arodriguezv@ii.unam.mx

A. Palacio-Pérez¹
E-mail: apalaciop@ii.unam.mx
E.F. Izquierdo-Kulich⁴
E-mail: elenaik@fq.uh.cu

¹ Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), Circuito Interior S/N, Ciudad Universitaria, México, D.F., México.

² Centro de Investigación Aplicada y Tecnológica, Circuito Golfo de México 200, Pórticos de Miramar, CP 89506, Cd. Madero, Tamaulipas, México.

³ FADU, Universidad Autónoma de Tamaulipas, Circuito Interior S/N Campus Tampico-Madero, Tampico, Tamaulipas, México.

⁴ Facultad de Química, Departamento de Química-Física, Universidad de la Habana, La Habana, Cuba.

Citation information

Cite this article as: Liquid-liquid-gas stratified fractional model flow: I. Model in two parallel plates, E.J. Suárez-Domínguez, I.S. Alarcón-Montelongo, A. Rodríguez-Valdés, A. Palacio-Pérez & E.F. Izquierdo-Kulich, *Cogent Engineering* (2016), 3: 1245525.

References

- Adams, J. J. (2014). Asphaltene adsorption, a literature review. *Energy & Fuels*, 1–85.
- Becker, J. R. (1997). *Crude oil: Waxes, emulsions and asphaltenes* (278 pp.). Tulsa, OK: PennWell.
- Bensakhria, A., Peysson, Y., & Antonini, G. (2004). Experimental study of the pipeline lubrication for heavy oil transport. *Oil & Gas Science and Technology*, 59, 523–533. <http://dx.doi.org/10.2516/ogst:2004037>
- Bird, R. B., Stewart, W. E., & Lightfoot, E. N. (2002). *Transport phenomena* (2nd ed.). New York, NY: John Wiley & Sons.
- Brauner, N. (2013). Liquid-liquid two phase flow systems. In G. Hewitt (Ed.), *Annular two-phase flow* (p. 222). Pergamon Press.
- Hayat, T., Khan, M. I., Waqas, M., Alsaedi, A., & Yasmeen, T. (2016). Diffusion of chemically reactive species in third grade flow over an exponentially stretching sheet considering magnetic field effects. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. doi:10.1016/j.cjche.2016.06.008
- He, L., Lin, F., Li, X., Sui, H., & Xu, Z. (2015). Interfacial sciences in unconventional petroleum production: From fundamentals to applications. *Chemical Society Reviews*, 44, 5446–5494. <http://dx.doi.org/10.1039/C5CS00102A>
- Hosseini-Dastgerdi, Z., Tabatabaei-Nejad, S. A. R., Sahraei, E., & Nowroozi, H. (2015). Morphology and size distribution characterization of precipitated asphaltene from live oil during pressure depletion. *Journal of Dispersion Science and Technology*, 36, 363–368. <http://dx.doi.org/10.1080/01932691.2014.910668>
- Leontaritis, K. J., & Mansoori, G. A. (1987). Asphaltene flocculation during oil production and processing: A thermodynamic colloidal model. *Society of Petroleum Engineers*, 149–158.
- Shippen, M., & Bailey, W. J. (2012). Steady-state multiphase flow: Past, present, and future, with a perspective on flow assurance. *Energy & Fuels*, 26, 4145–4157. <http://dx.doi.org/10.1021/ef300301s>
- Suárez-Domínguez, E. J., Palacio-Pérez, A., Rodríguez Contreras, A., & Izquierdo-Kulich, E. (2014). Influencia del biorreductor de viscosidad en el gradiente de presión en un ducto horizontal que transporta fluido no newtoniano. *Revista Cubana de Ingeniería*, 5, 45–50.
- Tarasov, V. E., & Vasily, E. (2010). *Fractional Dynamics: Applications of Fractional Calculus to Dynamics of Particles, Fields and Media*. Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg. ISBN 978-3-642-14003-7. <http://dx.doi.org/10.1007/978-3-642-14003-7>
- Waqas, M., Farooq, M., Khan, M. I., Alsaedi, A., Hayat, T., & Yasmeen, T. (2016). Magnetohydrodynamic (MHD) mixed convection flow of micropolar liquid due to nonlinear stretched sheet with convective condition. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 102, 766–772. <http://dx.doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2016.05.142>
- Zhang, H. Q., Wang, Q., Sarica, C., & Brill, J. P. (2003). Unified model for gas-liquid pipe flow via slug dynamics—Part 1: Model development. *Journal of Energy Resources Technology*, 125, 266–273. <http://dx.doi.org/10.1115/1.1615246>

Annex 1

For the solution of the equation system we need to apply numerical techniques. We explain those briefly in three steps with a calculation algorithm:

- Step 1.** It is necessary to specify viscosity and density of each one of the liquid-liquid-gas fluids and the geometrical and operation parameters of the system such as separation of the plates, plate lengths, volumetric velocity, wall roughness, inlet pressure and temperature.
- Step 2.** To determine the positions behavior of each interphase with respect to pressure and system composition, it is necessary to make a simulation to determine behavior of the composition value for different values of both interphases and pressure. Once results are obtained, a multiple regression statistical adjustment is made from which an algebraic equations system can be obtained to determine change of interphase composition with respect to pressure for a specified composition.

For this an mathematical design will be considered with three variables (b_1 , b_2 , b_3) and pressure at two levels which need eight calculations, for optimal multiple regression application. For every variable and pressure we calculate

- (a) Reynolds number to the corresponding volumetric velocity.

$$R_e = 2 \frac{HV\rho}{\mu}$$

(b) Turbulence index for each fluid according to:

$$I = \begin{cases} 1.9775 \times 10^{-2} (R_e)^{\frac{3}{4}} - I.\Gamma(I) (I + 2) & \text{si } 2.1 \times 10^3 < R_e < 4 \times 10^4 \\ I.\Gamma(I) (I + 2) - \frac{0.01929R_e}{\ln^2 \frac{1}{R_e} \left(0.2337R_e^9 R_e + 6.9 \right)} & \text{si } 4 \times 10^4 < R_e < 10^8 \\ 1 & \text{si } R_e < 2.1 \times 10^3 \end{cases}$$

(c) Integer constants given by:

$$\begin{aligned} C_{11} &= \frac{1}{2}B - \frac{1}{2}A + \frac{1}{2}x_{11} - \frac{1}{2}x_{12} + \frac{1}{2}x_{21} - \frac{1}{2}x_{22} + \frac{1}{2}x_{31} - \frac{1}{2}x_{32} + \frac{1}{2}x_{41} - \frac{1}{2}x_{42} - \frac{1}{2}b_1x_{21} + \frac{1}{2}b_1x_{22} - \frac{1}{2}b_2x_{41} + \frac{1}{2}b_2x_{42} \\ C_{12} &= \frac{1}{2}A + \frac{1}{2}B + \frac{1}{2}x_{11} - \frac{1}{2}x_{12} + \frac{1}{2}x_{21} - \frac{1}{2}x_{22} + \frac{1}{2}x_{31} - \frac{1}{2}x_{32} + \frac{1}{2}x_{41} - \frac{1}{2}x_{42} - \frac{1}{2}b_1x_{21} + \frac{1}{2}b_1x_{22} - \frac{1}{2}b_2x_{41} + \frac{1}{2}b_2x_{42} \\ C_{21} &= \frac{1}{2}B - \frac{1}{2}A + \frac{1}{2}x_{11} - \frac{1}{2}x_{12} - \frac{1}{2}x_{21} + \frac{1}{2}x_{22} + \frac{1}{2}x_{31} - \frac{1}{2}x_{32} + \frac{1}{2}x_{41} - \frac{1}{2}x_{42} - \frac{1}{2}b_1x_{21} + \frac{1}{2}b_1x_{22} - \frac{1}{2}b_2x_{41} + \frac{1}{2}b_2x_{42} \\ C_{22} &= \frac{1}{2}A + \frac{1}{2}B - \frac{1}{2}x_{11} + \frac{1}{2}x_{12} + \frac{1}{2}x_{21} - \frac{1}{2}x_{22} + \frac{1}{2}x_{31} - \frac{1}{2}x_{32} + \frac{1}{2}x_{41} - \frac{1}{2}x_{42} + \frac{1}{2}b_1x_{21} - \frac{1}{2}b_1x_{22} - \frac{1}{2}b_2x_{41} + \frac{1}{2}b_2x_{42} \\ C_{31} &= \frac{1}{2}B - \frac{1}{2}A + \frac{1}{2}x_{11} - \frac{1}{2}x_{12} - \frac{1}{2}x_{21} + \frac{1}{2}x_{22} + \frac{1}{2}x_{31} - \frac{1}{2}x_{32} - \frac{1}{2}x_{41} + \frac{1}{2}x_{42} - \frac{1}{2}b_1x_{21} + \frac{1}{2}b_1x_{22} - \frac{1}{2}b_2x_{41} + \frac{1}{2}b_2x_{42} \\ C_{32} &= \frac{1}{2}A + \frac{1}{2}B - \frac{1}{2}x_{11} + \frac{1}{2}x_{12} + \frac{1}{2}x_{21} - \frac{1}{2}x_{22} - \frac{1}{2}x_{31} + \frac{1}{2}x_{32} + \frac{1}{2}x_{41} - \frac{1}{2}x_{42} + \frac{1}{2}b_1x_{21} - \frac{1}{2}b_1x_{22} + \frac{1}{2}b_2x_{41} - \frac{1}{2}b_2x_{42} \end{aligned}$$

where:

$$\begin{aligned} x_{11} &= \left| (b_1) \right|^{\alpha+1} \frac{1}{(\alpha+1)\Gamma(\alpha+1)} \\ x_{12} &= \left| (b_1) \right|^{\beta+1} \frac{k_2}{(\beta+1)\Gamma(\beta+1)} \\ x_{21} &= \frac{1}{\alpha} \frac{1}{\Gamma(\alpha)} \left| (b_1) \right|^{\alpha} \frac{b_1}{|b_1|} \\ x_{22} &= \frac{k_2}{\beta\Gamma(\beta)} \left| (b_1) \right|^{\beta} \frac{b_1}{|b_1|} \\ x_{31} &= \left| (b_2) \right|^{\beta+1} \frac{k_2}{(\beta+1)\Gamma(\beta+1)} \\ x_{32} &= \left| (b_2) \right|^{\gamma+1} \frac{k_3}{(\gamma+1)\Gamma(\gamma+1)} \\ x_{41} &= \frac{k_2}{\beta\Gamma(\beta)} \left| (b_2) \right|^{\beta} \frac{b_2}{|b_2|} \\ x_{42} &= \frac{k_3}{\gamma\Gamma(\gamma)} \left| (b_2) \right|^{\gamma} \frac{b_2}{|b_2|} \\ A &= \frac{1}{(\alpha+1)\Gamma(\alpha+1)} \\ B &= \frac{k_3}{(\gamma+1)\Gamma(\gamma+1)} \end{aligned}$$

(d) System composition from equations:

$$\begin{aligned} x_1 &= \frac{\int_{-1}^{b_1} \left(C_{12} + C_{11}l - |l|^{\alpha+1} \frac{1}{(\alpha+1)\Gamma(\alpha+1)} \right) dl}{f} \\ x_2 &= \frac{\int_{b_1}^{b_2} \left(C_{22} + C_{21}l - |l|^{\beta+1} \frac{k_2}{(\beta+1)\Gamma(\beta+1)} \right) dl}{f} \\ x_3 &= \frac{\int_{b_2}^1 \left(C_{32} + C_{31}l - |l|^{\gamma+1} \frac{k_3}{(\gamma+1)\Gamma(\gamma+1)} \right) dl}{f} \\ f &= \int_{-1}^{b_1} \left(C_{12} + C_{11}l - |l|^{\alpha+1} \frac{1}{(\alpha+1)\Gamma(\alpha+1)} \right) dl + \int_{b_1}^{b_2} \left(C_{22} + C_{21}l - |l|^{\beta+1} \frac{k_2}{(\beta+1)\Gamma(\beta+1)} \right) dl \\ &\quad + \int_{b_2}^1 \left(C_{32} + C_{31}l - |l|^{\gamma+1} \frac{k_3}{(\gamma+1)\Gamma(\gamma+1)} \right) dl \end{aligned}$$

(e) Multivariable linear regression statistical adjustment to find behavior of composition for two of the fluids (third then is determined).

$$\begin{aligned} x_1 &= A_1b_1 + A_2b_2 + A_3P + A_0 \\ x_2 &= D_1b_1 + D_2b_2 + D_3P + D_0 \end{aligned}$$

From which is cleared:

$$b_1 = -\frac{(D_0A_2 - D_2A_0 + D_2x_1 - A_2x_2 - PD_2A_3 + PD_3A_2)}{(D_1A_2 - D_2A_1)} \text{ and}$$

$$b_2 = \frac{(D_0A_1 - D_1A_0 + D_1x_1 - A_1x_2 - PD_1A_3 + PD_3A_1)}{(D_1A_2 - D_2A_1)}$$

Step 3. Pressure drop determination.

Gas turbulence index and interphase position depends on pressure. It is necessary to apply a solution numerical method to this. A given value of composition for different pressure values which must be lower or equal to the input value is specified. For every pressure value, the turbulence index, interphase values and coefficients of velocity profile are found and the integer is calculated:

$$f = \int_{-1}^{b_1} \left(C_{12} + C_{11}l - |l|^{\alpha+1} \frac{1}{(\alpha + 1)\Gamma(\alpha + 1)} \right) dl + \int_{b_1}^{b_2} \left(C_{22} + C_{21}l - |l|^{\beta+1} \frac{k_2}{(\beta + 1)\Gamma(\beta + 1)} \right) dl$$

$$+ \int_{b_2}^1 \left(C_{32} + C_{31}l - |l|^{\gamma+1} \frac{k_3}{(\gamma + 1)\Gamma(\gamma + 1)} \right) dl$$

It is adjusted with statistical techniques f with respect to P . Finally, pressure is determined solving equation:

$$-\frac{dP}{dl} = \frac{4}{H^2 f} \frac{\mu_1}{\rho_1} W$$

$$P(0) = P_0$$



© 2016 The Author(s). This open access article is distributed under a Creative Commons Attribution (CC-BY) 4.0 license.

You are free to:
 Share — copy and redistribute the material in any medium or format
 Adapt — remix, transform, and build upon the material for any purpose, even commercially.
 The licensor cannot revoke these freedoms as long as you follow the license terms.

Under the following terms:
 Attribution — You must give appropriate credit, provide a link to the license, and indicate if changes were made.
 You may do so in any reasonable manner, but not in any way that suggests the licensor endorses you or your use.
 No additional restrictions

You may not apply legal terms or technological measures that legally restrict others from doing anything the license permits.



Cogent Engineering (ISSN: 2331-1916) is published by Cogent OA, part of Taylor & Francis Group.

Publishing with Cogent OA ensures:

- Immediate, universal access to your article on publication
- High visibility and discoverability via the Cogent OA website as well as Taylor & Francis Online
- Download and citation statistics for your article
- Rapid online publication
- Input from, and dialog with, expert editors and editorial boards
- Retention of full copyright of your article
- Guaranteed legacy preservation of your article
- Discounts and waivers for authors in developing regions

Submit your manuscript to a Cogent OA journal at www.CogentOA.com



NUEVA REGLA DE MEZCLADO PARA EL ANÁLISIS DE LA INFLUENCIA DE UNA FORMULACIÓN SOBRE LA VISCOSIDAD DEL CRUDO EXTRAPESADO

NEW MIXING RULE FOR ANALYSIS OF THE INFLUENCE OF A FORMULATION ON AN EXTRAHEAVY OIL CRUDE VISCOSITY

E.J. Suárez-Domínguez^{1,2*}, J.F. Perez-Sanchez³, A. Palacio-Perez², E. Izquierdo-Kulich⁴

¹FADU. Universidad Autónoma de Tamaulipas. Centro Universitario Sur. Tampico, Tamaulipas. México.

²Instituto y Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM). Circuito Interior S/N, Ciudad Universitaria, México, D.F.

³División de Estudios de Posgrado e Investigación. Instituto Tecnológico de Ciudad Madero. Ciudad Madero, Tamaulipas, México.

⁴Departamento de Química-Física. Facultad de Química. Universidad de la Habana. La Habana, Cuba.

Recibido 25 de Agosto, 2017; Aceptado 25 de Septiembre, 2017

Resumen

En ocasiones, podemos encontrar algunos productos químicos que producen cambios en el crudo como son la reducción de viscosidad o modificaciones en la tensión superficial. En la actualidad, se emplean biodiesel y otros disolventes, en cantidades mínimas, para producir la estabilización de los compuestos pesados en el crudo como asfaltenos y resinas. Sin embargo, no es nada sencillo predecir los cambios que se producirán en la reducción de viscosidad. En este trabajo, se propone una regla de mezclado como un modelo nuevo para predecir dicho efecto cuando se añaden estas formulaciones en crudo extrapesado. El modelo se basa en la viscosidad de un sistema de sólidos suspendidos bajo la hipótesis que los asfaltenos están presentes como un grupo de este tipo de sólidos que se mueve a través del fluido en un sistema bifásico, pero de forma homogénea. Los resultados muestran una correlación del 95% hacia los datos experimentales. Esta nueva ecuación no solo es útil para crudos pesados, sino que es aplicable a fluidos ligeros y sistemas con sólidos suspendidos.

Palabras clave: regla de mezclado, predicción de viscosidad, estabilización de crudo pesado, aglomeración de asfaltenos, pruebas de flujo.

Abstract

Sometimes we can find some chemical products that produce changes in crude like viscosity reduction or surface tension modification. Nowadays, when added in minimal amounts, biodiesel with other organic solvents can produce the stabilization of asphaltenes and waxes. Nevertheless, is not always easy to predict the viscosity reduction effect. In this work, we propose a mixing rule to predict the viscosity reduction effect in extra-heavy crude when a viscosity reducing chemical formulation is incorporated. Theoretical model is made based on the viscosity of a suspended solids system. We start with the hypothesis that asphaltenes are present as a group of solids that moves through the fluid in a two-phase flow system, but in a homogeneous way. Analysis of results shows a 95% relationship between experimental data and theoretical model. This novel equation is useful for heavy crude oil, but also light fluids and suspended solids systems.

Keywords: mixing rule, viscosity prediction, heavy crude stabilization, asphaltene agglomeration, flow test.

1 Introducción

El petróleo está formado por una mezcla compleja de hidrocarburos, los cuales, de acuerdo con su grupo funcional, se clasifican como Saturados, Aromáticos, Resinas y Asfaltenos (Bissada y col., 2016). Se ha observado experimentalmente que los crudos de altamente viscosos presentan una fracción apreciable

de asfaltenos y parafinas, por lo que se han llevado estudios para explicar este comportamiento y proponer procedimientos fisicoquímicos para reducir la viscosidad (Santos y col., 2017; Taborda y col., 2017). La viscosidad es una propiedad importante para predecir el movimiento de un líquido en cualquier tipo de flujo incluyendo el medio poroso (Valdés-Parada y col., 2014).

En cuando al crudo, uno de sus componentes: los

* Autor para la correspondencia. E-mail: edgardo.suarez@uat.edu.mx

asfaltenos, se identifican como la fracción del petróleo crudo soluble en tolueno o benceno e insolubles en n-heptano y n-pentano. Su estructura molecular está conformada por anillos aromáticos enlazados con cadenas alquílicas, cicloalcanos, y compuestos heterocíclicos que poseen átomos de nitrógeno, oxígeno, azufre y, eventualmente, elementos metálicos (Atta y col., 2017; Espinat y col., 2017). Son moléculas polares que se atraen entre sí para formar agregados (Rogel y col., 2016), por lo que los crudos con una alta concentración de asfaltenos se consideran en este trabajo como sistemas coloidales, los cuales, cuando son transportados y pierden su estabilidad, provocan numerosos problemas operacionales debido a la precipitación y deposición de partículas de asfaltenos en las paredes de los tubos. Este enfoque también permite explicar la alta viscosidad de estos fluidos si se toma en cuenta que la viscosidad de los sistemas dispersos se incrementa significativamente con la fracción en volumen de la fase dispersa.

Existen dos procedimientos básicos para disminuir la viscosidad de los crudos pesados: el primero consiste en incrementar la temperatura del crudo (Ilyn y col., 2016), lo que causa una disminución de esta propiedad en el medio de dispersión. El segundo se basa en añadir productos químicos (reductores de viscosidad o mejoradores de flujo) los cuales interactúan con los asfaltenos disminuyendo la fracción de estos que se encuentran formando agregados, procedimiento tiene la ventaja adicional de disminuir las incrustaciones de asfaltenos sobre las paredes de los tubos (Tumanyan y col., 2014).

A partir de la consideración de las expresiones teóricas que describen el comportamiento de la viscosidad de los líquidos en función de la temperatura y la viscosidad de los sistemas coloidales en función de la fracción en volumen de la fase dispersa, se desarrolló un modelo matemático para describir la viscosidad de los crudos en función de la temperatura y la concentración de un reductor de viscosidad que consiste en una mezcla de biodiesel y disolventes. El modelo propuesto fue ajustado a partir del comportamiento reológico experimental del crudo y utilizado para predecir el comportamiento de las pérdidas de presión en un circuito de flujo.

1.1 Fundamento teórico

El desarrollo de una teoría física que permita expresar la viscosidad en función de la estructura molecular de los líquidos constituye, en la actualidad, una cuestión aún en desarrollo debido a la complejidad asociada al

movimiento y transporte de estos fluidos. Tumanyan y col. (2014), consideraron que en un líquido puro las moléculas se encuentran confinadas en una región espacial de la que, para escapar, necesitan vencer una barrera energética y una vez que lo logran, los espacios vacantes son ocupados por otras moléculas de capas adyacentes. De esta manera en un líquido en reposo las capas moleculares se encuentran inmersas en un proceso de reorganización continua, sin embargo, deben considerarse las posibles desestabilizaciones causadas por los componentes presentes, por ejemplo, los asfaltenos en los crudos (Perez-Prado y col., 2013) pero que puede estabilizarse con productos químicos reductores de viscosidad. A partir de esta suposición proponen que la viscosidad de un líquido puro puede ser estimada a partir de la correlación (Poling y col., 2001):

$$\mu = \frac{Nh}{V} \exp\left(\frac{3.8T_b}{T}\right) \quad (1)$$

donde h es la constante de Planck, N el número de Avogadro, V el volumen de una mol de líquido y T_b es el punto de ebullición normal.

La situación se torna aún más compleja cuando se trata de una mezcla de líquidos, debido a las interacciones moleculares que ocurren entre los diferentes compuestos. Por esta razón las ecuaciones que se emplean para estimar la viscosidad de las mezclas tienen una base fundamentalmente empírica. Entre las más utilizadas se encuentra la ley logarítmica (Poling y col., 2001):

$$\ln \mu_m = \sum_i y_i \ln \mu_i \quad (2)$$

donde μ_i es viscosidad del componente i en Pa-s y y_i representa su fracción molar. En el caso particular de las mezclas de hidrocarburos se pueden emplear diversas reglas de mezclado (Centeno y col., 2011), aunque ya desde principios del siglo XX existían relaciones de viscosidad de sólidos dispersos en líquidos, entre las que se encuentra la correlación de Kendall y Monroe, (1917):

$$(\mu_m)^{\frac{1}{3}} = \sum_i y_i (\mu_i)^{\frac{1}{3}} \quad (3)$$

Como el petróleo es una mezcla de una cantidad apreciable de hidrocarburos de diferentes estructuras moleculares, la viscosidad se suele determinar experimentalmente. Sin embargo, se pueden usar correlaciones semejantes a las anteriores para estimar la viscosidad de una mezcla de crudos o del crudo y un mejorador de flujo, siempre y cuando la ecuación empleada sea ajustada experimentalmente.

Por otro lado, para el caso de los sistemas coloidales se ha establecido, teórica y experimentalmente, que la viscosidad se incrementa con la fracción en volumen de la fase dispersa (Manrique y col., 2014). Así, en el caso de una suspensión esta se puede estimar por la relación (Shewan y Stokes, 2015):

$$\begin{aligned} \mu_s &= \mu_l(1 + 2.5v_s) \\ v_s &< 0.05 \end{aligned} \quad (4)$$

$$\begin{aligned} \mu_s &= \mu_l \exp\left(\frac{\frac{5}{2}v_s}{1 - \frac{v_s}{h}}\right) \\ h &\in [0.52, 0.54] \\ v_s &> 0.05 \end{aligned} \quad (5)$$

Mientras que en el caso de las emulsiones:

$$\mu_e = \mu_l(1 + v_s) \quad (6)$$

donde μ_s es la viscosidad de la suspensión, μ_e es la viscosidad de la emulsión, μ_l es la viscosidad del medio de dispersión y v_s es la fracción en volumen de la fase dispersa.

1.2 Desarrollo del modelo

Para obtener un modelo que permita predecir el efecto de la temperatura y la concentración de un mejorador de flujo sobre la viscosidad del crudo, se toma como primera suposición que el mejorador presenta una estructura molecular polar, de tal manera que se establece una interacción entre este y las moléculas de asfaltenos que se encuentran formando agregados moleculares, provocando la disociación de estos últimos. Es importante señalar que para este caso no se está suponiendo una simple dilución, si no que existe una interacción molecular, que como resultado disminuye la fracción en volumen de la fase dispersa, con la consiguiente disminución de la viscosidad. La obtención de una concentración máxima del mejorador, a partir de la cual no se ejerce un efecto apreciable sobre la viscosidad, puede ser una evidencia de que este es un probable mecanismo fisicoquímico que explica la acción de las formulaciones reductoras de viscosidad.

Tomando en cuenta que la fracción en volumen ϕ de los asfaltenos que se encuentran en la fase dispersa debe disminuir de forma no lineal con la fracción en volumen x del mejorador de flujo se supone:

$$1 + \phi = a - bx^n \quad (7)$$

donde a , b y n dependen de las estructuras e interacciones moleculares que se establecen entre los

asfaltenos y el reductor de viscosidad, así como de la composición del crudo. Sustituyendo la ec. (7) en la ec. (6), donde $v_s = \phi$, se obtiene:

$$\mu_s = \mu_l(a - bx^n) \quad (8)$$

Tomando en cuenta el efecto de la temperatura sobre la viscosidad, descrito a través de la ec. (1), para un pequeño intervalo de temperatura, es posible establecer la aproximación:

$$\exp\left(\frac{B}{T}\right) \cong 1 + \frac{B}{T} \quad (9)$$

sustituyendo apropiadamente, se llega a la siguiente expresión:

$$\mu = \left(\eta + \frac{k}{T}\right)(a - bx^n) \quad (10)$$

donde los parámetros η , k , a , b y n se determinan a partir de los resultados experimentales, aplicando técnicas estadísticas de regresión no lineal.

La ec. (10) es un modelo matemático que puede utilizarse como regla de mezclado para estimar el comportamiento de la viscosidad del crudo con respecto a la concentración de una formulación reductora de viscosidad tomando en consideración, además, el efecto de la temperatura.

1.2.1 Determinación de los parámetros del modelo de mezclado a partir de los datos experimentales

Como se infiere de lo planteado en la sección anterior, la idea básica que se toma como punto de inicial para obtener la regla de mezclado propuesta, consiste en suponer que el efecto reductor de viscosidad que se logra con algunas formulaciones se debe a una disminución del volumen de la fase dispersa de los asfaltenos como resultado de la interacción intermolecular entre los agregados y el mejorador. La validación experimental de este modelo se basa en comprobar si este puede ser ajustado a los resultados experimentales observados, esperando obtener un coeficiente elevado de correlación.

2 Parte experimental

Para realizar la comprobación teórica, se tomó como base el comportamiento experimental de la viscosidad (determinada con un viscosímetro Brookfield) de un crudo con densidad igual a $940 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ proveniente

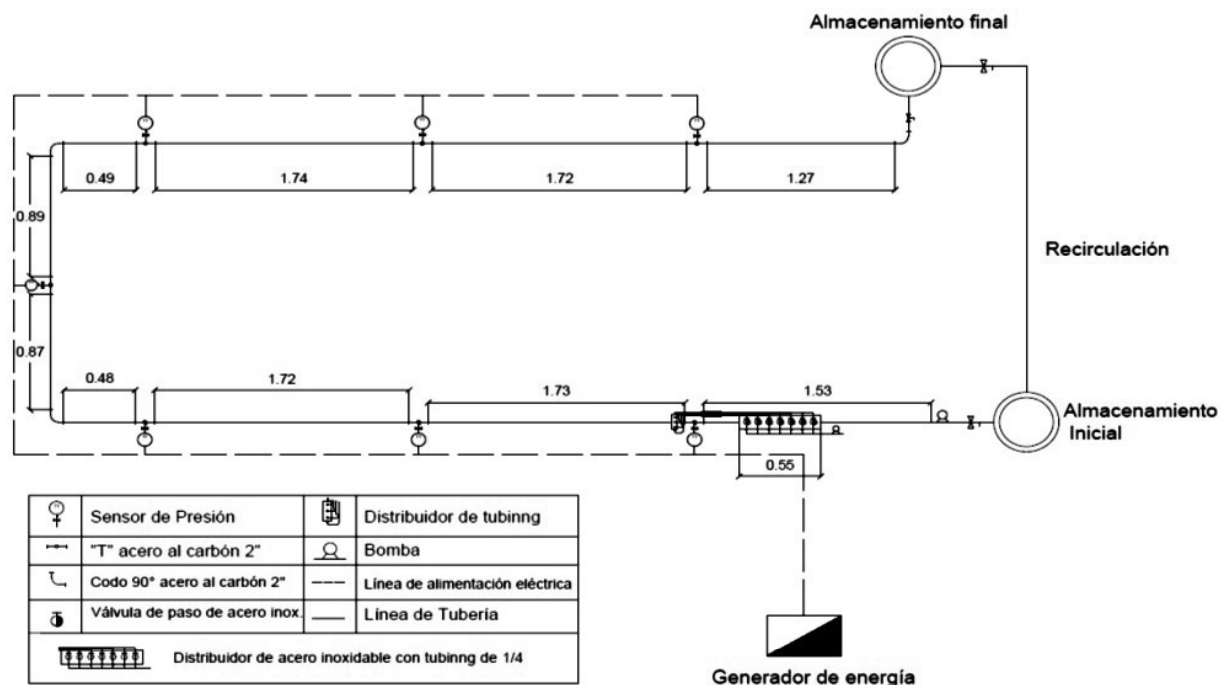


Fig. 1. Esquema del circuito de pruebas para medir el comportamiento de la presión con respecto a la longitud equivalente, para diferentes temperaturas y concentración del mejorador.

de la zona norte de México, en mezcla homogénea con una formulación a base de biodiesel y disolventes orgánicos que lograra producir el efecto de reducción de la viscosidad con respecto a la temperatura T ($^{\circ}\text{C}$) y la concentración x del mejorador. Las mezclas fueron preparadas en un intervalo de concentraciones entre 0.0 y 0.4% v/v del mejorador, con incrementos iniciales de 0.01% hasta obtener 0.05% y a partir de este valor los incrementos se variaron en 0.05% para obtener el valor final de 0.4%, dando un total de 12 experimentos. Las pruebas de flujo se realizaron en un sistema de tuberías de 2 pulgadas de diámetro con aproximadamente 12.5 m de longitud total, en el cual las caídas de presión fueron monitoreadas por 7 sensores distribuidos en puntos estratégicos (Figura 1). Posteriormente se utilizaron los resultados experimentales para suministrar los datos al modelo y predecir la viscosidad teórica por mezclado, así como la caída de presión en el sistema experimental.

3 Resultados y discusión

La Figura 2, muestra la viscosidad experimental del crudo en función de la temperatura para diferentes

fracciones volumétricas del mejorador dosificadas y mezcladas homogéneamente.

Los parámetros del modelo fueron calculados mediante ajuste estadístico de estos datos experimentales utilizando el método de Marquardt de regresión no lineal con un 95% de confianza, obteniéndose como resultado:

$$\mu = \left(-5.774 + \frac{785.804}{T} \right) (5.613 - 19.607x^{0.865}) \quad [cP] \quad (11)$$

Con un valor R^2 de 99.198% y un error absoluto medio de 2.3290. Este dato como puede visualizarse correlaciona correctamente con el crudo utilizado, y será necesario en un trabajo futuro evaluarlo con otros crudos. En la Figura 3 se muestran los valores predichos de viscosidad contrapuestos con los observados y en la Figura 4 se muestran los valores experimentales nuevamente contrapuestos con los valores predichos por el modelo, considerando las variables de temperatura y concentración del mejorador. De los resultados obtenidos se presupone que la hipótesis sugerida es aceptada, misma que se relaciona con el mecanismo de acción molecular del mejorador de flujo para el caso analizado.

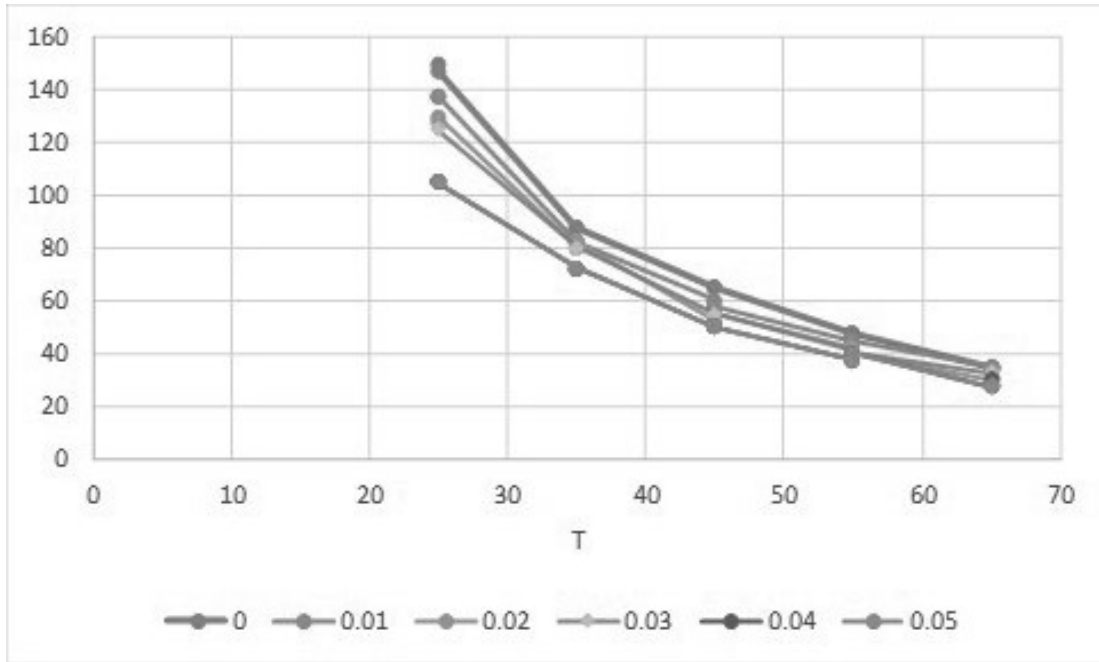


Fig. 2. Comportamiento experimental de la viscosidad del crudo [cP] con respecto a la temperatura T [°C] para una fracción en volumen del mejorador igual a 0, 0.01, 0.02, 0.03, 0.04 y 0.05.

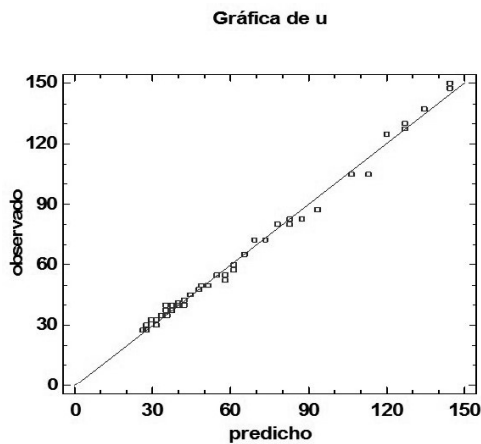


Fig. 3. Resultados experimentales de la viscosidad μ [cP] vs los valores predichos por el modelo.

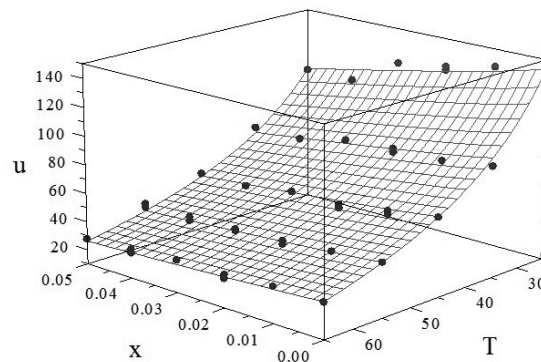


Fig. 4. Comportamiento de la viscosidad μ [cP] con respecto a la temperatura T [°C] y la concentración de la formulación utilizada x [%v/v].

En esta última Figura; la malla es el resultado predicho por el modelo, los puntos (●) representan el resultado experimental. Es posible visualizar un claro decremento de la viscosidad conforme se incrementa la dosificación de la formulación utilizada lo cual también es posible por incremento de la temperatura.

3.1 Determinación del efecto de la temperatura y la concentración del mejorador de flujo sobre la caída de presión en un circuito de prueba

Para determinar el efecto de la temperatura y la concentración del mejorador de flujo sobre las pérdidas de presión en el sistema de transporte de flujo

que se muestra en la Figura 1 y cuyas características se presentan en la Tabla 1, se realizaron experimentos de laboratorio a partir de la medición de viscosidad de las muestras por triplicado con respecto a la temperatura sin y con dosificación del producto, utilizando el crudo analizado en la sección anterior, donde la fracción en volumen del reductor de viscosidad y los parámetros de operación establecidos en cada corrida se muestran en la Tabla 2. La presión se midió en diferentes puntos del circuito con un manómetro digital. El comportamiento experimental de la presión con respecto a la longitud equivalente se comparó con el comportamiento predicho teóricamente de acuerdo con la ecuación:

$$P = P_0 - \Delta P$$

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \rho \frac{v^2}{2} \quad (12)$$

donde P_0 es la presión en la entrada [Pa], P es la presión [Pa] para un valor de longitud equivalente igual a L [m], D es el diámetro del tubo [m], ρ es la densidad del fluido, v es la velocidad volumétrica del flujo [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$] y f es el factor de fricción, el cual depende del número de Reynolds Re :

$$Re = \frac{v\rho D}{\mu} \quad (13)$$

y que se determina bajo los criterios:

$$f = \left(\frac{1}{-2 \log_{10} \left(\left[\frac{\varepsilon}{3.7D} + \left(\frac{6.81}{Re} \right)^{0.9} \right] \right)} \right)^2, \quad \text{si } Re > 2300$$

$$f = \frac{64}{Re}, \quad \text{si } Re < 2300 \quad (14)$$

donde ε es la rugosidad [m] de la pared del tubo. Para cada temperatura y fracción en volumen del mejorador se estimó la viscosidad haciendo uso de la ec. (11).

En la Figura 5 se muestra el comportamiento de la presión con respecto a la longitud equivalente observado experimentalmente y calculado teóricamente a partir de la regla de mezclado propuesta.

Tabla 1. Características del crudo utilizado para la experimentación.

Parámetro	Valor
Densidad [kg/m^3]	940
Viscosidad [$\text{Pa}\cdot\text{s}$]	$\mu = 10^{-3} \times \left(-5.774 + \frac{785.804}{T} \right) \times (5.613 - 19.607x^{0.865})$

Tabla 2. Parámetros de operación y propiedades del fluido para el sistema de pruebas (Fig. 1).

Experimento	x [%]	T [°C]	P_0 [Pa]	v [m/s]
1	0	26.5	160057.285	0.00110456
2	0.05	27.5	156274.792	0.00110828
3	0.1	28	152531.715	0.00116156
4	0.15	23.5	156137.939	0.00089399
5	0.2	27.5	146514.991	0.00101476
6	0.25	30.5	148961.695	0.0011451
7	0.35	34	148097.836	0.00117191
8	0.4	35	139926.07	0.0011766

En todos los casos, el error relativo fue menor que 1.4%, lo que puede indicar que la regla de mezclado propuesta es apropiada para describir el efecto de la concentración del mejorador y la temperatura sobre las pérdidas de presión.

Así, el modelo aquí propuesto permite estimar la viscosidad que la mezcla de crudo y otro fluido miscible de menor viscosidad, comportamiento de suma importancia para el diseño de operaciones para el control de mezclas de crudo (Sánchez y col., 2004). Además, los sistemas de producción bifásicos también requieren este análisis (Suárez y col., 2016) ya que el conocimiento del valor de la viscosidad del fluido que se transporta es un parámetro obligatorio siempre que se estime la caída de presión que puede ocurrir en un sistema de transporte. Por otro lado, en campo, es común realizar la dosificación de reductores de viscosidad a los crudos y reducir la caída de presión por pérdidas debidas a la fricción en tubería.

Conclusiones

En el presente trabajo, fue posible obtener una nueva regla de mezclado que permite predecir la viscosidad de una mezcla de crudo pesado y una formulación reductora de viscosidad, bajo la premisa de que esta propiedad del fluido se debe a la dispersión de la fracción pesada y que se correlaciona con datos experimentales de caída de presión obtenidos en un sistema de pruebas cuyas variables de operación son la temperatura, la longitud y la concentración del mejorador.

Es necesario en un trabajo futuro ampliar el estudio con otros crudos de la región y desarrollar pruebas de caídas de presión con ductos de mayor diámetro y longitud, para demostrar la validez del modelo propuesto respecto a las posibles condiciones de operación y diseños de los sistemas reales.

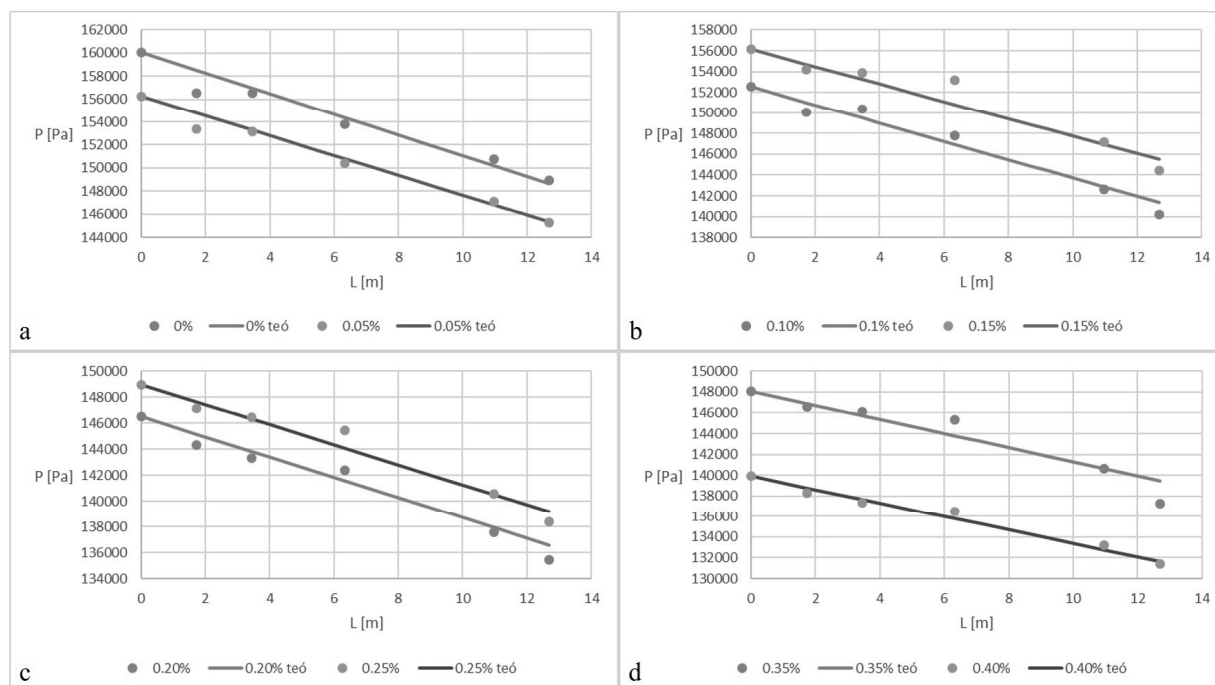


Fig. 5. Comportamiento de la presión experimental (puntos) y la presión estimada teóricamente (línea) para diferentes concentraciones de la formulación: 0 y 0.05 (a), 0.1 y 0.15 (b), 0.2 y 0.25 (c) y 0.35 y 0.40 (d).

Nomenclatura

h	constante de Planck
N	número de Avogrado
T_b	punto de ebullición normal, K
y_i	fracción molar del componente i
v_s	fracción en volumen de la fase dispersa
a, b, k y n	parámetros de ajuste de acuerdo con datos experimentales de viscosidad
x	fracción de mejorador dosificado a crudo
P	presión final en un tubo, Pa
P_0	presión inicial en un tubo, Pa
D	diámetro del tubo, m
f	factor de fricción
L	longitud del tubo, m
Re	número de Reynolds
	velocidad del líquido en tubo, $m \cdot s^{-1}$
V	velocidad de hidrólisis, g DQO $L^{-1}d^{-1}$

Símbolos griegos

μ	viscosidad, Pa·s
μ_m	viscosidad de una mezcla, Pa·s
μ_s	viscosidad de una suspensión, Pa·s
μ_l	viscosidad de un líquido puro usado en suspensión, Pa·s

μ_e	viscosidad de una emulsión, Pa·s
ϕ	fracción en volumen de fase dispersa de acuerdo con nuevo modelo
η	parámetro de ajuste estadístico de acuerdo con técnica de regresión no lineal
ΔP	caída de presión en un ducto, Pa
ρ	densidad del líquido que se transporta en tubo, $kg \cdot m^{-3}$

Agradecimientos

Los autores agradecen el apoyo de Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología para el desarrollo de esta investigación a través del fondo SENER-CONACYT Hidrocarburos, bajo el proyecto número 166923.

Referencias

- Atta, A. M., Ezzat, A. O., Abdullah, M. M., y Hashem, A. I., (2017). Effect of different families of hydrophobic anions of imidazolium ionic liquids on asphaltene dispersants in heavy crude oil. *Energy & Oils* 31, 8045-8053.

- Bissada, K. A., Tan, J., Szymczyk, E., Darnell, M. y Mei, M., (2016). Group-type characterization of crude oil and bitumen. Part I: Enhanced separation and quantification of saturates, aromatics, resins and asphaltenes (SARA). *Organic Geochemistry* 95, 21-28.
- Centeno, G., Sánchez-Reyna, G., Ancheyta, J., Muñoz, J. A., y Cardona, N., (2011). Testing various mixing rules for calculation of viscosity of petroleum blends. *Fuel* 90, 3561-3570.
- Espinat, D., Gaulier, F., Norrant, F., Barbier, J., Guichard, B., Rivallan, M., y Levitz, P., (2017). Characterization of asphaltenes in solution and inside the pores of catalysts by ¹H NMR relaxometry. *Energy & Fuels* 31, 7382-7395.
- Ilyin, S., Arinina, M., Polyakova, M., Bondarenko, G., Konstantinov, I., Kulichikhin, V., y Malkin, A., (2016). Asphaltenes in heavy crude oil: Designation, precipitation, solutions, and effects on viscosity. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 147, 211-217.
- Kendall, J., y Monroe, K. P., (1917). The viscosity of liquids. II. The viscosity-composition curve for ideal liquid mixtures. *Journal of the American Chemical Society* 39, 1787-1802.
- Manrique, E., Reyes, S., Romero, J., Aye, N., Kiani, M., North, W., y Muniz, G. (2014). Colloidal Dispersion Gels (CDG): Field Projects Review. In *SPE EOR Conference at Oil and Gas West Asia*. Society of Petroleum Engineers.
- Perez-Prado, J. R., Seoane-Lopez, S., Fernandez-Feal, M. C., y Fernandez-Feal, M. L. (2013). Storage stability of the diesel for heating according to its density, kinematic viscosity and distillation features. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 12, 639-647.
- Poling, B. E., Prausnitz, J. M., y O'connell, J. P., (2001). *The Properties of Gases and Liquids* (Vol. 5). McGraw-hill, New York.
- Rogel, E., Ovalles, C., Vien, J., y Moir, M., (2016). Asphaltene characterization of paraffinic crude oils. *Fuel* 178, 71-76.
- Sánchez, A., Campos, N., y Morales, A. (2004). Design of an optimizing control strategy for crude oil blending operations. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 3, 153-159.
- Santos, I. C. V. M., Oliveira, P. F., y Mansur, C. R. E., (2017). Factors that affect crude oil viscosity and techniques to reduce it: a review. *Brazilian Journal of Petroleum and Gas* 11, 115-130.
- Shewan, H. M., y Stokes, J. R., (2015). Analytically predicting the viscosity of hard sphere suspensions from the particle size distribution. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics* 222, 72-81.
- Suárez, E. J., Solorio, F., Chávez, A. E., Izquierdo, E., Rodríguez, A., y Palacio, A. (2016). Effect of a viscosity reducer in a liquid-liquid flow: ii unsteady state annular model in a pipeline. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 15, 903-911.
- Taborda, E. A., Franco, C. A., Ruiz, M. A., Alvarado, V., y Cortés, F. B., (2017). Experimental and theoretical study of viscosity reduction in heavy crude oils by addition of nanoparticles. *Energy & Fuels* 31, 1329-1338.
- Tumanyan, B. P., Petrukhina, N. N., y Scherbakov, P. Y., (2014). Rheology of high-viscosity asphaltic crude in the presence of bioadditives. *Oil & Gas Technologies* 90, 11-15.
- Valdés-Parada, F. J., Aguilar-Madera, C. G., Ochoa-Tapia, J. A., y Goyeau, B. (2013). Velocity and stress jump conditions between a porous medium and a fluid. *Advances in Water Resources* 62, 327-339.