



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

Métodos para el transporte de aceites pesados y extra-pesados

TESIS

Que para obtener el título de

Ingeniero Petrolero

P R E S E N T A

Rafael Aranda Bermúdez

DIRECTOR DE TESIS

Dr. José Enrique Guzmán Vázquez



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2016

Comité evaluador

Dr. José Enrique Guzmán Vázquez

Dr. Iván Teodoro Guerrero Sarabia

Dr. Edgar Ramírez Jaramillo

Dr. Alejandro Rodríguez Valdés

Ing. Héctor Erik Gallardo Ferrera

El problema de transporte de crudos extra-pesados a través de un oleoducto es un problema relevante, e inevitable, en México. Actualmente, este tipo de crudos se producen en la mayoría de los campos activos en el Golfo de México, así como en otras localidades. Típicamente, las gravedades API de los crudos pesados mexicanos andan debajo de los 20°API, y en algunos casos llegan a los 10°API. Aunque la composición de los crudos producidos comercialmente varía substancialmente de un sitio a otro, su comportamiento reológico básico corresponde al de los fluidos no-Newtonianos. Esto trae un serio problema en términos del desempeño global y de la capacidad de bombeo de los sistemas de transporte existentes.

Con el objeto de mejorar el transporte de crudos pesados y extra-pesados, se han desarrollado en todo el mundo diversas técnicas a lo largo de las últimas décadas. La mayoría de las técnicas implican ciertas modificaciones de las propiedades reológicas de los fluidos. En general el objetivo es del incrementar la respuesta a las tasas de deformación (una medida de la movilidad) tanto como sea posible, cuando se aplican campos de esfuerzo particulares.

En esta tesis se hace una revisión de varias técnicas, haciendo énfasis en aquellas que son más apropiadas para el caso Mexicano. Se consideran las técnicas probadas e implementadas en campo. Los métodos analizados van desde la simple configuración de mezclas bifásicas, a las técnicas más sofisticadas que requieren el uso de novedosas nano- y micro-partículas. Entre los métodos aquí presentados, uno de los más efectivos para oleoductos de corta longitud es el que se basa en modificaciones térmicas de la viscosidad. Sin embargo, esta técnica es muy costosa con tuberías más largas (y en sistemas submarinos), haciendo otras posibles técnicas más atractivas desde el punto de vista económico.

En la sección de Conclusiones se hacen recomendaciones sobre la utilización de estas técnicas. Se ha intentado organizar el trabajo partiendo de los aspectos generales y del rango de posibilidades, hasta los métodos más específicos. En este proceso se han recolectado y discutido una serie de correlaciones y procedimientos de cálculo (incluyendo gráficas) que son de utilidad.

Abstract

The problem of transporting heavy and extra-heavy crude oils through a pipeline network is a relevant and inevitable concern in Mexico. Currently, these types of oils are produced in the majority of the active oilfields in the Gulf of Mexico, as well as at some other inland locations. Typical API gravities of Mexican oils are below 20°API, and in some cases they can be as low as 10°API. Although the compositions of the commercially produced oils vary substantially from one site to another, their basic rheological behavior corresponds to that of non-Newtonian fluids. This poses a serious problem in terms of the overall performance and pumping capabilities of the already existing transport systems.

In order to improve the transportability of such heavy and extra-heavy oils, various techniques have been developed worldwide over the past few decades. Most techniques imply certain modifications to the basic rheological characteristics of the fluids. In general the aim is to increase their deformation rate response (a measure of their mobility), as much as possible, for particular applied stress fields.

In this dissertation several techniques are reviewed with an emphasis made on the most suitable ones for the Mexican case. Proven and field-implemented techniques are considered almost exclusively. The methods analyzed range from the simple two-phase mixture approach, to the more sophisticated use of novel nano- and micro-particles. Among the presented methods, one of the most effective for short pipelines is the one based on thermal modification of the viscosity. This, however, becomes an expensive technique with longer pipelines (and subsea systems), making other possibilities more attractive from the economic point of view.

Recommendations about the convenience of the most robust, practical and affordable methods, are given in the concluding remarks section. Attempt was made to organize the thesis from the general overview of the range of possibilities, to the more specific methods. In the process, a series of useful correlations and calculation procedures (which include plots and charts) are provided and discussed in some detail.

Índice

1.0 Introducción	1
1.1 El problema de transporte de crudos pesados en ductos	1
1.1.1 Relevancia del problema de transporte de crudos en México	2
1.1.2 Aspectos económicos	5
1.2 Panorama sobre la producción de crudos pesados en México	9
1.2.1 Gravedades API por tipo de crudo y distribución	9
1.2.2 Comparación con crudos de otras regiones	12
1.3 Recursos no-convencionales	13
1.3.1 Clasificación de los recursos no-convencionales	13
1.3.2 Formaciones en las que se producen los crudos pesados y extra-pesados	15
2.0 Conceptos y propiedades fundamentales de los fluidos petroleros	17
2.1 Densidad relativa del aceite, γ_o	17
2.2 Gravedad API	17
2.3 Factor de volumen de formación del aceite, B_o	18
2.4 Relación de solubilidad, R_s	18
2.5 Coeficiente de viscosidad del aceite, μ_o	19
2.6 Esfuerzo cortante	20
2.7 Tensión superficial	21
2.8 Fluidos Newtonianos y no-Newtonianos	21
2.9 Crudos con comportamiento de plástico de Bingham y con tixotropía	22
2.10 Efecto de la composición en la viscosidad de bitúmenes diluidos	25
2.11 Correlación para aceites con ceras (parafinas)	30
2.12 Propiedades de los crudos pesados en México	35
3.0 Flujo de crudos pesados y extra-pesados en ductos	40
3.1 Flujos bifásicos aceite-agua en tuberías horizontales	40
3.2 Clasificación de patrones de flujo y mapas de transición	40
3.3 Efecto de la inversión de fases	45
3.4 Caída de presión y viscosidad aparente	46
3.5 Efecto de la composición en un flujo bifásico aceite-agua	48

3.6 Región dominada por agua	51
3.7 Región dominada por el aceite.	51
3.8 Flujos de mezclas trifásicas líquido-líquido-gas.....	52
4.0 Técnicas usuales para mejorar el transporte de crudos pesados y extra-pesados	57
4.1 Discusión general sobre los métodos comúnmente utilizados.....	57
4.2 Dilución.....	59
4.3 Calentamiento.....	61
4.4 Emulsión del aceite pesado en agua.....	62
4.5 Reducción del punto de vertido	63
4.6 Reductores de fricción.....	64
4.7 Limitaciones de los métodos de mejoramiento de flujo	64
4.8 Correlaciones para flujo multifásico con aceites de alta viscosidad	66
4.9 Flujo gas-liquido de alta viscosidad	66
4.10 Características de los tapones.....	67
4.11 Modelo para los gradientes de presión	67
4.12 Flujos de mezclas aceite-agua	68
4.13 Flujos de mezclas trifásicas aceite-agua-gas	69
5.0 Otras técnicas de transporte de extra-pesados	71
5.1 Reducción de arrastre en crudos con alto contenido de resinas	71
5.2 Efecto de los surfactantes en la reducción de arrastre.....	75
5.3 Reducción de la viscosidad mediante micro- y nano- partículas metálicas en aplicaciones térmicas con soluciones acuosas y no-acuosas	78
5.3.1 Efecto del tamaño de las partículas.....	78
5.3.2 Relación con la transferencia de calor.....	79
5.3.3 Detalles del estudio experimental	79
5.3.4 Resultados del estudio	81
5.4 Inyección de solventes a alta temperatura como posible técnica para el mejoramiento de flujo en ductos.....	83
6.0 Conclusiones	86
7.0 Apéndice: Nomenclatura y factores de conversión.....	89
8.0 Referencias	92

1.0 Introducción

1.1 El problema de transporte de crudos pesados en ductos

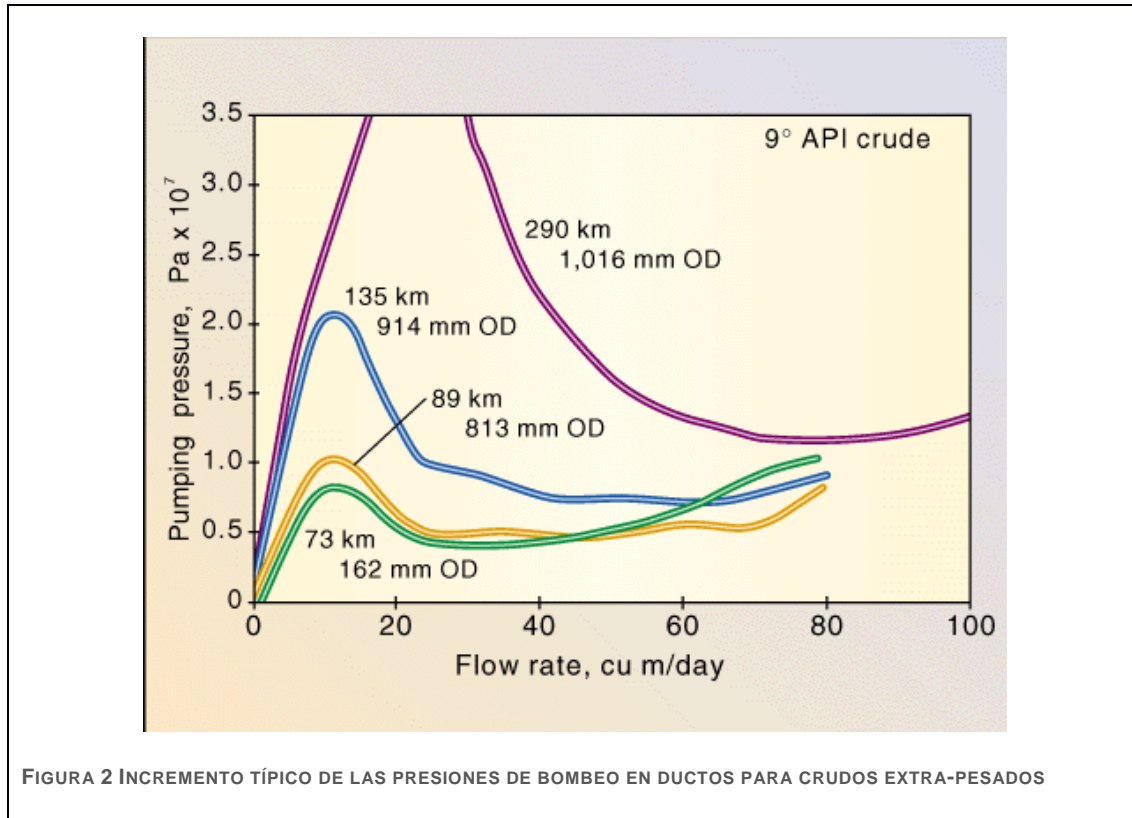
Uno de los retos más grandes de la industria petrolera en la actualidad es de la producción y transporte de crudos no convencionales. En particular, el traslado de crudos pesados y extra-pesados a los centros de almacenamiento y/o procesamiento supone complicaciones técnicas. Destacan principalmente los problemas asociados a las caídas de presión producidas en los ductos. A partir de cierta longitud, la pérdida de carga total puede ser muy considerable y el costo de bombeo se hace prohibitivo. Con el fin de solventar esta problemática, se han desarrollado diversos tipos de estrategias y métodos para mover aceites no-convencionales a través de conductos. En este trabajo se hace una revisión general de las técnicas más ampliamente probadas en campo. De igual manera, se abordan brevemente otros métodos recientemente desarrollados con el objeto de determinar sus potenciales ventajas frente a los esquemas más comunes.

La principal propiedad física de los crudos que dificulta el transporte a través de un conducto es la viscosidad μ . El efecto de una elevada viscosidad en la capacidad para fluir de un crudo se ilustra en la figura 1, donde se muestra la notable diferencia que hay en la fluidez de un crudo ligero y uno pesado (la fluidez se define como el recíproco de la viscosidad: $\xi = 1/\mu$).



Figura 1 DIFERENCIA ENTRE UN CRUDO LIGERO (IZQ.) Y UN CRUDO PESADO (DER.) (FUENTE: WWW.BUMANENERGYJOURNAL.COM, 2016).

Este efecto tiene un fuerte impacto en las caídas de presión que se generan en los conductos. El incremento de la presión como función del flujo volumétrico y la gravedad API, para diferentes tipos de conductos, queda ejemplificado por la imagen de la figura 2.



Las consideraciones técnicas sobre las caídas de presión se detallarán en el siguiente capítulo. Por otra parte se revisarán también los conceptos básicos sobre las propiedades fundamentales de los hidrocarburos, a fin de dar contexto a las correlaciones que se revisan en el resto de la tesis.

1.1.1 Relevancia del problema de transporte de crudos en México

En México, el transporte de crudos muy viscosos es un problema importante, puesto que alrededor de un 54% de la producción nacional de petróleo consiste de aceites pesados, según se desprende el informe anual de Pemex de 2013. La figura 3 muestra la proporción de cada crudo producido en el país.

Producción nacional de crudo, enero-diciembre 2013
miles de barriles por día

Total: 2,522

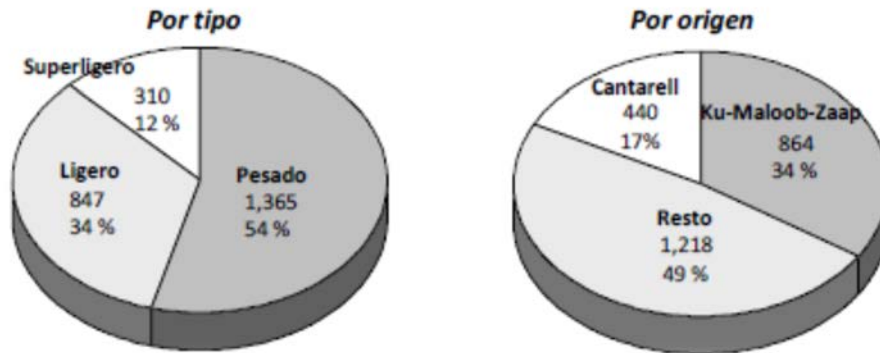
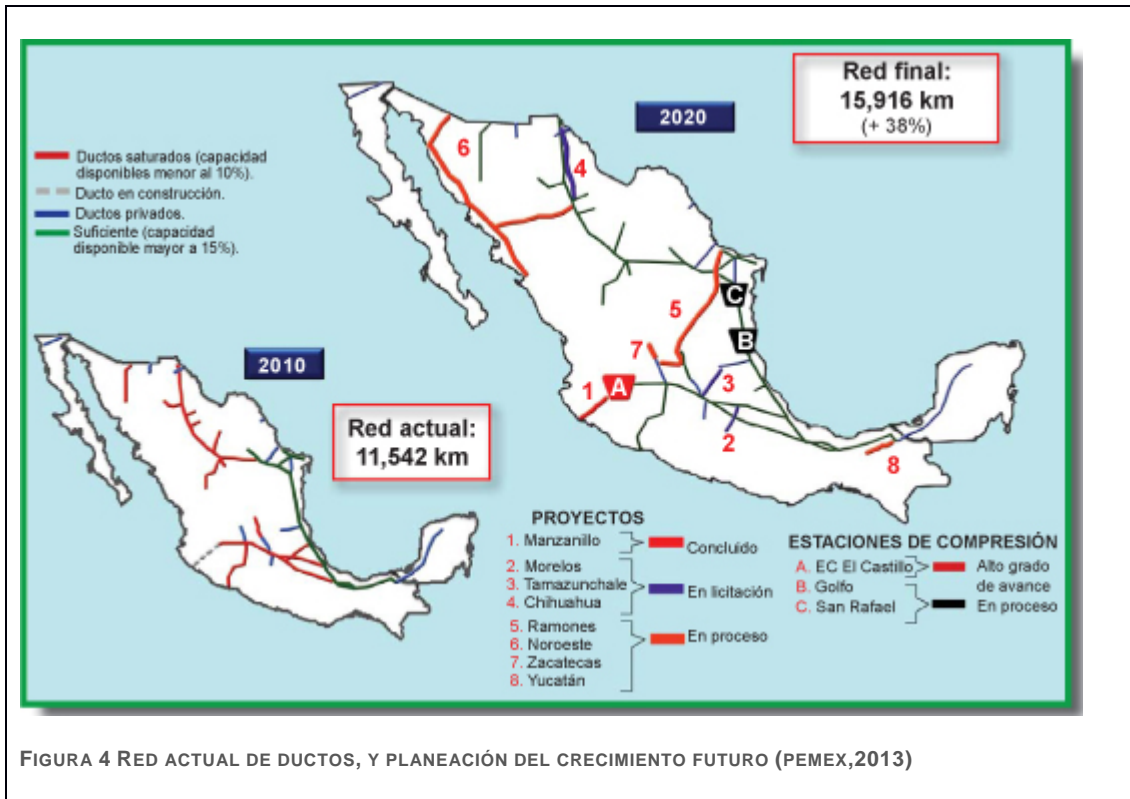


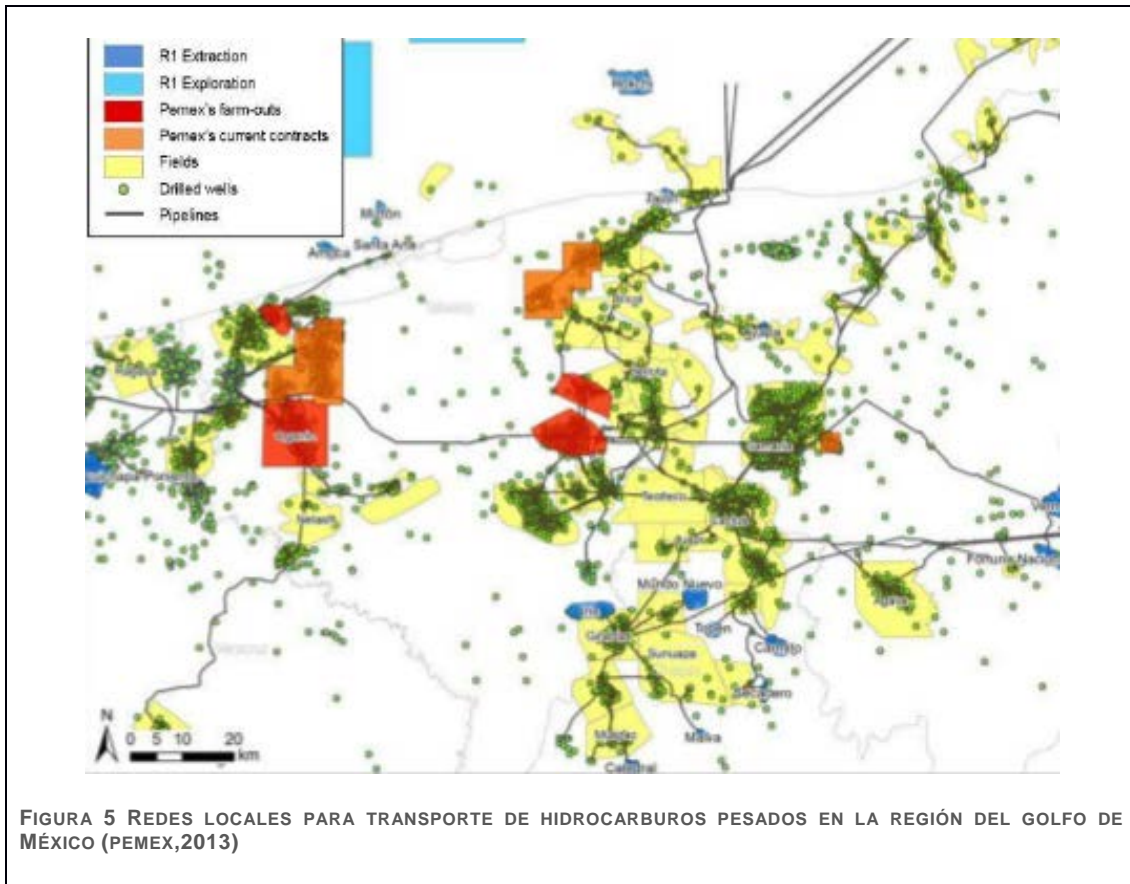
FIGURA 3 PROPORCIÓN DE CRUDOS PESADOS Y EXTRA-PESADOS EN RELACIÓN CON LA PRODUCCIÓN TOTAL (PEMEX,2015)

Aunque el porcentaje restante incluye crudos ligeros y súper ligeros, la declinación de los yacimientos que producen estos aceites obliga, cada vez más, a extraer y transportar aceites pesados. Este problema ha quedado ampliamente reconocido en diversos informes de agencias internacionales (p.e. EIA, 2015) y nacionales (Pemex, 2013).

Dichos crudos requieren ser movidos, tras su extracción, a través de la red de oleoductos existentes con el objeto de canalizarlos a los centros de procesamiento. México cuenta con una red de conductos para dicho propósito, cuya longitud ronda los 14,000 km. No obstante, como se puede ver en la figura 4, la red incluye conductos de gran longitud debido a la lejanía que hay entre los centros de producción y procesamiento. Esto supone un reto tecnológico sobre el diseño de estrategias económicamente viables para trasladar y distribuir los productos.



Normalmente una red de gran longitud se dedica al transporte de productos refinados, gases, e hidrocarburos pre-procesados. En el ámbito local, sin embargo, las redes de transporte tienen una especial importancia, porque en ellos se efectúa la primera conducción de los crudos a los centros de refinación (figura 5).

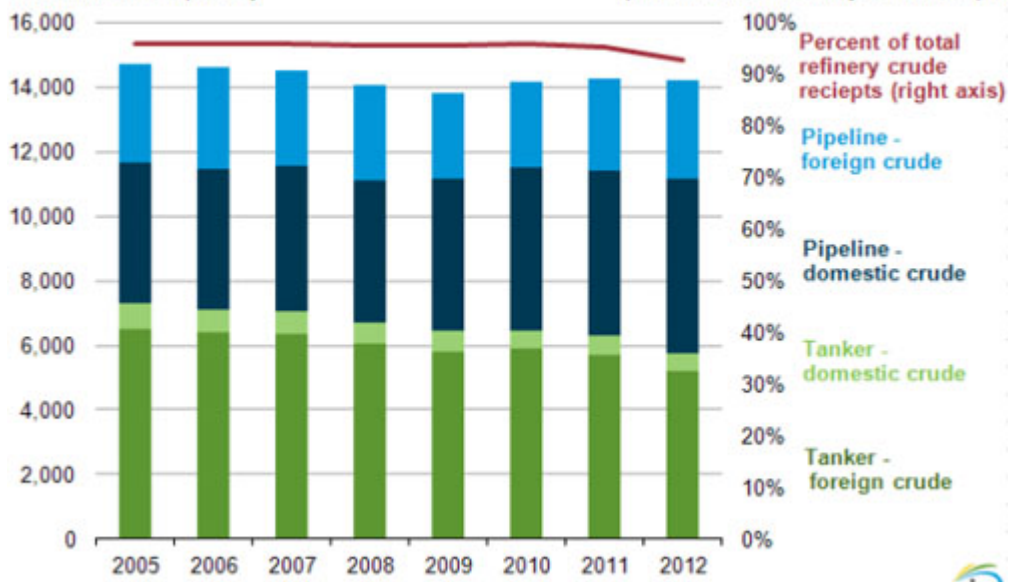


Evidentemente, los temas asociados a la seguridad personal, ambiental e industrial, constituyen otro factor de gran relevancia en el contexto de las redes locales debido a su cercanía con los centros urbanos.

1.1.2 Aspectos económicos

El tema del transporte de crudos es importante también por razones económicas. La figura 6(a) deja ver con claridad que el porcentaje del envío por ducto hacia Estados Unidos de Norteamérica, nuestro principal cliente, es tan significativo como el de otros métodos.

Figure 1. U.S. refinery crude receipts by pipeline and tanker
 thousand barrels per day percent of total refinery crude receipts



Source: U.S. Energy Information Administration



(a)

Carrying Crude

Statistics comparing the different forms of oil transportation are hard to get because different agencies track different modes and use different measuring sticks. But these charts show a widely used industry indicator, crude deliveries to U.S. refineries by type of transport, in million barrels a year. The big increases reflect how the amount of oil moving around the U.S. has increased in recent years.

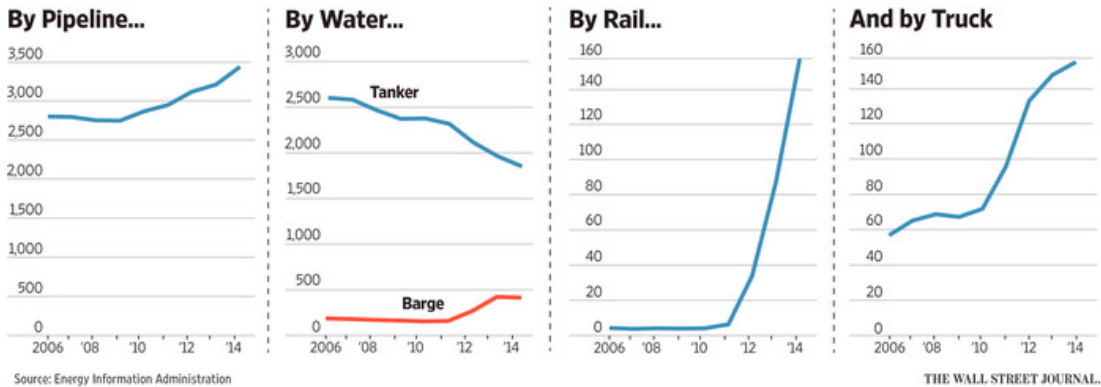


Figura 6 (a) Histórico sobre el transporte de crudos hacia Estados Unidos (EIA, 2013). (b) Cantidad transportada en millones de barriles por año (Wall Street Journal, 2015).

(b)

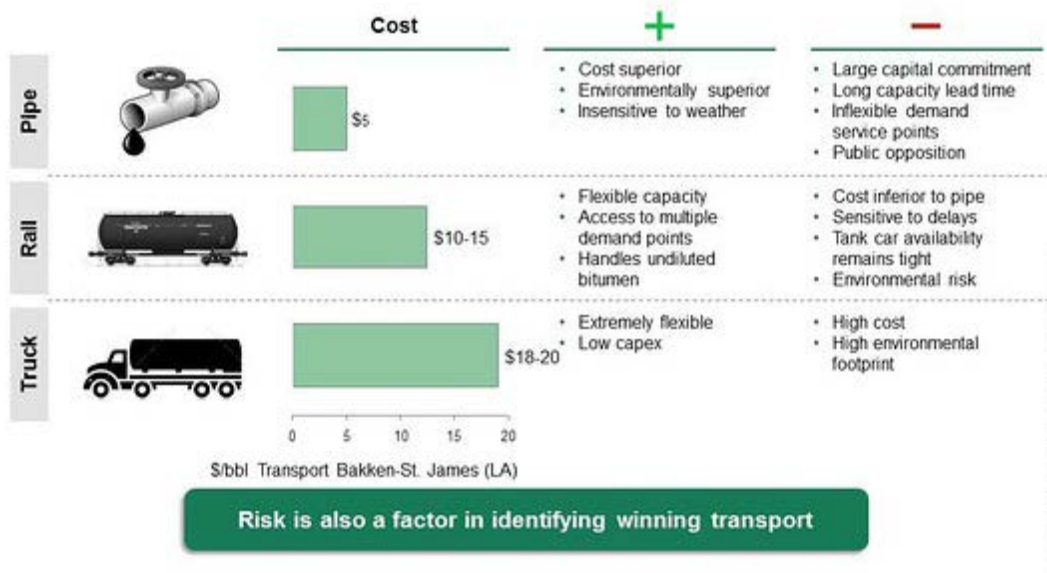
También se observa que el transporte interno ocurre de manera sustancial a través de la red doméstica de oleoductos. Por otra parte, en la figura 6(b) se observa que el método de transporte por ducto es mucho más importante que otros métodos tradicionalmente utilizados, y que su utilización se ha venido incrementando en las últimas décadas.

La ventaja definitiva del traslado de crudos por medio de tuberías se hace evidente, si se consideran los incidentes por cada 10^9 toneladas-milla transportadas. La figura 7 muestra un comparativo del número de incidentes para los tres modos de transporte principales.

Petroleum and Natural-Gas Incident Rates: Pipelines vs. Road and Railway (2005-2009)			
Mode	Avg. Billion Ton-Miles Per Year	Avg. Incidents Per Year	Incidents Per Billion Ton-Miles
Road	34.8	695.2	19.95
Railway	23.9	49.6	2.08
Petroleum Pipeline	584.1	339.6	0.58
Natural-Gas Pipeline	338.5	299.2	0.89

Sources: Department of Transportation, Research and Innovative Technology Administration, Bureau of Transportation Statistics, and Pipeline and Hazardous Material Safety Administration

(a)



(b)

Figura 7(a) Número de incidentes por cada 109 toneladas-milla de crudo enviado para tres modos de transporte (US Department of Transportation, 2009). (b) Costos asociados (TBCG, 2014).

1.2 Panorama sobre la producción de crudos pesados en México

1.2.1 Gravedades API por tipo de crudo y distribución

Las gravedades API por tipo de crudo pueden variar de un centro activo de producción a otro. Sin embargo, como se puede ver en la tabla de la figura 8, la mayoría de los actualmente producidos están por debajo de los 20 ° API. Destacan por la importancia de los yacimientos correspondientes, los crudos producidos en el activo Maloob-Zaap.

Campo	Calidad	°API
Akal	Pesado	22.0
Sihil	Pesado	23.6
Takin	Pesado	16.0
Bacab	Pesado	16.0
Ku	Pesado	20.8
Lum	Pesado	24.0
Maloob	Pesado	12.1
Zaap	Pesado	12.8
Carrizo	Ligero	21.0
Samaria Terciario	pesado	16.0
Cacalilao	Pesado	12.5
Altamira	Pesado	12.0
Ebano Chapacao	Pesado	17.5
Tamaulipas constituciones	Pesado	17.5
Barcodón	Pesado	18.0
Panuco	Pesado	12.0
CPG Cactus	--	---

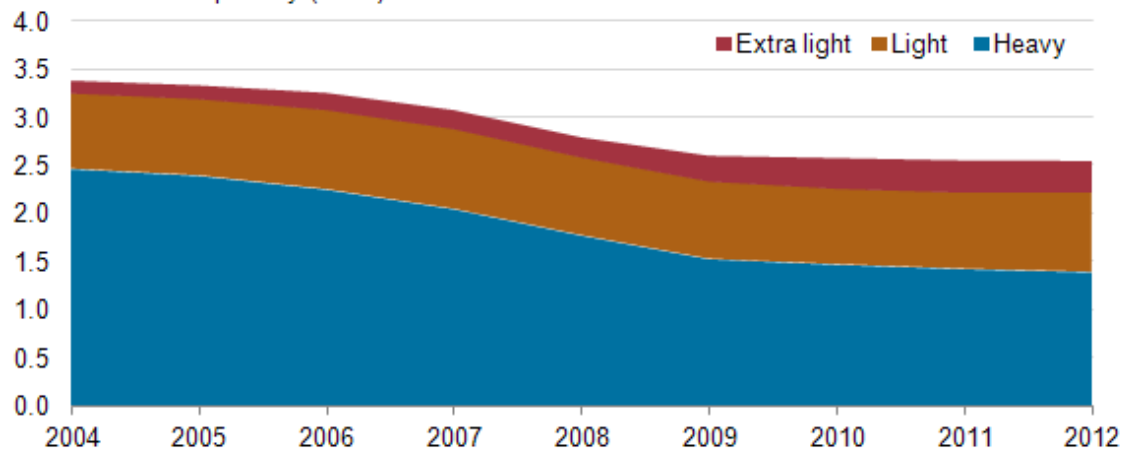
FIGURA 8 GRAVEDADES API POR TIPO DE ACTIVO (PEMEX, 2013).

Históricamente la proporción en la producción de este tipo de crudos se ha mantenido, a pesar del gradual declive ocasionado por el agotamiento de los yacimientos actualmente explotados (Figura 9(a)).

Mexican crude oil production, by type
(2004-12)

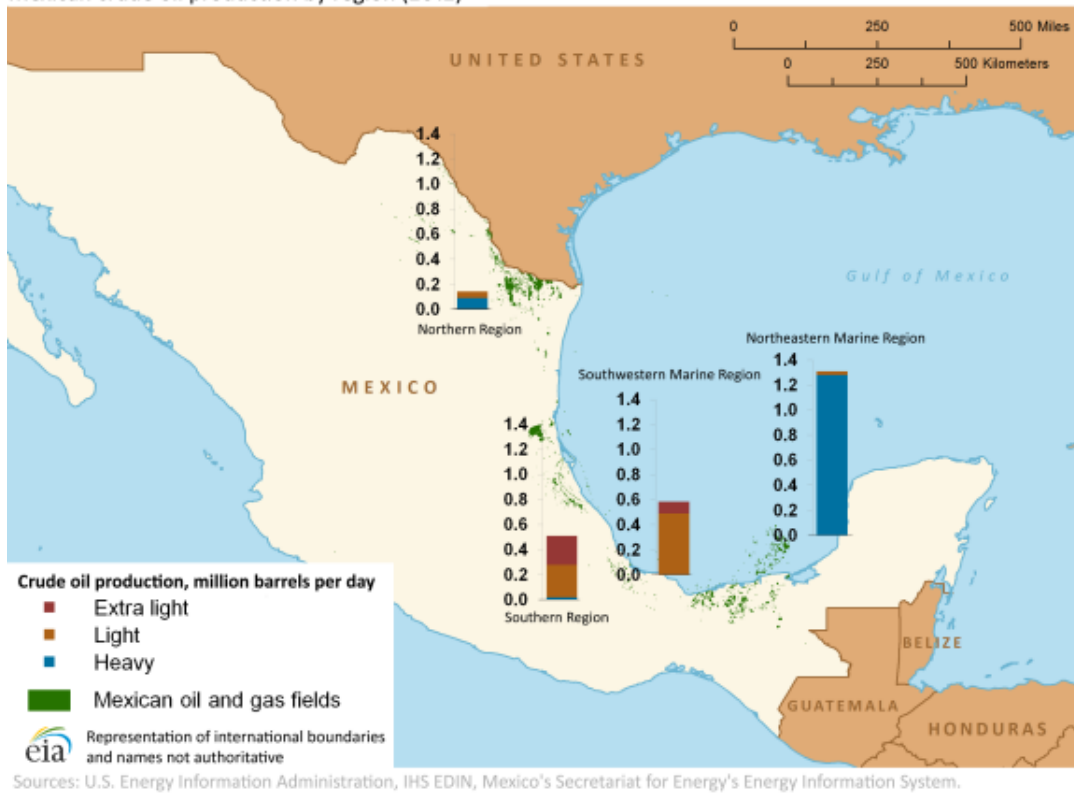


millions of barrels per day (bbl/d)



(a)

Mexican crude oil production by region (2012)

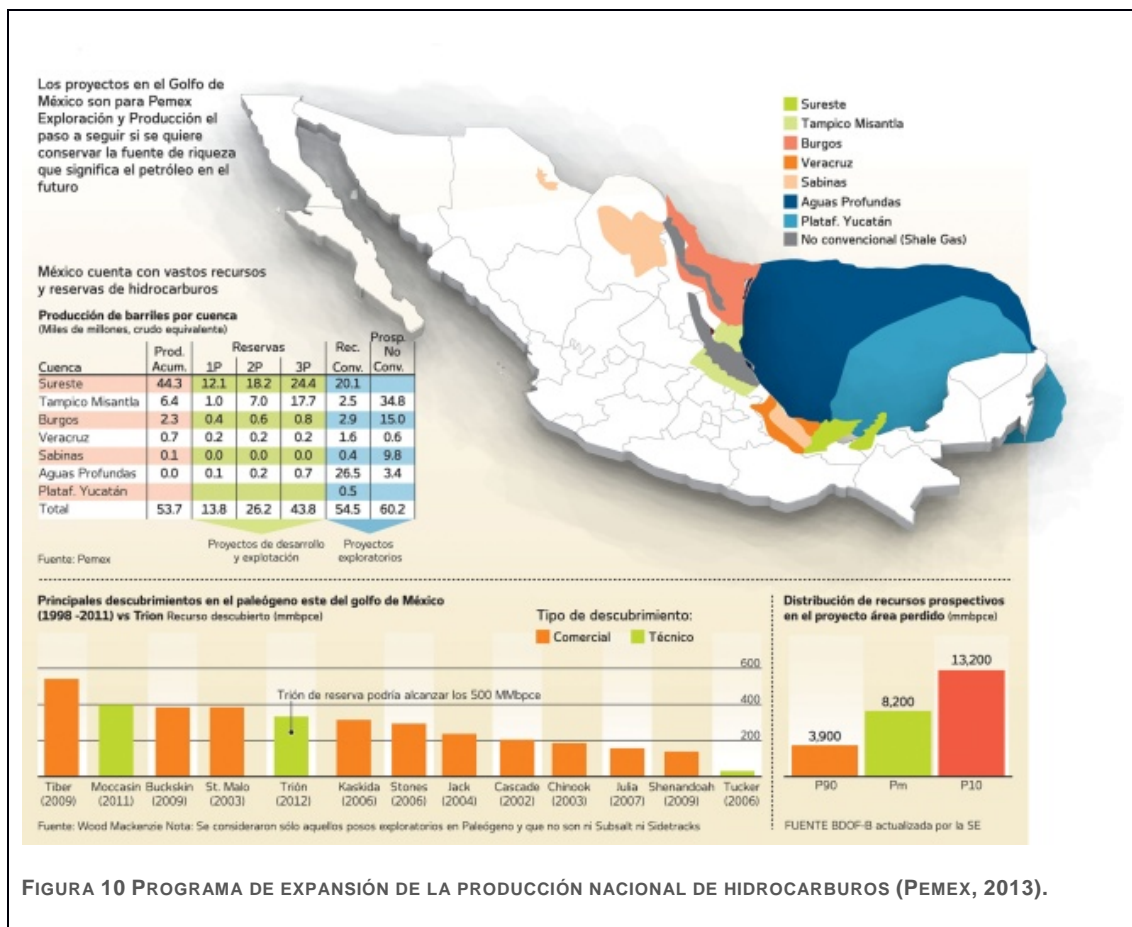


(b)

FIGURA 9 HISTÓRICO DE LA PRODUCCIÓN NACIONAL DE CRUDOS PESADOS (EIA, 2014).

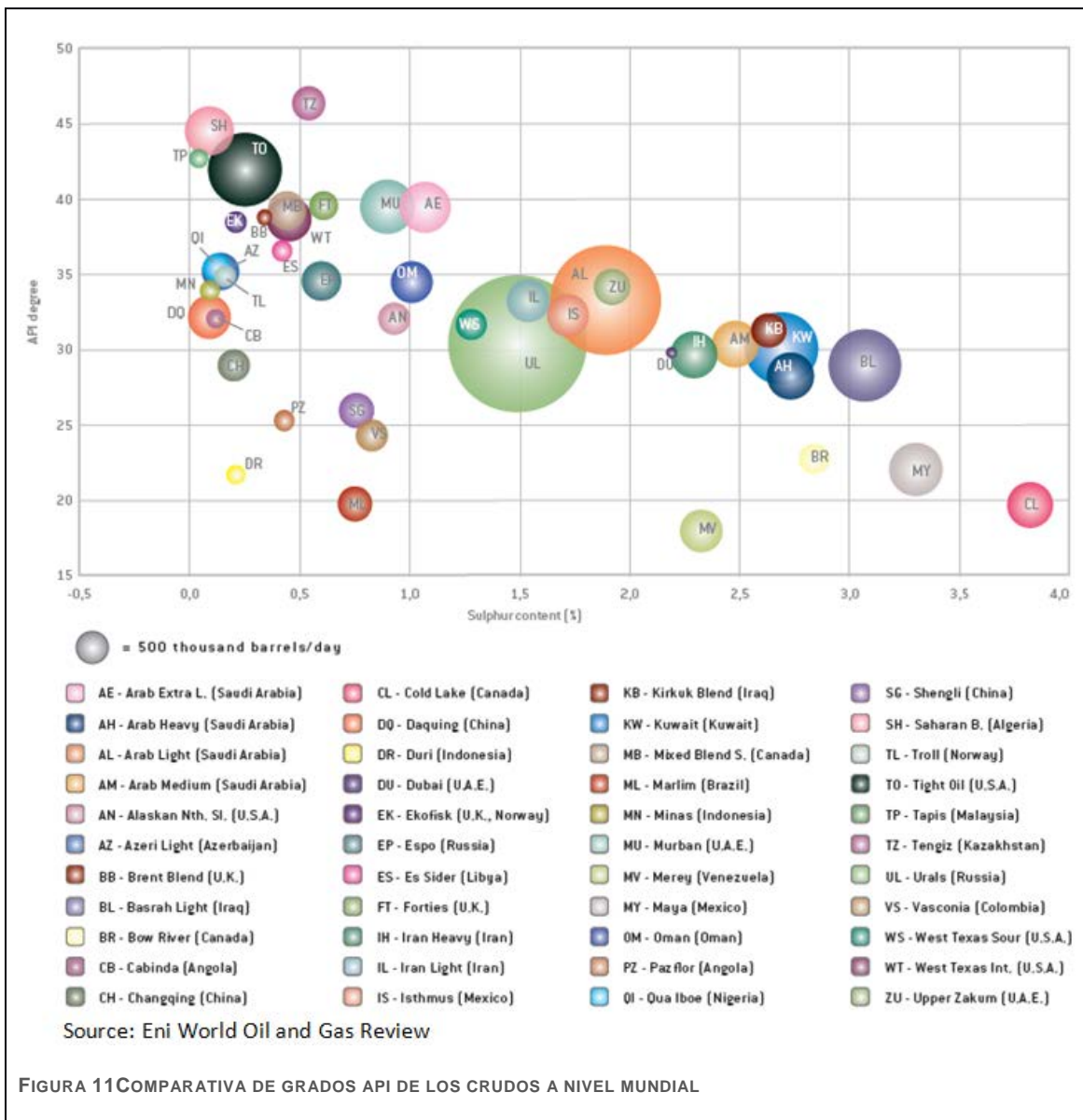
Es importante resaltar que la mayor parte de la producción de hidrocarburos con elevada viscosidad se lleva a cabo en yacimientos activos en la zona del Golfo de México (Figura. 9(b)). En particular, la Región Marina Noreste produce una cantidad considerable de este tipo de crudos, y la proyección futura es a incrementar dicha producción. Lo anterior implica el traslado de este tipo de hidrocarburos a través de redes submarinas en alguna medida.

Por otra parte, el programa de expansión de Pemex se resume en la figura 10, en la que se muestra la distribución de los recursos (incluyendo reservas 1P, 2P y 3P) en las distintas regiones del país. Nuevamente queda claro que la mayor parte de las reservas que serán explotadas en el futuro próximo están en regiones relativamente alejadas de los centros de refinamiento y que, por tanto, el tema del transporte seguirá siendo central para la operación de Pemex.



1.2.2 Comparación con crudos de otras regiones

Quizás el aspecto más relevante que deba considerarse, es el hecho de que el interés por desarrollar técnicas para el transporte eficaz de crudos pesados y extra-pesados es de mayor prioridad en México, que en otros lugares. Una comparativa de las gravedades de los crudos producidos alrededor del mundo permite saber que los crudos mexicanos están entre los más pesados (Figura 11). Por si fuera poco, la situación de ventaja para el resto de los países productores que no tienen que lidiar con las complicaciones de tener mezclas de alta viscosidad (y alto contenido de azufre), implica que el mayor interesado en conocer y desarrollar técnicas propias para el transporte es Pemex.



Como se mencionó anteriormente, en este trabajo se ofrece una visión global sobre el tema expuesto, y se recogen algunos resultados relacionados con los crudos producidos en otras regiones del planeta. Hasta donde hemos podido indagar, no existen estudios sistemáticos para procesar este tipo de crudos. Los resultados hallados versan casi exclusivamente sobre casos particulares, y son más bien de carácter descriptivo. No obstante, es posible obtener a partir de ellos cierto tipo de conclusiones generales que conduzcan a recomendaciones específicas. Se recomienda, muy ampliamente, llevar a cabo experimentos propios con fluidos de alta viscosidad en condiciones de flujo, a fin de obtener la información sistemática que se requiere para los casos particulares que se presentan en México.

1.3 Recursos no-convencionales

1.3.1 Clasificación de los recursos no-convencionales

Conviene distinguir las dos categorías para los hidrocarburos fósiles no convencionales:

- Recursos activos o móviles
- Hidrocarburos de conversión de fuentes

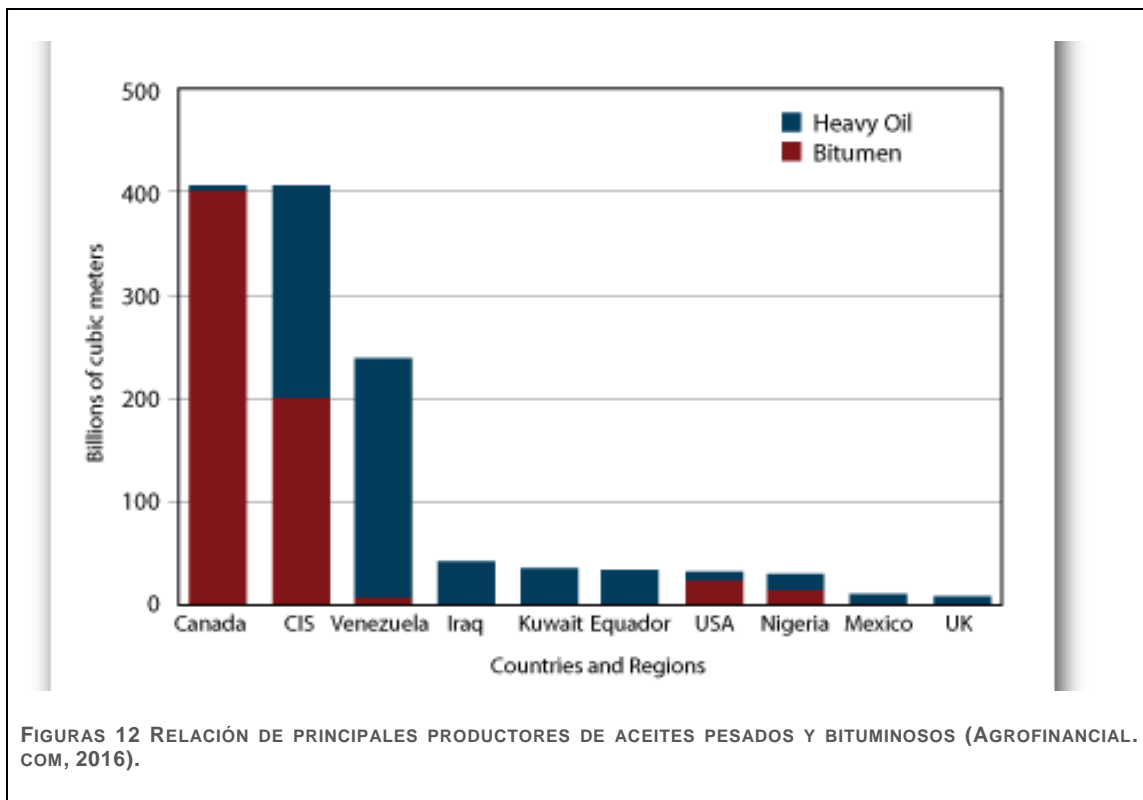
Los activos (plays) implican la producción de sólidos, líquidos o gases de hidrocarburos acumulados, que se han generado durante la evolución geológica a partir de materia orgánica en las rocas de origen. Los tipos correspondientes son:

- Sólido: Bitumen
- Líquido: crudo extra-pesado, aceite en formaciones de baja permeabilidad (tight oil).
- Gas: gas en formaciones de baja permeabilidad (tight gas sandstone/limestone), gas en betas de carbón (coal seam gas), gas de lutitas (shale gas), e hidratos de metano

Típicamente estos recursos comprenden acumulaciones de hidrocarburos que se encuentran atrapados de manera poco convencional (normalmente en formaciones de baja permeabilidad), y cuya explotación económica requiere métodos de producción avanzados y complejos.

Las arenas bituminosas (o de alquitrán) de la primera categoría se forman a partir de mezclas de bitumen y agua, en una roca madre de arena (o roca arenisca) con minerales de arcilla, y menos comúnmente, con piedra caliza. La mayoría de las definiciones de bitumen especifican una densidad mayor que 1 gm/cm^3 (menos de 10° API) y viscosidades superiores a 10,000 cP (10 Pa.s). El bitumen es una forma pegajosa de asfáltico de petróleo crudo degradado, que es efectivamente sólido a temperaturas menores a 11°C . Es importante recalcar que al calentar, o al diluir, su viscosidad se reduce. En principio este hecho puede ser aprovechado para desarrollar estrategias de transporte. Los países con mayor potencial para producir bituminosos se muestran en la gráfica de la figuras 12. Aunque México no está dentro de este grupo de

productores, múltiples aspectos involucrados en el desarrollo de técnicas para trasladar crudos pesados y extra-pesados podrían (en principio) ser aprovechados en el contexto de los recursos bituminosos.



Vale la pena señalar que el contenido neto de aceite ronda, en promedio, el equivalente de un barril de betún por cada dos toneladas de arena bituminosa (aprox. 1 m³); a su vez éste contiene alrededor de 0.85% de óxidos de azufre.

Los gases liberados tienen menor importancia y, por tanto, este aspecto queda fuera del alcance del presente trabajo. Por el contrario, el foco de la investigación se coloca en los líquidos producidos (es decir, lo que ya ha sido extraídos del yacimiento).

Esto requiere detallar algunas de las propiedades críticas para tales efectos. Entre ellas se encuentran, por ejemplo, la viscosidad, la densidad, la composición (contenido de asfaltenos, parafinas, etc.), la miscibilidad con otros tipos de hidrocarburos, etc. En particular, el comportamiento reológico de los fluidos depende fuertemente de la composición. El impacto que esto tiene en la viscosidad acaba por determinar las propiedades globales del flujo.

1.3.2 Formaciones en las que se producen los crudos pesados y extra-pesados

Aunque no existen definiciones globales de petróleo pesado y extra-pesado, hay un consenso general sobre los siguientes valores en depósito:

- Crudo pesado: densidad entre 0.934 y 1 g/cm³ (20° a 10° grados API); viscosidad entre 100 y 10,000 cP (0.1 y 10 Pa.s)
- Crudo extra-pesado: densidad mayor a 1 g/cm³ (menos de 10° grados API); viscosidad entre 100 y 10,000 cP

La densidad del petróleo extra-pesado está en el mismo intervalo que el de betún (bitumen), aunque tiene menor viscosidad, y fluye en forma líquida bajo condiciones de yacimiento. Aparte de los problemas asociados a la extracción, los aspectos relativos al transporte de este tipo de crudos presentan una serie de retos técnicos de gran complejidad. En manera especial, la dificultad para moverlos a través de las redes de transporte existentes constituye un problema de gran relevancia. En contraste, la producción de petróleo pesado se considera generalmente como una operación estándar y se trata como la producción convencional.

Se estima que los recursos mundiales de petróleos pesados y extra pesados son bastante considerable, y que éstos se encuentran distribuidos principalmente en la Faja del Orinoco, compartido por Venezuela y Colombia, así como en Rusia, Canadá y EE.UU.

En concreto, los recursos de la Faja del Orinoco se asocian a la Formación del Mioceno Inferior, y en especial la formación Morichal. Dicha formación constituye un sistema marino fluvial, e intermareal cercano a la costa, y comprende areniscas y limolitas con espesores de entre 60 y 90m. La porosidad habitualmente se encuentra en intervalos de 30-35%, mientras que la permeabilidad varía de 7,000 a 20,000 mD (milidarcies).

Estos depósitos suelen encontrarse a profundidades de entre 350 y 700 m (1150-2300 pies), y son generalmente más profundos que las arenas bituminosas de Alberta (Canadá). En combinación con las temperaturas superficiales (relativamente más elevadas que en el caso de Alberta), las temperaturas de depósito rondan los 48° o 55 °C. A tales temperaturas, el aceite sigue fluyendo, a pesar de tener viscosidades aproximadas de 1,500 a 5,500 cP y su baja gravedad API, que en promedio es de 8.5° API.

Aunque otros países tienen relativamente menos recursos de este tipo, su explotación no es menos importante debido a su repercusión económica. Tal es el caso de países como Cuba, Perú y México. En los últimos años, descubrimientos de yacimientos costa afuera en la cuenca de Campos de Brasil han abierto la posibilidad a la producción de crudos cuya gravedad API es comparable a la del petróleo extra-pesado. En el Oriente Medio, por otro lado, países como Irán, Irak y Arabia Saudita, también desarrollan campos con depósitos de extra-pesados. También en Europa crece el interés por explotar estos recursos; por ejemplo, los campos Patos-Marinza en Albania, Gela en la costa de Italia, y Tudor Rose en el Reino Unido, tienen recursos significativos de petróleo extra-pesado.

2.0 Conceptos y propiedades fundamentales de los fluidos petroleros

2.1 Densidad relativa del aceite, γ_o

La densidad específica o relativa de un aceite se define como la relación de densidad del líquido a la densidad del agua, a las mismas condiciones de presión y temperatura, es decir:

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \quad (1)$$

En el sistema Inglés de unidades se tiene, la ρ_o se expresa en *lbm aceite/ft³ aceite* y la ρ_w se expresa en *lbm agua/ft³ agua*. Asimismo, la densidad relativa del aceite, γ_o , se puede expresar como la densidad relativa 60°/60°, lo que significa que las densidades del líquido y del agua se midieron a 60°F a la presión atmosférica.

2.2 Gravedad API

Escala de gravedad específica desarrollada por el Instituto Estadounidense del Petróleo (American Petroleum Institute, API) para medir la densidad relativa de diversos líquidos de petróleo, expresada en grados. La gravedad API está graduada en grados en un instrumento de hidrómetro y fue diseñada de manera tal que la mayoría de los valores quedaran entre 10° y 70° grados API. La correlación utilizada para obtener este efecto es:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (2)$$

En donde γ_o , es la densidad relativa del aceite a 60°/60°

2.3 Factor de volumen de formación del aceite, B_o

El factor de volumen de formación del aceite, B_o , se define como el volumen de aceite del yacimiento que se necesita para producir un barril de aceite a condiciones atmosféricas. El volumen de aceite del yacimiento incluye el gas disuelto en el aceite.

$$B_o = \frac{(\text{Volumen de aceite} + \text{gas disuelto})@c_y}{\text{Volumen de aceite}@c_s} \quad (3)$$

Donde:

$@c_y$: a condiciones de yacimiento

$@c_s$: a condiciones estándar

El volumen de aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, es menor que el volumen de aceite que fluye del yacimiento hacia el fondo del pozo productor. Este cambio en volumen del aceite se debe a tres factores:

1. Liberación del gas disuelto en el aceite conforme la presión decrece desde la presión del yacimiento a la presión de la superficie.
2. La reducción en la presión causa una expansión ligera del aceite remanente.
3. El aceite remanente también se contrae debido a la reducción en la temperatura.

El factor de volumen de formación del aceite, B_o , se define como el volumen de aceite del yacimiento que se necesita para producir un barril de aceite a condiciones atmosféricas. El volumen de aceite del yacimiento incluye el gas disuelto en el aceite.

2.4 Relación de solubilidad, R_s

La relación de gas en solución-aceite, es la cantidad de gas que se libera del aceite desde el yacimiento hasta las condiciones de superficie. La relación de gas en solución-aceite, R_s , es la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar respecto al volumen de aceite producido a condiciones estándar (medido a condiciones del tanque de almacenamiento), como resultado de la producción de un volumen origi-

nal de aceite a condiciones de yacimiento. La relación gas disuelto-aceite, R_s , se define en términos de las cantidades de gas y aceite que se producen en la superficie:

$$R_s = \frac{\text{Volumen de gas producido en superficie@ } cs}{\text{volumen de aceite que entra en el tanque de almacenamiento @ } cs} \quad (4)$$

Donde:

@cy: a condiciones de yacimiento

@cs: a condiciones estándar

2.5 Coeficiente de viscosidad del aceite, μ_o

Para que exista movimiento de un cuerpo a través de un fluido o para el movimiento del fluido dentro de un conducto se debe ejercer una fuerza que sobrepase la resistencia ofrecida por el fluido. La magnitud de la resistencia ofrecida por el fluido es una resistencia a la deformación y estará determinada por la velocidad de deformación como por una propiedad del fluido denominada viscosidad.

Entonces la viscosidad se puede definir como la resistencia de los fluidos a fluir. A mayor viscosidad, menor flujo. En términos microscópicos se relaciona con las fuerzas intermoleculares, y con el tamaño y forma de las moléculas que constituyen el líquido. La viscosidad de la mayoría de los líquidos disminuye al aumentar la temperatura. Esta dependencia es el motivo de varias correlaciones discutidas en la tesis.

La viscosidad del aceite generalmente se expresa en centipoise (cp). La viscosidad del aceite es afectada por la presión y la temperatura, un incremento en la temperatura provoca un decremento en la viscosidad, una disminución en la presión provoca una disminución en la viscosidad, un decremento en la cantidad de gas en solución en el líquido provoca un incremento en la viscosidad, siendo la cantidad de gas en solución una función directa de la presión.

En general, la viscosidad de un fluido depende tanto de la temperatura como de la presión, aunque la presión influye débilmente en la viscosidad.

2.6 Esfuerzo cortante

El esfuerzo cortante, o de cizallamiento, es el esfuerzo interno es el que resulta de las tensiones paralelas a la sección transversal de un prisma mecánico. Es importante considerar el esfuerzo cortante en términos generales, porque los fluidos tienen una reología compleja (se trata de fluidos no-Newtonianos). Por tanto, el esfuerzo que aparece en la relación para el coeficiente de viscosidad que se indicó anteriormente requiere mayor especificidad. La expresión general para los esfuerzos en un fluido está dada por

$$\sigma_{ij} = -p\delta_{ij} + 2\mu e_{ij} \quad (5)$$

Los esfuerzos cortantes corresponden al segundo término en el lado derecho de la ecuación. El primer término corresponde a los esfuerzos compresivos. Queda claro que los esfuerzos cortantes están asociados al flujo a través de los gradientes de velocidad que aparecen en el tensor de deformación

$$e_{ij} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \quad (6)$$

Por tanto, la disipación viscosa del flujo está relacionada exclusivamente con estos esfuerzos. Cabe comentar que salvo en eventos muy severos, como en el interior de una onda de choque, se asume una equivalencia entre la presión mecánica y la presión termodinámica. Esto implica aceptar la suposición de Stokes:

$$\lambda + \frac{2}{3}\mu = 0 \quad (7)$$

2.7 Tensión superficial

El efecto de las fuerzas intermoleculares es de tirar las moléculas hacia el interior de la superficie de un líquido, manteniéndolas unidas y formando una superficie lisa. La tensión superficial mide las fuerzas internas que hay que vencer para poder expandir el área superficial de un líquido. La energía necesaria para crear una nueva área superficial, trasladando las moléculas de la masa líquida a la superficie de la misma, es lo que se llama tensión superficial. A mayor tensión superficial, mayor es la energía necesaria para transformar las moléculas interiores del líquido a moléculas superficiales. El agua tiene una alta tensión superficial, por los puentes de hidrógeno.

La expresión para gotas de un fluido dentro de otro fluido permite establecer una definición operativa de tipo macroscópico en términos de la curvatura de las gotas.

$$\gamma = \frac{\kappa \Delta p}{2} \quad (8)$$

Cuando en lugar de gotas se tienen burbujas la diferencia de presiones a través de la interface duplica el valor anterior. En el caso más general, cuando se tienen una interface entre dos fluidos que se deforma de forma complicada (por ejemplo, en un flujo bifásico con patrón agitado), la tensión puede ser expresada en términos de las curvaturas a lo largo de dos direcciones perpendiculares sobre la superficie en un punto de interés:

$$\gamma = (\kappa_1 + \kappa_2) \Delta p \quad (9)$$

2.8 Fluidos Newtonianos y no-Newtonianos

Los fluidos para los que el esfuerzo cortante es directamente proporcional a la rapidez de deformación se denominan fluidos Newtonianos. En este caso el esfuerzo cortante

se puede relacionar directamente al gradiente de velocidades $\frac{\partial v}{\partial y}$. Para algunos líquidos el esfuerzo cortante puede no ser directamente proporcional a la rapidez de deformación; a estos se llaman fluidos no-Newtonianos.

La figura 13 muestra la relación cualitativa para diferentes tipos de sustancias en función del gradiente de velocidad.

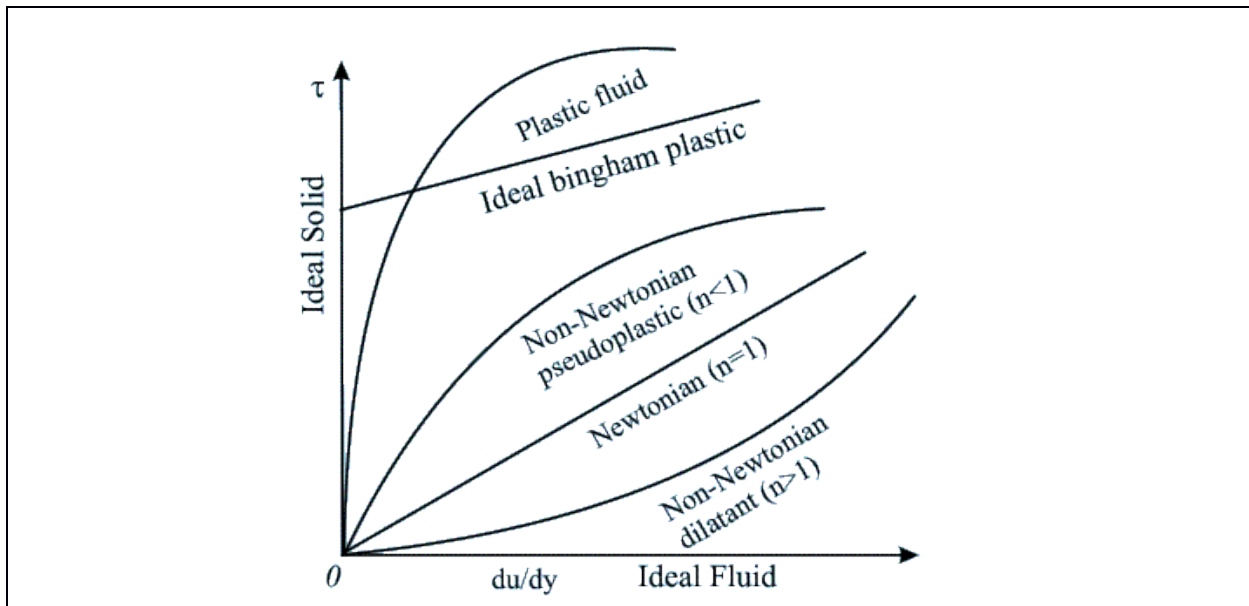


Figura 13 Relación esfuerzo-deformación para fluidos Newtonianos y no-Newtonianos.

Una clase de fluidos no-Newtonianos es la de los “adelgazantes”, que tienen la excepcional propiedad de que la razón entre el esfuerzo cortante y la deformación de corte decrece a medida que aumenta la deformación de corte. Algunos fluidos comunes con esta propiedad son las pastas dentales, la salsa de tomate, pinturas y tintas de impresión. Los fluidos para los cuales aumenta la viscosidad con la rapidez de corte se denominan fluidos “dilantantes”; algunos ejemplos de estos fluidos son las mezclas de partículas de vidrio en agua, y mezclas de agua y yeso.

En general los crudos exhiben comportamientos que se alejan significativamente de la relación lineal que caracteriza a los fluidos Newtonianos, y por esa razón es que se tienen que obtener diferentes correlaciones para estimar su reología específica.

2.9 Crudos con comportamiento de plástico de Bingham y con tixotropía

Las recientes pruebas llevadas a cabo por Mamdouh T. et al (2012) para crudos con

esfuerzos de cedencia finitos, indican que la viscosidad de estos crudos extra-pesados decrece sustancialmente con la temperatura. También se observó que la adición de una moderada cantidad de crudo ligero contribuye a disminuir considerablemente la viscosidad. Más aún, el esfuerzo de cedencia también decrece con un aumento de la temperatura. Una observación muy importante es que el comportamiento tixotrópico del extra-pesado prácticamente se elimina cuando se inyecta el crudo ligero. Esto significa que el fluido deja de tener un comportamiento reológicamente complejo (es decir, se comporta más como un fluido Newtoniano). Las propiedades reológicas de los aceites pesados y de la mezcla de estos con hidrocarburos ligeros fueron investigadas experimentalmente.

Las propiedades reológicas incluyen:

1. Comportamiento de flujo en estado permanente
2. Esfuerzo cortante
3. Flujos transitorios
4. Comportamiento tixotrópico (reología dependiente del tiempo)
5. Comportamiento visco elástico (comportamiento complejo)

Dichas pruebas se llevaron a cabo con un Reometro RheoStress RS100. La viscosidad de los aceites pesados probados, ronda los 400 cP a 25°C (Fruman y Briant, 1983, Núñez et al., 1996). Los aceites probados con densidad API menor a 20 grados (Centeno et al., 2011) contienen alta presencia de asfáltenos.

Las propiedades de los crudos probados se resumen en la tabla 1, y los intervalos específicos de variación de las propiedades se resumen en la tabla 2 y tabla 3.

Tabla 1 PROPIEDADES DE LOS CRUDOS PROBADOS

Aceite	Densidad @ 25°C [kg/m ³]	Volumen total de la mezcla [cm ³]	Velocidad del mezclador [rpm]	Tiempo de mezclado [minutos]
Husky Energy Lloydmiester en Canada	995	250	360	25
Shell Canada Montreal	887	-	-	-

Tabla 2 REDUCCION DE LA

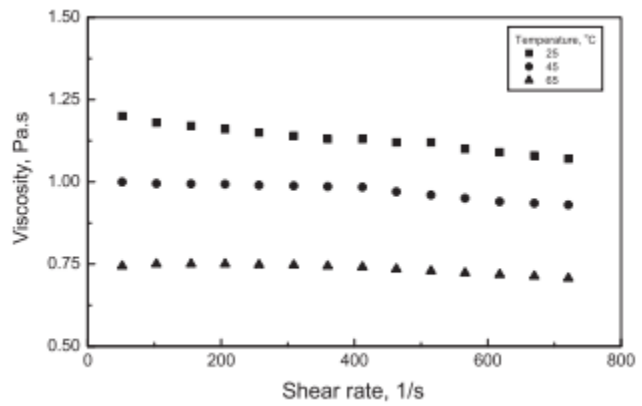
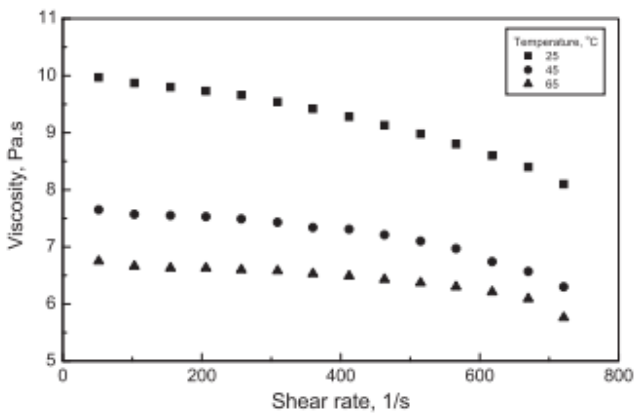
VISCOSIDAD

Adición de aceite ligero	Viscosidad
%	[Pa.s]
10	10 a 1.2
20	10 a 0.375

Tabla 3 PROPIEDADES CON LE AUMENTO DE TEMPERATURA

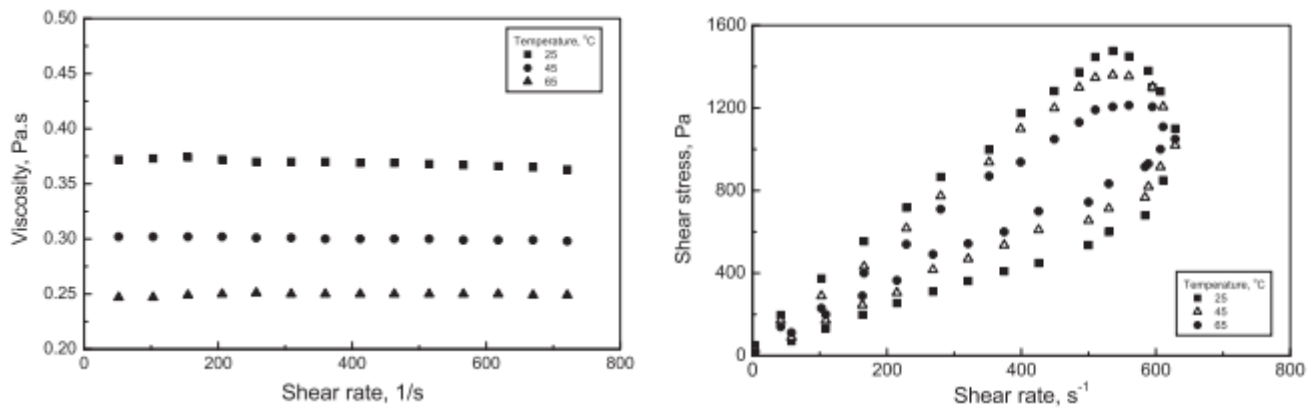
Temperatura	Comportamiento tixotropico	Esfuerzo constante
°C	areal [kPa/s]	[Pa]
25-65	321 a 118	0.7 a 0.4

Los resultados experimentales se ilustran



en la siguiente secuencia de gráficas.

Figura 14 PERFIL DE LA VISCOSIDAD DEL CRUDO PESADO A VISCOSIDADES CON DIFERENTES TEMPERATURAS CON 10% ACEITE LIGERO Y 90% ACEITE PESADO



La figura 15a permite ver que el efecto de una mezcla parcial prácticamente no cambia la reología, mientras que la temperatura si la modifica. El efecto de la temperatura en la tixotropía (la capacidad de adelgazamiento como función del tiempo) del crudo se puede ver en la figura 15b. Claramente el incremento de la temperatura reduce el tiempo de respuesta del aceite.

2.10 Efecto de la composición en la viscosidad de bitúmenes diluidos

Figura 15 PERFIL DE LA VISCOSIDAD DEL CRUDO PESADO A VISCOSIDADES CON DIFERENTES TEMPERATURAS CON 20% ACEITE LIGERO Y 80% ACEITE PESADO

Ciertas propiedades de los hidrocarburos no-convencionales reaccionan de manera similar a los aceites bituminosos. Anil K. Mehrotra et al. (1989) hallaron que la viscosidad del bitumen decrece con un incremento en la temperatura. Varias investigaciones confirman dicho comportamiento como se puede constatar en los trabajos de Jacobs et al., 1980, Mehrotra and Svrcek, 1984, 1985 a,b,c, 1988, Mehrotra et al., 1989, Svrcek and Mehrotra, 1982, 1989. La viscosidad del bitumen también se ve afectada positivamente (es decir, se reduce) mediante la disolución con gas y/o otros líquidos. Por otro lado, se ha observado que el incremento en la presión puede aumentar significativamente la viscosidad en el bitumen (Mehrotra and Svrcek, 1986, 1987a).

Es muy importante resaltar que la solubilidad de gases como el dióxido de carbono y el metano se incrementa sustancialmente con la presión, y decrece con la temperatura.

Con diluyentes líquidos una reducción en la viscosidad del bitumen puede ser alcanzada a cualquier presión incluyendo la ambiente. La solubilidad de los líquidos diluyentes en bitumen depende de la naturaleza de ambos (bitumen y diluyente). El bitumen puede ser diluido con C5+ líquido hidrocarburo parafinado. Solventes aromáticos como el benceno tolueno, xylenes son conocidos por ser miscibles con bitúmenes en todas proporciones.

A partir de las pruebas se han obtenido correlaciones para la viscosidad del bitumen en Alberta Canadá. Las investigaciones relativas a estos crudos indican que el mezclado con gases y/o diluyentes líquidos son apropiadas para la estimulación del yacimiento, el diseño de tubería y otros procesos. Las reglas de mezclado se resumen en la siguiente tabla (Tabla 4)

Tabla 4 modelos matemáticos para el cálculo de la viscosidad de la mezcla entre bitumen y una mezcla de diluyentes

Número	Correlación
1	$f(\mu) = \sum_{i=1}^n x_i f(\mu_i)$
2	$\log \log(\mu + 0.7) = b_1 + b_2 \log T$
3	$\log(\mu + 0.7) = \sum_{i=1}^n x_i \left(\frac{M_i}{M}\right)^{0.5} \log(\mu + 0.7)$
4	$(\mu + 0.7) = \prod_{i=1}^n (\mu + 0.7)^{[x_i \left(\frac{M_i}{M}\right)^{0.5}]}$
5	$\log \log(\mu + 0.8) = b_1 + b_2 \log T$
6	$\log(\mu + 0.8) = \sum_{i=1}^n x_i (M_i/M)^{0.5} \log(\mu_i + 0.8)$

7	$\log(\mu + 0.8) = \sum_{i=1}^n xi(Mi M)^{0.5} \log(\mu_i + 0.8)$ $+ \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n xixj(MiMj M^2)^{0.5} Bij$
8	$\log(\mu + 0.8) = \sum_{i=1}^n xi(Mi M)^{0.5} \log(\mu_i + 0.8)$ $+ (1 - X1)(Mi M)^{0.5} \log(\mu_2 + 0.8)$ $+ 2x1(1 - x1) (MiMj M^2)^{0.5} B12$

Correlación de viscosidad –temperatura con ecuación 5

Aplicando la correlación No. 5 se obtienen los valores específicos de la siguiente tabla.

Tabla 5 viscosidad-temperatura con eq5 para mezcla de benceno-bitumen (prueba1)

Concentración de benceno (wt%)	Parámetro b1	Parámetro b2	AAD* (%)	Desviación máxima (%)
0.30	9.4880	-3.5446	1.9	2.9
0.37	9.6263	-3.6037	3.2	4.8
0.41	9.7842	-3.6733	0.6	0.8
0.57	9.5680	-3.5533	1.5	2.3
0.68	9.3916	-3.5213	2.0	3.0
0.73	9.2524	-3.4678	0.7	1.0
0.87	9.3429	-3.4718	2.7	4.0
1.16	9.1954	-3.4305	2.1	3.2
1.23	9.5539	-3.5756	0.5	0.7
1.85	9.3744	-3.4830	3.0	4.5
2.22	9.7472	-3.6340	4.2	6.4

La gráfica correspondiente indica la tendencia para las diferentes fracciones en peso de la dilución (figura 16).

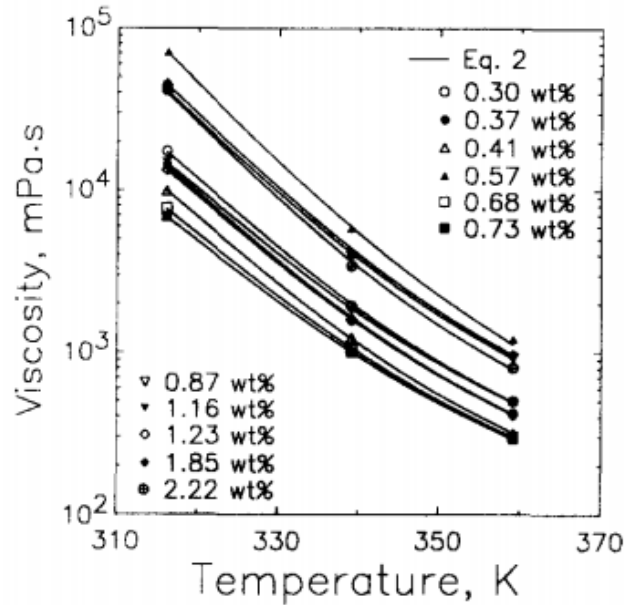


Figura 16 viscosidad-temperatura con mezcla de benceno-bitumen (prueba1)

Claramente el incremento de la fracción del diluyente contribuye a la reducción de la viscosidad. La temperatura induce el comportamiento usualmente esperado.

Los parámetros obtenidos de las diferentes pruebas sirven para realizar los cálculos correspondientes, mediante la correlación apropiada. Dichos parámetros se reportan en las siguientes tablas (5).

Tabla 6 viscosidad-temperatura con eq5 para mezcla xylene-bitumen (prueba2)

(a)

Concentración de xylene (mass%)	Parámetro b1	Parámetro b2	AAD* (%)	Desviación máxima (%)
0.0	9.6218	-3.5893	3.7	5.6
5.0	8.2442	-3.0744	3.1	4.7
10.0	7.4332	-2.7774	18.7	29.4
15.0	6.7470	-2.5259	26.4	42.9
20.0	6.2519	-2.3454	18.9	30.2

*prueba de viscosidad a 315.6°C no fueron usadas

(b)

Concentración de benceno (wt%)	Parámetro b1	Parámetro b2	AAD* (%)	Desviación máxima (%)
Mezcla comercial 1				
5	8.1569	-3.0432	1.3	2.5
10	8.3043	-3.1253	21.1	38.4
15	6.7457	-2.5207	18.3	41.0
20	5.4476	-2.0404	27.1	62.7
25	5.6832	-2.1543	15.9	31.5

(c)

Concentración de benceno (wt%)	Parámetro b1	Parámetro b2	AAD* (%)	Desviación máxima (%)
Mezcla comercial 2				
5	8.8570	-3.3615	5.8	9.3
10	8.7010	-3.2768	11.1	20.9
15	8.3449	-3.1518	6.9	10.1
20	7.4709	-2.8241	9.7	17.3
25	6.2279	-2.3494	11.9	24.7

(d)

Concentración de benceno (wt%)	Parámetro b1	Parámetro b2	AAD* (%)	Desviación máxima (%)
Mezcla comercial 3				
5	8.8579	-3.3233	4.3	8.6
10	7.3876	-2.7600	9.9	20.5
15	7.1467	-2.6846	4.3	8.5
20	5.9520	-2.2213	7.5	11.5
25	4.8801	-1.8220	12.4	24.6

(e)

Concentración de benceno	Parámetro b1	Parámetro b2	AAD* (%)	Desviación máxima (%)
--------------------------	--------------	--------------	----------	-----------------------

(wt%)				
GASOIL 1				
5	8.5382	-3.1867	19.3	33.8
10	8.0460	-3.0068	7.8	12.3
15	8.1344	-3.0587	7.2	12.9
20	8.0923	-3.0499	3.8	6.6
25	8.1972	-3.1052	7.8	13.0

(f)

Concentración de benceno (wt%)	Parámetro b1	Parámetro b2	AAD* (%)	Desviación máxima (%)
GASOIL 2				
5	8.4355	-3.1410	23.4	37.2
10	8.0268	-2.9912	18.2	30.3
15	7.6626	-2.8594	11.7	22.3
20	7.2109	-2.6877	12.0	21.2
25	7.5808	-2.8470	7.2	11.8

2.11 Correlación para aceites con ceras (parafinas)

Tarig F. Al Fariss et al. (1993) estudiaron las propiedades reológicas de los aceites pesados con contenido de ceras, y reportando la existencia de un comportamiento no-Newtoniano para los crudos considerados. Posteriormente se obtuvo una correlación para describir la viscosidad de los aceites con ceras, como función del esfuerzo cortante, la temperatura y la concentración de cera. Las pruebas experimentales se realizaron a diferentes temperaturas (9, 12, 15, 18, 21, 24°C) y con diferentes concentraciones de cera (2%, 4%, 6% y 8%)

Los aceites considerados en este estudio fueron crudos seleccionados de diferentes campos de Arabia Saudita (Tabla 7).

Tabla 7 Algunas propiedades de crudos de Arabia Saudita

Campo	Concentración de cera (wt%)	Gravedad API
Safaniya	1.9	26.8
Zuluf	2.1	33.5
Marjan	1.8	40.6

Berri	2.5	36.5
-------	-----	------

Se prepararon mezclas de crudos con cuatro concentraciones diferentes de cera (2%, 4%, 6% y 8%), y se agitaron hasta obtener una mezcla homogénea.

La viscosidad fue medida a seis diferentes temperaturas (9, 12, 15, 18, 21,24°C). Antes de cada prueba la temperatura fue elevada a 40°C, y después se dejó enfriar hasta la temperatura deseada para asegurar la homogeneidad de la mezcla. El esfuerzo cortante fue obtenido utilizando un viscosímetro rotatorio. El esfuerzo cortante como función de la tasa de deformación (a diferentes temperaturas) para las fracciones 2, 4, 6 y 8% de cera, se muestra en las siguientes ilustraciones.

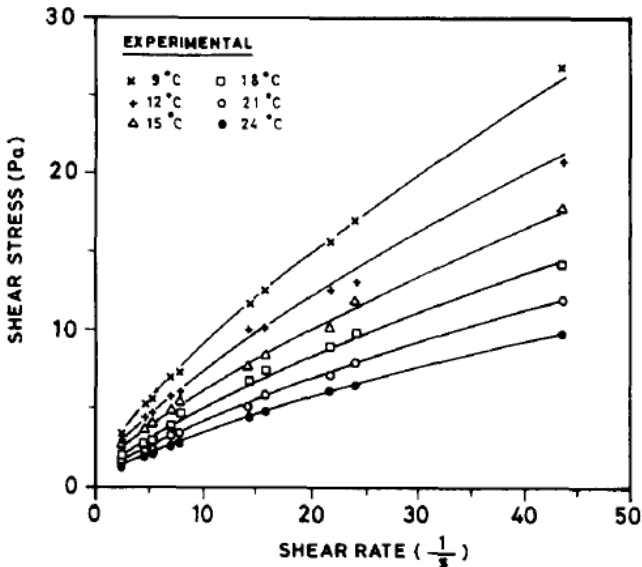


Figura 17 Esfuerzo cortante vs share rate con 2% de cera

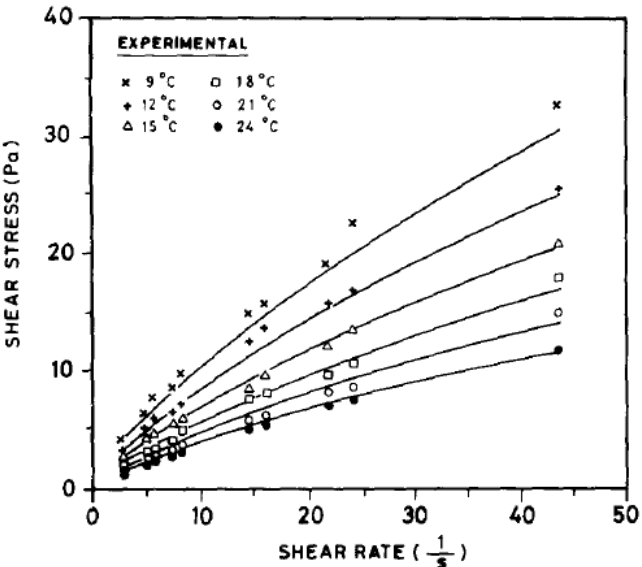


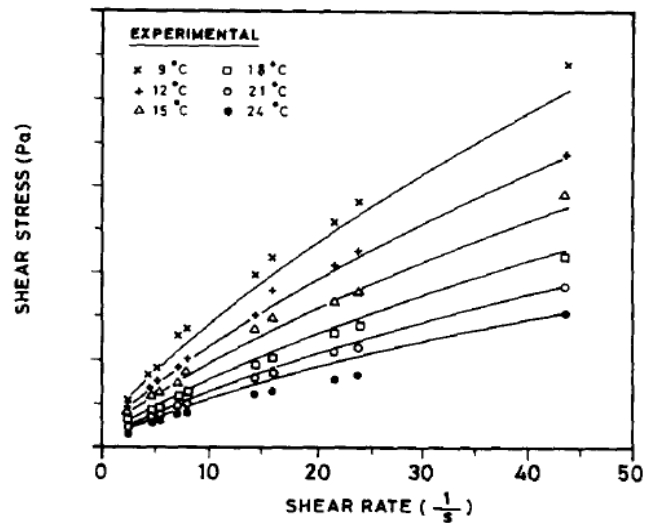
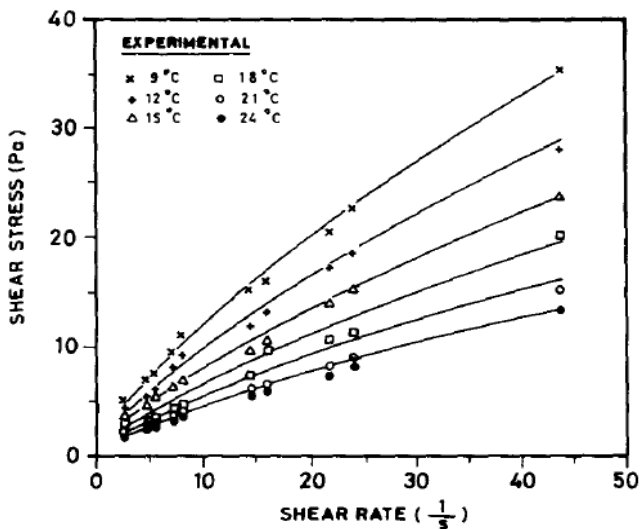
Figura 18 esfuerzo cortante vs share rate con 4% de cera

Figura 19 Esfuerzo cortante vs share rate con 6% de cera

Las Figuras 17 a 19 indican el comportamiento reológico del crudo en función del contenido de cera (las fracciones correspondientes son 2%, 4%, 6% y 8%). Evidentemente, conforme aumenta el contenido de cera, el esfuerzo cortante también aumenta. Es interesante notar que la relación esfuerzo cortante-deformación parece ser una función débil del contenido de cera en este caso. Por otro lado, se observa nuevamente que el efecto de la temperatura es importante: conforme la temperatura aumenta, el esfuerzo cortante disminuye para una tasa de deformación dada. No obstante, dicho efecto se reduce considerablemente para tasas de deformación bajas. Este tipo de dependencias tiene una clara expresión en las características de flujo (así como en la caída de presión asociada) con de crudos que contienen parafinas.

Las siguientes figuras corresponden al coefi-

Figura 20 Esfuerzo cortante vs share rate con 8% de cera



ciente de viscosidad para las mismas condiciones.

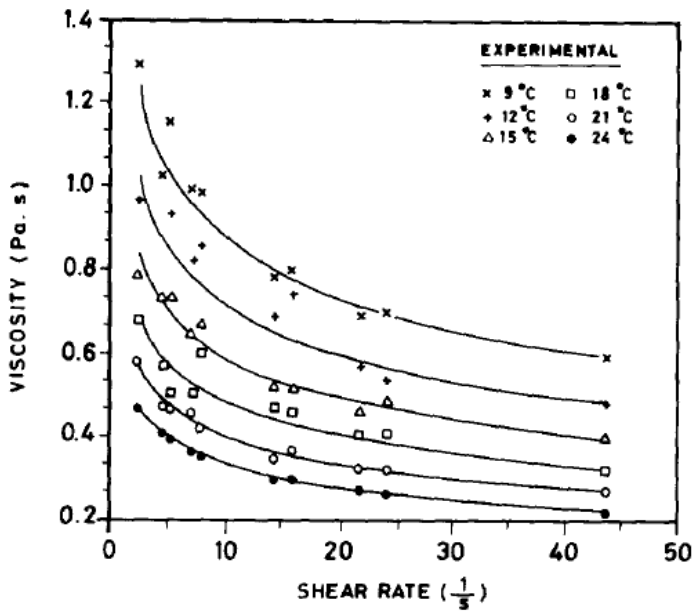


Figura 21 viscosidad vs share rate con 2% de cera

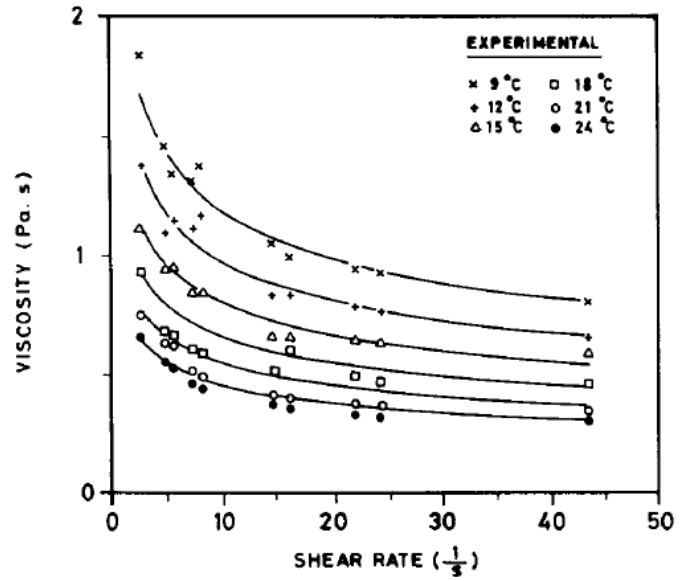


Figura 22 viscosidad vs share rate con 4% de cera

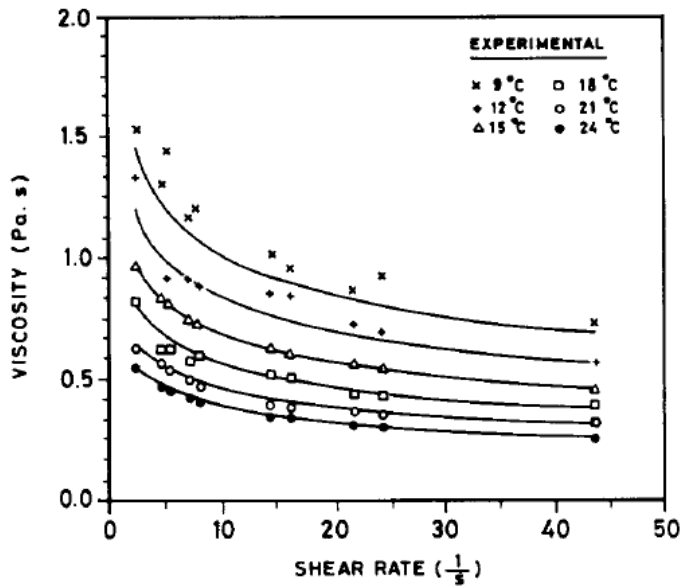


Figura 23 viscosidad vs share rate con 6% de cera

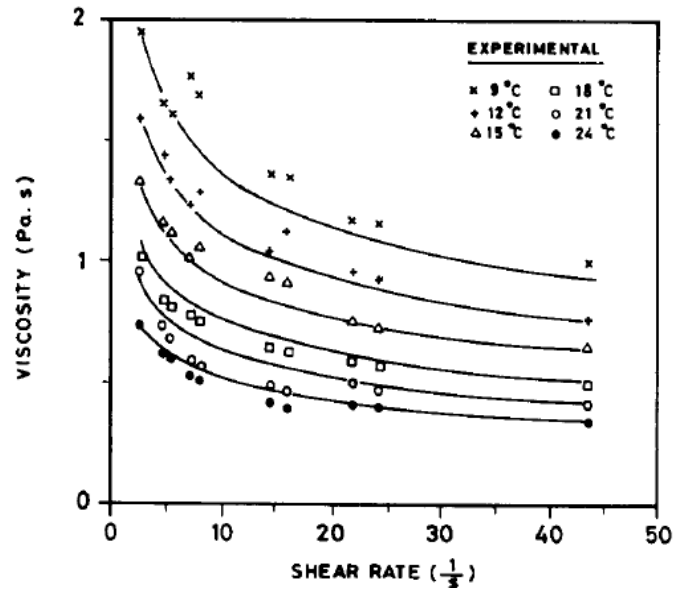


Figura 24 viscosidad vs share rate con 8% de cera

Las conclusiones obtenidas de estas curvas son similares: el coeficiente de viscosidad aumenta según se incrementa el contenido de cera, y decrece con la temperatura. Dado que la viscosidad decae con el aumento de la deformación, el fluido se comporta como un pseudo-plástico. El estudio no permite concluir sobre la tixotropía de este tipo de crudos, por lo que no se recomendarían estudios específicos para establecer dicho comportamiento.

A bajas tasas de deformación, o en otras palabras a bajos gradientes de velocidad, el fluido tiene mayor viscosidad aparente. Por tanto, la fluidez del líquido mejoraría si se le impone un gradiente de presión más elevado.

A partir de los resultados indicados, se formuló la siguiente correlación:

$$\mu = Ae^{\left(\frac{B}{T}+CW\right)}\gamma^D \quad (10)$$

Donde:

A, B, C y D son constantes

μ = viscosidad [Pa s]

γ = share rate [1/s]

T=temperatura [K]

W= concentración de cera [wt%]

2.12 Propiedades de los crudos pesados en México

La naturaleza y propiedades reológicas de los crudos pesados comúnmente producidos en nuestro país queda bien ilustrada en el trabajo de Mendoza de la Cruz et al. (2013). La capacidad de poder predecir con precisión el valor de la viscosidad es esencial para la correcta estimación de las caídas de presión ocasionadas por el transporte de este tipo de crudos, a través de las redes de conductos.

En este caso los autores midieron la viscosidad dinámica de aceites recolectados en yacimientos Mexicanos para un intervalo de temperatura de 397.1 K a 300.8 K. Las viscosidades típicas se encontraron dentro del intervalo que va de 10.914 cP a 7476.729 cP, con presiones de 0.1

MPa. Cabe notar que los aceites utilizados fueron llevados a condiciones atmosféricas antes de la medición.

Destaca el hecho de que estos crudos tienen un alto contenido de asfáltenos, adicionado con una gran cantidad de C7+. En la tabla 8 se muestran las diferentes fracciones de cinco tipos de crudo.

Tabla 8 análisis del crudo pesado utilizado

Grupo	2	3	4	5	6
Saturados	26.23	15.50	12.84	16.49	17.32
Aromáticos	31.03	28.61	40.05	10.33	44.51
Resinas	29.92	33.75	31.86	60.18	30.78
Asfáltenos	13.82	22.14	15.13	12.96	7.34

Las gravedades API de los crudos mexicanos pesados están en el intervalo de 11.5 a 19.4 grados API. Más importante aún, es la compleja reología provocada por los asfáltenos, las resinas, etc. La figura 24 muestra el comportamiento de la gravedad API como función de la temperatura.

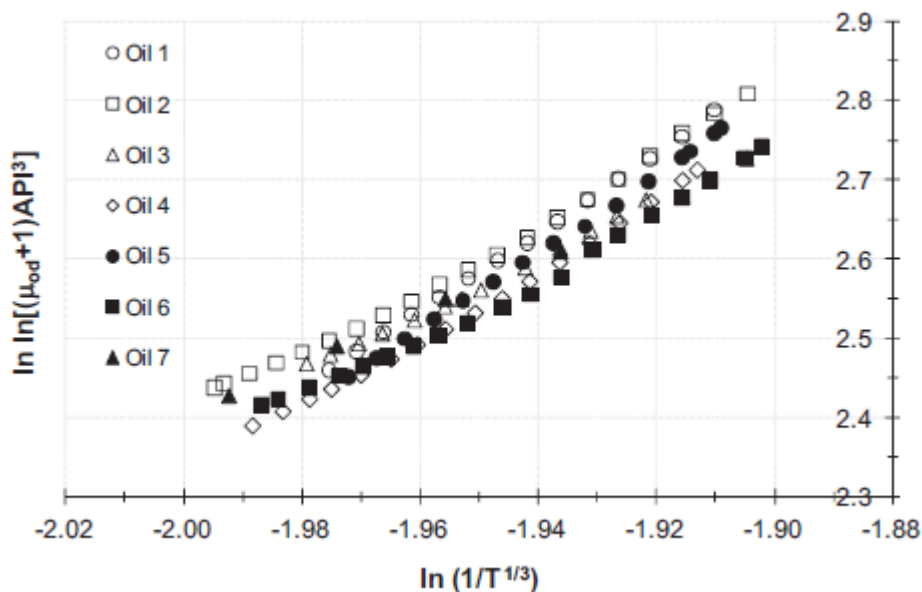


Figura 25 Comportamiento de la viscosidad en función de la temperatura

Para representar este tipo de petróleos los autores desarrollaron correlaciones propias. Esto es necesario porque en general no es posible extender las correlaciones obtenidas para otros tipos de crudos, tal como deja ver la figura 25

La correlación en cuestión es la siguiente:

$$\mu_{od} = \frac{e^a}{API^3} \quad (11)$$

En la que

$$a = 39\,053.9772T - 1.3683$$

Donde:

T es la temperatura absoluta medida en Kelvin.

Los parámetros para cada crudo se resumen en la tabla 9 a continuación.

Tabla 9 Datos utilizados para cada crudo

Aceite	Datos experi- mental	Comportamiento lineal		
		m	b	r ²
1	14	4.9447	12.2268	0.999
2	20	4.1240	10.6471	0.992
3	13	3.6080	9.6009	0.995
4	17	4.2946	10.9158	0.996
5	15	4.9137	12.1411	0.999
6	19	3.8717	10.0899	0.988
7	6	3.3419	9.0849	0.998

La figura 26 permite comparar las predicciones de las correlaciones más usuales, con la correlación propuesta para un aceite de 19.4°API. Se observa claramente como las correlaciones para otros crudos subestiman la viscosidad de manera importante, y que la correlación propuesta se ajusta bien en todo el intervalo.

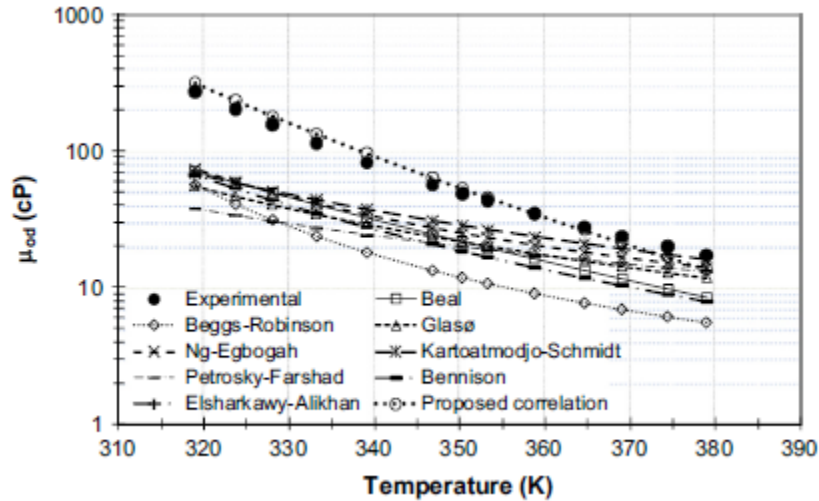


Figura. 26 predicciones de la viscosidad de aceite muerto vs temperatura comparada con datos experimentales del aceite 3 (gravedad api 19.4)

En la tabla 10 se muestran los resultados de los cálculos de viscosidad mediante las correlaciones. La tabla nos indica que la correlación para estimar la viscosidad del aceite 3 (19.4°API) muestra el menor porcentaje de error.

Tabla 10 parámetros estadísticos de las viscosidades para aceite muerto comparado con el aceite 3

Correlación	Parámetros estáticos			
	AAPRE %	APRE %	DMax %	D%
Beal	59	-59	74	62
Beggs-Robinson	75	-75	80	78
Glasø	56	-59	80	61
Egbogah	59	-59	84	64
Ng-Egbogah	62	62	135	79
Kartmoatmodjo - schmidt	43	-43	75	50
Labedi	55	4	125	67
Petrosky-Farshad	58	-58	86	64
Bennison	63	-63	75	66
Elsharkawy-Alikhan	52	-52	76	57
Naseri et al	71	-71	88	75
Sattarin et al.	78	-78	85	81
Este trabajo	13	4	21	14

Por otra parte, en la figura 26 vemos la situación análoga para un crudo más pesado de 12°API. Los resultados experimentales se encuentran en intervalos de temperatura de 319-379 K y viscosidades en rangos de 273-17 cp. Se nota que la correlación de Bennison predice el comportamiento de la viscosidad con una exactitud muy razonable para cuando la temperatura aumenta (el intervalo probado es 313-343 K, con un error relativo menor al 10%).

Dentro de este intervalo la viscosidad decae de 1200 cp a 200 cp según aumenta la temperatura. En suma, esto permite comprender que la complejidad inherente a la naturaleza del crudo, condiciona de forma definitiva la posible predicción de las propiedades en condiciones de flujo.

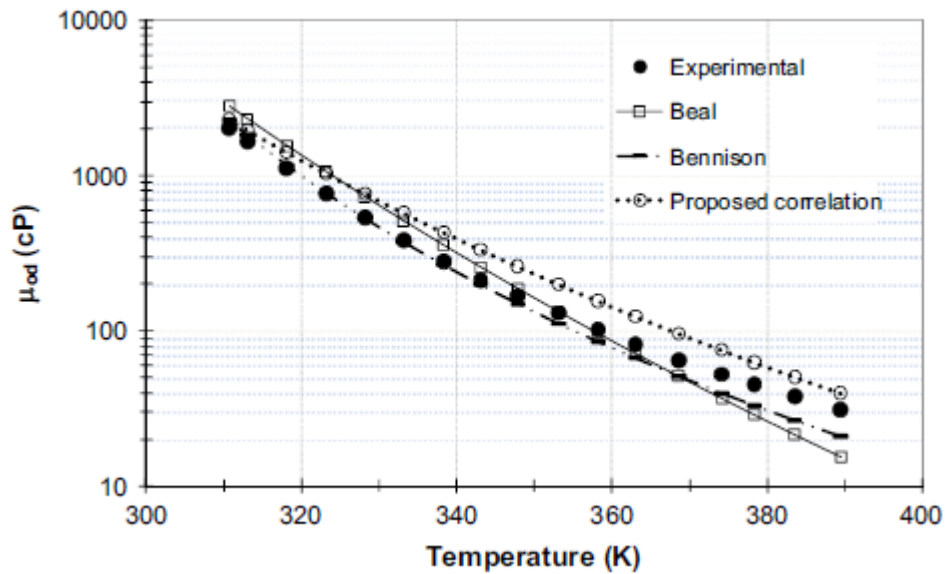


Figura 27 mejor correlación para predecir la viscosidad vs temperatura comparada con datos experimentales (12 grados api)

En conclusión, la dependencia termodinámica de la viscosidad como función de la presión y la temperatura, hace muy difícil pronosticar adecuadamente su valor para todas las posibles condiciones de operación en un ducto. El diseño de las estrategias de transporte debe tomar en cuenta este tipo de limitaciones. Un cálculo aproximado de las propiedades del flujo dependerá fuertemente de que hayan sido bien definidos las temperaturas de operación, las presiones, la composición de la mezcla, etc. Una mala estimación de la viscosidad produce cambios de varios órdenes de magnitud (como se ve en las figuras), y por tanto puede tener una fuerte repercusión en los costos de todo tipo (energéticos, económicos, ambientales, etc.).

3.0 Flujo de crudos pesados y extra-pesados en ductos

3.1 Flujos bifásicos aceite-agua en tuberías horizontales

Una revisión general sobre los efectos producidos por el agua libre durante el transporte de crudos fue presentada por Xiao-Xuan Xu et al. en 2007. En dicha revisión se consideraron, concretamente: a) la identificación del patrón de flujo, b) el modelado de la inversión de fases, c) la predicción de la caída de presión, y d) la estimación de la viscosidad aparente.

En el contexto particular de los crudos pesados, el autor comenta sobre las diferencias observadas entre las clasificación de patrones de flujo de Trallero y Brill (2006) para crudos convencionales (figura 27 a), y la clasificación de Mu (2001) para crudos pesados (figura 28). Esos estudios fueron extendidos por Yao y Gong (2004) para incluir crudos con viscosidades en el rango 1 – 614cP y densidades de 60.46 – 62.17 lbm/ft³.

3.2 Clasificación de patrones de flujo y mapas de transición

La clasificación correspondiente se muestra en la siguiente figura (Figura 28).

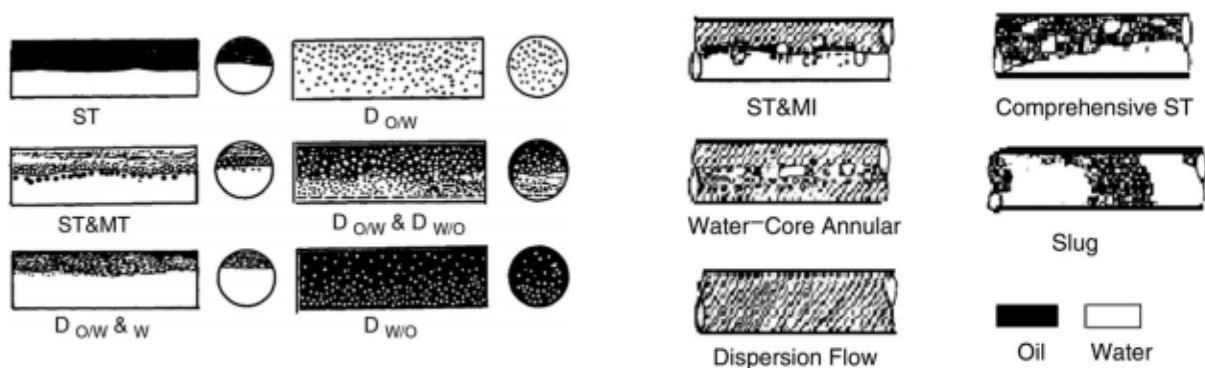


Figura 28 ESQUEMA DE LOS DIFERENTES PATRONES DE FLUJO. IZQUIERDO) PATRONES DE FLUJO DE CRUDOS CONVENCIONALES. DERECHO) PATRONES DE FLUJO DE CRUDOS PESADOS

La tabla 11 condensa la clasificación de los patrones de flujo reportados por distintos autores. Cabe insistir en que únicamente los patrones reportados por Mu (2001), Yao y Gong (2004), y Yao (2006), corresponden a crudos pesados con viscosidades descritas por la correlación

$$\mu_o = 0.372 t^2 - 32.218 t + 784.27 \quad \text{y} \quad 10 < t < 50. \quad (12)$$

Donde t es temperatura

También se debe señalar que los resultados son válidos para tuberías con diámetros entre 0.2 m y 0.1m, exclusivamente (es decir, pequeños diámetros). Los rangos de validez corresponden a $1 \leq \mu_o/\mu_w \leq 30$ para las viscosidades relativas, y $0.6 \leq \rho_o/\rho_w \leq 0.9$ para las densidades relativas. La tensión superficial varió entre 0.01 y 0.04 N/m.

Tabla 11 Clasificación de patrones de flujo para mezclas agua-aceite

Autor	Diámetro [cm]	Material de la tubería	no/nw	do/dw	Técnica de observación	Patrones de flujo observados
Russel et al (1959)	2.03	Celulosa, acetato	20.13	0.84	visual	SM, Do/w, Bo
Charles and Lilleleht (1966)	2.64	Celulosa, acetato	6.29 16.8 6.5	1 1 1	visual	Do/w, Anw, Slo, Bo
Guzhov et al (1973)	3.94	Acero	21.8	0.898	visual	SM, Dw/o, Do/w, DO/w & w
Oglesby (1979)	4.1	Acero	32 61 167	0.895 0.863 0.870	visual	Dw/o, Do/w, DO/w & w
Kurban y Angeli (1995)	2.43 2.4	Vidrio Acrílico	1.6	0.803	Fotografía	S,SM, Dw/o
Trallero y Brill (1996)	5.08	Acrilio	29.7	0.852	visual	S,SM, Dw/o, Dw/o, Do/w, DO/w & w
Nädler y Mewes (1997)	5.9	Perspex	18-35	0.848	visual	S,SM, Dw/o, Dw/o, Do/w, DO/w & w
Vedapuri y Jepsen (1997)	10.12	Plexiglass	2	-	-	S,SM, Dw/o
Valle (1997)	7.62	Acero	1	0.741	Conductividad	Do/w, Dw/o, S
Valle (1998)	3.75	Vidrio	2.55	0.792	-	S,SM, Dw/o& o/w, DO/w & w
Angeli Hewitt (1998)	2.43 2.4	Acero Acrílico	1.6	0.803	Conductividad	S,Dw/o&o, Do/w, Dw/o
Angeli Hewitt (2000)	2.43	Acero Acrílico	1.6	0.803	Fotografía	S,Dw/o&o, Do/w, Dw/o

Simmons y Azzopardi (2001)	6.3	PVC	1.125	0.684	Lasentec Par-Tec 300C	SM, Dw/o&w, Dw/o
Mu (2001)	2.54	Acero	310	0.930	Fotografía de alta velocidad	ST&MI, Compresivo ST, nucleo de agua, anular, bache de agua, Do/w, Dw/o
Yao y Giong (2004) Yao (2006)	2.54	Acero	572	0.973	Fotografía de alta velocidad	10 tipos

En suma, la clasificación de Mu (2001) corresponde a los patrones de flujo:

- ST&MI
- Anular agua
- Flujo disperso
- Compresivo ST
- Tapon (Slug)

Mientras que Yao y Gong (2004) agregaron los siguientes patrones a la clasificación:

- Dominado por aceite (emulsiones w/o, etc.)
- Dominado por agua (o/w)
- Región de flujo intermitente
- Región de flujo segregado

Por otra parte la clasificación de Trallero y Brill (1995) distingue los siguientes patrones:

1. Flujo segregado
 - Flujo estratificado (ST)
 - Flujo estratificado con mezcla de interfaces (ST & MI)
2. Flujo disperso
 - Dominado por agua
 - Dispersión de aceite en agua y agua (Do/w & w)
 - Emulsión de agua en aceite (Do/w)
 - Dominado por aceite
 - Dispersión de agua en aceite y aceite en agua (Do/w & Do/w)

- Emulsión de agua en aceite (Dw/o)

En contraste, con Trallero y Brill (1996), Nadler y Mewes (1997) observaron un nuevo patrón de flujo que fue nombrado “*capa de dispersión de agua en aceite y aceite en agua y capa de agua limpia*”. Sin embargo, se observó experimentalmente que cuando la viscosidad es menor a 35 cP, el flujo anular de agua–aceite no se produce.

Para los experimentos con flujo agua-aceite con tuberías de acrílico y de acero, Angeli y Hewitt (1998) clasificaron de la siguiente manera:

- Flujo estratificado (ST)
- Flujo estratificado con una capa de gotas adicional (ST&D), o flujo de tres capas
- Estratificado/flujo mixto (ST&MI)
- Flujo disperso (Do/w o Dw/o)

Los resultados indican que la rugosidad y las características de humectabilidad de los dos tipos de materiales de las tuberías podrían afectar los patrones de flujo con mezclas aceite-agua.

En relación con las transiciones entre patrones de flujo para este tipo de mezclas, Xiao señala la carencia de datos experimentales y la consiguiente inexistencia de mapas de utilidad general. Sin embargo, Xiao reporta los mapas que se reproducen en la figura 29. El primero es el propuesto por Arirachakarn et al. (1989) para flujos en tubería de acero, y el segundo es el de Angeli y Hewitt (2000^a).

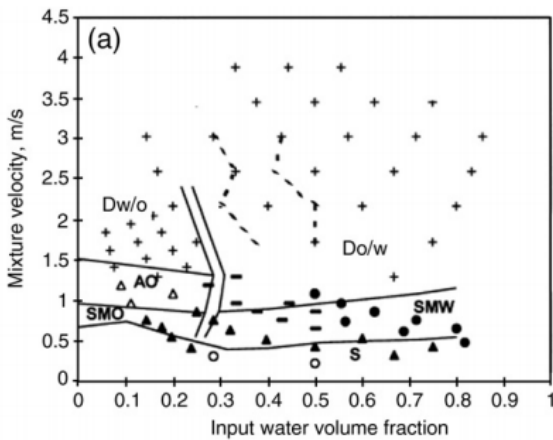


Figura 29 Tipo de patrón de flujo observado en una gráfica de velocidad de mezcla VS volumen de fracción de agua

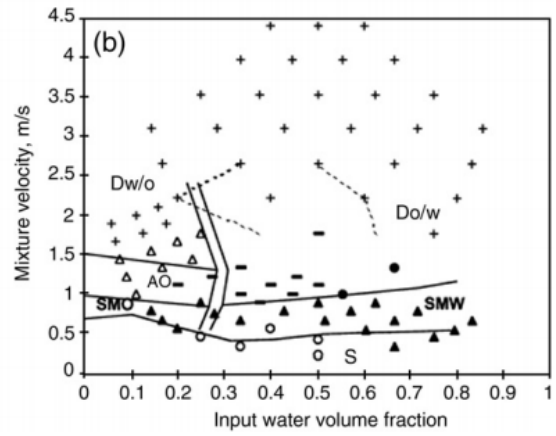


Figura 30 Tipo de patrón de flujo observado en una gráfica de velocidad de mezcla VS volumen de fracción de agua

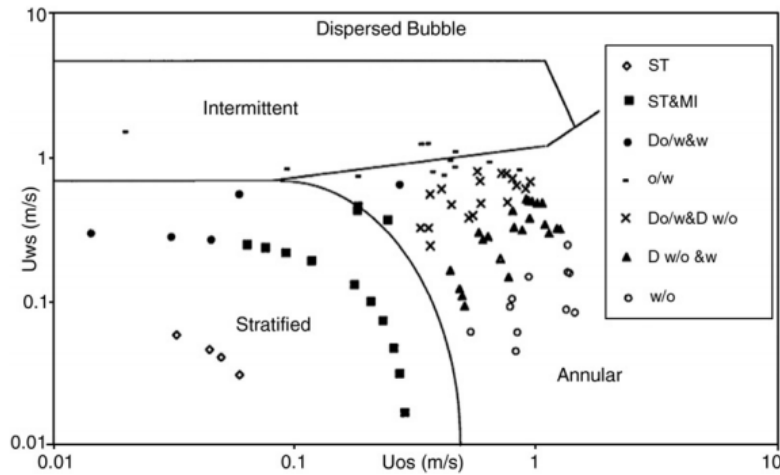


Figura 31 comparación del modelo de Barnea y Nadler Newes

Existe incertidumbre en cuanto a la confiabilidad de los métodos tradicionales para predecir las fronteras de transición (por ejemplo, empleando el método de Tailte y Duckler (1976) o Barnea (1987)). Más aún, Xiao destaca que en el comparativo presentado por Trallero (1995), entre la predicción de Barnea (1987) y la de Nädler y Mewes (1997), hay una clara sub-predicción importante de la transición para flujos dominados por agua, mientras que todos los flujos dominados por aceite se tratan esencialmente como flujos anulares (ver figura 31).

3.3 Efecto de la inversión de fases

En términos generales, el efecto de la inversión de fases se manifiesta de manera muy clara para una fracción volumétrica cercana al 40%, tal como se puede apreciar en la figura 32.

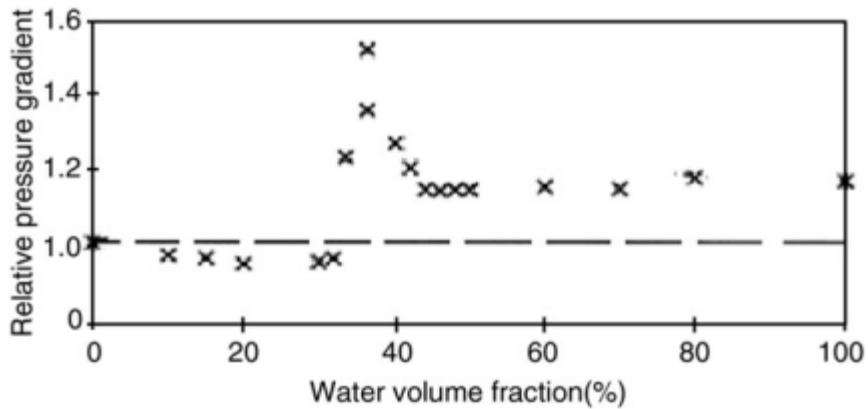


Figura 32 representación de la inversión de fases

Es importante notar la forma (casi discontinua) en la que aumenta el gradiente de presiones en el punto de inversión. A partir de ese punto, dicho gradiente permanece en un nivel distinto del que tenía originalmente antes de que ocurriera la inversión. Como el gradiente se reporta en forma relativa, esto significa una diferencia aproximada de entre el 20% y el 30%. El efecto de inversión de fases en la configuración de los patrones de flujo queda mejor ilustrado en la figura 32.

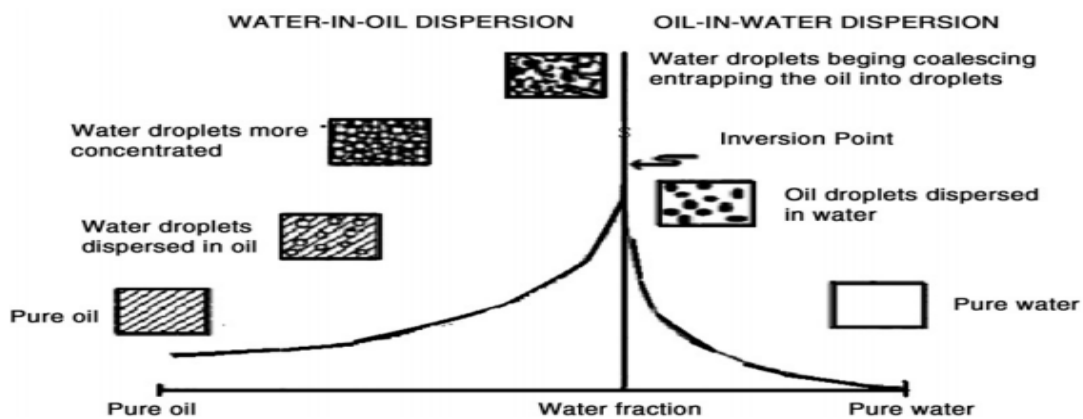


Figura 33 gradiente de presión relativa en tuberías de acero y velocidad de mezclado de 2.1 m/s

La curva es la caída de presión obtenida experimentalmente por Angeli y Hewitt (1998). Está claro que un aumento en el contenido de crudo pesado implica un aumento de la caída de presión. La estructura del arreglo de las fases causa una interacción compleja con las paredes del conducto, así como entre las gotas, y también entre gotas y la fase continua. En la siguiente tabla se resumen los modelos apropiados para la inversión de fases.

Tabla 12 modelos de inversión de fases

Modelo	Ecuación	
Yeh et al (1964)	$\epsilon_w = \frac{1}{1 + \left(\frac{no}{nw}\right)^{0.5}}$	<i>no: viscosidad del aceite nw: viscosidad del agua</i>
Arirachakam et al (1989)	$\epsilon_w = \left(\frac{U_{ws}}{U_m}\right) = 0.5 - 0.1108 \log(no/nr)$	<i>Uws: velocidad superficial del agua Um: velocidad superficial de la mezcla no: viscosidad del aceite nr: viscosidad relativa</i>
Chen (2001)	$\epsilon_w = 0.3788 - 0.11081g \frac{no}{nw} - 9.6533 \left(\frac{\rho_w - \rho_o}{\rho_w}\right)^2 + 2.8441 \frac{\rho_w - \rho_o}{\rho_w}$	<i>po: densidad aceite pw: densidad agua</i>
Nädler y Neues (1997)	$\epsilon_w = \frac{1}{1 + k1 \left[\frac{Co \rho_o^{(1-no)} no^{no}}{Cw \rho_w^{(1-nw)} nw^{nw}} (D U_m)^{nw-no} \right]^{1/k2}}$	<i>D: diametro de tubería Co, Cw, no, nw: Parámetros de la ecuación de Blasius (CReⁿ) K=1, K=2 para flujo laminar</i>
Decarre y Fabre (1997)	$\epsilon_w = \left[1 + \left(\frac{nc}{nd}\right)^{\frac{1}{6}} \left(\frac{\rho_c}{\rho_d}\right)^{5/6} \right]^{-1}$	<i>nc, nd, pc, pd: Viscosidad y densidad de la fase continua y dispersa, respectivamente</i>
Brauner y Ullmann (2002)	$\epsilon_w = \frac{P_v^{0.4}}{1 + P_v^{0.4}}$	<i>P=po/pw V=vo/vw</i>

3.4 Caída de presión y viscosidad aparente

La caída de presión juega un papel muy importante en el diseño para sistemas de flujo eficientes. Esto es especialmente cierto cuando se trata de mezclas aceite-agua debido a la inversión de fases. En fechas recientes se han empleado correlaciones modificadas para mezclas gas-líquido, con el objeto de predecir la caída de presión en sistemas que transportan mezclas liquido-liquido. Charles y Lilleht (1966) utilizaron los paráme-

tros (χ y ψ) propuestos por Lockhart y Martinelli para flujo de gas-liquido en tuberías, para representar el gradiente de presión en flujo estratificado de aceite –agua. En las tablas 13 y 14 se resumen las correlaciones propuestas para el cálculo de la caída de presión y el efecto de la viscosidad.

Tabla 13 Predicción de la caída de presión

Modelo	Ecuación	
Charles y Lilleleht (1966)	$\chi^2 = \frac{(dp/dz)_o}{(dp/dz)_w}$	$(dp/dz)_o$: gradiente de presión de aceite
	$\psi^2 = \frac{(dp/dz)_{Tp}}{(dp/dz)_o}$	$(dp/dz)_o$: gradiente de presión del agua $(dp/dz)_{Tp}$: gradiente de presión mezcla agua-aceite

Tabla 14 Predicción del efecto de viscosidad

Modelo	Ecuación	
Dukler et al (1964)	$\eta m = \epsilon_o \eta_o + \epsilon_w \eta_w$	ϵ_o fracción de aceite ϵ_w fracción de agua η_w viscosidad de agua η_o viscosidad de aceite
Brinkman (1952)	$\eta m = \eta_c (1 - \Phi)^{-2.5}$	η_c viscosidad de la fase continua Φ fracción de la fase dispersa
Broughton and Squires (1938)	$\eta r = A e^{k\phi}$ o en su forma linealizada $\ln(\eta r) = a + k\phi$	a y k son expresiones en función de la temperatura a = ln A : es una constante
Rønning-sen	$\ln(\eta r) = k_1 + k_2 T + k_3 \epsilon_w + k_4 T \epsilon_w$	

(1995)		
Hewitt et al. (1997)	$\eta_m = (1 - C_m)[(1 - \varepsilon_{wi})\eta_o + \varepsilon_{wi}\eta_w] + C_m\eta_{cont}\varepsilon_{cont}^{-2.5}$	η_m viscosidad efectiva de la mezcla η_{cont} viscosidad de la fase continua ε_{wi} fracción de agua ε_{cont} fracción fase continua
Cai et al. (1998)	<p style="text-align: center;">Agua en aceite</p> $\eta_m = 0.4526e^{-0.057476t} P^{-0.06} \left[1 + \frac{\varepsilon_w/0.87}{1.187 - \varepsilon_w/0.87}\right]^{2.5}$ <p style="text-align: center;">Aceite en agua</p> $\eta_m = 0.002e^{-0.0458t} P^{-0.06} \left[1 + \frac{(1 - \varepsilon_w)/0.87}{1.187 - (1 - \varepsilon_w)/0.87}\right]^{2.5}$	
Pal (2000)	$\eta_r^{-2/5} \left[\frac{2\eta_r + 5K}{2 + 5K}\right]^{-2/5} = 1 - K_o\phi$	K radio de viscosidad Ko=1.35

3.5 Efecto de la composición en un flujo bifásico aceite-agua

El estudio realizado en la Universidad de China por Wei Wang et al. en 2011, se estudiaron flujos con mezclas de crudos reales y agua, en una sección de tubería horizontal. Como en otros casos similares, el experimento se llevó a cabo en un sistema de tuberías. (Tabla 15).

Tabla 15 diámetro y longitud de tubería

diámetro	longitud
25.4 [mm]	50 [m]

El crudo pesado y el agua utilizados en los experimentos se obtuvieron de campo activo en China (no se especifica cuál). Sus propiedades se encuentran en la siguiente tabla 16 a continuación.

Tabla 16 Densidad y temperatura a diferentes temperaturas en el experimento

Temperatura °C	60	65	70
Densidad Kg/m ³	952.66	949.97	947.28
Viscosidad cP	628.1	467.9	327.3

Asimismo, se reportó una tensión interfacial para la mezcla aceite-agua equivalente a 10.33 mN/m, a una temperatura de 60°C. Es importante mencionar que el crudo y el agua fueron agitados dentro de un tanque, hasta lograr una mezcla homogénea.

La composición del aceite utilizado en el experimento se muestra en la siguiente tabla, en donde se muestra el gran contenido de resinas y asfáltenos los cuales funcionan como surfactantes naturales que favorecen las emulsiones Ew-o.

Tabla 17 Composición del aceite utilizado en el experimento

Composición	Saturado	Aromático	Non-Hidrocarbano	Asfáltenos y resinas
Porcentaje masa [%]	25.46	35.95	15.70	22.89

El experimento consistió en incrementar la fracción de agua desde 10% hasta el 70%, con incrementos de 10%. Los patrones de flujo hallados se ilustran en la siguiente figura.

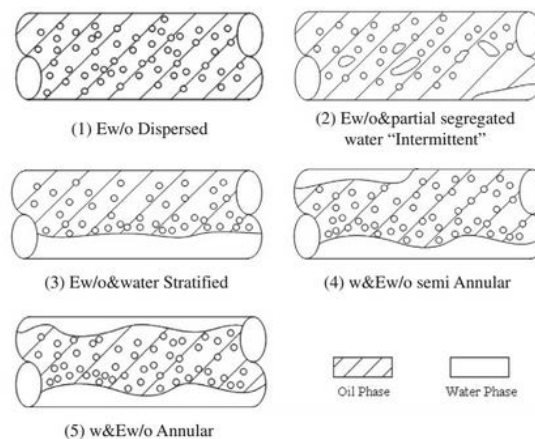


Figura 34 patrones de flujo encontrados en el experimento

Se observaron 5 tipos de patrones de flujo para diferentes velocidades de mezclado y fracciones de agua. La clasificación se indica en la siguiente tabla 19.

Tabla 19 diferentes tipos de patrones de flujo para diferentes velocidades de mezclado y fracciones de agua

Nombre del patrón	Nomenclatura
Flujo disperso en emulsión agua en aceite	Ew/o disperso
Flujo intermitente o parcialmente segregado	Ew/o& parcial segregado
Flujo estratificado de agua	Ew/o&w estratificado
Flujo semi anular de agua	w&Ew/o semi Anular
Flujo anular de agua	W&Ew/o Anular

Con los datos obtenidos los autores elaboraron un mapa de patrones de flujo, basado en la fracción volumétrica de agua, y en la velocidad de la mezcla.

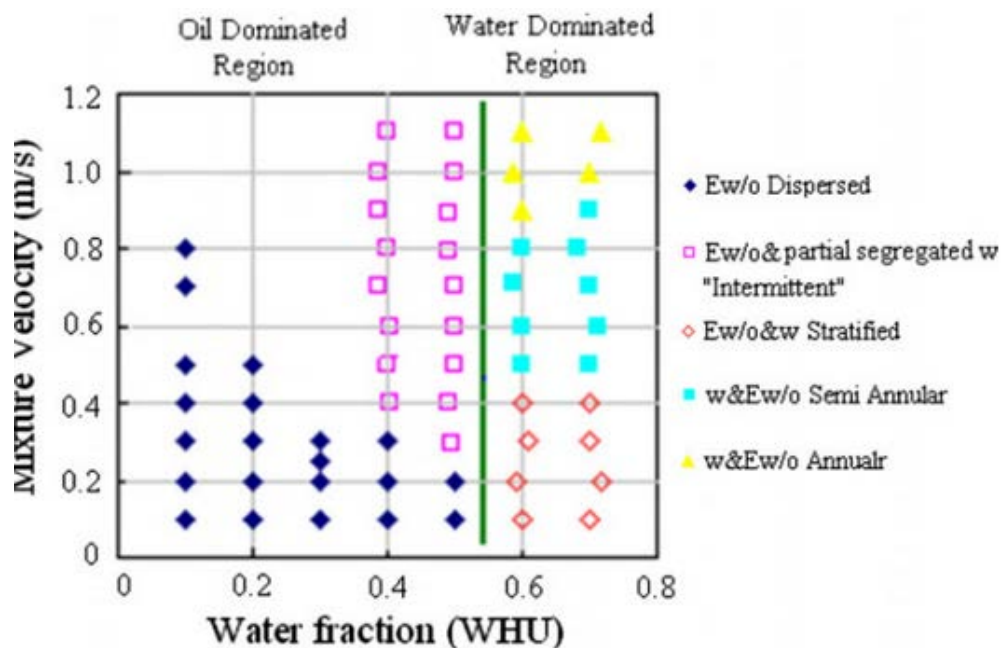


Figura 35 mapa de patrones de flujo en función de la velocidad de la mezcla y fracción volumétrica del agua

Es importante resaltar que existen muy pocos mapas de patrones de flujo reportados en la literatura científica. Este es el motivo principal por el cual se ha incluido este estudio en este trabajo.

3.6 Región dominada por agua

Cuando incrementa la velocidad de mezclado, el patrón de flujo cambia de flujo estratificado de agua a semi-anular y, finalmente, a flujo anular. Esto es causado por la presencia de la fase continua de agua que se encuentra en contacto con la pared.

El “colgamiento” de agua (es decir, el tirante dentro del tubo que permite determinar la fracción en área del agua) fue medido y el comparativo de los datos se muestra en la curva de la figura 36.

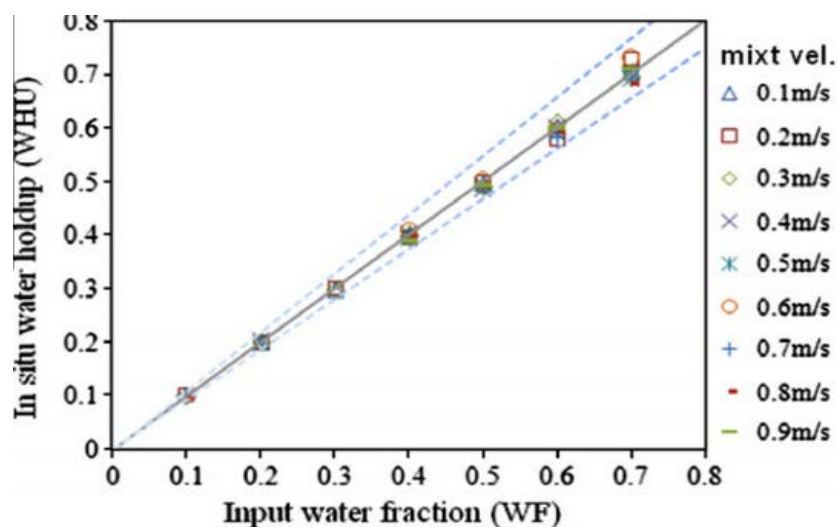


Figura 36 colgamiento del agua a diferentes velocidades de mezclado

Para emulsiones w-o hay poca variación cuando la fracción de agua es baja. En el otro extremo, cuando ambas fases se encuentran presentes de manera continua en patrones estratificados, o de flujo anular, las variaciones del colgamiento se incrementan. Esto puede atribuirse al resbalamiento entre las fases de agua y aceite, durante el flujo y su interacción con la tubería.

3.7 Región dominada por el aceite.

El patrón de flujo disperso Ew/o ocupa una gran porción en el mapa de patrones de flujo (ver figura 35). Esto es un reflejo de la influencia de los emulsificantes agregados al crudo. El comportamiento de la presión como función de la fracción de agua se ilustra con las curvas de la figura 35. Se ve que con el patrón disperso el gradiente de presión se incrementa cuando aumenta la velocidad de mezclado, dada por el incremento de 10%, 20% y 35%, de la fracción de agua.

Con fracciones de agua de entre 40% y 60 %, el patrón de flujo pasa del régimen disperso al régimen intermitente, o parcialmente segregado. En este caso la fase de aceite es la fase continua. El cambio de patrón de flujo se refleja en la fuerte reducción del gradiente de presión. De 30% a 50% el gradiente de presión se incrementa con la velocidad de la mezcla hasta alcanzar un valor aproximado de entre 0.25 m/s y 0.4 m/s. A partir de esta velocidad el gradiente de presión cae dramáticamente. Con fracciones de agua superiores a 60%, dicho gradiente se mantiene en valores significativamente ba-

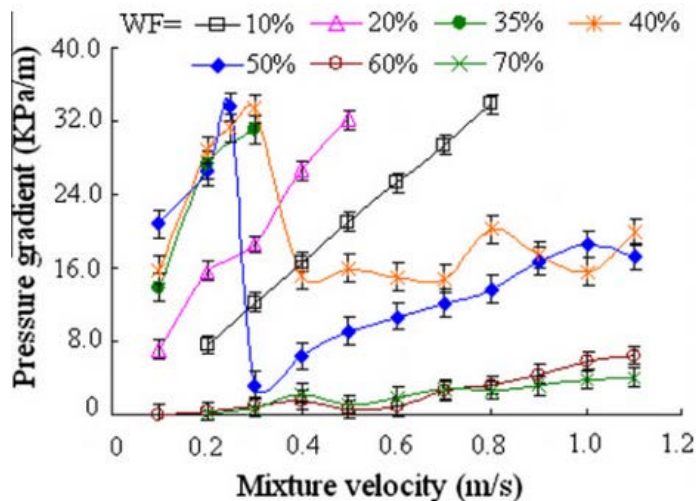


Figura 37 gradiente de presión en función de la velocidad de la mezcla a distintos porcentajes de fracción de agua

jos (figura 35).

3.8 Flujos de mezclas trifásicas líquido-líquido-gas

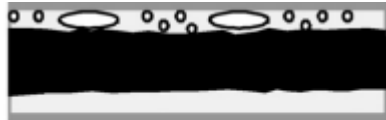


Es muy usual que durante el transporte el crudo libere parte de los gases y agua disueltos a causa de la caída de presión. En un estudio experimental reciente, A. C. Banwart et al. (2009) consideraron el efecto de una mezcla trifásica en el transporte de crudos con altas viscosidades. El estudio incluyó pruebas de laboratorio con crudos de 3400





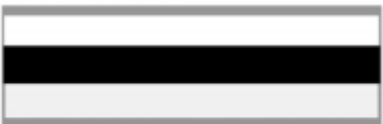
cP, así como pruebas de campo en una tubería de producción con crudos de 36950 cP, y RGA (GOR en inglés) de hasta 83.27 scf/scf.

Cabe mencionar que anteriormente en otras investigaciones experimentales y teóricas (enfocadas a sistemas horizontales), ya se había considerado el comportamiento de la presión en presencia de crudos pesados (ver por ejemplo: Huang et al. 1994, Arney et al. 1993,1996, Bannwart 1999, Sotgia y Tartarini 2001). Recientemente Obregon-Vara 2001 y Rodríguez et al 2003, también presentaron nuevas correlaciones para el gradiente de presión en flujo anular en tuberías horizontales y verticales de 2.84 cm de diámetro (pequeño diámetro).

La novedad en el estudio de Banwart y colaboradores es el efecto conjunto de todas las fases en pruebas de laboratorio realizadas en líneas de producción de 274 m de longitud y 7.7cm de diámetro interno. Los patrones de flujo observados son los mostrados en la siguiente tabla.

Tabla 20 Tipos de patrones de flujo

Nombre del patrón de flujo	Nomenclatura	Características
Flujo Bache. (Bg-Ao)	 <p>b) Bubbles gas - Annular oil (Bg-Ao)</p>	Las burbujas de gas se encuentran en la parte alta de la tubería. Una fase continua de aceite es cubierta por el agua teniendo flujo anular
Flujo Burbuja (Bg-Bo)	 <p>a) Bubbles gas - Bubbles oil (Bg-Bo)</p>	Burbujas de gas y burbujas de aceite. Las burbujas de gas se encuentran dispersas en el agua en la parte alta de la tubería (por efectos de flotación); las burbujas de aceite se dispersan en el agua y fluyen conformándose al perfil de velocidad.
Flujo intermitente (Bg-Io)	 <p>c) Bubbles gas - Intermittent oil (Bg-Io)</p>	Las burbujas de aceite son de mayor tamaño y empiezan a coalescer.

<p>Flujo estratificado (Bg-So)</p>	 <p>d) Bubbles gas – Stratified oil (Bg-So)</p>	<p>En donde la fase continua de aceite fluye muy cerca de las paredes de la tubería</p>
<p>Flujo de gas intermitente (lg-Bo)</p>	 <p>e) Intermittent gas - Bubbles oil (lg-Bo)</p>	<p>Las burbujas relativamente más largas de gas son separadas por baches de agua</p>
<p>Flujo intermitente de gas (lg-Ao)</p>	 <p>f) Intermittent gas – Annular oil (lg-Ao)</p>	<p>Las burbujas tanto de gas como de aceite son separadas por baches de agua. En ocasiones se forma una emulsión por la agitación causada</p>
<p>Flujo estratificado de gas (Sg-Bo)</p>	 <p>h) Stratified gas – Bubbles oil (Sg-Bo)</p>	<p>Las burbujas esféricas de aceite se encuentran dispersas en la parte alta de la fase de agua</p>
<p>Flujo estratificado de gas y aceite (Sg-So)</p>	 <p>i) Stratified gas – Stratified oil (Sg-So)</p>	<p>Se observa flujo estratificado de aceite, gas y agua</p>

Las pérdidas de carga N_{fr} producidas por los patrones se muestran en las figuras 38 y 39, como función de la velocidad del gas J_g/J_o (se mantiene aquí la nomenclatura de los autores para evitar confusiones). La velocidad del gas J_g/J_o se localiza en el eje de las abscisas, mientras que en el eje de las ordenadas se indican las pérdidas de carga N_{fr} . Cada curva corresponde a una velocidad constante del aceite J_o , y los símbolos indican el tipo de mezcla correspondiente.

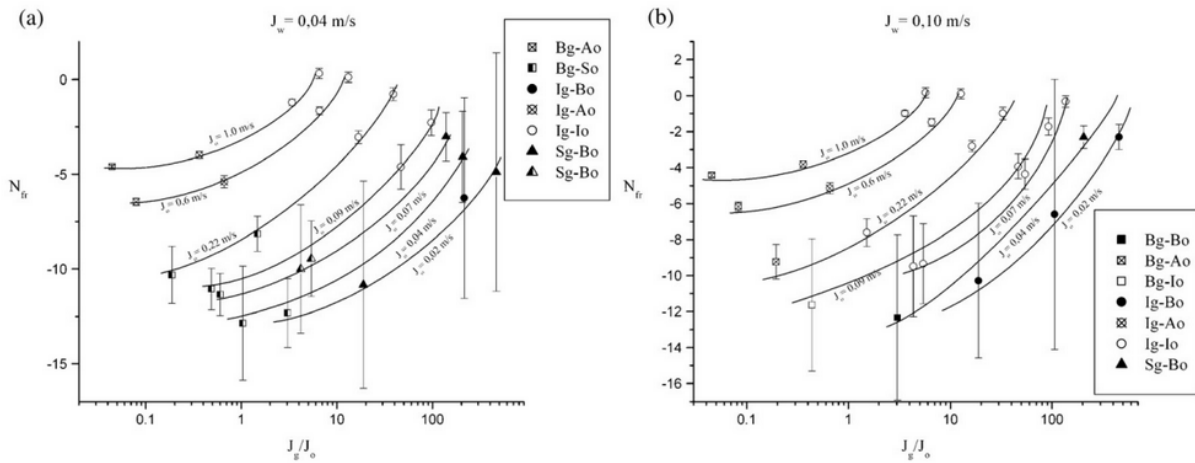
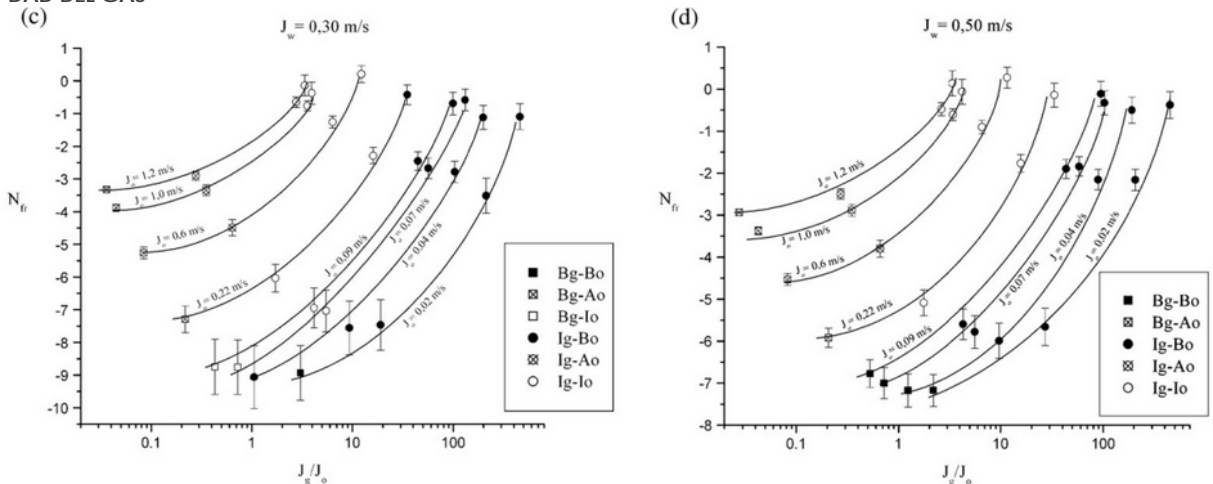


Figura 38 COMPORTAMIENTO DE LAS PERDIDAS DE CARGA POR LSO PATRONES DE FLUJO COMO FUNCION DE LA VELOCIDAD DEL GAS J_g/J_o

En términos generales se observa lo siguiente:

- Al incrementarse la velocidad del aceite J_o se producen “intercambios” entre los patrones intermitentes y los dispersos (p. ej. se puede pasar de Ig-Bo a Bg-Io).
- Al incrementarse la velocidad del agua J_w disminuye ligeramente la caída de presión; por tanto, el agua parece influir poco en la dinámica general del flujo (aunque modifica la naturaleza de la mezcla).
- La caída de presión aumenta muy considerablemente al incrementar la velocidad del gas J_g (manteniendo constante la velocidad del aceite J_o) independientemente de la velocidad del agua J_w .

Figura 39 COMPORTAMIENTO DE LAS PERDIDAS DE CARGA POR LOS PATRONES DE FLUJO COMO FUNCION DE LA VELOCIDAD DEL GAS



- d) La caída de presión más elevada se produce cuando se mantiene constante la velocidad del gas J_g y se aumenta la velocidad del aceite J_o .

Las siguientes tablas recogen valores concretos de los parámetros experimentales. Debe notarse que con un flujo trifásico produce gradientes de presión 32 veces superiores a los que corresponden a flujos monofásicos de agua.

Tabla 21 gradiente de presión en una fase simple de flujo de aceite pesado

Q_o [m ³ /h]	* J_o [m/s]	Tf aceite [pascal/m]
2.6	0.15	2200

Tabla 22 gradiente de presión a escala completa de las pruebas de e fases

J_o [m/s]	J_w [m/s]	Tf agua-aceite-gas [pascal/m]
0.16	0.8	207
0.16	0.5	276

Tabla 23 Rf a escala completa de la prueba de 3 fases

J_o [m/s]	J_w [m/s]	RF Tf aceite/tf agua-aceite-gas [pascal/m]
0.16	0.8	32
0.16	0.5	60

Tabla 24 RST a escala completa de la prueba de 3 fases

J_o [m/s]	J_w [m/s]	RTS Tf agua- aceite-gas/tf agua [pascal/m]
0.16	0.8	23
0.16	0.5	32

Se puede señalar lo siguiente a partir de lo anteriormente expuesto:

- 1.- Las relaciones de caída de presión monofásica/trifásica más bajas se produjeron con bajos gastos de aceite y altos gastos de gas, y los patrones de flujo Ig-Io e Ig-Bo (tabla 21).

2.- Los valores menores de RF se relacionan con bajos gastos de aceite y de gas en los patrones de flujo Ig-Io e Ig-Bo.

4.0 Técnicas usuales para mejorar el transporte de crudos pesados y extra-pesados

4.1 Discusión general sobre los métodos comúnmente utilizados

La industria ha desarrollado una serie de técnicas que buscan explotar la sensibilidad de ciertas propiedades del crudo (y/o sus posibles mezclas) a cambios en algún parámetro externo (como la temperatura, o la composición). El objetivo fundamental es el disminuir las pérdidas de carga en el sistema de flujo. La revisión detallada de Abarsi

Hart et al. (2013) expone los métodos principalmente utilizados en la producción y transporte de hidrocarburos no convencionales (incluyendo el bitumen y los aceites pesados y extra pesados). Éstos están agrupados en los tres grandes grupos que se ilustran en la figura 38. Una breve descripción sigue en la tabla 25.

Figura 40 métodos de transporte de aceite pesado y bitumen en ductos

Tabla 25 Métodos para el transporte de aceite pesado y bitumen

Método	Descripción
Reductores de viscosidad	Precalentamiento del aceite pesado y el bitumen. Calentamiento de la tubería. Mezclando con hidrocarburos ligeros y/o solventes
Reductores de fricción	Lubricación de la tubería utilizando un flujo anular y aditivos reductores de fricción
Mejoramiento in situ	Se produce un syncrude con mejores viscosidades

4.2 Dilución

El mezclado o dilución de aceites pesados es uno de los métodos más usuales para mejorar la transportabilidad en tuberías. Los fluidos diluyentes son siempre menos viscosos que los crudos y bitúmenes en cuestión. Entre los diluyentes más frecuentemente utilizados por los bajos costos asociados se encuentran, principalmente, el gas natural, la naftalina, el keroseno, los crudos ligeros, y similares. El uso de solventes orgánicos, como el alcohol, también permiten producir mezclas con hidrocarburos muy viscosos, con lo que contribuyen a una disminución significativa de la viscosidad.

Una de las cualidades más interesantes de los agentes diluyentes, es que permiten transportar una gran cantidad de volumen de aceites pesados y bituminosos. La viscosidad de la mezcla es determinada por la tasa de dilución, así como por las densidades y las viscosidades relativas entre el crudo y los diluyentes empleados. La implementación requiere operaciones especiales y también instalaciones dedicadas a producir las diluciones en forma adecuada. Asimismo, los agentes diluyentes requieren de una logística especial para su manejo. La cantidad de agentes diluyentes normalmente requerida para aceites pesados suele encontrarse en el intervalo que va de 0% a 20%, mientras que para los bituminosos se requieren concentraciones que van de 25% a 50%.

El gas natural cuenta con una densidad considerablemente más baja que la de los líquidos. Por tanto constituye un agente ideal para producir mezclas con propiedades intermedias. En diversos campos de Canadá y Venezuela se utiliza rutinariamente para mejorar el transporte por tuberías. Aunque la viscosidad del crudo pesado y el bitumen se reduce significativamente con la mezcla, los condensados, los asfáltenos precipitados, la segregación y la agregación, pueden dar lugar a inestabilidades durante el transporte y el almacenamiento (Shigemoto et al. 2006). Esto se debe fundamentalmente a que los asfáltenos presentes en el crudo pesado son insolubles en alcanos tales como n-pentano y heptanos.

Naturalmente las propiedades de la mezcla de aceites con condensados depende de las propiedades del crudo y del gas natural condensado, así como también de la tasa de dilución, la relación aceite-condensado, y la temperatura de funcionamiento. Las limitaciones en el uso de los condensados incluyen: su disponibilidad, puesto que la producción correspondiente puede no ser suficiente para sostener la demanda (Guevara et al., 1998). La mayor parte de sus componentes no son buenos solventes para asfáltenos, y también pueden dar lugar a precipitaciones, y sus consiguientes inestabilidades (especialmente durante el almacenamiento).

El uso de petróleo crudo ligero también ha sido utilizado frecuentemente, aunque es menos eficiente en la reducción de la viscosidad en comparación con el condensado (Urquhart 1986). La compatibilidad de los aceites ligeros, así como la disponibilidad de reservas de crudos ligeros convencionales limita su uso. Entre los crudos ligeros, el queroseno ha demostrado su enorme efectividad para mejorar la transportabilidad por tubería. Lederer et al. (1933) desarrollaron una correlación basada en la Ley de Arrhenius, para estimar la viscosidad resultante de una mezcla de crudo pesado y diluyentes. La expresión correspondiente es:

$$\log \mu = \left(\frac{\alpha V_o}{\alpha V_o + V_d} \right) \log \mu_o + \left(1 + \frac{\alpha V_o}{\alpha V_o + V_d} \right) \log \mu_d \quad (13)$$

Donde:

V_o y V_d : la fracción de volumen del aceite pesado y la de los diluyentes

μ_o y μ_d : viscosidad del aceite y del diluyente

α : Constante empírica tomando valores de 0-1

Shu et al. Propusieron en 1984 una fórmula empírica para determinar la constante α . La relación depende de la viscosidad de los aceites que fungen como diluyentes (es decir, hidrocarburos ligeros), así como de sus densidades:

$$\alpha = \frac{17.04 (\delta_o - \delta_d)^{0.5237} \delta_o^{3.2745} \delta_d^{1.6316}}{\ln \left(\frac{\mu_o}{\mu_d} \right)} \quad (14)$$

Para hacer efectivo el transporte de crudos pesados y bituminosos por tuberías, la viscosidad del aceite debe ser inferior a 200 cP (Kessick 1982). Sin embargo, para lograr esta especificación en la viscosidad de la mezcla, se requieren grandes volúmenes de diluyente.

El comúnmente utilizado es la nafta. Esta sustancia tiene una alta gravedad API y muestra buena compatibilidad con los asfáltenos. Gateau et al. (2004) propusieron que una mezcla de nafta y disolvente orgánico permitiría reducir la cantidad de diluyentes necesaria lograr el efecto deseado (es decir, el de reducir la viscosidad). La figura 39 muestra como varía la viscosidad del aceite pesado diluido con mezclas de nafta y disolvente orgánico.

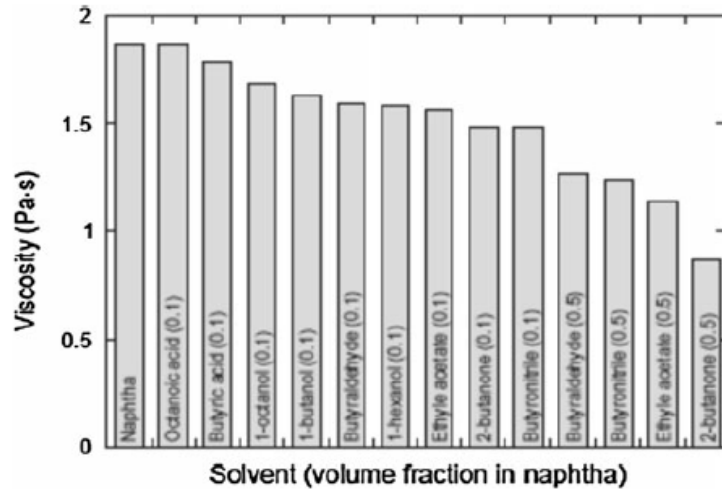


Figura 41 Efecto de solventes en la viscosidad del aceite pesado

4.3 Calentamiento

El calentamiento es quizás el método más obvio para lograr disminuciones sustanciales de la viscosidad de los aceites pesados y bituminosos. Esto queda claro en virtud de la enorme sensibilidad de la viscosidad a la temperatura. Aumentos relativamente bajos de la temperatura son suficientes para producir reducciones considerables de la viscosidad. La figura 42 muestra la respuesta correspondiente para una serie de crudos típicos.

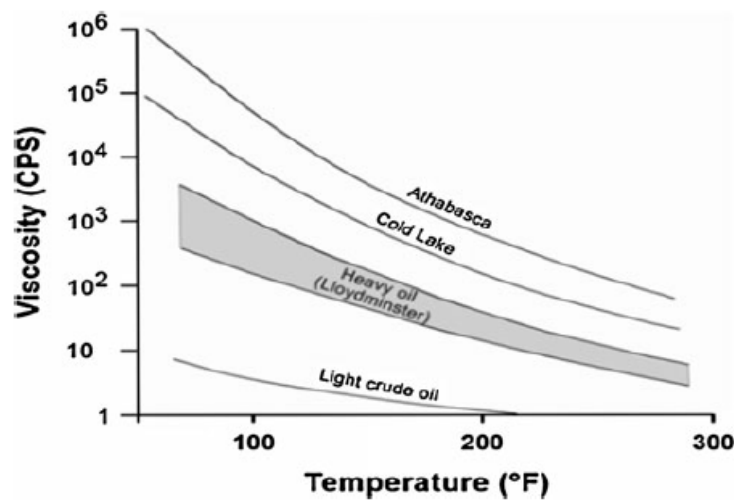


Figura 42 Respuesta de la viscosidad al incremento de temperatura (raicar y procter 1984)

Destaca inmediatamente que la viscosidad se reduce varios órdenes de magnitud con incrementos modestos de la temperatura (apenas un factor multiplicativo del mismo orden de magnitud). Típicamente se opta por precalentar el crudo pesado, y posteriormente conducirlo por tuberías que también son calentadas.

Sin embargo, también es importante notar que el calentamiento de la tubería puede inducir complejos cambios en las propiedades reológicas del crudo, que pueden resultar en inestabilidades durante el flujo. Por otro lado, suele requerirse un elevado número de estaciones de calentamiento, lo cual añade costos extraordinarios a los proyectos productivos. Otros costos considerables, son los asociados a las pérdidas de calor que se producen a lo largo de la tubería. Esto hace especialmente inadecuado el para el transporte de petróleo a través de tuberías submarinas. El agua marítima, más que la tierra, disminuye la eficiencia de la técnica. Existe también una elevada disminución térmica que debe ser tomada en consideración, aparte de los costos energéticos y económicos.

4.4 Emulsión del aceite pesado en agua

La Emulsión es una alternativa muy eficaz (y relativamente novedosa) para el transporte de crudo pesado a través de tuberías. Los tipos usuales incluyen:

- Aceite en agua (O / W)
- Agua en aceite (W / O)
- Emulsión doble de aceite-en-agua-en-aceite (O / W / O) y agua-en-aceite-en-agua (W / O / W), con tamaños de gotas del orden de micras

Esta técnica requiere que el crudo pesado sea emulsionado con agua. Posteriormente la emulsión debe ser estabilizada con ayuda de agentes tensos activos (surfactantes) para hacer posible el flujo. El aceite se dispersa en la fase acuosa en forma de gotas pequeñas, produciéndose una emulsión estable de aceite en agua cuya viscosidad es considerablemente menor a la original (Saniere et al. 2004; Al-Roomi et al. 2004).

Los métodos utilizados para generar las gotas de aceite en las emulsiones incluyen el uso de:

- Dispositivos tales como máquinas de dispersión,
- Mezclado con rotor-estator
- Molinos coloidales
- Homogeneizadores de alta presión que aplican esfuerzos cortantes altos
- Emulsión por membrana

- Ondas ultrasónicas (Hasan et al 2010; Ashrafizadeh y Kamran 2010; Lin y Chen 2006).

La configuración espacial de las diferentes emulsiones se ilustra en la figura 42, a continuación.

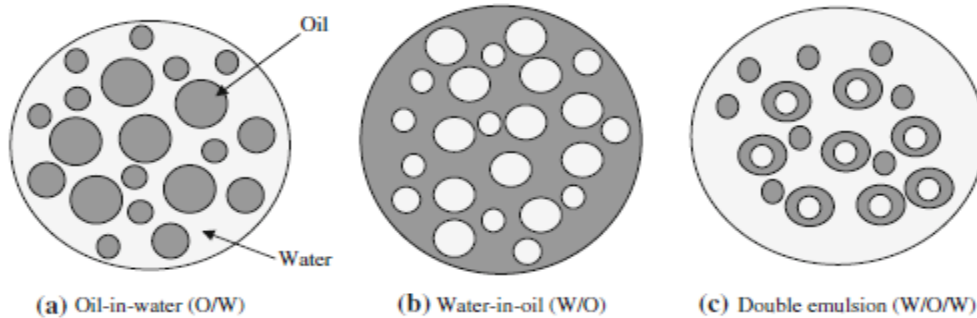


Figura 42 Diferentes tipos de emulsiones utilizadas para el transporte de aceite pesado

La reología de la emulsión depende principalmente del volumen, distribución y tamaño de gota del aceite (Khan 1996). La distribución y el tamaño de gota dependen a su vez del tipo de surfactante, de la energía de mezclado y de la presión en el conducto.

Los tenso-activos comúnmente utilizados son el Triton X-114 debido a su capacidad para resistir la salinidad del agua producida. Además, este tipo de tenso-activos son relativamente baratos, y la emulsión que forman es fácil de separar posteriormente. Otra ventaja es que éstos no forman residuos orgánicos indeseables que afectan a las propiedades del petróleo (Sol y Shook 1996).

La capacidad del tenso-activo para mantener la estabilidad de la emulsión durante el transporte depende también de la temperatura, la salinidad, el pH del agua libre, la composición del crudo, y de la fracción mezclada.

4.5 Reducción del punto de vertido

La temperatura de vertido (o “pour point reduction”) del aceite, es la temperatura más baja a la cual éste deja de fluir. Un ejemplo típico es de la dificultad para transportar aceite con ceras a través de oleoductos en épocas frías. Esto se debe a que la disminución de la temperatura fomenta el crecimiento de cristales que impiden la movilidad de las moléculas del aceite. La cristalización depende del clima, la composición del aceite, temperatura y la presión durante el transporte.

Existen varios métodos para atenuar las causas que conducen a la formación de ceras y depósitos de asfáltenos. Los polímeros inhibidores son considerados como una buena alternativa. La adición de co-polímeros, tales como poli-acrilatos, poli-metacrilato, poli-etileno-co-acetato de vinilo, metacrilato, etc., permiten inhibir los depósitos, además de que estabilizan la mezcla transportada (Machado et al 2001; Soldi et al 2007).

4.6 Reductores de fricción

El arrastre viscoso, la fricción con la pared y la caída de presión en la tubería, son mucho más altos en el caso de los crudos pesados, que con aceites ligeros convencionales. La fricción es el resultado de las interacciones moleculares de los fluidos con la pared durante el flujo. Esta fricción provoca la caída de presión en el conducto (Martínez-Palou et al. 2011; Tormenta et al., 1999). La reducción de la fricción es, por tanto, deseable. La técnica de lubricación (o de flujo lubricado) se basa en la creación de un flujo anular, constituido por agentes de baja viscosidad, que fluyen en contacto con la pared del conducto. El efecto resultante es el de una reducción sustancial de la presión durante el transporte.

Para tal efecto, comúnmente se utilizan:

- Aditivos reductores de arrastre
- Flujo anular-núcleo

Un efecto interesante en el caso de los flujos anulares es el de “amortiguamiento” de las subcapas turbulentas en la vecindad de la pared (p. ej. Johnston et al., 2008). La baja viscosidad de los aditivos permite desarrollar en éstos los elevados gradientes de esfuerzo cortante que se requieren para que el crudo pesado fluya en un régimen laminar por el núcleo formado concéntricamente (debido a su alta viscosidad). Una de las preocupaciones principales que surgen con este tipo de método es el de la estabilidad del patrón de flujo. Actualmente se conducen experimentos que involucran este tipo de flujo en el Instituto de Ingeniería de la UNAM.

4.7 Limitaciones de los métodos de mejoramiento de flujo

La revisión de R. Martínez-Palou et al. (2010) contiene intervalos concretos de las propiedades físicas de los fluidos considerados, así como de las condiciones de operación. Los crudos en cuestión incluyen aceites que se caracterizan por tener densidades API menores a 20 grados, y viscosidades superiores a $>10^3$ cP (@298.15°F). También

quedan considerados los crudos con alto contenido de asfáltenos y parafinas. Los intervalos corresponden a los métodos señalados son los mismos que se indicaron en la sección anterior (es decir, la reducción de la viscosidad, la reducción de la fricción (o arrastre) y el mejoramiento del aceite in-situ).

- a. Disolución del aceite pesado y extra pesado. Se mezclan aceites pesados con hidrocarburos líquidos más ligeros, condensados y gas natural (ver sección bibliografía, Ruiz-Viera et al.). El resultado es una mezcla con propiedades intermedias, y en particular una viscosidad reducida. Concretamente, Yaghi y Al-Bemani (2002) encontraron que aceites con viscosidades cercanas a los 15,000 cP, mezclados con aceites ligeros, producen mezclas cuyas viscosidades se sitúan en el intervalo de 1,000 a 300 cP (a temperatura de 323 K). Problemas asociados: Formación de asfáltenos.
- b. Formación de emulsiones del aceite pesado con agua y aceite en agua en aceite. La emulsión resultante es inmisible, y en ella el agua funciona como la fase continua y el aceite como la fase dispersa. El transporte efectivo ocurre cuando viscosidad del aceite está alrededor de 400 cP a temperatura ambiente

Problemas asociados: La utilización de surfactantes aumenta de manera significativa el costo de la emulsión. Se necesita una buena estabilidad de la emulsión lo que requiere estaciones de control para garantizar las propiedades de la emulsión.

- c. Calentamiento del crudo. Se eleva la temperatura por arriba de 273 K. Este método solo funciona cuando el aceite es recalentado en la estación de bombeo. Ghannam y Esmail (2006) vieron que en crudos de Athabasca en Canada y de Ku- Maloob-Zaap en México, la viscosidad disminuyó de 700 a 300 cP con esta técnica. Problemas asociados: Es una técnica muy costosa, tanto económicamente como energéticamente, debido al diseño del blindaje térmico de la tubería. El costo puede ser prohibitivo tuberías con longitudes superiores a los 500 km de longitud.
- d. Calentamiento eléctrico de la tubería (incluyendo su aplicación en tuberías marinas). Se induce una corriente eléctrica mediante dispositivos eléctricos y/o magnéticos, dispuestos a lo largo de la tubería. El calor es causado por la combinación de una resistencia eléctrica y remolinos magnéticos induce corrientes alternas en la pared de la tubería que la calientan. Problemas asociados: Es necesario un buen control de la corrosión de la tubería marina. Es un método muy costoso y la operación es compleja. No se recomienda más que para el transporte a través de conductos de corto recorrido (unos cuantos kilómetros).

4.8 Correlaciones para flujo multifásico con aceites de alta viscosidad

Algunas correlaciones han sido desarrolladas para estimar la viscosidad de los aceites pesados a bajas temperaturas en aguas profundas (especialmente en la región del Ártico). Las temperaturas extremas en estos casos incluso hacen que la viscosidad de los aceites ligeros aumente considerablemente. Los resultados experimentales muestran que el comportamiento multifásico de los aceites de alta viscosidad es significativamente diferente al de los aceites de baja viscosidad.

En la revisión de Hong-Quan Zhang et al. (2012) se hace un recuento de algunos de los efectos relevantes. Es importante resaltar que los autores señalan la inexistencia de modelos integrales que sirvan para calcular el gradiente de presión en este tipo de situación. Por tal motivo se trata de un tema abierto de investigación. Sin embargo, se recogen las siguientes observaciones generales.

4.9 Flujo gas-líquido de alta viscosidad

Los experimentos indican que en un flujo compuesto por un aceite sintético viscoso y aire, el aceite fluye más lentamente y que la retención promedio (holdup) del petróleo aumenta con la viscosidad del aceite. Esto conduce a una transición del patrón de flujo anticipada.

Debido a la lenta velocidad de aceite y mayor retención de aceite, la región de capa espesa (intermitente) del flujo se expande significativamente en comparación con el flujo de líquido-gas de baja viscosidad. Para la viscosidad correspondiente del aceite considerado $\mu_O = 181$ cP. Se ve que el límite de transición entre los flujos de capa espesa y la anular está determinado por una velocidad de gas superficial mucho mayor. Suponiendo un flujo de líquido turbulento, Zhang y colaboradores desarrollaron un “modelo unificado” que predice la transición entre el bloque hidrodinámico (o slug en inglés) y las burbujas dispersas. El modelo está basado en el equilibrio entre la superficie libre total, la energía de las burbujas de gas, y la energía turbulenta total de líquido.

La energía turbulenta del líquido se calcula sobre la base del esfuerzo cortante en la pared del tubo. Con aceites de alta viscosidad la tensión de cizallamiento también es alta, aunque el número de Reynolds sea bajo y corresponda a un flujo laminar. Por lo tanto, se concluye que la dispersión turbulenta no es un mecanismo adecuado para la transición a un flujo de burbujas dispersas. La fuerte influencia de las propiedades del fluido viscos se hacen notables en la comparación de los mapas de patrones de flujo de los casos aire-agua y aire-aceite.

4.10 Características de los tapones

Los experimentos también muestran que la velocidad de arrastre depende significativamente de la viscosidad del líquido. Más aún, la velocidad de arrastre disminuye con un aumento de la profundidad de la película del líquido y de su viscosidad.

A través de simulaciones de dinámica de fluidos computacional (CFD) y análisis dimensional, Ben-Mansour et al. sugirieron que la velocidad de deslizamiento (o “drift velocity”) en un tubo horizontal se puede correlacionar mediante el número de Froude, la viscosidad, y el número de Eötvös.

$$Fr = \frac{Vd}{\sqrt{gd}} \quad (15)$$

$$Fr = \frac{\mu}{\rho d \sqrt{gd}} \quad (16)$$

$$Eo = \frac{\sigma}{\rho d 2g} \quad (17)$$

4.11 Modelo para los gradientes de presión

En comparación con el flujo de mezclas líquido-gas de baja viscosidad, el colgamiento del líquido en flujos de mezclas de aceites alta viscosidad-gas es significativamente mayor, debido a la desaceleración de la fase oleosa. Al mismo tiempo, el gas fluye mucho más rápido que el petróleo. Sigue que el gradiente de presión aumenta considerablemente. Las mediciones del gradiente de presión han sido comparados con varios modelos de flujo bifásico esto incluye la comparación los resultados experimentales con los modelos mecánicos, incluyendo el modelo de Xiao, y el modelo unificado por Zhang y colaboradores (2012). Este autor encontró discrepancias considerables en las predicciones del colgamiento del líquido y del gradiente de presión. El rendimiento de los modelos mecanicistas se está ligado con las adecuaciones de las relaciones de cierre de para aceites de alta viscosidad aceite y otras propiedades, tales como la longitud de deslizamiento en el colgamiento y el factor de fricción interfacial, entre otros.

Akhiyarov encontró que las predicciones de los modelos mecanicistas son generalmente mejores en el caso de flujos verticales que en el de flujos horizontal. En un flujo vertical el gradiente de presión se ve afectado por el efecto gravitacional y constituye la parte principal del gradiente de presión total. La predicción del gradiente de presión se basa, en gran medida, en la predicción de colgamiento del líquido. No obstante, los mode-

los mecanicistas (como el modelo unificado de Zhang et al. y el modelo de Bendiksen del código OLGA) suelen ser más consistentes que los modelos empíricos.

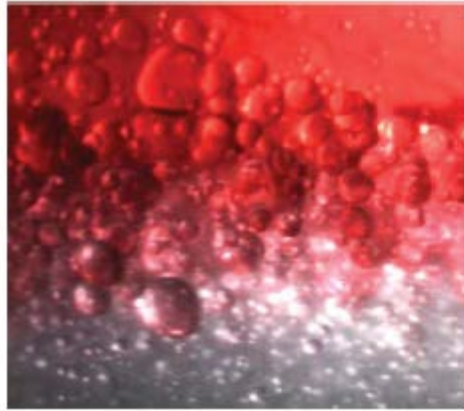
4.12 Flujos de mezclas aceite-agua

El flujo de mezclas de aceite-agua es bastante frecuente en la producción y transporte de crudos pesados. El agua puede estar presente de forma natural en la formación, o puede ser introducida durante la recuperación mejorada de petróleo (EOR), puesto que se inyecta vapor de agua. Con distribuciones favorables de las fases, como en el caso de los flujos anulares, la lubricación producida por el agua reduce drásticamente el gradiente de presión por fricción. El aceite ocupa el centro del tubo y es rodeado por un anillo de agua fina (es decir, por una capa de lubricación). La caída de presión correspondiente es comparable a la que se produce con un flujo monofásico de agua para la misma velocidad total del flujo.

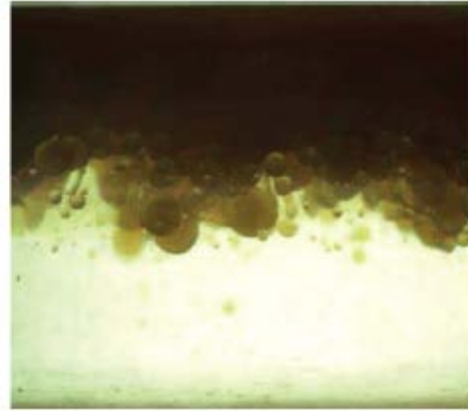
Sobre la base de estos resultados experimentales, Banwart (2008) propone criterios para determinar la posible existencia de flujos anulares estables, para fracciones volumétricas específicas de aceite. Existe una relación de velocidad de deslizamiento de 1,39m/s entre el aceite y el agua. También se ha sugerido el uso de una mezcla con viscosidad modificada (M) para representar la viscosidad del agua en el anillo de lubricación (donde H_0 es el colgamiento o retención del aceite). La relación correspondiente es

$$\frac{1}{\mu_M} = \frac{H_0}{\mu_O} + \frac{1 - H_0}{\mu_W} \cong \frac{1 - H_0}{\mu_W}$$

En el modelado de mezclas aceite-agua son clave, principalmente, las consideraciones sobre la naturaleza de la mezcla y la forma de la interfaz. En la mayor parte de los modelos mecanicistas existentes, la interface estratificada se asume como plana. Sin embargo, en realidad, la interface cumple dicha condición en raras ocasiones.



(a) $\mu_O = 0.02 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ (Atmaca 2008)



(b) $\mu_O = 0.11 \text{ Pa}\cdot\text{s}$ (Vuong 2009)

Figura 43 Diferentes tipos de interface formadas en una mezcla de aceite-agua

La figura 43 muestra imágenes típicas de las interfaces de formadas en una mezcla aceite-agua. La imagen (a) muestra agua y aceite de baja viscosidad, mientras que la figura (b) es reportada por Vuong (2009) para aceites de alta viscosidad. Se ve que hay poca diferencia en la interface. Esto es debido a que la diferencia de densidades y la tensión interfacial son relativamente bajas en comparación con el flujo de líquido-gas. Las gotitas se forman con facilidad cuando la interface se vuelve inestable. Esto corresponde, principalmente, con el punto de inversión de fase. Como se ha apuntado anteriormente, la fase el petróleo es la fase dispersa y el agua forma la fase continua. El caso contrario ocurre por debajo del punto de inversión.

4.13 Flujos de mezclas trifásicas aceite-agua-gas

Existen muy pocos estudios sobre los flujos de mezclas de aceites de alta viscosidad-agua-gas. Recientemente, Bannwart y colaboradores (2008) investigaron este tipo de flujos en tuberías horizontales, verticales, e inclinadas, con diámetros de 0,0284 m. Los aceites considerados tienen viscosidad de 34,950 cP. Los patrones de flujo se establecieron por comparación con los de flujos de gas-líquido. En el flujo horizontal, la presencia de gas hace aumentar considerablemente la pérdida de presión a diferencia de las mezclas aceite-agua. En flujos verticales ascendentes la caída de presión trifásica se reduce hasta un mínimo de 5% con respecto a la caída de presión monofásica producida por el aceite. Poesie et al (2008) examinaron también el efecto del aire en un flujo intermitente horizontal aceite-agua. Se estudiaron dos aceites con viscosidades de 900 y 1200 cP. Se encontró que el aumento de la velocidad superficial del aire, produce un incremento de la caída total de presión. Además se derivó un modelo híbrido para la caída de presión basado en el método de Lockhart-Martinelli, el cual fue validado con

datos experimentales. Incidentalmente se comenta que el método de Lockhart-Martinelli es ampliamente utilizado en el estudio de flujos con fases muy viscosas. Esto se debe a la sencillez con la que se pueden evaluar los gradientes de presiones a partir de las mediciones experimentales.

5.0 Otras técnicas de transporte de extra-pesados

5.1 Reducción de arrastre en crudos con alto contenido de resinas

Para ilustrar los diversos efectos asociados a la manera en la que se constituyen las emulsiones con aceites pesados con alto contenido de asfáltenos, ceras y resinas, se considera la investigación de Ashrafizadeh y Karam (2010). Es importante este estudio porque involucra crudos reales con alto contenido de parafinas y asfáltenos (y otros elementos) que modifican la reología de la mezcla.

Por otro lado, hay un interés especial por el hecho de que son consideradas mezclas de crudos con diésel. El diésel se presenta hoy como uno de los agentes reductores de arrastre más adecuados para mejorar el transporte. El uso de agentes reductores de arrastre permite el aumento en el flujo al utilizar la misma cantidad de energía o una disminución en la caída de presión para el mismo índice de flujo en los ductos. Esto también tiene importancia si se considera la formación de emulsiones de aceites con agua en climas especialmente fríos (por ejemplo, Lappin y Saur 1989). Ashrafizadeh y Karam consideran mezclas de aceite y agua a una temperatura particular.

En general se ha observado que factores tales como la cantidad de surfactantes, la salinidad y el PH del agua, modifican el comportamiento de la mezcla. También se ha encontrado que el límite superior antes de que se produzca la inversión de fases ronda el 60% en volumen para el aceite. En contraste, con las fracciones correctas de ambas fases se produce una emulsión estable en la cual el aceite se constituye en la fase dispersa y el agua en la fase continua. El resultado relevante de dichas investigaciones es que tales emulsiones permiten reducir la viscosidad de aceites que oscilan los 1000 cP, hasta 50 a 200 cP.

La cantidad de surfactantes y los tiempos de mezclado parecen ser los dos parámetros que mayor influencia tienen en la reducción de la viscosidad. En general el transporte de aceite por medio de este método consta de 3 fases. (Pointer y Tigrina 1970):

1. Formación de la emulsión O/W
2. Flujo del producto a través del sistema de los oleoductos
3. Separación del aceite y el agua

El efecto específico de los surfactantes es que contribuyen a la formación y estabilización de la emulsión. En las pruebas citadas se utilizó Triton X-100, mezclado a una ve-

locidad máxima de 22000 rpm en un mezclador rotatorio. El crudo de trabajo fue el West Payder de Iran, el cual tiene una viscosidad de 198 cP a 25°C y sus especificaciones se encuentran en la tabla 26.

Tabla 26 Especificaciones del aceite west de Iran

Característica	Unidad	Cantidad
Saturados	wt%	34.22
Aromáticos	wt%	38.82
Resinas	wt%	19.96
Asfáltenos	wt%	6.58
Temperatura de aparición de ceras	°F	122
Ceras	wt%	3.56

Con este crudo (bitumen) se produjo una mezcla con diésel para realizar el experimento. Las características correspondientes se muestran en la tabla 27.

Tabla 27 Especificaciones del bitumen utilizado en la prueba

Especificación del Bitumen 85/100	Valor
Densidad @25°C [g/cm3]	1-1.05
Penetración @ 25°C	85/100
Punto de reblandecimiento °C	45 a 52
Reducción por calentamiento [wt%]	0.05
Reducción de penetración [%]	20
Punto de flama °C	225
Solubilidad en Carbón [wt%]	99.5

Utilizando agua como la fase continúa se generan grandes reducciones de fricción en la tubería. Esta viene dictada por la disminución de la viscosidad como se ilustra en la figura 44, a continuación.

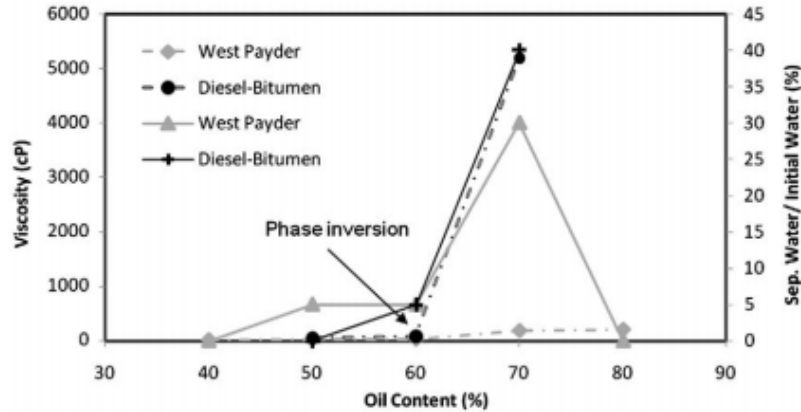


Figura 44 EFECTO DEL CONTENIDO DE ACEITE EN LA VISCOSIDAD Y ESTABILIDAD DE LA EMULSION

Es importante notar el dramático incremento de la viscosidad en el punto de inversión de fases, que ocurre cuando la fracción en peso del aceite rebasa el 60%. Se hace notar también que las mezclas de bitumen-diésel liberan relativamente poca agua hasta el punto de inversión de fases, y luego se incrementa ostensiblemente. Por otra parte, el incremento en el contenido del surfactante contribuye a disminuir la viscosidad de la emulsión, a la vez que su estabilidad se incrementa.

La velocidad de mezclado tiene un efecto relativo en cuanto a la reducción de la viscosidad. Nuevamente esto se debe a que una mayor velocidad de mezclado permite emulsiones más finas que suelen ser más estables (ver figura 45). Nótese los bajos niveles de viscosidad para emulsiones generadas por medios mecánicos, y en especial la notable reducción para mezclas con diésel.

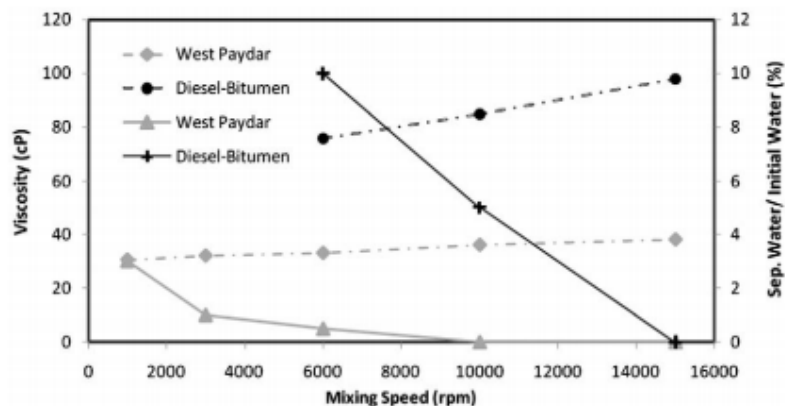


Figura 45 EFECTO DE LA VELOCIDAD DE MEZCLADO EN LA VISCOSIDAD Y ESTABILIDAD DE LA EMULSION

En los experimentos se emplearon las siguientes velocidades de mezclado: 1000, 3000, 6000, 10000, 15000 rpm. La temperatura se mantuvo en 25°C, y el tiempo de mezclado fue de 20 minutos. La concentración de surfactante fue de 2 wt% y contenido de aceite del 60 % (cerca del punto de inversión de fases). Es interesante notar un ligero incremento para dos casos no tratados con surfactantes.

Cuando el tiempo de mezclado se incrementa, también se observan disminuciones de la viscosidad (dentro del mismo intervalo). El comportamiento es, no obstante, análogo en cierto sentido a lo que se ve con la velocidad de mezclado. Se concluye que la emulsión se hace más estable en cuanto más dura la etapa de mezclado.

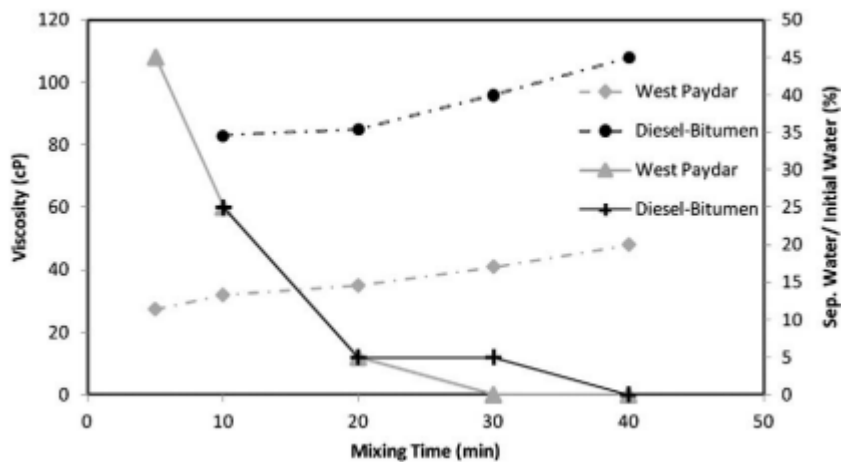


Figura 46 EFECTO DEL TIEMPO DE MEZCLADO EN LA VISCOSIDAD Y ESTABILIDAD DE LA EMULSION

En este caso concreto se utilizaron distintos tiempos de mezclado: 5, 10, 20, 30, y 40 minutos. La temperatura se mantuvo en 25°C, y la concentración de surfactante en 2 wt%. El contenido de aceite fue del 60 %. Nuevamente se nota el ligero incremento para los aceites no tratados con surfactantes.

Por último se resalta el efecto de la temperatura. Se observa como la temperatura contribuye a disminuir la estabilidad de la emulsión, incluso para incrementos moderados. La viscosidad en general se reduce a pesar de ello en función de lo expuesto anteriormente en otras secciones.

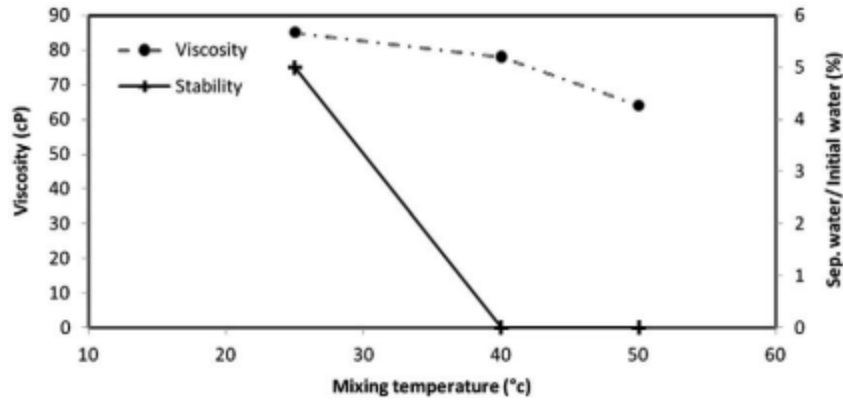


Figura 47 EFECTO DE LA TEMPERATURA EN LA HOMOGENIZACION EN LA VISCOSIDAD Y ESTABILIDAD DE LA EMULSION

Evidentemente, la estabilidad de la emulsión se incrementa con al aumentar el contenido de surfactante. También la concentración de sal, la velocidad y el PH juegan un papel en este comportamiento. La concentración mínima requerida para para producir una emulsión estable fue se 2WT% .La mínima duración de tiempo de mezclado fue de 20 minutos. La mínima velocidad de mezclado fue de 6000 rpm.

5.2 Efecto de los surfactantes en la reducción de arrastre

El comportamiento reológico de las emulsiones de crudo en agua fue estudiado en detalle para crudos pesados de Kuwait por Yousef-Al et al. (2004). En particular, las emulsiones fueron estabilizadas con un nuevo surfactante diseñado para ser económico. Para el experimento fueron recolectadas muestras de crudo de la refinería de Shuaiba en Kuwait (KNPC) con las siguientes características:

Tabla 28 Propiedades del aceite de la refinería Shuaiba

Propiedad	
Gravedad API	13.6
Densidad @25°C (gr/cm3)	0.9751
Asfáltenos (%W)	3.5
Agua (vol%)	0.15
Numero de neutralización (mg KOH/g oil)	0.05
Sal NaCl (lbs/1000bbls)	3.0

Los efectos del esfuerzo cortante, la temperatura y también de la concentración de aceite en la mezcla, fueron determinados mediante dos tipos de experimentos: 1)

emulsión de crudo con surfactante, y 2) emulsión acuosa. Aparentemente, las energías de mezclado se reducen con el nuevo tipo de surfactante y sus efectos globales se ilustran en las figuras más adelante.

Para estas emulsiones de aceite en agua (O/W) los autores han representado a la viscosidad mediante una ley de potencias

$$\tau = K\gamma^n \quad (18)$$

Sin embargo, al incluir factores como la concentración de aceite y la temperatura la relación debe ser modificada en términos de

$$\frac{\tau}{-\dot{\gamma}} = \mu = K\gamma^{n-1} \quad (19)$$

Así como de ecuaciones tipo Arrhenius

$$\mu = A_e^{B/T} \quad (20)$$

Esto conduce a un modelo reológico más representativo para la viscosidad aparente

$$\mu = a\gamma_e^b(c\phi + d/T) \quad (21)$$

En el que a, b, c, y d, son las constantes reportadas en la siguiente tabla.

Tabla 29 Coeficientes del modelo reológico para emulsiones o/w

Contenido de aceite (vol%)	A	b	c	d
80,90 y 100 con 1000 ppm de NSM	4.4877 X10 ⁺⁴	-0.7361	13.4656	51.4765

80,90 y 100 con 1000 ppm de Triton X-100	$5.4346 \times 10^{+2}$	-0.7246	8.9079	48.3823
80,90 y 100 con 0.1 wt% de NSM	$2.3939 \times 10^{+46}$	-0.7964	111.063	51.9114
80,90 y 100 con 0.1 wt% de NSM	$8.008 \times 10^{+17}$	-0.7457	43.0686	50.0719

La viscosidad aparente y el modelo se comportan como ilustran las gráficas siguientes.

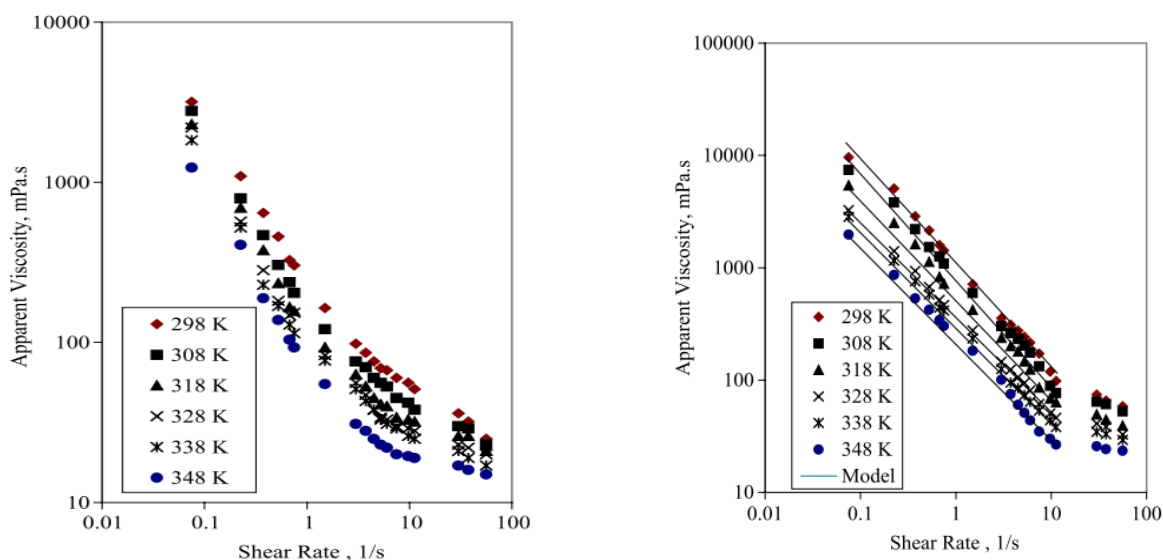


Figura 48 Viscosidad vs esfuerzo cortante con 90% aceite y 10% solución acuosa de surfactante AA (izquierda). Viscosidad vs esfuerzo cortante con 90% aceite y 10% solución de surfactante tritonx-100(derecha)

Los experimentos se realizaron con aceite homogenizados a 100 rpm y 25°C, durante 30 minutos. El surfactante utilizado fue el Tritón X-100(non-ionic). Los dos tipos de emulsiones creadas para el estudio fueron de aceite-surfactante y aceite-solución acuosa de surfactantes.

Los resultados indican el comportamiento reológico a diferentes temperaturas, y se ob-

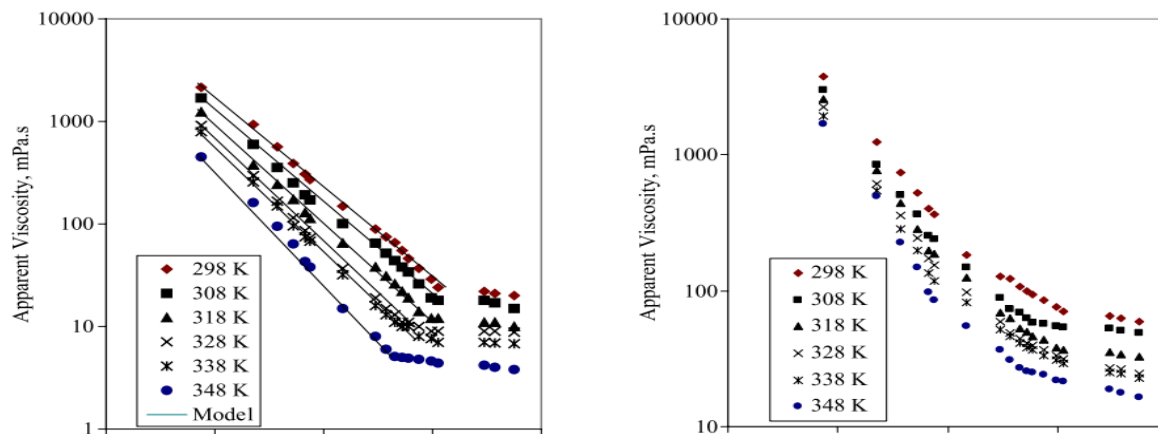


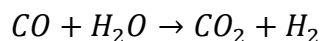
Figura 49. Viscosidad vs esfuerzo cortante de 80% aceite y 20% solución acuosa de surfactante AA (izquierda), viscosidad vs esfuerzo cortante con 80%aceite y 20% solución acuosa de surfactante Triton x-100 (derecha)

serva que la viscosidad del aceite pesado llega a decrecer cerca de tres órdenes de magnitud. El efecto de la temperatura en este caso es menor. Otro rasgo interesante es que el fluido muestra un comportamiento tipo Newtoniano con altos valores de esfuerzo cortante. En términos generales el desempeño de la solución con surfactantes AA es superior, como se puede ver en la figura 49. La temperatura produce esencialmente el mismo efecto en dentro del rango de tasas de deformación cortante.

En conclusión los efectos de los surfactantes en la tensión superficial pueden llegar a ser muy relevantes cuando se trata de emulsiones con aceites pesados. El diseño de la estructura molecular del surfactante es crítico para establecer diferencias que resulten ventajosas.

5.3 Reducción de la viscosidad mediante micro- y nano- partículas metálicas en aplicaciones térmicas con soluciones acuosas y no-acuosas

Una posibilidad muy interesante que está inspirada por las técnicas de recuperación mejorada para reducir la viscosidad de mezclas acuosas de crudos pesados, es la que ofrece el uso de nano- y micro-partículas. La investigación de Hamedi y Babadagli (2014) condensa consideraciones sobre este tipo de posibilidad. El principio se basa en la observación hecha por Clark y Tyne (1984), quienes analizaron los gases producidos durante la estimulación de vapor de petróleo pesado. Estos autores consideraron las interacciones de tipo químico y fisicoquímicas en mezclas de vapor-aceite. En particular, las reacciones conocidas bajo el nombre de “aquathermolysis” se producen a altas temperaturas y presiones del agua. Con ello, las propiedades físicas del petróleo pesado/bitumen mejoran sustancialmente después de la estimulación de vapor. Clark y Tyne (1984) aclararon también que la hidrólisis del puente de azufre en órgano-sulfurados (compuestos de petróleo pesado/bitumen) es el paso importante en la aquathermolysis. La reducción de la viscosidad surge de la descomposición de las grandes moléculas de los asfáltenos. En este caso la hidrólisis se logra mediante la transferencia de hidrógeno:



Los autores proponen que un efecto similar al asociado a esta reacción exotérmica se puede lograr utilizando partículas de metal.

5.3.1 Efecto del tamaño de las partículas

El uso de nano partículas se prefiere sobre las micro partículas, debido a sus características físicas. Las nano partículas tienden a ser más susceptibles a las interacciones con los átomos y con las moléculas. Esto mejora su capacidad de incidir en el comportamiento global del fluido, el cual aumenta con el incremento del material (Yokoyama et al.,2008). Dicho efecto viene asociado al hecho de que el diminuto tamaño de las partículas se refleja en un aumento muy considerable de la superficie para un volumen dado de partículas introducidas.

5.3.2 Relación con la transferencia de calor

Los aceites pesados y el bitumen suelen tener una baja capacidad de transferencia térmica, lo cual constituye una limitación importante para la extracción y el transporte cuando se desean emplear las técnicas térmicas. Al agregar metal sólido con una alta conductividad térmica se mejora también la conductividad térmica del fluido. Ciertamente esto permite incrementar las tasas de transferencia de calor en el seno mismo del fluido, y hace factible la posibilidad de aprovechar dispositivos externos (tipo inductivos) para generar incrementos de la energía interna del flujo. Como se ha visto anteriormente, la viscosidad del crudo se reduce fuertemente como consecuencia.

5.3.3 Detalles del estudio experimental

Para el estudio se consideraron diferentes combinaciones de partículas de metal con distintas medidas. Las propiedades correspondientes se resumen en la tabla 30. Las fibras de nano partículas registraron longitudes 100 veces superiores a las de las macropartículas. Aceite pesado tuvo una gravedad API de 14.7 (otras propiedades del aceite se encuentran en la tabla 31).

Tabla 30 especificaciones de las partículas de metal utilizadas

Tipo de partícula	Diámetro de partícula [mm]	Forma	Área de superficie [m ² Kg ⁻¹]
Acero	6000-9000	Polvo	50
Acero	40-60	Nano polvo (esférica)	6000-13000
Acero (II,III)óxido	<50	Nano polvo	>60 000
Acero (III) óxido	<50	Nano polvo	50 000-245 000
Nickel	<100	Nano polvo	
Cobre	10,000	Polvo (esférico)	

Cobre (II)oxido	<50	Nano polvo	29 000
Cobre (II)oxido	<5000	Polvo	

Tabla 31 propiedades del aceite pesado utilizado

Gravedad API	Densidad@25°C Kg/m3	Saturación %	Aromáticos %	Resinas %	Asfáltenos %	Viscosidad @25°C cP	Sulfuro %
14.7	960.1	36	37	13.1	13.9	8492	0.4

La figura 50 muestra la composición del aceite pesado en el estudio.

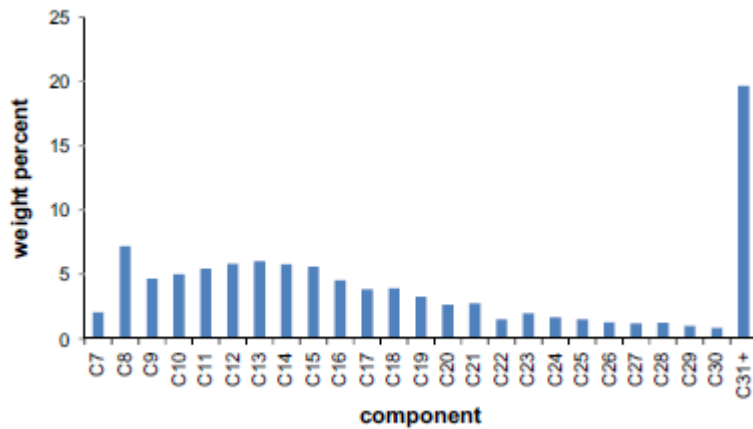


Figura 50 composición de la muestra de aceite pesado

La variación de la viscosidad como función de la temperatura inducida se puede observar en la siguiente figura

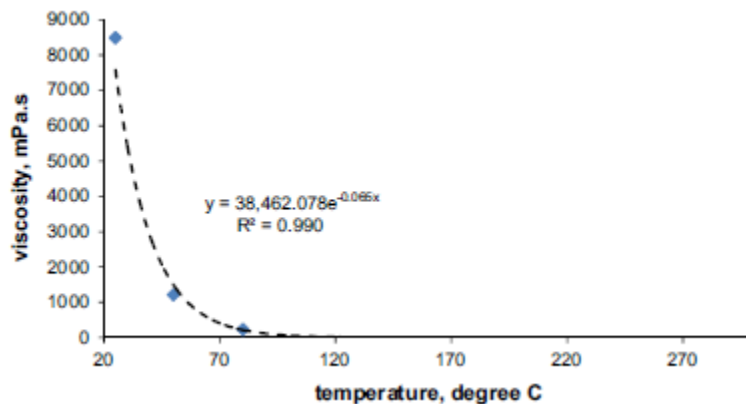


Figura 51 viscosidad vs temperatura de la muestra original de aceite pesado

Tal como se ha visto en las discusiones anteriores, la viscosidad decae fuertemente a partir de los 60°C. El comportamiento asintótico se registra para temperaturas relativamente moderadas; en este caso 120°C.

5.3.4 Resultados del estudio

Los resultados de la prueba de viscosidad están presentadas en la tabla 32. La medición para cada prueba fue repetida 3 veces para confirmar los resultados. El comportamiento reológico de las muestras fue esencialmente Newtoniano como se muestra en las figuras 52 y 53

Tabla 32 viscosidad del aceite pesado a diferentes temperaturas y tamaños y tipo de partícula

Muestra	Concentración de partículas W (%)	μ @ 25°C [cP]	μ @ 50°C [cP]	μ @ 80°C [cP]
Untreated oil	0	8492	1214	234
Aceite + MI	0.1	8103	1169	228
	0.5	8744	1235	236
	1	8685	1236	237
Aceite + NI	0.1	7897	1160	226
	0.5	8390	1209	235
	1	8709	1235	240
Aceite + MC	0.1	7682	1157	222
	0.5	7836	1169	238
	1	8121	1203	230
Aceite + NN	0.1	7900	1163	226
	0.5	7814	1148	231
	1	8309	1192	232
Aceite + MI (III)	0.1	8168	1165	226
	0.5	8196	1159	222
	1	8502	1195	232

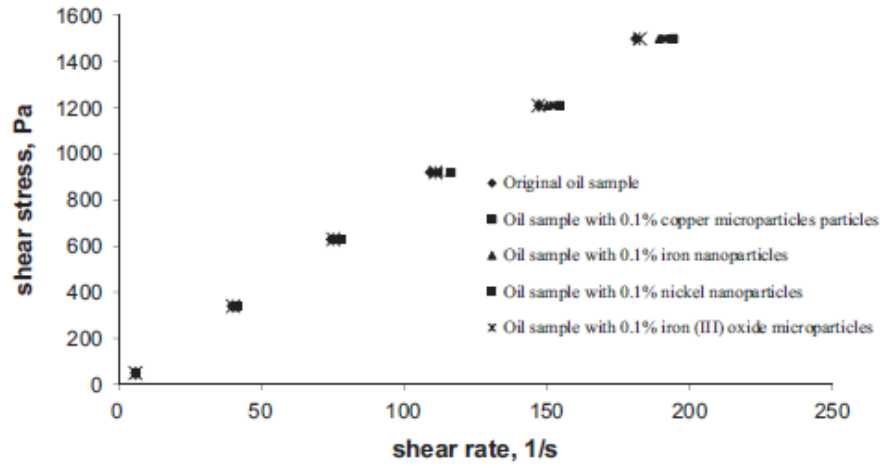


Figura 52 share stress vs share rate para diferentes muestras de aceite a 25°C

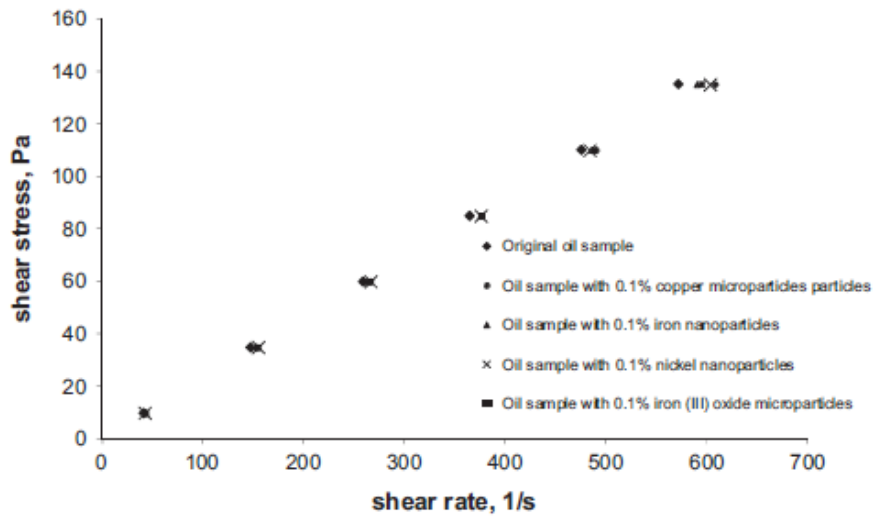


Figura 53 share stress vs share rate para diferentes muestras de aceite a 80°C

Este comportamiento indica que las nano partículas realmente no modifican el carácter reológico de los crudos. Esencialmente lo que hacen es reducir (o aumentar) la respuesta al esfuerzo cortante aplicado. A mayores temperaturas dicho efecto es mucho más reducido que con temperaturas más bajas. La tabla siguiente contiene los valores concretos de viscosidad, así como la media y su desviación.

Tabla 33 viscosidad de la muestra original de aceite pesado a diferentes temperaturas

Prueba	μ @25°C [cP]	μ @50°C [cP]	μ @80°C [cP]
1	8828	1229	236
2	8537	1212	234
3	8563	1249	234
4	8213	1196	234
5	8757	1221	238
6	8092	1189	230
7	8454	1197	229
Promedio	8492	1213	234
Desviación promedio	2.4%	1.39%	1.07%

5.4 Inyección de solventes a alta temperatura como posible técnica para el mejoramiento de flujo en ductos

Aquí se plantea como posibilidad técnica, inspirada en las técnicas de recuperación mejorada para reducir la viscosidad mediante el aumento de la temperatura, el método de inyección de solventes a alta temperatura en el seno del crudo pesado. Estos métodos se apoyan en los efectos térmicos y de miscibilidad que son comunes en las técnicas de recuperación in situ de petróleo pesado y bitumen. Por supuesto hay limitaciones y beneficios, según indican en su estudio Pathak, Babadagli, y Edmunds (2011).

Las técnicas SAGD (con vapor) y VAPEX (con solventes) son las más frecuentemente utilizadas en la recuperación de petróleo pesado y bitumen. En ambas técnicas, los vapores y los vapores de agentes disolventes se introducen en el tanque a través de una inyección horizontal.

La técnica SAGD contribuye a reducir la viscosidad porque se establece una transferencia de calor desde el vapor de agua al aceite pesado. En el proceso VAPEX (Mokrys y Butler, 1991) el vapor se disuelve en la interfaz entre el solvente y el petróleo pesado, y se difumina a través del aceite. Sin embargo, en ambos procesos el aceite menos viscoso tiende a fluir hacia abajo por efecto de la gravedad. Esta es una consideración que debe ser tomada en cuenta en el diseño de las estrategias de aplicación para el transporte.

Vale la pena señalar que el Proceso VAPEX es altamente eficiente energéticamente hablando, en comparación con el método SAGD. Otra consideración importante es que

las operaciones con SAGD dan como resultado una la emisión de una gran cantidad de CO₂, las cuales se pueden reducir mediante el uso de disolventes adecuados. Por otra parte, el problema principal con la técnica VAPEX es el lento proceso de difusión del cual depende. Adicionalmente, esta técnica también induce una elevada precipitación de asfáltenos.

El estudio realizado para establecer estas diferencias se efectuó con los siguientes lineamientos:

1. Se requería una temperatura constante durante el experimento (superior a la temperatura de ebullición del disolvente). Dos opciones de calefacción fueron utilizados para tal efecto.
2. La muestra permaneció expuesta a vapores disolventes por un tiempo suficientemente prolongado.

Aunque el estudio se realizó para núcleos saturados (la técnica se desarrolla para la recuperación mejorada), los detalles del crudo son relevante y se muestran en la tabla 34. El aceite tratado se analizó para observar el contenido de asfáltenos, el índice de refracción, y la viscosidad (y en algunos casos también la composición). El aceite pesado en cuestión es del área de Lloydminster en Alberta Canadá, que no contiene componentes ligeros.

Tabla 34 propiedades del aceite utilizado en el experimento

Propiedad	Valor
Densidad @25°C	0.96 [g/cc]
Densidad API	15
Viscosidad	9231 cp
C6+peso molecular	395 [g/mol]
Índice de refracción	1.550
Asfáltenos (%por peso)	14.6

Asimismo, dos experimentos también se llevaron a cabo con un bitumen de Alberta, sus propiedades se enumeran en la Tabla 35.

Tabla 35 Propiedades del bitumen de alberta canada utilizado en le experimento

Propiedad	Valor
Densidad @25°C	1.033 [g/cc]
Densidad API	5-9
Viscosidad @60°C	22030 cp
Índice de refracción	1.592
Asfáltenos (% por peso)	15

Evidentemente los resultados obtenidos no guardan relación alguna con lo que ocurriría a un crudo en condiciones de flujo. No obstante, se recogen aquí porque aportan información sobre la mejora de la fluidez en los distintos casos. Los experimentos llevados a cabo con aceite pesado se presentan en la Tabla 36, y los resultados para los dos experimentos llevados a cabo con el bitumen se presentan en la Tabla 37.

Tabla 36 Resumen de experimentos con aceite pesado

S.no.	Solvente utilizado	tipo	Height [cm]	Diámetro [cm]	Porosidad %	Presión Kpa	Recovery %	Asfaltenos %	I.R
1	Butano	G.B500 μ	29	5	40	1030	55.6	5.7	1.54
2	Butano	G.B500 μ	29	5	40	1030	52.6	6.5	1.543
3	Butano	G.B500 μ	18	5	30	1400	94.5	6.7	1.536
4	Butano	G.B500 μ	26	5	30	1500	72.1	11.3	1.551
5	Butano	G.B500 μ	10	5	30	1600	62.3	-	1.545
6	Butano	G.B500 μ	17	5	30	1500	45	11.3	1.555
7	Butano	G.B500 μ	17	5	30	1600	64.5	13.8	10.554
8	Butano	G.B500 μ	29	5	40	1500	55.3	13.7	1.554
9	Butano	G.B500 μ	15	5	40	1500	53.7	11.4	1.554
10	Propano	G.B500 μ	17	5	40	1500	47.8	12.5	1.454
11	Propano	G.B500 μ	17	5	30	1500	83.8	10.1	1.545
12	Propano	G.B500 μ	17	5	30	1830	64.2	10.6	1.545
13	Propano	G.B500 μ	23	5	30	1500	75.5	12.3	1.546
14	Propano	G.B500 μ	27	5	30	1500	60.3	13.6	1.548
15	Propano	G.B500 μ	20	5	30	1500	65.5	-	1.544
16	Propano	G.B500 μ	20	5	30	1500	65.5	-	1.553
17	Propano	Berea Core	15	5	23	1500	27.5	-	1.553
18	Butano	Berea Core	15	5	21	1350	44.4	-	1.545

Tabla 37 resumen de experimentos con bitumen

S.no.	Solvente utilizado	tipo	Height [cm]	Diámetro [cm]	Porosidad %	Presión Kpa	Recovery %	Asfaltenos %	I.R
1	Butano	G.B500 μ	15	5	30	1500	48	8.2	1.555
2	Butano	G.B500 μ	13	5	30	1500	40.5	-	-

Varios experimentos mostraron una recuperación que varía de 48% a 95% (Tabla 36). La recuperación fue menor cuando la temperatura fue mucho mayor que la temperatura de saturación. Esto está de acuerdo con la ley de Raoult de las presiones parciales. También se observó

que la recuperación es afectada por la presión. Por ejemplo, con un aumento en la presión en los experimentos, 3, 4, y 5 a la misma temperatura, se redujo la recuperación. Esto se puede atribuir a la condensación de disolvente en el sistema, lo que resulta en una difusión más lenta del disolvente en el aceite pesado (la presión de saturación a 98 ° C es de aproximadamente 1.500 kPa para butano).

6.0 Conclusiones

En la actualidad, una de las problemáticas dentro de la industria petrolera, es la explotación de yacimientos no convencionales, en especial los aceites pesados y extra pesados. Con la creciente producción de estos en América del Norte, América del Sur y Asia del este, se requiere más innovación tecnológica, de investigación y desarrollo,

con el fin de generar soluciones específicas para el transporte de petróleo crudo de estas características. De hecho, las actuales y futuras respuestas al transporte de crudos pesados y extra-pesados debe tener en cuenta, entre otras cosas: la composición físico-química, las propiedades de los aceites que producen, las características regionales entre la cabeza de pozo y los sitios de exportación o refinación, la infraestructura actual, las distancias de transporte, calidad del crudo, los costos de operación, y el mantenimiento de las instalaciones. Es por la problemática de transportar este tipo de crudos que se utilizan técnicas especiales para una mejor transportabilidad de éstos. Este tipo de técnicas aunque son poco conocidas, se han estudiado y se han utilizado en varios lugares del mundo con buenos resultados, pero su utilización conlleva un costo más elevado dentro del proyecto que se está desarrollando.

Los métodos analizados en este trabajo se basan principalmente en la disminución de la viscosidad. Esta es una de las propiedades más importantes de los fluidos petroleros y, más aún, en los aceites pesados y extra pesados. Dependiendo de su respectiva gravedad API, la movilidad de estos crudos induce una mayor o una menor facilidad para el transporte por ductos.

El método de calentamiento es de lo más utilizados. Esto se debe a que un incremento de la temperatura en el fluido tiene el efecto de reducir de manera muy significativa la viscosidad del crudo. Lo cual provoca un menor esfuerzo de corte entre el aceite y las paredes de la tubería. En última instancia, esto se traduce en una menor capacidad de bombeo instalada y ahorros energéticos. A pesar de estas ventajas, la técnica conlleva grandes problemáticas, ya que se necesita de plantas donde el aceite debe ser calentado. Para el transporte también se requieren estaciones de calentamiento que llevan a cabo dicha función, pero a cierta distancia. Es importante señalar que esta técnica sería muy poco viable para utilización en ductos costa afuera debido a su exposición a bajas temperaturas. El método de calentamiento puede ser utilizado de manera exitosa en campos terrestres, especialmente en donde el campo y la planta de recolección se encuentren a no mucha distancia (es decir, en líneas cortas).

Dentro de las técnicas revisadas se encuentra el método de mezclar el aceite pesado con un aceite ligero. La adición de 10% de aceite ligero al petróleo crudo pesado causa una fuerte reducción en la viscosidad de la crudo pesado, incluso a temperaturas ambiente (por ejemplo de 10000 cP a 1200 cP a 25 °C como se ha visto en algunos casos). Fracciones de aceite ligero de hasta 20% producen una mayor reducción de la viscosidad (por ejemplo de 10000 cP a 375 cP a 25 ° C). La mezcla con HLCO al 10% induce también un comportamiento de flujo tipo newtoniano cuando la temperatura supera los 45 ° C. En contraste, la adición del 20% de crudo ligero conduce a un comportamiento de flujo newtoniano a temperaturas cercanas a los 25 ° C. El límite de elasticidad del crudo pesado también disminuye con la temperatura (se alcanza a 0,7 Pa a 25 ° C y disminuye a 0,4 Pa a 65 ° C). Cuando se añaden 10% y 20% en volumen de

crudo ligero en el petróleo crudo pesado, el límite elástico aparenta disminuir completamente.

La técnica de emulsionar el aceite con agua y/o gas es muy efectiva para la disminución de la densidad API del fluido en cuestión. Esto se debe a que el agua y el gas cuentan con una menor densidad que estos hidrocarburos. Al ser mezclados entre sí se obtiene disminuciones considerables de la viscosidad, provocando que el fluido pueda ser transportado de manera más fácil. Como lo indican los experimentos realizados con crudos reales, tales como el de West Paydar, la mezcla de diésel bituminoso sintético con agua en presencia de tenso activo Triton X-100, etc., las emulsiones de aceite en agua son muy eficaces y prometen como parte de una estrategia de transporte.

El uso de agua como fase continua tiene varias ventajas en transporte de petróleo por tuberías incluyendo: disminución de la viscosidad que conduce a un menor consumo de energía, y también la falta de contacto entre el crudo y las paredes de la tubería, que se traduce en una menor erosión de la pared y en una menor precipitación en el interior de las tuberías. No obstante, la viscosidad de la emulsión aumenta sustancialmente a medida que el contenido de aceite de la emulsión se incrementa. Cuando se alcanza el 60% sucede la inversión de fases y la viscosidad se dispara a valores muy elevados. Tendencias similares se observan con emulsiones con alta concentración de tenso activo y sal en agua. También el tiempo de mezclado, la velocidad de mezclado, y el pH de la fase acuosa, juegan un papel similar. Por el contrario, el aumento de la temperatura en el proceso de homogeneización reduce notablemente la viscosidad de las emulsiones. Es más factible emplear este tipo de técnicas en campos costa afuera, debido a que no se encuentra un problema similar al que se tiene con la técnica de calentamiento. Las desventajas a considerar son que se requiere de gran cantidad de tiempo y energía para producir la emulsión con los aditivos químicos (con el objeto de que la emulsión sea estable el mayor tiempo posible), y también supone un problema durante la etapa de separación (en la cual también se requiere invertir mucha energía). La inversión monetaria requerida puede llegar a ser significativamente menor que en el caso de los métodos térmicos.

El uso de surfactantes es la técnica más empleada para reducir los esfuerzos de corte. Por ejemplo, se ha observado que una solución acuosa con tenso-activos permite convertir un crudo de alta viscosidad en una emulsión de aceite y agua de baja viscosidad. Como es de esperar, la viscosidad de la emulsión aumenta considerablemente cuando se incrementan el volumen de la fase dispersa. La relación entre la viscosidad y la concentración de la fase dispersa cambia con el tipo de surfactante, la concentración de tenso activo y la temperatura. La solución de aceites con surfactantes acuosos y de aceites con soluciones de surfactantes permite un aumento considerable de la velocidad del transporte de crudos pesados.

Finalmente, se hace notar que los modelos para el flujo de dichos crudos es prácticamente inexistente. La mayoría de los modelos están diseñados para las condiciones de flujo en medios porosos, y para el estudio de nuevos reductores de arrastre. A este respecto, los modelos empíricos desarrollados para predecir la viscosidad de emulsiones de aceite en agua como una función del contenido de aceite, temperatura y velocidad de cizallamiento suelen ser buenos.

7.0 Apéndice: Nomenclatura y factores de conversión

Densidad relativa del aceite en grados API Viscosidad

$API = \frac{141.5}{\text{densidad relativa } \frac{60}{60F}} - 131.5$ <p>Donde la densidad relativa 60/60F, significa la densidad relativa del aceite a 60° F respecto a la densidad del agua a 60° F</p>	<p>1 mPa.s = 1 cp = 6.895 x 10⁶ lb.s/ft² 1 lb.s/ft² = 0.1450 x 10⁶ cp = 0.145010⁻⁶ mPa.s 1 mPa.s = 1 cp = densidad cSt</p>
<p>Volumen</p> <p>1 m³ = 6.28983 BI = 264.173 gal = 35.31333 ft³ = 1000 lts 1 BI 0.15899 m³ = 42 gal = 5.61458 ft³ = 158.99 lts 1 lt = 0.26417022 gal = 61.02329 pg³ = 1 dm³ 1 gal = 3.785434 lts = 231 pg³ = 3785.434 cm³ 1 ft³ = 28.31701 lts = 1728 pg³ = 7.48052 gal 1 quart = 946.3529 cm³ = 0.25 gal 1 acre-ft = 1233.49 m³ = 43560 ft³ = 7758.37 BI</p>	<p>Presión</p> <p>1 kPa = 0.1450 lb/pg² = 0.0102 kg/cm² = 0.0100 bar = 0.0098 atm 1 lb/pg² = 6.8948 kPa = 0.0703 kg/cm² = 0.0689 bar = 0.0680 atm 1 kg/cm² = 98.0665 kPa = 14.2223 lb/pg² = 0.9806 bar = 0.9678 atm 1 bar = 100 kPa = 14.5030 lb/pg² = 1.0197 kg/cm² = 0.9869 atm 1 atm = 101.325 kPa = 14.6959 lb/pg² = 1.0333 kg/cm² = 1.0133 bar</p>
<p>Densidad</p> <p>1 kg/dm³ = 1 gr/cm³ = 62.428 lb/ft³ = 8.3304 lb/gal 1 lb/ft³ = 0.0160 gr/cm³ = 0.1334 lb/gal 1 lb/gal = 0.1200 gr/cm³ = 7.4940 lb/ft³</p>	<p>Gradiente de presión</p> <p>1 kPa/m = 0.0476 lb/pg²/ft = 0.0102 kg/cm²/m 1 lb/pg²/ft = 21.0207 kPa/m = 0.2311 kg/cm²/m 1 kg/cm²/m = 98.0665 kPa/m = 4.3349 lb/pg²/ft lb/pg²/ft = 0.433 x densidad (gr/cm³) lb/pg²/ft = 0.0069 x densidad (lb/ft³) lb/pg²/ft = 0.0519 x densidad (lb/gal) kPa/m = 9.8066 x densidad (gr/cm³) bar/m = 0.0981 x densidad (gr/cm³)</p>
<p>Presión Hidrostática</p> <p>ph (kPa) = densidad del lodo (kg/dm³) x 9.80665 x prof (m) ph (lb/pg²) = densidad del lodo (lb/gal) x 0.0519 x prof (ft)</p>	<p>Sistema ingles/campo</p> <p>1 ft = 12 pg 1 mi = 5280 ft 1 acre = 43560 ft² 1 mi² = 640 acres 1 BI = 42 gal = 5.6146 ft³ 1 lb = 32.174 lbm x ft²/s² 1 psi = 1 lb/pg² = 144 lb/ft² 1 atm = 14.696 lb/pg² 1 BTU = 778.17 lb-ft = 25037 lbm-ft²/s² 1 hp = 42.41 BTU/min γL = 141.5/(131.5+°API), agua = 1 γL = 8.34 pg = 62.4 lbm/ft³ 1 lbm-mol = 493.52 mol 1 lbm-mol = 380 ft³ C.R</p>
<p>Conversión de temperatura</p> <p>°F = 1.8(°C) + 32</p> $°C = \frac{°F - 32}{1.8}$	<p>Equivalencias comúnmente usadas</p> <p>1 gal de agua pesa 8.34 lbf 1 ft³ de agua pesa 62.4 lbf 1 pg³ de Hg pesa 0.491 lbf la masa de 1 m³ de agua es 1,000 kg</p>

$$^{\circ}\text{R} = ^{\circ}\text{F} + 459.69$$

$$\text{K} = ^{\circ}\text{C} + 273.16$$

8.0 Referencias

- A.C. Bannwart, O.M.H. Rodriguez, F.E. Trevisan a, F.F. Vieira, C.H.M. de Carvalho, 2008. Experimental investigation on liquid–liquid–gas flow: Flow patterns and. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 65, pp. 2-12.
- Arno de Klerk, M. R. G. a. N. Z., 2014. Unconventional Oil, and Gas: Oilsands. En: *FOS-SIL FUELS (ENERGY SOURCES)*. University of Alberta, Calgary, AB, Canada: s.n., pp. 95-115.
- B. Grassi, D. Strazza, P. Poesio, 2008. Experimental validation of theoretical models in two-phase high-viscosity ratio. *International Journal of Multiphase Flow*, Issue 34, p. 950–965.
- Hart, A., 2013. A review of technologies for transporting heavy crude oil. *J Petrol Explor Prod Technol*.
- Hong-Quan Zhang, Cem Sarica, and Eduardo Pereyra, 2012. Review of High-Viscosity Oil Multiphase Pipe Flow. *Energy & Fuels* , pp. 3980-3985.
- José L. Mendoza de la Cruz, Sergio Alvarez-Badillo, Edgar Ramírez-Jaramillo, Marco A. Aquino-Olivos, Pedro Orea, 2013. Measurements and correlation of Mexican heavy. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 110, pp. 184-192.
- Livescu, S., 2012. Mathematical modeling of thixotropic drilling mud and crude oil flow in wells and pipelines—A review. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 98-99, pp. 174-184.
- Mamdouh T. Ghannam, Shadi W. Hasan, Basim Abu-Jdayil, Nabil Esmail, 2012. Rheological properties of heavy & light crude oil mixtures for improving flowability. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 81, pp. 122-128.
- Maria J. Martín-Alfonso, Francisco Martínez-Boza, Pedro Partal, Crispulo Gallegos, 2005. Influence of pressure and temperature. *Rheol Acta*, Issue 45, pp. 357-365.
- Mehrotra, A. K., 1991. Modeling temperature and composition dependence for the. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 5, pp. 261-271.
- Rafael Martínez-Palou a, María de Lourdes Mosqueira, Beatriz Zapata-Rendón, Elizabeth Mar-Juárez, César Bernal-Huicochea, Juan de la Cruz Clavel-López, Jorge Aburto, 2010. Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 75, pp. 274-282.
- S.N. Ashrafizadeh, M. Kamran, 2010. Emulsification of heavy crude oil in water for pipeline transportation. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 71, pp. 205-210.

- Tariq F. Al-Fariss, Larry K. Jang, Hilmi Onder Ozbelge and Nayef M. Ghasem, 1993. A new correlation for the viscosity of waxy oils. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 9, pp. 139-144.
- V. Pathak , Tayfun Babadagli, N.R. Edmunds, 2011. Heavy oil and bitumen recovery by hot solvent injection. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 78, pp. 637-645.
- Wei Wang, J. G. P. A., 2011. Investigation on heavy crude-water two phase flow and related flow characteristics. *International Journal of Multiphase Flow*, Issue 37, pp. 1156-1163.
- Xu, X.-X., 2008. Study on oil–water two-phase flow in horizontal pipelines. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 59, pp. 44-56.
- Yousef Al-Roomi, Reena George, Ahmed Elgibaly, Ali Elkamel, 2004. Use of a novel surfactant for improving the transportability/transportation of heavy/viscous crude oils. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 42, pp. 235-243.
- Yousef Hamedi Shokrlu, Tayfun Babadagli, 2014. Viscosity reduction of heavy oil/bitumen using micro- and nano-metal. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, Issue 119, pp. 210-220.