

**DISEÑO CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE CRUDO
EXTRAPESADO SAN FERNANDO**

CÉSAR AUGUSTO GARCÍA CHINCHILLA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICA
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
POSGRADOS
BUCARAMANGA**

2009

**DISEÑO CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE CRUDO
EXTRAPESADO SAN FERNANDO**

CÉSAR AUGUSTO GARCÍA CHINCHILLA

TRABAJO DE GRADO DE MAESTRÍA EN INGENIERÍA DE HIDROCARBUROS

**DIRECTOR
Dr. JORGE LUIS GROSSO VARGAS
Msc. INGENIERÍA QUÍMICA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISCOQUÍMICA
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
POSGRADOS
BUCARAMANGA**

2009

AGRADECIMIENTOS

Agradezco al Dr. Jorge Luis Grosso, por sus consejos de incommensurable valor. A la Ing. Luz Edelmira Afanador, por su dirección y apoyo sincero para la consecución de los objetivos del presente proyecto.

También agradezco de manera muy especial a mi hermano y amigo el Ing. Fabio Hernández, por darme la oportunidad de aprender de su invaluable experiencia.

Agradezco a la Empresa Colombiana de Petróleos, ECOPETROL S. A., por patrocinar este proyecto que en realidad es un sueño hecho realidad.

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	1
1 GENERALIDADES	4
1.1 SISTEMAS DE RECOLECCIÓN	4
1.1.1 Tipos	4
1.1.2 Principios para el diseño de Sistemas de Recolección	5
1.2 ALTERNATIVAS DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO Y EXTRAPESADO	5
1.2.1 Calentamiento	6
1.2.2 Dilución	6
1.2.3 Mejoramiento	6
1.2.4 Emulsificación	7
1.2.5 Flujo anular	7
2 CONCEPTOS TEÓRICOS	9
2.1 FLUJO DE FLUIDOS	9
2.2 COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE FLUIDOS	12
2.2.1 Flujo de fluidos Newtonianos y No-Newtonianos	15
2.2.2 Ecuaciones generalizadas para flujo de fluidos	17
2.3 FLUJO MULTIFÁSICO POR TUBERÍA	19
2.3.1 Hold Up	19
2.3.2 Densidad y viscosidad de mezcla	19
2.3.3 Velocidad superficial de una fase	20
2.3.4 Velocidad superficial de mezcla	20
2.4 MEZCLAS CRUDO AGUA	20
2.5 PERFIL DE PRESIÓN	30
2.6 PERFIL DE TEMPERATURA	32
3 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA LA RECOLECCIÓN DE CRUDO SAN FERNANDO	34
3.1 PUNTO DE INVERSIÓN DE FASES	35
3.2 VISCOSIDAD DE MEZCLAS SAN FERNANDO Y NAFTA	41
3.3 EMULSIONES O/W SAN FERNANDO AGUA	42
3.4 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA DE CÁLCULO	46
3.4.1 Selección de Correlaciones para determinar propiedades PVT	47
3.4.1.1 Presión de burbuja	48
3.4.1.2 Solubilidad del gas en el aceite	49
3.4.1.3 Factor volumétrico de Formación del Aceite	50

3.4.1.4	Compresibilidad del Aceite	51
3.4.1.5	Viscosidad del crudo vivo	52
3.4.2	Cálculo de la velocidad Aparente del Sistema	53
3.4.3	Cálculo de la presión y la temperatura del pozo Chichimene 18	55
3.4.4	Aplicación de alternativas al sistema de recolección del pozo Chichimene 18	58
4	DISEÑO DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE CRUDO SAN FERNANDO	64
4.1	BASES DE DISEÑO	64
4.1.1	Tipo de sistema de recolección	64
4.1.2	Flujos de crudo y agua	65
4.1.3	Presión y temperatura	66
4.1.4	Ruta y perfil topográfico de la roncal SW	66
4.2	DISEÑO DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN SW	68
4.2.1	Líneas de flujo de los pozos	68
4.2.2	Troncal SW	70
4.2.3	Evaluación económica de la alternativa de aislar el sistema de recolección	71
5	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	76
6	BIBLIOGRAFÍA	78
	ANEXO	81

LISTA DE TABLAS

		Pág.
Tabla 1	Comparación de métodos de transporte de crudo pesado	6
Tabla 2	Relación de parámetros reológicos	18
Tabla 3	Propiedades del crudo San Fernando y la Nafta utilizados en el estudio	35
Tabla 4	Viscosidad de emulsiones W/O de crudo San Fernando	37
Tabla 5	Parámetros de la ecuación de Woelflin y de la ecuación cuadrática	40
Tabla 6	Viscosidad medida de diluciones de crudo San Fernando con Nafta	41
Tabla 7	Viscosidad calculada de diluciones de crudo San Fernando con Nafta	42
Tabla 8	Viscosidad de emulsiones O/W de crudo San Fernando	42
Tabla 9	Tamaño de Partícula requerido en función de la distancia recorrida	45
Tabla 10	Parámetros reológicos de las emulsiones 65/35	46
Tabla 11	Ecuaciones utilizadas para el cálculo de propiedades de los fluidos	53
Tabla 12	Condiciones mecánicas del pozo y de la línea de transferencia a la estación del pozo Chichimene 18	55
Tabla 13	Resultados de presión y temperatura calculados en el presente trabajo	56
Tabla 14	Efecto del BSW del pozo Chichimene 18 sobre la potencia de la BES	59
Tabla 15	Efecto de la emulsificación del crudo SFDO en fondo del pozo Chichimene 18 en la energía de levantamiento	60
Tabla 16	Efecto del calentamiento o aislamiento de la línea del pozo Chichimene 18 en la energía de levantamiento	60
Tabla 17	Efecto de la dilución en cabeza de pozo con Nafta del pozo Ch-18 en la energía de levantamiento	61
Tabla 18	Efecto de la dilución en fondo de pozo con Nafta del pozo Ch-18 en la energía de levantamiento	62
Tabla 19	Potencial de producción actual del campo Chichimene	65
Tabla 20	Fluido de diseño por pozo	66
Tabla 21	Requerimiento de Nafta y temperatura de llegada a la troncal, de las líneas de los pozos SW	68
Tabla 22	Requerimiento de nafta en la troncal SW y temperatura de llegada a la estación	70
Tabla 23	Requerimiento de calor para tratar crudo San Fernando a 215°F diluido con 22% de Nafta	73
Tabla 24	Casos para evaluación económica	74
Tabla 25	Indicadores económicos	74
Tabla 26	Resultados evaluación económica	75
Tabla 27	Especificaciones sistema de recolección SW	75

LISTA DE FIGURAS Y FOTOGRAFÍAS

	FIGURAS	pág.
Figura 1	Tipos de sistemas de recolección	4
Figura 2	Flujo monofásico en tubería	9
Figura 3	Diagrama de Moody	11
Figura 4	Deformación laminar de un líquido entre dos placas paralelas	13
Figura 5	comportamiento reológico de fluidos Newtonianos y No-Newtonianos	14
Figura 6	Punto de inversión de flujo con crudo liviano	25
Figura 7	Punto de inversión de flujo con crudo intermedio	25
Figura 8	Punto de inversión de flujo con crudo pesado	26
Figura 9	Punto de inversión en función de la viscosidad del crudo	26
Figura 10	Mapa de patrones de flujo horizontal	29
Figura 11	Patrones de flujo horizontal en diferentes escenarios de producción	30
Figura 12	Perfil de presión en el proceso de producción de un pozo	31
Figura 13	Punto de inversión de emulsiones W/O a 165°F	37
Figura 14	Comparación de diferentes modelos para el cálculo de la viscosidad de emulsiones W/O	40
Figura 15	Distribución y tamaño de partícula de emulsiones O/W San Fernando	44
Figura 16	Porcentaje acumulado (percentil) del tamaño de partícula	45
Figura 17	Correlaciones de la presión de burbuja a 186°F	48
Figura 18	Correlaciones de cálculo de la solubilidad del gas en aceite a 186°F	49
Figura 19	Correlaciones del factor volumétrico de formación del aceite a 186°F	50
Figura 20	Compresibilidad del aceite a 186°F	51
Figura 21	Viscosidad del aceite a 186°F	52
Figura 22	Escenarios de flujo de los fluidos de producción	53
Figura 23	Perfil de presión y temperatura del pozo Chichimene 18	57
Figura 24	Perfil de viscosidad del pozo Chichimene 18	58
Figura 25	Impacto de alternativas sobre el pozo Chichimene 18	63
Figura 26	Mapa del sistema de recolección SW Chichimene	67
Figura 27	Perfil Troncal SW Chichimene	67
Figura 28	Requerimiento de Nafta en líneas de 6 y 8 pulgadas SW sin aislar	69
Figura 29	Temperatura de llegada a la troncal SW	70
Figura 30	Esquema de producción del área NE	71
Figura 31	Requerimiento de Nafta y temperatura en la troncal NE. 10.000 BOPD	72

Figura 32	Temperatura de llegada de la trocal SW	72
Figura 33	Requerimiento de calor para tratar crudo San Fernando a 215°F diluido con 22% de Nafta	73

FOTOGRAFÍAS

Fotografía 1	Sistema de preparación de emulsiones de agua en aceite O/W con medición de torque	35
Fotografía 2	Prueba cualitativa de estabilidad de emulsiones O/W	42
Fotografía 3	Evidencia de inestabilidad cualitativa de la emulsión 75/25	42

TITULO: DISEÑO DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE CRUDO EXTRAPESADO SAN FERNANDO¹

AUTOR: CÉSAR AUGUSTO GARCÍA

Palabras clave: Viscosidad de Emulsiones, Crudo Extrapesado, Flujo Multifásico, Inversión de Fases, Sistema de Recolección.

RESUMEN

En el presente trabajo se presenta la evaluación de alternativas para la recolección de crudo extrapesado de 8°API. Esta evaluación se realizó calculando el comportamiento fluidodinámico de un pozo que actualmente produce este tipo de crudo en el campo Chichimene (Meta, COL). El comportamiento fluidodinámico relaciona las pérdidas de presión debido al flujo desde el pozo hasta el múltiple de producción. La alta viscosidad del crudo y la presencia de emulsiones directas W/O, hace necesario la aplicación de tecnologías de transporte para reducir los costos operativos del sistema de producción.

El cálculo fluidodinámico es ajustado utilizando mediciones de laboratorio de propiedades PVT de los fluidos. También se realizaron medidas de la viscosidad de emulsiones directas W/O presentes en el pozo. Se observa que esta viscosidad aumenta con el corte de agua hasta el punto de inversión de la emulsión, donde el agua pasa a ser la fase continua.

Adicionalmente se realizaron medidas de laboratorio para ver la eficacia en la reducción de la viscosidad al diluir o al formar emulsiones inversas de crudo disperso en agua O/W. Esto aplicado a la recolección de crudo extrapesado de 8°API.

Finalmente, como principal aporte del presente trabajo, se propone una metodología que permite calcular la viscosidad del fluido a partir de los cálculos de parciales de viscosidad del crudo muerto, del crudo vivo y de la mezcla líquida crudo y agua.

¹ Trabajo de investigación

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Dr. Jorge Grosso V.

TITLE: DESIGN OF GATHERING SYSTEM TO SAN FERNANDO EXTRA HEAVY OIL¹.

AUTHOR: CÉSAR AUGUSTO GARCÍA**

Keywords: Viscosity of Emulsions, Extra Heavy Oil, Multiphase Flow, Point of Inversion, Gathering System

ABSTRACT

The present work presents the evaluation of alternatives for the gathering of extra heavy crude 8°API. The parameter of comparison used was the dynamic behavior of flow of a well that produces this type of crude oil in the Chichimene field (Meta, COL). The dynamic behavior refers to the pressure losses due to flow from the wellhead to the production manifold. The high viscosity of crude oil and the presence of direct emulsion W/O, requires the application of transportation technologies to reduce operating costs of the production system.

The dynamic behavior of flow calculation was adjusted using laboratory measurements of PVT properties of fluids. Also measures were made of the viscosity of direct emulsion W / O that are present in the well. It is noted that viscosity increases with the water cut to the point of inversion of the emulsion, where water becomes the continuous phase.

Additionally, laboratory measures were performed to see the effectiveness in reducing the viscosity by dilution or by formation of reverse emulsions of oil dispersed in water O / W. This applied to the gathering of extra heavy crude from 8°API.

Finally, as the main contribution of this paper proposes a methodology for calculating the viscosity of the fluid from the calculations of the dead oil viscosity, the live oil viscosity and the liquid mixture of oil and water viscosity.

¹ Trabajo de investigación

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos. Dr. Jorge Grosso V.

INTRODUCCIÓN

Con el incremento de la demanda de petróleo en el mundo, los crudos convencionales no cubren totalmente esta necesidad, por lo tanto los crudos pesados y extrapesados se presentan como una fuente alterna de energía. Se estima que las reservas totales están entre 9.000 y 13.000 GB (giga barriles) distribuidos según el tipo de crudo así: 30% crudo liviano o convencional y 70% crudo pesado, extrapesado y bitumen³.

En Colombia existen alrededor de 10 GB de crudo pesado y extrapesado⁴. Dentro del Proyecto Nacional de Crudos Pesados, la Empresa Colombiana de Petróleos (Ecopetrol S. A.) pretende desarrollar las reservas de crudo extrapesado de la formación T2, también conocido como crudo San Fernando. Esta formación está presente en la mayoría de los campos de la Superintendencia de Operaciones Central (SOC) en los Llanos Orientales. En el campo Chichimene, se planea extraer en los próximos 20 años de esta formación unos 150 millones de barriles de este crudo.

Las facilidades de recolección y tratamiento del campo Chichimene fueron diseñadas para producir crudo intermedio de 20°API de las formaciones K1 y K2. En la actualidad, la producción de este crudo intermedio está en la última fase de declinación. Por otra parte, se ha venido incrementando la producción de crudo extrapesado T2, lo que ha requerido adecuar todo el sistema de producción, debido principalmente al impacto que tiene su alta viscosidad en todas las etapas desde la recolección hasta el tratamiento y el despacho por oleoducto.

En la actualidad se producen alrededor de 6.700 BOPD de este crudo extrapesado en el campo Chichimene, con pronósticos de producir 20.000 BOPD en el 2010. Para aumentar esta producción a los niveles esperados, se requiere rediseñar el sistema de tratamiento. La estrategia planteada para deshidratar el crudo se basa en la aplicación combinada de calentamiento y dilución con Nafta. Con esta estrategia también se ajustará el crudo a las condiciones de bombeo por oleoducto de 300 cSt a 30°C de viscosidad y de 18°API de densidad.

Incrementar la producción de crudo extrapesado, plantea un problema en la etapa de recolección de fluidos desde los pozos hasta la estación de tratamiento. Debido a la alta temperatura del yacimiento (~190 °F) y ayudado por el gas disuelto (~70 SCF/STB), el crudo extrapesado de la formación T2, logra fluir desde el fondo del pozo, hasta el

³ SANIERE A., HÉNAUT I. and ARGILLIER J. F., Pipeline transportation of heavy oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge. Oil and Gas science and technology. Rev. IFP, Vol. 59 (2004), No. 5, pp. 455-466

⁴ Worldwide heavy oil reserves by country; www.heavyoilinfo.com. Página web consultada el 21 de Febrero 2009

cabezal del pozo. Sin embargo, una vez en superficie la temperatura desciende a menos de 165°F y el gas se libera por la disminución de la presión por debajo del punto de burbuja, volviendo el crudo más viscoso. Además de esto, se tiene evidencia de la formación de emulsiones directas W/O, debido al bajo corte de agua. La viscosidad de estas emulsiones es mayor que la viscosidad del crudo solo. Por lo tanto, la alta viscosidad del fluido es la principal propiedad a tener en cuenta en el diseño del sistema de recolección de crudo extrapesado.

Otro factor a tener en cuenta en este diseño, es la distancia desde los pozos hasta el múltiple de recolección en la estación de tratamiento, lo que incrementa las pérdidas de presión y de calor y por tanto los requerimientos de energía de producción. Con el desarrollo de la formación T2 en Chichimene, estas distancias de recolección, pasarán de menos de 2.000 m a más de 6.000 m.

Actualmente, se recolectan los fluidos producidos desde el área Noreste (NE) del campo a través de una troncal general de 1.200 m de longitud de 16 pulgadas de diámetro y líneas de pozos de 6 pulgadas que se unen a esta troncal. Por otro lado, en el área Suroeste (SW) del campo Chichimene, desde donde se espera recolectar por lo menos el 40% de la producción total del crudo, no existe sistema de recolección. El objetivo del presente trabajo consiste en diseñar el sistema de recolección que permita producir 20.000 BOPD de crudo extrapesado de la formación T2 en el campo Chichimene.

En el primer capítulo del presente libro, se presentan los principios sobre los cuales se realiza el diseño del sistema de recolección para que sea lo más eficiente posible. Además, se muestran las principales alternativas para el transporte de crudo pesado por oleoducto, explicando brevemente su principio de funcionamiento. Estas alternativas son consideradas con el fin de aplicar una al sistema de recolección de crudo extrapesado y asegurar su producción.

En el segundo capítulo, se hace mención de los principales conceptos teóricos a tener en cuenta para el cálculo de los perfiles de presión y temperatura en el flujo multifásico de crudo, gas y agua, en el sistema de recolección. Se hace referencia al fenómeno de inversión de fases en una emulsión de crudo y agua. Este fenómeno ocasiona un cambio abrupto en la viscosidad del fluido producido, alcanzando un valor máximo en la inversión de fases cuando la emulsión es de agua dispersa en crudo.

En el tercer capítulo, se muestran los resultados de cuatro estudios preliminares que permiten realizar el diseño del sistema de recolección. Estos son: 1) La determinación del punto de inversión de fases y de la viscosidad de emulsiones directas de agua dispersa en crudo W/O, 2) La determinación de la viscosidad de diluciones de crudo de la formación T2 con Nafta como solución de transporte, 3) La evaluación de la factibilidad como solución de transporte y la medición de viscosidad, de emulsiones inversas de crudo disperso en agua O/W y 4) El ajuste de la herramienta de cálculo fluidodinámico del sistema de recolección, utilizando datos reales del único pozo que actualmente produce

este crudo en Chichimene, el cual es recolectado con una línea independiente hasta la estación de tratamiento.

El principal aporte de este proyecto, el cual se expone en el tercer capítulo, es el algoritmo de cálculo de la viscosidad aparente del sistema. En cuatro pasos propuestos se determina la viscosidad del crudo muerto, la viscosidad del crudo vivo, la viscosidad de la mezcla agua crudo y finalmente la viscosidad de la mezcla multifásica gas líquido. Este algoritmo incorpora mediciones de laboratorio de la viscosidad de emulsiones directas W/O y tiene en cuenta la selección de correlaciones para la predicción de propiedades PVT para este crudo extrapesado de la formación T2.

En el último capítulo de este libro, se muestran los principales resultados del diseño del sistema de recolección de 20.000 BOPD de crudo de la formación T2 en el campo Chichimene. Para la realización de diseño se tiene en cuenta no solo el sistema de levantamiento en los pozos, sino también el sistema de tratamiento. La deshidratación de este crudo requiere la combinación de calentamiento y dilución, por lo que se evaluó la alternativa de aislar el sistema de recolección para tener un fluido menos frío y así minimizar los costos de tratamiento.

GENERALIDADES

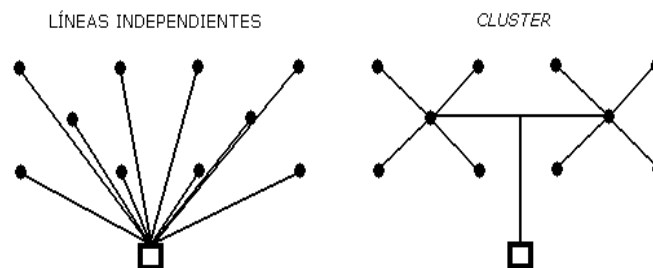
1.1 SISTEMAS DE RECOLECCIÓN

El sistema de recolección es el conjunto de tuberías en superficie que transportan los fluidos de producción desde los pozos hasta la estación de recolección para su tratamiento. El sistema de recolección forma parte del sistema de producción que consta además del yacimiento, los pozos completados y facilidades de superficie para control, separación, tratamiento, muestreo, medición y bombeo de fluidos^{5, 6}.

1.1.1 Tipos. Un tipo frecuente de sistema de recolección consiste en líneas independientes que llevan la producción de cada pozo a la estación de tratamiento. Allí se fiscaliza la producción de cada pozo, se separan y tratan los fluidos y se bombea el petróleo a un centro de recolección, a una refinería o a un punto de venta.

Otro sistema de recolección es el tipo *Cluster*, el cual consiste en llevar la producción de un grupo de pozos, a través de sus líneas de tubería hasta una tubería de mayor capacidad o troncal. Los fluidos recolectados en esta troncal se pueden reunir con lo recolectado en otras troncales de otros grupos de pozos en otra tubería de mayor capacidad. Finalmente la producción de varios grupos de pozos llega a la estación de tratamiento a través de troncales generales de recolección. En algunos sistemas de recolección tipo *Cluster* se utiliza un equipo portátil de medición o un medidor multifásico en línea para el control de producción de los fluidos de cada pozo. La siguiente figura ilustra estos tipos de sistema de recolección⁷.

Figura 1. Tipos de Sistemas de Recolección



⁵ GOLAN M. and WHITSON C. H., Well performance. University of Trondheim. The Norwegian Institute of Technology NTH. USA: Prentice Hall, 1991.

⁶ SZILAS A. P., Production and transport of oil and gas. Part B: gathering and transport. Developments in petroleum science 18b. Hungary: ELSEVIER, 1986.

⁷ Ibid.

1.1.2 Principios para el Diseño de Sistemas de Recolección. Con el fin de diseñar el sistema de recolección más eficiente y económico se deben tener en cuenta los siguientes principios⁸:

- La presión de cabeza de pozo debe ser tan baja como sea posible
- El sistema debe ser fácil de controlar, de modo que permita intervenir rápidamente durante algún daño.
- Se debe poder medir la cantidad de crudo, gas y agua de cada pozo con la precisión necesaria.
- En caso de una posible expansión de facilidades de superficie, el sistema de recolección debe ser adaptable, para que se pueda acoplar a las instalaciones nuevas y con la menor afectación a la continuidad de la producción.
- El costo de inversión por tubería, múltiples, medidores multifásico y/o bombas deber ser mínimo.

El diseño de un sistema de recolección se basa en la resolución de un problema al transportar por tubería una mezcla multifásica de Crudo, Gas y Agua con el mínimo costo de inversión y operación. Este problema se complica cuando se recolecta crudo pesado o extrapesado, por su alta viscosidad. Además, debido a la presencia de agua, suelen formarse emulsiones de gotas de agua dispersas en el crudo, las cuales incrementan la viscosidad del crudo.

Uno de los fenómenos que hace complejo el cálculo de la viscosidad de la mezcla es la inversión de fases, principalmente entre el agua y el crudo. La inversión de fases se refiere al fenómeno donde con un pequeño cambio en las condiciones operacionales, la fase continua y dispersa se invierten simultáneamente. La inversión de fases es uno de los factores a considerar en el diseño de tuberías que transportan crudo y agua, ya que las características reológicas de la dispersión y la asociada caída de presión cambian abruptamente y significativamente en este punto de inversión.

1.2 ALTERNATIVAS DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO Y EXTRAPESADO

En la actualidad existen cinco métodos de transporte de crudos de alta viscosidad por oleoducto. Estos son: Calentamiento, Dilución, Mejoramiento de Calidad (*Upgrading*), Emulsificación y Flujo Anular. De estos, los métodos tradicionales son Calentamiento, Dilución y *Upgrading*. Por otra parte la Emulsificación y el Flujo Anular, son métodos en desarrollo⁹. Una comparación de estos métodos se presenta en la tabla 1, bajo algunos aspectos relevantes.

⁸ Ibid.

⁹ SANIERE A., HÉNAUT I. and ARGILLIER J. F., op. cit

Tabla 1. Comparación de métodos de transporte de crudo pesado

Aspectos	Calentamiento	Dilución	Mejoramiento	Emulsificación	Flujo anular
Corrosión	Potencial	Ninguna	Ninguna	Potencial	Potencial
Inversiones Adicionales	Calentadores	Sistema paralelo de diluyente	Refinería de Campo	Sistema de Formación y Rompimiento	Sistema de aplicación
Problemas Ambientales	Emisiones	Ninguno	Ninguno	Separación y tratamiento de agua	Separación y Tratamiento de agua
Complejidad Operativa	Media	Baja	Alta	Baja	Alta

El principio de funcionamiento de los métodos de transporte consiste en reducir la viscosidad del fluido y en bajar la fricción en la tubería. La aplicabilidad de estos métodos se muestra a continuación.

1.2.1 Calentamiento. Como la viscosidad del crudo decrece drásticamente con el aumento de la temperatura, este método es atractivo para mejorar las propiedades de flujo del crudo. Por ejemplo en Alyeska (Alaska) se transporta crudo calentado a 50°C. Entre las desventajas del calentamiento están los problemas de corrosión, el consumo energético (se consume alrededor del 15% del crudo que se transporta) y los cambios en la estructura coloidal del petróleo, lo que puede generar inestabilidad en los centros de almacenamiento o refinamiento¹⁰.

1.2.2 Dilución. Otro método para ayudar al flujo de crudos pesados es mezclarlos con hidrocarburos livianos como la nafta o el keroseno. En Colombia se transportan 75 KBPD de crudo pesado Castilla de la cuenca llanos, diluido con nafta y otros hidrocarburos livianos, reduciendo la viscosidad de 8.000 cp a 300 cp a 86°F. El principal problema de la dilución es la disponibilidad y la necesidad de sistemas de inyección, recuperación y reciclo del diluyente¹¹.

1.2.3 Mejoramiento. Este método consiste en modificar la composición del crudo para hacerlo más liviano y menos viscoso. Las tecnologías de mejoramiento tales como hidrotratamiento, tradicionalmente usada en las refinerías, pueden ser consideradas para esta aplicación. La combinación de procesos de hidrotratamiento y desasfaltado es estudiada actualmente.

¹⁰ Ibid

¹¹CÁCERES R. O., Entorno tecnológico regional crudos pesados; omar.caceres@ecopetrol.com.co, UDE, Instituto Colombiano del petróleo, 2008

Mediante el proceso de desasfaltado el crudo San Fernando, por ejemplo, puede mejorar su grado o calidad de 8 °API a 17°API y reducir drásticamente su viscosidad¹².

Venezuela actualmente desarrolla los recursos de la franja del Orinoco transportando crudo extrapesado diluido hasta los mejoradores ubicados en la costa San José. Allí se recupera el diluyente el cual es devuelto para transportar más crudo. Los mejoradores permiten tratar un crudo extrapesado de 8°API y producen crudo sintético de entre 26-32°API¹³.

1.2.4 Emulsificación. Con la adición de un surfactante se puede formar una dispersión de gotas de crudo en agua (*Oil in Water: O/W*) la cual posee menor viscosidad que el crudo puro. En Venezuela se desarrolló la *Orimulsión™*, que permite reducir la viscosidad del crudo extrapesado de 10⁶ cp a 600 cp a 30°C para poder transportar unos 600 KBPD de una emulsión de 70% de crudo extrapesado por un oleoducto de 282 km. y 36 pulgadas de diámetro¹⁴. En Indonesia se transportan 40 KBPD de una emulsión de 70% en volumen de crudo pesado por una tubería de 238 km. de longitud y 20 pulgadas de diámetro¹⁵. En California se transporta una emulsión de 50% de volumen de crudo de alta viscosidad y una gravedad API de 13.5°, por una tubería de 20 km. y 8 pulgadas¹⁶.

1.2.5 Flujo Anular. El flujo anular puede llegar a ser un método atractivo para el transporte de crudos viscosos. En este método, una fina capa de agua “lubrica” la pared de la tubería, disminuyendo la pérdida de energía por fricción. Si el flujo anular es perfecto o ideal, las pérdidas por fricción serían equivalentes a las ocasionadas por el transporte de agua pura. Poca aplicabilidad se ha encontrado a nivel industrial para este método, pues en realidad el crudo tiende a adherirse a la pared interna de la tubería¹⁷.

Aunque estos métodos son aplicables para el transporte de crudo por oleoducto, algunos pueden ser considerados para resolver el problema de recolección del crudo extrapesado de la formación T2 de la estación Chichimene. Por la alta viscosidad de este crudo se requiere la aplicación de una alternativa que permita alcanzar los niveles esperados de producción.

Dentro del desarrollo del presente diseño se tendrá en cuenta las alternativas de Calentamiento, Dilución y Emulsificación. Con base en mediciones de laboratorio y con el ajuste de una herramienta de cálculo fluidodinámico para el sistema de recolección, se

¹² Ibid

¹³ SANIERE A., HÉNAUT I. and ARGILLIER J. F., op. cit

¹⁴ Citado EN: GARCÍA Ch. C. A., Efecto de la concentración del surfactante en la estabilidad de emulsiones O/W de crudos pesado; tesis de grado, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Universidad Industrial de Santander, 2003

¹⁵ Ibid

¹⁶ Ibid

¹⁷ SANIERE A., HÉNAUT I. and ARGILLIER J. F., op. cit

evaluará el impacto de estas alternativas en el requerimiento de energía de recolección, suministrada por las bombas de subsuelo en los pozos.

2 CONCEPTOS TEÓRICOS

A lo largo de las líneas de producción desde los pozos hasta la estación de recolección y tratamiento, se transporta un fluido compuesto de crudo, gas y agua. El patrón y régimen de flujo depende de si las fases se mueven dispersas en otras fases y/o libres a lo largo de la línea de flujo. Los principales factores que gobiernan el comportamiento fluidodinámico son la presión, la temperatura, el caudal, las propiedades físicas y termodinámicas de los fluidos y la dimensión y perfil topográfico de las tuberías. Ahora bien, una de las propiedades más relevantes en la determinación de los requerimientos de energía para la recolección de los fluidos es la viscosidad, sobre todo en la presencia de emulsiones directas W/O de crudo pesado.

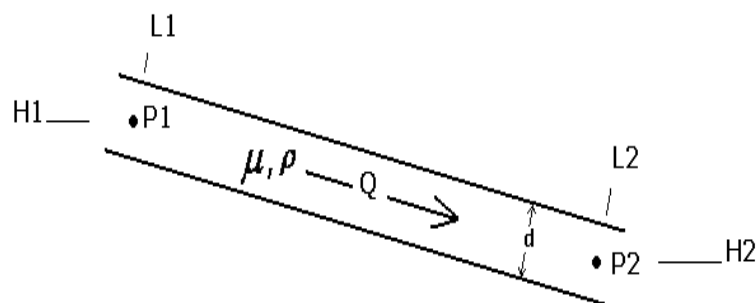
En este capítulo se presentan los principios del flujo de fluidos en tubería, seguido de una revisión de los trabajos hechos con anterioridad, particularmente en flujo horizontal de sistemas crudo-agua.

2.1 FLUJO DE FLUIDOS

Los conceptos de flujo multifásicos se desarrollan a partir de conceptos de flujo de una fase. A continuación se describe el gradiente de presión para un flujo monofásico, utilizando las leyes de conservación de masa y momento en estado estable¹⁸.

Un fluido newtoniano e incompresible, de densidad ρ y viscosidad μ , fluye a un caudal Q a través de una tubería de diámetro d , desde el punto 1 al punto 2, tal como se ilustra en la figura 2.

Figura 2. Flujo monofásico en tubería



El gradiente de presión interna del fluido está definido como:

¹⁸ SKELLAND A. H. P., Non Newtonian flow and heat transfer. USA: John Wiley & Sons, Inc. 1967

$$\nabla P = -\frac{\Delta P}{\Delta L} \quad (2-1)$$

El gradiente de presión total está definido como la suma de: 1) el gradiente de presión por gravedad, 2) el gradiente de presión por fricción y 3) el gradiente de presión por aceleración

$$-\frac{\Delta P}{\Delta L} = -\left[\frac{\Delta P}{\Delta L_{Gravedad}} + \frac{\Delta P}{\Delta L_{Fricción}} + \frac{\Delta P}{\Delta L_{Aceleración}} \right] \quad (2-2)$$

El componente de aceleración es muy pequeño y despreciable a menos que exista una fase altamente compresible a bajas presiones; por lo tanto el gradiente total puede definirse como la suma de los gradientes por fricción y gravedad. El gradiente de presión, -en unidades de campo-, en el caso de oleoductos es:

$$-\frac{\Delta P}{\Delta L} = -GE \left[1.422 \frac{\Delta H}{\Delta L} + \frac{1}{26552} \frac{Q^2}{d^5} f_M \right] \quad (2-3)$$

Donde GE es la gravedad específica del fluido y su relación con la densidad API está dada por la siguiente expresión:

$$GE = \frac{141,5}{131,5 + ^\circ API} \quad (2-4)$$

Los deltas de presión, longitud y altura están definidos a partir de la figura 2 así:

$$\Delta P = P_2 - P_1 \quad (2-5)$$

$$\Delta L = L_2 - L_1 \quad (2-6)$$

$$\Delta H = H_2 - H_1 \quad (2-7)$$

Las unidades de las ecuaciones 2-3 y 2-5 a 2-7 son

P , Presión interna, PSI

L , Longitud de la tubería, metros

H , Altura de la tubería, metros

Q , Caudal de fluido, BPD

d , Diámetro interno de la tubería, pulgadas

f_M , Factor de fricción de Moody, adimensional

El factor de fricción f_M depende únicamente del número de Reynolds en flujo laminar. Por otra parte, es una función tanto de la rugosidad relativa de la tubería (K/d) como del número de Reynolds en flujo turbulento. Para el caso de flujo altamente turbulento, el factor de fricción depende solo de la rugosidad relativa de la tubería.

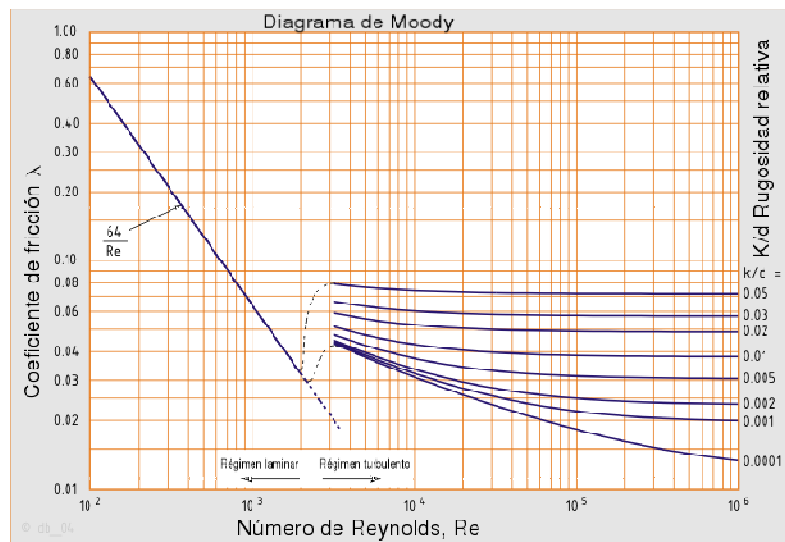
El número de Reynolds Re , es un parámetro adimensional que relaciona las fuerzas de inercia con las fuerzas viscosas. En mecánica de fluidos, se le conoce como factor de escala, pues relaciona el tamaño y la velocidad del sistema con propiedades físicas del fluido. Para fluidos newtonianos, el número de Reynolds en unidades de campo es:

$$Re = 92,26 \frac{Q}{d\mu} \quad (2-8)$$

Donde μ es la viscosidad del fluido en cSt

La relación entre el factor o coeficiente de fricción, el número de Reynolds y la rugosidad relativa de la tubería para flujo laminar, transición y turbulento se aprecia en el diagrama de Moody (Fig. 3). También, esta relación ha sido presentada en muchas ecuaciones por varios investigadores como Prandtl y Colebrook¹⁹

Figura 3. Diagrama de Moody



¹⁹ Citado EN: OLUJIC Zarco. Compute friction factors fast for flow in pipes. Chemical Engineering december 14, 1981

Si el número de Reynolds es menor de 2000, indica que el flujo se mueve en régimen laminar. Para el cálculo del factor de fricción en flujo laminar se utiliza la ley de Poiseuille,

$$f_M = 64 / \text{Re} \quad (2-9)$$

En el caso de flujo transición ($2000 < \text{Re} < 5000$) no existen modelos matemáticos debido a que es un flujo inestable. Para el caso de flujo turbulento ($\text{Re} > 5000$) existen en su mayoría ecuaciones implícitas en f_M , las cuales requieren un proceso de prueba y error para su solución.

Churchill & Usagi²⁰, desarrollaron la siguiente ecuación explícita que permite extender el cálculo del factor de fricción para todos los regímenes de flujo, desde laminar hasta turbulento, simplificando los cálculos de flujo de fluidos:

$$f_M = 8 \left[\left(\frac{8}{\text{Re}} \right)^{12} + (A + B)^{-1.5} \right]^{\frac{1}{12}} \quad (2-10)$$

$$A = \left[2,457 \text{Ln} \left(\frac{1}{\left(\frac{7}{\text{Re}} \right)^{0,9} + \left(0,27 \frac{k}{d} \right)} \right) \right]^{16} \quad (2-10a)$$

$$B = \left(\frac{37530}{\text{Re}} \right)^{16} \quad (2-10b)$$

Es de anotar que esta ecuación es una solución continua, pero hay que tener en cuenta que en el caso de régimen de transición los resultados pueden ser diferentes a los reales, debido a que en este régimen se presenta un flujo inestable.

2.2 COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE FLUIDOS

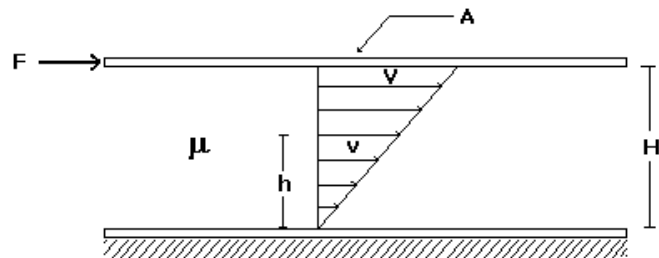
La reología es la ciencia de la deformación y el flujo. En otras palabras, estudia la relación entre las fuerzas que actúan sobre un material y la manera como este material puede deformarse o fluir en respuesta a estas fuerzas. En el caso de los líquidos, la reología analiza la viscosidad. En términos sencillos, la viscosidad de un líquido puede definirse como su

²⁰ CHURCHILL S. W. and USAGI P. A., A general expression for the correlation of rates of transfer and other phenomena. AICHE J Vol. 18, No 6, 1972, pp 1121-1128

resistencia a fluir y como una medida del rozamiento entre sus moléculas. Esta resistencia depende de las fuerzas intermoleculares que se desarrollan en el interior del líquido²¹.

La viscosidad puede definirse a partir de la siguiente figura:

Figura 4. Deformación laminar de un líquido entre dos placas paralelas.



En la anterior figura se representan dos placas horizontales y paralelas, alejadas entre sí una distancia H. La placa superior es móvil mientras que la inferior es fija. Ambas están separadas por una película de líquido de viscosidad μ . Para que se produzca el desplazamiento de la placa superior de superficie A, a una velocidad constante V sobre la superficie del líquido y hacer deslizar las capas adyacentes unas sobre otras, resulta necesario aplicar una fuerza tangencial F. Como la película de líquido se adhiere a las superficies de las placas, la capa inferior de moléculas queda estacionaria mientras que la capa superior se desplaza a una velocidad v, directamente proporcional a su distancia h de la placa fija. Newton puso de manifiesto que la fuerza F constituía una medida del frotamiento interno del fluido o de su resistencia al cizallamiento²².

$$\frac{F}{A} = \mu \frac{V}{H} \quad (2-11)$$

Si definimos el esfuerzo de cizallamiento o corte τ como:

$$\tau = \frac{F}{A} \quad (2-12)$$

Y la velocidad de deformación γ como:

²¹ BARNES H. A., HUTTON J. F. and WALTERS K., An Introduction to rheology. Alberystwyth (UK): Walters K., 1989

²² SKELLAND A. H. P., op. cit.

$$\gamma = \left(-\frac{\partial v}{\partial h} \right) \quad (2-13)$$

Obtenemos la definición general de esfuerzo de corte debido a la viscosidad:

$$\tau = \mu \left(-\frac{\partial v}{\partial h} \right) \quad (2-14)$$

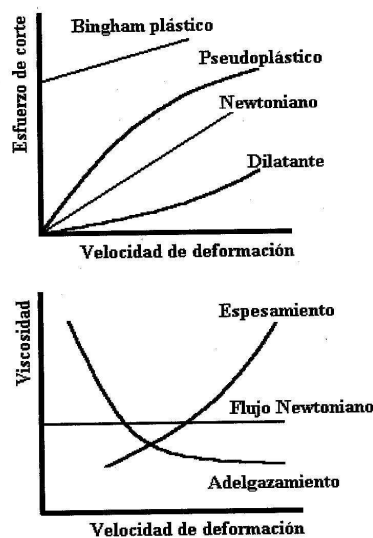
Si graficamos el esfuerzo de corte versus la velocidad de deformación, obtenemos una curva de fluido donde la pendiente de la curva en cualquier punto es el coeficiente de viscosidad de el liquido bajo esas condiciones. Para líquidos sencillos la curva es una línea recta que pasa por el origen, μ es constante, y ya que ese fue el caso estudiado por Newton, a estos líquidos se les llama Newtonianos.

Para describir la gran mayoría de fluidos con comportamiento No-newtoniano, la ecuación (2-14) puede generalizarse de la siguiente manera:

$$\left(-\frac{\partial v}{\partial h} \right) = f(\tau) \quad (2-15)$$

Es decir la velocidad de deformación es una función del esfuerzo de cizalla o de corte, función que depende del comportamiento reológico del fluido. En la siguiente figura se observa el comportamiento reológico de fluidos Newtonianos y No-newtonianos.

Figura 5. Comportamiento reológico de fluidos Newtonianos y No-newtonianos



Los materiales dilatantes muestran un incremento en la viscosidad con la velocidad de deformación (espesamiento), mientras que los materiales pseudoplásticos muestran un decremento (adelgazamiento). Los materiales plásticos se representan por una línea recta que no pasa por el origen al cortar el eje del esfuerzo de corte²³.

2.2.1 Flujo de fluidos Newtonianos y No-Newtonianos. Después de hacer un balance de cantidad de movimiento²⁴ de un fluido incompresible en una tubería de radio R y longitud L , se obtiene el valor del esfuerzo de corte τ , como función la distancia radial r

$$\tau(r) = \frac{\Delta P}{2L} r \quad (2-16)$$

$$\tau(r) = \tau_w \frac{r}{R} \quad (2-17)$$

Donde τ_w , es el máximo esfuerzo de corte, el cual corresponde al esfuerzo del fluido en la pared del tubo.

Por otro lado, Rabinowitsch, Mooney y Schofield, desarrollaron una ecuación generalizada que relaciona el esfuerzo de corte con el caudal, en flujo laminar en tubo circular, para fluidos independientes del tiempo²⁵.

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau^2 f(\tau) d\tau \quad (2-18)$$

Esta expresión puede ser usada para evaluar la relación entre caudal y la caída de presión para cualquier fluido independiente del tiempo, con la inserción de la apropiada función $f(\tau)$; donde $f(\tau)$ está definida en la ecuación (2-15).

Por ejemplo para *fluidos Newtonianos* tenemos que

$$f(\tau) = \left(-\frac{\partial v}{\partial r} \right) = \frac{\tau}{\mu} \quad (2-19)$$

²³ SCHRAMM G., Introducción a la viscosimetría práctica. Alemania: Gebrüder HAAKE

²⁴ BIRD R. B., STEWARD W. E. and LIGHTFOOT E.N., Transport phenomena. New York: John Wiley & Sons, Inc. 1960

²⁵ BOGER D. V. and HALMOS A. L., Non Newtonian flow II: fully developed tube flow. Transport, Momentum transport, Viscoelasticity and Turbulence. Series C. Department of chemical engineering Monash University Clayton. Australia: Gordon R. J. AICHEMI 1991 v2.

Sustituyendo $f(\tau)$ en la ecuación general (2-18),

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\mu \tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau^3 \partial \tau \quad (2-20)$$

$$Q = \frac{\pi R^3 \tau_w}{4 \mu} \quad (2-21)$$

Reemplazando τ_w por $R\Delta P / 2L$ de la ecuación (2-16) donde $r=R$,

$$Q = \frac{\pi R^4 \Delta P}{8 \mu L} \quad (2-22)$$

La anterior formula es la conocida ley de Hagen-Poiseuille, la cual establece la relación que existe entre el caudal de flujo y las fuerzas que originan dicho flujo. Las suposiciones hechas en la anterior ley son las siguientes: 1) flujo laminar, 2) flujo incompresible (densidad constante), 3) flujo en estado estacionario o independiente del tiempo, 4) fluido Newtoniano, 5) efectos terminales despreciables, 6) fluido continuo y 7) no hay deslizamiento²⁶.

La ecuación (2-18) puede ser integrada para diferentes modelos que caracterizan los fluidos No-Newtonianos²⁷. A continuación se presentan los resultados para el modelo *Ley de potencia* (fluidos dilatantes y fluidos pseudoplásticos) y para el modelo *Bingham Plástico* (fluidos con punto de cedencia)

Ley de Potencia, $\tau = m \gamma^n$

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{n}{3n+1} \left(\frac{\tau_w}{m} \right)^{1/n} \quad (2-23)$$

Donde m , se le conoce como el factor de consistencia. Y n , como el índice de flujo; $n < 1$ para fluidos pseudoplásticos, $n > 1$ para fluidos dilatantes y $n = 1$ para fluidos Newtonianos.

Bingham Plástico, $\tau = \tau_0 + \mu_\infty \gamma$

²⁶ Ibid.

²⁷ SKELLAND A. H. P., op. cit.

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{\tau_w}{4\mu_\infty} \left(1 - \frac{4\tau_0}{3\tau_w} + \frac{1}{3} \left(\frac{\tau_0}{\tau_w} \right)^4 \right) \quad (2-24)$$

Donde μ_∞ , es la viscosidad plástica. Y τ_0 , es el esfuerzo de cedencia (*Yield shear stress*)

Para cualquier modelo, la viscosidad aparente para un esfuerzo de corte y velocidad de deformación dados, puede calcularse como: $\mu_a = \tau/\gamma$.

2.2.2 Ecuaciones generalizadas para flujo de fluidos. A partir de la ecuación de Rabinowitsch-Mooney-Schofield podemos obtener una generalización para el flujo de cualquier tipo de fluido²⁸. Después de un desarrollo matemático la ecuación (2-18) puede convertirse en:

$$\gamma_w = \frac{3}{4} \left(\frac{8V}{D} \right) + \frac{1}{4} \left(\frac{8V}{D} \right) \frac{\partial \log(8V/D)}{\partial \log \tau_w} \quad (2-25)$$

Donde γ_w , es la velocidad de deformación del fluido en la pared de la tubería. Si ahora introducimos el parámetro reológico n^l ,

$$n^l = \frac{\partial \log \tau_w}{\partial \log \left(\frac{8V}{D} \right)} \quad (2-26)$$

La ecuación (2-25) se puede reescribir:

$$\gamma_w = \left(\frac{3n^l + 1}{4n^l} \right) \left(\frac{8V}{D} \right) \quad (2-27)$$

El parámetro n^l es la pendiente de la línea graficada en coordenadas Log-Log de τ_w versus $8V/D$. No debe confundirse con el índice de flujo del modelo *Ley de Potencia n*. La ecuación (2-26) puede representarse con la ecuación de la línea:

$$\log \tau_w = n^l \log \left(\frac{8V}{D} \right) + \log k^l \quad (2-28)$$

²⁸ BOGER D. V. and HALMOS A. L., op. cit.

k^l , es el intercepto de la línea con la ordenada cuando $8V/D$ vale uno. Por otro lado, cuando n^l es constante, es útil escribir la ecuación (2-28) en la forma:

$$\tau_w = \frac{D\Delta P}{4L} = k^l \left(\frac{8V}{D} \right)^{n^l} \quad (2-29)$$

Igualmente, el número de Reynolds puede escribirse de manera generalizada así:

$$\text{Re} = \frac{D^{n^l} V^{2-n^l} \rho}{k^l 8^{n^l-1}} \quad (2-30)$$

Finalmente, se puede hallar las interrelaciones entre los parámetros n^l y k^l de las ecuaciones generalizadas, con los parámetros de los modelos que describen matemáticamente el comportamiento reológico de los fluidos²⁹.

Tabla 2. Relación de parámetros reológicos.

Parámetros Reológicos	Newton	Ley de Potencia	Bingham Plástico
n^l	1	n	$\frac{1 - \frac{4}{3} \left(\frac{\tau_0}{\tau_w} \right) + \frac{1}{3} \left(\frac{\tau_0}{\tau_w} \right)^4}{1 - \left(\frac{\tau_0}{\tau_w} \right)^4}$
k^l	μ	$\left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n m$	$\tau_w \left[\frac{\mu_\infty}{\tau_w \left(1 - \frac{4}{3} \left(\frac{\tau_0}{\tau_w} \right) + \frac{1}{3} \left(\frac{\tau_0}{\tau_w} \right)^4 \right)} \right]^{n^l}$

²⁹ SKELLAND A. H. P., op. cit.

2.3 FLUJO MULTIFÁSICO POR TUBERÍA

El comportamiento de flujo multifásico se desvía considerablemente al flujo de una fase, debido al deslizamiento y diferencias en las propiedades físicas entre las fases y debido a la variedad de patrones de flujo que las fases pueden asumir.

Debido a la presencia de más de una fase en el sistema, ciertas reglas de mezcla y definiciones son usadas para evaluar las propiedades del fluido y calcular el gradiente de presión. Las definiciones son las siguientes:

2.3.1 Hold-Up. Es la fracción de una de las fases, definido como la razón del volumen *In-Situ* en un segmento de tubería ocupado por la fase con respecto al volumen total de dicho segmento.

$$H_{fase} = \frac{Vol_{Fase}}{Vol_{Tubería}} \Bigg|_{Segmento} \quad (2-31)$$

Cuando no existe deslizamiento la fracción volumétrica *In-Situ* de cada fase es igual a la fracción volumétrica de entrada

$$H_{fase} = F_{Fase} = \frac{Q_{Fase}}{Q_{Total}} \quad (2-32)$$

Algunas ecuaciones empíricas son utilizadas para predecir las fracciones volumétricas *in-situ*. Al utilizar un *Hold-up* real u observado, se obtienen mejores resultados en el cálculo de los gradientes de presión.

2.3.2 Densidad y viscosidad de mezcla. En las siguientes reglas de mezcla cuando se asume No-deslizamiento entre las fases se utilizan la fracciones de entrada de crudo (F_C) y de agua (F_A) para el cálculo de la densidad y de la viscosidad de mezcla. Cuando se asume deslizamiento se utilizan las fracciones *in-situ* de crudo (H_C) y de agua (H_A).

$$\rho_m = F_C \rho_C + F_A \rho_A \quad (2-33)$$

$$\rho_m = H_C \rho_C + H_A \rho_A \quad (2-34)$$

$$\mu_m = F_C \mu_C + F_A \mu_A \quad (2-35)$$

$$\log \mu_m = H_C \log \mu_C + H_A \log \mu_A \quad (2-36)$$

2.3.3 Velocidad Superficial de una fase. Está definida como la velocidad que una fase exhibiría si fluyera sola a través de toda la sección transversal de la tubería A_T . Viene dada por:

$$V_{S_{Fase}} = \frac{Q_{Fase}}{A_T} \quad (2-37)$$

2.3.4 Velocidad Superficial de mezcla. Es la suma de las velocidades superficiales del crudo (V_{S_C}) y del agua (V_{S_A})

$$V_{S_M} = V_{S_C} + V_{S_A} \quad (2-38)$$

El procedimiento general de cálculo de los diferentes modelos de cálculo de flujo multifásico es el siguiente:

- Determinación de las propiedades de los fluidos como viscosidad y densidad.
- Cálculo de las velocidades superficiales de las fases
- Determinación del Patrón de Flujo a partir de correlaciones o de mapas
- Cálculo de las fracciones In-situ de las fases
- Cálculo de las propiedades de mezcla, como viscosidad, densidad y velocidad superficial.
- Cálculo del Número de Reynolds y del Factor de fricción, y
- Cálculo del gradiente total presión

La viscosidad de mezcla suele calcularse como el promedio de las viscosidades del gas y del líquido; esta última es calculada también como un promedio entre la viscosidad del crudo y la viscosidad del agua. Gran número de investigaciones se han realizado con el propósito de predecir la verdadera característica de la viscosidad de mezcla, la cual es más compleja que los promedios lineales de las ecuaciones 2-35 o 2-36.

2.4 MEZCLAS CRUDO-AGUA

Las investigaciones en el área de flujo de crudo-agua en tuberías fueron inicialmente enfocadas en métodos de transporte de crudo pesado. Una revisión de los trabajos publicados sobre este tipo de flujo sigue a continuación.

Clark y Shapiro (1950) realizaron una prueba piloto con el crudo viscoso de las arenas Mc Murray de Canadá de 1000 cp a la temperatura de prueba y a través de una línea de 3/8 de pulgada, en combinación con agua. La caída de presión se redujo en factores de 6 a 12 cuando se inyectó agua entre el 7 y 13% bajo condiciones de flujo laminar. Ellos establecieron que inyectando entre el 7 y el 24% de agua en una tubería de 6 pulgadas de diámetro y 3 millas de longitud que transporta este crudo pesado, los factores de reducción de fricción son de 7,8 a 10,5. Los resultados indicaban que el agua era el que mojaba las paredes de la tubería³⁰.

Vermeulen *et al* (1955), estudiaron el flujo de varias mezclas gas-agua y crudo-agua. La viscosidad del crudo estaba entre 0,7 a 1,6 cp. Ellos encontraron que el tamaño de partícula de la fase dispersa se reduce con:

- Una reducción de la tensión interfacial
- Un aumento en la intensidad de la mezcla
- Un aumento en la viscosidad de la fase continua,
- Una reducción en la viscosidad de la fase dispersa,

Los autores establecieron que todas las mezclas deberían invertirse al 50% de fracción volumétrica de la fase dispersa si no existe presencia de un agente surfactante³¹.

Pavlow, Tipman y Hodson (1956) indicaron que la viscosidad de una emulsión de agua en crudo W/O es mayor que la del crudo solo. Y ya que la experiencia ha mostrado que introducir agua con crudo viscoso fluyendo por una línea de oleoducto, reduce el gradiente de presión, se puede concluir que en estos casos, el flujo de agua es principalmente como una fase separada junto a la pared del tubo que actúa como un lubricante³².

Russell *et al* (1959) estudiaron el flujo simultaneo de aceite y agua en un sistema con tubería horizontal transparente, de 28 pies de longitud y 0,806 pulgada de diámetro interno. La viscosidad del aceite mineral fue de 18 cp a 77°F. Los patrones de flujo observados fueron burbuja, estratificado, y mezcla, para todas las condiciones de flujo. Ellos concluyeron que en flujo laminar, el hold-up de las fases es función las fracciones de

³⁰ Citado EN: ARCE T. G. y HERNÁNDEZ P. L., Estudio y análisis de las principales técnicas utilizadas para el transporte de crudo pesado por oleoducto. Tesis de pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga 1985.

³¹ Ibid

³² Ibid

flujo de entrada y de la viscosidad, mientras que en flujo turbulento, este hold-up es también función de la velocidad superficial del agua³³.

Charles *et al* (1961) investigaron el flujo horizontal de mezclas de crudo-agua de igual densidad en una tubería de 1 pulgada de diámetro. Ellos utilizaron tres aceites con viscosidades de 6,29, 16,8, y 65 cp a 77°C. Ellos observaron los patrones de flujo y midieron el hold-up y gradientes de presión para un rango de 0,05-3,0 ft/s en la velocidad superficiales del aceite y de 0,1-3,5 ft/s en la velocidad superficial del agua, con relación de flujo de entrada crudo/agua variando entre 0,1 a 10. Los patrones de flujo observados se clasificaron dentro de las siguientes categorías:

- Gotas de agua en aceite,
- Aceite concéntrico en agua,
- *Slugs* de aceite en agua,
- Burbujas de aceite en agua y
- Gotas de aceite en agua.

Se encontró que estos patrones de flujo son ampliamente independientes del la viscosidad del aceite. En general, ellos también encontraron que la relación *in-situ* aceite/agua es menor que la relación de flujo de entrada aceite/agua cuando el agua es la fase continua en contacto con la pared de la tubería; y es mayor que la relación de flujo de entrada aceite/agua cuando el aceite es la fase continua en contacto con la pared de la tubería. Ellos investigaron la adición de agua a una corriente de aceite en régimen laminar; y reportaron que la adición de agua reduce el gradiente de presión hasta alcanzar un límite, por encima del cual, adicionar más agua tiende a incrementar el gradiente de presión, incluso por encima del que exhibiría el aceite fluyendo solo³⁴.

Glass (1961) investigó el flujo de un núcleo (*core*) de crudo viscoso dentro de un anular de agua a través de una tubería de 4 pies de longitud y 0,394 pulgada de diámetro. La viscosidad del crudo se varió de 10 a 30000 centistokes (cSt) y la velocidad superficial del crudo de 0,2 a 4,2 ft/s. El observó los efectos de la viscosidad sobre el alcance de un estable patrón de flujo anular y reportó que la viscosidad del aceite no tiene un gran efecto sobre el gradiente de presión, mientras el patrón de flujo sea mantenido³⁵.

Hasson y Nir (1970), analizaron la trayectoria de *core* líquido en tubería horizontal de flujo de dos líquidos inmiscibles con pequeña diferencia entre sus densidades. Estudiaron el mecanismo que favorece la desintegración del flujo anular. Ellos reportaron que el factor

³³ RUSSELL T. W. F., HODGSON G. W. and GOVIER G. W., Horizontal pipeline flow of mixtures of oil and water. Can. J. Chem. Eng. (Feb. 1959) 37, 9-17

³⁴ CHARLES M. E., GOVIER G. W. and HODGSON G. W., The horizontal pipeline flow of equal density oil water mixtures. The Canadian Journal of Chemical Engineering, February 1961, 39, 27-36

³⁵ GLASS W., Water addition aids pumping viscous oils. Chem. Eng. Progress, March 1961, 57, 116-118

que hace más inestable el flujo anular, rompiendo la interfase entre los líquidos es la formación de ondas³⁶.

Malinowsky (1975), llevó a cabo experimentos de aceite-agua y aire-aceite-agua en flujo horizontal a través de tubería de 1,5 pulgadas de diámetro. El utilizó un aceite con gravedad específica de 0,904 y viscosidad de 7 cp a 100°F. Malinowsky concluyó que el gradiente de presión es una función de la relación aceite/agua y depende en gran manera de las propiedades de la fase externa en la dispersión. Esto explica el cambio abrupto en la viscosidad aparente de la dispersión en el punto de inversión. Consecuentemente, encontró que las ecuaciones lineales, como la (2-35) y (2-36), son inadecuadas para predecir esta viscosidad aparente³⁷.

Oglesby (1979), investigó el problema de la mezcla de aceite-agua en tubería de 1,5 pulgadas de diámetro, usando tres aceites refinados de 58, 84 y 115 cp a 70°F, respectivamente. La velocidad de la mezcla varió entre 2 y 12 ft/s y la fracción de flujo de entrada agua entre 0,05 y 0,93. Oglesby hizo las siguientes observaciones para dispersiones de crudo en agua³⁸:

- La fracción de agua requerida para invertir una dispersión decrece con el incremento de la viscosidad del crudo y la reducción de la tensión interfacial,
- La magnitud de el cambio en el gradiente de presión en el punto de inversión se incrementa con el aumento de la viscosidad del crudo y el aumento de la velocidad de la mezcla,
- La viscosidad de la fase dispersa tiene un efecto insignificante sobre el gradiente de presión,
- No existe una ecuación que puede predecir el comportamiento del flujo aceite-agua con aceptable exactitud,
- Los patrones de flujo son función de la velocidad de mezcla, la fracción de entrada de agua y de la viscosidad del aceite cuando el aceite es la fase externa y
- El hold-up in-situ alcanza el hold-up sin deslizamiento cuando la velocidad de la mezcla se incrementa.

Arirachakaran (1983), realizó una investigación de flujo aceite-agua en tubería horizontal de 1,05 pulgadas de diámetro. Utilizó dos aceites refinados con viscosidades de 176 y 1445 cp a 80°F. Las pruebas se corrieron con flujo másico de mezcla de 100, 150 y 200 lbm/min y fracciones de entrada de agua de 20 a 85 por ciento. El confirmó las

³⁶ HASSON D. and NIR A., Annular flow of two immiscible liquids: II Analysis of core-liquid ascent. Can. J. Chem. Eng., Oct. 1970

³⁷ MALINOWSKY M. S., An experimental study of oil-water and air-oil-water flowing mixtures in horizontal. M. S. Thesis, U of Tulsa, 1975

³⁸ OGLESBY K. D., An experimental study on the effects of oil viscosity, mixture velocity and water fraction on horizontal oil-water flow. M. S. Thesis, U of Tulsa, 1979

observaciones hechas por Oglesby. Arirachakaran analizó los datos obtenidos bajo el punto de vista de patrón de flujo homogéneo y reportó que la fracción de entrada de agua requerida para invertir una dispersión crudo en agua depende del régimen de flujo. El también encontró que el pico (*peak*) en la viscosidad aparente de la mezcla en el punto de inversión tiene esencialmente el mismo valor que la viscosidad de la fase oleica³⁹.

Arirachakaran *et al* (1989) confirmó que la ecuación para el cálculo de la viscosidad de mezcla (2-35) es inadecuada para flujo con crudo entre 4 y 2000 cp de viscosidad. No se conoce una ecuación que permita predecir el comportamiento complejo de la viscosidad de mezcla. Para el diseño de tuberías que transportan crudo-agua recomiendan que: 1) se utilice la viscosidad del crudo cuando el crudo sea la fase continua y el flujo sea laminar, 2) se utilice la viscosidad del agua cuando el agua sea la fase continua y el flujo sea turbulento y 3) utilizar la viscosidad del crudo cuando la fracción de agua este cerca al punto de inversión y cuando el crudo tenga una viscosidad mayor a 200 cp a 70°C. Para ilustrar el efecto de la inversión de fase en la viscosidad de mezcla Arirachakaran presentó las siguientes figuras para crudos de viscosidad baja, media y alta⁴⁰.

³⁹ ARIRACHAKARAN S., An experimental study of two-phase oil-water flow in horizontal pipes. M. S. Thesis, U of Tulsa, 1983

⁴⁰ ARIRACHAKARAN S., OGLESBY K. D., MALINOWSKY M. S. and BRILL J. P., An analysis of Oil/Water flow phenomena in horizontal pipes. SPE 18836, March 13-14, 1989

Figura 6. Punto de inversión en flujo con crudo liviano

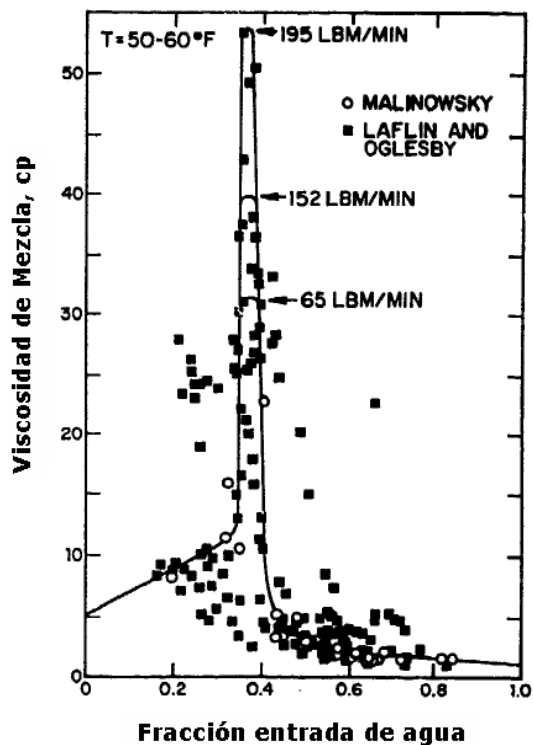


Figura 7. Punto de inversión en flujo con crudo intermedio

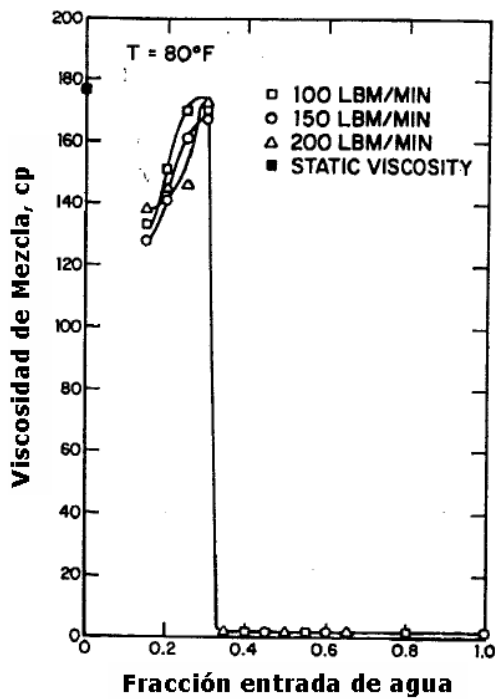
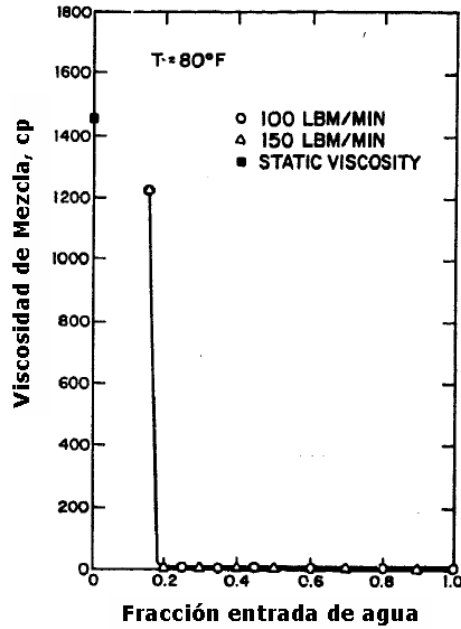
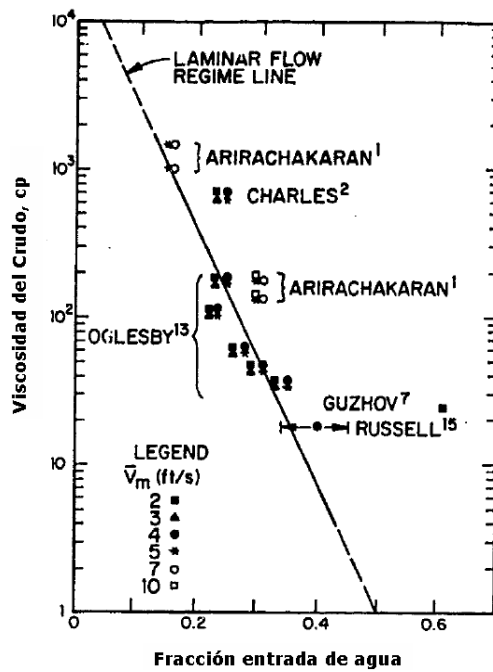


Figura 8. Punto de inversión en flujo con crudo pesado



Basado en los resultados experimentales de varios investigadores sobre inversión de fase, Arirachakaran (1983) mostró la siguiente figura:

Figura 9. Punto de inversión en función de la viscosidad del crudo



Brocks y Richmond (1994), reportaron que para crudos con viscosidad mayor de 200 cp la fracción de entrada de agua requerida para la inversión de fases es aprox. 15%. El trabajo de Brocks y Richmond incluyó el uso de surfactantes. El mecanismo de inversión de fases es muy diferente entre sistemas limpios y sistemas con surfactante⁴¹.

Trallero, Sarica y Brill (1997) proponen los siguientes seis patrones para flujo horizontal crudo-agua⁴²:

- Flujo segregado
 - Estratificado
 - Estratificado con mezcla en la interfase
- Flujo disperso
 - Con predominio de agua
 - Dispersión de aceite en agua y capa de agua
 - Emulsión de aceite en agua
 - Con predominio de aceite
 - Dispersión de agua en aceite y dispersión de aceite en agua
 - Emulsión de agua en aceite

Angeli y Hewitt (2000) comentaron que aparte de la obvia influencia de las velocidades superficiales y el diámetro de la tubería, las variables que influyen sobre los patrones de flujo en los diferentes estudios son⁴³:

La diferencia de Densidad: para flujo en tubería horizontal, la fase más pesada tiende a fluir cerca del fondo de la tubería. Charles et al. (1961) utilizó aceites con la misma densidad del agua; en este caso aparecieron patrones de flujo simétricos y anulares.

La Viscosidad del Crudo: cuando el patrón de flujo es disperso y la fase continua es el agua, la viscosidad del crudo tiene un pequeño efecto en el comportamiento del flujo. La viscosidad del crudo tiene una profunda importancia cuando existe una significativa diferencia en las densidades de las fases. Flujo anular con agua adyacente a la pared del tubo, parece que ocurre únicamente con crudos de muy alta viscosidad. Flujo anular con crudo adyacente a la pared del tubo, parece que ocurre con crudos de viscosidad intermedia. Cuando el crudo es de baja viscosidad se tiende a formar dispersiones de agua en crudo.

Las propiedades de la pared del tubo: la existencia de efectos de humectabilidad en la pared de la tubería fue sugerida por Charles et al. (1961) como la fuente de la diferencia en el comportamiento entre los aceites de alta y baja viscosidad usados en sus

⁴¹ Citado EN: XU X. X., Study on oil water two phase flow in horizontal pipelines. Journal of Petroleum Science and Engineering 59 (2007) 43-58

⁴² Ibid

⁴³ ANGELI P. and HEWITT G. F., Flow structure in horizontal oil water flow. International Journal of Multiphase Flow 26 (2000) 1117-1140

experimentos. Hasson et al. (1970), quien experimento con mezclas crudo-agua de igual densidad, sugirió que estos efectos son importantes en el rompimiento del patrón de flujo anular y su posterior transición a otros patrones de flujo.

Mu (2001) realizó pruebas con crudo de 21°API y 290 cp a 20°C en la Universidad China del Petróleo (CUP). El propuso una nueva clasificación de patrones para flujo horizontal con crudo de alta viscosidad⁴⁴:

- Flujo estratificado con mezcla en la interfase
- Flujo anular de agua
- Flujo de dispersión de aceite en agua
- Flujo de dispersión de agua en aceite y de aceite en agua junto con una capa de agua libre
- Flujo tipo *Slug*, alternando baches de crudo y de agua

Yao y Gong (2004 y 2006) realizaron investigaciones utilizando crudo de 14°API y 600 cp en la CUP. Ellos dividieron los patrones de flujo en 4 categorías: 1) predominio de crudo, 2) predominio de agua, 3) flujo intermitente y 4) flujo segregado. Ellos afirman que aunque el mapa de patrones de flujo generado a partir de sus observaciones tiene cierta similitud a los desarrollados anteriormente, debido a la alta viscosidad del crudo, los patrones de flujo son diferentes a los reportados en el pasado⁴⁵.

Bensakhria *et al* (2004) presenta un estudio sobre la alternativa de reducir la fricción de flujo de crudo pesado utilizando agua como lubricante (*Core Annular Flow, CAF*) alcanzando una reducción en la caída de presión hasta de 90%. Ya que en este flujo anular el crudo tiende a tocar la tubería, presenta un modelo que incluye la fracción del área interna de la tubería que está en contacto con el crudo⁴⁶. Sin embargo, se reconoce que esta alternativa funciona bajo condiciones muy controladas a nivel de laboratorio, diferente a las condiciones de campo, donde debido a la variación de los flujos, la inclinación de la tubería, la formación de ondas en la interface y otras condiciones operacionales, hace del CAF una alternativa no comercial en la actualidad.

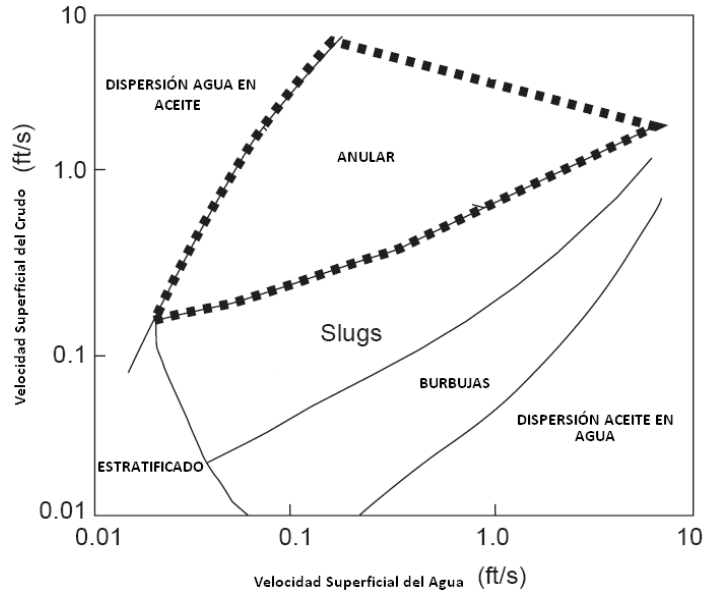
La siguiente figura muestra el Mapa utilizado por Bensakhria para la determinación de Patrones de Flujo Horizontal como función de las velocidades superficiales del crudo y del agua.

⁴⁴ Citado EN: XU X. X., op. cit

⁴⁵ Ibid

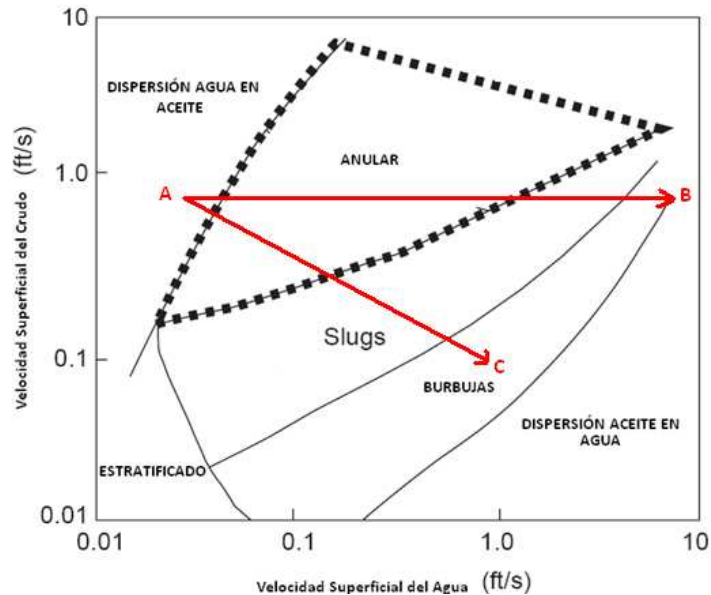
⁴⁶ BENSAXHRIA A., PEYSSON Y. and ANTONINI G., Experimental Study of the pipeline lubrication for heavy oil transport. Oil & Gas S&T Rev. IFP Vol. 59 (2004), No. 5, pp. 523-533

Figura 10. Mapa de Patrones de Flujo Horizontal



De acuerdo a este mapa, a lo largo de la historia de producción de un pozo los patrones de flujo cambian. Por ejemplo, si una línea de 6 pulgadas transporta 2500 BPD de crudo con 3% de agua tendría el patrón de flujo de gotas de agua dispersas en aceite, tal como se observa en la figura 11, en el punto A. Con el tiempo el flujo de crudo puede permanecer igual y el BSW aumentar a 90%, lo que hace que el patrón de flujo pase a anular, *Slug*, Burbujas de aceite y finalmente a dispersión de gotas de aceite en agua (punto B). Otra opción es que el flujo de crudo caiga a 300 BPD y el BSW aumente a 90%, esto llevaría el patrón de flujo a anular, *Slug*, y finalmente a burbujas de aceite en agua (punto C). En cual quiera de los casos AB o AC se observará el fenómeno de inversión de fases. En el caso de dispersiones de agua en crudo, a medida que aumenta el contenido de agua, la viscosidad de la mezcla líquida aumentará alcanzando un pico antes de iniciar el proceso de inversión de fases y reducción de viscosidad, por el aumento del contacto del agua con las paredes de la tubería; ver las figuras 6, 7 y 8.

Figura 11. Patrones de Flujo Horizontal en diferentes escenarios de producción.



Recientemente, Xu (2007) hace una revisión de los trabajos durante la pasada década, concluyendo que la principal dificultad en el modelado del flujo crudo-agua estriba en la existencia de interfaces y discontinuidades asociadas al flujo⁴⁷. Los patrones de flujo son muy importantes porque indican la cantidad relativa de cada fase tocando la pared, la posición de las fases y el grado de mezclado durante el flujo⁴⁸. Los mapas de patrones de flujo presentan algunas características de las zonas de transición entre los patrones. Sin embargo, *no existe hasta el momento un mapa de patrones de flujo generalizado*; son muchos los factores que gobiernan la transición entre patrones de flujo tales como velocidad superficial, inversión de fases, viscosidad del crudo y tensión interfacial. Es evidente que la predicción del punto de inversión de fases es clave en el diseño de sistemas de flujo crudo-agua⁴⁹.

2.5 PERFIL DE PRESIÓN

El proceso de producción en un pozo de petróleo o gas, comienza desde el radio externo de drenaje en el yacimiento hasta el separador de producción en la estación de tratamiento. Con cuatro componentes identificados: Yacimiento, Completamiento, Pozo y Línea de Flujo Superficial (sistema de recolección). Existe una presión de partida de los fluidos en dicho

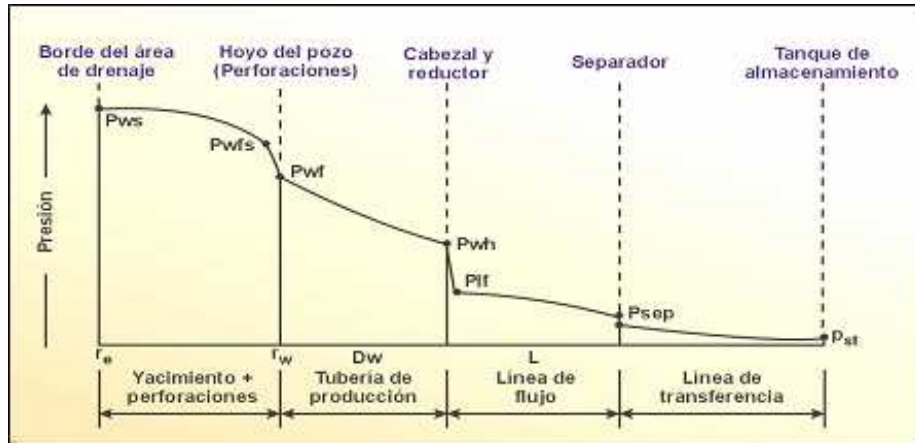
⁴⁷ XU X. X., Study on oil water two phase flow in horizontal pipelines. Journal of Petroleum Science and Engineering 59 (2007) 43-58

⁴⁸ HAPANOWICZ J., Slip between the phases in two phase water oil flow in a horizontal pipe. International Journal of Multiphase Flow (2008)

⁴⁹ BRAUNER N. and ULLMANN A., Modeling of phase inversion phenomenon in two phase pipe flow. International Journal of Multiphase Flow 28 (2002) 1177-1204

proceso que es la presión estática del yacimiento, P_{ws} , y una presión final o de entrega que es la presión del separador en la estación de flujo, P_{sep} . Ver figura 12.

Figura 12. Perfil de presión en el proceso de producción de un pozo⁵⁰



La pérdida de energía en forma de presión a través de cada componente, depende de las características de los fluidos producidos y, especialmente, del caudal de flujo transportado, de tal manera que *la capacidad de producción del sistema responde a un balance entre la capacidad de aporte de energía del yacimiento y la demanda de energía de la instalación para transportar los fluidos hasta la superficie.*

Tradicionalmente este balance de energía se realiza en el fondo del pozo, pero la disponibilidad actual de simuladores del proceso de producción permite establecer dicho balance en otros puntos o nodos de la trayectoria del proceso de producción tales como cabezal del pozo, separador, etc.

Optimizar globalmente el sistema consiste en eliminar o minimizar las restricciones al flujo tanto en superficie como en el subsuelo, para ello es necesaria la realización de múltiples balances con diferentes valores de las variables más importantes que intervienen en el proceso, para luego, cuantificar el impacto que dicha variable tiene sobre la capacidad de producción del sistema (por ejemplo el diámetro de las líneas de flujo que componen el sistema de recolección). La técnica comercialmente recibe el nombre de Análisis Nodal

Para este análisis de sensibilidad la selección de la posición del nodo es importante ya que a pesar de que la misma no modifica la capacidad de producción del sistema, sí interviene en el tiempo de cálculo. El nodo debe colocarse justamente antes (extremo aguas arriba) o después (extremo aguas abajo) del componente donde se modifica la variable. Por ejemplo, si se desea estudiar el efecto que tiene el diámetro de las líneas de flujo del sistema de recolección sobre la producción del pozo, es más conveniente colocar el nodo en el cabezal o en el separador que en el fondo del pozo.

⁵⁰ GOLAN M. and WHITSON C. H., op. cit.

Durante el transporte de los fluidos desde el fondo del pozo hasta el separador en la estación de flujo existen pérdidas de energía tanto en el pozo como en la línea de flujo en la superficie. Las fuentes de pérdidas de energía provienen de los efectos gravitacionales, fricción y cambios de energía cinética. El algoritmo para calcular las pérdidas de presión del fluido es el siguiente:

1. Determinar un perfil de temperaturas dinámicas a lo largo de la línea de flujo
2. Dividir tanto la línea de flujo como la tubería de producción en secciones de 200 a 500 pies de longitud. Numerar las secciones empezando en el separador y finalizando en cabeza o en fondo de pozo.
3. Considerar el primer tramo y asignarle la presión del separador, $P_1 = P_{sep}$. Asumir un valor para la presión del siguiente tramo, P_2 .
4. Calcular la presión y la temperatura promedio del primer tramo y determinar las propiedades de los fluidos: crudo, gas y agua.
5. Calcular el gradiente de presión dinámica a lo largo del tramo $\Delta P / \Delta L_1$, utilizando la correlación de flujo multifásico más apropiada.
6. Calcular el valor de la presión del segundo tramo con la longitud del tramo, $P_2 = P_1 + (\Delta P / \Delta L_1) * L_1$. Si satisface una tolerancia preestablecida se repite el procedimiento para el resto de los intervalos hasta el fondo, de lo contrario se repiten los cálculos en el mismo intervalo tomando como asumido el último valor P_2 calculado.

2.6 PERFIL DE TEMPERATURA

Para el cálculo de las propiedades de los fluidos de producción tales como viscosidad, densidad, compresibilidad, factor volumétrico de formación, solubilidad de gas, calor específico, etc., a lo largo de la línea de flujo, se requieren los perfiles de presión y temperatura. Al mismo tiempo la temperatura y la presión dependen de las propiedades de los fluidos; esto requiere, por lo tanto de un proceso iterativo para la solución del sistema.

Un perfil de temperatura es usualmente asumido para el flujo en el pozo y en la superficie. Esto no introduce errores significativos si se obtienen valores confiables de fondo de pozo, cabeza de pozo y múltiple de producción. La pérdida de calor de un fluido en una tubería, es función de del flujo másico y por lo tanto cambia con el cambio en la rata de producción.

Un algoritmo para acoplar la presión y las pérdidas de calor se presenta a continuación⁵¹. Una solución iterativa es necesaria, ya que el coeficiente global de transferencia de calor y el cambio de entalpia dependen de la presión. Pero si se determinan algunos coeficientes promedio, se puede calcular un perfil de temperatura aproximado independiente de los cálculo de las pérdidas de presión.

⁵¹ BEGGS H. D., Production Optimization using NODAL Analysis. OGCI Publications.

La ecuación para el cálculo de la temperatura en el pozo como función de la localización L , es derivada por Ramey y es escrita como:

$$T_L = T_1 - g_T \left[L - A \left(1 - \text{EXP} \left(-\frac{L}{A} \right) \right) \right] \quad (2-39)$$

Donde

T_L , es la temperatura en la posición L

T_1 , es la temperatura de entrada ($L=0$)

g_T , es el gradiente geotérmico

A , es la distancia de relajación definida como, $A = \frac{wC_p}{\pi DU}$

w , es el flujo másico

C_p , es el calor específico del fluido

D , es el diámetro de la tubería

U , es el coeficiente de transferencia global de transferencia de calor

Para el cálculo del perfil de temperatura in una tubería de superficie se asume que la temperatura del ambiente es constante. Modificando la ecuación 2-39 se obtiene:

$$T_L = T_S + (T_1 - T_S) \text{EXP} \left(-\frac{L}{A} \right) \quad (2-40)$$

3 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA LA RECOLECCIÓN DE CRUDO SAN FERNANDO

Con el objetivo de diseñar el sistema de recolección que permita producir 20.000 BOPD de crudo extrapesado de la formación T2 en el campo Chichimene, se evaluaron las tecnologías de Emulsificación, Dilución y Calentamiento.

Estas tecnologías se evaluaron, calculando los requerimientos de energía suministrada por la bomba de subsuelo del pozo Chichimene 18, si se aplicara una de estas tecnologías a su sistema de recolección. Para realizar esto, se utilizó una hoja de cálculo de EXCEL creada para el desarrollo del presente trabajo de grado. Esta hoja de cálculo se ajustó seleccionando diferentes correlaciones para predecir el comportamiento de las propiedades PVT de los fluidos del pozo Chichimene 18, a partir de mediciones de laboratorio. También se incluyó una ecuación para el cálculo de la viscosidad de emulsiones directas de agua dispersa en crudo W/O, en función del contenido de agua y de la temperatura; esta ecuación fue ajustada a partir de mediciones de laboratorio.

Por lo tanto se requirió de la realización de los siguientes estudios preliminares para el ajuste del modelo de cálculo del comportamiento fluido dinámico para la evaluación de alternativas y para el diseño del sistema de recolección:

1. Determinación del Punto de Inversión de Fases y de la viscosidad de emulsiones directas W/O
2. Determinación de la viscosidad de diluciones de Crudo San Fernando con Nafta
3. Determinación de la viscosidad de emulsiones inversas O/W de crudo San Fernando en agua
4. Validación de la herramienta de cálculo utilizando las condiciones de operación del pozo Chichimene 18.

El crudo San Fernando deshidratado y la Nafta utilizados en el presente trabajo, fueron caracterizados antes de la realización de los estudios preliminares. La viscosidad y la densidad API de estos hidrocarburos se presentan a continuación en la tabla 3.

Tabla 3. Propiedades del Crudo San Fernando y la Nafta utilizados en el estudio

Crudo San Fernando		Nafta Virgen	
°API	7,8	°API	58
Temperatura, °C	Viscosidad, cp	Temperatura, °C	Viscosidad, cp
25	747000	5	0,62
30	387000	15	0,55
40	122000	30	0,46
60	15800		

Para el caso del crudo San Fernando se aplicó la correlación de Mehrotra⁵² para obtener la viscosidad (en cp.) en función de la temperatura (en °K):

$$\mu = 10^{\left[177218183T^{-3,023}\right]} - 0,8 \quad (3-1)$$

3.1 PUNTO DE INVERSIÓN DE FASES

En el Laboratorio de Fenómenos Interfaciales y Reología del Instituto Colombiano del Petróleo (LFIR-ICP) se determinó el punto de inversión de fases y la viscosidad de mezclas de crudo San Fernando y agua a 165°F, que es la temperatura promedio del fluido en superficie en el campo Chichimene.

Se utilizó el sistema que se observa en la fotografía 1. Este montaje consta de un mezclador con una hélice tipo propeler de 7 cm de diámetro, un vaso de 10 cm de diámetro unido a un baño térmico que permite conservar la temperatura de la mezcla. El mezclador registra el torque aplicado al eje de mezclado cuando gira a una velocidad determinada (en RPM).

La experiencia en el tratamiento de crudo pesado le ha permitido concluir a ECOPETROL S. A. que las emulsiones de agua en crudo preparadas con velocidad de agitación entre 500 y 1.000 RPM en este sistema de mezclado, son similares a las encontradas en las estaciones de tratamiento de crudo pesado y extrapesado. Para la preparación de las emulsiones del presente trabajo se trabajó a 1.000 RPM.

Con el fin de observar el punto de inversión de fases, en el cual la viscosidad de la emulsión cambia abruptamente, se adicionó agua de manera paulatina al crudo, mezclando a 1.000 RPM registrando el torque, el cual es una medida indirecta de la viscosidad de la emulsión W/O.

⁵² Citado EN: BARRUFET M. and GABITTO J., Experimental and theoretical determination of heavy oil viscosity under reservoir conditions. Final Progress report Oct-1999 May-2003. Texas A&M University, Petroleum Engineering Department

Oldshue⁵³ (1992) muestra que el torque T , aplicado sobre la hélice del mezclador vertical de diámetro D , con velocidad rotacional N y en régimen de mezclado laminar, tiene la siguiente proporcionalidad:

$$T \propto ND^3\rho\mu \quad (3-2)$$

Donde ρ y μ , son la densidad y la viscosidad de la mezcla. Lo anterior indica que el torque registrado en el mezclador es directamente proporcional a la viscosidad de la mezcla.

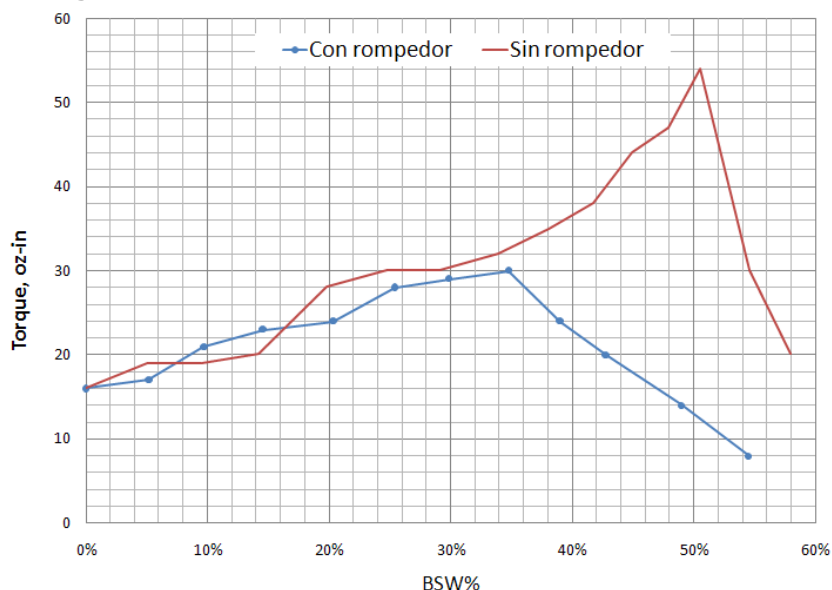
Fotografía 1. Sistema de preparación de emulsiones de agua en aceite O/W con medición de torque



El experimento consistió en adicionar poco a poco agua al crudo previamente atemperado a 165°F, mientras se agitaba el mezclador a 1.000 R PM. La toma del valor del torque se realizó luego de dejar mezclar por un minuto aproximadamente. La figura 13 muestra los resultados de la medición de torque para dos casos: 1) utilizando 100 ppm de aditivo rompedor de emulsión directa, el cual promueve la floculación y coalescencia de las gotas de agua; esta concentración es adicionada en el múltiple de recolección antes del tratamiento, por lo que se podría cambiar el punto de inyección a la cabeza o al fondo del pozo. Y 2) sin la utilización de aditivo.

⁵³ OLDSHUE J. Y. and HERBST N. R., A Guide to Fluid Mixing. LIGHTNIN Second Printing, library of congress catalog card number 92-138819, USA 1992

Figura 13. Punto de Inversión de emulsiones W/O a 165F



Como se aprecia en la figura anterior, el aumento de agua de las emulsiones W/O incrementa el torque del sistema de mezclado, debido al incremento de la viscosidad de la mezcla. Luego de alcanzar un pico, el torque se reduce drásticamente cuando la emulsión ya no incorpora más agua como fase dispersa. La gráfica 13 muestra como el rompedor reduce el punto de inversión de fases de 50% al 35%; lo que era de esperarse ya que el rompedor promueve la floculación y coalescencia de las gotas de agua.

Además de esto se tomaron muestras de las emulsiones preparadas sin aditivo rompedor con contenido de agua menor al punto de inversión de fases y se les midió la viscosidad a diferentes temperaturas, con el fin de ajustar un modelo de cálculo de la viscosidad de las emulsiones en función de la cantidad de agua dispersa y de la temperatura. La tabla 4 presenta los resultados obtenidos.

Tabla 4. Viscosidad de emulsiones W/O de crudo San Fernando

BSW	Temperatura, °C			
	75	65	55	45
	Viscosidad de la emulsión W/O, cp			
0%	5365	11523	27195	71582
18%	7153	16151	29600	63800
23%	9050	22100	53700	132000
35%	13000	40800	94400	287000

Se incluyen los valores del crudo deshidratado (BSW 0%) calculados a partir de la ecuación 3-1. Se observa como la viscosidad del crudo San Fernando se multiplica entre 2 y 4 veces al dispersarle un 35% de agua. Este comportamiento muestra que para el diseño del sistema de recolección se debe tomar como valor crítico, la viscosidad de la mezcla crudo agua donde el BSW alcanza el punto de inversión.

Ahora bien, con el propósito de incluir este comportamiento de la viscosidad del sistema crudo agua en la hoja de cálculo se evaluaron varias correlaciones. La mayoría de los modelos existentes son basados en el parámetro llamado viscosidad relativa, definida como la razón entre la viscosidad de la emulsión y la viscosidad del aceite que es la fase continua⁵⁴:

$$\mu_r = \mu_{w/o} / \mu_o \quad (3-3)$$

Einstein⁵⁵ propuso que la viscosidad relativa de emulsiones aumenta linealmente con la fracción volumétrica de la fase dispersa, ϕ :

$$\mu_r = 1 + 2.5\phi \quad (3-4)$$

Más tarde, Taylor⁵⁶ propuso una ecuación similar a la de Einstein, excepto que introdujo la influencia de la viscosidad de ambas fases:

$$\mu_r = 1 + \left[\frac{2.5(k + 0.4)}{(k + 1)} \right] \phi \quad (3-5)$$

Donde k , es la relación entre la viscosidad de la fase dispersa y la viscosidad de la fase continua:

$$k = \mu_w / \mu_o \quad (3-6)$$

Woelflin⁵⁷ (1942) propuso el siguiente modelo para emulsiones:

$$\mu_r = \exp(a\phi^2 + b\phi) \quad (3-7)$$

⁵⁴ OLIVEIRA R. C. G, and GONCALVES M. A. L. Emulsión Rheology, Theory vs. Field Observation. Offshore Technology Conference, OTC 17386. Houston, TX, 2005

⁵⁵ Citado EN: OLIVEIRA R. C. G, and GONCALVES M. A. L. Emulsión Rheology, Theory vs. Field Observation. Offshore Technology Conference, OTC 17386. Houston, TX, 2005

⁵⁶ Ibid

⁵⁷ Ibid

Donde a y b son parámetros dependientes del tipo de emulsión.

Phan-Thien y Pham⁵⁸ (1997) desarrollaron otro modelo para emulsiones concentradas partiendo de la ecuación de Taylor:

$$\mu_r^{2/5} \left[\frac{(2\mu_r + 5k)}{(2 + 5k)} \right]^{3/5} = (1 - \phi)^{-1} \quad (3-8)$$

Otro modelo utilizado para predecir la viscosidad de emulsiones W/O de crudos pesados tiene la siguiente forma cuadrática⁵⁹:

$$\mu_r = 1 + a\phi + b\phi^2 \quad (3-9)$$

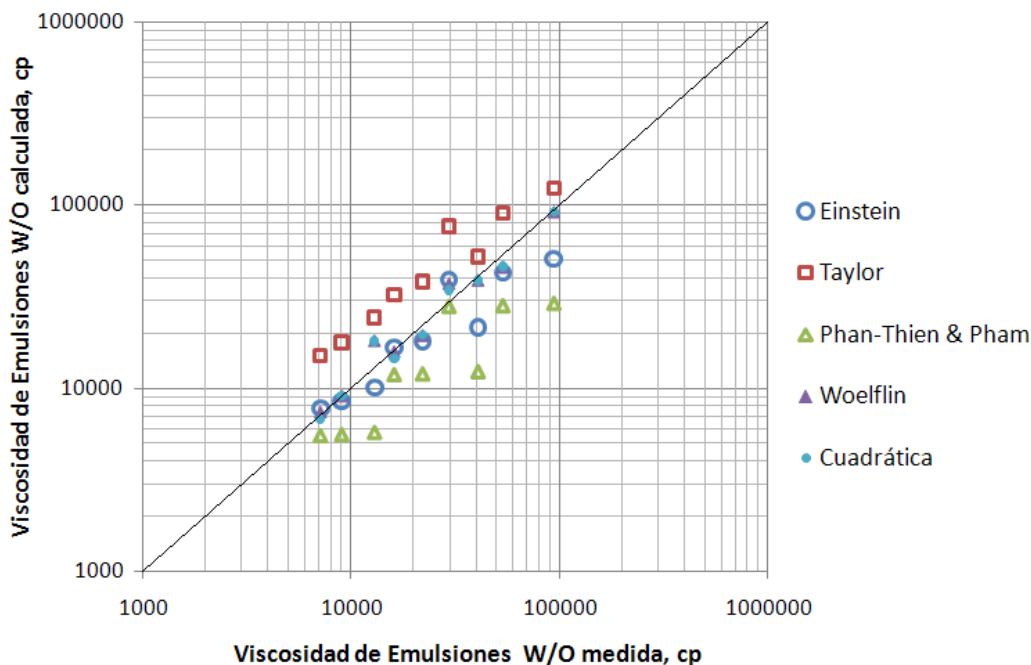
Muchos otros modelos han sido propuestos para predecir la viscosidad aparente de una emulsión. Otras variables además de la fracción de fase dispersa ϕ , que afectan la viscosidad de las emulsiones son la temperatura, la presión, la viscosidad de las fases, los esfuerzos de cizallamiento y el tamaño y distribución de las gotas dispersas.

Con el fin de observar el comportamiento de los resultados obtenidos en este trabajo se graficó los valores calculados por los anteriores modelos versus los valores medidos en laboratorio y reportados en la tabla 4. La figura 14 muestra este gráfico comparativo.

⁵⁸ Ibid

⁵⁹ GONZÁLEZ Julio, Diplomado en producción de crudos pesados. Módulo IV: Operaciones de transporte. Universidad Industrial de Santander. Escuela de ingeniería de petróleos, Sep. 2008

Figura 14. Comparación de diferentes modelos para el cálculo de la viscosidad de emulsiones W/O



Como se observa en la figura anterior el modelo de Taylor sobrevalora la viscosidad de la emulsión mientras que el modelo de Phan-Thien y Pham la subvalora. La ecuación de Einstein se mantiene en la tendencia central. Sin embargo, las ecuaciones que mejor se ajustan a los valores medidos en laboratorio, son la Cuadrática y la de Woelflin.

Los parámetros a y b de estas ecuaciones, se ajustaron con el método de optimización de mínimos cuadrados y se muestran en la siguiente tabla. Se seleccionó la ecuación de Woelflin para el cálculo de la viscosidad de las emulsiones W/O del crudo San Fernando. El modelo cuadrático calcula valores menores de 1 para la viscosidad relativa emulsión/crudo para cortes de agua menores al 13%, lo cual no reproduce los resultados obtenidos en laboratorio y reportados en la figura 13, en donde se evidencia que la viscosidad relativa es mayor de 1 desde que se dispersa la primera gota de agua en el crudo hasta antes del punto de inversión de fases.

Tabla 5. Parámetros de la ecuación de Woelflin y de la ecuación Cuadrática

Ecuación	a	b
Woelflin	10,13	-0,069
Cuadrática	-4,15	31,37

3.2 VISCOSIDAD DE MEZCLAS SAN FERNANDO Y NAFTA

Para el tratamiento y acondicionamiento del crudo para transporte por oleoducto se espera utilizar entre 20 y 30%vol de Nafta. Por lo que se utilizó este rango de dilución para medir la viscosidad de las mezclas San Fernando y Nafta, y evaluar la factibilidad de adicionar la Nafta desde los pozos y así optimizar su uso en la producción de este crudo extrapesado. La temperatura de preparación y medición no superó los 50°C, para minimizar la vaporización de livianos. En el Laboratorio de Fenómenos Interfaciales y Reología del ICP se prepararon las mezclas y se les midió la viscosidad y densidad API. Los resultados se muestran en la tabla 6.

Tabla 6. Viscosidad Medida de Diluciones de crudo San Fernando con Nafta

Cantidad de Nafta, %vol.	API	Temperatura, °C		
		30	40	50
		Viscosidad, cp		
20	16,1	2570	1110	585
25	18,9	930	450	263
30	21,3	380	200	121

De acuerdo a los resultados, se puede concluir que la adición de un 20%vol de Nafta, reduce la viscosidad del crudo entre 100 y 150 veces en el rango de temperatura de las mediciones, lo que hace atractiva la idea de inyectar Nafta en el pozo, para asegurar la recolección del crudo.

Se ajustó el modelo de cálculo de viscosidad de mezcla de Refutas⁶⁰ para hidrocarburos, el cual es utilizado con éxito en la preparación de mezclas de Castilla, Apiay y Vasconia, dentro de la red de oleoductos de crudos pesados de Colombia.

Con el modelo de Refutas, primero se calcula el Número o Índice de Viscosidad de Mezcla (VBN por sus siglas en ingles) de cada componente a partir de su viscosidad en cSt,

$$VBN_i = 14,534 \ln(\ln(\mu_i + C)) + 10,975 \quad (3-10)$$

Luego se determina el VBN de la mezcla utilizando la fracción másica de cada componente, w_i

$$VBN_{Mezcla} = \sum w_i VBN_i \quad (3-11)$$

Finalmente utilizando la ecuación 3-10 se despeja la viscosidad de la mezcla. El parámetro C de la fórmula fue ajustado para las mezclas San Fernando con Nafta por

⁶⁰Citado En: AL-BESHARAH J. M., AKASHAH S. A. and MUMFORD, Binary mixture viscosities. Two part series. Oil and Gas Journal, Feb-20 pp 35 and Mar-6 pp 50, 1989

mínimos cuadrados, dando como resultado 1,03. La viscosidad calculada a partir del modelo de Refutas se presenta en la siguiente tabla.

Tabla 7. Viscosidad Calculada de Diluciones de crudo San Fernando con Nafta

Cantidad de Nafta, %vol.	Temperatura, °C		
	30	40	50
	Viscosidad, cp		
20	2520	1243	663
25	937	505	291
30	383	223	138

3.3 EMULSIONES O/W SAN FERNANDO AGUA

En el Laboratorio de Fenómenos Interfaciales y Reología del ICP, se prepararon emulsiones inversas O/W de crudo San Fernando con 25, 30 y 35% de agua, con la finalidad de evaluar la factibilidad de inducir la formación de estas emulsiones de baja viscosidad, desde el fondo del pozo, reduciendo las pérdidas de energía por presión. A partir la experiencia de ECOPETROL S. A. en la formación, transporte y separación de emulsiones O/W, se utilizó 1.200 ppm de surfactante con respecto al volumen total, mezclando a 1.000 RPM durante 5 minutos, en el sistema mostrado en la fotografía 1. A las emulsiones preparadas se les realizó mediciones de viscosidad y tamaño de partícula.

Tabla 8. Viscosidad de emulsiones O/W de crudo San Fernando.

Vel. Deformación seg-1	65/35			70/30			75/25		
	65	80	90	65	80	90	65	80	90
	Viscosidad, cp								
10	500	244	125	151	57	48	113	44	24
20	306	143	102	77	19	27	96	39	20
50	189	83	77	50	17	12	54	19	19
100	155	68	49	38	7	9	32	15	16
200	133	51	38	27	6	4	20	12	11
Observación en medición	Estable			Inestable			Inestable		

Las emulsiones con menos de 35% de agua mostraron inestabilidad luego de preparadas, es decir tienden a romperse. El proceso de rompimiento de una emulsión consiste en floculación, coalescencia y sedimentación de las gotas dispersas.

Las siguientes fotografías presentan de manera cualitativa la inestabilidad de las emulsiones 70/30 y 75/25. A un vaso con agua se le adiciona unas gotas de emulsión la

cual se difunde rápidamente. Sin embargo, se aprecian pequeños grupos de crudo (flóculos), lo que indica inestabilidad cualitativa de estas emulsiones (fotografías 2)

Fotografías 2. Prueba cualitativa de estabilidad de emulsiones O/W



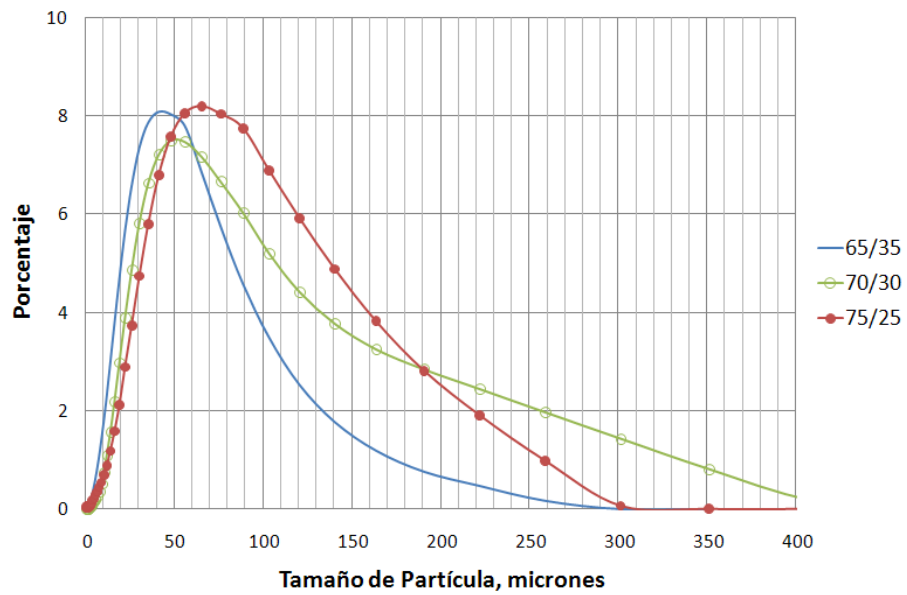
La presencia de flóculos se aprecia mejor en la serie de fotografías 3, donde se muestra una prueba cualitativa de estabilidad de la emulsión 75/25. La última fotografía de la serie muestra como estos flóculos tienden a caer al fondo del vaso, debido al peso del crudo San Fernando.

Fotografías 3. Evidencia de inestabilidad cualitativa de la emulsión 75/25



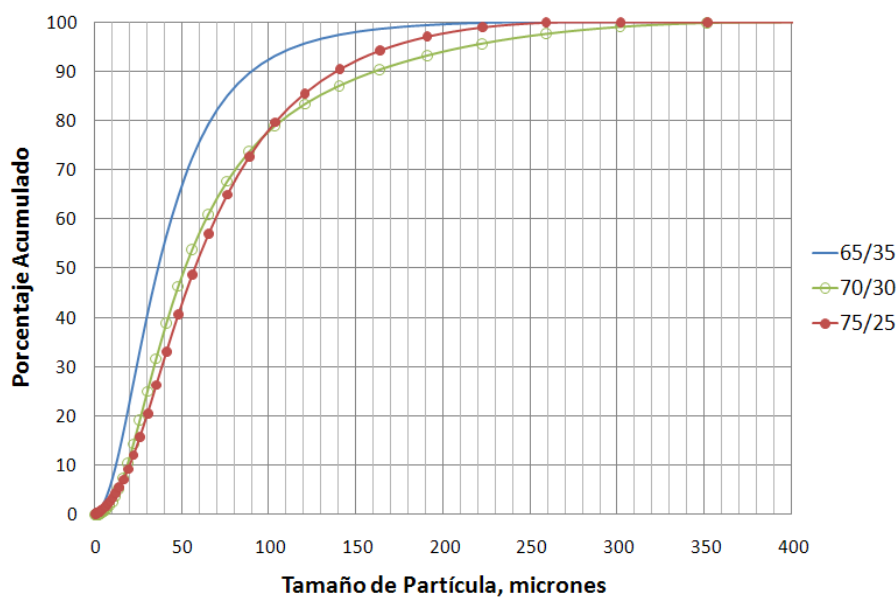
Otra medición realizada a las emulsiones O/W de San Fernando, aparte de la viscosidad, fue el tamaño y la distribución de partícula. Las siguientes figuras presentan el resultado obtenido.

Figura 15. Distribución y tamaño de Partícula de emulsiones O/W San Fernando



La emulsión 65/35 presenta un tamaño promedio de partícula menor y menos disperso dentro del rango de tamaño de partícula medido –lo que garantiza una mayor estabilidad– que las emulsiones 70/30 y 75/25. El porcentaje acumulado del tamaño de partícula se muestra en la figura 16.

Figura 16. Porcentaje acumulado (percentil) del tamaño de partícula



Percentil	65/25	70/30	75/25
P(10)	12,4	18,9	20,3
P(50)	36,6	52,0	57,6
P(90)	90,2	161,1	138,5

La experiencia adquirida por el Instituto Colombiano del Petróleo en la preparación de emulsiones de crudo pesado para transporte, indica –como regla del dedo gordo- los siguientes valores de tamaño de partícula promedio (P(50)) dependiendo de la distancia a recorrer:

Tabla 9. Tamaño de partícula requerido en función de la distancia recorrida.

Distancia, km	Tamaño de Partícula promedio
0-10	35
10-50	18
50-100	10

Ya que la distancia a recorrer en el sistema de recolección es menos de 10 km, el tamaño promedio recomendado debe ser cercano a 35 micrones. Únicamente la emulsión 65/35, tiene la estabilidad necesaria al tener un tamaño promedio de 37 micrones. Esto indica que solo hasta que los pozos que producen crudo extrapesado de la formación T2 alcancen el 35% de BSW, será técnicamente aplicable la alternativa de inducir la formación de emulsiones inversas.

Finalmente, en este estudio se correlacionó el comportamiento reológico de la emulsión 65/35. Este comportamiento es pseudoplástico, gobernado por la ley de potencia. El factor

de consistencia m (pascal-segundo) y el índice de flujo n dependiendo de la temperatura, calculados a partir de los resultados mostrados en la tabla 8, son los siguientes:

Tabla 10. Parámetros reológicos de la emulsión 65/35

T°C	m, Pa-s	n
65	1,220	0,560
80	0,708	0,488
90	0,339	0,592

El modelo reológico de la emulsión 65/35, donde se calcula el esfuerzo de corte (pascal) relacionado a la caída de presión, en función de la velocidad de deformación (seg.-1) relacionada al caudal, dependiendo de la temperatura sería el siguiente:

$$\tau = 33,47 \exp^{-0,05T^{\circ}\text{C}} \gamma^{0,0008T^{\circ}\text{C}+0,483} \quad (3-12)$$

3.4 VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA DE CÁLCULO

La evaluación de las alternativas de emulsificación, dilución y calentamiento dentro del diseño del sistema de recolección, se fundamenta en la determinación del perfil de presión y de temperatura a lo largo de la línea de flujo entre el pozo y la tubería de recolección, a partir las propiedades de los fluidos. Por lo tanto, se realizó el montaje de una herramienta de cálculo en EXCEL, que permite resolver este problema de flujo multifásico de fluidos.

Para la validación de la herramienta de cálculo se utilizaron los datos de operación y propiedades del pozo Chichimene-18, el cual es el único pozo que actualmente produce crudo de la formación T2 de manera independiente al múltiple de recibo en la estación Chichimene.

Inicialmente se seleccionaron las ecuaciones de cálculo de las propiedades PVT del pozo. Luego se propone un algoritmo para el cálculo de la viscosidad aparente del fluido, incluyendo la ecuación de Woelflin para el cálculo de la viscosidad de mezcla crudo agua, ajustada con mediciones de laboratorio.

Se utilizan datos del estado mecánico del pozo y del sistema de producción, así como datos de campo de presión, caudales y temperatura, para comparar su comportamiento real con el calculado mediante la herramienta de EXCEL. Se utilizó el modelo multifásico de Beggs y Brill,.

En el anexo se muestran los pasos de cálculo de la hoja de EXCEL junto con las ecuaciones seleccionadas y utilizadas para el diseño del sistema de recolección.

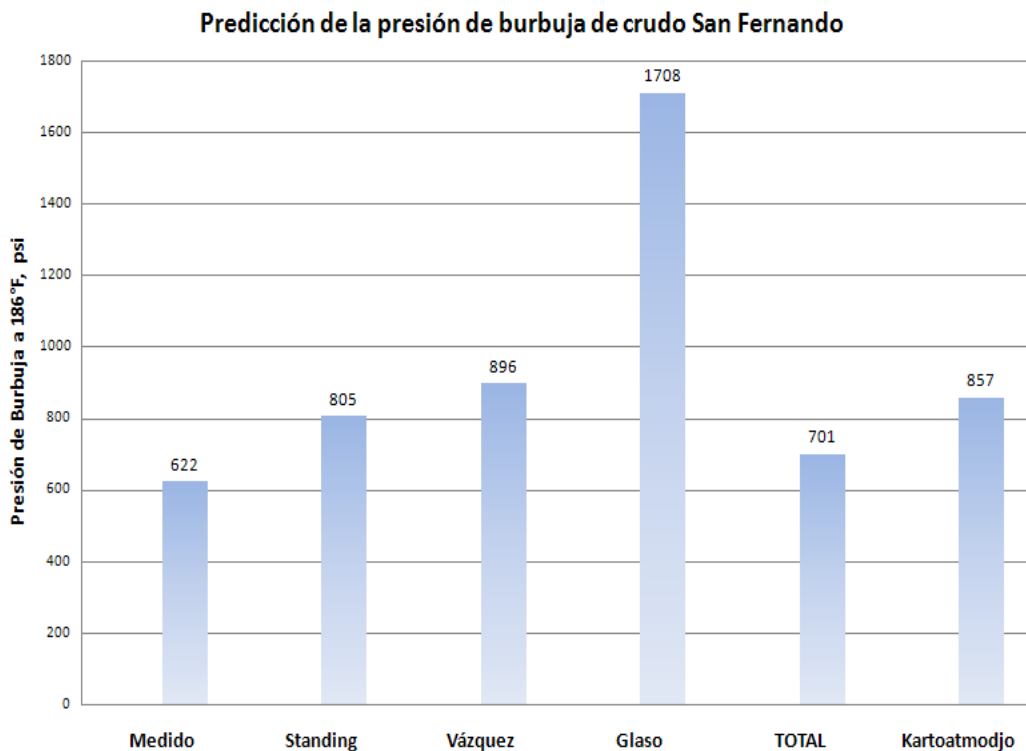
3.4.1 Selección de Correlaciones para determinar propiedades PVT. Se utilizó el estudio PVT realizado por el ICP en el pozo Chichimene-18 en Nov-2004. En este estudio se reportan datos de factor volumétrico de formación FVF, viscosidad del aceite, compresibilidad del aceite y solubilidad de gas en aceite, a presiones entre 15 y 3000 psi y a 186°F. La densidad del crudo reportado es 9°API y la gravedad específica del gas de 0,8 (aire=1).

A continuación se presentan estos datos medidos comparados con varias ecuaciones disponibles para el cálculo de propiedades PVT⁶¹.

⁶¹ BÁNZER C., Correlaciones numéricas P.V.T., Universidad del Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Fundación Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros, Maracaibo VEN, Enero de 1996

3.4.1.1 Presión de Burbuja. En el presente trabajo se utilizaron las ecuaciones de Standing, Vázquez, Glaso, Total y Kartoatmodjo. Los valores calculados se comparan al valor medido y se presentan en la figura 17.

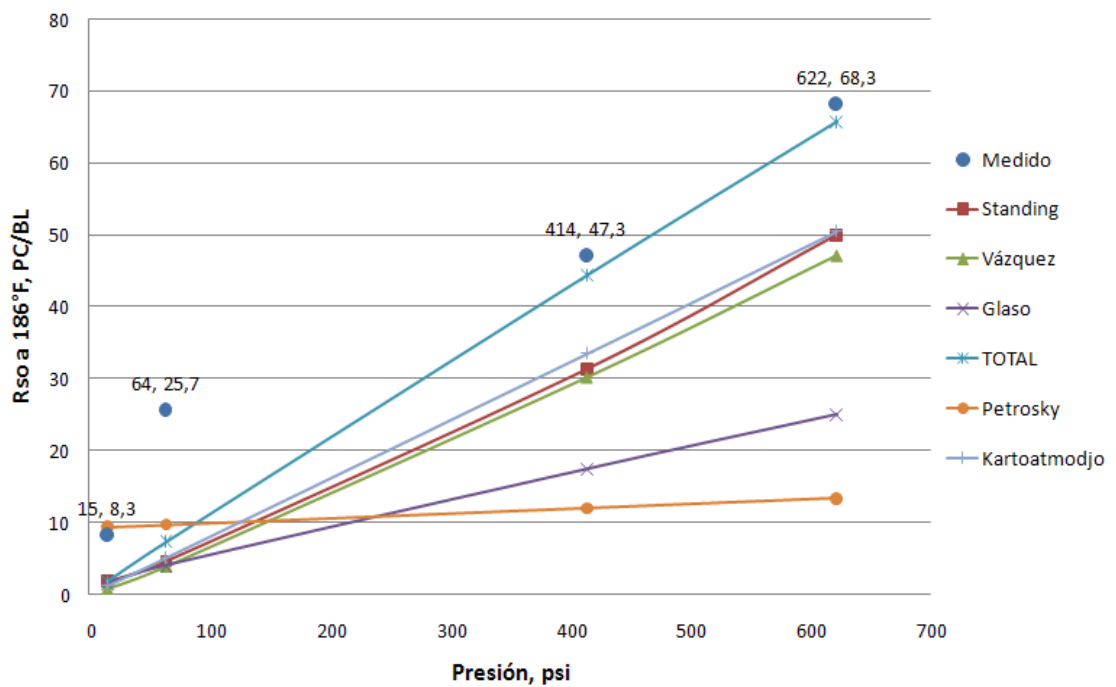
Figura 17. Correlaciones de Cálculo de la presión de burbuja a 186°F.



De acuerdo a la figura anterior la correlación que más se acerca al valor medido es la de TOTAL.

3.4.1.2 Solubilidad del gas en el aceite. En el presente trabajo se utilizaron las ecuaciones de Standing, Vázquez, Glaso, Total, Petrosky y Kartoatmodjo, para presiones por debajo de la presión de burbuja. Para presiones por encima del punto de burbuja, se reportó una solubilidad de 68.3 PC/BL. Los valores calculados con las diferentes correlaciones y los valores medidos, se presentan en la figura 18.

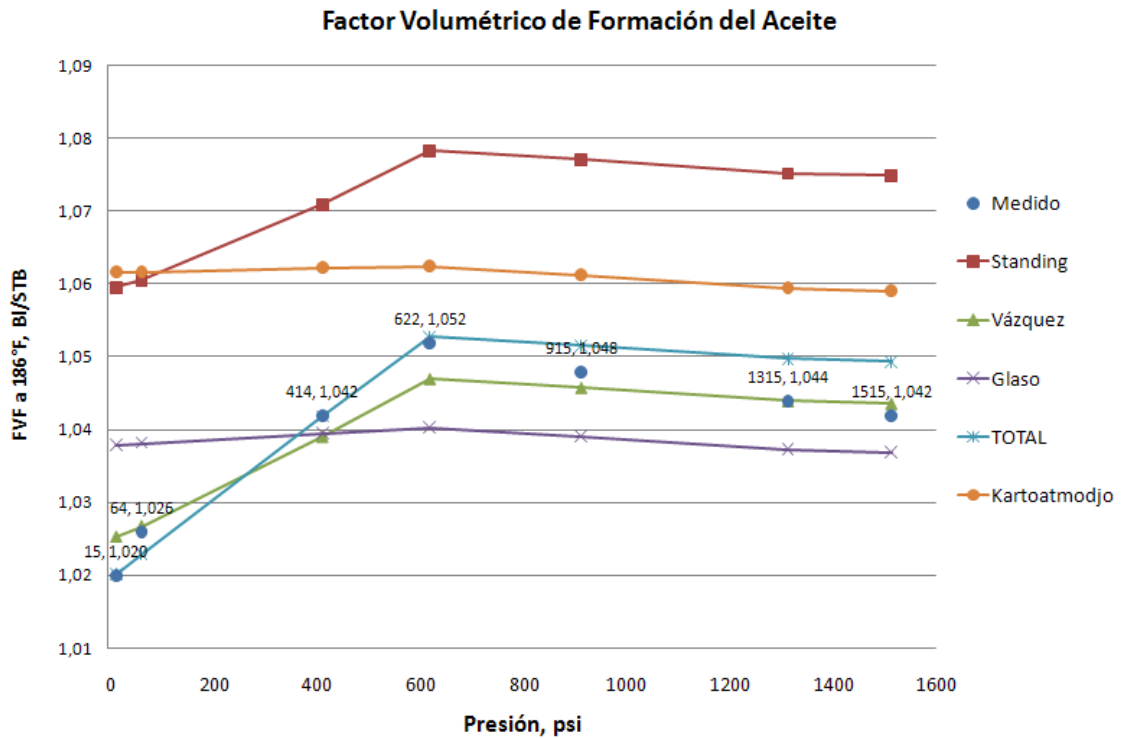
Figura 18. Correlaciones de Cálculo de la solubilidad del gas en aceite a 186°F.
Solubilidad de Gas en Aceite a P<Pb



De acuerdo a la figura anterior la correlación que más se acerca a los valores medidos es la de TOTAL.

3.4.1.3 Factor Volumétrico de Formación del Aceite. En el presente trabajo se utilizaron las ecuaciones de Standing, Vázquez, Glaso, Total y Kartoatmodjo. Los valores calculados con las diferentes correlaciones y los valores medidos, se presentan en la figura 19.

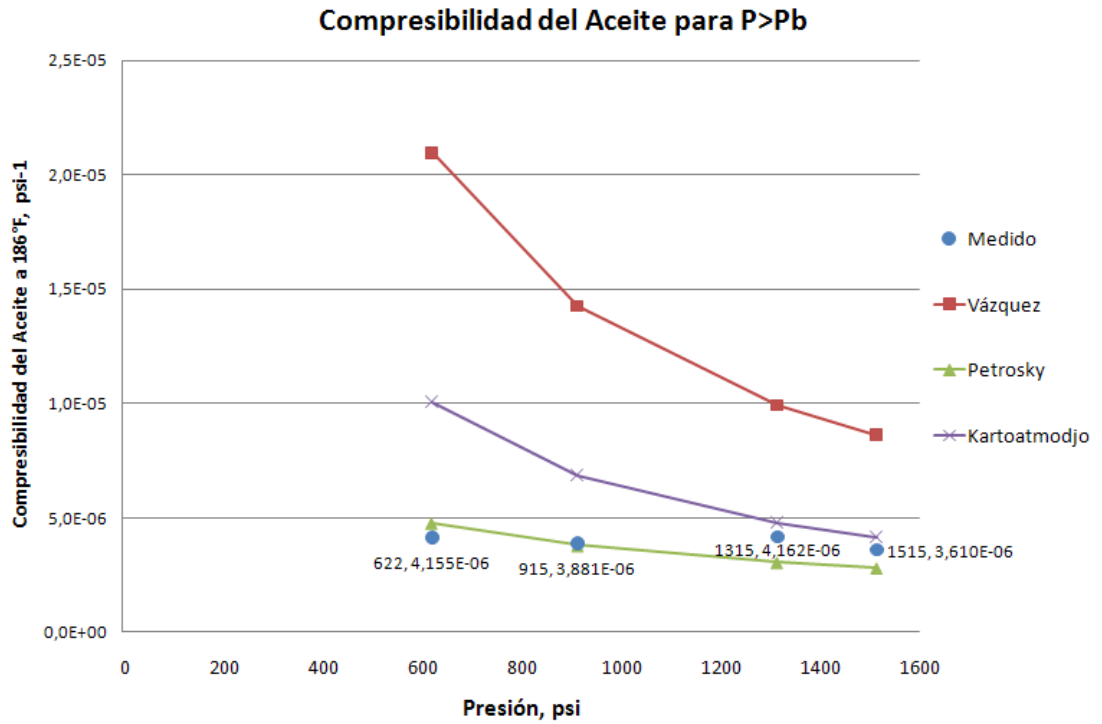
Figura 19. Correlaciones del Factor Volumétrico de Formación del aceite a 186°F.



Las correlaciones que más se acercan a los valores medidos son TOTAL y Vázquez. Sin embargo, Vázquez presenta el mejor ajuste por mínimos cuadrados.

3.4.1.4 Compresibilidad del Aceite. En el presente trabajo se utilizaron las ecuaciones de Vázquez, Petrosky y Kartoatmodjo. Los valores calculados con las diferentes correlaciones y los valores medidos, se presentan en la figura 20

Figura 20. Compresibilidad del aceite a 186°F

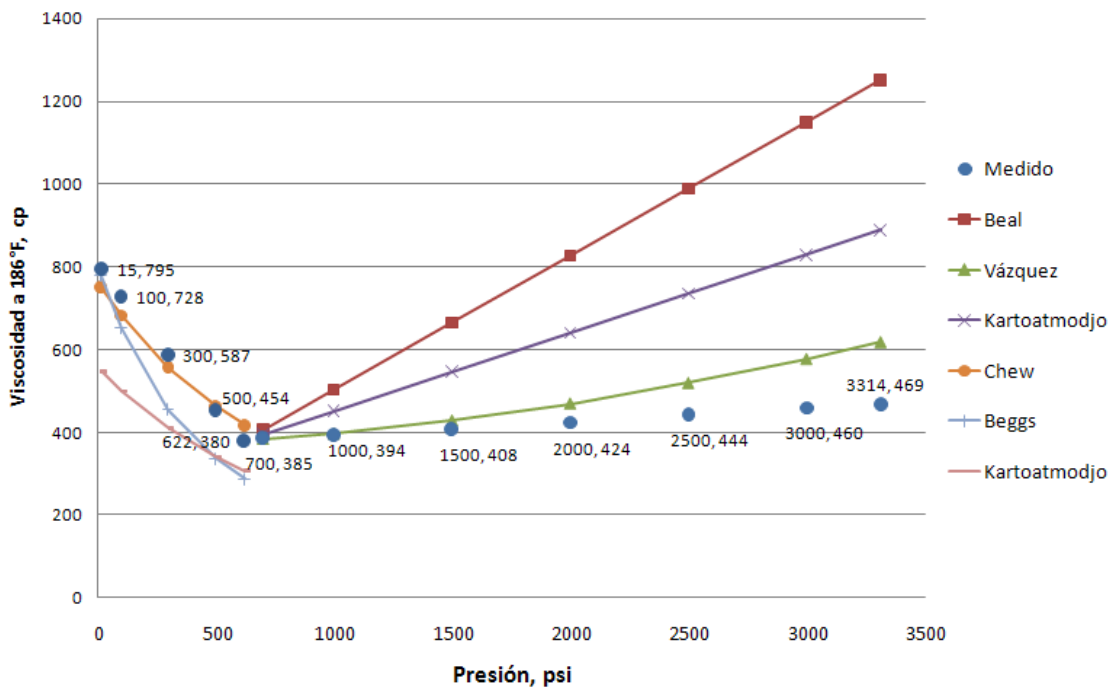


La correlación que más se acerca a los valores medidos es la de Petrosky.

3.4.1.5 Viscosidad del crudo vivo. En el presente trabajo se utilizaron las ecuaciones de Beal, Vázquez y

Kartoatmodjo para presiones por encima del punto de burbuja y las ecuaciones de Chew, Beggs y Kartoatmodjo para presiones por debajo del punto de burbuja. Los valores calculados con las diferentes correlaciones y los valores medidos, se muestran en la figura 21

Figura 21. Viscosidad del aceite a 186°F
Viscosidad del Aceite



Se seleccionó la ecuación de Chew para $P < P_b$ y la ecuación de Vázquez para $P > P_b$.

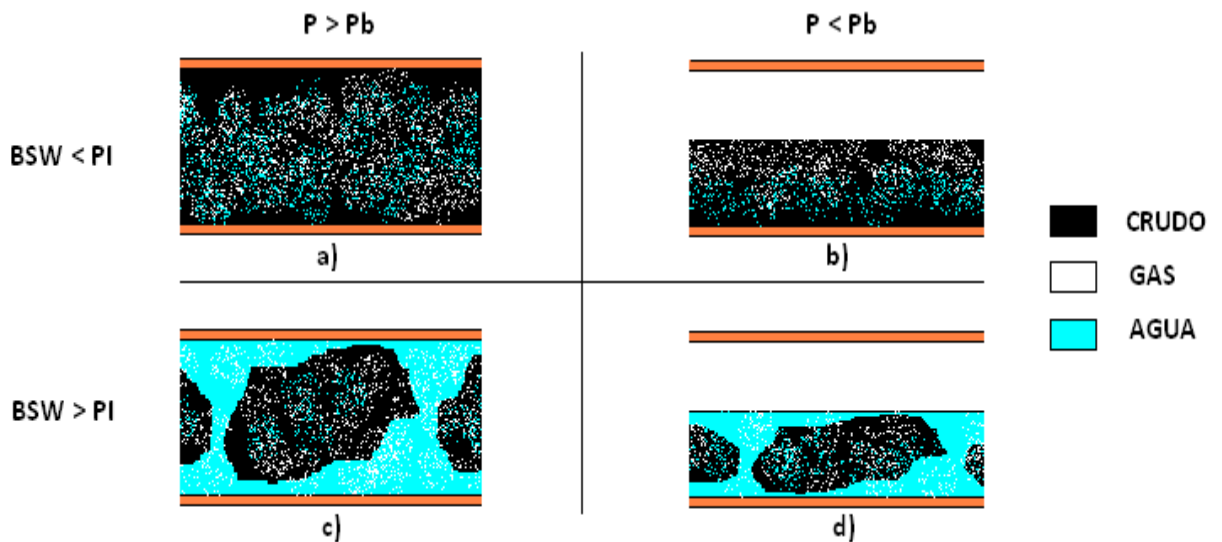
Otras ecuaciones utilizadas dentro de modelo general de cálculo se presentan en la tabla 11

Tabla 11. Ecuaciones utilizadas para el cálculo de propiedades de los fluidos (ver Anexo)

Propiedad	Correlación
Compresibilidad del Gas	Beggs and Brill
Solubilidad del Gas en Agua	Mc Coy R. L.
Factor Volumétrico del Agua	Mc Cain W.D. Jr
Viscosidad del Gas a T y 14,7 psi	Carr, Kobayashi and Burrows
Viscosidad del Gas a T y P	Dempsey
Viscosidad del agua	Mc Cain W. D. Jr.
Tensión Interfacial Crudo Agua	Baker and Swerdloff

3.4.2 Cálculo de la Viscosidad Aparente del Sistema. Para el cálculo de la viscosidad aparente de los fluidos a lo largo de la línea de producción, se tuvieron en cuenta cuatro escenarios de flujo -no confundir con patrones de flujo- dependiendo de la Presión (P), si es mayor o menor que la Presión de burbuja (P_b) y del contenido de agua en el líquido (BSW), si es mayor o menor que el Punto de Inversión (PI). El punto de inversión de fases PI, hace referencia al contenido de agua necesaria con la que una emulsión de gotas de agua dispersas en aceite W/O, se rompe e invierte y partir de la cual el aceite tiende a dispersarse en el agua y formar un emulsión O/W. La siguiente figura ilustra estos escenarios.

Figura 22. Escenarios de Flujo de los fluidos de producción.



Como se ilustra en la figura 22-a, a presiones mayores a la presión de burbuja y contenidos de agua menores al punto de inversión de fases, el crudo se desplaza con

agua dispersa y con todo el gas disuelto. Si la presión cae por debajo del punto de burbuja, aparece una capa de gas como se ilustra en la figura 22-b, y se mantienen una cantidad de gas disuelto, dependiendo de su solubilidad en el crudo. Cuando el contenido de agua supera el punto de inversión de fases, el crudo tiende a dispersarse en el agua (figura 22-c); debido a la alta densidad y viscosidad del crudo San Fernando este flujo debe ser de tipo *Slug* o Burbuja más que Anular (ver figura 11). Finalmente si el contenido de agua es mayor al punto de inversión de fases y la presión es menor al punto de burbuja, el flujo tiene gas y agua libre (figura 22-d).

El algoritmo de cálculo de viscosidad propuesto en el presente trabajo de grado es el siguiente:

1. Determinar la viscosidad del crudo San Fernando puro o diluido a la temperatura dada, utilizando la ecuación de Mehrotra y la ecuación de Refutas
2. Determinar la viscosidad del crudo San Fernando con el gas disuelto (crudo vivo) a la presión dada, utilizando la ecuación de Chew para $P < P_b$ o la ecuación de Vázquez para $P > P_b$
3. Determinar la viscosidad de la mezcla crudo San Fernando vivo y agua, utilizando la ecuación de Woelflin para $BSW < PI$ o la siguiente ecuación para $BSW > PI$, recomendada por el Instituto Americano del Petróleo

$$\mu_M = \mu_w \left(1 + \frac{2.5Q_o}{Q_w} \right) \quad (3-13)$$

4. Determinar la viscosidad aparente de la mezcla líquido-gas, dependiendo del modelo multifásico. Generalmente se utilizan los promedios lineales de las ecuaciones 2-35 y 2-36

3.4.3 Cálculo de la presión y la temperatura del pozo Chichimene 18. Para el cálculo de las pérdidas de presión se utilizó el modelo de Beggs y Brill de flujo multifásico⁶². Se validó el modelo general de cálculo al reproducir el comportamiento del pozo Chichimene 18, el cual produce con Bombeo Electrosomergible (BES) y llega de manera independiente a la estación. El estado mecánico del pozo y la dimensión de la línea de recolección se presentan a continuación.

Tabla 12. Condiciones mecánicas del pozo y de la línea de transferencia a la estación del CH-18

Estado Mecánico		
Promedio perforaciones	7796	pies
Revestimiento del Pozo	8.84	pulgadas
Tubería de Producción	4.95	pulgadas
Profundidad de la BES	4571	pies
Tubería de superficie		
Longitud	1600	metros
Diámetro	6.067	pulgadas
Rugosidad	0.0018	pulgadas
Coeficiente Global de Transferencia de Calor*		
Fondo-BES	0.40	BTU/h/ft ² /°F
BES-Superficie	0.20	BTU/h/ft ² /°F
Superficie	0.60	BTU/h/ft ² /°F
Producción de Crudo		
Densidad del crudo	7.8	API
Presión de Yacimiento	3242	psi
Índice de Productividad	2.8	BPD/psi
Flujo Total	2659	BPD
BSW	3%	Fracción
GOR	68	PC/BI
Presión de Separador	30	psi
Temperatura de Yacimiento	186	°F
Temperatura Ambiente	86	°F

*Datos tomados de tablas⁶³

Con base en estos datos y con la herramienta de cálculo de EXCEL, donde se incluye el algoritmo de cálculo de viscosidad aparente del fluido, se determinaron los perfiles de presión y temperatura, para compararlos a los valores reales reportados de presión y temperatura en cabeza de pozo, así como la presión de descarga de la bomba de subsuelo. Los resultados se muestran en la tabla 13 y en las figuras 23 y 24.

⁶² BEGGS H. D., op. cit.

⁶³ SMITH B. Guidelines set out pumping heavy crudes. The Oil and Gas Journal, May 28, 1979 pp 111-114

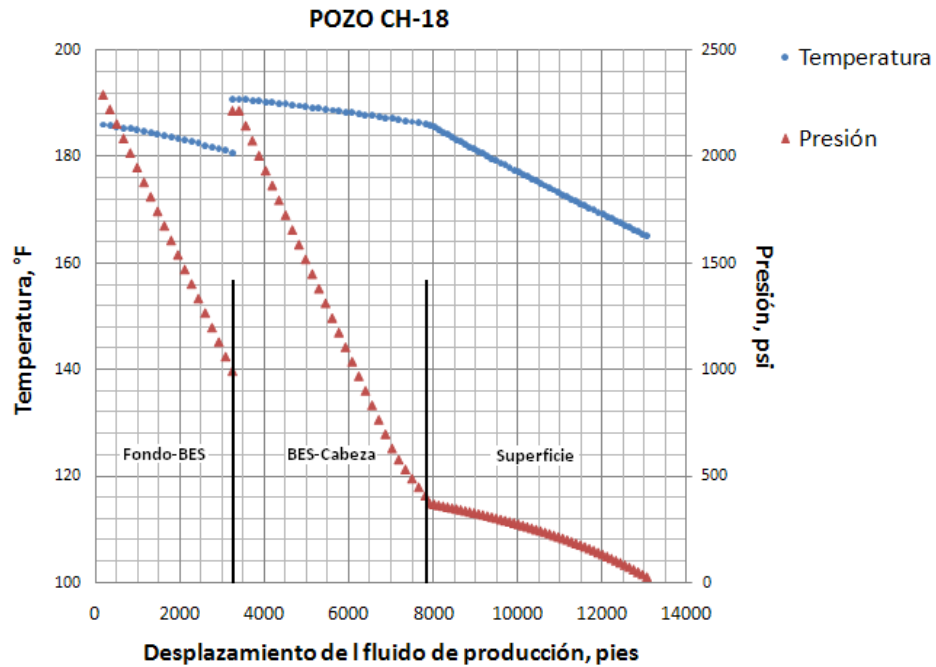
Tabla 13. Resultados de presión y temperatura calculados en el presente trabajo.

Presión de Fondo Fluyendo	2292	psi
Presión de Entrada de la BES	996	psi
Presión de Salida de la BES	2218	psi
ΔP Presión Bomba	1222	psi
Presión de Cabeza (PWH)	375	psi
Temperatura de Cabeza	186	°F
Temperatura de separador	165	°F

La presión de entrada de la bomba de subsuelo (PIP) reportada es de 1000 psi. La presión en cabeza (PWH) reportada para este pozo está entre 250 y 300 psi, con algunos picos por bajas temperaturas y/o paradas de producción de 400 psi. La temperatura de llegada a la estación está entre 155 y 160°F. Así que, el modelo permite reproducir de manera razonable el comportamiento del pozo Ch-18, ya que los resultados muestran 996 psi de PIP, 375 psi de PWH y 165°F de temperatura de llegada a la estación.

El resultado gráfico del comportamiento del pozo-línea de recolección Ch-18, se aprecia en las siguientes figuras. Se observan condiciones de operación como la presión y la temperatura y propiedades del fluido como la viscosidad, en función de la distancia recorrida desde el fondo de pozo, pasando por la bomba electrosumergible (BES) y la cabeza del pozo, hasta el múltiple de producción en la estación Chichimene.

Figura 23. Perfil de Presión y Temperatura



Con la herramienta de cálculo ajustada, se procedió a evaluar las tecnologías de Emulsificación, dilución y calentamiento, determinando la presión de descarga de la bomba de subsuelo y por ende, la potencia requerida por el motor y los costos de levantamiento.

La potencia (Horsepower, HP) requerida por la bomba electrosumergible (BES) se puede calcular utilizando la siguiente formula,

$$HP = \frac{\Delta P * Q * \rho}{58800 * \xi_B * \xi_M} \quad (3-14)$$

Donde

ΔP , es la diferencia de presión entre la descarga y la succión de la bomba, psi

Q , es el flujo a través de la bomba, BPD

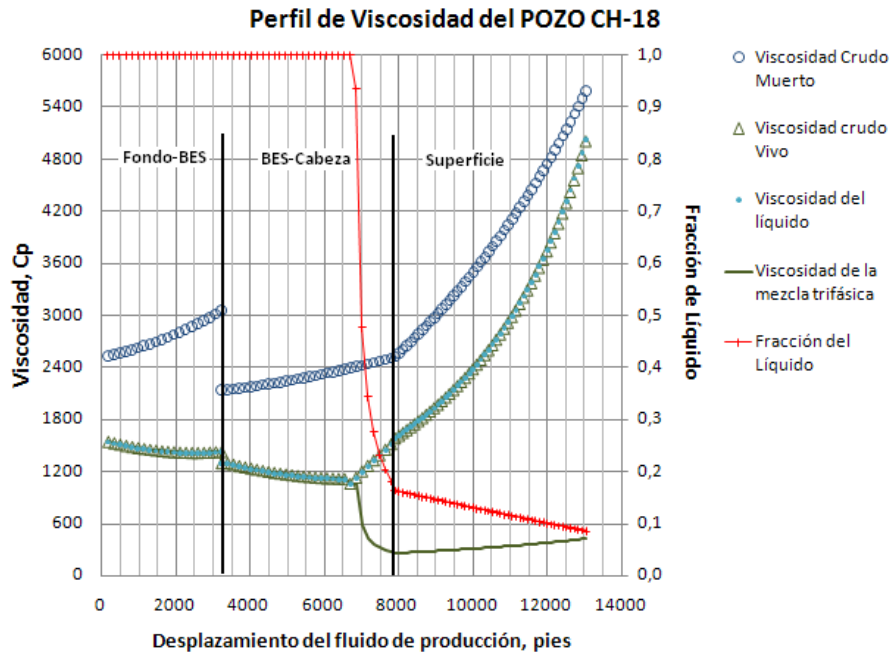
ρ , es la densidad del fluido, gr/cc

ξ_B, ξ_M , son las eficiencias de la bomba y del motor respectivamente. En el caso de bombas centrifugas la eficiencia es cercana al 60%. Por otra parte la eficiencia de un motor es cercana al 90%; sin embargo para un motor de subsuelo esta eficiencia puede bajar a 80%.

De acuerdo a la ecuación anterior y con los datos de las tablas 12 y 13, se obtiene que la BES requiere una potencia de ~110 HP.

Finalmente se observa en la figura 24, los valores de las cuatro viscosidades calculadas utilizando el algoritmo de cálculo propuesto en este trabajo: 1) la viscosidad del crudo muerto, esto es sin agua ni gas disuelto, 2) la viscosidad del crudo vivo, con gas disuelto, 3) la viscosidad de la mezcla crudo agua y 4) la viscosidad trifásica

Figura 24. Perfil de Viscosidad



3.4.4 Aplicación de alternativas al sistema de recolección del pozo Ch-18. Una vez calibrada la herramienta de cálculo se puede determinar lo que ocurriría al aumentar el corte de agua al punto crítico del punto de inversión de la emulsión W/O, donde la viscosidad del líquido alcanza su valor máximo. Ver tabla 14.

Tabla 14. Efecto del BSW del pozo Ch-18 sobre la potencia de la BES. Para caudal total constante.

BSW	POP, psi	HP	Aumento de Potencia, ΔHP	PWH, psi	TM, ₴
10	2275	117	6%	386	167
20	2532	140	27%	460	169
35	3515	229	109%	747	171

El valor de POP hace referencia a la presión de descarga de la BES. Se observa como esta POP se incrementa con respecto al valor actual, al incrementarse el BSW. Esto ocasiona un aumento en la potencia de levantamiento, en un 109% cuando el BSW alcance 35%. Esto generaría un aumento en los costos de levantamiento inviable. En la actualidad el costo de energía en el área es alrededor de 0,15 USD/kw cuando es tomada de una red eléctrica o de 0,4 USD/kw cuando es generada en sitio. El costo anual por bombeo del pozo Ch-18 con una producción diferida del 7% sería:

$$110 \text{ HP} * \frac{0.745 \text{ kw/h}}{\text{HP}} * 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} * 365 \frac{\text{día}}{\text{año}} * 0,93 * 0,15 \frac{\text{USD}}{\text{kw}} = 100.144 \text{ USD}$$

Lo que equivale a 0,11 USD/Barril de crudo producido. Duplicar los costos de levantamiento, implicaría pasar de unos 800.000 USD a 1.600.000 USD al año para producir 20.000 BOPD.

Debido a este incremento previsible en la energía requerida al aumentar el corte de agua, se han considerado alternativas de transporte, no solo para el desarrollo del pozo Chichimene-18, sino de todo el campo, del cual se esperan producir 20.000 barriles al día de crudo San Fernando a partir del 2010.

En el caso del sistema de recolección, *la tecnología de Emulsificación solo es aplicable hasta que el corte de agua alcance por lo menos el 35%*. Antes de esto no hay suficiente agua disponible para inducir la formación de una emulsión estable para transporte. De todos modos, se utilizó la ecuación 3-12 con el fin calcular la viscosidad del líquido (la emulsión W/O), simulando que se emulsifica a la profundidad de la BES. Se utilizó la ecuación de Beggs y Brill para el cálculo del perfil de presión y temperatura. Los resultados se presentan a continuación.

Tabla 15. Efecto de la Emulsificación del crudo SFDO en fondo del Pozo Chichimene 18 en la energía de levantamiento

BSW	POP, psi	HP	Aumento de Potencia, ΔHP	PWH, psi	TM, °F
35	1195	18	-84%	51	171

La emulsificación de crudo pesado y extrapesado es una alternativa muy interesante al reducir dramáticamente la viscosidad. Alcanzando entre 100 y 140 cp de viscosidad a la temperatura de producción y a una velocidad de deformación promedio de 20 seg-1. La potencia requerida sería tan solo de 18 HP, lo que equivale al 16% de la que actualmente se requiere. Si embargo no es aplicable dentro del rango de BSW requerido de 5-35%vol.

Se pueden considerar las alternativas de calentar, aislar o diluir. Un rango típico de temperatura que puede alcanzar un fluido al ser calentado en línea está entre 80 y 90°C. Por otra parte, al aislar una tubería el coeficiente global de transferencia de calor es cercano a 0,4 BTU/h/ft²/°F. La siguiente tabla muestra el impacto de estas tecnologías en el pozo Ch-18, al aumentar su corte de agua.

Tabla 16. Efecto del Aislamiento o Calentamiento de la línea del Pozo Chichimene 18 en la energía de levantamiento.

<u>Aislamiento</u> , Coeficiente Global de Transferencia 0,4 BTU/h/ft ² /°F					
BSW	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi	TM, °F
10	2207	110	0%	350	173
20	2465	134	22%	421	175
35	3450	224	103%	696	176
<u>Calentamiento</u> , Temperatura máxima del fluido 177°F					
BSW	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi	TM, °F
10	2072	98	-11%	309	177
20	2358	124	13%	389	177
35	3330	213	93%	674	177

De acuerdo a los resultados anteriores, el calentamiento es levemente mejor que aislar la tubería, sin embargo ambas alternativas –aislamiento y calentamiento-, resultan ineficientes para trabajar en el rango crítico de BSW que va por lo menos hasta 35%. Se aprecia cómo a pesar de aislar o calentar la línea de recolección, se requerirá casi el doble de la energía para producir el pozo.

Ahora bien al diluir, en este caso con Nafta que está disponible en la zona, se obtienen mejores resultados. No solo porque es aplicable para el corte de agua actual, sino porque se pueden obtener ahorros de energía cercanos a los que muestra la emulsificación. Las siguientes tablas muestran las opciones de diluir con Nafta ya sea en cabeza o en fondo de pozo. La cantidad de nafta esta especificada con base al total de la mezcla de crudo.

Tabla 17. Efecto de la Dilución en cabeza de pozo con Nafta del pozo Ch-18 en la energía de levantamiento.

Nafta	BSW=10%				BSW=20%				BSW=35%			
	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi
0	2275	117	6%	386	2532	140	27%	460	3515	229	109%	747
2	2074	98	-11%	285	2315	120	9%	339	3279	207	88%	573
4	1924	84	-24%	213	2151	104	-5%	252	3044	184	68%	428
6	1823	74	-33%	167	2041	93	-15%	196	2883	169	53%	333
8	1743	66	-40%	129	1952	85	-23%	150	2774	158	44%	248
10	1686	61	-45%	103	1889	79	-28%	117	2646	146	32%	187
12	1646	57	-48%	84	1846	75	-32%	94	2578	139	26%	144
14					1813	71	-35%	77	2530	134	21%	113
16									2497	130	18%	91
18									2474	127	15%	75
20									2454	124	13%	64
22									2444	123	12%	56

A medida que se aumenta el contenido de Nafta el régimen de flujo pasa de laminar a transición y luego a turbulento en la parte diluida. Cuando alcanza el régimen de transición alrededor de un Número de Reynolds de 2000, la presión del sistema -en la BES y en cabeza de pozo- aumenta mientras se desarrolla el régimen turbulento ($N_{re} > 5000$). Esto se debe a un aumento del factor de fricción en la transición de laminar a turbulento (ver figura 3). Por esta razón, se puede decir que el porcentaje de nafta en el cual finaliza el régimen laminar, es una cantidad óptima y corresponde a un mínimo local de la presión. En la tabla anterior se presentan los valores de la potencia requerida para levantamiento en función del contenido de Nafta en la fase oleica desde 0 hasta un valor cercano a la cantidad óptima mencionada.

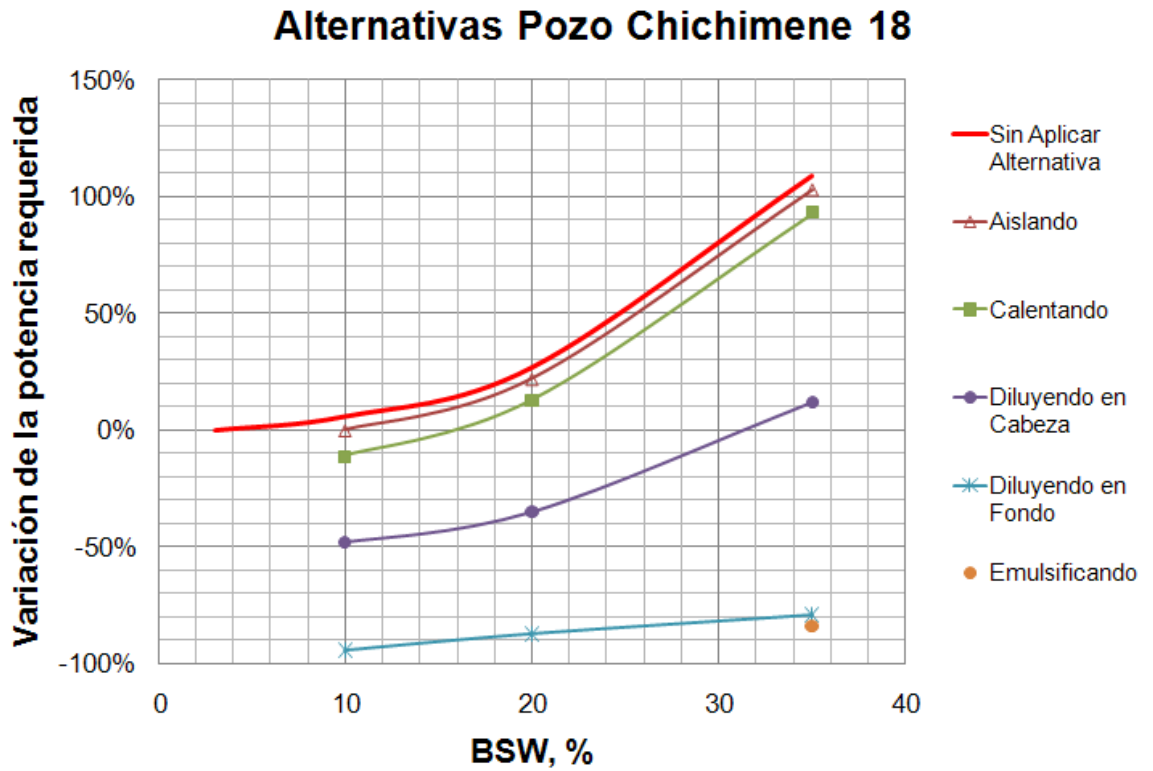
Tabla 18. Efecto de la Dilución en fondo de pozo con Nafta del pozo Ch-18 en la energía de levantamiento.

Nafta	BSW=10%				BSW=20%				BSW=35%			
	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi	POP, psi	HP	ΔHP	PWH, psi
0	2275	117	6%	386	2532	140	27%	460	3515	229	109%	747
2	1980	91	-17%	285	2191	110	0%	339	2964	181	64%	573
4	1753	71	-36%	213	1936	87	-20%	252	2557	144	31%	428
6	1418	40	-64%	167	1610	58	-48%	196	2184	111	1%	333
8	1263	26	-77%	129	1435	42	-62%	150	1923	87	-21%	248
10	1147	15	-87%	103	1303	29	-73%	117	1721	69	-38%	187
12	1065	7	-94%	84	1208	21	-81%	94	1568	55	-50%	144
14					1139	14	-87%	77	1452	44	-60%	113
16									1366	36	-67%	91
18									1305	30	-72%	75
20									1260	26	-76%	64
22									1228	23	-79%	56

Como muestran las anteriores tablas, la dilución es una alternativa técnicamente atractiva. Esto se debe a que reduce tanto la viscosidad como la densidad del fluido. Además al aliviar la presión del sistema después de la BES, se alcanza a mayor profundidad la presión de burbuja, lo que ocasiona la liberación de gas, generando un efecto *Gas Lift* en el pozo. De hecho, al diluir en el fondo en las cantidades óptimas, se podría obtener un ahorro en costos de levantamiento entre 80 y 90%, durante la etapa crítica de producción.

La siguiente figura presenta una comparación de las tecnologías evaluadas, en función de su efecto en el requerimiento de potencia de la bomba a diferentes cortes de agua. Si no se implementa nada, el costo por levantamiento se podría duplicar. Aislar tiene un efecto casi nulo y calentar un leve impacto. Emulsificar no es aplicable en el rango requerido de corte de agua (<35%). Mientras que diluir tiene un impacto inmediato y drástico, especialmente si se hace en fondo.

Figura 25. Impacto de alternativas sobre el pozo Ch-18



Por lo tanto el diseño conceptual del sistema de recolección de crudo extrapesado San Fernando, se realizará teniendo en cuenta la aplicación de la tecnología de dilución con Nafta.

4 DISEÑO DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN DE CRUDO SAN FERNANDO

La alternativa seleccionada para la recolección de crudo extrapesado de la formación T2 San Fernando es la dilución con Nafta. Este hidrocarburo liviano deberá estar disponible en la estación Chichimene, ya que se requiere un 20%vol para el tratamiento y un 30%vol para el despacho donde se ajusta la viscosidad del crudo entre 300 y 400 cSt a 30°C y <0,5% de BSW, listo para su transporte por oleoducto.

La estación Chichimene debe ser adecuada para el tratamiento de crudo extrapesado ya que fue diseñada para tratar crudo de 20°API, el cual está en declive. En los últimos meses, se han abierto algunos pozos en la formación T2, productora de crudo San Fernando de 8°API. En el último año la producción de este crudo extrapesado ha aumentado de 2.500 BPD a más de 6.000 BPD. Siendo necesario diluir para poder ajustar la mezcla a las condiciones de tratamiento.

En la etapa de recolección, también se hace necesario realizar adecuaciones. Se espera que la producción de crudo San Fernando alcance 20.000 BPD para el próximo año. Esta producción vendrá del área Noreste (NE), que actualmente está produciendo y que cuenta con sistema de recolección y del área Suroeste (SW) que está siendo desarrollada desde el 2007 y que no cuenta con sistema de recolección.

A continuación se establecen las bases de diseño para el dimensionamiento del sistema de recolección y el cálculo de los requerimientos de Nafta, para recolectar 20.000 BOPD de crudo extrapesado San Fernando.

4.1 BASES DE DISEÑO

4.1.1 Tipo de sistema de recolección. Para el diseño del sistema de recolección SW, se mantiene el mismo tipo de sistema actual del NE, tipo *Cluster*, el cual consiste en una troncal de 16 pulgadas y 2.460 m de longitud que va desde la estación Chichimene ECH hasta el múltiple MCH4 y tiene 2 múltiples intermedios MCH12 y MCH2. A dichos múltiples llega la producción de los pozos en líneas de 6 pulgadas. Solo algunos pozos llegan de manera independiente a la estación. La línea de prueba paralela a la troncal NE es de 6 pulgadas.

ECOPETROL S. A. ha determinado construir la troncal SW desde la estación hasta la locación del pozo SW-1, a 6.000 m de distancia, aprovechando el derecho de vía (Fig. 26). En el presente diseño se determinó el requerimiento de Nafta para todo el sistema de recolección NE y SW, y los diámetros de la nueva troncal SW y las líneas de pozo que se le unen.

Por otra parte, se va a evaluar la alternativa de aislar térmicamente el sistema de recolección SW. Por ser más extenso que el NE, tendrá mayores pérdidas de presión y temperatura. Aunque se va a diluir, lo que garantiza el transporte del crudo y como ya se observó en el capítulo anterior, aislar no tienen un impacto importante en ahorrar energía de levantamiento y recolección, la distancia recorrida por el sistema SW, hace que la temperatura del fluido caiga notablemente. Esto tiene una incidencia directa en los costos de tratamiento por calentamiento en la estación.

4.1.2 Flujos de crudo y agua. La producción actual de los pozos del campo Chichimene es presentada en la siguiente tabla.

Tabla 19. Potencial de Producción actual del campo Chichimene.

Pozos	BOPD	BWPD	BSW	Crudo	Llega a	Longitud, m
1	1539	14	1%	San Fernando	ECH	193
2	979	62	6%	San Fernando	ECH	1283
3	1496	83	5%	San Fernando	MCH2	745
4	191	3426	95%	Chichimene	MCH2	1246
5	397	1616	80%	Chichimene	MCH12A	1764
6	256	2180	89%	Chichimene	MCH2	718
7	96	1327	93%	Chichimene	ECH	775
9	433	7370	94%	Chichimene	MCH2	2812
11	81	508	86%	Chichimene	MCH12A	882
12A	160	3021	95%	Chichimene	ECH	614
13	475	1384	74%	Chichimene	MCH2	424
17	153	1430	90%	Chichimene	ECH	440
18	2579	80	3%	San Fernando	ECH	1600
19	423	619	59%	Chichimene	ECH	914
20	392	2742	87%	Chichimene	MCH2	2324
21	204	3046	94%	Chichimene	MCH2	2520
22	70	2407	97%	Chichimene	MCH2	1098
23	277	1654	86%	Chichimene	ECH	817
24	162	185	53%	Chichimene	MCH12A	757
25	264	2214	89%	Chichimene	MCH2	1485
30	1122	8	1%	San Fernando		
SW-1	502	2	0%	San Fernando		
TOTAL	BOPD	BWPD	BSW	Pozos Activos		
Chichimene	4034	35129	90%	16		
S. Fernando	8217	249	3%	6		
<i>Campo</i>	<i>12251</i>	<i>35378</i>	<i>74%</i>	<i>22</i>		

Para fijar la producción por pozo de crudo San Fernando, se tomaron los percentiles de los 6 pozos que actualmente tienen potencial probado para producir este crudo.

Tabla 20. Flujo de diseño por pozo

Nivel de diseño	Percentil=BOPD	Producción Diseño, BOPD	BSW
Mínimo	P(10)=741	750	40%
Normal	P(50)=1331	1500	40%
Máximo	P(90)=2188	2500	40%

El valor crítico para diseño del corte de agua se definió como 40%, asumiendo que se utiliza rompedor de emulsión directa W/O, y que por lo tanto el punto de inversión de fases no superará el 50%vol.

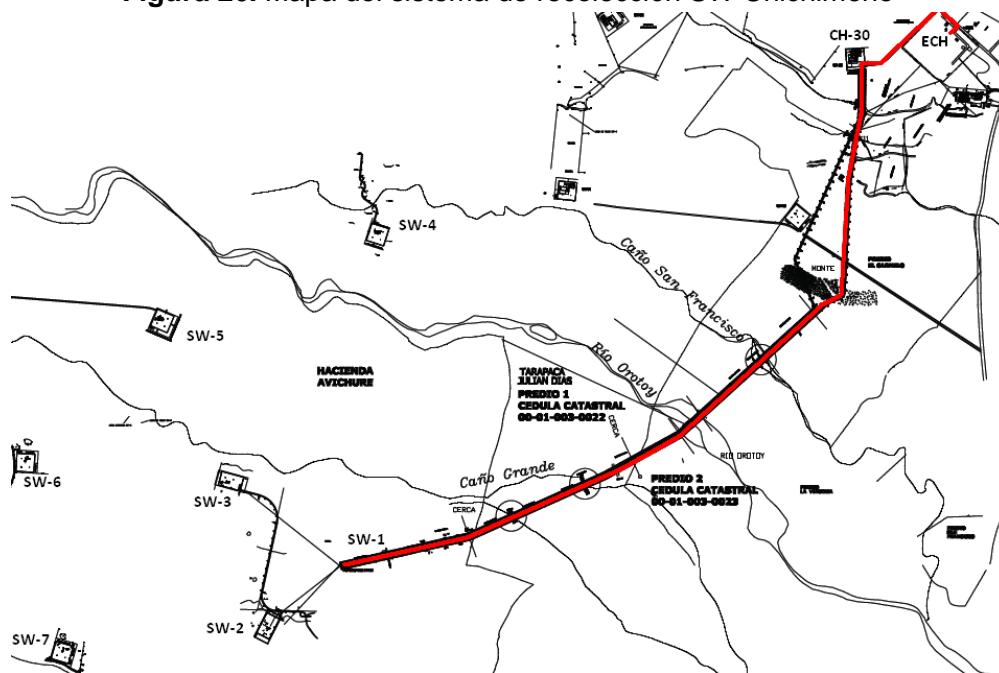
Para el diseño de la troncal SW se establece un flujo de 10.000 BOPD con un sobrediseño de 20%, esto es un máximo de 12.000 BOPD.

4.1.3 Presión y Temperatura. Se establece un máximo de presión de diseño de 400 psi en la cabeza de los pozos. Esta presión es similar a la que actualmente presentan los pozos de crudo San Fernando en Chichimene. La presión de llegada a la estación es de mínimo 50 psi.

En el caso de la temperatura de pozo se toma en cuenta el histórico de los informes de los recorridores en el segundo semestre del 2008. Este histórico muestra un percentil 10 de 150°F. Esta será la temperatura de diseño en cabeza de pozo. El coeficiente de transferencia de global de calor se establece en 0,4 BTU/h/ft²/°F en tubería asilada y 0,8 BTU/h/ft²/°F en tubería sin aislamiento. La temperatura ambiente se fija en 86°F.

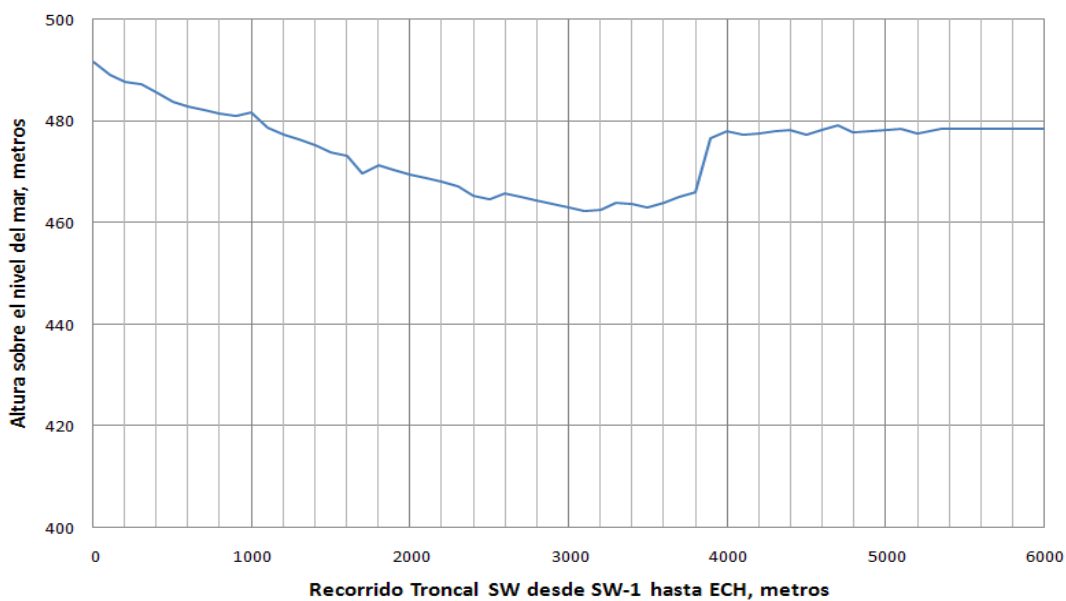
4.1.4 Ruta y perfil topográfico de la troncal SW. La producción del área será recolectada por una troncal general que va desde el pozo SW-1 hasta la Estación Chichimene (ECH) en un recorrido total de 6 km. Los pozos SW-2, SW-3, SW-5, SW-6 y SW-7 se conectan en un múltiple ubicado en el SW-1. La producción del SW-4 irá hasta la locación del pozo CH-30 donde se une a la troncal SW en su recorrido final de 600 m hasta la estación. Los recorridos de las líneas desde los pozos hasta la troncal es el siguiente: SW-2 0,8 km, SW-3 1 km, SW-4 3,2 km, SW-5 2 km, SW-6 2,2 km y SW-7 2 km. La ruta de la troncal se presenta en el siguiente mapa.

Figura 26. Mapa del sistema de recolección SW Chichimene



Para el dimensionamiento de la troncal SW se utilizará el siguiente perfil topográfico, mostrado en la figura 27. Las líneas de los pozos que llegan a la troncal se asumen horizontales.

Figura 27. Perfil Troncal SW Chichimene



4.2 DISEÑO DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN SW

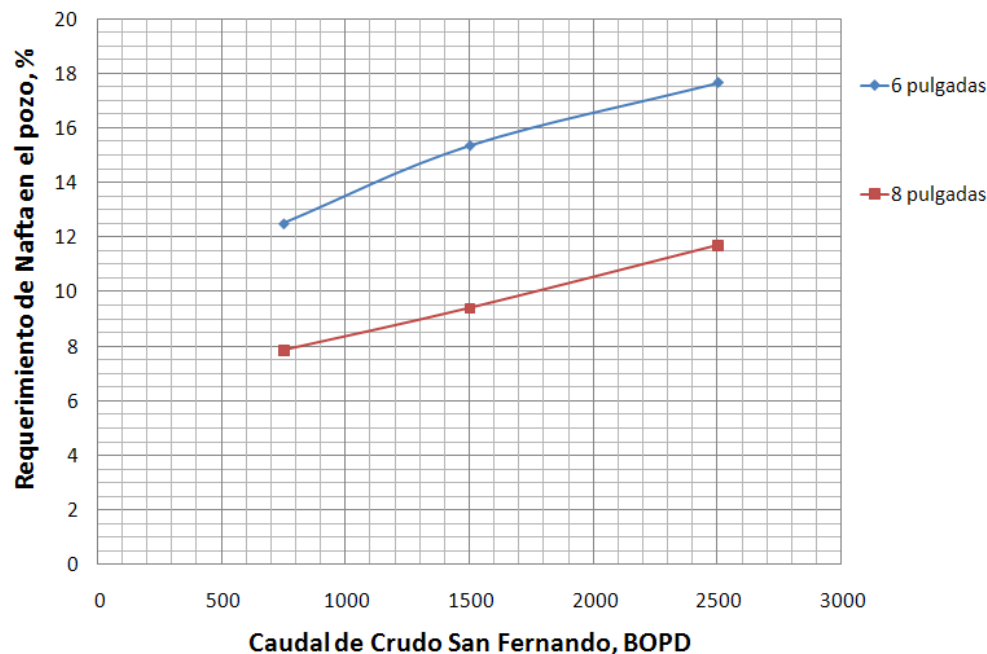
4.2.1 Líneas de flujo de los pozos. Los pozos del área SW llevarán los fluidos producidos a la troncal en el múltiple del pozo SW-1. Para la selección del diámetro se hicieron corridas de la herramienta general de cálculo, determinando el requerimiento de nafta en el pozo y la temperatura de llegada al SW-1, con una presión en cabeza de pozo de 400 psi y una presión en SW-1 de 200 psi. La siguiente tabla muestra los resultados para tuberías de 6 y 8 pulgadas aisladas y no aisladas.

Tabla 21. Requerimiento de Nafta y temperatura de llegada a la troncal, de las líneas de los pozos SW.

Líneas de 6 pulgadas sin aislamiento						
Longitud, m	750 BOPD		1500 BOPD		2500 BOPD	
	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF
800	7,6	136	10,8	143	13,2	146
2000	12,5	123	15,4	135	17,7	140
3200	17,4	110	19,9	126	22,1	134
Líneas de 6 pulgadas con aislamiento						
Longitud, m	750 BOPD		1500 BOPD		2500 BOPD	
	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF
800	7,0	143	10,5	146	13,0	148
2000	11,3	135	14,7	141	17,2	145
3200	15,5	126	18,8	136	21,4	142
Líneas de 8 pulgadas sin aislamiento						
Longitud, m	750 BOPD		1500 BOPD		2500 BOPD	
	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF
800	2,8	132	4,9	140	7,6	14,4
2000	7,9	118	9,4	130	11,7	72
3200	12,9	103	13,9	120	15,8	130
Líneas de 8 pulgadas con aislamiento						
Longitud, m	750 BOPD		1500 BOPD		2500 BOPD	
	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF	%Nafta	T SW-1, ºF
800	1,9	140	4,4	145	7,4	147
2000	6,3	130	8,5	139	11,2	143
3200	10,6	119	12,5	132	15,0	139

El criterio que permite determinar el diámetro de estas tuberías es la cantidad máxima de nafta que se debe adicionar al crudo San Fernando en la recolección. Se ha establecido que para el tratamiento crudo, se requieren mínimo 20% de Nafta. Este valor sería el máximo para la recolección. Con este criterio se puede determinar el diámetro de las líneas de pozo para todo el rango de caudal de crudo. Se toma el valor promedio de las longitudes SW de 2.000 m y las tuberías sin aislamiento para realizar la próxima gráfica.

Figura 28. Requerimiento de Nafta en líneas de 6 y 8 pulgadas SW sin aislar

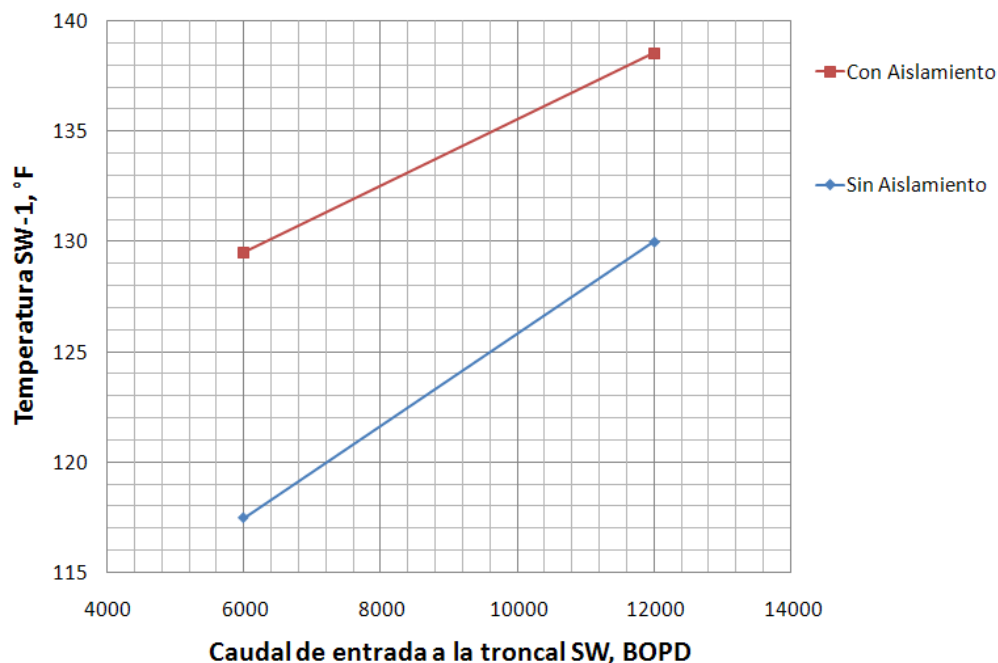


Los diámetros de 6 y 8 pulgadas servirían desde el punto de vista de requerimiento de nafta máxima. Sin embargo con el propósito de ampliar el rango operativo de las líneas se puede optar por líneas de 8 pulgadas. En el caso de los pozos que transporten más de 2.000 BOPD de crudo, como en el caso del Chichimene-18, se recomienda utilizar líneas de 8 pulgadas.

La siguiente figura muestra la temperatura de llegada a la troncal SW, dependiendo del flujo. 6.000 BOPD asumiendo que los 8 pozos llegan con 750 BOPD cada uno o 12.000 BOPD que es el caudal de diseño máximo de la troncal, asumiendo que los 8 pozos llegan con 1.500 BOPD cada uno. La figura presenta estos resultados para línea de 8 pulgadas con aislamiento y sin aislamiento.

Estos valores nos permitirán establecer la temperatura de inicio de la troncal, dependiendo de si esta aislada o no y del flujo de crudo transportado. En el caso de recolectarse 10.000 BOPD de crudo, la temperatura al inicio de la troncal sería de 126°F si no se aísla el sistema o 136°F si se aísla.

Figura 29. Temperatura de llegada a la troncal SW



4.2.2 Troncal SW. La siguiente tabla presenta los resultados de requerimiento de nafta en la troncal SW de 6.000 m y su temperatura de llegada a la estación para diámetros de 16 y 20.

Tabla 22. Requerimiento de Nafta en la troncal SW y temperatura de llegada a la estación.

Troncal SW sin Aislamiento				
BOPD	16 pulgadas		20 pulgadas	
	% Nafta	T ECH, °F	% Nafta	T ECH, °F
6000	17,3	104	13,3	101
12000	18,8	119	13,7	116
Troncal SW con Aislamiento				
BOPD	16 pulgadas		20 pulgadas	
	% Nafta	T ECH, °F	% Nafta	T ECH, °F
6000	14,8	118	10,7	116
12000	17,0	131	11,7	130

La troncal de 16 pulgadas es suficiente para el transporte de los fluidos del área SW. El máximo requerimiento de nafta con esta línea es menor al tope de 22% para tratamiento.

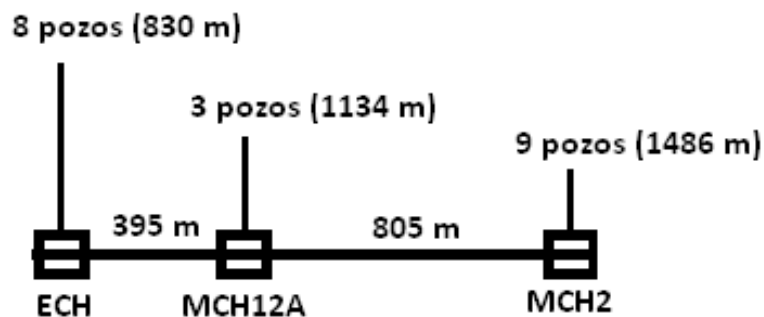
La temperatura de llegada a la estación varía unos 15°F dependiendo de si el sistema de recolección SW es aislado o no.

4.2.3 Evaluación económica de la alternativa de aislar el sistema de recolección. Se evaluará esta alternativa calculando los costos operativos (OPEX) como la variación de combustible para calentamiento en la etapa de tratamiento de crudo y cotizando los costos de inversión (CAPEX) del sistema de recolección con y sin aislamiento. Se tomará la decisión calculando el valor presente neto de estos costos con un tiempo de vida del proyecto de 10 años.

Para realizar esta evaluación económica se debe primero calcular la temperatura de llegada de la mezcla de las áreas NE y SW. Se asumirá un máximo producido por área de 10.000 BOPD de crudo San Fernando.

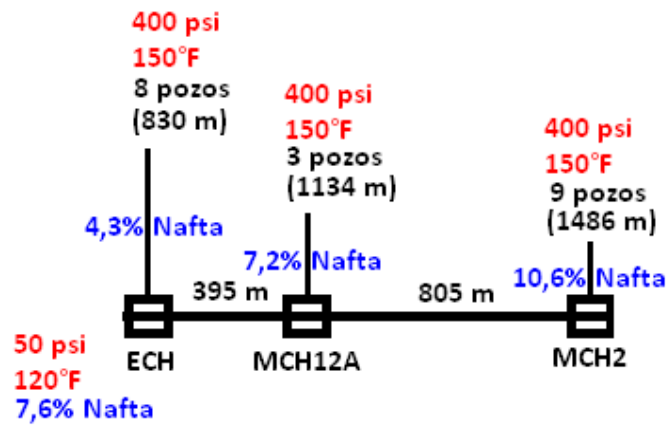
Para el cálculo de temperatura de llegada de los fluidos de la NE se utilizará el esquema de la figura 30. Se asume que los 20 pozos que actualmente tienen línea de producción aportan 10.000 BOPD de crudo San Fernando. Las longitudes entre paréntesis equivalen al promedio de las longitudes de los pozos que llegan a la estación de manera independiente, al múltiple MCH12A y al múltiple MCH2. Se asume la misma presión y temperatura de cabeza de pozo que la asumida en el diseño de la troncal SW de 400 psi y 150°F.

Figura 30. Esquema de producción del área NE.



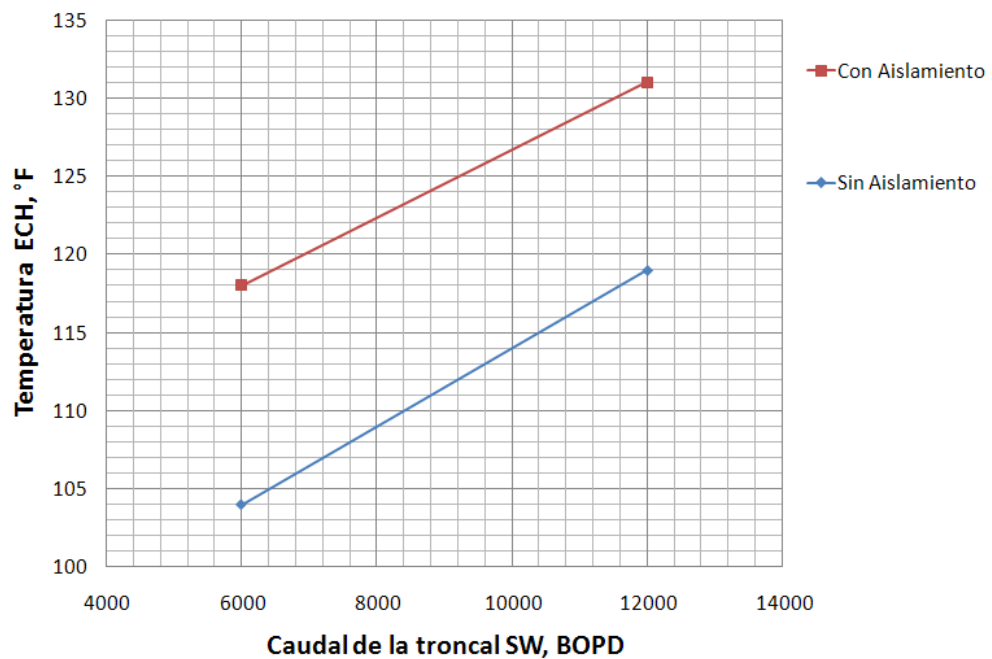
La solución del sistema de la troncal NE se presenta en la siguiente figura. Se estima un valor cercano al 8% de requerimiento de Nafta para la recolección de 10.000 BOPD y una temperatura de llegada de 120°F.

Figura 31. Requerimiento de Nafta y temperatura en la tronca NE. 10.000 BOPD



Por otra parte la temperatura de llegada de la troncal SW se puede estimar con la siguiente gráfica a partir de los datos de la tabla 21 para tubería de 16 pulgadas.

Figura 32. Temperatura de llegada de la troncal SW



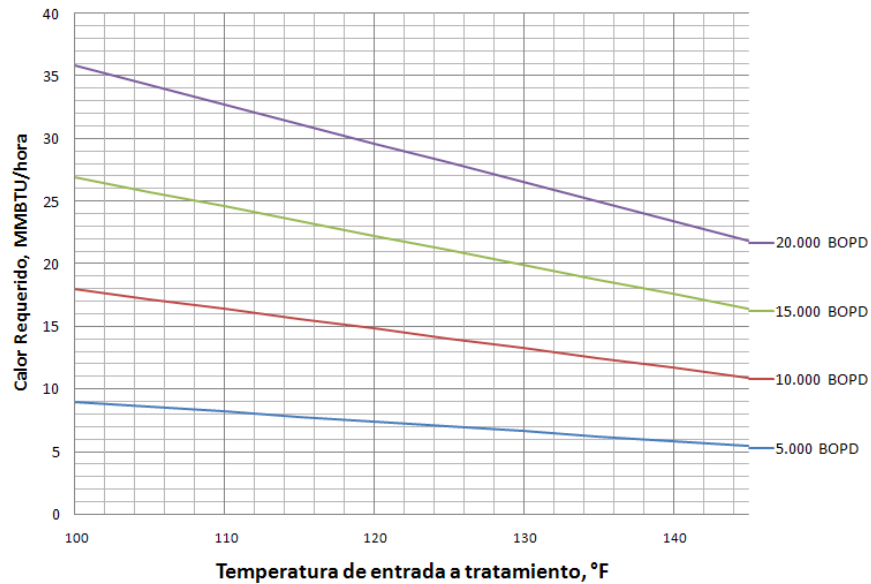
De acuerdo a la anterior figura si el sistema de recolección SW viene aislado la temperatura de llegada de 10.000 BOPD es de 127°F. Si no está aislado la temperatura de llegada de los fluidos a la estación es de 114°F. En tal caso la mezcla para tratamiento tendrá 124°F si el sistema SW está aislado o 117°F si no lo está.

Ahora bien, como se observa en la siguiente tabla y figura, la temperatura de entrada a la estación y la cantidad de crudo a tratar afecta de manera directa el calor requerido para calentamiento. La separación de crudo y agua emulsionada se lleva a cabo a 215°F con 22% de Nafta; el corte de agua en la etapa de remoción de agua emulsionada es de un 30%.

Tabla 23. Requerimiento de Calor para tratar crudo San Fernando a 215°F diluido con 22% de Nafta

T ECH, °F	Cantidad de Crudo Tratado a 215°F			
	5 KBOPD	10 KBOPD	15 KBOPD	20 KBOPD
	Calor Requerido para Tratamiento, MMBTH/h			
100	8,97	17,94	26,91	35,88
105	8,58	17,16	25,74	34,32
110	8,19	16,38	24,57	32,76
115	7,80	15,60	23,40	31,20
120	7,41	14,82	22,23	29,64
125	7,02	14,04	21,06	28,08
130	6,63	13,26	19,89	26,52
135	6,32	12,63	18,95	25,27
140	6,01	12,01	18,02	24,02
145	5,69	11,39	17,08	22,77

Figura 33. Requerimiento de Calor para tratar crudo San Fernando a 215°F diluido con 22% de Nafta



El cálculo de los costos asociados por calentamiento se realizan utilizando crudo tratado como combustible (~15°API, 18.000 BTU/lb) y una eficiencia en los calentadores de 70%.

La siguiente tabla muestra el resultado de los cálculos de calor y combustible requerido. Al aislar el sistema de recolección SW, se puede ahorrar un 7% de estos requerimientos de energía de tratamiento.

Tabla 24. Casos para evaluación económica

Caso	T ECH	Calor Requerido, MMBTU/h	Calor a suministrar, MMBTU/h	Consumo Combustible, BPD	Consumo Combustible, B/año
Aislamiento SW	124°F	28,3	40,4	162	59026
No Aislamiento SW	117°F	30,5	43,6	174	63614

De esta manera, cuando entre en pleno la troncal SW, con una producción total para Chichimene de 20 KBOPD se podría ahorrar cerca de 4.589 barriles de combustible al año si se tiene el sistema SW aislado. Sin embargo hay que considerar el valor de la inversión por aislamiento. Por lo tanto, se puede determinar los valores OPEX asociados al consumo de combustible, el valor VAPEX asociado a la inversión inicial y el valor VPN en costos, con el fin de determinar la viabilidad económica de instalar un sistema de recolección SW aislado.

Se tienen los siguientes parámetros de evaluación:

Tabla 25. Indicadores económicos

WACC	15%
WTI 2010-2020	Cera Bajo ECP 2009
Transporte Nafta-Chichimene	5 USD
Costo San Fernando %WTI	50%
Costo Nafta %WTI	105%
Costo tubería sin aislamiento	2.560.000 USD
Costo tubería aislada	5.478.261 USD

El resultado en el VPN de los costos a 10 años de operación, lo que incluye instalación y combustible para calentamiento como los principales factores que influyen al evaluar la factibilidad de instalar tubería instalada es el siguiente:

Tabla 26. Resultado evaluación

Caso	VPN Costos, MMUSD
Aislamiento SW	-15,56
No Aislamiento SW	-13,66

Por lo tanto, aunque existe un ahorro diario en la operación, al tener un sistema de recolección SW aislado, el costo de inversión de esta alternativa muestra que es económicamente mejor instalar un sistema sin aislamiento. La tabla anterior muestra que la alternativa de no aislar la tubería es 1,9 MMUSD más económica que la alternativa de aislar el sistema SW.

Por lo tanto, el sistema para la recolección de 20.000 BOPD de crudo de la formación T2 requiere:

- Un sistema paralelo para el transporte de Nafta para el área NE para llevar entre 8 y 14%vol del crudo producido en esta área. Utilizando un sobre diseño de 25% se puede establecer 17% como el requerimiento de Nafta para esta área de recolección. Lo que da un caudal de Nafta de unos 2.050 BPD para el sistema NE.

- Un sistema paralelo para el transporte Nafta para el área SW para llevar entre 13 y 18%. Utilizando un sobre diseño de 25% se puede establecer 22% como el requerimiento de Nafta para esta área de recolección. Lo que da un caudal de Nafta de 2.850 BPD para el sistema SW. Las dimensiones del sistema de recolección SW se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 27. Especificaciones sistema de recolección SW

Parte	Especificación
Líneas de Pozo	8 pulgadas
Troncal SW	16 pulgadas
Aislamiento	Ninguno

Finalmente las líneas de prueba trabajarían así:

- La línea existente de 6 pulgadas del sistema NE, requiere 19,3% de dilución utilizando 2.500 BOPD de crudo, como valor máximo. Dando un flujo de nafta de 600 BPD para diluir el crudo de un pozo que entra a prueba de producción.

- Se recomienda una línea de 10 pulgadas para la prueba de los pozos del sistema SW. Se requiere 20% de dilución utilizando 2.500 BOPD de crudo, como valor máximo. Dando un flujo de nafta de 650 BPD para diluir el crudo de un pozo que entra a prueba de producción.

5 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Es de esperar que la viscosidad del líquido aumente y por lo tanto la viscosidad de la mezcla con el incremento del corte de agua. Este incremento alcanza un máximo en el punto de inversión de fases de emulsiones crudo/agua. El punto de inversión de fases está alrededor de 50% de BSW, sin embargo este punto puede ser reducido a 35% al inyectar químico rompedor de emulsiones W/O.
- La dilución de crudo San Fernando y la formación de emulsiones de este crudo disperso en agua, reducen drásticamente su viscosidad. Sin embargo la dilución es aplicable a lo largo de todo el rango crítico de viscosidad, esto es para cortes de agua menores al punto de inversión. La emulsificación solo es aplicable para cortes de agua superiores al 35%, para cortes inferiores, la emulsión no presenta la estabilidad requerida para transporte.
- El modelo de cálculo del perfil de presión y temperatura del sistema de levantamiento y recolección de crudo San Fernando, permite reproducir de manera razonable los datos de campo y el comportamiento experimental. El cálculo más importante es la potencia requerida de la bomba de subsuelo, ya que con base en este valor se pueden evaluar las diferentes alternativas para la recolección de crudo San Fernando.
- Una vez el corte de agua de los pozos que producen crudo San Fernando aumenten hasta alcanzar un corte de agua cercano al del punto de inversión, la potencia requerida de levantamiento podría duplicarse si no se aplica ninguna tecnología de reducción de viscosidad.
- Las tecnologías de calentamiento y aislamiento son insuficientes para manejar el incremento esperado en la viscosidad. Solo las tecnologías de emulsificación y dilución reducen drásticamente la viscosidad aparente del fluido producido con crudo San Fernando. Solo la Dilución se puede aplicar por ahora, mientras el corte de agua se encuentre entre 3 y 35%. Se recomienda diluir en fondo de pozo para minimizar el costo por levantamiento de crudo San Fernando.
- Para el diseño de un sistema de recolección, como el caso presentado del área SW de Chichimene para crudo Extrapesado, es imprescindible tener en cuenta las condiciones de tratamiento, ya que generalmente se requiere de la combinación de dilución y calentamiento. Las decisiones que se tomen en el diseño del sistema de recolección no deben basarse solo en las pérdidas de Presión, sino también en las pérdidas de Temperatura, lo que afecta directamente los costos de tratamiento. Sin embargo, después de realizado el análisis técnico y económico, se concluye

que el nuevo sistema de recolección SW no debe estar aislado térmicamente, por su alto costo de inversión.

- Se recomienda iniciar un proyecto de Integración Energética, no solo para el área de Chichimene, sino para toda el área de crudos pesados de los Llanos, Castilla, Apiay y Acacías, con el fin de optimizar los requerimientos de Diluyente y Calor. Esta optimización debe incluir el análisis integral de las etapas de Levantamiento, Recolección, Tratamiento y Transporte por oleoducto.

6 BIBLIOGRAFÍA

AL-BESHARAH J. M., AKASHAH S. A. and MUMFORD, Binary mixture viscosities. Two part series. Oil and Gas Journal, Feb-20 pp 35 and Mar-6 pp 50, 1989

ANGELI P. and HEWITT G. F., Flow structure in horizontal oil water flow. International Journal of Multiphase Flow 26 (2000) 1117-1140

ARCE T. G. y HERNÁNDEZ P. L., Estudio y análisis de las principales técnicas utilizadas para el transporte de crudo pesado por oleoducto. Tesis de pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga 1985.

ARIRACHAKARAN S., An experimental study of two-phase oil-water flow in horizontal pipes. M. S. Thesis, U of Tulsa, 1983

ARIRACHAKARAN S., OGLESBY K. D., MALINOWSKY M. S. and BRILL J. P., An analysis of Oil/Water flow phenomena in horizontal pipes. SPE 18836, March 13-14, 1989

BÁNZER C., Correlaciones numéricas P.V.T., Universidad del Zulia. Instituto de Investigaciones Petroleras. Fundación Laboratorio de Servicios Técnicos Petroleros, Maracaibo VEN, Enero de 1996

BARNES H. A., HUTTON J. F. and WALTERS K., An Introduction to rheology. Alberystwyth (UK): Walters K., 1989

BARRUFET M. and GABITTO J., Experimental and theoretical determination of heavy oil viscosity under reservoir conditions. Final Progress report Oct-1999 May-2003. Texas A&M University, Petroleum Engineering Department

BEGGS H. D., Production Optimization using NODAL Analysis. OGCI Publications.

BENSAKHRIA A., PEYSSON Y. and ANTONINI G., Experimental Study of the pipeline lubrication for heavy oil transport. Oil & Gas S&T Rev. IFP Vol. 59 (2004), No. 5, pp. 523-533

BIRD R. B., STEWARD W. E. and LIGHTFOOT E.N., Transport phenomena. New York: John Wiley & Sons, Inc. 1960

BOGER D. V. and HALMOS A. L., Non Newtonian flow II: fully developed tube flow. Transport, Momentum transport, Viscoelasticity and Turbulence. Series C. Department of chemical engineering Monash University Clayton. Australia: Gordon R. J. AICHEMI 1991 v2.

BRAUNER N. and ULLMANN A., Modeling of phase inversion phenomenon in two phase pipe flow. International Journal of Multiphase Flow 28 (2002) 1177-1204

CÁCERES R. O., Entorno tecnológico regional crudos pesados; omar.caceres@ecopetrol.com.co, UDE, Instituto Colombiano del petróleo, 2008

CHARLES M. E., GOVIER G. W. and HODGSON G. W., The horizontal pipeline flow of equal density oil water mixtures. The Canadian Journal of Chemical Engineering, February 1961, 39, 27-36

CHURCHILL S. W. and USAGI P. A., A general expression for the correlation of rates of transfer and other phenomena. AICHE J Vol. 18, No 6, 1972, pp 1121-1128

GARCÍA Ch. C. A., Efecto de la concentración del surfactante en la estabilidad de emulsiones O/W de crudos pesado; tesis de grado, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Universidad Industrial de Santander, 2003

GLASS W., Water addition aids pumping viscous oils. Chem. Eng. Progress, March 1961, 57, 116-118

GOLAN M. and WHITSON C. H., Well performance. University of Trondheim. The Norwegian Institute of Technology NTH. USA: Prentice Hall, 1991.

GONZÁLEZ Julio, Diplomado en producción de crudos pesados. Módulo IV: Operaciones de transporte. Universidad Industrial de Santander. Escuela de ingeniería de petróleo, Sep. 2008

HAPANOWICZ J., Slip between the phases in two phase water oil flow in a horizontal pipe. International Journal of Multiphase Flow (2008)

HASSON D. and NIR A., Annular flow of two immiscible liquids: II Analysis of core-liquid ascent. Can. J. Chem. Eng., Oct. 1970

MALINOWSKY M. S., An experimental study of oil-water and air-oil-water flowing mixtures in horizontal. M. S. Thesis, U of Tulsa, 1975

OGLESBY K. D., An experimental study on the effects of oil viscosity, mixture velocity and water fraction on horizontal oil-water flow. M. S. Thesis, U of Tulsa, 1979

OLDSHUE J. Y. and HERBST N. R., A Guide to Fluid Mixing. LIGHTNIN Second Printing, library of congress catalog card number 92-138819, USA 1992

OLIVEIRA R. C. G, and GONCALVES M. A. L. Emulsión Rheology, Theory vs. Field Observation. Offshore Technology Conference, OTC 17386. Houston, TX, 2005

OLUJIC Zarco. Compute friction factors fast for flow in pipes. Chemical Engineering december 14, 1981

RUSSELL T. W. F., HODGSON G. W. and GOVIER G. W., Horizontal pipeline flow of mixtures of oil and water. Can. J. Chem. Eng. (Feb. 1959) 37, 9-17

SANIERE A., HÉNAUT I. and ARGILLIER J. F., Pipeline transportation of heavy oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge. Oil and Gas science and technology. Rev. IFP, Vol. 59 (2004), No. 5, pp. 455-466

SCHRAMM G., Introducción a la viscosimetría práctica. Alemania: Gebrüder HAAKE

SKELLAND A. H. P., Non Newtonian flow and heat transfer. USA: John Wiley & Sons, Inc. 1967

SMITH B. Guidelines set out pumping heavy crudes. The Oil and Gas Journal, May 28, 1979 pp 111-114

SZILAS A. P., Production and transport of oil and gas. Part B: gathering and transport. Developments in petroleum science 18b. Hungary: ELSEVIER, 1986.

Worldwide heavy oil reserves by country; www.heavyoilinfo.com

XU X. X., Study on oil water two phase flow in horizontal pipelines. Journal of Petroleum Science and Engineering 59 (2007) 43-58

ANEXO

El algoritmo de cálculo de los perfiles de presión y temperatura del sistema de recolección, sigue los siguientes pasos:

1. Se divide la línea de flujo desde el fondo o cabeza de pozo hasta la estación de recolección, en secciones las cuales van a tener asignadas una presión y una temperatura promedio.
2. Se calcula el flujo volumétrico, la densidad, la viscosidad, la tensión interfacial, el poder calorífico, etc. del Crudo, del Gas y del Agua en cada sección. Estas cantidades y propiedades son función de la presión y la temperatura.
3. Se utiliza un modelo de cálculo de gradiente de presión multifásico el cual determina, principalmente, la fracción de líquido y de gas de cada sección. Con esta fracción se procede a calcular las propiedades de mezcla como densidad, viscosidad y tensión interfacial, con el fin de determinar, el número de Reynolds, el factor de fricción y finalmente el gradiente de presión de cada sección.
4. Se calcula el perfil de presión de la línea de flujo utilizando el gradiente de presión y la longitud de cada sección.

A continuación se presentan las ecuaciones utilizadas en el presente trabajo para el cálculo de los perfiles de presión y temperatura del sistema de recolección.

A1- Caudal de Crudo

$$q_o = Q_o B_o \frac{5,615}{86.400}$$

Donde

q_o , es el flujo de aceite a las condiciones de presión y temperatura de la sección, pc/seg

Q_o , es el flujo de aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, BOPD

B_o , es el factor volumétrico de formación del aceite, pc/SCF

A2- Factor volumétrico de formación del aceite

Si la presión (P) es mayor a la presión de burbuja (P_b), $P > P_b$

$$B_o = B_{ob} EXP(C_o(P_b - P))$$

Donde

P , es la presión, PSI

B_{ob} , es el factor volumétrico de formación del aceite en el punto de burbuja, pc/SCF; este valor se determina con la ecuación de Vázquez y Beggs.

C_o , es la compresibilidad del aceite, psi-1

Para $P < P_b$, se utiliza la ecuación de Vázquez y Beggs

$$B_o = 1 + 0,0004677R_s + 0,00001751(T - 60) \left(\frac{API}{\gamma_g} \right) - 0,000000018106R_s(T - 60) \left(\frac{API}{\gamma_g} \right)$$

Donde

R_s , es la solubilidad del gas en el aceite, SCF/STB

T , es la temperatura, °F

API , es la densidad del crudo

γ_g , es la gravedad específica del gas (aire=1)

A3- Presión de burbuja

Ecuación de Total C.F.P

$$P_b = C_1 \left(\frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{C_2} 10^{(C_3 T - C_4 API)}$$

Con

API	C1	C2	C3	C4
<10	12,847	0,964	0,00099	0,0342
>10	25,276	0,762	0,00084	0,0113

A4- Solubilidad del Gas en el Aceite

Para $P < P_b$

Ecuación de Total C.F.P

$$R_s = \gamma_g \left(\frac{P}{C_1} 10^{(C_2 API - C_3 T)} \right)^{C_4}$$

Con

API	C1	C2	C3	C4
<10	12,265	0,0304	0	0,9669
>10	15,006	0,0152	0,000448	1,095

A5- Compresibilidad del aceite

Ecuación de Petrosky y Farshad

$$C_o = 0,0000001705R_s^{0,6936}\gamma_g^{0,1885}API^{0,3772}T^{0,6729}P^{-0,5906}$$

A6- Caudal de Gas

$$q_g = \left(\frac{Q_o(GOR - R_s) - Q_w R_{sw}}{86.400} \right) B_g$$

Donde

q_g , es el flujo de gas a las condiciones de presión y temperatura de la sección, pc/seg

GOR , es la relación gas/crudo fiscalizado en los tanques de almacenamiento, SCF/STB

B_g , es el factor volumétrico de formación del gas, pc/SCF

Q_w , es el flujo de agua en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, BOPD

R_{sw} , es la solubilidad del gas en el agua, SCF/STB

A7- Factor volumétrico de formación del Gas

$$B_g = 0,0287 \frac{Z(T + 460)}{P}$$

Donde

Z , es el factor de compresibilidad del gas

A8- Factor de compresibilidad del Gas

Ecuación de Beggs y Brill

$$Z = A + \frac{1 - A}{\exp^B} + C(P_{pr}^D)$$

Donde

P_{pr} , es la presión pseudoreducida del gas igual a P/P_c

Con

$$A = 1,39(T_{pr} - 0,92)^{0,5} - 0,36T_{pr} - 0,1$$

Donde

T_{pr} , es la temperatura pseudoreducida del gas igual a T/T_c

Con

$$B = (0,62 - 0,23T_{pr})P_{pr} + \left(\frac{0,066}{T_{pr} - 0,86} - 0,037 \right) P_{pr}^2 + \frac{0,32P_{pr}^6}{10^E}$$

$$C = 0,132 - 0,32 \log(T_{pr})$$

$$D = 10^F$$

$$E = 9(T_{pr} - 1)$$

$$F = 0,3106 - 0,49T_{pr} + 0,1824T_{pr}^2$$

A9- Solubilidad del Gas en el Agua

Ecuación de Mc Coy R.L.

$$R_{sw} = A + BP + CP^2$$

Con

$$A = 2,12 + 0,00345T - 0,0000359T^2$$

$$B = 0,0107 - 0,0000526T + 0,000000148T^2$$

$$C = -0,000000875 + 0,0000000039T - 0,0000000000102T^2$$

A10- Caudal de Agua

$$q_w = Q_w B_w \frac{5,614}{86.400}$$

q_w , es el flujo de agua a las condiciones de presión y temperatura de la sección, pc/seg

Q_w , es el flujo de agua en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, BOPD

B_w , es el factor volumétrico de formación del agua, pc/SCF

A11- Factor volumétrico de formación del agua

Ecuación de Mc Cain W. D. Jr.

$$B_w = (1 + A)(1 + B)$$

Con

$$A = -0.00000000195PT - 0.000000000000173P^2T - 0,000000359P - 0,000000000225P^2$$

$$B = -0,01 + 0,000133T + 0,000000551T^2$$

A12- Densidad del Crudo

$$\rho_o = \frac{62,4GE + 0,0136\gamma_g R_s}{B_o}$$

Donde

ρ_o , es la densidad del aceite a las condiciones de presión y temperatura de la sección, lb/pc

GE , es la gravedad específica del aceite a 14,7 PSI y 60°F

A13- Densidad del Gas

$$\rho_g = \frac{P(PM)}{10,73Z(T + 460)}$$

Donde

ρ_g , es la densidad del gas a las condiciones de presión y temperatura de la sección, lb/pc

PM , es el peso molecular del gas

A14- Densidad del Agua

$$\rho_w = \frac{62,4}{B_w}$$

A15- Viscosidad del Crudo Vivo

Para $P < P_b$, se utiliza la ecuación de Chew y Connally

$$\mu_{ol} = 10^{(R_s(0,00000022R_s - 0,00074))} \mu_{od} \left(\frac{0,68}{10^{(0,0000862R_s)}} + \frac{0,25}{10^{(0,0011R_s)}} + \frac{0,062}{10^{(0,00374R_s)}} \right)$$

Donde

μ_{ol} , es la viscosidad del crudo vivo, cp

μ_{od} , es la viscosidad del crudo muerto, cp

Para $P > P_b$, se utiliza la ecuación de Vázquez y Beggs

$$\mu_{ol} = \mu_{ob} \left(\frac{P}{P_b} \right)^{(2,6P^{1,187} \exp(-11,513 - 0,0000898P))}$$

Donde

μ_{ob} , es la viscosidad del crudo en el punto de burbuja; este valor se puede calcular utilizando la ecuación de Chew y Connally

A16- Viscosidad del Gas

Ecuación de Carr, Kobayashi y Burrows, para viscosidad a presión atmosférica

$$\mu_{ga} = (0,00001709 - 0,000002062\gamma_g)T + 0,008188 - 0,00615 \log(\gamma_g)$$

Donde

μ_{ga} , es la viscosidad del gas a presión atmosférica, cp

Para viscosidad a cualquier presión, se utiliza la ecuación de Demsey

$$\mu_g = \frac{\mu_{ga}}{T_{pr}} \exp^A$$

Con

$$\begin{aligned} A = & \left(-2,462 + 2,971P_{pr} - 0,286P_{pr}^2 + 0,0081P_{pr}^3 \right. \\ & + T_{pr}(2,809 - 3,498P_{pr} + 0,3604P_{pr}^2 - 0,0104P_{pr}^3) \\ & + T_{pr}^2(-0,7934 + 1,3964P_{pr} - 0,1491P_{pr}^2 + 0,0044P_{pr}^3) \\ & \left. + T_{pr}^3(0,084 - 0,1864P_{pr} + 0,0203P_{pr}^2 - 0,00061P_{pr}^3) \right) \end{aligned}$$