

**SENSIBILIDAD DE LAS VARIABLES OPERACIONALES EN EL TRANSPORTE
DE CRUDO PESADO**

**LAURA NATALIA CUBIDES ROJAS
PAULA JIMENA PEÑA SÁNCHEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FISICO-QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2009

**SENSIBILIDAD DE LAS VARIABLES OPERACIONALES EN EL TRANSPORTE
DE CRUDO PESADO**

**LAURA NATALIA CUBIDES ROJAS
PAULA JIMENA PEÑA SÁNCHEZ**

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARA OPTAR AL
TITULO DE INGENIERA DE PETRÓLEOS**

**Director
JULIO CESAR PÉREZ ÁNGULO
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FISICO-QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2009

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
1. GENERALIDADES DE LOS CRUDOS PESADOS	2
1.1 PROPIEDADES DE LOS CRUDOS PESADOS	2
1.2 RESERVAS Y PRODUCCIÓN DE CRUDOS PESADOS	5
1.3 ALTERNATIVAS PARA EL TRANSPORTE DE CRUDO PESADO	8
1.3.1 Dilución.	9
1.3.2 Calentamiento.	9
1.3.3 Emulsificación.	10
1.3.4 Flujo Anular (CAF).	10
2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL FLUJO DE FLUIDOS	12
2.1 CLASIFICACIÓN DE LOS FLUIDOS SEGÚN EL COMPORTAMIENTO REOLÓGICO	12
2.1.1 Fluidos Newtonianos.	13
2.1.2 Fluidos No – Newtonianos.	15
2.2 REGÍMENES DE FLUJO	18
2.3 GRADIENTE DE PRESIÓN EN OLEODUCTOS	20
2.4 COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE LOS FLUIDOS	23
2.4.1 Flujo de Fluidos	24
2.5 PRESIÓN DE DISEÑO DE LA TUBERÍA	29
2.6 PERFIL DE PRESIÓN	30
2.7 PERFIL DE TEMPERATURA	31
3. FUNDAMENTOS DE LA ALTERNATIVA DE DILUCIÓN	33

3.1 COMPORTAMIENTO DE LA VISCOSIDAD DEL CRUDO DILUIDO	33
3.1.1 Viscosidad de mezclas binarias de líquidos.	34
3.2 ELECCIÓN DEL DILUENTE	37
3.2.1 Dilución con crudos livianos.	38
3.2.2 Dilución con Nafta.	38
3.3 APLICACIONES EN LA INDUSTRIA DE LA ALTERNATIVA DE DILUCIÓN	39
4. FUNDAMENTOS DE LA ALTERNATIVA DE EMULSIFICACIÓN	40
4.1 DEFINICIÓN DE EMULSIÓN	40
4.1.1 Influencia de la composición de una emulsión.	40
4.1.2 Tipos de emulsión.	41
4.2 EMULSIFICACIÓN	42
4.3 SURFACTANTES	42
4.3.1 Elección del surfactante.	43
4.4 VISCOSIDAD DE LAS EMULSIONES	44
4.4.1 Factores que afectan la viscosidad de una emulsión.	45
4.4.2 Viscosidad aparente de la emulsión.	45
4.5 ESTABILIDAD	46
4.6 EMULSIONES EN LA INDUSTRIA PETROLERA	47
4.6.1 Formación de las emulsiones.	47
4.6.2 Tratamiento de emulsiones de crudo pesado.	47
4.6.3 Emulsiones para el transporte de crudo pesado.	48
4.6.4 Sistema de un oleoducto para la alternativa de emulsificación.	50
5. VARIABLES QUE AFECTAN EL PROCESO DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO POR OLEODUCTO	52
5.1.1 Gravedad API.	55

5.1.2 Viscosidad de la mezcla.	56
5.2.1 Impacto de la temperatura en la viscosidad de la emulsión	57
5.2.2 Impacto del contenido de agua en la viscosidad de la emulsión.	58
5.3 IMPACTO DE LAS VARIABLES EN EL CAUDAL OPERACIONAL PARA DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN	61
5.3.1 Impacto del diámetro de la tubería.	61
5.3.2 Impacto de la caída de presión.	63
5.3.3 Coeficiente global de transferencia de calor.	66
5.3.4 Requerimientos de energía.	69
6. APLICACIÓN DEL TRANSPORTE DE CRUDO PESADO PARA LAS ALTERNATIVAS DE DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN	72
6.1 ALTERNATIVA DE DILUCIÓN	73
6.1.1 Elección del porcentaje óptimo de diluyente.	75
6.1.2 Elección del caudal máximo operacional.	77
6.1.3 Alternativas de diseño del oleoducto.	78
6.2 ALTERNATIVA DE EMULSIFICACIÓN	84
6.2.1 Elección del contenido de agua en la emulsión.	86
6.2.2 Alternativas de diseño del oleoducto Rubiales – El Porvenir.	87
OBSERVACIONES	92
CONCLUSIONES	93
RECOMENDACIONES	95
BIBLIOGRAFÍA	96
ANEXOS	99

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Clasificación de crudo pesado, extrapesado y bitumen.	3
Figura 2. Reservas mundiales de crudo. 2006.	6
Figura 3. Producción mundial de crudo. 2006.	6
Figura 4. Área de interés exploratorio para crudos pesados en Colombia.	7
Figura 5. Flujo anular.	11
Figura 6. Clasificación reológica de los fluidos.	13
Figura 7. Deformación laminar de un líquido entre dos placas paralelas.	13
Figura 8. Comportamiento reológico de un fluido Newtoniano	15
Figura 9. Comportamiento reológico de los fluidos no – Newtonianos independientes del tiempo.	16
Figura 10. Comportamiento reológico de los fluidos no – Newtonianos dependientes del tiempo.	17
Figura 11. Régimen de flujo laminar y turbulento.	18
Figura 12. Flujo monofásico a través de una tubería.	20
Figura 13. Diagrama de Moody.	21
Figura 14. Balance de cantidad de movimiento.	24
Figura 15. Oleoducto con n tramos.	30
Figura 16. Efecto de dilución en la viscosidad del crudo pesado.	34
Figura 17. Efecto de la temperatura en la viscosidad de la mezcla.	36
Figura 18. Tipos de emulsiones.	41
Figura 19. Estructura de una emulsión.	42
Figura 20. Molécula de surfactante.	43

Figura 21. Escala HLB.	44
Figura 22. Transporte por emulsiones a través de un oleoducto.	51
Figura 23. Comportamiento del API en mezclas con diferentes diluentes.	55
5.1.2 Viscosidad de la mezcla.	56
Figura 24. Comportamiento de la viscosidad con Nafta como diluyente.	56
Figura 25. Comportamiento de la viscosidad en función de la temperatura en emulsificación.	57
Figura 26. Comportamiento reológico de la emulsión por la Ley de Potencia.	59
Figura 27. Viscosidad de la emulsión en función de la velocidad de deformación.	60
Figura 28. Capacidad de la tubería a diferentes diámetros para dilución.	61
Figura 29. Capacidad de la tubería a diferentes diámetros para emulsificación.	62
Figura 30. Capacidad de la tubería a diferentes presiones de descarga en dilución con diámetro constante.	64
Figura 31. Capacidad de la tubería a diferentes presiones de descarga en emulsificación para el contenido de agua óptimo.	65
Figura 32. Variación de la temperatura a lo largo de la tubería.	66
Figura 33. Variación de la viscosidad a lo largo de la tubería.	67
Figura 34. Efecto del coeficiente global de transferencia de calor en dilución a diámetro y presión de descarga constante.	68
Figura 35. Efecto del coeficiente global de transferencia de calor en emulsificación a presión de descarga y contenido de agua constante.	69
Figura 36. Ahorro en los requerimientos de presión a diferentes diámetros de tubería en función del porcentaje de diluyente.	70
Figura 37. Ahorro en los requerimientos de presión a diferentes diámetros de tubería en función del contenido de agua.	71
Figura 38. Perfil topográfico Rubiales – El Porvenir.	74

Figura 39. Comportamiento del crudo Rubiales diluido en el oleoducto.	74
Figura 40. Viscosidad en función del porcentaje de Nafta.	76
Figura 41. Resultados del modelo hidráulico para dilución a presión de descarga constante (1900 psi).	77
Figura 42. Caudal operacional de mezcla máximo para las alternativas de diseño en dilución.	83
Figura 43. Ganancias generadas por las alternativas de diseño al caudal máximo y al caudal objetivo en dilución.	84
Figura 44. Efecto de la relación O/W en la viscosidad de la emulsión.	86
Figura 45. Caudal máximo de emulsión para las alternativas de diseño.	90
Figura 46. Ganancias generadas por las alternativas de diseño al caudal máximo y al caudal objetivo en emulsificación.	91

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Comparación de las alternativas de transporte.	11
Tabla 2. Determinación del régimen del flujo por el número de Reynolds.	19
Tabla 3. Relación de parámetros Reológicos	28
Tabla 4. Datos de entrada para el análisis de las variables.	53
Tabla 5. Datos de salida de la herramienta.	54
Tabla 6. Comportamiento reológico de la emulsión 75/25 por medio de la Ley de Potencia evaluado en laboratorio.	58
Tabla 7. Comportamiento reológico de la emulsión 70/30 por medio de la Ley de Potencia evaluado en laboratorio.	59
Tabla 8. Especificaciones de tubería ANSI/ASME B-31.4.	63
Tabla 9. Máxima presión de operación.	64
Tabla 10. Coeficiente global de transferencia de calor y costos de tubería.	66
Tabla 11. Propiedades del crudo Rubiales.	73
Tabla 12. Propiedades de la Nafta.	76
Tabla 13. Ganancias generadas por la alternativa 0.	79
Tabla 14. Comportamiento del caudal máximo de operación y el caudal objetivo para dilución.	80
Tabla 15. Consideraciones del análisis económico para dilución y emulsificación.	81
Tabla 16. Ganancias generadas, CAPEX y OPEX en dilución.	82
Tabla 17. Ventajas y desventajas de las alternativas de diseño para dilución.	82
Tabla 18. Propiedades del crudo Castilla.	85

Tabla 19. Caudal máximo de crudo para diferentes diámetros a 90 °F en emulsificación.	87
Tabla 20. Caracterización del oleoducto en emulsificación para las alternativas de diseño.	88
Tabla 21. Ventajas y desventajas de las alternativas de diseño para emulsificación.	88
Tabla 22. Ganancias generadas, CAPEX y OPEX en emulsificación.	90

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. MANUAL DE USUARIO DE LA HERRAMIENTA PARA LAS ALTERNATIVAS DE DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN	100
ANEXO B. RESULTADOS DE LA APLICACIÓN DE LA ALTERNATIVA DE DILUCIÓN	112
ANEXO C. RESULTADOS DE LA APLICACIÓN DE LA ALTERNATIVA DE EMULSIFICACIÓN	119
ANEXO D. HERRAMIENTA PARA EL MODELAMIENTO HIDRÁULICO POR LAS ALTERNATIVAS DE DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN	126

RESUMEN

TITULO: SENSIBILIDAD DE LAS VARIABLES OPERACIONALES EN EL TRANSPORTE DE CRUDO PESADO.¹

AUTORES: LAURA NATALIA CUBIDES ROJAS.
PAULA JIMENA PEÑA SÁNCHEZ.²

PALABRAS CLAVES: dilución, emulsificación, crudo pesado, alternativas de transporte, variables operacionales, sensibilidad, oleoducto.

DESCRIPCIÓN

Las reservas de crudo pesado no son tenidas en cuenta como recurso energético debido a las dificultades y costos asociados con su producción. Razón que ha creado la necesidad de buscar alternativas para el transporte de crudo pesado. En la práctica, las alternativas que han proporcionado los mejores resultados son dilución y emulsificación. El objetivo general de este trabajo es evaluar la influencia de las variables operacionales por medio de la sensibilidad de: diámetro de tubería, coeficiente global de transferencia de calor y presión de descarga de la bomba para las alternativas de dilución y emulsificación, aplicado al oleoducto Rubiales-El Porvenir.

El desarrollo del campo Rubiales ha estado limitado por las restricciones en el transporte. Actualmente no existe un oleoducto que comunique este campo con El Porvenir, estación donde los crudos de la región son transportados a Coveñas. Debido a la proyección de la zona, se requiere la construcción de un oleoducto. Sin embargo, la problemática de transportar estos crudos por oleoducto, se presenta por las altas viscosidades que los caracterizan; dificultando el flujo y encareciendo esta etapa por los costos operacionales y la necesidad de invertir en tubería.

El análisis de la sensibilidad de las variables operacionales, permitió concluir que la implementación de estas alternativas logra incrementar la capacidad de flujo del oleoducto y disminuir los costos operacionales de manera significativa; debido a la drástica disminución en la viscosidad del crudo. Finalmente se propone diluir como la alternativa más favorable.

¹ Trabajo de Grado.

² Aspirantes al título de Ingeniero de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ciencias Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director. Ing. Julio Cesar Pérez Ángulo.

ABSTRACT

TITLE: SENSIBILITY OF THE OPERATIONAL VARIABLES IN THE TRANSPORT OF HEAVY OIL.³

AUTHORS: LAURA NATALIA CUBIDES ROJAS.
PAULA JIMENA PEÑA SÁNCHEZ.⁴

KEY WORDS: dilution, emulsification, heavy oil, alternatives of transport, operational variables, sensibility, pipeline.

DESCRIPTION

Usually, the heavy oil reserves are not kept in mind as energy source due to the difficulties and costs associated with their production. Reason that has created the necessity to look alternatives for the transport of heavy oil. In practice, the alternatives that have provided the best results are dilution and emulsification. The overall objective of this work is to evaluate the influence of the operational variables through the sensitivity of: diameter, global coefficient of heat transfer and discharge pressure of the pump for the alternatives of emulsification and dilution applied to the pipeline Rubiales - El Porvenir.

The development of Rubiales field has been limited by restrictions on transport. Currently there is no pipeline that communicates this area with El Porvenir, the station where the crude is transported to Coveñas. Due to the projection of the area, requires the construction of a pipeline. However the problem of transporting heavy oil by pipeline is presented by the high viscosities that characterize this oil, hindering the flow and increasing in prices this stage by the investment in pipeline and operational costs, caused by high energy consumption of the pumps.

The sensitivity of variables analysis concluded that the implementation of these alternatives will increase flow capacity of the pipeline and reduce operational costs significantly, due to the drastic decrease in the viscosity of oil. Finally, the dilution is proposed as the best alternative of transport.

³ Degree Project.

⁴ Petroleum Engineers Candidates of the Industrial University of Santander. Faculty of Physical Chemistry. School of Petroleum Engineering. Director. Julio Cesar Pérez Ángulo.

NOMENCLATURA

μ :	Viscosidad.
A :	Constante de la ecuación de Andrade.
B :	Constante de la ecuación de Andrade.
T :	Temperatura.
τ :	Esfuerzo de corte.
τ_w :	Máximo esfuerzo de corte (esfuerzo de corte en la pared).
$\dot{\gamma}$:	Velocidad de deformación del fluido.
n :	Índice de flujo.
m :	Factor de consistencia.
k :	Parámetro del factor de consistencia.
D :	Diámetro de la tubería.
V :	Velocidad.
ρ :	Densidad.
Q :	Caudal.
Re :	Número de Reynolds.
R :	Radio de la tubería.
P_0 :	Presión en el inicio de la tubería.
P_L :	Presión en el final.
n^* :	Índice de flujo generalizado.
k^* :	Factor de consistencia generalizado.
$\dot{\gamma}_w$:	Velocidad de deformación del fluido en la pared de la tubería.
Re_{gen} :	Número de Reynolds generalizado.
Z :	Altura.
P_1 :	Presión en el punto 1.
P_2 :	Presión en el punto 2.
V_1 :	Velocidad del fluido en la entrada.

V_2 :	Velocidad del fluido en la salida.
h_L :	Pérdidas locales.
h_f :	Pérdidas de presión por fricción.
f :	Factor de fricción.
L :	Longitud de la tubería.
$P_{diseño}$:	Presión de diseño.
S :	Resistencia mínima a la cedencia.
E :	Factor de soldadura longitudinal.
F :	Factor de diseño.
A :	Tolerancia a la corrosión.
t :	Espesor de la pared de la tubería.
ΔP :	Gradiente de presión.
ϵ :	Rugosidad relativa de la tubería.
A_C :	Parámetro de la ecuación de factor de fricción de Churchill.
B_C :	Parámetro de la ecuación de factor de fricción de Churchill.
Q_t :	Caudal total.
T_L :	Temperatura en L .
T_1 :	Temperatura inicial.
T_s :	Temperatura de los alrededores.
T_f :	Temperatura del fluido a lo largo de la tubería.
T_{amb} :	Temperatura ambiente.
T_b :	Temperatura de bombeo.
A_R :	Parámetro de la ecuación de Ramey.
C_p :	Capacidad calorífica.
w :	Flujo másico.
U :	Coefficiente global de transferencia de calor.
x :	Fracción molar.
v :	Fracción volumétrica.
G :	Parámetro empírico de la ecuación de Grungerb and Nissan.

I :	Índice de mezcla o función de Refutas.
I_{mez} :	Función de Refutas de la mezcla.
L_C :	Función de Cragoe.
α :	Constante empírica de la ecuación de Lederer.
v_o :	Fracción volumétrica del crudo.
v_d :	Fracción volumétrica del diluyente.
μ_o :	Viscosidad del crudo.
μ_d :	Viscosidad del diluyente.
μ_e :	Viscosidad de la emulsión.
v_w :	Concentración volumétrica de la fase dispersa.
% Ahorro:	Porcentaje de ahorro en los requerimientos de presión.
Q_c :	Caudal de crudo.
Q_{Nafta} :	Caudal de Nafta.
P_d :	Presión de descarga de la bomba.
%W:	Porcentaje de agua en la emulsión.
ER:	Estación de rebombeo.
ID:	Diámetro interno.
Nv_d :	Número de porcentajes de diluyente.
Nv_w :	Número de contenido de agua.
O/W:	Relación de aceite y agua en emulsión.

INTRODUCCIÓN

El incremento de la demanda energética mundial y la declinación de los crudos convencionales, hace necesaria la explotación de crudos no convencionales, donde los crudos pesados toman importancia por sus grandes reservas. Siendo indispensable el desarrollo de nuevas técnicas en las etapas de exploración, explotación, transporte y refinación.

En el transporte de crudo pesado por oleoducto el principal problema es el manejo de altas viscosidades que dificultan el flujo, encareciendo esta etapa desde el punto de vista de inversión en tubería y costos operacionales; causados por altos consumos energéticos de las bombas. Las alternativas desarrolladas se han centrado en minimizar la resistencia al flujo, con el fin de mejorar y facilitar el manejo a lo largo de distancias apreciables. Hasta el presente se han aplicado las alternativas de dilución, emulsificación y calentamiento, y a nivel de laboratorio se han realizado pruebas por flujo anular (CAF).

Colombia cuenta con grandes reservas de crudo pesado localizadas especialmente en Magdalena Medio y los Llanos Orientales. El campo de mayor proyección es Rubiales y está ubicado en los Llanos Orientales, el cual no ha sido desarrollado de manera adecuada debido a las restricciones en el transporte. Con el objetivo de determinar las condiciones óptimas en el transporte de este crudo, se realizará la sensibilidad a las variables operacionales, teniendo en cuenta que las alternativas de dilución y emulsificación son las que han proporcionado mejores resultados.

1. GENERALIDADES DE LOS CRUDOS PESADOS

Usualmente las reservas de crudo pesado no son tenidas en cuenta como recurso energético, debido a las dificultades y costos asociados con su producción.

La problemática de transportar los crudos pesados por oleoducto, se presenta por la ubicación geográfica de los yacimientos en el país y las altas viscosidades que los caracterizan dificultando la movilidad de los mismos. Estas razones implican altos consumos de energía o grandes inversiones en tubería por la dimensión de los diámetros que requiere.

Se han buscado alternativas convencionales y no convencionales para el transporte de crudo, desde los campos de producción a las refinerías o puertos de exportación que faciliten el flujo. Entre estas alternativas se encuentran: dilución, calentamiento, emulsificación y flujo anular. En la práctica, los estudios que han dado mejores resultados a un menor costo son diluir y emulsificar.⁵

En este capítulo se realiza una descripción de este tipo de crudo, las reservas, la producción y las alternativas de transporte.

1.1 PROPIEDADES DE LOS CRUDOS PESADOS

Los crudos pesados a menudo son el resultado de la oxidación bacteriana de los crudos convencionales en el yacimiento. Tienen diferentes propiedades físicas y químicas que se degradan generalmente:

- Alta viscosidad.

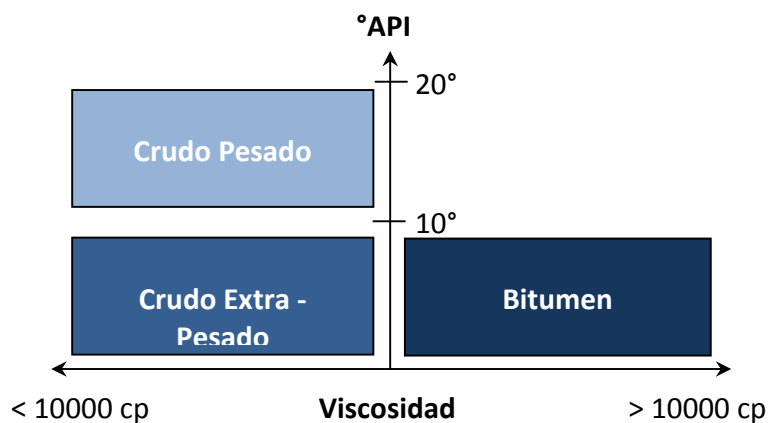
⁵ SANIERE, A, HÉNAUT, I, and ARGILLIER, J-F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic Economic and Technological Challenge". Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59. 2004.

- Baja gravedad API.
- Alto punto de fluidez: 80 °F – 100 °F.
- Alto contenido de metales pesados como Níquel y Vanadio.
- Alto contenido de azufre y nitrógeno.
- Alta relación gas aceite (GOR).
- Salinidad del crudo.
- Producción de arena.

Los crudos pesados se clasifican de acuerdo a la densidad en:

- Crudo pesado: $10^\circ < \text{API} < 20^\circ$.
- Crudo extrapesado y bitumen: $\text{API} < 10^\circ$. La viscosidad en yacimiento hace la diferencia entre estos.

Figura 1. Clasificación de crudo pesado, extrapesado y bitumen.



Fuente: SANIERE, A, HÉNAUT, I, and ARGILLIER, J-F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic Economic and Technological Challenge". Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59. 2004. Pág. 455-466.

Características que debe tener un crudo pesado para ser transportado por tubería:

- Temperatura por encima del punto de fluidez.

- Viscosidad lo suficientemente baja, con el objetivo de disminuir costos y los requerimientos de bombeo.

Viscosidad de los crudos pesados

Indica la facilidad con que un fluido fluye cuando se le aplica una fuerza externa. Es función del estado de las propiedades del fluido, por esta razón se deben tener en cuenta para determinar el método más económico y apropiado para transportar el crudo pesado. Estas propiedades son:

- Temperatura: Influye en la viscosidad de los líquidos, debido a que el transporte por oleoducto se hace a temperatura ambiente. Esta temperatura es menor al punto de fluidez del crudo. A medida que la temperatura aumenta la viscosidad disminuye. Comportamiento que se predice por medio de la ecuación de Andrade:

$$\mu = Ae^{B/T}$$

Ec. 1.1

- Presión: No se consideran los efectos de la presión sobre la viscosidad, debido a que los cambios de presión entre las estaciones de bombeo no son significativos.
- Velocidad de deformación: Afecta la viscosidad según el tipo de fluido.

Los fluidos Newtonianos son aquellos en los que la viscosidad se afecta por los cambios de temperatura y presión, por lo tanto cuando estas propiedades permanecen constantes la viscosidad también, a cualquier gradiente de velocidad que se encuentre sometido el fluido. Los fluidos no - Newtonianos son aquellos en los que la viscosidad varía con la velocidad de deformación.

La viscosidad se clasifica en:

- Viscosidad absoluta o dinámica: medida de la resistencia de los fluidos al deslizamiento o a sufrir deformaciones internas. La unidad en el sistema CGS es el poise.
- Viscosidad cinemática: cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. La unidad en el sistema CGS es el Stokes.

1.2 RESERVAS Y PRODUCCIÓN DE CRUDOS PESADOS

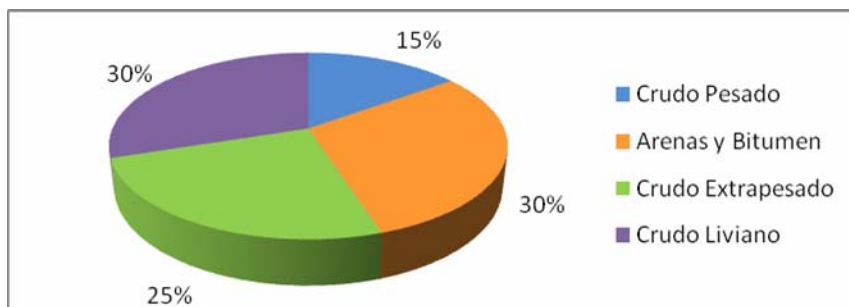
El desarrollo de los crudos pesados y extrapesados ha aumentado desde finales del siglo pasado, con el resurgimiento en la escena mundial de las grandes reservas de Venezuela y Canadá. Crecimiento impulsado por factores como:

- Menor disponibilidad de crudos livianos.
- Avances tecnológicos, que han reducido los costos de producción en las áreas de explotación.

En la actualidad, se estima que el 70% de las reservas mundiales corresponden a crudos pesados y extrapesados y el 30% a crudos convencionales.⁶

⁶ www.ecopetrol.com.co

Figura 2. Reservas mundiales de crudo. 2006.



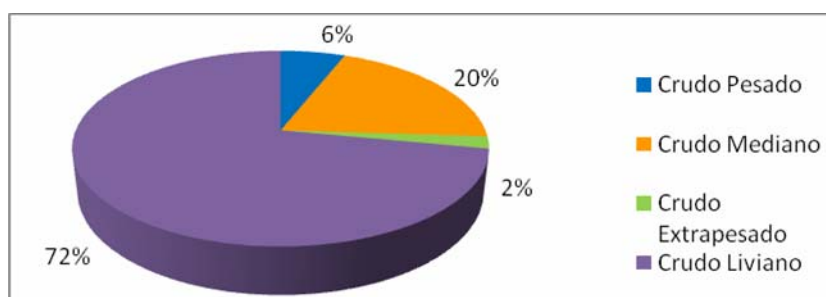
Fuente: www.anh.gov.co

Las reservas de crudo pesado se han convertido en recursos estratégicos, teniendo en cuenta, que las posibilidades de encontrar yacimientos gigantes de crudo liviano son cada vez más escasas.

El desarrollo efectivo de los campos de crudo pesado, depende de la integración de las siguientes etapas:

- Exploración.
- Explotación.
- Transporte.
- Refinación y comercialización.

Figura 3. Producción mundial de crudo. 2006.



Fuente: www.anh.gov.co

En Colombia los crudos pesados forman parte importante de la solución energética del futuro. Requieren de tecnología, conocimiento y experiencia para su desarrollo sostenible.

Ecopetrol tiene como proyecto aumentar la producción de crudo a un millón de barriles equivalentes al año 2015. Se espera que el aporte de crudos pesados sea del 30%. Se proyecta que los crudos pesados sean producidos por los campos Castilla, San Fernando, Rubiales, Teca, Nare y Jazmín.

La representación más importante para el desarrollo de este tipo de crudo se encuentra en la región de los Llanos Orientales con 368 MMBO en reservas probadas y 411 MMBO en reservas probables al año 2006. Los campos más representativos son Rubiales, Castilla y San Fernando. Además de las áreas conocidas, Colombia tiene expectativas de desarrollo en nuevas áreas exploratorias buscando la adición de nuevas reservas de crudos pesados.

Figura 4. Área de interés exploratorio para crudos pesados en Colombia.



Fuente: www.anh.gov.co

La zona de bloques entre Rubiales y Quifa, en el departamento del Meta, tiene reservas que van a justificar el crecimiento de la producción.

El Campo Rubiales es la vanguardia de dicho desarrollo, con una meta probable de los 100.000 BOPD y optimista de 160.000 BOPD. Por lo que es necesario adecuar las facilidades de recolección y tratamiento, así como construir un nuevo oleoducto para el transporte de estos volúmenes de producción, que actualmente son transportados por carrotanque.

1.3 ALTERNATIVAS PARA EL TRANSPORTE DE CRUDO PESADO

El objetivo general de este trabajo es mostrar la influencia de las variables operacionales en el transporte de crudo pesado por oleoducto. Con esto se busca evaluar diferentes alternativas de transporte por oleoducto para el campo Rubiales, desde la estación de producción hasta la estación intermedia El Porvenir (220 Km).

Existen diferentes factores que influyen en la elección de la alternativa de transporte a emplear. Entre estos se encuentran:

- Requerimientos de tubería.
- Localización geográfica.
- Costos de operación.
- Calidad del crudo.
- Disponibilidad de materiales y equipos.

Las alternativas para transporte de crudo pesado son dilución, calentamiento, emulsificación y flujo anular.

A continuación se realiza una descripción general de la aplicabilidad de estas alternativas.

1.3.1 Dilución. La dilución consiste en mezclar un crudo pesado con uno de mayor °API o con un solvente; generando una disminución de la viscosidad y la densidad del crudo original.

Los diluentes más utilizados para el transporte de crudo pesado son: crudos livianos, Nafta, gasolina natural, entre otros. En el desarrollo de los crudos pesados en Colombia se ha venido utilizando Nafta y otros crudos livianos tanto para el tratamiento como para el transporte.

La viabilidad económica del método depende de la disponibilidad de diluyente en los alrededores del crudo a tratar.

1.3.2 Calentamiento. La viscosidad de los crudos es muy sensible a los cambios de temperatura. Por esta razón se puede utilizar el calentamiento como alternativa de transporte del crudo pesado.

Es importante resaltar que se pierde calor durante el transporte, por lo que la temperatura cae incrementando la viscosidad y la caída de presión; siendo necesarias estaciones de recalentamiento en el oleoducto y enterramiento, uso de aislante o instalación de chaquetas térmicas en la tubería. Logrando así mantener la temperatura del crudo y la viscosidad en un rango apropiado para el transporte. Por supuesto la aplicación de esta alternativa implica altos costos (se suele utilizar el 15% del crudo transportado).⁷

⁷ Instituto Colombiano del Petróleo.

El límite superior de temperatura del crudo usualmente es de 200 °F; para evitar gasificación, cavitación de las bombas y deterioro del aislante si la tubería fuera recubierta.

1.3.3 Emulsificación. Una emulsión es una combinación de dos líquidos inmiscibles bajo condiciones normales. Uno de los líquidos se encuentra disperso en el otro en forma de gotas pequeñas.

Existen dos clases de emulsiones en producción:

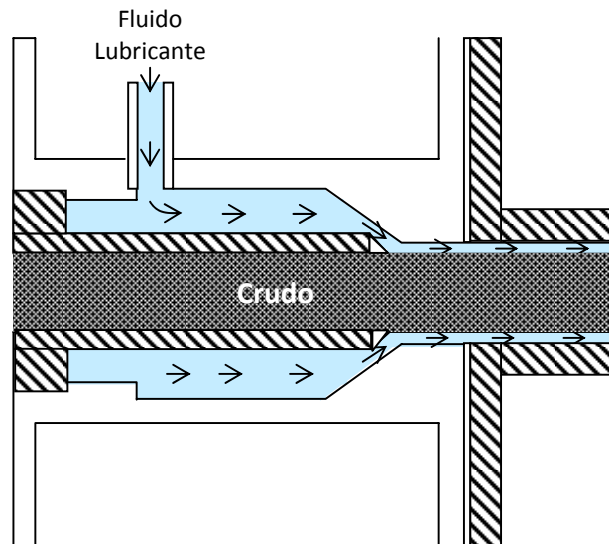
- Emulsión directa: consiste en la dispersión de gotas de agua en crudo. Presentan mayor viscosidad que el crudo solo.
- Emulsión inversa: consiste en la dispersión de gotas de crudo en agua, suelen tener una drástica reducción en la viscosidad del crudo. Este tipo de emulsión es la que se utiliza en el transporte por oleoducto.

Para lograr que uno de los líquidos se disperse en el otro es necesario adicionar energía por medio de sistemas de agitación, rotor-estator y dispositivos de alta presión (homogenizadores). Generando turbulencia y permitiendo la formación de la emulsión. También es necesario la adición de un agente emulsificador, que aumenta la estabilidad de la emulsión.

1.3.4 Flujo Anular (CAF). Consiste en la introducción de una película muy delgada de agua entre el crudo y la pared de la tubería. El agua actúa como lubricante mejorando la fluidez.

Es un método que presenta muchos problemas debido a la inconsistencia de la película de agua, porque el crudo tiende a adherirse a la pared de la tubería llevando a una eventual restricción y bloqueo del sistema de flujo.

Figura 5. Flujo anular.



Fuente: A. Bensakhria, Y. Peysson and G. Antonini. "Experimental Study of the Pipeline Lubrication for Heavy Oil Transport". Oil & Gas Science and Technology.

Tabla 1. Comparación de las alternativas de transporte.

	CALENTAMIENTO	DILUCIÓN	EMULSIÓN	FLUJO ANULAR
Diámetro de tubería requerido	Normal	Grande	Grande	Normal
Corrosión	Potencial	-	Potencial	Potencial
Costos adicionales	Normal (calentadores)	Alto (diluente)	Normal / Alto (sistemas suplementarios)	Normal / Alto (sistemas suplementarios)
Condiciones ambientales	Fuentes eléctricas	-	Tratamiento de separación de agua	Tratamiento de agua

←-----> Soluciones tradicionales <-----> Soluciones a desarrollar

Fuente: A. Saniere, I. Hénaut, and J.F. Argillier. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge". Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59. 2004. Pág. 455-466.

2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL FLUJO DE FLUIDOS

En el estudio del flujo de crudo pesado por tubería es importante conocer los principales factores que gobiernan el comportamiento del fluido. Estos factores son la presión, la temperatura, el caudal, las propiedades químicas y termodinámicas de los fluidos, la dimensión y alineación de las tuberías.

En este capítulo se presentan los principios teóricos y matemáticos del flujo de fluidos en tubería, particularmente en flujo horizontal.

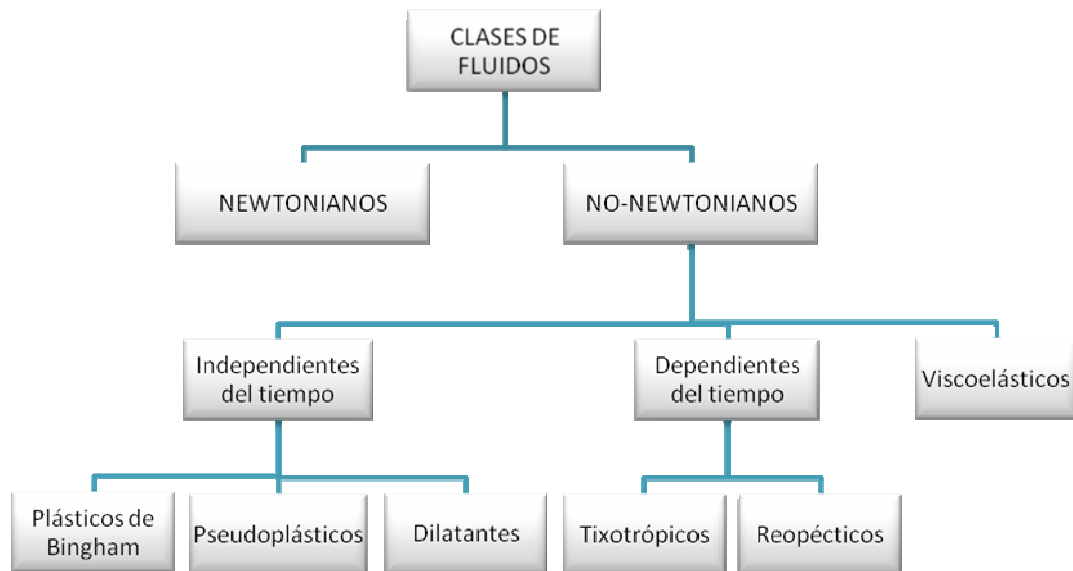
2.1 CLASIFICACIÓN DE LOS FLUIDOS SEGÚN EL COMPORTAMIENTO REOLÓGICO

Un fluido se define como una sustancia que se deforma continuamente bajo la aplicación de esfuerzos de corte.

De acuerdo a como se deforma en respuesta al esfuerzo aplicado, los fluidos se clasifican en Newtonianos y no – Newtonianos.

La figura 6 se muestra la clasificación general de los fluidos.

Figura 6. Clasificación reológica de los fluidos.

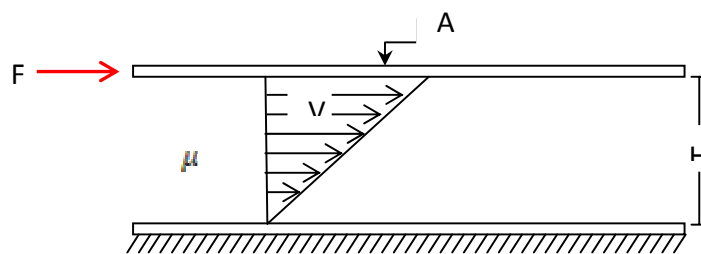


Fuente: Autores del proyecto.

2.1.1 Fluidos Newtonianos.

Si se considera un fluido contenido entre dos placas horizontales, paralelas, de área A , separadas por una distancia muy pequeña H .

Figura 7. Deformación laminar de un líquido entre dos placas paralelas.



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

El sistema inicialmente está en reposo, luego se aplica una fuerza tangencial F produciendo el desplazamiento de la placa superior a una velocidad constante V sobre la superficie del fluido. Las capas adyacentes empiezan a deslizarse unas sobre otras. Las capas de fluido se adhieren a las superficies de las placas; la capa inferior queda estacionaria, mientras la superior se desplaza a una velocidad V , directamente proporcional a la distancia H de la placa fija.

Newton expresó que la fuerza por unidad de área, es proporcional a la disminución de la velocidad con la distancia H y la constante de proporcionalidad es la viscosidad del fluido.⁸

$$\frac{F}{A} = \mu \frac{V}{H} \quad \text{Ec. 2.1}$$

El esfuerzo de corte τ y la velocidad de corte Y se define por:

$$\tau = \frac{F}{A} \quad \text{Ec. 2.2}$$

$$Y = -\frac{dv}{dh} \quad \text{Ec. 2.3}$$

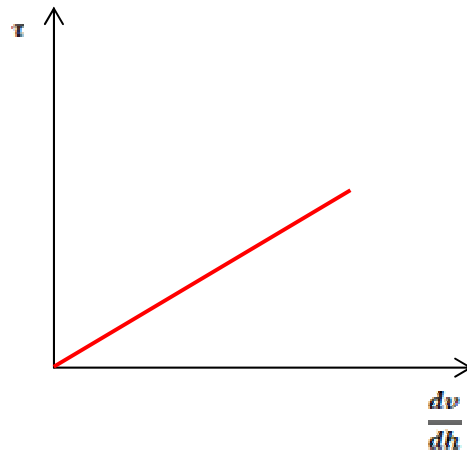
Sustituyendo las ecuaciones 2.2 y 2.3 en la ecuación 2.1, se obtiene la definición general de esfuerzo de corte debido a la viscosidad:

$$\tau = -\mu \frac{dv}{dh} \quad \text{Ec. 2.4}$$

En el caso de fluidos Newtonianos, la curva es una línea recta que pasa por el origen y de pendiente constante μ .

⁸ BIRD R. B., STEWARD W. E. and LIGHTFOOT E.N. "Transport phenomena". New York: John Wiley & Sons, Inc. 1960.

Figura 8. Comportamiento reológico de un fluido Newtoniano



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

2.1.2 Fluidos No – Newtonianos. Existen algunos materiales que no se comportan de acuerdo a la ley de Newton de la viscosidad.

En los fluidos no – Newtonianos, el esfuerzo de corte no es directamente proporcional a la velocidad de deformación, pero si es función de esta. La manera de generalizar esta relación es:

$$\left(-\frac{dv}{dh}\right) = f(\tau) \quad \text{Ec. 2.5}$$

Los fluidos no – Newtonianos se clasifican con respecto a su comportamiento en el tiempo en:

2.1.2.1 Independientes del tiempo

– Fluidos Dilatantes

Son fluidos en los que se produce un aumento de la viscosidad con la velocidad de deformación, es decir, un aumento del esfuerzo cortante. Este fenómeno se produce debido a la fase dispersa del fluido. En dicho fluido tiene lugar un empaquetamiento de las partículas, dejando a la fase continua casi sin espacio. Si se aplica un esfuerzo, el empaquetamiento se altera y los espacios entre las partículas dispersas aumentan.

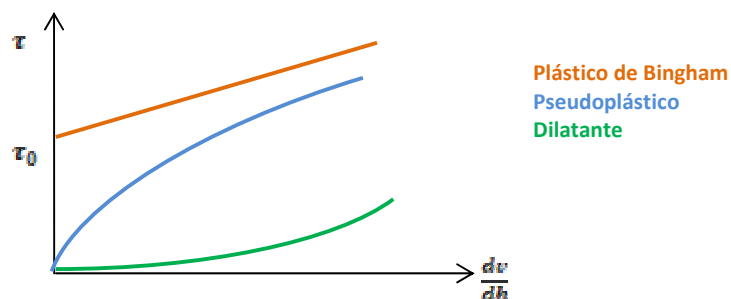
– Fluidos Pseudoplásticos

Este tipo de fluidos se caracteriza por una disminución de la viscosidad aparente y del esfuerzo de corte, debido al aumento de la velocidad de deformación y la menor interacción entre las partículas.

– Fluidos Plásticos de Bingham

El esfuerzo de corte varía linealmente con la velocidad de deformación, pero requiere de un esfuerzo de corte inicial τ_0 para que se presente la deformación. En este caso, si el esfuerzo de corte aplicado es menor a τ_0 , se comporta como un fluido Newtoniano.

Figura 9. Comportamiento reológico de los fluidos no – Newtonianos independientes del tiempo.



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

2.1.2.2 Dependientes del tiempo.

En este tipo de fluidos, la viscosidad aparente varía con el tiempo, así como con el gradiente de velocidad y la temperatura.

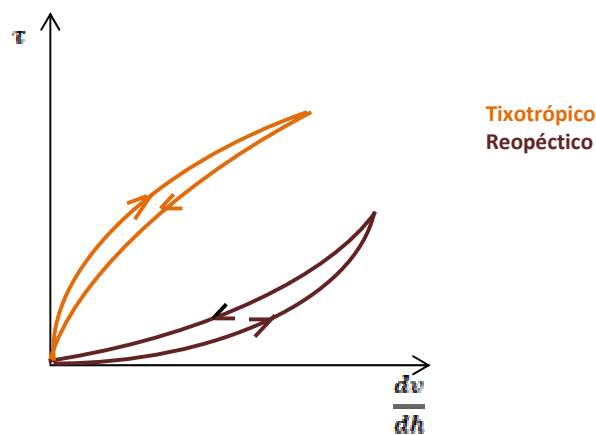
– Fluidos Tixotrópicos

A igual esfuerzo de corte, el fluido presenta mayor velocidad de deformación en el transcurso del tiempo. La viscosidad decrece durante la aplicación del esfuerzo.

– Fluidos Reopécticos

La viscosidad aumenta con el tiempo y con la velocidad de deformación y presentan una histéresis inversa.

Figura 10. Comportamiento reológico de los fluidos no – Newtonianos dependientes del tiempo.



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

2.1.2.3 Fluidos Viscoelásticos. Presentan cierta recuperación elástica y sus propiedades viscosas son complejas y dependientes del tiempo. Están formados por:

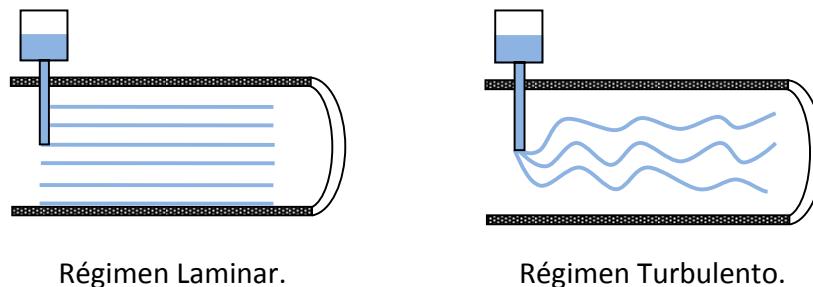
- Un componente elástico, que absorbe la energía aplicada transformándola en energía potencial, de forma que cuando esta cesa, la deformación vuelve a su estado inicial.
- Un componente viscoso que absorbe la energía aplicada transformándola en calor para fluir.

2.2 REGÍMENES DE FLUJO

La diferencia entre los regímenes de flujo laminar y turbulento en una tubería fue establecida por Reynolds.

- **Flujo laminar:** Ocurre a velocidades más bajas que la crítica. La velocidad del fluido es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en la pared.
- **Flujo turbulento:** ocurre a velocidades mayores que la crítica. Se caracteriza por el movimiento irregular e indeterminado de las partículas del fluido, en direcciones transversales a la dirección principal del flujo. La distribución de velocidades en este régimen, es más uniforme a través del diámetro de la tubería que en el régimen laminar.

Figura 11. Régimen de flujo laminar y turbulento.



Fuente: GONZÁLEZ, Julio. "Diseño de Oleoductos para Crudos Pesados y Extrapesados. 2008.

Los resultados de estos experimentos, se representan en términos de una variable adimensional, que recibe el nombre de número de Reynolds y se expresa por:

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} \quad \text{Ec. 2.6}$$

El valor numérico de esta variable adimensional, se considera como la relación de las fuerzas de inercia, respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por las fuerzas viscosas.

Las fuerzas viscosas son una manifestación de la fuerza de atracción intermolecular y son estabilizantes, mientras que las fuerzas inerciales por tratar de apartar los elementos del fluido son desestabilizantes. Por lo tanto el flujo estable (laminar) ocurre a bajos números de Reynolds; donde las fuerzas viscosas son dominantes. De lo contrario el flujo es inestable (turbulento); donde las fuerzas inerciales dominan el flujo.

Aunque no existe un consenso general en los rangos de los regímenes de flujo, suelen utilizarse los siguientes valores para tubería:

Tabla 2. Determinación del régimen del flujo por el número de Reynolds.

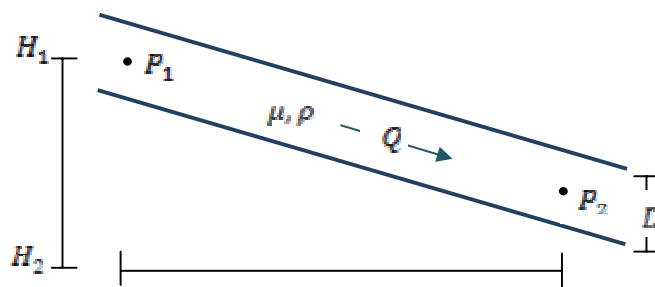
SITUACIONES DE INGENIERÍA	
Re	Régimen de Flujo
Re < 2100	Laminar
2100 < Re < 4200	Transición
Re > 4200	Turbulento

Fuente: autores del proyecto.

2.3 GRADIENTE DE PRESIÓN EN OLEODUCTOS

Considerando un fluido incompresible, con viscosidad μ y densidad ρ , que fluye a lo largo de una tubería de diámetro D , con un caudal Q , desde un punto 1 a un punto 2.

Figura 12. Flujo monofásico a través de una tubería.



Fuente: BEGGS, H. Dale. "Production Optimization Using Nodal™ Analysis". 1991. Oil & Gas Consultants International Inc.

El gradiente de presión interna del fluido es:

$$\Delta P = \frac{\Delta P}{\Delta L} \quad \text{Ec. 2.7}$$

Formado por tres componentes:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \left[\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{gravedad}} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{fricción}} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{aceleración}} \right] \quad \text{Ec. 2.8}$$

El gradiente de presión, es definido como la suma del gradiente por fricción y por gravedad. El gradiente de presión debido a la aceleración es despreciable. Finalmente la expresión es:

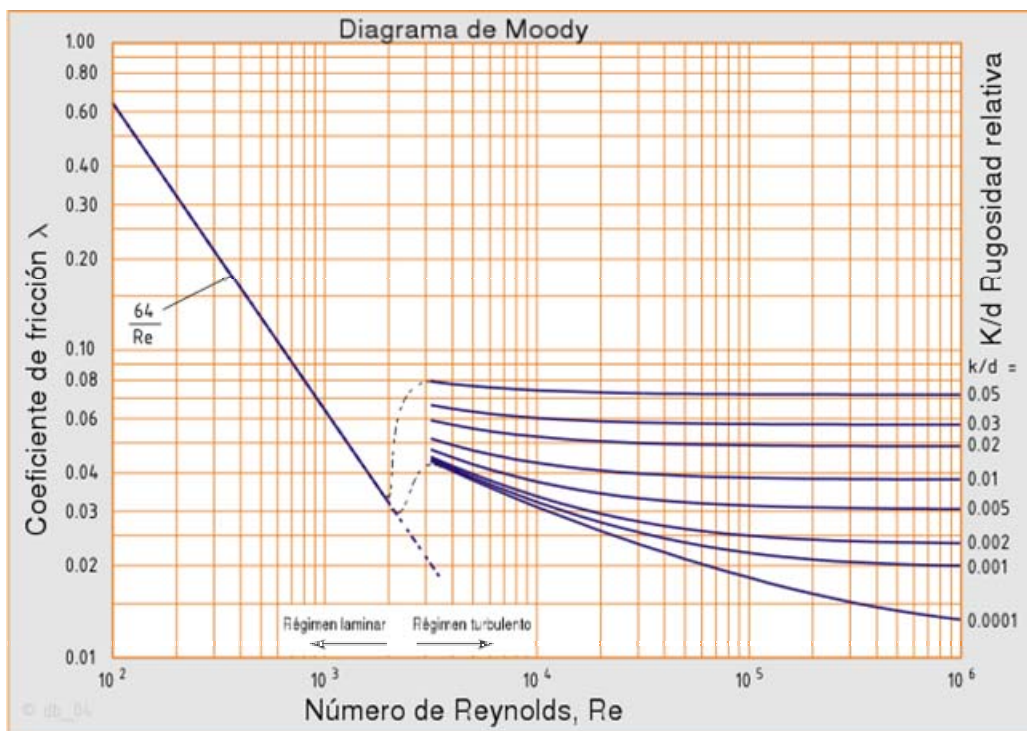
$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \gamma \left[1,422 \frac{\Delta H}{\Delta L} + \frac{1}{26552} \frac{Q^2}{D^5} f \right] \quad \text{Ec. 2.9}$$

Donde: $\Delta P = P_2 - P_1$ [Psi], $\Delta L = L_2 - L_1$ [m], $\Delta H = H_2 - H_1$ [m], Q [bbl/d], D [pulg].

En la ecuación 2.9, se ha mencionado el factor de fricción f , que puede ser calculado mediante correlaciones experimentales determinadas según las condiciones de flujo. Las correlaciones que proporcionan los datos más útiles y ampliamente aceptados para determinar el factor de fricción, fueron propuestas por L. F. Moody.

Para condiciones de flujo laminar f es función del número de Reynolds, mientras que para flujo turbulento, es también función de la rugosidad relativa (ϵ/D).

Figura 13. Diagrama de Moody.



Fuente: <http://commons.wikimedia.org/wiki/File:Moody-es.png>.

Cuando se necesita conocer el factor de fricción para un conjunto de valores de Re , el diagrama de Moody resulta ser un método tedioso. En estos casos se utilizan ecuaciones representativas, de las diferentes regiones en que se ha dividido este diagrama (figura 13).⁹

La ecuación 2.10 propuesta por Colebrook and White es la base del diagrama de Moody; útil tanto para tuberías lisas, rugosas y fluidos incompresibles. En tuberías lisas el primer término de la ecuación 2.10 se omite, debido a que la rugosidad de esta tubería es muy pequeña.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left(\frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re\sqrt{f}} \right) \quad \text{Ec. 2.10}$$

La ecuación propuesta por Prandtl es útil para tuberías lisas:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log(Re\sqrt{f}) - 0,8 \quad \text{Ec. 2.11}$$

El problema con las ecuaciones 2.10 y 2.11, es que su desarrollo implica un método de solución implícito del factor de fricción, resuelto por prueba y error. Razón por la se propusieron ecuaciones para aplicar métodos de solución explícitos.

La ecuación de mayor aplicación en la práctica, debido a que puede ajustarse a cualquier tipo de tubería y régimen de flujo fue propuesta por Churchill (ecuación 2.12).

$$f = 8 \left[\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + (A_\epsilon + B_\epsilon)^{-3/2} \right]^{1/12} \quad \text{Ec. 2.12}$$

⁹ OLUJIÉ, Zarko. "Compute Friction Factors Fast for Flow in Pipes". Chemical Engineering. 1981.

$$A_c = \left[2,457 \ln \left(\frac{1}{\left(\frac{\tau}{Re} \right)^{0,8} + 0,27 \left(\frac{\epsilon}{D} \right)} \right) \right]^{16} \quad \text{Ec. 2.13}$$

$$B_c = \left(\frac{37530}{Re} \right)^{16} \quad \text{Ec. 2.14}$$

2.4 COMPORTAMIENTO REOLÓGICO DE LOS FLUIDOS

El comportamiento reológico en estado estacionario de la mayor parte de los fluidos puede establecerse con la ecuación generalizada 2.15:

$$\tau = -\mu Y \quad \text{Ec. 2.15}$$

Existen modelos que expresan la relación entre τ y Y en estado estacionario.

Estos modelos contienen parámetros empíricos positivos. Su valor numérico, puede determinarse correlacionando los datos experimentales de Y y τ , a temperatura y presión constante.

– Modelo de Bingham

$$\tau = -\mu_0(Y) \pm \tau_0 \quad \text{Si } |\tau| > \tau_0 \quad \text{Ec. 2.16}$$

La sustancia que se comporta de acuerdo a este modelo permanece rígida mientras el esfuerzo de corte es menor de un determinado valor τ_0 , por encima de este se comporta semejante a un fluido Newtoniano.

Modelo de Ostwald de Waele o Ley de Potencia

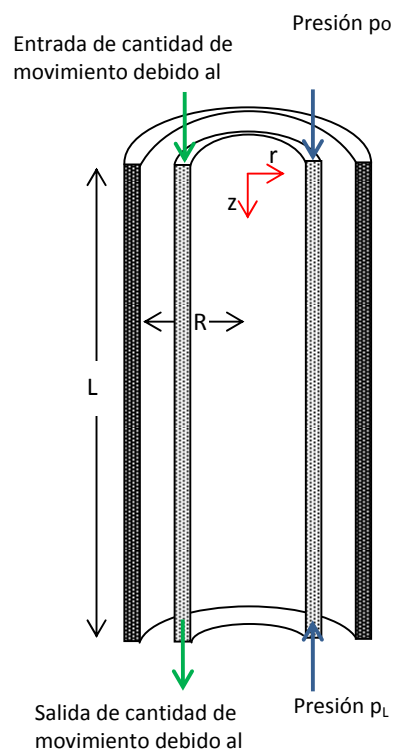
$$\tau = -m\dot{\gamma}^n$$

Ec. 2.17

La desviación del valor de n con respecto a la unidad, es una medida del grado de desviación del comportamiento Newtoniano. Cuando $n < 1$ el comportamiento es pseudoplástico y cuando $n > 1$ el comportamiento es dilatante.

2.4.1 Flujo de Fluidos

Figura 14. Balance de cantidad de movimiento.



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

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{velocidad de entrada} \\ \text{de} \\ \text{cantidad de movimiento} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{velocidad de salida} \\ \text{de} \\ \text{cantidad de movimiento} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{suma de las fuerza} \\ \text{que} \\ \text{actúan sobre el sistema} \end{array} \right\} = 0$$

Después de realizar el balance de cantidad de movimiento para un fluido incompresible en una tubería de radio R y longitud L , se obtiene el valor del esfuerzo de corte τ , en función de la distancia radial r :

$$\tau(r) = \frac{\Delta P}{2L} r \quad \text{Ec. 2.18}$$

$$\tau(r) = \tau_w \frac{r}{R} \quad \text{Ec. 2.19}$$

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

El flujo de fluidos no-Newtonianos independientes del tiempo, se estudio a través de la ecuación generalizada de Rabinowitsch – Mooney – Schofield que relaciona el esfuerzo de corte con el caudal. Fue aplicada en régimen de flujo laminar a través de una tubería circular¹⁰.

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau^2 f(\tau) d\tau \quad \text{Ec. 2.20}$$

La ecuación 2.20 es de gran utilidad; permite evaluar la relación entre el caudal y la caída de presión.

¹⁰ SKELLAND A. H. P., Non Newtonian flow and heat transfer. USA: John Wiley & Sons, Inc. 1967.

Esta expresión puede ser usada para evaluar la relación entre caudal y la caída de presión para cualquier fluido independiente del tiempo, reemplazando la función adecuada de $f(\tau)$ para cada tipo de fluido.

2.4.1.1 Fluidos Newtonianos

$$f(\tau) = \left(-\frac{\partial v}{\partial r}\right) = \frac{\tau}{\mu} \quad \text{Ec. 2.21}$$

Sustituyendo $f(\tau)$ en la ecuación general 2.21

$$\frac{Q}{\pi R^2} = \frac{1}{\mu \tau_w^2} \int_0^{\tau_w} \tau^2 \partial \tau \quad \text{Ec. 2.22}$$

$$Q = \frac{\pi R^2 \tau_w}{4\mu} \quad \text{Ec. 2.23}$$

Reemplazando τ_w por $\frac{R\Delta P}{2L}$ de la ecuación 2.20 donde $r = R$,

$$Q = \frac{\pi (\mathcal{P}_L - \mathcal{P}_0) R^4}{8\mu L} \quad \text{Ec. 2.24}$$

La ecuación 2.24 es conocida como ley de Hagen-Poiseuille. Ley que establece la relación que existe entre el caudal de flujo y las fuerzas que lo originan. Las suposiciones hechas en la anterior ley son las siguientes:

- Flujo laminar.
- Flujo incompresible (densidad constante).
- Flujo en estado estacionario o independiente del tiempo.
- Efectos finales despreciables.
- Fluido continuo.
- No hay deslizamiento.

2.4.1.2 Fluidos no – Newtonianos. La ecuación 2.20 puede ser integrada para diferentes modelos reológicos que caracterizan los fluidos No-Newtonianos. A continuación se presentan los resultados para el modelo de la *Ley de potencia* (fluidos dilatantes y fluidos pseudoplásticos).

$$f(\tau) = mY^n \quad \text{Ec. 2.25}$$

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{n}{3n+1} \left(\frac{\tau_w}{m} \right)^{1/n} \quad \text{Ec. 2.26}$$

A partir de la ecuación 2.20, se obtiene una generalización para el flujo de cualquier tipo de fluido.

Realizando un desarrollo matemático se obtiene:

$$Y_w = \frac{3}{4} \left(\frac{8V}{D} \right) + \frac{1}{4} \left(\frac{8V}{D} \right) \frac{d \log(8V/D)}{d \log \tau_w} \quad \text{Ec. 2.27}$$

Definiendo un nuevo parámetro reológico n^l :

$$n^l = \frac{d \log \tau_w}{d \log(8V/D)} \quad \text{Ec. 2.28}$$

Sustituyendo la ecuación 2.28 en la ecuación 2.27:

$$Y_w = \left(\frac{3n^l+1}{4n^l} \right) \left(\frac{8V}{D} \right) \quad \text{Ec. 2.29}$$

Definiendo k^l :

$$k^l = \left(\frac{3n^l+1}{4n^l} \right) \quad \text{Ec. 2.30}$$

Trazando la gráfica en coordenadas log-log Y_w vs. $(8V/D)$, n^l es la pendiente de la curva y k^l es el intercepto de la curva con la ordenada $(8V/D)$ cuando es igual a la unidad.

Otra manera de escribir la ecuación 2.27 es:

$$Y_w = k^l \left(\frac{8V}{D} \right)^{n^l} = \frac{D\Delta P}{4L} \quad \text{Ec.2.31}$$

Metzner and Reed definieron una nueva variable adimensional denominada número de Reynolds generalizado Re_{gen} :

$$Re_{gen} = \frac{D^{n^l} V^{2-n^l} \rho}{k^l 8^{n^l-1}} \quad \text{Ec. 2.32}$$

La deducción de la nueva variable adimensional, muestra que los fluidos no - Newtonianos independientes del tiempo, obedecen la gráfica convencional para fluidos Newtonianos de factor de fricción vs. Re con la corrección del Re_{gen} .

La relación entre los parámetros n^l y k^l , utilizados en las ecuaciones generalizadas, se definen y son hallados con los parámetros de los modelos que describen matemáticamente el comportamiento reológico de los fluidos.

Tabla 3. Relación de parámetros Reológicos

Modelo Reológico	n^l	k^l
Newton	1	μ
Modelo de Ostwald de Waele	n	$m \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n$

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

2.5 PRESIÓN DE DISEÑO DE LA TUBERÍA

El problema en la práctica de flujo de fluidos por oleoducto, se basa en calcular una tasa de flujo óptima, teniendo en cuenta los siguientes parámetros:

- Longitud de la tubería entre las estaciones de bombeo inicial y final.
- Diámetro de la tubería.
- Presión disponible de bombeo que debe ser menor o igual a la presión de diseño.
- Distribución de los accesorios en la línea.

La presión de diseño, es la máxima presión interna a la que puede someterse una tubería bajo condiciones normales de operación:

$$P_{\text{diseño}} = \frac{2SFE(t-A)}{D} \quad \text{Ec. 2.33}$$

Donde: S [psi], t [pulg], A [pulg/año].

En la práctica se tienen en cuenta los siguientes valores:

- Tolerancia del material a la corrosión: 0,05 [pulg/año].
- Factor de diseño: basado en el lugar y tipo de construcción del oleoducto que va a instalarse, tiene un valor de 0,72 para áreas pobladas y campos petrolíferos.
- Factor de soldadura longitudinal: igual a la unidad para tubería sin costuras.

De la ecuación 2.33 se observa como el tipo de tubería es un factor limitante en la presión de operación.

2.6 PERFIL DE PRESIÓN

En el transporte de fluidos por oleoducto, se generan pérdidas de energía originadas por los efectos gravitacionales, la fricción y los cambios de energía cinética. Considerando un oleoducto con un número de tramos n .

Figura 15. Oleoducto con n tramos.



Fuente: GONZALEZ, Julio. "Diseño de Oleoductos para Crudos Pesados y Extrapesados". 2008.

Para calcular las pérdidas de presión del fluido a través de un oleoducto, se realizan los siguientes pasos:

- Determinar un perfil de temperaturas dinámicas a lo largo del oleoducto.
- Dividir y numerar el oleoducto en secciones de 200 a 500 pies de longitud.
- Considerar el último tramo y asignarle la presión de succión. $P_n = P_{succion}$.
- Calcular el gradiente de presión dinámica, a lo largo del oleoducto $(\Delta P/\Delta L)_n$.

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = -\rho \left(1,2422 \frac{\Delta H}{\Delta L} + \frac{f Q_t^2}{26552 D^5} \right) \quad \text{Ec. 2.34}$$

- Finalmente, calcular la presión en el tramo $n - 1$ a partir de P_n hasta llegar a la presión de descarga $P_1 = P_d$.

$$P_{n-1} = P_n + \Delta L_{n-1} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{n-1} \quad \text{Ec. 2.35}$$

2.7 PERFIL DE TEMPERATURA

A lo largo del oleoducto, es necesario conocer las propiedades del fluido como la viscosidad y la densidad. El cálculo de estas propiedades, requiere conocer los perfiles de temperatura y presión, los cuales a su vez son dependientes de las propiedades del fluido, implicando una solución iterativa.

Para obtener el perfil de temperatura de manera independiente, es necesario calcular el promedio del coeficiente global de transferencia de calor. La pérdida de calor de un fluido en una tubería, es función del caudal másico y por lo tanto varía con el cambio de la tasa de producción. En el cálculo del perfil de temperatura a través de tuberías, se asume que la temperatura de los alrededores permanece constante y la ecuación utilizada fue deducida por Ramey¹¹:

$$T_L = T_s + (T_1 - T_s) \text{EXP} \left(-L/A_R \right) \quad \text{Ec. 2.36}$$

El procedimiento consiste:

- Calcular el calor específico del fluido mediante las ecuaciones 2.37 , 2.38 y 2.39:

$$C_p = 0,6811 - 0,304\rho + T_f(8,15 \times 10^{-4} - 3,06 \times 10^{-4}\rho) \quad \text{Ec. 2.37}$$

$$C_{pw} = 0,6471 + 0,002825T_f - 0,000008371T_f^2 + 0,000000008601T_f^3 \quad \text{Ec. 2.38}$$

$$C_{po/w} = \frac{C_{pw} \rho_w v_w + C_{po} \rho_o (1 - v_w)}{\rho_w v_w + \rho_o (1 - v_w)} \quad \text{Ec. 2.39}$$

¹¹ BEGGS, H. Dale. "Production Optimization Using Nodal™ Analysis. 1991. Oil & Gas Consultants International Inc.

- Hallar el valor de A_R

$$A_R = \frac{wC_p}{\pi DU}$$

Ec. 2.40

- Calcular el perfil de temperatura, por medio de la ecuación 2.36.

3. FUNDAMENTOS DE LA ALTERNATIVA DE DILUCIÓN

Debido a que la viscosidad de los crudos es el factor más influyente en el transporte por oleoducto, se debe encontrar una alternativa económica y ambientalmente aceptable que reduzca la viscosidad del crudo.

La dilución es una alternativa moderna que facilita el transporte de crudo pesado a temperatura ambiente. La mezcla presenta un comportamiento de fluido Newtoniano, debido a la reducción de la viscosidad del crudo con hidrocarburos menos viscosos. Tales como crudos más livianos, Nafta, kerosene o condensados.

Este capítulo presenta correlaciones empíricas que predicen la viscosidad de la mezcla y como se ven afectadas las propiedades del crudo.

3.1 COMPORTAMIENTO DE LA VISCOSIDAD DEL CRUDO DILUIDO

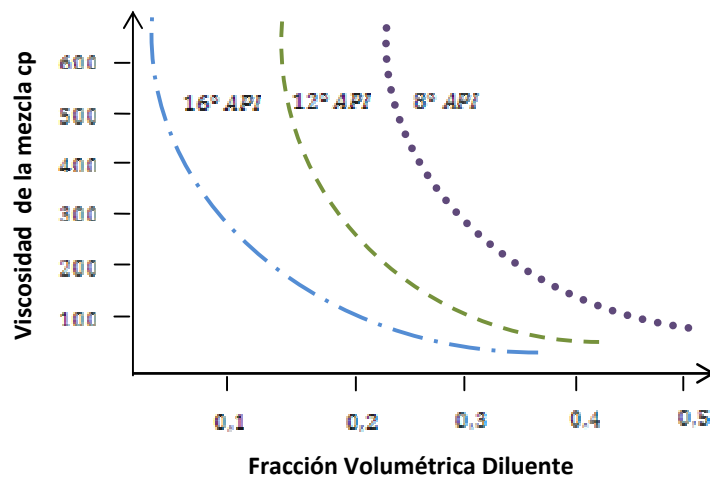
El crudo pesado se define, como un sistema coloidal compuesto por partículas de asfáltenos, disueltas en un solvente constituido por máltenos. Los asfáltenos son la fracción polar más aromática y pesada del crudo. Están compuestos por anillos aromáticos, con cadenas alifáticas que contienen grupos polares en sus extremos. Son solubles en tolueno y benceno e insolubles en n-alcanos.

La alta viscosidad del crudo pesado es causada principalmente por la superposición de los asfáltenos. Para entender el comportamiento macroscópico del crudo pesado, se han realizado estudios de las interacciones microscópicas

entre los constituyentes del crudo¹². De los resultados reológicos, se obtiene que la viscosidad aumenta con la concentración de asfáltenos.

Guevara, E. et al. mencionan que la relación existente entre la viscosidad del crudo diluido y la fracción en volumen del diluyente es de forma exponencial; por esta razón el método de dilución es muy eficiente.

Figura 16. Efecto de dilución en la viscosidad del crudo pesado.



Fuente: SANIERE, A, HÉNAUT, I, and ARGILLIER, J-F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge". Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59. 2004. Pág. 455-466.

3.1.1 Viscosidad de mezclas binarias de líquidos. El criterio que se utiliza para la predicción de viscosidad de mezclas, es la tendencia de la curva de viscosidad vs. composición (Figura 16) a temperatura y presión constante. Esta curva permite determinar si una mezcla líquida binaria es ideal o no.

¹² ARGILLIER, J-F, BARRÉ, L, BRUCY F, DOURNAUX J-L, HÉNAUT, I, Bouchard, R. "Influence of Asphaltenes Content and Dilution on Heavy Oil Rheology". Society of Petroleum Engineers Journal. 2001.

Una mezcla ideal, es aquella en la que el volumen, la energía interna y la entalpía de la mezcla son igual a la de los componentes puros por separado. Este tipo de mezclas, presenta una relación lineal en la curva viscosidad vs. Composición. La correlación que representa la viscosidad de una mezcla ideal es:

$$\mu_{mez} = \sum \mu_i x_i \quad \text{Ec. 3.1}$$

La desviación de la ecuación 3.1, se considera como el grado de no idealidad de la mezcla.

Para predecir la viscosidad de una mezcla no ideal¹³, se han propuesto numerosas ecuaciones, que introducen constantes empíricas para compensar la desviación que tiene de la idealidad.

El comportamiento de una mezcla de hidrocarburos se considera ideal cuando se encuentra a una temperatura elevada.

A medida que aumenta el porcentaje de diluyente la estructura molecular de la mezcla se hace más estable, por lo tanto la influencia de la temperatura sobre la viscosidad va perdiendo importancia como se observa en la figura 17.

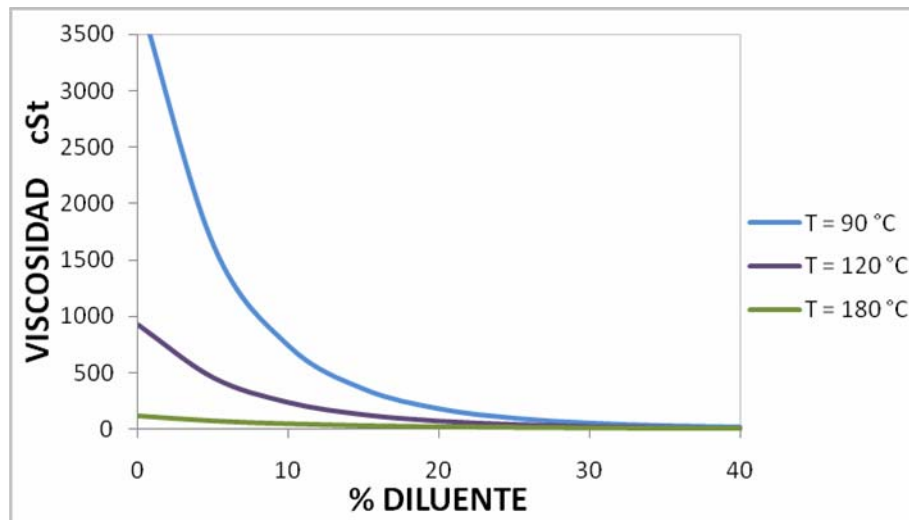
La desviación del comportamiento ideal se incrementa con¹⁴:

- Disminución de la temperatura de la mezcla.
- Incremento de la presión.
- Diferencia en la gravedad API de los componentes de la mezcla.

¹³ AL-BESHARAH, Jasem M, AKASHAH, Saed A, MUMFORD, C.J. "Viscosities of Binary Crude-Oil Mixtures Correlated". Oil & Gas Journal. 1989.

¹⁴ AL-BESHARAH, Jasem M, AKASHAH, Saed A, MUMFORD, C.J. "Binary Mixtures of Petroleum Products and Mixtures of Base Oils Examined". Oil & Gas Journal. 1989.

Figura 17. Efecto de la temperatura en la viscosidad de la mezcla.



Fuente: Autores del proyecto.

Para predecir la viscosidad resultante de la mezcla binaria líquida no ideal, algunos autores han propuesto las siguientes correlaciones:

Ecuación de Arrhenius:

$$\log \mu = v_1 \log \mu_1 + v_2 \log \mu_2 \quad \text{Ec. 3.2}$$

Ecuación de Kendall and Monroe:

Fue realizada a partir del análisis de la curva de viscosidad vs. composición de mezclas binarias para hidrocarburos líquidos. Se obtuvo una desviación máxima de 2,5%.

$$\mu^{1/3} = x_1 \mu_1^{1/3} + (1 - x_2) \mu_2^{1/3} \quad \text{Ec. 3.3}$$

Ecuación de Refutas:

La ecuación 3.4 es ampliamente utilizada en mezclas binarias de fracciones líquidas del crudo.

$$l = f(\mu) = 23,097 + 33,468 \log \log(\mu + 0,8) \quad \text{Ec. 3.4}$$

Determinar la viscosidad de la mezcla, requiere primero el cálculo del índice de Refutas para cada componente. Luego se calcula el índice de mezcla, basado en la fracción en peso de cada componente.

$$L_{mez} = \sum_i^n L_i w_i \quad \text{Ec. 3.5}$$

Por último, la viscosidad de la mezcla es calculada de la ecuación 3.4.

Ecuación de Al-Besharah, Akashah and Mumford:

Al-Besharah et al. generalizaron un parámetro empírico G ; por medio de experimentos realizados con mezclas de crudos livianos, medianos y pesados. Notaron que el comportamiento no ideal de la mezcla binaria de líquidos, depende de la temperatura, la presión y la composición química de los componentes.

$$\ln \mu_{mez} = \sum w_i \ln \mu_i - 4,976 \times 10^{-3} w_1 w_2 (\Delta API)^2 \quad \text{Ec. 3.6}$$

3.2 ELECCIÓN DEL DILUENTE

Se determina teniendo en cuenta los siguientes parámetros:

- Diámetro del oleoducto.
- Número de estaciones de bombeo.

- Calidad de la mezcla y del diluyente.
- Aumento de la tasa de flujo en la vida útil del proyecto.
- Disponibilidad y costo del diluyente.
- Calidad y espesor del material de la tubería.
- Análisis económico, donde se incluyan todas las opciones técnicamente factibles.

3.2.1 Dilución con crudos livianos. Es una alternativa viable cuando se tiene la disponibilidad de volúmenes suficientes de diluyente. Reduce la viscosidad del crudo pesado, permitiendo que sea bombeado a través del oleoducto. Considerando las limitaciones del equipo en general (Presión máxima de operación de la tubería y la presión de descarga de la bomba).

Las desventajas de diluir con crudos livianos son:

- Compatibilidad con los asfáltenos.
- Disponibilidad del crudo liviano.
- Disminución en la capacidad de flujo de crudo a través del oleoducto. Algunas veces la fracción en volumen del diluyente requerido para alcanzar una viscosidad aceptable es $\geq 30\%$.
- Altos costos.

3.2.2 Dilución con Nafta. En los últimos años, se ha incrementado la utilización de derivados del petróleo como diluentes. La refinación del petróleo ha sido capaz de producir hidrocarburos con alto grado de pureza, logrando la manufactura de diluentes industriales con propiedades requeridas por la industria.

La Nafta es un derivado del petróleo. Su mayor uso es como diluyente o adelgazante. Se convierte en una alternativa interesante para el transporte de

crudo pesado, debido a la alta gravedad API y a la compatibilidad con los asfáltenos.

Las desventajas de diluir con Nafta son:

- Disponibilidad debido a que algunas reservas de crudo pesado están localizadas en áreas remotas.
- Altos costos.
- Disminución en la capacidad de flujo de crudo a través del oleoducto

3.3 APLICACIONES EN LA INDUSTRIA DE LA ALTERNATIVA DE DILUCIÓN

Países como Venezuela aplican la técnica de dilución, debido a la necesidad de transportar grandes volúmenes de crudo pesado provenientes de la Faja del Orinoco.

En Colombia la alternativa de transporte por dilución es aplicada comúnmente en la región de los Llanos Orientales. El diluyente más empleado es la Nafta; debido a su alta gravedad API.

En los campos de producción de Castilla (13 °API), Chichimene (20,3 °API) y Apiay (23,3 °API) se producen dos clases de crudos: el Castilla Blend, crudo pesado que es diluido con Nafta al 17% hasta alcanzar una densidad de 18,3 °API, y la mezcla Apiay, crudo de aproximadamente 21,3 °API.

4. FUNDAMENTOS DE LA ALTERNATIVA DE EMULSIFICACIÓN

Además de la alternativa de dilución, otra alternativa de transporte por oleoducto que permite una disminución significativa en la viscosidad del crudo es la emulsificación.

Se pueden formar emulsiones de crudo en agua con alto contenido de hidrocarburos, en las cuales la viscosidad de la emulsión disminuye significativamente al compararla con la viscosidad del crudo. Esta respuesta es independiente del tipo de crudo manejado. Teniendo en cuenta que el agua es un fluido de bajo costo y fácil disposición. En la actualidad esta alternativa se encuentra en desarrollo, por lo tanto no se han establecido criterios de diseño universales.

En este capítulo se definirán los tipos de emulsiones y el efecto que produce en las propiedades del crudo.

4.1 DEFINICIÓN DE EMULSIÓN

Es un sistema heterogéneo de dos líquidos inmiscibles, con uno de los líquidos disperso en forma de gotas (fase dispersa) en el otro (fase continua).

4.1.1 Influencia de la composición de una emulsión. Las cantidades relativas de fase dispersa y de fase continua influyen notablemente sobre las propiedades de la emulsión.

Inferior al 20% de fase dispersa, se puede considerar que hay poca interacción de las gotas entre sí. Entre el 60% y 70% de fase dispersa, el comportamiento de las

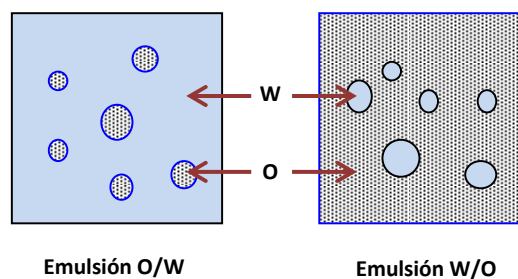
emulsiones es gobernado por la interacción entre las gotas. Superior al 75%, las gotas están literalmente en contacto y la emulsión se torna muy viscosa.

Además, es necesario la adición de un surfactante. La concentración del surfactante es variable, pero en la práctica existen dos límites; inferior al 0,1% no hay suficiente surfactante para estabilizar la emulsión y superior al 5% no se gana nada aumentando la concentración del surfactante.

4.1.2 Tipos de emulsión. Cuando la emulsión contiene gotas de agua (W) dispersas en aceite (O), se les llama emulsión W/O. Este es el tipo de emulsión normal para todas las aplicaciones, con excepción de la industria del petróleo.

Cuando la fase dispersa es el aceite, se les llama emulsión O/W, emulsión normal en la industria del petróleo.

Figura 18. Tipos de emulsiones.



Fuente: autores del proyecto

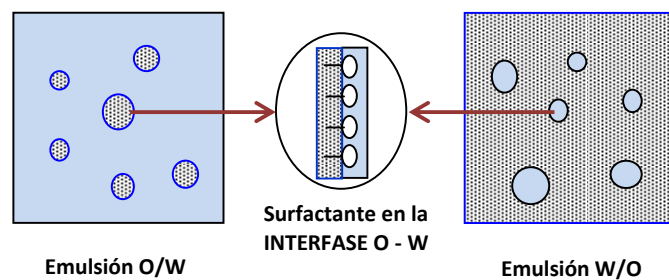
Las propiedades de las emulsiones, en particular su viscosidad dependen de:

- Diámetro promedio de gotas.
- Distribución del tamaño de gotas.

4.2 EMULSIFICACIÓN

Consiste en agitar una mezcla agua/aceite/surfactante, con un objeto mecánico que genere turbulencia. El resultado depende de la naturaleza del surfactante, las proporciones de las fases y de la forma según la cual esta ocurrió.

Figura 19. Estructura de una emulsión.



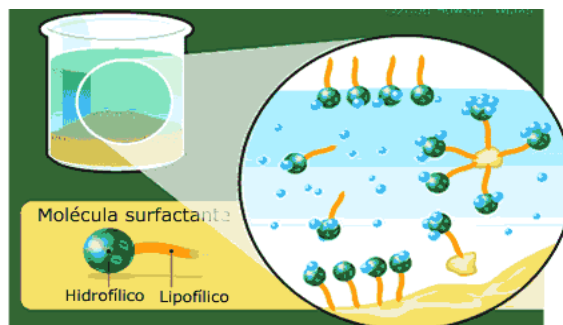
Fuente: LANGEVIN D, POTEAU S, HÉNAUT I and ARGILLIER J.F. Crude Oil Emulsion Properties and their Application to Heavy Oil Transportation. Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59 2004.

4.3 SURFACTANTES

Las características de una emulsión cambian continuamente desde el momento de la formación, por cambios de temperatura, presión y debido al grado de agitación. Razones que hacen necesario el uso de surfactantes.

La presencia del surfactante reduce considerablemente la cantidad de energía necesaria para formar la emulsión, disminuyendo la alta tendencia de las gotas de la fase dispersa a unirse. El surfactante tiene doble afinidad, hidrofílica o lipofílica. Se adhiere a la interfase agua - aceite reduciendo la tensión interfacial entre las fases. La inclusión de este tercer componente facilita la formación de una emulsión estable.

Figura 20. Molécula de surfactante.



Fuente: <http://criancas.hsw.uol.com.br/play-doh1.htm>

En ausencia de un surfactante una emulsión coalesce rápidamente, mientras que en presencia de uno, la emulsión puede presentar cierta segregación gravitacional y la coalescencia de las gotas es notablemente retardada, aún cuando haya contacto. El factor que domina la estabilidad de la emulsión es el comportamiento del surfactante en la interfase agua - aceite.

4.3.1 Elección del surfactante. Se trata de un estudio teórico experimental que debe considerar:

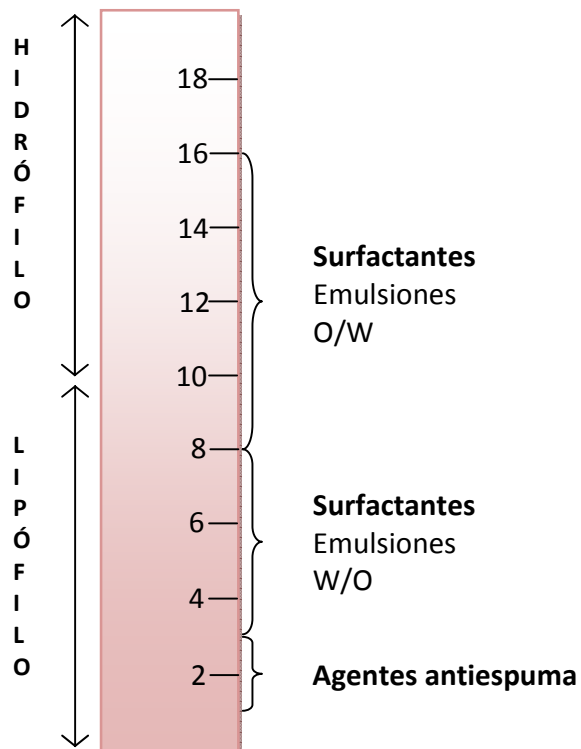
- Tipo de emulsión O/W o W/O.
- Fase en la que actúa.
- Características físico-químicas de los componentes de la fase continua y la fase dispersa.

El **índice de Griffing HLB**¹⁵, es un método empírico para seleccionar el surfactante. Representado por una escala de 0 a 20, con el punto medio en 8. Permite conocer la afinidad hidrófilo - lipófilo (HLB) de los surfactantes, indicando el número de grupos polares o apolares. Cuando el número de Griffing es:

¹⁵ GRIFFIN, W.C. "Classification of Surface-Active Agents by HLB". Soc. Cosmetic Chemists. 1949.

- Menor de 8 la emulsión es de tipo W/O.
- Mayor de 8 la emulsión es de tipo O/W. (Surfactantes estabilizadores).
- Igual a 8 son surfactantes formadores. (Disminuyen la tensión superficial).

Figura 21. Escala HLB.



Fuente: http://mazinger.sisib.uchile.cl/repositorio/ap/ciencias_quimicas_y_farmaceuticas/ap-fisquim-farm13/c19.2.html

4.4 VISCOSIDAD DE LAS EMULSIONES

La viscosidad es una de las características más importante en el transporte de crudo pesado. Al aumentar la viscosidad de un fluido se necesita mayor cantidad de energía para bombearlo a través de las tuberías, lo que implica una mayor inversión en equipos especiales.

4.4.1 Factores que afectan la viscosidad de una emulsión. El comportamiento reológico de las emulsiones generalmente es no – Newtoniano. Son modeladas por la ecuación 2.17, propuesta por Ostwald de Waele. Sin embargo, también pueden presentar un comportamiento Newtoniano o dilatante, dependiendo del volumen de agua presente en la emulsión y de las propiedades del crudo.

La viscosidad de la emulsión depende de numerosos factores de carácter físico-químico, cuyo efecto empieza solamente a entenderse. Sherman P.¹⁶ estudió los factores que afectan la viscosidad de una emulsión:

- Viscosidad de la fase continua.
- Tamaño y distribución de gotas de la fase dispersa.
- Viscosidad de la fase dispersa.
- Naturaleza del surfactante.
- Porcentaje de la fase dispersa.
- Reología de la fase continua.
- Grado de floculación.

4.4.2 Viscosidad aparente de la emulsión. Para los fluidos no - Newtonianos se utiliza el concepto de viscosidad aparente (μ_a), relacionada con la ecuación 2.15. En el caso de fluidos pseudoplásticos está dada por:

$$\mu_a = m\dot{\gamma}^{n-1} \quad \text{Ec. 4.1}$$

Se han propuesto otras correlaciones para la viscosidad de emulsiones, a partir de la viscosidad de la fase dispersa¹⁷:

¹⁶ SHERMAN, P. "Rheology of Emulsions. Emulsions Science. 1968.

¹⁷ ARCE, Gloria, HERNANDEZ, Luis. "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.

Ecuación de Richardson

$$\mu_e = \mu_o e^{kv_w} \quad \text{Ec. 4.2}$$

Ecuación de Einstein

$$\mu_e = \mu_o (1 + 2,5v_w) \quad \text{Ec. 4.3}$$

Ecuación de Guth-Simha

$$\mu_e = \mu_o (1 + 2,5v_w + 1,4v_w^2) \quad \text{Ec. 4.4}$$

Ecuación de Brinkman

$$\mu_e = \mu_o (1 - v_w)^{-2,5} \quad \text{Ec. 4.5}$$

Estas correlaciones indican que la viscosidad de una emulsión incrementa con la fracción volumétrica de la fase dispersa. Sin embargo, no tienen en cuenta la naturaleza no – Newtoniana de la emulsión. El único método que determina la viscosidad de una emulsión son pruebas en laboratorio.

4.5 ESTABILIDAD

Los factores que afectan la estabilidad de las emulsiones son:

- Gravedad: Diferencia de densidades de las fases.
- Movimiento Browniano: Movimiento irregular de las partículas dispersas de la fase continua.
- Fuerzas de Van Der Waals: Fuerzas atractivas entre las gotas de la fase interna.

Es controlada por el tipo y la cantidad de surfactantes presentes. Esta propiedad se considera como la manifestación de dos fuerzas opuestas:

- Tensión interfacial: provoca un choque entre las gotas.
- Fuerza de cohesión de la película superficial de las gotas: se encarga de hacer resistencia a que estos choques se produzcan.

En el transporte de crudo pesado las emulsiones deben ser muy estables para mantener las condiciones de flujo como: fluctuaciones en la presión y temperatura y arrastre de sólidos.

4.6 EMULSIONES EN LA INDUSTRIA PETROLERA

Las emulsiones se encuentran en las etapas de perforación, producción, transporte y procesamiento del crudo.

4.6.1 Formación de las emulsiones. El crudo y el agua son inmiscibles, al verterlos en un mismo recipiente rápidamente se separan. La agitación necesaria para formar una emulsión resulta de la combinación de varias fuentes:

- Bomba de fondo de pozo.
- Flujo a través de la tubería o la línea.
- Bomba de superficie.
- Caída de presión a través de bobinas, válvulas, u otros equipos de superficie.

4.6.2 Tratamiento de emulsiones de crudo pesado. La cantidad de agua que emulsiona con el crudo en la mayoría de los sistemas de producción puede variar desde 1% - 60% en casos excepcionales. El rango más común de agua emulsionada del crudo es entre 5% - 35% volumen. Se requieren tres pasos básicos para separar una emulsión O/W en dos fases:

- Desestabilización: Necesaria para neutralizar el efecto del surfactante. La película que rodea las gotas de la fase dispersa debe ser debilitada, con la finalidad de lograr la ruptura. Generalmente el proceso consiste en adicionar calor a la emulsión.
- Coalescencia: Después de la ruptura de la película que rodea las gotas se debe buscar la ruptura de estas. Las gotas de la fase dispersa deben coalescer y formar grandes gotas. Proceso logrado por agitación moderada o exposición a un campo eléctrico alterno, incrementando la tasa de contacto entre las gotas dispersas.
- Separación gravitacional: Finalmente el proceso de separación se lleva a cabo por diferencia de densidades entre el agua y el crudo. Se necesita un tiempo de residencia suficiente y un patrón de flujo favorable en el tanque.

4.6.3 Emulsiones para el transporte de crudo pesado. Debido a la dificultad que existe para transportar crudo pesado, se han desarrollado técnicas con la finalidad de reducir los requerimientos de presión, calor y diámetro de tubería.

El transporte por emulsificación puede ser económicamente viable. Las bajas viscosidades obtenidas reflejan mayor capacidad de transporte de crudo. Este proceso ha logrado reducir la viscosidad del crudo hasta en un 99%. Además, la viscosidad de las emulsiones es menos sensible a la temperatura que la del crudo pesado.

Una emulsión adecuada para el transporte de crudo pesado, se caracteriza por:

- Viscosidad en el rango de operabilidad de los oleoductos.
- Estabilidad para superar las condiciones de transporte (presión, temperatura).
- Mayor cantidad de crudo.

- Fácil rompimiento de la emulsión después del transporte.
- Menor cantidad de surfactante y desemulsificante.

Por razones económicas, las operadoras tratan de transportar tanto crudo como sea posible con la menor cantidad de agua.

La técnica de emulsiones ha sido aplicada en varios países, en los que se han obtenido excelentes resultados:

- **Venezuela**

La principal aplicación de emulsiones de crudo pesado es la Orimulsión. Este es un proceso desarrollado por PDV (Petróleos de Venezuela) en la década de los ochenta, que permite transportar 500.000 BPD.

La Orimulsión se origina por la necesidad de explotar petróleos pesados (API < 20°) encontrados en la Faja del Orinoco, cuya producción y manejo resultan ser procesos difíciles debido a las altas viscosidades (mayor de 100.000 cp a 30 °C). Es una emulsión de 70% de crudo pesado y 30% de agua y surfactantes ($\pm 0,2\%$), que representa una alternativa ambiental económica para que las plantas eléctricas puedan operar eficientemente frente a otras fuentes de energía. Fue diseñada para el sector industrial. Ha sido usada con éxito en plantas generadoras de electricidad en Canadá, Estados Unidos, Reino Unido, China, Alemania, Japón, Dinamarca, Italia y Lituania, y en plantas de cemento.

- **Colombia**

Desde el año 2003 se adelantó el proyecto de emulsiones inversas como alternativa para el transporte de crudo pesado. Para tal efecto, se realizó una prueba extensa de transporte de 70.000 BPD de Castilla, con lo cual se logró

incrementar en 52% la capacidad del oleoducto y se demostró su viabilidad desde el punto de vista de la estabilidad de la emulsión. En la actualidad esta alternativa de transporte no ha sido implementada.

- **Indonesia y Estados Unidos**

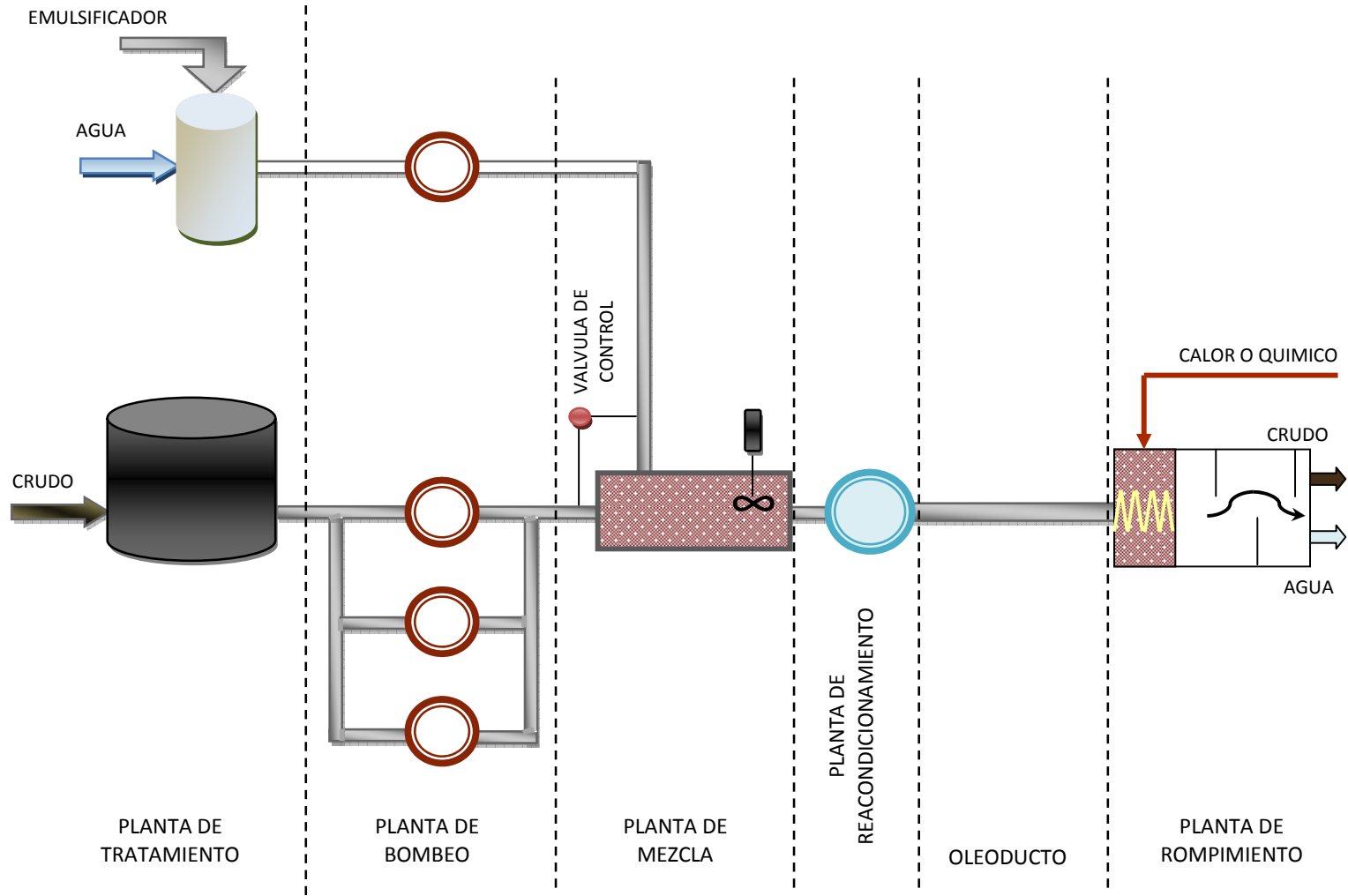
En Indonesia se transportan 40.000 BPD de una emulsión con 70% volumen de crudo pesado por una tubería de 238 Km. De longitud y 20" de diámetro.

En California se transporta una emulsión con 50% volumen de crudo de alta viscosidad por una tubería de 20 Km. y un diámetro de 8".

4.6.4 Sistema de un oleoducto para la alternativa de emulsificación. El acondicionamiento de un oleoducto para el transporte por emulsificación se compone de las siguientes etapas (figura 22):

- Planta de tratamiento: Acondiciona el crudo y el agua de forma que se encuentren en el estado más favorable para formar la emulsión.
- Planta de bombeo.
- Planta de mezcla: Se prepara la emulsión. Es preferible tener un movimiento turbulento de los fluidos, para que exista mayor contacto entre ellos y se evite la formación de gotas pequeñas de la fase dispersa, lo cual dificulta el rompimiento de la emulsión.
- Planta de reacondicionamiento: Asegura que la emulsión llegue al oleoducto en las condiciones más favorables.
- Planta de rompimiento de la emulsión: Se encarga de separar el crudo del agua y del recobro del surfactante empleado.

Figura 22. Transporte por emulsiones a través de un oleoducto.



Fuente: autores del proyecto.

5. VARIABLES QUE AFECTAN EL PROCESO DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO POR OLEODUCTO

El objetivo general de este proyecto, es realizar la sensibilidad de las variables operacionales que afectan el transporte de crudo pesado por tubería, en las alternativas de dilución y emulsificación. La finalidad es permitir el diseño más conveniente de oleoductos en cada caso.

Con el propósito de entender el efecto de las variables sobre la capacidad del oleoducto en las alternativas de transporte de dilución y emulsificación. Se realizó la sensibilidad de las variables descritas a continuación, por medio de un modelo hidráulico en un oleoducto horizontal.

- Coeficiente global de transferencia de calor.
- Presión de descarga de la bomba.
- Temperatura del fluido.
- Diámetro de la tubería.
- Tipo y porcentaje de diluyente.
- Contenido de agua en emulsión.
- Perfil topográfico.

Este análisis se ejecutó por medio de una herramienta en Excel, que permite modelar el comportamiento fluido-dinámico. Anexo A.

La alternativa de dilución se aplicó al crudo Rubiales diluido con Nafta y la alternativa de emulsificación se aplicó al crudo Castilla.

Los datos requeridos para el análisis de la sensibilidad de las variables son descritos en la tabla 4:

Tabla 4. Datos de entrada para el análisis de las variables.

DILUCIÓN	EMULSIFICACIÓN
<ul style="list-style-type: none"> - API del crudo. - API del diluyente. - Viscosidad del crudo. - Viscosidad del diluyente (Nafta). - Temperatura de bombeo. - Temperatura ambiente. - Diámetro interno. - Rugosidad relativa. - Coeficiente global de transferencia de calor. - Presión de descarga. - Presión de succión. - Perfil topográfico (Longitud, Altura sobre el nivel del mar). 	<ul style="list-style-type: none"> - API del crudo. - Temperatura de bombeo. - Temperatura ambiente. - Diámetro interno. - Rugosidad relativa. - Coeficiente global de transferencia de calor. - Presión de descarga. - Presión de succión. - Perfil topográfico (Longitud, Altura sobre el nivel del mar). - Índice de flujo. - Parámetro del factor de consistencia.

Fuente: autores del proyecto.

Los resultados generados por la herramienta para las alternativas de dilución y emulsificación se muestran en la tabla 5. Anexo B y Anexo C:

Tabla 5. Datos de salida de la herramienta.

DILUCIÓN	EMULSIFICACIÓN
<ul style="list-style-type: none"> - Perfil de presión. - Perfil de temperatura del fluido. - Comportamiento de las propiedades del crudo, del diluyente y de la mezcla (viscosidad, densidad, gravedad específica y capacidad calorífica). - Régimen de flujo. - Factor de fricción. - Velocidad del fluido. - Requerimientos de energía para el bombeo. - Requerimientos de diluyente (Nafta). 	<ul style="list-style-type: none"> - Perfil de presión. - Perfil de temperatura del fluido. - Comportamiento de las propiedades del crudo, del agua y de la emulsión (densidad y capacidad calorífica). - Régimen de flujo. - Factor de fricción. - Velocidad del fluido. - Requerimientos de energía para el bombeo.

Fuente: autores del proyecto.

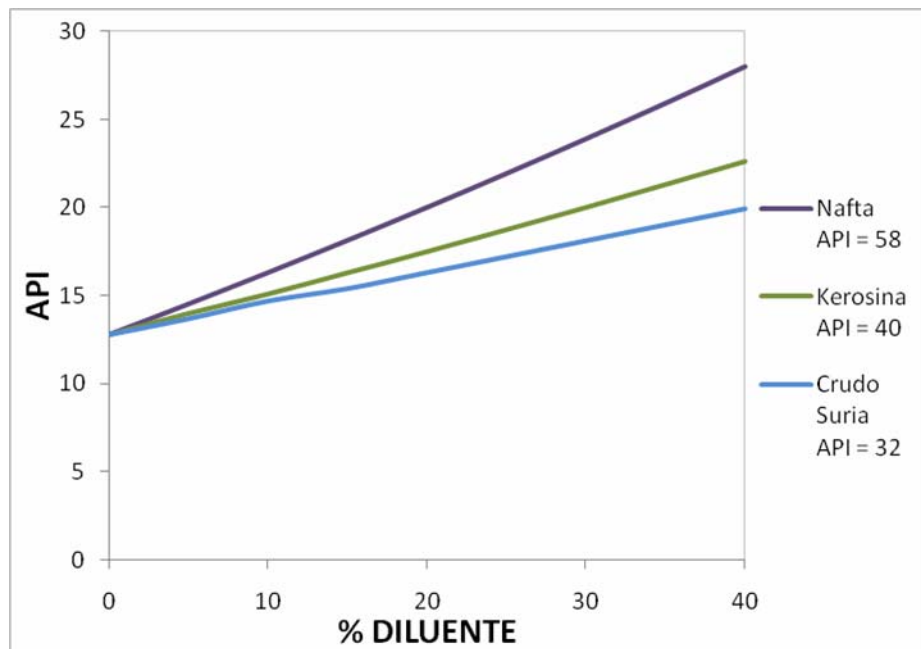
A partir de los resultados descritos en la tabla 5, se analizaron los efectos sobre las propiedades del crudo y el caudal máximo operacional.

5.1 IMPACTO DE LA DILUCIÓN EN LAS PROPIEDADES DE LA MEZCLA

En vista de que la mayor dificultad de transportar crudos pesados por oleoducto es su alta viscosidad, se analizó la influencia de mezclar el crudo con Nafta.

5.1.1 Gravedad API. En la figura 23 se observa como al incrementar el porcentaje de diluyente, la gravedad API de la mezcla se incrementa.

Figura 23. Comportamiento del API en mezclas con diferentes diluyentes.

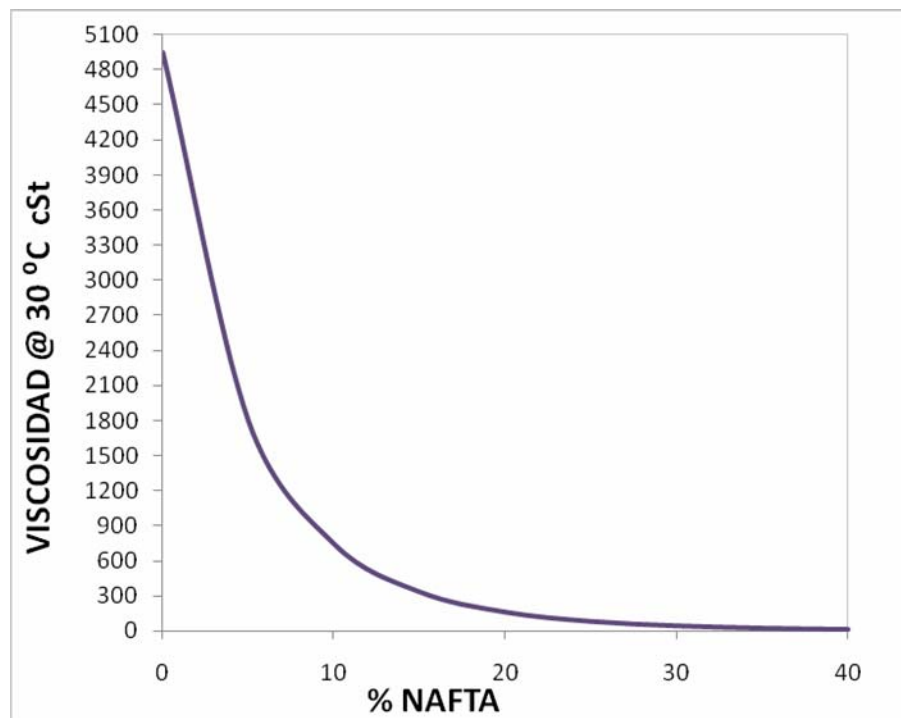


Fuente: autores de proyecto.

En general, para un porcentaje de diluyente, la gravedad API es directamente proporcional a la gravedad API del diluyente. A mayor API de diluyente, mayor gravedad API de la mezcla.

5.1.2 Viscosidad de la mezcla. Presenta un comportamiento exponencial respecto al porcentaje de diluyente como se observa en la figura 24.

Figura 24. Comportamiento de la viscosidad con Nafta como diluyente.



Fuente: autores del proyecto.

A medida que se incrementa el porcentaje de diluyente, la viscosidad de la mezcla disminuye. No se tienen en cuenta porcentajes de diluyente mayores al 30% por la mínima variación que se obtiene en la viscosidad de la mezcla.

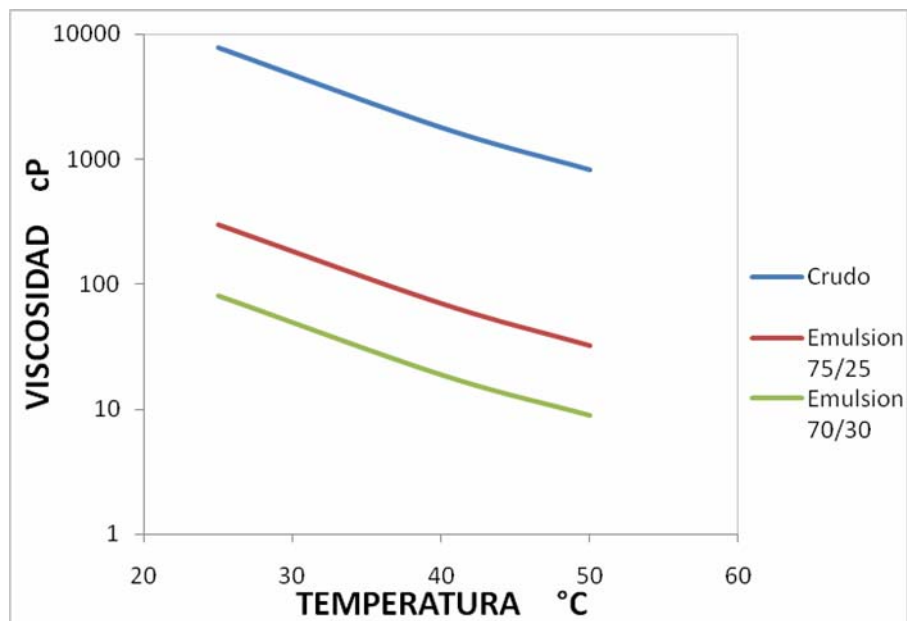
A mayor gravedad API del diluyente menor viscosidad de la mezcla, a su vez para una viscosidad fija de mezcla, corresponde un mayor porcentaje de diluyente cuando se ha utiliza un diluyente de menor gravedad API.

5.2 IMPACTO DE LA EMULSIFICACIÓN EN LA VISCOSIDAD

El transporte de crudos pesados a través de tubería presenta dificultades, especialmente por los cambios de temperatura en el ambiente. El equipo de bombeo y la tubería empleada operan bajo un rango óptimo; principalmente definido por la viscosidad del fluido. A continuación se describe el impacto de emulsificar en la viscosidad.

5.2.1 Impacto de la temperatura en la viscosidad de la emulsión

Figura 25. Comportamiento de la viscosidad en función de la temperatura en emulsificación.



Fuente: GARCIA, Cesar. "Efecto de la Concentración del Surfactante en la Estabilidad de Emulsiones O/W de Crudos Pesados". Tesis de pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2003.

La viscosidad es afectada por el factor de consistencia de la emulsión, el cual es función de la temperatura del fluido. La fluidez se aumenta a través del aumento de la temperatura o por la reducción del factor de consistencia. Sin embargo la

reducción de la viscosidad no es tan notoria como en el crudo sin emulsionar, como se observa en la figura 25.

5.2.2 Impacto del contenido de agua en la viscosidad de la emulsión. En este análisis es necesario identificar el tipo de fluido que resulta al emulsificar. Lo que permite la elección de un modelo reológico adecuado, para la predicción del comportamiento del flujo a lo largo de la tubería.

Por medio de pruebas en laboratorio se determina la viscosidad de la emulsión a diferentes velocidades de deformación y temperaturas. En este caso se obtuvo un comportamiento pseudoplástico de las emulsiones. Los resultados son mostrados en las Tablas 6 y 7.

Tabla 6. Comportamiento reológico de la emulsión 75/25 por medio de la Ley de Potencia evaluado en laboratorio.

T °C	25		40		50	
	O/W			75/25		
$\dot{\gamma}$ s ⁻¹	μ cp	τ	μ cp	τ	μ cp	τ
20	580	11,6	134	2,68	61	1,22
100	302	30,2	70	7	32	3,2
300	193	57,9	44	13,2	20	6
500	157	78,4	36	18	17	8,5
n	0,6		0,6		0,6	
m	1,958		0,451		0,207	

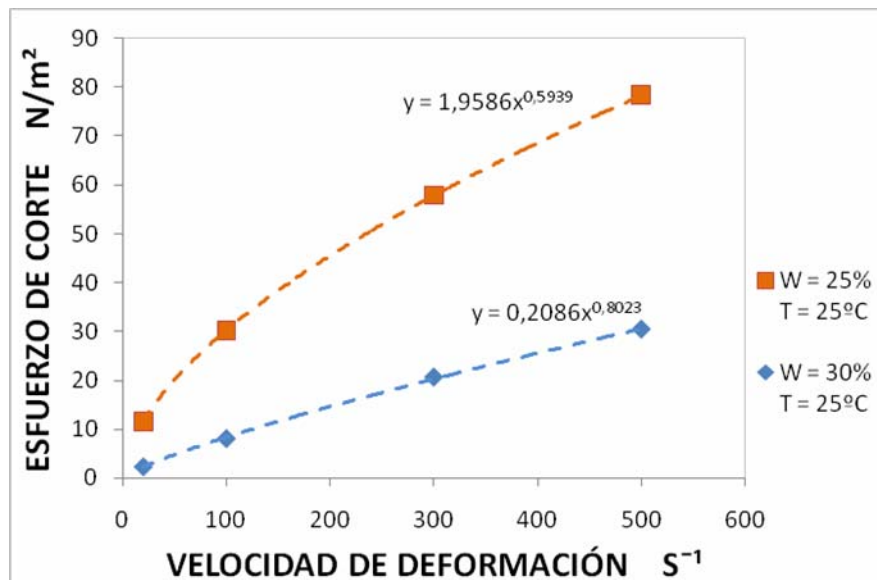
Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo, 2003.

Tabla 7. Comportamiento reológico de la emulsión 70/30 por medio de la Ley de Potencia evaluado en laboratorio.

T °C	25		40		50	
	O/W			70/30		
$\dot{\gamma}$ s ⁻¹	μ cp	τ	μ cp	τ	μ cp	τ
20	117	2,34	27	0,54	12	0,24
100	81	8,1	19	1,9	9	0,9
300	69	20,7	16	4,8	7	2,1
500	61	30,5	14	7	6	3
n	0,81		0,81		0,81	
m	0,208		0,048		0,022	

Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo, 2003.

Figura 26. Comportamiento reológico de la emulsión por la Ley de Potencia.

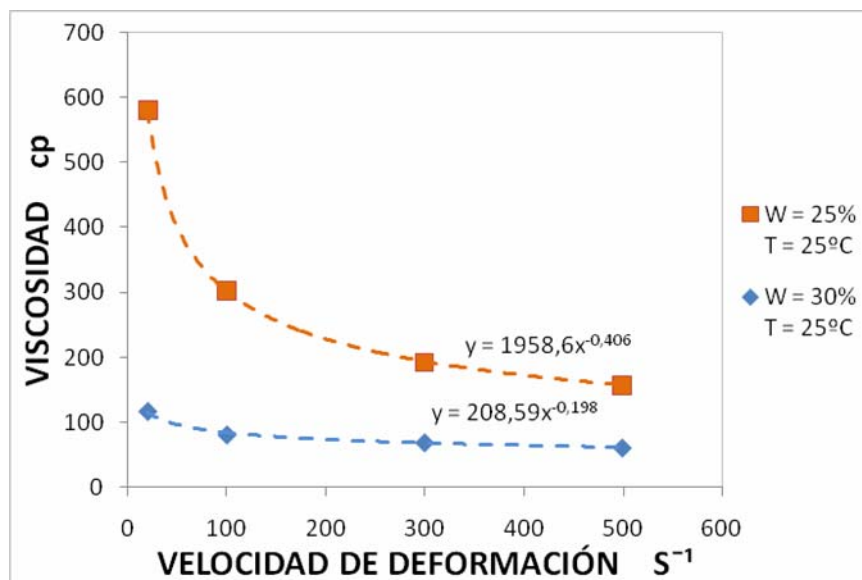


Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo.

Según la ecuación 4.1, la constante de proporcionalidad entre el esfuerzo de corte y la velocidad de deformación es la viscosidad, luego la curva que presente mayor pendiente es la emulsión más viscosa.

En la figura 26 se observa como la emulsión O/W 75/25 tiene un comportamiento pseudoplástico, más alejado del comportamiento Newtoniano que la emulsión 70/30, caracterizado por ser de mayor pendiente.

Figura 27. Viscosidad de la emulsión en función de la velocidad de deformación.



Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo.

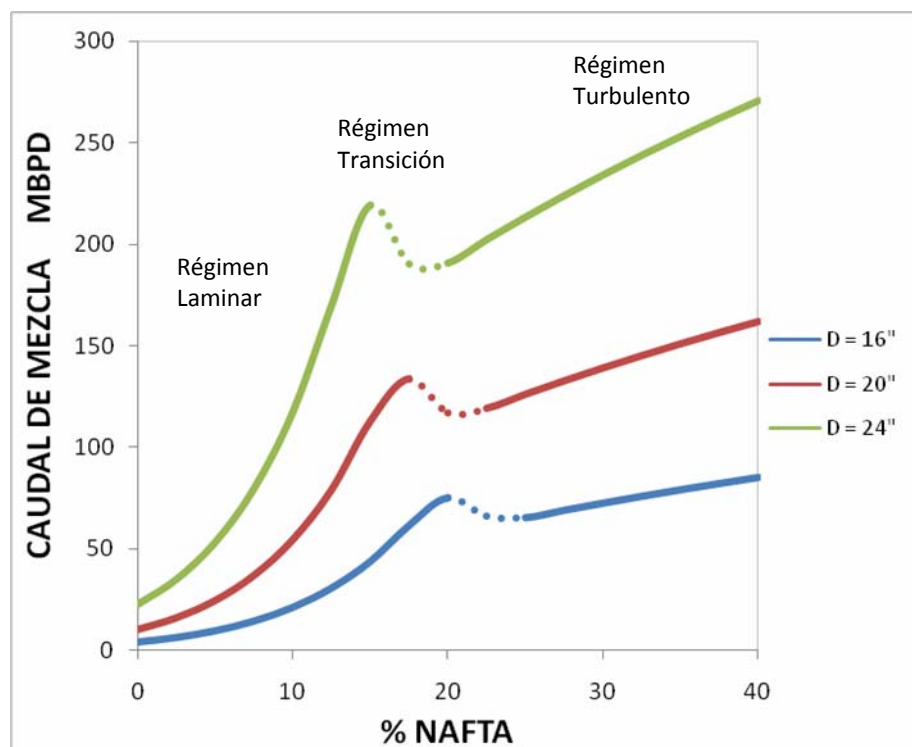
La variación en la tendencia de la función de viscosidad (Ec. 4.1) observada en la figura 27, se debe a la diferencia entre el índice de flujo y el factor de consistencia propios de cada emulsión (parámetros reológicos medidos en laboratorio), presentando mayor viscosidad la emulsión de mayor factor de consistencia y menor índice de flujo.

Las partículas que componen una emulsión de menor viscosidad (O/W = 70/30), presentan menos interacción generando una emulsión más estable. Este factor influye directamente en el transporte por oleoducto manteniendo las condiciones de flujo a lo largo de la tubería.

5.3 IMPACTO DE LAS VARIABLES EN EL CAUDAL OPERACIONAL PARA DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN

5.3.1 Impacto del diámetro de la tubería. Para el análisis de la alternativa de dilución, se fijó un caudal que soportaran tres tuberías de diferente diámetro (50.000 BOPD) manteniendo la presión de descarga y el coeficiente global de transferencia de calor constante en 1900 psi y 0,8 BTU/hr°Fft² respectivamente.

Figura 28. Capacidad de la tubería a diferentes diámetros para dilución.

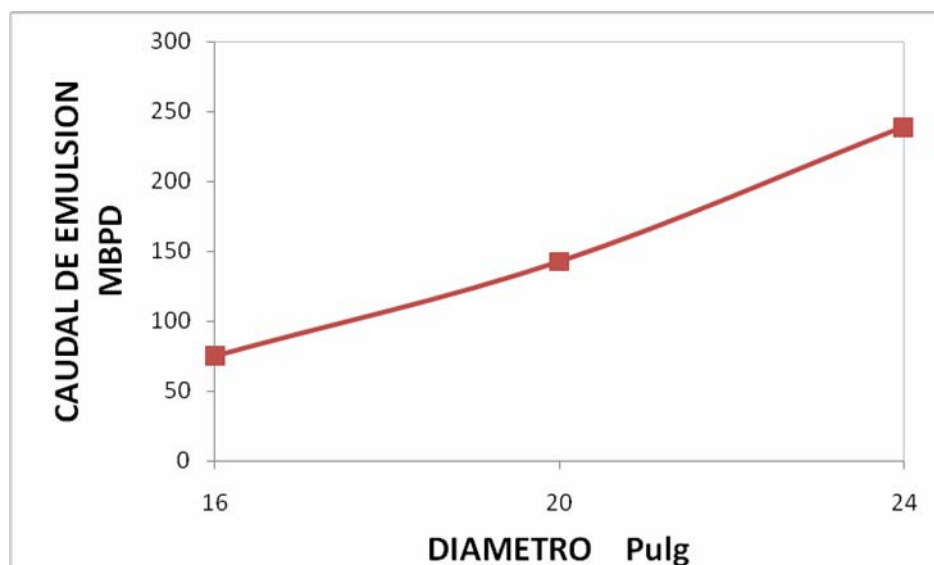


Fuente: autores del proyecto.

La figura 28 permite observar la necesidad de aumentar el grado de dilución, a medida que disminuye el diámetro de la tubería para alcanzar el caudal establecido. A su vez se identifican tres regiones por el cambio drástico en la pendiente de la curva, que describen la capacidad de la tubería según el régimen de flujo.

En la alternativa de emulsificación el análisis se realizó para la relación O/W óptima 70/30. Los resultados se observan en la figura 29.

Figura 29. Capacidad de la tubería a diferentes diámetros para emulsificación.



Fuente: autores del proyecto.

Finalmente en las dos alternativas, la selección del dimensionamiento de la tubería debe fundamentarse en una evaluación económica del proyecto. Considerando los siguientes parámetros:

- Perfil topográfico.
- Viscosidad del fluido a transportar.

- Temperatura del fluido a transportar.
- Costos, cantidad y disponibilidad de diluyente.
- Proyección de la producción del campo.
- Corrosión en la tubería. (A $V > 10 \text{ ft/s}$ o $V > 3,048 \text{ m/s}$ la tubería presenta problemas por corrosión).

5.3.2 Impacto de la caída de presión. La presión está limitada por la resistencia de la tubería. Inicialmente para determinar los valores de presión de descarga, se deben conocer las especificaciones de sistemas de tubería para transporte de petróleo líquido descritas en la norma (Tabla 8. ANSI/ASME B-31.4).

Tabla 8. Especificaciones de tubería ANSI/ASME B-31.4.

D Pulg	S psi	t Pulg	ID Pulg	Presión Máxima de diseño			
				Grado B	X 42	X 46	X 52
16	20	0,212	15,438	825	990	1085	1226
	40	0,500	15,000	1418	1701	1863	2106
	60	0,656	14,688	1908	2290	2509	2836
18	20	0,312	17,375	734	880	964	1090
	40	0,562	16,876	1434	1720	1884	2130
	60	0,750	16,500	1960	2352	2576	2912
20	20	0,375	19,250	816	983	1076	1217
	40	0,593	18,814	1368	1642	1798	2033
	60	0,812	18,376	1920	2304	2524	2853

Fuente: Manual ANSI/ASME B-31.4.

La tabla 9 presenta la máxima presión de diseño, calculada a través de la ecuación 2.33.

Como factor de seguridad, la máxima presión de operación (MAOP) es el 90% de la presión de diseño, permitiendo mayor flexibilidad operacional.

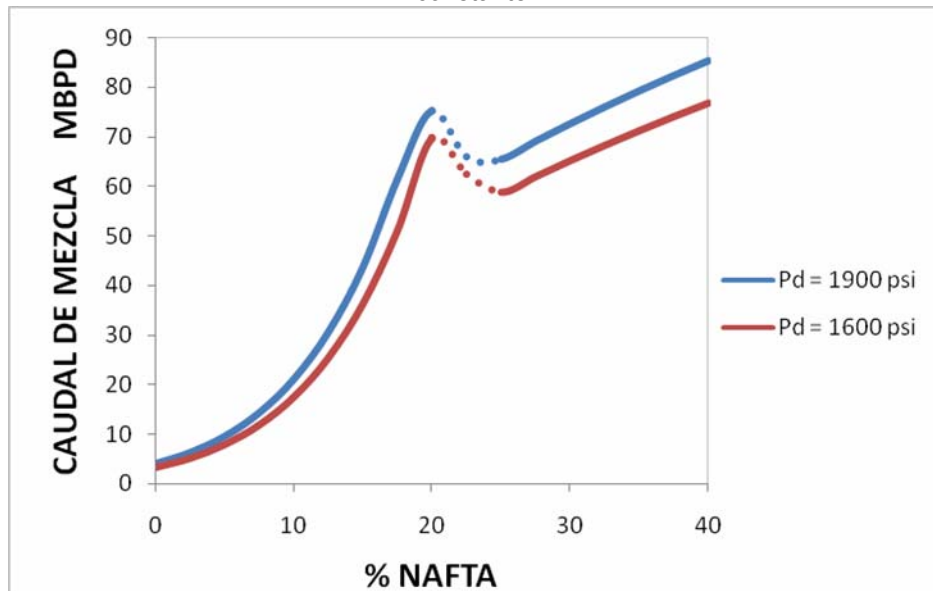
Tabla 9. Máxima presión de operación.

D Pulg	S psi	E	t Pulg	A Pulg/Año	Pdiseño psi
FACTOR DE DISEÑO = 0,7					
16	60000	1	0,375	0,05	1706
24	65000		0,500		
FACTOR DE DISEÑO = 0,9					
16	60000	1	0,375	0,05	2194
24	65000		0,500		

Fuente: autores del proyecto.

La tendencia en las figuras 30 y 31 de las alternativas, indica que cualquier aumento en la caída de presión significa un aumento en la tasa de flujo.

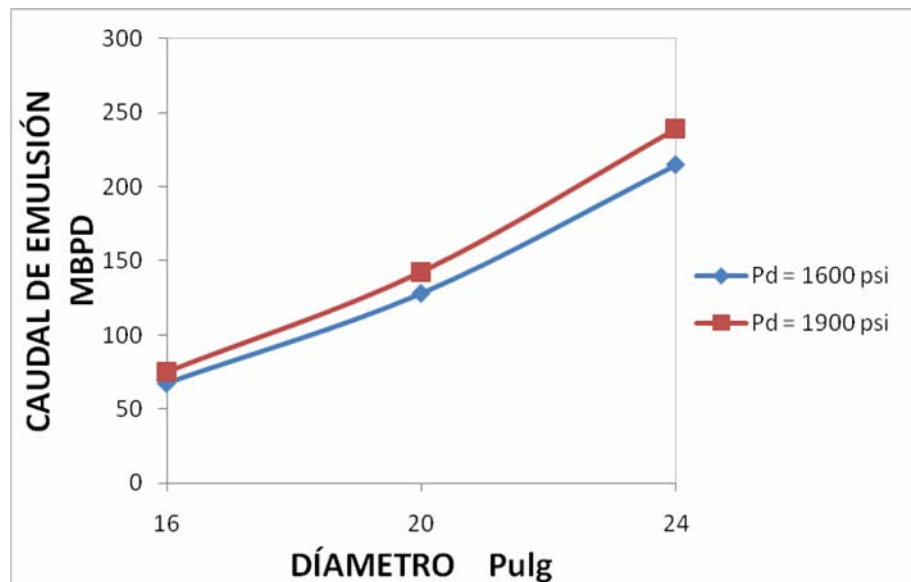
Figura 30. Capacidad de la tubería a diferentes presiones de descarga en dilución con diámetro constante.



Fuente: autores del proyecto.

En la alternativa de dilución la variación entre los caudales manejados por las diferentes presiones, depende del régimen bajo el cual se presenta el flujo. Si es laminar el aumento se genera por el predominio de los efectos viscosos (mayor atracción molecular), mientras que si es turbulento el aumento se debe al predominio de los efectos inerciales (aceleración del fluido). El cambio de pendiente de las curvas en régimen laminar se debe a la drástica disminución de la viscosidad en esta zona.

Figura 31. Capacidad de la tubería a diferentes presiones de descarga en emulsificación para el contenido de agua óptimo.



Fuente: autores del proyecto.

En la alternativa de emulsificación el aumento en el caudal de emulsión se genera porque a mayor presión de descarga la velocidad de deformación es mayor, por lo tanto se disminuye la viscosidad según la Ec. 4.1.

Para ampliar la capacidad de flujo de la tubería, es necesario aumentar la caída de presión en el oleoducto. Se considera incrementar la presión de descarga y/o disminuir la presión de succión.

5.3.3 Coeficiente global de transferencia de calor. Con el fin de observar como afectan las pérdidas térmicas a lo largo de la tubería en la capacidad de flujo, se analizaron dos tipos de tubería:

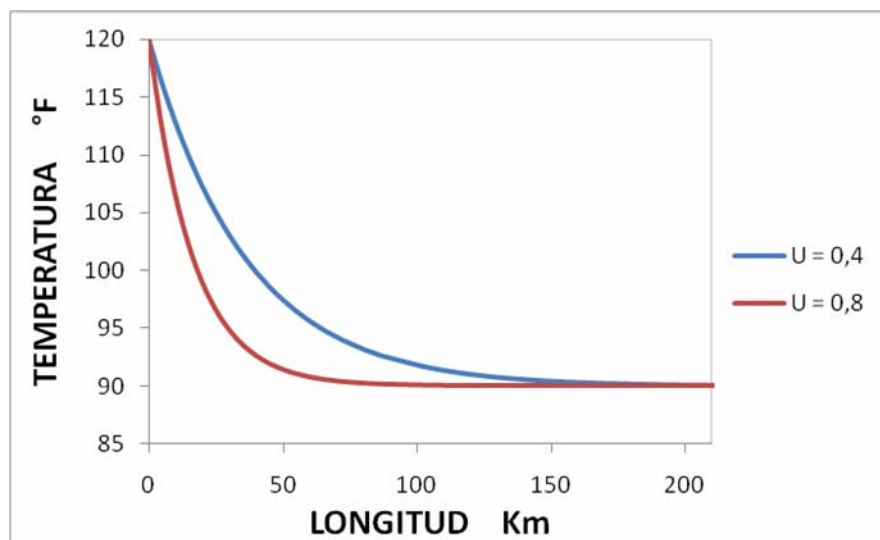
Tabla 10. Coeficiente global de transferencia de calor y costos de tubería.

	U BTU/hr°Fft ²	USD/m-in
Tubería enterrada	0,8	25
Tubería aislada	0,4	57

Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo.

En la alternativa de dilución, si el fluido a transportar es bombeado a una temperatura mayor que la temperatura ambiente, se espera que la transferencia de calor con los alrededores sea más lenta cuando la tubería se encuentra aislada que cuando la tubería está enterrada. Los resultados obtenidos del comportamiento fluido-dinámico se observan en la figura 32.

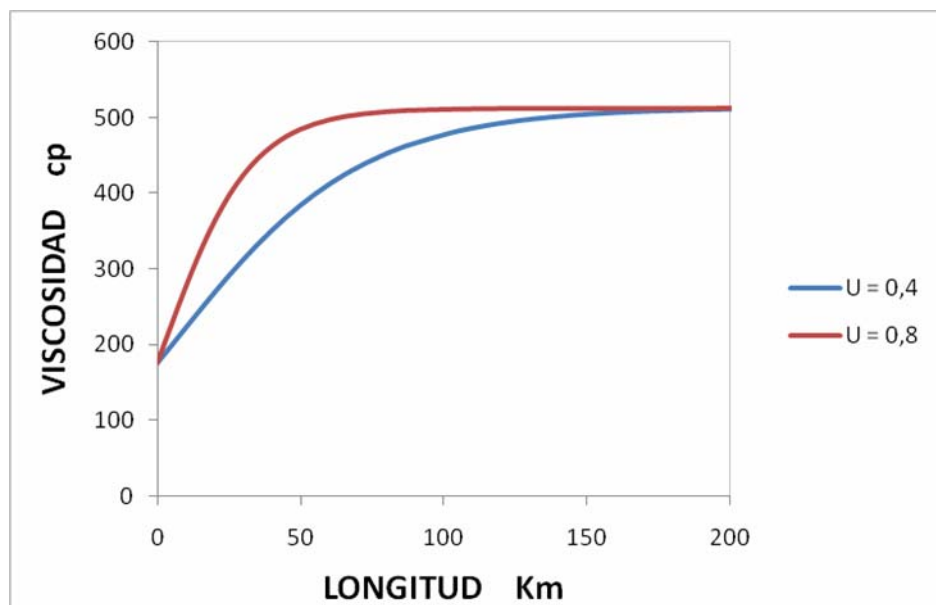
Figura 32. Variación de la temperatura a lo largo de la tubería.



Fuente: autores del proyecto.

A pesar de la variación de temperatura entre las dos tuberías, si no se tienen unidades de calentamiento y el fluido debe ser transportado a largas distancias, este se enfría a lo largo del oleoducto y la temperatura termina siendo muy similar a la temperatura ambiente afectando la viscosidad de la mezcla.

Figura 33. Variación de la viscosidad a lo largo de la tubería.



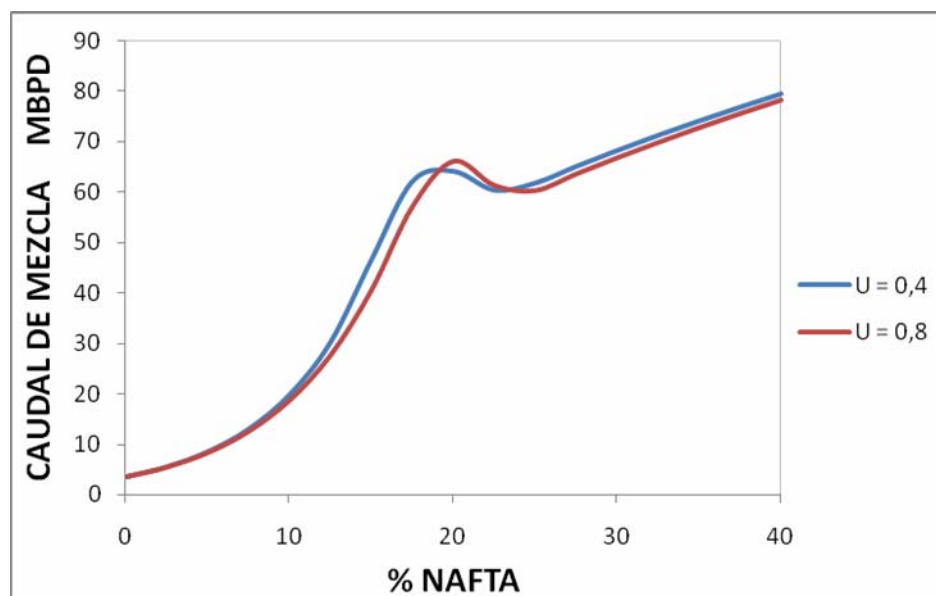
Fuente: autores del proyecto.

Al observar la variación en la viscosidad del fluido en la figura 33 para los dos casos, se espera una mayor capacidad de flujo en el oleoducto aislado. Pero es necesario tener en cuenta la longitud del oleoducto.

En las figura 32 y 33 se observa como a distancias largas (en este caso particular a partir del kilómetro 140) las pérdidas de temperatura son muy similares, por lo tanto se deben determinar los caudales que pueden manejar estos tipos de tubería y realizar un análisis técnico-económico, que permita realizar la mejor selección de tubería a emplear.

Las figuras 34 y 35 describen el efecto de los coeficientes globales de transferencia de calor, sobre el caudal máximo operacional en las alternativas de dilución y emulsificación respectivamente. La tendencia en las dos alternativas, demuestra que aislar la tubería aumenta la capacidad de transporte. Sin embargo al comparar los caudales que pueden manejar los dos tipos de tubería, la diferencia no es significativa respecto a los costos que implica un aislante.

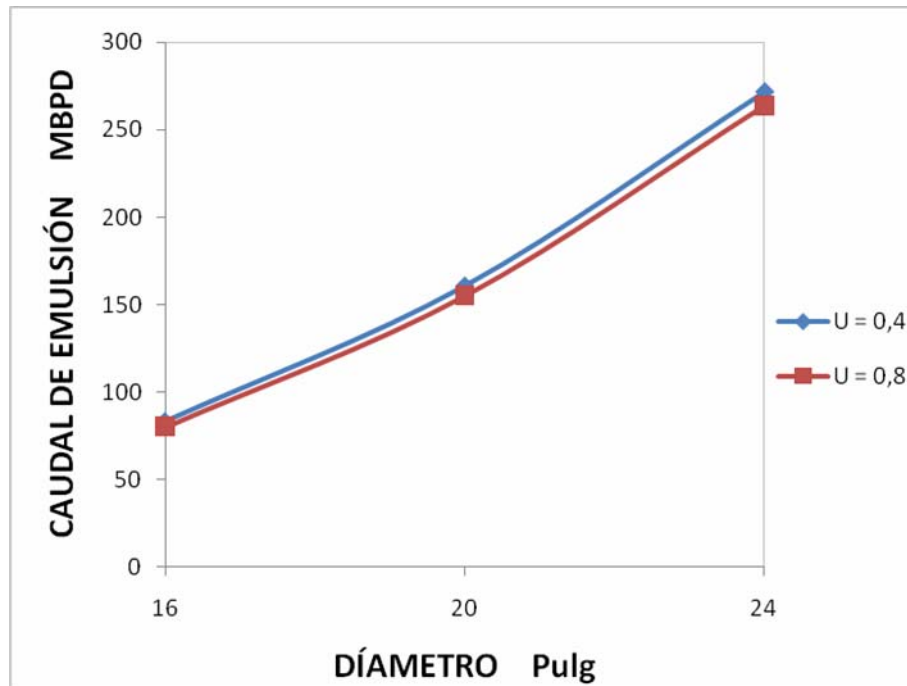
Figura 34. Efecto del coeficiente global de transferencia de calor en dilución a diámetro y presión de descarga constante.



Fuente: autores del proyecto.

A partir de la figura 32 y 34, se podría evaluar la factibilidad de aislar la tubería, hasta el punto donde se observe la máxima variación de viscosidad (kilómetro 35).

Figura 35. Efecto del coeficiente global de transferencia de calor en emulsificación a presión de descarga y contenido de agua constante.



Fuente: autores del proyecto.

5.3.4 Requerimientos de energía. En busca de minimizar los costos operacionales, es necesario realizar un estudio que evalúe la presión de descarga de la bomba para las alternativas de dilución y emulsificación.

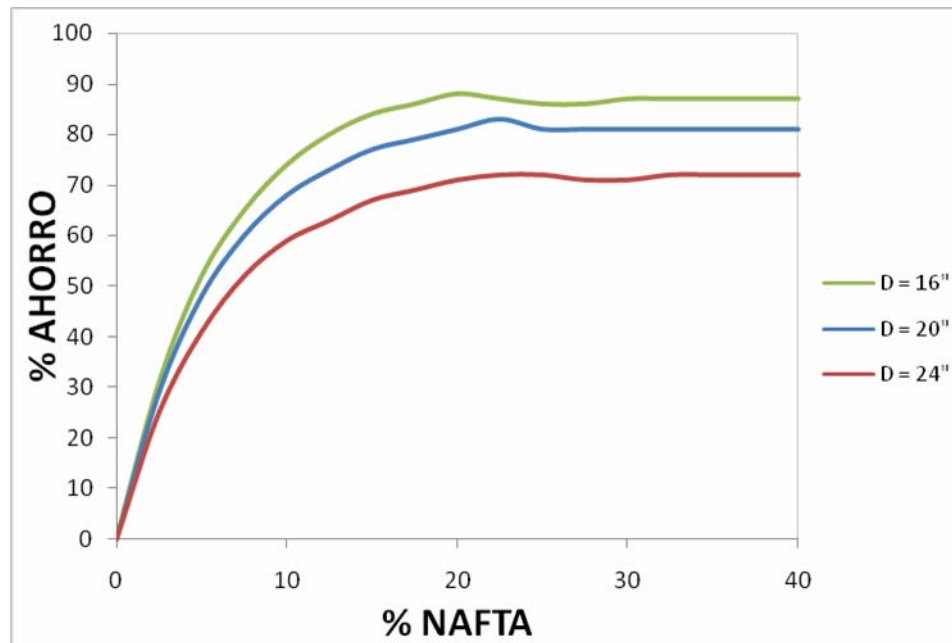
5.3.4.1 Dilución. El procedimiento consiste en variar el porcentaje de diluyente y calcular la presión de descarga necesaria para transportar un volumen específico.

La ecuación 5.1 permite calcular el ahorro en los requerimientos de energía:

$$\% \text{ Ahorro} = \frac{(P_d)_{v_d = 0} - (P_d)_{v_d}}{(P_d)_{v_d = 0}} * 100 \quad \text{Ec.}$$

5.1

Figura 36. Ahorro en los requerimientos de presión a diferentes diámetros de tubería en función del porcentaje de diluyente.



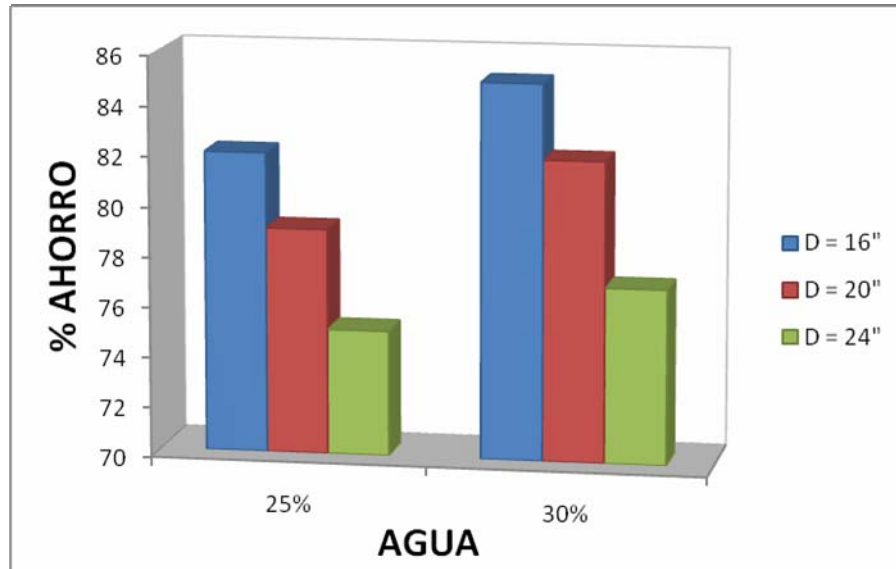
Fuente: autores del proyecto.

La reducción en los requerimientos de energía según la figura 36, alcanza un máximo logrado por el predominio de las fuerzas viscosas sobre las fuerzas inerciales. Este comportamiento se debe a la disminución de la viscosidad de la mezcla. A partir de este punto, la reducción de los requerimientos de energía se incrementa por el predominio de los efectos inerciales (mayor velocidad del fluido).

5.3.4.2 Emulsificación. Para analizar los requerimientos de energía, se establece un caudal operacional de crudo. Inicialmente se calcula la presión de descarga para el crudo sin emulsionar en los diferentes diámetros. Variando el contenido de agua, se calcula la presión de descarga necesaria para transportar este volumen. El ahorro en los requerimientos de energía se calcula por medio de la ecuación 5.2:

$$\% \text{ Ahorro} = \frac{(P_d)_{v_{M=0}} - (P_d)_{v_{M=v}}}{(P_d)_{v_{M=v}}} \times 100 \quad \text{Ec. 5.2}$$

Figura 37. Ahorro en los requerimientos de presión a diferentes diámetros de tubería en función del contenido de agua.



Fuente: autores del proyecto.

La reducción en los requerimientos de energía alcanza un máximo para el contenido de agua óptimo; a causa de la disminución en la viscosidad de la emulsión.

Tanto en la dilución como en la emulsificación, un indicativo de que el diámetro utilizado no es el adecuado, es obtener una presión en el punto inicial de la tubería superior a la soportada por esta. Por lo tanto se debe pensar en alternativas como:

- Instalar estaciones de rebombeo.
- Incrementar el grado de dilución.
- Incrementar el diámetro de la tubería.
- Combinar las alternativas anteriores.

6. APLICACIÓN DEL TRANSPORTE DE CRUDO PESADO PARA LAS ALTERNATIVAS DE DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN

Teniendo en cuenta la declinación de los campos de crudo liviano a nivel mundial. Es necesario evaluar diferentes alternativas de transporte por oleoducto para crudos pesados.

En Colombia la representación más importante de crudos pesados se encuentra en la región de los Llanos Orientales, con los campos Rubiales, Castilla y San Fernando. Razón por la que se realizó el modelo hidráulico para las alternativas de dilución y emulsificación al Campo Rubiales.

Rubiales es el campo de mayor proyección. En la actualidad el crudo es transportado por carrotanques hasta la estación El Porvenir, donde debe cumplir con las especificaciones del oleoducto OCENSA. La especificación de viscosidad es de 250 cSt, pero debido a la proyección de los campos de los Llanos Orientales, Ecopetrol busca un acuerdo que permita aumentar el rango de viscosidad de operación a 400 cSt. En base a esta dificultad de transporte, es necesaria la construcción de un oleoducto, que permita transportar los volúmenes de producción de la zona hasta la Estación intermedia El Porvenir.

Rubiales produce alrededor de 70.000 BOPD y el objetivo de producción es de 100.000 BOPD para el año 2010.

El yacimiento se encuentra a 2.800 pies de profundidad y la gravedad API del crudo es de 12,8.

6.1 ALTERNATIVA DE DILUCIÓN

Se realizó el análisis fluido-dinámico para el oleoducto Rubiales – El Porvenir de longitud 222 Km. Por medio de la sensibilidad de las variables que afectan la capacidad de flujo, a través de la herramienta en Excel aplicado a diferentes diámetros (16”, 20”, 24” y 30”) de tubería enterrada.

Las propiedades del crudo Rubiales se describen a continuación (Tabla 11):

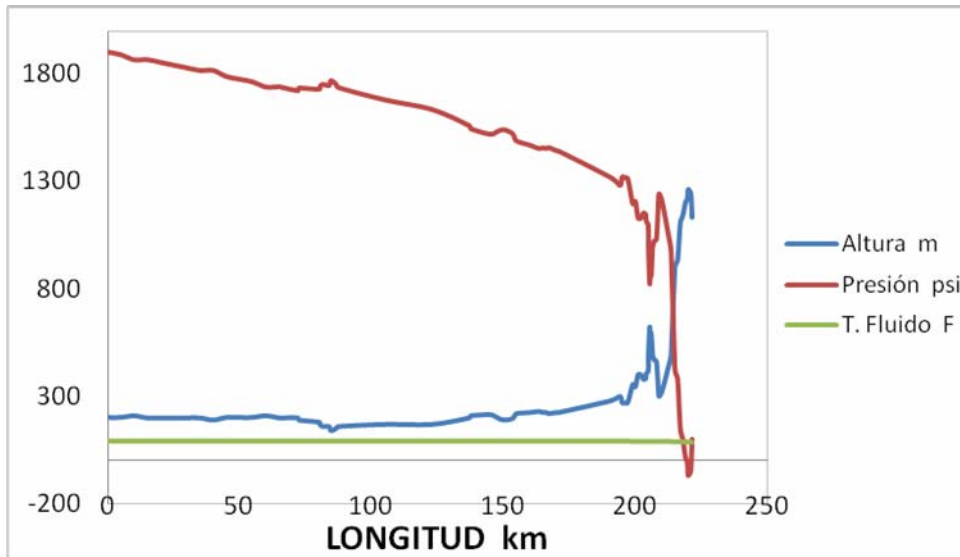
Tabla 11. Propiedades del crudo Rubiales.

PROPIEDADES	CRUDO PESADO
Gravedad API	12,8
Gravedad Específica gr/cc	0,981
Azufre %w	1,3
Viscosidad @ 86 °F cp	4812
Contenido de metales ppm	
Vanadio	152
Níquel	42

Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo.

La figura 38 presenta el perfil topográfico del tramo Rubiales – El Porvenir. A partir del kilómetro 194, el perfil de presión se ve afectado porque el oleoducto debe atravesar la loma Buenavista descendiendo hasta el kilómetro 209 (Monterey) y finalmente el mayor ascenso que presenta (de 210 a 1230 msnm) es hasta la estación El Porvenir.

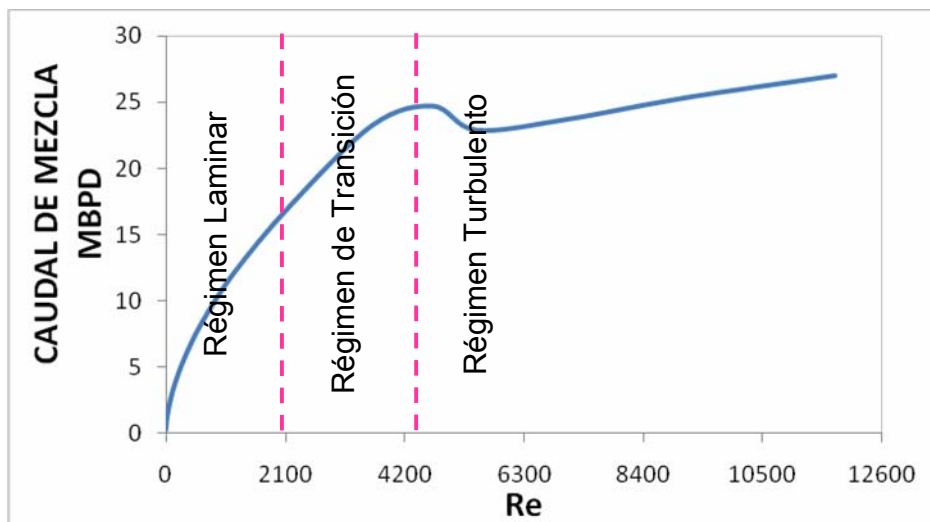
Figura 38. Perfil topográfico Rubiales – El Porvenir.



Fuente: autores del proyecto.

Como primera medida es necesario conocer el régimen de flujo a lo largo de la tubería, para identificar el caudal máximo operacional en los diferentes diámetros.

Figura 39. Comportamiento del crudo Rubiales diluido en el oleoducto.



Fuente: autores de proyecto.

Considerando que los límites de los regímenes de flujo no son un valor exacto, el análisis de la figura 39 indica:

A pesar de que entre el régimen de transición y los inicios del régimen turbulento se encuentra el caudal máximo de operación, este valor no proporciona confiabilidad, debido al cambio drástico de pendiente en la tendencia de la curva. El flujo puede tener comportamiento laminar o turbulento, por lo tanto, los valores reales pueden estar por encima o por debajo de los presentados. El régimen turbulento permite mayor flujo a través de la tubería que el régimen laminar, debido al mayor grado de dilución de la mezcla (menor viscosidad). Sin embargo presenta las siguientes desventajas:

- Requiere una mayor concentración de diluyente, aumentando costos por compra y transporte.
- Disponibilidad de diluyente; relativa a la demanda y a la ubicación del crudo a diluir.

Razones que hacen al régimen laminar el más conveniente.

6.1.1 Elección del porcentaje óptimo de diluyente. Esta elección depende principalmente de la viscosidad de la mezcla y el régimen de flujo.

El objetivo es transportar un mayor caudal de crudo con el menor porcentaje de diluyente posible (Nafta), cumpliendo con las especificaciones operacionales del oleoducto OCENSA.

Las propiedades de la Nafta utilizada para la alternativa de dilución, se describen en la tabla 12.

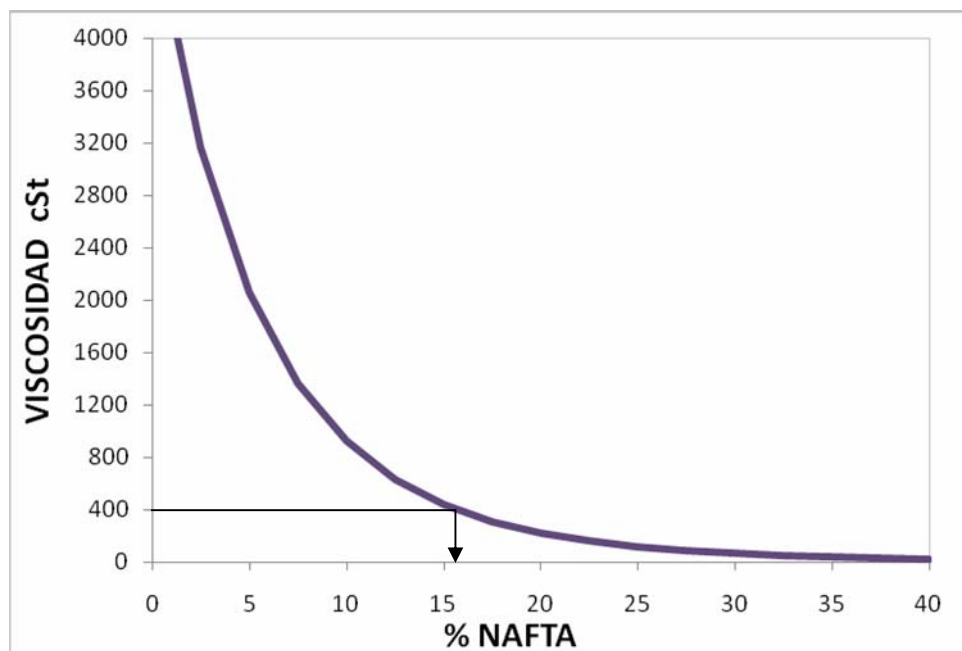
Tabla 12. Propiedades de la Nafta.

PROPIEDADES	NAFTA
Punto inicial de ebullición °F	150 - 155
Punto final de ebullición °F	225 - 270
Azufre %w	0,05 - 0,15
Corrosión al Cobre	1
API	58 - 65
Gravedad específica	0,72 - 0,747

Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo.

A partir de la viscosidad operacional de la mezcla ($400 \text{ cSt} \cong 373 \text{ cp}$) se determina el porcentaje de Nafta, por medio de la figura 40. Para este caso se requiere un porcentaje de Nafta de 15,8, logrando una reducción en la viscosidad del crudo del 92,25%.

Figura 40. Viscosidad en función del porcentaje de Nafta.

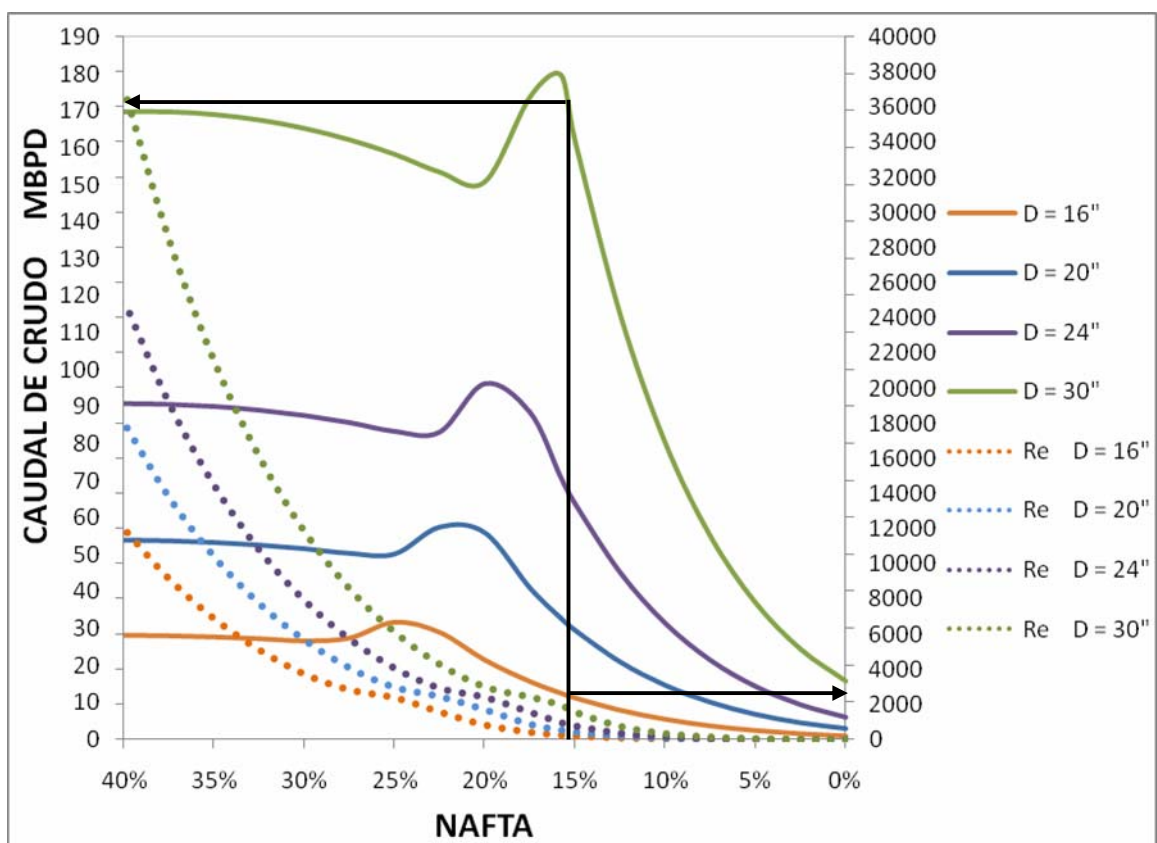


Fuente: autores de proyecto.

6.1.2 Elección del caudal máximo operacional. Establecer el caudal máximo de crudo y el régimen de flujo, implica realizar una simulación a condiciones extremas de operación. Asumiendo que el crudo es bombeado frío, aproximadamente a temperatura ambiente (90 °F).

Con base al análisis del capítulo anterior se fijó la presión de descarga de la bomba en 1900 psi y ajustando el caudal de crudo para diferentes porcentajes de Nafta, se obtuvo el comportamiento hidráulico a lo largo del oleoducto.

Figura 41. Resultados del modelo hidráulico para dilución a presión de descarga constante (1900 psi).



Fuente: autores del proyecto.

El caudal máximo operacional de crudo para cada diámetro de tubería, se identifica en la figura 41, ubicando el porcentaje de Nafta óptimo (15,8%) y cortando la curva de caudal.

Es importante resaltar que el flujo en todas las tuberías tiene un comportamiento laminar para este porcentaje de Nafta. Esto se identifica ubicando el porcentaje y cortando la curva del número de Reynolds en la figura 41.

6.1.3 Alternativas de diseño del oleoducto. Como el caudal objetivo es transportar 100.000 BOPD. La figura 41 indica que la única tubería que permite manejar este volumen es la del diámetro de 30”.

De esta manera y a partir del perfil topográfico (figura 38) se establecieron las siguientes alternativas:

- **Alternativa 0:** Transporte por carrotanque.

Actualmente el campo transporta el crudo por medio de carrotanques hasta la estación El Porvenir. En este punto el crudo debe ser diluido para ser transportado por el oleoducto OCENSA.

Un carrotanque tiene la capacidad de transportar **200 BBL** y el tiempo de carga es aproximadamente 1 hora. Por lo tanto, para transportar la proyección del campo serian necesarios 500 carrotanques diarios.

Los resultados del balance económico de esta alternativa se presentan en la tabla 13 (Anexo D):

Tabla 13. Ganancias generadas por la alternativa 0.

Venta Crudo	6.601.256.636	USD
VPN (Transporte)	2.281.642.299	
Ganancia	4.319.614.338	

Fuente: autores del proyecto.

- **Alternativa 1:** Tubería de 30" de diámetro.

- **Alternativa 2:** Líneas paralelas de 24" de diámetro.

Se planteó la opción de utilizar líneas paralelas de 24", a partir de la interpretación de la figura 42. Esta tubería tiene la capacidad de transportar un caudal de 70.905 BOPD.

- **Alternativa 3:** Tubería de 24" de diámetro con una estación de rebombeo.

En el perfil topográfico (figura 38), se observa una caída de presión considerable en el kilometro 205. Se propone ubicar una estación de rebombeo que maneje la mitad de la energía requerida en cada tramo.

- **Alternativa 4:** Tubería de 24" y 16" de diámetro con una estación de rebombeo.

Esta alternativa se propone como una opción de reducir costos por medio de la disminución del diámetro de la tubería después de la estación de rebombeo.

La tabla 14 describe los resultados de las diferentes alternativas para el caudal máximo operacional a condiciones extremas (90 °F) y para el caudal objetivo a condiciones reales de bombeo (120 °F).

Tabla 14. Comportamiento del caudal máximo de operación y el caudal objetivo para dilución.

% Nafta	Alt.	Tb °F	Pd psi	Qc BPD	Incremento %Qc	Qnafta BPD	Re Máximo	Re Mínimo	V m/s
	0	-	-	70000	-	-	-	-	-
15,8	1	90	1900	179751	156,79	33730	2001	1787	0,92
		120	1610	100000	42,86	18765	2918	936	0,51
	2	90	1900	141810	102,59	26610	1001	822	0,58
		120	1698	100000	42,86	18765	1840	552	0,41
	3	90	1503	151352	116,22	28401	2124	2047	1,23
		ER	1033				2047	1907	
		120	1026	100000	42,86	18765	3679	1354	0,82
		ER	1002				1353	1220	
	4	90	1137	102390	46,27	19213	1441	1370	0,83
		ER	1294				2100	1965	1,96
		120	1026	100000	42,86	18765	3679	2075	0,82
		ER	1282				2075	1354	1,92

Fuente: autores del proyecto.

En las alternativas 1, 3 y 4, los resultados obtenidos para el caudal de crudo objetivo indican que el flujo cae en régimen de transición ($2100 < Re < 4200$). Anteriormente se había mencionado, que el problema de tener flujo en régimen de transición era la poca confiabilidad que se podía tener en los resultados del modelo, afectando la operabilidad de las bombas porque no había precisión en el caudal y la presión de descarga bajo las que operaría el oleoducto. Sin embargo, esta apreciación no cobra mayor importancia, debido a que el caudal es establecido (100.000 BOPD) y los resultados de las presiones de descarga de la bomba son muy inferiores a la presión que tanto estas como la tubería soportan al igual que la viscosidad de la mezcla, permitiendo una mayor flexibilidad operacional. Además, la simulación permite observar que este régimen se

presenta únicamente en los primeros kilómetros del oleoducto, lo que no generaría inconvenientes en las bombas de la estación de rebombeo y de la estación El Porvenir.

En la alternativa 2, el flujo se da en régimen laminar a lo largo todo el oleoducto y la presión de descarga también permite flexibilidad operacional. Por lo tanto no se presenta ningún problema.

En ninguna de las alternativas presentadas hay problemas por corrosión, los resultados obtenidos de velocidad son menores al límite de operabilidad ($V < 3,048 \text{ m/s}$).

Para seleccionar la mejor alternativa, es conveniente realizar un análisis técnico-económico que incluya: inversión en infraestructura, costos operacionales e ingresos por venta de crudo.

La tabla 15 describe los parámetros establecidos para el análisis económico:

Tabla 15. Consideraciones del análisis económico para dilución y emulsificación.

Abril 13 de 2.009		
WTI	50,05	USD/BBL
DÓLAR (TRM)	2.388,11	\$
Transporte Objetivo	100000	BBL/D
Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15	%

Fuente: autores del proyecto.

Los resultados obtenidos del análisis económico por medio de la herramienta para las diferentes alternativas se indican en la tabla 16 (Anexo D).

Tabla 16. Ganancias generadas, CAPEX y OPEX en dilución.

Alternativa	Venta de Crudo USD	CAPEX USD	OPEX USD	Ganancia USD
1	7.839.982.444	166.992.500	1.914.520.957	5.925.461.487
2		266.708.000	1.914.806.788	5.925.175.656
3		134.254.000	1.915.550.641	5.924.431.803
4		131.232.000	1.916.456.011	5.923.526.433

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 17. Ventajas y desventajas de las alternativas de diseño para dilución.

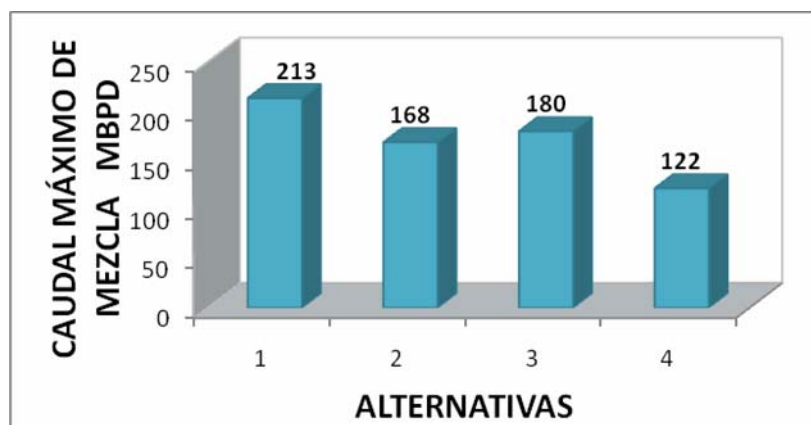
ALTERNATIVA	VENTAJAS	DESVENTAJAS
0	<ul style="list-style-type: none"> - No es necesario la inversión en infraestructura. - No se incrementan los costos por transporte de Nafta (Dilución en El Porvenir). 	<ul style="list-style-type: none"> - Tiempo de carga. - Numero de carrotanques necesarios.
1	<ul style="list-style-type: none"> - Mayor incremento en la capacidad de transporte 156,79% (generaría mayor ganancia por venta de crudo). - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Costos de transporte de Nafta. - Alta inversión en infraestructura. - Para caudal objetivo el flujo cae en régimen de transición los primeros 20 Km.
2	<ul style="list-style-type: none"> - Incremento del 102,59% en la capacidad de transporte. - Para el caudal objetivo, el flujo se da en régimen laminar. - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Costos de transporte de Nafta. - Mayor inversión en infraestructura. - Mayor impacto en el medio ambiente.

3	<ul style="list-style-type: none"> - Incremento del 116,22% en la capacidad de transporte. - Baja inversión en infraestructura. - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Costos de transporte de Nafta. - Para caudal objetivo el flujo cae en régimen de transición los primeros 40 Km.
4	<ul style="list-style-type: none"> - Menor inversión en infraestructura (disminución del diámetro a partir de la ER aprovechando la caída de presión). - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Costos de transporte de Nafta. - Para caudal objetivo el flujo cae en régimen de transición los primeros 40 Km. - Incremento del 46,27% en la capacidad de transporte.

Fuente: autores del proyecto.

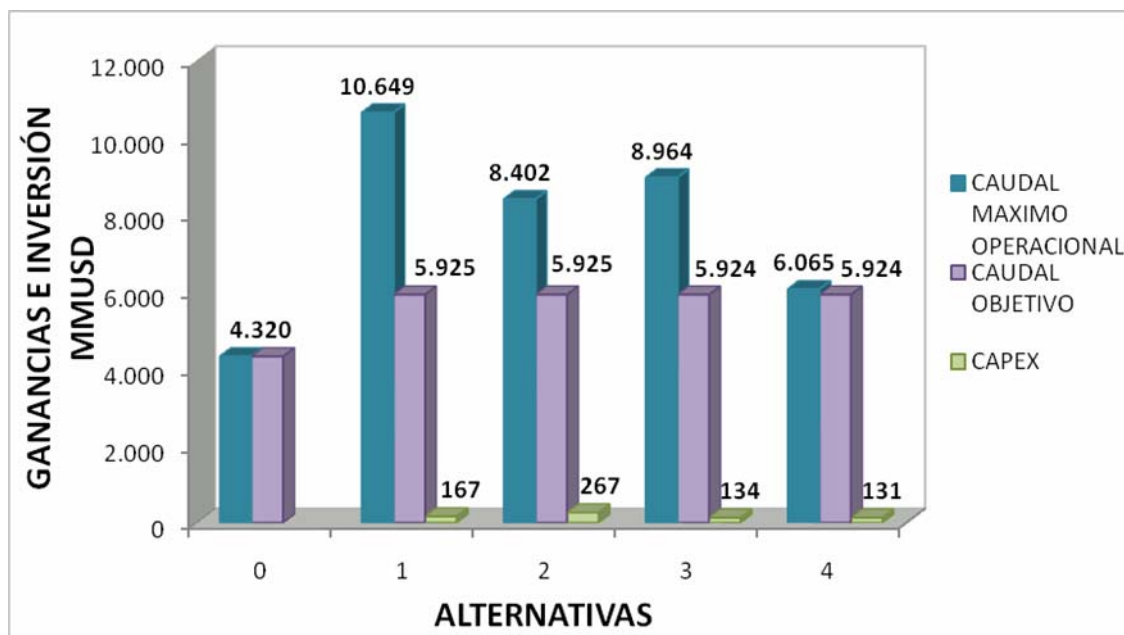
Finalmente para la selección de la mejor alternativa, es importante tener en cuenta la proyección de la zona, por la capacidad máxima de operación del oleoducto. Teniendo en cuenta que la inversión en infraestructura es mínima comparada con las ganancias generadas por la venta del crudo.

Figura 42. Caudal operacional de mezcla máximo para las alternativas de diseño en dilución.



Fuente: autores del proyecto.

Figura 43. Ganancias generadas por las alternativas de diseño al caudal máximo y al caudal objetivo en dilución.



Fuente: autores del proyecto.

A partir del análisis técnico-económico y de la proyección de la zona en estudio la viabilidad de las alternativas para la dilución es la siguiente:

*Alternativa 3 > Alternativa 1 > Alternativa 4
> Alternativa 2 > Alternativa 0*

6.2 ALTERNATIVA DE EMULSIFICACIÓN

El ejercicio consistió en diseñar el oleoducto Rubiales – El Porvenir, con las mismas características de tubería que en dilución.

Debido a que aún no se ha realizado una caracterización reológica de emulsiones para el crudo Rubiales, se utilizaron datos de emulsiones del crudo Castilla. Este crudo presenta propiedades muy similares al crudo Rubiales.

Las propiedades del fluido se pueden observar en la Tabla 18.

Tabla 18. Propiedades del crudo Castilla.

PROPIEDADES	CRUDO PESADO
Gravedad API	13
Gravedad Especifica gr/cc	0,979
Viscosidad cp (100 s^{-1}) a:	
25 °C	7769
40 °C	1790
50 °C	821
Contenido de metales ppm	
Vanadio	320
Níquel	99
Hierro	32
Sodio	2
Contenido de sal ptb	3,3

Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo.

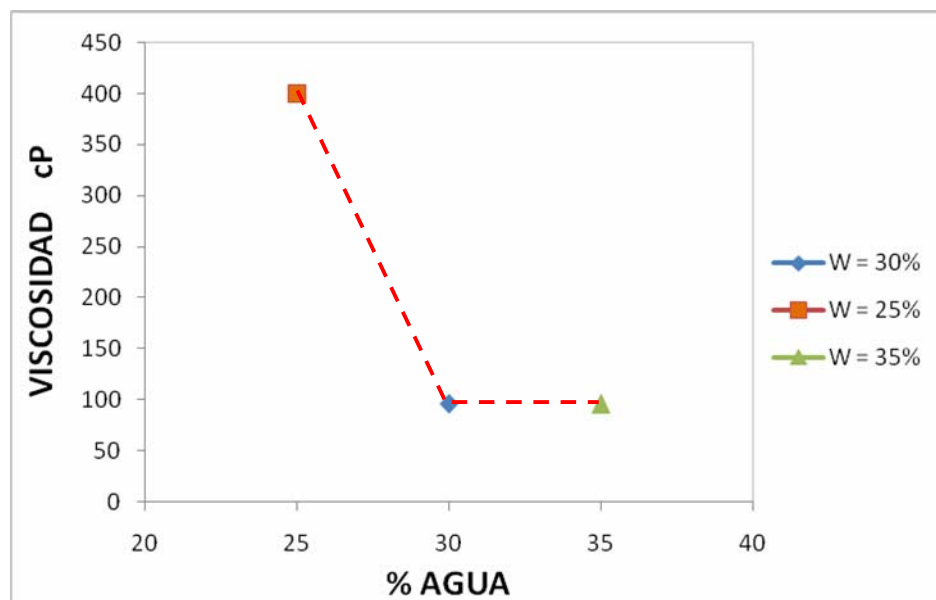
Las tablas 6 y 7 presentan los resultados obtenidos en laboratorio de las propiedades reológicas, para diferentes relaciones O/W de las emulsiones del crudo Castilla.

La elección de la emulsión depende de la capacidad de transporte de crudo que esta permita.

6.2.1 Elección del contenido de agua en la emulsión. Para mantener la viscosidad de la emulsión por debajo del valor específico en el transporte por tubería (típicamente alrededor de 300 cp a temperatura ambiente), un máximo de 65% a 75% en la fase del volumen de dispersión es aceptable.

La figura 44, muestra el comportamiento de la viscosidad en función del contenido de agua a temperatura constante (25 °C).

Figura 44. Efecto de la relación O/W en la viscosidad de la emulsión.



Fuente: GARCIA, Cesar. “Efecto de la Concentración del Surfactante en la Estabilidad de Emulsiones O/W de Crudos Pesados”. Tesis de pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2003.

La finalidad de aumentar el contenido de agua en una emulsión, es obtener una disminución en la viscosidad para facilitar el flujo.

Al aumentar el contenido de agua en la emulsión de 25% a 30%, la viscosidad y por lo tanto las pérdidas por fricción disminuyen drásticamente.

Al aumentar el contenido de agua de 30% a 35%, no se genera un cambio significativo en la viscosidad de la emulsión, por lo tanto no es una relación O/W viable; ya que disminuye la capacidad de transporte de crudo del oleoducto.

Finalmente se obtiene que la relación O/W óptima para este crudo es 70/30.

La tabla 19 muestra los resultados de caudales máximos operacionales a condiciones extremas para los diferentes diámetros a presión constante ($Pd = 1900 \text{ psi}$).

Tabla 19. Caudal máximo de crudo para diferentes diámetros a 90 °F en emulsificación.

D Pulg	Qc BPD	V m/s
16	24550	0,57
20	47102	0,68
24	79498	0,78
30	149522	0,92

Fuente: autores del proyecto.

6.2.2 Alternativas de diseño del oleoducto Rubiales – El Porvenir. En base a los resultados de la tabla 19, se plantearon las mismas alternativas que en dilución, para transportar el caudal objetivo (100.000 BOPD). Partiendo de que la emulsión O/W 70/30 permite manejar grandes volúmenes de crudo con viscosidades inferiores a 100 cp y 25 °C.

Del análisis hidráulico para las 4 alternativas se obtuvieron los resultados de la tabla 20:

Tabla 20. Caracterización del oleoducto en emulsificación para las alternativas de diseño.

% W	Alt.	Qc BPD	Incremento %Qc	Pd psi	V m/s	Re Mín.	Re Máx.	μ mín. cp	μ máx. cp
30	1	149522	113,60	1900	0,92	13178	14978	60	68
		100000	42,86	1623	0,58	8131	34735	17	73
	2	158996	127,71	1900	0,78	8506	10208	59	70
		100000	42,86	1610	0,49	4556	21908	17	83
	3 ER	157366	124,81	1900	1,54	20699	22842	52	57
				1098					
	3 ER	100000	42,86	1009	0,98	12686	49983	15	59
				1031					
	4 ER	157366	124,81	1900	1,54	22102	43229	42	54
				1865					
	4 ER	100000	42,86	1009	0,98	14275	49983	15	53
				1373	2,31				

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 21. Ventajas y desventajas de las alternativas de diseño para emulsificación.

ALTERNATIVA	VENTAJAS	DESVENTAJAS
1	<ul style="list-style-type: none"> - Incremento del 113,6% en la capacidad de transporte. - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Alta inversión en infraestructura. - En la estación El Porvenir es necesario romper la emulsión y diluir con Nafta. - Alto impacto al medio ambiente.

2	<ul style="list-style-type: none"> - Mayor incremento en la capacidad de transporte 127,71%. - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - Mayor inversión en infraestructura. - Mayor impacto en el medio ambiente. - En la estación El Porvenir es necesario romper la emulsión y diluir con Nafta.
3	<ul style="list-style-type: none"> - Incremento del 124,81% en la capacidad de transporte. - Baja inversión en infraestructura. - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - En la estación El Porvenir es necesario romper la emulsión y diluir con Nafta. - Alto impacto al medio ambiente.
4	<ul style="list-style-type: none"> - Incremento del 124,81% en la capacidad de transporte. - Menor inversión en infraestructura. - Se obtienen ganancias desde el primer año de operación. 	<ul style="list-style-type: none"> - En la estación El Porvenir es necesario romper la emulsión y diluir con Nafta. - Alto impacto al medio ambiente.

Fuente: autores del proyecto.

El comportamiento del flujo de todas las emulsiones a lo largo de la tubería es turbulento.

Las emulsiones presentan viscosidades muy bajas que no afectan el funcionamiento de las bombas, además de la alta flexibilidad operacional por las bajas presiones de descarga necesarias para transportar el caudal objetivo.

En ninguna de las alternativas presentadas hay problemas por corrosión los resultados obtenidos en la velocidad son menores al valor límite de operabilidad.

Para encontrar la alternativa más favorable, es necesario realizar un balance técnico-económico por inversión en infraestructura, costos operacionales, costos de dilución en la estación El Porvenir e ingresos por venta de crudo. La tabla 22 presenta los resultados obtenidos:

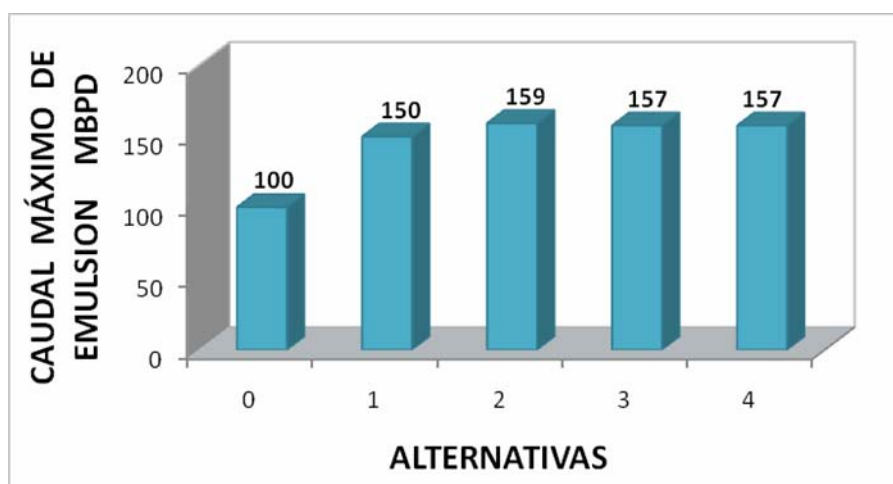
Tabla 22. Ganancias generadas, CAPEX y OPEX en emulsificación.

Alternativa	Venta de Crudo USD	CAPEX USD	OPEX USD	Ganancia USD
1	6.601.256.636	204.122.500	1.830.284.322	4.770.972.314
2		303.838.000	1.829.837.100	4.771.419.536
3		171.684.000	1.834.886.952	4.766.369.685
4		168.362.000	1.832.564.428	4.768.692.209

Fuente: autores del proyecto.

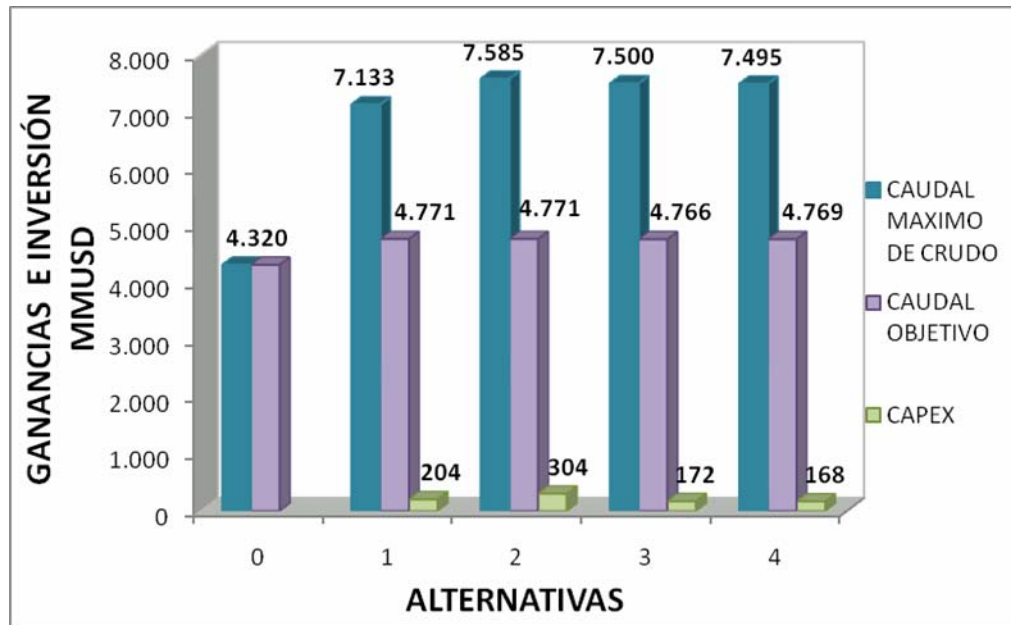
Además del análisis económico, de nuevo es importante tener en cuenta la proyección de la zona por la capacidad máxima de operación del oleoducto.

Figura 45. Caudal máximo de emulsión para las alternativas de diseño.



Fuente: autores del proyecto.

Figura 46. Ganancias generadas por las alternativas de diseño al caudal máximo y al caudal objetivo en emulsificación.



Fuente: autores del proyecto.

A partir del análisis técnico-económico y de la proyección de la zona en estudio la viabilidad de las alternativas es la siguiente:

*Alternativa 4 > Alternativa 3 > Alternativa 1
> Alternativa 2 > Alternativa 0*

OBSERVACIONES

La elección del grado de dilución con Nafta más adecuado del crudo Rubiales, se basó en la especificación de viscosidad característica del oleoducto OCENSA, definiendo a su vez el caudal operacional más adecuado. En esta elección fue necesario considerar el régimen de flujo a lo largo del oleoducto y las presiones de descarga de la bomba resultantes del modelo hidráulico.

La selección del caudal máximo operacional para la emulsión O/W 70/30 se realizó a partir de la presión de descarga de la bomba, ya que el régimen de flujo a lo largo del oleoducto es turbulento.

Es necesario garantizar las condiciones de viscosidad adecuadas para la alternativa de dilución y emulsificación, de lo contrario se corre el riesgo de que el flujo a lo largo del oleoducto caiga en régimen de transición o presente un número de Reynolds bajo; incrementando considerablemente el factor de fricción y reduciendo la capacidad de flujo del oleoducto.

En las emulsiones estudiadas del crudo Castilla, se observó un comportamiento pseudoplástico, logrando una disminución en la viscosidad con el aumento de la velocidad de deformación lo que implica un aumento en el caudal.

Como resultado de este estudio se generó una herramienta que permite el modelamiento hidráulico del transporte de crudo pesado por oleoducto, aplicado a las alternativas de dilución y emulsificación. Los resultados obtenidos en las aplicaciones del Crudo Castilla y Rubiales permitieron realizar una determinación adecuada del oleoducto Rubiales – El Porvenir (diámetros de tubería, coeficiente global de transferencia de calor, caídas de presión y régimen de flujo).

CONCLUSIONES

La sensibilidad de las variables operacionales (diámetros de tubería, coeficiente global de transferencia de calor, caídas de presión y régimen de flujo) permitió determinar que la variable más influyente en la capacidad de flujo del oleoducto es la presión de descarga. Un aumento de 300 psi en la caída de presión generó en la alternativa de dilución un incremento del 20% en la capacidad de flujo del oleoducto, mientras que en la alternativa de emulsificación el incremento depende del diámetro y oscila entre 70% – 80%.

En la alternativa de dilución la variación entre los caudales manejados por las diferentes presiones depende del régimen bajo el cual se presenta el flujo. Si es laminar el aumento se genera por el predominio de los efectos viscosos y la relación entre caudales es $Q_{m\ 1900\ psi} \cong 1,2Q_{m\ 1600\ psi}$, mientras que si es turbulento el aumento se debe al predominio de los efectos inerciales y la relación es $Q_{m\ 1900\ psi} \cong 1,1Q_{m\ 1600\ psi}$. Estas relaciones entre caudales son constantes para los diferentes diámetros.

Por medio de la aplicación en el crudo Rubiales de la alternativa de dilución, se obtuvo una disminución del 92,25% en la viscosidad del crudo con un porcentaje de Nafta del 15,8%. Para el crudo Castilla en la alternativa de emulsificación, se obtuvo una disminución hasta del 98,90% en la viscosidad del crudo para la emulsión 70/30. Logrando valores que permiten el flujo adecuado de crudo pesado por oleoducto.

Con la alternativa de dilución se lograría un incremento en la capacidad de flujo del oleoducto hasta del 156,79%, mientras que con la alternativa de emulsificación

el incremento sería hasta del 127,71%. Este porcentaje es variable en las dos alternativas y depende del diseño del oleoducto.

La implementación de las alternativas de dilución y emulsificación conduce a una disminución en los costos operacionales (OPEX) hasta del 79,15% y 68,14% respectivamente; causada por la drástica reducción de la viscosidad del crudo.

La mejor alternativa de transporte para el oleoducto Rubiales – El Porvenir es dilución. La selección de la alternativa de diseño, se llevó a cabo teniendo en cuenta la capacidad máxima de flujo del oleoducto, los costos operacionales (OPEX), la inversión en infraestructura (CAPEX) y el impacto sobre el medio ambiente. El resultado con mayores beneficios es construir un oleoducto de diámetro de 24" con estación de rebombeo en la loma Buenavista (Km 205).

RECOMENDACIONES

Para el manejo de la alternativa de dilución en el transporte de crudo pesado por oleoducto, es aconsejable estudiar la caracterización de mezclas con diluentes diferentes a Nafta, debido a los altos costos y a la volatilidad que la caracterizan.

En la alternativa de emulsificación se debe hacer un estudio previo del comportamiento reológico, con el fin de reconocer el tipo de fluido que caracteriza la emulsión. De esta manera se podrá realizar un modelamiento hidráulico adecuado.

En la alternativa de emulsificación se sugiere realizar un estudio del comportamiento de la viscosidad de emulsiones O/W que involucre diferentes crudos pesados. Con el fin de desarrollar una ecuación generalizada para la predicción de la viscosidad de la emulsión.

Debido a que emulsificar requiere un tratamiento posterior para el rompimiento de la emulsión, se propone realizar un estudio que describa y optimice la planta de tratamiento de emulsiones.

Para implementar cualquier alternativa de transporte de crudo pesado por oleoducto, después de realizar el modelamiento hidráulico es necesario un análisis económico que incluya los costos operacionales, la inversión de capital en equipos y las ganancias generadas por venta del crudo.

BIBLIOGRAFÍA

AL-BESHARAH, Jasem M, AKASHAH, Saed A, MUMFORD, C.J. "Viscosities of Binary Crude-Oil Mixtures Correlated". Oil & Gas Journal. 1989.

ARCE, Gloria, HERNANDEZ, Luis. "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.

ARGILLIER, J-F, BARRÉ, L, BRUCY F, DOURNAUX J-L, HÉNAUT, I, Bouchard, R. "Influence of Asphaltenes Content and Dilution on Heavy Oil Rheology". Society of Petroleum Engineers Journal. 2001.

BECHER, P. Emulsions : Theory and practice. 2 ed. New York: Reinhold, 1965

BEGGS, H. Dale. "Production Optimization Using Nodal™ Analysis". 1991. Oil & Gas Consultants International Inc.

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

PIERRE, C. BARRÉ, L. PINA, A. MOAN, A. Composition and heavy oil rheology. Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59 2004.

CRANE, "Flow of fluids through valves, fittings and pipe". McGraw – Hill, USA: Crane 1988

GARCIA, Cesar. "Efecto de la Concentración del Surfactante en la Estabilidad de Emulsiones O/W de Crudos Pesados". Tesis de pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2003.

GATEAU P., HÉNAUT I., BARRÉ L., ARGILLIER J.F. Heavy oil dilution. Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59 2004.

GRIFFIN, W.C. "Classification of Surface-Active Agents by HLB". Soc. Cosmetic Chemists. 1949.

LANGEVIN D, POTEAU S, HÉNAUT I and ARGILLIER J.F. Crude Oil Emulsion Properties and their Application to Heavy Oil Transportation. Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59 2004.

OLUJIÉ, Zarko. Compute Friction Factors Fast for Flow in Pipes. Chemical Engineering. 1981.

PILEHVARI, A. et. al. Oil/water emulsions for pipeline transport of viscous crude oils. Paper 18218. 63 annual technology conference, Houston: SPE, October 1988. Pipeline transportation systems for liquid hydrocarbons and other liquids. ASME code for pressure piping, B31.4-2002.

SANIERE, A, HÉNAUT, I, and ARGILLIER, J-F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic Economic and Technological Challenge". Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59. 2004. Pág. 455-466.

SHERMAN, P. "Rheology of Emulsions. Emulsions Science. 1968.

SHU W. R. "A viscosity correlation for mixtures of heavy oil, bitumen and Petroleum Fractions". Society of Petroleum Engineers Journal. 1984.

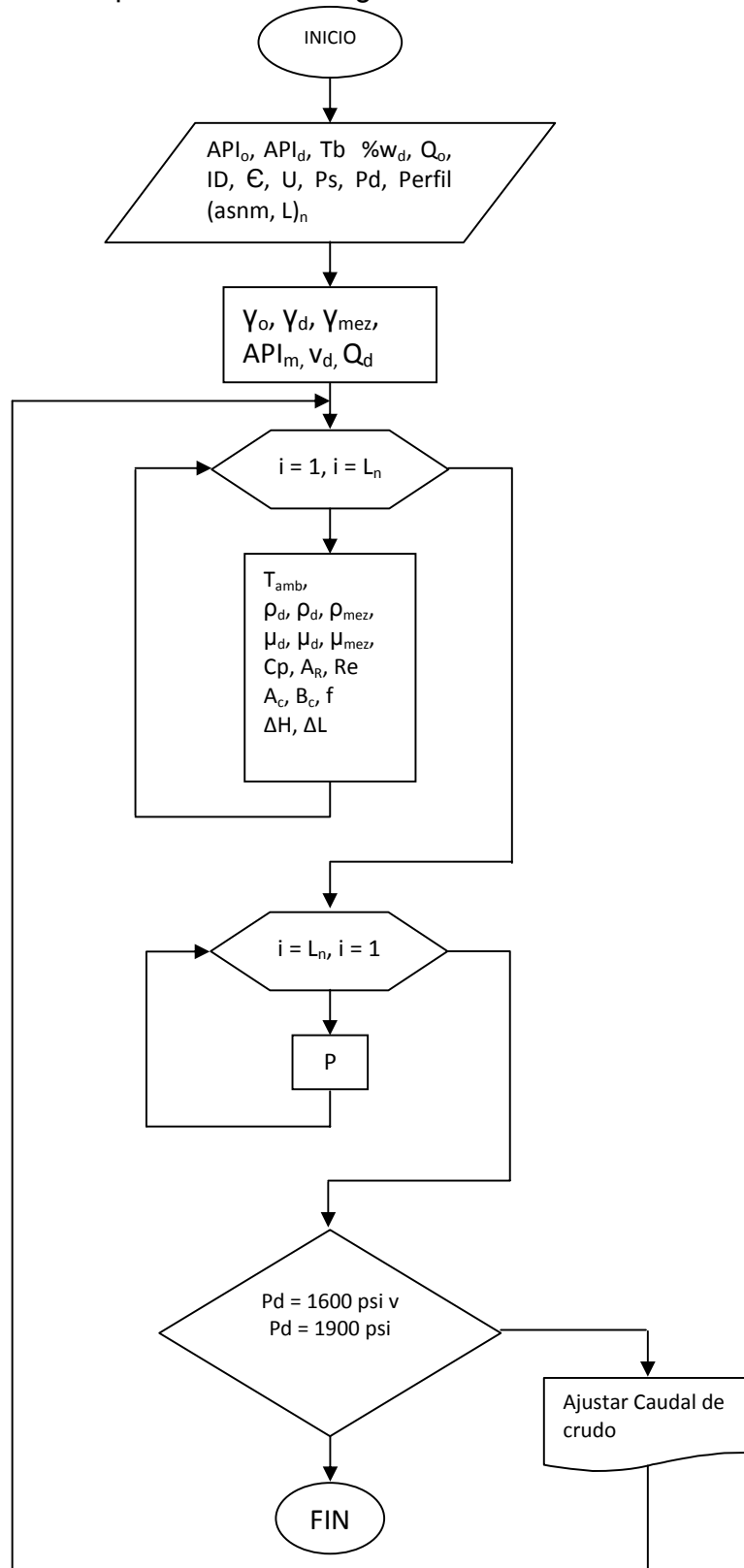
SKELLAND A. H. P., Non Newtonian flow and heat transfer. USA: John Wiley & Sons, Inc. 1967.

WALSTRA, P. Formation of emulsions. Encyclopedia of emulsion technology. Cap. 2. New York: Becher P, 1983. V. 1

ANEXOS

**ANEXO A. MANUAL DE USUARIO DE LA HERRAMIENTA PARA LAS
ALTERNATIVAS DE DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN**

Figura A-1. Ajuste de la presión de descarga.



DATOS DE ENTRADA PARA LA ALTERNATIVA DE DILUCIÓN

API del crudo, API del diluyente, Temperatura de bombeo, Diámetro interno, Rugosidad relativa, Coeficiente global de transferencia de calor, Presión de descarga, Presión de succión, Perfil topográfico (Longitud, Altura sobre el nivel del mar), % Volumen de diluyente, Caudal de crudo.

Calcular

1. Gravedad específica del aceite y del diluyente

$$Y_o = \frac{141,5}{131,5 + API_o}$$

$$Y_d = \frac{141,5}{131,5 + API_d}$$

2. Gravedad específica de la mezcla

$$Y_{mez} = Y_o(1 - v_d) + Y_d v_d$$

3. API de la mezcla

$$API_{mez} = \frac{141,5}{Y_{mez}} - 131,5$$

4. Fracción másica del diluyente

$$W_d = \frac{Y_d v_d}{Y_d v_d + Y_o(1 - v_d)}$$

5. Caudal del diluyente

$$Q_d = \frac{Q_o}{1 - v_d} - Q_o$$

Calcular para $i = 1$ hasta $i =$ numero de pasos oleoducto

6. Para $L = 0$ km

Temperatura ambiente a lo largo del oleoducto

$$T_{amb} = 93,71 \exp(-0,0002H)$$

Densidad del aceite

$$\rho_o = -0,0003T_f - 0,0062API_o + 1,0781$$

Viscosidad del aceite

$$\mu_o = 10^{\left\{ 2,8448649977 \left[\left(\frac{T_f - 22}{1,8} \right) - 273 \right]^{-2,82176} \right\}} - 0,8$$

Densidad del diluyente

$$\rho_d = -2,3 \times 10^{-7} T_f^2 - 4,3286 \times 10^{-4} T_f + 0,75643$$

Viscosidad del diluyente

$$\mu_d = 0.658 \exp \left[-0.0119 \left(\frac{T_f - 32}{1.8} \right) \right]$$

Densidad de la mezcla

$$\rho_{mez} = -0.0003 T_f - 0.0062 API_{mez} + 1.0781$$

Viscosidad de la mezcla

$$\mu_{mez} = \rho_{mez} \left\{ \exp \left[\exp \left(\left((1 - X_d) \left[10.975 + 14.535 \ln \left(\ln \left(\frac{\mu_d}{\rho_d} + 1.03 \right) \right) \right] \right) \right) \right] \right. \\ \left. + X_d \left[10.975 + 14.535 \ln \left(\ln \left(\frac{\mu_d}{\rho_d} + 1.03 \right) \right) \right] - 10.975 \right] / 14.535 \right\} - 1.03$$

Capacidad calorífica

$$C_p = 0.6811 - 0.304 \rho_{mez} + T_f (8.15 \times 10^{-4} - 3.06 \times 10^{-4} \rho_{mez})$$

Perfil de temperatura del fluido Ramey

$$A_R = \frac{175 \rho_{mez} C_p (Q_o + Q_d)}{\pi D U}$$

$$T_L = T_s + (T_1 - T_s) \exp \left(-L/A_R \right)$$

Numero de Reynolds

$$Re = \frac{0.186972 D \rho_{mez} (Q_o + Q_d)}{\pi \mu_{mez} (0.0254 D)^2}$$

Constantes del factor de fricción

$$A_c = \left[2.457 \ln \left(\frac{1}{(7/Re)^{0.9} + 0.27(\epsilon/D)} \right) \right]^{16}$$

$$B_c = (37530/Re)^{16}$$

Factor de fricción

$$f = 8 \left[\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + (A_c + B_c)^{-3/2} \right]^{2/12}$$

ΔH

$$\Delta H = H_{i+1} - H_i$$

ΔL

$$\Delta L = 1000(L_{i+1} - L_i)$$

dP/dL

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = -\rho_{mez} \left(1.2422 \frac{\Delta H}{\Delta L} + \frac{f(Q_o + Q_d)^2}{26552D^5} \right)$$

7. Calcular para f = numero de pasos oleoducto hasta f = 1

Presión iniciando en el último punto del oleoducto

$$P = P_f + \Delta L_{f-1} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{f-1}$$

A partir de los datos calculados para un porcentaje de diluyente específico, se verifica el valor de la presión de descarga obtenido. Si la presión de descarga es igual a 1600 o 1900 psi se leen los datos de: API de la mezcla, Viscosidad de la mezcla, Densidad de la mezcla, Caudal de crudo, Caudal de diluyente, Reynolds inicial y Reynolds final. De lo contrario, es necesario ajustar el valor de la presión de descarga a uno de los valores anteriores a partir de la corrección del caudal de crudo.

Para que el programa guarde los datos calculados del porcentaje de diluyente ingresado debe hacer clic en el botón Presión Ajustada.

Se obtiene una tabla como la descrita a continuación:

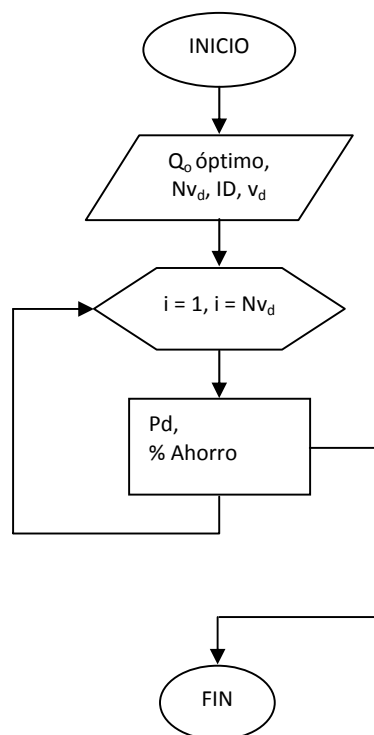
DIAMETRO "									
Coeficiente Global									BTU/hr-Ft2-°F
v_d	API	μ cp	ρ gr/cc	μ cSt	Q_c BPD	Q_{nafta} BPD	Re inicial	Re final	
0									
Nv_d									

A partir de la tabla anterior se construyen las siguientes gráficas:

- Perfil topográfico.
- API vs. % Diluyente
- Viscosidad vs. % Diluyente
- Caudal vs. % Diluyente
- % Ahorro en los requerimientos de energía vs. % Diluyente.

De acuerdo a la viscosidad operacional de la mezcla, se elige el porcentaje de diluyente optimo para las diferentes configuraciones de tubería.

Figura A-2. % Ahorro en los requerimientos de presión.



DATOS DE ENTRADA PARA EL CÁLCULO DE AHORRO EN LA ALTERNATIVA DE DILUCION

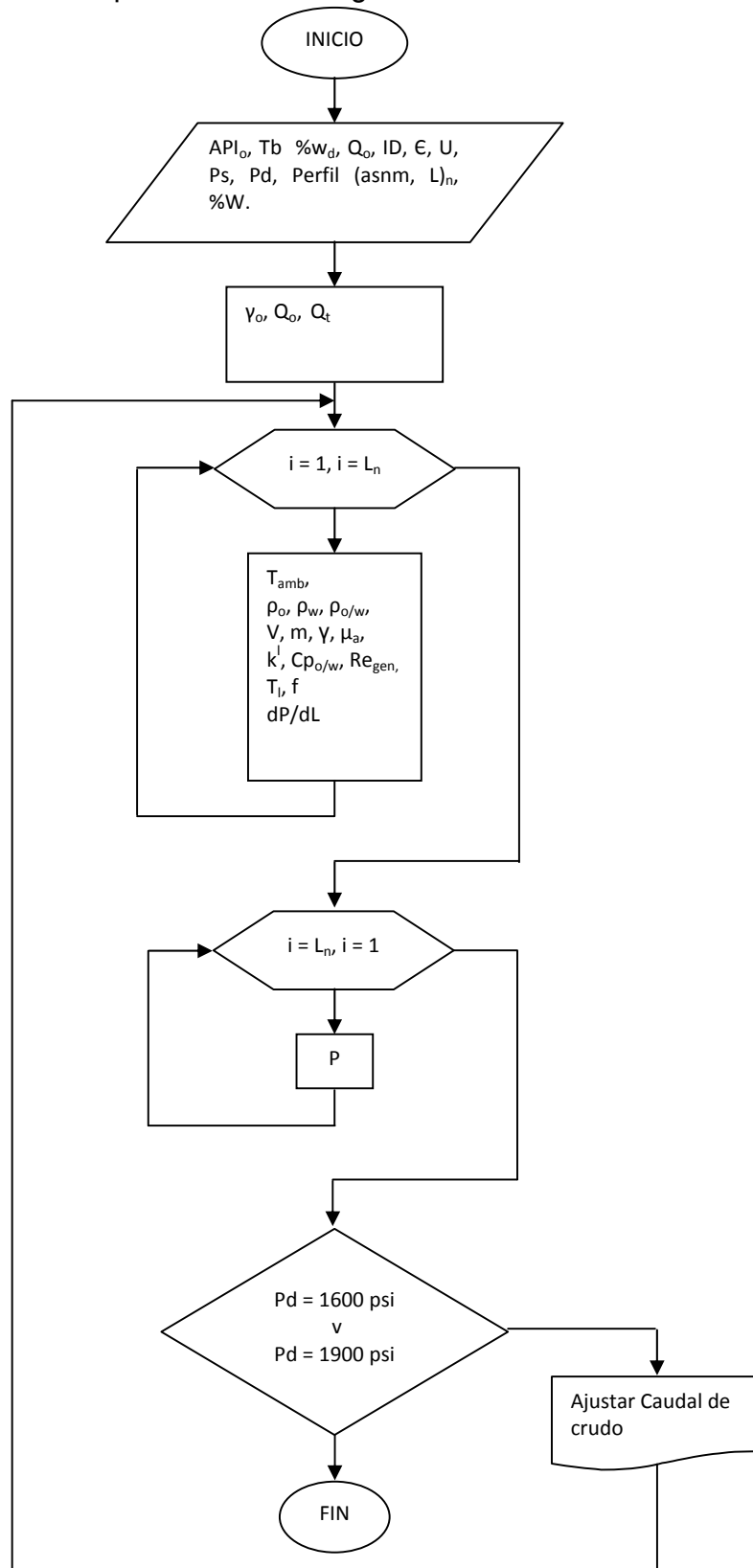
Caudal de crudo optimo, numero de porcentajes de diluyente a evaluar, diámetro interno, % Diluyente.

Calcular

$$\% \text{ Ahorro} = \frac{(P_d)_{v_d=0} - (P_d)_{v_d}}{(P_d)_{v_d=0}} * 100$$

Se fija el caudal operacional. Sin ajustar la presión, se varía el porcentaje de diluyente y se lee la presión requerida para manejar el caudal óptimo. Para que el programa guarde los datos calculados debe hacer clic en el botón % Ahorro. Finalmente se calcula el porcentaje de ahorro para cada % de diluyente ingresado.

Figura A-3. Ajuste de la presión de descarga en emulsificación.



DATOS DE ENTRADA PARA LA ALTERNATIVA DE EMULSIFICACIÓN

API del crudo, API del diluyente, Temperatura de bombeo, Diámetro interno, Rugosidad relativa, Coeficiente global de transferencia de calor, Presión de descarga, Presión de succión, Perfil topográfico (Longitud, Altura sobre el nivel del mar), % Volumen de diluyente, Caudal de crudo.

Calcular

1. Gravedad específica del crudo

$$Y_o = \frac{141,5}{131,5 + API_o}$$

2. Caudal de Agua

$$Q_w = \frac{Q_o}{1 - v_w} - Q_o$$

3. Caudal Total

$$Q_t = Q_o + Q_w$$

Calcular para $i = 1$ hasta $i =$ numero de pasos oleoducto

4. Temperatura ambiente a lo largo del oleoducto

$$T_{amb} = 93,71 \exp(-0,0002H)$$

5. Para $L = 0$ km

Densidad del aceite

$$\rho_o = -0,0003T_f - 0,0062API_o + 1,0781$$

Densidad del agua

$$\rho_w = -0,0000009T_f^2 - 0,0000258T_f + 1,0044163$$

Densidad de la emulsión

$$\rho_{o/w} = \rho_w v_w + \rho_o (1 - v_w)$$

6. Velocidad

$$V = \frac{4,76345Q_t}{\pi D^2}$$

7. Viscosidad aparente

$$m = k \left(\frac{T_f - 32}{1,8} \right)^{-3,333}$$

$$Y = \frac{8V}{0,0254D}$$

$$\mu_a = 1000kY^{n-1}$$

8. Factor de consistencia generalizado

$$k^l = m \left\{ \frac{(3n + 1)}{4n} \right\}^n$$

9. Capacidad calorífica

$$C_o = 0,6811 - 0,308\rho_o + T_f(8,15 \times 10^{-4} - 3,06 \times 10^{-4}\rho_o)$$

$$C_{pw} = 0,6471 + 2,825 \times 10^{-3} \left(\frac{T_f - 32}{1,8} + 273,15 \right) - 8,371 \times 10^{-6} \left(\frac{T_f - 32}{1,8} + 273,15 \right)^2 + 8,601 \times 10^{-9} \left(\frac{T_f - 32}{1,8} + 273,15 \right)^3$$

$$C_{pO/W} = \frac{C_{pw}\rho_w v_w + C_{pO}\rho_o(1 - v_w)}{\rho_w v_w + \rho_o(1 - v_w)}$$

10. Perfil de temperatura del fluido

$$A_R = \frac{175 \rho_{O/W} C_{pO/W} (Q_o + Q_w)}{\pi D U}$$

$$T_L = T_s + (T_1 - T_s) \text{EXP} \left(-L/A_R \right)$$

11. Numero de Reynolds

$$Re_{gen} = \frac{1000(0,0254D)^n V^{2-n} \rho_{O/W}}{8^{n-1} k^l}$$

12. Constantes del factor de fricción

$$A_c = \left[2,457 \ln \left(\frac{1}{\left(\frac{8}{Re_{gen}} \right)^{0,9} + 0,27(\epsilon/D)} \right) \right]^{16}$$

$$B_c = \left(\frac{37530}{Re_{gen}} \right)^{10}$$

13. Factor de fricción

$$f = 8 \left[\left(\frac{8}{Re_{gen}} \right)^{12} + (A_c + B_c)^{-2/2} \right]^{1/12}$$

14. ΔH

$$\Delta H = H_{i+1} - H_i$$

15. ΔL

$$\Delta L = 1000(L_{i+1} - L_i)$$

16. dP/dL

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \rho_{o/w} \left(1,422 \frac{\Delta H}{\Delta L} + \frac{f(Q_o + Q_w)^2}{26552 D^5} \right)$$

Calcular para f = numero de pasos oleoducto hasta f = 1

17. Presión iniciando en el último punto del oleoducto

$$P = P_f + \Delta L_{f-1} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{f-1}$$

A partir de los datos calculados para un contenido de agua específico, se verifica el valor de la presión de descarga obtenido. Si la presión de descarga es igual a 1600 o 1900 psi se leen los datos de: Caudal de crudo, Caudal de agua, Viscosidad mínima y Viscosidad máxima. De lo contrario, es necesario ajustar el valor de la presión de descarga a uno de los valores anteriores a partir de la corrección del caudal de crudo.

Para que el programa guarde los datos calculados a los diferentes contenidos de agua ingresado (25% y 30%) debe hacer clic en el botón Presión Ajustada.

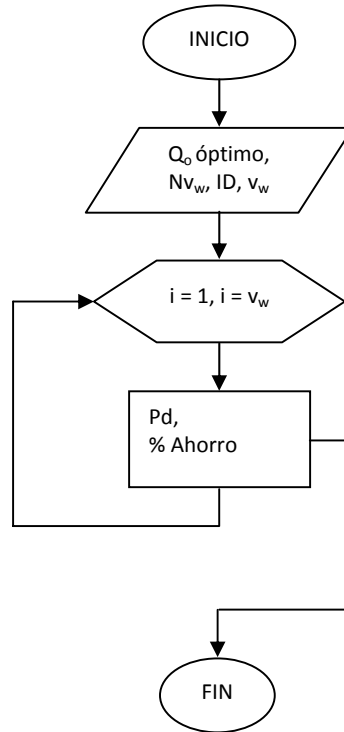
Se obtiene una tabla como la descrita a continuación:

Diámetro "				
Coeficiente Global			BTU/hr-Ft2-°F	
%	Q_c	Q_w	$\mu_{\text{mínima}}$	$\mu_{\text{máxima}}$
W	BPD	BPD	cp	cp
25				
30				

A partir de la tabla anterior se construyen las siguientes gráficas:

- Perfil topográfico.
- Viscosidad vs. % Agua
- Caudal vs. % Agua
- % Ahorro en los requerimientos de presión vs. % Agua

Figura A-4. % Ahorro en los requerimientos de presión en emulsificación.



DATOS DE ENTRADA PARA EL CÁLCULO DE AHORRO EN LA ALTERNATIVA DE EMULSIFICACIÓN

Caudal de crudo optimo, numero de porcentajes de diluyente a evaluar, diámetro interno, % Diluyente.

Calcular

$$\% \text{ Ahorro} = \frac{(Pd)_{v_w=0} - (Pd)_{v_w}}{(Pd)_{v_w=0}} * 100$$

Se fija el caudal operacional. Sin ajustar la presión, se varía el contenido de agua y se lee la presión requerida para manejar el caudal óptimo. Para que el programa guarde los datos calculados debe hacer clic en el botón % Ahorro.

Finalmente se calcula el porcentaje de ahorro para cada contenido de agua ingresado.

**ANEXO B. RESULTADOS DE LA APLICACIÓN DE LA ALTERNATIVA DE
DILUCIÓN**

Tabla B-1. Impacto del coeficiente global de transferencia de calor en el caudal operacional para dilución.

Diámetro 16"												
Presión de Descarga 1900 psi												
					Coeficiente Global		0,4	BTU/hr-Ft2-F	Coeficiente Global		0,8	BTU/hr-Ft2-F
% Nafta	API	Viscosidad cp	Densidad gr/cc	Viscosidad cSt	Qc BPD	QNafta BPD	Re inicial	Re final	Qc BPD	QNafta BPD	Re inicial	Re final
0	12,8	4812	0,973	4946	4072	0	6	6	4072	0	6	6
5	14,5	1989	0,962	2067	9130	481	35	35	9130	481	35	35
10	16,3	882	0,951	928	19070	2119	167	167	19070	2119	167	167
15	18,2	418	0,940	445	37244	6573	704	704	37244	6572	704	704
20	20,0	211	0,928	227	60163	15041	2325	2325	60163	15041	2325	2325
25	22,0	113	0,916	123	49095	16365	3682	3682	49095	16365	3682	3682
30	23,9	63	0,904	70	50852	21794	7063	7063	50852	21794	7063	7063
35	25,9	37	0,891	42	51514	27739	12708	12708	51514	27739	12708	12708
40	28,0	23	0,879	26	51191	34127	21629	21629	51191	34127	21629	21629

Tabla B-2. Impacto de la caída de presión en el caudal operacional para dilución.

Diámetro 16"										
Presión de descarga 1600 psi						Presión de descarga 1900 psi				
% Nafta	Qc BPD	QNafta BPD	Qmezcla BPD	Re inicial	Re final	Qc BPD	QNafta BPD	Qmezcla BPD	Re inicial	Re final
0	3393	0	3393	5	5	4072	0	4072	6	6
5	7609	400	8009	29	29	9130	481	9611	35	35
10	15892	1766	17657	139	139	19070	2119	21189	167	167
15	31037	5477	36514	587	587	37244	6572	43817	704	704
20	55848	13962	69810	2158	2158	60163	15041	75204	2325	2325
25	44192	14731	58923	3314	3314	49095	16365	65460	3682	3682
30	45716	19592	65308	6349	6349	50852	21794	72646	7063	7063
35	46383	24975	71358	11442	11442	51514	27739	79253	12708	12708
40	46149	30766	76915	19499	19499	51191	34127	85318	21629	21629

Tabla B-3. Impacto del diámetro de tubería en el caudal máximo operacional de dilución.

Diámetro 16"						
Presión de descarga 1900 psi						
% Nafta	Qmezcla BPD	Re inicial	Qmezcla BPD	Re inicial	Qmezcla BPD	Re inicial
0	4072	6	10482	13	22507	23
5	9611	35	24741	70	53127	125
10	21189	167	54545	339	117126	601
15	43817	704	112795	1431	219161	2297
20	75204	2325	117069	2857	190707	3845
25	65460	3682	126028	5597	213364	7827
30	72646	7063	138970	10666	234119	14844
35	79253	12708	150826	19093	253146	26472
40	85318	21629	161713	32366	270618	44743

Tabla B-4. Incremento de Nafta y ahorro por costos OPEX de dilución.

Alternativa	QNafta BPD	Qc BPD	Incremento % Nafta	OPEX 0%Nafta USD/Año	Ahorro % OPEX
0	13135	70000	-		-
1	33730	179751	156,79	6847818	69,42
	18765	100000	42,86	2154113	54,68
2	26610	141810	102,59	5416322	69,50
	18765	100000	42,86	2676157	61,35
3	28401	151352	116,22	10976785	79,15
	18765	100000	42,86	4124888	71,33
4	19213	102390	46,27	6940401	78,70
	18765	100000	42,86	5727108	76,20

Tabla B-5. Análisis económico para la alternativa 1 de dilución.

Transporte Máximo Crudo	179751	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Nafta	33730	BPD	Nafta	18765	BPD
Caída de Presión	1800	psi	Caída de Presión	1510	psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15%		Tasa Ecopetrol	15%	
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	166.192.500	USD	Tubería	166.192.500	USD
Estación de Rebombeo	800.000		Estación de bombeo	800.000	
TOTAL	166.992.500		TOTAL	166.992.500	
OPEX					
DILUENTE					
Nafta	653.159.357	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
Transporte	30.778.625		Transporte	17.123.063	
OPERACIONALES					
USD/año	2.093.984	USD/AÑO	USD/año	977.253	USD/AÑO
TOTAL	686.031.966	USD/AÑO	TOTAL	381.472.249	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	3.443.035.705		VALOR PRESENTE	1.914.520.957	
RESULTADOS					
Venta Crudo	14.092.428.680	USD	Venta Crudo	7.839.982.444	USD
Ganancia	10.649.392.974		Ganancia	5.925.461.487	

Tabla B-6. Análisis económico para la alternativa 2 de dilución.

Transporte Máximo Crudo	141810	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Nafta	26610	BPD	Nafta	18765	BPD
Caída de Presión	1800	psi	Caída de Presión	1598	psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15%		Tasa Ecopetrol	15%	
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	265.908.000	USD	Tubería	265.908.000	USD
Estación de Rebombeo	800.000		Estación de Rebombeo	800.000	
TOTAL	266.708.000		TOTAL	266.708.000	
OPEX					
DILUENTE					
Nafta	515.285.220	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
Transporte	24.281.625		Transporte	17.123.063	
OPERACIONALES					
USD/año	1.651.991	USD/AÑO	USD/año	1.034.205	USD/AÑO
TOTAL	541.218.837	USD/AÑO	TOTAL	381.529.202	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	2.716.252.117		VALOR PRESENTE	1.914.806.788	
RESULTADOS					
Venta Crudo	11.117.836.427	USD	Venta Crudo	7.839.982.444	USD
Ganancia	8.401.584.310		Ganancia	5.925.175.656	

Tabla B-7. Análisis económico para la alternativa 3 de dilución.

Transporte Máximo Crudo	151352	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Nafta	28401	BPD	Nafta	18765	BPD
Caída de Presión	1403	psi	Caída de Presión	926	psi
Caída de Presión Rebombeo	933	psi	Caída de Presión Rebombeo	902	psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15%		Tasa Ecopetrol	15%	
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	132.654.000	USD	Tubería	132.654.000	USD
Estación de Rebombeo	1.600.000		Estación de Rebombeo	1.600.000	
TOTAL	134.254.000		TOTAL	134.254.000	
OPEX					
DILUENTE					
Nafta	549.966.762	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
Transporte	25.915.913		Transporte	17.123.063	
OPERACIONALES					
USD/año	2.288.182	USD/AÑO	USD/año	1.182.420	USD/AÑO
TOTAL	578.170.857	USD/AÑO	TOTAL	381.677.416	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	2.901.705.757		VALOR PRESENTE	1.915.550.641	
RESULTADOS					
Venta Crudo	11.865.956.842	USD	Venta Crudo	7.839.982.444	USD
Ganancia	8.964.251.085		Ganancia	5.924.431.803	

Tabla B-8. Análisis económico para la alternativa 4 de dilución.

Transporte Máximo Crudo	102390	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Nafta	19213	BPD	Nafta	18765	BPD
Caída de Presión	1037	psi	Caída de Presión	926	psi
Caída de Presión Rebombeo	1194	psi	Caída de Presión Rebombeo	1182	psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15	%	Tasa Ecopetrol	15	%
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	129.632.000	USD	Tubería	129.632.000	USD
Estación de Rebombeo	1.600.000		Estación de Rebombeo	1.600.000	
TOTAL	131.232.000		TOTAL	131.232.000	
OPEX					
DILUENTE					
Nafta	372.047.160	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
Transporte	17.531.863		Transporte	17.123.063	
OPERACIONALES					
USD/año	1.478.378	USD/AÑO	USD/año	1.362.817	USD/AÑO
TOTAL	391.057.401	USD/AÑO	TOTAL	381.857.813	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	1.962.626.614		VALOR PRESENTE	1.916.456.011	
RESULTADOS					
Venta Crudo	8.027.326.107	USD	Venta Crudo	7.839.982.444	USD
Ganancia	6.064.699.493		Ganancia	5.923.526.433	

**ANEXO C. RESULTADOS DE LA APLICACIÓN DE LA ALTERNATIVA DE
EMULSIFICACIÓN**

Tabla C-1. Impacto del diámetro de la tubería en el caudal máximo operacional en emulsificación.

Presión de Descarga 1900 psi												
Coeficiente Global 0,8 BTU/hr-Ft2-F												
	Diámetro 16"				Diámetro 20"				Diámetro 24"			
% W	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima
25	14441	4814	109	668	46373	15458	91	441	79651	26550	92	410
30	25451	10908	15	78	49571	21245	15	71	84990	36424	15	65

Tabla C-2. Impacto de la caída de presión en emulsificación.

Presión de Descarga 1600 psi												
Coeficiente Global 0,8 BTU/hr-Ft2-F												
	Diámetro 16"				Diámetro 20"				Diámetro 24"			
% W	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima
25	2841	947	209	2092	9127	3042	174	1330	24693	8231	147	873
30	15408	6604	17	97	28308	12132	17	90	48572	20816	17	84

Presión de Descarga 1900 psi												
Coeficiente Global 0,8 BTU/hr-Ft2-F												
	Diámetro 16"				Diámetro 20"				Diámetro 24"			
% W	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	H _{o/W} Mínima	H _{o/W} Máxima
25	14441	4814	109	668	46373	15458	91	441	79651	26550	92	410
30	25451	10908	15	78	49571	21245	15	71	84990	36424	15	65

Tabla C-3. Impacto del coeficiente global de transferencia de calor en el caudal máximo operacional en emulsificación.

Presión de Descarga 1900 psi									
Diámetro 16"									
U			0,4	BTU/hr-Ft2-F	U			0,8	BTU/hr-Ft2-F
% W	Qc BPD	Qagua BPD	$H_{O/W}$ Mínima	$H_{O/W}$ Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	$H_{O/W}$ Mínima	$H_{O/W}$ Máxima	
25%	18472	6157	99	479	14441	4814	109	668	
30%	26419	11322	15	65	25451	10908	15	78	
Diámetro 20"									
U			0,4	BTU/hr-Ft2-F	U			0,8	BTU/hr-Ft2-F
% W	Qc BPD	Qagua BPD	$H_{O/W}$ Mínima	$H_{O/W}$ Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	$H_{O/W}$ Mínima	$H_{O/W}$ Máxima	
25%	48818	16273	89	347	46373	15458	91	441	
30%	51886	22237	15	55	49571	21245	15	71	
Diámetro 24"									
U			0,4	BTU/hr-Ft2-F	U			0,8	BTU/hr-Ft2-F
% W	Qc BPD	Qagua BPD	$H_{O/W}$ Mínima	$H_{O/W}$ Máxima	Qc BPD	Qagua BPD	$H_{O/W}$ Mínima	$H_{O/W}$ Máxima	
25%	77041	25680	93	321	79651	26550	92	410	
30%	89135	38201	15	46	84990	36424	15	65	

Tabla C-4. Incremento de Nafta y ahorro por costos OPEX de emulsificación.

Alternativa	QNafta BPD	Qc BPD	Incremento % Nafta	Ahorro % OPEX
0	13135	70000	-	-
1	28058	149522	113,61	68,14
	18765	100000	42,86	38,91
2	29835	158996	127,14	57,07
	18765	100000	42,86	52,66
3	29529	157366	124,81	67,44
	18765	100000	42,86	45,86
4	29529	157366	124,81	34,39
	18765	100000	42,86	69,09

Tabla C-5. Análisis económico para la alternativa 1 de emulsificación.

Transporte Máximo Crudo	149522	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Agua	64081	BPD	Agua	42857	BPD
Caída de Presión	1800	psi	Caída de Presión	1623	psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15%		Tasa Ecopetrol	15%	
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	166.192.500	USD	Tubería	166.192.500	USD
Estación de Rebombear	800.000		Estación de Rebombear	800.000	
Planta de Tratamiento	37.130.000		Planta de Tratamiento	37.130.000	
TOTAL	204.122.500		TOTAL	204.122.500	
OPEX					
Nafta	543.324.792	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
OPERACIONALES					
USD/año	2.184.527	USD/AÑO	USD/año	1.315.992	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	2.737.785.056		VALOR PRESENTE	1.830.284.322	
RESULTADOS					
Venta Crudo	9.870.330.948	USD	Venta Crudo	6.601.256.636	USD
Ganancia	7.132.545.892		Ganancia	4.770.972.314	

Tabla C-6. Análisis económico para la alternativa 2 de emulsificación.

Transporte Máximo Crudo	158996	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Agua	68142	BPD	Agua	42858	BPD
Caída de Presión	1800	psi	Caída de Presión	1510	psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15%		Tasa Ecopetrol	15%	
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	265.908.000	USD	Tubería	265.908.000	USD
Estación de Rebombeo	800.000		Estación de Rebombeo	800.000	
Planta de Tratamiento	37.130.000		Planta de Tratamiento	37.130.000	
TOTAL	303.838.000		TOTAL	303.838.000	
OPEX					
Nafta	577.735.233	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
OPERACIONALES					
USD/año	2.325.325	USD/AÑO	USD/año	1.226.882	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	2.911.189.732		VALOR PRESENTE	1.829.837.100	
RESULTADOS					
Venta Crudo	10.495.734.002	USD	Venta Crudo	6.601.256.636	USD
Ganancia	7.584.544.270		Ganancia	4.771.419.536	

Tabla C-7. Análisis económico para la alternativa 3 de emulsificación.

Transporte Máximo Crudo	157366	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Agua	67443	BPD	Agua	42857	BPD
Caída de Presión	1800	psi	Caída de Presión	1747	psi
Caída de Presión ER	998	psi	Caída de Presión ER	1006	psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15%		Tasa Ecopetrol	15%	
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	132.954.000	USD	Tubería	132.954.000	USD
Estación de Rebombeo	1.600.000		Estación de Rebombeo	1.600.000	
Planta de Tratamiento	37.130.000		Planta de Tratamiento	37.130.000	
TOTAL	171.684.000		TOTAL	171.684.000	
OPEX					
Nafta	571.829.108	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
OPERACIONALES					
USD/año	3.573.872	USD/AÑO	USD/año	2.233.076	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	2.887.814.423		VALOR PRESENTE	1.834.886.952	
RESULTADOS					
Venta Crudo	10.388.133.518	USD	Venta Crudo	6.601.256.636	USD
Ganancia	7.500.319.096		Ganancia	4.766.369.685	

Tabla C-8. Análisis económico para la alternativa 4 de emulsificación.

Transporte Máximo Crudo	157366	BPD	Transporte Objetivo Crudo	100000	BPD
Agua	67443	BPD	Agua	42857	BPD
Caída de Presión	1800	psi	Caída de Presión	909	Psi
Caída de Presión ER	1765	psi	Caída de Presión ER	1273	Psi
Proyección	10	Años	Proyección	10	Años
Tasa Ecopetrol	15%		Tasa Ecopetrol	15%	
CAPEX					
INFRAESTRUCTURA					
Tubería	129.632.000	USD	Tubería	129.632.000	USD
Estación de Rebombeo	1.600.000		Estación de Rebombeo	1.600.000	
Planta de Tratamiento	37.130.000		Planta de Tratamiento	37.130.000	
TOTAL	168.362.000		TOTAL	168.362.000	
OPEX					
Nafta	571.829.108	USD/AÑO	Nafta	363.371.934	USD/AÑO
OPERACIONALES					
USD/año	4.553.557	USD/AÑO	USD/año	1.770.308	USD/AÑO
VALOR PRESENTE	2.892.731.237		VALOR PRESENTE	1.832.564.428	
RESULTADOS					
Venta Crudo	10.388.133.518	USD	Venta Crudo	6.601.256.636	USD
Ganancia	7.495.402.281		Ganancia	4.768.692.209	

**ANEXO D. HERRAMIENTA PARA EL MODELAMIENTO HIDRÁULICO POR
LAS ALTERNATIVAS DE DILUCIÓN Y EMULSIFICACIÓN**