

**ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES DE MEZCLAS DE CRUDOS
EXTRAPESADOS Y SOLVENTES A CONDICIONES DE FONDO DE POZO**

JOSÉ RENÉ FELIPE SARQUEZ BERNAL

LEIDY NATHALIE RAMIREZ ALVAREZ

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS

ESCUELAS DE INGENIERÍA QUÍMICA-INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

BUCARAMANGA

2015

**ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES DE MEZCLAS DE CRUDOS
EXTRAPESADOS Y SOLVENTES A CONDICIONES DE FONDO DE POZO**

JOSÉ RENÉ FELIPE SARQUEZ BERNAL

LEIDY NATHALIE RAMIREZ ALVAREZ

Trabajo de grado presentado como requisito para optar por el título de:

Ingeniero de Petróleos e Ingeniera Química

Director:

JOHN ALEXANDER LEÓN PABÓN, M.Sc

Codirector:

ING. CARLOS ANDRÉS DÍAZ PRADA, ICP.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS

ESCUELAS DE INGENIERÍA QUÍMICA-INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

BUCARAMANGA

2015

AGRADECIMIENTOS

Expresamos nuestros más sinceros agradecimientos a:

M.Sc. John Alexander León Pabón, director de nuestro proyecto de investigación por el apoyo, orientación, dedicación y acompañamiento a lo largo de estos meses de trabajo.

Al ingeniero Carlos Andrés Díaz Prada por su colaboración para el desarrollo de este proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander, a las escuelas de Ingeniería de petróleos e Ingeniería química y en especial a todos los docentes por contribuir con nuestra formación para la culminación de nuestras carreras.

DEDICATORIA

A mis papás, que este logro es posible gracias a su apoyo y esfuerzo para que nunca me faltara nada.

A mi Padrino, que en estos años me brindó su colaboración en todo momento.

A mi familia en general, por acompañarme y ayudarme.

A mi novio Andrés, por su paciencia y su ayuda a levantarme cada vez que no quería seguir.

A mis amigos, a mi “grupo de estudio” por todas las experiencias, buenas y malas, risas, rabias y enseñanzas.

Leidy Ramírez

DEDICATORIA

A los domingos de futbol por la tarde con mi cucho viendo a nuestro equipo del alma.

A él, porque a pesar de los problemas siempre ha estado dispuesto a apoyarme en cada decisión que tome.

A Mafe por haber sido mi gran apoyo este último año.

A Camilo, Christian y David por todo lo que hemos compartido.

A mi cucha en especial, que sé que algún día leerá esto y sabrá que este logro es más de ella que incluso mío.

Al 29/11/2013 por haberme marcado y hecho crecer.

Paco

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	17
1. CONCEPTOS TEÓRICOS.....	20
1.1 INYECCIÓN DE DILUYENTES.....	20
1.2 COMPORTAMIENTOS DE FASE.....	21
1.2.1 Densidad de los fluidos.....	21
1.2.2 Solubilidad del gas en aceite.....	21
1.2.3 Factor de formación del aceite.....	21
1.2.4 Viscosidad del crudo.....	22
1.2.5 Presión de burbuja.....	22
1.2.6 Diagramas de fase.....	22
2. METODOLOGÍA.....	23
2.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN.....	23
2.1.1 Crudo.....	23
2.1.2 Diluyente.....	23
2.2 MODELO DE SIMULACIÓN DEL PROCESO DE INYECCIÓN DE SOLVENTES EN FONDO DE POZO.....	24
2.2.1 Modelamiento del crudo.....	25
2.2.2 Modelamiento de las naftas.....	26
2.3 AJUSTE DEL MODELO DE FASES.....	28
2.3.1 Ajuste de la solubilidad del gas en aceite.....	29
2.3.2 Ajuste de factor volumétrico del aceite.....	29
2.3.3 Ajuste de la viscosidad.....	30
3. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	30
3.1 DENSIDAD.....	30
3.2 SOLUBILIDAD DEL GAS EN ACEITE.....	31
3.3 FACTOR VOLUMÉTRICO DE FORMACIÓN DEL ACEITE.....	31
3.4 VISCOSIDAD.....	32
3.5 ENVOLVENTE DE FASES.....	33
3.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	35

3.6.1 Selección de las variables a analizar.....	35
3.6.2 Escenario para análisis de sensibilidades.	35
3.6.3 Análisis de sensibilidades.....	36
3.6.4 Resultados.	37
4. CONCLUSIONES	41
5. RECOMENDACIONES.....	42
BIBLIOGRAFÍA.....	43
ANEXOS	46

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Información del pozo.....	24
Tabla 2. Porcentaje de error para distintos paquetes de fluidos.....	26
Tabla 3. Presiones de burbuja a condiciones de fondo de pozo.	34
Tabla 4. Variables a sensibilizar	35
Tabla 5. Caso base para el análisis de sensibilidad.....	36
Tabla 6. Variaciones para las variables a sensibilizar en la nafta 1 y 2.....	37
Tabla 7. Resultados análisis de sensibilidad Nafta 1	37
Tabla 8. Resultados análisis de sensibilidad Nafta 2	39

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Tipos de diluyentes de crudo	20
Figura 2. Comportamiento de la solubilidad del gas en el aceite.....	21
Figura 3. Etapas de desarrollo del proyecto.....	23
Figura 4. Resultados de splitting por distintos métodos.	25
Figura 5. Envolverte de fases Nafta 1.	27
Figura 6. Envolverte de fases Nafta 2.	27
Figura 7. Simulación de la mezcla Crudo-NAFTA	28
Figura 8. Montaje para ajuste del RS.....	29
Figura 9. Ajuste densidad de las mezclas.....	30
Figura 10. Ajuste de la viscosidad de las mezclas.	32
Figura 11. Envolverte de fases Crudo-Nafta 1 a 15%	33
Figura 12. Diagrama tornado para la nafta 1.....	38
Figura 13. Diagrama araña para la Nafta 1	38
Figura 14. Diagrama tornado para Nafta 2.....	39
Figura 15. Diagrama araña para Nafta 2	40

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A: GENERALIDADES DEL CAMPO UIS1	46
ANEXO B: MÉTODOS PARA REALIZAR EL “SPLITTING”	48
ANEXO C: COMPOSICIÓN DEL CRUDO HASTA C36+	50
ANEXO D: COMPOSICIÓN DE LAS NAFTAS	51
ANEXO E: INFORMACIÓN DE LAS CORRIENTES DE SIMULACIÓN	56
ANEXO F: PROCEDIMIENTO PARA CÁLCULOS DE R_s	57
ANEXO G: GRÁFICAS R_s	59
ANEXO H: GRÁFICAS B_o	61
ANEXO I: ENVOLVENTES DE FASES	63

RESUMEN

TÍTULO: ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES DE MEZCLAS DE CRUDOS EXTRAPESADOS Y SOLVENTES A CONDICIONES DE FONDO DE POZO¹

AUTORES: JOSÉ RENÉ FELIPE SARQUEZ BERNAL

LEIDY NATHALIE RAMIREZ ALVAREZ²

PALABRAS CLAVES: crudo extrapesado, comportamiento de fases, viscosidad, inyección de solvente, diluyentes.

CONTENIDO: El petróleo es un recurso que se ha hecho tan indispensable a nivel mundial, que la demanda del mismo ha crecido considerablemente durante la última década. Debido a esto, los recursos no convencionales, como el crudo extrapesado, se han convertido en un factor clave para cubrir dicha necesidad. El crudo extrapesado presenta dificultades para su extracción y movilidad puesto que tienen baja gravedad API y muy alta viscosidad, es por esto que, en el presente trabajo de investigación se analizan los comportamientos de fase de mezclas crudo-nafta a condiciones de fondo de pozo utilizando un software de simulación que representa las mezclas de dos tipos de nafta, una de 71.51 API y la otra de 63.91 API, a diferentes porcentajes (5, 10, 15, 20, 25 y 30%) con el fin de estudiar su influencia en las propiedades de la mezcla. Después de realizado el modelamiento de los fluidos, además de la envolvente de fases, se ajustaron propiedades importantes como la viscosidad, densidad, solubilidad del gas y factor volumétrico. En general, se pudo observar que con las mayores cantidades de nafta inyectadas la viscosidad se redujo hasta en más de un 90% mientras que la gravedad API aumentó casi 3 veces. A diferencia de las anteriores, las demás propiedades no tuvieron variaciones considerables bajo ninguno de los escenarios analizados.

¹ Trabajo de grado

² Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuelas de Ingeniería de Petróleos e Ingeniería Química. Director: M.Sc John Alexander León Pabón. Codirector: Ing. Carlos Andrés Díaz Prada.

ABSTRACT

TITLE: PHASE BEHAVIOR ANALYSIS OF EXTRAHEAVY CRUDE OIL AND SOLVENTS MIXTURES AT BOTTOM HOLE CONDITIONS³

AUTHORS: JOSÉ RENÉ FELIPE SARQUEZ BERNAL

LEIDY NATHALIE RAMIREZ ALVAREZ⁴

KEYWORDS: extra heavy oil, phase behavior, viscosity, solvent injection, diluents.

CONTENT: The petroleum is a resource that has become so essential all over the world that the demand of it has increased considerably during the last decade. Due to this, unconventional resources, such as extra heavy oil, have become an important key to cover this need. The extra heavy oil presents difficulties to its extraction and movement because of its low API gravity and very high viscosity. In this research work the phase behaviors of the extra heavy oil- naphta mixtures are analyzed at bottom hole conditions using a simulation software that represents the mixtures of two different naphtas, one with 71.51 API and the other one 63.91 API, at different mixtures percentages (5, 10, 15, 20, 25 y 30%) with the purpose of studying their influence in the mixture properties. After the fluids modeling was done, besides the phase envelopes, important properties like viscosity, density, oil formation factor and the solution gas/oil ratio were set. In general, the research showed that with in the mixtures with the higher quantities of injected naphta, the viscosity decreased up to over 90% while the API gravity increased almost 3 times its value. Contrary to the above, the other properties didn't have huge variations under any of the analyzed scenarios.

³ Thesis

⁴ Physicochemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering and Chemical Engineering Schools. Director: M.Sc John Alexander León Pabón. Codirector: Carlos Andrés Díaz Prada.

INTRODUCCIÓN

Por su alto consumo a nivel mundial, el petróleo se ha convertido en una sustancia esencial para la civilización moderna. Es económico, relativamente fácil de conseguir y utilizar. Es primordial principalmente porque más del 90% de la energía requerida para el transporte proviene del petróleo. Adicionalmente, provee materias primas para fármacos, agricultura, plásticos, ropa, electricidad, minería y otros productos de la vida diaria (CHOPRA et al., 2010). El petróleo y gas son críticos para la operación de la industria mundial, la cual es esencial para el sostenimiento del crecimiento económico y clave para el progreso de naciones en desarrollo. Esto se traduce en una creciente demanda de petróleo y gas.

Este recurso se ha hecho tan indispensable que la demanda del mismo ha crecido más de 10 millones de barriles por día en la última década, hasta la demanda actual, la cual roza los 90 millones de barriles por día a nivel mundial (BP,2013). Debido a esto, los recursos no convencionales, entre ellos el crudo extrapesado, se han convertido en un factor clave para cubrir dicha necesidad.

Los depósitos no explotados de crudo extrapesado poseen 5 veces más recursos que las reservas restantes de crudo convencional a nivel mundial y están estimados en 5,6 billones de barriles (JIANG et al., 2013). Esta considerable cantidad y los altos precios en años recientes del crudo han permitido que este tipo de recursos sea explotado, además de impulsar una gran cantidad de estudios sobre cómo poder extraer dicho crudo hasta la superficie. A pesar del auge en la investigación y desarrollo de la explotación de crudos extra pesados, la extracción de este tipo de recursos sigue siendo más complicada que la obtención de otros crudos con un grado API más alto ya que, no sólo son más densos sino que además de esto, son mucho más viscosos lo cual dificulta la movilidad para que el fluido que yace en el subsuelo llegue hasta superficie. Debido a esto,

continuamente se están estudiando nuevas técnicas que ayuden a que estos reservorios sean explotados de una manera más adecuada.

Una de estas novedosas técnicas es la inyección de diluyente, directamente al fondo de pozo, para así mejorar las propiedades del crudo y permitir que este sea producido con mayor facilidad. Esta inyección de diluyentes se puede realizar en sistemas de oleoductos, sistema de tratamiento, sistemas de recolección, en fondo de pozo o en la formación, según sea conveniente. Al realizar esta mezcla de diluyente-crudo, se afecta no solo la viscosidad del crudo debido a los procesos de difusión molecular y convección dispersa, lo cual reduce la resistencia al flujo (JIANG et al., 2013), sino que además de esto afecta el comportamiento de fases de la mezcla debido que al fusionarse los dos fluidos, el diagrama de fases Presión - Temperatura se ve afectado también.

El crudo extrapesado se define como todo crudo que a condiciones estándar posee una densidad mayor a la del agua, es decir, densidad relativa mayor a uno (API menor a 10°), esta definición es ampliamente aceptada en la industria por distintas entidades como lo son la Sociedad de Ingenieros de Petróleo, la Asociación Norteamericana de Geólogos Petroleros, la Asociación de ingenieros Evaluadores de Reservas y el Departamento de Energía de los Estados Unidos. En cuanto a su composición el crudo extrapesado tiene más cantidades de fracción pesada (C7+) que el crudo convencional y por lo general tiene altos contenidos de azufre, así como contenidos mayores de sal y de algunos metales como vanadio, níquel, entre otros. Debido a lo anterior, las viscosidades y densidades que presentan estos crudos son mayores que las de los convencionales lo cual reduce su valor económico además de dificultar su transporte y producción. Una solución para esta problemática es el calentamiento para reducir su viscosidad y facilitar el transporte o realizar una mezclar con un diluyente el cual puede ser un crudo más liviano o un derivado como la nafta o el querosén.

La nafta o éter de petróleo es una mezcla de diversos compuestos volátiles, muy inflamables, pertenecientes a la serie de los alcanos. Esta se vende como productos comerciales dependiendo de su temperatura de ebullición, se utiliza principalmente como disolvente no polar y se obtiene como una parte del destilado de las refinerías.

Este trabajo de investigación se emprende con el fin de evaluar los comportamientos de los diagramas de fases de la mezcla crudo-nafta a nivel de fondo de pozo utilizando la simulación numérica, mediante un software comercial, para representar un proceso de mezcla de crudo extrapesado con dos tipos de nafta a seis diferentes concentraciones y a condiciones de presión y temperatura de fondo de pozo para ajustar el modelo de fases y así, por último, analizar el comportamiento de fases, el cual puede llegar a afectar el proceso de inyección de solventes y a la vez, puede ayudar a mejorar la productividad en los distintos pozos.

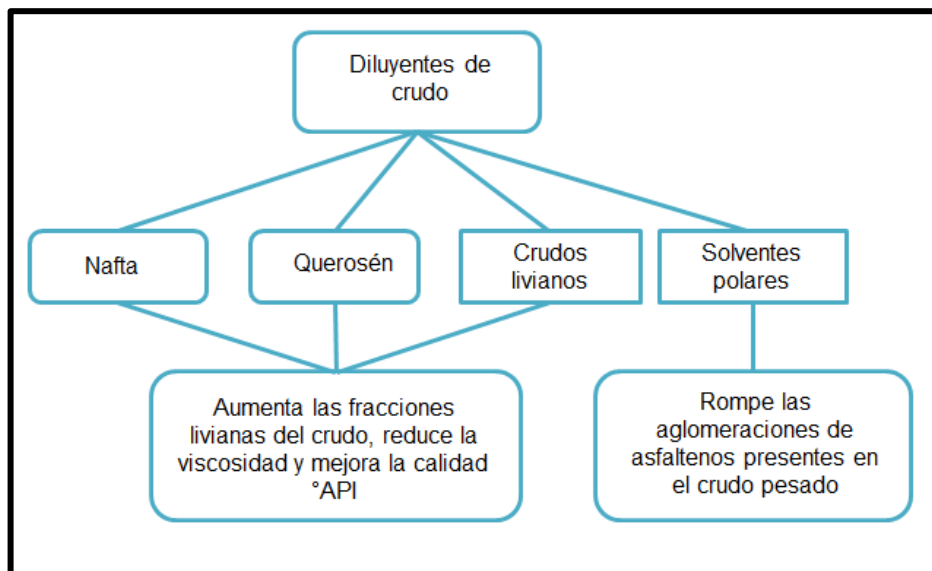
Lo que se puede observar con los resultados de la simulación, es que en cuando a la propiedad más importante estudiada, que fue la viscosidad, se tuvo una reducción de ella en las mezclas con mayores porcentajes de nafta. A su vez, a mayor cantidad de diluyente los puntos de burbuja eran menores lo cual favorece la producción ya que, a las condiciones de pozo estudiadas, no hubo presencia de dos fases a fondo de pozo lo cual puede generar costos adicionales en su mantenimiento y adecuación.

1. CONCEPTOS TEÓRICOS

1.1 INYECCIÓN DE DILUYENTES

La inyección de diluyentes consiste en inyectar un fluido, que sea inmisible con la fase acuosa y miscible en el crudo, lo más cerca posible a la formación o directamente en esta con el fin de mejorar las propiedades del crudo. La mayoría de los agentes miscibles solo exhiben una miscibilidad parcial con el petróleo y por eso se les denomina diluyentes (THOMAS et al., 1996). La mayor ventaja de inyectar directamente en el fondo es que, además de favorecer su bombeo por las líneas de flujo de superficie, facilita de gran manera el trabajo que la bomba de fondo realiza para poder llevar el crudo producido hasta superficie debido al efecto que el solvente tiene sobre el crudo, especialmente sobre la viscosidad del mismo (BOONE et al., 2011). En la figura 1, se observan algunos tipos de diluyentes.

Figura 1. Tipos de diluyentes de crudo



Fuente. Tomado y modificado de Villalobos, E. *et al.* Informe de alternativas tecnológicas sobre aseguramiento de flujo para crudo pesado y extrapesado. PEMEX, 2011.

1.2 COMPORTAMIENTOS DE FASE

Las propiedades físicas de principal interés en la ingeniería del petróleo incluyen: densidad de los fluidos, solubilidad del gas, factor de formación del aceite, viscosidad y presiones de punto de burbuja.

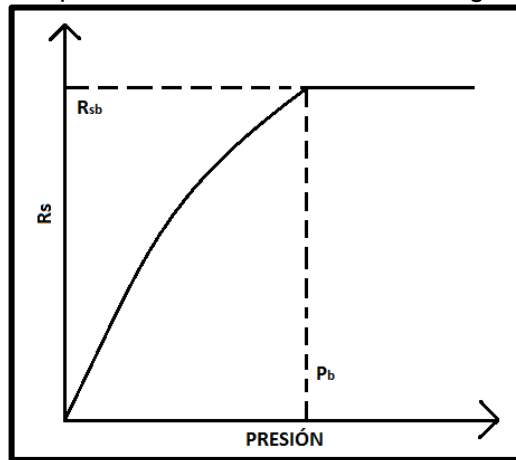
1.2.1 Densidad de los fluidos.

La densidad del aceite se define como la masa por unidad de volumen que ocupa el mismo a una determinada presión y temperatura.

1.2.2 Solubilidad del gas en aceite

La solubilidad del gas en aceite (R_s) hace referencia al volumen estándar de gas disuelto en un barril de crudo a condiciones estándar a una determinada presión y temperatura. La figura 2 muestra el comportamiento característico de la solubilidad del gas en el aceite con respecto a la presión (AHMAD, 1989).

Figura 2. Comportamiento de la solubilidad del gas en el aceite



Fuente. Modificado de AHMAD, Tared. Hydrocarbon phase behavior. 1989.

1.2.3 Factor de formación del aceite.

El factor de formación del aceite (B_o) es adimensional y se define como la relación entre el volumen que ocupa un barril de aceite a condiciones de presión y

temperatura de yacimiento y ese mismo barril pero a condiciones estándar. Evidentemente, el valor de B_o siempre será mayor a la unidad debido al gas que se libera del crudo al bajar la presión. El factor de formación del aceite está dado por la siguiente expresión (AHMED, 1989).

$$B_o = \frac{(V_o)_{p,t}}{(V_o)_{sc}} \quad (1)$$

Dónde V_o hace referencia al volumen ocupado por el aceite ya sea a condiciones de yacimiento como a condiciones estándar.

1.2.4 Viscosidad del crudo.

La viscosidad, en general, se define como la resistencia interna del fluido para fluir. La viscosidad del crudo depende fuertemente de la temperatura, la presión, la gravedad del fluido y del gas y la solubilidad del gas.

1.2.5 Presión de burbuja.

Se define como la mayor presión a la cual es liberada del crudo la primera burbuja de gas. Esta importante propiedad puede ser medida experimentalmente una prueba de expansión a composición constante, como por ejemplo una liberación flash (McCAIN, 1990).

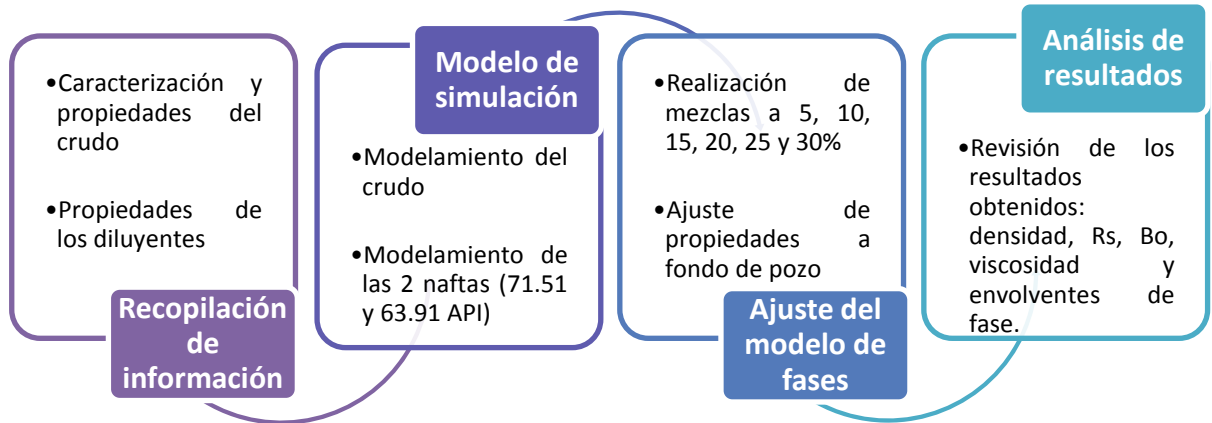
1.2.6 Diagramas de fase.

Los diagramas de fase son diagramas de presión vs temperatura que muestran cómo varían las condiciones de equilibrio de un fluido, ya sea un compuesto o una mezcla de varios de estos al modificar estas variables.

En un líquido, la presión de vapor aumenta con la temperatura debido a que algunas moléculas del líquido escapan a la fase vapor. Para mezclas, el punto de burbuja se desplaza a la parte superior izquierda (altas presiones) y el punto de rocío se desplaza a la parte inferior derecha (bajas presiones). (McCAIN, 1990).

2. METODOLOGÍA

Figura 3. Etapas de desarrollo del proyecto.



2.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN

2.1.1 Crudo.

Para este trabajo de grado, se decidió estudiar un campo que, por motivos de confidencialidad, se llamará UIS1; del cual se tiene disponible información de pruebas petrofísicas proporcionadas por el Instituto Colombiano del Petróleo (ICP). En el anexo A, se puede encontrar información complementaria sobre dicho campo al igual que la caracterización del crudo trabajado. Las condiciones de fondo de pozo para el caso en estudio son de 1300 psig y 184°F, presenta gravedad API entre 7,5° y un corte de agua de 10%.

2.1.2 Diluyente.

Para la realización de este proyecto de grado se decidió optar por la nafta como diluyente, ya que es capaz de manejar el crudo de menor API y presenta una

buena reducción en la viscosidad, además que ya fue usada anteriormente en este campo. Para el caso de crudos extra pesados, las naftas comúnmente usadas poseen una gravedad API de entre 60 y 80 API (GARCIA et al., 2014).

2.2 MODELO DE SIMULACIÓN DEL PROCESO DE INYECCIÓN DE SOLVENTES EN FONDO DE POZO

Durante el desarrollo de esta sección, se van a describir las características con las que cuenta el modelo de simulación utilizado para el desarrollo de este proyecto. La simulación numérica se llevó a cabo a través del software Aspen HYSYS 8.0.

Para el desarrollo del modelo de simulación se utilizó como base el pozo UIS 1 cuyas principales características se muestran en la tabla 1.

Tabla 1. Información del pozo

Característica	Valor
Fluido de yacimiento	Crudo extrapesado
Presión de yacimiento	3300 psig
Presión de fondo de pozo	1300 psig
Presión de cabeza de pozo	0 psig
Surface Oil Rate (bbl/día)	3000
Temperatura de fondo de pozo	184°F
Temperatura de cabeza de pozo	90°F
Corte de agua	10 %

Fuente: Reportes PVT, CoreLAB, 2009.

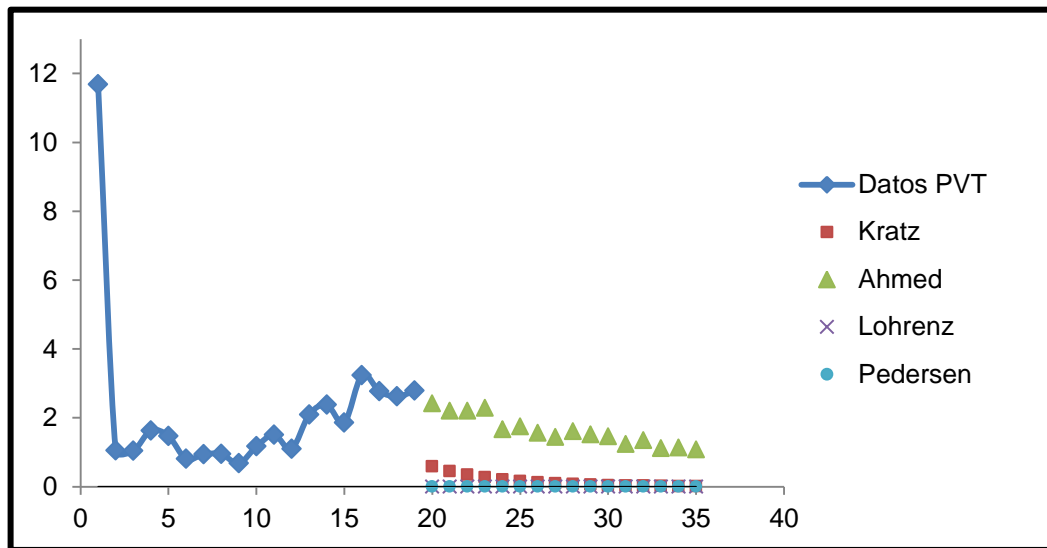
Según el comportamiento de la curva de permeabilidad aceite-agua, se puede concluir que con la saturación de agua actual, esta no fluirá libremente, por lo que no habrá corriente de flujo de agua en la simulación.

2.2.1 Modelamiento del crudo.

Con el fin de construir el mejor modelo posible en cuanto al aceite respecta, se realizó un “SPLITTING” a la fracción pesada conocida del crudo pues en este tipo de modelos entre mayor sea la cantidad de componentes conocidos se presentará un mejor ajuste del comportamiento PVT. Para desarrollar el “SPLITTING” se indagó en la literatura donde se encontraron varios métodos para realizar este proceso entre los cuales destacan los de KATZ (1978), LOHRENTZ (1964), PEDERSEN (1982), AHMED (1985), entre otros (cf. Anexo B).

La figura 4 muestra el porcentaje molar calculado por los distintos métodos hasta el C35. Se observa que el método con mayor precisión es el método de Ahmed, por lo cual fue el elegido para la caracterización utilizada en el simulador, garantizando que este método es el que mejor se ajusta a una supuesta composición real del fluido. En el anexo C, se muestran los datos de la composición completa del crudo expandido hasta C36+.

Figura 4. Resultados de splitting por distintos métodos.



Para la caracterización de la fracción pesada se utilizan las siguientes ecuaciones (AHMED, 1989):

$$MW_{36+} = z_{7+}MW_{7+} - \sum_{n=7}^{35} \frac{z_n MW_n}{z_{36+}} \quad (9)$$

$$\gamma_{36+} = \frac{z_{36+} MW_{36+}}{\left(\frac{z_{7+} MW_{7+}}{\gamma_{7+}}\right)} - \sum_{n=7}^{35} \left(\frac{z_n MW_n}{\gamma_n}\right) \quad (10)$$

Una vez finalizado el “SPLITTING” se carga en el software cada uno de los componentes del crudo. Los componentes que no se encuentran en la base de datos del simulador fueron creados como hipotéticos, en el caso del C36+ al no tener una estructura definida se crea como hipotético cargando los valores calculados por las ecuaciones 9 y 10 ($MW=998$ y $1,1301 \text{ g/cm}^3$) para que el simulador calcule las propiedades de este. Una vez cargados todos los componentes se escoge el paquete de fluidos que mejor represente el comportamiento de la viscosidad del crudo extrapesado pues es la propiedad más crítica en este tipo de fluidos. Para eso, se observa la viscosidad de la corriente a condiciones de yacimiento y fondo de pozo, probando con diferentes paquetes de fluidos. Los resultados se muestran en la tabla 2. Por su bajo porcentaje de error, el paquete de fluidos utilizado fue Peng Robinson.

Tabla 2. Porcentaje de error para distintos paquetes de fluidos.

Paquete de fluidos	Viscosidad @ 3300 psi	% Error @ 3300 psi	Viscosidad @ 1300 psi	% Error a 1300 psi
BWRS	1015,00	31,54	12,30	97,23
Chao Seader	843,20	9,28	492,10	10,67
GCEOS	553,80	28,23	318,00	28,48
Kabadi-Danner	838,90	8,72	483,60	8,76
Peng Robinson	777,50	0,76	440,00	1,05
PRSV	828,30	7,35	472,70	6,31
Zudkevitch-Joffe	827,80	7,28	479,60	7,86

2.2.2 Modelamiento de las naftas.

Al igual que con el crudo, se cargaron todos los componentes de las naftas al simulador. Se utilizaron dos naftas diferentes, la primera nafta tiene una gravedad

API de 71,51 y la segunda nafta presenta una gravedad de 63,91 API, sus composiciones se encuentran en el anexo D. En las figuras 5 y 6 se muestran las envolventes de cada uno de estos diluyentes.

Figura 5. Envoltente de fases Nafta 1.

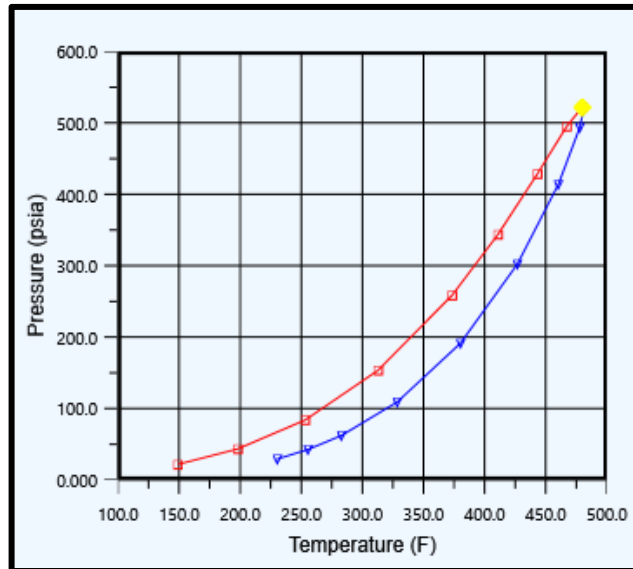
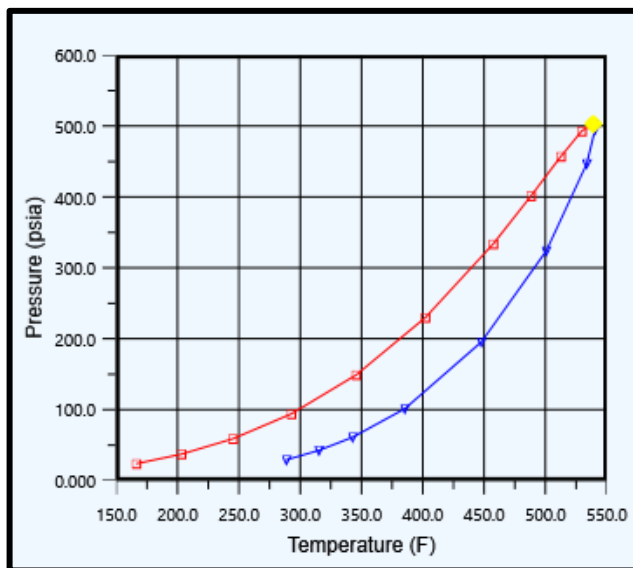
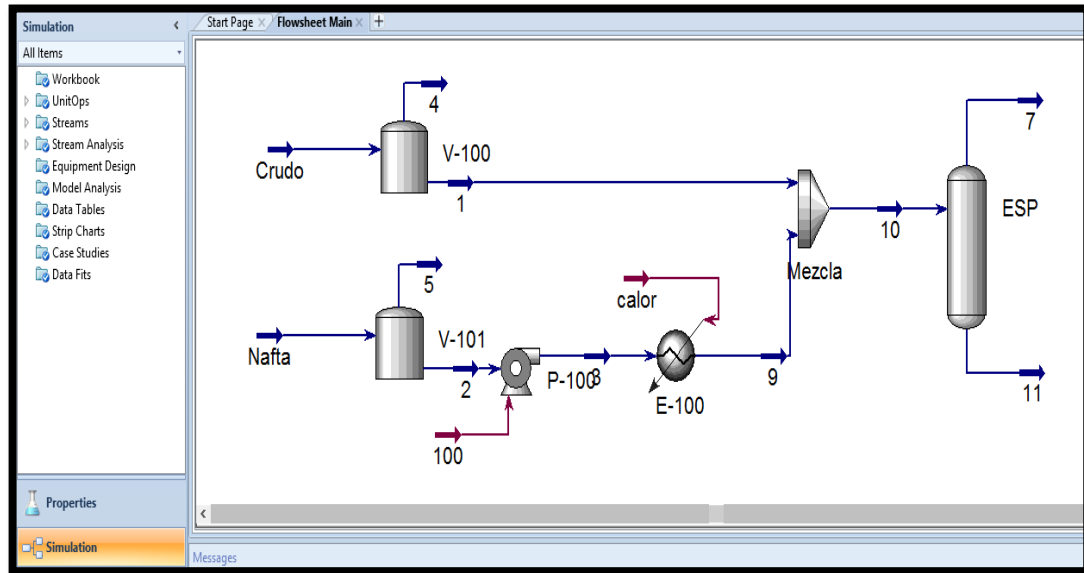


Figura 6. Envoltente de fases Nafta 2.



Las corrientes pasan por equipos para ajustar sus condiciones a las del fondo de pozo (1300 psig y 184°F) y se ponen en un mezclador para obtener la corriente final de la mezcla crudo-diluyente. En la figura 7 se muestra el esquema final de esta parte del proceso.

Figura 7. Simulación de la mezcla Crudo-NAFTA



En el anexo E, se presenta la información de las corrientes involucradas en el esquema mostrado en la figura anterior.

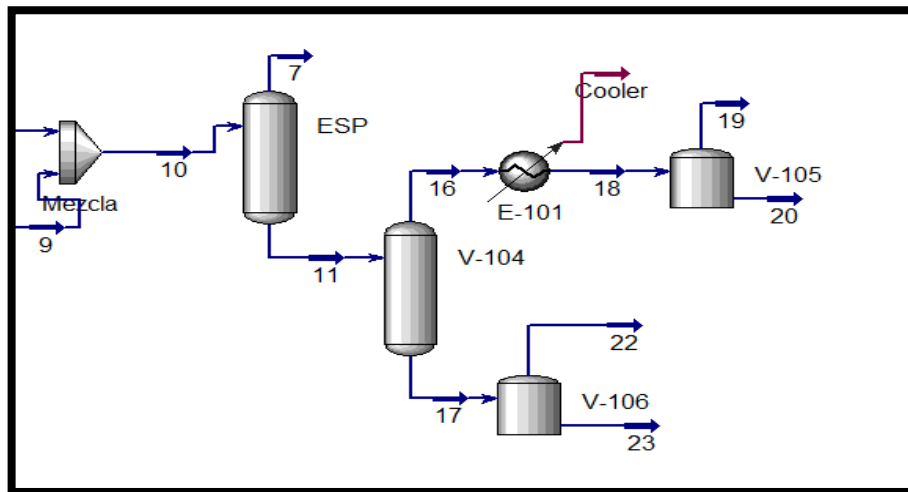
2.3 AJUSTE DEL MODELO DE FASES

Una vez creado el sistema de inyección de diluyente, lo siguiente a realizar es el ajuste de este modelo cambiando los porcentajes de mezcla para cada una de las dos naftas utilizadas. Los valores utilizados fueron 5, 10, 15, 20, 25 y 30 por ciento para un total de 12 mezclas.

2.3.1 Ajuste de la solubilidad del gas en aceite

Para el ajuste de la solubilidad del gas en aceite (Rs) fue necesario agregar ciertos equipos extras al montaje de la simulación inicial para poder manipular la mezcla de tal manera que se puedan obtener los datos necesarios para calcular dicha propiedad. Este montaje se puede apreciar en la figura 8.

Figura 8. Montaje para ajuste del RS



El procedimiento realizado fue un análisis de sensibilidad para el Rs frente a la variación de la presión, teniendo en cuenta valores por encima y por debajo del punto de burbuja de cada una de las mezclas (cf. Anexo F).

2.3.2 Ajuste de factor volumétrico del aceite.

Para el ajuste del factor volumétrico de formación del aceite fue necesario utilizar el mismo montaje utilizado para los cálculos de solubilidad del gas. Este análisis se realizó partiendo de la presión de burbuja de la mezcla para empezar a disminuir la presión. Para esta propiedad se tuvo en cuenta el flujo volumétrico de las corrientes líquidas de la simulación, es decir, el flujo de las corrientes 20 y 23.

Para calcular el valor de B_o , se efectuó la relación entre el flujo volumétrico de la corriente 12, y la suma de los flujos volumétricos de las corrientes 20 y 23.

2.3.3 Ajuste de la viscosidad.

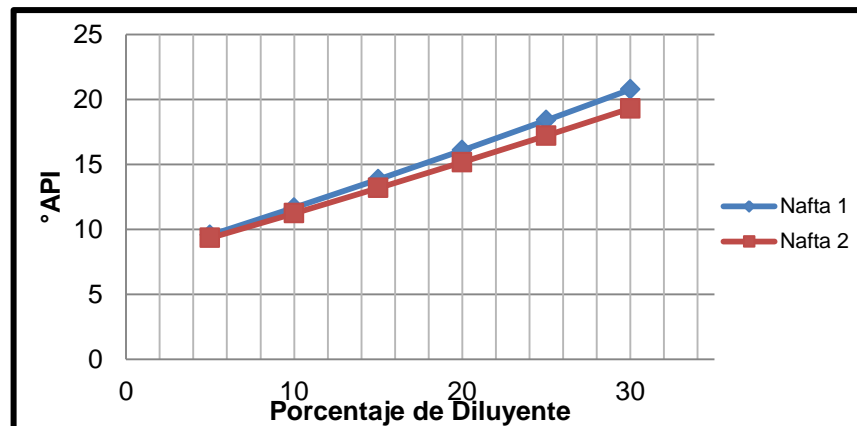
Para cada una de las diferentes mezclas realizadas en los dos tipos de nafta estudiados, se realizó un análisis de la viscosidad graficando la viscosidad final de la mezcla inyectando la nafta a la misma temperatura del yacimiento (184 °F).

3. ANÁLISIS DE RESULTADOS

3.1 DENSIDAD

La densidad de las mezclas realizadas cambia dependiendo tanto de la nafta utilizada como de la cantidad de diluyente inyectado. La figura 9 muestra las densidades arrojadas por el simulador para cada una de las distintas mezclas.

Figura 9. Ajuste densidad de las mezclas



La calidad de un hidrocarburo está dada en gran medida por la gravedad API del mismo, la figura 9 muestra cómo la calidad de la mezcla mejora entre mayor sea el porcentaje de diluyente en ésta; además, se ve evidenciado cómo la Nafta 1 al

tener una densidad menor a la Nafta 2 disminuye en mayor medida la densidad de la mezcla y por ende presenta mayor gravedad API, especialmente en las mezclas con altas concentraciones de diluyente.

3.2 SOLUBILIDAD DEL GAS EN ACEITE

Los resultados se presentan en forma de gráficas en el anexo G, estos muestran la solubilidad del gas en aceite para las distintas concentraciones, de éstas se puede determinar que no es un parámetro crítico en el comportamiento de fases de las mezclas por su poca variación entre uno y otro y que el gas en el aceite disminuye un poco con el aumento de la cantidad de Nafta inyectada, distinto a lo que se pensaría al añadir un hidrocarburo liviano a uno pesado, donde este gas en solución podría aumentar.

De las mezclas realizadas para la Nafta 2, se puede observar que los valores de gas en solución para esta nafta son un poco menores a los de la Nafta 1, esto puede ser debido a que al ser más pesada tiene una menor cantidad de componentes livianos que se volatilicen en superficie y salgan por la corriente gaseosa. Aunado a lo anterior, se puede inferir que los bajos valores de R_s en ambas naftas favorecen una recuperación de gran cantidad de material inyectado para ser reutilizado.

3.3 FACTOR VOLUMÉTRICO DE FORMACIÓN DEL ACEITE

Los resultados se presentan en forma de gráficas en el anexo H. De las mezclas realizadas con la nafta 1 se puede concluir que el factor volumétrico de formación no tiene una relación directa con la cantidad de nafta inyectada puesto que estos no tienen una tendencia ni a disminuir ni a aumentar definida con el aumento de la cantidad de nafta. Por otro lado los bajos valores del mismo corroboran lo

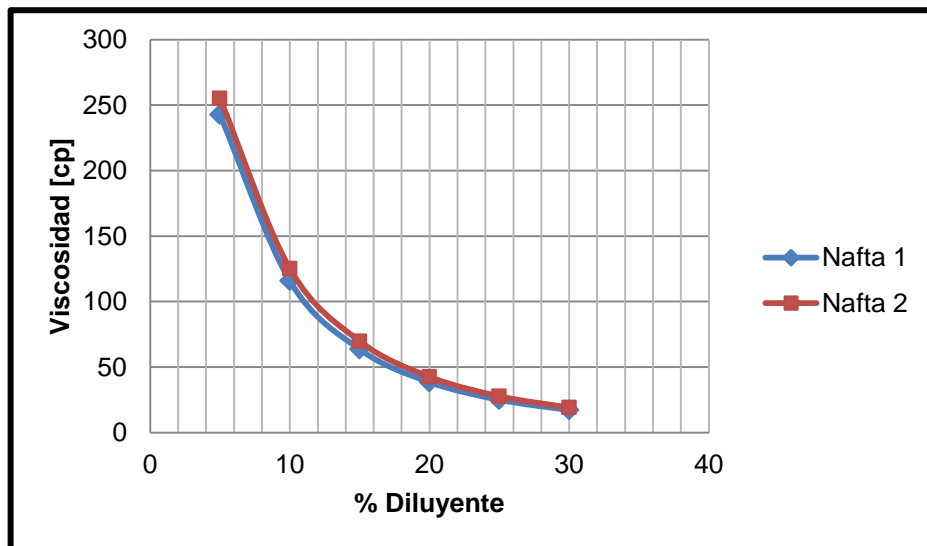
anteriormente establecido con la solubilidad del gas en aceite y es que según la teoría bajos valores de R_s equivalen a bajos valores de B_o .

Los valores para la Nafta 2, como se podía prever son ligeramente menores a los de la Nafta 1 para concentraciones iguales, validando de esta manera los resultados obtenidos en los cálculos de gas en solución (R_s).

3.4 VISCOSIDAD

La figura 10 muestra el comportamiento de la viscosidad a 184°F para cada una de las mezclas realizadas con cada una de las naftas.

Figura 10. Ajuste de la viscosidad de las mezclas.



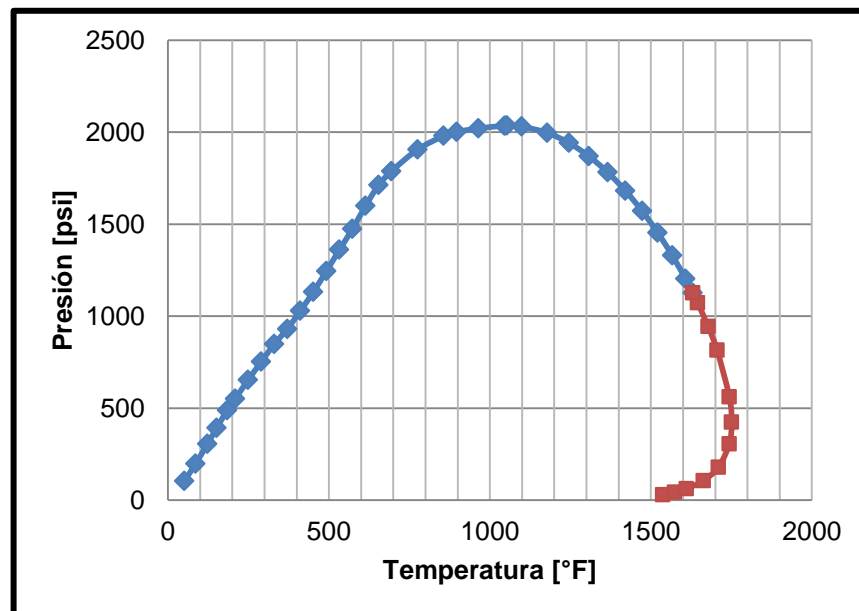
Como se puede observar en la gráfica, a bajos porcentajes de diluyente la reducción en la viscosidad de la mezcla es bastante alta y a medida que el porcentaje de diluyente aumenta, esta reducción en la viscosidad es cada vez menor. También se puede inferir que a medida que los porcentajes diluyente son más altos, la diferencia entre las viscosidades de las mezclas con las distintas

naftas es cada vez menor, lo anterior se debe a que la mezcla trata de estabilizarse en un valor de viscosidad.

3.5 ENVOLVENTE DE FASES

La figura 11 muestra una de las envolventes de fase, las demás se adjuntan en el Anexo I. Para las mezclas con la Nafta 2 muestran en general un comportamiento similar a las realizadas con la Nafta 1, aunque las presiones máximas para estas mezclas son un poco menores en comparación con las de la Nafta más liviana. Por otro lado, se puede apreciar que las presiones de burbuja llegan aproximadamente a los 1000 psi a temperaturas de aproximadamente 400°F, en el escenario más crítico, lo cual es de suma importancia pues difícilmente se vaya a contar con condiciones operacionales en estos rangos que generaran burbujas de gas en algún punto del sistema.

Figura 11. Envolverte de fases Crudo-Nafta 1 a 15%



De las envolventes se puede deducir que la envolvente de fases no sufre cambios dramáticos con los distintos porcentajes de mezcla, siendo un aumento de aproximadamente 200 psi en la presión cricondenbárica entre uno y otro escenario el efecto más notorio. También se nota que a medida que el porcentaje de diluyente aumenta, la presión de burbuja a temperatura de fondo de pozo disminuye, lo anterior indica que el añadir cantidades altas de nafta, esta no genera problemas de liberación de gas en fondo de pozo los cuales pudieran llegar a requerir trabajos extras de reacondicionamiento. Esto se evidencia en la tabla 3 en donde se resumen las presiones de burbuja de las mezclas a temperatura de fondo de pozo.

Tabla 3. Presiones de burbuja a condiciones de fondo de pozo.

Presion de burbuja @ 184°F		
% Diluyente	Nafta 1	Nafta 2
5	558,7	515,7
10	530,4	509,7
15	487,7	489,7
20	425,9	425,7
25	369,2	367,7
30	321,4	321,7

La tabla anterior muestra cómo a medida que la concentración de diluyente aumenta, la presión de burbuja a condiciones de fondo de pozo disminuye, lo cual es favorable ya que la presión de fondo fluyendo puede ser reducida sin temor a que se generen burbujas de gas que puedan crear problemas a los sistemas de levantamiento artificial ya instalados. También se observa que a medida que este porcentaje aumenta, los valores de presión de burbuja tienden a ser iguales para ambas naftas, esto posiblemente debido a la similitud que presentan la envolvente de fases de estas como se puede observar en las figuras 5 y 6.

3.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Ya realizados todos los ajustes de las distintas propiedades que corresponden al comportamiento de fases de las mezclas realizadas, se observa que la propiedad con un mayor cambio en cada uno de los experimentos ejecutados fue la viscosidad. Dicho esto, se procedió a realizar un análisis de sensibilidad ajustando distintas variables de entrada que puedan afectar la viscosidad final de la mezcla con el objetivo de mirar el efecto que cada una de estas tiene sobre dicha propiedad.

3.6.1 Selección de las variables a analizar.

Las variables a analizar para cada una de las dos naftas fueron seleccionadas debido a la influencia que éstas tienen sobre el comportamiento de la viscosidad de la mezcla y se observan en la tabla 4.

Tabla 4. Variables a sensibilizar

Variables a sensibilizar	
Tiny	Temperatura de inyección, °F
% Diluyente	Volumen del diluyente sobre volumen total de la mezcla, %
Pmezcla	Presión de la mezcla, psi
Wcut	Corte de agua, %

3.6.2 Escenario para análisis de sensibilidades.

Con un análisis de sensibilidad se puede determinar el rango de variación de los parámetros del modelo. Es decir, un análisis de sensibilidad deja ver como el cambio de una única variable de entrada afecta el resultado. Esto es de gran utilidad pues se presta para identificar las variables más críticas o construir y analizar distintos escenarios bajo diferentes condiciones.

Antes de realizar los análisis de sensibilidad a cada uno de los diluyentes empleados durante este proyecto, es necesario plantear escenarios de simulación para así poder evaluar dichos modelos y analizar el comportamiento de la producción de un pozo de petróleo.

Caso base

A continuación en la Tabla 5 se presenta el caso base sobre el cual se realizó el análisis de sensibilidad.

Tabla 5. Caso base para el análisis de sensibilidad

Propiedad	Valor	Unidades
Presión de burbuja, Pb	487,7	psi
Presión de yacimiento	3300	psi
Presión de fondo fluyendo	1300	psi
Profundidad	6010	ft
Temperatura de yacimiento	184	°F
Presión de inyección	3300	psi
Corte de agua	10	%
Porcentaje de diluyente	15	%

3.6.3 Análisis de sensibilidades.

Como ya se mencionó, se realizó la sensibilidad a la temperatura de inyección del diluyente (Tiny), al porcentaje de diluyente (% Diluyente), al corte de agua (Wcut) y a la presión final de la mezcla (Pmezcla). Las variaciones para los diferentes casos están dadas en la tabla 6.

Tabla 6. Variaciones para las variables a sensibilizar en la nafta 1 y 2

Temperatura de inyección (T_{iny})	Caso base	260
	Caso 1	184
	Caso 2	350
Porcentaje de diluyente (% <i>Diluyente</i>)	Caso base	15
	Caso 1	5
	Caso 2	30
Presión de la mezcla (P_{mezcla})	Caso base	1300
	Caso 1	800
	Caso 2	1800
Corte de agua (W_{Cut})	Caso base	10
	Caso 1	0
	Caso 2	30

3.6.4 Resultados.

A continuación se presentan los diagramas tornado y araña para analizar la sensibilidad de las variables en cada modelo, esto permite identificar las variables que más influencia tienen sobre la viscosidad de la mezcla. Es necesario tener en cuenta para el diagrama araña que entre mayor sea la pendiente de la línea graficada mayor es el efecto que se genera en la variable de salida. De igual manera, en un diagrama tornado las variables ubicadas en la parte superior de la gráfica son las que mayor incidencia tienen sobre la variable en cuestión.

Nafta 1

Tabla 7. Resultados análisis de sensibilidad Nafta 1

Variable	Base	caso 1	caso 2
T iny [°F]	260	184	350
% Diluyente	15	5	30
Presion de Mezcla [psi]	1300	800	1800
Corte de agua [%]	10	0	30
Valores de Viscosidad Sensibilizando Tiny [cp]	56,75	63,580	49,160
Valores de Viscosidad Sensibilizando % Diluyente [cp]	56,75	229,690	14,760
Valores de Viscosidad Sensibilizando Presión de Mezcla [cp]	56,75	51,86	61,67
Valores de Viscosidad Sensibilizando Corte de Agua [cp]	56,75	41,77	91,92

Figura 12. Diagrama tornado para la nafta 1

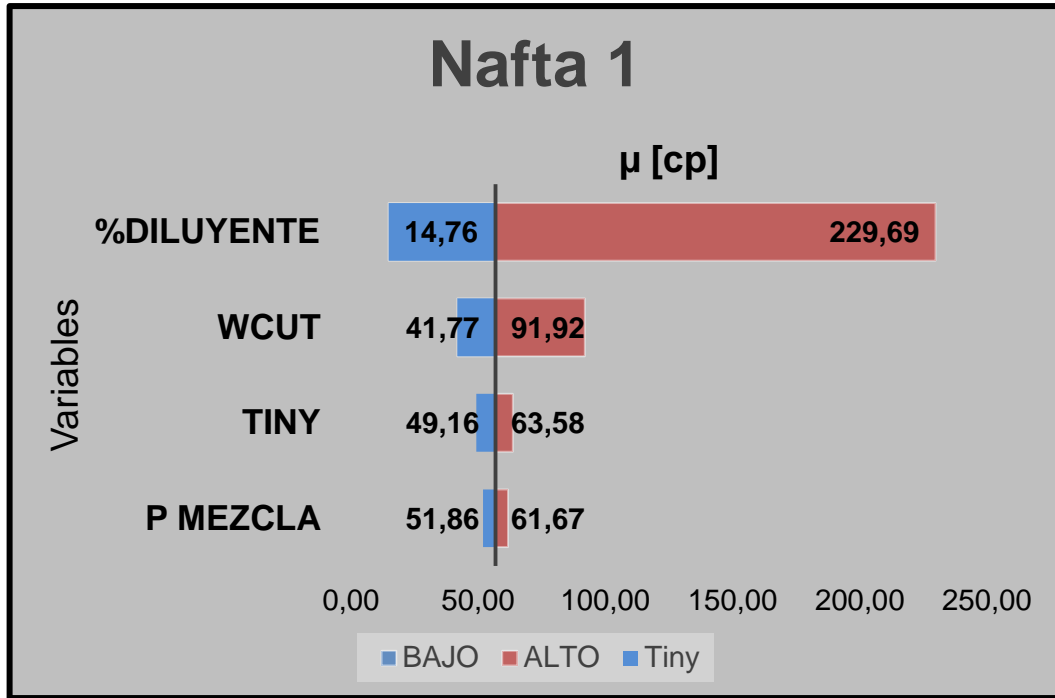
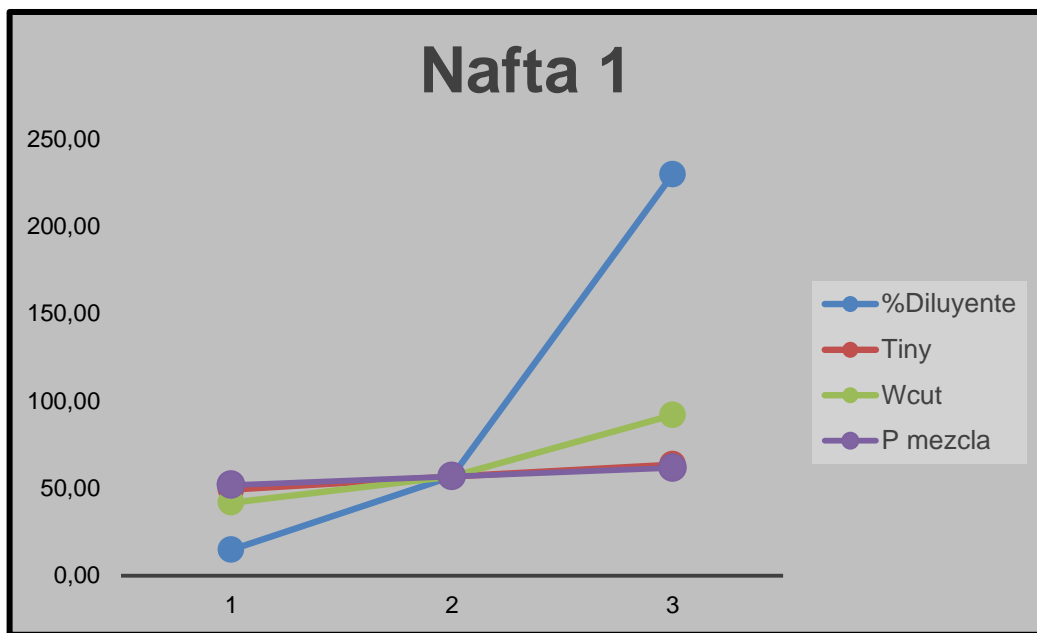


Figura 13. Diagrama araña para la Nafta 1



Nafta 2

Tabla 8. Resultados análisis de sensibilidad Nafta 2

Variable	Base	caso 1	caso 2
T iny [°F]	260	184	350
% Diluyente	15	5	30
Presion de Mezcla [psi]	1300	800	1800
Corte de agua [%]	10	0	30
Valores de Viscosidad Sensibilizando Tiny [cp]	61,76	69,550	53,210
Valores de Viscosidad Sensibilizando % Diluyente [cp]	61,76	240,780	16,200
Valores de Viscosidad Sensibilizando Presión de Mezcla [cp]	61,76	56,41	67,34
Valores de Viscosidad Sensibilizando Corte de Agua [cp]	61,76	45,4	100,25

Figura 14. Diagrama tornado para Nafta 2

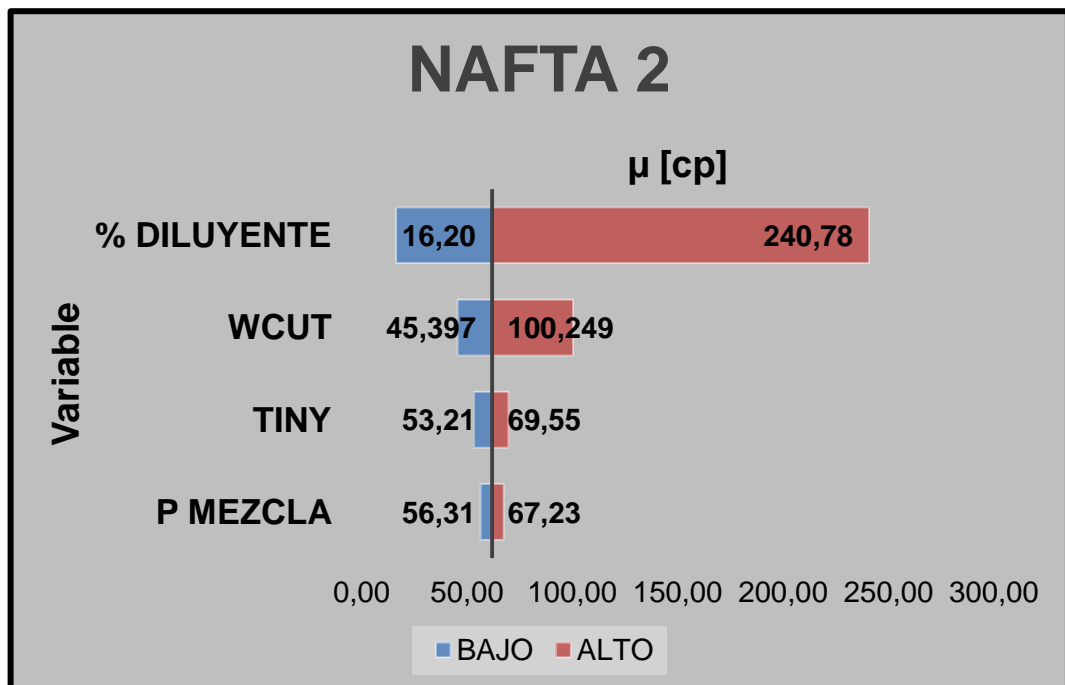
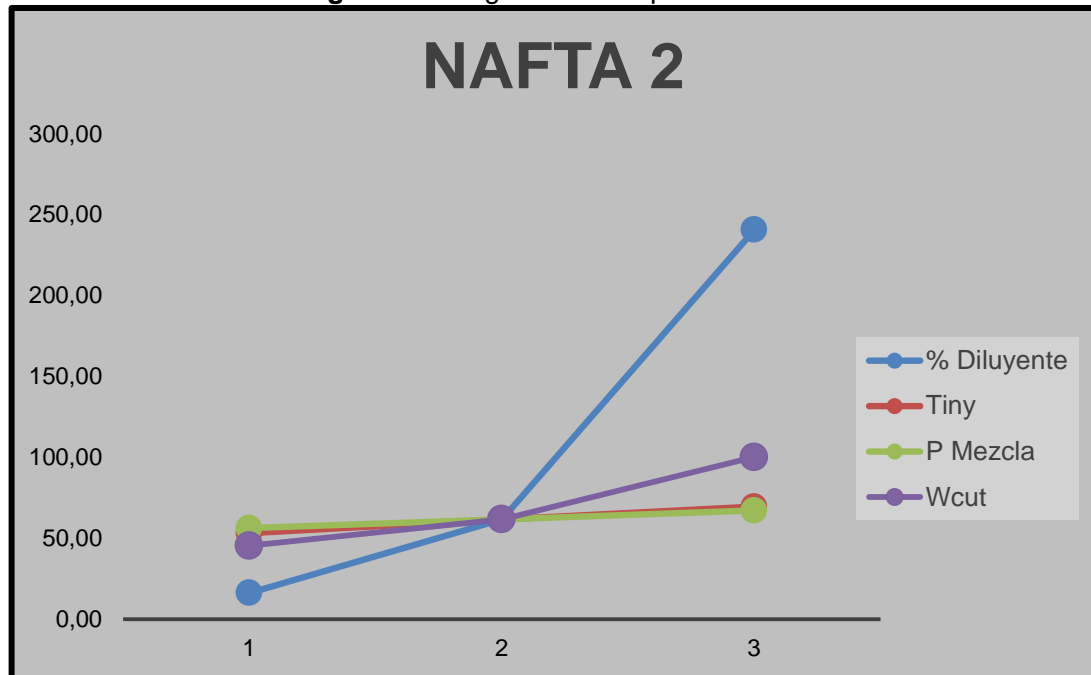


Figura 15. Diagrama araña para Nafta 2



De acuerdo con los diagramas anteriores, se puede establecer que las variables que mayor efecto tienen sobre la viscosidad son el porcentaje de diluyente inyectado y el corte de agua, ya que estas muestran mayor pendiente en el diagrama de araña y esto se confirma al estar localizadas en la parte superior del diagrama tornado. Sin embargo, también se puede observar que a medida que la cantidad de diluyente en la mezcla aumenta, la reducción en la viscosidad de la misma disminuye, diferente a lo que se podría llegar a pensar para un caso como este que involucra a crudos extra pesados, en los cuales por lo general la variable que más afecta la viscosidad es la temperatura. Esto es debido a que la temperatura final de la mezcla es más baja que la temperatura de inyección y este valor se aproxima al valor de la temperatura del crudo en el yacimiento. En cuanto al corte de agua, a mayores valores, mayor es el aumento de la viscosidad de las mezclas debido a que la presencia de agua reduce la eficiencia de la mezcla. Por otro lado, la variable con menos incidencia sobre la viscosidad de la mezcla es la presión de la misma, esto evidenciado al ser la línea con menor pendiente en el gráfico araña y estar ubicada en la parte baja del diagrama tornado.

4. CONCLUSIONES

Se construyó un modelo con la ayuda del software HYSYS que permite recrear el proceso de inyección de diluyentes y del cual se pueden obtener gran variedad de propiedades que pueden ser usadas para analizar el comportamiento de fases de las mezclas realizadas.

Las propiedades de solubilidad del gas en aceite (R_s) y factor volumétrico de formación del aceite (B_o) no sufren cambios significativos con la inyección de diluyente, esto favorece a una alta recuperación de la nafta para poder ser recirculada. A mayores concentraciones de diluyente, tanto la viscosidad como la gravedad API mostraron una mejora constante. Por último, con la inyección de diluyente, las presiones de burbuja a condiciones de operación se reducen previniendo así un posible cambio de fases a condiciones de fondo de pozo.

Con un análisis de sensibilidad a la viscosidad, que presentó reducciones superiores a 400 cp gracias a la inyección del diluyente, se concluyó que, aunque la viscosidad se ve afectada también por otras variables como la presión y la temperatura de inyección, las que tiene mayor incidencia sobre esta son la cantidad de diluyente inyectado seguida por el corte de agua.

La diferencia entre el comportamiento de fases entre las dos naftas analizadas es mínima, por lo cual, para el caso en estudio con cualquiera de las dos naftas disponibles se obtendrán resultados similares en el comportamiento de fases de las mezclas.

5. RECOMENDACIONES

Realizar un estudio comparativo respecto al comportamiento de fases de mezcla utilizando distintas herramientas de simulación en las cuales se tenga en cuenta la precipitación de asfaltenos.

Elaborar las mezclas a nivel de laboratorio con muestras reales de los fluidos empleados para de esta manera hacer una validación de los datos obtenidos en este trabajo investigativo.

Realizar el trabajo de investigación de la inyección de diluyente directamente en la formación, para lo cual se recomienda tener en cuenta la interacción roca-fluido.

BIBLIOGRAFÍA

AHMED, T. A Generalized Correlation for Characterizing the Hydrocarbon Heavy Fractions. Paper SPE 14266. 1985.

AHMED, Tared. Hydrocarbon phase behavior. Houston: Gulf Publishing Company, 1989. Vol. 7. p.136

ALBOUDWAREJ, Hussein *et al.* Highlighting heavy oil. Oilfield Review, 2006. Disponible en: http://www.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/ors06/sum06/heavy_oil.pdf

Aspectos de la Industria Petrolera en Venezuela. Primer Congreso Venezolano del Petróleo, 24 al 31 de marzo de 1962. Sociedad Venezolana de Ingenieros de Petróleo. Publicación de la Editorial Sucre, Caracas, 1963.

BOONE, T. *et al.* An Integrated Technology Development Plan for Solvent-based Recovery of Heavy Oil. SPE 150706. 2011.

BRITISH PETROLEUM. BP Statistical Review of World Energy, June 2013. Disponible en: http://www.bp.com/content/dam/bp/pdf/statistical-review/statistical_review_of_world_energy_2013.pdf

CHANG, J., IVORY, J., FORSHNER, K. and FENG, Y. Impact of solvent loss during solvent injection processes. SPE 165476. 2013.

CHINOME, Lina. Adaptación de modelos de mezclas multicomponentes de crudos pesados colombianos. Bucaramanga, 2011. Trabajo de grado Ingeniería Química. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas.

CHOPRA S., *et al.* Heavy oils: reservoir characterization and production monitoring. Development series No 13. Batzle, 2010.

GARCIA, C. y OLVERA, O. Sistemas y dispositivos especiales para la producción de hidrocarburos pesados. Universidad Autónoma de México. México D.F. 2010, p. 122.

HERNÁNDEZ, Cesar. Evaluación técnica – económica de un sistema de dilución de crudo pesado para su transporte entre las estaciones sdn-1 y buef-2, distrito sur San Tomé. Venezuela, 2006. Trabajo de grado (Ingeniero de petróleos). Universidad de Oriente.

IRION, W., NEUWIRTH, O. "Oil Refining" in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry 2005, Wiley-VCH, Weinheim P243-244.

JIANG, T. *et al.* A novel solvent injection technique for enhanced heavy oil recovery: cyclic production with continuous solvent injection. SPE 165455. 2013.

KATZ, D. L. and FIROOZABADI, A. Predicting Phase Behaviour of condensate/CrudeOil Systems Using Methane Interaction Coefficients. J. Pet. Tech. 1978.

LEÓN, John. Determinación de las variables que influyen en un proceso de inyección de diluyente en formación para el incremento de la productividad de pozos de crudo extrapesado. Bucaramanga, 2013. Trabajo de grado maestría Ingeniería de Petróleos. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, p.35.

LOHRENZ, J., BRAY, B.G., and CLARK, C.R. Calculating Viscosities of Reservoir Fluids From Their Compositions. SPE-915-PA. 1964.

- McCAIN, W. The properties of petroleum fluids. Second Edition: PennWell Books, 1990. p. 61
- ORTIZ, Tatiana y JIMENEZ, Edith. Optimización de la producción de un cluster de crudo extra pesado utilizando la técnica de análisis nodal. Bucaramanga, 2011. Trabajo de grado Ingeniería de Petróleos. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, p.84-90.
- PALMGREN, C. High temperature naphta to replace steam in the SAGD process. SPE 30294. 1995.
- PATHAK V., BABADAGLI, T. and EDMUNDS, N.R. Heavy oil and bitumen recovery by hot solvent injection. Elsevier. 2011
- PEDERSEN K. S., THOMASSEN P., and FREDENSLUND, A. Thermodynamics of petroleum Mixtures Containing Heavy Hydrocarbons. Ind. Eng. Chem. Process Des. 1984
- POLIKAR, M. *et al.* Optimal solvent and well geometry for production of heavy oil by cyclic solvent injection. Alberta (Canadá), 2005. Petroleum society.
- QI, J. and POLIKAR, M. Optimal solvent and well geometry for production of heavy oil by cyclic solvent injection. Petroleum society. Alberta University. 2005.
- RUEDA, Julián. Estudio hidráulico del sistema de recolección (Troncal Norte) de crudo extra pesado del campo Chichimene de la superintendencia castilla Chichimene Ecopetrol S.A Bucaramanga, 2013. Trabajo de grado Ingeniería de Petróleos. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, p.70-76.
- THOMAS F., OKAZAWA T., HODGINS P., ZHOU, X., ERIAN, A. and BENNION, D. Considerations on solvent compositions for hydrocarbon miscible flood. SPE 35388. 1996.

ANEXOS

ANEXO A: GENERALIDADES DEL CAMPO UIS1

Este campo cuenta con un área del yacimiento de 374 Hectáreas. Produce crudo de tres diferentes formaciones (F1, F2 y F3) utilizando bombeo electrosumergible en todo el campo como sistema de levantamiento artificial. Tanto las formaciones F1 y F2 producen crudo de aproximadamente 20° API el cual no clasifica como crudo extrapesado. Pero, la formación F3 produce un crudo de entre 7° y 9° API en el cual gracias a sus favorables condiciones de presión y temperatura, el fluido que allí se encuentra se puede movilizar a través de los conductos porosos de la roca almacén hacia la cara del pozo y de esta manera fluir hacia la tubería de producción. De igual manera la producción de este recurso sigue teniendo grandes retos por la naturaleza del mismo fluido, ya que al producirse, la temperatura del aceite en la tubería de producción disminuye y por ende la viscosidad del petróleo aumenta limitando la recuperación acelerada de este (ORTIZ et al., 2011).

Unidad F3 (Unidad de interés).

Esta unidad cuenta con un espesor que varía entre los 295 y 411 ft, con 340 ft de espesor promedio. Es la menos profunda de las tres unidades ubicándose a una profundidad promedio de 6010 ft lo que la convierte en una de las unidades de crudo extrapesado más profundas del mundo. La temperatura de la unidad es de 184°F y presenta una porosidad de 11% (GUARIN et al., 2010).

CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

Las siguientes tablas muestran la composición del crudo de la unidad F3 expandida hasta el C20 y las propiedades de la fracción C20+.

Componente	% Molar
H ₂	0
H ₂ S	0
CO ₂	6,26
N ₂	0,99
C1	11,68
C2	1,05
C3	1,04
lc4	0,57
nC4	1,06
C5	0,1
lc5	0,69
nC5	0,68
C6	0,39
Metilciclo-5	0,17
Benceno	0,04
Ciclohexano	0,21
C7	0,58
Metilciclo-6	0,26

Componente	% Molar
Tolueno	0,1
C8	0,71
Etilbenceno	0,06
M/P xileno	0,08
O-xileno	0,1
C9	0,57
Trimetilbenceno	0,11
C10	1,17
C11	1,51
C12	1,10
C13	2,09
C14	2,38
C15	1,86
C16	3,24
C17	2,77
C18	2,62
C19	2,79
C20+	50,97

Propiedad	Valor
Peso Molecular	680
Densidad a 60°F (g/cm ³)	1,0526
Viscosidad a 3300 psig (cp)	771,636
Viscosidad a 1300 psig (cp)	444,39

Fuente: PVT CoreLab reservoir fluid study for Ecopetrol S.A.

ANEXO B: MÉTODOS PARA REALIZAR EL “SPLITTING”

✓ **Katz:**

$$z_n = 1.38205 z_{7+} e^{-0.25903n}$$

z_{7+} : fracción molar de C_{7+} .

n : número de átomos de carbono del pseudo-componente.

z_n : fracción molar del pseudo-componente con n número de carbonos.

✓ **Lohrentz:**

$$z_n = z_6 e^{A(n-6)^2 + B(n-6)}$$

z_6 : fracción molar de la fracción de hexano.

A y B son constantes que se determinan teniendo en cuenta las siguientes restricciones:

$$\sum_{n=7}^{N+} z_n = z_{7+} \qquad \sum_{n=7}^{N+} \frac{z_n MW_n}{\gamma_n} = \frac{z_{7+} MW_{7+}}{\gamma_{7+}}$$

Donde γ indica la gravedad específica del pseudo-componente señalado en el subíndice.

✓ **Pedersen:**

$$z_n = e^{(n-A)/B}$$

En donde A y B son constantes que Pedersen sugirió que se podían determinar por el método de mínimos cuadrados para la fracción molar de las fracciones

livianas y así, la ecuación podría ser aplicada para cada una de las fracciones más pesadas por extrapolación.

✓ **Ahmed:**

$$z_n = z_{n+} \left[\frac{MW_{(n+1)+} - MW_{n+}}{MW_{(n+1)+} - MW_n} \right]$$

MW_n : masa molecular del grupo de hidrocarburos con n número de carbonos

MW_{n+} : masa molecular de la fracción n+ calculada por la siguiente expresión:

$$MW_{n+} = MW_{7+} + 20,1(n - 7)$$

z_{n+} : fracción molar de la fracción n+.

ANEXO C: COMPOSICIÓN DEL CRUDO HASTA C36+

Compuesto	% Molar
H2	0
H2S	0
CO2	6,26
N2	0,99
C1	11,68
C2	1,05
C3	1,04
iC4	0,57
nC4	1,06
C5	0,1
iC5	0,69
nC5	0,68
C6	0,39
M-CC5	0,17
Benceno	0,04
CC6	0,21
C7	0,58
M-CC6	0,26
Tolueno	0,1
C8	0,71
Etilbenceno	0,06
M/P xileno	0,08
O-xileno	0,1
C9	0,57
Trimetilbenceno	0,11
C10	1,17

Compuesto	% Molar
C11	1,51
C12	1,1
C13	2,09
C14	2,38
C15	1,86
C16	3,24
C17	2,77
C18	2,62
C19	2,79
C20	2,42
C21	2,2
C22	2,2
C23	2,29
C24	1,67
C25	1,75
C26	1,56
C27	1,44
C28	1,61
C29	1,52
C30	1,46
C31	1,24
C32	1,35
C33	1,12
C34	1,14
C35	1,08
C36+	24,92

ANEXO D: COMPOSICIÓN DE LAS NAFTAS

NAFTA 1

Componente	% peso
Methane	0,002
Ethane	0,002
Propane	0,071
n-Butane	2,225
n-Pentane	14,344
n-Hexane	6,972
n-Heptane	3,31
n-Octane	1,238
n-Nonane	0,303
n-Decane	0,056
n-Undecane	0,012
n-Dodecane	0,004
i-Butane	0,162
2,2-Dimethylpropane	0,213
i-Pentane	18,427
2,2-Dimethylbutane	0,688
2,3-Dimethylbutane	1,163
2-Methylpentane	4,733
3-Methylpentane	3,404
2,2-Dimethylpentane	0,229
2,4-Dimethylpentane	0,349
2,2,3-Trimethylbutane	0,056
3,3-Dimethylpentane	0,128
2-Methylhexane	1,624
2,3-Dimethylpentane	0,576
3-Methylhexane	1,626
3-Ethylpentane	0,115
2,2,4-Trimethylpentane	0,007
2,5-Dimethylhexane	0,143
2,2,3-Trimethylpentane	0,008
2,4-Dimethylhexane	0,164
3,3-Dimethylhexane	0,056
2,3,4-Trimethylpentane	0,031
2,3-Dimethylhexane	0,19
2-Methyl-3-ethylpentane	0,032
2-Methylheptane	0,743
4-Methylheptane	0,198
3-Methyl-3-ethylpentane	0,022
3,4-Dimethylhexane	0,031
3-Methylheptane	0,431
3-Ethylhexane	0,878
2,2,5-Trimethylhexane	0,009

Componente	% peso
2,2,3,4-Tetramethylpentane	0,001
2,3,4-Trimethylhexane	0,012
2,2-Dimethylheptane	0,005
2,2,3-Trimethylhexane	0,173
4,4-Dimethylheptane	0,009
2,5-Dimethylheptane	0,121
3,3-Dimethylheptane	0,02
2,6-Dimethylheptane	0,014
2-Methyl-4-ethylhexane	0,023
2,3-Dimethylheptane	0,082
3,5-Dimethylheptane	0,039
4-Ethylheptane	0,006
4-Methyloctane	0,067
2-Methyloctane	0,099
3-Ethylheptane	0,036
3-Methyloctane	0,098
3,4-Dimethylheptane	0,007
2,2,4-trimethylheptane	0,004
3,3,5-TrimethylHeptane	0,007
2,3,6-trimethylheptane	0,009
2,2-Dimethyloctane	0,024
2,4-Dimethyloctane	0,006
2,5-Dimethyloctane	0,107
2,7-dimethyloctane	0,044
2,4,6-Trimethylheptane	0,007
3-Methyl-5-ethylheptane	0,009
3,6-Dimethyloctane	0,031
2,3-Dimethyloctane	0,002
5-Methylnonane	0,005
4-Methylnonane	0,015
2-Methylnonane	0,018
3-Ethyloctane	0,007
3-Methylnonane	0,015
2,2,3,5-Tetramethylheptane	0,015
5-Ethyl-2-methyloctane	0,023
3,7-Dimethylnonane	0,016
Benzene	2,637
Toluene	4,109
Ethylbenzene	0,211
m-Xylene	0,898
p-Xylene	0,342
o-Xylene	0,219

Componente	% peso
i-Propylbenzene	0,016
n-Propylbenzene	0,029
1-Methyl-3-ethylbenzene	0,054
1-Methyl-4-ethylbenzene	0,033
1,3,5-Trimethylbenzene	0,051
1-Methyl-2-ethylbenzene	0,015
1,2,4-Trimethylbenzene	0,055
i-Butylbenzene	0,008
sec-Butylbenzene	0,006
1,2,3-Trimethylbenzene	0,015
1-Methyl-3-i-propylbenzene	0,004
1-Methyl-4-i-propylbenzene	0,005
1-Methyl-2-i-propylbenzene	0,001
1,3-Diethylbenzene	0,003
1-Methyl-3-n-propylbenzene	0,004
1-Methyl-4-n-propylbenzene	0,001
n-Butylbenzene	0,001
1,3-Dimethyl-5-ethylbenzene	0,003
1-Methyl-2-n-propylbenzene	0,002
1,4-Dimethyl-2-ethylbenzene	0,001
1,3-Dimethyl-4-ethylbenzene	0,003
1,2-Dimethyl-4-ethylbenzene	0,004
1,3-Dimethyl-2-ethylbenzene	0,001
1-Methyl-4-t-butylbenzene	0,001
1,2-Dimethyl-3-ethylbenzene	0,001
1-Ethyl-2-i-propylbenzene	0,001
1-Ethyl-4-i-propylbenzene	0,001
1-Methyl-1-n-butylbenzene	0,001
Isopentyl benzene	0,001
2,4-diethyl-1-methylbenzene	0,002
Tert-pentyl benzene	0,002
1,4-Di-i-propylbenzene	0,002
2-Methylindan	0,001
2,3-Dihydroindene	0,002
Cyclopentane	1,191
Methylcyclopentane	4,114
Cyclohexane	5,285
1,1-Dimethylcyclopentane	0,444
1t,3-Dimethylcyclopentane	0,702
1c,3-Dimethylcyclopentane	0,666
1t,2-Dimethylcyclopentane	1,026
1c,2-Dimethylcyclopentane	0,107
Methylcyclohexane	6,364
1,1,3-Trimethylcyclopentane	0,293
Ethylcyclopentane	0,338
1c,2t,4-Trimethylcyclopentane	0,245

Componente	% peso
1t,2c,3-Trimethylcyclopentane	0,231
1c,3-Dimethylcyclohexane	0,033
trans-1,3-dimethylcyclohexane	0,046
1t,4-Dimethylcyclohexane	0,339
1,1-Dimethylcyclohexane	0,159
3c-Ethylmethylcyclopentane	0,071
3t-Ethylmethylcyclopentane	0,065
2t-Ethylmethylcyclopentane	0,123
1,1-Methylethylcyclopentane	0,022
1t,2-Dimethylcyclohexane	0,347
i-Propylcyclopentane	0,015
1,1,3,4-Tetramethylcyclopentane	0,015
1-ethyl-2-methylcyclopentane	0,037
Methylcycloheptane	0,116
Ethylcyclohexane	0,489
1,1,3-Trimethylcyclohexane	0,012
1c,2t,4t-Trimethylcyclohexane	0,114
1-methyl-2-propylcyclopentane	0,027
trans-1,3-Diethylcyclopentane	0,078
1-ethyl-4-methylCyclohexane	0,050
1,1,2-Trimethylcyclohexane	0,030
1,1-Methylethylcyclohexane	0,085
i-Propylcyclohexane	0,040
Diethylcylohexane	0,041
1t-Methyl-2-n-propylcyclohexane	0,001
sec-Butylcyclohexane	0,013
t-Pentene-2	0,034
c-Pentene-2	0,001
t-Hexene-2	0,002
t-Heptene-2	0,001
t-Octene-3	0,003
c-Octene-2	0,015
2-Decene	0,009
2-Methylbutene-2	0,004
4-Methyl-c-pentene-2	1,155
2-Methylpentene-2	0,001
3-Methyl-c-pentene-2	0,001
3-methyl-t-pentene-2	0,001
2-Methyl-c-hexene-3	0,002
2-Methyl-2-hexene	0,001
3-Methyl-t-hexene-2	0,002
2,3-dimethyl-2-pentene	0,001
Hexane, 2-methyl-4-methylene-	0,001

Componente	% peso
2-Pentene, 3-ethyl-2-methyl-	0,004
2,6-Dimethylheptene-1	0,167
2,4-Dimethylheptene-1	0,036
3-Methyl-3-nonene	0,007
1-Methylcyclohexene	0,003
3-Ethylcyclohexene	0,021
t-1,3-pentadiene	0,005

Componente	% peso
2-Methyl-1,4-pentadiene	0,001
2,3-Dimethyl-1,3-pentadiene	0,001
2,4-dimethyl-1-(1-methylethyl) benzene	0,001
1,2,3-Trimethylcyclohexane	0,013
Cyclopentane, 1,1,3,4-tetramethyl-, t	0,216

NAFTA 2

Componente	%peso
Methane	0,004
Ethane	0,030
Propane	0,431
n-Butane	1,843
n-Pentane	4,367
n-Hexane	4,409
n-Heptane	4,028
n-Octane	3,566
n-Nonane	1,924
n-Decane	0,906
n-Undecane	0,341
n-Dodecane	0,083
i-Butane	0,723
2,2-Dimethylpropane	0,032
i-Pentane	4,364
2,2-Dimethylbutane	0,323
2,3-Dimethylbutane	0,751
2-Methylpentane	2,887
3-Methylpentane	2,331
2,2-Dimethylpentane	0,203
2,4-Dimethylpentane	0,421
2,2,3-Trimethylbutane	0,066
3,3-Dimethylpentane	0,146
2-Methylhexane	2,071
2,3-Dimethylpentane	0,833
3-Methylhexane	2,412
3-Ethylpentane	0,217
2,2,4-Trimethylpentane	0,020
2,2-Dimethylhexane	0,071
2,5-Dimethylhexane	0,349
2,2,3-Trimethylpentane	0,019
2,4-Dimethylhexane	0,474
3,3-Dimethylhexane	0,123

Componente	% peso
2,3,4-Trimethylpentane	0,108
2,3-Dimethylhexane	0,507
2-Methyl-3-ethylpentane	0,086
2-Methylheptane	1,948
4-Methylheptane	0,625
3-Methyl-3-ethylpentane	0,066
3,4-Dimethylhexane	0,100
3-Methylheptane	1,366
3-Ethylhexane	2,040
2,2,5-Trimethylhexane	0,049
2,2,3,4-Tetramethylpentane	0,003
2,3,4-Trimethylhexane	0,053
2,2-Dimethylheptane	0,022
2,2,3-Trimethylhexane	0,654
2,5-Dimethylheptane	0,610
3,3-Dimethylheptane	0,116
2,6-Dimethylheptane	0,069
2-Methyl-4-ethylhexane	0,124
2,3-Dimethylheptane	0,394
3,5-Dimethylheptane	0,181
4-Ethylheptane	0,116
4-Methyloctane	0,456
2-Methyloctane	0,562
3-Ethylheptane	0,270
3-Methyloctane	0,703
3,4-Dimethylheptane	0,091
2,2,4-trimethylheptane	0,027
3,3,5-Trimethylheptane	0,061
2,3,6-Trimethylheptane	0,093
2,2-Dimethyloctane	0,203
2,4-Dimethyloctane	0,072
2,5-Dimethyloctane	0,765
2,7-Dimethyloctane	0,495

Componente	% peso
2,4,6-Trimethylheptane	0,090
3-Methyl-5-ethylheptane	0,126
3,6-Dimethyloctane	0,268
2,3-Dimethyloctane	0,030
5-Methylnonane	0,087
4-Methylnonane	0,250
2-Methylnonane	0,246
3-Ethyl-octane	0,077
3-Methylnonane	0,250
2,2,3,5-Tetramethylheptane	0,235
5-Ethyl-2-methyloctane	0,071
2,5-Dimethylnonane	0,461
3,7-Dimethylnonane	0,153
5-Ethyl-2-methyloctane	0,219
3-Methyldecane	0,246
Benzene	0,836
Toluene	3,094
Ethylbenzene	0,547
m-Xylene	2,068
p-Xylene	0,695
o-Xylene	0,926
i-Propylbenzene	0,106
n-Propylbenzene	0,251
1-Methyl-3-ethylbenzene	0,450
1-Methyl-4-ethylbenzene	0,288
1,3,5-Trimethylbenzene	0,473
1-Methyl-2-ethylbenzene	0,187
1,2,4-Trimethylbenzene	0,859
i-Butylbenzene	0,083
sec-Butylbenzene	0,081
1,2,3-Trimethylbenzene	0,251
1-Methyl-3-i-propylbenzene	0,070
1-Methyl-4-i-propylbenzene	0,066
1-Methyl-2-i-propylbenzene	0,021
1,3-Diethylbenzene	0,113
1-Methyl-3-n-propylbenzene	0,112
1-Methyl-4-n-propylbenzene	0,058
n-Butylbenzene	0,021
1,3-Dimethyl-5-ethylbenzene	0,089
1,2-Diethylbenzene	0,041
1-Methyl-2-n-propylbenzene	0,086
1,4-Dimethyl-2-ethylbenzene	0,066
1,3-Dimethyl-4-ethylbenzene	0,045
1,2-Dimethyl-4-ethylbenzene	0,141
1,3-Dimethyl-2-ethylbenzene	0,077
1-Methyl-4-t-butylbenzene	0,042

Componente	% peso
1,2-Dimethyl-3-ethylbenzene	0,065
(1,1-dimethylpropyl)benzene	0,017
1-Ethyl-2-i-propylbenzene	0,065
1-Ethyl-4-i-propylbenzene	0,055
1-Methyl-1-n-butylbenzene	0,059
Isopentyl benzene	0,038
1,2-Di-i-propylbenzene	0,030
1,3-diethyl-5-methylbenzene	0,036
1-methyl-4-(1-methylpropyl)benzene	0,015
2,4-diethyl-1-methylbenzene	0,088
1,4-diethyl-2-methylbenzene	0,010
n-Pentylbenzene	0,011
(1,2-dimethylpropyl)benzene	0,011
Tert-pentyl benzene	0,018
1,3-diethyl-5-methyl benzene	0,020
1-Methyl-2-n-butylbenzene	0,049
1,4-Di-i-propylbenzene	0,048
1-ethyl-2,4,5-trimethylbenzene	0,016
Naphthalene	0,028
5-Methylindan	0,043
2-Methylindan	0,034
2,3-Dihydroindene	0,054
4-Methylindan	0,033
Dimethyl Indene - 2	0,029
1,6-Dimethyl Indan	0,038
Cyclopentane	0,539
Methylcyclopentane	2,631
Cyclohexane	2,636
1,1-Dimethylcyclopentane	0,369
1t,3-Dimethylcyclopentane	0,797
1c,3-Dimethylcyclopentane	0,757
1t,2-Dimethylcyclopentane	1,378
1c,2-Dimethylcyclopentane	0,109
Methylcyclohexane	6,631
1,1,3-Trimethylcyclopentane	0,441
Ethylcyclopentane	0,469
1c,2t,4-Trimethylcyclopentane	0,508
1t,2c,3-Trimethylcyclopentane	0,610
1,1,2-Trimethylcyclopentane	0,001
1c,3-Dimethylcyclohexane	0,077
trans-1,3-dimethylcyclohexane	0,124
1t,4-Dimethylcyclohexane	0,747
1,1-Dimethylcyclohexane	0,294
3c-Ethylmethylcyclopentane	0,194
3t-Ethylmethylcyclopentane	0,176

Componente	% peso
2t-Ethylmethylcyclopentane	0,444
1,1-Methylethylcyclopentane	0,056
1t,2-Dimethylcyclohexane	0,860
i-Propylcyclopentane	0,053
1,1,3,4-Tetramethylcyclo5	0,056
1-Ethyl-2-methylcyclopentane	0,144
Methylcycloheptane	0,464
Ethylcyclohexane	2,626
1,1,3-Trimethylcyclohexane	0,066
1c,2t,4t-Trimethylcyclohexane	0,680
1-Methyl-2-propylcyclopentane	0,244
trans-1,3-Diethylcyclopentane	0,414
1-Ethyl-4-methylcyclohexane	0,268
1,1,2-Trimethylcyclohexane	0,159
1,1-Methylethylcyclohexane	0,537
i-Propylcyclohexane	0,250
Diethylcyclohexane	0,136
2-Ethyl-1,3-dimethylcyclo6	0,311
1t-Methyl-2-n-propylcyclo6	0,003
sec-Butylcyclohexane	0,245
Ethene	0,002
Propene	0,004
Butene-1	0,004
Isobutene	0,004
t-Butene-2	0,009
c-Butene-2	0,006
Pentene-1	0,012
t-Pentene-2	0,029
c-Pentene-2	0,015
Hexene-1	0,007
t-Hexene-3	0,016
c-Hexene-3	0,005
t-Hexene-2	0,016
c-Hexene-2	0,007
t-Heptene-3	0,005
t-Heptene-2	0,007
c-Heptene-2	0,002
Octene-1	0,001
t-4-Octene	0,005
t-Octene-3	0,008
t-Octene-2	0,003
c-Octene-2	0,011
t-Nonene-2	0,081
4-Decene	0,008
2-Decene, (Z)-	0,020
3-Methylbutene-1	0,004

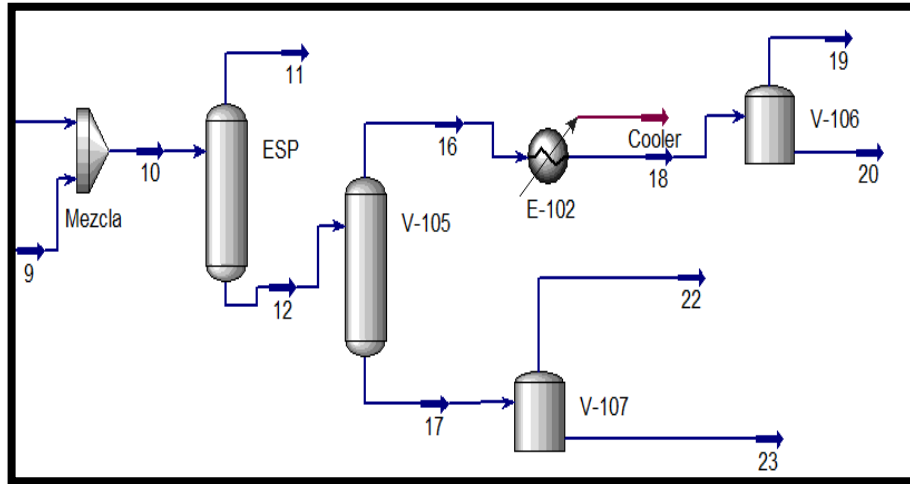
Componente	% peso
2-Methylbutene-1	0,023
3,3-Dimethylbutene-1	0,001
2-Methylbutene-2	0,045
4-Methylpentene-1	0,003
3-Methylpentene-1	0,004
4-Methyl-t-pentene-2	0,004
4-Methyl-c-pentene-2	0,704
2-Methylpentene-1	0,012
2-Methylpentene-2	0,018
3-Methyl-c-pentene-2	0,016
3-methyl-t-pentene-2	0,016
2,4-Dimethylpentene-1	0,001
3-Methylhexene-1	0,010
4,4-Dimethyl-c-pentene-2	0,003
3,4-Dimethyl-c-pentene-2	0,002
3-Methyl-c-hexene-3	0,009
2-Methyl-2-hexene	0,014
3-Ethylpentene-2	0,003
3-Methyl-t-hexene-2	0,010
2,3-dimethyl-2-pentene	0,004
2-Methyl-4-methylenehexane	0,003
3-Ethyl-2-methyl-2-pentene	0,006
4-Methyl-2-heptene	0,002
2,6-Dimethylheptene-1	0,234
2,4-Dimethylheptene-1	0,130
3-Methyl-3-nonene	0,093
Cyclopentadiene	0,001
Cyclopentene	0,010
4-methylcyclopentene	0,004
5-methyl-1,3cyclopentadiene	0,001
1-methyl-1,3cyclopentadiene	0,001
3-methylcyclopentene-1	0,001
1-Methylcyclopentene	0,012
1-Ethylcyclopentene	0,004
1-Methylcyclohexene	0,008
1,4-Dimethyl-1-cyclohexene	0,042
t-1,3-pentadiene	0,006
1c,3-Pentadiene	0,001
1,2-pentadiene	0,001
2-methyl-1,4-pentadiene	0,007
1,3-Pentadiene, 2,3-dimethyl-	0,007
1,4-Pentadiene, 2,3,4-trimethyl	0,001
2,4-Dimethyl-1-(1-methylethyl) benzene	0,011
1,2,3-Trimethylcyclohexane	0,124

Fuente. Reporte ICP

ANEXO E: INFORMACIÓN DE LAS CORRIENTES DE SIMULACIÓN

Workbook: Case (Main)									
Material Streams									
Name	Crudo	Nafta	3	9	10	Fluid Pkg:	All		
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000			0.0000
Temperature (F)	184.0 *	90.00 *	107.7	184.0 *	184.0 *	184.0 *			183.0
Pressure (psia)	3315 *	14.70 *	3315 *	3315 *	3315	3315			3315
Molar Flow (lbmole/hr)	33.07	5.386 *	5.386 *	5.386	5.386	5.386			38.45
Mass Flow (lb/hr)	1.335e+004	528.2	528.2	528.2	528.2	528.2			1.388e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	950.0 *	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00			1000.
Heat Flow (Btu/hr)	-1.154e+007	-4.181e+005	-4.084e+005	-4.084e+005	-3.882e+005	-3.882e+005			-1.193e+007
Name	11	7							
Vapour Fraction	0.0000	1.0000							
Temperature (F)	203.1	203.1							
Pressure (psia)	1315 *	1315							
Molar Flow (lbmole/hr)	38.45	0.0000							
Mass Flow (lb/hr)	1.388e+004	0.0000							
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1000.	0.0000							
Heat Flow (Btu/hr)	-1.193e+007	-0.0000							

ANEXO F: PROCEDIMIENTO PARA CÁLCULOS DE R_s



Se asignó el valor a la caída de presión del separador ESP (correspondiente a la presión de la bomba) de manera que en la corriente 12 se tuviera la presión elegida para la etapa a realizar. Posteriormente, en el separador V-105 se ajustó también la caída de presión de manera que las corrientes de salida estuvieran a presión atmosférica (14,7 psi). También se definió la temperatura y la presión de las corrientes 19 y 20 a condiciones estándar (14,7 psi y 60 F), por lo cual fue necesario el enfriador E-101 para manipular la temperatura de la corriente 16 y lograr condensar el líquido obtenido en la corriente 20.

Para determinar el R_s , se calculó la relación entre el flujo de gas a condiciones estándar (corriente 19) y el flujo volumétrico de la corriente 12 el cual simula la cantidad de líquido remanente.

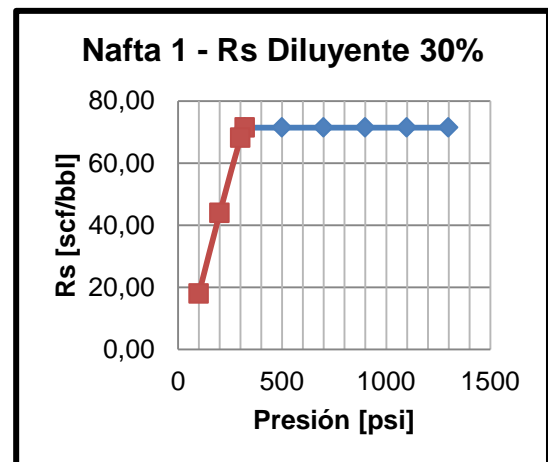
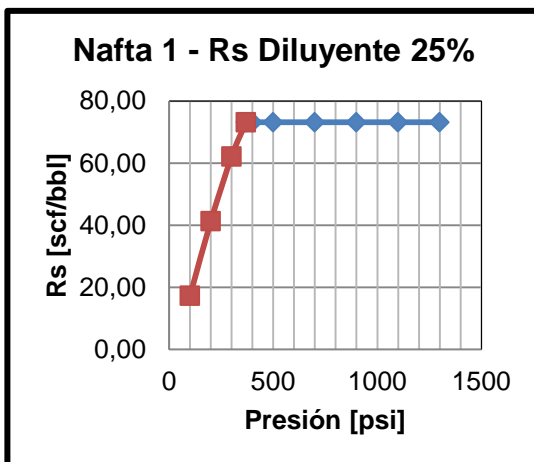
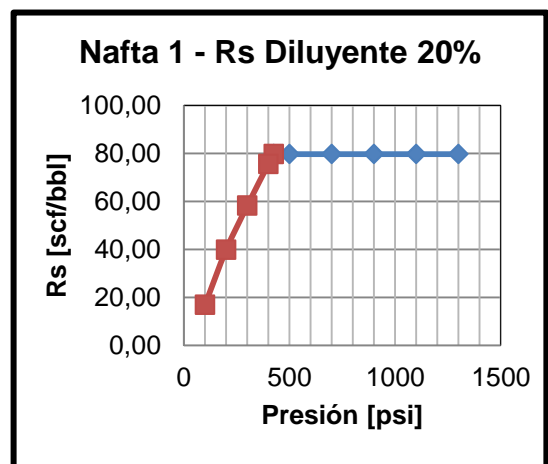
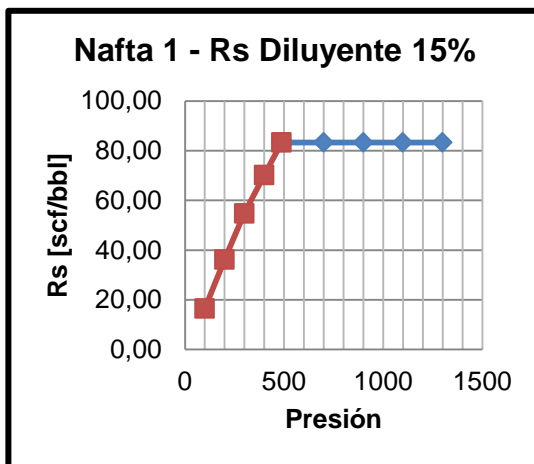
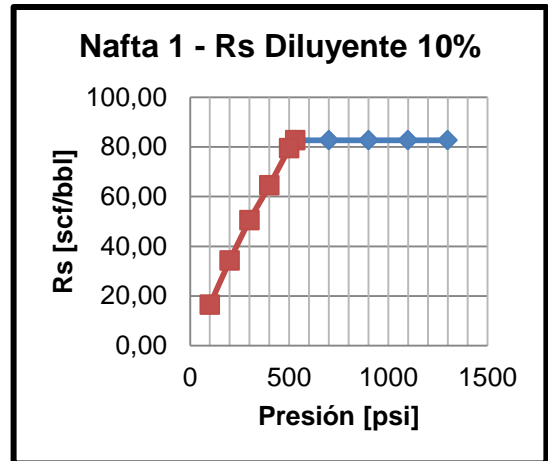
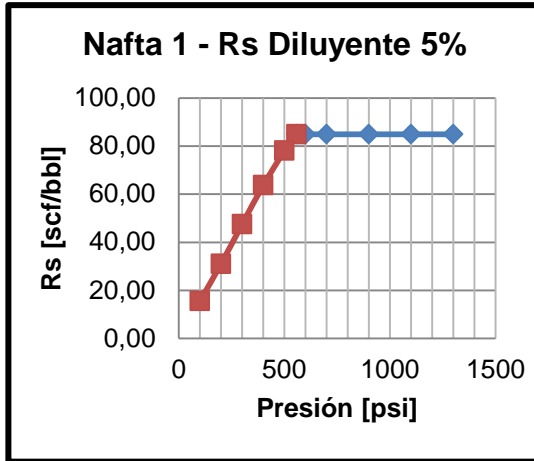
Material Stream: 19

Worksheet Attachments Dynamics

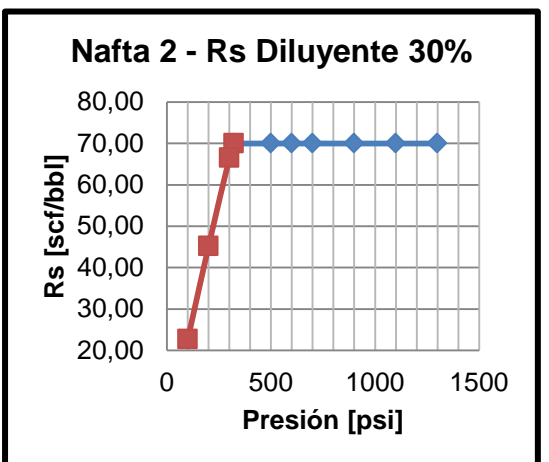
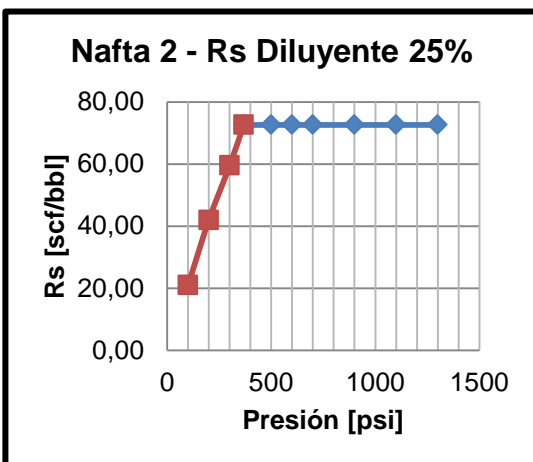
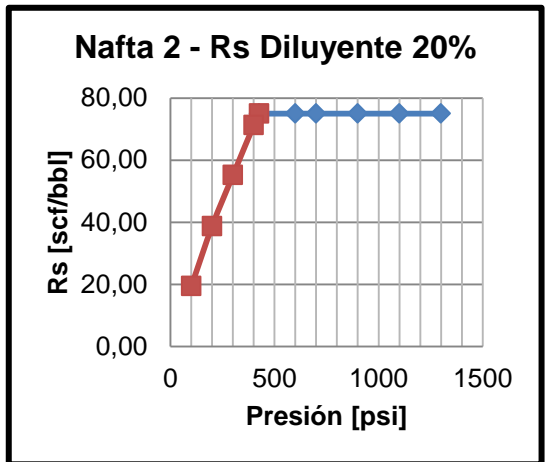
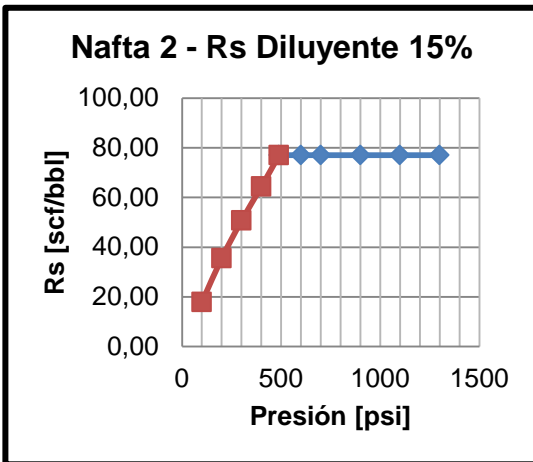
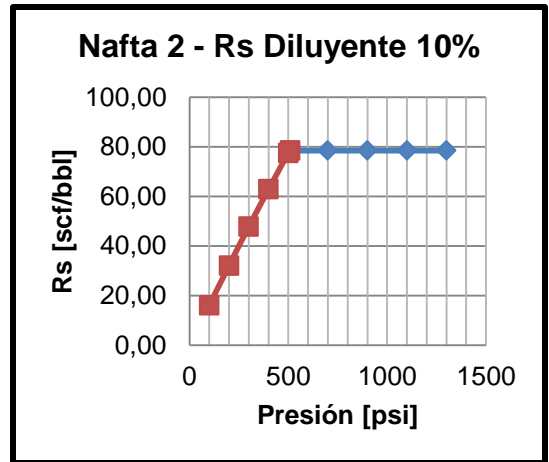
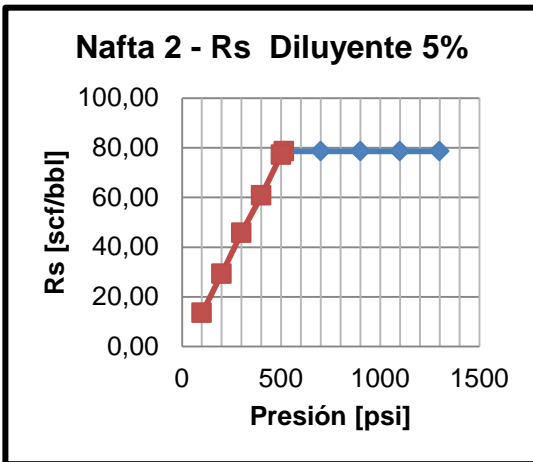
Worksheet		
Conditions	Mass Exergy [Btu/lb]	0.1046
Properties	Partial Pressure of CO2 [psia]	3.714
Composition	Cost Based on Flow [Cost/s]	0.0000
Oil & Gas Feed	Act. Gas Flow [ACFM]	9.245
Petroleum Assay	Avg. Liq. Density [lbmole/ft3]	0.8112
K Value	Specific Heat [Btu/lbmole-F]	15.60
User Variables	Std. Gas Flow [MMSCFD]	1.349e-002
Notes	Std. Ideal Liq. Mass Density [lb/ft3]	35.81
Cost Parameters	Act. Liq. Flow [USGPM]	<empty>
Normalized Yields	Z Factor	<empty>
	Watson K	12.69
	User Property	<empty>
	Partial Pressure of H2S [psia]	0.0000
	Cp/(Cp - R)	1.146

ANEXO G: GRÁFICAS Rs

Nafta 1.

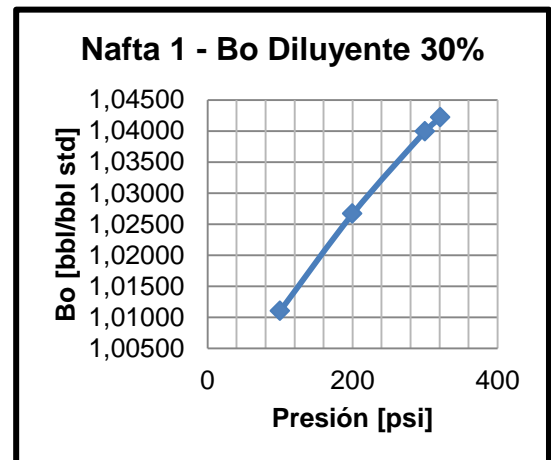
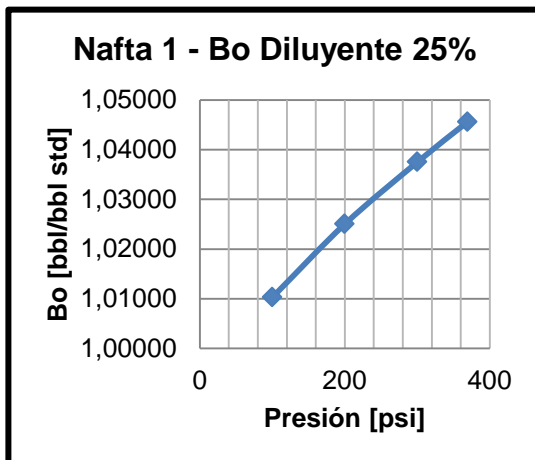
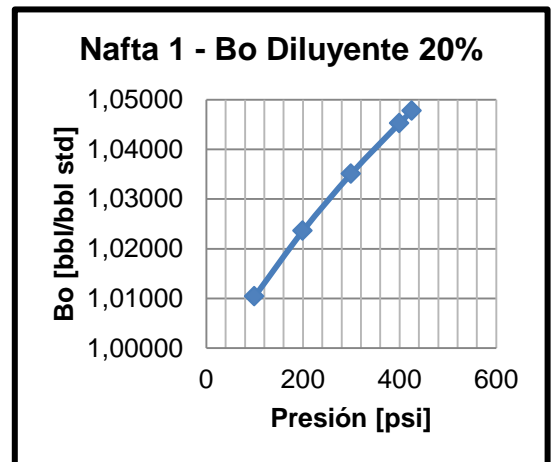
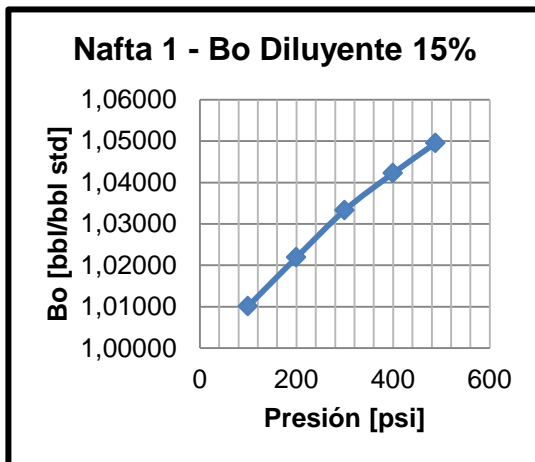
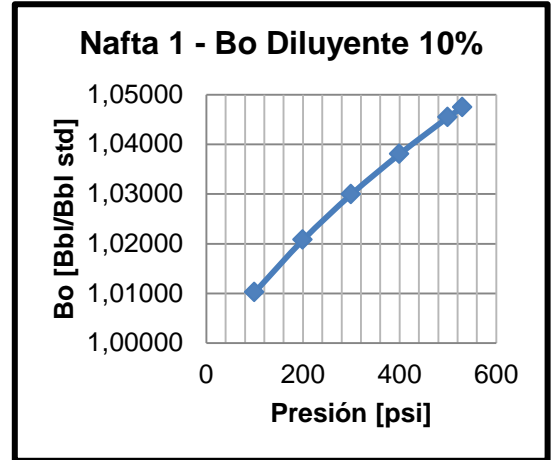
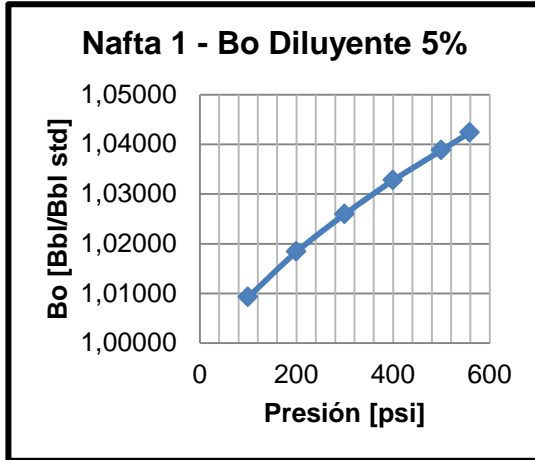


Nafta 2.

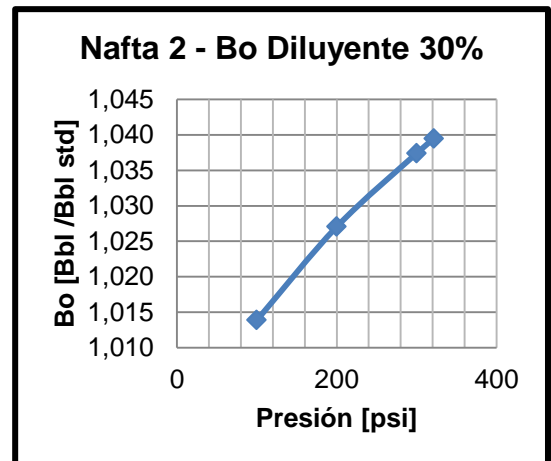
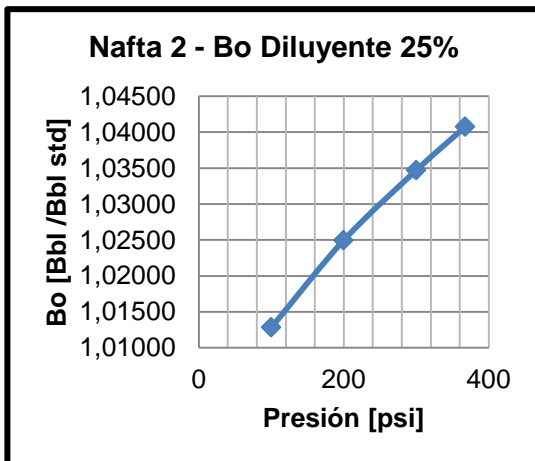
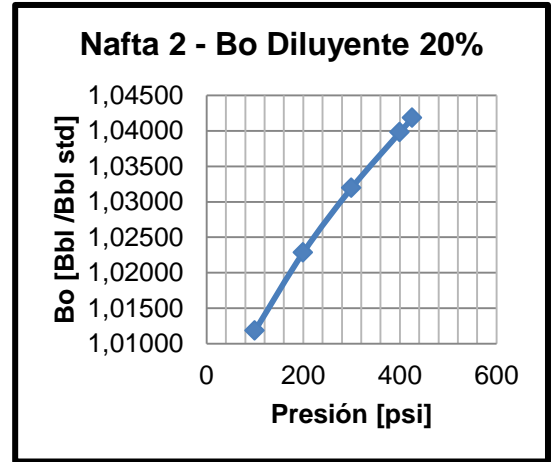
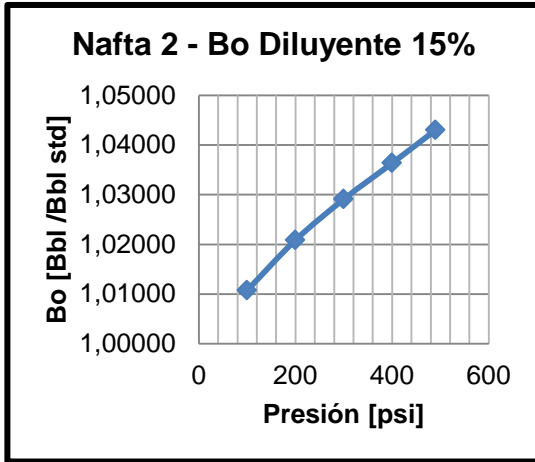
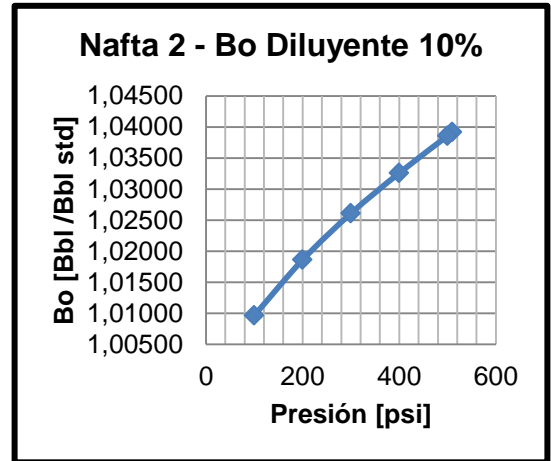
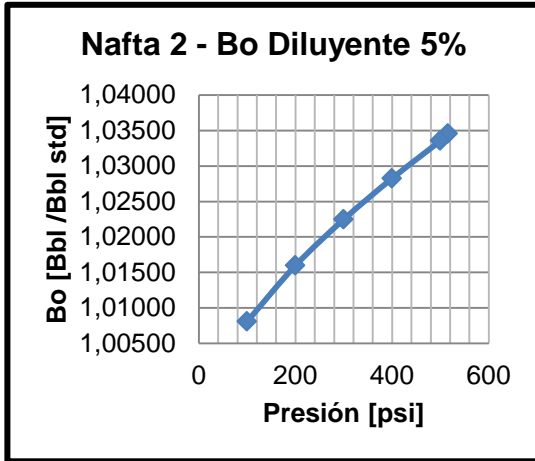


ANEXO H: GRÁFICAS Bo

Nafta 1.

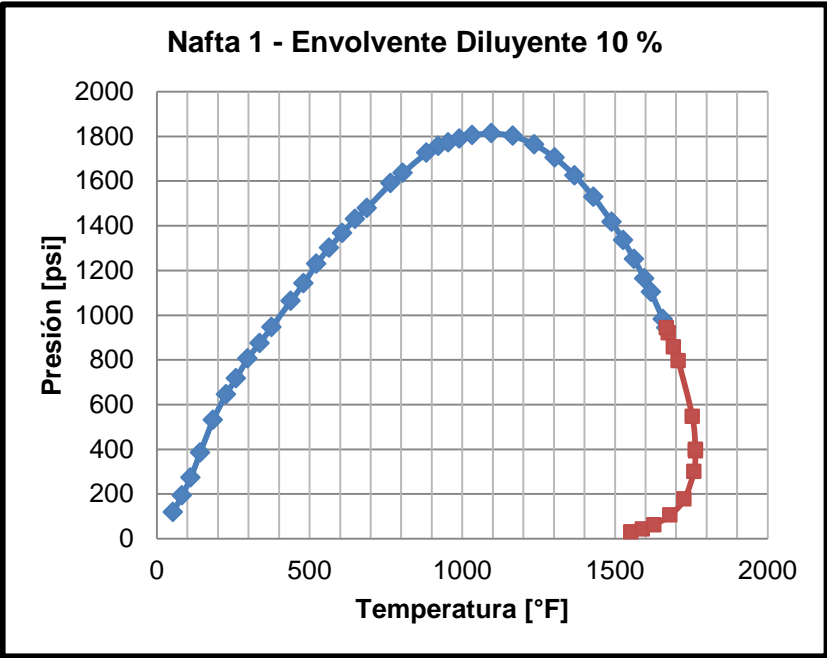
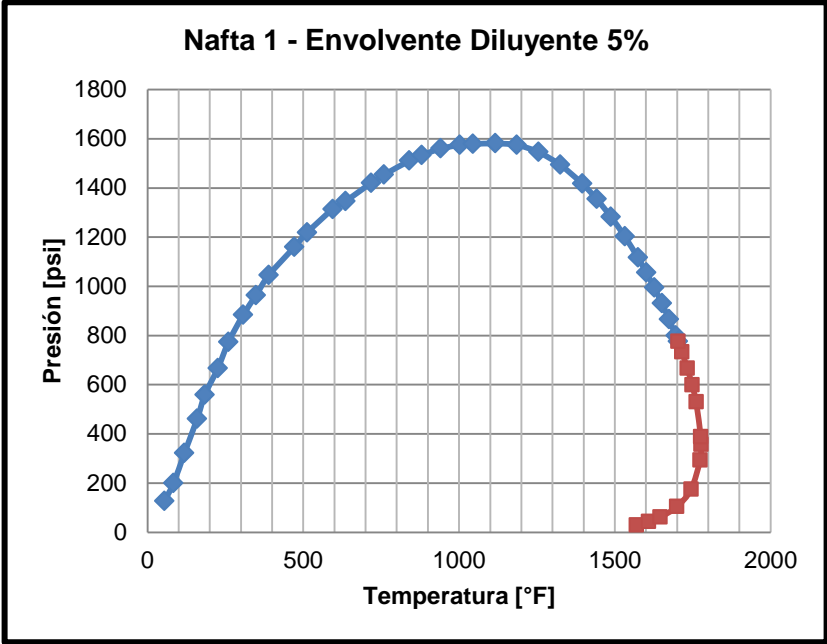


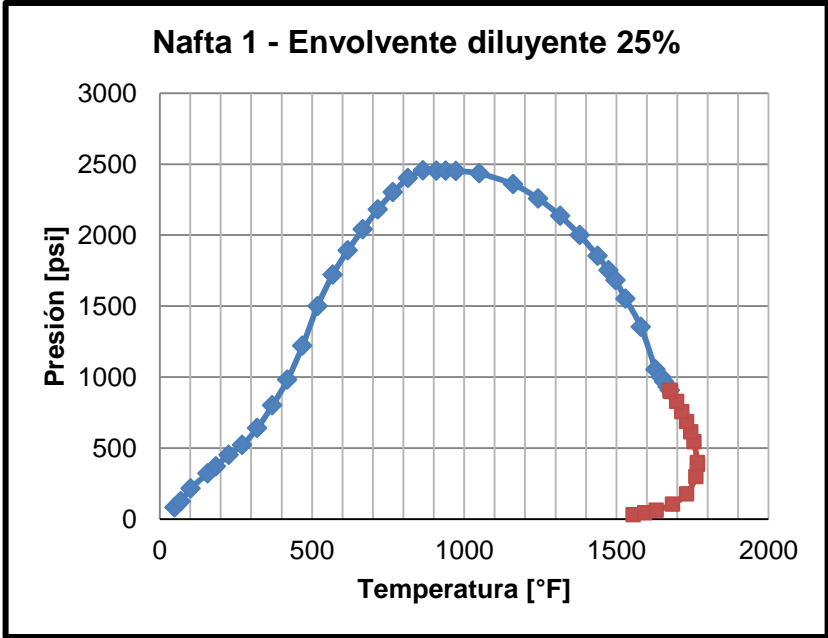
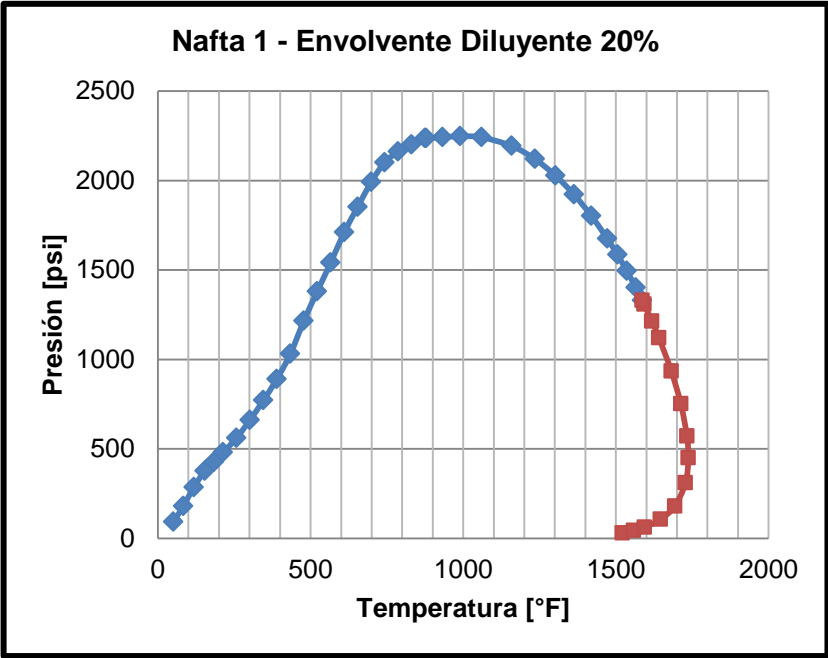
Nafta 2.

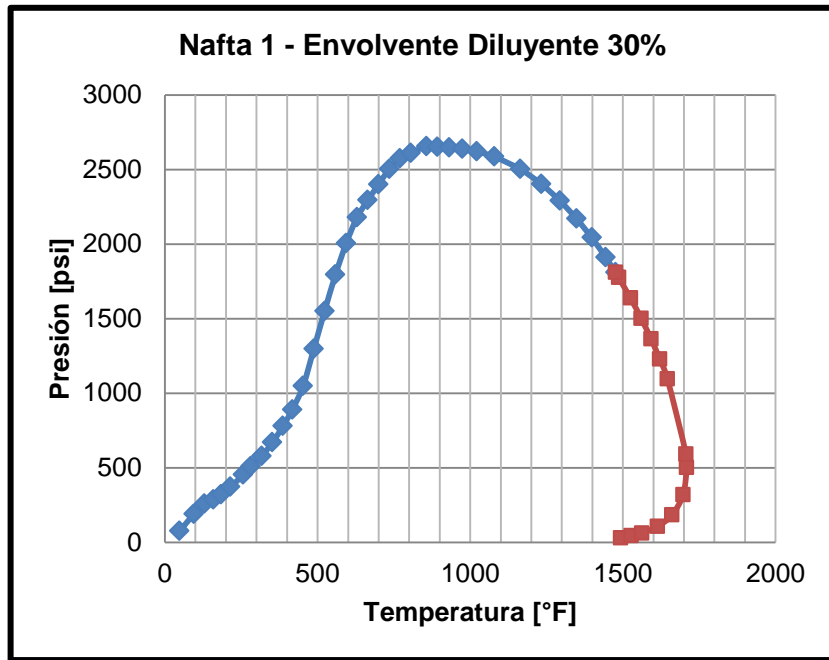


ANEXO I: ENVOLVENTES DE FASES

Nafta 1.







Nafta 2.

