

**EVALUACIÓN DE LA ESTABILIDAD DE ASFALTENOS DURANTE LA
INYECCIÓN DE SOLVENTES MEDIANTE SIMULACIÓN NUMÉRICA.**

**YORDY ANDRÉS SOTO GARNICA
YANETH LILIANA CARMONA BARRERA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2018

**EVALUACIÓN DE LA ESTABILIDAD DE ASFALTENOS DURANTE LA
INYECCIÓN DE SOLVENTES MEDIANTE SIMULACIÓN NUMÉRICA.**

**YORDY ANDRÉS SOTO GARNICA
YANETH LILIANA CARMONA BARRERA**

Trabajo de grado para optar a el título de Ingeniero de Petróleos

**Director
CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ
M.Sc.Ingeniería de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2018

AGRADECIMIENTOS

A DIOS por acompañarnos en este largo camino, siendo nuestra guía y protección, por las bendiciones recibidas día a día y sobre todo por permitirnos alcanzar un logro más en nuestras vidas.

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER, nuestra alma mater, por formarnos como profesionales íntegros capaces de contribuir con una sociedad mejor.

A nuestro director CESAR AUGUSTO PINEDA por sus recomendaciones y consejos en este proceso formativo.

A nuestros PADRES, HERMANOS, FAMILIA Y AMIGOS por su apoyo incondicional, por todos sus esfuerzos, palabras de aliento y abrazos en los momentos indicados.

DEDICATORIA

A mis padres JORGE SOTO Y MIRIAM GARNICA por ser mi ejemplo a seguir,
por permitirme y aportar en cada una de mis metas y por todo su amor y
dedicación.

A mi hermano LEONARDO SOTO por ser mi orgullo, y acompañarme en cada uno
de mis proyectos.

A DIOS porque sin el nada sería posible.

DEDICATORIA

Quiero dedicar este logro a mis padres BETTY BARRERA Y JULIO CARMONA, porque gracias a cada uno de sus esfuerzos hoy sea hace realidad uno de mis más grandes sueños. A ti mami por ser mi guía y orgullo, te amo y espero que la vida me permita recompensarte por tanto, y a ti papi por tu apoyo incondicional.

A ti que me has enseñado a ser perseverante y luchadora y sobretodo que jamás me has abandonado en los momentos difíciles. Tú con tus palabras y entrega has sido fundamental en este sueño, gracias por ser mi compañero de vida, toda mi gratitud y amor para ti siempre CAMILO ANDRES LOPÈZ.

A cada uno de mis hermanos porque siempre han sido mi motor, gracias infinitas por llenarme de amor e innumerables momentos felices.

A ti mi Jacobito porque te convertiste en mi Ángel .

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	18
1. MARCO TEORICO	19
1.1. CRUDO PESADO	19
1.1.1. Asfaltenos.	20
1.1.2. Composición Química y estructura de los asfaltenos.	22
1.1.3. Resinas.	23
1.1.4. Causas de la precipitación de los asfaltenos.	23
1.2. INYECCIÓN DE SOLVENTES.....	25
1.2.1. Tipos de solventes hidrocarburos.	27
1.2.1.1. Propano.	28
1.2.1.2. Butano.....	28
1.3. PROPIEDADES DEL FLUIDO	28
1.3.1. Correlaciones para el cálculo de las propiedades críticas.	28
1.3.1.1. TWU.....	29
1.3.1.2. Lee Kesler	29
1.3.1.3. Riazi Daubert.	29
1.3.2. Correlaciones para el factor acéntrico.	29
1.3.2.1. Edmister (1958).	30
1.3.2.2. Lee y Kesler.	30
1.3.3. Correlaciones para la viscosidad.	30
1.3.3.1. Jossi-Stiel-Thodos.	30
1.3.3.2. Pederson.....	31
1.3.4. Coeficiente de interacción binaria.	32
1.3.4.1. Coeficientes de interacción hidrocarburo-hidrocarburo.....	33
1.4. MODELAMIENTO DE ASFALTENOS	33

1.4.1. Cálculos Flash.	33
1.4.2. Modelo Termodinámico.....	34
1.4.3. Caracterización de los componentes solidos formados.	36
1.5. VAPOUR EXTRACTION (VAPEX)	37
1.5.1. Factores que influyen en el proceso VAPEX.	40
1.5.2. Precipitación de asfaltenos en el proceso VAPEX.....	41
1.5.3. Fenómeno a escala de poro.	44
1.5.5. Ventajas económicas y ambientales,.....	49
1.6. MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE MASA	51
1.6.1. Difusión molecular.	54
1.6.1.1. Métodos Teóricos para predecir la Difusividad.	56
1.6.2. Dispersión.....	58
2. MODELAMIENTO DEL PROCESO MEDIANTE EL SIMULADOR CMG.....	61
2.1. RECOPIACIÓN DE DATOS.....	61
2.1.1. Pruebas de laboratorio.....	62
2.1.1.1. Análisis SARA.....	62
2.2. MODELAMIENTO FLUIDO-ASFÁLTENOS EN EL SIMULADOR CMG WINPROP	63
2.2.1. Caracterización del Crudo.....	64
2.2.1.1. Pseudocomponentes.	64
2.2.1.2. Ajuste Propiedades de los componentes del crudo.	64
2.2.1.3. Coeficientes de Interacción Binaria.....	66
2.2.1.4. Parámetros de regresión.....	66
2.2.1.5. Modelamiento de asfaltenos.	68
2.3. MODELAMIENTO FLUIDO-ASFÁLTENOS EN EL SIMULADOR CMG GEM 71	
2.3.1. Elaboración del enmallado.....	71
2.3.2. Propiedades de la matriz.	72
2.3.3. Propiedades de los componentes.....	73
2.3.4. Propiedades Roca-Fluido.....	73
2.3.6. Creación del modelo VAPEX.	74

3. ANALISIS DE RESULTADOS.....	75
3.1. RESULTADOS DEL PROCESO VAPEX AL INYECTAR SOLVENTES (PROPANO, BUTANO).....	75
3.2. RESULTADOS DEL PROCESO VAPEX AL APLICAR CORRELACIONES DE DIFUSIÓN MOLECULAR.....	79
3.3. RESULTADOS DEL PROCESO VAPEX AL APLICAR MODELO SOLIDO ASFALTÉNICO.....	85
4. CONCLUSIONES	92
5. RECOMENDACIONES.....	93
BIBLIOGRAFÍA.....	94

LISTA DE ILUSTRACIONES

	Pág.
Ilustración 1. Total de reservas de petróleo de mundo (George Brown, 2006).	20
Ilustración 2. Representación esquemática de una molécula de asfalteno. (Mario Alayon, 2004).....	22
Ilustración 3. Representacion esquematica de una molecula de resina (Mario Alayon 2004).....	23
Ilustración 4. Agregación y precipitación de asfaltenos. (A) Asfaltenos en estado coloidal peptizados por las resinas. (B) Por modificaciones fisicoquímicas las resinas comienzan a abandonar al asfalteno. (C) Agregación de asfaltenos. (D) Precipitación de los asfaltenos. (Mario Alayon, 2).	25
Ilustración 5. Solventes hidrocarburos (Informe crudo extrapesado PEMEX, 2011)	27
Ilustración 6. Concepto del proceso VAPEX (S:K: Das, 1998).	38
Ilustración 7. Proceso VAPEX vista longitudinal.	39
Ilustración 8. Efecto de la temperatura al inyectar Propano en la prueba VAPEX (experimento de la universidad de Calgary) (Haghighat y Maini,2013).....	41
Ilustración 9. Mecanismos de transferencia de masa entre el solvente y el crudo (Jhon Leon 2014).....	52
Ilustración 10. Mecanismo del VAPEX Cuthiell y Edmunds 2012.....	53
Ilustración 11. Dispersion convectiva nivel microscopica de un soluto que se mueve en diferentes espacios de poros (Blackwell 1961).	59
Ilustración 12. Resultados experimentales Winprop Viscosidad vs Presión.	68
Ilustración 13. Resultados experimentales Winprop Densidad vs Presión.	68
Ilustración 14 Precipitación de Asfaltenos al inyectar Propano VS Fracción molar del solvente.....	70

Ilustración 15 Precipitación de Asfaltenos al inyectar Butano VS Fracción molar del solvente	71
Ilustración 16. Modelo Base Simulación	72
Ilustración 17. Grafica Curvas de Permeabilidad relativa	73
Ilustración 18. Cámara de vapor en la sección transversal del yacimiento al inyectar Propano.....	76
Ilustración 19. Cámara de vapor en la sección transversal del yacimiento al inyectar Butano	77
Ilustración 20. Producción acumulada VAPEX al inyectar Propano y Butano	78
Ilustración 21. Aplicación de la correlación Sigmund en la cámara de vapor	79
Ilustración 22. Aplicación de la correlación Willke en la cámara de vapor	80
Ilustración 23. Aplicación de una difusividad de $1.8e^{-6}(cm^2/s)$	81
Ilustración 24 Produccion acumulada y factor de recobro a diferentes valores de difusión	82
Ilustración 25. Viscosidad aplicada a diferentes difusividades.....	83
Ilustración 26. Producción acumulada VAPEX con diferentes difusividades	84
Ilustración 27. Aplicación del modelo solido inyectando propano en la cámara de vapor.....	85
Ilustración 28. Aplicación del modelo sólido a una presión de operación de 300 psi.	86
Ilustración 29. Aplicación del modelo sólido a una presión de operación de 650 psi	87
Ilustración 30. Factor de recobro a diferentes presiones de operación.....	88
Ilustración 31. Precipitación de asfáltenos al inyectar propano y butano.....	88
Ilustración 32. Producción acumulada modelo asphalténico.	89
Ilustración 33 Producción acumulada - componentes del crudo	90

LISTA DE ECUACIONES

	Pág.
Ecuación 1. Factor acéntrico.	29
Ecuación 2. Correlación JST.	30
Ecuación 3. Correlación viscosidad de Pederson.	31
Ecuación 4. Coeficiente de interacción binaria Chueh y Prausnitz.	33
Ecuación 5. Fugacidad de un componente precipitante en la fase solida.....	34
Ecuación 6. Fugacidad de un componente precipitante en la fase solida simplificada.	35
Ecuación 7. Fugacidad.	35
Ecuación 8. Relación molar Asfaltenos.....	37
Ecuación 9. Relación Solvente-Aceite.	50
Ecuación 10. Ley de Fick.	54
Ecuación 11. Ecuación Difusividad de segundo orden.	55
Ecuación 12. Ecuación Difusividad de segundo orden simplificada.....	56
Ecuación 13. Correlación de Sigmund.....	56
Ecuación 14. Correlación de Willke.	58

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Estudios aplicados a tecnología VAPEX.....	45
Tabla 2. Componentes del crudo.....	62
Tabla 3. Prueba SARA.....	63
Tabla 4. Conjunto de Pseudocomponentes despues del lumping	64
Tabla 5. Características de los componentes.	66
Tabla 6. Propiedades de matriz.	72
Tabla 7 Condiciones iniciales del modelo.	74
Tabla 8 Cuadro comparativo de producción a diferetens condiciones.....	91

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN DE LA ESTABILIDAD DE ASFALTENOS DURANTE LA INYECCIÓN DE SOLVENTES MEDIANTE SIMULACIÓN NUMÉRICA*

AUTORES: YORDY ANDRÉS SOTO GARNICA
YANETH LILIANA CARMONA BARRERA**

PALABRAS CLAVES: Asfáltenos, VAPEX, Simulación, cámara de vapor, solvente, precipitación

DESCRIPCIÓN:

Este proyecto presenta mediante simulación el comportamiento y los efectos de la precipitación de asfáltenos en la técnica VAPEX, el cual es similar a la técnica SAGD y se diferencian con el fluido a inyectar, SAGD inyecta vapor de agua y VAPEX inyecta solvente hidrocarburo gaseoso.

La precipitación de asfáltenos no es un problema común en un yacimiento pesado, sin embargo, al inyectarse un solvente hidrocarburo liviano en un crudo pesado se creará una cámara de vapor y los asfaltenos caerán hacia el pozo provocando posibles problemas de producción.

El software para la simulación es CMG y se divide en dos partes, representados en la primera parte por la creación del modelo de precipitación de asfaltenos y en la segunda parte por el efecto de la transferencia de masa (difusión y dispersión) entre el solvente y el crudo del yacimiento.

En la primera parte se trabajó con el simulador WinProp de CMG, Winprop generó la caracterización del aceite del yacimiento y el modelo asfalténico. La precipitación de asfaltenos fue modelado según Nghiem el cual usa el modelo sólido. En la segunda parte se utilizó GEM de CMG, este software aplica modelamiento composicional, de vital importancia para conocer detalladamente la interacción entre el solvente y el crudo pesado. La difusión molecular es la principal responsable de disminuir la viscosidad del aceite, por lo tanto se aplicaron correlaciones para obtener buenos resultados.

Finalmente fue posible comprobar la presencia de la precipitación de asfaltenos que es mas notable cuando existe una presencia significativa de solvente condensado, al igual la inyección de butano presentó una tasa de producción menor, sin embargo sus efectos de precipitación fueron menores. Otros cambios operacionales como la presión de operación fueron significativos para la precipitación de asfaltenos, a mayores valores de presiones de inyección habrá mayor cantidad de precipitados.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: César Augusto Pineda Gómez

ABSTRACT

TITLE: ASSESSMENT OF ASPHALTEN STABILITY DURING THE INJECTION OF SOLVENTS THROUGH NUMERICAL SIMULATION*

AUTHORS: YORDY ANDRÉS SOTO GARNICA
YANETH LILIANA CARMONA BARRERA**

KEYWORDS: Asphaltenes, VAPEX, Simulation, Steam Chamber, molecular diffusion

DESCRIPTION:

This project simulates the behavior and effects of asphaltenes precipitation in the VAPEX technique, which is similar to the SAGD process and whose difference lies in the fluid to be injected, SAGD injects steam water and VAPEX injects hydrocarbon solvent in gas.

asphaltenes precipitation isn't a common problem in a heavy oil field, however, when injecting a light hydrocarbon solvent into a heavy crude a vapor chamber will be created and the asphaltenes will fall into the well causing potential production problems.

The software used in the simulation is CMG and is divided into two parts, the first part being the creation of the asphaltene precipitation model and in the second part the effect of mass transfer (diffusion and dispersion) between solvent and crude of the reservoir..

the first part of the thesis we worked on CMG WinProp simulator, Winprop realized the asphaltenic model and well's oil the characterization . The precipitation of asphaltenes was modeled in accordance with Nghiem which uses the solid model, this software applies compositional modeling, which is of vital importance in order to know in detail the interaction between solvent and heavy crude. Molecular diffusion is mainly responsible for decreasing the viscosity of the oil, therefore correlations were applied to obtain good results.

Finally, it was possible to verify the presence of asphaltene precipitation which is much more noticeable when there is a significant presence of condensed solvent, as well as the butane injection presented a production rate lower than that presented by the propane solvent, however its effects of precipitation were less. Another operational changes such as operating pressure were significant for the asphaltenes precipitation, at higher values of injection pressures there will be more precipitates.

* Degree work

** Faculty of Physical-Chemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Director: César Augusto Pineda Gómez

INTRODUCCION

La industria de Los hidrocarburos en Colombia ha comenzado a interesarse en el estudio de métodos de recobro que involucren crudos viscosos y pesados, que son difíciles y costosos de extraer y refinar; debido a que buena parte de nuestras reservas pertenecen a estos hidrocarburos 12 millones BEP (PEÑUELA 2017) y es por esto que cada día se hace más importante ahondar más el tema, para comprender y aplicar nuevas técnicas que contribuyan a mejorar nuestra producción.

Estos hidrocarburos representan un papel muy importante en el futuro de la industria petrolera pero también traen consigo riesgos y problemas operacionales al modificar las propiedades del fluido como la temperatura, presión y composición, uno de ellos es la precipitación de asfáltenos que pueden conllevar a la obstrucción de pozos, el daño de las líneas de superficie y las formaciones en el subsuelo.

Con el presente trabajo se busca evaluar la precipitación de asfáltenos en un crudo pesado usando la técnica de recobro mejorado VAPEX, el cual es un método no térmico, que emplea inyección de solventes hidrocarburos buscando disminuir la viscosidad del crudo para así mejorar la calidad de este y facilitar su extracción, mediante CMG GEM que brinda un análisis detallado tanto de la deposición de asfaltenos como del comportamiento difusivo.

En el primer capítulo se informará acerca de los conceptos necesarios para el correcto desarrollo de la simulación. En el capítulo 2 se mostrarán los datos del crudo y yacimiento y su respectivo modelado. Posteriormente en el tercer capítulo se analizarán los resultados obtenidos de la simulación, tales como solventes a inyectar, presiones de operación utilizados, correlaciones de difusión y precipitados asfálticos. Y para finalizar se concluirá.

1. MARCO TEORICO

1.1. CRUDO PESADO

El crudo pesado es definido como petróleo líquido menor a 20 ° API o más de 200cp de viscosidad a condiciones de yacimiento. La mayor parte de los recursos de petróleo del mundo corresponde a hidrocarburos viscosos y pesados, que son difíciles y caros de producir y refinar. Por lo general, mientras más pesado o denso es el petróleo crudo, menor es su valor económico. Las fracciones de crudo más livianas y menos densas, derivadas del proceso de destilación simple, son las más valiosas. Los crudos pesados tienden a poseer mayores concentraciones de metales y otros elementos, lo que exige más esfuerzos y erogaciones para la extracción de productos utilizables y la disposición final de los residuos.¹

Con la gran demanda y los altos precios del petróleo, y estando en declinación la producción de la mayoría de los yacimientos de petróleo convencionales, la atención de la industria en muchos lugares del mundo se está desplazando hacia la explotación de petróleo pesado.

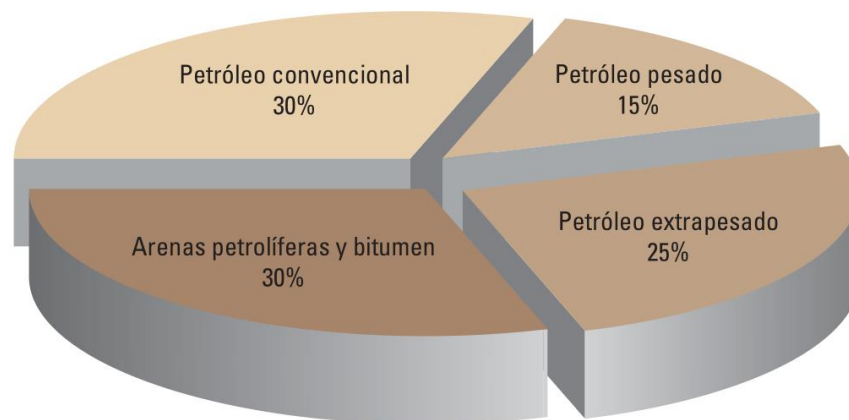
Si bien la densidad del petróleo es importante para evaluar el valor del recurso y estimar el rendimiento y los costos de refinación, la propiedad del fluido que más afecta la producibilidad y la recuperación es la viscosidad del petróleo. Cuanto más viscoso es el petróleo, más difícil resulta producirlo. No existe ninguna relación estándar entre densidad y viscosidad, pero los términos “pesado” y “viscoso” tienden a utilizarse en forma indistinta para describir los petróleos pesados, porque los petróleos pesados tienden a ser más viscosos que los petróleos convencionales. El

¹ Oilfield Review. La importancia del crudo pesado. Alberta, Canadá, 2006.

total de recursos de petróleo del mundo es de aproximadamente 9 a 13 x 10¹² (trillones) de barriles [1.4 a 2.1 trillones de m³]. Como lo representa la figura el petróleo convencional representa sólo un 30% aproximadamente de ese total, correspondiendo el resto a petróleo pesado, extrapesado y bitumen.

El petróleo pesado promete desempeñar un rol muy importante en el futuro de la industria petrolera y muchos países están tendiendo a incrementar su producción, revisar las estimaciones de reservas, comprobar las nuevas tecnologías e invertir en infraestructura, para asegurarse de no dejar atrás sus recursos de petróleo pesado.²

Ilustración 1. Total de reservas de petróleo de mundo (George Brown, 2006).



1.1.1. Asfaltenos. Los asfaltenos son una clase de componentes de los hidrocarburos. Los fluidos de hidrocarburos naturales son compuestos que abarcan un rango de composiciones desde el gas natural seco hasta el alquitrán. A lo largo de ese rango, la densidad y la viscosidad aumentan significativamente y el color cambia de marrón claro a marrón oscuro, conforme se incrementa el contenido de

² SANDOVAL, Maria Isabel; CAMACHO, Jeffrey David. Evaluación Del Proceso De Inyección Alterna De Vapor Y Solvente (Sas) Para El Incremento De La Producción De Crudo Extrapesado Mediante Simulación Numérica. Bucaramanga, Universidad Industrial de Santander, 2015

asfaltenos de 0 a casi 20%, ciertas propiedades de los asfaltenos se conocen desde antes de la perforación de los primeros pozos comerciales de petróleo. El término se originó en 1837 cuando J.B. Boussingault definió a los asfaltenos como el residuo de la destilación del bitumen: insoluble en alcohol y soluble en trementina.

La definición que se utiliza actualmente es similar: insoluble en n-alcanos, tales como el n-pentano o el n-heptano, y soluble en tolueno. Los asfaltenos obtenidos de esta manera son sólidos friables, de color oscuro, con una densidad de aproximadamente 1.2 g/cm. Además son infusibles, lo que significa que no poseen un punto de fusión definido, pero se descomponen frente al calor, dejando un residuo carbonoso.

Las variaciones de las propiedades de los fluidos que tienen lugar comúnmente durante la producción de petróleo, tales como los cambios producidos en la presión, la temperatura y la composición, pueden precipitar los asfaltenos. Pequeñas cantidades de asfaltenos pueden adherirse a los granos de las formaciones, las bombas, los tubulares, las válvulas de seguridad y las líneas de flujo sin perturbar el flujo; sin embargo, los depósitos de gran espesor pueden producir la interrupción de la producción. La optimización de la producción requiere, en este caso, el conocimiento de la composición del petróleo y de las condiciones bajo las cuales sus asfaltenos se mantendrán en solución.

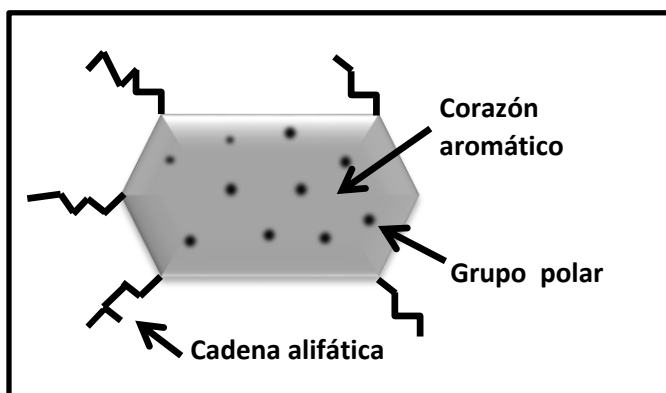
La sola presencia de asfaltenos en un petróleo crudo no es indicio de la existencia de problemas de producción asociados con la presencia de asfaltenos. Los petróleos pesados, aquellos que poseen las mayores concentraciones de asfaltenos, suelen mantenerse estables durante la producción, y no contribuyen a taponar el pozo. Los problemas de precipitación de asfaltenos son más comunes en los petróleos más livianos que contienen cantidades menores de asfaltenos y se

encuentran en yacimientos cuyas presiones son muy superiores a la del punto de burbujeo.³

1.1.2. Composición Química y estructura de los asfaltenos. La estructura de los asfaltenos es muy variada y depende del crudo del cual proviene. Se caracterizan por ser de tipo polar, de estructura amorfa y de formula empírica promedio $C_{74}H_{87}NS_2O$.⁴

Es difícil determinar el peso molecular de un asfalteno debido a la asociación de las moléculas individuales. Las micelas de asfalteno se aglomeran en forma de partículas ramificadas debido al precipitante introducido. Incluso en soluciones diluidas, los asfaltenos tienden asociarse. Es por esto que, los resultados de las mediciones de los pesos moleculares de asfaltenos aglomerados son muy diferentes al peso molecular de un solo asfalteno. Sin embargo, el peso molecular se piensa que está entre un rango de (1000-50000 Kg/Kg mol).

Ilustración 2. Representación esquemática de una molécula de asfalteno. (Mario Alayon, 2004).



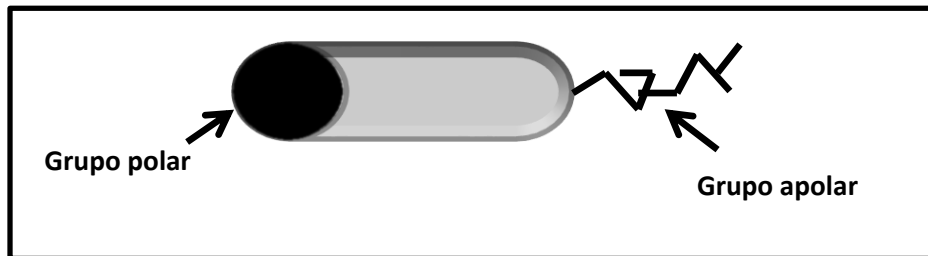
³ Oilfield Review. Las asfaltenos: Problemáticos pero ricos en potencial. Alberta, Canadá, 2007.

⁴ DELGADO Gregorio José., ASFALTENOS, Composición, Agregación, Precipitación, Laboratorio FIRP, Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andes Mérida Venezuela, 2006.

1.1.3. Resinas. Al hacer referencia de los asfáltenos se hace necesario considerar a las resinas, ya que el comportamiento de los asfáltenos depende mucho de la presencia de estas.

Las resinas comprenden aquella fracción que se solubiliza cuando el petróleo o bitumen se disuelve en un n-alcano, pero se absorbe en un material activo superficialmente. Las resinas son oscuras, semisólidas, muy adhesivas, de peso molecular alto, y su composición depende del precipitante empleado.⁵

Ilustración 3. Representación esquemática de una molécula de resina (Mario Alayon 2004).



1.1.4. Causas de la precipitación de los asfaltenos. Es importante resaltar que la floculación y la precipitación de asfaltenos son dos fenómenos separados. Es posible que bajo ciertas condiciones ocurra una floculación sin que ello de lugar a que las partículas floculadas precipiten, y forme depósitos en la superficie.⁶

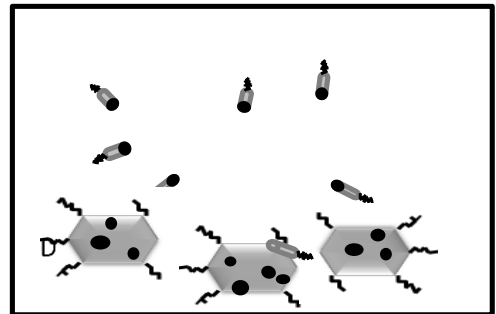
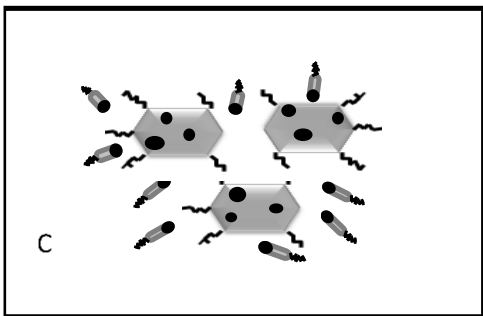
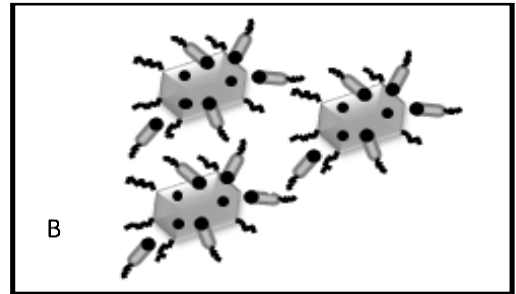
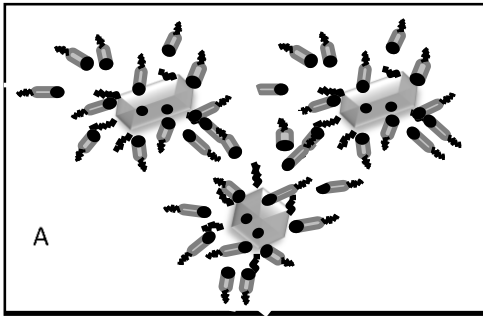
Entre las principales causas señaladas en la literatura como responsables de la floculación y la precipitación de los asfaltenos a nivel de medio poroso se tiene:

⁵ ALAYON, Mario. Asfaltenos Ocurrencia y Floculación. Mérida, Venezuela, Universidad de los Andes, 2004.

⁶ PEDROZA T., CALDERÓN G Y RICO A., Precipitación de asfaltenos durante la explotación de yacimientos en Venezuela. Fase IV: Efectos de la precipitación de asfaltenos sobre las propiedades de la roca. Informe Técnico, PDVSA – INTEVEP, Venezuela. 1994.

- La variación de la solubilidad de asfaltenos en un crudo, por unidad de caída de presión en el caso de crudo livianos sub saturados ($P > P_b$) es mucho mayor que en el caso de los crudo pesados, los cuales generalmente están saturados ($P = P_b$) este efecto explica por que en mucho yacimientos de crudos livianos con contenidos de asfaltenos apenas cuantificables, los problemas de precipitación de asfaltenos son serios mientras que ciertos yacimientos de crudos pesados con contenidos de hasta 16% de asfaltenos, jamás han presentado evidencias de este tipo de problemas.
- El efecto de la temperatura es contradictorio. En ciertos crudos su aumento parece favorecer la dispersión de los asfaltenos, mientras que en otros ocurre una disminución de su solubilidad. Esta inestabilidad se cree que es debida a la disociación de las interacciones resina-asfaltenos. En general no se puede generalizar sobre esta dependencia.
- En resumen y siguiendo el enfoque del modelo coloidal, la adición de un agente floculante (parafinas, gases miscibles, CO_2), cambios en la presión o la temperatura, la ocurrencia de algún cambio de composición del crudo o la generación de un potencial eléctrico o de un esfuerzo mecánico, hará que la capa protectora de resina se rompa, lo que inducirá a las partículas de asfaltenos a agregarse entre ellas, produciéndose así la floculación y, posiblemente, la precipitación de estos agregados.

Ilustración 4. Agregación y precipitación de asfaltenos. (A) Asfaltenos en estado coloidal peptizados por las resinas. (B) Por modificaciones fisicoquímicas las resinas comienzan a abandonar al asfalto. (C) Agregación de asfaltenos. (D) Precipitación de los asfaltenos. (Mario Alayón, 2).



1.2. INYECCIÓN DE SOLVENTES

Los solventes son compuestos utilizados para disolver otras sustancias comúnmente a condiciones normales de presión y temperatura

En el método de inyección de solventes se tienen como principales funciones de recobro: La extracción, disolución, vaporización, solubilización, condensación y otros mecanismos de recobro muy importantes como la reducción de la tensión

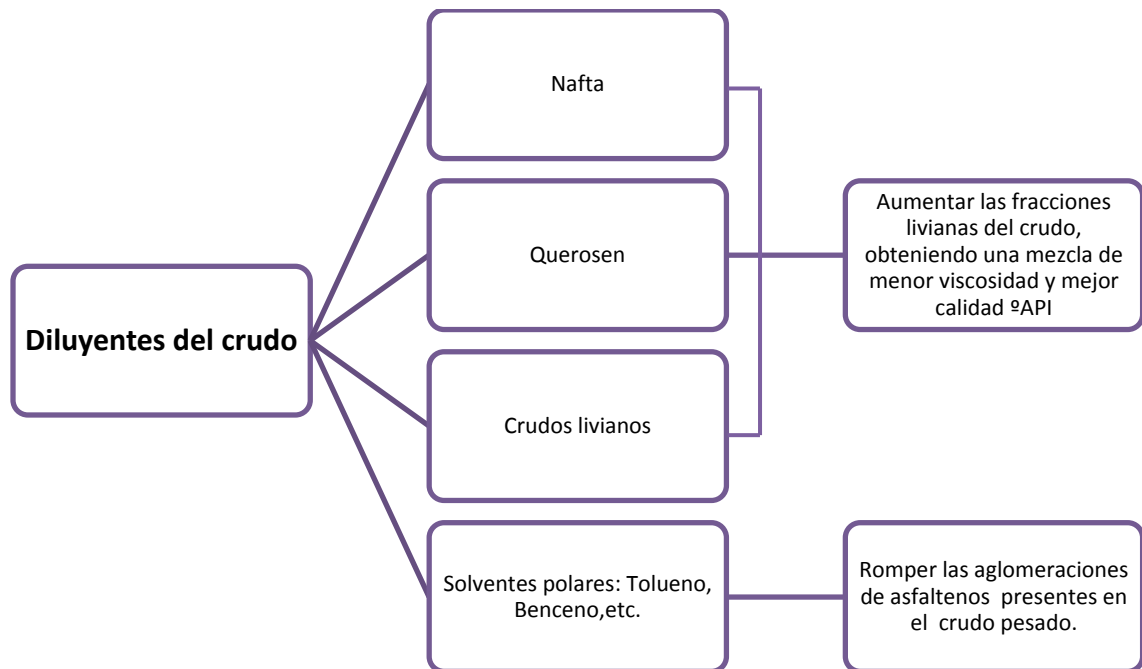
interfacial, reducción de la viscosidad, el hinchamiento del petróleo y el empuje por gas en solución, pero el mecanismo primario es la extracción. Esta puede lograrse con muchos fluidos como: alcoholes orgánicos, cetonas, hidrocarburos refinados, gas condensado del petróleo, gas natural y gas natural licuado, dióxido de carbono, aire, nitrógeno, gases de combustión y otros.

La inyección de solventes consiste generalmente en inyectar un hidrocarburo o derivado de alta gravedad API en el pozo, para que entre en contacto con el hidrocarburo de baja gravedad API que está en el yacimiento. El objetivo más importante de la inyección de diluyente es disminuir la viscosidad, para mejorar el flujo del crudo producido. La viscosidad se reduce si el diluyente se inyecta a una tasa adecuada, la cual es normalmente de entre el 20% y 30% de la producción de crudo. Por supuesto, si el sistema opera con una menor viscosidad, el tamaño de los equipos y los requisitos de potencia se verán reducidos, así como un incremento en la vida útil de la bomba en fondo.⁷

⁷ PARIS DE FERRER, Magdalena. Inyección de agua y gas en yacimientos petrolíferos. Maracaibo, Venezuela. 2001.

1.2.1. Tipos de solventes hidrocarburos.

Ilustración 5. Solventes hidrocarburos (Informe crudo extrapesado PEMEX, 2011)



Los diluyentes deben ser compatibles con los crudos, por lo cual se busca que sean preferiblemente de alto contenido aromático, ya que son más efectivos para debilitar los enlaces intermoleculares y disminuir la viscosidad. Para la selección del solvente se deben tener en cuenta factores como:⁸

- Propiedades del crudo extrapesado y del yacimiento.
- Compatibilidad del diluyente con la formación productora y los fluidos presentes.
- Calidad (°API) que se busca de la mezcla resultante diluyente-crudo.

⁸ PEMEX. Informe de alternativas tecnológicas sobre aseguramiento de flujo para crudo pesado y extra pesado. México, 2011.

- Disponibilidad, volumen y costos del solvente.

En la inyección VAPEX sólo es recomendable la inyección de crudos livianos vaporizados. (Propano, Butano o Mezcla de Hidrocarburos livianos).

1.2.1.1. Propano. A condiciones estándar se encuentra en la fase gaseosa, es un gas incoloro e inodoro. Pertenece a los hidrocarburos alifáticos con enlaces simples de carbono, conocidos como alcanos. Su fórmula química es C_3H_8 .

1.2.1.2. Butano. También llamado n-butano o i-butano, es un hidrocarburo saturado, parafínico o alifático, inflamable, gaseoso que se licúa a presión atmosférica a $-0,5\text{ }^{\circ}C$, formado por cuatro átomos de carbono y por diez de hidrógeno, cuya fórmula química es C_4H_{10} .

1.3. PROPIEDADES DEL FLUIDO

1.3.1. Correlaciones para el cálculo de las propiedades críticas. Las propiedades críticas son el conjunto de condiciones físicas de presión, temperatura y volumen, a las cuales la densidad y otras propiedades del líquido y gas se vuelven idénticas, es decir, es un punto a una presión y temperatura dada donde físicamente no puede diferenciarse si se trata de gas o líquido. Estas propiedades críticas son únicas (una sola presión, una sola temperatura) para una sustancia dada y se requiere para la determinación de otras propiedades de la sustancia.

Las constantes críticas para cada componente son determinadas usando correlaciones de propiedades críticas.⁹

⁹ VEGA M. Sandra y MARTÍNEZ Julieth. Análisis y desarrollo de modelos de fluidos asociados a la simulación numérica de procesos de combustión in situ. tesis de pregrado, Bucaramanga, Universidad Industrial de Santander, 2012.

1.3.1.1. TWU. El método TWU (1984) es el más complejo hasta ahora. Este método supone una aproximación teórica donde los pesos moleculares son predichos basados en una desviación del peso molecular de un n-alcános en el mismo punto de ebullición. Se realizan regresiones a los datos experimentales para así determinar ciertas constantes.

1.3.1.2. Lee Kesler . Basado en un análisis de regresiones de datos de hidrocarburos con pesos moleculares entre 60 y 650 carbonos; Este método parece estar en la misma vía de los valores previstos por el método API (1964) para calcular el Punto burbuja normal (NBP) a aproximadamente 1000°F después de que Lee-Kesler los estima ligeramente inferiores.

1.3.1.3. Riazi Daubert. La ecuación asume ciertas formas características (*La multiplicación de dos funciones claves*) y luego el cálculo de constantes de ajuste. Esta ecuación también parece predecir menores pesos moleculares de los hidrocarburos pesados que otros procedimientos.

1.3.2. Correlaciones para el factor acéntrico. El factor acéntrico representa la excentricidad o no-esfericidad de una molécula, además de ser una constante física muy importante usada en el cálculo de propiedades físicas de sustancias puras como de mezclas. El cálculo de esta constante en parámetros generales esta descrita por: ¹⁰

Ecuación 1. Factor acéntrico.

$$W = -\text{Log}(Pvp)r | tr$$

¹⁰ Winprop User Guide, Phase-Behaviour & Fluid Property Program. Version 2014. Computer Modelling Group, Ltd.

1.3.2.1. Edmister (1958). Este método propone una ecuación para correlacionar el factor acéntrico con el punto normal de ebullición y las constantes críticas a partir de dos puntos experimentales que generaran las constantes A y B. Este método es bastante robusto, sin embargo, es de menor desviación estándar al realizar pruebas con los otros métodos, por tanto genera mayor seguridad comparado con el método *Lee-Kesler* en términos de extrapolación para nuevos componentes.

1.3.2.2. Lee y Kesler. Lee y Kesler plantean su método muy similar al de Edmister la diferencia radica en la función F(1) y F(2) creada por ellos, que se encuentra en función de la temperatura reducida.

Edmister y Lee- Kesler, son los dos más comúnmente usados dado su amplio rango de componentes y que las propiedades requeridas para el factor acéntrico son datos suministrados a partir de correlaciones para el cálculo de propiedades críticas.

1.3.3. Correlaciones para la viscosidad. A continuación se analizarán dos posibles correlaciones para calcular la viscosidad: la correlación de Jossi, Stiel y Thodos (JST) como se describe en Reid et al. (1977), y la correlación de estados correspondiente de Pedersen tal como se presenta en Pedersen et al. (1984) y Pedersen y Fredenslund (1987). Las viscosidades de las fases líquida y vapor se calculan con la misma correlación. ¹¹

1.3.3.1. Jossi-Stiel-Thodos. La correlación JST determina la viscosidad de la mezcla a partir de la viscosidad a baja presión de acuerdo con la siguiente función:

Ecuación 2. Correlación JST.

$$[(\mu - \mu^*)\xi + 10^{-4}]^{0.25} = a_0 + a_1\rho_r + a_2\rho_r^2 + a_3\rho_r^3 + a_4\rho_r^4$$

Donde:

¹¹ AHMED, T.: Hydrocarbon Phase Behavior, Gulf Publishing Company, Houston, 1989.

μ = Viscosidad del aceite en cP o MPa-s

μ^* = Viscosidad a baja presión en cP o MPa-s

$\xi = T_c^{1/6} M^{-1/2} P_c^{-2/3}$ donde T_c está en K y P_c está en atm

ρ_r = Densidad molar reducida, $\rho/\rho_c = v_c/v$

El método JsT depende en gran medida de la densidad de la mezcla predicha por la ecuación de estado. Por lo tanto, usar la correlación JsT quizás resulte en grandes errores si las densidades de fase son incorrectas. Es recomendado que las EOs estén calibrados con los datos volumétricos antes de predecir viscosidades con la correlación JsT.

1.3.3.2. Pederson. La correlación de viscosidad Pederson usa el principio de estados correspondientes para calcular la viscosidad de un componente o mezcla, conociendo la viscosidad de una sustancia de referencia a las mismas condiciones de presión y temperatura reducidas. La viscosidad de la mezcla e calculada de acuerdo a la siguiente ecuación:

Ecuación 3. Correlación viscosidad de Pederson.

$$\frac{\mu_{mix}(P, T)}{\mu_o(P_o, T_o)} = \left(\frac{T_{c,mix}}{T_{c,o}} \right)^{-1/6} \left(\frac{P_{c,mix}}{P_{c,o}} \right)^{2/3} \left(\frac{MW_{mix}}{MW_o} \right)^{1/2} \left(\frac{\alpha_{mix}}{\alpha_o} \right)$$

Donde:

μ = Viscosidad

T_c = Temperatura Critica

P_c = Presión Crítica

MW = Peso molecular

α = Coeficiente de acoplamiento rotacional

El subíndice “mix” se refiere a propiedad de la mezcla, y el subíndice “o” se refiere a la propiedad de referencia. La sustancia de referencia en el modelo de Pederson es el Metano.

Dos diferentes versiones de la correlación de Pedersen pueden ser elegidos. Uno de ellos es el Pedersen Modificado (1987) usa una modificación de la ecuación de la viscosidad del metano descrita en Pedersen y Fredenslund (1987). Esta modificación muestra resultados mejorados para mezcla de viscosidades aproximadamente hasta 10 cP. Cada modificación tiene un grupo de coeficiente por defecto. Estos coeficientes pueden ser modificados durante la regresión para calibrar datos experimentales de viscosidad.

1.3.4. Coeficiente de interacción binaria. Se introducen coeficientes de interacción (δ_{ij}) para explicar la interacción molecular entre moléculas disimilares. Sus valores se obtienen generalmente ajustando las presiones de saturación previstas a los datos experimentales. El coeficiente de interacción binaria es un factor de corrección determinado empíricamente, es decir, no posee una base teórica. Este coeficiente está diseñado para caracterizar cualquier sistema binario formado por el componente i y componente j en la mezcla de hidrocarburos. Este parámetro se aplica para vencer las deficiencias en el teorema de estados correspondientes o el modelo básico (ecuación de estado). Se caracterizan por las siguientes propiedades: ¹²

- La interacción entre los componentes de hidrocarburos aumenta a medida que la diferencia relativa entre sus pesos moleculares aumenta: $k_{i,j+1} > k_{i,j}$.
- Los componentes de hidrocarburos con el mismo peso molecular tienen un coeficiente de interacción binaria de cero: $k_{i,i}=0$
- La matriz de coeficientes interacción binaria es simétrica: $K_{j,i}=K_{i,j}$.

¹² Winprop User Guide, Phase-Behaviour & Fluid Property Program. Version 2014. Computer Modelling Group, Ltd.

1.3.4.1. Coeficientes de interacción hidrocarburo-hidrocarburo. Los coeficientes de interacción entre hidrocarburos son calculados a partir de la ecuación de Chueh y Prausnitz (Chueh et al. 1968)

Ecuación 4. Coeficiente de interacción binaria Chueh y Prausnitz.

$$\delta_{ij} = 1 - \left(\frac{2v_{ci}^{1/6} v_{cj}^{1/6}}{v_{ci}^{1/3} + v_{cj}^{1/3}} \right)^\theta$$

Donde v_{ci} es el volumen crítico del componente i , y θ es el exponente coeficiente de interacción hc-hc. Se ha demostrado que un valor inferior de 1,2 proporciona un buen valor de los coeficientes de interacción parafina - parafina de Oellrich et al (1981). Sin embargo, se recomienda que este valor se obtenga haciendo coincidir los datos experimentales.

1.4. MODELAMIENTO DE ASFALTENOS

1.4.1. Cálculos Flash. Los cálculos flash determinan la división de un sistema a una presión, temperatura y composición dada. El número de fases y las propiedades para cada fase son calculados. WinProp puede realizar varios tipos de cálculos flash: ¹⁴

- Dos fases Vapor-Líquido
- Tres fases Vapor-Líquido1-Líquido2
- Tres fases Vapor-Líquido-Acuoso
- Cálculos flash de cuatro fases (Solo fases fluidas)
- Cálculos flash multifásico con una fase sólida
- Cálculos flash Isentálpicos

A continuación, se presentará más detalladamente los “Cálculos flash multifásicos con una fase sólida” el cual representa en mejor medida a los asfaltenos, para explicar el modelo que se trabajará se requiere primero conocer el concepto de fugacidad y posteriormente su caracterización.

1.4.2. Modelo Termodinámico. La precipitación de asfaltenos es modelado usando una calculación flash multifásica el cual el fluido es descrito con una ecuación de estado y las fugacidades de componentes en la fase sólida son predichos usando el modelo sólido descrito a continuación. El modelo sólido considera el asfalteno como una sola fase densa y supone que los componentes más pesados del petróleo crudo se pueden dividir en componentes precipitantes y no precipitantes. Se supone que los componentes precipitantes son asfaltenos. La fase sólida puede consistir de uno o mas componentes. El enfoque para modelar asfaltenos es descrito en detalle en Nghiem et al. (1993, 1996) y Kohse et al. (2000). La fase precipitada es representada como una mezcla ideal de componentes sólidos. La fugacidad de un componente precipitante en la fase sólida es: ¹³

Ecuación 5. Fugacidad de un componente precipitante en la fase solida.

$$\ln f_s = \ln f_s^* + \frac{v_s}{R} \left[\frac{p - p_{tp}}{T} - \frac{p^* - p_{tp}}{T^*} \right] - \frac{\Delta H_{tp}}{R} \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{T^*} \right] - \frac{\Delta H_{tp}}{R} \left[\ln \left(\frac{T^*}{T} \right) - T_{tp} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^*} \right) \right]$$

Donde f_s es la fugacidad a presión p y temperatura T , f_s^* es la fugacidad a presión p^* y temperatura T^* , v_s es la fase sólida del volumen molar del componente, ΔC_p es la diferencia de la capacidad calorífica liquido-sólido, ΔH_{tp} es el calor de fusión al punto triple, p_{tp} y T_{tp} son la presión y temperatura en el punto triple, y R es la constante de gas universal.

Para predicciones isotérmicas, esta ecuación puede ser simplificada a:

¹³ Winprop User Guide, Phase-Behaviour & Fluid Property Program. Version 2014. Computer Modelling Group, Ltd.

Ecuación 6. Fugacidad de un componente precipitante en la fase sólida simplificada.

$$\ln f_s = \ln f_s^* + \frac{v_s(p - p^*)}{RT}$$

Donde f_s^* se denomina fugacidad de referencia, en las condiciones de referencia p_o , T_o . V_s es el volumen molar del sólido. La fugacidad de referencia se fija generalmente igual a la fugacidad del componente precipitante calculado por la ecuación de estado a una presión de inicio de precipitación de asfaltenos determinada experimentalmente para una temperatura dada. Esto asegura que el modelo predecirá la presión de inicio correcta. En otras condiciones de presión, la fugacidad del componente sólido en la fase sólida se compara con la fugacidad del componente sólido en la fase líquida según lo predicho por las ecuaciones de estado, si la fugacidad del componente sólido en la fase sólida es menor entonces precipitará el asfaltenos.

Fugacidad. La fugacidad f es una medida de la energía molar de Gibbs de un gas real. Es evidente a partir de la definición que la fugacidad tiene las unidades de presión; De hecho, la fugacidad puede considerarse como una presión de vapor modificada para representar correctamente la tendencia de escape de las moléculas de una fase a la otra. En una forma matemática, la fugacidad de un componente puro se define por la siguiente expresión:

Ecuación 7. Fugacidad.

$$f = p \exp \left[\int_o^p \left(\frac{Z - 1}{p} \right) dp \right]$$

Donde

f = Fugacidad, psia

P = Presión, psia

Z = Factor de Compresibilidad

La fugacidad del componente en cada fase se introduce para desarrollar un criterio para el equilibrio termodinámico. Físicamente, la fugacidad de un componente i en una fase con respecto a la fugacidad del componente en una segunda fase es una medida del potencial de transferencia del componente entre fases. La fase con la menor fugacidad del componente acepta el componente de la fase con una mayor fugacidad del componente. Igual fugacidad de un componente en las dos fases da como resultado una transferencia de cero. Una transferencia cero para todos los componentes implica un sistema de hidrocarburos que está en equilibrio termodinámico. Por lo tanto, la condición del equilibrio termodinámico puede ser expresada matemáticamente por:

$$f_i^V = f_i^L \quad 1 \leq i \leq n$$

Donde

f_i^V = Fugacidad del componente i en fase gas, psi

f_i^L = Fugacidad del componente i en fase líquida, psi

n = Numero de componentes en el sistema

La razón entre la fugacidad y la presión, f/p , se denomina coeficiente de fugacidad ϕ . El coeficiente de fugacidad del componente i en una mezcla de hidrocarburos líquidos o gas está en función de:

- Presión del Sistema
- Fracción Molar del componente
- Fugacidad del Componente.

1.4.3. Caracterización de los componentes sólidos formados. El paso crucial en el modelado de precipitación de asfaltenos es la caracterización de los componentes sólidos que se forman, tanto en solución como en fase sólida. Se encontró que, al

dividir los componentes más pesados en dos componentes, una fracción no precipitante y precipitante, se obtuvo una buena concordancia cuantitativa con los datos experimentales.

Especificación de la composición de Asfaltenos.

La fracción molar de los componentes asfálténicos pueden ser determinados de la relación:¹⁴

Ecuación 8. Relación molar Asfaltenos.

$$x_{Asph} MW_{asph} = w_{Asph} MW_{oil}$$

Siendo:

x_{Asph} = Fracción molar del asfalteno

MW_{Asph} = Peso molecular del asfalteno (Precipitante de la fracción pesada)

w_{Asph} = Contenido de asfalteno en el tanque de almacenamiento

MW_{oil} = Peso molecular del crudo

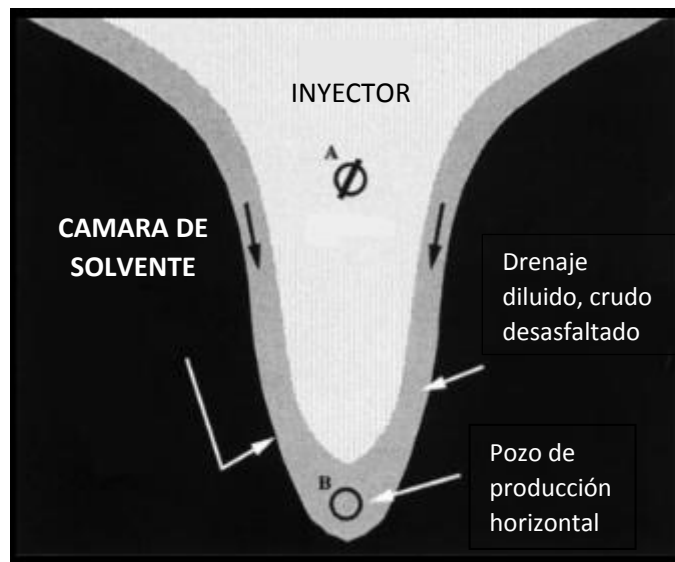
1.5. VAPOUR EXTRACTION (VAPEX)

Gracias a los avances que se han venido llevando en los años recientes, muchos campos en el mundo han podido aplicar diferentes métodos de recuperación según sus condiciones tales como profundidad o viscosidad del aceite, entre uno de estos métodos de recobro se encuentra el VAPEX eficaz en petróleo pesado, conocido por su similitud con el SAGD diferenciándose principalmente porque este último

¹⁴ MOHAMMADI, Majid. Y NADERIFAR, Abass. Effects of Increment or Decrement Operational Factors on Asphaltene Deposition in Shahid Mansoori Oilfield of Iran. International Journal of Petroleum and Geoscience Engineering Volume 03, 2015

utiliza la inyección de vapor de agua. El proceso VAPEX (Vapour Extraction) es la inyección de un solvente hidrocarburo al pozo inyector, por lo general se requiere un arreglo horizontal donde el pozo inyector se localiza encima del pozo productor con un espacio entre 15 y 20 ft. Al inyectar el solvente en el pozo este diluye el petróleo pesado disminuyendo su viscosidad, así permite a este drenar por gravedad el petróleo llegando al pozo productor. El solvente inyectado forma una cámara de vapor alrededor del pozo inyector y al condensarse fluirá hacia el pozo productor. ¹⁵

Ilustración 6. Concepto del proceso VAPEX (S:K: Das, 1998).



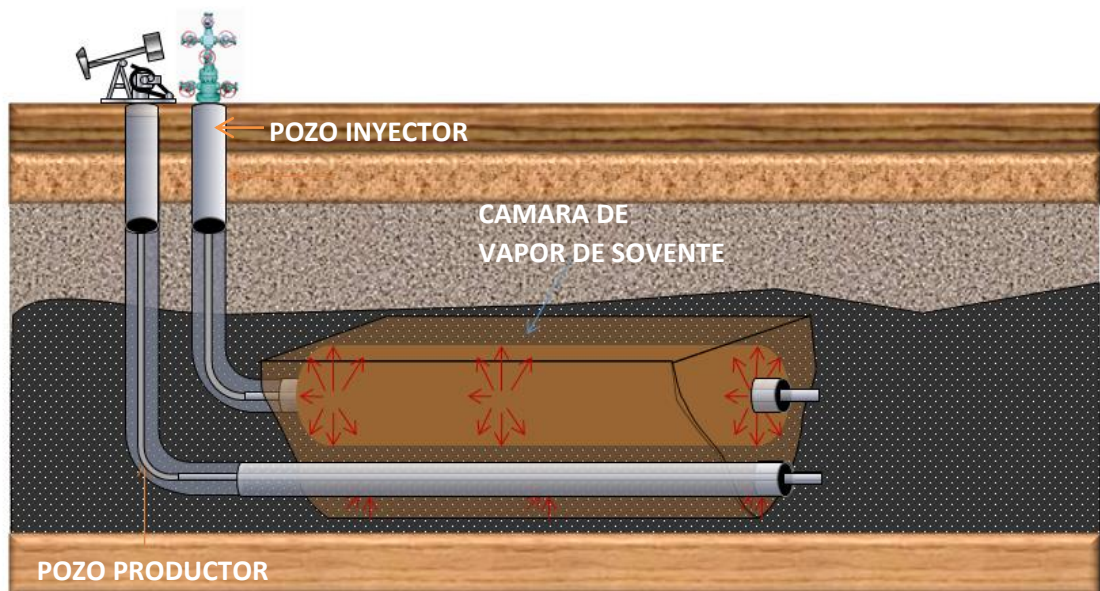
El proceso es altamente eficiente de energía. Con el proceso VAPEX y el uso de un solvente puro, acerca de 0,5 kg de solvente es inyectado por 1 kg de aceite producido. De este, solo 0,1 kg de solvente es dejado en el yacimiento llenando la zona que extrajo con vapor. El resto del solvente es producido con el aceite y es reciclado. De lo contrario, con un proceso de vapor de agua con estas altas viscosidades, usualmente más de 3 kg de vapor es inyectado por 1 kg de aceite

¹⁵ . S.K. Das. SPE-50941 Vapex: An Efficient Process for the Recovery of Heavy Oil and Bitumen. California, USA. 1998

producido. Esto explica el calentamiento de la roca del yacimiento y las pérdidas de fluidos y calor. Adicionalmente otras ventajas son el mejoramiento in-situ, bajas emisiones de dióxido de carbono, no se requiere procesamiento de agua, ventajoso en yacimientos delgados y no se genera vapor de agua. ¹⁶

El solvente utilizado en el VAPEX tiende a ser propano y butano o alguna mezcla de hidrocarburos livianos, el proceso VAPEX se considera un método no térmico porque la temperatura de los solventes es cercana a la del yacimiento y no es necesario tener altas temperaturas, en cambio la presión de operación debe mantener el vapor cercano a la presión de vapor para así aumentar los efectos de dilución del solvente, igualmente la concentración del solvente juega un papel importante porque está relacionada con la reducción de la viscosidad y este con la tasa de producción.

Ilustración 7. Proceso VAPEX vista longitudinal.



¹⁶ YILDRIM, Yakut. Application of VAPEX (Vapour Extraction) Process on Carbonate Reservoirs. Turquía, 2003

1.5.1. Factores que influyen en el proceso VAPEX. Las comparaciones fueron llevadas a cabo por la Universidad de Regina Canadá, estos factores son útiles para un manejo de sensibilidad. El primero por destacar es el efecto del solvente en el proceso, si en una prueba se llevara a cabo la inyección de propano y en otra se inyectara butano mantendría una mayor tasa de producción el propano, adicionalmente este disminuiría más la viscosidad, sin embargo puede presentar mayor precipitación de asfaltenos y el aceite producido tendría menos componentes pesados. Cada solvente trabaja con su presión de operación respectiva. ¹⁷

Es bien sabido que la concentración de un solvente en un aceite pesado alcanza el máximo valor a la presión de vapor del solvente durante el proceso VAPEX. El aceite pesado se diluye por lo tanto el solvente con la presión más alta tendría la viscosidad más baja. En una prueba donde el Propano esté a la presión de vapor y otra prueba con presión inferior, la producción de aceite de la prueba con la presión más cercana a la presión de vapor será mayor al mismo tiempo tendrá una considerable precipitación de asfaltenos. ¹⁸

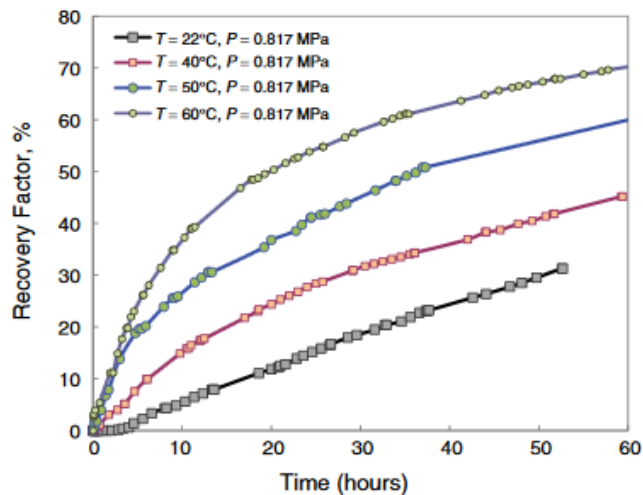
La producción acumulada de petróleo pesado se incrementa con la permeabilidad. Cuando la permeabilidad es mayor, el solvente diluido con aceite pesado puede fluir fácilmente a través del medio poroso así el petróleo puede producir más rápido. A menor permeabilidad, sin embargo, el aceite pesado y el solvente están en contacto entre ellos por un periodo largo de tiempo porque la velocidad de drenaje del diluyente es menor cuando este fluye a través del medio poroso con una menor permeabilidad. En este caso, la concentración de solvente en el petróleo pesado es mayor.

¹⁷ P. LUO; X. WANG y Y. GU. SPE-117527 Asphaltene Precipitation and its Effects on the Vapor Extraction (VAPEX) Heavy Oil Recovery Process. Canadá, 2008

¹⁸ MORENO, Laura Smith. Asphaltene Precipitation During Solvent Injection at Different Reservoir Conditions and Its Effects on Heavy-Oil Recovery from Oilsands. Canadá, 2014.

En el proceso VAPEX la temperatura tiende a no ser de gran importancia y pocas veces se usan temperaturas superiores a la temperatura ambiente, no obstante a mayores temperaturas el área de drenaje diluido es mayor al igual que la tasa de producción. Información obtenida de la Universidad de Calgary. Los efectos de la temperatura son interesantes en el proceso de Warm VAPEX donde el solvente es calentado. ¹⁹

Ilustración 8. Efecto de la temperatura al inyectar Propano en la prueba VAPEX (experimento de la universidad de Calgary) (Haghighat y Maini,2013).



1.5.2. Precipitación de asfaltenos en el proceso VAPEX. Los asfaltenos precipitan del aceite pesado / bitumen si las condiciones de funcionamiento se alejan de las condiciones de equilibrio de fase. La precipitación de asfaltenos reduce en gran medida la viscosidad del aceite pesado. Al reducir el contenido de asfaltenos del 16% en masa a cero, la viscosidad del aceite pesado a temperaturas relativamente bajas se reduce de varios a más de veinte órdenes de magnitud (Luo y Gu 2005). Se observó una precipitación de asfaltenos cuando la presión de operación estaba por encima de la presión de vapor para el propano (Mokrys y

¹⁹ HAGHIGHAT. Pamian y MAINI, Brij. SPE-157799 Effect of Temperature on VAPEX Performance. Calgary, Canadá, 2013.

Butler 1993) y muestran que la relación de propano a aceite debe ser mayor de 0,35 en masa para precipitar asfaltenos.^{20 21}

En el proceso VAPEX, la precipitación de asfaltenos puede ocurrir si se usa un hidrocarburo gaseoso ligero para extraer petróleo pesado a una presión operativa alta, cerca de su presión de vapor (Butler y Mokrys, 1991; Das y Butler, 1994). A esta presión operativa suficientemente alta, la concentración de disolvente dentro del aceite pesado alcanza un valor umbral, que varía de un disolvente a otro, incluso para el mismo aceite pesado (Butler y Mokrys, 1998). Das y Butler (1998) también encontraron que, en algún caso, los asfaltenos depositados ocupan casi el 20% del volumen de poro del medio poroso. Jin (1999) y Oduntan et al. (2001) confirmaron que la deposición de asfaltenos no obstaculizaba la producción de petróleo pesado de los medios porosos probados en el proceso de recuperación de petróleo pesado de VAPEX. Sin embargo, en pruebas VAPEX realizadas en paquetes de arena de menor permeabilidad, se descubrió que la precipitación de asfaltenos y la posterior deposición pueden provocar la obstrucción severa del yacimiento y, por consiguiente, conducir a una tasa de producción de petróleo muy baja (Ardali et al., 2009). Ramakrishnan (2003) sugirió que los asfaltenos precipitados podrían ser eliminados del medio poroso por el aceite pesado diluido en disolvente durante su proceso de drenaje por gravedad.

Según las investigaciones (Mokrys y Butler 1993; Bulter y Mokrys 1998; Das 1998; Das y Butler 1998; Oduntan 2001; Yazdani y Maini 2005; Moghadam et al. 2009), no se observó una cantidad apreciable de precipitación de asfaltenos en los experimentos VAPEX convencionales. La temperatura ambiente controlada se proporcionó para evitar la condensación por solvente que se produce en el modelo

²⁰ Luo, P. and Gu, Y. 2005. Effects of Asphaltene Precipitation and Solvent Concentration on Heavy-Oil Viscosity. Proceedings: SPE/PS-CIM/CHOA International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium, 1-3 November 2005, Calgary, Alberta, Canada, paper SPE 97778.

²¹ Butler, R.M. and Mokrys, I.J. 1993. Recovery of Heavy Oils Using Vapourized Hydrocarbon Solvents: Further Development of the Vapex Process. Journal of Canadian Petroleum Technology

como resultado de la pérdida de calor en el ambiente. Se encontró que cuando el aceite entra en contacto con el solvente líquido, la precipitación de asfaltenos ocurre en la interfaz donde la concentración de solvente es más alta. En un experimento de James (2009) el experimento VAPEX se realizó en dos modos de operación diferentes, a saber, los modos de disolvente sin condensación y de condensación. Se observó que cuando el vapor del solvente se dejaba condensar en el micromódulo, las partículas sólidas de asfaltenos eran claramente visibles (precipitando en el modelo) mientras que no había precipitación sólida durante el proceso VAPEX convencional (James 2009, James et al., 2008). Ramakrishnan también informó que no había precipitación de asfaltenos durante los experimentos de VAPEX en una columna empaquetada, utilizando propano (Ramakrishnan 2003)²².

Algunos yacimientos no son propicios para el SAGD. Los depósitos con acuíferos inferiores o una capa superficial de agua (en reservas muy viscosas de petróleo pesado) disminuyen la eficiencia energética de los métodos de producción térmica. El problema surge cuando el vapor tiende a condensarse sobre la capa de agua y por lo tanto calienta el agua. En el caso de una capa de agua superpuesta, este problema es más grave ya que la intrusión de un barril de agua aumenta los requerimientos de vapor para incrementarse en medio barril (Butler 2001). Por otra parte, los solventes hidrocarburos tienen una solubilidad muy baja en agua. La existencia de acuíferos en el fondo ayuda a la comunicación entre el inyector y el productor. También cambia el esquema del proceso de la gravedad-dominado en un esquema de contracorriente ascendente y, en consecuencia, aumenta la tasa de producción (Mokrys y Butler, Butler y Mokrys 1998, Das y Butler 1996). Se cree que VAPEX es la única tecnología viable para la producción de petróleo a partir de depósitos de petróleo pesado con acuíferos de fondo / capas de agua superpuestas (Das y Butler 1996; Karmaker y Maini 2003b). Los yacimientos superficiales y

²² REZAEI Nima Experimental investigations in improving the VAPEX performance for recovery of heavy oil and bitumen, Canadá, 2010

delgados también sufren de demasiadas pérdidas térmicas a la carga y la sobrecarga. Los reservorios con alto contenido de arcilla no pueden ser explotados con éxito por SAGD. El problema surge del hinchamiento de la arcilla causado por condensados de agua en la superficie de la arcilla. Se cree que los yacimientos con un contenido de arcilla > 10% podrían estar sujetos a daño de formación debido al hinchamiento de arcilla y no son recomendados para un proyecto SAGD (Singhal et al., 1996), mientras que esto no es un problema para un proceso VAPEX típico.^{23 24}

Algunos consideran que la baja permeabilidad puede ser problemática para los procesos de solventes porque si los asfaltenos precipitan estos pueden reducir la permeabilidad o taponar la formación. Otra razón es que podría ser mejor no mejorar el aceite in situ a través de la precipitación de asfaltenos porque la reducción de asfaltenos en última instancia significa menos barriles recuperados. Esta filosofía es defectuosa por dos razones: 1) el aceite mejorado se vende por un precio más alto y 2) las implicaciones ambientales y energéticas requeridas por el mejoramiento superficial del aceite se reducen si los asfaltenos se dejan in situ.

Se sabe que aumentando la presión a valores cercanos a la presión de vapor la tasa de producción se incrementará, el efecto de la precipitación de asfaltenos no la afectará, sin embargo, entre más cercano esté de la presión de vapor, mayor será la cantidad de asfaltenos precipitados y reduce la fuerza para el drenaje por gravedad debido a que la inyección de propano líquido disminuye la tasa de aceite drenado.²⁵

1.5.3. Fenómeno a escala de poro. Chatzis (2002) investigó los fenómenos de la escala de poros asociados con el proceso VAPEX usando micromodelos grabados

²³ Singhal, A.K., Das, S.K., Leggitt, S.M., Kasraie, M. & Ito, Y. 1996. Screening of Reservoirs for Exploitation by Application of Steam Assisted Gravity Drainage/VAPEX Processes. SPE 37144.

²⁴ Butler, R.M. 2001. Some recent developments in SAGD, Journal of Canadian Petroleum Technology

²⁵ HAGHIGHAT. Pamian y MAINI, Brij. SPE-134244 Role of Asphaltene Precipitation in VAPEX Process. Calgary, Canadá, 2010.

con vidrio. Observó que el aceite diluido drena preferentemente sobre la interfaz de solvente-crudo pesada en la dirección de la gravedad si existe una película de aceite continua con viscosidad reducida. Cerca de la interfase, el aceite drenado va hacia vías sin salida, causando que las películas de aceite drenado se redirijan formando valles y picos en la interfaz bitumen/solvente. Lejos de la interfaz, el aceite diluido formó películas localizadas (circuito cerrado) en las gargantas de los poros y alrededor de los cuerpos porosos. Las películas de aceite diluido no pueden drenar hasta que el peso del aceite (fuerzas de gravedad) superen las fuerzas capilares y viscosas. El aceite en estas películas de circuito cerrado se drena a una velocidad mucho más lenta que el aceite en la interfaz VAPEX debido a la conductividad hidráulica reducida. El drenaje de aceite vivo desde arriba mantiene la continuidad del aceite en la película y una mayor difusión del solvente ayuda a que las películas de circuito cerrado contribuyan a la producción de petróleo vivo por drenaje por gravedad. Las formaciones en circuito cerrado crean una ruta tortuosa para que el vapor de butano llegue a la interfaz principal de VAPEX, esto puede ralentizar la velocidad de difusión cuando también está presente un gas inerte en la fase gaseosa.²⁶

1.5.4. Estudios aplicados a tecnología VAPEX²⁷

Tabla 1. Estudios aplicados a tecnología VAPEX.

AUTOR	TIPO DE ESTUDIO	OBJETIVO	RESULTADOS
Dr. Butler, Mokrys [1989, 1991, 1993] Canadá	Pruebas de laboratorio en celda de Hele-Shaw	Inyección de tolueno	<ul style="list-style-type: none"> • Descubrieron que a bajas permeabilidades, la tasa de petróleo es una función lineal de

²⁶ Chatzis, I., 2002. Pore Scale Mechanisms of Heavy Oil Recovery using the VAPEX Process. Proceedings: International Symposium of Society of Core Analysts, Monterey, CA, September 2002.

²⁷ JAMES L.A. Mass Transfer Mechanisms during the Solvent Recovery of Heavy Oil, Thesis University of Waterloo, Canada, 2009

AUTOR	TIPO DE ESTUDIO	OBJETIVO	RESULTADOS
			la raíz cuadrada de la permeabilidad
Das y Butler [1995] Canadá	Pruebas de laboratorio	Inyección de agua con solvente	<ul style="list-style-type: none"> • Se observó que la inyección de agua en una pequeña cantidad con el solvente y el gas no condensable mejora la tasa de extracción en la etapa inicial.
Butler y Jiang [1996, 1997] Canadá	Pruebas de laboratorio	condiciones óptimas de operación (la temperatura, la presión, las tasas de inyección de disolvente, el tipo de disolvente puro, el disolvente mixto, el espaciado de pozos)	<ul style="list-style-type: none"> • Se descubrió que el propano funciona mejor que el butano • Un espaciamiento lateral de pozo más amplio permite un mayor índice de producción de petróleo. • Variar las tasas de inyección alta-baja presenta un mejor rendimiento
Maini. Boustani y Maini [2001] Canadá	Pruebas de laboratorio en celda de Hele-Shaw	Identificar el proceso principal que rige la transferencia de masa en el proceso	<ul style="list-style-type: none"> • Se encontró que Das y las correlaciones de Butler tienden a sobreestimar el coeficiente de difusión y subestiman el coeficiente de dispersión de transferencia de masa general en medios porosos.

AUTOR	TIPO DE ESTUDIO	OBJETIVO	RESULTADOS
Karmaker y Maini [2003] Canadá	Pruebas de laboratorio	Evaluaron el proceso VAPEX para un yacimiento con un pequeño tapón de gas	<ul style="list-style-type: none"> • Descubrieron que un pequeño tapón de gas es útil para la recuperación de petróleo pesado. • Un aumento de 1 °C en la temperatura podría aumentar la producción de petróleo en un 2%
Talbi y Maini [2003] Canadá	Pruebas de laboratorio	Estudió un proceso VAPEX basado en CO ₂ para depósitos de arena	<ul style="list-style-type: none"> • Se encontró a partir de sus resultados experimentales que la mezcla de CO₂-propano muestra un mejor rendimiento en comparación con la mezcla de metano-propano a una presión operativa alta.
Ramakrishnan (2003)	Pruebas de laboratorio	Examinar el efecto de la permeabilidad y el ángulo de inmersión en la producción con propano.	<ul style="list-style-type: none"> • Modelos heterogéneos exhibieron mayor cantidad de aceite residual saturación y menores tasas de producción de petróleo vivo en comparación con sistemas homogéneos de permeabilidad equivalente.
Tam (2007)	Pruebas de laboratorio	El objetivo fue examinar el efecto	<ul style="list-style-type: none"> • El efecto de la condensación se

AUTOR	TIPO DE ESTUDIO	OBJETIVO	RESULTADOS
		del agua connada en VAPEX y comparar la extracción con solvente no condensable versus condensable.	comparó a $1108 \mu\text{m}^2$ en $P^* \text{ vap} = 103,4-110,3 \text{ kPa}$ (15-16 psig). La tasa de producción de aceite vivo aumentó de 1.15 a $2.15 \text{ cm}^3 / \text{min}$ mientras la producción de aceite aumentó de 0.754 a $0.96 \text{ g} / \text{min}$ (un aumento del 27% sobre el caso sin condensación). El contenido de disolvente aumentó de 0.25 a 0.60 fracciones de masa con la condensación y el avance de la interfaz horizontal aumentó de 0.018 a $0.031 \text{ cm} / \text{min}$.
El-Haj (2009)	Pruebas de laboratorio	El objetivo fue encontrar el coeficiente de dispersión de butano en aceite pesado durante VAPEX comparando las tasas de producción predichas y encontradas experimentalmente.	<ul style="list-style-type: none"> • El modelo físico incorpora aceite que se produce a partir de un núcleo vertical parado saturado con aceite pesado. • La forma de la interfaz predicha y VAPEX están de acuerdo con el avance observado por James (2003)

AUTOR	TIPO DE ESTUDIO	OBJETIVO	RESULTADOS
Haghighat y Maini [2010] Canadá	Pruebas de laboratorio	Estudiaron el efecto de la precipitación de asfaltenos sobre el rendimiento de VAPEX	<ul style="list-style-type: none"> • Descubrieron que a mayores presiones, el aceite producido se desasfaltó sustancialmente pero la viscosidad no se redujo drásticamente. • Se encontró que una mezcla de solventes de propano y tolueno era exitosa para aumentar la tasa de producción de petróleo y mejorar la calidad del aceite. • Mostraron que la velocidad de caída de la cámara de disolvente es extremadamente baja durante su fase de caída y también disminuye con el tiempo.

1.5.5. Ventajas económicas y ambientales, Al comparar VAPEX con SAGD, los requerimientos de energía son menores para VAPEX donde el calor latente de vaporización es menor para un solvente de hidrocarburo comparado con el agua. También VAPEX opera a temperaturas más bajas que SAGD. Singhal et al. (1996) encontraron que la energía requerida para VAPEX era 3% de SAGD para el mismo proyecto. Un problema importante con las operaciones térmicas es que el calor suministrado se transfiere, no sólo al fluido del yacimiento, sino también a la

estructura sólida y agua connata, transferencias de calor, no sólo al fluido del yacimiento, sino también al sólido. En las aplicaciones de vapor de agua, la temperatura del yacimiento aumenta mucho mientras que en VAPEX, los aumentos de la temperatura del yacimiento no son más de 5 a 10 ° C (Singhal et al., 1996).²⁸

Los resultados de las investigaciones demuestran que los costos de suministro de VAPEX son principalmente de interés porque los costos de operación de la energía son bajos y las instalaciones son relativamente simples. El coste de los solventes (por ejemplo, propano o butano) representa una pequeña parte del coste total de suministro. La mayoría del disolvente utilizado se puede recuperar de pozos agotados; por lo que puede aplicarse una y otra vez (Luhning et al., 2003). Butler et al. (1995) propusieron la ecuación (9) para estimar el solvente requerido para la recuperación de petróleo pesado.²⁹

Ecuación 9. Relación Solvente-Aceite.

$$SOR = \frac{1}{1 + \alpha \left(\frac{V}{v} - 1 \right)}$$

Donde

la relación SOR es solvente a aceite y es una función de la relación entre el volumen inyectado neto del solvente líquido (V) y el volumen del aceite desplazado (v) y la fracción solvente vaporizada en el depósito (α). El rango de SOR se suele estimar entre 0,12 y 0,3 (Butler et al., 1995). La cantidad neta de SOR acumulativo depende de las propiedades de la roca y del fluido.

²⁸ James, Lesley A. 2009. Mass Transfer Mechanisms during the Solvent Recovery of Heavy Oil. Tesis de la Universidad de Waterloo, Ontario, Canadá.

²⁹ Luhning, R.W., Das, S.K., Fisher, L.J., Bakker, J., Grabowski, J., Engleman, J.R., Wong, S., Sullivan, L. A., and Boyle, H. A. 2003. Full Scale VAPEX Process -Climate Change Advantage and Economic Consequences. Journal of Canadian Petroleum Technology

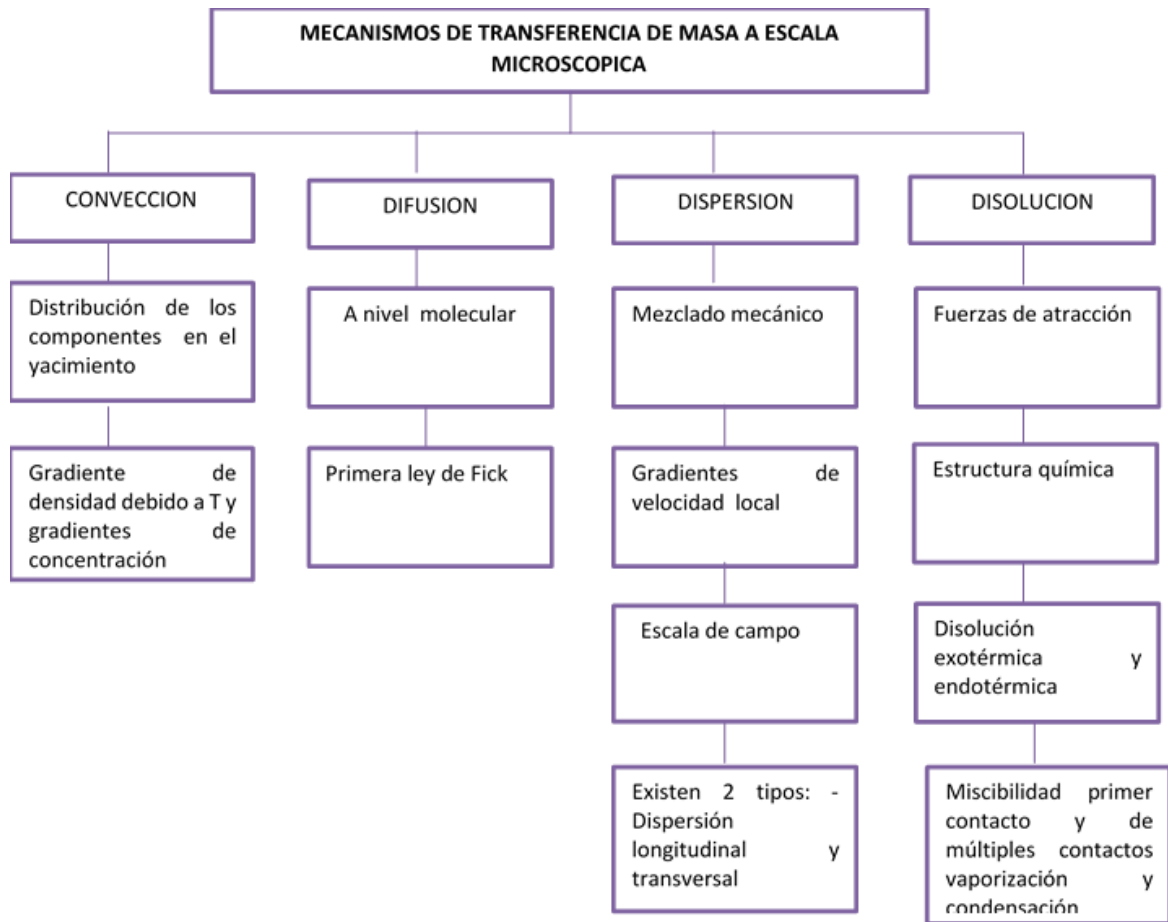
Los requerimientos de energía en un proceso de extracción con solvente disminuirían significativamente en comparación con la SAGD con tasas de producción similares. Los costos de operación incluyen la compra y manejo de agua y solvente, así como el costo de separar el aceite del agua y/o solvente. La típicamente alta relación vapor aceite ($SOR \cong 3:1$) en un pozo SAGD se reduce a menos de un barril de solvente por barril de aceite usando VAPEX (Singhal et al., 1996). Los hidrocarburos ligeros se separan fácilmente del aceite con un vaporizador flash de baja temperatura a diferencia de emulsiones de agua y aceite. La recuperación de solventes es de al menos el 90%, sin incluir la recuperación después del venteo (Singhal 1996).³⁰

1.6. MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE MASA

El diluyente y el crudo se mezclan en un yacimiento como resultado de cuatro (4) mecanismos principales, los cuales son: convección, difusión, dispersión y disolución. El mezclado de los componentes de la mezcla se produce en una escala microscópica y los resultados de la difusión molecular y las variaciones de velocidad del fluido en el medio poroso a escala del tamaño de los poros.

³⁰ Singhal, A.K., Das, S.K., Leggitt, S.M., Kasraie, M. & Ito, Y. 1996. Screening of Reservoirs for Exploitation by Application of Steam Assisted Gravity Drainage/VAPEX Processes. SPE 37144.

Ilustración 9. Mecanismos de transferencia de masa entre el solvente y el crudo (Jhon Leon 2014).



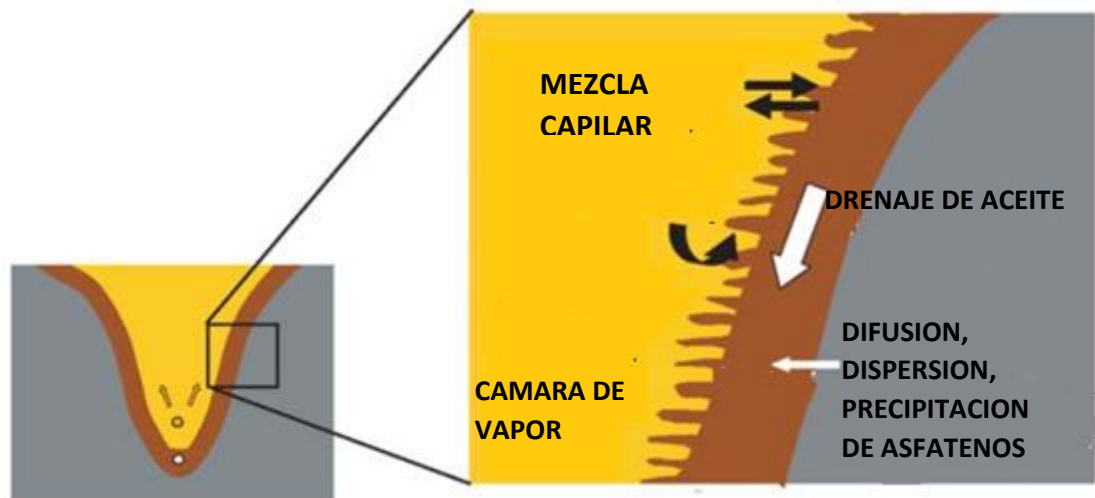
La combinación de las condiciones de operación, propiedades termodinámicas del solvente y el método de inyección determina la fase del solvente (líquido o vapor).

Sea o no el solvente condensa en el medio poroso en la interface afecta la transferencia de masa, así como los fenómenos a escala de poro toman lugar. Los mecanismos de escala de poro afectan la mezcla del solvente, el crudo pesado y el drenaje por gravedad del petróleo vivo. Los mecanismos de transporte que participan en VAPEX son la transferencia de masa del solvente en el aceite pesado y el drenaje por gravedad del solvente mejorada "petróleo vivo". El solvente se transfiere suficientemente, a través de la difusión, para reducir la viscosidad del

aceite pesado a fin de que las fuerzas de gravedad superen las fuerzas capilares, lo que permite el drenaje del petróleo vivo a la producción del pozo.^{31 32}

Si VAPEX es empleado usando un solvente puro, entonces la concentración del solvente en la cámara de vapor es cercana al 100%. La máxima presión sin gases inertes, es la presión de vapor del solvente a la temperatura específica suministrada del solvente. Si la presión aumenta por encima de la presión de vapor, o la temperatura decrece, el solvente condensará a líquido.³³

Ilustración 10. Mecanismo del VAPEX Cuthiell y Edmunds 2012.



En la simulación del proceso VAPEX, es necesario conocer la transferencia de masa para mejorar el medio poroso. Comúnmente se ha aplicado un coeficiente de difusión para la solubilización, pero este representa un estimado pobre de las propiedades del proceso. El objetivo del presente trabajo es conocer la precipitación de asfaltenos, por lo tanto la dispersión tomará un papel importante, por el cual está

³¹ JAMES L.A., REZAEI N. y CHATZIS I. VAPEX, Warm VAPEX, and Hybrid VAPEX- The State of Enhanced Oil Recovery for In Situ Heavy Oils in Canada. Calgary, 2007.

³² CUTHIELL, David y EDMUNDS, Neil. SPE-158499 Thoughts on Simulating the VAPEX Process. Calgary, 2013.

³³ JAMES L.A., REZAEI N. y CHATZIS I. VAPEX, Warm VAPEX, and Hybrid VAPEX- The State of Enhanced Oil Recovery for In Situ Heavy Oils in Canada. Calgary, 2007.

relacionado con el cambio de la concentración por la tortuosidad y viscosidad en el medio poroso.³⁴

1.6.1. Difusión molecular. La difusión molecular es el movimiento aleatorio de moléculas de una especie específica de una región de alta concentración a una región de baja concentración. La física del proceso de difusión molecular ha sido ampliamente revisada por Jost (1960), Hirschfelder et al. (1967), Cussler (1984) y Bird et al. (2002). En general, la primera ley de Fick se utiliza para describir el proceso de difusión molecular en un caso unidimensional:^{35 36}

Ecuación 10. Ley de Fick.

$$j = -D \frac{\partial c}{\partial x}$$

Donde

j es la velocidad de transferencia de masa por difusión molecular por unidad de área superficial o el flujo de transferencia de masa de la sustancia difusora

c es la concentración de la sustancia difusora

x es la coordenada espacial normal a la superficie a través de la cual se produce la transferencia de masa

D se denomina coeficiente de difusión o simplemente llamado difusividad.

³⁴ S.K. Das. SPE-97924 Diffusion and Dispersion in the Simulation of VapexProcess. Calgary, 2005.

³⁵ Cussler, E.L., Diffusion Mass Transfer in Fluid Systems, Second Edition, Cambridge University Press, Cambridge, 1997.

³⁶ Jost, W., Diffusion in Solids, Liquids and Gases, Academic Press, New York, 1960.

Físicamente, esta ley establece que el flujo de transferencia de masa de una especie, en relación con el medio de propagación, es proporcional a su gradiente de concentración espacial a lo largo de la dirección de transferencia de masa (Jacobs, 1967). El signo negativo en la ecuación surge porque la difusión ocurre en la dirección opuesta a la de concentración creciente.³⁷

En muchos experimentos de laboratorio para el estudio de la difusión en mezclas de gases que no reaccionan, se deben cumplir ciertas condiciones para medir la difusividad (Ghez, 2001). Por ejemplo, el sistema se mantiene a temperatura constante. No hay fuerzas externas que actúen sobre las moléculas y también la difusión tiene lugar en una sola dirección. Bajo tales condiciones, la Ecuación puede combinarse con la ecuación de continuidad para la especie de gas para obtener una ecuación diferencial parcial de segundo orden:

Ecuación 11. Ecuación Difusividad de segundo orden.

$$\frac{\partial c}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial c}{\partial x} \right) - v^* \frac{\partial c}{\partial x}$$

Esto se llama la segunda ley de difusión de Fick. Para un sistema dentro de un recipiente cerrado estacionario, la velocidad media volumétrica v^* es cero y por lo tanto el segundo término en el lado derecho de la Ec. desaparece. Además, en la mayoría de los casos para soluciones diluidas, la difusividad puede considerarse constante, independiente de la concentración durante el proceso de difusión. Así, la ecuación se puede simplificar como:

³⁷ Jacobs, M.H., Diffusion Processes, Springer-Verlag New York, Inc., New York, 1967.

Ecuación 12. Ecuación Difusividad de segundo orden simplificada.

$$\frac{\partial c}{\partial t} = \left(D \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \right)$$

Matemáticamente, esta ecuación se categoriza como la ecuación de difusión de transferencia de masa.³⁸

1.6.1.1. Métodos Teóricos para predecir la Difusividad. Amplias revisiones sobre los métodos teóricos para predecir la difusividad han sido conducidas por Hirchfelder et al. (1967) y Reid et al. (1987). Esencialmente, en la literatura se han propuesto cuatro enfoques teóricos generales o teorías de difusión, que son la teoría hidrodinámica, la teoría cinética, la teoría estadística-mecánica y la teoría termodinámica irreversible. La teoría hidrodinámica es el enfoque más utilizado en términos de aplicación práctica. Las ecuaciones predictivas y correlaciones semi-empíricas en el cálculo de los coeficientes de difusión son resumidas por Mehrotra et al. (1987). Entre todas las ecuaciones empíricas existentes, algunas de las ecuaciones más utilizadas en la estimación de la difusividad se seleccionan y describen en esta sección.

Sigmund

El método de Sigmund para calcular la difusión molecular es aplicable para la fase oleica y gaseosa y es el coeficiente de difusión binario entre el componente I y el componente j en la mezcla que se describe mediante la siguiente ecuación

Ecuación 13. Correlación de Sigmund.

$$D_{ij} = \frac{\rho k^0 D_{ij}^0}{\rho k} * (0.99589 + 0.096016\rho_{kr} - 0.22035\rho_{kr}^2 + 0.032874\rho_{kr}^3)$$

³⁸ Ghez, R., Diffusion Phenomena: Cases and Studies, Kluwer Academic & Plenum Publishers, New York, 2001.

Donde

$$\rho_{kr} = \rho_k * \left(\frac{\sum_{i=1}^{n_c} Y_{ik} * V_{ci}^{5/3}}{\sum_{i=1}^{n_c} Y_{ik} * V_{ci}^{2/3}} \right)$$

$$\rho k^0 D_{ij}^0 = \frac{0.0018583 T^{1/2}}{\sigma_{ij}^2 \Omega_{ij} R} * \left(\frac{1}{M_i} + \frac{1}{M_j} \right)^{1/2}$$

La difusión del componente i en la mezcla es

$$D_{ik} = \frac{1 - y_{ik}}{\sum_{j \neq i} y_{ik} D_{ij}^{-1}}$$

En las ecuaciones anteriormente mencionadas donde Δ_i es el diámetro de colisión y Ω_{ij} integral de colisión del potencial de Lennard-Jones y están relacionadas con las siguientes propiedades críticas de los componentes a través de las siguientes ecuaciones

$$\sigma_i = (2.3551 - 0.087\omega_i) * \left(\frac{T_{ci}}{P_{ci}} \right)^{1/3}$$

$$\varepsilon_i = k_B (0.7915 + 0.1963\omega_i) T_{ci}$$

$$\sigma_{ij} = \frac{\sigma_i + \sigma_j}{2}$$

$$\varepsilon_{ij} = \sqrt{\varepsilon_i \varepsilon_j}$$

$$T_{ij}^* = \frac{K_B}{\varepsilon_{ij}}$$

$$\Omega_{ij} = 1.06306(T_{ij}^*)^{-0.15610} + 0.19300(-0.47635T_{ij}^*) + 1.03587(-1.52996T_{ij}^*) + 1.76474(-3.89411T_{ij}^*)$$

Donde

KB corresponde a la constante de Boltzmann(=1.3805E-16 ergs/K)

Wilke-Chang

El método de Wilke-Chang para calcular la difusión molecular es aplicable para la fase oleica y se describe mediante la siguiente ecuación

$$D_{ik} = \frac{7.40E-08(M_{ik})^{1/2} T}{\mu_k V_{bi}^{0.6}} \quad \text{donde} \quad M_{ik} = \frac{\sum_{j \neq i} Y_{jk} M_j}{1 - Y_{ik}}$$

La viscosidad μ_k (cp) se calcula mediante la correlación de Lorentz, Bray & Clark y el volumen molar parcial del componente i en el punto de ebullición, (cm³/mol), se calcula por el método de Tyn & Calus mediante la siguiente ecuación.

Ecuación 14. Correlación de Willke.

$$V_{bi} = 0.285V_c^{1.048}$$

Donde

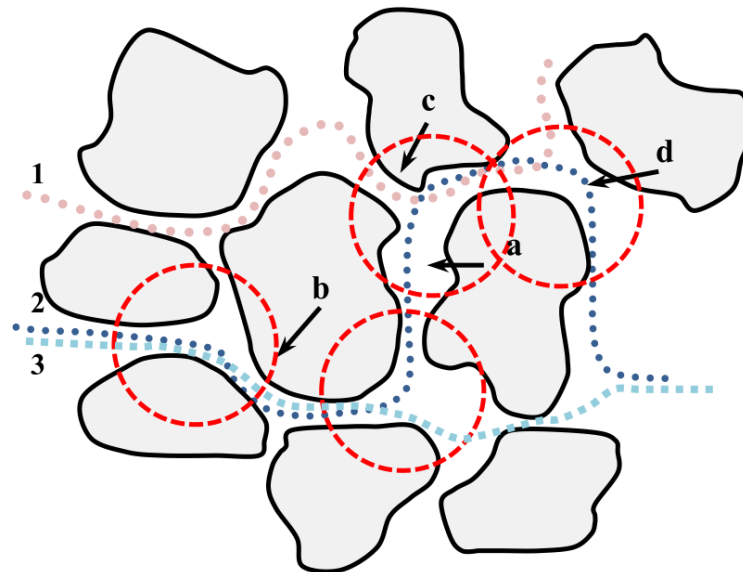
Vc corresponde al volumen critico (cm³/mol)

1.6.2. Dispersión. La dispersión es básicamente la mezcla inducida por la corriente convectiva como resultado del flujo de un soluto con una velocidad en el medio poroso, que a su vez está controlado por una serie de otros factores, incluyendo: la difusión molecular, las características de la porosidad la reología y las propiedades

físicas de los fluidos (incluyendo densidad y viscosidad) y la interacción química y física entre los fluidos y la superficie sólida de los medios porosos.

(Blackwell 1961) explicó que a nivel microscópico, la mezcla convectiva entre la difusión y dispersión es causada por la fluctuación de la velocidad del flujo dentro de los microcanales individuales, así como entre los otros microcanales.

Ilustración 11. Dispersion convectiva nivel microscopica de un soluto que se mueve en diferentes espacios de poros (Blackwell 1961).



Suponiendo que el solvente se mueve en tres diferentes líneas de corriente aquí, aunque en las mismas direcciones promediadas, la concentración en el espacio de poro (a) eventualmente será igualada por difusión molecular. Suponiendo además que el disolvente se está moviendo a través de la línea de corriente, entonces la línea de corriente 2, con una concentración de solvente alterada, se moverá simultáneamente con la línea de corriente 2 desde el poro (a) hasta la garganta de poro más próxima, presumiblemente poro (b), causando que las concentraciones en ese poro se igualen con las líneas de corriente 1 y 2, por difusión molecular, aunque con diferentes concentraciones finales. A medida que el caudal medio

aumenta, la dispersión convectiva domina la extensión de las partículas en los espacios porosos.³⁹

³⁹ AL-HADRAMI, Munira M. Investigations into Heavy Oil Recovery by Vapour Extraction (VAPEX). Tesis PhD. Imperial College London. 2014.

2. MODELAMIENTO DEL PROCESO MEDIANTE EL SIMULADOR CMG

Debido a las amplias capacidades para representar el comportamiento de los asfaltenos y el desarrollo de mecanismos de transferencia de masa, hacen de GEM el simulador de composición más robusto e ideal para el desarrollo del presente capítulo.

Las herramientas más populares de simulación son STARS y GEM de Computer Modelling Group (CMG). Desde que el proceso VAPEX es dominado por la transferencia de masa entre el solvente y el crudo pesado, GEM es la mejor opción para la simulación. Sin embargo, el uso de un simulador composicional usualmente consume tiempo, costos y quizás requiere datos adicionales para obtener una adecuada descripción de los fluidos. Un modelo semi-composicional es mucho más flexible y permite simplificar el sistema de líquido usando valores k de vapor-líquido. La limitación de STARS es que el coeficiente de dispersión no puede ser modelado con la dependencia en velocidad.⁴⁰

2.1. RECOPIACIÓN DE DATOS

La composición y los datos de condiciones iniciales fueron sacados del campo Coldlake de la formación Clearwater.⁴¹

⁴⁰ XU, Suxin. Automatic History Match and Upscaling Study of VAPEX process and Its Uncertainty Analysis. Regina, Canada, 2012

⁴¹ EGHBALI S. y DEGHANPOUR H. An experimental and modelling study of Solvent-Bitumen phase behavior at elevated temperatures using Cold Lake bitumen. SPE-187259-MS. University of Alberta. 2017

Tabla 2. Componentes del crudo.

Componente	% Mol	Componente	% Mol	Componente	% Mol	Componente	% Mol
C11	0.0034	C34	0.0122	C57	0.0055	C80	0.0051
C12	0.0076	C35	0.0115	C58	0.0055	C81	0.0057
C13	0.0137	C36	0.0120	C59	0.005	C82	0.0054
C14	0.0169	C37	0.0102	C60	0.005	C83	0.0055
C15	0.0196	C38	0.0100	C61	0.005	C84	0.0062
C16	0.0205	C39	0.0103	C62	0.0054	C85	0.0057
C17	0.0195	C40	0.0097	C63	0.0046	C86	0.0059
C18	0.0209	C41	0.0090	C64	0.005	C87	0.0061
C19	0.0200	C42	0.0083	C65	0.0046	C88	0.0063
C20	0.0205	C43	0.0087	C66	0.0047	C89	0.0064
C21	0.0188	C44	0.0085	C67	0.0047	C90	0.0065
C22	0.0187	C45	0.0075	C68	0.0047	C91	0.0066
C23	0.0176	C46	0.0069	C69	0.0048	C92	0.0069
C24	0.0172	C47	0.0073	C70	0.0049	C93	0.0064
C25	0.0162	C48	0.0072	C71	0.0045	C94	0.0072
C26	0.0161	C49	0.0067	C72	0.0045	C95	0.0072
C27	0.0156	C50	0.0066	C73	0.005	C96	0.0064
C28	0.0164	C51	0.0065	C74	0.0046	C97	0.0075
C29	0.0166	C52	0.0061	C75	0.0051	C98	0.0072
C30	0.0160	C53	0.0060	C76	0.0047	C99	0.0074
C31	0.0141	C54	0.0060	C77	0.0053	C100+	0.198
C32	0.0137	C55	0.0056	C78	0.0054		
C33	0.0126	C56	0.0059	C79	0.005		

2.1.1. Pruebas de laboratorio. Usando las propiedades de los componentes que fueron calculadas por las correlaciones a partir de los datos suministrados, el programa estima algunos parámetros tales como la densidad y la viscosidad, sin embargo, es necesario tener valores acertados de viscosidad y densidad ya que son están entre los primeros factores que afectan el proceso VAPEX.

Se cuenta con los datos de las condiciones iniciales del campo que fueron sacados de “AN EXPERIMENTAL AND MODELING STUDY OF SOLVENT-BITUMEN PHASE BEHAVIOR AT ELEVATED TEMPERATURES USING-COLD LAKE BITUMEN ”

2.1.1.1. Análisis SARA. El análisis proporciona la caracterización de las fracciones más pesadas del crudo; basándose en la diferencia de solubilidad, polaridad y peso

molecular de los constituyentes presentes en el petróleo y de esta forma permite conocer el contenido de las fracciones Saturadas, Aromáticas, Resinas y Asfaltenos de una muestra. La importancia de esta herramienta, es que sirve como punto de partida para evaluar otras metodologías de predicción de estabilidad de asfaltenos.⁴²

Tabla 3. Prueba SARA.

Prueba SARA (% másico)	
Saturados	16.8
Aromáticos	44.9
Resinas	24.8
Asfaltenos	13.5

2.2. MODELAMIENTO FLUIDO-ASFÁLTENOS EN EL SIMULADOR CMG WINPROP

WinProp es el programa de determinación de propiedades y equilibrio multifásico de la ecuación de estado (EOS) de CMG. WinProp presenta técnicas para caracterizar el extremo pesado de un fluido petrolífero, agrupación de componentes, datos de PVT de laboratorio coincidentes mediante regresión, simulación de primera y múltiple miscibilidad de contacto, generación de diagramas de fase, modelado de precipitación de asfaltenos y cera, cálculos de clasificación de composición y flujo de proceso simulación. La ecuación de estado aplicado al proyecto es Peng Robinson (1978). A continuación se presenta la caracterización del crudo y del asfalteno respectivamente.

⁴² RODRÍGUEZ, Mayra A. y SANDOVAL, Zayda I. Determinación de la envolvente de precipitación de asfaltenos para un crudo extrapesado, por medio de simulación numérica. Tesis Pregrado, Universidad Industrial de Santander. 2015.

2.2.1. Caracterización del Crudo

2.2.1.1. Pseudocomponentes. Las propiedades críticas tales como la temperatura crítica (T_c), la presión crítica (P_c), el factor acéntrico (ω) para cada componente en una mezcla se deben conocer para realizar cálculos de equilibrio de fase usando una ecuación de estado. Generalmente, las propiedades críticas se han medido experimentalmente para componentes puros. Sin embargo, el petróleo crudo contiene miles de componentes diferentes. No es práctico realizar cálculos de flash usando un número tan alto de componentes. Por lo tanto, algunos componentes se agrupan (Lumping) y se representan como pseudo-componentes.

La agrupación disminuyó a 3 pseudo-componentes, 2 componentes (livianos) y 2 fracciones plus (Asfaltenos y crudo pesado).

Tabla 4. Conjunto de Pseudocomponentes después del lumping

	Componente	% molar
1	C3H8	0
2	C4H10	0
3	C11toC18	0.29812838
4	C19toC34	0.3872857
5	C35toC45	0.09961168
6	C46+	0.16293057
7	C46+Asp	0.052043667

El componente C₄₆₊ Asp se creó para trabajar con el modelo sólido, explicado posteriormente. El porcentaje molar del C₄₆₊ Asp se obtuvo a partir del porcentaje de asfaltenos de la prueba SARA, y los pesos moleculares a partir de la ecuación 8.

2.2.1.2. Ajuste Propiedades de los componentes del crudo. Para tener un análisis completo de los componentes es necesario suministrar datos de

propiedades físicas, críticas y correlaciones del factor acéntrico. WinProp tiene una librería de los principales componentes, de los cuales suministra los pesos moleculares, gravedades específicas y punto de ebullición de fracciones SCN tomadas de Whitson (1983). El simulador permite ajustar las propiedades de los componentes de dos formas: ingresando las propiedades físicas para hallar las propiedades críticas o de forma contraria ingresando propiedades críticas y así obtener las propiedades físicas, el presente proyecto usará el primer caso.

Para obtener las propiedades críticas el simulador permite usar tres correlaciones y decidir cual se acerca más a las condiciones requeridas. Las correlaciones y su rango de acierto son los siguientes:⁴³

Twu T_b hasta 715°C y SG hasta 1.436 (Twu,1984)

Lee-Kesler T_b hasta 650°C (Kesler y Lee, 1976)

Riazi-Daubert T_b hasta 455°C y MW de 70 a 300 (Riazi y Daubert, 1980)

Las correlaciones están en función del Peso molecular, temperatura de ebullición y peso molecular. Se trabajó con la correlación de Lee-Kesler porque acepta condiciones de crudo pesado.

Finalmente, para el factor acéntrico se presentan las correlaciones de Lee-Kesler y Edmister, en este caso se utiliza Lee-Kesler cuando son fracciones de petróleo.

⁴³ Winprop User Guide, Phase-Behaviour & Fluid Property Program. Version 2014. Computer Modelling Group, Ltd.

Tabla 5. Características de los componentes.

	Componente	Pc (atm)	Tc (K)	F. Acéntrico	MW	SG	Tb (°F)
1	C3H8	41.9	369.8	0.152	44.097	0.507	-43.69
2	C4H10	36.0	408.1	0.176	58.124	0.563	10.67
3	C11toC18	18.529195	715.75764	0.53418897	207.4934	0.83586364	507.73016
4	C19toC34	12.382163	826.88518	0.63445167	335.96231	0.88913246	736.24638
5	C35toC45	8.6363143	920.08539	0.8039598	389.53	0.92948844	936.2493
6	C46++	5.0545602	1147.7722	1.1299325	1244.9975	1.1155793	1585.0684
7	C46+Asp	5.0545602	1147.7722	1.1299325	1244.9975	1.1155793	1585.0684

2.2.1.3. Coeficientes de Interacción Binaria. Como fue mencionado en el capítulo anterior Winprop calcula los valores de interacción de hidrocarburo-hidrocarburo a partir de la ecuación 4. ⁴⁴

Siendo θ (exponente coeficiente de interacción) la única variable editable. Para facilitar el proceso los coeficientes de interacción entre hidrocarburos fueron establecidos en 0.46. El componente de asfalto se especifica dividiendo el componente más pesado del aceite en componentes precipitantes y no precipitantes. Estos dos componentes tienen las mismas propiedades críticas y factores acéntricos, sin embargo, el componente precipitante tiene coeficientes de interacción binarios más altos con los componentes livianos hasta aproximadamente C₅. Por tal caso los coeficientes de la fracción (C46+ Asp) tendrán un valor de coeficiente de interacción con θ igual a 0.36 y la interacción C46+ y el solvente será 0.06. ⁴⁵

2.2.1.4. Parámetros de regresión. Es bien sabido que las ecuaciones de estado cúbicas (EOS) generalmente no predicen con precisión los datos de laboratorio de mezclas de petróleo y gas sin el ajuste de los parámetros EOS (Coats y Smart, 1986). A menudo ha sido práctica ajustar las propiedades de los componentes

⁴⁴ Winprop User Guide, Phase-Behaviour & Fluid Property Program. Version 2014. Computer Modelling Group, Ltd.

⁴⁵ AL-QASIM, Abdulaziz, Asphaltene Phase Behavior Modeling for Wells from the Middle East. Saudi Aramco, SPE-185976-MS. 2017.

(usualmente las fracciones pesadas, por ejemplo, p_c , T_c , ω , etc.), para ajustar los datos experimentales.

La función objetivo de la regresión implica la solución de ecuaciones no lineales complejas tales como cálculos de flash y de presión de saturación. Por lo tanto, se requiere un método de minimización robusto para una convergencia rápida al mínimo. En WinProp se usa una modificación del algoritmo adaptativo de mínimos cuadrados de Dennis et al (1981).

En el presente proyecto se calibró la Densidad y Viscosidad a presión atmosférica. Para calibrar cada uno se deben seleccionar los parámetros de regresión que les afecta, WinProp permite seleccionar cuales propiedades serán las variables ligadas de cada componente, no es recomendable tomar todos los componentes porque pueden representar cambios relativamente menores, por ejemplo, 1% de propano afectará en poco la viscosidad. Para el caso de la densidad se seleccionó el Peso molecular y el Vol shift, y el de la viscosidad se seleccionaron los parámetros del modelo Pedersen Modificado (1987) siendo 5 parámetros: Coeficiente de peso molecular regla de mezcla, Exponente de peso molecular regla de mezcla, Coeficiente del factor de acoplamiento, Exponente de densidad del factor de acoplamiento y Exponente de peso molecular del factor de acoplamiento.

Ilustración 12. Resultados experimentales Winprop Viscosidad vs Presión.

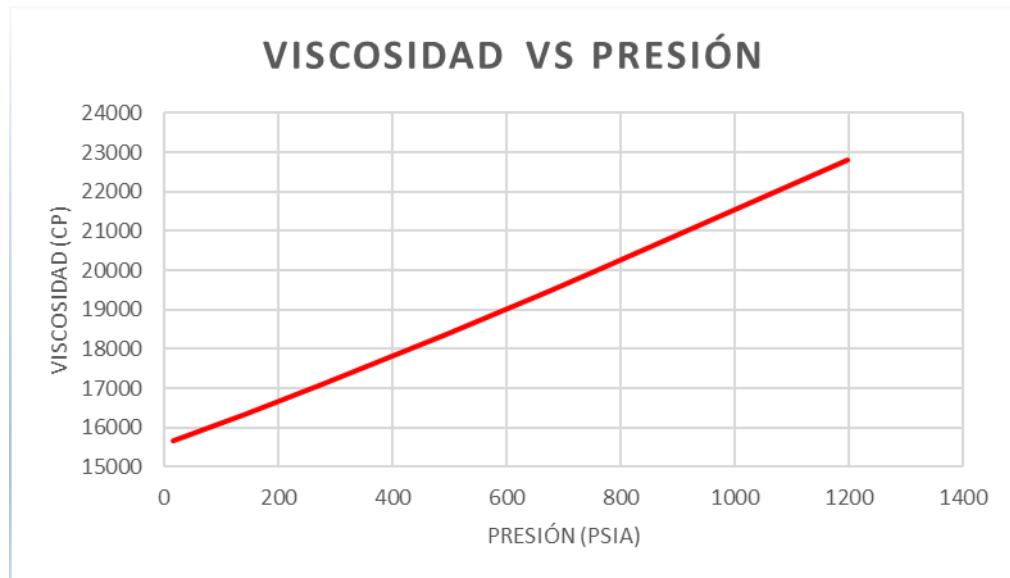
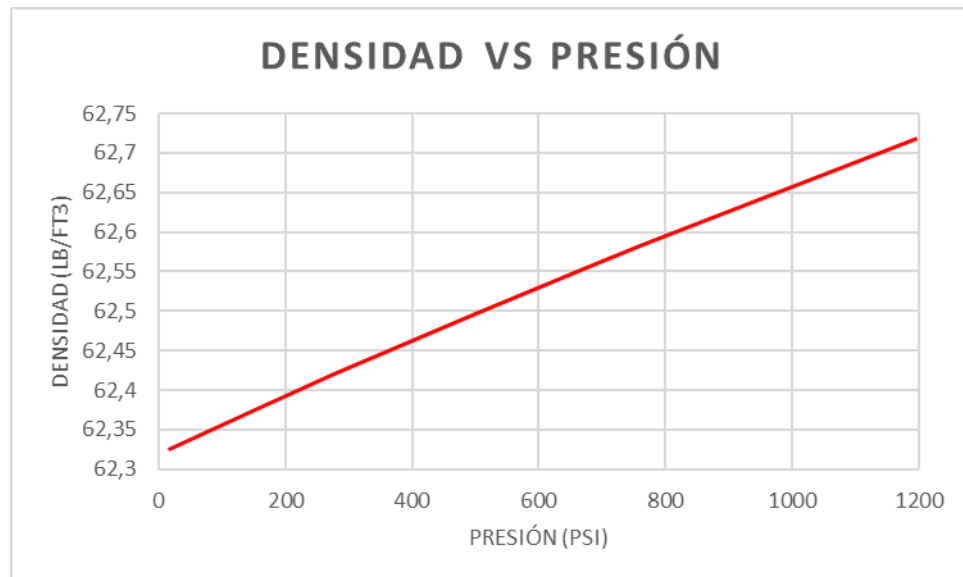


Ilustración 13. Resultados experimentales Winprop Densidad vs Presión.



2.2.1.5. Modelamiento de asfaltenos. El modelo trabajado en el proyecto fue el modelo termodinámico sólido, WinProp permite el uso de este en la sección Asphaltene/Wax Modelling. En esta sección se necesita conocer el volumen molar de la fase sólida como se puede visualizar en la ecuación 6 , dicha ecuación está

en función de la fugacidad y la fugacidad de referencia y para ser calculadas se requiere “onset Points”.

Se pueden utilizar presiones de inicio sólidos a diferentes temperaturas para calcular parámetros en el modelo sólido para realizar predicciones de precipitación dependientes de la temperatura.

Los requisitos para realizar este cálculo son:

Dos, tres o cuatro presiones de inicio de precipitación sólida a diferentes temperaturas deben ser conocidas para una composición fluida.

La fase sólida debe ser modelada con un solo componente, como se hace normalmente para el modelado de precipitación de asfaltenos.

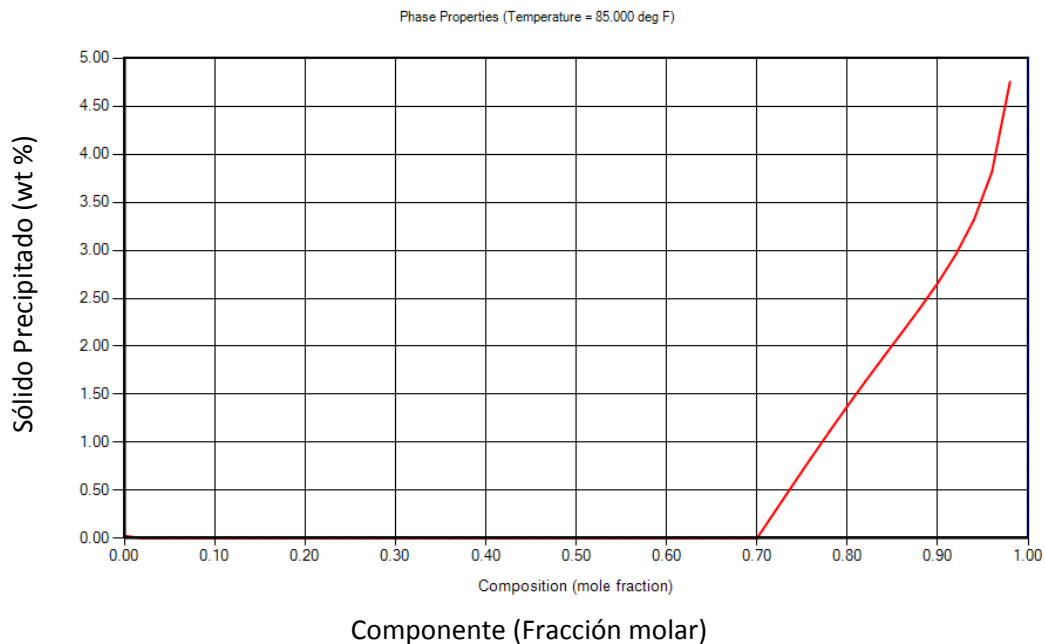
La presión y la temperatura de uno de los puntos de inicio se deben introducir en la sección “Calculations” como la presión y la temperatura para el flash. Esto se utilizará como condición de referencia y definirá la fugacidad de referencia. El cálculo de los otros parámetros dependerá del número de puntos de inicio adicionales introducidos, como se describe a continuación. Normalmente se ajusta para que coincida con una cantidad conocida de sólido en una condición dada (experimento de precipitación a granel), de lo contrario se omitirá como se describe en volumen en fase sólida molar.

1. Punto de inicio adicional - ΔC_p se establece en el valor de entrada del usuario o se establece por defecto en cero. ΔH_{tp} se calcula para que coincida con el punto de inicio especificado.
2. Puntos de inicio adicionales - ΔC_p y ΔH_{tp} se calculan para que coincidan con los puntos de inicio especificados.

3. Puntos de inicio adicionales - ΔC_p , ΔH_{tp} y v_s se calculan para que coincidan con los puntos de inicio especificados. Esto no se hace normalmente, ya que es preferible usar v_s para coincidir con un experimento de precipitación a granel.⁴⁶

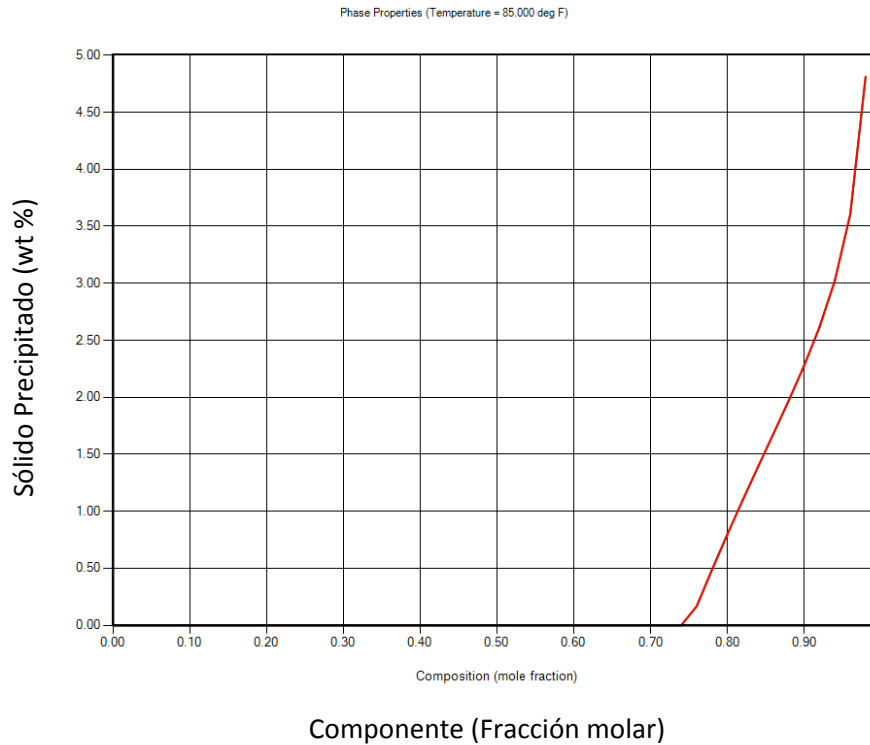
Para la elaboración de la precipitación de asfaltenos se utilizó un onset point, siendo suficiente para obtener resultados acertados en la simulación. Después de aplicar el modelo asfáltico se comprobó que la inyección de Propano precipitará hasta un máximo 4.8% de sólidos precipitados y el Butano hasta un 4.3%.

Ilustración 14 Precipitación de Asfaltenos al inyectar Propano VS Fracción molar del solvente



⁴⁶ Winprop User Guide, Phase-Behaviour & Fluid Property Program. Version 2014. Computer Modelling Group, Ltd.

Ilustración 15 Precipitación de Asfaltenos al inyectar Butano VS Fracción molar del solvente



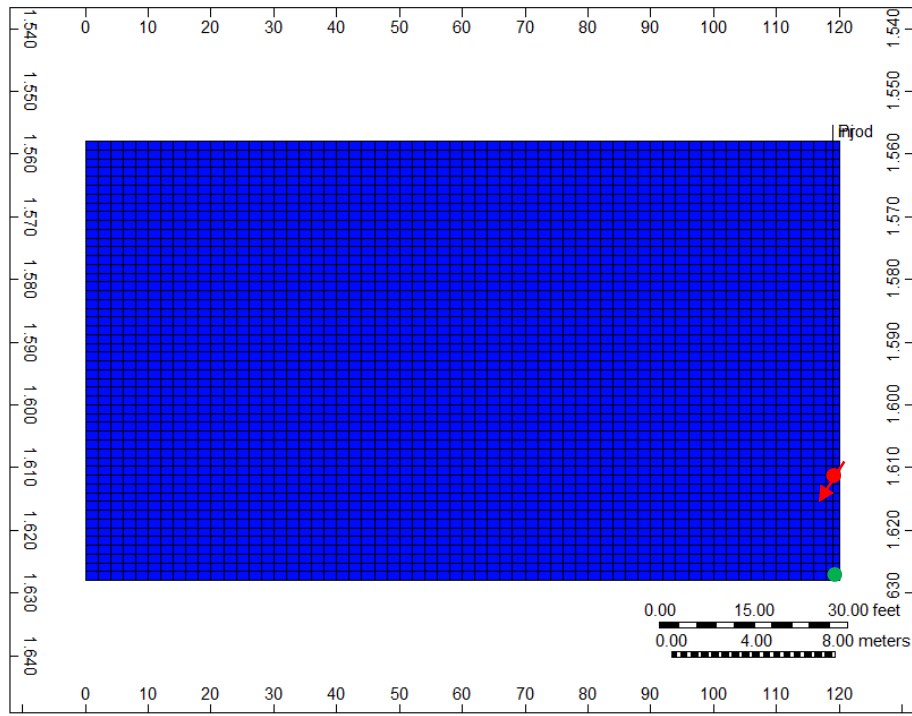
2.3. MODELAMIENTO FLUIDO-ASFÁLTENOS EN EL SIMULADOR CMG GEM

GEM es el simulador líder para el modelado de yacimientos composicionales y no convencionales, basado en una ecuación de estado que modela el flujo de tres fases, (fluido multi-componentes). GEM puede modelar cualquier tipo de recuperación donde la composición de fluido efectivo es importante.

2.3.1. Elaboración del enmallado. Para iniciar la simulación es necesario comenzar creando las dimensiones del enmallado y seleccionando el tipo, que para este caso fueron 65,1,50 en malla cartesiana. La extensión de I es de 120 ft, J es de 4 ft y k es de 70 ft.

Siendo el espesor de cada bloque de 1.4 ft, el pozo inyector se en 60 1 38 y el productor en 60 1 50, habiendo un espaciamiento entre pozos de 16.8 ft.

Ilustración 16. Modelo Base Simulación



También se hace necesario manejar un modelo con alta discretización para poder observar detalladamente la formación y expansión de la cámara de vapor además del comportamiento del fluido composicional.

2.3.2. Propiedades de la matriz. Las propiedades escogidas para el modelo de yacimiento se presentan a continuación:

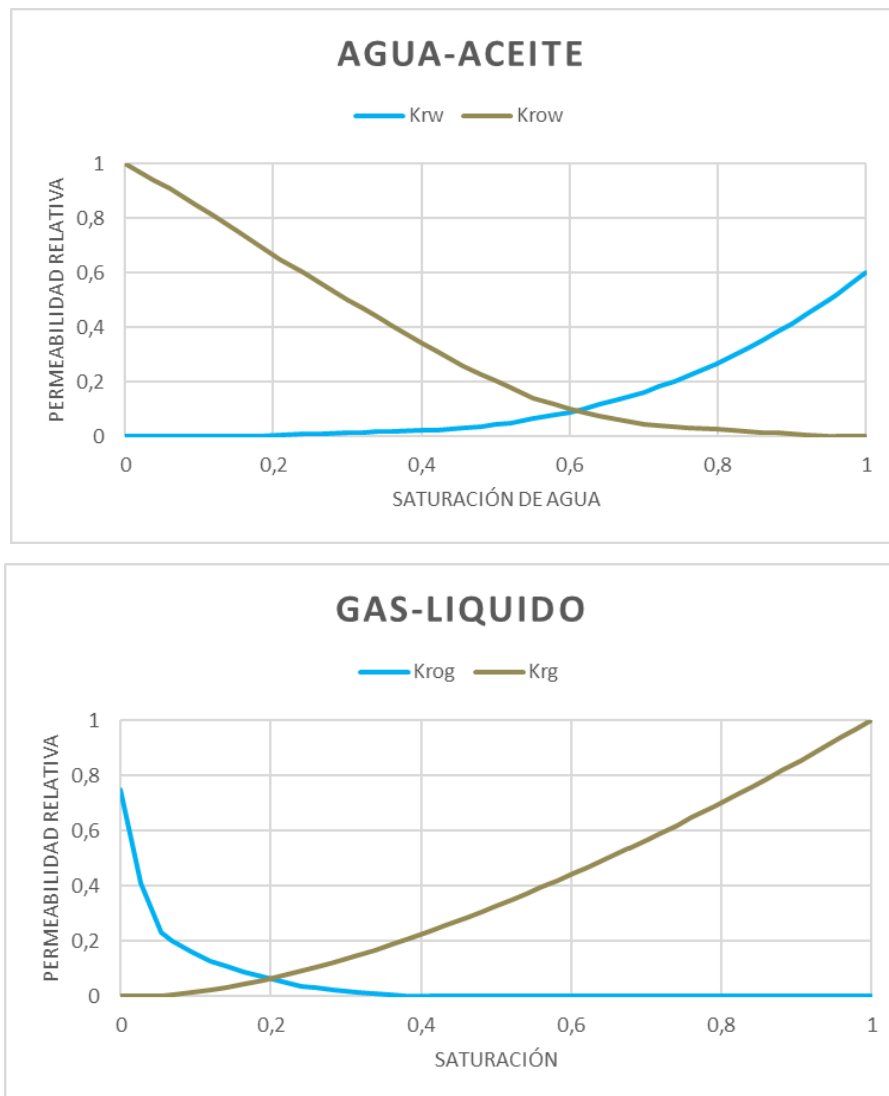
Tabla 6. Propiedades de matriz.

PROPIEDAD	VALOR
Espesor promedio (ft)	70
Porosidad	0.32
Permeabilidad Promedio en I (md)	2500
Permeabilidad Promedio en J(md)	2500
Permeabilidad Promedio en K (md)	2500

2.3.3. Propiedades de los componentes. Las propiedades PVT descritas en el capítulo 2.2 Modelamiento fluido-asfaltenos en el simulador CMG WINPROP fueron cargadas en la sección COMPONENTS de Builder, adicionalmente se especificaron las difusividades de los componentes según la ecuación 14.

2.3.4. Propiedades Roca-Fluido. Para realizar la caracterización roca-fluido se presentan a continuación las curvas de permeabilidad relativa

Ilustración 17. Grafica Curvas de Permeabilidad relativa



2.3.5. Condiciones Iniciales.

Tabla 7 Condiciones iniciales del modelo.

Presión de referencia (Psi)	498
Profundidad a presión de referencia (ft)	1558
Saturacion de agua	0

2.3.6. Creación del modelo VAPEX. El proceso VAPEX (extracción de vapor) por lo general requiere de un arreglo de pozos horizontales uno encima del otro, con un espaciamiento de aproximadamente 16 ft. El solvente es inyectado en el pozo horizontal superior y este se difunde en el petróleo pesado o bitumen, diluyéndolo, y, al final, reduciendo su viscosidad para permitirle drenar por gravedad al pozo de producción horizontal inferior, debido al cambio de movilidad del crudo. Las condiciones de operación son controladas con el objetivo de mantener el solvente en la fase de vapor muy cercano a su presión de vapor para así aumentar al máximo los efectos de dilución del solvente. El solvente inyectado forma una cámara de vapor en el pozo inyector, la cual tiende a crecer hacia niveles superiores y a los lados, aumentando, con el tiempo, el área efectiva de contacto entre el solvente y el crudo del yacimiento.

Para realizar el análisis se utilizaron las siguientes condiciones

1. VAPEX inicial: Inyección propano
2. VAPEX inicial: Inyección butano
3. VAPEX aplicando difusión molecular según ecuación de SIGMUND
4. VAPEX aplicando difusión molecular según ecuación de WILLKE
5. VAPEX con difusión constante
6. VAPEX aplicando modelo solido asfálténico

3. ANALISIS DE RESULTADOS

3.1. RESULTADOS DEL PROCESO VAPEX AL INYECTAR SOLVENTES (PROPANO, BUTANO)

La ilustración 17 presenta la variación en la saturación de aceite al inyectar propano como solvente en el proceso VAPEX teniendo como referente el año inicial de inyección 202, en cuatro periodos de tiempo diferentes (2021, 2025,2030,2035. El pozo productor se ubicó en la parte inferior izquierda y 16.8 ft por encima se encuentra ubicado el pozo inyector, en el momento en el que la cámara de vapor toca la frontera superior, la saturación de gas tiende a tener un crecimiento acelerado.

En las pruebas se inyectó el solvente a una presión de 500 psi, por lo cual un leve porcentaje de solvente se condensa. Se observó una interfaz vapor-aceite más grande al inyectar butano como lo muestra la ilustración 18, y esto es debido a que liquificó mas butano en relación al propano. El crecimiento menor del butano se debe a que diluyo en menor cantidad en comparación con el propano adicionalmente por lo explicado anteriormente, un solvente en forma de líquido crece más despacio.

Ilustración 18. Cámara de vapor en la sección transversal del yacimiento al inyectar Propano.

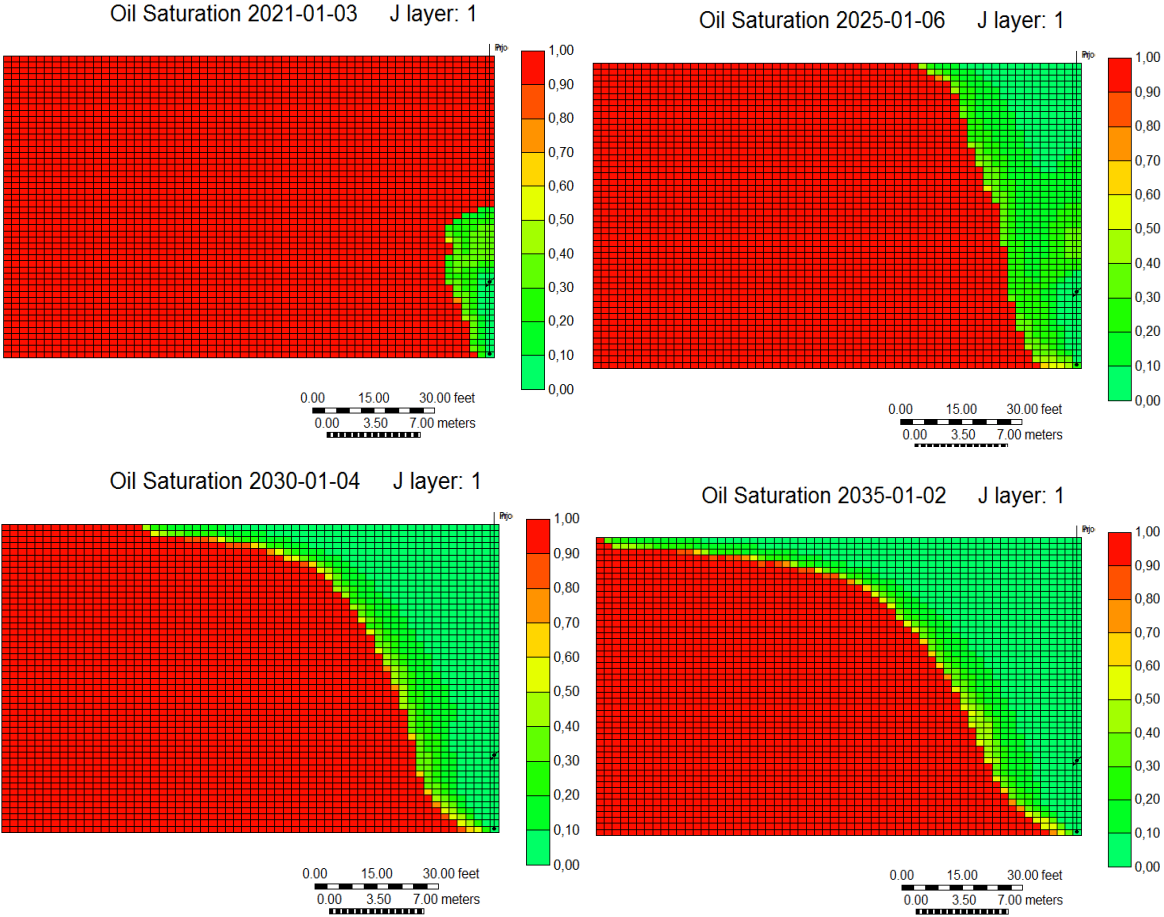


Ilustración 19. Cámara de vapor en la sección transversal del yacimiento al inyectar Butano

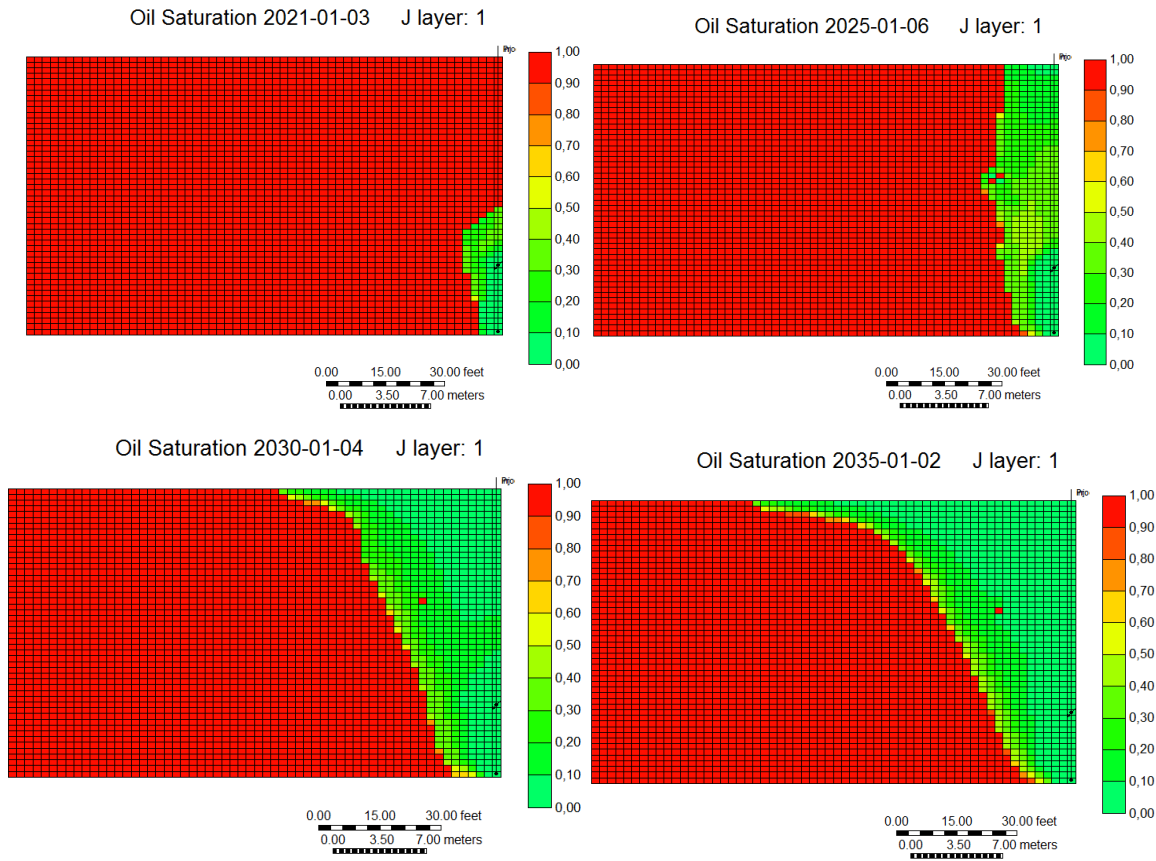
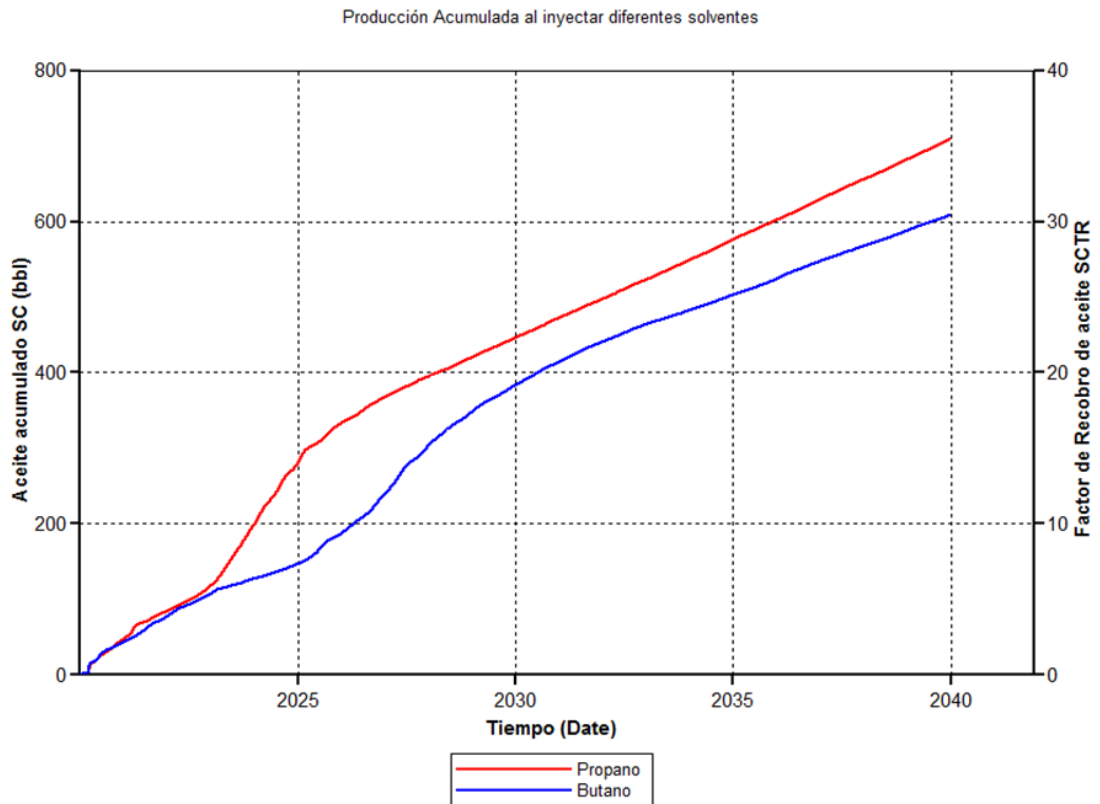


Ilustración 20. Producción acumulada VAPEX al inyectar Propano y Butano



En la ilustración 18, durante los primeros tres años de la producción de cada solvente, la producción será similar, sin embargo, cuando hay un cambio en la pendiente de la producción indica que la cámara de vapor llegó a la parte superior de la grilla y empezara a expandirse horizontalmente, lo cual fue logrado primero por el propano. La producción acumulada durante los veinte años de propano es mayor a la producción a la producción de butano con un factor de recobro de 35%.

3.2. RESULTADOS DEL PROCESO VAPEX AL APLICAR CORRELACIONES DE DIFUSIÓN MOLECULAR

Para observar los mecanismos de transferencia de masa primero se evaluaron las correlaciones de difusión molecular Sigmund y Willke, según la ilustración 19 para el caso de VAPEX el crecimiento fue muy poco realista, sin importar que este asume difusividad del crudo y del gas. De la correlacion Willke el crecimiento difusivo fue más acertado, sin embargo, este no considera difusividades del gas (Willke trabaja en función de la viscosidad del crudo).

Ilustración 21. Aplicación de la correlación Sigmund en la cámara de vapor

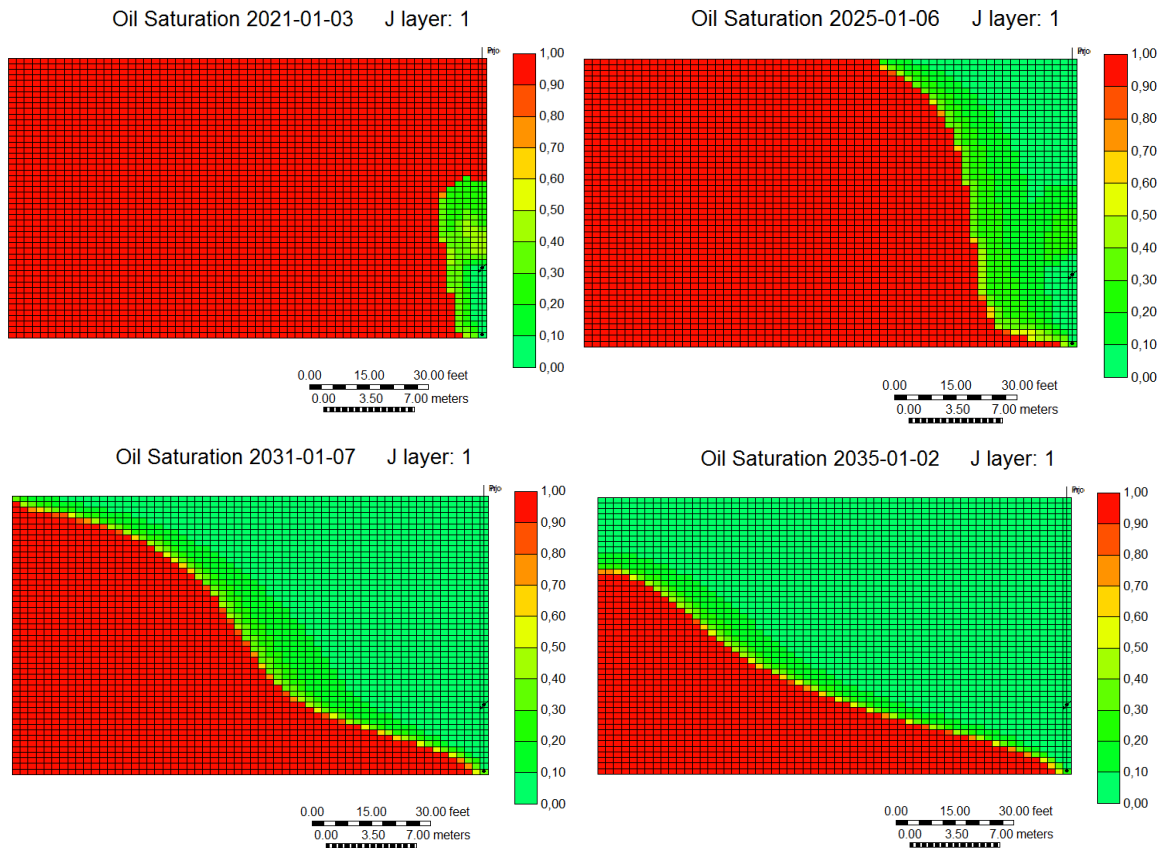
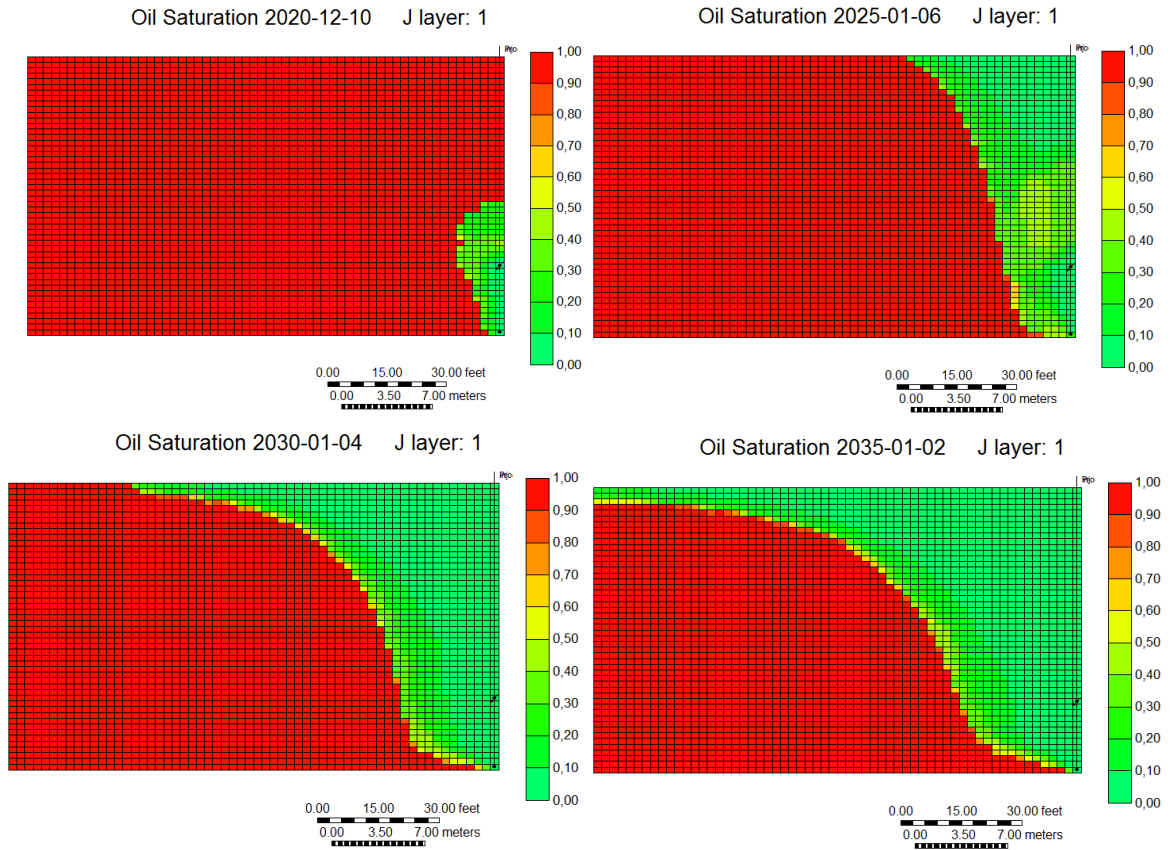
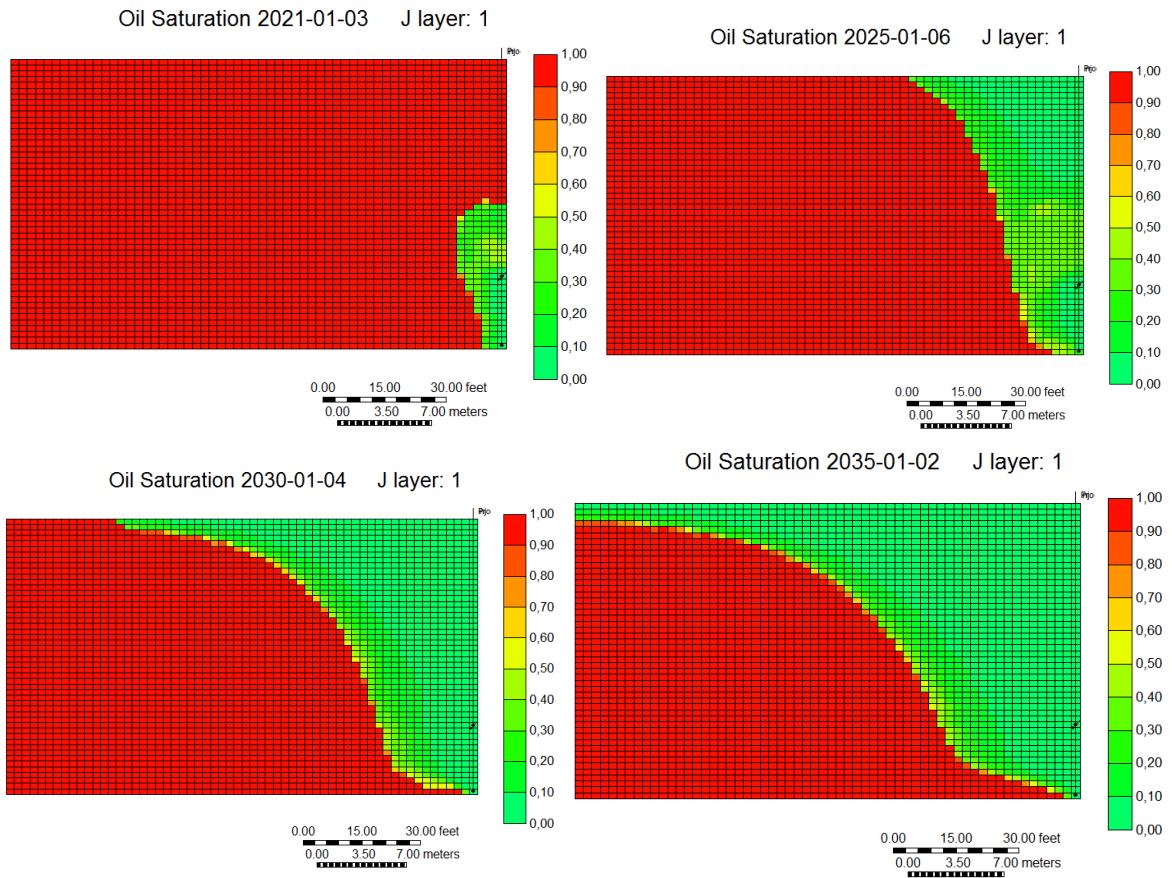


Ilustración 22. Aplicación de la correlación Willke en la cámara de vapor



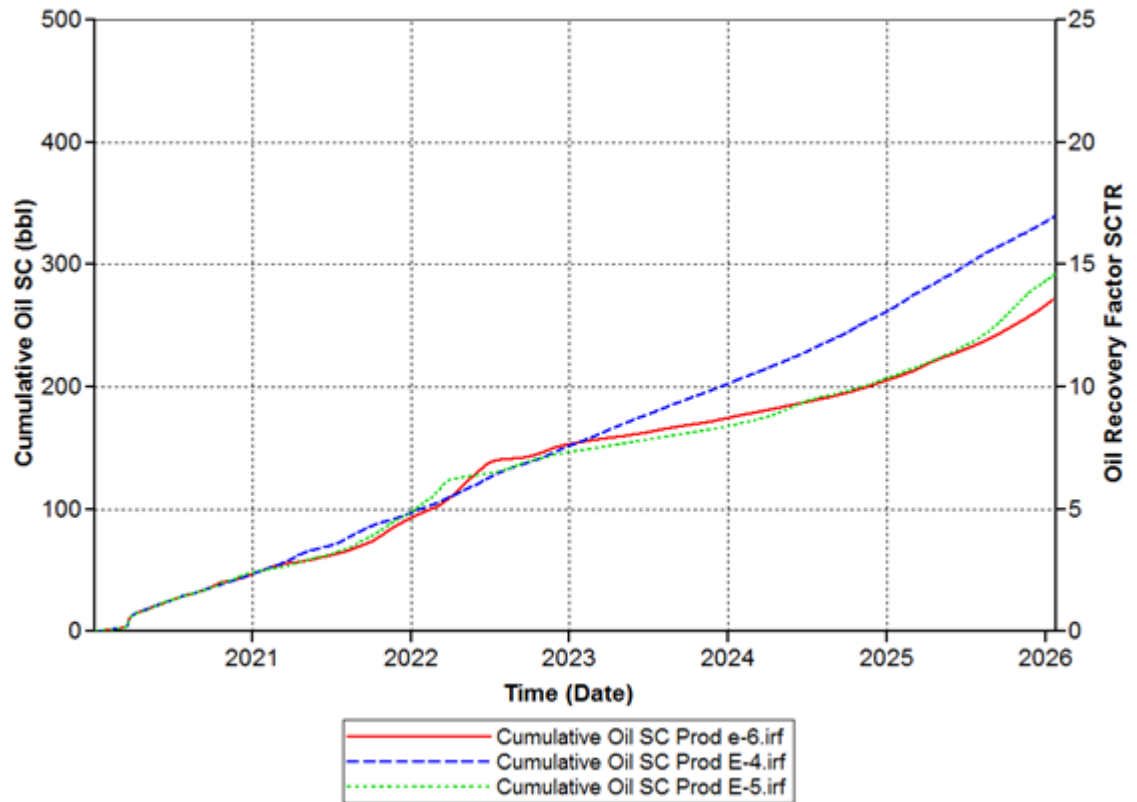
Después de observar las correlaciones de difusividad se emplearon diferentes difusividades constantes con valores aproximados a la difusividad de los solventes ($1.8 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$, $1.8 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$, $1.8 \cdot 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$),

Ilustración 23. Aplicación de una difusividad de $1.8e^{-6}(\text{cm}^2/\text{s})$



Al aplicar una difusión de $1.8 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$, la producción acumulada tiende a crecer linealmente como se muestra en la ilustración 24, para el caso de las difusividades de $1.8 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$ y $1.8 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$, la tasa de producción acumulada de aceite presenta el cambio de pendiente al llegar a la parte superior de la cámara como lo visto en la simulación base, alcanzando un factor de recobro de 15% para el 2026.

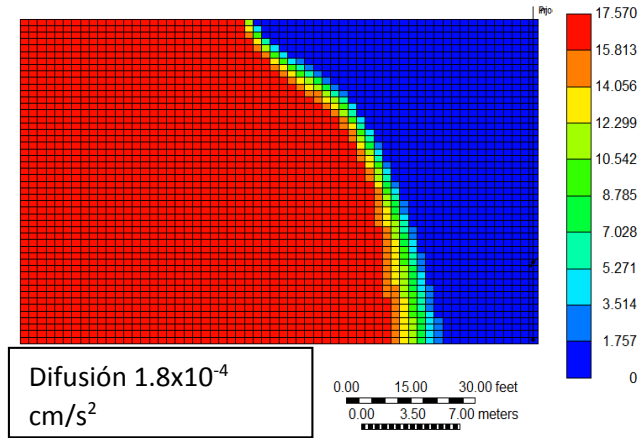
Ilustración 24 Produccion acumulada y factor de recobro a diferentes valores de difusion



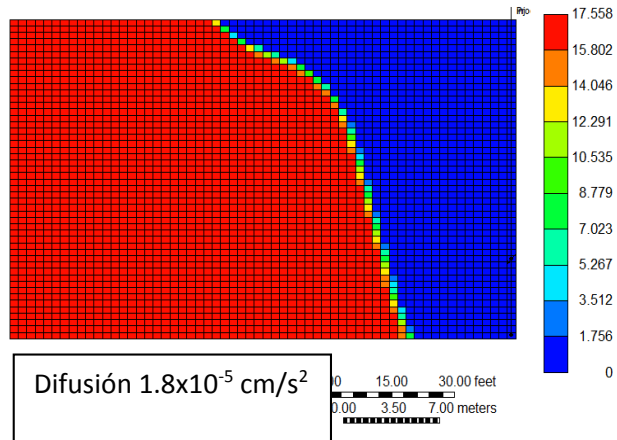
En la ilustración 25 podemos notar la importancia de la difusividad en la interfaz vapor-aceite, la viscosidad en difusiones mayores a $1 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$ presenta una disminuci3n en escala mas notable, y cuando se emplean difusiones menores a $1 \cdot 10^{-4} \text{ cm}^2/\text{s}$ es muy poco visible.

Ilustración 25. Viscosidad aplicada a diferentes difusividades

Oil Viscosity (cp) 2023-01-17 J layer: 1



Oil Viscosity (cp) 2025-09-19 J layer: 1



Oil Viscosity (cp) 2028-05-30 J layer: 1

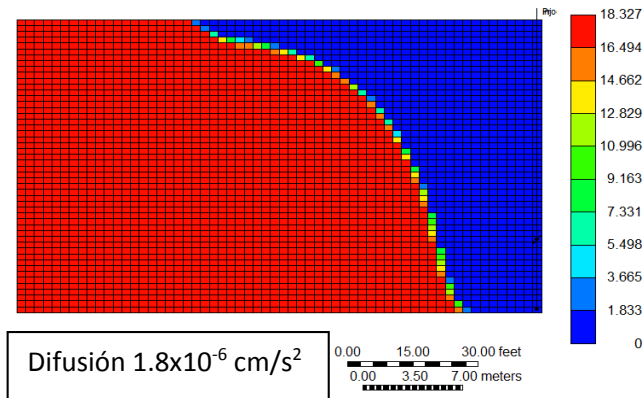
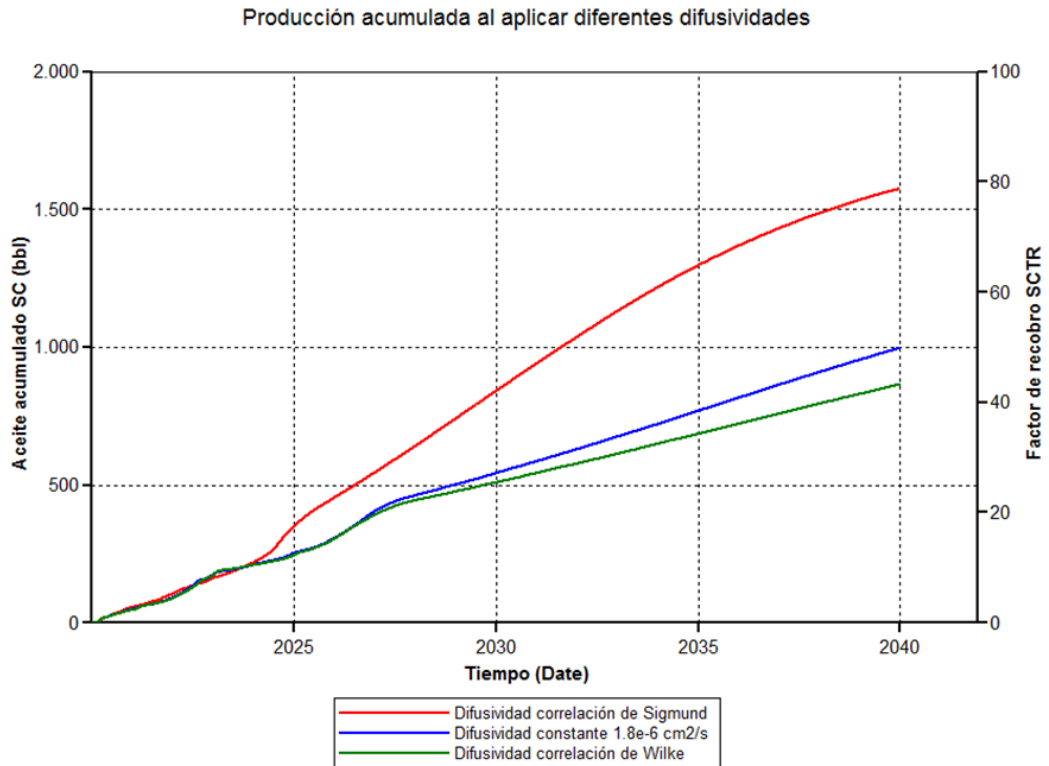


Ilustración 26. Producción acumulada VAPEX con diferentes difusividades



Durante los primeros años de inyección la producción de diferentes difusiones es igual, la diferencia radica en el crecimiento de la cámara de vapor. En la ilustración 26 se puede observar como la correlación de Wilke y una difusión de $1.8 \times 10^{-6} \text{ cm}^2/\text{s}$ solo se diferenciaron en el crecimiento horizontal de la cámara, teniendo Wilke un crecimiento menor.

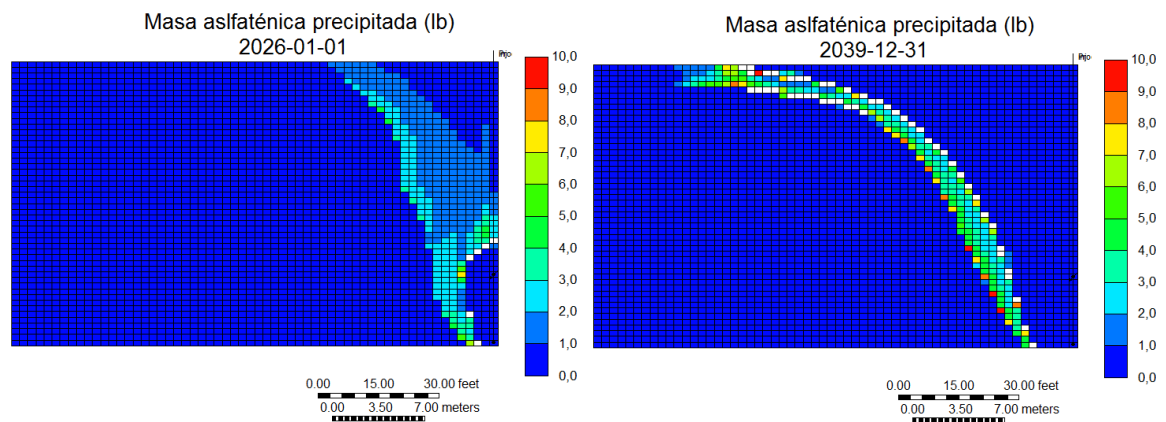
Validación: Das (2005), evaluó diferentes coeficientes de difusión constantes para el propano entre 10^{-1} y $10^{-5} \text{ Cm}^2/\text{s}$ vía simulación y comprobó que al aplicar altas difusividades el solvente difusa rápidamente presentando resultados de producción irreales. El autor recomendó usar coeficientes de difusión menores de $10^{-5} \text{ Cm}^2/\text{s}$ para ser usados en un estudio de simulación.⁴⁷

⁴⁷ DAS, S. 'Diffusion and dispersion in the simulation of VAPEX process', SPE/PS-CIM/CHOA International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium, SPE 97924 Calgary, Alberta, Canada, 2005

3.3. RESULTADOS DEL PROCESO VAPEX AL APLICAR MODELO SOLIDO ASFALTÉNICO

Los resultados muestran que la precipitación de asfaltenos ocurren en la región de aceite que está adyacente a la cámara de vapor, esta región se mueve con el crecimiento de la cámara y se van desplazando por la interfaz. Todos los asfaltenos precipitados pueden fluir con el aceite, este efecto ocurrido por la reversibilidad de los asfaltenos va limpiando la zona ocupada por la cámara del solvente. (Nghiem et al. 2001)⁴⁸

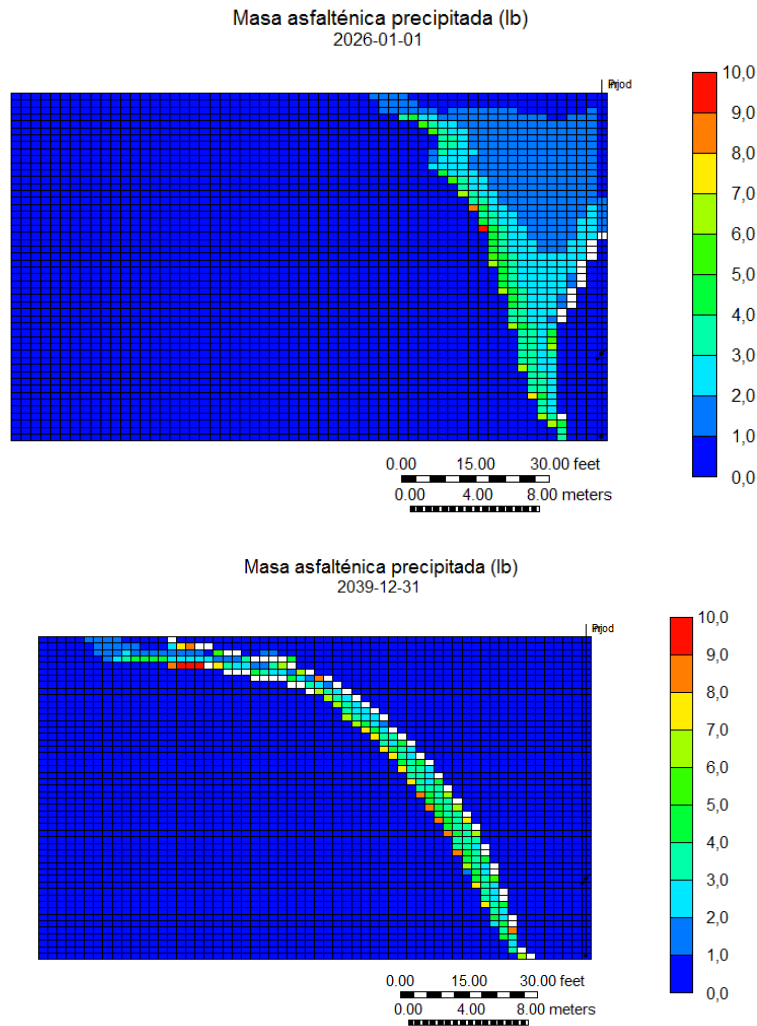
Ilustración 27. Aplicación del modelo solido inyectando propano en la cámara de vapor.



Durante los primeros años de producción, la precipitación de asfaltenos ocurre en la parte superior de la cámara de vapor mientras esta asciende con precipitados aproximadamente entre 2-3 libras por celda. En los años posteriores la precipitación se ubica en la interfaz vapor-aceite siendo los extremos de esta donde hay mayor precipitación.

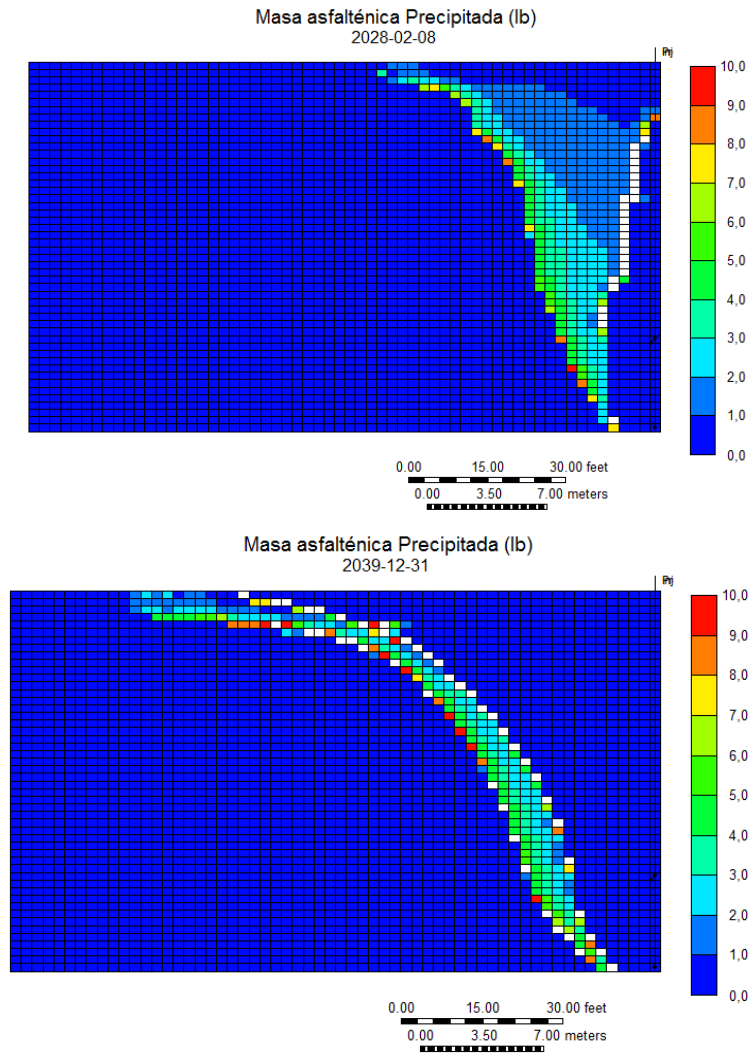
⁴⁸ NGHIEM, L.X., SAMMON, P.H., and KOHSE, B.F., Modelling Asphaltene Precipitation and Dispersive Mixing in the VAPEX Process; paper SPE 66361, SPE Reservoir Simulation Symposium Proceedings, Houston, TX, February 11 – 14, 2001.

Ilustración 28. Aplicación del modelo sólido a una presión de operación de 300 psi.



De la ilustración 28 (300 psi), se puede observar una precipitación similar a la de 500 psi, sin embargo, el crecimiento de la cámara es mayor en la parte superior, puede ser comprobado según Haghghat, 2010. Adicionalmente la interfaz asfáltica es de mayor tamaño entre más alta es la presión, al igual que el factor de recobro es menor (Ilustración 30).

Ilustración 29. Aplicación del modelo sólido a una presión de operación de 650 psi



Validación: James et al. (2010), demostraron que los asfaltenos precipitan cuando el solvente condensa (Operaciones de presión superiores a la presión de vapor).⁴⁹

⁴⁹ JAMES, L.A., REZAEI, N. and CHATZIS, I. 'VAPEX, warm VAPEX and hybrid VAPEX – the state of enhanced oil recovery for in situ heavy oils in Canada', Journal of Canadian Petroleum Technology, Vol. 47, 2007.

Luo et. al (2008), comprobaron que al reducir la presión de operación previene la precipitación de asfaltenos, sin embargo la precipitación disminuye significativamente la viscosidad del aceite y mejora su calidad.⁵⁰

Ilustración 30. Factor de recobro a diferentes presiones de operación.

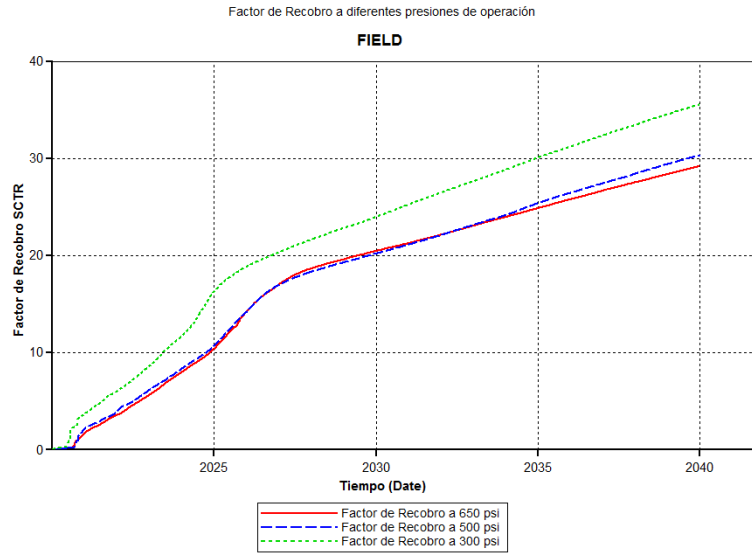
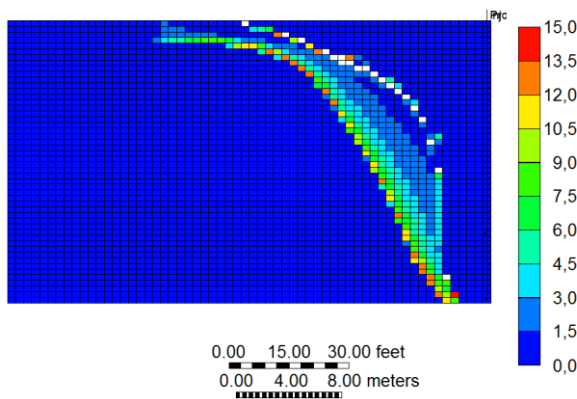
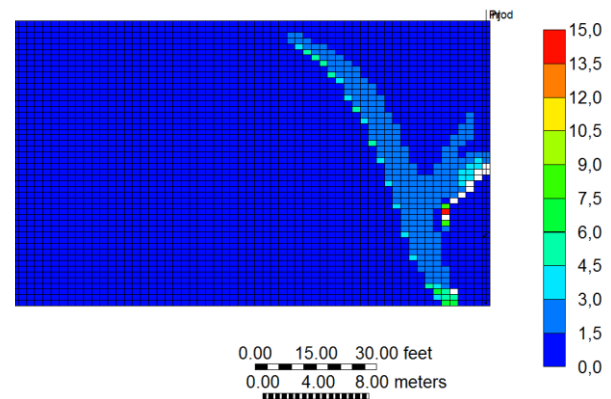


Ilustración 31. Precipitación de asfaltenos al inyectar propano y butano.

Precipitación de asfaltenos al inyectar Propano
Asphaltene Precipitated Mass (lb) 2039-12-31



Precipitación de asfaltenos al inyectar Butano
Asphaltene Precipitated Mass (lb) 2039-12-31 J layer: 1



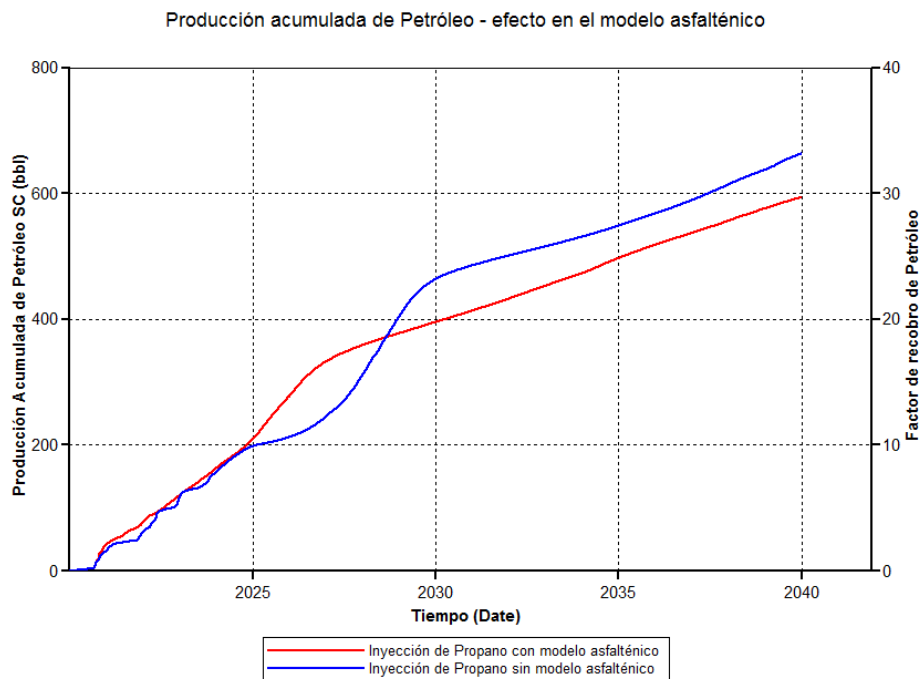
⁵⁰ LUO, P., WANG, X., GU, Y., ZHANG, H. and MOGHADAM, S. (2008) 'Asphaltene precipitation and its effects on the vapour extraction (VAPEX) heavy oil recovery process', International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium SPE 117527, Calgary, Alberta, Canada, 2008.

Como se puede ver en la Ilustración 31, la inyección de Butano presenta un considerable porcentaje de asfaltenos mucho menor, siendo el desasfaltado mucho menor y provocando un tamaño de la cámara de vapor pequeña.

Validación: Butler et al, (1995), Das y Butler (1998), Kok et al (2007), Haghghat y Maini (2010). Comprobaron que la precipitación de asfaltenos es mayor en el Propano que el Butano a casi todas las tasas de inyección además de desasfaltar mayor cantidad.⁵¹

Das y Butler (1994), Crudo desasfaltado no detiene el flujo afuera del yacimiento.⁵²

Ilustración 32. Producción acumulada modelo asfalténico.

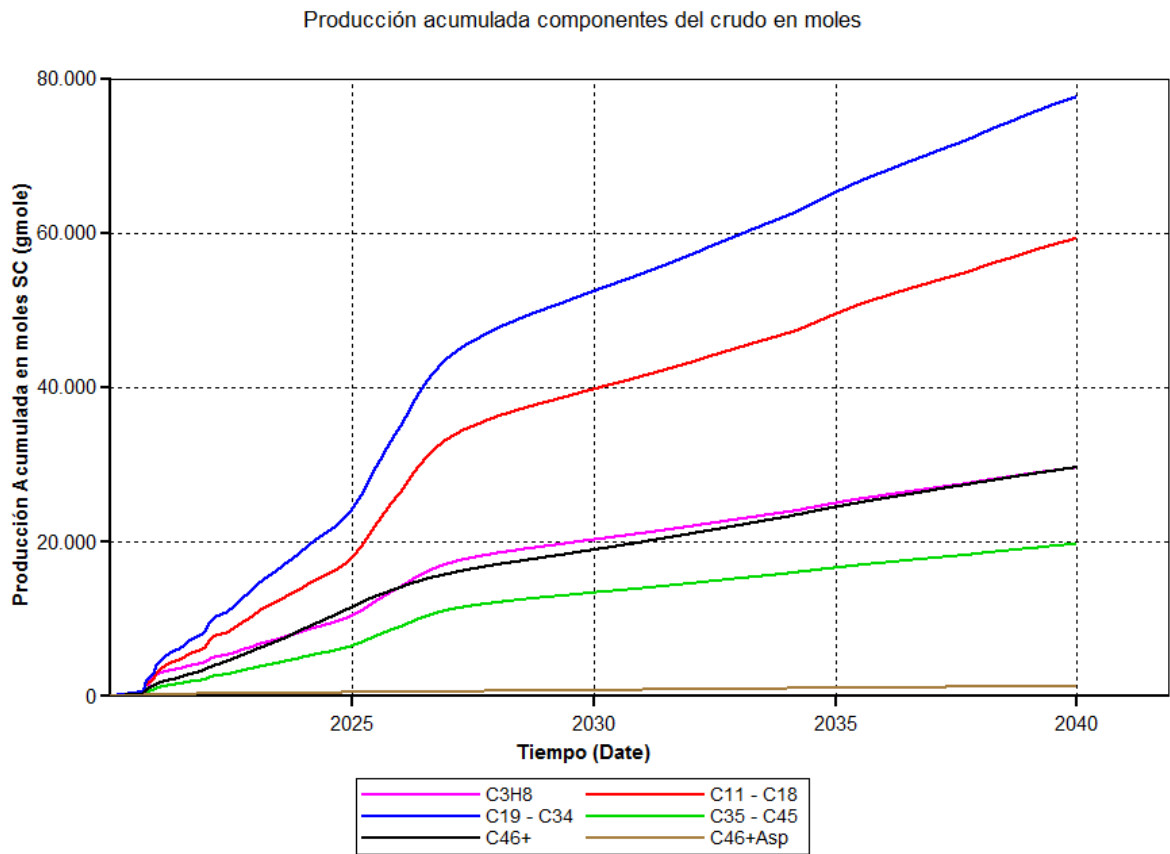


⁵¹ DAS, S.K. and BUTLER, R.M. 'Mechanism of the vapor extraction process for heavy oil and bitumen', Journal of Petroleum Science and Engineering, Vol. 21, 1998.

⁵² DAS, S.K. and BUTLER, R.M. 'Effect of asphaltene deposition on the VAPEX process: a preliminary investigation using a Hele-shaw cell', Journal of Canadian Petroleum Technology, Vol. 33, 1994.

En las curvas de producción acumulada (ilustración 32) al aplicar el modelo asfáltico y no, se observó una producción menor en el modelo asfáltico, un aproximado de 3% de factor recobro menor, por lo tanto, que haya una precipitación de asfaltenos en la prueba VAPEX se verá reflejado en una tasa de producción menor y una posible depositación de asfaltenos, por lo cual: no presentar una presión de operación muy alta o inyectar una mezcla de solvente menos precipitante con el alfteno ayudara a una mejor optimización de VAPEX.

Ilustración 33 Producción acumulada - componentes del crudo



Según la Ilustración 33 se observa la producción de cada componente por separado aplicando modelo asfáltico, siendo el C19-C34 el de mayor relevancia en el crudo producido. La producción de C46+ Asp fue poco significativa siendo que este es desasfaltado en el yacimiento y evitando su producción.

Tabla 8 Cuadro comparativo de producción a diferentes condiciones.

TEST	PRESIÓN DE OPERACIÓN (PSI)	SOLVENTE INYECTADO	APLICACIÓN DE DIFUSIÓN (cm ² /s)	MODELO ASFALTÉNICO	Producción Diaria-Promedio (bbl/d)*	Producido Acumulado 20 años (bbl)	FR (%)	Asfalteno Precipitado (1.4x2)ft Interfaz (lb)
1	500	PROPANO	NO	NO	0.075	709	36.2	x
2	500	BUTANO	NO	NO	0.055	608	31	x
3	500	PROPANO	SIGMUND	NO	0.255	1575	80.3	x
4	500	PROPANO	WILKE	NO	0.100	864	44.1	x
5	500	PROPANO	1.8x10 ⁻⁴	NO	0.300	1770	90.2	x
6	500	PROPANO	1.8x10 ⁻⁵	NO	0.240	1598	81.5	x
7	500	PROPANO	1.8x10 ⁻⁶	NO	0.130	997	50.8	x
8	500	PROPANO	1.8x10 ⁻⁶	SI	0.047	594	30.3	1.8 – 4.1
9	300	PROPANO	1.8x10 ⁻⁶	SI	0.067	693	35.5	0.4 - 3.0
10	650	PROPANO	1.8x10 ⁻⁶	SI	0.044	572	29.2	2.4 – 4.5
11	500	BUTANO	1.8x10 ⁻⁶	SI	0.034	399	20.3	1.0 – 2.2

*Producción diaria simulación 2D, 4 ft de longitud.

En la tabla 8 podemos visualizar un cuadro comparativo de todas las condiciones y parámetros operacionales efectuados en la simulación, considerando comparaciones tales como la producción acumulada, factor de recobro y asfaltenos precipitados.

4. CONCLUSIONES

- Es necesario caracterizar el proceso VAPEX con los mecanismos de transferencia de masa, debido a que generan una mayor aproximación al comportamiento real, la difusión molecular permite un cambio composicional más acertado y por lo tanto una interfaz vapor-aceite más estable.
- A altas presiones de operación el solvente empieza a condensar por lo que su disolución se ve perjudicada y además de presentar mayor precipitación, por lo que a este caso una presión de operación alta no se traduce en mayor producción.
- Gracias a las características del propano, este resulta ser una buena elección a la hora de usarlo como solvente en el proceso VAPEX, en comparación con los hidrocarburos más livianos (metano y etano) este cuando hay precipitación de asfaltenos puede arrastrarlos con mayor facilidad y comparándolo con hidrocarburos más pesados (butano, pentano) tiende a estar en forma de vapor a condiciones de yacimiento lo que permite un mayor crecimiento de la cámara de vapor.
- Al inyectar solvente hidrocarburo este desasfaltará el crudo contiguo a la interfaz vapor-aceite cambiándole la composición al disminuirle su viscosidad por lo que se produce un crudo mejorado que representa mayor rentabilidad.

5. RECOMENDACIONES

- Estudiar el análisis de la simulación de VAPEX llevado a cabo en un yacimiento de crudo pesado colombiano.
- Realizar un análisis de los efectos de precipitación en presencia de aguas connatas, acuíferos o capas de gas.
- Emplear otros solventes tales como mezclas butano-propano o solventes hidrocarburos no condensables (CO₂,N₂) y así poder observar si existen cambios en el crecimiento de la cámara de vapor.
- Llevar a cabo un análisis económico que permita mostrar que tan viable es la implementación de esta técnica de recobro mejorado en nuestro país.

BIBLIOGRAFÍA

AHMED, T.: Hydrocarbon Phase Behavior, Gulf Publishing Company, Houston, 1989.

ALAYON, Mario. Asfaltenos Ocurrencia y Floculación. Mérida, Venezuela, Universidad de los Andes, 2004.

AL-HADRAMI, Munira M. Investigations into Heavy Oil Recovery by Vapour Extraction (VAPEX). Tesis PhD. Imperial College London. 2014.

AL-QASIM, Abdulaziz, Asphaltene Phase Behavior Modeling for Wells from the Middle East. Saudi Aramco, SPE-185976-MS. 2017.

BUTLER, R.M. 2001. Some recent developments in SAGD, Journal of Canadian Petroleum Technology

BUTLER, R.M. and MOKRYS, I.J. Recovery of Heavy Oils Using Vapourized Hydrocarbon Solvents: Further Development of the Vapex Process. Journal of Canadian Petroleum Technology 1993

CHATZIS, I. Pore Scale Mechanisms of Heavy Oil Recovery using the VAPEX Process. Proceedings: International Symposium of Society of Core Analysts, Monterey, CA, September 2002.

CUSSLER, E.L., Diffusion Mass Transfer in Fluid Systems, Second Edition, Cambridge University Press, Cambridge, 1997.

CUTHIELL, David y EDMUNDS, Neil. SPE-158499 Thoughts on Simulating the VAPEX Process. Calgary, 2013.

DAS, S.K. and BUTLER. R.M. 'Effect of asphaltene deposition on the VAPEX process: a preliminary investigation using a Hele-shaw cell', Journal of Canadian Petroleum Technology, Vol. 33, 1994.

DAS, S.K. and BUTLER, R.M. 'Mechanism of the vapor extraction process for heavy oil and bitumen', Journal of Petroleum Science and Engineering, Vol. 21, 1998.

DAS, S. Diffusion and dispersion in the simulation of VAPEX process, SPE/PS-CIM/CHOA International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium, SPE 97924 Calgary, Alberta, Canada, 2005

DELGADO Gregorio José., ASFALTENOS, Composición, Agregación, Precipitación, Laboratorio FIRP, Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andres Mérida Venezuela, 2006.

EGHBALI S., DEGHANPOUR H. An experimental and modelling study of Solvent-Bitumen phase behavior at elevated temperaturas using Cold Lake bitumen. SPE-187259-MS. University of Alberta. 2017.

GHEZ, R., Diffusion Phenomena: Cases and Studies, Kluwer Academic & PlenumPublishers, New York, 2001.

HAGHIGHAT. Pamian y MAINI, Brij. SPE-134244 Role of Asphaltene Precipitation in VAPEX Process. Calgary, Canadá, 2010.

HAGHIGHAT. Pamian y MAINI, Brij. Effect of Temperature on VAPEX Performance. SPE-157799. Calgary, Canadá, 2013.

JACOBS, M.H., Diffusion Processes, Springer-Verlag New York, Inc., New York, 1967.

JAMES L.A. Mass Transfer Mechanisms during the Solvent Recovery of Heavy Oil, Thesis University of Waterloo, Canada, 2009

JAMES L.A., REZAEI N. y CHATZIS I. VAPEX, Warm VAPEX, and Hybrid VAPEX- The State of Enhanced Oil Recovery for In Situ Heavy Oils in Canada. Calgary, 2007.

JAMES, LESLEY A.. Mass Transfer Mechanisms during the Solvent Recovery of Heavy Oil. Tesis de la Universidad de Waterloo, Ontario, Canadá. 2009

JOST, W., Diffusion in Solids, Liquids and Gases, Academic Press, New York, 1960.

LEON, John Alexander. Determinación de las variables que influyen en un proceso de inyección de diluyente en formación para el incremento de la productividad en pozos de crudo extrapesado. Bucaramanga, Universidad Industrial de Santander, 2014

LUHNING, R.W., DAS, S.K., FISHER, L.J., BAKKER, J., GRABOWSKI, J., ENGLEMAN, J.R., WONG, S., SULLIVAN, L. A., and BOYLE, H. A. Full Scale VAPEX Process -Climate Change Advantage and Economic Consequences. Journal of Canadian Petroleum Technology 2003

LUO, P. and GU, Y. Effects of Asphaltene Precipitation and Solvent Concentration on Heavy-Oil Viscosity. Proceedings: SPE/PS-CIM/CHOA International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium, 1-3 November 2005, Calgary, Alberta, Canada, paper SPE 97778.

LUO, P., WANG, X., GU, Y., ZHANG, H. and MOGHADAM, S. (2008) Asphaltene precipitation and its effects on the vapour extraction (VAPEX) heavy oil recovery process, International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium SPE 117527, Calgary, Alberta, Canada, 2008.

MOHAMMADI, Majid. Y NADERIFAR, Abass. Effects of Increment or Decrement Operational Factors on Asphaltene Deposition in Shahid Mansoori Oilfield of Iran. International Journal of Petroleum and Geoscience Engineering Volume 03, 2015

MORENO, Laura Smith. Asphaltene Precipitation During Solvent Injection at Different Reservoir Conditions and Its Effects on Heavy-Oil Recovery from Oilsands. Canadá, 2014.

NGHIEM, L.X., SAMMON, P.H., and KOHSE, B.F., Modelling Asphaltenes Precipitation and Dispersive Mixing in the VAPEX Process; paper SPE 66361, SPE Reservoir Simulation Symposium Proceedings, Houston, TX, February 11 – 14, 2001.

OILFIELD REVIEW. La importancia del crudo pesado. Alberta, Canadá, 2006.

OILFIELD REVIEW. Las asfaltenos: Problemáticos pero ricos en potencial. Alberta, Canadá, 2007.

PARIS DE FERRER, Magdalena. Inyección de agua y gas en yacimientos petrolíferos. Maracaibo, Venezuela. 2001.

PEDROZA T., CALDERÓN G Y RICO A., Precipitación de asfaltenos durante la explotación de yacimientos en Venezuela. Fase IV: Efectos de la precipitación de

asfaltenos sobre las propiedades de la roca. Informe Técnico, PDVSA – INTEVEP, Venezuela. 1994.

PEMEX. Informe de alternativas tecnológicas sobre aseguramiento de flujo para crudo pesado y extra pesado. México, 2011.

REZAEI Nima Experimental investigations in improving the VAPEX performance for recovery of heavy oil and bitumen, Canadá, 2010

RODRÍGUEZ, Mayra A. y SANDOVAL, Zayda I. Determinación de la envolvente de precipitación de asfaltenos para un crudo extrapesado, por medio de simulación numérica. Tesis Pregrado, Universidad Industrial de Santander. 2015.

S.K. Das. SPE-50941 Vapex: An Efficient Process for the Recovery of Heavy Oil and Bitumen. California, USA. 1998

S.K. Das. SPE-97924 Diffusion and Dispersion in the Simulation of VapexProcess. Calgary, 2005.

SANDOVAL, Maria Isabel; CAMACHO, Jeffrey David. Evaluación Del Proceso De Inyección Alterna De Vapor Y Solvente (Sas) Para El Incremento De La Producción De Crudo Extrapesado Mediante Simulación Numérica. Bucaramanga, Universidad Industrial de Santander, 2015

SINGHAL, A.K., DAS, S.K., LEGGITT, S.M., KASRAIE, M. & ITO, Y.. Screening of Reservoirs for Exploitation by Application of Steam Assisted Gravity Drainage/VAPEX Processes. SPE 37144. 1996

VEGA M. Sandra y MARTÍNEZ Julieth. Análisis y desarrollo de modelos de fluidos asociados a la simulación numérica de procesos de combustión in situ. tesis de pregrado, Bucaramanga, Universidad Industrial de Santander, 2012.

WINPROP USER GUIDE, Phase-Behaviour & Fluid Property Program. Version 2014. Computer Modelling Group, Ltd.

XU, Suxin. Automatic History Match and Upscaling Study of VAPEX process and Its Uncertainty Analysis. Regina, Canada, 2012

YILDRIM, Yakut. Application of VAPEX (Vapour Extraction) Process on Carbonate Reservoirs. Turquía, 2003