

Evaluación técnica de la inyección cíclica de vapor con gases de combustión en un
yacimiento de crudo pesado colombiano

Jaime José Martínez Vertel

Trabajo de Grado para Optar el título de Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos

Director

Samuel Fernando Muñoz Navarro

Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos

Codirector

Adan Yovani León Bermúdez

Doctor en Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Físicoquímicas
Escuela de Ingeniería de Petróleos
Maestría en Ingeniería de Hidrocarburos
Bucaramanga
2020

Dedicatoria

A Dios, padre y creador de todas las cosas.

A mis padres, Margarita Rosa y Jaime de la Cruz, por el gran ejemplo que siempre me mostraron de amor, perseverancia y ética profesional.

A mi hermano, Junior, por ser siempre compañía incondicional.

A mi fiel compañero, Simba, quien en todo momento me acompañó y alegró con su amor.

A mi amiga del alma, Marian, por su incondicionalidad y atención en todo momento... ¡A la espera del doctorado!

A Eduardo y las noches interminables de tertulias de filosofía, música y ciencia.

Agradecimientos

El autor de este trabajo expresa sus más sinceros agradecimientos a:

- El Grupo de Investigación Recobro Mejorado, por toda la orientación y el crecimiento durante los últimos 6 años, en cabeza del profesor Samuel Fernando Muñoz Navarro.
- El Dr. Adan León por su constancia, perseverancia y dedicación en el desarrollo de este trabajo.
- Todo el personal del ICP que estuvo dispuesto a colaborar con la consecución de las pruebas experimentales, especialmente a Maribel Castañeda, del laboratorio de cromatografía.
- El proyecto 56937, realizado entre la Agencia Nacional de Hidrocarburos, Ecopetrol, Minciencias y la Universidad Industrial de Santander, titulado “Evaluación del uso de flue gas en la inyección cíclica de vapor como método de recobro mejorado en campos del Magdalena Medio colombiano”.
- El personal de posgrados de la Escuela de Ingeniería de Petróleos, por todo el apoyo durante estos últimos años.

Tabla de contenido

Introducción	13
1. Objetivos	15
1.1. Objetivo General	15
1.2. Objetivos Específicos.....	15
2. Marco de referencia	16
2.1. Proceso de inyección cíclica de vapor	16
2.2. Inyección de vapor con Flue Gas.....	18
2.3. Mecanismos de estimulación del Flue Gas.....	21
2.4. Reacciones entre el crudo y el agua a temperaturas de la inyección de vapor.	29
3. Estequiometría de reacciones de combustión	32
3.1. Cálculos en el generador de vapor	36
4. Procedimiento experimental	41
4.1. Diseño experimental	41
4.2. Descripción de equipos utilizados	43
4.3. Procedimiento experimental	46
4.4. Caracterización de muestras	47
5. Modelo de simulación numérica	53
5.1. Construcción del modelo de fluidos	55
5.2. Interacción roca – fluido	59
5.3. Modelo base de inyección cíclica de vapor	60
6. Resultados	61
6.1. Caracterización del crudo base	61
6.2. Caracterización de muestras resultantes de las reacciones.	63

INYECCIÓN DE VAPOR CON FLUE GAS

	5
6.3. Resultados de la simulación numérica.....	74
7. Análisis y discusión de resultados	88
8. Conclusiones	91
9. Recomendaciones.....	93
Referencias bibliográficas.....	94

Lista de Tablas

Tabla 1. Escenarios de simulación numérica reportados en el estudio de Dong et al. (2012).....	24
Tabla 2. Composición del gas Cusiana.	32
Tabla 3. Composición del Flue Gas a la salida del generador.	36
Tabla 4. Cantidades de CO ₂ y N ₂ en el Flue Gas después del tratamiento para un generador de 50 MBTU/h.....	40
Tabla 5. Clasificación de pseudocomponentes del crudo brindada por el laboratorio del ICP	49
Tabla 6. Regiones y desplazamiento químico de los diferentes tipos de átomos de hidrógeno. ..	51
Tabla 7. Datos de entrada para el modelo de simulación.	54
Tabla 8. Composición del crudo en estudio determinada a partir de la prueba de destilación simulada	56
Tabla 9. Pseudocomponentes establecidos para la representación del crudo en WinProp	58
Tabla 10. Propiedades de los pseudocomponentes estipulados para el modelo de simulación....	59
Tabla 11. Variables operacionales del proceso base de inyección cíclica de vapor	60
Tabla 12. Resultados de reducción de viscosidad de los crudos con respecto al caso de 0 wt% a temperatura ambiente.....	67
Tabla 13. Cantidad de Flue Gas coinyectado por pozo para cada uno de los casos estudiados. ..	76
Tabla 14. Parámetros cinéticos utilizados para el modelamiento de las reacciones del crudo.	83

Lista de Figuras

Figura 1. Esquema del proceso de inyección cíclica de vapor..	16
Figura 2. Coeficiente de compresibilidad a diferentes condiciones de presión y temperatura.	19
Figura 3. Coeficiente de solubilidad a diferentes condiciones de presión y temperatura.	20
Figura 4. Relación entre el volumen de nitrógeno disuelto y la viscosidad del crudo pesado.	23
Figura 5. Relación entre el volumen de dióxido de carbono disuelto y la viscosidad del crudo. .	23
Figura 6. Solubilidad del Flue Gas en crudo pesado a diferentes condiciones de presión y temperatura	27
Figura 7. Coeficiente de expansión volumétrica del sistema Flue Gas - crudo pesado a diferentes condiciones de presión y temperatura.....	28
Figura 8. Porcentaje de reducción de viscosidad del crudo pesado por solubilidad del Flue Gas	28
Figura 9. Subprocesos asociados a la acuatermólisis.....	31
Figura 10. Fases de variación experimental.....	43
Figura 11. Esquema de los microrreactores.....	44
Figura 12. Equipo de baño térmico y agitación para microrreactores.	45
Figura 13. Controladores de temperatura, flujo de aire y frecuencia de agitación.	45
Figura 14. Modelo estático construido.....	55
Figura 15. Variación de la densidad en función de la presión para el crudo en estudio.....	57
Figura 16. Variación del factor volumétrico en función de la presión para el crudo en estudio. .	57
Figura 17. Variación de la viscosidad en función de la presión para el crudo en estudio.	58
Figura 18. Curvas de permeabilidad relativa para el sistema agua-aceite del crudo.	59
Figura 19. Curvas de permeabilidad relativa para el sistema líquido-gas del crudo.	60
Figura 20. Comportamiento de viscosidad en función de la temperatura para el crudo base.....	61

INYECCIÓN DE VAPOR CON FLUE GAS

8

Figura 21. Curva de destilación simulada para el crudo base.....	62
Figura 22. Espectro de RMN ¹ H para el crudo base.....	63
Figura 23. Curva de viscosidad para el crudo después de reaccionar a 464 °F.....	63
Figura 24. Curva de viscosidad para el crudo después de reaccionar a 518 °F.....	65
Figura 25. Curva de viscosidad para el crudo después de reaccionar a 572 °F.....	66
Figura 26. Conversión de la fracción 315- para los puntos experimentales con respecto al crudo base.....	68
Figura 27. Variación de los parámetros moleculares promedio en los espectros RMN para los crudos resultantes de las reacciones a 464 °F.....	69
Figura 28. Variación de los parámetros moleculares promedio en los espectros RMN para los crudos resultantes de las reacciones a 518 °F.....	69
Figura 29. Variación de los parámetros moleculares promedio en los espectros RMN para los crudos resultantes de las reacciones a 572 °F.....	70
Figura 30. Producción de monóxido de carbono para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.....	71
Figura 31. Producción de dióxido de carbono para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.....	71
Figura 32. Producción de hidrógeno para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.....	72
Figura 33. Producción de hidrocarburos livianos (C ₁ -C ₃) para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.....	72
Figura 34. Producción de hidrocarburos medianos (C ₄ -C ₆) para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.....	73
Figura 35. Cromatograma de gases producto de la reacción a 0 wt% y 518 °F.....	73

INYECCIÓN DE VAPOR CON FLUE GAS

9

Figura 36. Comportamiento del factor de recobro para el caso base de inyección de vapor.....	74
Figura 37. Comportamiento de la presión de yacimiento para el caso base de inyección de vapor.	75
Figura 38. Comportamiento del SOR para el caso base de inyección de vapor.	75
Figura 39. Comportamiento del factor de recobro para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.....	76
Figura 40. Comportamiento de la presión de yacimiento para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.....	77
Figura 41. Comportamiento de la producción acumulada de aceite para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.....	77
Figura 42. Comportamiento de la producción acumulada de agua para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.....	78
Figura 43. Aumento en el factor de recobro de Flue Gas con respecto al caso base de inyección de vapor.	78
Figura 44. Perfiles de temperatura para el caso base de inyección de vapor en los últimos 5 ciclos de implementación.....	80
Figura 45. Perfiles de temperatura para el caso de inyección de vapor con Flue Gas al 24 % en los últimos 5 ciclos de implementación.....	80
Figura 46. Perfiles de temperatura para el 10° ciclo de implementación para el caso base de inyección de vapor y el de Flue Gas al 24 wt%.....	81
Figura 47. Esquema de reacciones utilizado por Nguyen et al., (2017).	82
Figura 48. Comportamiento del factor de recobro para el caso de aplicación del mejoramiento y sin mejoramiento.....	84

INYECCIÓN DE VAPOR CON FLUE GAS

10

Figura 49. Comportamiento de la producción acumulada de aceite para el caso de aplicación del mejoramiento y sin mejoramiento.	84
Figura 50. Comportamiento del SOR para el caso de aplicación del mejoramiento y sin mejoramiento	85
Figura 51. Perfiles de viscosidad durante los últimos 5 ciclos para el caso con Flue Gas sin mejoramiento	86
Figura 52. Perfiles de viscosidad durante los últimos 5 ciclos para el caso con Flue Gas con mejoramiento	86
Figura 53. Perfiles de viscosidad en el 10° ciclo para las Arenas B en el caso de Flue Gas con y sin mejoramiento.....	87

Resumen

TÍTULO: EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA INYECCIÓN CÍCLICA DE VAPOR CON GASES DE COMBUSTIÓN EN UN YACIMIENTO DE CRUDO PESADO COLOMBIANO*

AUTOR: Jaime José Martínez Vertel

PALABRAS CLAVE: Inyección de vapor, recobro mejorado, flue gas, mejoramiento, acuatermolisis.

DESCRIPCIÓN:

Los procesos de inyección cíclica de vapor son altamente atractivos debido a su buena respuesta en crudos pesados; no obstante, a medida que se incrementan los ciclos de aplicación la producción de aceite disminuye, la de agua aumenta y la presión de la formación se depleta. Dentro de las técnicas híbridas que permiten suplir esta problemática, la adición de Flue Gas (gases de combustión) al proceso surge como una alternativa prometedora en los campos del Valle Medio del Magdalena. Este trabajo se dividió en 3 partes principales: un análisis de la estequiometría de las reacciones de combustión que tienen lugar en los generadores de vapor en campo, dilucidando las proporciones y cantidades producidas; un análisis experimental del comportamiento del crudo bajo 3 temperaturas y 4 proporciones de Flue Gas en un crudo pesado colombiano, evaluando el comportamiento de la viscosidad, composición por destilación simulada, gases efluentes y resonancia magnética nuclear ^1H ; finalmente, la evaluación numérica de la tecnología en un modelo a escala *sector*, representando los resultados de reducción de viscosidad encontrados en la sección experimental, evaluando el factor de recobro, producción incremental y distribución de la temperatura en la zona de vapor por la adición del agente híbrido. A partir de la consecución de este trabajo, se logró evidenciar que la adición de Flue Gas repercute de forma directa en las reacciones de acuatermolisis que se dan en el crudo, afectando así sus propiedades fisicoquímicas; asimismo, se pudo encontrar que permitió un aumento de alrededor de un 3 % en el factor de recobro, mostrándose como una tecnología prospectiva para su aplicación en campo.

*Trabajo de grado

**Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Samuel Fernando Muñoz Navarro, Magíster en Ingeniería de Hidrocarburos.

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL EVALUATION OF A CYCLIC STEAM STIMULATION PROCESS WITH FLUE GAS IN A COLOMBIAN HEAVY OIL RESERVOIR*

AUTHOR: Jaime José Martínez Vertel

KEYWORDS: Steam injection, enhanced oil recovery, flue gas, aquathermoysis.

DESCRIPTION:

Cyclic steam stimulation processes are highly attractive given the good response they have on heavy oils; however, as cycles during the enhanced oil recovery process increase, oil production and reservoir pressure decrease while the water production increases systematically. Many hybrid techniques have been proposed in order to solve these problems, and the Flue Gas addition to the process rises as a promising alternative for the Colombian Valle Medio del Magdalena's basin heavy oil fields. This work was divided into 3 principal parts: a stoichiometry analysis of the combustion reactions in the steam generators in field, highlighting the proportions and quantities of Flue Gas produced; an experimental analysis of the behavior of a Colombian heavy oil throughout batch microreactors under 3 different temperatures and 4 Flue Gas concentrations, evaluating its viscosity, composition by simulated distillation, effluent gases composition and Nuclear Magnetic Resonance NMR ^1H ; finally, the numerical evaluation of the technology in a sector model was developed, implementing the experimental viscosity results and evaluating the oil recovery factor, incremental production and temperature distribution in the steam zone because of the Flue Gas addition. The results of this work demonstrate that the Flue Gas addition directly affects in the aquathermoysis reactions happening in the crude oil, thus affecting its physical-chemical properties; in the other hand, it was found that this technique can increase in a 3 % the final oil recovery factor, showing itself as a prospective technology for its application in the Colombian fields.

*Degree project

**Physical-Chemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School. Director: Samuel Fernando Muñoz Navarro, Magister in Hydrocarbon Engineering.

Introducción

La extracción de crudos pesados, extrapesados y bitúmenes se ha constituido como un reto necesario de suplir para la industria petrolera mundial, dado que el porcentaje de ocupación de estos representa alrededor de un 70 % de las reservas globales (Descalzi, 2018). Los métodos de recobro mejorado térmico, como la inyección de vapor en sus diferentes modalidades y la combustión *in situ*, se han constituido como técnicas predilectas para la extracción de este tipo de crudos, dado que los efectos térmicos generan una reducción significativa en su viscosidad, principal dificultad que presentan para su explotación (Butler, 1990).

En Colombia, la inyección cíclica de vapor ha sido implementada en los campos de la cuenca del Valle Medio del Magdalena desde mediados de 1980 (Castro et al., 2010), por lo que actualmente se encuentra en etapas maduras de su implementación, representando dificultades operativas como una pérdida significativa de la presión de yacimiento, decaimiento en las tasas de producción de aceite y aumento en las de agua, llevando la tecnología al punto de límite económico. De esta forma, se han planteado diversas alternativas para prolongar la vida útil de estos proyectos, dentro de las que se encuentra la adición de los gases de combustión provenientes de los generadores de vapor en campo (denominados también Flue Gas), compuestos principalmente por dióxido de carbono y nitrógeno en proporciones entre 10-15 mol% y 80-85 mol%, respectivamente (Dong et al., 2012).

Diversos autores realizaron estudios enfocados en evaluar la eficiencia de desplazamiento del Flue Gas como agente híbrido con el vapor (Harding et al., 1983; Nasr et al., 1987; Redford et al.,

1982; Laboissière et al., 2013), así como también los efectos sobre las propiedades del crudo en celdas PVT (Li et al., 2017; Wu et al., 2018) ; sin embargo, las repercusiones que tiene la adición del Flue Gas en las reacciones de acuatermólisis es aún incierta, así como también lo son los cambios en las propiedades de un crudo pesado colombiano de la cuenca del Valle Medio del Magdalena colombiano bajo los efectos de este mismo.

En ese sentido, este trabajo plantea un estudio completo desde un análisis de las cantidades de Flue Gas producido por los generadores de vapor en campo, la caracterización en laboratorio a partir de pruebas de interacción fluido – fluido en microrreactores *batch* en condiciones inmiscibles, y finalmente un estudio a nivel de simulación numérica en un *sector model* representativo del campo en estudio; esta simulación incorporó los resultados obtenidos en laboratorio de caracterización por viscosidad en el crudo a través del modelamiento de una serie de reacciones, mostrando finalmente la importancia de esta incorporación en cualquier proceso que involucre cambios físicos y composicionales en el crudo.

1. Objetivos

1.1. Objetivo General

Evaluar técnicamente la inyección cíclica de vapor con gases de combustión en un yacimiento de crudo pesado colombiano

1.2. Objetivos Específicos

- Analizar la estequiometría de las reacciones de combustión que ocurren en los generadores de vapor en superficie utilizados en procesos de recobro mejorado de hidrocarburos.
- Evaluar experimentalmente el comportamiento de un crudo pesado colombiano cuando diferentes proporciones de gases de combustión/vapor le son añadidas a través de pruebas de interacción fluido-fluido en microrreactores tipo batch.
- Simular un proceso de inyección cíclica de vapor bajo condiciones inmiscibles en sistemas de vapor, crudo y gases de combustión en un campo de crudo pesado colombiano a través del módulo STARS de la compañía CMG, integrando los resultados obtenidos experimentalmente.

2. Marco de referencia

2.1. Proceso de inyección cíclica de vapor

La inyección cíclica de vapor es una de las técnicas más efectivas de recobro mejorado de crudos pesados a nivel mundial, siendo muy llamativa para las empresas operadoras dado su bajo costo de implementación; es también conocida con el nombre de “Huff and Puff”. Su principal propósito es reducir la viscosidad del aceite que se encuentra en las cercanías de un pozo por medio de la inyección de vapor, identificándose principalmente tres etapas fundamentales: inyección, remojo y producción, las cuales son llevadas a cabo en un mismo pozo y mostradas en la Figura 1.

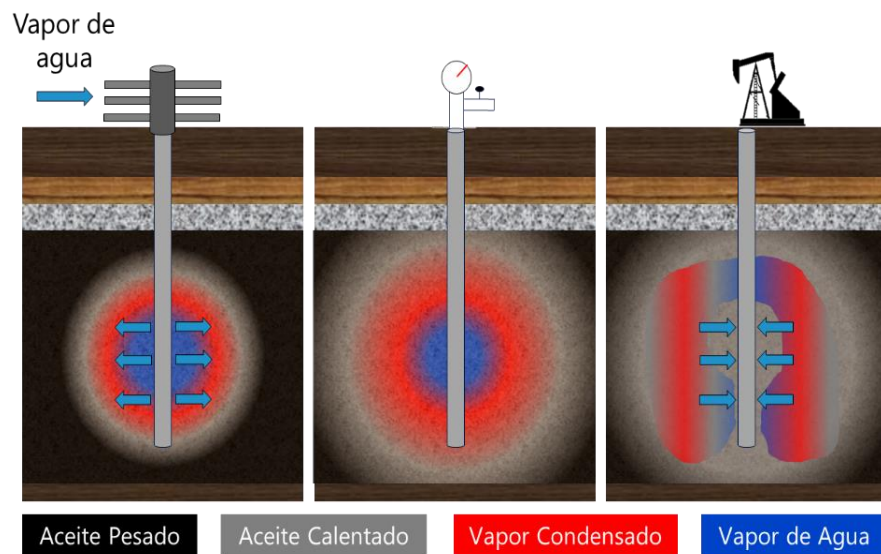


Figura 1. Esquema del proceso de inyección cíclica de vapor. Fuente: Al-Mjeni, R., Arora, S., & Cherukupalli, P. (2011). ¿Llegó el momento para la tecnología EOR? Oilfield Review, 6(6), 16–35. Tomado de http://water.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish10/win10/02_llego.pdf.

Inyección: Durante esta etapa, un pozo inyecta altos volúmenes de vapor a la formación por un período que oscila entre días y semanas; esta cantidad depende de los equipos disponibles y del volumen de aceite que se estima que se va a contactar, así como de las condiciones del yacimiento. Normalmente, se propone una dosificación energética de alrededor de 32 MBTU/ft (Butler, 1991).

Remojo: Esta fase busca estabilizar la presión a la que se encuentra la formación, cerrando el pozo inyector y permitiendo que el vapor inyectado ceda su calor a la formación, calentando así una gran parte de su región aledaña y reduciendo la viscosidad del crudo significativamente. Los mecanismos que ayudan a la mejora de la movilidad del hidrocarburo son la reducción en la viscosidad del aceite, disminución en la permeabilidad relativa del agua y cambios en la presión de yacimiento, todos generados por el aumento en la temperatura (Butler, 1991). Esta etapa debe durar lo suficiente como para transmitir la mayor cantidad de energía al yacimiento, pero se debe tener cuidado de no dejar el vapor mucho tiempo en fondo ya que se pueden generar pérdidas de calor muy altas hacia formaciones que no son de interés.

Producción: En esta fase, el pozo es abierto a producción. Una gran parte del vapor que fue inyectado se condensa cerca a la cara del pozo, contribuyendo a que al inicio de esta fase se produzcan altos cortes de agua, que a medida que transcurre el tiempo irán disminuyendo sistemáticamente, al igual que la producción de aceite. La duración de esta etapa varía dependiendo del radio calentado por el vapor y la duración del efecto de las altas temperaturas en el aceite hasta que se alcancen valores cercanos a los obtenidos durante la producción primaria.

Al periodo de tiempo que comprende las 3 etapas anteriormente descritas se le denomina ciclo, y dependiendo de la viabilidad del proyecto en un pozo pueden llevarse a cabo varios con el fin de recuperar la mayor cantidad de hidrocarburos posible.

2.2. Inyección de vapor con Flue Gas

A pesar de ser un proceso altamente efectivo para crudos pesados, la inyección cíclica de vapor presenta una serie de problemas operacionales. El primero de ellos radica en su baja afectación a nivel de yacimiento, en donde el radio afectado por la zona de vapor se reduce a distancias no superiores a los 50 ft (Alvarado, 2002), y que con el fin de incrementar el factor de recobro se busca escalar el proceso a la modalidad de inyección continua. Asimismo, conforme avanzan los ciclos del proceso la presión del yacimiento empieza a declinar significativamente, haciendo que la producción de aceite disminuya en igual medida, mientras que la producción de agua aumenta, volviendo el proceso menos rentable conforme avanza el tiempo, haciéndose necesario adicionar agentes híbridos que permitan solucionar esta problemática; en el caso de la presente investigación se escogió el Flue Gas producto de los generadores de vapor en superficie para su estudio junto con la inyección de vapor.

El Flue Gas es la designación general para el gas de combustión de la industria. Su composición química está entre 85-90 mol% de N_2 y 10-15 mol% de CO_2 , siendo el resto impurezas (Dong et al., 2012). En el proceso de estimulación con vapor, el área de barrido del Flue Gas, el cual es usado como gas no condensado, es mucho más grande que el área de barrido de la inyección de vapor (Dong et al., 2012). Algunas de las propiedades del Flue Gas a diferentes condiciones termodinámicas se describen a continuación.

2.2.1. Compresibilidad del Flue Gas. Las relaciones de compresibilidad del N_2 , CO_2 y el Flue Gas son mostradas en la Figura 2. La curva muestra que el coeficiente de compresibilidad incrementa con la presión igual que la temperatura; el coeficiente de compresibilidad del N_2 es muy grande con respecto a la de otros gases, convirtiéndolo en un gas propicio para el desplazamiento de aceite. La compresibilidad del Flue Gas es cercana a la del N_2 , dado que en su

mayoría la composición está dada por este gas, siendo ambos los menos afectados por la temperatura.

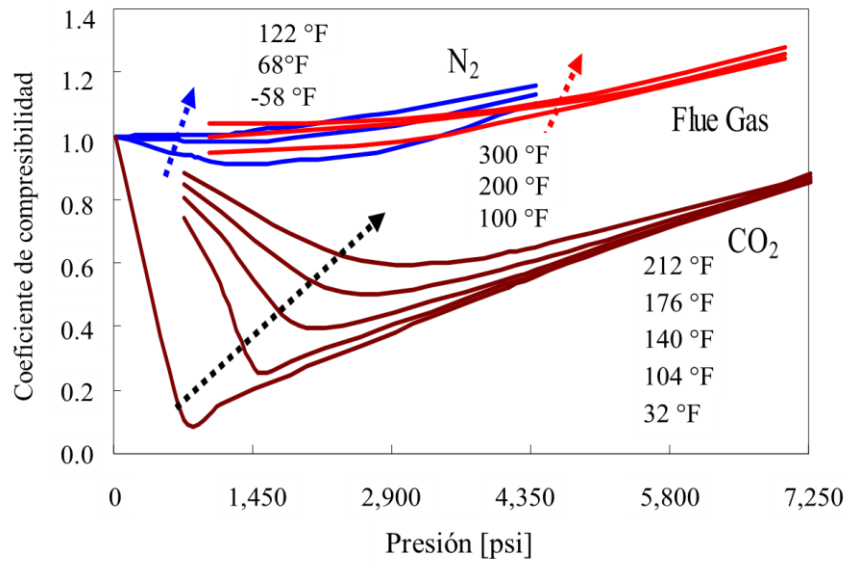


Figura 2. Coeficiente de compresibilidad a diferentes condiciones de presión y temperatura. Fuente: Dong, X., Liu, H., & Hou, J. (2012). Multi-thermal fluid assisted gravity drainage process: A new improved-oil-recovery technique for thick heavy oil reservoir. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 133, 1-11.

2.2.2. Solubilidad del Flue Gas en agua y crudo. El N₂ tiene una solubilidad débil tanto en agua dulce como en agua salada. El CO₂ y el gas natural se disuelven mucho más fácil en el agua que el N₂, convirtiéndola en una característica útil porque mediante la inyección de N₂ se mantiene la presión dentro del yacimiento; la temperatura además tiene en cierta medida una influencia sobre la solubilidad, siendo más marcada en el dióxido de carbono que en el nitrógeno, como se observa en la. Figura 3. La presión y la salinidad son los principales factores influyentes en la solubilidad del N₂ en agua. La solubilidad decrece con la salinidad y aumenta con la presión.

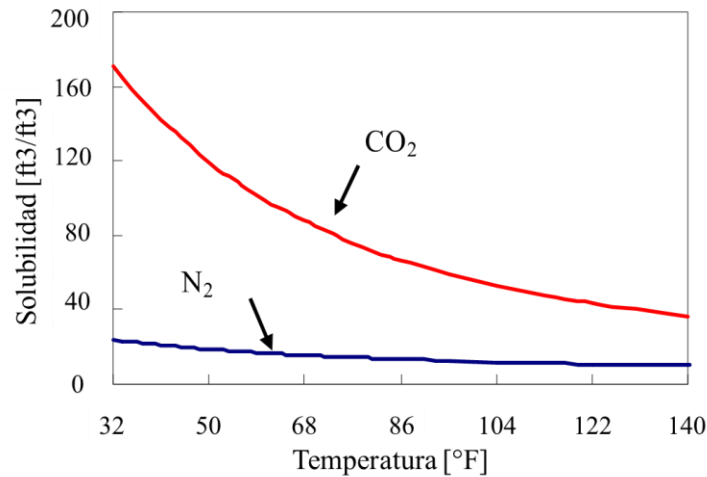


Figura 3. Coeficiente de solubilidad a diferentes condiciones de presión y temperatura. Fuente: Dong, X., Liu, H., & Hou, J. (2012). Multi-thermal fluid assisted gravity drainage process: A new improved-oil-recovery technique for thick heavy oil reservoir. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 133, 1-11.

Diversos estudios experimentales fueron llevados a cabo por diferentes autores para medir el comportamiento de fases del sistema gas no condensable (N₂ y CO₂) y crudo pesado. En uno de ellos se probó que la solubilidad del CO₂ en crudo pesado está en condiciones hasta de 284 °F y 2,176 psi (Sayegh, Rao, Kokal, & Najman, 1990). Por su parte, Svreek y Mehrotra (1982) midieron la solubilidad del CO₂ en el bitumen de Athabasca a condiciones hasta de 212 °F y 1,450 psi; Varet et al. (2013) probaron que la solubilidad del CO₂ de un crudo venezolano y del bitumen de Athabasca fue de hasta 176 °F y 1,740 psi. Todos los experimentos mostraron un resultado consistente, donde la solubilidad del CO₂ disminuía cuando la temperatura incrementaba a una presión dada, pero la solubilidad aumentaba cuando la presión incrementaba a una temperatura fija. (Zhao et al., 2018).

Con respecto a la solubilidad del N₂ variando la temperatura a una presión fija, Svreek & Mehrotra (1982) encontraron la solubilidad en el bitumen con un valor de hasta 212 °F y 1,275 psi. Gao & Liu (2008) también midieron la solubilidad en una muestra de crudo pesado a una

presión hasta de 580 psi y una temperatura de 536 °F. Estos resultados indicaron que la solubilidad del N₂ en crudo pesado disminuye cuando aumenta la temperatura a una presión dada; contrario a los resultados de estos experimentos, Haddadnia, Zirrahi, Hassanzadeh, & Abedi (2017) midieron la solubilidad del N₂ en un bitumen hasta de 374 °F y 1,160 psi, y concluyeron que a una presión dada, la solubilidad del N₂ en el bitumen de Athabasca incrementó con un aumento de la temperatura, mientras la solubilidad del N₂ en el crudo pesado cuando la presión varía, todos los resultados experimentales mostraron una tendencia creciente al aumentar la presión a una temperatura fija. (Svrcek & Mehrotra, 1982). A partir de estos resultados, se logró establecer que el comportamiento del Flue Gas depende de la proporción del N₂ y del CO₂ mezclado en este. Se ha demostrado que el mecanismo del fluido multitérmico es un resultado combinado de dos efectos: el primero es el de gas libre proporcionado por el N₂, y el segundo es el de la solubilización debida al CO₂.

2.3. Mecanismos de estimulación del Flue Gas.

El mecanismo esencial de la técnica de estimulación por fluido multitérmico consiste en el efecto sinérgico del gas y el vapor. Este fluido emplearía varios mecanismos, incluyendo la reducción de la viscosidad del aceite por calentamiento, por gas disuelto, el incremento de la presión por inyección de gas, expansión del rango de calor y reducción de la pérdida de calor a formaciones adyacentes. Algunas pruebas experimentales y simulaciones numéricas realizadas por diferentes investigaciones han llevado al estudio de la inyección del fluido multitérmico como método de recobro eficiente para yacimiento de crudo pesado. Mohsenzadeh, Escrochi, Afraz, Al-wahaibi, & Ayatollahi (2012) estudiaron la inyección de diferentes mezclas en laboratorio: un sistema de

vapor-N₂, un sistema de vapor-CO₂ y un sistema de vapor-Flue Gas sintético dentro de un núcleo a presión de 751 psi y 176 °F; los resultados mostraron que la inyección del sistema vapor-Flue Gas tuvo la mayor eficiencia de recobro.

Dong, Liu, & Hou (2015) midieron la solubilidad del CO₂ y del Flue Gas en crudo pesado, donde esta disminuía cuando la temperatura incrementaba a una presión dada. En el mismo trabajo se llevaron a cabo experimentos en 2D y 3D de inyección de vapor examinando el rendimiento de la inyección de diferentes fluidos, donde demostraron que la eficiencia de desplazamiento para cada uno de ellos fueron en su orden el sistema vapor-CO₂>sistema de fluido multitérmico>inyección de vapor> inyección de vapor-N₂.

2.3.1. Reducción de la viscosidad del crudo por gas disuelto. Por causa del N₂ y del CO₂ en el fluido multitérmico, el gas disuelto en el crudo a alta presión reduciría la viscosidad de aceite e incrementaría el coeficiente de expansión de este. Liu Dong y colaboradores realizaron una investigación teórica al llevarse a cabo una prueba piloto de estimulación con un fluido multitérmico en un campo petrolero en China, donde la estimulación con este fluido podría convertirse en un modelo eficiente para la producción de crudo pesado en *offshore*. De acuerdo con los experimentos de laboratorio de muestras de aceite en el campo M, el gas disuelto en el fluido multitérmico podría reducir la viscosidad del aceite a través de la disolución en crudo pesado, en el cual el N₂ lleva a la reducción de la viscosidad de aproximadamente un 10 % y el CO₂ a una reducción del 70 % (véanse Figuras 4 y 5).

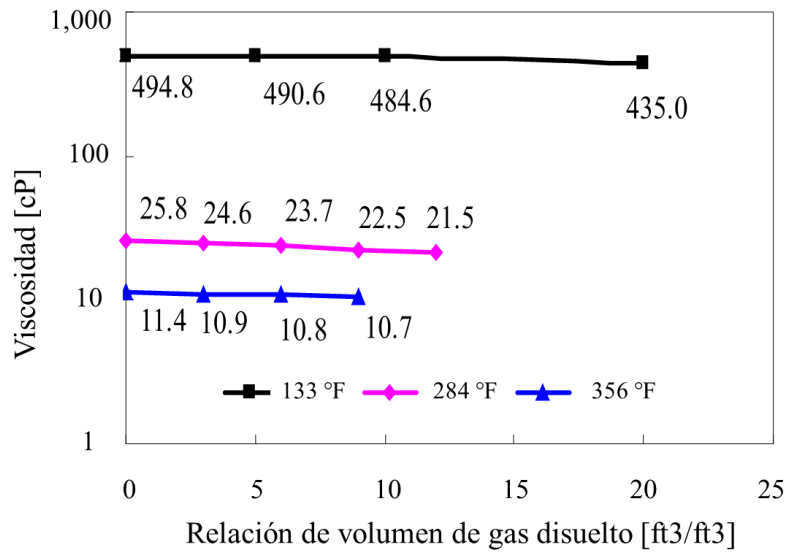


Figura 4. Relación entre el volumen de nitrógeno disuelto y la viscosidad del crudo pesado. Fuente: Dong, X., Liu, H., & Hou, J. (2012). Multi-thermal fluid assisted gravity drainage process: A new improved-oil-recovery technique for thick heavy oil reservoir. Journal of Petroleum Science and Engineering, 133, 1-11.

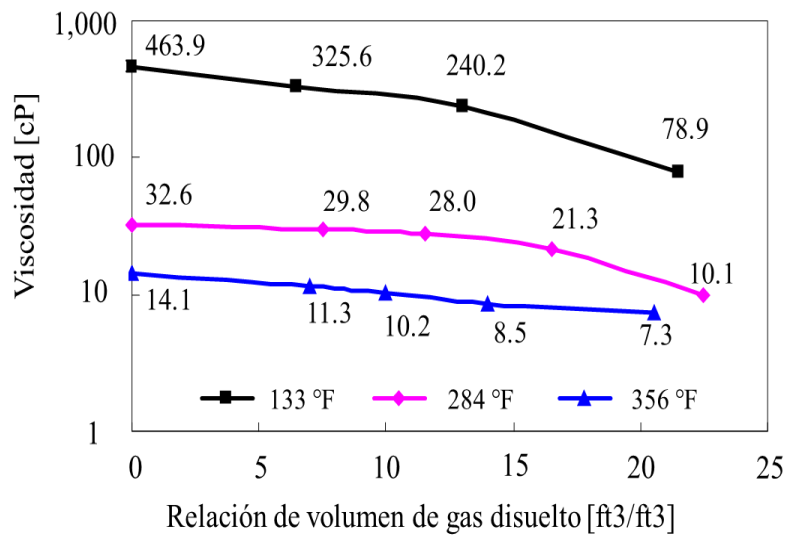


Figura 5. Relación entre el volumen de dióxido de carbono disuelto y la viscosidad del crudo. Fuente: Dong, X., Liu, H., & Hou, J. (2012). Multi-thermal fluid assisted gravity drainage process: A new improved-oil-recovery technique for thick heavy oil reservoir. Journal of Petroleum Science and Engineering, 133, 1-11.

Un modelo radial de pozo simple (single well) para un pozo horizontal de inyección cíclica fue construido por Dong et al. (2012), usando el simulador de CMG STARS para simular solamente un sistema de inyección de vapor, una mezcla de vapor con N₂, una mezcla de vapor con CO₂ y una mezcla de vapor con Flue Gas, con el fin de comparar los efectos de la estimulación con vapor y la estimulación con agua, donde se diseñaron los cuatro grupos como se muestran en la Tabla 1. Cada escenario estaba diseñado para inyectar un medio térmico por 30 días, luego un cierre durante 5 días y una producción durante 1 año. La temperatura del medio térmico inyectado fue de 482 °F y el volumen de inyección del vapor y de agua por separado fue de 211,888 ft³ en cada ciclo. El volumen del gas no condensado inyectado en cada escenario fue de 10.5944 Mft³ en el estado estándar de cada ciclo, después de la inyección del medio térmico por 30 días.

Tabla 1.
Escenarios de simulación numérica reportados en el estudio de Dong et al. (2012).

Escenarios	Grupo 1	Grupo 2	Grupo 3	Grupo 4
Estimulación con vapor	Vapor	Vapor +N ₂	Vapor +CO ₂	Vapor +Flue Gas
Estimulación con agua	Agua	Agua+ N ₂	Agua + CO ₂	Agua +Flue Gas

Nota: Tomado de Dong, X., Liu, H., & Hou, J. (2012). Multi-thermal fluid assisted gravity drainage process: A new improved-oil-recovery technique for thick heavy oil reservoir. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 133, 1-11.

El N₂ como gas inerte tiene un bajo coeficiente de conductividad térmica y una densidad más baja que el vapor de agua (Dong et al., 2012), así que el N₂ podría extenderse hacia el tope de la formación y crear una zona de preservación de calor; esto por un lado reduciría la pérdida de calor del vapor inyectado a la roca en el tope de la capa y mejoraría la eficiencia, y por otro lado reduciría

la superposición del vapor, extendiendo lateralmente la cámara y mejorando la eficiencia de barrido (Dong et al., 2012).

2.3.2. Mantenimiento de la presión. El fluido multitérmico tiene una influencia significativa en el mantenimiento de la presión del yacimiento; sin embargo, Dong et al. (2012) afirman que el orden de contribución de la presión es $N_2 > CO_2 > \text{vapor} > \text{agua condensada}$, y que además el efecto del mantenimiento de la presión de la inyección del gas no condensado mezclado con vapor es mejor que el mezclado con agua caliente.

La tensión interfacial entre los fluidos o entre el fluido y la roca en el yacimiento afectan directamente su distribución, así como la fuerza capilar y el flujo de los fluidos. La tensión interfacial entre el aceite y el gas es aproximadamente el 30 % de la misma entre el aceite y el agua, el cual mejora la eficiencia de desplazamiento. La permeabilidad de la formación es un parámetro que afecta directamente el factor de recobro mediante la estimulación con vapor y la estimulación con fluido multitérmico. Se concluyó que una baja permeabilidad restringe la superposición del gas no condensado y cuando ocurre lo opuesto, este gas fácilmente se expande al tope de la formación, el cual juega un rol de aislante térmico y restringe la superposición de vapor; pero cuando la permeabilidad es demasiado grande hace que se formen canales de gas al ser inyectado (Dong et al., 2012).

En la simulación realizada por los autores se concluyó que la influencia de la relación K_v/K_h (permeabilidad vertical/permeabilidad horizontal) varía con el mejoramiento del factor de recobro, esto indica que la estimulación con el fluido multitérmico aumenta si el área de barrido, la eficiencia de desplazamiento y la permeabilidad vertical aumentan, pero si la permeabilidad

vertical es demasiado alta, el gas inyectado es perjudicial para el proceso, y el área de barrido y la producción de aceite disminuyen. (Dong et al., 2012)

Wu et al. (2018) realizaron una investigación experimental en 3D de un crudo pesado en el campo *offshore* Bohai en China con una densidad de 60.55 lb/ft³, y una viscosidad de 28,469.6 cP a 122 °F. Se quería observar la respuesta de la estimulación cíclica de vapor (CSS), la inyección continua de vapor y la inyección de vapor con Flue Gas compuesto principalmente en un 80 % de N₂ y un 20 % de CO₂. En el procedimiento experimental se preparó el equipo y el modelo físico en 3D, se colocó a temperatura constante de 122 °F, la de temperatura del vapor fue de 482 °F con una calidad del 70% , mientras en la inyección de vapor con Flue Gas, se realizó a una tasa de inyección de 25 ml/min con una relación de vapor/Flue Gas de 3:2; se evaluaron las propiedades físicas del sistema crudo-Flue Gas a diferentes temperaturas y presiones por medio de una celda PVT, para analizar la influencia del Flue Gas en el crudo pesado; estas temperaturas fueron de 86, 122, 176, 248 y 356 °F, mientras que la presión experimental fue de 14.7; 290; 580; 1,160 y 1,740 psi.

De esta forma, se determinó que, al incrementar la temperatura, la solubilidad del Flue Gas en el crudo y el factor de hinchamiento se redujeron; además, se concluyó que a cierta temperatura el aumento de la presión hacía que el CO₂ se disolviera en el crudo, se formara una fase miscible y trajera en consecuencia una disminución en la viscosidad del crudo. Los resultados de recobro de aceite después de cada ciclo fueron de 1.55, 2.88 y 4.97 % para el proceso de CSS, mientras que el proceso de inyección continua de vapor se dividió en 3 procesos: el aumento, la estabilidad y el descenso de la producción de crudo.

El frente térmico llegó al pozo productor durante el segundo periodo de inyección, cuando se inyectaron 1.97 volúmenes porosos, donde el vapor alcanzó el pozo productor, la presión del

yacimiento se estabilizó y el recobro último fue de 41.54 %. En el proceso de inyección de vapor con Flue Gas, el gas inyectado emigró hacia el tope de la capa debido a la diferencia de densidad entre este y el vapor de agua, de manera que desplazó el aceite remanente del tope, formando una capa de aislamiento térmico para prevenir la pérdida de calor a la capa suprayacente, mientras la mayoría de este gas quedó atrapado dentro de la roca disminuyendo las emisiones de gas de efecto invernadero; la tasa de producción aumentó de 2.3 a 5.9 ml/min, y el recobro último fue de 49.49 %, lo que significó un 7.95 % más que el proceso de inyección de vapor por sí solo. Las gráficas de las propiedades del crudo que se vieron afectadas por el Flue Gas en este experimento se muestran en las Figuras 6-8.

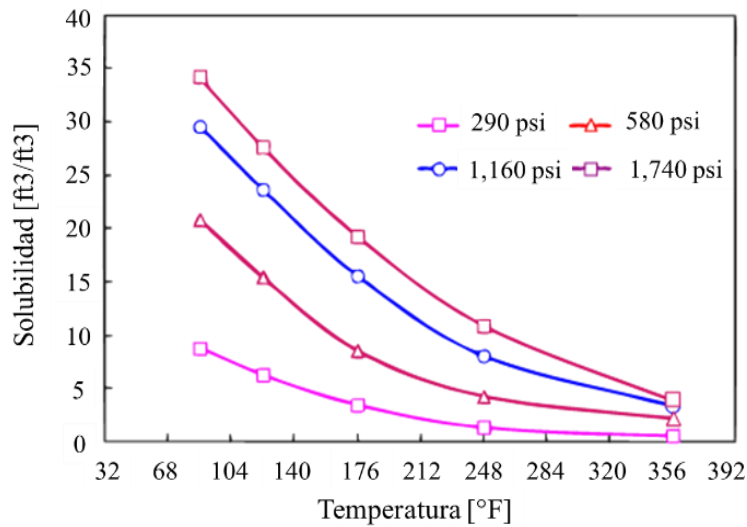


Figura 6. Solubilidad del Flue Gas en crudo pesado a diferentes condiciones de presión y temperatura. Fuente: Wu, Z., Liu, H., & Wang, X. (2018). 3D Experimental Investigation on Enhanced Oil Recovery by Flue Gas Coupled with Steam in Thick Oil Reservoirs. Energy & Fuels, 32, 279-286.

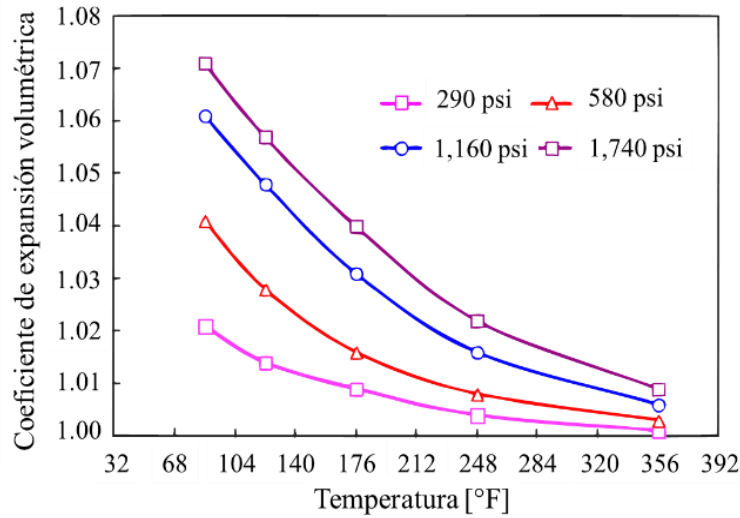


Figura 7. Coeficiente de expansión volumétrica del sistema Flue Gas - crudo pesado a diferentes condiciones de presión y temperatura. Fuente: Wu, Z., Liu, H., & Wang, X. (2018). 3D Experimental Investigation on Enhanced Oil Recovery by Flue Gas Coupled with Steam in Thick Oil Reservoirs. Energy & Fuels, 32, 279-286.

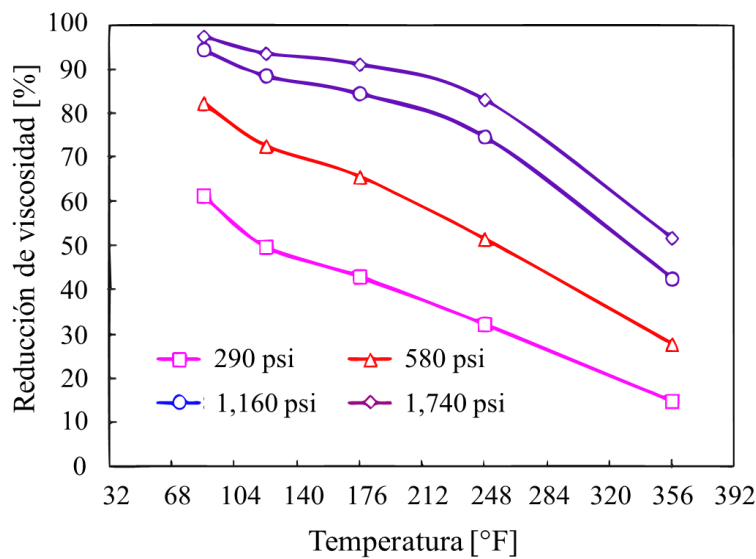
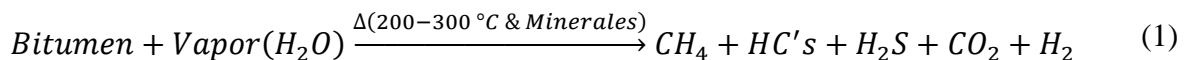


Figura 8. Porcentaje de reducción de viscosidad del crudo pesado por solubilidad del Flue Gas. Fuente: Wu, Z., Liu, H., & Wang, X. (2018). 3D Experimental Investigation on Enhanced Oil Recovery by Flue Gas Coupled with Steam in Thick Oil Reservoirs. Energy & Fuels, 32, 279-286.

2.4. Reacciones entre el crudo y el agua a temperaturas de la inyección de vapor.

Durante muchos años, la inyección de vapor se consideró un proceso netamente físico, en donde los mecanismos de producción de aceite estaban asociados al cambio en la viscosidad del crudo, la destilación que producía el vapor, cambios en la mojabilidad de la formación, expansión térmica de la roca y los fluidos, entre otros (Blevins, T. R., 1990); sin embargo, en la mitad de la década de 1980 se empezaron a estudiar los posibles efectos que tendría a nivel químico la interacción del crudo con el agua en las formaciones petrolíferas a las temperaturas propias de la inyección de vapor, arrojando resultados bastante interesantes.

Hyne (1986) introdujo el término acuatermólisis como un conjunto de reacciones que ocurren entre el agua en cualquiera de sus fases y crudo pesado/arenas bituminosas a altas temperaturas, variando las propiedades y composición del aceite de manera permanente. A pesar de que existen diversos esquemas de reacción para describir los productos resultantes de la acuatermólisis (Belgrave et al., 1995) (Lamoreux-Var & Lorant, 2005), el propuesto por Hyne (1986) es el de mayor uso y más aceptado; su esquema general se muestra en la Ecuación 1.



Como se puede apreciar, el resultado de las reacciones de acuatermólisis se traduce en la obtención de hidrocarburos de menor peso molecular, ácido sulfhídrico, dióxido de carbono e hidrógeno, los cuales surgen como resultado de una serie de subprocesos denominados pirólisis, hidrólisis, reacciones *Water Gas Shift* (WGSR) e hidrodesulfurización (León et al., 2019); sin embargo, para que estos procesos ocurran, deben existir compuestos organosulfurados de las

familias sulfuros y disulfuros en el crudo (como el tiolano y tiofeno) que permitan la iniciación de las primeras secuencias de las reacciones de acuatermólisis, y la presencia de minerales (M) en la roca actúan como catalizadores para la ocurrencia de las mismas (Hyne, 1986). En la Figura 9 se muestra un esquema de los subprocesos asociados a la acuatermólisis, teniendo en cuenta que los productos mostrados en la Ecuación 1 aparecen resaltados.

De todos los subprocesos asociados a la acuatermólisis, para la presente investigación cobran especial importancia las reacciones de *Water Gas Shift*, las cuales se constituyen como reacciones reversibles en las que, en el proceso normal de la acuatermólisis, la producción de CO en presencia de agua genera CO₂ y H₂; este último tiene una gran importancia en el proceso, dado que permite estabilizar las largas cadenas de moléculas que durante la reacción se encuentran inestables, y que tienden a sufrir el proceso de polimerización (Hyne, 1986). Asimismo, es importante resaltar que el Flue Gas tiene en su composición CO₂, el cual propicia la generación de ambientes ácidos cuando se encuentra en grandes cantidades, contribuyendo así a la ocurrencia de las reacciones de polimerización.

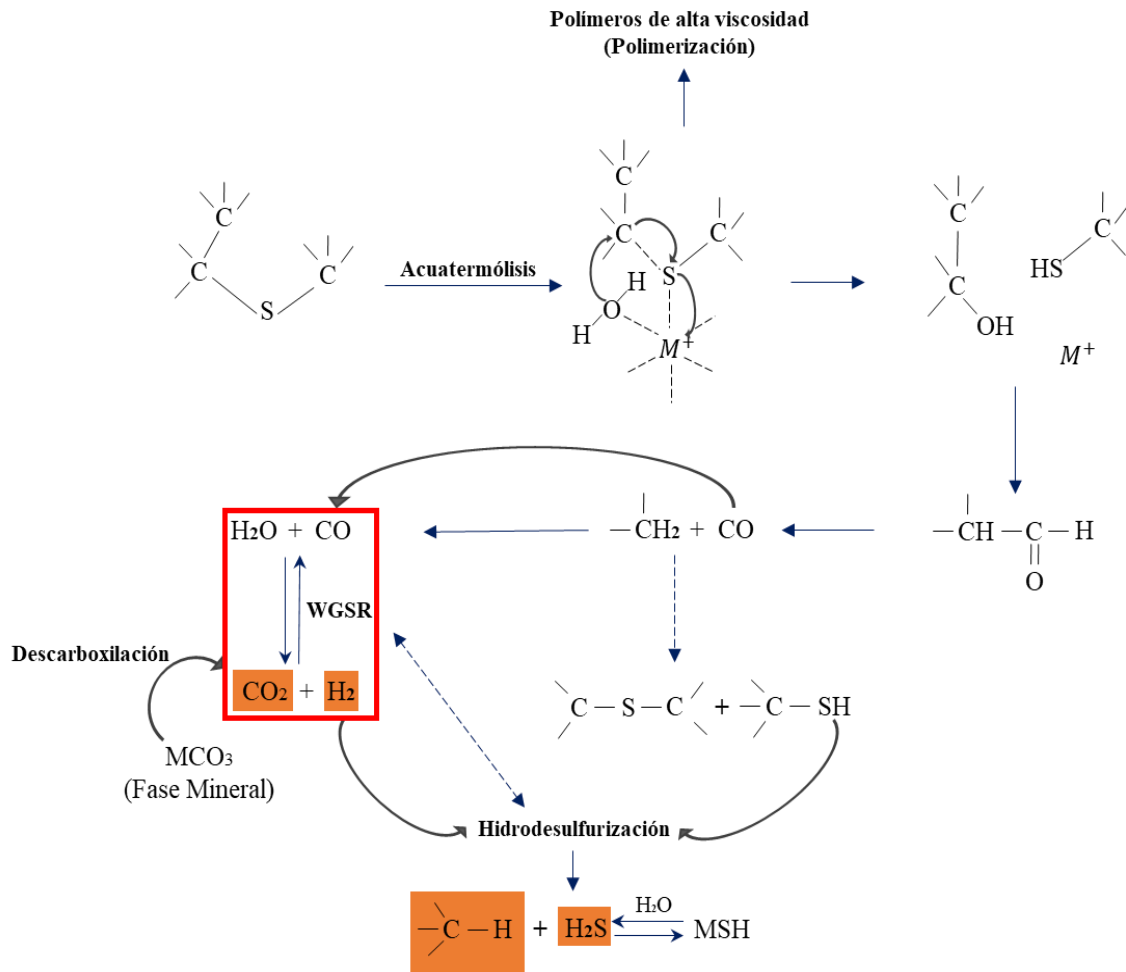


Figura 9. Subprocesos asociados a la acuatermolisis. Fuente: Hyne, J. B. (1986). Aquathermolysis: a synopsis of work on the chemical reaction between water (steam) and heavy oil sands during simulated steam stimulation. AOSTRA Publication Series, (no 50), 55, [27] leaves.

3. Estequiometría de reacciones de combustión

Los generadores de vapor en campo utilizan distintos combustibles que permitan la liberación de calor necesaria para la vaporización del agua de alimento. En Colombia se utiliza especialmente el gas natural proveniente del Campo Cusiana, cuya composición y masa molar se muestran en la Tabla 2.

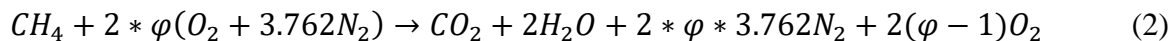
Tabla 2
Composición del gas Cusiana.

Componente	Fracción molar. ad	M_i. lb/lbmol
CH_4	0.827598	16.043
C_2H_6	0.09986	30.070
C_3H_8	0.035858	44.097
C_4H_{10}	0.010557	58.123
C_5H_{12}	0.001372	72.150
C_6H_{14}	0.000159	86.177
CO_2	0.019213	44.010
N_2	0.005285	28.000

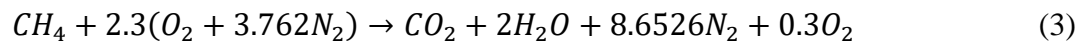
$$M_{G.Natural} = 19.518$$

Nota: Tomado de Barreto, O. (2017). Comparación del desempeño de varias calidades de gas natural y evaluación de viabilidad para el uso de biogás como combustible para vehículos que operan con GNCV. Tesis de maestría en Ingeniería Ambiental. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá.

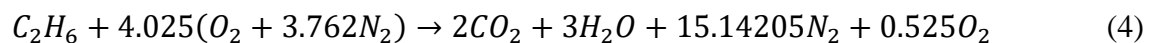
Cuando se utiliza un solo componente hidrocarburo como combustible, la reacción de combustión es sencilla, dado que basta simplemente con balancear los productos y reactivos una única vez. Sin embargo, cuando se utiliza un combustible compuesto por varios hidrocarburos, se hace necesario balancear una ecuación por cada componente presente; de esta forma, para el caso del gas proveniente del campo Cusiana, se requieren balancear 8 ecuaciones correspondientes a los 8 componentes presentes en el gas. En la Ecuación 2 se muestra el esquema general de la combustión del metano, resaltando que las reacciones de combustión fueron tomadas con un exceso de aire del 15% ($\varphi = 1.15$), teniendo en cuenta lo reportado por Ganapathy (1994), asumiendo un esquema combustión completa con exceso de aire.

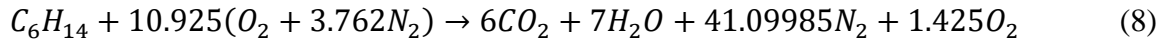
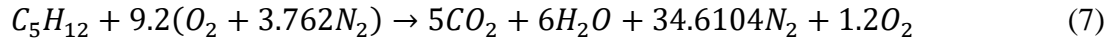
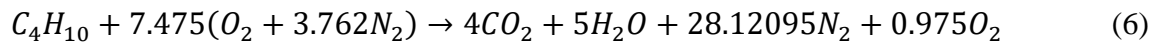
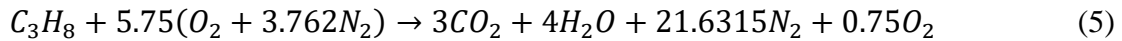


Aplicando los coeficientes propuestos en la Ecuación 2, la Ecuación 3 muestra la combustión completa del metano con un exceso de aire del 15%.

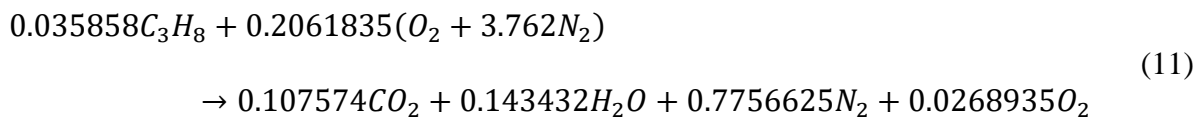
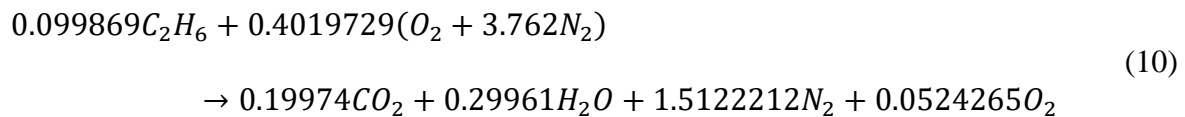
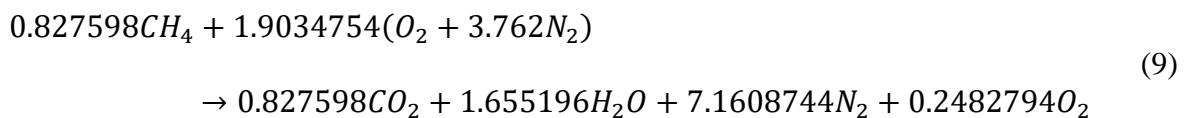


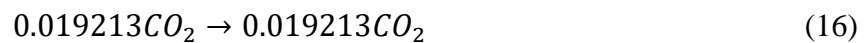
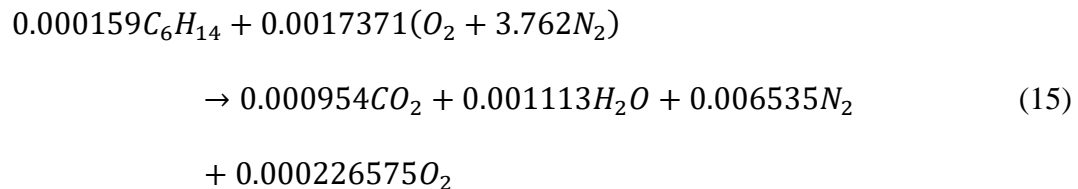
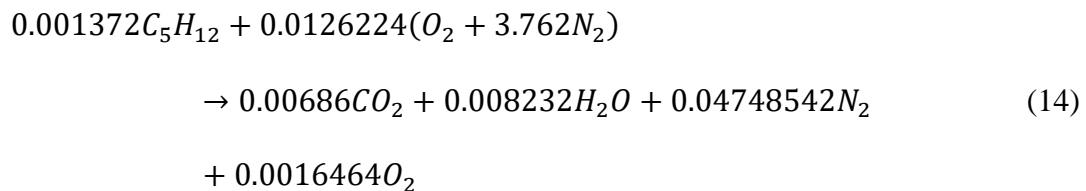
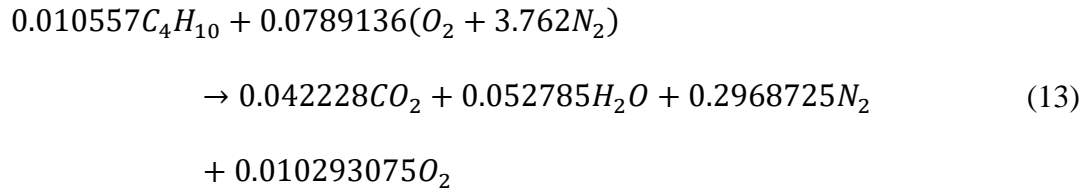
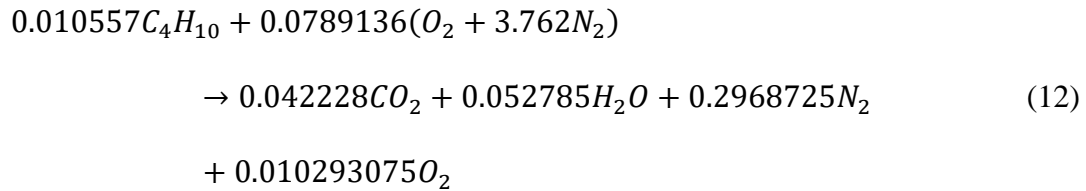
Este procedimiento se repite para cada componente hidrocarburo presente en el gas, y las ecuaciones balanceadas se muestran en las Ecuaciones 4 – 8 para el etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), pentano (C_5H_{12}) y hexano (C_6H_{14}), respectivamente.



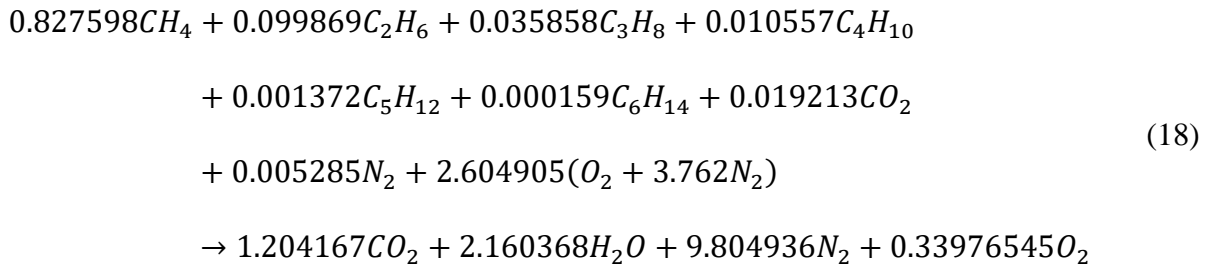


Una vez balanceadas las ecuaciones de combustión para cada hidrocarburo presente en el gas natural, deben ser integradas en una sola con el fin de dilucidar la producción de cada componente por la reacción de todos los productos; para esto se requiere multiplicar cada ecuación por la fracción molar del componente (ver Tabla 2), de modo que se asuma la combustión de 1 mol de gas natural. Los resultados se muestran en las Ecuaciones 9 – 14 para los hidrocarburos, y las Ecuaciones 15 y 16 para el dióxido de carbono (CO_2) y nitrógeno (N_2), respectivamente, teniendo en cuenta que estas son trazas presentes en el gas que no reaccionan, y que todo componente que entra como reactivo, sale como producto sin alteración alguna.





Ahora que las ecuaciones han sido balanceadas, se procede a sumar todos los componentes de cada reacción en los reactivos, así como también en los productos, como se muestra en la Ecuación 18. Es importante resaltar que el nitrógeno presente en el aire es discriminado del presente en el gas natural en los reactivos, con el objetivo de diferenciar cada uno de ellos por separado; sin embargo, en la sección de productos sí se tiene en cuenta todo el balance de este en un solo componente.



Asimismo, en la Tabla 3 se muestran los porcentajes de cada uno de los componentes del Flue Gas a la salida del generador, de acuerdo con la estequiometría analizada previamente.

Tabla 3.
Composición del Flue Gas a la salida del generador.

Componente	Porcentaje molar %
N_2	72.58
CO_2	8.91
H_2O	15.99
O_2	2.52

3.1. Cálculos en el generador de vapor

Una vez establecida la estequiometría de la combustión del gas natural de Cusiana, se procede a calcular las cantidades necesarias de aire y gas para llevar a cabo el proceso de manera eficiente; para esto, fue tomado como base un generador de vapor con capacidad de 50 MBTU/h, cuya eficiencia real después de aplicar el 85% es de 42.5 MBTU/h; esto quiere decir que se requiere quemar una cantidad de 50 MBTU/h con el fin de obtener realmente 42.5 MBTU/h. Adicionalmente, se debe conocer la masa molar del gas, que resulta de la sumatoria del producto de la masa molar de cada componente por su fracción molar, como se muestra en la Tabla 2.

Asimismo, se reporta un poder calorífico del gas de 1,040 BTU/scf (Barreto et al., 2017), que para efectos de facilidad de cálculos será tomada en unidades de BTU/mol. Teniendo en cuenta la ley de gases ideales, 1 mol de cualquier gas a condiciones estándar ocupa un volumen de 22.4 L, equivalentes a 0.7910485 scf, por lo que la capacidad calorífica del gas natural en unidades de BTU/mol se muestra en la Ecuación 19.

$$PC_{Gas\ Natural} = 1,040 \frac{BTU}{scf} * \left(\frac{0.7910485\ scf}{1\ mol} \right) \cong 823 \frac{BTU}{mol} \quad (19)$$

De esta forma, se procede a calcular la cantidad de gas natural requerido para satisfacer los requerimientos energéticos del generador diariamente (ver Ecuación 20).

$$\begin{aligned} n_{G.Natural} &= \frac{50 \times 10^6 \frac{BTU}{h} * \left(\frac{24\ h}{1\ día} \right)}{823 \frac{BTU}{mol}} \\ &\cong 1'458,080 \frac{mol_{G.Natural}}{día} * \left(\frac{19.518\ lb_{G.Natural}}{1\ lbmol_{G.Natural}} \right) * \left(\frac{1\ lbmol}{453.592\ mol} \right) \\ &\cong 62,741 \frac{lb_{G.Natural}}{día} \end{aligned} \quad (20)$$

Una vez hallada la cantidad de gas natural requerida, usando la Ecuación 16 es posible inferir que 1 mol de gas natural requiere de 2.604905 mol de O_2 para que se produzca una combustión completa, y esto produce 1.204167 mol de CO_2 y 9.804936 mol de N_2 ; los moles de aire requeridos y los producidos de CO_2 y N_2 se muestran en las Ecuaciones 21, 22 y 23, respectivamente. Es importante aclarar que en el cálculo de la cantidad de aire (Ecuación 21) se hace necesario discriminar que el oxígeno solamente compone el 21% de la corriente.

$$n_{Aire} = 1'458,080 \frac{mol_{G. Natural}}{día} * \left(\frac{2.604905 mol_{O_2}}{1 mol_{G. Natural}} \right) \quad (21)$$

$$\cong 3'798,160 \frac{mol_{O_2}}{día} * \frac{1 mol_{Aire}}{0.21 mol_{O_2}} \cong 18'086,475 \frac{mol_{Aire}}{día}$$

$$n_{CO_2} = 1'458,080 \frac{mol_{G. Natural}}{día} * \left(\frac{1.204167 mol_{CO_2}}{1 mol_{G. Natural}} \right) \cong 1'755,772 \frac{mol_{CO_2}}{día} \quad (22)$$

$$n_{N_2} = 1'458,080 \frac{mol_{G. Natural}}{día} * \left(\frac{9.804936 mol_{N_2}}{1 mol_{G. Natural}} \right) \cong 14'296,381 \frac{mol_{N_2}}{día} \quad (23)$$

Una vez hallada la cantidad de CO_2 y de N_2 presentes en la corriente en unidades molares, por medio de la masa molar de cada componente es posible calcular su masa, como se reporta en las Ecuaciones 24 y 25.

$$m_{CO_2} = 1'755,772 \frac{mol_{CO_2}}{día} * \left(\frac{44.010 lb_{CO_2}}{1 lbmol_{CO_2}} \right) * \left(\frac{1 lbmol}{453.592 mol} \right) \cong 170,355 \frac{lb_{CO_2}}{día} \quad (24)$$

$$m_{N_2} = 14'296,381 \frac{mol_{N_2}}{día} * \left(\frac{28.00 lb_{N_2}}{1 lbmol_{N_2}} \right) * \left(\frac{1 lbmol}{453.592 mol} \right) \cong 882,508 \frac{lb_{N_2}}{día} \quad (25)$$

Debido a que el agua es también un producto de la combustión, en la Ecuación 27 se muestra la cantidad de agua que resulta de la quema del gas natural, especificando que este componente será retirado después de generado el Flue Gas, al igual que el O_2 presente en la corriente (véase Ecuación 26, donde se muestra el O_2 generado), con el fin de que los niveles de corrosión sean disminuidos a los niveles más bajos posibles.

$$\begin{aligned}
 n_{O_2} &= 1'458,080 \frac{\text{mol}_{G. \text{ Natural}}}{\text{día}} * \left(\frac{0.33976545 \text{ mol}_{O_2}}{1 \text{ mol}_{G. \text{ Natural}}} \right) \\
 &\cong 495,405 \frac{\text{mol}_{O_2}}{\text{día}} * \left(\frac{32.00 \text{ lb}_{O_2}}{1 \text{ lbmol}_{O_2}} \right) * \left(\frac{1 \text{ lbmol}}{453.592 \text{ mol}} \right) \cong 34,950 \frac{\text{lb}_{O_2}}{\text{día}}
 \end{aligned} \tag{26}$$

$$\begin{aligned}
 n_{H_2O \text{ Combustión}} &= 1'458,080 \frac{\text{mol}_{G. \text{ Natural}}}{\text{día}} * \left(\frac{2.160358 \text{ mol}_{H_2O}}{1 \text{ mol}_{G. \text{ Natural}}} \right) \\
 &\cong 3'149,975 \frac{\text{mol}_{H_2O \text{ Combustión}}}{\text{día}} * \left(\frac{18.00 \text{ lb}_{H_2O}}{1 \text{ lbmol}_{H_2O}} \right) * \left(\frac{1 \text{ lbmol}}{453.592 \text{ mol}} \right) \\
 &\cong 125,001 \frac{\text{lb}_{H_2O \text{ Combustión}}}{\text{día}}
 \end{aligned} \tag{27}$$

El caudal de agua que será vaporizada para su posterior inyección al yacimiento que se reporta para generadores de 50 MBTU es de aproximadamente 2,740 bbl/día (80 GPM). Utilizando este dato, y teniendo en cuenta que la masa de 1 bbl de agua es de 350 lb, se puede calcular la masa de alimentación del generador (ver Ecuación 28).

$$m_{H_2O \text{ Alimento}} = 2,740 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} * \left(\frac{350 \text{ lb}}{1 \text{ bbl}} \right) = 959,000 \frac{\text{lb}_{H_2O \text{ Alimento}}}{\text{día}} \tag{28}$$

Con el fin de conocer la cantidad de Flue Gas generado por barril de agua convertida en vapor para los generadores 50 MBTU/h, la Ecuación 29 permite evidenciar esta operación, mientras que en las Ecuaciones 30 y 31 se discriminan las relaciones de CO_2 y N_2 , respectivamente.

$$\text{Relación} \frac{\text{Flue Gas}}{\text{Agua}} = \frac{882,508 \text{ lb}_{N_2} + 170,355 \text{ lb}_{CO_2}}{2,740 \text{ bbl}} \cong 384 \frac{\text{lb}_{\text{Flue Gas}}}{\text{bbl agua}} \tag{29}$$

$$\text{Relación} \frac{CO_2}{\text{Agua}} = \frac{170,355 \text{ lb}_{CO_2}}{2,740 \text{ bbl}} \cong 62 \frac{\text{lb}_{CO_2}}{\text{bbl agua}} \quad (30)$$

$$\text{Relación} \frac{N_2}{\text{Agua}} = \frac{882,508 \text{ lb}_{N_2}}{2,740 \text{ bbl}} \cong 322 \frac{\text{lb}_{N_2}}{\text{bbl agua}} \quad (31)$$

Asimismo, es posible establecer el porcentaje másico (wt%) del Flue Gas con respecto al agua de alimentación, como se muestra en la Ecuación 32.

$$\begin{aligned} \text{Flue Gas wt\%} &= \frac{882,508 \text{ lb}_{N_2} + 170,355 \text{ lb}_{CO_2}}{959,000 \text{ lb}_{H_2O \text{ Alimento}} + 882,508 \text{ lb}_{N_2} + 170,355 \text{ lb}_{CO_2}} * 100\% \\ &\cong 52.3 \text{ wt\%} \end{aligned} \quad (32)$$

Finalmente, en aras de conocer las proporciones de CO_2 y N_2 presentes en el Flue Gas, la Tabla 4 muestra la relación molar de cada uno de ellos después de que el H_2O y el O_2 han sido retirados de la corriente, así como también la masa producida de cada componente.

Tabla 4
Cantidades de CO_2 y N_2 en el Flue Gas después del tratamiento para un generador de 50 MBTU/h.

Componente	Moles, mol/día	Porcentaje molar, %	Masa, lb/día
N_2	14'296,381	89,00	882,508
CO_2	1'755,772	11,00	170,355

De esta forma, basado en las cantidades de gases de combustión reportadas en la Tabla 4, se puede apreciar que el flue gas se presenta como un prospecto importante para la ejecución de

proyectos de recobro mejorado, teniendo en cuenta que actualmente son arrojados al medio ambiente, y su utilización supone una disminución en la huella de carbono, así como también en beneficios económicos para las empresas.

4. Procedimiento experimental

Como se pudo observar en los estudios revisados en el primer capítulo, los autores han evaluado las propiedades del crudo cuando se encuentra en condiciones miscibles con el *Flue Gas*, hecho que no ocurre a las condiciones del yacimiento colombiano por su presión actual (inicialmente de 950 psi, actualmente varía entre 400 y 600 psi, dependiendo de la zona que se estudie (Trigos *et al.*, 2018)); de esta forma, fue necesario plantear un diseño experimental donde se evaluaran las condiciones de presión y temperatura que podrían alcanzarse durante la inyección cíclica de vapor en la campo de estudio, y evaluar la interacción fluido-fluido a través de microrreactores tipo *batch*, como se mostrará a continuación.

4.1. Diseño experimental

Las propiedades de un crudo pesado sometido a un proceso de inyección de vapor con *Flue Gas* pueden verse afectadas por la proporción $CO_2 - N_2$ de los gases de combustión, la relación *Flue Gas*/vapor, la temperatura del vapor, el tiempo de reacción de los fluidos, entre otros, de los cuales se escogieron la temperatura del vapor y la relación *Flue Gas*/vapor como variables objetivo, con

el fin de identificar su incidencia sobre las propiedades del crudo. La temperatura fue variada en 3 niveles dentro del rango de aplicación de la técnica de inyección de vapor convencional, correspondientes a 464, 518 y 572 °F (Alvarado & Manrique, 2010), las cuales comprenden un rango en el que se encuentra aplicando la técnica actualmente en el campo colombiano (Trigos *et al.*, 2018), asegurando la presión de saturación del vapor para cada uno de los casos: 490, 800, y 1,200 psi, respectivamente. Asimismo, estas temperaturas se encuentran dentro de la ventana de acuatermolisis (Hyne & Clark, 1984), en donde se presentan las reacciones entre el agua y el crudo en una mayor proporción, permitiendo cambios significativos a nivel molecular que se espera estudiar posteriormente.

Por otra parte, la relación *Flue Gas*/vapor generado encontrada a partir del análisis estequiométrico fue de 52.3 wt%; no obstante, dada la poca cantidad de líquido que eso representaría para cargar en los reactores fue totalmente inviable contemplarlo, por lo que se trabajó con 3 niveles por debajo: 38 wt%, valor que fue tomado para el diseño experimental como máximo, un valor mínimo de 10 wt%, y un intermedio de 24 wt%, para un total de 3 variaciones de este factor. Asimismo, con el objetivo de dilucidar las diferencias que se puedan presentar por efecto del *Flue Gas* con respecto al vapor, se realizó un montaje para cada temperatura sin gases de combustión, equivalente a una proporción de *Flue Gas*/vapor de 0 wt%, obteniendo un diseño experimental de tipo factorial con 3 niveles de variación para el factor temperatura, y 4 para la relación *Flue Gas*/vapor, como se muestra en la Figura 10.

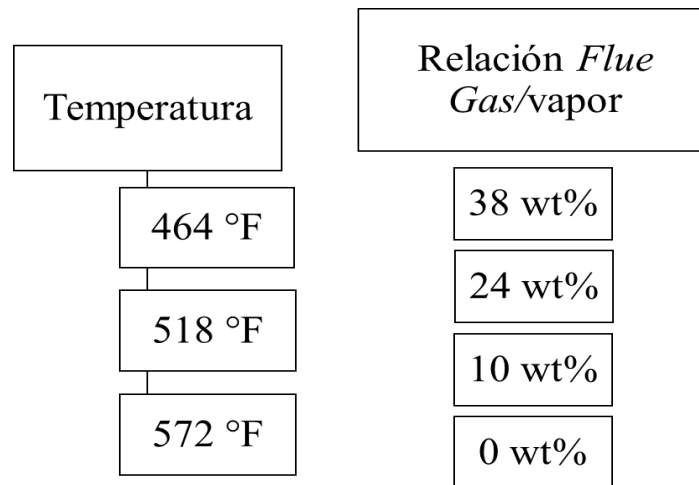


Figura 10. Fases de variación experimental.

Todos los experimentos se llevaron a cabo bajo un tiempo de reacción de 48 h, teniendo en cuenta estudios previos de interacción fluido-fluido (León, 2019; Zhang, Barrufet, Lane & Mamora, 2012), con la misma proporción $CO_2 - N_2$ de los gases de combustión (11 – 89 mol%, respectivamente, como fue estipulada en la estequiometría), y se utilizó un crudo pesado del Valle Medio del Magdalena con una gravedad API de 12.8 y agua desionizada. En total se realizaron 12 experimentos, además de los duplicados de aquellos que se consideraron más representativos por los resultados que arrojaron, con el fin de evaluar la repetibilidad de las pruebas.

4.2. Descripción de equipos utilizados

Los experimentos fueron llevados a cabo en microrreactores tipo *batch* con una capacidad aproximada de 16 ml, un diámetro nominal de alrededor de 1 cm y accesorios de acero inoxidable

AISI 316 (Swagelok), dentro de los que se destaca una conexión fácil o enchufe rápido para carga de gases. Un esquema de los reactores se muestra en la Figura 11.

Los reactores se sumergieron en un baño de arena (principalmente óxido de aluminio, Al_2O_3) a altas temperaturas, la cual funciona como agente de transferencia de calor. Dicha arena se encuentra en contacto con una serie de resistencias reguladas por un controlador, mientras un flujo constante de aire (que proviene de un compresor) pasa a través de ella desde la parte inferior, permitiendo que no haya ningún tipo de restricción de movimiento sobre cualquier objeto que se ubique dentro. En la parte superior del equipo se encuentra un rotor que tiene anclada una biela, en cuyo extremo se conecta el reactor hasta quedar en contacto con el baño de arena. El equipo descrito previamente se muestra en la Figura 12, donde se pueden apreciar cada una de sus partes.

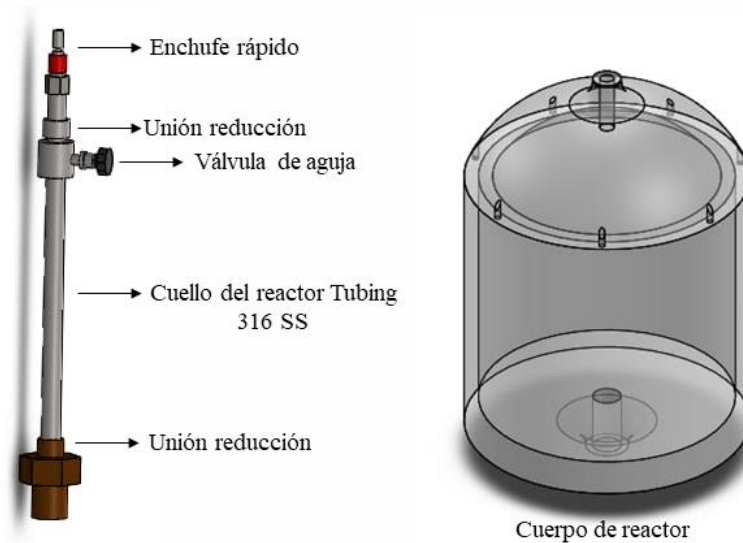


Figura 11. Esquema de los microrreactores.



Figura 12. Equipo de baño térmico y agitación para microrreactores.

Asimismo, dentro de los componentes del equipo se encuentra un controlador electrónico anclado a una termocupla, que permiten monitorear la temperatura en tiempo real y ajustar el valor que se desee alcanzar con un máximo de 1,112 °F, así como también regular el caudal de aire que ingresa al recipiente. Una imagen de los controladores se muestra en la Figura 13.

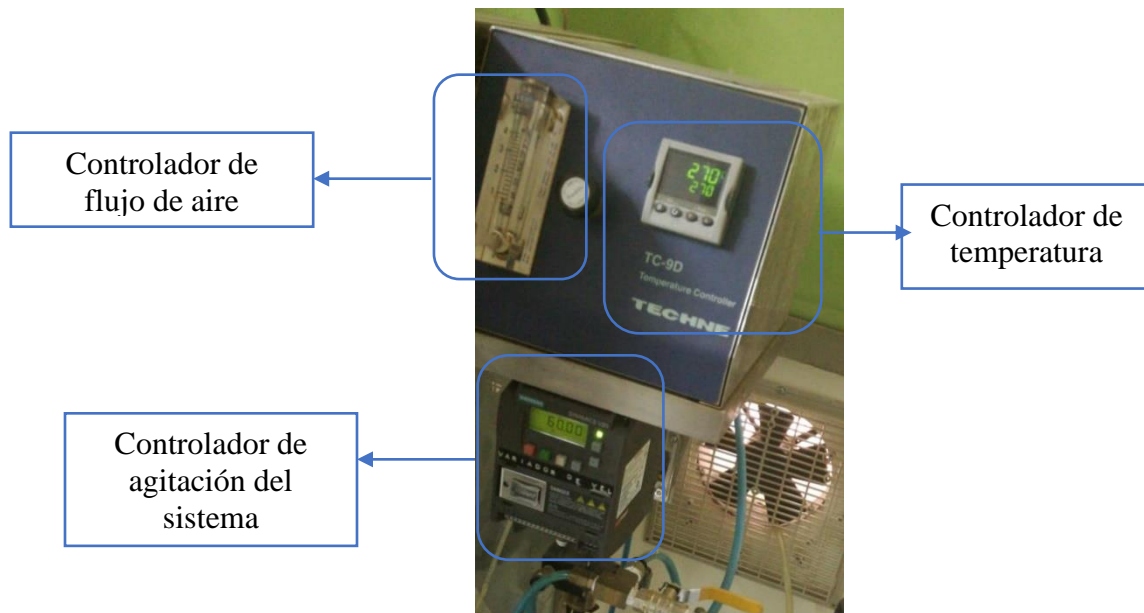


Figura 13. Controladores de temperatura, flujo de aire y frecuencia de agitación.

4.3. Procedimiento experimental

Una vez calculadas las cantidades necesarias de crudo y agua a cargar en los reactores, las cuales varían en función de la cantidad de Flue Gas que se desee en cada punto experimental, se llevó a cabo el siguiente paso a paso para cargar los reactores.

- Se pesa el reactor vacío y se registra su masa.
- Se carga la cantidad de crudo medida previamente en una balanza, así como el agua, y se registran las masas.
- Se introducen unos balines de agitación, con el objetivo de asegurar una interacción de todos los componentes de la mezcla durante la reacción, y se registra su masa.
- Se aplica grasa en la rosca del reactor, y se procede a sellarlo con la ayuda de una llave de tuerca y requintarlo.
- Se acomodan los cilindros de CO_2 y N_2 para la carga de los gases, acomodándolos en reguladores de presión de alta-baja y alta-alta, respectivamente. Se cuadra la presión de cada uno de los gases.
- Se carga el reactor sellado primero con el CO_2 y después con el N_2 a las presiones requeridas para cada caso, y se sumergen en agua con el fin de garantizar que no exista fuga en el mismo.
- Se estipula la temperatura de reacción en el equipo con baño térmico, y se enciende el flujo de aire con el fin de que la arena tenga una menor resistencia al momento de introducir los reactores dentro de ella.
- Se conecta el cuello del reactor con la biela que va anclada al rotor en el equipo, y se inicia la agitación.

- Se registra la hora de inicio, y a las 48 horas se retira el reactor y se apaga el equipo.
- Una vez enfriado el reactor, se conecta al manómetro con el fin de determinar si hubo o no pérdidas de gas durante la reacción. Este es uno de los puntos clave, dado que, si no se registra presión después de las 48 horas, la prueba fue fallida debido a alguna fuga. Para el caso de 518 °F, se tomaron los efluentes gaseosos de los 4 puntos experimentales planteados a dicha temperatura.
- Se destapan los reactores y se registra el peso del reactor sin la tapa, y del líquido que se adhirió a la tapa durante la reacción con ayuda de papel de limpieza.
- Los reactores se llevan a un horno con los fluidos todavía dentro a 176 °F, se retiran los balines con ayuda de una vara magnética, y finalmente se trasvasa el crudo y el agua en un tubo de centrífuga.
- Los tubos de centrífuga se llevan al proceso de separación a 3,000 rpm durante 30 minutos.
- Se extrae el agua que queda en el fondo de los tubos con ayuda de una jeringa, y las muestras quedan listas para ser envasadas en los recipientes pertinentes para cada análisis.

4.4. Caracterización de muestras

Después de llevar a cabo las reacciones en los microrreactores y separar el crudo del agua, se procedió a caracterizar las muestras mediante viscosidad, destilación simulada a alta temperatura, y resonancia magnética nuclear (RMN) para todos los puntos experimentales, y un análisis de gases de refinería a los gases obtenidos de las reacciones a 518 °F, como resultado de un aumento significativo en la viscosidad que será discutido en el capítulo 6.

4.4.1. Viscosidad. Se realizaron mediciones a la viscosidad dinámica del crudo base y los planteados en el diseño experimental con la ayuda de un reómetro Anton Parr, utilizando una geometría de platos paralelos de 20 mm de diámetro y un gap (espaciamiento entre platos) de 0.5 mm. El equipo cuenta con un baño de temperatura Julabo F-32, y está equipado con el software RheoPlus V3.62, instalado en un ordenador adjunto al equipo. Para cada ensayo se requirió de alrededor de 1 g de muestra, y se construyeron curvas de viscosidad en función de la temperatura, en el intervalo comprendido entre 20 °C y 50 °C (68 °F y 122 °F), con una velocidad de deformación constante de 1 s^{-1} , empleando una tasa de enfriamiento de 0.64 °C/min.

4.4.2. Destilación simulada a altas temperaturas. La técnica de cromatografía en fase gaseosa es un método de separación en la cual las especies o moléculas de una mezcla se distribuyen entre la fase estacionaria y una fase móvil gaseosa o gas portador como helio, argón, etc. El solvente usado como diluyente y la muestra a analizar se inyectan en la cabeza de la columna, en donde su superficie interior tiene un recubrimiento (polixiloxano) que actúa como fase estacionaria. Los compuestos migran a lo largo de la columna manteniendo un equilibrio de partición entre la fase móvil y la fase estacionaria, y por tanto el tiempo de retención depende de la afinidad de los compuestos con la fase y de la temperatura de vaporización (León, A., 2017). Esta técnica tiene un gran poder de separación y se relaciona por analogía con los procesos de destilación en refinería (destilación simulada), considerando el número de platos teóricos. Este método se aplica según la norma ASTM D7169 para muestras con puntos de ebullición de hasta 720 °C; esta norma permite obtener la distribución de puntos de ebullición verdaderos de crudos pesados, extrapesados, fondos atmosféricos y de vacío, entre otros. Para llevar a cabo estas

pruebas, se pesaron al menos 0.02 g de muestra en viales de 1.5 ml, y estas fueron llevadas a un cromatógrafo HP 6890.

Para efectos de practicidad, el laboratorio clasifica las fracciones presentes en el crudo en 10 pseudocomponentes según rangos de puntos de ebullición, lo que permite identificar las fracciones livianas (F315-, aquellas comprendidas desde Nafta 1 hasta ACPM liviano) y pesadas (F315+, comprendidas entre ACPM pesado y Fondos de vacío) por aparte, permitiendo identificar ganancias o pérdidas en cada una de estas. Dicha clasificación para esta muestra se presenta en la Tabla 5. Tabla 5

Clasificación de pseudocomponentes del crudo brindada por el laboratorio del ICP

Pseudocomponente	Intervalo de temperatura, °C
Nafta 1	IBP-60
Nafta 2	60-107
Nafta 3	107-152
Nafta 4	152-199
Keroseno	199-249
ACPM liviano	249-315
ACPM pesado	315-371
Gasoleos livianos	371-427
Gasoleos medianos	427-482
Gasoleos pesados	482-565
Fondos de vacío	>565

Asimismo, una vez obtenidos los datos reportados por el laboratorio, se requiere calcular la conversión de la fracción liviana (F315-) para cada punto experimental con respecto al crudo base, con el fin de evidenciar pérdida de componentes livianos durante la reacción con vapor y Flue Gas; este procedimiento matemático se muestra en la Ecuación 33.

$$Conv_{F315-i} = \frac{F315-Crudo\ Base - F315-i}{F315-Crudo\ Base} * 100 \quad (33)$$

4.4.3. Resonancia magnética nuclear. El análisis de esta técnica por ^1H (protones) permite comparar las muestras de interés mediante un campo magnético y la inducción de ondas de radiofrecuencia. Dado que la intención de esta caracterización es visualizar los cambios en algunos grupos funcionales por efecto de las reacciones llevadas a cabo en la sección experimental, se utilizó RMN de alto campo. Las pruebas se realizaron a través de un equipo Bruker AVIII, 400 MHz con un campo de 9.4 T. Se tomaron al menos 0.02 g de cada muestra resultante en los microrreactores *batch*, y se le añadieron 500 μl de cloroformo deuterado (CDCl_3). Por su parte, el análisis de los resultados obtenidos se hizo a través de la herramienta MestReNova V. 14.1.2.

A pesar de que el crudo está compuesto por un sinnúmero de agentes químicos que pueden ser detectados por la RMN, existe evidencia de ciertas regiones específicas en los espectros donde se ubican picos característicos de grupos funcionales (Poveda, J. C., Molina, D. R., 2012), los cuales se evidencian en la Tabla 6, y a partir de los cuales es posible establecer parámetros moleculares promedio.

Tabla 6

Regiones y desplazamiento químico de los diferentes tipos de átomos de hidrógeno.

Tipo de H	Definición	Desplazamiento
H_{al}	Átomo de hidrógeno de cadenas alifáticas	0.5 – 4.5
H_{γ}	Átomo de hidrógeno del grupo metil (CH_3) terminal de cadenas alquílicas en anillos aromáticos.	0.5 – 1.0
H_{β}	Átomo de hidrógeno β de cadenas alquílicas en anillos aromáticos.	1.0 – 1.9
H_{α}	Átomo de hidrógeno α de cadenas alquílicas en anillos aromáticos.	1.9 – 4.5
H_{ar}	Átomos de hidrógeno aromático.	6.0 – 9.0
H_m	Átomos de hidrógeno en monoaromáticos.	6.0 – 7.2
H_{D-T}	Átomos de hidrógeno en di-tetraromáticos.	7.2 – 9.0
R_{CH_2}	Átomos de hidrógeno en carbonos CH_2 (Puentes CH_2 entre anillos aromáticos)	3.5 – 4.5

Nota: Tomado de: Poveda, J. C., & Molina, D. R. (2012). Average molecular parameters of heavy crude oils and their fractions using NMR spectroscopy. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 84-85, 1–7. doi:10.1016/j.petrol.2012.01.005

Asimismo, dada la complejidad en las estructuras de los crudos, se busca simplificar su análisis composicional a partir de tres parámetros estructurales promedio por intensidad de átomos de hidrógeno (Hiroyuki et al., 2000; Yasar et al., 2009; Ren et al., 2011; Poveda et al., 2012; Daou et al., 2015; Duarte et al., 2016), los cuales se muestran en las Ecuaciones 34-36.

$$n = \frac{(H_{\alpha} + H_{\beta} + H_{\gamma})}{H_{\alpha}} \quad (34)$$

$$r = \left[0.25 \left(4.12 + \frac{H_{\gamma}}{H_{\beta}} \right) - 1 \right] \left[\frac{n - 1}{2} \right] \quad (35)$$

$$f_a = \frac{H_{ar}}{H_{ar} + H_{al}} \quad (36)$$

En donde n es el número promedio de carbonos alifáticos en cadenas alquílicas, r el número de anillos sustituidos y f_a el factor de aromaticidad.

4.4.4. Gases de refinería. Se llevó a cabo un análisis de gases de refinería a los efluentes gaseosos de las reacciones llevadas a 518 °F, con el fin de esclarecer un comportamiento anormal en las tendencias de viscosidad encontradas en la fase previa, y cuyos resultados se detallan en el capítulo 6. En esta sección, los gases fueron llevados a un cromatógrafo Agilent 6890 con detector FID y TCD, con el fin de identificar componentes hidrocarburos y otra que no, y se reportan 2 espectros con los picos asociados al tiempo de retención de cada uno de ellos.

5. Modelo de simulación numérica

La simulación numérica de yacimientos es una de las formas más confiables de predicción del comportamiento de un campo determinado bajo condiciones de explotación específicas; sin embargo, su confiabilidad está asociada a los datos de entrada suministrados, así como a una correcta interpretación de los fenómenos presentes en la operación que se desee simular, para de esta forma reducir el margen de error existente entre el modelo numérico constituido por la simulación, y el físico, constituido por el proceso real en yacimiento.

La construcción del modelo estático del campo en estudio se realizó a partir de datos reportados por diferentes autores, modelando un yacimiento de crudo pesado colombiano ubicado en la cuenca del Valle Medio del Magdalena (Franco, 2003; Trigos, 2013; León, P., 2019). Se elaboró un *sector model* en un enmallado cartesiano de 10 acres, ubicando un patrón de 5 pozos concéntricos en un área de 5 acres, como se muestra en la Figura 14, empleando un tamaño de celda de 10x10x4 ft (i-j-k), con 66x66x130 celdas en las respectivas direcciones, propia en la representación de procesos térmicos a nivel de simulación (León & Bernal, 2015); asimismo, se utilizó la herramienta *Dynagrid* con el fin de amalgamar aquellas celdas que no estaban bajo los esfuerzos térmicos propios del proceso de inyección de vapor, disminuyendo así los tiempos de cómputo. Los datos de entrada para el modelo de simulación se muestran en la Tabla 7, en donde se refleja un promedio de las propiedades de las distintas arenas, distinguidas como Arenas A (superiores) y Arenas B (inferiores).

Tabla 7

Datos de entrada para el modelo de simulación.

Parámetro	Valor
Porosidad, %	Arenas A: 28
	Arenas B: 26
Permeabilidad	Arenas A: 1,200
	Arenas B: 780
Compresibilidad, 1/psi	Arenas: 1e-4
	Arcillas: 3.467e-5
Temperatura inicial, °F	112
Presión de referencia, psi	950
BHP pozos productores, psi	200
Conductividad térmica, BTU/ft*día*°F	Arenas: 24
	Arcillas: 30
Capacidad volumétrica de calentamiento, BTU/ft³*°F	Arenas: 30
	Arcillas: 40
	Crudo: 1.6
	Agua: 12.6
	Gas: 0.25

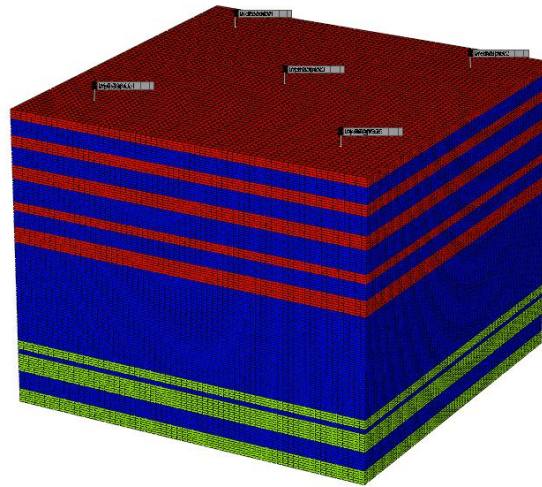


Figura 14. Modelo estático construido.

5.1. Construcción del modelo de fluidos

Con el fin de representar el modelo de fluidos del crudo en estudio y a su vez los resultados obtenidos en las pruebas experimentales, se utilizaron los resultados de la prueba de destilación simulada suministradas por el ICP para el crudo en estudio con su composición, evidenciada en la Tabla 8.

Los hidrocarburos fueron modelados a partir de la ecuación de estado de Peng Robinson, y el ajuste del factor volumétrico, relación gas-aceite, densidad y presión de saturación se realizó a partir de una regresión de las pruebas de liberación diferencial y de separador, por medio de la herramienta WinProp de CMG, y se muestran en las Figuras 15 – 17, respectivamente. Posteriormente, se tomaron los valores de viscosidad obtenidos en laboratorio y fueron ajustados a través del modelo de Pedersen modificado (1987). Finalmente, se llevó a cabo un agrupamiento en 5 pseudocomponentes, usados normalmente en la representación de procesos de mejoramiento del crudo o de cambios composicionales (Chávez & Pereira, 2016) (Nguyen et al., 2017),

mostrados en la Tabla 9; posteriormente, se calcularon las propiedades de cada uno de ellos y su fracción molar, como se muestra en la Tabla 10.

Tabla 8

Composición del crudo en estudio determinada a partir de la prueba de destilación simulada

Componente	Fracción molar, %	Componente	Fracción molar, %
C1	0.8499	C15	2.0212
C2	0.0979	C16	2.0722
C3	0.0339	C17	2.2499
iC4	0.00529	C18	2.2028
nC4	0.0053	C19	2.3117
iC5	0.00084	C20	2.4446
nC5	0.000459	C21	2.4675
C6	0.00017	C22	2.5332
C7	4.999e-5	C23	2.1874
C8	0.0585	C24	2.3525
C9	0.1316	C25	2.1382
C10	0.3959	C26	2.1020
C11	0.6247	C27	2.2210
C12	1.0495	C28	2.0249
C13	1.4628	C29	2.2450
C14	1.7035	C30+	60.8555

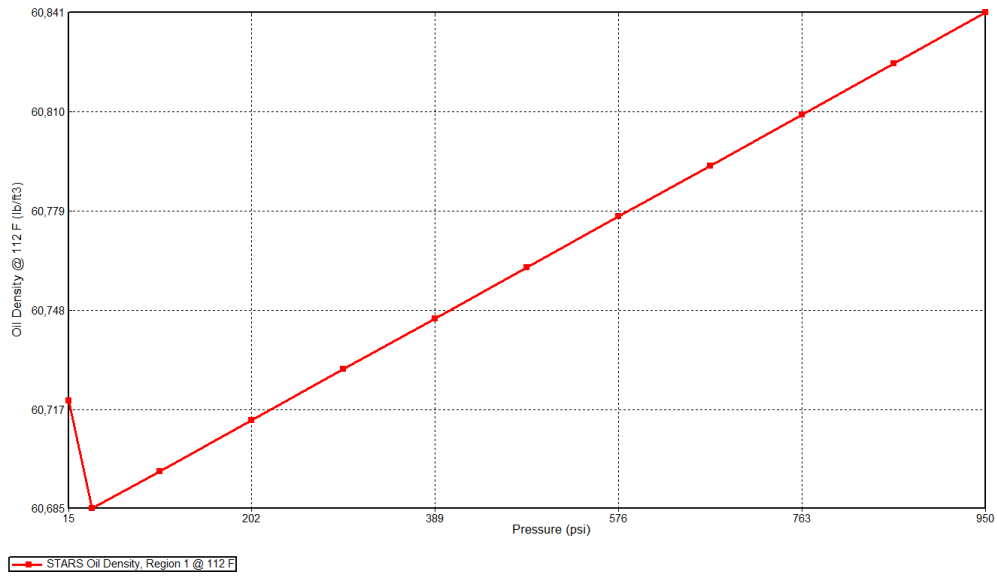


Figura 15. Variación de la densidad en función de la presión para el crudo en estudio.

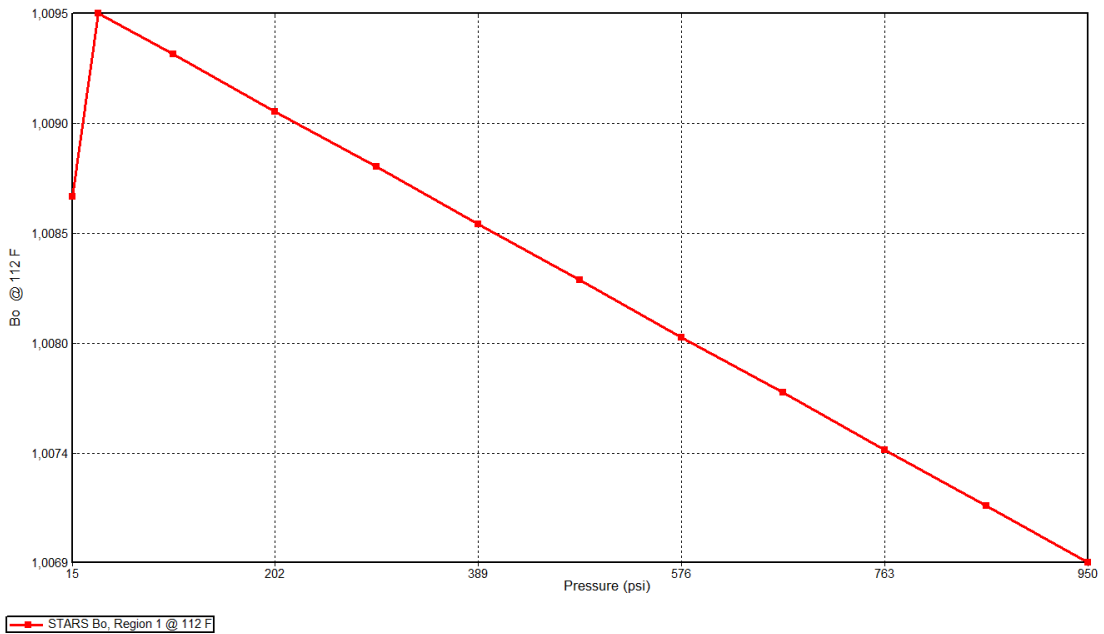


Figura 16. Variación del factor volumétrico en función de la presión para el crudo en estudio.

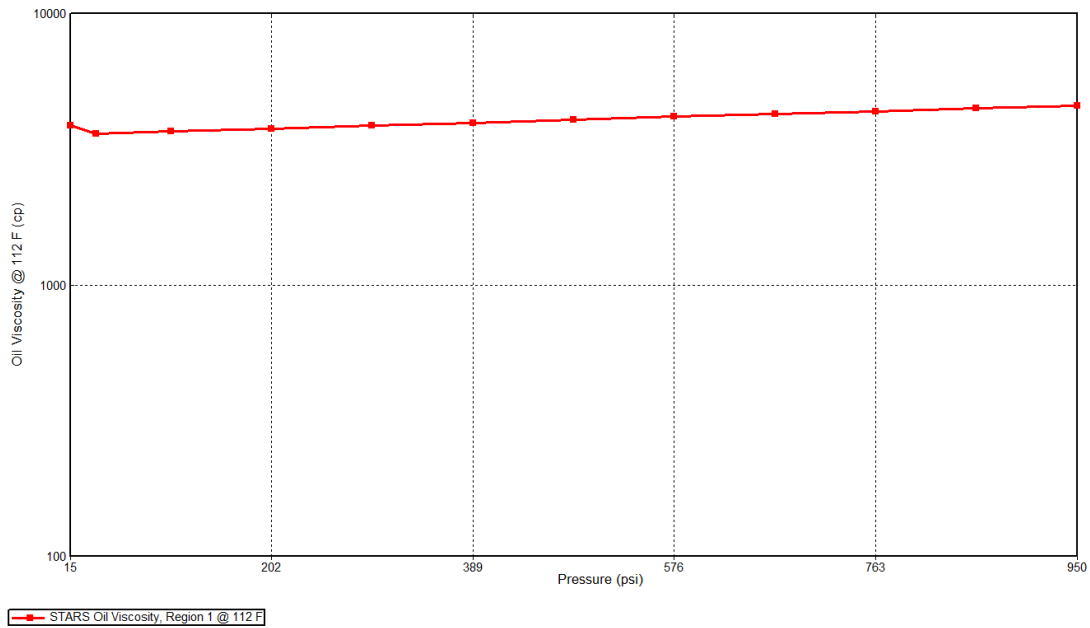


Figura 17. Variación de la viscosidad en función de la presión para el crudo en estudio.

Tabla 9

Pseudocomponentes establecidos para la representación del crudo en WinProp

Pseudocomponente	Temperatura de ebullición, °C	Componentes
Gases	<IBP (Initial Boling Point)	C ₁ -C ₄
Naftenos	IBP-216	C ₅ -C ₁₂
Destilados	216-343	C ₁₃ -C ₂₀
Vacuum Gas Oil (VGO)	343-545	C ₂₁ -C ₄₄
Vacuum Residue (VR)	545+	C ₄₅ +

Tabla 10

Propiedades de los pseudocomponentes estipulados para el modelo de simulación

Pseudocomponente	Pc (psi)	Tc (°F)	Factor acéntrico	Peso Molecular	Fracción molar
Gases	518.3114	-152.608	0.024	18.842	0.0899
Naftenos	491.0544	779.882	0.484	148.621	0.0159
Destilados	251.2524	866.0858	0.693	224.624	0.346
VGO	149.7342	1,119.272	1.08	473.986	0.389
VR	94.4034	1,321.0556	1.401	630.495	0.1588

5.2. Interacción roca – fluido

Las curvas de permeabilidad relativa fueron construidas a través de datos suministrados por el ICP, que hacen referencia al campo en estudio, y se muestran en las Figuras 18 y 19 para los sistemas agua – aceite y líquido – gas, respectivamente.

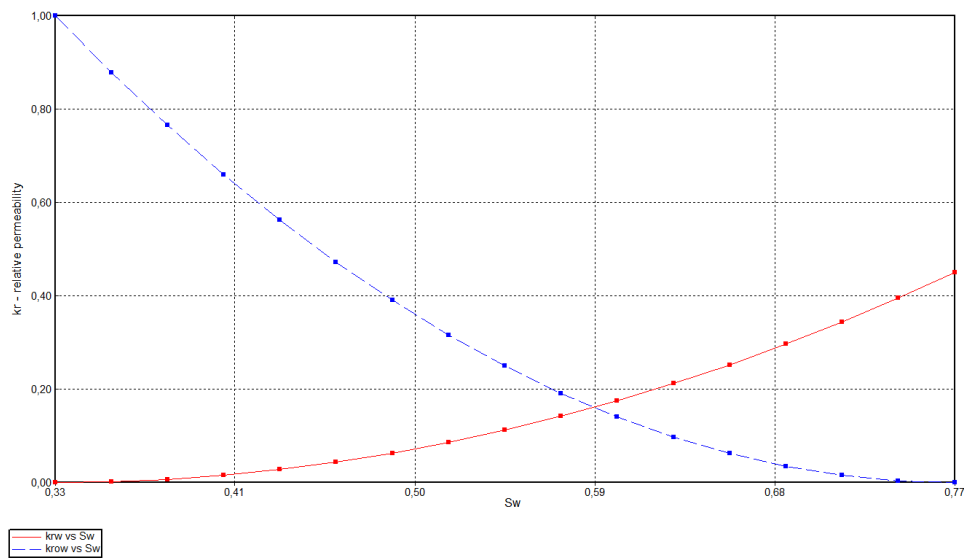


Figura 18. Curvas de permeabilidad relativa para el sistema agua-aceite del crudo.

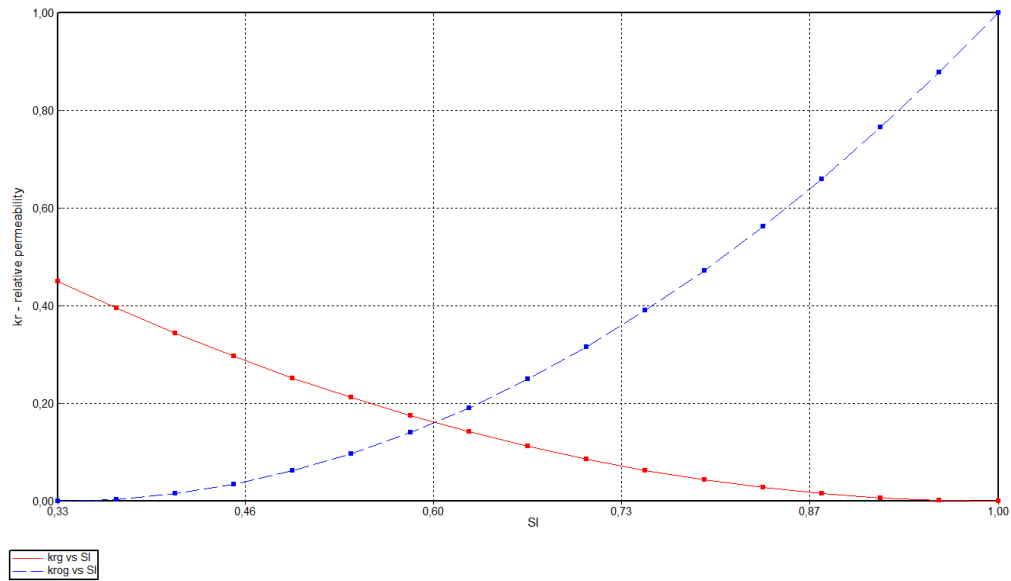


Figura 19. Curvas de permeabilidad relativa para el sistema líquido-gas del crudo.

5.3. Modelo base de inyección cíclica de vapor

Para la representación del proceso de inyección cíclica de vapor, los 5 pozos dispuestos en el modelo fueron asignados como inyector/es/productores. De esta forma, las variables operacionales del proceso se muestran en la Tabla 11, teniendo en cuenta los valores reportados en campo, así como también por diversos autores (Franco, 2003; Trigos, 2013; León, P., 2019).

Tabla 11

Variables operacionales del proceso base de inyección cíclica de vapor

Número de ciclos	10	Tiempo de remojo	2 días
Tiempo de producción en frío	365 días	Tiempo de producción	365 días
Tiempo de inyección	6 días	Tasa de inyección de vapor	2,740 bbl/día/pozo

6. Resultados

A continuación, se presentan los resultados obtenidos en el desarrollo experimental y de simulación numérica, con el fin de cumplir con los objetivos planteados para esta investigación.

6.1. Caracterización del crudo base

Para este estudio, se utilizó una muestra de crudo pesado de un campo ubicado en la cuenca del Valle Medio del Magdalena, y fue caracterizada por medio de viscosidad, destilación simulada, y RMN, como se evidencia en las Figuras 20-22, respectivamente. Esta muestra se caracterizó por tener una gravedad API de 12.8°, un porcentaje de azufre de 1.506 % (lo que propicia la ocurrencia de las reacciones de acuatermólisis), y una viscosidad a 112 °F de 6,400 cP, demostrando así su carácter pesado.

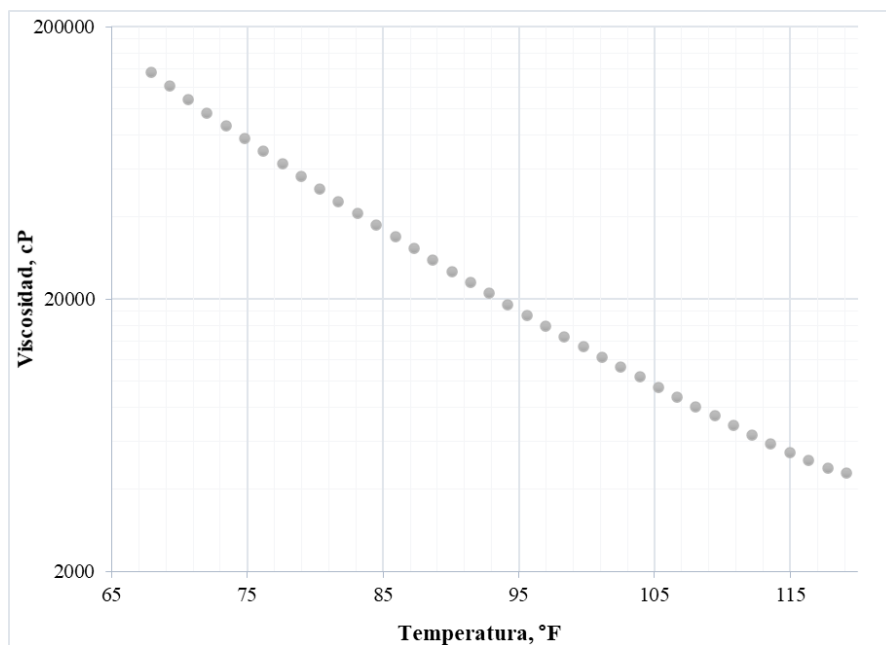


Figura 20. Comportamiento de viscosidad en función de la temperatura para el crudo base.

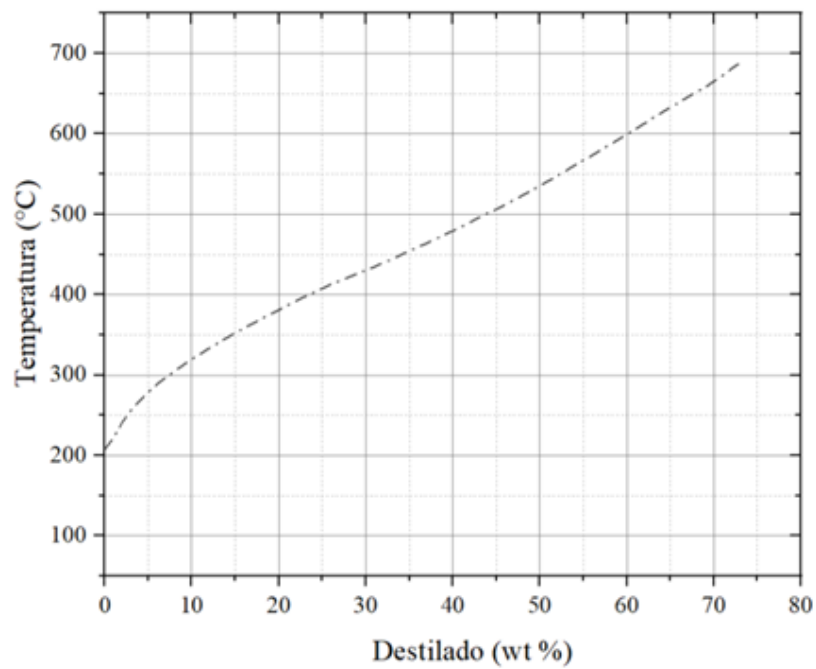


Figura 21. Curva de destilación simulada para el crudo base.

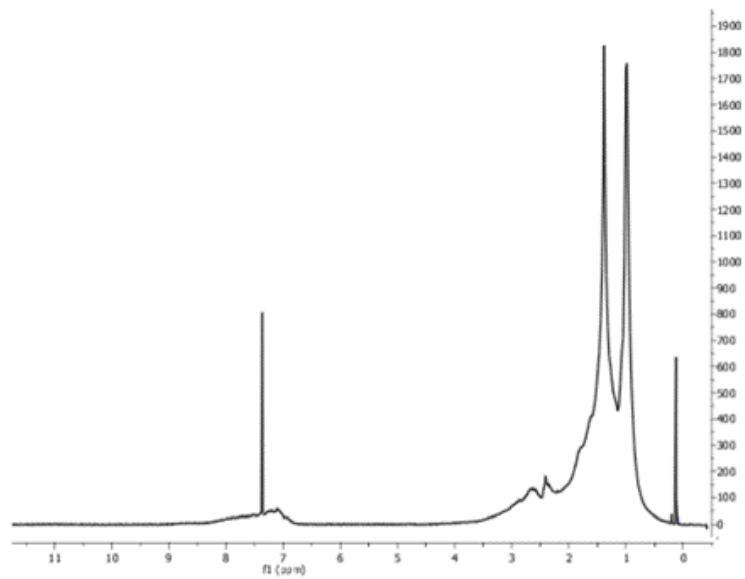


Figura 22. Espectro de RMN ^1H para el crudo base.

6.2. Caracterización de muestras resultantes de las reacciones.

6.2.1. Curvas de viscosidad del crudo después de reacción a diferentes temperaturas.

A las condiciones de 464 °F no se evidencia un cambio significativo en lo que respecta a viscosidades a diferentes proporciones de *Flue Gas* con respecto al blanco de acuatermólisis a dicha temperatura, especialmente porque las reacciones de polimerización a esta temperatura aún son predominantes (Hyne, J. B. 1986). A pesar de no ser muy marcada la diferencia, se puede apreciar que para los porcentajes de 24 y 10 wt% de *Flue Gas* se evidencia una leve reducción en la viscosidad del crudo, siendo más significativa para el último caso (10 wt%); los resultados se muestran en la Figura 23.

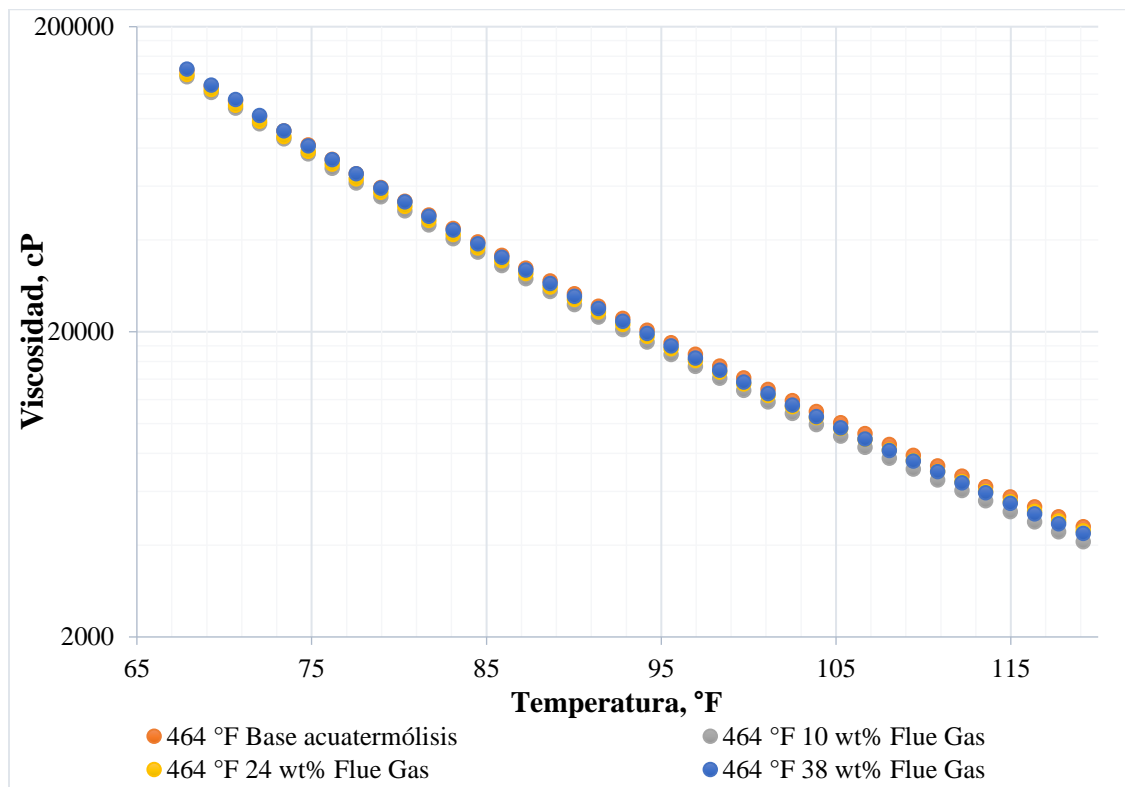


Figura 23. Curva de viscosidad para el crudo después de reaccionar a 464 °F.

Para el crudo obtenido de estas reacciones los resultados son mucho más marcados que en el caso del crudo mejorado a 464 °F sin Flue Gas (caso base de acuatermólisis), especialmente porque las reacciones de polimerización empiezan a cesar como producto de la generación de H₂, resultado de las reacciones de *Water Gas Shift* propuestas por Hyne, J. B. (1986), las cuales se constituyen como un subproceso en las reacciones de acuatermólisis. En su trabajo, se propone que una mayor temperatura repercute en un mayor rompimiento de las cadenas alquílicas, las cuales fomentan la generación de radicales libres que tienden a polimerizarse, y por ende a aumentar la viscosidad del crudo; no obstante, las reacciones de *Water Gas Shift* (ver Ecuación 37) evidencian la generación de H₂, el cual permite equilibrar los radicales formados durante la acuatermólisis. Dicha reacción tiene una mayor incidencia a mayores temperaturas.



En la Figura 24 se ilustran las curvas de viscosidad para las pruebas de acuatermólisis con las diferentes relaciones de Flue Gas realizadas a 572 °F. Para el caso de 38 wt% se aprecia un incremento en la viscosidad del crudo con respecto al caso base de acuatermólisis, mientras que el caso de 24 wt% arroja una leve disminución, y el de 10 wt% una reducción más marcada.

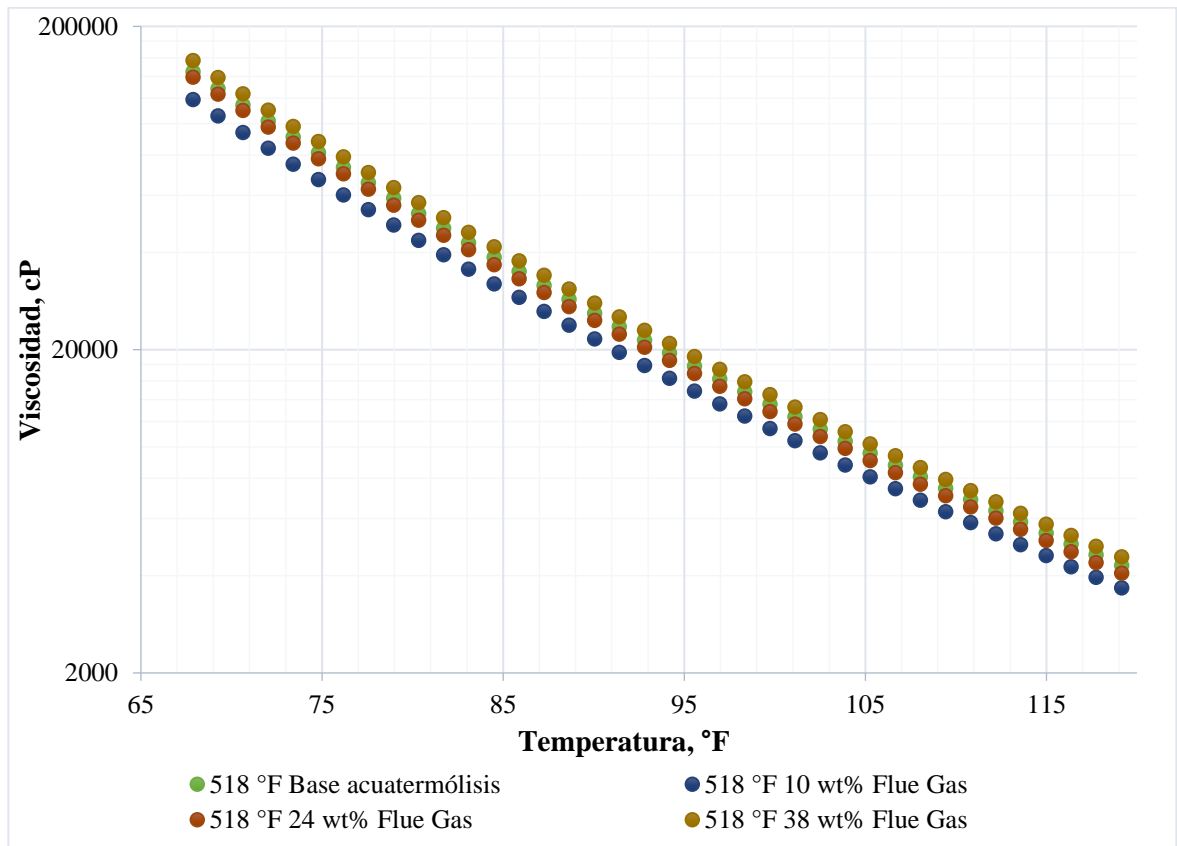


Figura 24. Curva de viscosidad para el crudo después de reaccionar a 518 °F.

Los resultados de viscosidad a 572 °F son los más interesantes, dado que en todos los casos se evidenció una disminución en la viscosidad del crudo; asimismo, los resultados del caso base de acuatermólisis son mucho menores que los asociados a cualquiera de los anteriores casos en presencia de *Flue Gas*, especialmente como respuesta a la ocurrencia de una mayor producción de H_2 , menor polimerización, y el rompimiento de los primeros con otro tipo de heteroátomos en el crudo (Hyne, J. B. 1986). El comportamiento a medida que aumenta el porcentaje de *Flue Gas* se mantiene constante con respecto a los casos de 464 y 518 °F, a diferencia del reportado a 38 wt%, del cual se esperaba que tuviera una mayor viscosidad, teniendo en cuenta las tendencias reportadas previamente. Con la finalidad de corroborar los resultados anteriores, se realizaron dos

experimentos más a estas condiciones con el fin de comprobar una repetibilidad, para el cual se obtuvieron resultados similares (véase Figura 25).

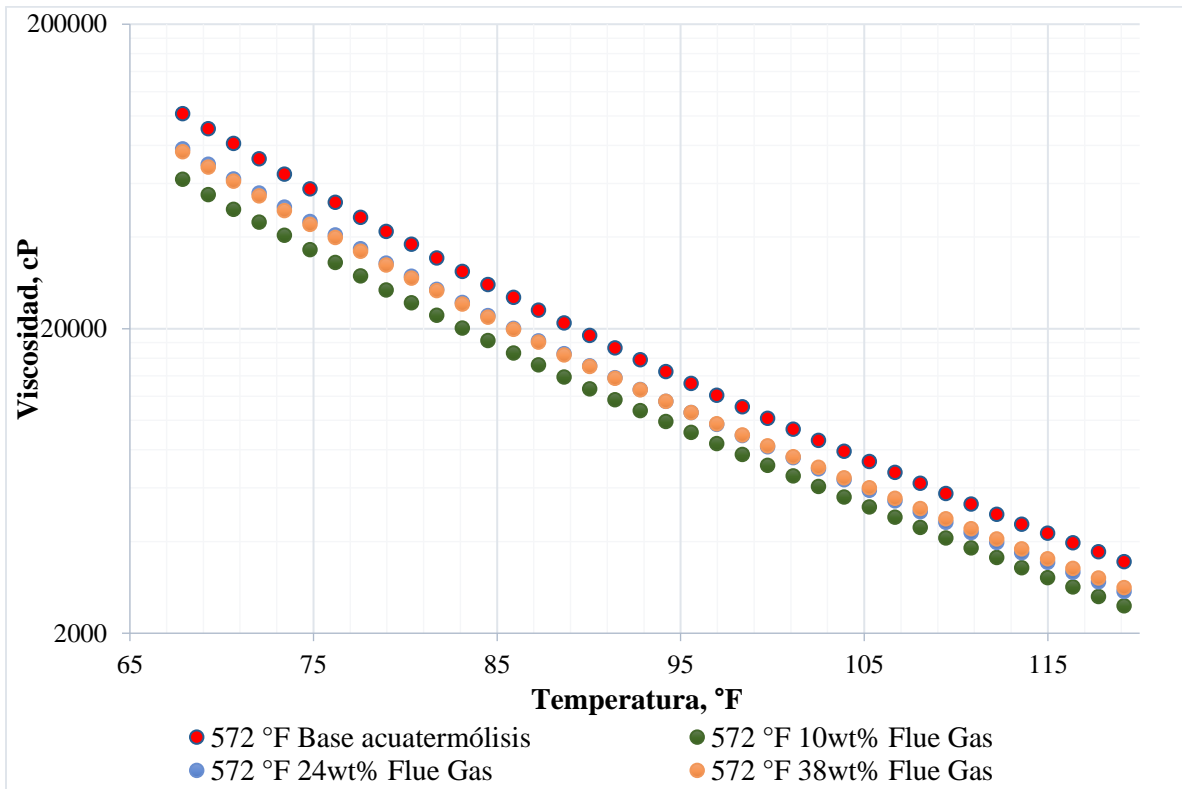


Figura 25. Curva de viscosidad para el crudo después de reaccionar a 572 °F.

Finalmente, con el fin de evidenciar con mayor facilidad los resultados de viscosidad, se presentan en la Tabla 12 los resultados de reducción en viscosidad de los crudos con respecto al caso de 0 wt% a temperatura ambiente, notando un caso especial para el punto experimental a 518 °F y 38 wt%.

Tabla 12

Resultados de reducción de viscosidad de los crudos con respecto al caso de 0 wt% a temperatura ambiente.

Caso	464 °F	518 °F	572 °F
10 wt%	5.0 %	17.9 %	39.1 %
24 wt%	3.2 %	3.7 %	23.5 %
38 wt%	1.3 %	-8.3 %	25.2 %

6.2.2. Resultados destilación simulada para crudos después de reacción a diferentes temperaturas. Los puntos experimentales que mostraron una mayor conversión en la fracción 315- tuvieron mayor pérdida de componentes livianos, por lo que una mayor conversión indicará una mayor viscosidad del crudo; estos resultados se muestran en la Figura 26. Se evidenció una tendencia muy similar a la reportada por los datos de viscosidad: mayores porcentajes de Flue Gas repercutieron en una mayor conversión de la fracción 315-, siendo completamente coherente con la viscosidad, donde hubo una relación directamente proporcional entre el porcentaje de Flue Gas y dicho comportamiento reológico de las muestras. No obstante, para los casos de reacción a 464 °F no se pudo establecer una tendencia, teniendo en cuenta que para esta condición de temperatura la conversión del crudo no es representativa, pues la energía no es suficiente para la ocurrencia de reacciones que afecten de forma positiva esta propiedad, predominando las reacciones de polimerización (Hyne, 1986).

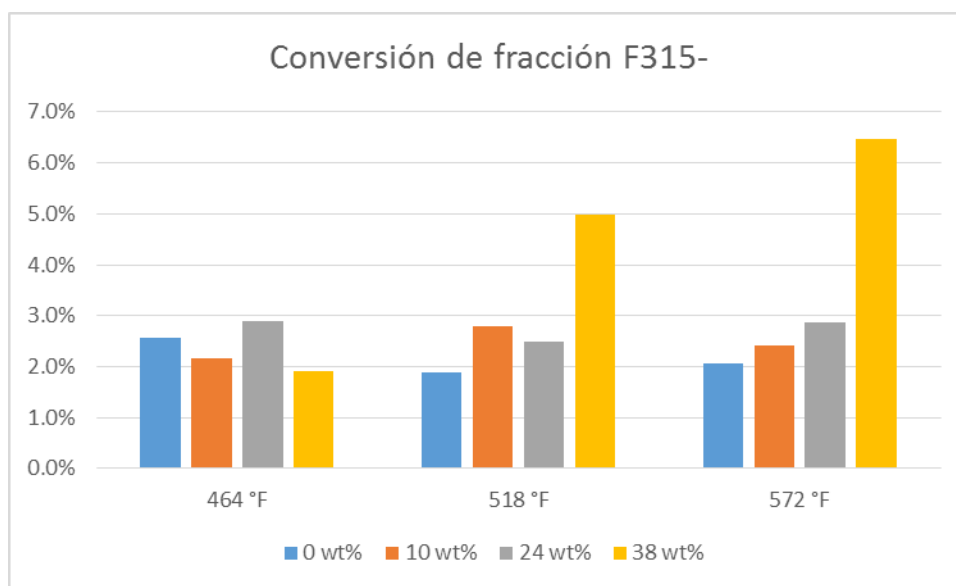


Figura 26. Conversión de la fracción 315- para los puntos experimentales con respecto al crudo base.

6.2.3. Resultados de caracterización por RMN. El análisis de los espectros por RMN comprueba la ocurrencia de diversos cambios a nivel molecular por efecto de la temperatura y el cambio en proporción de Flue Gas en sistemas con vapor, crudo y gases de combustión. Como se mencionó en el capítulo 5, se realizó un análisis cuantitativo de las muestras a partir de los parámetros moleculares promedio para cada uno de los casos estudiados, los cuales se muestran en las Figuras 27-29. Se pudo apreciar un aumento en la cantidad de anillos sustituidos (r) a medida que se incrementó la temperatura, mientras que un aumento en la proporción de Flue Gas representó una leve disminución de este parámetro, al igual que con el número promedio de carbonos alifáticos en cadenas alquílicas (n). Por su parte, el factor de aromaticidad (fa) registró una disminución sistemática de su valor a las 3 temperaturas conforme se aumentó la proporción de Flue Gas, a excepción del caso de 518 °F y 38 wt%, el cual corresponde al caso en el que se evidenció también una tendencia anómala de la viscosidad.

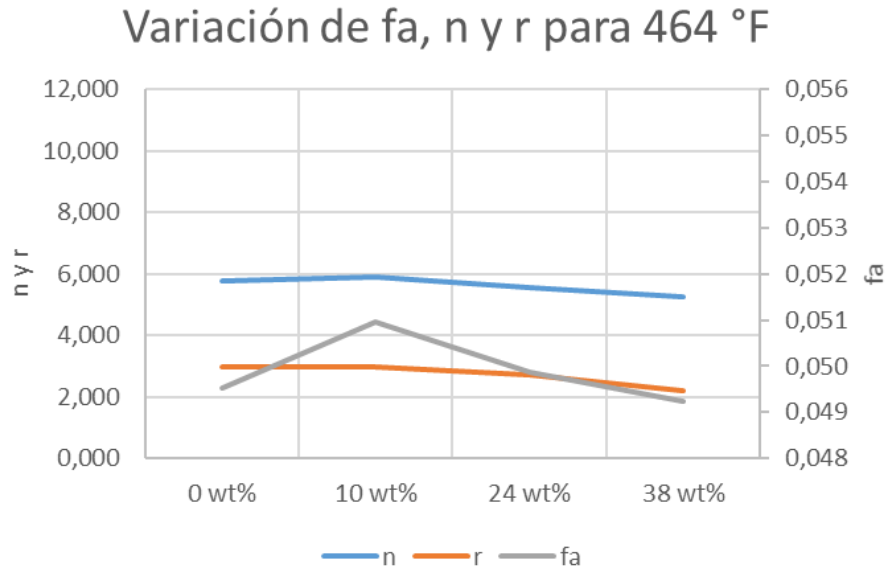


Figura 27. Variación de los parámetros moleculares promedio en los espectros RMN para los crudos resultantes de las reacciones a 464 °F.

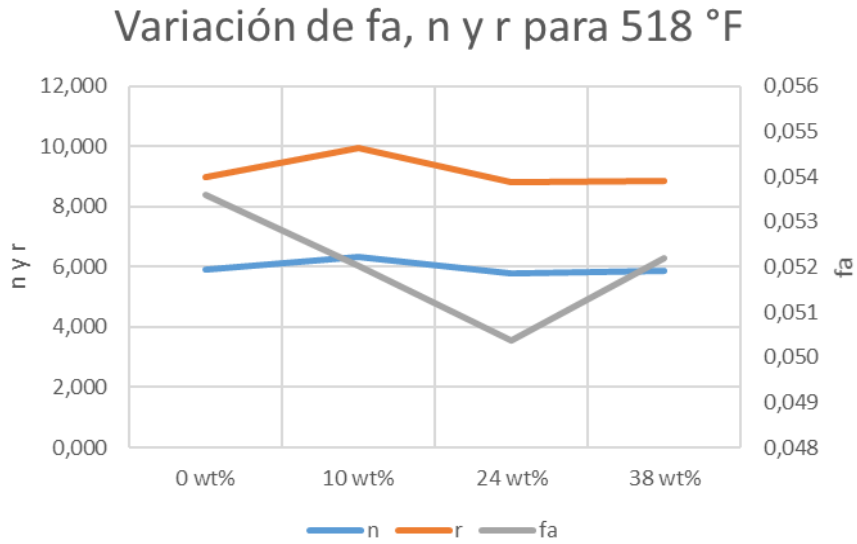


Figura 28. Variación de los parámetros moleculares promedio en los espectros RMN para los crudos resultantes de las reacciones a 518 °F.

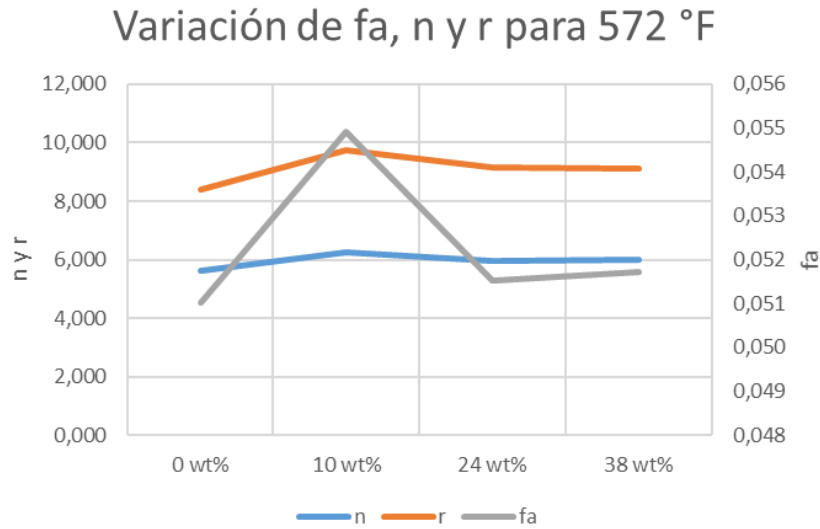


Figura 29. Variación de los parámetros moleculares promedio en los espectros RMN para los crudos resultantes de las reacciones a 572 °F.

6.2.4. Resultados de gases de refinería para reacciones a 518 °F. A través de la caracterización de los gases obtenidos en las reacciones a 518 °F, se pudo apreciar que hubo presencia de agentes como CO , CO_2 , H_2 , hidrocarburos livianos (hasta C_3) y medianos (hasta C_6), cuyas tendencias se reportan en las Figuras 30-34, respectivamente. Otro de los productos encontrados en los gases fue el H_2S , detectado solo de forma cualitativa para los 4 casos estudiados, debido a que la cantidad producida no se encontraba dentro de la ventana de tolerancia del equipo, que corresponde a 300 ppm, pero sí se observó el pico correspondiente a su tiempo de retención en los cromatogramas. A manera de ejemplo, en la Figura 35 se reporta el cromatograma de los gases obtenidos de la prueba a 518 °F y 0 wt% de Flue Gas.

El estudio de los gases efluentes arrojó resultados muy interesantes. En primera instancia, se evidencia que a medida que se incrementa la proporción de Flue Gas en el sistema, disminuye la cantidad de CO , y a su vez aumenta la de CO_2 , como resultado de las reacciones de *Water Gas*

Shift (ver ecuación 37), fomentando de igual forma el consumo de hidrógeno, como también fue reportado en los resultados.

•

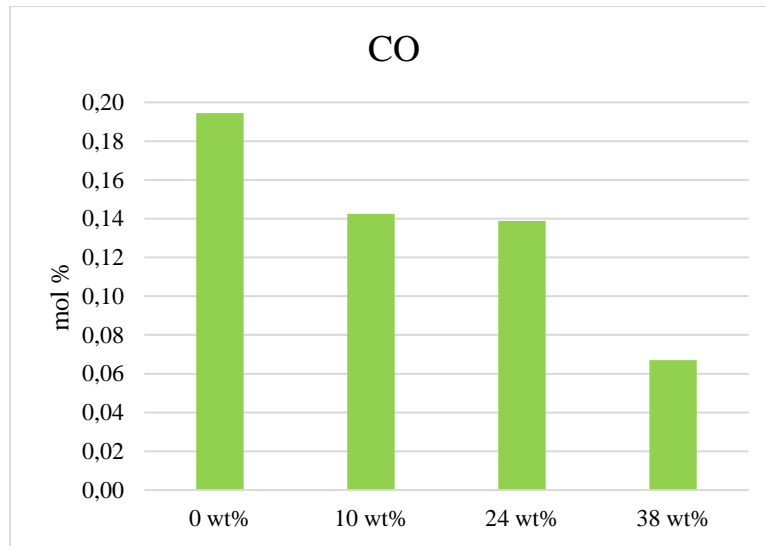


Figura 30. Producción de monóxido de carbono para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.

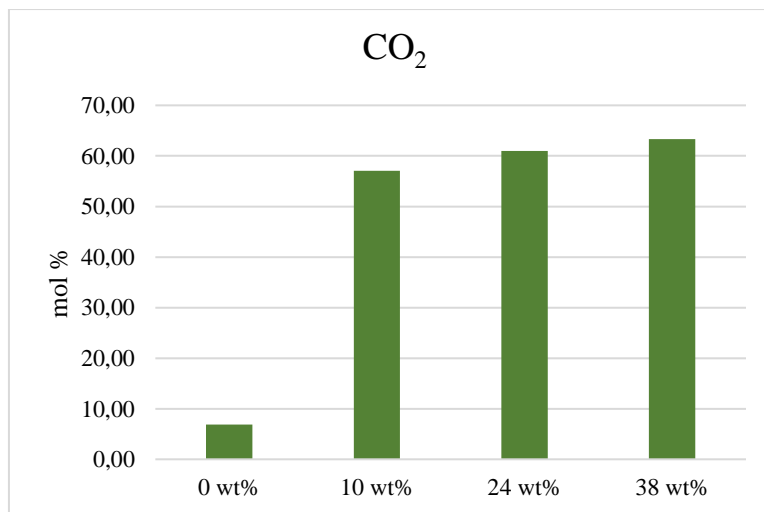


Figura 31. Producción de dióxido de carbono para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.

Asimismo, se puede observar que los hidrocarburos presentes en la corriente, tanto livianos como medianos, disminuyeron a medida que se aumentó la proporción de Flue Gas, permitiendo así afirmar que se favoreció la reacción de estos con la fase líquida y no fueron atraídos por el CO_2 , dada su naturaleza polar y su efecto *stripping* (Li et al., 2017).

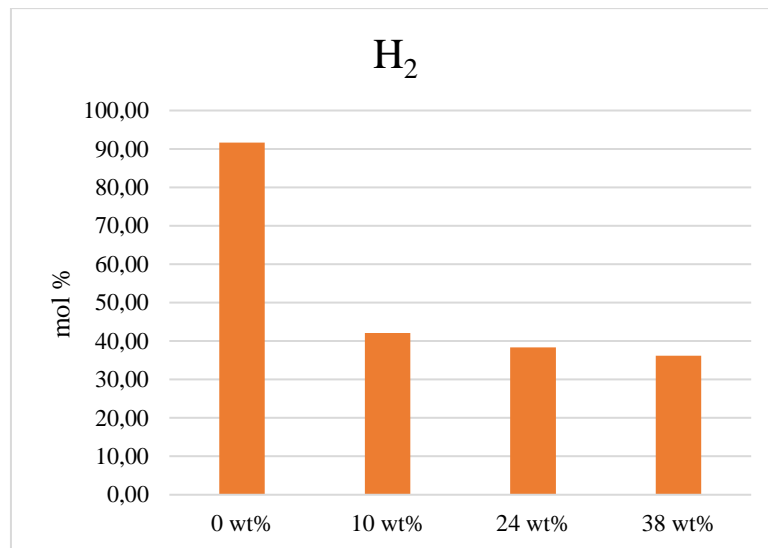


Figura 32. Producción de hidrógeno para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.

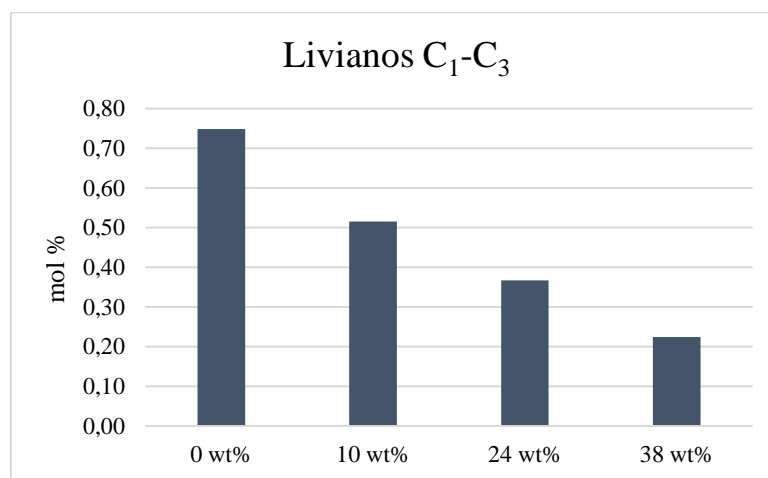


Figura 33. Producción de hidrocarburos livianos (C₁-C₃) para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.

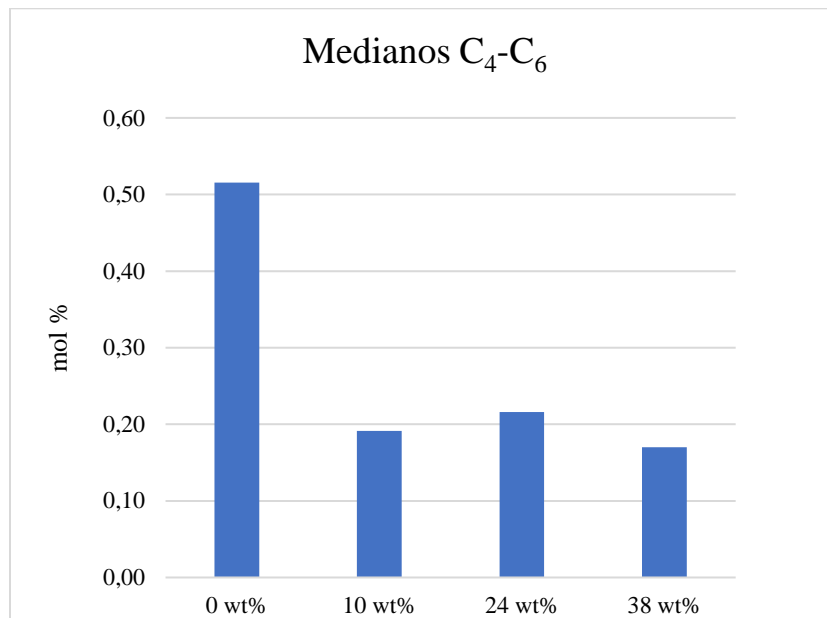


Figura 34. Producción de hidrocarburos medianos (C₄-C₆) para los gases resultantes de las reacciones a 518 °F.

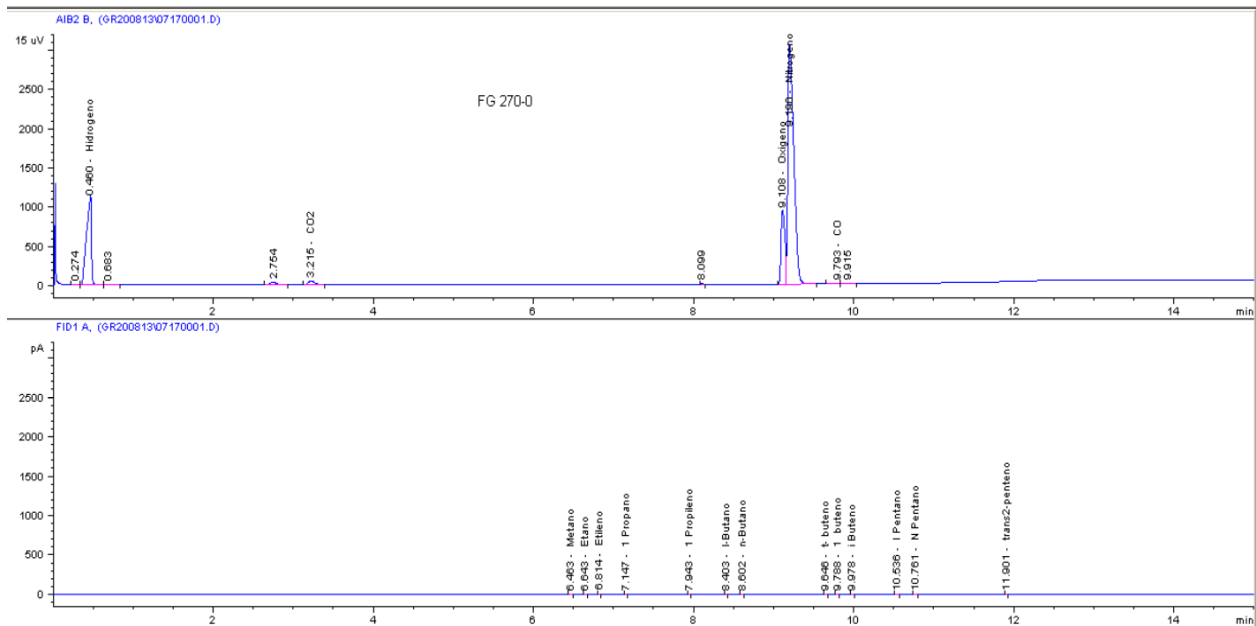


Figura 35. Cromatograma de gases producto de la reacción a 0 wt% y 518 °F.

6.3. Resultados de la simulación numérica

6.3.1. Inyección cíclica de vapor con Flue Gas. Como se mencionó en el capítulo 5, el proceso de inyección cíclica de vapor fue desarrollado en un modelo cartesiano de 10 acres, en donde se dispusieron 5 pozos con un espaciamento entre ellos de 5 acres. En el proceso se designaron 365 días de producción, y fueron llevados a cabo 10 ciclos de inyección de vapor, cada uno compuesto por 6 días de inyección, 2 de remojo y 365 de producción; adicionalmente, el vapor fue inyectado a una calidad de 0.65 y a una temperatura de 572 °F, teniendo en cuenta que obedece a la temperatura de saturación del vapor para la presión determinada. Los resultados de factor de recobro, presión de yacimiento y relación vapor/aceite (SOR, por sus siglas en inglés) se muestran en las Figuras 36-38, respectivamente.

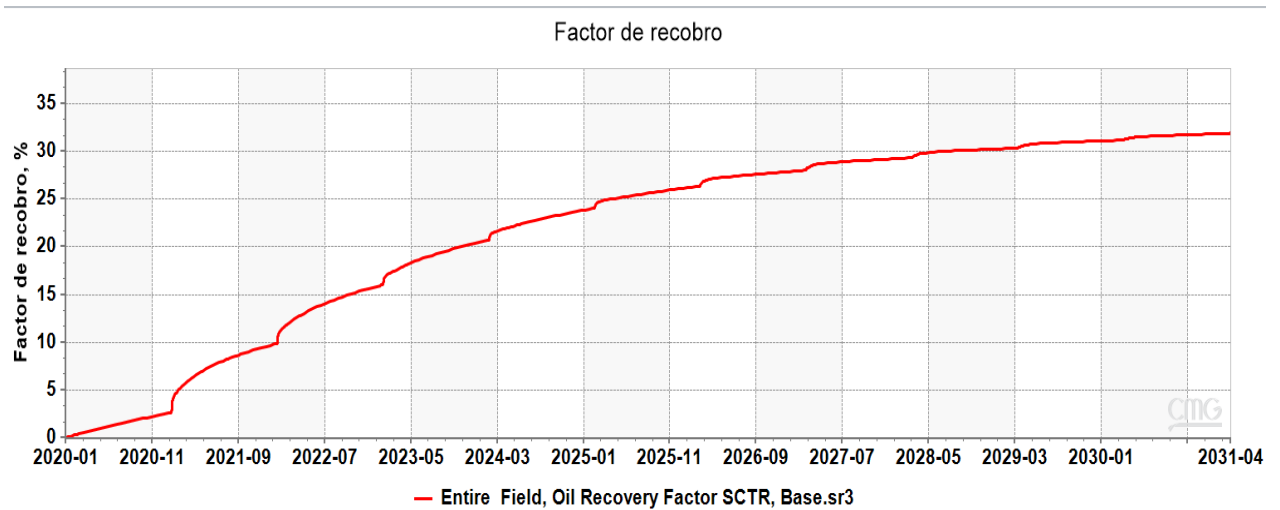


Figura 36. Comportamiento del factor de recobro para el caso base de inyección de vapor.

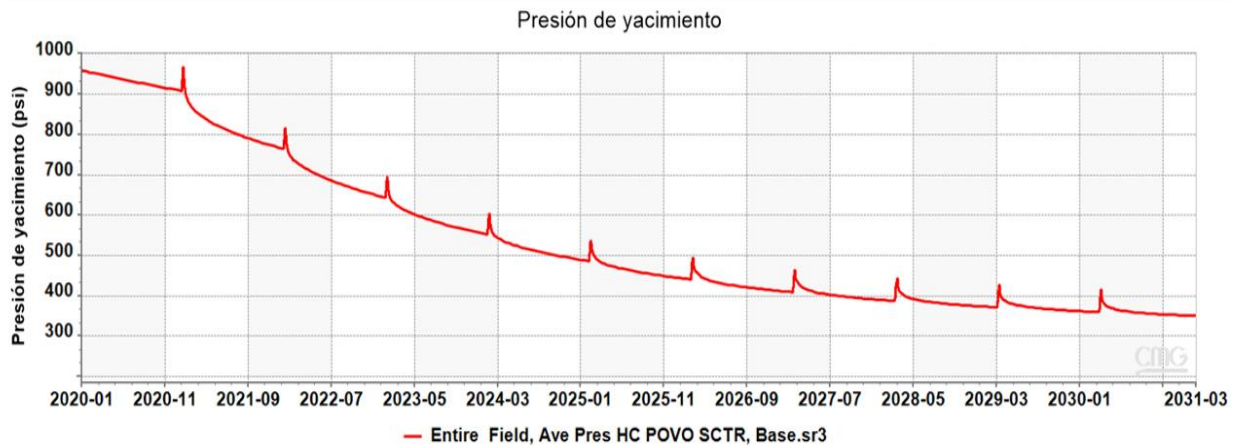


Figura 37. Comportamiento de la presión de yacimiento para el caso base de inyección de vapor.

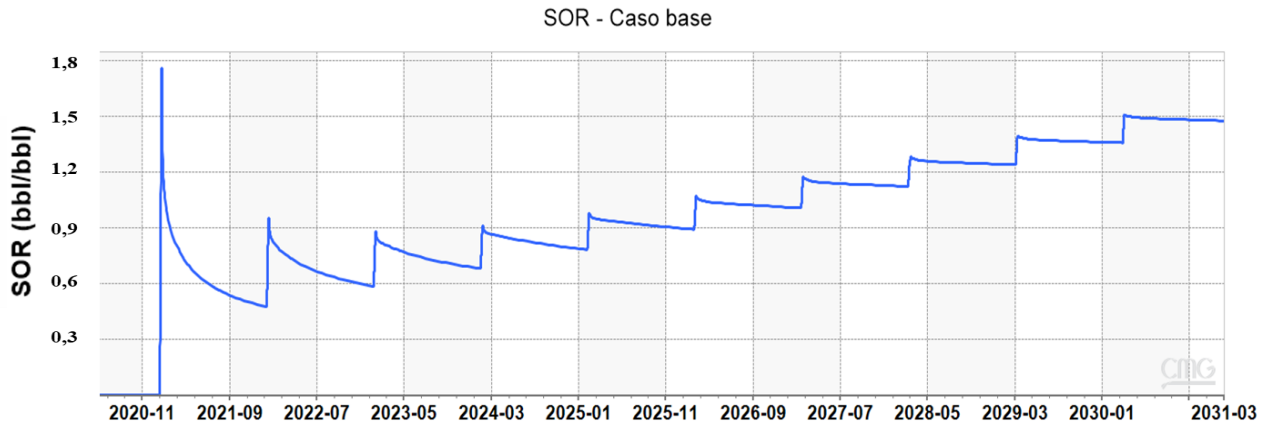


Figura 38. Comportamiento del SOR para el caso base de inyección de vapor.

El comportamiento del factor de recobro y la presión del sistema del caso base fueron la base para establecer el momento más propicio para que se dé inicio a la coinyección de Flue Gas junto con el vapor. Estas gráficas permitieron evidenciar un marcado decrecimiento en el factor de recobro a partir del 5° ciclo; asimismo, se aprecia que la presión del sistema llega a la mitad de su valor inicial después de la finalización de este, por lo que se establece que el inicio de la inyección de Flue Gas se dé en el ciclo 6°, con el fin de aprovechar la acción presurizante de los gases de combustión (Harding et al., 1983; Nasr et al., 1987; Redford et al., 1982; Laboissière et al., 2013).

De esta forma, se establecieron 3 escenarios diferentes para evaluar la inyección de vapor con Flue Gas, basados en los puntos experimentales realizados a 572 °F, que corresponden a 10, 24 y 38 wt%. La cantidad de gas inyectado se muestra en la Tabla 13 para cada uno de los casos, teniendo en cuenta que los fluidos fueron coinyectados durante los 6 días de inyección en todos los ciclos de aplicación, desde el 6° hasta el 10°.

Tabla 13

Cantidad de Flue Gas coinyectado por pozo para cada uno de los casos estudiados.

Caso	10 wt%	24 wt%	38 wt%
Caudal de Flue Gas, ft ³ /día	1'379,279	3'920,057	7'608,284

Los resultados de factor de recobro, presión de yacimiento, producción acumulada de aceite y de agua se muestran en las Figuras 39-42, respectivamente. Dado que los casos son iguales en sus primeros 5 ciclos al proceso base de inyección de vapor, solo se mostrarán a partir del inicio del 6°, con el fin de identificar las diferencias presentes.

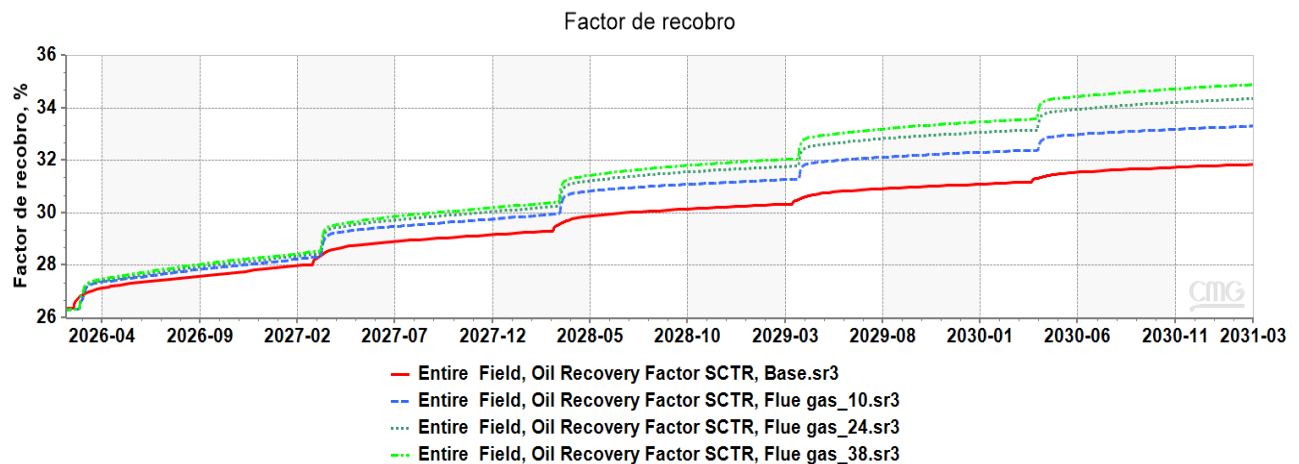


Figura 39. Comportamiento del factor de recobro para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.

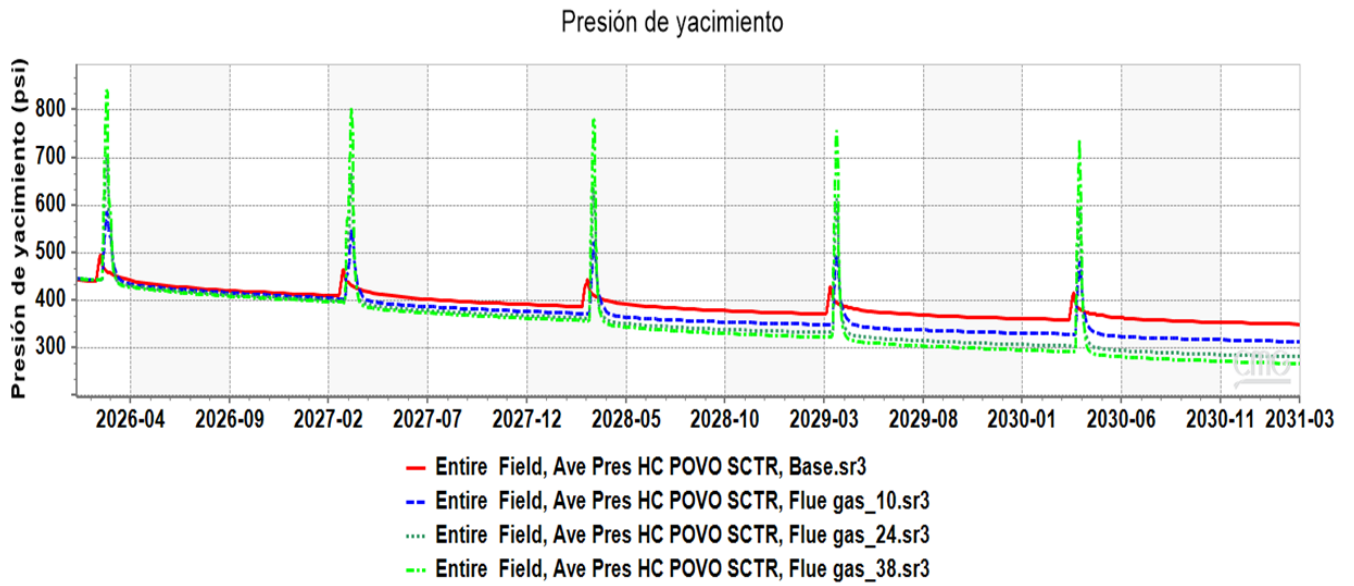


Figura 40. Comportamiento de la presión de yacimiento para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.

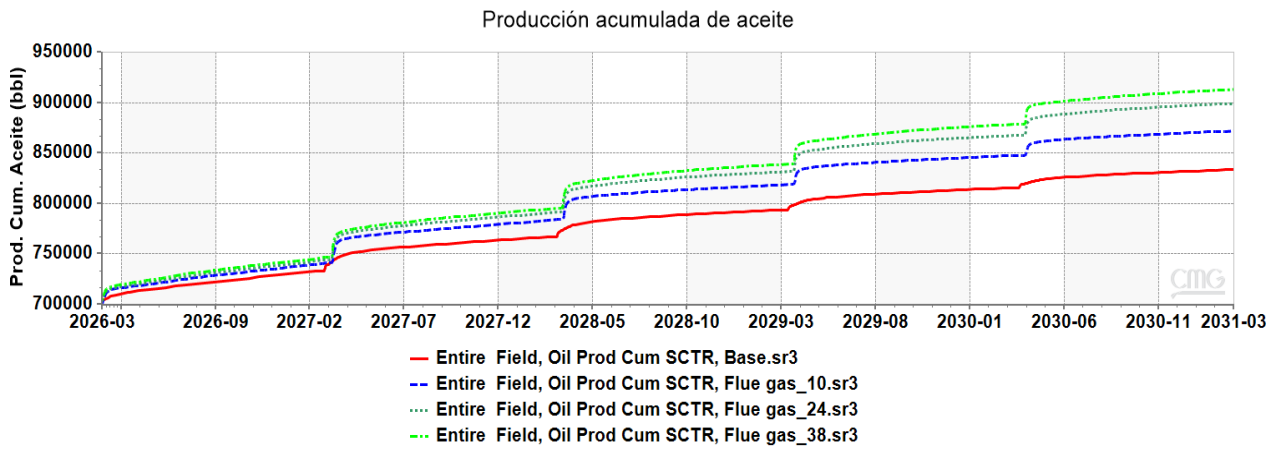


Figura 41. Comportamiento de la producción acumulada de aceite para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.

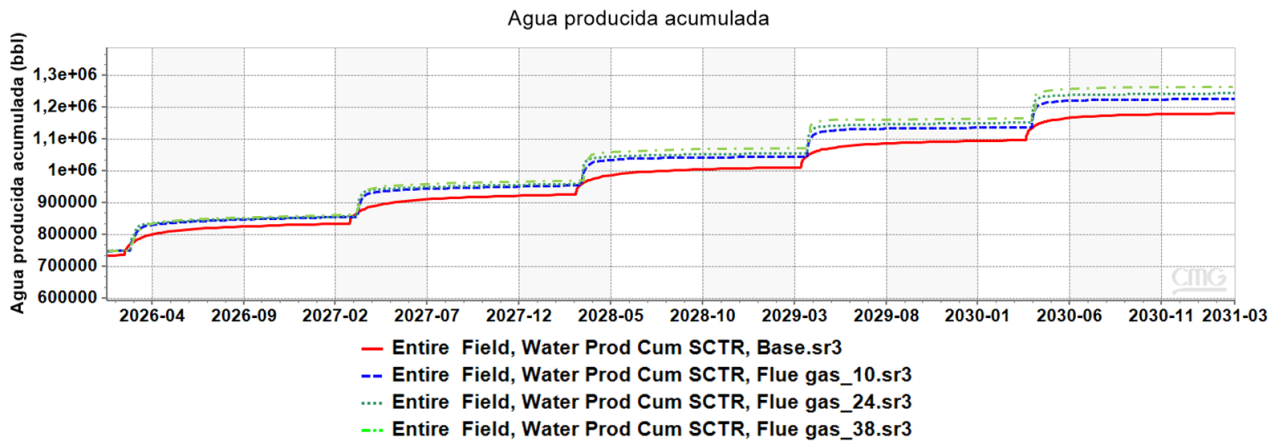


Figura 42. Comportamiento de la producción acumulada de agua para los casos de inyección de vapor y con la adición de Flue Gas.

En la Figura 43 se puede apreciar que la adición de 10, 24 y 38 wt% de Flue Gas trajo consigo un aumento del 1.46, 2.50 y 3.03 % en el factor de recobro con respecto al caso base, respectivamente, lo que equivale de igual forma a 37,896; 65,331 y 79,300 bbl de aceite incremental.

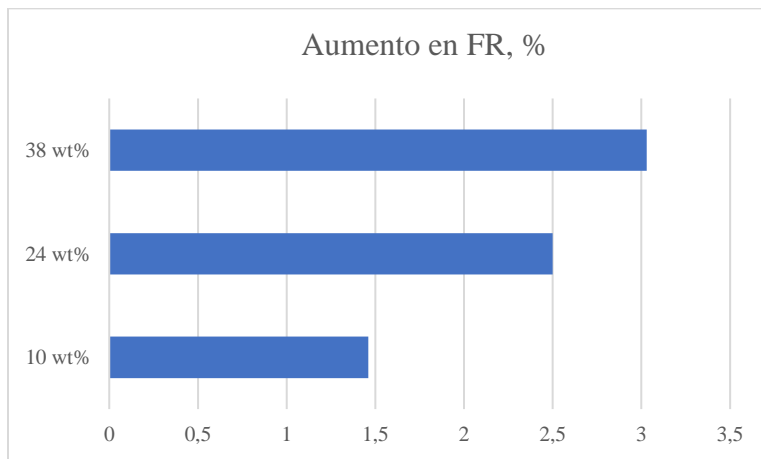


Figura 43. Aumento en el factor de recobro de Flue Gas con respecto al caso base de inyección de vapor.

Los casos de 10 y 24 % mostraron un incremento importante en el factor de recobro, caso que no es igual de llamativo para el de 38 %, pues el aumento fue de un 0.5 % con respecto al de 24 %; adicionalmente, la producción de agua acumulada es mayor para el caso de 38 % descartando finalmente este último escenario para la etapa posterior de la simulación, y se seleccionó como mejor escenario el de 24 %, permitiendo así establecer el punto de partida para la siguiente etapa de simulación, en la que se incorporaron los resultados obtenidos en la fase experimental. Para efectos de practicidad, se hablará siempre del caso de 24 % cuando se haga referencia al caso con Flue Gas, en aras de no ser repetitivo con este porcentaje.

El proceso de inyección cíclica de vapor convencional empieza a perder efectividad a medida que avanzan los ciclos, dado el aumento en la saturación de agua en las inmediaciones de los pozos y la pérdida de presión producto de la explotación del crudo. Para el caso de estudio, se evidenció que el calentamiento que se estaba proporcionando en las Arenas B (inferiores) era muy escaso para los ciclos tardíos de implementación (ver Figura 44), dado que la permeabilidad de estas formaciones es ligeramente inferior a las superiores (780 mD en comparación con 1,200 mD); asimismo, el comportamiento típico del vapor por su densidad es ubicarse en la parte superior, favoreciéndose así su inyección en las Arenas A dada la gran intercalación de arcilla que la separa de las Arenas B. Cuando se estudiaron los perfiles de temperatura alcanzados durante el proceso base de inyección de vapor y cuando se adicionaba Flue Gas, se pudo observar que la cámara de vapor se mantenía más estable cuando se agregaron los gases de combustión (Figura 45), permitiendo una mayor intrusión especialmente en las Arenas B y las temperaturas alcanzadas eran mayores, mientras que el caso base de inyección de vapor fue más ineficiente en estos aspectos (Figura 44). Asimismo, en el 10° ciclo se puede apreciar un aumento en el tamaño de la zona de

vapor en las Arenas A por efecto de la adición de Flue Gas, además de un menor calentamiento en las zonas de arcilla, como se muestra en la Figura 46.

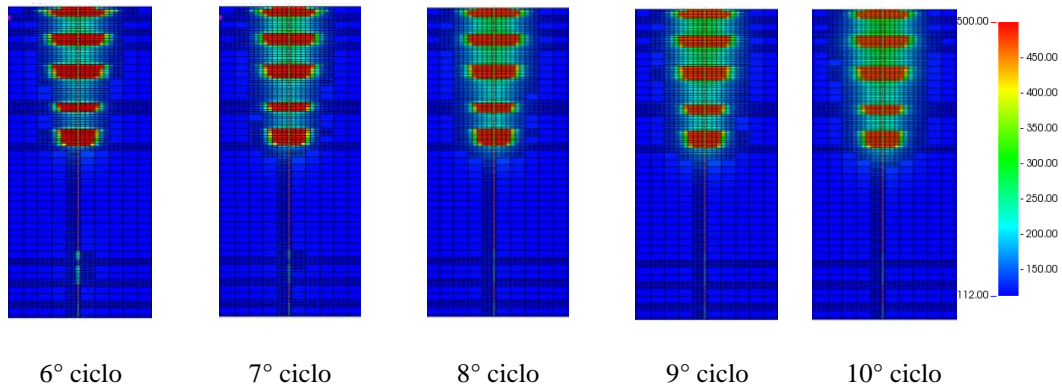


Figura 44. Perfiles de temperatura para el caso base de inyección de vapor en los últimos 5 ciclos de implementación.

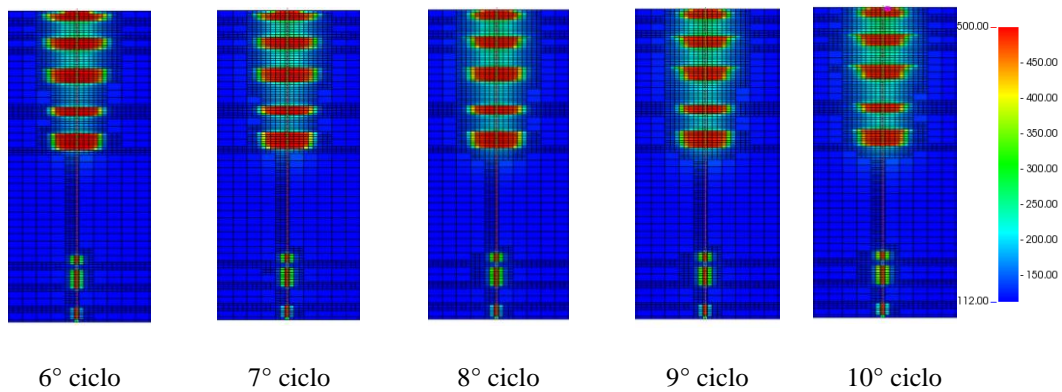


Figura 45. Perfiles de temperatura para el caso de inyección de vapor con Flue Gas al 24 % en los últimos 5 ciclos de implementación.

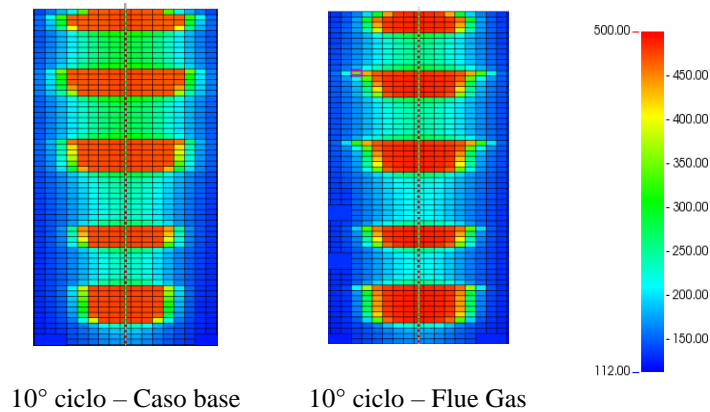


Figura 46. Perfiles de temperatura para el 10° ciclo de implementación para el caso base de inyección de vapor y el de Flue Gas al 24 wt%.

6.3.2. Simulación numérica del mejoramiento del crudo por las reacciones con el Flue Gas. La representación del mejoramiento del crudo por efectos térmicos es una gran limitante en los simuladores numéricos de yacimientos comerciales, dado que no es posible modelar de forma directa los cambios físicos que sufre el crudo; siendo así, se hace necesario recurrir a metodologías indirectas en las que se haga una caracterización a partir de pseudocomponentes, y que este cambio sea representado a partir de una conversión de las fracciones pesadas en otras más livianas, generando así el cambio en las propiedades físicas. Dado que los resultados experimentales arrojaron una reducción en viscosidad de 23.5 % para el caso de 24 wt% de Flue Gas a 572 °F, en esta sección se buscó incorporar estos cambios a partir de simulación numérica.

Teniendo en cuenta que el crudo fue caracterizado inicialmente a partir de 5 pseudocomponentes (gases, naftenos, destilados, Vacuum Gas Oil (VGO) y Vacuum Residue (VR)), es posible modelar los cambios que sufre un crudo después de las reacciones con cualquier agente a partir de las interacciones entre cada uno de estos componentes. La ocurrencia de todas las posibles reacciones entre los 5 pseudocomponentes daría un total de 10 reacciones (véase

Figura 47, en donde cada flecha indica la ocurrencia de una reacción), según lo reportado por Nguyen et al. (2017); sin embargo, algunas reacciones pueden ser simplificadas si se tiene en cuenta que el rompimiento de moléculas más pesadas (Residuo o VR) es la principal fuente de productos por parte del crudo, dada su naturaleza pesada (Chavez & Pereira, 2016; Da Silva, 2014).

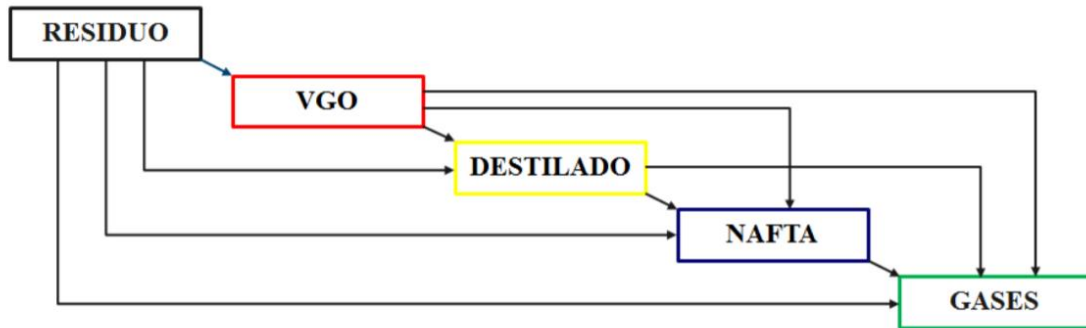


Figura 47. Esquema de reacciones utilizado por Nguyen et al., (2017). Adaptado de: Nguyen, N., Chen, Z., Pereira Almaso, P., Scott, C. E., & Maini, B. (2017). Reservoir Simulation and Production Optimization of Bitumen/Heavy Oil via Nanocatalytic in Situ Upgrading. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 56(48), 14214–14230. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b03819>

Asimismo, los estudios previamente mencionados manejaron modelos cinéticos que permitieron encontrar los componentes de la ecuación de Arrhenius para cada una de las reacciones a partir de análisis estadísticos de los resultados experimentales obtenidos. Teniendo en cuenta que los resultados de reducción de viscosidad evidenciados en las pruebas experimentales de este proyecto se encuentran en el rango de los reportados por Salas et al. (2020) y León et al. (2019), se tomaron los parámetros cinéticos de dichos trabajos (Tabla 14), usando entonces el esquema de reacciones mostrado en las Ecuaciones 38-43.

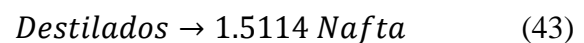
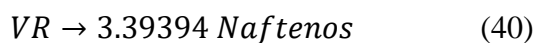
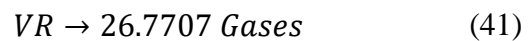
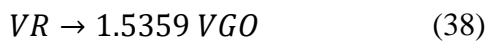


Tabla 14

Parámetros cinéticos utilizados para el modelamiento de las reacciones del crudo.

Reacción	E. de activación (BTU/lbmol)	Factor de frecuencia	Entalpía (BTU/lbmol)
1	32,932	6831	55,890
2	18,572	3.745	55,890
3	24,978	16.145	55,890
4	63,027	$5.486 * 10^7$	55,890
5	30,439	704.5	55,890
6	155,935	9.15×10^{25}	55,890

Nota: Tomado de Salas et al. (2020) y León et al. (2019).

6.3.3. Resultados del mejoramiento del crudo. Al representar el mejoramiento del crudo en el simulador a partir de las reacciones descritas previamente, fue necesario aplicar un *restart* desde el inicio del 6° ciclo con respecto al caso de 24 wt% de Flue Gas para que las reacciones empezaran a darse desde este punto y no antes. Se pudo apreciar un aumento en la producción de aceite con respecto al caso base (nótese que en esta sección se hablará de caso base el correspondiente a 24 wt%, dado que es el punto de comparación al hablar de la implementación del mejoramiento del crudo). Las Figuras 48 y 49 muestran el comportamiento del factor de recobro y la producción acumulada de aceite, respectivamente.

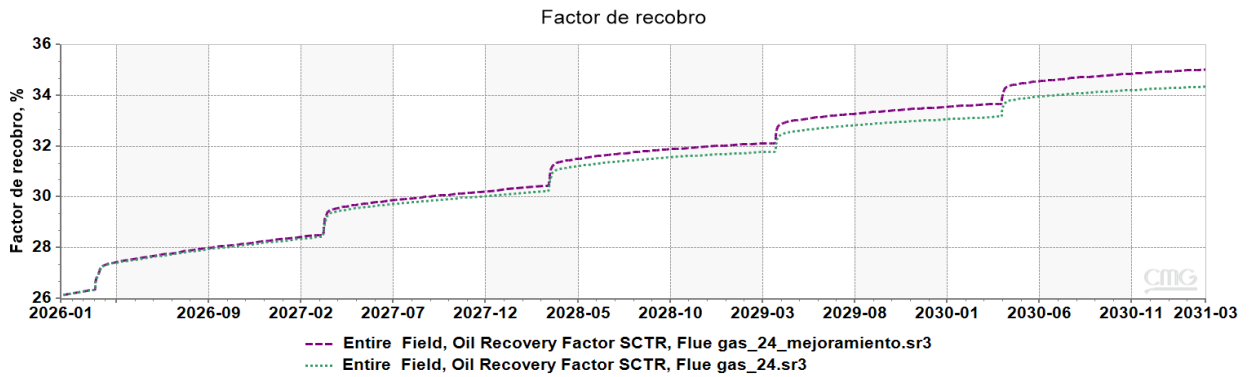


Figura 48. Comportamiento del factor de recobro para el caso de aplicación del mejoramiento y sin mejoramiento.

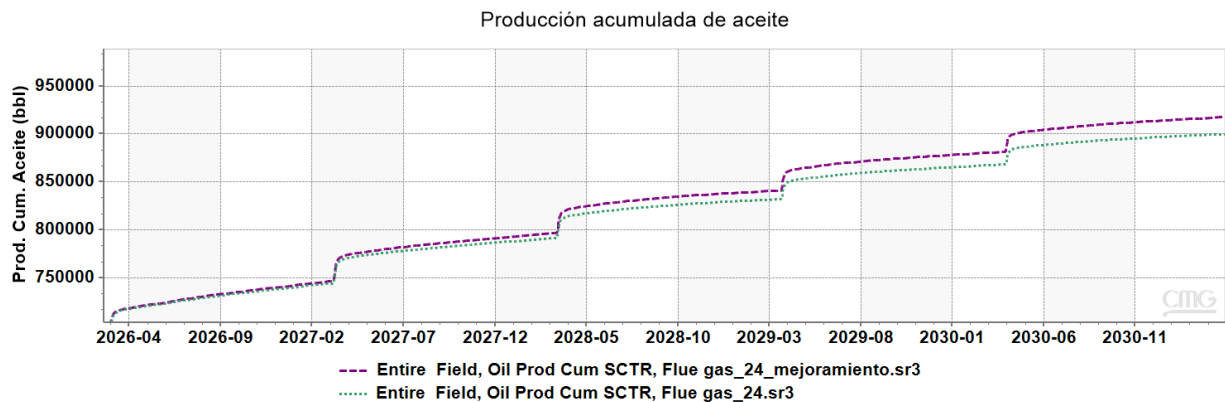


Figura 49. Comportamiento de la producción acumulada de aceite para el caso de aplicación del mejoramiento y sin mejoramiento.

Los resultados obtenidos son bastante prometedores, especialmente si se tiene en cuenta que el proceso de simulación convencional (sin la implementación de la metodología del mejoramiento del crudo) subestima la producción que se puede lograr a partir del proceso; por esto, se hace necesaria una caracterización detallada en laboratorio que permita representar estos cambios, y que posteriormente sean incluidos en los modelos de simulación. Si se compara el factor de recobro alcanzado sin el modelamiento del mejoramiento, fue de 34.35 %, mientras que cuando se implementó la metodología alcanzó un 35.02 %, equivalente a un incremental de alrededor de

17,700 bbl; no obstante, es importante resaltar que los resultados obtenidos durante la interacción fluido – fluido de este trabajo sobreestiman los valores de reducción de viscosidad, por lo que en futuros trabajos se recomienda hacer la caracterización del crudo después de realizarse desplazamientos en medios porosos, y aplicar la metodología de implementación de cambios físicos previamente descrita.

Por su parte, la relación vapor/aceite (SOR, por sus siglas en inglés) entre ambos casos muestran una mejora para el caso de implementación del mejoramiento, dado que la producción de agua se mantiene constante al tiempo que la de aceite incrementa, disminuyendo así el SOR, como se observa en la Figura 50.

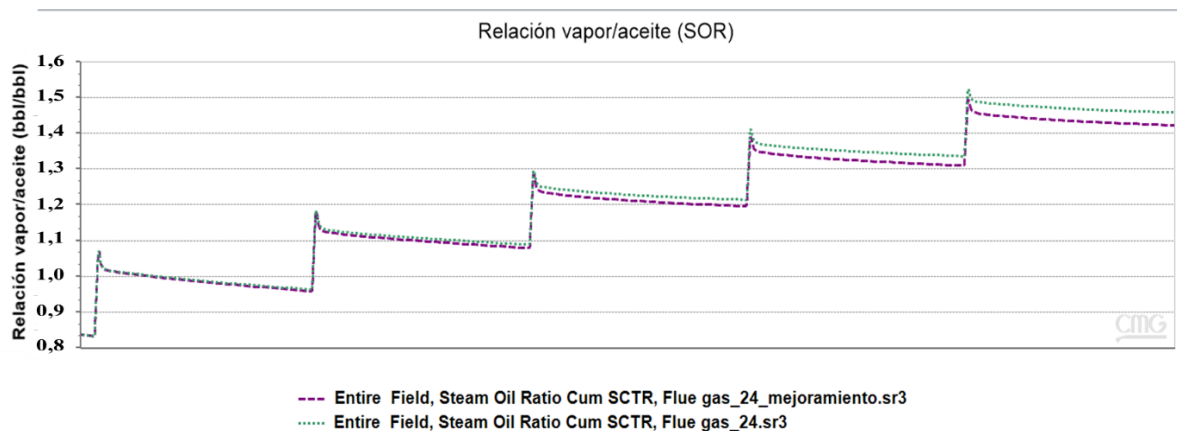


Figura 50. Comportamiento del SOR para el caso de aplicación del mejoramiento y sin mejoramiento.

Finalmente, con el fin de apreciar los cambios en viscosidad que se dieron por las reacciones, las Figura 51 y 52 muestran un esquema del perfil de viscosidades en los últimos 5 ciclos de aplicación para el caso base y con mejoramiento, respectivamente; asimismo, la Figura 53 detalla un acercamiento especial para el 10° ciclo, en donde se evidencia una clara reducción de la viscosidad en las inmediaciones laterales de la zona de vapor de las Arenas B, aquellas que no han

tenido gran influencia del vapor, lo que sugiere que la aplicación de una próxima técnica en estas arenas podría presentar buen potencial de aplicación.

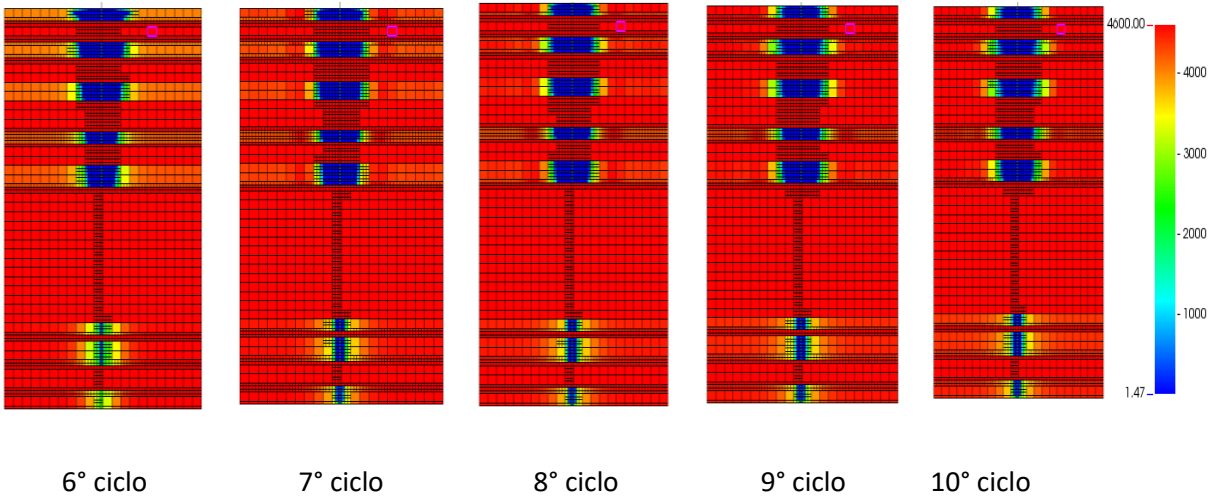


Figura 51. Perfiles de viscosidad (cP) durante los últimos 5 ciclos para el caso con Flue Gas sin mejoramiento.

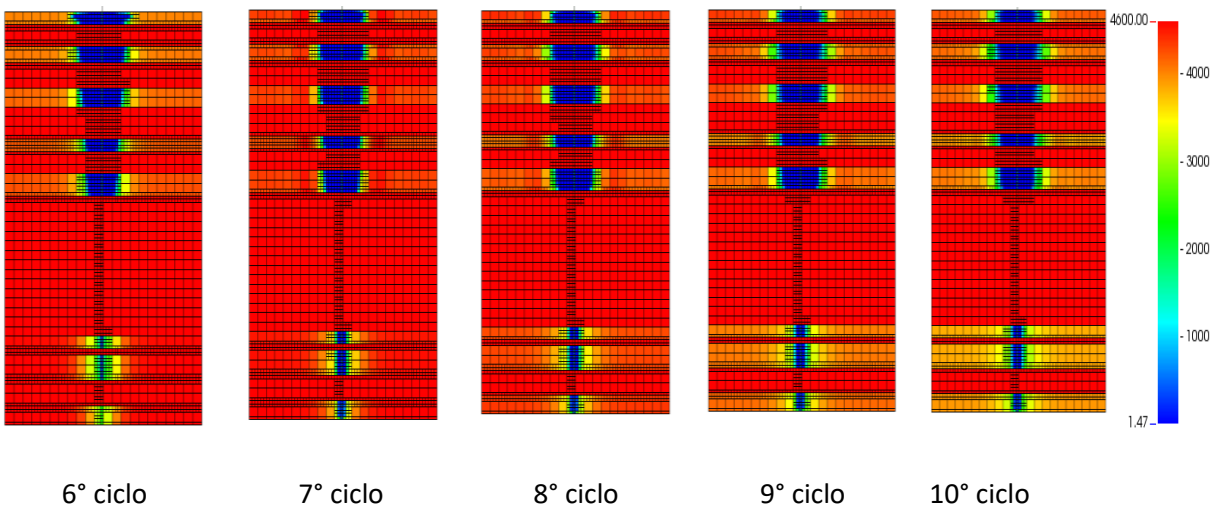


Figura 52. Perfiles de viscosidad (cP) durante los últimos 5 ciclos para el caso con Flue Gas con mejoramiento.

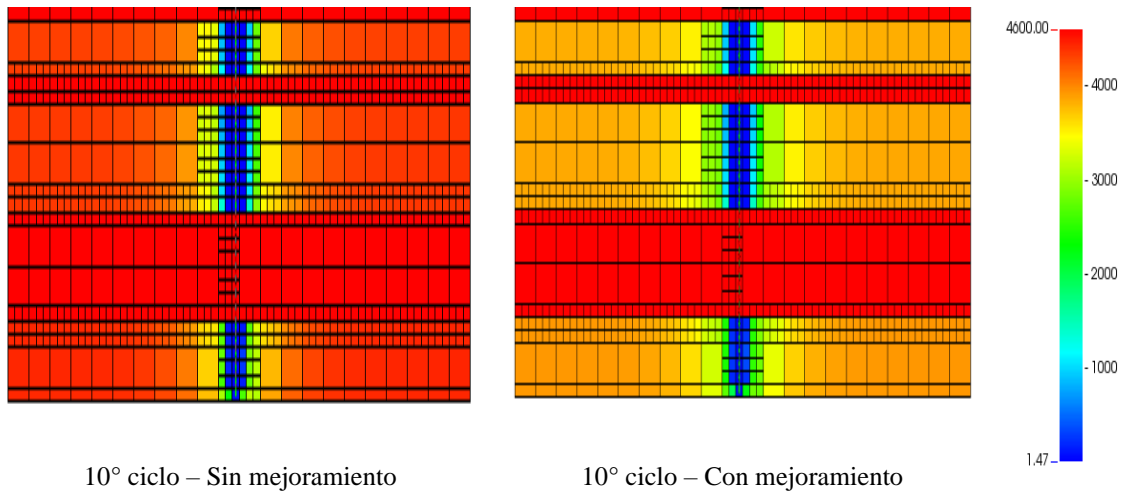


Figura 53. Perfiles de viscosidad (cP) en el 10° ciclo para las Arenas B en el caso de Flue Gas con y sin mejoramiento.

7. Análisis y discusión de resultados

En la primera fase del trabajo se estudiaron las reacciones de combustión que tenían lugar en los generadores de vapor en campo, con el fin de obtener las proporciones y cantidades de Flue Gas generados, que posteriormente fungirían como materia prima para la sección experimental y de simulación numérica. Este análisis evidenció una generación bastante elevada de gases de combustión por parte de los generadores, muy cercana a la reportada por Lawal (2011), lo que supone que la implementación de tecnologías que aprovechen estos compuestos, que actualmente son arrojados a la atmósfera, se presenta como una alternativa digna de estudios posteriores, con el fin de afianzar su desarrollo en los campos del Valle Medio del Magdalena colombiano.

La evaluación experimental de la interacción fluido – fluido en los microrreactores *batch* mostró cambios importantes en las propiedades del crudo al variar la temperatura y las proporciones de Flue Gas. Los resultados de las reacciones a 464 °F no fueron significativos, especialmente porque a dicha temperatura no se presenta una conversión significativa en el crudo, mientras que a 518 y 572 °F sí es evidente; esto concuerda con los resultados presentados por Hyne (1986), dado que la energía proporcionada a menores temperaturas por el vapor no es suficiente para efectuar las reacciones de mejoramiento propias de la acuatermolisis, como lo son las de *Water Gas Shift*.

Por su parte, la adición de Flue Gas en las reacciones repercutió directamente en la viscosidad del crudo, así como en su conversión; se logró apreciar que al utilizar un 10 wt% de Flue Gas se obtuvieron los mejores resultados de viscosidad en los crudos resultantes a las 3 temperaturas, y mientras esta proporción fue incrementada, también lo hicieron los valores de viscosidad (Tabla 12). Al corroborar estos resultados con los gases efluentes de las reacciones a 518 °F, se evidenció

una disminución de hidrógeno (Figura 32), lo que significa un mayor consumo de este a medida que se incrementó la proporción de Flue Gas; este compuesto se asocia con la estabilización de las reacciones de polimerización que se dan durante la acuatermólisis, y también hace parte activa de las reacciones *Water Gas Shift*, corroborando así los resultados de una mayor conversión del crudo por destilación simulada (Figura 26).

Los resultados reportados por Li et al. (2017) muestran que en desplazamientos con vapor a 392 °F con Flue Gas el peso molecular promedio y la viscosidad del crudo en estudio aumentaron en cualquier proporción de los gases de combustión, principalmente porque a dichas temperaturas predomina el efecto *stripping* del CO₂; sin embargo, las pruebas realizadas en este montaje superan dichas temperaturas (464, 518 y 572 °F), y se evidencia que la presencia de Flue Gas en las reacciones repercute de forma positiva sobre las propiedades en el crudo. Es importante resaltar que los resultados obtenidos en la fase experimental de este trabajo son muy positivos dado que se da un contacto uniforme entre las fases presentes en la reacción (crudo, vapor y Flue Gas) en los microrreactores, y que es una etapa preliminar a la evaluación de la interacción roca-fluido a nivel de yacimiento, pues no se está teniendo en cuenta que a nivel de medio poroso los fluidos no siempre están en contacto entre sí, la canalización de los gases puede focalizar las reacciones, y que el medio poroso también actúa como un agente que interviene en las reacciones.

Otro de los puntos de mayor importancia es la viscosidad exhibida por el crudo a las temperaturas del vapor y los resultados de las reacciones. Si se superponen las curvas, se puede apreciar que las viscosidades a altas temperaturas son prácticamente iguales, dado que el efecto térmico tiene una mayor incidencia sobre esta propiedad en los crudos a bajas temperaturas; en este sentido, el cambio en la viscosidad como resultado de las reacciones no se va a apreciar a las condiciones de yacimiento, sino una vez el crudo sea producido y la temperatura decrezca

significativamente, lo que representa una disminución en los costos de diluyentes y calentamiento del mismo para su transporte.

Por su parte, los resultados de simulación numérica permitieron apreciar los mecanismos que actúan sobre el proceso de inyección cíclica de vapor con Flue Gas: un aumento significativo de la presión del sistema, mejor distribución del calor en las formaciones y mayor intrusión en las Arenas B, logrando así un aumento en el factor de recobro de casi un 3 % para el caso de 24 wt% al ser aplicado al inicio del 6° ciclo hasta el 10°, con respecto al caso base. Dada la gran cantidad de gas que es inyectada en las formaciones, inicialmente este invade las Arenas A, gracias a sus mejores propiedades petrofísicas (1,200 mD en comparación con la de las Arenas B, 780 mD), produciéndose una rápida saturación de gas en estas formaciones; de esta forma, como producto de la cantidad de fluidos inyectados en dicha formación la inyectividad se ve restringida, motivo por el cual se ven forzados a dirigirse a formaciones inferiores, a pesar de que sus propiedades petrofísicas nos sean tan favorables, logrando una mayor eficiencia de barrido.

Finalmente, la incorporación de los cambios físicos exhibidos por el crudo durante la fase experimental en la etapa de simulación supone un importante avance en el acercamiento al proceso físico real, dado que los simuladores numéricos presentan la limitante de la caracterización del crudo después de someterse a las condiciones de acuatermólisis; de esta forma, se pudo evidenciar que al representar una disminución del 23.5 % en la viscosidad del crudo en el modelo construido permitió un aumento de un 0.7 % en el factor de recobro final; sin embargo, se recomienda realizar este análisis con los efluentes resultantes de desplazamientos en medios porosos, con el fin de obtener una mayor representatividad del proceso real.

8. Conclusiones

- La coinyección de los gases de combustión provenientes de los generadores de vapor en campo en las proporciones estudiadas en este trabajo representa un aumento en el factor de recobro en el proceso de inyección cíclica de hasta un 3 %, teniendo en cuenta que el mecanismo de recuperación principal del Flue Gas es la presurización del yacimiento, además de las interacciones químicas durante las reacciones de acuatermolisis con el CO₂.
- El análisis estequiométrico de la combustión del gas natural en los generadores de vapor permitió evidenciar una alta producción de Flue Gas, compuesto por CO₂, N₂, H₂O y O₂, que después de su tratamiento produce 401 toneladas de N₂ y 78 de CO₂, presentándose como un agente de alto potencial para su aplicación en yacimiento.
- Los crudos obtenidos de las diferentes reacciones permitieron evidenciar que la presencia de Flue Gas durante la acuatermolisis genera una disminución en la viscosidad con respecto al caso base de 0 wt% en todos los puntos de temperatura, a excepción de 38 wt% a 518 °F, en el que se evidencia un claro favorecimiento de reacciones de polimerización; asimismo, se pudo establecer una tendencia entre los valores de viscosidad, destilación simulada y RMN.
- La simulación numérica del proceso permitió evidenciar que a partir del 6° ciclo de aplicación la inyección cíclica de vapor con Flue Gas permite incrementar hasta en un 3 % el factor de recobro final, siendo implementada una proporción de 24 wt%, observando el favorecimiento de la intrusión de los gases de combustión en las arenas B; asimismo, a través de la metodología planteada para la representación de los cambios físicos en la simulación se pudo observar que es

posible modelar los cambios en viscosidad propios de las reacciones de acuatermolisis en el yacimiento.

9. Recomendaciones

Con el fin de dar continuidad a las investigaciones relacionadas con la temática presentada, se recomienda tener en cuenta los siguientes aspectos:

Evaluar la interacción del crudo con el Flue Gas y el vapor en el medio poroso, de modo que también se tenga en cuenta la interacción con la roca.

Realizar una evaluación económica del proceso, con el fin de que se sopesen los gastos ocasionados por tratamiento y adecuación en infraestructura para la aplicación de la tecnología con los incrementales en producción.

Estudiar los efluentes gaseosos de las reacciones a 572 °F, temperatura a la cual se evidenciaron mayores cambios en la viscosidad del crudo.

Considerar la aplicación de la metodología planteada para crudos de otros campos.

Referencias bibliográficas

Alvarado, V., Manrique, E., Alvarado, V., & Manrique, E. (2010). Chapter 4 – Screening Methods. In *Enhanced Oil Recovery* (pp. 43–80). <https://doi.org/10.1016/B978-1-85617-855-6.00010-3>

Barreto, O. (2017). Comparación del desempeño de varias calidades de gas natural y evaluación de viabilidad para el uso de biogás como combustible para vehículos que operan con GNCV. Tesis de maestría en Ingeniería Ambiental. Universidad Nacional de Colombia – Sede Bogotá.

Bird, R., Stewart, W., Lightfoot, E. (2006). *Fenómenos de transporte*. Segunda Edición. Limusa Wiley, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Wisconsin – Madison.

Butler, R. (1991). *Thermal recovery of oil and bitumen*. Prentice Hall, Michigan University.

Chavez-Morales, S. & Pereira-Almao, P. (2016). Experimental and numerical simulation of combined enhanced oil recovery with in situ upgrading in a naturally fractured reservoir. <https://doi.org/10.2118/181207-ms>

Da Silva De Andrade, F. J. (2014). Kinetic modeling of catalytic in situ upgrading for Athabasca bitumen, deasphalting pitch and vacuum residue.

Dong, L., Chunming, Z., Yanchun, S., Yunpeng, L., Fengyi, Z., Yinghui, H., & Branch, T. (2012). OTC 23015 New Research and Application of High Efficient Development Technology for Offshore Heavy Oil in China Characteristics of Flue Gas.

Dong, X., Liu, H., & Hou, J. (2015). Multi-thermal fluid assisted gravity drainage process: A new improved-oil-recovery technique for thick heavy oil reservoir. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 133, 1-11.

Douglas A. Skoog, F. James Holler, Timothy A. Nieman. (2001) Principios de análisis instrumental. Ed. McGraw-Hill/Interamericana de España. Madrid.. 410-870.

Franco, F., León, E. (2003). Evaluación del sistema de inyección cíclica de vapor en un campo petrolero colombiano. Tesis de pregrado en Ingeniería de Petróleos, Universidad Industrial de Santander.

Ganapathy, V. (1994). Understand steam generator performance. Energy Transfer/Conversion. Chemical Engineering Progress, pp 42-48.

Gao, Y., & Liu, S. (2008). Improving oil recovery by adding N₂ in SAGD process for super-heavy oils. SPE Russian Oil and Gas Technical Conference and Exhibition.

Haddadnia, A., Zirrahi, M., Hassanzadeh, H., & Abedi, J. (2017). Solubility and thermo-physical properties measurement of CO₂-and N₂-Athabasca bitumen systems. Journal of Petroleum Science and Engineering, 154, 277-283.

Harding, T. G., Farouq, S. M., & Flock, A. D. L. (1983). Steamflood performance in the presence of carbon dioxide and nitrogen. Journal of Canadian Petroleum Technology, 30–37. Retrieved from <https://www.onepetro.org/download/journal-paper/PETSOC-83-05-02?id=journal-paper%2FPETSOC-83-05-02>

Hongfu, F., Yongjian, L., Liying, Z., Xiaofei, Z. (2002). The study on composition changes of heavy oils during steam stimulation processes. Elsevier, Fuel 81, pp 1733-1738.

Hyne, J. B. (1986). Aquathermolysis: a synopsis of work on the chemical reaction between water (steam) and heavy oil sands during simulated steam stimulation. AOSTRA Publication Series, (no 50), 55, [27] leaves.

Jamshidnezhad, M., & Jamshidnezhad, M. (2015). Introduction. Experimental Design in Petroleum Reservoir Studies, 1–8. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-803070-7.00001-6>

Laboissière, P., Trevisan, O. V., & Monte-Mor, L. S. (2013). Laboratory Study on Steam and Flue Gas Co-injection for Heavy Oil Recovery. SPE Heavy Oil Conference - Canada, 2013, (June), 1–9.

Lawal, K. A. (2011). Alternating Injection of Steam and CO₂ For Thermal Recovery of Heavy Oil. Imperial College London.

León, A. (2015). Reactividad de fondos de vacío y sus fracciones obtenidas por la técnica de extracción supercrítica en los procesos de craqueo térmico e hidrocrqueo catalítico. Tesis doctoral, Universidad Industrial de Santander.

León, P. (2019). Efecto del uso de catalizadores para la recuperación mejorada de crudos pesados en procesos de inyección de vapor. Tesis de Maestría en Ingeniería de Hidrocarburos, Universidad Industrial de Santander.

Li, S., Li, Z., & Sun, X. (2017a). Effect of flue gas and n-hexane on heavy oil properties in steam flooding process. *Fuel*, 187, 84–93. <https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2016.09.050>

Lucas M. Duarte, Paulo R. Filgueiras, Samantha R.C. Silva, Julio C.M. Dias, Lize M.S.L. Oliveira, Eustáquio V.R. Castro, Marcone A.L. de Oliveira. (2016). Determination of some physicochemical properties in Brazilian crude oil by ¹H NMR spectroscopy associated to chemometric approach. *Fuel* 181 660–669

Mishra, A., Kumar, A. (2020). P- ρ -T cubic equation of viscosity for hydrocarbons. Elsevier, *Fluid Phase Equilibria* 505, 112359.

Mohsenzadeh, A., Escrochi, M., Afraz, M. V., Al-wahaibi, Y. M., & Ayatollahi, S. (2012). Experimental investigation of heavy oil recovery from fractured reservoirs by secondary steam-gas assisted gravity drainage. SPE Heavy Oil Conference.

Nguyen, N., Chen, Z., Pereira, P., Scott, C. & Maini, B. (2017). Reservoir simulation and production optimization of bitumen/heavy oil via nanocatalytic in situ upgrading. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 56(48), 14214-14230. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b03819>

Pinilla, J., Gonzáles, A., Muñoz, S., Trigos, E., & Mercado, D. (2009). Evaluación de procesos de inyección continua de vapor en yacimientos estratificados mediante el análisis de la eficiencia térmica. *Aplicación Campo Teca*. Bogotá: Asociación Colombiana de Ingenieros de Petróleos.

Poveda, J. C., & Molina, D. R. (2012). Average molecular parameters of heavy crude oils and their fractions using NMR spectroscopy. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 84-85, 1–7. doi:10.1016/j.petrol.2012.01.005

R. C. Silva, P. R. Seidl. (2004). ^1H and ^{13}C NMR for Determining Average Molecular Parameters of Asphaltenes from Vacuum Residue Distillation. *Ann. Magn. Reson.* Vol. 3, Issue 3, 63-67.

Redford, D. A. (1982). The Use of Solvents And Gases With Steam In The Recovery of Bitumen From Oil Sands. *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 21(01). <https://doi.org/10.2118/82-01-03>

Ren Wenpo; Yang Chaohe; Shan Honghong. (2011). Characterization of Average Molecular Structure of Heavy Oil Fractions by ^1H Nuclear Magnetic Resonance and X-ray Diffraction. *China Petroleum Processing and Petrochemical Technology*. Vol. 13, No. 3, pp 1-7

Sayegh, S. G., Rao, D. N., Kokal, S., & Najman, J. (1990). Phase behaviour and physical properties of. *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 31-39.

Sepúlveda, J., Escobar, F. (2005). Simulación de yacimientos: principios, conceptos y construcción de mallas. Universidad Surcolombiana.

Svrcek, W. Y., & Mehrotra, A. K. (1982). Gas solubility, viscosity and density measurements for Athabasca bitumen. *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 31-38.

Trigos, E. (2012). Estudio de la factibilidad de implementar inyección cíclica de vapor en un campo colombiano. Fuentes, El reventón energético, Volumen 6.

Varet, G., Montel, F., Nasri, D., & Daridon, J. L. (2013). Gas solubility measurement in heavy oil and extra heavy oil at vapor extraction (VAPEX) conditions. *Energy & Fuels*, 2528-2535.

Wu, Z., Liu, H., & Wang, X. (2018). 3D Experimental Investigation on Enhanced Oil Recovery by Flue Gas Coupled with Steam in Thick Oil Reservoirs. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.7b03081>

Zhang, F., Xu, W., & Wu, T. (2014). Study on improving recovery mechanism and reservoir adaptability of multi-thermal fluid huff and puff offshore. *Petro. Geo. and Rec. Efficiency*, 75-78.

Zhang, W., Sun, Y., & Lin, T. (2013). Experimental study on mechanisms of the multi-fluid thermal. *J. Petrochem. Ind. App*, 34-36.

Zhang, Y. P., Sayegh, S. G., Huang, S., & Dong, M. (2006). Laboratory investigation of enhanced light-oil recovery by CO₂/flue gas huff-n-puff process. *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 45(2), 24–32. <https://doi.org/10.2118/06-02-01>

Zhang, Z., Barrufet, M., Lane, R., & Mamora, D. (2012). Experimental Study of In-Situ Upgrading for Heavy Oil Using Hydrogen Donors and Catalyst under Steam Injection Condition. *SPE Heavy Oil Conference Canada*, 12–14.

Zhao, Q., Li, Z., Wang, S., Lai, F., & Li, H. A. (2018). Thermodynamics, Transport, and Fluid Mechanics Phase Behavior Measurements and Modeling for N₂ / CO₂ / Extra-Heavy-Oil Mixtures at Elevated Temperatures China University of Geosciences University of Alberta. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b03945>