

Evaluación De La Eficiencia Energética De Un Proceso De Inyección Continua De Vapor Con Flue Gas En Un Yacimiento Estratificado

Caterine Ariza Quiroga

**Trabajo de Grado para Optar al Título de
Magister en Ingeniería de Hidrocarburos**

Director

Samuel Fernando Muñoz Navarro
Magister en Ingeniería de Hidrocarburos

Codirectores:

María Isabel Sandoval Martínez
Magister en Ingeniería de Hidrocarburos

Juan Carlos Orozco Agamez
Magister en Ingeniería Química

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

Bucaramanga

2021

Dedicatoria

Al universo y todo lo que implica mi existencia y felicidad

“En algún lugar, algo increíble está esperando a ser descubierto”

Carl Sagan

Agradecimientos

A MINCIENCIAS, Ecopetrol S.A., Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH) y la Universidad Industrial de Santander por el apoyo financiero bajo el contrato No.364-2018; “Evaluación del uso de flue gas en la inyección cíclica de vapor como método de recobro mejorado en el Valle Medio del Magdalena”

Al Grupo de investigación de Recobro Mejorado - GRM

Al director del proyector, el profesor Samuel Fernando Muñoz Navarro

A los codirectores María Isabel Sandoval Martínez y Juan Carlos Orozco Agámez

A los coinvestigadores del Instituto Colombiano del Petróleo

A los profesores y compañeros de la Maestría en Ingeniería de Hidrocarburos

A la sección de Posgrados de la Escuela de Ingeniería de Petróleos

A todo el personal administrativo y de planta física de la Universidad Industrial de Santander.

Tabla de Contenido

	Pág.
Introducción.....	21
1. Marco teórico	24
1.1. Conversión de inyección cíclica a continua de vapor	24
1.2. Fundamentos termodinámicos.....	25
1.3. Software Aspen Plus	29
1.4. Efecto de la solubilidad del flue gas en la viscosidad del crudo	29
1.4.1.Determinación de la solubilidad del CO ₂ en el crudo	30
2. Antecedentes investigativos	31
2.1. Efecto de gases no condensables en las propiedades térmicas del vapor.....	31
2.2. Efecto de la solubilidad del flue gas en el crudo.....	32
3. Metodología	34
3.1. Determinación de la composición molar de los sistemas de vapor-flue gas...	35
3.2. Análisis de la interacción termodinámica vapor-flue gas	36
3.3. Determinación de la solubilidad del CO ₂ en el crudo y construcción del modelo de fluidos	38
3.4. Evaluación de los esquemas de inyección continua de vapor-flue gas	40

3.4.1. Co-inyección vapor-flue gas	44
3.4.2. Inyección alternada vapor flue gas	44
3.5. Evaluación costo-energética.....	48
3.5.1. Cálculo de las emisiones de CO ₂	49
3.5.2. Determinación del balance financiero.....	49
3.5.3. Requerimiento energético	51
4. Análisis de resultados y discusión.....	52
4.1. Comportamiento de la presión parcial de los fluidos	52
4.2. Efectos de la presencia de flue gas en el diagrama T-h del agua.	54
4.3. Efecto de la presencia de flue gas en el volumen específico promedio del vapor	56
4.4. Efecto de la solubilidad del CO ₂ en la viscosidad del crudo.....	57
4.5. Efecto de la solubilidad del CO ₂ contenido en el flue gas sobre la recuperación de crudo pesado.	63
4.6. Inyección cíclica de vapor previa a la continua	66
4.7. Inyección continua de vapor base	71
4.8. Co-inyección vapor-flue gas	79
4.9. Inyección alternada vapor-flue gas	85
4.9.1. Inyección alternada vapor flue gas con co-inyección	88

4.10. Evaluación costo-energética.....	91
4.10.1. Escenario de bajo costo de flue gas	92
4.10.2. Escenario de costo medio del flue gas	95
4.10.3. Escenario de alto costo de flue gas	98
4.10.4. Variación del precio del crudo.....	100
4.11. Esquema de aplicación continua de vapor con flue gas para un yacimiento estratificado.....	103
5. Conclusiones	107
6. Recomendaciones.....	109
Referencias bibliográficas	110

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1. Condiciones de evaluación del comportamiento de fase del sistema vapor - flue gas	36
Tabla 2. Diseño experimental para la construcción del modelo de fluidos entre el flue gas y el crudo	40
Tabla 3. Datos de entrada para la construcción del modelo estático de simulación.....	41
Tabla 4. Parámetros operacionales de la inyección cíclica de vapor.....	43
Tabla 5. Parámetros operacionales de la inyección continua de vapor	43
Tabla 6. Condiciones operacionales de los escenarios de co-inyección vapor-flue gas evaluados	44
Tabla 7. Condiciones de estudio para el proceso de inyección alternada vapor-flue gas....	45
Tabla 8. Parámetros operacionales seleccionados para el estudio de sensibilidad del proceso alternado vapor-flue gas en CMOST	47
Tabla 9. Funciones objetivo del estudio de sensibilidad del proceso de inyección alterando vapor-flue gas en CMOST.....	48
Tabla 10. Variables requeridas para el cálculo de los ingresos	50
Tabla 11. Costos considerados para el proceso convencional y los esquemas de inyección flue gas.....	50
Tabla 12. Poder calorífico del crudo pesado	52
Tabla 13. Composición promedio del crudo muerto del campo de estudio	115

Tabla 14. Datos experimentales de propiedades físicas del crudo muerto del campo en estudio.....	116
Tabla 15. Propiedades de los pseudocomponentes para la ecuación de estado de Peng-Robinson (1978).	116
Tabla 16. Estudios experimentales de PVT para la determinación de la solubilidad de flue gas o CO ₂ en el crudo y la medición de propiedades físicas del crudo saturado.....	119
Tabla 17. Correlaciones empíricas para el cálculo de la solubilidad del CO ₂ en crudo pesado y la determinación de propiedades físicas del crudo saturado.....	121
Tabla 18. Datos de entrada para la construcción del modelo de fluidos en WinProp.	124

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1. Sistema de vapor húmedo y flue gas.....	25
Figura 2. Proceso realizado para el cálculo de propiedades termodinámicas de la mezcla de vapor y flue gas.	28
Figura 3. Metodología general para la selección del esquema de aplicación de inyección continua de vapor con flue gas.	35
Figura 4. Modelo conceptual 3D del campo de estudio	42
Figura 5. Representación gráfica del proceso de inyección alternada vapor – flue gas	46
Figura 6. Representación gráfica del proceso de inyección alternada vapor – flue gas con co-inyección.....	46
Figura 7. Objetivos del esquema de aplicación de inyección continua de vapor con flue gas.	49
Figura 8. Precio histórico del crudo BRENT desde el 2020.	51
Figura 9. Comportamiento de la presión parcial de los componentes de una mezcla 0.4 de flue gas- 0.6 vapor. Presión del sistema de 600 psi.....	53
Figura 10. Comportamiento de la temperatura de saturación en función de la presión del sistema para cada composición de la mezcla vapor-flue gas.....	54
Figura 11. Diagrama T-h de cada sistema evaluado manteniendo una presión total del sistema de 600 psi.....	55

Figura 12. Diagrama T-h de cada sistema evaluado manteniendo una presión total del sistema de 1500 psi.....	55
Figura 13. Volumen específico promedio del vapor en mezcla con 0.4 mol% de flue gas en función de la temperatura.	56
Figura 14. Volumen específico promedio del vapor en mezcla con 0.05 mol% de flue gas en función de la temperatura.	57
Figura 15. Solubilidad del CO ₂ en el crudo del campo estudio en función de la temperatura para diferentes presiones de saturación.	58
Figura 16. Porcentaje de reducción de viscosidad en función de la temperatura para diferentes presiones.	59
Figura 17. Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO ₂ en función de la temperatura para una presión de 900 psi.	60
Figura 18. Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO ₂ en función de la temperatura para una presión de 800 psi.	60
Figura 19. Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO ₂ en función de la temperatura para una presión de 600 psi.	61
Figura 20. Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO ₂ en función de la temperatura para una presión de 400 psi.	61
Figura 21. Kvalues obtenidos para una mezcla de crudo pesado del campo de estudio con CO ₂ en función de la presión de saturación para diferentes temperaturas.	62
Figura 22. Comparativo del factor de recobro entre modelos de inyección de solo flue gas, con y sin solubilidad y el recobro obtenido en la co-inyección vapor-flue gas.....	64
Figura 23. Presión del modelo de inyección de solo flue gas con solubilidad.....	64

Figura 24. Fracción molar de CO ₂ en el crudo, para el modelo de inyección de solo flue gas.	65
Figura 25. Comparativo entre la viscosidad del crudo en un modelo de inyección de flue gas, con y sin solubilidad del CO ₂	66
Figura 26. Trayectorias definidas para el análisis del perfil de temperatura obtenido en el proceso de inyección cíclica de vapor.	67
Figura 27.....	67
Figura 28. Perfil de temperatura desde el pozo central hacia los laterales de las capas de la arena 2, en el tiempo final del proceso de inyección cíclica de vapor previo a la continua. 68	
Figura 29. Perfil de temperatura desde el pozo central hacia los laterales de las capas de la arena 3, en el tiempo final del proceso de inyección cíclica de vapor previo a la continua. 68	
Figura 30. Saturación de aceite al final del proceso de inyección cíclica de vapor	69
Figura 31. Relación vapor/crudo del proceso de inyección cíclica de vapor, previo a la continua.	70
Figura 32. Factor de recobro del proceso de inyección cíclica de vapor, previo a la continua.	71
Figura 33.....	71
Figura 34. Perfiles de temperatura y presión en la zona I del comportamiento de producción del proceso de inyección continua de vapor.	72
Figura 35. Distribución de temperatura en zona I del comportamiento de producción del proceso de inyección continua de vapor.	73
Figura 36. Perfiles de temperatura y presión en la zona I del comportamiento de producción del proceso de inyección continua de vapor.	74

Figura 37.....	74
Figura 38. Distribución la fracción molar de agua en la fase gaseosa en cada una de las arenas para el tiempo de ruptura.....	75
Figura 39. Distribución la fracción molar de agua en la fase gaseosa en cada una de las arenas en la zona 3.....	76
Figura 40. Distribución la saturación de crudo en cada una de las arenas en la zona 3.....	76
Figura 41. Factor de recobro en cada arena luego del proceso de inyección continua de vapor en el campo de estudio.....	77
Figura 42. Factor de recobro final luego del proceso de inyección continua de vapor en el campo de estudio.....	78
Figura 43. Relación vapor/crudo del proceso de inyección continua de vapor en el campo de estudio.....	78
Figura 44. Energía in situ en cada uno de los estratos del campo de estudio en función del tiempo de aplicación del recobro térmico.....	79
Figura 45. Tasa de producción para el proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.....	80
Figura 46. Comportamiento de la etapa inicial de producción del proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.	81
Figura 47. Vista transversal de la distribución de temperatura en cada arena para el tiempo de ruptura del caso de solo vapor (01 dic 2033),	82
Figura 48. Factor de recobro en cada una de las arenas para el proceso de inyección continua de vapor y la co-inyección vapor-flue gas.....	83

Figura 49. Saturación de crudo en cada una de las arenas al final del proceso de inyección de solo vapor y en co-inyección vapor-flue gas.	83
Figura 50. Factor de recobro para el proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.....	84
Figura 51. Factor de recobro para el proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.....	85
Figura 52. Comportamiento de la inyección alternada vapor – flue gas	86
Figura 53. Factor de recobro por arenas del proceso alternado vapor-flue gas.....	86
Figura 54. Relación vapor- aceite del proceso alternado vapor – flue gas	87
Figura 55. Entalpía acumulada inyectada para el proceso de inyección vapor-flue gas	88
Figura 56. Nuevo esquema de inyección alternada vapor-flue gas	89
Figura 57. Relación entre el factor de recobro y la entalpia inyectada acumulada de los esquemas de inyección alternada.....	90
Figura 58. Relación entre el factor de recobro y la CSOR de los esquemas de inyección alternada.....	91
Figura 59. Comparación de factor de recobro y relación B/C en función de la entalpia inyectada para el caso base de inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de 100 \$US/MMscf de costo de inyección de flue gas.....	92
Figura 60. Distribución de costos relacionados con los esquemas de inyección vapor-flue gas. En el escenario de 100 \$US/MMscf de costo de inyección de flue gas.	93
Figura 61. Comparación del índice costo energético de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con mejor desempeño. Escenario de costo bajo del flue gas.....	94

Figura 62. Emisiones de CO ₂ en los protocolos de aplicación vapor-flue gas y solo vapor, para los casos con mejor desempeño costo-energético.	95
Figura 63. Comparación de factor de recobro y relación B/C en función de la entalpia inyectada para el caso base de inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de costo medio del flue gas.	96
Figura 64. Distribución de costos relacionados con los esquemas de inyección vapor-flue gas.	96
Figura 65. Comparación del índice costo energético de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con mejor desempeño. Escenario de costo medio del flue gas.	97
Figura 66. Emisiones de CO ₂ en los protocolos de aplicación vapor-flue gas y solo vapor, para los casos con mejor desempeño costo-energético.	98
Figura 67. Comparación de factor de recobro y relación B/C en función de la entalpia inyectada para el caso base de inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de costo alto del flue gas.	99
Figura 68. Distribución de costos relacionados con los esquemas de inyección vapor-flue gas.	99
Figura 69. Comparación del índice costo energético de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con mejor desempeño. Escenario de costo alto del flue gas.	100
Figura 70. Comportamiento del índice de costo energético del protocolo de inyección alternado, para un costo de flue gas de 100 \$US/MMscf, ID=28. Para diferentes precios de venta del crudo.	101

Figura 71. Comportamiento del índice de costo energético del protocolo de inyección alternado, para un costo de flue gas de 712.09 \$US/MMscf, ID=23. Para diferentes precios de venta del crudo.....	102
Figura72. Comportamiento del índice de costo energético del protocolo de inyección alternado, para un costo de flue gas de 1324.18 \$US/MMscf, ID=23. Para diferentes precios de venta del crudo.....	102
Figura 73. Protocolo de inyección alternada vapor-flue gas con mejor comportamiento costo-energético para el escenario de costo bajo de flue gas (experimento ID=28).	103
Figura 74. Protocolo de inyección alternada vapor-flue gas con mejor comportamiento costo-energético para el escenario de costo medio de flue gas.	104
Figura 75. Entalpía inyectada acumulada de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección.	105
Figura 76. Factor de recobro de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección.....	105
Figura 77. Relación vapor/crudo acumulada (cSOR) de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección.....	106
Figura 78. Metodología para la representación de la interacción entre el crudo y el CO ₂	114
Figura79. Diagrama P-T para la caracterización del crudo Teca a partir el splitting en 24 componentes y el lumping en 4 y 8 psedocomponentes.....	117
Figura80. Comparativo de la respuesta del factor de recobro y la tasa de producción de crudo del proceso de inyección de solo vapor, para dos tamaños de celda en la dirección ij.	126

Figura 81. Comparativo de la respuesta del factor de recobro y la tasa de producción de crudo del proceso de inyección alternada vapor-flue gas, para dos tamaños de celda en la dirección ij.....	126
Figura 82. Análisis Sobol para el factor de recobro del esquema de inyección alternada	127
Figura 83. Estimación de efectos para el factor de recobro del esquema de inyección alternada.....	128
Figura 84. Análisis Sobol para la temperatura promedio del esquema de inyección alternada	129
Figura 85. Análisis Sobol para la entalpia inyectada acumulada del esquema de inyección alternada.....	130
Figura 86. Estimación de efectos para la entalpia inyectada acumulada del esquema de inyección alternada.....	130

Lista de Apéndices

	Pág.
Apéndice A. Metodología para la construcción de modelo de fluidos flue gas-crudo con solubilidad	114
Apéndice B. Efecto del cambio de tamaño de celda en los resultados de simulación	125
Apéndice C. Efecto de los tiempos de inyección de cada ciclo del proceso de inyección alternada con co-inyección y la cantidad de flue gas, en las variables de respuesta.	127

Resumen

Título: Evaluación De La Eficiencia Energética De Un Proceso De Inyección Continua De Vapor Con Flue Gas En Un Yacimiento Estratificado*

Autor: Caterine Ariza Quiroga**

Palabras Clave: Inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección, Interacción termodinámica vapor-flue gas, Solubilidad flue gas, Análisis costo-energético.

Descripción:

El recobro térmico por inyección continua de vapor permite alcanzar factores de recobro superiores al 50%. Sin embargo, este porcentaje de recuperación está asociado con un alto requerimiento energético y de emisiones de gases de efecto invernadero, especialmente en yacimientos estratificados con altas pérdidas de energía a formaciones no productoras, por lo que es necesario proponer esquemas de aplicación costo-energéticos que permitan mitigar los impactos ambientales y la demanda de gas natural para la generación de vapor. Por tanto, en esta investigación se planteó la co-inyección y la inyección alternada vapor-flue gas en un yacimiento de arenas múltiples con intercalaciones de lutitas y propiedades roca-fluido de un campo del Magdalena Medio. Se estudió la interacción termodinámica entre los componentes y la contribución del principal mecanismo de intercambio de masa entre el flue gas y el crudo en la reducción de viscosidad y la producción del hidrocarburo. Se encontró que el mejor esquema de aplicación corresponde a la inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección, en donde los tiempos de cada etapa y la cantidad de flue gas inyectado son una función del costo operativo de inyección de los gases no condensables. El protocolo propuesto permite ampliar el tiempo de aplicación del proceso de recobro mejorado al presentar un crecimiento más lento del SOR respecto a la inyección de vapor convencional, además se reducen hasta en un 27.7% las emisiones de CO₂ y se alcanzan Índices Costo Energético (ECI) mayores que la inyección solo vapor, lo que indica procesos de aplicación con mayor viabilidad financiera y energética.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Samuel Fernando Muñoz Navarro, Magister en Ingeniería de Hidrocarburos completos. Codirector: María Isabel Sandoval Martínez, Magister en Ingeniería de Hidrocarburos, Juan Carlos Orozco Agamez, Magister en Ingeniería Química.

Abstract

Title: Evaluation of the energy efficiency of a continuous steam injection process with flue gas in a stratified reservoir *

Author: Caterine Ariza Quiroga **

Key Words: Alternating steam-flue gas injection with co-injection, Thermodynamic vapor-flue gas interaction, Solubility flue gas, Cost-energy analysis

Description:

Thermal recovery by continuous steam injection allows recovery factors of over 50% to be achieved. However, this recovery percentage is associated with a high energy requirement and greenhouse gas emissions, especially in stratified reservoirs with high energy losses to non-producing formations, so it is necessary to propose cost-energy application schemes that allow mitigating environmental impacts and the demand for natural gas for steam generation. Therefore, in this research, the co-injection and alternate steam-flue gas injection in a multi-sand reservoir with shale intercalations and rock-fluid properties of a field in Magdalena Medio was proposed. The thermodynamic interaction between the components and the contribution of the main mass exchange mechanisms between the flue gas and the crude oil in the reduction of viscosity and the production of the hydrocarbon were studied. It was found that the best application scheme corresponds to the alternate steam-flue gas injection with co-injection, where the times of each stage and the amount of flue gas injected are a function of the operating cost of injection of the non-condensable gases. The proposed protocol allows to extend the application time of the improved recovery process by presenting a slower growth of the SOR compared to conventional steam injection, in addition, CO₂ emissions are reduced by up to 27.7% and Energy Cost Indices (ECI) greater than steam injection alone, which indicates application processes with greater financial and energy feasibility.

* Grade Project

** Facultad de Ingeniería Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Samuel Fernando Muñoz Navarro, Magister en Ingeniería de Hidrocarburos completos. Codirector: María Isabel Sandoval Martínez, Magister en Ingeniería de Hidrocarburos, Juan Carlos Orozco Agamez, Magister en Ingeniería Química.

Introducción

Colombia cuenta con importantes reservas de crudo pesado, ubicadas principalmente en las cuencas de los Llanos Orientales y el Valle Medio del Magdalena (Maya *et al.*, 2010). Este recurso ha sido extraído principalmente por medio del recobro térmico por inyección cíclica de vapor durante más de 25 años (Trigos *et al.*, 2010), por lo que la producción de muchos campos ha declinado considerablemente. Esto hace que sea necesario dar paso a nuevas tecnologías, métodos híbridos y/o procesos de inyección continua de vapor, (SF *steam flooding*) (Trigos *et al.*, 2016). En 1994, se realizó un piloto de SF en un campo del Magdalena Medio, en donde se evidenció una baja eficiencia energética del proceso, causada por las altas pérdidas de energía en estratos de lutitas (Trigos *et al.*, 2010), dadas las características del ambiente depositacional fluvial de esta cuenca (ANH, 2007). Actualmente el uso de sartas selectivas y la administración energética han permitido avanzar en aplicaciones a escala piloto (Trigos *et al.*, 2013). Adicionalmente, el proceso presenta un alto consumo de gas natural para la generación del vapor y además, se estima que por cada generador OTSG de 50 MMBtu/h usados en los campos colombianos, se producen cerca de 77.27 t/día de CO₂ (Martinez, 2019). La consideración de estos efectos cobra gran importancia ante una posible expansión de la técnica en todos los campos con potencial aplicación, en donde entrarían en operación cientos de generadores de vapor durante varios años, por lo que es necesario plantear alternativas que permita reducir el consumo energético del proceso y además mitigar las emisiones de CO₂.

Estudios de simulación numérica de yacimientos y evaluaciones experimentales, han permitido evidenciar que la co-inyección de vapor con gases no condensables y solventes

hidrocarburos gaseosos pueden contribuir en el aumento de las tasas de producción más allá de las alcanzadas con la inyección de solo vapor (Memarzadeh and Rahnema, 2015), acelerar la producción de hidrocarburos (Nasr, Prowse and Frauenfeld, 1987), aumentar el factor de recobro (Gümrah and Bağcı, 1997) y reducir el cSOR (Xu *et al.*, 2014). Por otra parte, los estudios experimentales del esquema de co-inyección, permiten evidenciar, mecanismos de recuperación adicionales a la inyección de solo vapor, como el empuje por gases (Gümrah and Bağcı, 1997) y la reducción de viscosidad por solubilidad del CO₂ (Huang, Cao and Cheng, 2018). Sin embargo, los estudios de simulación de co-inyección vapor-gases no condensables o gases hidrocarburos se han enfocado en procesos de SAGD (Butler, 2004) (Fan *et al.*, 2019) y en la inyección cíclica de vapor (Zhong *et al.*, 2013)(Xu *et al.*, 2014; Wang, Ren, Zhang, Peng, *et al.*, 2018a).

En esta investigación se integró el análisis termodinámico del sistema vapor-flue gas y el efecto de la solubilidad del CO₂ presente en el flue gas, sobre la viscosidad del crudo saturado a condiciones de aplicación de la técnica híbrida, en la evaluación del proceso de inyección continua de vapor-flue gas en un yacimiento con arenas múltiples de diferente espesor e intercalaciones de lutitas mediante simulación numérica. La comprensión y cuantificación de estos fenómenos es importante en las predicciones del desempeño de la técnica a nivel de yacimiento y en la determinación de las variables de diseño del proceso híbrido con miras a reducir la emisión de gases de efecto invernadero y aumentar la eficiencia energética del proceso.

En esta investigación se utilizó el software de procesos químicos Aspen Plus, para determinar el efecto del flue gas en la curva de saturación líquido-vapor y los diagramas temperatura-entalpía y temperatura-volumen específico, para diferentes concentraciones

molares de flue gas. Por otra parte, se utilizó la correlación de Rostami *et al.*, (2017) y datos experimentales análogos para determinar la solubilidad del flue gas a las condiciones de aplicación del proceso de inyección vapor-flue gas. Luego, se evaluaron numéricamente los esquemas de co-inyección e inyección alternada vapor-flue gas. La selección del protocolo de aplicación se realizó con base al cumplimiento de tres objetivos de desarrollo que corresponden a la reducción del requerimiento energético, reducción de emisiones de CO₂ y viabilidad financiera.

1. Marco teórico

1.1. Conversión de inyección cíclica a continua de vapor

De los métodos de recobro térmico para la recuperación de crudo pesado, la inyección de vapor contribuye con el 98% de la producción a nivel mundial (Akintayo, 2011). Esta técnica se aplica principalmente por medio de los esquemas de inyección cíclica de vapor (cyclic steam stimulation, CSS), inyección continua de vapor (Steam flooding, SF) y drenaje gravitacional asistido por vapor, SAGD (Wang, Ren, Zhang and Hu, 2018a).

La inyección cíclica es comúnmente utilizada como una etapa previa a la inyección continua, debido a la alta viscosidad del aceite que requiere altas presiones de inyección y, por lo tanto, limita el volumen de vapor que puede inyectarse de forma continua (Basta *et al.*, 2016). La transición a SF permite que el vapor entre en contacto con un área más grande del yacimiento y mejore así la recuperación de petróleo (Alikhlalov and Dindoruk, 2011).

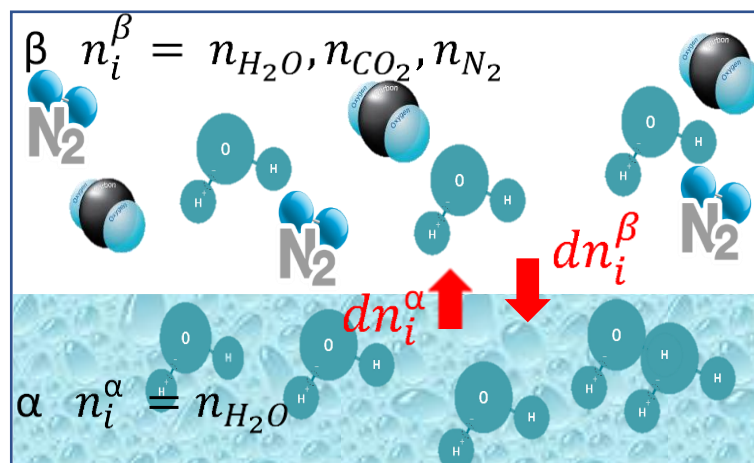
Generalmente los principales factores que determinan la conversión de un proceso de recobro térmico por inyección cíclica de vapor a continua, están relacionados con la conectividad entre los pozos, la inyectividad del vapor y el límite económico de CSS (Basta *et al.*, 2016). Este último se asocia en sentido práctico al cSOR (Cumulative Steam to Oil Ratio), el cual toma un valor de alrededor de 3 en el límite técnico-económico del proyecto (Wang, Ren, Zhang, Peng, *et al.*, 2018b).

1.2. Fundamentos termodinámicos

El estado termodinámico de un componente puro en una sola fase puede ser definido a partir de la presión y la temperatura. Para una mezcla de varios componentes en donde al menos uno de ellos esté presente en dos fases, la definición de su estado termodinámico, debe incluir el equilibrio de fases (Cengel and Boles, 2011) (Maradey Charris, 2002). El sistema que se evaluó en el presente trabajo es heterogéneo multicompuesto de vapor húmedo y gases no condensables (CO_2 y N_2) como se esquematiza en la Figura 1.

Figura 1.

Sistema de vapor húmedo y flue gas.



Nota: β y α representa la fase gaseosa y líquida respectivamente; n , el número de moles de cada componente; dn , el cambio del número de moles de un componente desde una fase a otra. En el equilibrio dn es constante para cada compuesto.

En estos sistemas la determinación del efecto del flue gas en las propiedades térmicas del vapor debe realizarse a partir de la teoría de equilibrio de fases, que describe la composición en la fase líquida y vapor a una determinada presión y temperatura de equilibrio (Maradey Charris, 2002).

El cálculo de las propiedades en el equilibrio líquido-vapor (VLE) se define a partir de la ley de Raoult, ley de Dalton y ley de Henry, que pueden ser usadas para gases reales aplicando factores de corrección. Las ecuaciones de estado, permiten calcular la expresión resultante de integrar los elementos anteriormente mencionados (Poling, Prausnitz and O'Connell, 2001). A continuación, se presentan estos fundamentos básicos, inicialmente bajo la suposición de sistemas ideales y posteriormente se introducirán los factores de corrección.

La ley de Dalton o ley de las presiones parciales permite comprender el comportamiento de la fase gaseosa (β) para soluciones gaseosas ideales homogéneas en la cual no ocurre reacciones químicas, cada gas ocupa el volumen total a su presión parcial y la temperatura de la mezcla. La expresión matemática que expresa la ley de Dalton para el sistema de la

$$P_T = P_{H_2O} + P_{CO_2} + P_{N_2} \quad (1)$$

Donde, P_T representa la presión total del sistema, y P_{H_2O} , P_{CO_2} , P_{N_2} las presiones parciales del vapor, el dióxido de carbono y el nitrógeno respectivamente.

La contribución de cada componente a la presión total, es decir, su presión parcial, es proporcional a la fracción con que contribuye a la cantidad total de sustancia en la fase gaseosa como se expresa en la ecuación 2 (Memarzadeh and Rahnema, 2015).

$$P_i = x_i P \quad (2)$$

Donde P_i es la presión parcial del componente i , x_i es la fracción molar de i en la mezcla y P la presión total. La suma de las presiones parciales de cada componente siempre será igual a la presión de operación del sistema. Además, a menor concentración de un compuesto

en la fase gaseosa menor será su aporte a la presión total del sistema (presión parcial) (Memarzadeh and Rahnema, 2015).

La interacción de fases líquido-vapor (β y α) puede ser descrita a través de la ley de Raoult, la cual establece que, en una disolución ideal, las presiones parciales de cada componente en el vapor, son directamente proporcionales a sus respectivas fracciones molares en la disolución multiplicadas por la presión de vapor del componente puro (ecuación 3) (Poling, Prausnitz and O'Connell, 2001).

$$P_i = P^{sat} y_i \quad (3)$$

Donde, P^{sat} es la presión de saturación a la temperatura del sistema y y_i las moles de i en la fase líquida. La tendencia de una determinada especie química a dividirse a sí misma preferentemente entre las fases líquida y vapor se define por la ley de Henry y se expresa a partir de la relación de distribución líquido-vapor (K) como se muestra en la ecuación 4 (Maradey Charris, 2002).

$$K_i = \frac{x_i}{y_i} \quad (4)$$

A partir de las ecuaciones 2 y 3 se obtiene la expresión de la ecuación 5, la cual es válida solo para condiciones ideales. Dadas las condiciones de alta presión y temperatura del sistema bajo estudio, las cuales se estiman entre 800-1500 psi y 482-572 °F (Perdomo *et al.*, 2014), se debe realizar una corrección que permita una aproximación a condiciones reales, lo que se expresa en la ecuación 6.

$$P_i = x_i P = P^{sat} y_i \quad (5)$$

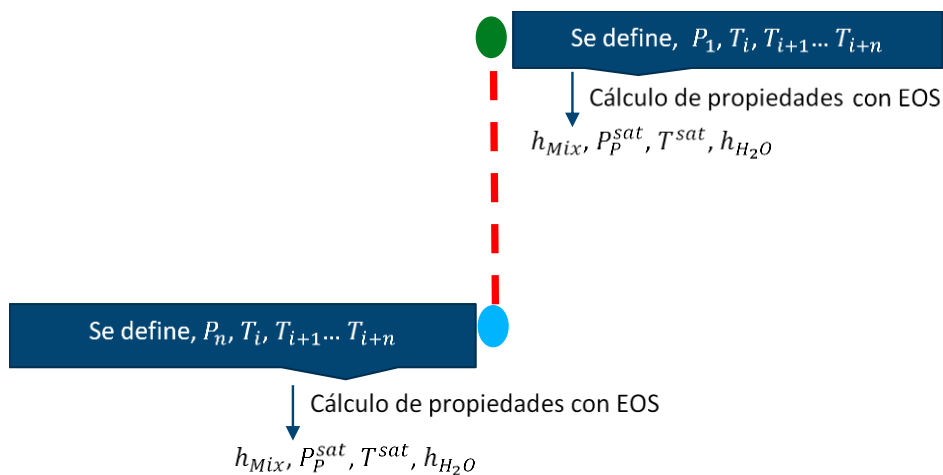
$$X_i P \phi_i = P^{sat} y_i \gamma_i \quad (6)$$

Donde ϕ_i es el coeficiente de fugacidad que permite tener en cuenta la desviación del comportamiento ideal para la fase gaseosa y γ_i es el coeficiente de la actividad del líquido que permite representar soluciones reales. La ecuación 6 se resolvió para el caso de estudio a través de la ecuación de estado de Peng-Robison.

El proceso teórico realizado en esta investigación se esquematiza en la Figura 2. Se definieron distintas presiones totales del sistema (puntos verde y azul). Para cada presión total, se probaron diferentes temperaturas. Al tener una mezcla determinada de agua, CO₂ y N₂, es posible conocer las presiones parciales y las propiedades promedio de la mezcla.

Figura 2.

Proceso realizado para el cálculo de propiedades termodinámicas de la mezcla de vapor y flue gas.



Nota: P_1 hasta P_n , corresponden a la presión total del sistema, T_1 hasta T_n , un rango de temperaturas para cada presión total evaluada.

1.3. Software Aspen Plus

ASPEN es un sistema avanzado de ingeniería de procesos (Advanced System for Process Engineering), desarrollado en el instituto tecnológico de Massachusetts (MIT). Este software ha sido comercializado desde 1960 por la compañía AspenTech (Moncada, 2011). Dentro de los paquetes de Aspen se encuentra Aspen Plus, diseñado para construir modelos de procesos químicos.

El objetivo del software es modelar cuantitativamente las ecuaciones características de un proceso químico. Utiliza relaciones fundamentales de balance de masa y energía, relaciones de equilibrio y correlaciones de velocidad de reacción, transferencia de masa y calor. Con esto, permite predecir flujos, composiciones y propiedades de las corrientes, condiciones de operación y tamaños de equipos (Moncada, 2011) (Eden, 2011)(Al-Malah, 2017). Esta herramienta computacional trabaja en secuencia modular, donde se distingue principalmente la sección de propiedades, simulación, análisis de seguridad y análisis de energía (Haydary, 2019). Para el desarrollo de la presente investigación se trabajó en el módulo de propiedades. El Anexo 1 presenta brevemente una explicación de este módulo y las secciones utilizadas para la descripción del equilibrio de fases de vapor húmedo y gases no condensables.

1.4. Efecto de la solubilidad del flue gas en la viscosidad del crudo

En la zona invadida por flue gas o gases hidrocarburos, tienen lugar procesos de transferencia de masa que pueden darse por solubilidad, difusión molecular, difusión molecular y dispersión hidrodinámica (Rojas and Farouq Ali, 1985) (Sandoval Martínez,

2018). La solubilidad es el principal mecanismo de transferencia de masa entre el crudo y estos gases a bajas presión (1015.26 psi) por lo que es objeto de estudio en la presente investigación.

La solubilidad depende fundamentalmente de la facilidad con la que las dos especies moleculares pueden mezclarse (Hildebrand, 1936), además, es proporcional a las fuerzas de atracción (Van der Waals- fuerzas de London) entre las moléculas de la sustancia bajo consideración. Los componentes del *flue gas*, presentan diferente interacción con el petróleo pesado. Respecto al nitrógeno, este tiene una solubilidad despreciable a presiones inferiores a 1500 psi (Ajumobi, 2015). Mientras que, el CO₂, puede contribuir significativamente en la reducción de viscosidad del crudo saturado a temperatura baja. Cuando se tiene un sistema de nitrógeno con dióxido de carbono, el primero causa una disminución en la solubilidad del CO₂ en el petróleo, debido a la disminución de la presión parcial de este. Por lo tanto, cuanto mayor es el contenido de nitrógeno en la mezcla, menor es la presión parcial de dióxido de carbono y su solubilidad, lo que afecta la reducción de la viscosidad del crudo (Ajumobi, 2015).

1.4.1. Determinación de la solubilidad del CO₂ en el crudo

La predicción del comportamiento de la viscosidad del crudo pesado saturado con CO₂, flue gas o gases hidrocarburos, puede determinarse de forma experimental a través de pruebas de Presión-Volumen- Temperatura (PVT) o de correlaciones empíricas (Ahmed 2016) (Emera and Sarma, 2007). Las pruebas experimentales constituyen una alta inversión en tiempo y costos, pero representan la mejor predicción del comportamiento de crudo con gases disueltos (Ahmed 2016). Por otra parte, se ha realizado un arduo esfuerzo en el desarrollo de

correlaciones empíricas para diferentes tipos de crudos y condiciones de presión y temperatura (Ajumobi, 2015). Los datos obtenidos por los métodos descritos, proporcionan la información requerida para modelar el comportamiento del fluido saturado en software comerciales con ecuaciones de equilibrio y modelos de viscosidad (CMG, 2017).

Dentro de los modelos empíricos disponibles en la literatura, para evaluar los efectos de la solubilidad del CO₂ en el crudo, se encuentran, algunas correlaciones gráficas (Welker and Dunlop, 1963) (Simon and Graue, 1965) y otras ecuaciones empíricas con diferentes parámetros y constantes (Chung, Jones and Nguyen, 1988) (Mehrotra and Svrcek, 1982) (Hossein Nourozieh, Kariznovi and Abedi, 2016), cada una de estas presenta diferentes rangos de aplicación en cuanto a la temperatura, la presión y la gravedad API del crudo. Otras correlaciones más avanzadas han sido desarrolladas partir de algoritmos genéticos (GA), que utilizan cientos de datos experimentales de trabajos previos, esto las hace más robustas y precisas a la hora de calcular la solubilidad del CO₂ en el crudo. Dentro de este tipo de correlaciones se destaca el trabajo desarrollado por Emera and Sarma (2007) y Rostami *et al.*, (2017).

2. Antecedentes investigativos

2.1. Efecto de gases no condensables en las propiedades térmicas del vapor

Memarzadeh & Rahnema (2015), analizaron termodinámicamente el proceso de inyección de vapor asistido con solventes, evidenciando que, cuando el vapor húmedo trasfiere calor al yacimiento, éste se condensa en una trayectoria tal que, disminuye su presión y temperatura,

siendo esto contrario a la condensación a presión y temperatura constante cuando se encuentra como único componente inyectado. Incluso la fase vapor puede mantenerse a baja presión y temperatura por la presencia de solventes hidrocarburos sobrecalentados. Se evidenció que el cambio en la temperatura y en la presión durante el proceso de condensación del vapor es más significativo a medida que los solventes son más ligeros (Memarzadeh and Rahnema, 2015).

Puntualmente estudios más recientes han evidenciado cambios en la velocidad de desplazamiento y la eficiencia de la cámara de vapor de procesos SAGD en presencia de solventes (Ji, Dong and Chen, 2015) (Hedden, Verlaan and Lastovka, 2014) (Pang *et al.*, 2018b). También se ha observado que la distribución de temperatura en el medio poroso tiende a ser más uniforme en presencia de estos gases no condensables. Se ha demostrado que todos estos efectos son positivos porque pueden acelerar la producción de crudo (Xu, Zhao, Chen, Shan, & Sun, 2014). Sin embargo, no se ha estudiado el efecto de la concentración de flue gas sobre los cambios de temperatura del vapor por efecto de la reducción parcial, ni se han representado los cambios de volumen específico del vapor, de tal forma que se pueda interpretar con mayor precisión el comportamiento de la producción y la distribución de energía en yacimiento.

2.2. Efecto de la solubilidad del flue gas en el crudo

Los estudios experimentales de PVT, han permitido cuantificar los cambios de viscosidad del crudo saturado con flue gas. Li *et al.*, (2016) evidenciaron experimentalmente que, para una presión de saturación de 900 psi, se presentaba una reducción de viscosidad de 38 y 65 % para una temperatura de 392 y 176 °F, respectivamente. Pang *et al.*, (2018) observó una

disminución en la viscosidad de 20 y 80 % para una temperatura de 350 y 122 °F respectivamente, cuando la presión de inyección es de 580.151 psi. Se evidencia la fuerte relación entre la reducción de viscosidad por efecto del flue gas disuelto con la presión y la temperatura. Además, cada crudo presenta un comportamiento particular porque la solubilidad también depende de la naturaleza del hidrocarburo (Rostami *et al.*, 2017).

A pesar de los esfuerzos realizados en pruebas experimentales y desarrollo de correlaciones, son pocos los trabajos de simulación numérica de inyección de vapor con flue gas que han representado la interacción de los componentes del flue gas con el crudo por intercambio másico. En la mayoría de los trabajos, se consideran estos gases como insolubles (Fan *et al.*, 2019) (Fossum *et al.*, 1992)(Guo *et al.*, 2017).

Leung (1983), realizó una simulación numérica de yacimientos de la inyección de vapor con CO₂, utilizando los coeficientes de interacción binarios calculados a partir de una ecuación analítica. Sin embargo, este modelo no correlacionaba correctamente estos parámetros con la solubilidad del CO₂ y los cambios de viscosidad.

(Zhao *et al.*, 2019), ajustaron la ecuación de estado de Peng Robinson, para determinar el comportamiento de fase de una mezcla de flue gas y crudo. Para esto, realizaron pruebas PVT de solubilidad. A partir de estas se calcularon las constantes de equilibrio entre los pseudocomponentes del crudo y los componentes del flue gas, ajustando estos en la ecuación de estado. Posteriormente realizaron pruebas CCE a diferentes temperaturas y probaron el ajuste del modelo de fluidos calculando la presión de saturación y el factor de hinchamiento, lo que permitió evidenciar que la metodología planteada reproducía correctamente el comportamiento de los fluidos. No obstante, en este estudio no se representó el efecto de la solubilidad del CO₂ a nivel de yacimiento.

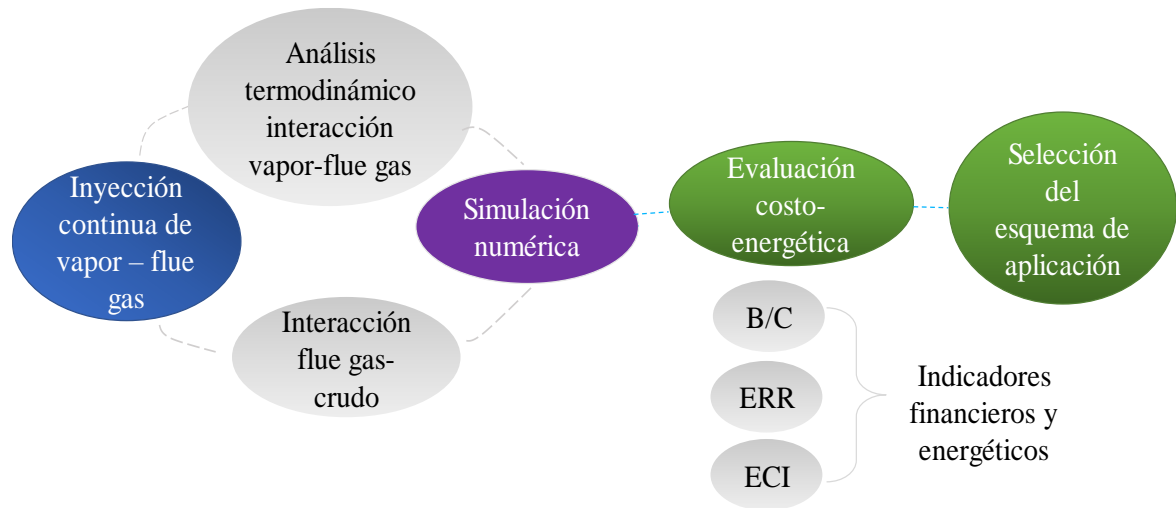
3. Metodología

La presente investigación se desarrolló en el marco del proyecto “Evaluación del uso de flue gas en la inyección cíclica de vapor como método de recobro mejorado en el Valle Medio del Magdalena”. Este contó con soporte técnico de la línea de recobro mejorado del Instituto Colombiano del Petróleo - ICP, e información recopilada en dos visitas de campo. El proyecto fue financiado por la Agencia Nacional de Hidrocarburos (AHN) y Ecopetrol S.A.

La metodología general aplicada se esquematiza en la Figura 3. En primer lugar, se realizó una revisión de antecedentes y fundamentos teóricos para establecer los esquemas de inyección continua de vapor-flue gas a ser evaluados y los fenómenos termodinámicos y de intercambio másico que debían ser considerados en el proceso. Luego se recopilaron datos de campo en visita técnica y en consulta con los coinvestigadores del ICP, para realizar la etapa de evaluación de los esquemas mediante simulación numérica de yacimientos. Con la información obtenida, se realizó el análisis costo-energético comparando la inyección de solo vapor con la co-inyección vapor-flue gas, siguiendo la metodología propuesta por Osma *et al.*, (2019). La selección del esquema de aplicación se realizó a partir del cumplimiento de tres objetivos de desarrollo derivados del análisis del problema de investigación, que corresponden a la reducción de emisiones de CO₂ y del requerimiento energético mientras que se mantiene el balace financiero.

Figura 3.

Metodología general para la selección del esquema de aplicación de inyección continua de vapor con flue gas.



Los softwares utilizados corresponden a WinProp, Builder, STARS, CMOST, Results desarrollados por Computer Modelling Group Ltd. (CMG), y Aspen Plus de la compañía AspenTech. Todos disponibles bajo licencia de uso académico en la Universidad Industrial de Santander, los cuales fueron proporcionados por la misma durante todo el tiempo de ejecución del proyecto. A continuación, se presenta con más detalle los aspectos metodológicos.

3.1. Determinación de la composición molar de los sistemas de vapor-flue gas

La composición del sistema vapor-flue gas se determinó a partir de un balance de masa y energía en un generador de vapor de 50 MMBtu/h, con una eficiencia térmica del 85%. Esta investigación considera el gas natural como combustible de alimentación y el aire

como oxidante con un exceso del 15%. El vapor húmedo con la calidad de alrededor de 0.8 (considerada como 0.65 en cara de pozo después de las pérdidas de calor) se produce por medio de la energía derivada de las reacciones de combustión que tienen lugar en el generador de vapor. El flue gas producido es tratado en superficie para retirar componentes como los NO_x, el O₂ y agua. Su composición molar final corresponde a 89% de N₂ y al 11% de CO₂, con una relación molar vapor-gas de combustión de 60:40 (Pérez Córdoba and Gonzáles Sánchez, 2020). Por tanto, en esta investigación se considera una fracción molar de flue gas en mezcla con vapor de 0.4 y se evalúan concentraciones menores en un factor de $0.4/2^{n-1}$.

3.2. Análisis de la interacción termodinámica vapor-flue gas

El efecto de la presencia de flue gas en el proceso de condensación del vapor como resultado de la transferencia de energía térmica hacia la roca y los fluidos del yacimiento, se analizó a partir de la determinación del equilibrio liquido-vapor (ELV) de los sistemas mostrados en la

Tabla 1, con la ecuación Gamma/Phi (Ecuación 6).

$$X_i P_{sis} \varphi_i = P^{sat} y_i \gamma_i \quad (6)$$

Tabla 1.

Condiciones de evaluación del comportamiento de fase del sistema vapor - flue gas

Fracción molar de flue gas	Presión del sistema [psi]	Temperatura [°F]
0.4	600	
0.2	800	112 - T _{rocio} en el equilibrio

0.1	1200
0.05	1500

Donde, X_i corresponde a la fracción molar del componente i en la fase gaseosa, P_{sis} es la presión total del sistema, φ_i es el coeficiente de fugacidad que permite tener en cuenta la desviación del comportamiento ideal para la fase gaseosa, P^{sat} corresponde a la presión de saturación, y_i es la fracción molar del compuesto i en la fase líquida y γ_i es el coeficiente de la actividad del líquido que permite representar soluciones reales.

La descripción del ELV del sistema heterogéneo multicompuesto en estudio, descrito por la ecuación (6), se determinó a partir de la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976) y las propiedades de los fluidos incorporados en el software de procesos químicos Aspen Plus. Se evaluó el efecto de la concentración molar de flue gas en la fase gaseosa, considerando estos gases como no condensables a las condiciones de evaluación y manteniendo la presión del sistema constante en un rango de temperatura entre 112 °F y la temperatura de rocío. Como parámetros de respuesta se calculó la presión parcial de cada componente en el equilibrio, que para el caso del vapor corresponde a su presión de saturación (P^{sat}) debido que este compuesto se encuentra en la región de dos fases. También, se calculó la temperatura de saturación del vapor para cada presión parcial y a partir de la cantidad de moles en fase vapor y los moles totales de agua, fue posible determinar la calidad. Por medio de estos datos, obtenidos mediante el software Aspen Plus, se calculó la entalpía promedio y el volumen específico promedio del vapor en presencia de flue gas a partir de las ecuaciones 7 y 8 respectivamente.

$$h_{prom} = (1 - x)h_f + xh_v \quad (7)$$

$$v_{prom} = (1 - x)v_f + xv_v \quad (8)$$

Donde h_{prom} es la entalpía específica promedio del vapor húmedo; h_f es la entalpía específica del líquido saturado; h_v corresponde a la entalpía específica del vapor saturado; x es la calidad del vapor húmedo, v_{prom} es el volumen específico promedio; v_f es el volumen específico del líquido saturado; v_v es el volumen específico del vapor saturado.

3.3. Determinación de la solubilidad del CO₂ en el crudo y construcción del modelo de fluidos

En primer lugar, se construyó el modelo base del crudo del campo de estudio, a partir de datos de composición, densidad y viscosidad del crudo muerto. Luego se procedió a calcular la solubilidad del CO₂ en función de la presión y temperatura, por medio de la correlación de Rostami *et al.*, (2017), desarrollada mediante programación de expresión génica (GEP) y una amplia base de datos experimentales, lo que la hace una de las correlaciones más robustas y confiables de la actualidad. La expresión matemática de esta correlación se muestra de la Ecuación 9.

$$SOL = \frac{PT(5.6444 + 0.00876 MW)}{8.9318P^2 + 0.010819 MW PT + T^2 + 41.105^{SG} T} \quad (9)$$

En esta ecuación la solubilidad, SOL, tiene unidades de fracción molar de CO₂ disuelto en el crudo [X_{CO_2}]; P , corresponde a la presión de saturación en [MPa]; T equivale a temperatura en [°C]; MW es el peso molecular y SG la gravedad específica.

La viscosidad del crudo saturado se calculó a partir de la ecuación 10. La viscosidad del hidrocarburo a determinada presión y temperatura se obtiene por medio del modelo de fluidos del crudo muerto. El porcentaje de reducción de viscosidad del crudo saturado a las condiciones de solubilidad del paso anterior (ecuación 9), se determina por medio de datos análogos del estudio experimental de Pang et al., (2018).

$$\mu_{sat (T,P)} = \mu_{crudo(T,P)} - \% \mu_{red (T,P)} \times \mu_{(T,P)} \quad (10)$$

Donde,

$\mu_{sat (T,P)}$ = Viscosidad del crudo saturado a la temperatura y presión específicas

$\mu_{crudo(T,P)}$ = Viscosidad del crudo muerto a temperatura de saturación y presión específicas.

$\% \mu_{red (T,P)}$ = Porcentaje de reducción de viscosidad del crudo saturado

En la Tabla 2, muestra el diseño experimental para la determinación de las propiedades necesarias para la construcción del modelo de fluidos del crudo saturado en WinProp.

Tabla 2.

Diseño experimental para la construcción del modelo de fluidos entre el flue gas y el crudo

Composición del flue gas	Interacción con el crudo	Condiciones de solubilidad del CO ₂ en yacimiento			Parámetro de respuesta
		Presión parcial del CO ₂ [psi]	Presión en yacimiento [psi]	Temperatura [°F]	
11 mol% CO ₂	Soluble	44 -99	400-900	112 – 251.8	Solubilidad Viscosidad del crudo saturado
89 mol% N ₂	Insoluble			NA	NA

El N₂ se considera pobremente soluble en el crudo, con base a lo expuesto en el marco teórico, por lo que su efecto en la solubilidad del flue gas, es principalmente reducir la presión parcial del componente soluble, CO₂, y, por tanto, disminuir su disolución en el crudo. La temperatura inicial corresponde a la del yacimiento, mientras que 251.8 °F, constituye el límite de temperatura para la determinación de la solubilidad a partir de la correlación seleccionada. En el

Apéndice , se muestran a detalle el modelo base de crudo muerto, las correlaciones consultadas para determinar la solubilidad del CO₂ en el crudo y la viscosidad del crudo saturado.

3.4. Evaluación de los esquemas de inyección continua de vapor-flue gas

Con el fin de representar un yacimiento estratificado con arenas múltiples e intercalaciones de lutitas, se construyó un modelo conceptual con propiedades petrofísicas

de un campo del Magdalena Medio, la Tabla 3 muestra estos datos, además de condiciones iniciales, propiedades térmicas de la roca y espesores de las diferentes capas.

Tabla 3.

Datos de entrada para la construcción del modelo estático de simulación

Parámetro	Valor
Porosidad [%]	26
Permeabilidad i, j [mD]	Arena 1: 920 Arena 2: 1225 Arena 3: 1015
Permeabilidad Vertical	$0.8K_i$
Compresibilidad de la formación [1/psi]	Areniscas: 0.0005 Arcillas: 0.00003467
Temperatura [°F]	112
Presión de referencia [psi]	950
Presión de fondo pozos productores (BHP) [psi]	400
Capacidad calorífica volumétrica (Btu/ft ³ °F)	Areniscas: 30 Arcillas: 40 Crudo: 1.6 Agua: 12.6 Gas: 0.25
Profundidad [ft]	1920
Espesor bruto [ft]	115

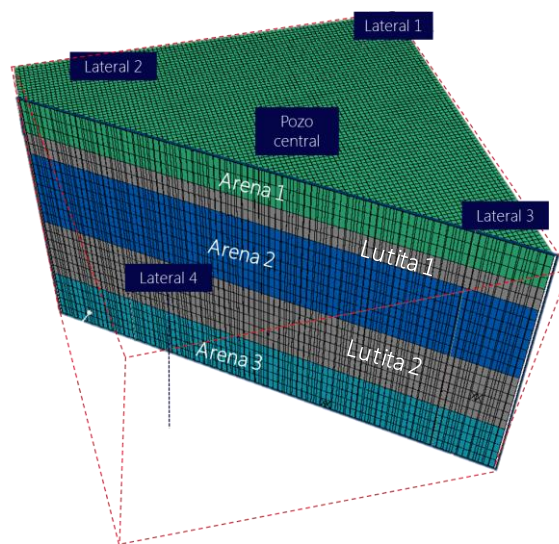
Espesor de las arenas [ft]	Arena 1: 15
	Arena 2: 35
	Arena 3: 25
Espesor de las lutitas [ft]	Lutita 1:10
	Lutita 2:30

Nota: (Trigos *et al.*, 2010; Trigos Becerra *et al.*, 2013; León Naranjo, 2019; León Torrado and Padilla Azaín, 2019).

El modelo estático comprende un área de 5 acres con un patrón de 5 puntos de 2.5 acres, (Figura 4) y tamaño de celda en todas las direcciones de 5 ft para el proceso de co-inyección. En el esquema de inyección alternada fue necesario cambiar el tamaño de las celdas en la dirección ij a 10 ft, debido al aumento significativo en el tiempo de simulación (> 60 horas) y dificultades en el control numérico, debido a los constantes cambios en el fluido inyectado y las condiciones del yacimiento. El Apéndice , muestra el efecto del cambio de tamaño de celda en las variables de respuesta y establece la pertinencia de realizar este procedimiento.

Figura 4.

Modelo conceptual 3D del campo de estudio



El crudo del campo de estudio tiene una viscosidad inicial de 4570 cP, por tanto, fue necesario realizar un proceso de inyección cíclica de vapor previo a la continua. Posteriormente, se realizó una inyección continua de vapor base, con el fin de comparar este escenario con los esquemas de inyección vapor-flue gas. Los parámetros operacionales, se tomaron a partir de la sensibilidad realizada en trabajos anteriores y datos de campo (Trigos *et al.*, 2010; Trigos Becerra *et al.*, 2013; León Naranjo, 2019; León Torrado and Padilla Azaín, 2019). La Tabla 4 y Tabla 5, muestra los parámetros de aplicación de la inyección cíclica y continua de vapor, respectivamente.

Tabla 4.

Parámetros operacionales de la inyección cíclica de vapor

Parámetro	Valor
Tasa de inyección [bbl/día]	1370
BHP inyector [psi]	1200
Condiciones termodinámicas del vapor	567.26 °F X= 0.65
Tiempo de inyección [días]	6
Tiempo de remojo [días]	2
Tiempo de Producción [días]	365
# de ciclos	10 pozo central 2 pozos laterales

Tabla

Parámetros operacionales de la inyección continua de vapor

5.

Parámetro	Valor
Tasa de inyección [bbl/día]	700
BHP inyector [psi]	800
Vapor [°F]	520.375

Calidad	0.65
---------	------

3.4.1. *Co-inyección vapor-flue gas*

El esquema de co-inyección vapor-flue gas hace referencia a la inyección simultánea de los fluidos. En este estudio se varió la concentración molar de los gases no condensables desde 0.05 – 0.4 (Tabla 6). La temperatura de inyección del flue gas corresponde a las condiciones finales del proceso de tratamiento al que es sometido con el fin de retirar NO_x, agua, y el oxígeno (Pérez and Gonzáles, 2020).

Tabla 6.

Condiciones operacionales de los escenarios de co-inyección vapor-flue gas evaluados

Concentración molar de flue gas	Tasa de inyección de vapor [bbl/día]	Tasa de inyección de flue gas [ft ³ /día]	Presión [psi]	Temperatura de inyección del flue gas [°F]
0		0		
0.05		444.625 (33600 lb/día)		
0.1	700 (245,000 lb/día)	889.250 (67200 lb/día)	800	139.9
0.2		1'778.500 (134400 lb/día)		
0.4		3'557.000 (268,626 lb/día)		

3.4.2. *Inyección alternada vapor flue gas*

La inyección alternada corresponde a periodos de inyección de un fluido con su posterior interrupción para inyectar otro fluido o mezcla de fluidos por un tiempo

determinado con sucesivas repeticiones de cada etapa durante el tiempo de evaluación del proyecto.

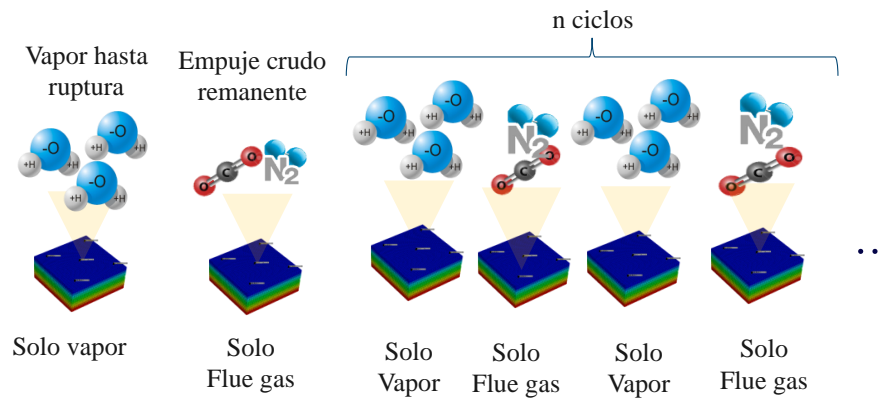
El esquema de inyección alternada inicial se planteó con base al análisis de resultados de co-inyección vapor-flue gas. En la sección de resultados se discute esto a detalle. En la Tabla 7 se muestran las condiciones de estudio para el proceso de inyección alternada vapor-flue gas, la cual se representa gráficamente en la Figura 5.

Tabla 7.

Condiciones de estudio para el proceso de inyección alternada vapor-flue gas

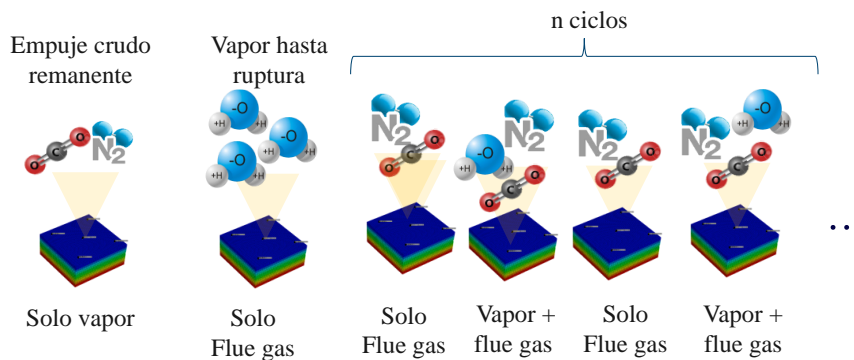
Fracción molar de flue gas	Tiempo meses	Tasa de Vapor [bbl/día]	Tasa de Flue gas [ft³/día]	Observaciones
0.4	1.25	_____	3'557.000 (268,626 lb/día)	Empuje de crudo a baja viscosidad remanente de la cíclica
	7	700 (245,000 lb/día)	_____	Vapor hasta ruptura
	2	_____	3'557.000 (268,626 lb/día)	
	5	700 (245,000 lb/día)	_____	12 ciclos
0.05	1.25	_____	444.625 (33600 lb/día)	Empuje de crudo a baja viscosidad remanente de la cíclica
	7	700 (245,000 lb/día)	_____	Vapor hasta ruptura
	2	_____	444.625 (33600 lb/día)	
	5	700(245,000 lb/día)	_____	12 ciclos

Figura 5.
Representación gráfica del proceso de inyección alternada vapor – flue gas



A partir del análisis del proceso de inyección alternada, se diseñó un nuevo protocolo de aplicación que combina la inyección alternada y la co-inyección como se ilustra en la Figura 6

Figura 6.
Representación gráfica del proceso de inyección alternada vapor – flue gas con co-inyección



Para este nuevo protocolo de aplicación se realizó un análisis de sensibilidad en CMOST, con el fin de conocer la influencia de los parámetros operacionales mostrados en la Tabla 8, sobre las variables de desempeño de técnica (Figura 9) y determinar el esquema de

inyección que permita obtener el mayor factor de recobro mientras se reduce el cSOR (relación vapor/aceite acumulado) y la entalpía inyectada respecto al caso base de inyección de solo vapor.

Tabla 8.

Parámetros operacionales seleccionados para el estudio de sensibilidad del proceso alternado vapor-flue gas en CMOST

Nombre	Descripción del parámetro	Tipo de dato	Valor
Tasa_GasAlt [ft ³ /día] (fracción molar)	Tasa de gas inyectado en la etapa A (solo flue gas)	Discreto real	444625 (0.05) 889250 (0.1) 1778500 (0.2) 3557000 (0.4)
Tasa_GasCoinj [ft ³ /día] (fracción molar)	Tasa de gas inyectado en la etapa B (flue gas co-inyectado con el vapor)	Continuo Real	222312.5 (0.025) 3557000 (0.4) [ft ³ /día]
Tiempo_Coinj_VFG [días]	Duración de la etapa B	Continuo Real	60 – 150
Tiempo_GasAlt [días]	Duración de la etapa A	Continuo Real	5 – 35

Tabla 9.

Funciones objetivo del estudio de sensibilidad del proceso de inyección alterando vapor-flue gas en CMOST

Nombre	Propiedades
Cum_oil	Producción acumulada de crudo
cSOR	Relación vapor-aceite acumulada
Tasa_Oil	Tasa de producción de crudo
Entalpía_inj_Cum	Entalpía inyectada acumulada
T_prom	Temperatura promedio
FR	Factor de recobro

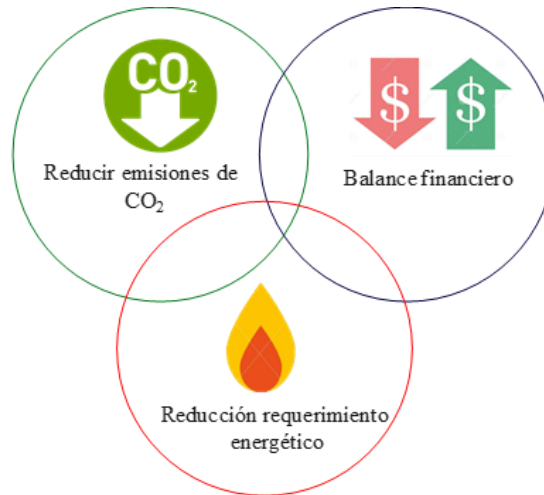
El estudio de CMOST usó la metodología de superficie de respuesta en donde se corrió un total de 40 experimentos variando todos los parámetros de la Tabla 8 al tiempo.

3.5. Evaluación costo-energética

El esquema de aplicación del proceso de inyección continua de vapor con flue gas, se seleccionará con base al cumplimiento de los tres objetivos mostrados en la Figura 7.

Figura 7.

Objetivos del esquema de aplicación de inyección continua de vapor con flue gas.

**3.5.1. Cálculo de las emisiones de CO₂**

Las emisiones de CO₂ se calcularon a partir de la relación entre el CO₂ producido por cada barril de agua equivalente de la corriente de entrada de un generador de vapor de 50 MMBtu/h, que se convierte a vapor húmedo a las condiciones termodinámicas necesarias para el proceso de recobro térmico, la cual corresponde a 62 lbCO₂/bbl de agua de alimentación al generador (Pérez Córdoba and Gonzáles Sánchez, 2020).

3.5.2. Determinación del balance financiero.

Con el fin de contar con un indicador financiero que permitiera estimar la rentabilidad del proceso se seleccionó la relación Beneficio/Costo, con base a los datos disponibles y teniendo en cuenta que es una aplicación a escala piloto.

La relación Beneficio/Costo (B/C), se calculó a partir de la ecuación 11. Las Tabla 10 y Tabla 11 muestran las variables requeridas para el cálculo de los ingresos y costos respectivamente.

$$B/C = \frac{\text{Ingresos}}{\text{Costos}} \quad (11)$$

$$= \frac{[(\text{crudo incremental} \times (1 - \text{regalías})) \times (\text{precio del crudo} - \text{deducciones})]}{(\text{Crudo incremental} \times \text{lifting costs}) + \text{costo del requerimiento energético} + \text{costo del}}$$

Tabla 10.
Variables requeridas para el cálculo de los ingresos

Variable	Valor	Fuente
Deducciones por calidad (US\$/bbl)	4.9	(GSC, 2020)
Deducciones por transporte (US\$/bbl)	2.84	(Osma <i>et al.</i> , 2019)
Regalías (%)	8	Artículo 16 de la Ley 756 de 2002

Tabla 11.
Costos considerados para el proceso convencional y los esquemas de inyección flue gas

Elemento	Costo	Referencia
Lifting costs (US\$/bbl)	13.2	(Osma <i>et al.</i> , 2019)
Costo energético (US\$/MMBtu)	7.05	(Osma <i>et al.</i> , 2019)
Costo alto flue gas: Producción a partir de procesos de combustión, captura y tratamiento del flue gas [\$USD/ MMscf]	1324.18	(Anada and Watts, 1980) (se calculó el valor presente por medio de la tasa de inflación)

Costo medio flue gas	712.09	Valor promedio
Costo bajo de flue gas: Costo de captura, compresión y transporte de flue gas [\$USD/MMscf]	100	(Ahmadi, Hasanvand and Shokrolahzadeh, 2015) valor de referencia para el estudio de Osma <i>et al.</i> , (2019)

Para el precio de venta del crudo se tomó como valor máximo el promedio del mes de marzo de 2021, que corresponde a 64.23 \$ USD (Figura 8).

Figura 8.

Precio histórico del crudo BRENT desde el 2020.



Nota: tomado de: [Precio Brent | Cotización Petróleo Brent | Precio Petróleo Hoy | Cotización Brent | IFCM España \(ifcmarkets.com\)](#)

3.5.3. Requerimiento energético

Por otra parte, la relación de retorno de energía (ERR) (ecuación 12) permite relacionar el requerimiento energético, relacionado con la entalpía de vapor, y la energía de retorno, correspondiente al poder calorífico contenido en el crudo pesado (Tabla 12).

$$ERR = \frac{\text{Requerimiento energético}}{\text{Poder calorífico del crudo} \times \text{Producción acumulada de crudo}} \quad (12)$$

Tabla 12.
Poder calorífico del crudo pesado

Poder calorífico [Btu/lb] (Btu/bbl)	Características del crudo	Referencia
18056.766 (6.24E+06)	11.2 ° API	(Wang, Ren, Zhang and Hu, 2018b)

Luego, al relacionar el B/C con la relación de retorno de energía (ERR), se obtiene el índice de costo energético (ECI) (ecuación 13), entre mayor sea este valor y superior a 1, se tienen procesos más rentables costo-energéticamente.

$$ECI = \frac{B/C}{ERR} \quad (13)$$

4. Análisis de resultados y discusión

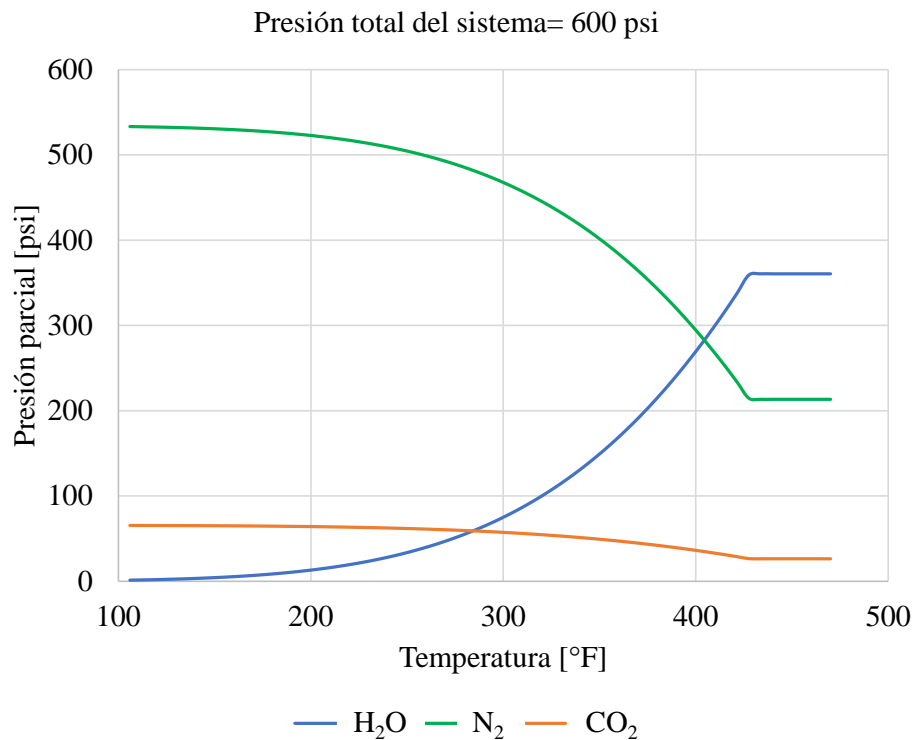
4.1. Comportamiento de la presión parcial de los fluidos

Primero se analizó el comportamiento de la presión parcial de cada componente del sistema vapor-flue gas. La inflexión de la curva de la Figura 9, indica el punto de rocío para el agua, a una P= 360.526 psi y T= 427.94 °F para un sistema con una fracción molar de 0.4 de flue gas y 0.6 de agua. En el proceso de condensación disminuye la fracción molar de agua en la fase gaseosa a medida que las fracciones molares de N₂ y CO₂ aumentan, por lo que se

observa una reducción de presión parcial del vapor mientras incrementa la presión parcial de los componentes del flue gas a medida que disminuye la temperatura del sistema.

Figura 9.

Comportamiento de la presión parcial de los componentes de una mezcla 0.4 de flue gas-0.6 vapor. Presión del sistema de 600 psi

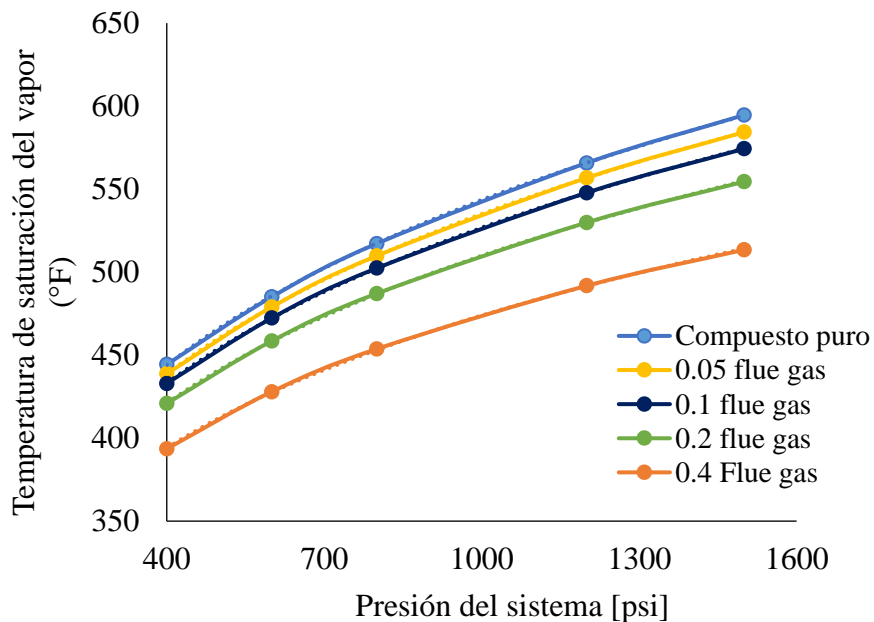


En este proceso de condensación la presión y la temperatura de saturación del vapor son propiedades dependientes, con una relación definida donde $T_{saturación} = f(P_{parcial\ del\ vapor})$, a su vez, la presión parcial del vapor es una función de la presión total y la composición del sistema como indica la ecuación Gamma/Phi (Ecuación 6). De acuerdo con esto, la Figura 10 muestra la disminución de la temperatura de saturación del agua en función de la presión del sistema para diferentes concentraciones de flue gas. A medida que

incrementa la concentración molar de flue gas, disminuye la temperatura de saturación del agua para una presión constante.

Figura 10.

Comportamiento de la temperatura de saturación en función de la presión del sistema para cada composición de la mezcla vapor-flue gas.



4.2. Efectos de la presencia de flue gas en el diagrama T-h del agua.

Las Figura 11-12 muestran el diagrama T-h a diferentes concentraciones molares de flue gas para presiones del sistema constantes de 600 y 1500 psi, respectivamente. Se observa que la temperatura disminuye a medida que se transfiere calor latente desde el vapor. En este proceso de condensación la cantidad de moles de agua en fase gaseosa disminuyen, lo que produce cambios de presión parcial (Figura 9) y por ende en la temperatura de saturación (Figura 10). Los diagramas T-h, también permiten evidenciar, que a medida que incrementa la concentración de flue gas, aumenta la variación de la temperatura de saturación del vapor

con la disminución de la entalpía específica. A menor cantidad de flue gas, el comportamiento del sistema se aproxima al comportamiento de condensación del vapor como sustancia pura, donde la temperatura permanece constante a medida que se transfiere el calor latente hasta alcanzar el punto de burbuja (Figura 11).

Figura 11.

Diagrama T-h de cada sistema evaluado manteniendo una presión total del sistema de 600 psi

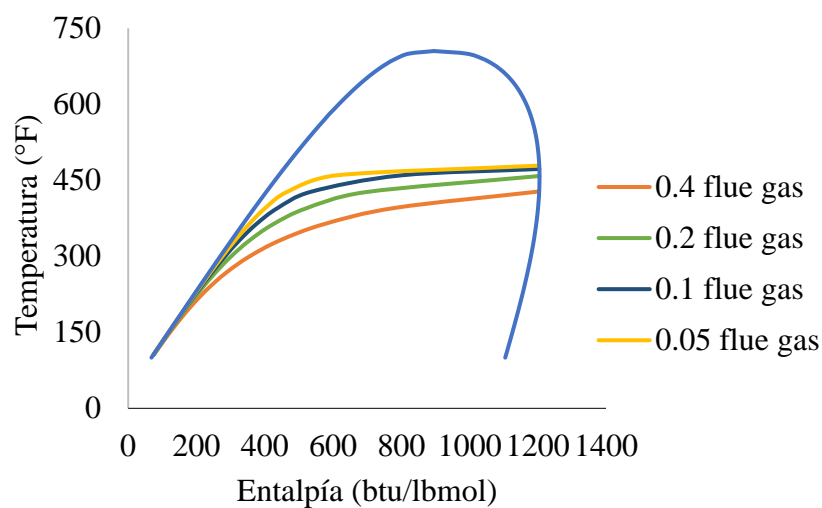
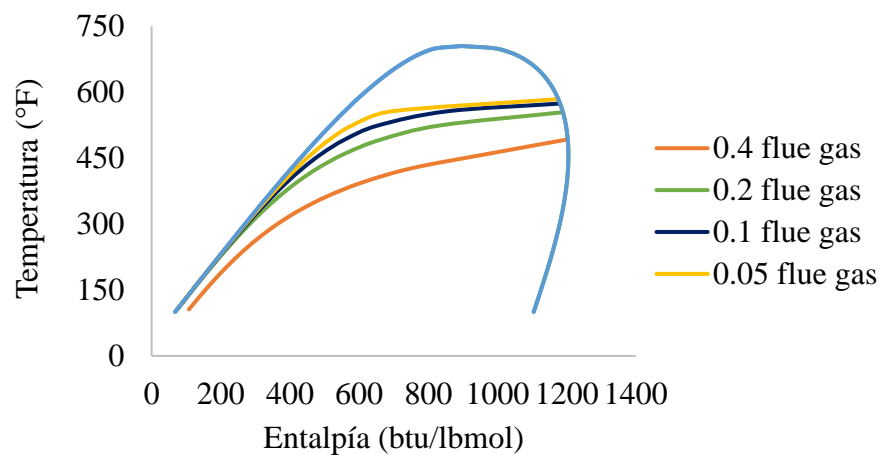


Figura 12.

Diagrama T-h de cada sistema evaluado manteniendo una presión total del sistema de 1500 psi.



La reducción en la temperatura de saturación en el proceso de condensación del vapor, como resultado de la presencia de flue gas, disminuye el potencial de transferencia de calor latente (Maradey Charris, 2002). Se ha observado experimentalmente que la saturación de aceite residual y la eficiencia de desplazamiento en crudos pesados dependen de la temperatura del fluido desplazante (Pang *et al.*, 2018a).

4.3. Efecto de la presencia de flue gas en el volumen específico promedio del vapor

Las Figura 13y 14, muestran el volumen específico promedio del vapor cuando se encuentra en mezcla con una concentración molar de flue gas de 0.4 y 0.05, respectivamente. Se evidencia que al incrementar la presión del sistema disminuye el volumen específico para una composición de flue gas constante A su vez, a mayor concentración de flue gas, el volumen específico aumenta para una temperatura y presión determinadas. El comportamiento del volumen específico influye en el tamaño de la zona calentada por el vapor en yacimiento.

Figura 13.

Volumen específico promedio del vapor en mezcla con 0.4 mol% de flue gas en función de la temperatura.

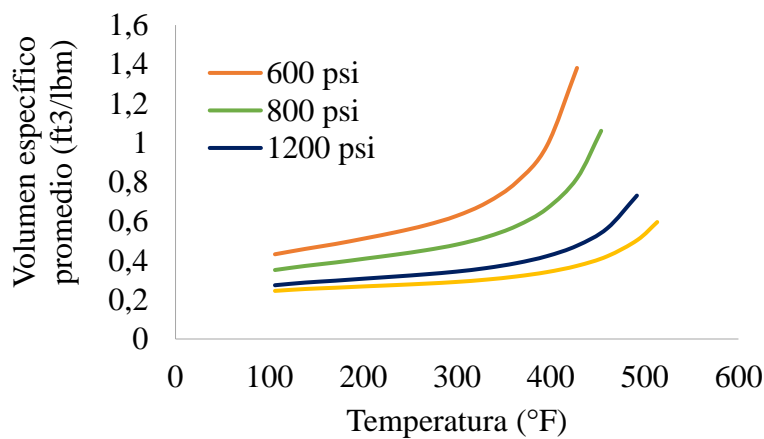
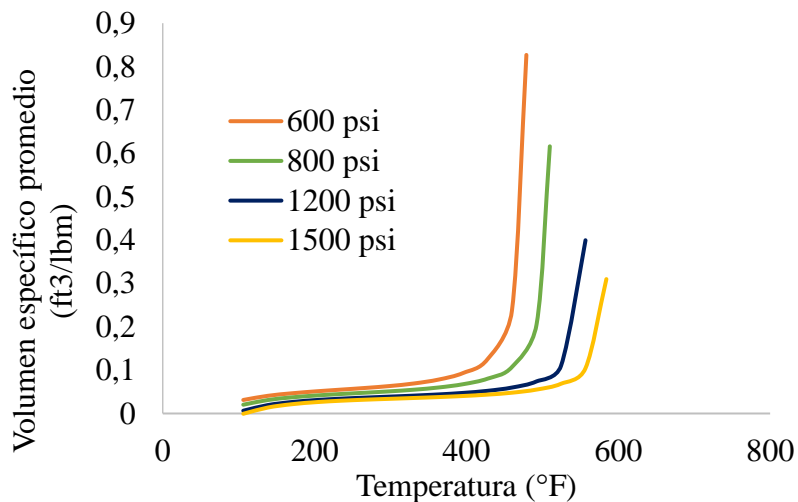


Figura 14.

Volumen específico promedio del vapor en mezcla con 0.05 mol% de flue gas en función de la temperatura.



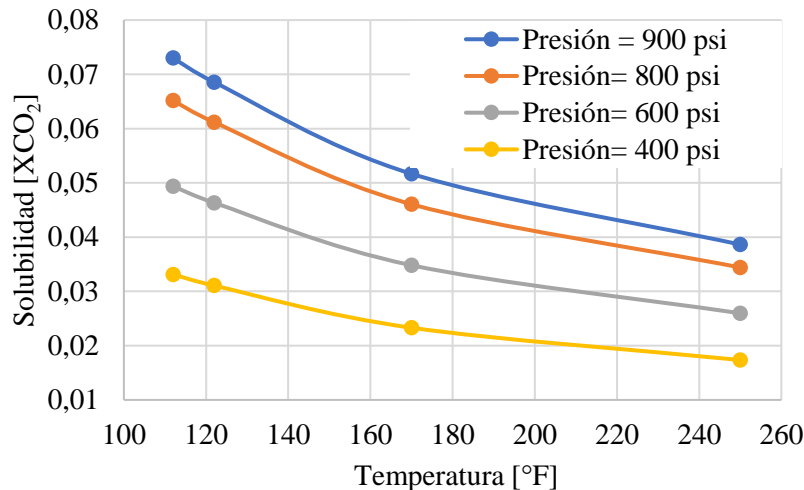
4.4. Efecto de la solubilidad del CO₂ en la viscosidad del crudo

Dadas las condiciones de alta temperatura y baja presión del proceso en estudio, el efecto de la solubilidad del CO₂ en el crudo no representa una contribución importante en la reducción de viscosidad.

La Figura 15, presenta los valores de solubilidad del CO₂ en el crudo del campo de estudio en función de la temperatura para diferentes presiones de saturación. Se evidencia que a medida que aumenta la temperatura, la fracción molar de CO₂ que se solubiliza en el crudo es menor, mientras que los aumentos de presión producen un incremento en la solubilidad a una temperatura dada. Estos valores de solubilidad se encuentran dentro de los rangos normales a las condiciones de estudio, de acuerdo a datos PVT publicados en literatura (Li, Li and Sun, 2016) (Pang *et al.*, 2018b).

Figura 15.

Solubilidad del CO₂ en el crudo del campo estudio en función de la temperatura para diferentes presiones de saturación.

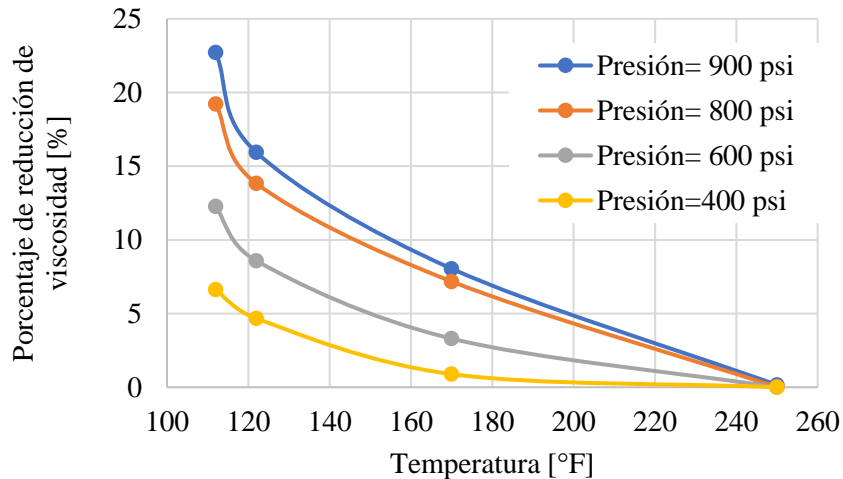


Nota: Calculada a partir de la correlación de Rostami et al., (2017).

En la Figura 16 se observan los datos de porcentaje de reducción de viscosidad del crudo pesado del campo de estudio saturado con CO₂, obtenidos por medio del trabajo experimental de Pang et al., (2018), interpolando linealmente para las condiciones de presión y temperatura del presente estudio. Se observa que para temperaturas mayores a 250 °F la reducción de viscosidad como resultado de la solubilidad del CO₂ en el crudo es despreciable para todas las presiones de saturación evaluadas.

Figura 16.

Porcentaje de reducción de viscosidad en función de la temperatura para diferentes presiones.



Nota: Determinados a partir de los datos experimentales reportados por Pang, Z. et al. (2018).

En las Figura 17-20, se compara la viscosidad del crudo muerto y el cálculo de viscosidad del crudo saturado calculada mediante analogía junto con el ajuste obtenido en el modelo de fluidos construido en WinProp. Debido a que no se contó con pruebas PVT que proporcionaran datos de densidad del fluido saturado, factores de hinchamiento y otras propiedades físicas, se presentó gran dificultad en el ajuste de la viscosidad para todas las presiones de saturación. Por lo tanto, se decidió dar mayor relevancia a la representación de la viscosidad del crudo con CO₂ disuelto a las condiciones más probables a las que este mecanismo de transferencia de masa se podría dar en yacimiento, las cuales corresponden a 600 psi y temperaturas superiores a 112 °F (Figura 19), como se determinó en el modelo de simulación que se discutirá en la siguiente sección.

Figura 17.

Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO₂ en función de la temperatura para una presión de 900 psi.

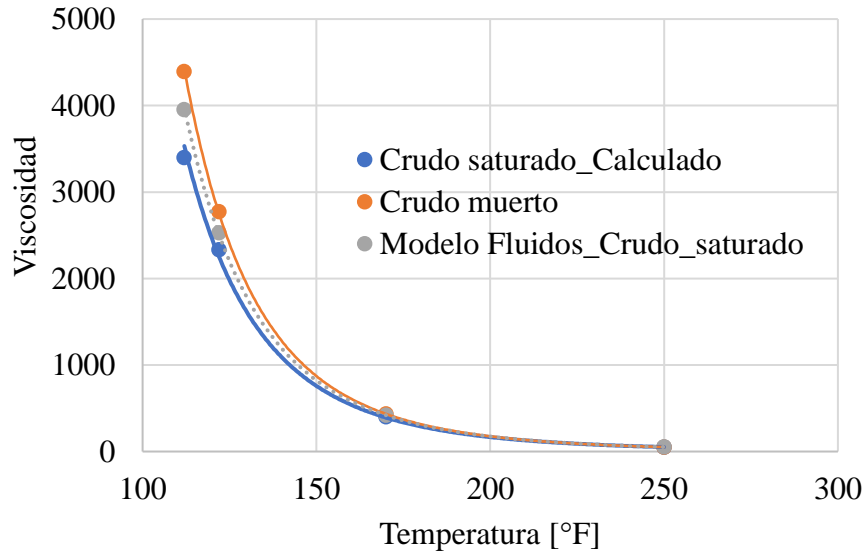


Figura 18.

Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO₂ en función de la temperatura para una presión de 800 psi.

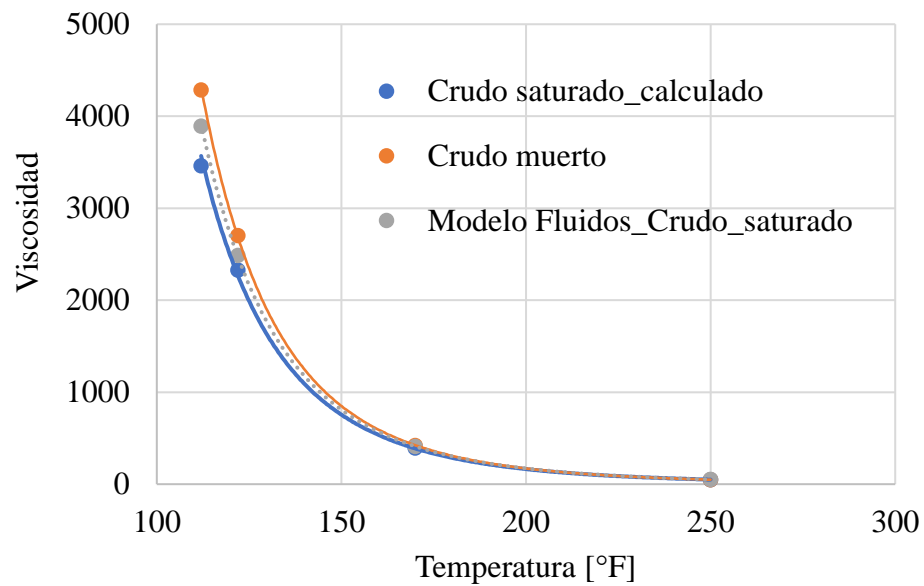


Figura 19.

Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO₂ en función de la temperatura para una presión de 600 psi.

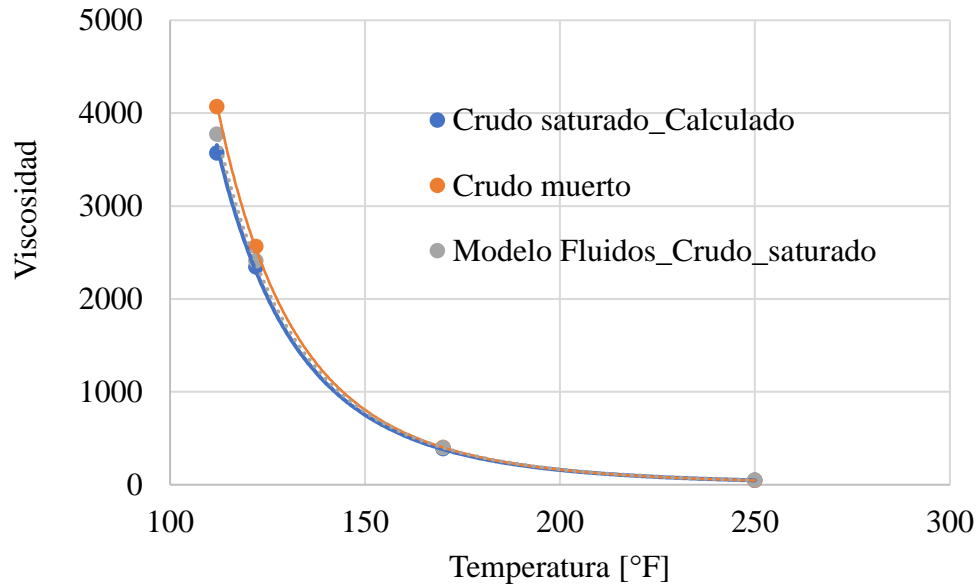
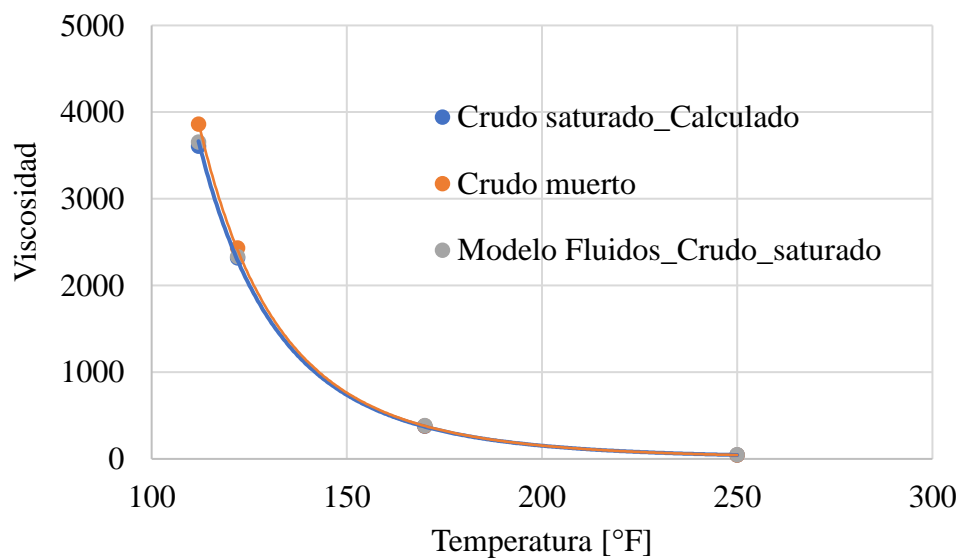


Figura 20.

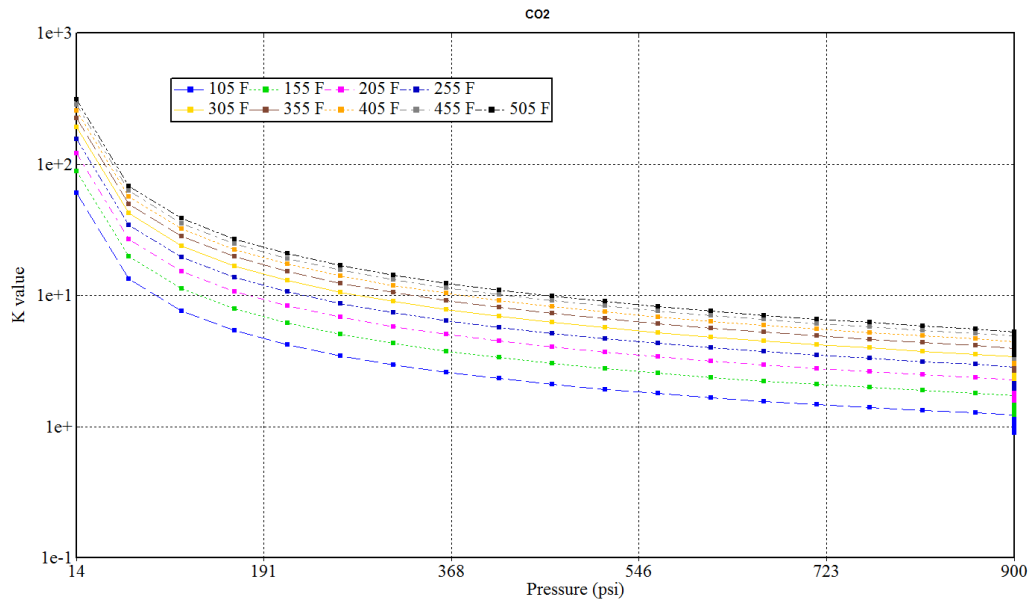
Ajuste de la viscosidad del crudo saturado con CO₂ en función de la temperatura para una presión de 400 psi.



En la **Figura 21** se observa los *Kvalues* para la mezcla del crudo de campo de estudio con CO₂ en función de la presión para diferentes temperaturas.

Figura 21.

Kvalues obtenidos para una mezcla de crudo pesado del campo de estudio con CO₂ en función de la presión de saturación para diferentes temperaturas.



La ecuación 14 permite describir el sentido físico de los *Kvalues*.

$$K_{values} = \frac{y_{CO_2}}{X_{CO_2}} \quad (14)$$

Donde, y_{CO_2} es la fracción molar de CO₂ en equilibrio en la fase vapor y X_{CO_2} es la fracción molar de CO₂ en equilibrio en la fase líquida. A medida que el valor de K es menor, mayor cantidad de CO₂ está disuelto en crudo. Por otro lado, cuando mayor es este parámetro, menor cantidad de CO₂ está disuelto en un estado termodinámico determinado (Hossein Nourozieh, Kariznovi and Abedi, 2016) (Ahmed, 2016).

4.5. Efecto de la solubilidad del CO₂ contenido en el flue gas sobre la recuperación de crudo pesado.

En la Figura 22, se muestra el factor de recobro para modelos de inyección continua de solo flue gas con y sin solubilidad (posterior al proceso de inyección cíclica), y el porcentaje de recuperación alcanzado en el esquema de co-inyección vapor-flue gas. Se evidencia que en la inyección de solo flue gas el factor de recobro no supera el 18% mientras que su co-inyección con vapor permite obtener un factor de recobro de alrededor de 54%. Otro aspecto muy importante es que el mecanismo de solubilidad del CO₂ en el crudo no tiene un aporte significativo en la recuperación del hidrocarburo a las condiciones particulares de este estudio. En este escenario, a pesar de la baja temperatura promedio de la formación (<130 °F), la presión es inferior a 500 psi (Figura 23), por lo que el CO₂ presenta una presión parcial (presión de saturación del CO₂ en el flue gas) muy baja, por tanto, las reducciones de viscosidad de menos de 10% no aportan en el recobro. Cuando se desarrolle un proceso de inyección vapor-flue gas, la temperatura del yacimiento aumentará rápidamente lo que resultará en una solubilidad despreciable del CO₂ en el crudo.

Figura 22.

Comparativo del factor de recobro entre modelos de inyección de solo flue gas, con y sin solubilidad y el recobro obtenido en la co-inyección vapor-flue gas

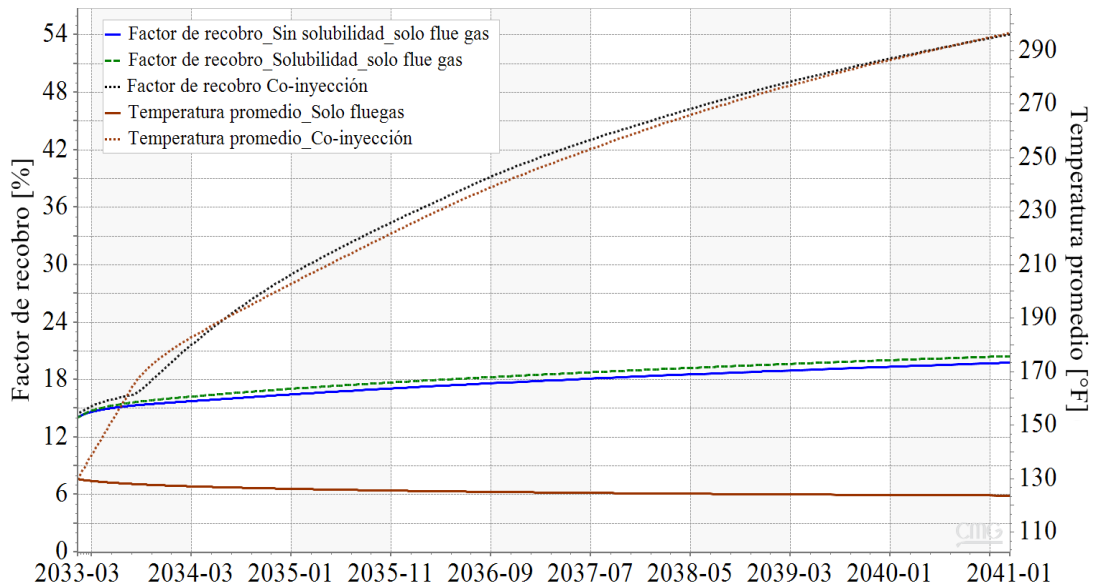
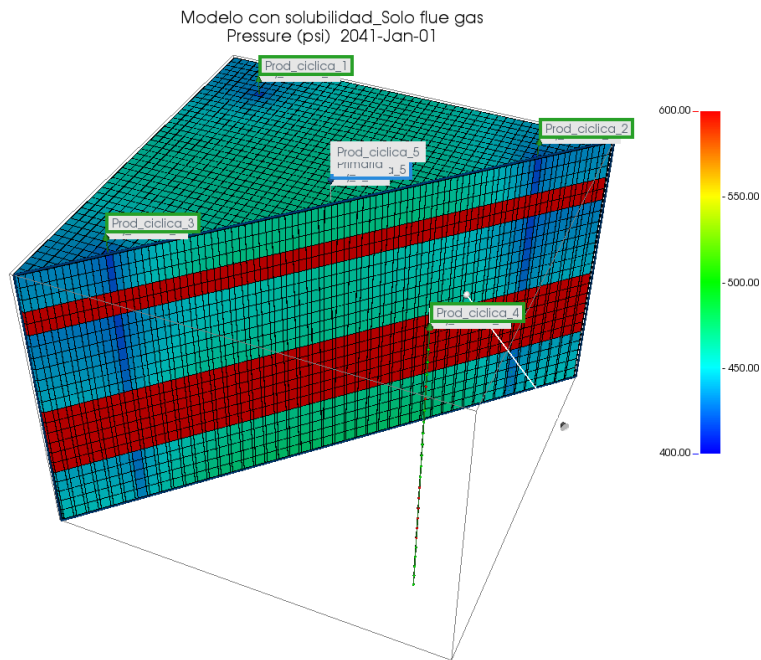


Figura 23.

Presión del modelo de inyección de solo flue gas con solubilidad



En la Figura 24, se representa la concentración molar de CO_2 contenida en el crudo, evidenciándose que este mecanismo de intercambio de masa se reprodujo adecuadamente en la simulación. Al comparar las viscosidades obtenidas en los modelos de inyección de solo flue gas, con y sin solubilidad (Figura 25), se observa el cambio en este parámetro por efecto de la solubilidad del CO_2 , sin embargo, estos cambios no logran aumentar la producción de crudo, dado que los valores de viscosidad siguen siendo muy altos, para que un mecanismo de empuje por gases pueda actuar.

Figura 24.

Fracción molar de CO_2 en el crudo, para el modelo de inyección de solo flue gas.

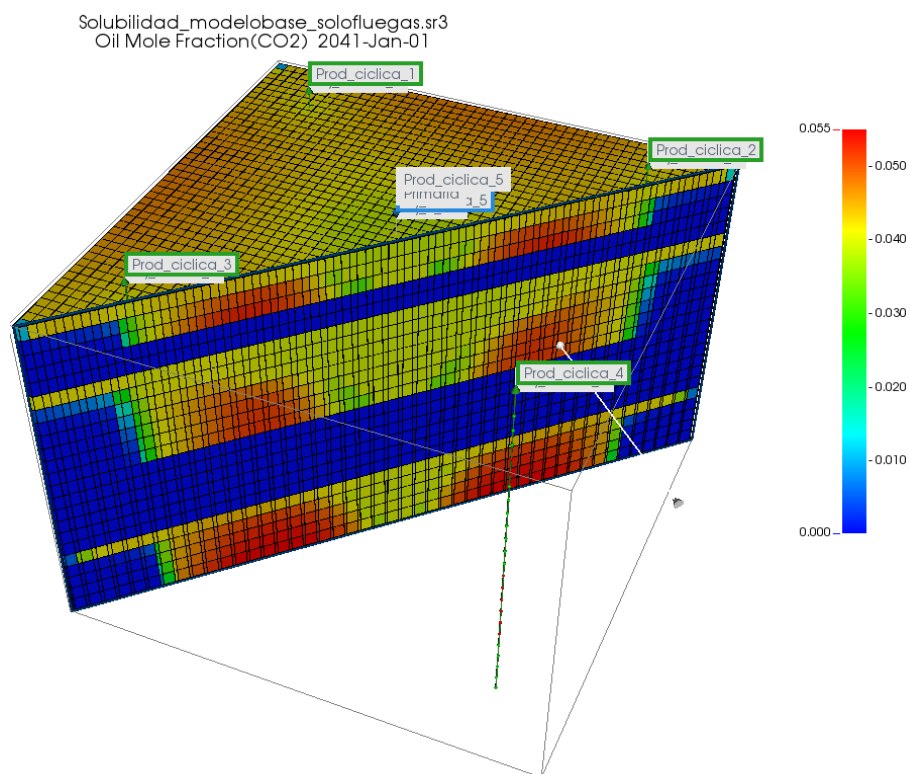
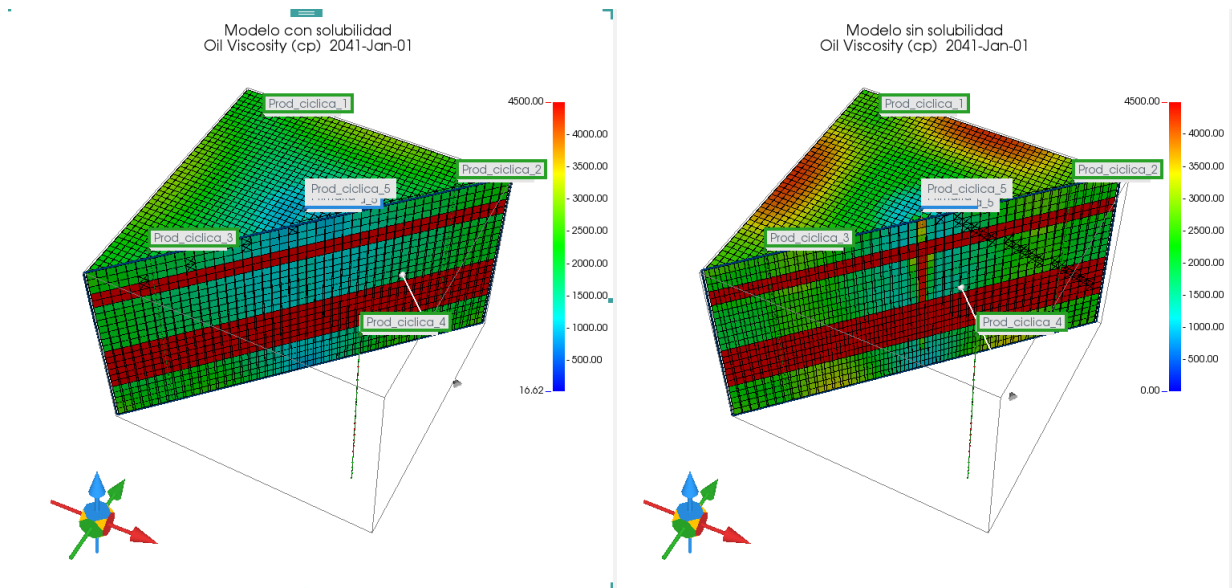


Figura 25.

Comparativo entre la viscosidad del crudo en un modelo de inyección de flue gas, con y sin solubilidad del CO₂.



4.6. Inyección cíclica de vapor previa a la continua

En primer lugar, se analizó los perfiles de temperatura en cada una de las arenas luego de realizar el proceso de inyección cíclica de vapor. Para esto, se traza una línea entre el pozo central y uno de los pozos laterales en cada una de las capas (*layers*) de las formaciones productoras (Figura 26). Cerca del pozo central la temperatura se eleva hasta alrededor de 300 °F en la arena 1, mientras que en la arena 2 la temperatura disminuye desde el tope hasta la base. También se observa una menor temperatura en la arena 3 respecto a las demás formaciones productoras. En el pozo lateral la temperatura es inferior que en el pozo central debido a que en estos se realizan menos ciclos. Entre el pozo central y lateral también se

evidencia una zona inalterada a temperatura de yacimiento, donde el crudo se encuentra a alta viscosidad. La técnica de inyección cíclica tiene un efecto local en la producción de hidrocarburos, como se observa en el gráfico de saturación de crudo de la Figura 30 , por lo que es necesaria la conversión a inyección continua.

Figura 26.

Trayectorias definidas para el análisis del perfil de temperatura obtenido en el proceso de inyección cíclica de vapor.

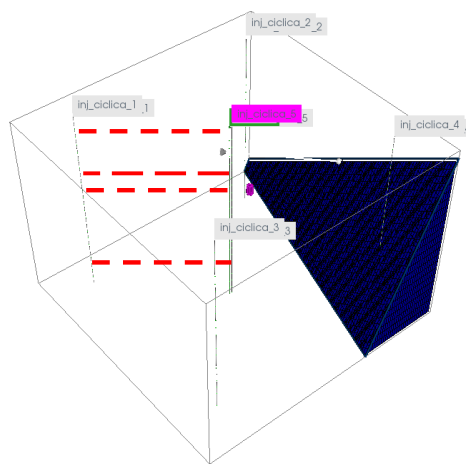


Figura 27.

Perfil de temperatura desde el pozo central hacia los laterales de las capas de la arena 1, en el tiempo final del proceso de inyección cíclica de vapor previo a la continua

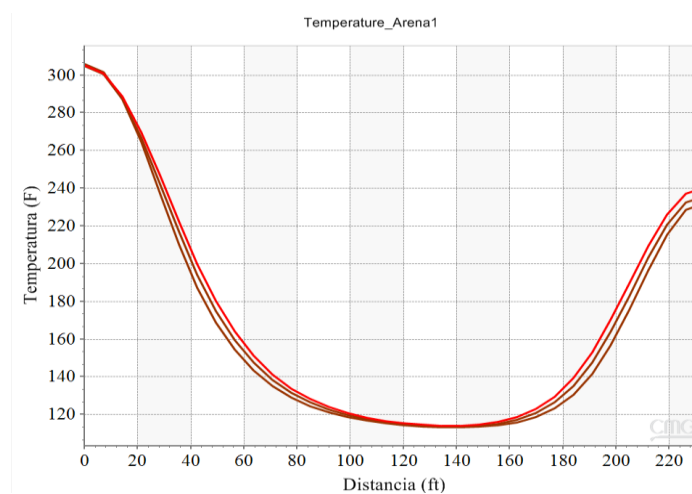


Figura 28.

Perfil de temperatura desde el pozo central hacia los laterales de las capas de la arena 2, en el tiempo final del proceso de inyección cíclica de vapor previo a la continua

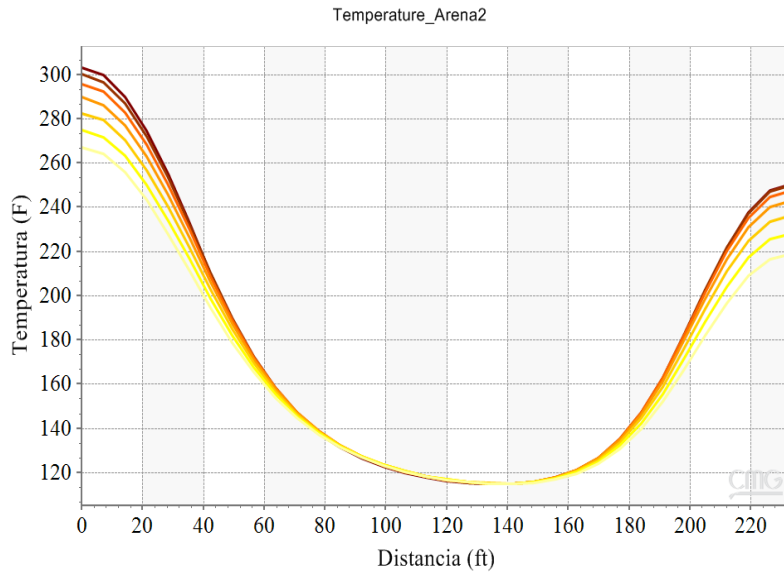


Figura 29.

Perfil de temperatura desde el pozo central hacia los laterales de las capas de la arena 3, en el tiempo final del proceso de inyección cíclica de vapor previo a la continua

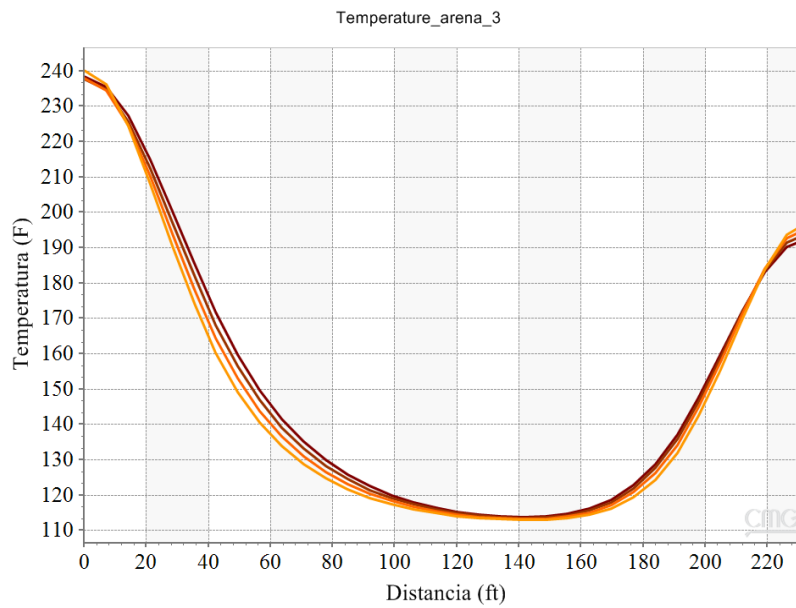
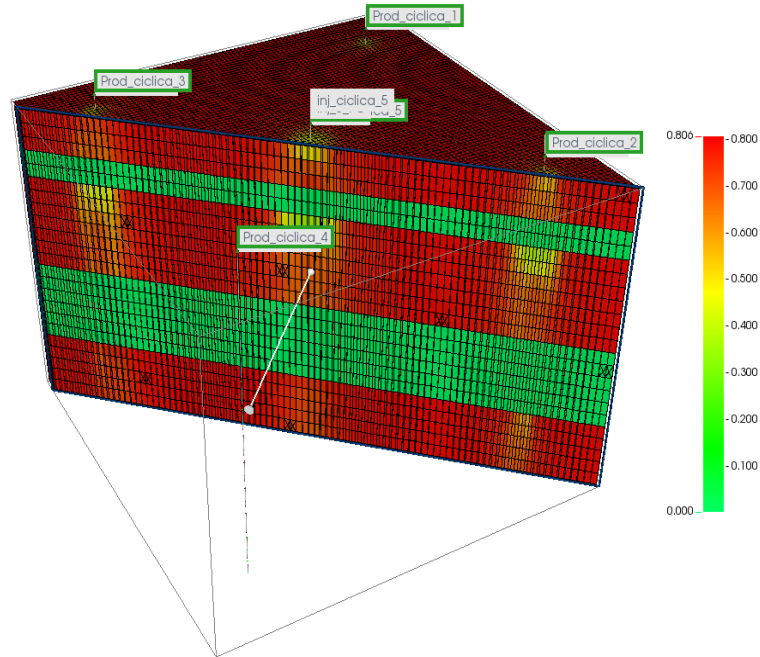


Figura 30.

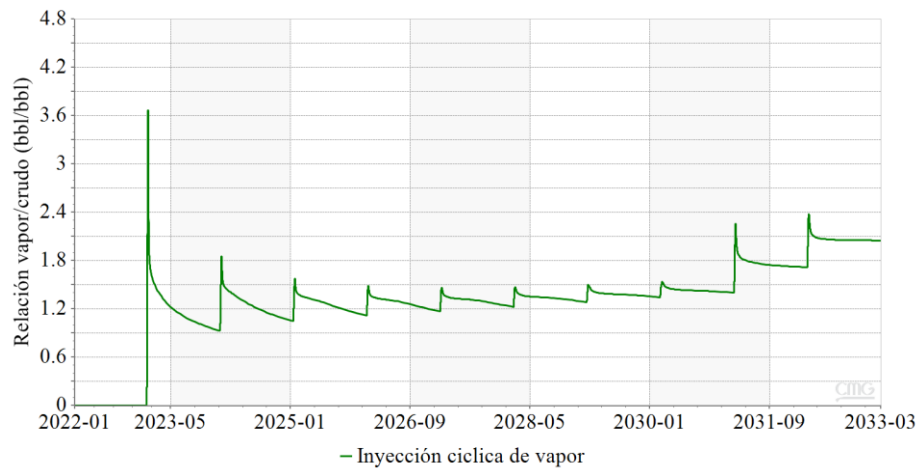
Saturación de aceite al final del proceso de inyección cíclica de vapor



Respecto a los resultados generales del proceso de inyección cíclica, en la Figura 31, se muestra la relación vapor/crudo en función del tiempo. Se observa la reducción de la eficiencia del proceso, dado que se recupera menos crudo con cada ciclo del proceso. Finalmente el cSOR se encuentra en un valor cercano al límite técnico-económico de acuerdo con las experiencias de campo (cSOR=3) (Butler, 1991) (Dong *et al.*, 2019).

Figura 31.

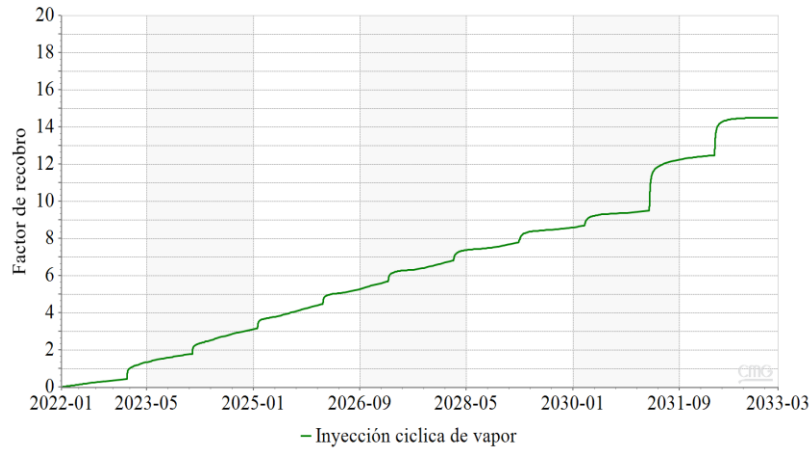
Relación vapor/crudo del proceso de inyección cíclica de vapor, previo a la continua.



El factor de recobro final se encuentra en 14.5%, siendo este un valor que se encuentra dentro del rango típico reportado en aplicaciones de campo (Butler, 1991) (Alvarez and Han, 2013) (Dong *et al.*, 2019). (**Figura 32**). Por lo que el proceso de inyección cíclica planteado permite generar condiciones similares a las observadas en campo para dar paso a la inyección continua de vapor.

Figura 32.

Factor de recobro del proceso de inyección cíclica de vapor, previo a la continua.

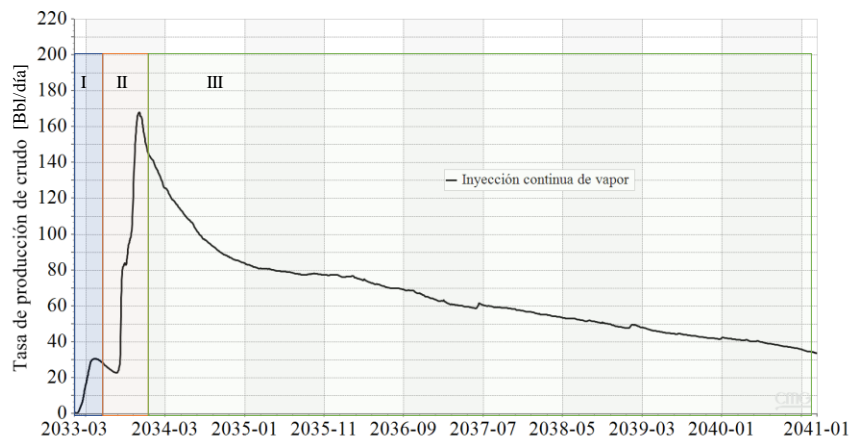


4.7. Inyección continua de vapor base

En la **Figura 33**, se muestra el comportamiento de la tasa de producción de crudo para el proceso de inyección continua de vapor. Se señalan tres zonas donde ocurren cambios en la tendencia de producción, que se analizaron a detalle cómo se expone a continuación.

Figura 33.

Comportamiento de la tasa de producción de crudo para el proceso de inyección continua de vapor



Zona 1

En la Figura 34 se observan perfiles de temperatura y presión para periodos de tiempo comprendidos en la zona I. Al iniciar el proceso (01 marzo), la presión se encuentra en 400 psi y a la temperatura final de proceso de inyección cíclica, un mes después (1 abril), hay aumentos de presión hasta 500 psi mientras que se observa un avance en el frente de alta temperatura hacia una distancia del pozo central de 20 ft. En los siguientes meses, la presión disminuye a un valor cercano al inicial, mientras que el frente de alta temperatura sigue avanzando. Por tanto, el pico de producción en la zona 1 obedece al aumento de presión inicial lo que crea un empuje del crudo de baja viscosidad remanente de la inyección cíclica de vapor. La **Figura 35**, permite observar el avance de la zona de alta temperatura en cada una de las arenas.

Figura 34.

Perfiles de temperatura y presión en la zona I del comportamiento de producción del proceso de inyección continua de vapor.

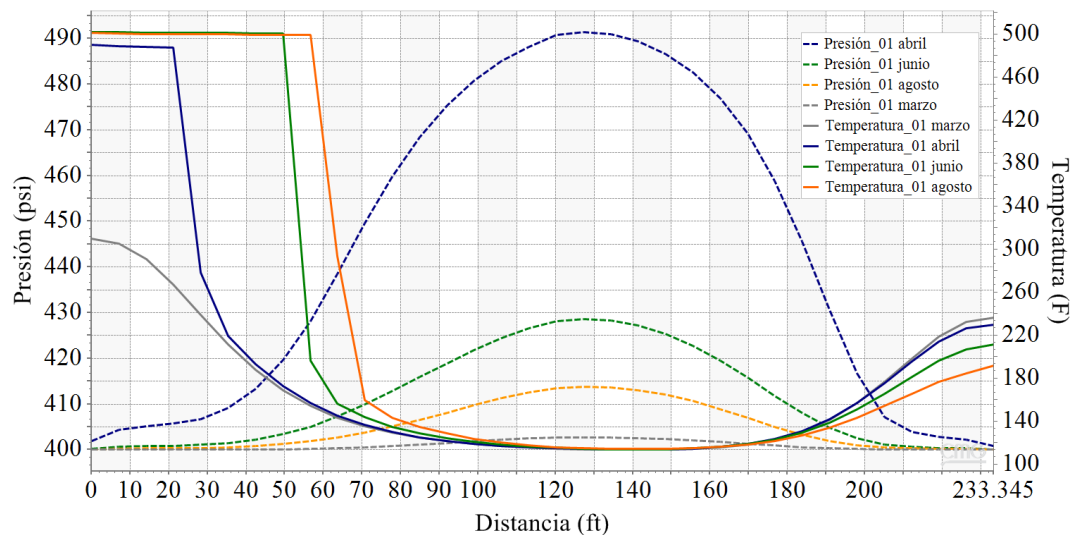
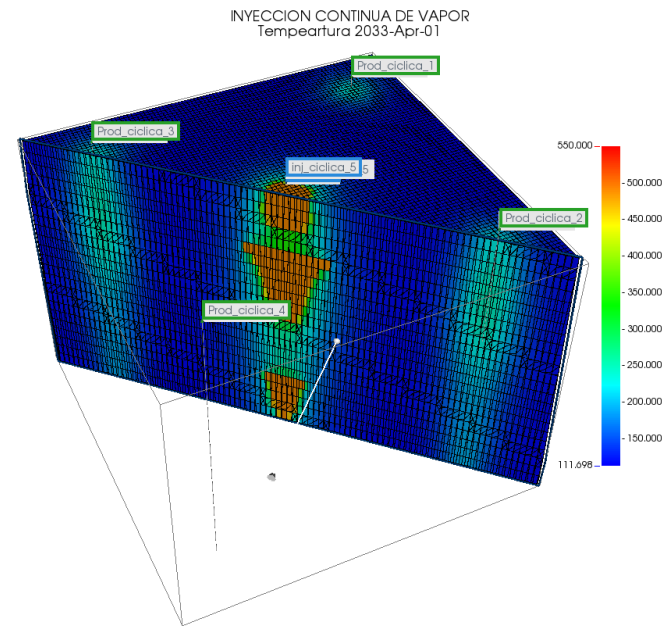


Figura 35.

Distribución de temperatura en zona I del comportamiento de producción del proceso de inyección continua de vapor.

**Zona 2**

En la zona II se presenta el mayor pico de producción. A partir de la Figura 36, se evidencia que el frente de alta temperatura irrumpe en la arena 2 antes que, en las demás formaciones productoras. Además, en la Figura 37 se observa un aumento de temperatura hacia el tope de esta arena, evidenciando el fenómeno de *overriding* del vapor. La distribución de la fracción molar de agua en la fase gaseosa confirma el momento de ruptura y el avance del vapor en cada una de las arenas (Figura 38).

Figura 36.

Perfiles de temperatura y presión en la zona I del comportamiento de producción del proceso de inyección continua de vapor.

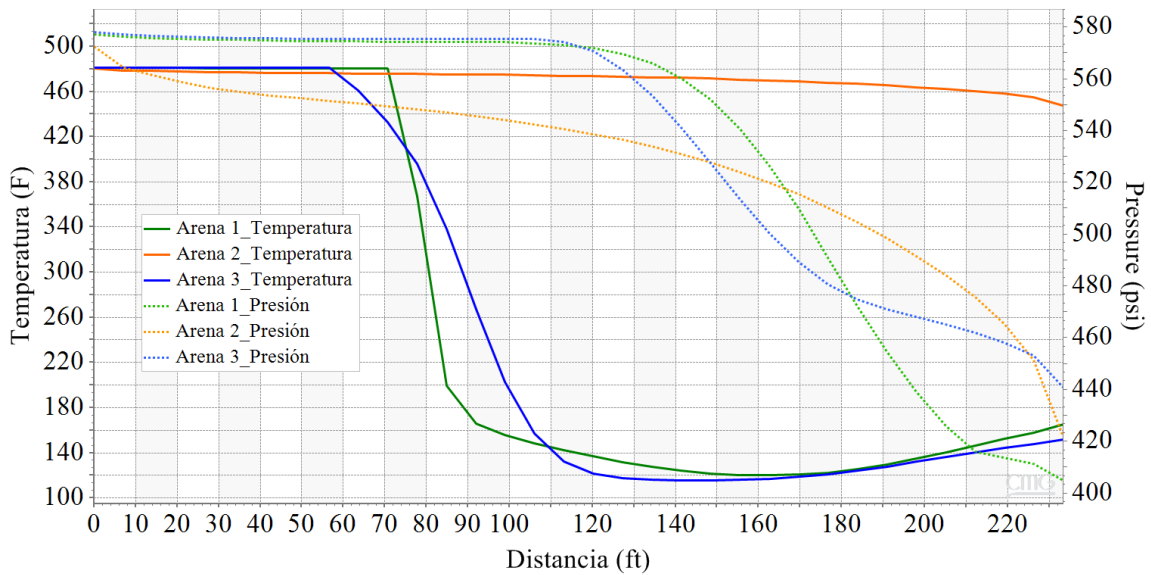


Figura 37.

Distribución de temperatura en cada una de las arenas para el tiempo de ruptura.

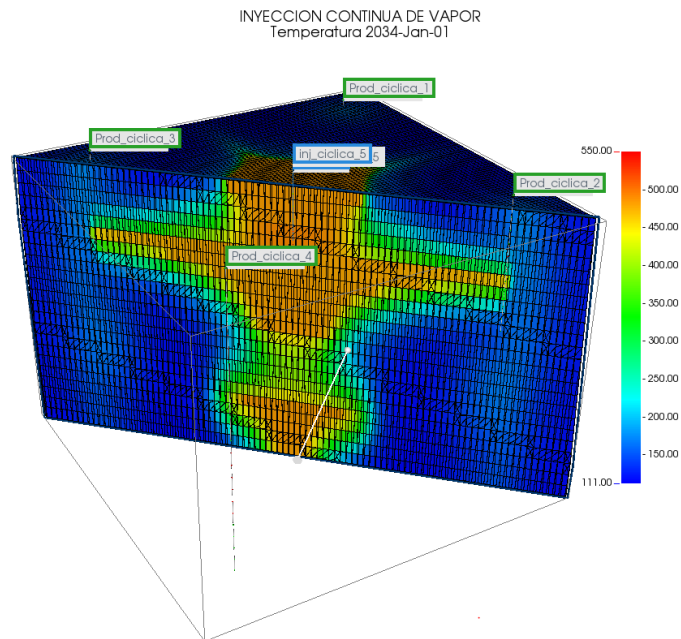
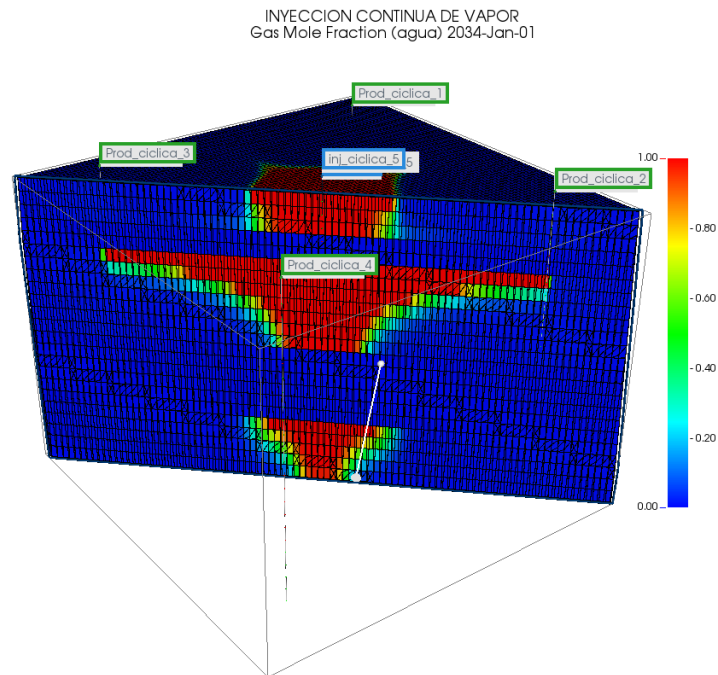


Figura 38.

Distribución la fracción molar de agua en la fase gaseosa en cada una de las arenas para el tiempo de ruptura.

**Zona 3**

La zona III se caracteriza por una reducción paulatina de la producción de crudo. Al final del proceso de inyección continua se graficó la distribución de la fracción molar de agua en la fase gaseosa; En la Figura 39 se muestra que la arena 3 fue pobremente contactada por el vapor, lo que resulta en una alta saturación de aceite (

Figura 40) y un bajo factor de recobro respecto a las arenas 1 y 2 (Figura 41). Lo que permite inferir que, en arenas múltiples con intercalaciones de lutitas, no se presenta una distribución uniforme del vapor en cada una de las arenas, siendo esto dependiente de la configuración arena-lutita, que determina la distribución de energía en yacimiento y los canales de flujo preferencial.

Figura 39.

Distribución la fracción molar de agua en la fase gaseosa en cada una de las arenas en la zona 3

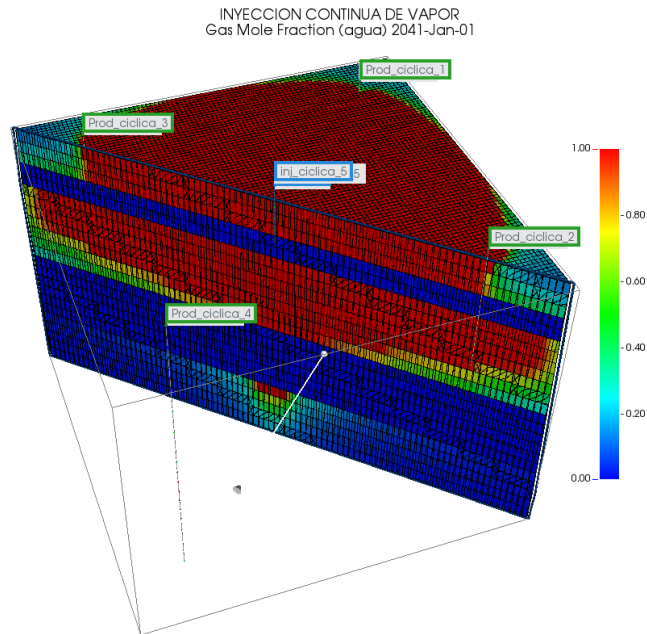


Figura 40.

Distribución la saturación de crudo en cada una de las arenas en la zona 3.

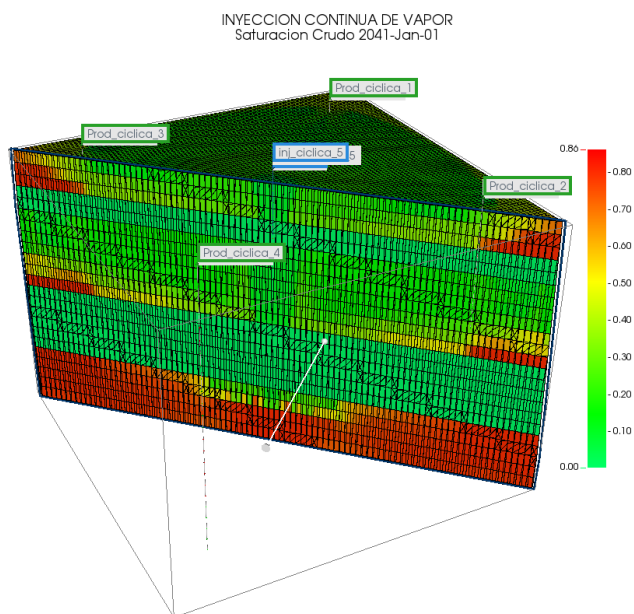
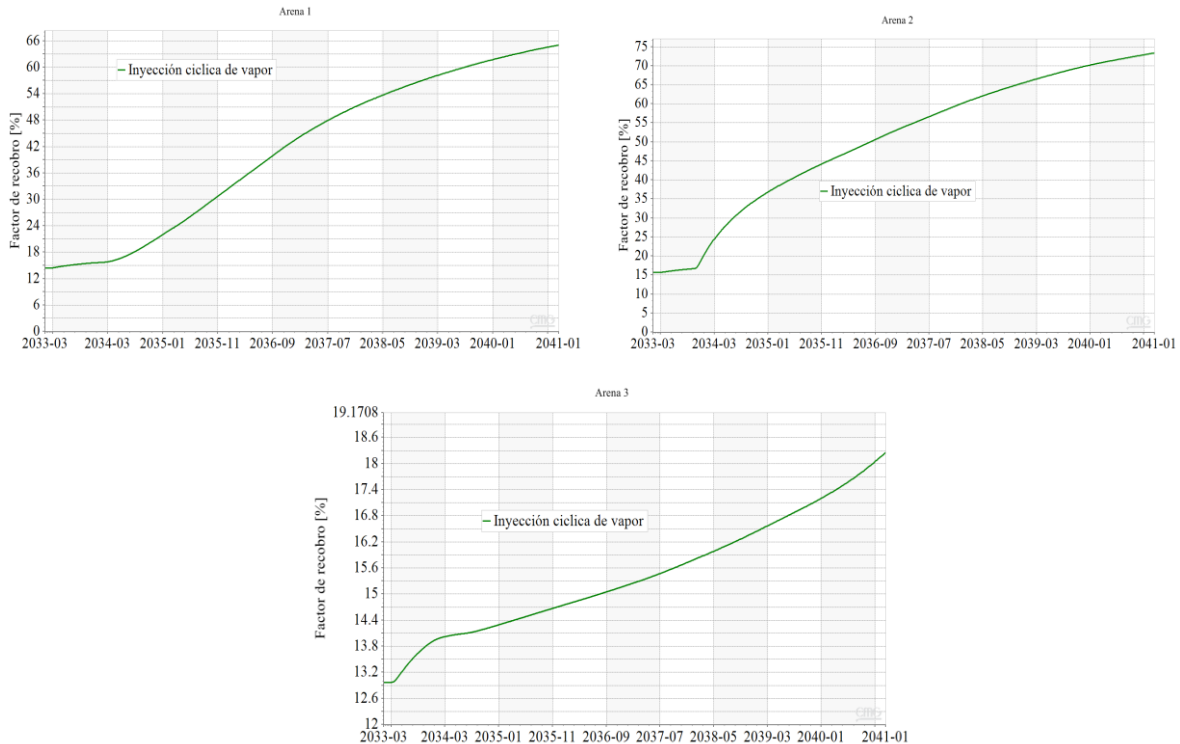


Figura 41.

Factor de recobro en cada arena luego del proceso de inyección continua de vapor en el campo de estudio.



El factor de recobro alcanzado al final del proceso de inyección continua de vapor corresponde a 54%, mientras que el cSOR alcanza un valor de 8.5 (

Figura 43), el cual esta por encima del cSOR establecido para los campos del Magdalena Medio con un valor de 5. Esta última relación vapor/aceite se alcanza alrededor de 2 años después de iniciar la inyección continua de vapor. Estos resultados son consistentes con otros estudios (Trigos *et al.*, 2010).

Figura 42.

Factor de recobro final luego del proceso de inyección continua de vapor en el campo de estudio.

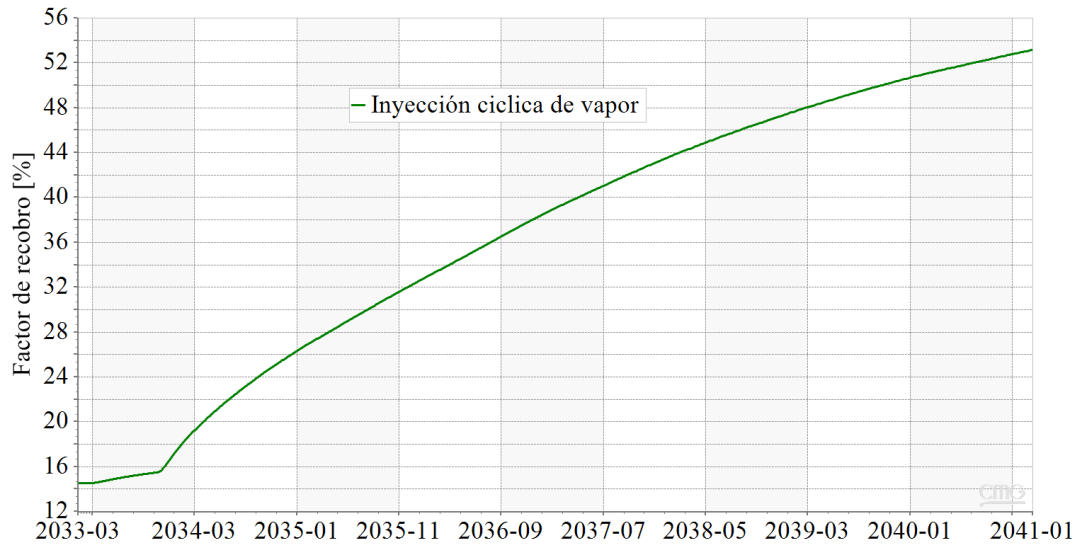
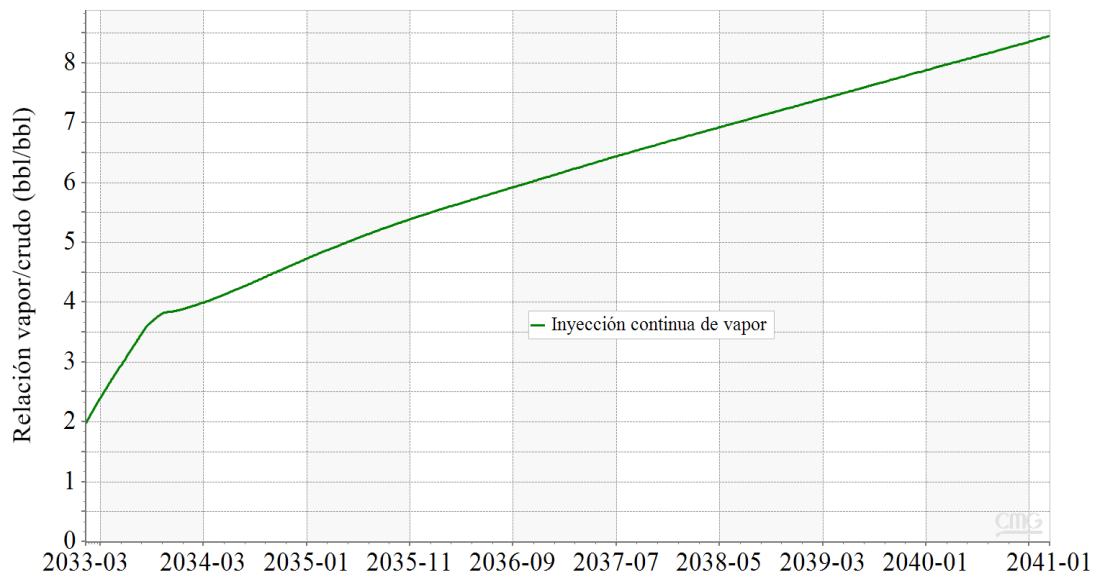


Figura 43.

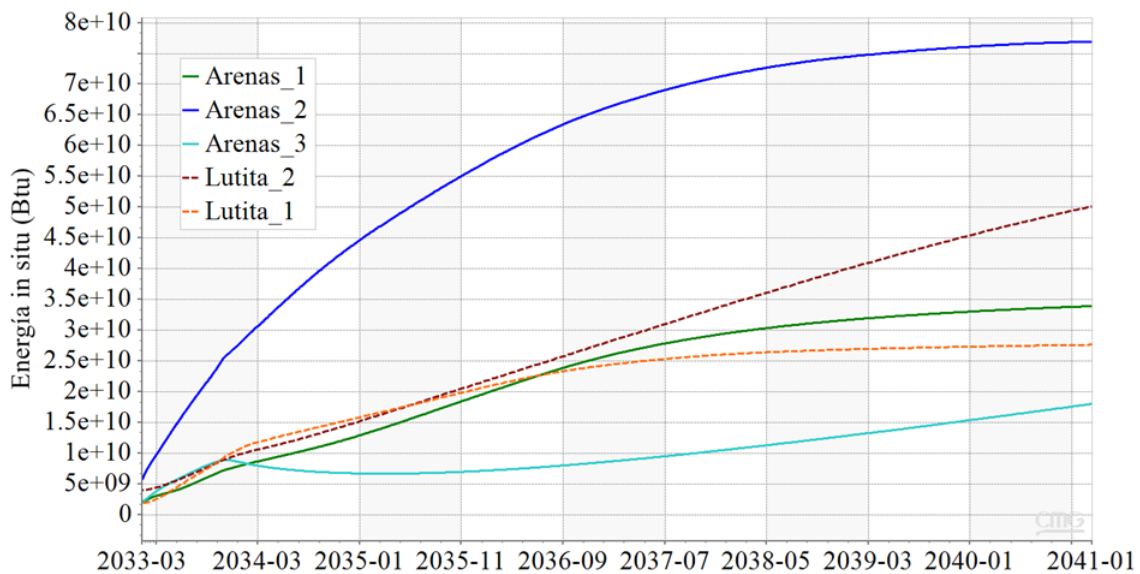
Relación vapor/crudo del proceso de inyección continua de vapor en el campo de estudio.



En la Figura 44, se observa la energía in situ en cada uno de los estratos en función del tiempo de aplicación de la inyección continua. La eficiencia energética del proceso se calcula en 63% en el tiempo final, esto quiere decir que de toda la energía inyectada a la formación solo este porcentaje se concentra en las arenas saturadas de crudo. Las intercalaciones de lutitas, saturadas con agua adsorben una parte importante de la energía, lo que incrementa el cSOR.

Figura 44.

Energía in situ en cada uno de los estratos del campo de estudio en función del tiempo de aplicación del recobro térmico



4.8. Co-inyección vapor-flue gas

En la Figura 45 se muestra el comportamiento de la tasa de producción para las diferentes concentraciones molares de flue gas y el caso base de inyección de solo vapor. Se evidencia un pico de producción inicial que aumenta con la concentración de flue gas. Este

se atribuye a un efecto de empuje inicial del crudo de baja viscosidad remanente del proceso de inyección cíclica que no alcanzó a ser producido por el bajo diferencial de presión al final de este proceso. Posteriormente, se identifica el tiempo de ruptura que corresponde a la etapa de mayor producción de crudo. Se evidencia una irrupción más temprana para los casos con concentración molar de 0.4 y 0.2 respecto al caso base. Mientras que este tiempo se retrasa para el escenario de 0.05 flue gas (Figura 46).

Figura 45.

Tasa de producción para el proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.

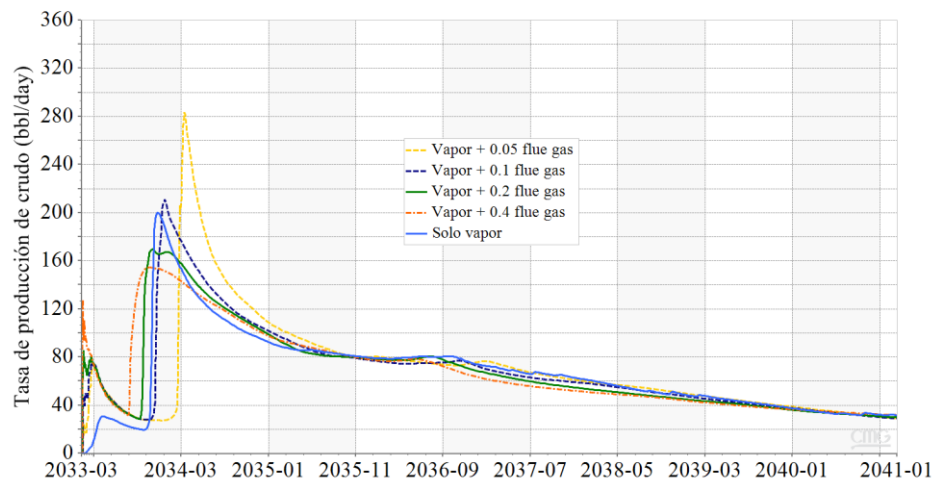
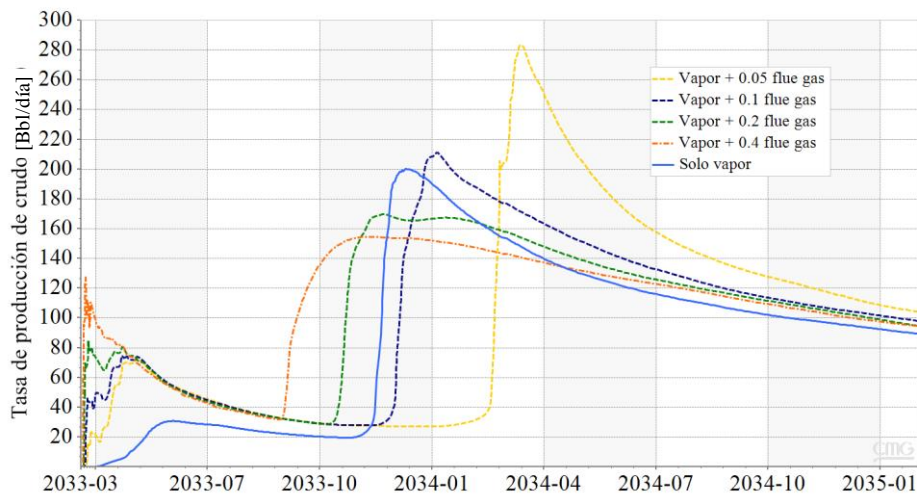


Figura 46.

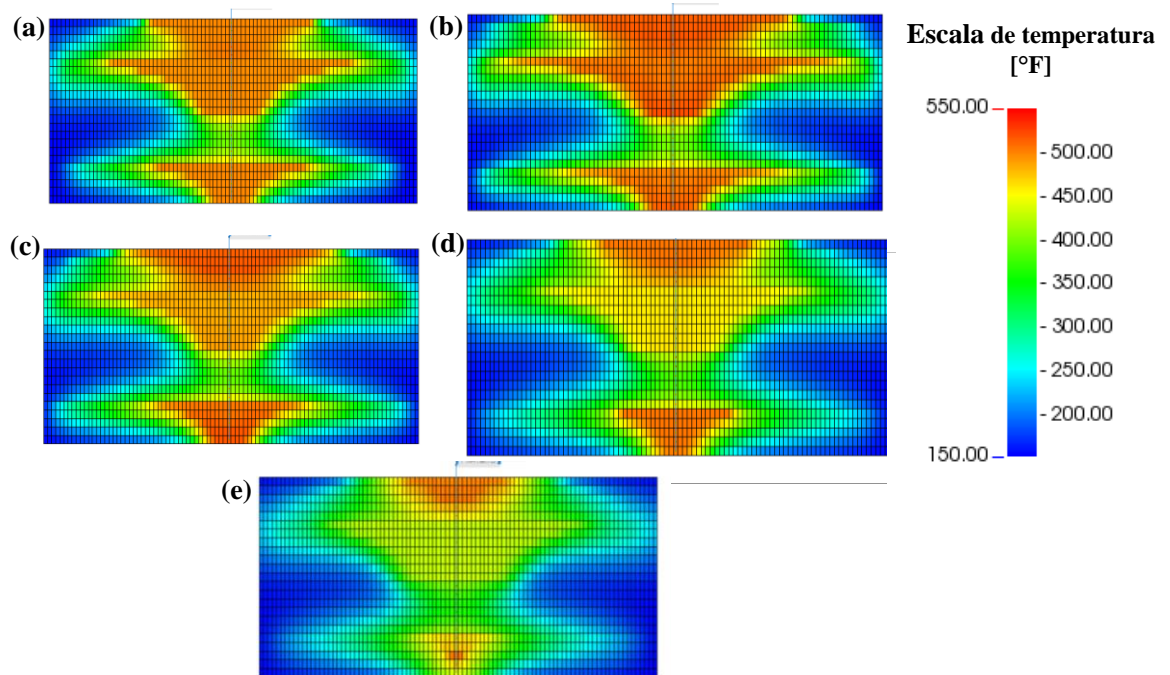
Comportamiento de la etapa inicial de producción del proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.



La Figura 47, muestra los cambios de temperatura en las arenas al adicionar flue gas al vapor. A medida que incrementa la concentración molar de flue gas disminuye la temperatura promedio en yacimiento y tiende a ser más uniforme. Estos resultados son consistentes con el análisis termodinámico realizado. Otro aspecto importante es el cambio de aumento de volumen específico del vapor a medida que incrementa la concentración del flue gas (Ver Figura 13 y Figura 14), por lo que se puede inferir que el adelanto en el tiempo de irrupción en los casos de co-inyección vapor-flue gas a concentraciones de 0.4 y 0.2, obedecen a este fenómeno.

Figura 47.

Vista trasversal de la distribución de temperatura en cada arena para el tiempo de ruptura del caso de solo vapor (01 dic 2033),



Nota: (a) solo vapor, (b) vapor + 0.05 flue gas, (c) 0.1 flue gas, (d) 0.2 flue gas, (e) 0.4 flue gas.

Al observar el factor de recobro por arenas (Figura 48), se evidencia que el flue gas, permite aumentar el factor de recobro en la arena 3, respecto a la inyección de solo vapor, mientras que el comportamiento de las arenas 1 y 2 permanece prácticamente inalterado.

Figura 48.

Factor de recobro en cada una de las arenas para el proceso de inyección continua de vapor y la co-inyección vapor-flue gas

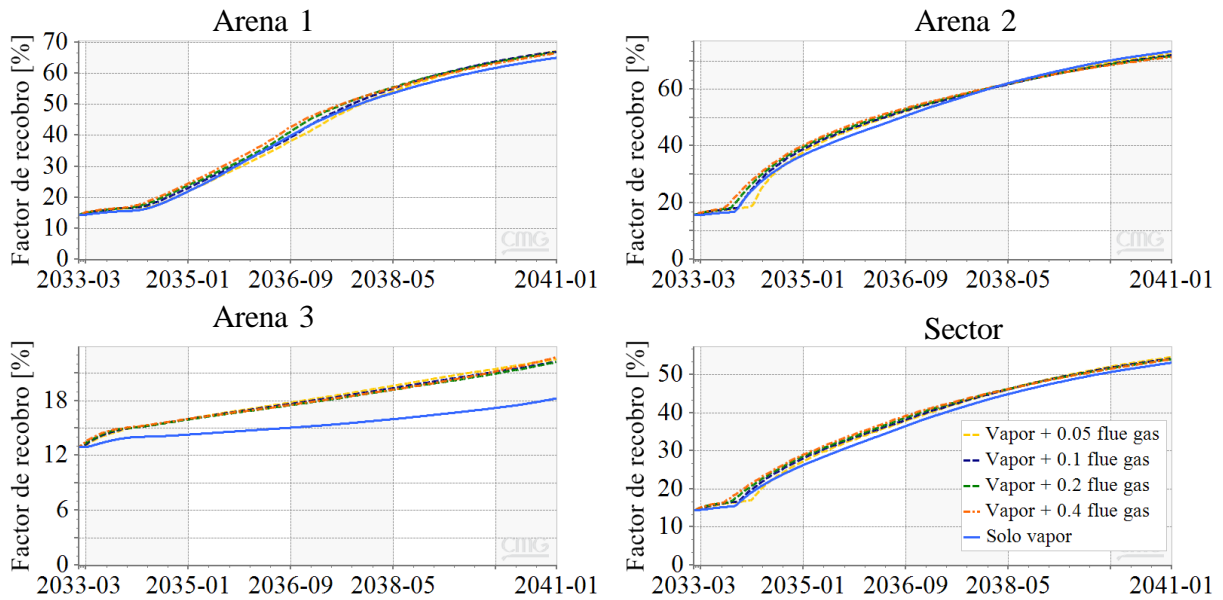
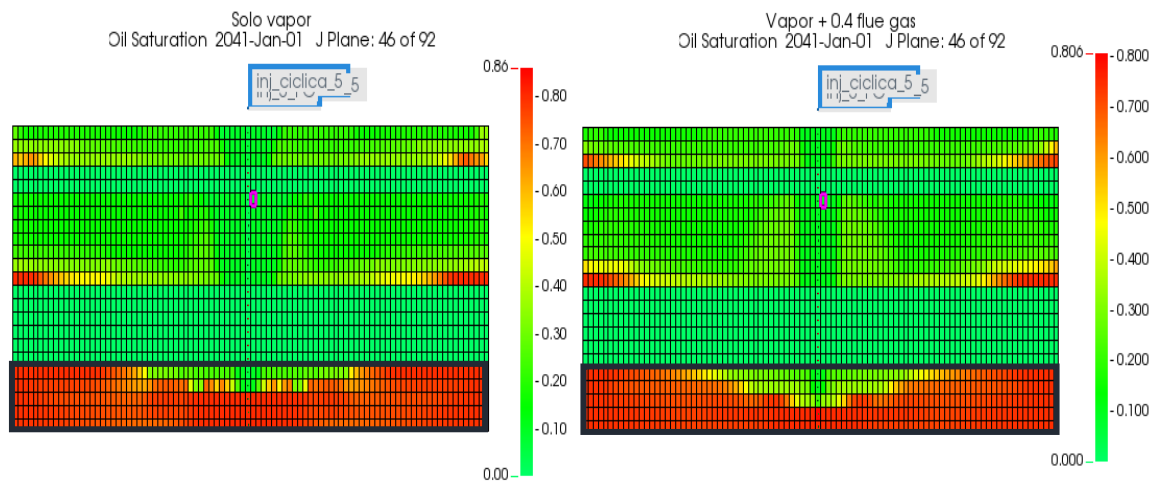


Figura 49.

Saturación de crudo en cada una de las arenas al final del proceso de inyección de solo vapor y en co-inyección vapor-flue gas.



Los Figura 49 muestra una menor saturación de crudo en la arena 3 para la co-inyección vapor-flue gas. En la Figura 50 se observa un ligero aumento en el factor de recobro a menor concentración del aditivo gaseoso respecto al caso de solo vapor, donde la co-inyección de vapor con una fracción molar de 0.05 flue gas, permite un aumento en la recuperación de hidrocarburo de 1.44%. También se observa reducción del SOR proporcional al aumento en la concentración de flue gas principalmente en los primeros años de la aplicación del proceso (Figura 51).

Figura 50.

Factor de recobro para el proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.

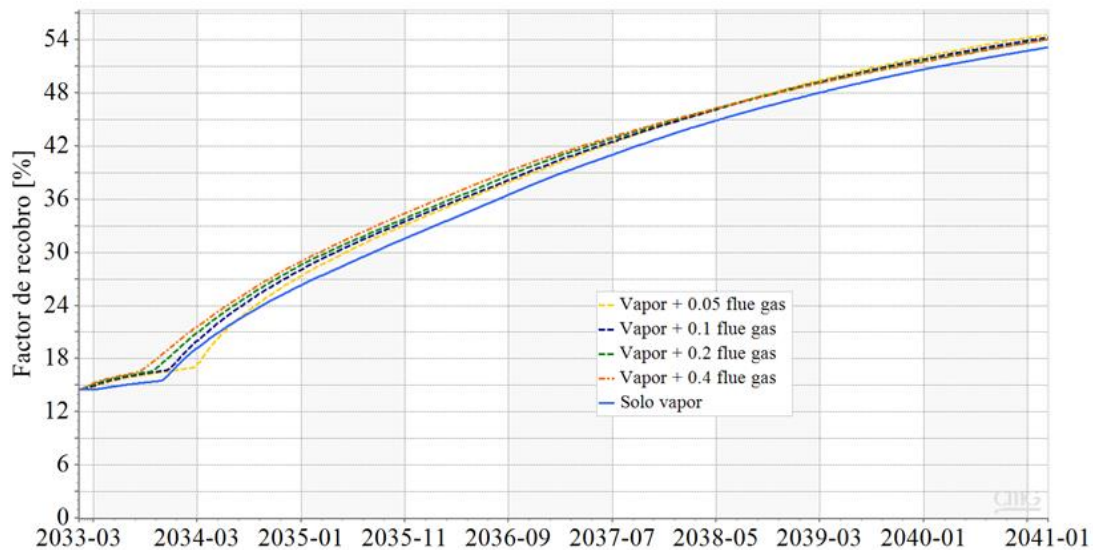
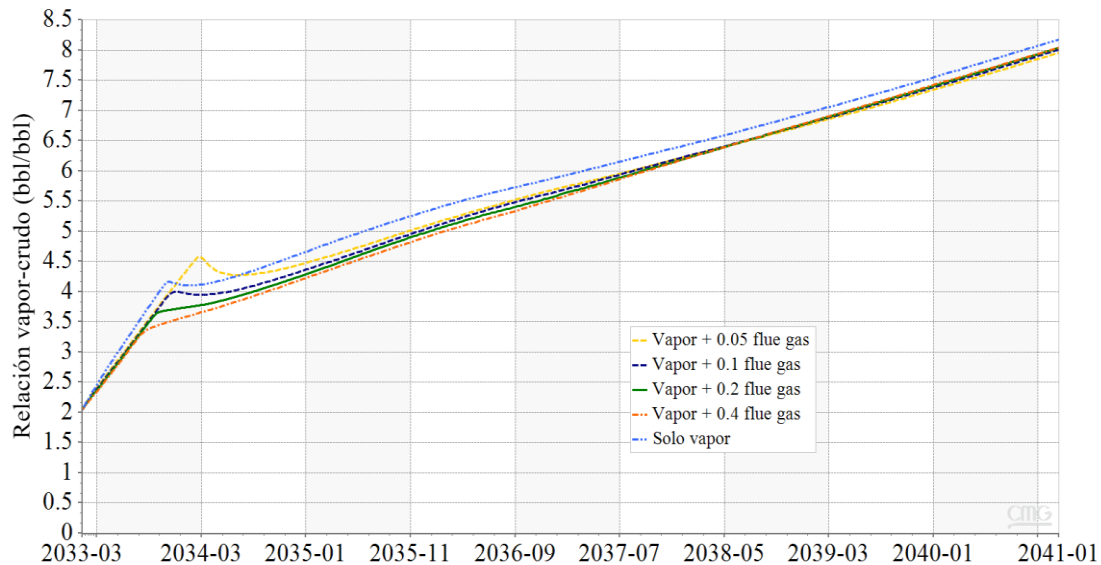


Figura 51.

Factor de recobro para el proceso de co-inyección vapor-flue gas en función del tiempo para diferentes concentraciones molares de flue gas.



4.9. Inyección alternada vapor-flue gas

A partir del análisis de la co-inyección de vapor con una fracción molar de 0.4 de flue gas, se planteó el caso base de inyección alternada. En la Figura 52 se observa una caída en la tasa de producción de crudo por debajo de la respuesta de inyección de solo vapor. Este descenso comienza durante el periodo de inyección de flue gas, una vez que los gases no condensables empujan el crudo a baja viscosidad y comienza a canalizarse, a la vez que se disminuye la presión promedio del yacimiento. Cuando inicia la inyección de vapor, los efectos de reducción de viscosidad permiten incrementar de nuevo la tasa de crudo paulatinamente. Estas reducciones en la tasa de producción traen como consecuencia una

disminución en el factor de recobro de 4.3%, con una pérdida de producción de 21,853 bbl de crudo, respecto a la inyección de solo vapor (Figura 53).

Figura 52.
Comportamiento de la inyección alternada vapor – flue gas

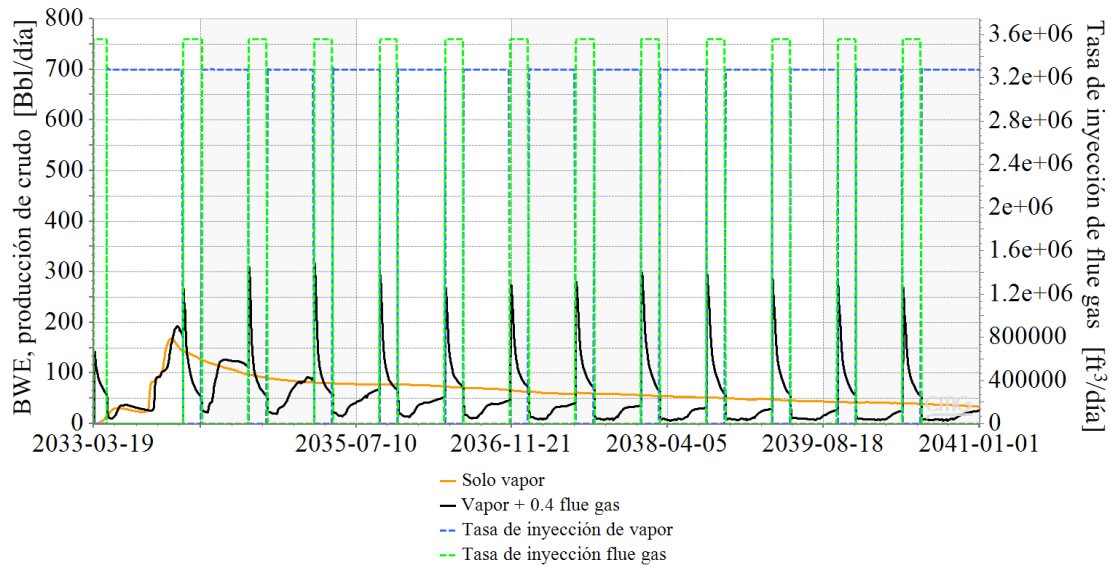
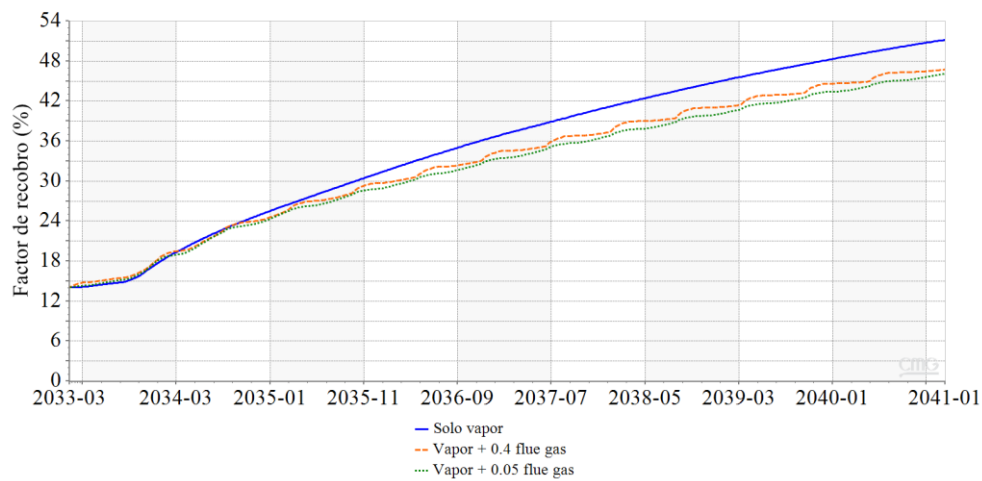


Figura 53.
Factor de recobro por arenas del proceso alternado vapor-flue gas



En términos energéticos los resultados son positivos, la relación vapor-aceite disminuye en 1.5, (

Figura 54) mientras que la cantidad de energía total inyectada se reduce en un 25.49%, lo que representa un ahorro energético de 1.7×10^{11} Btu (Figura 55) y una reducción del tiempo de inyección de vapor de 2.7 años. Por tanto, desde los objetivos de desarrollo propuestos, el esquema de inyección alternada sugiere tener más ventajas de aplicación que la co-inyección vapor-flue gas.

Figura 54.

Relación vapor- aceite del proceso alternado vapor – flue gas

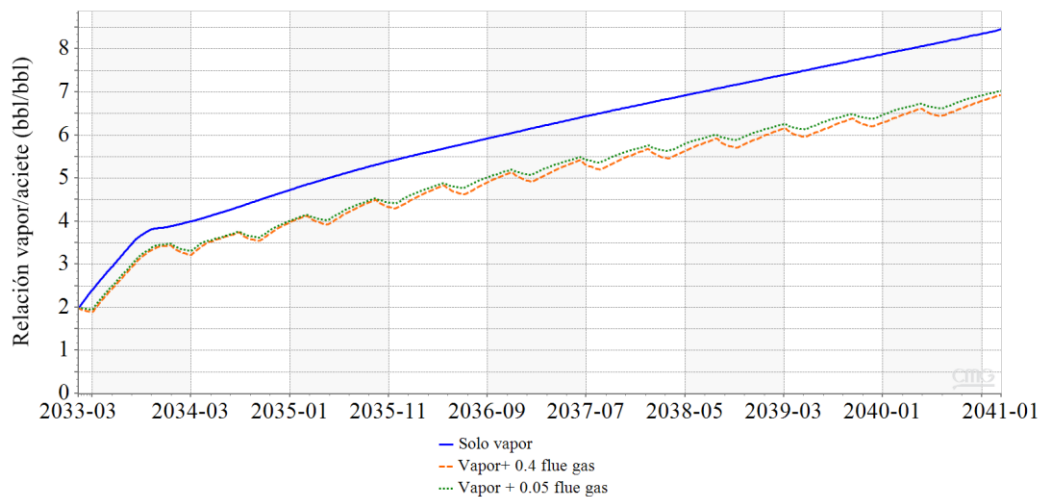
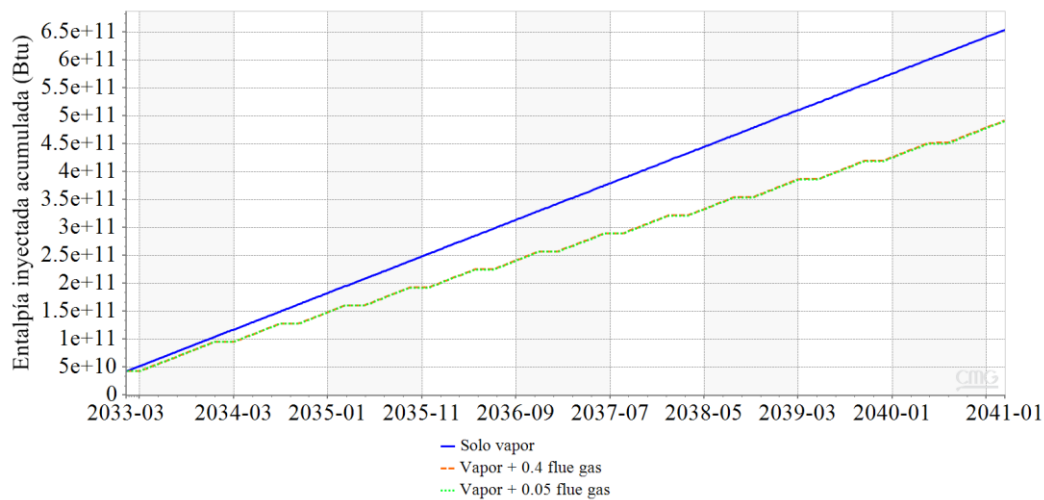


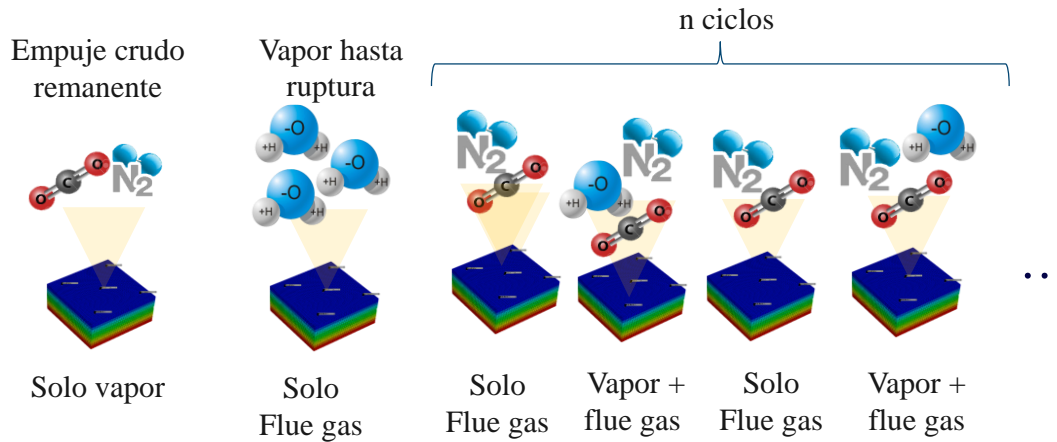
Figura 55.

Entalpía acumulada inyectada para el proceso de inyección vapor-flue gas



4.9.1. Inyección alternada vapor flue gas con co-inyección

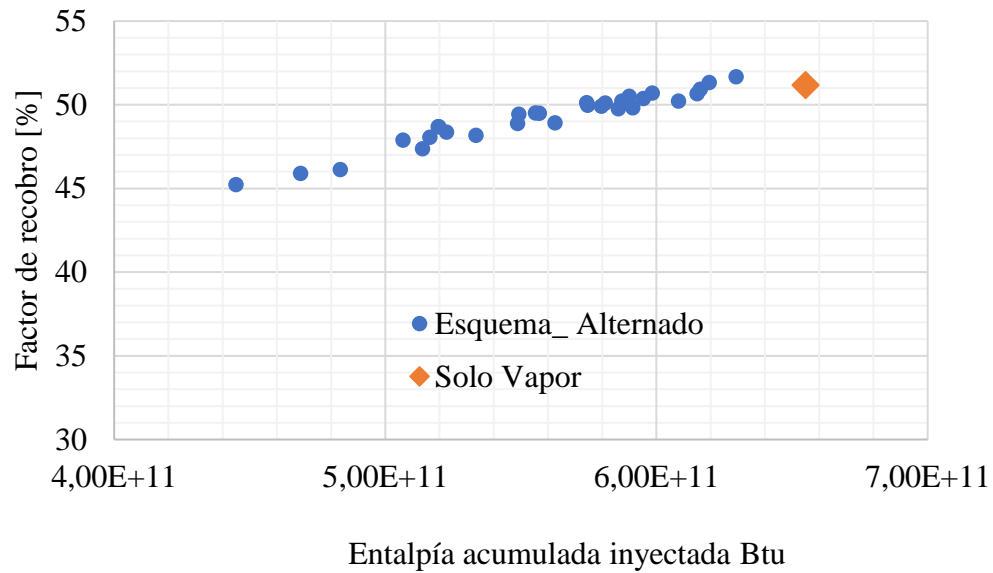
A partir del análisis del esquema de inyección alternada base, se pudo identificar que los principales mecanismos de recuperación corresponden a la sinergia entre el empuje por gases y la reducción de viscosidad por transferencia calor. Por un lado, el flue gas no puede desplazar crudo a alta viscosidad, por lo que es necesario suministrar calor al yacimiento. Por otro, al inyectar solo vapor, la tasa de producción de crudo disminuye respecto a inyección con flue gas porque estos gases incrementan el diferencial de presión. Con base a esto, se planteó un esquema alterando que se representa gráficamente en la Figura 56, en donde, se conserva la configuración inicial para todos los esquemas, mientras que se plantean etapas de inyección de flue gas alternada con la co-inyección vapor-flue gas. El número de ciclos es una función del tiempo de inyección de cada set de fluidos. Otro aspecto para tener en cuenta en este nuevo protocolo es la cantidad de flue gas inyectado en cada etapa.

Figura 56.*Nuevo esquema de inyección alternada vapor-flue gas*

A partir del análisis de sensibilidad en CMOST, el cual se presenta a detalle en el Apéndice , se obtuvo 40 posibles protocolos de aplicación que difieren en el factor de recobro alcanzado, el SOR y el requerimiento energético, variables claves en la evaluación costo-energética. La Figura 57, muestra el factor de recobro de cada protocolo del esquema de inyección alterando con co-inyección en función de la entalpía inyectada acumulada. Se observa que algunos protocolos permiten obtener un factor de recobro igual o ligeramente superior al caso de inyección de solo vapor, pero con menos entalpía inyectada. Los casos de menor requerimiento energético están relacionados a reducciones del factor de recobro hasta de 5.95%. La disminución de entalpía inyectada varía desde 3.9 – 32%.

Figura 57.

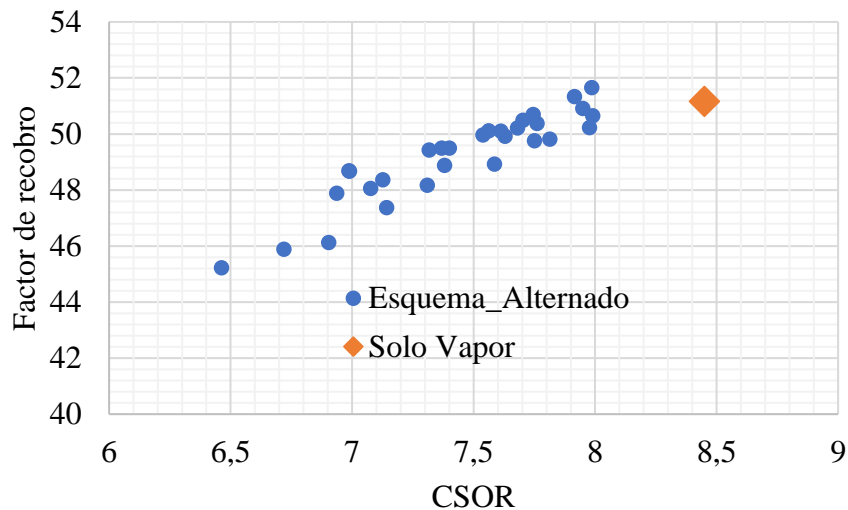
Relación entre el factor de recobro y la entalpía inyectada acumulada de los esquemas de inyección alternada



Consistentemente con el comportamiento anterior, todos los experimentos del esquema alternado presentan un menor cSOR respecto a la inyección de solo vapor. La disminución de esta función objetivo se encuentra entre 5-23% (Figura 58).

Figura 58.

Relación entre el factor de recobro y la CSOR de los esquemas de inyección alternada.



Los resultados de este esquema de inyección se usaron para realizar la evaluación costo energética del proceso y de este modo seleccionar el protocolo de aplicación para un yacimiento estratificado.

4.10. Evaluación costo-energética

La evaluación costo energética se realizó solo para el esquema de inyección alternada con co-inyección. Este análisis no se plantea para la co-inyección vapor-flue gas, debido a que esta no permite cumplir dos de los tres objetivos de desarrollo, pues no se logra reducir el requerimiento energético ni las emisiones de CO_2 , esto se infiere a partir, de ligero aporte en la recuperación de hidrocarburos y el hecho de que no se reducen los días de uso de generador de vapor. Para el esquema alternado, la variable más importante fue el costo operativo de la inyección de flue gas.

4.10.1. Escenario de bajo costo de flue gas

En la Figura 59, se observa el comparativo del factor de recobro y relación B/C global en función de la entalpía inyectada para la inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de costo bajo del flue gas (100 \$US/MMscf). Se evidencia que los protocolos con menor entalpía inyectada presentan relaciones B/C más altas, incluso que en el caso de solo vapor (punto verde). Al discriminar los costos (Figura 60), el requerimiento energético representa un 50%, mientras que, el costo de flue gas corresponde al menor valor, de 19%. Por tanto, los protocolos en los que se inyecte menos vapor y se reemplace por flue gas, obtendrán mejores resultados financieros, aún, cuando el factor de recobro respecto al caso de solo vapor es inferior.

Figura 59.

Comparación de factor de recobro y relación B/C en función de la entalpía inyectada para el caso base de inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de 100 \$US/MMscf de costo de inyección de flue gas.

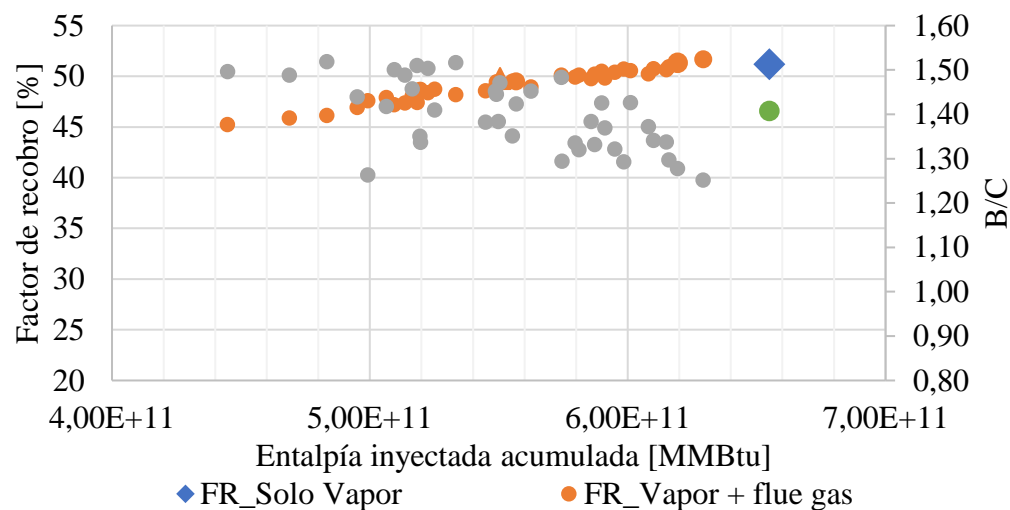
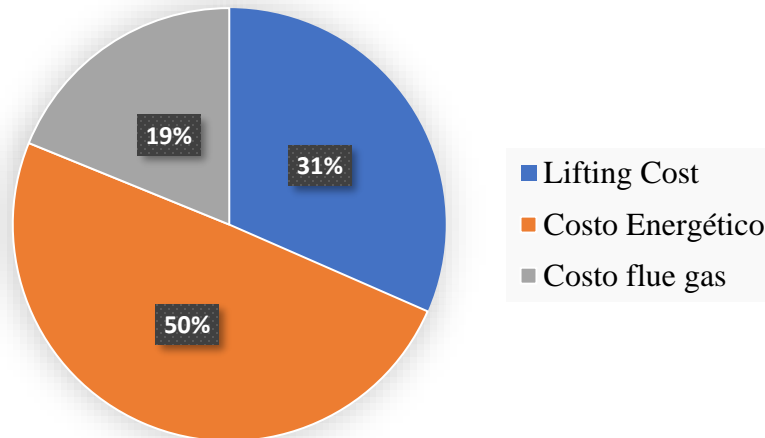


Figura 60.

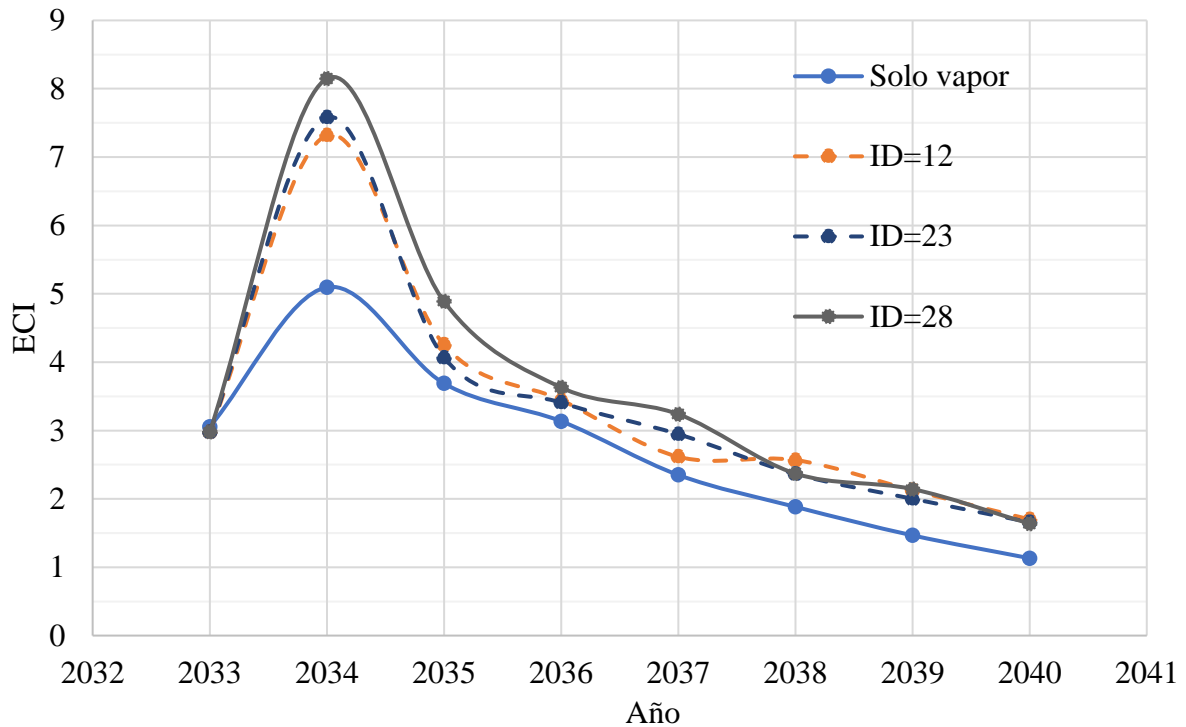
Distribución de costos relacionados con los esquemas de inyección vapor-flue gas. En el escenario de 100 \$US/MMscf de costo de inyección de flue gas.



De la Figura 59, se seleccionaron los tres protocolos de inyección alternada con mayor relación B/C, y se determinó el índice costo energético (ECI) relacionando los datos de B/C anuales con la Relación de Retorno de Energía (ERR). En la Figura 61, se evidencia que el experimento ID=28 presenta un mejor comportamiento costo-energético respecto a los demás casos de inyección alternada y de solo vapor. También se observa la reducción de la eficiencia de proceso con el tiempo.

Figura 61.

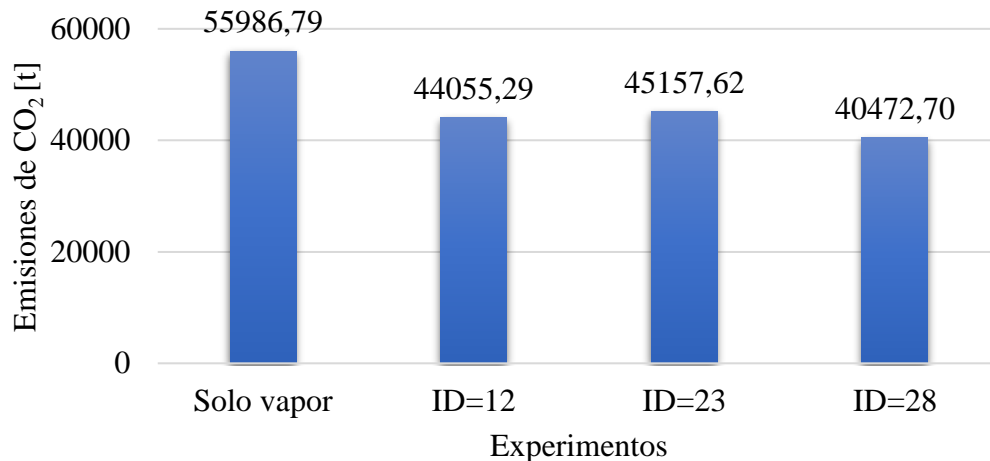
Comparación del índice costo energético de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con mejor desempeño. Escenario de costo bajo del flue gas.



Respecto a la reducción de emisiones de CO₂, la Figura 62 muestra el acumulado de emisiones al final del proyecto. La inyección de solo vapor emite 55,986.79 t de CO₂, mientras que el protocolo con mejor comportamiento costo-energético (ID=28) permite disminuir este valor a 40,472.70 t. Lo que representa una reducción de 27.71%, es decir, que dejan de emitirse 15,514 t CO₂.

Figura 62.

Emisiones de CO₂ en los protocolos de aplicación vapor-flue gas y solo vapor, para los casos con mejor desempeño costo-energético.

**4.10.2. Escenario de costo medio del flue gas**

En la Figura 63, se observa el comparativo de factor de recobro y relación B/C en función de la entalpia inyectada para el caso base de inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de costo medio del flue gas (712.09 \$US/MMscf).

Como se evidencia en la Figura 64, el costo operativo del flue gas ha incrementado al 28%, por lo que, se debe equilibrar este con el costo del vapor que sigue siendo mucho mayor. En este sentido, los protocolos de la parte central (Figura 63) presentan una mejor relación B/C, mientras que en los extremos no se evidencian casos con un valor de B/C superior a 1.

Figura 63.

Comparación de factor de recobro y relación B/C en función de la entalpía inyectada para el caso base de inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de costo medio del flue gas.

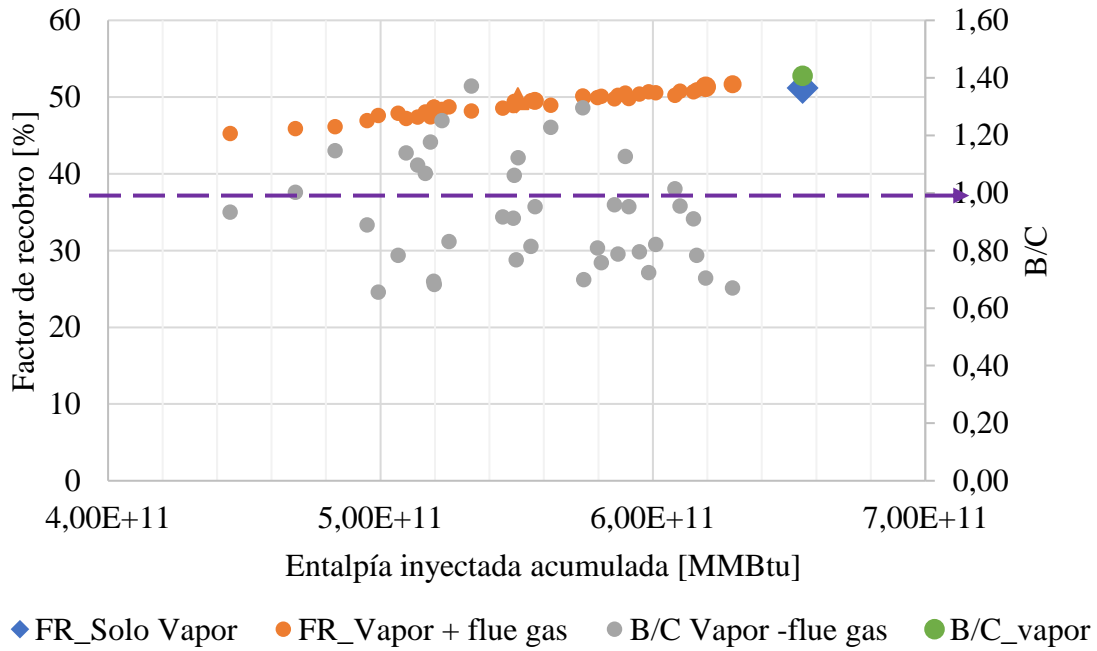
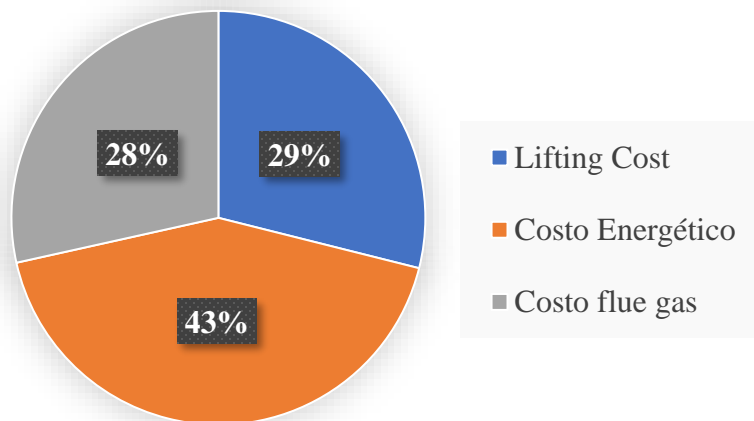


Figura 64.

Distribución de costos relacionados con los esquemas de inyección vapor-flue gas.



Se seleccionaron los 3 protocolos con mayor relación B/C, y se calculó el índice costo energético (ECI). Como se muestra en la Figura 65, la eficiencia costo-energética de los experimentos de inyección alternada se aproxima más al comportamiento de la inyección de solo vapor en la etapa inicial, con posteriores valores por debajo del caso base. El mejor protocolo de aplicación corresponde al ID=23, con una huella de carbono de 46,157.62 t, lo que representa una reducción de emisiones de CO₂ 19% respecto a la inyección de solo vapor (Figura 66).

Figura 65.

Comparación del índice costo energético de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con mejor desempeño. Escenario de costo medio del flue gas.

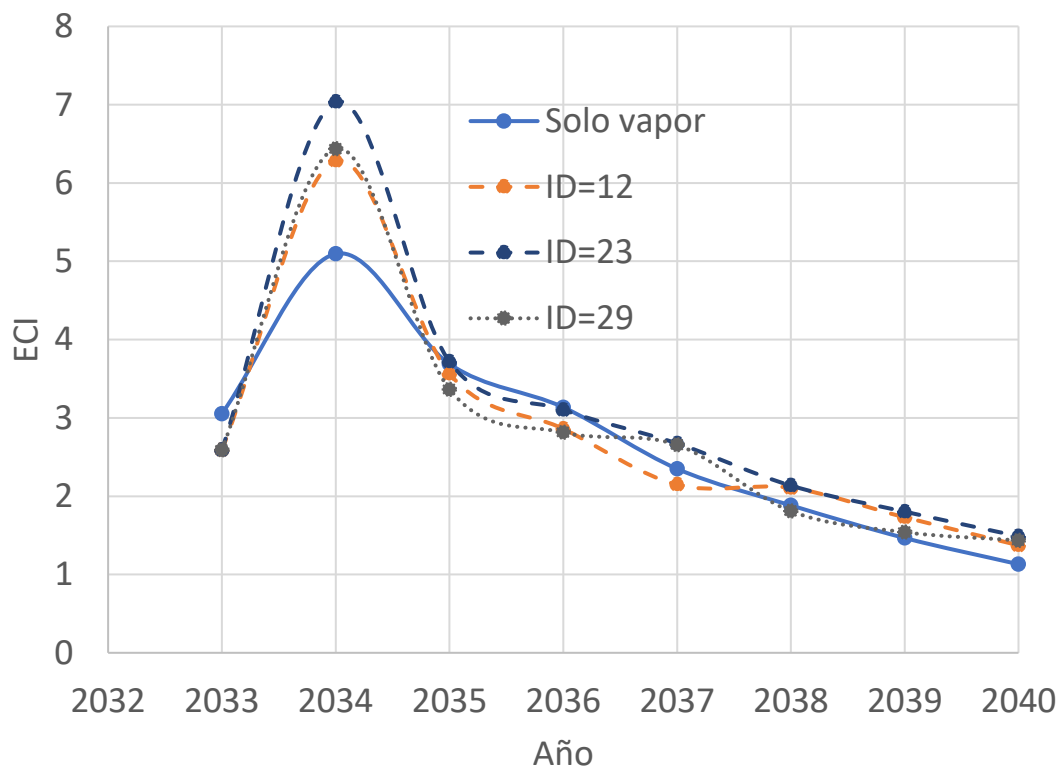
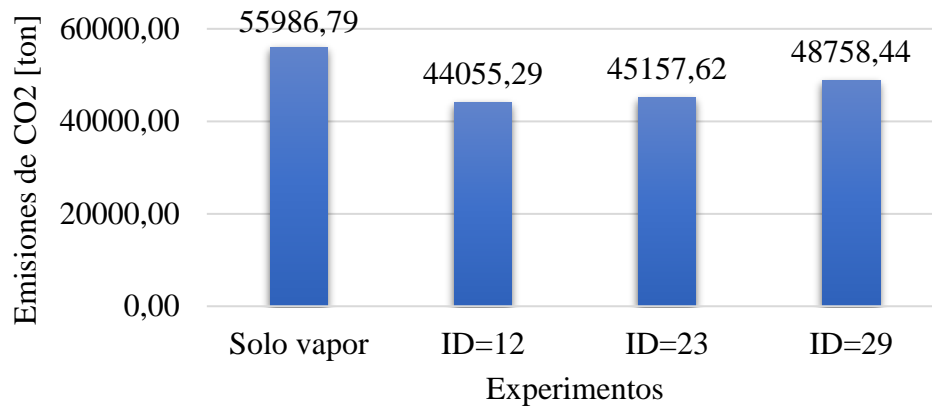


Figura 66.

Emisiones de CO₂ en los protocolos de aplicación vapor-flue gas y solo vapor, para los casos con mejor desempeño costo-energético.

**4.10.3. Escenario de alto costo de flue gas**

De la Figura 67, se evidencia que en el escenario de alto costo de flue gas (1324.18 \$US/MMscf), los protocolos con viabilidad financiera se reducen a 4 de 40, además los valores de B/C se aproximan más a 1. Como se observa en la Figura 68, los costos operativos del flue gas son mayores que el costo energético.

Figura 67.

Comparación de factor de recobro y relación B/C en función de la entalpía inyectada para el caso base de inyección continua de vapor y los protocolos del proceso alternado en el escenario de costo alto del flue gas.

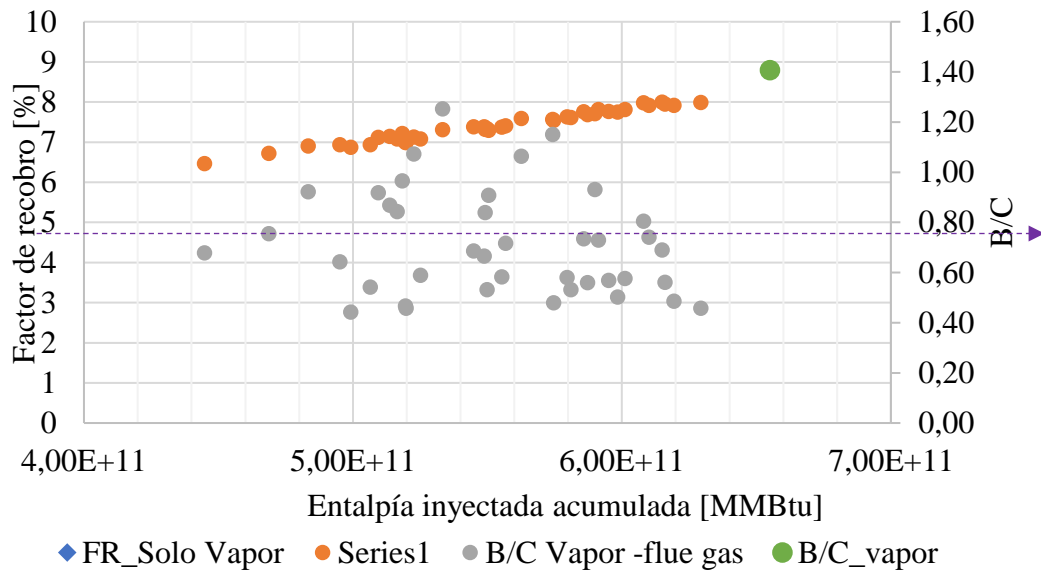
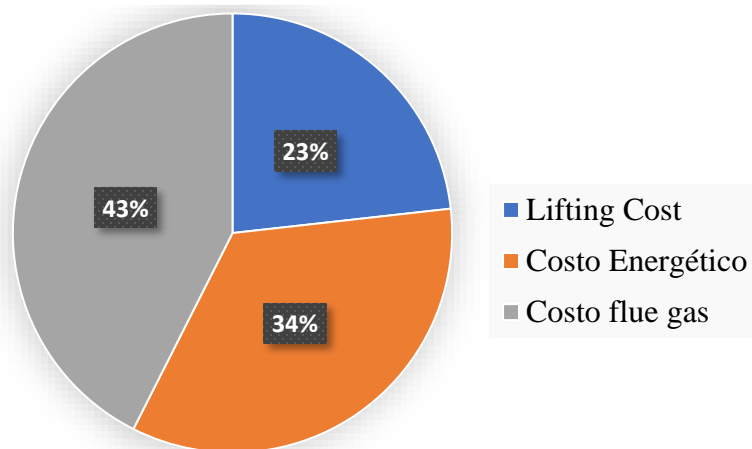


Figura 68.

Distribución de costos relacionados con los esquemas de inyección vapor-flue gas.

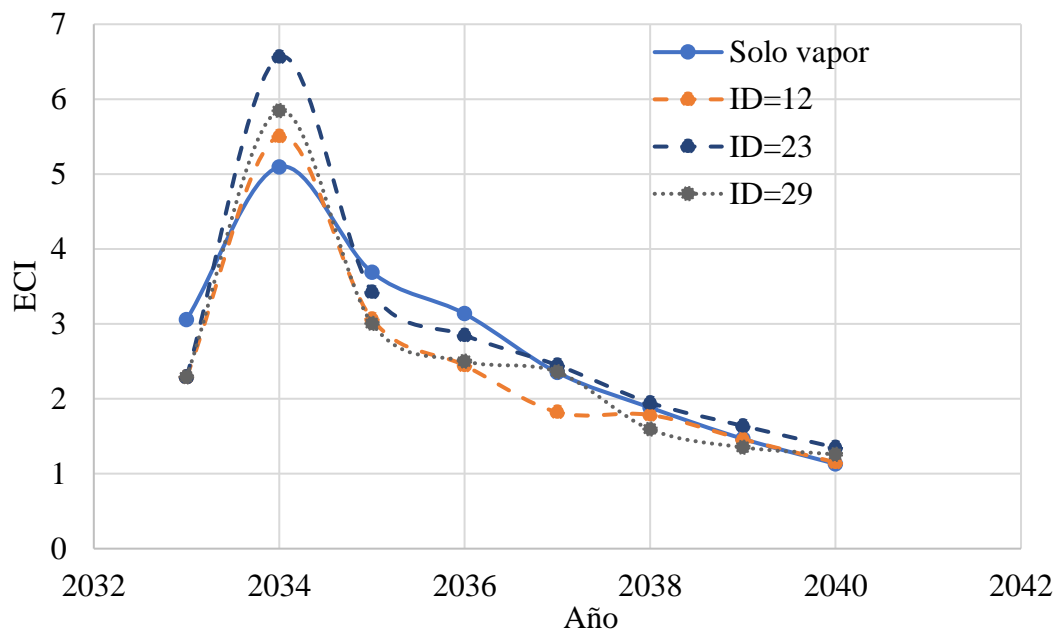


Al compararse los protocolos con mayor valor final de B/C, y calcular el índice de costo energético, se observan reducciones de este parámetro en todos los protocolos de

inyección alternada un poco después del segundo año de aplicación, no obstante, el experimento ID=23 logra igualar el desempeño costo-energético del caso de inyección de solo vapor a partir del 2037. La reducción de emisiones y la configuración de este experimento se discutieron en el caso anterior (Figura 65 y Figura 66), dado que el mejor protocolo de aplicación de los escenarios de costo medio y alto de flue gas es el ID=23.

Figura 69.

Comparación del índice costo energético de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con mejor desempeño. Escenario de costo alto del flue gas.



4.10.4. Variación del precio del crudo

En las Figura 70-72, se muestra la variación de la relación B/C del protocolo de aplicación seleccionado en cada escenario de costo de flue gas, para diferentes precios de venta del crudo. Para un costo de flue gas de 100 \$US/MMscf y valores de venta del crudo inferiores de 60 \$US/bbl, el protocolo no es viable costo-energéticamente en los 8 años de

aplicación. A medida que se reduce el precio de venta también disminuye la duración del piloto. Cuando el costo de inyección del flue gas es de 1324.18 \$US/MMscf, la caída en el B/C con el tiempo es más drástica, a costos inferiores de 55 \$US/bbl, el piloto tiene un tiempo de aplicación con viabilidad costo-energética inferior a dos años.

Figura 70.

Comportamiento del índice de costo energético del protocolo de inyección alternado, para un costo de flue gas de 100 \$US/MMscf, ID=28. Para diferentes precios de venta del crudo.

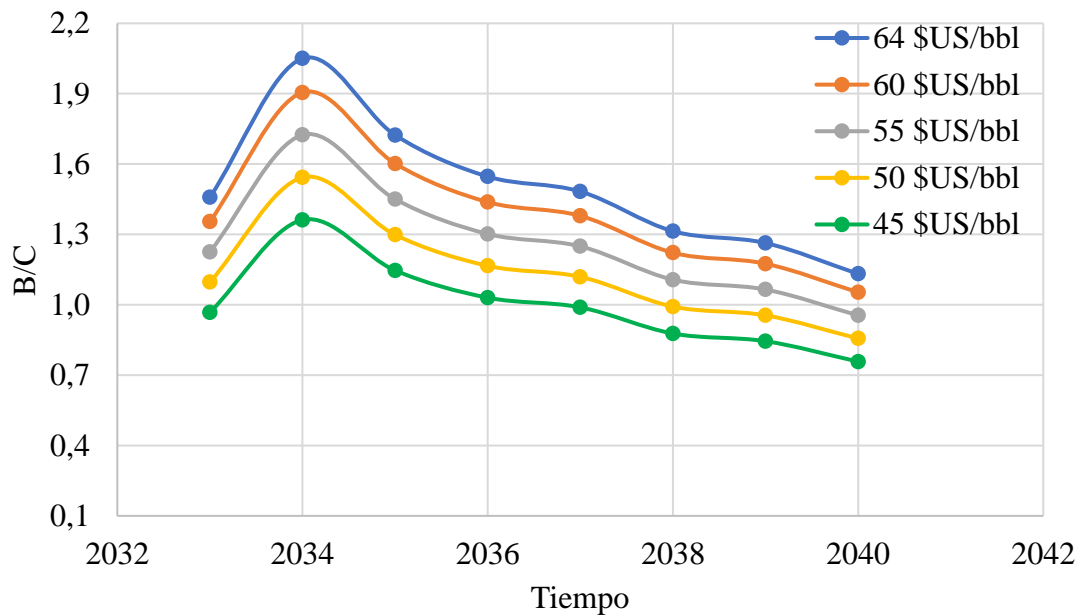


Figura 71.

Comportamiento del índice de costo energético del protocolo de inyección alternado, para un costo de flue gas de 712.09 \$US/MMscf, ID=23. Para diferentes precios de venta del crudo.

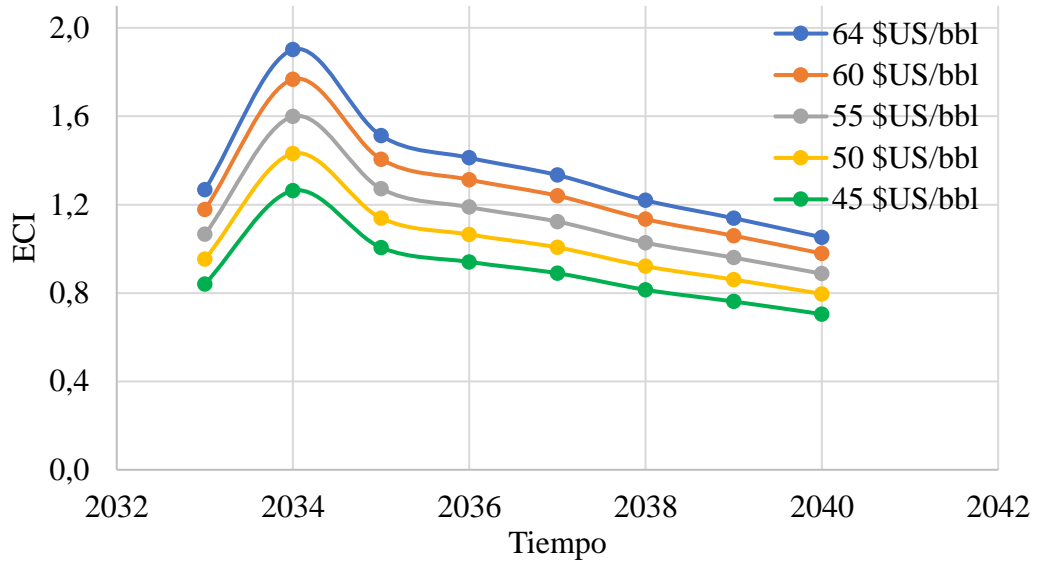
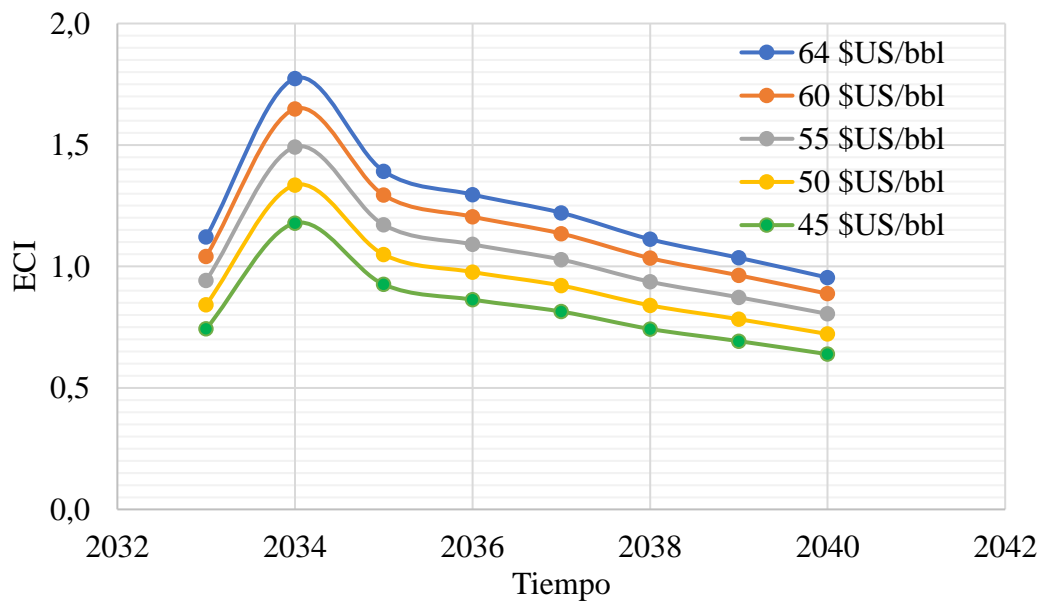


Figura72.

Comportamiento del índice de costo energético del protocolo de inyección alternado, para un costo de flue gas de 1324.18 \$US/MMscf, ID=23. Para diferentes precios de venta del crudo.

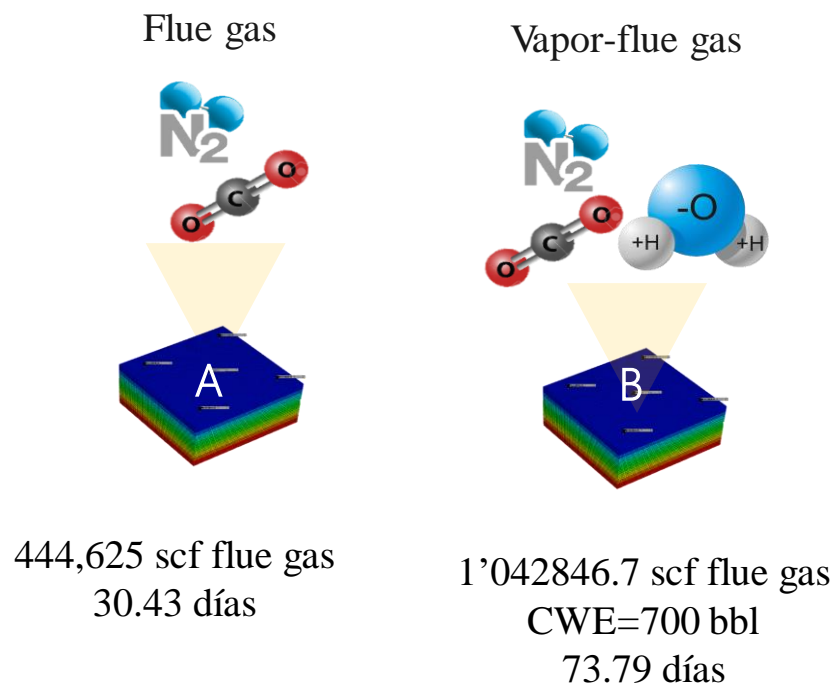


4.11. Esquema de aplicación continua de vapor con flue gas para un yacimiento estratificado.

A partir de la investigación realizadase puede establecer que, si se tiene costos operativos de inyección de flue gas de 100 \$US/MMscf, el mejor protocolo de aplicación de acuerdo con el análisis costo energético se configura como se muestra en la Figura 73, con periodos cortos de inyección de vapor-flue gas (73.79 días siendo esta etapa evaluada entre 60- 150 días).

Figura 73.

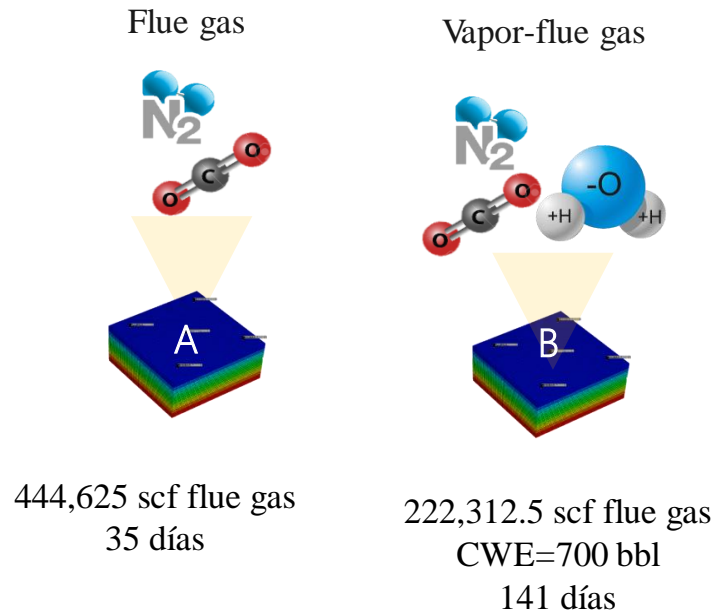
Protocolo de inyección alternada vapor-flue gas con mejor comportamiento costo-energético para el escenario de costo bajo de flue gas (experimento ID=28).



El protocolo con mejor desempeño costo-energético para los costos operativos de inyección de flue gas de 712.09 \$US/MMscf y 1324.18 \$US/MMscf, se observa en la Figura 74. Se evidencia un aumento del periodo de inyección de solo vapor, y menor cantidad de flue gas inyectado en cada etapa del proceso.

Figura 74.

Protocolo de inyección alternada vapor-flue gas con mejor comportamiento costo-energético para el escenario de costo medio de flue gas.



En la Figura 75 se observa que los protocolos seleccionados de inyección alternada con co-inyección tienen un menor requerimiento energético respecto a la inyección alternada base, aunque también presentan una reducción en el factor de recobro (Figura 76).

Figura 75.

Entalpía inyectada acumulada de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección.

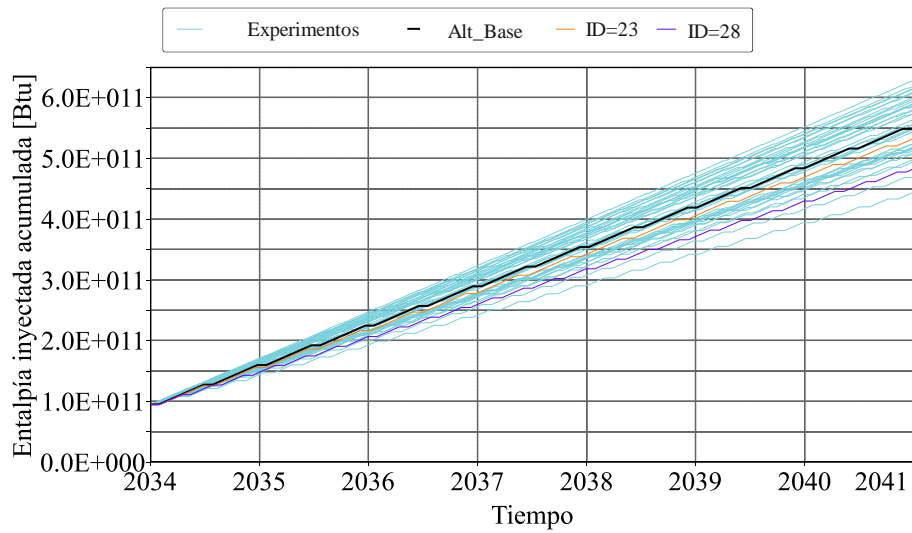
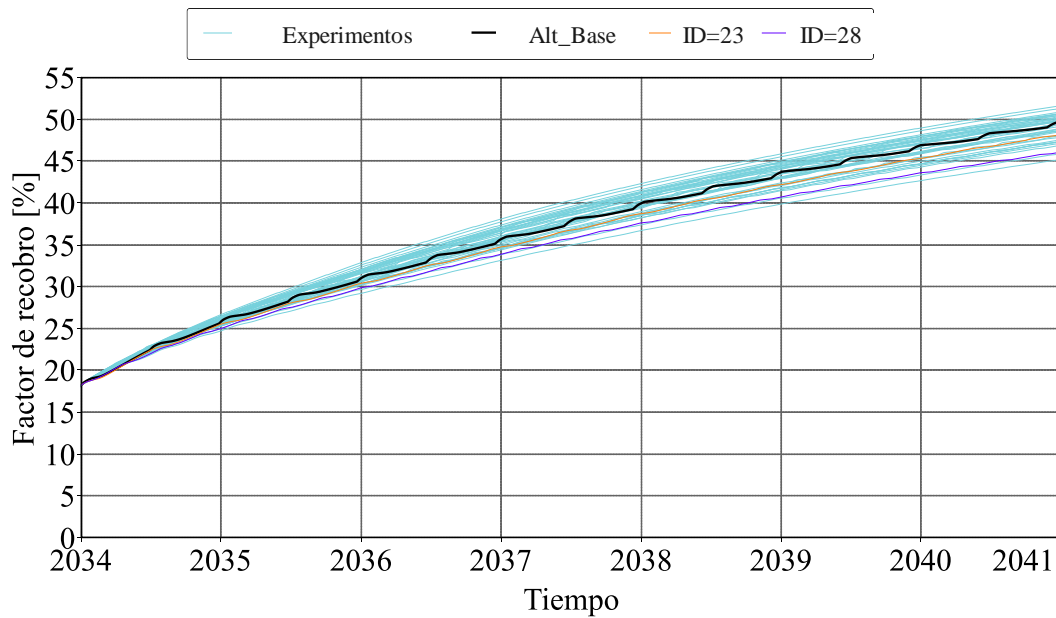


Figura 76.

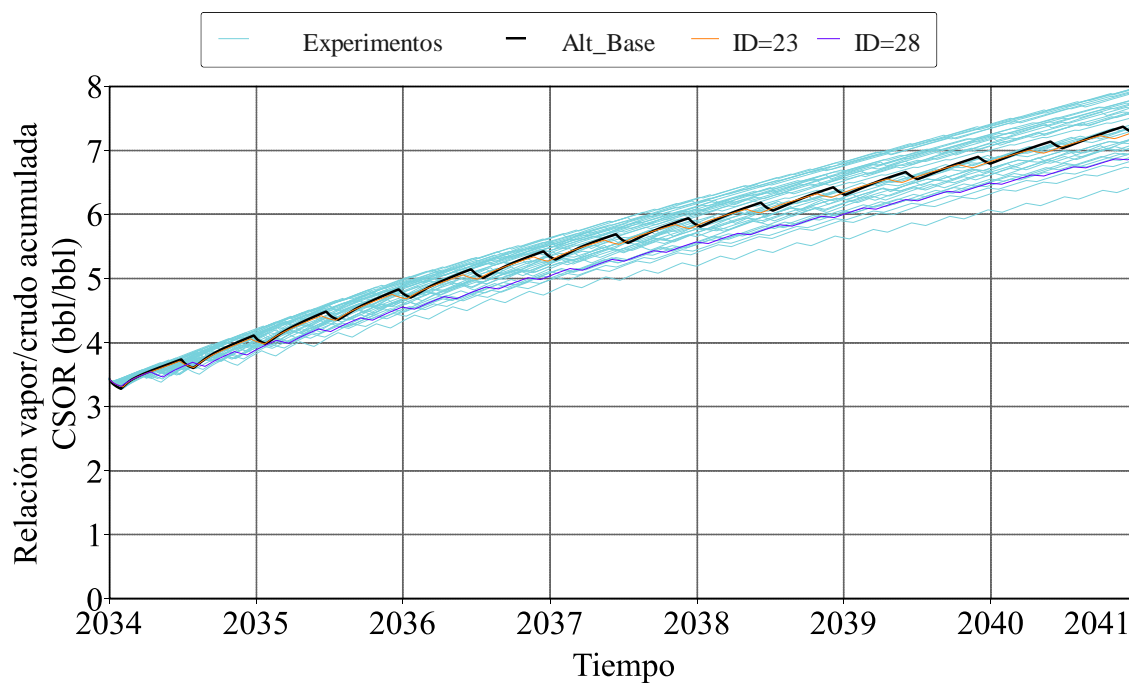
Factor de recobro de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección.



Al observar la relación vapor/aceite acumulado (Figura 77) se alcanza un cSOR de 5 en 3 años para el ID=23 y 4 años para el ID= 28, este mismo valor se alcanza en 2 años para el caso de solo vapor, evidenciando que la reducción del requerimiento energético es clave para prolongar el tiempo de aplicación de los proyectos de inyección continua de vapor. Los valores de Índice Costo Energético (ECI) obtenidos para valores de cSOR de 5 equivalen a 3 (Figura 70-72) por lo que se estima que un valor $ECI > 3$ es un indicativo de un proceso viable financiera y energéticamente.

Figura 77.

Relación vapor/crudo acumulada (cSOR) de los protocolos de inyección alternada vapor-flue gas con co-inyección



5. Conclusiones

La adición de flue gas a la inyección continua de vapor, permitió mejorar la eficiencia energética del proceso, al contribuir en la recuperación del hidrocarburo mediante el mecanismo de empuje por gases, lo que, en sinergia con la reducción de viscosidad del crudo, redujo el requerimiento energético y las de emisiones de CO₂.

En sistemas de inyección vapor-flue gas ocurre una reducción en la temperatura y presión de saturación del vapor, lo que genera una expansión de la zona de alta temperatura debido al aumento en el volumen específico, esto permite incrementar la zona contactada y produce variaciones en el tiempo de irrupción del vapor.

Bajo las condiciones de este estudio, la solubilidad del CO₂ permitió reducir la viscosidad del crudo un 10%, sin embargo, esto no presentó ningún aporte en la recuperación de hidrocarburo. La baja presión de parcial del CO₂ en el flue gas, no permite porcentajes mayores de gas disueltos, además, a temperaturas superiores a 250 °F la solubilidad es despreciable para cualquier presión de saturación.

En yacimientos de arenas múltiples con intercalaciones de lutitas no se presenta una distribución uniforme del vapor en todas las arenas. Se observó que la ruptura del vapor se produjo primero por la arena de mayor espesor y presencia de lutita superior más delgada, lo que interrumpió el flujo de vapor en la arena más profunda. La inyección de flue gas, aportó

un aumento del factor de recobro en esta arena del 4% evidenciando una mejora en la distribución de vapor.

El esquema de inyección alternada con co-inyección es el protocolo de aplicación con mayor viabilidad costo-energética. Para bajos costos operativos de inyección de flue gas el esquema de aplicación se caracteriza por tiempos cortos de inyección de vapor y periodos más prolongados de inyección de flue gas. Al incrementarse el costo de inyección de los gases no condensables, debe aumentarse el periodo de inyección de vapor, con el fin de equilibrar mejor esta variable con el costo energético.

Las reducciones de emisiones de CO₂ de los protocolos de inyección alternada propuestos, son superiores a 10,000 t durante el periodo de aplicación del piloto. En perspectiva, esta cantidad de CO₂, equivale de 5.5 días de emisiones de CO₂ derivadas de fuentes móviles de la ciudad de Bucaramanga (Chio, 2018). Esto sugiere un resultado muy positivo para un piloto con solo un patrón de inyección. Se espera que la contribución ambiental sea significativa al implementar este proceso de inyección a escala de campo.

6. Recomendaciones

Realizar pruebas experimentales PVT de solubilidad del flue gas en el crudo, con el fin de tener una medición más precisa de la viscosidad del crudo saturado y propiedades físicas como la densidad y el factor de hinchamiento que permitan mejorar el modelo de fluidos.

Evaluar numéricamente procesos de co-inyección vapor-flue gas con administración energética, reduciendo la cantidad de vapor inyectado, como una posibilidad para mitigar las emisiones de CO₂ y disminuir la demanda de gas natural.

Evaluar diferentes distribuciones y espesores arena-arcilla que se puedan presentar en los campos con potencial aplicación de la tecnología de inyección vapor-flue gas, con el fin de conocer la incidencia de estos parámetros en la distribución del vapor en las formaciones productoras.

Analizar costo-energéticamente la inyección alternada de solo CO₂ separando este del N₂, evitando el efecto de reducción de presión parcial.

Referencias bibliográficas

- Ahmadi, M. A., Hasanvand, M. zeinali and Shokrolahzadeh, S. (2015) 'Technical and economic feasibility study of flue gas injection in an Iranian oil field', *Petroleum*, 1(3), pp. 217–222. doi: 10.1016/j.petlm.2015.07.010.
- Ahmed, T. (2016) *Equations of State and PVT Analysis: Applications for Improved Reservoir Modeling: Second Edition*. Second Edi, *Equations of State and PVT Analysis: Applications for Improved Reservoir Modeling: Second Edition*. Second Edi. doi: 10.1016/C2014-0-00119-0.
- Ajumobi, A. (2015) *A study on the heavy crude oil viscosity reduction with the dissolution of nitrogen, Carbon dioxide and a mixture of nitrogen and carbon dioxide*. City Collage of New York -CUNY. Available at: http://academicworks.cuny.edu/cc_etds_theses%5Cnhttp://academicworks.cuny.edu/cc_etds_theses.
- Akintayo Lawal, K. (2011) *Alternating Injection of Steam and CO₂ For Thermal Recovery of Heavy Oil* by. Imperial Collage London.
- Al-Malah, K. I. M. (2017) *Aspen Plus. Chemical Engineering Applications*. WILEY.
- Alikhlalov, K. and Dindoruk, B. (2011) 'Conversion of Cyclic Steam Injection to Continous Steam Injection', *Paper SPE 146612*, (November), pp. 1–16. doi: 10.2118/146612-MS.
- Alvarez, J. and Han, S. (2013) 'Current Overview of Cyclic Steam Injection Process', *Journal of Petroleum Science Research*, 2(3), pp. 116–127.
- Anada, H. and Watts, R. J. (1980) *State-of-the-art review of nitrogen and flue gas flooding in enhanced oil recovery*. NTIS.
- ANH (2007) *Colombian Sedimentary Basins: Nomenclature, boundaries and Petroleum Geology, a New Proposal*, ANH and B&M Exploration Ltda. doi: ISBN: 978-958-98237-0-5.
- Barclay, T. H. and Mishra, S. (2016) 'New correlations for CO₂-Oil solubility and viscosity reduction for light oils', *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology*, 6(4), pp. 815–823. doi: 10.1007/s13202-016-0233-y.
- Basta, G. S. *et al.* (2016) 'Experiences of conversion from cyclic steam strategy to continuous steam strategy in Issaran Egypt Field', *Paper SPE-179773-MS*. doi: 10.2118/179773-MS.
- Beggs, H. D. and Robinson, J. R. (1975) 'Estimating the viscosity of crude oil systems', *Journal of Petroleum Technology*, pp. 1140–1141.
- Butler, R. M. (1991) *Thermal recovery of oil and bitumen*. New Jersey: PRENTICE HALL.
- Butler, R. M. (2004) 'The Behaviour of Non-Condensable Gas in SAGD - A Rationalization', *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 43(1), pp. 28–34. doi: 10.2118/04-01-02.
- Cengel, Y. a. and Boles, M. E. (2011) *Termodinámica*. Séptima ed, *Mc Graw Hill*. Séptima ed. México.
- Chio, J. C. (2018) 'Parque automotor genera el 90% de contaminación del aire en Bucaramanga', *Vanguardia*, April, p. 2.
- Chung, F. T. H., Jones, R. and Nguyen, H. (1988) 'Measurements and Correlations of the Physical Properties of CO₂/Heavy-Crude-Oil Mixtures', *SPE Reservoir Engineering*, 3(03), pp. 822–828. doi: 10.2118/15080-PA.
- CMG (2017) *WINPROP USER GUIDE.pdf*. Calgary, Canada: Computer Modelling Group Ltd.
- Davarpanah, A. and Mirshekari, B. (2020) 'Experimental study of CO₂ solubility on the oil recovery

- enhancement of heavy oil reservoirs', *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*, 139(2), pp. 1161–1169. doi: 10.1007/s10973-019-08498-w.
- Dong, X. *et al.* (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, pp. 1–11. doi: 10.1016/j.petrol.2015.05.001.
- Dong, X. *et al.* (2019) 'Enhanced oil recovery techniques for heavy oil and oilsands reservoirs after steam injection', *Applied Energy*, 239(March 2018), pp. 1190–1211. doi: 10.1016/j.apenergy.2019.01.244.
- Eden, M. R. (2011) *Introduction to Aspen Plus*, Auburn University. doi: 10.1002/9780470910061.ch1.
- Emera, M. K. and Sarma, H. K. (2007) 'Prediction of CO₂ solubility in oil and the effects on the oil physical properties', *Energy Sources*, 29, pp. 1233–1242. doi: 10.1080/00908310500434481.
- Fan, J. *et al.* (2019) 'The flue gas-solvent assisted steam assisted gravity drainage studies: experiments and numerical simulation in extra-heavy oil reservoirs', *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization and Environmental Effects*, 00(00), pp. 1–17. doi: 10.1080/15567036.2019.1686552.
- Fossum, B. *et al.* (1992) 'Numerical simulation of hot-water and flue-gas injection under typical North Sea reservoir conditions', pp. 119–133. doi: 10.2523/24168-ms.
- GSC (2020) *Ecopetrol Entrega de resultados 3T20*.
- Gümrah, F. and Bağcı, S. (1997) 'Steam—CO₂ drive experiments using horizontal and vertical wells', *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 18(1–2), pp. 113–129. doi: 10.1016/S0920-4105(97)00003-X.
- Guo, C. *et al.* (2017) 'Numerical Simulation of Steam Injection for Heavy Oil Thermal Recovery', *Energy Procedia*, 105, pp. 3936–3946. doi: 10.1016/j.egypro.2017.03.817.
- Haydary, J. (2019) *Chemical Process Design Simulation. Aspen Plus and Aspen HYSYS applications*. Bratislava, Slovakia: WILEY.
- Hedden, R., Verlaan, M. and Lastovka, V. (2014) 'Solvent Enhanced Steam Drive', *SPE Improved Oil Recovery Symposium held in Tulsa, Oklahoma, USA. Paper SPE-169070-MS*.
- Hildebrand, J. H. (1936) 'Solubility of Non-electrolytes'.
- Huang, S., Cao, M. and Cheng, L. (2018) 'Experimental study on the mechanism of enhanced oil recovery by multi-thermal fluid in offshore heavy oil', *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 122, pp. 1074–1084. doi: 10.1016/j.ijheatmasstransfer.2018.02.049.
- Ji, D., Dong, M. and Chen, Z. (2015) 'Analysis of steam-solvent-bitumen phase behavior and solvent mass transfer for improving the performance of the ES-SAGD process', *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 133, pp. 826–837. doi: 10.1016/j.petrol.2015.04.005.
- León Naranjo, P. A. (2019) *Efecto del uso de catalizadores sobre la recuperación mejorada de crudos pesados en procesos de inyección de vapor*. Universidad Industrial de Santander.
- León Torrado, A. T. and Padilla Azain, P. M. (2019) *Desarrollo de una herramienta software para la evaluación financiera de proyectos de inyección de vapor*. Universidad Industrial de Santander. doi: 10.1017/CBO9781107415324.004.
- Li, S., Li, Z. and Sun, X. (2016) 'Effect of flue gas and n-hexane on heavy oil properties in steam flooding process', *Fuel*, 187, pp. 84–93. doi: 10.1016/j.fuel.2016.09.050.
- Maradey Charris, J. F. (2002) *Termodinámica aplicada*. Bucaramanga: Ediciones Universidad Industrial de Santander. doi: <https://ediciones.uis.edu.co/index.php/publicacionesuis/catalog/book/116>.

- Martinez Vertel, J. J. (2019) *Evaluación del uso de flue gas en la inyección cíclica de vapor como método de recobro mejorado en campos del Magdalena Medio Colombiano*. Bucaramanga.
- Maya, G. A. et al. (2010) 'Enhanced Oil Recovery (EOR) Status - Colombia', *Paper SPE 139199*. doi: 10.2118/139199-MS.
- Mehrotra, A. K. and Svrcek, W. Y. (1982) 'Correlations for Properties of Bitumen Saturated With Co₂, Ch₄ and N₂, and Experiments With Combustion Gas Mixtures.', *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 21(6), pp. 95–104. doi: 10.2118/82-06-05.
- Memarzadeh, A. and Rahnema, H. (2015) 'Thermodynamic analysis of solvent assisted steam injection', *SPE-178725-STU. SPE Annual Technical Conference and Exhibition held in Houston, Texas, USA*.
- Moncada, L. (2011) *Aspen: Introducción, Simulación de procesos*. Available at: <http://simprocess.blogspot.com/2012/02/aspen-introduccion.html>.
- Nasr, T. N., Prowse, D. R. and Frauenfeld, T. (1987) 'Use of Flue Gas With Steam in Bitumen Recovery From Oil Sands.', *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 26(3), pp. 62–69. doi: 10.2118/87-03-06.
- Nourozieh, H., Kariznovi, M. and Abedi, J. (2016) 'Measurement and correlation of solubility and physical properties for gas-saturated athabasca bitumen', *SPE Production and Operations*, 31(3), pp. 207–218. doi: 10.2118/176016-PA.
- Nourozieh, Hossein, Kariznovi, M. and Abedi, J. (2016) 'Measurement and modeling of solubility and saturated-liquid density and viscosity for methane/athabasca-bitumen mixtures', *SPE Journal*, 21(1), pp. 180–189. doi: 10.2118/174558-PA.
- Or, C. et al. (2016) 'Swelling and viscosity reduction of heavy oil by CO₂-gas foaming in immiscible condition', *SPE Reservoir Evaluation and Engineering*, pp. 294–304. doi: 10.2118/179738-pa.
- Osma, L. et al. (2019) 'Benefit-cost and energy efficiency index to support the screening of hybrid cyclic steam stimulation methods', *Energies*, 12(24), pp. 1–16. doi: 10.3390/en12244631.
- Pang, Z. et al. (2018a) 'The experimental analysis of the role of flue gas injection for horizontal well steam flooding', *Journal of Energy Resources Technology*, 140(10). doi: 10.1115/1.4039870.
- Pang, Z. et al. (2018b) 'The Experimental Analysis of the Role of Flue Gas Injection for Horizontal Well Steam Flooding', *Journal of Energy Resources Technology*, 140(10), p. 102902. doi: 10.1115/1.4039870.
- Perdomo, R. H. et al. (2014) 'Evaluation of Different Strategies for Selective Steam Injection in Stratified Heavy-Oil Reservoirs'.
- Pérez Córdoba, J. H. and González Sánchez, E. D. (2020) *Diseño y Evaluación de un Sistema de Captura, Cuantificación y Almacenamiento del Flue gas Producido por los Generadores de Vapor en un Proceso de Inyección de Vapor*. Universidad Industrial de Santander.
- Poling, B. E., Prausnitz, J. M. and O'Connell, J. P. (2001) *The properties of gases and liquids*. Fifth edit. McGraw- Hill. doi: 10.1036/0070116822.
- Rojas, G. and Farouq Ali, S. M. (1985) 'Dynamics of Subcritical Co₂/Brine Floods for Heavy Oil Recovery.', *Society of Petroleum Engineers of AIME, (Paper) SPE*, (February), pp. 81–94. doi: 10.2118/13598-pa.
- Rostami, A. et al. (2017) 'Modeling of CO₂ solubility in crude oil during carbon dioxide enhanced oil recovery using gene expression programming', *Fuel*, 210(May), pp. 768–782. doi: 10.1016/j.fuel.2017.08.110.
- Sandoval Martínez, M. I. (2018) *Estudio experimental de un proceso de inyección cíclica de solvente*

líquido en un yacimiento de crudo pesado mediante pruebas de laboratorio apoyadas con tomografía computarizada y resonancia magnética nuclear. Universidad Industrial De Santander.

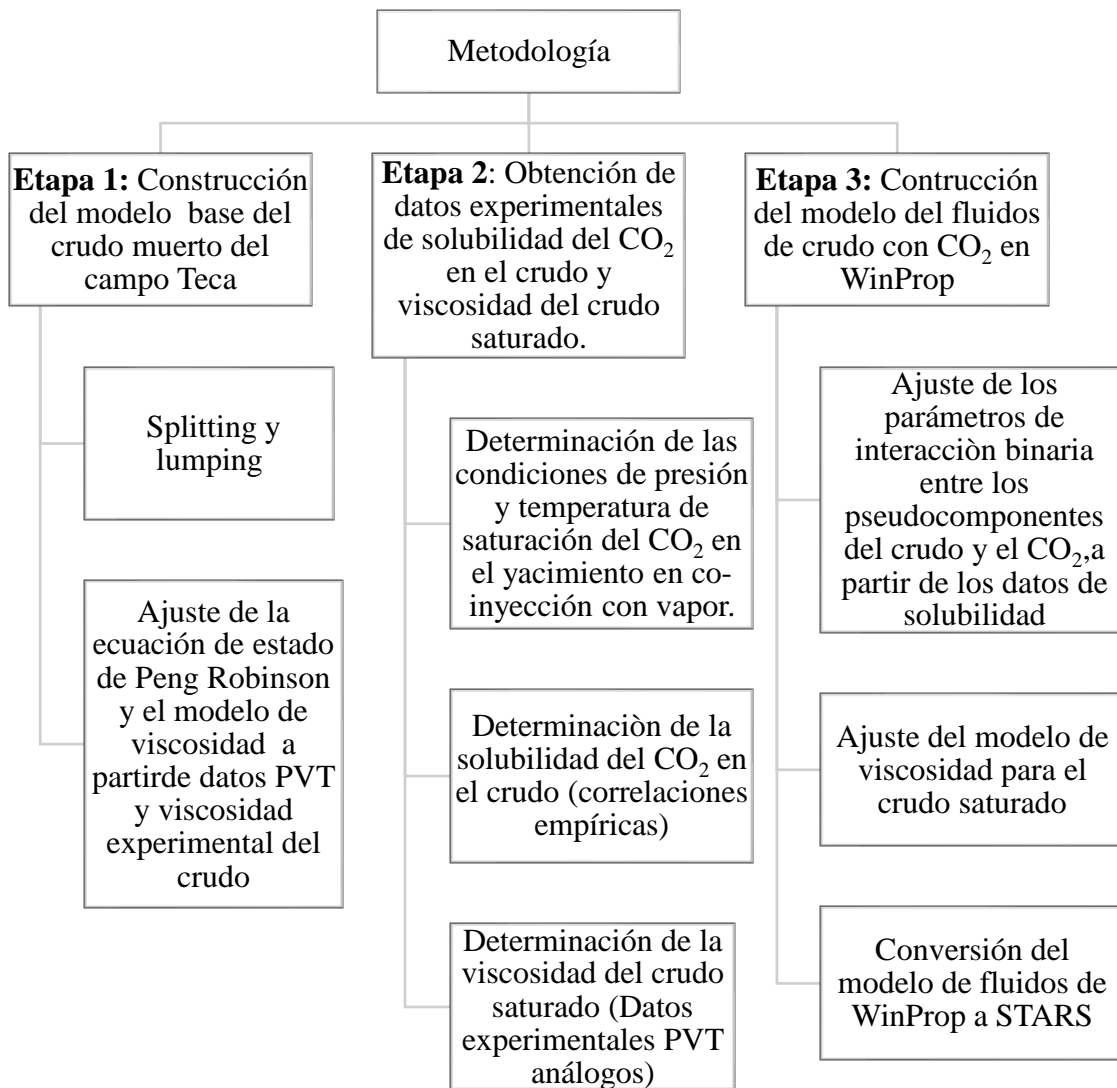
- Simon, R. and Graue, D. J. (1965) 'Generalized correlations for predicting solubility, swelling and viscosity behavior of CO₂-crude oil systems', *Journal of Petroleum Technology*, 17(01), pp. 102–106. doi: 10.2118/917-PA.
- Trigos, B. E. M. *et al.* (2013) 'Key Strategies in the Heat Management for Steamflooding Projects, Teca Field Application', pp. 1–12. doi: 10.2118/165223-ms.
- Trigos Becerra, E. M. *et al.* (2013) 'Key Strategies in the heat management for steamflooding projects, Teca field application', *Paper SPE 165223*.
- Trigos, E. M. *et al.* (2010) 'Feasibility study of applying steamflooding in a reservoir with high shale / sand: Teca Field', *Paper SPE 132775*. doi: 10.2118/132775-MS.
- Trigos, E. M. *et al.* (2016) 'Strategies to Increase Production in a Colombian Heavy Oil Field with Cyclic Steam Stimulation', *SPE Latin America and Caribbean Heavy and Extra Heavy Oil Conference*, (Figure 1), pp. 1–15. doi: 10.2118/181198-MS.
- Wang, Y., Ren, S., Zhang, L. and Hu, C. (2018a) 'Energy efficiency and greenhouse gas emissions of current steam injection process and promising steam based techniques for heavy oil reservoirs', *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 166, pp. 842–849. doi: 10.1016/j.petrol.2018.03.094.
- Wang, Y., Ren, S., Zhang, L. and Hu, C. (2018b) 'Energy efficiency and greenhouse gas emissions of current steam injection process and promising steam based techniques for heavy oil reservoirs', *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 166, pp. 842–849. doi: 10.1016/j.petrol.2018.03.094.
- Wang, Y., Ren, S., Zhang, L., Peng, X., *et al.* (2018a) 'Numerical study of air assisted cyclic steam stimulation process for heavy oil reservoirs: Recovery performance and energy efficiency analysis', *Fuel*, 211(March 2017), pp. 471–483. doi: 10.1016/j.fuel.2017.09.079.
- Wang, Y., Ren, S., Zhang, L., Peng, X., *et al.* (2018b) 'Numerical study of air assisted cyclic steam stimulation process for heavy oil reservoirs: Recovery performance and energy efficiency analysis', *Fuel*, 211(August 2017), pp. 471–483. doi: 10.1016/j.fuel.2017.09.079.
- Welker, J. R. and Dunlop, D. D. (1963) 'Physical Properties of Carbonated Oils', *Journal of Petroleum Technology*, 15(08), pp. 873–876. doi: 10.2118/567-PA.
- Xu, W. *et al.* (2014) 'Experimental and simulation studies on steam stimulation with multiple fluids for offshore heavy oil reservoir', *INTERNATIONAL JOURNAL OF NUMERICAL ANALYSIS AND MODELING*, 5(1–2), pp. 31–45. doi: 10.2118/165383-MS.
- Zhao, Q. *et al.* (2019) 'Phase Behavior Measurements and Modeling for N₂/CO₂/Extra Heavy Oil Mixtures at Elevated Temperatures', *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 58(1), pp. 428–429. doi: 10.1021/acs.iecr.8b03945.
- Zhong, L. *et al.* (2013) 'Investigation on principles of enhanced offshore heavy oil recovery by coinjection of steam with flue gas', *Paper SPE 165231*, pp. 1–11.

Apéndices

Apéndice A. Metodología para la construcción de modelo de fluidos flue gas-crudo con solubilidad

Figura 78.

Metodología para la representación de la interacción entre el crudo y el CO₂



Etapa 1: Construcción del modelo de fluidos base del crudo muerto:

La construcción del modelo de fluidos del crudo pesado del campo de estudio consistió básicamente en generar pseudocomponentes que puedan ser usados en el modelo PVT. En primer lugar, se realizó un fraccionamiento (splitting) de la fracción pesada del crudo en 24 componentes con base a la caracterización del crudo muerto de estudio (Tabla 13). Luego, se agruparon estos componentes de tal forma que no se alterará la envolvente del crudo (Zhao *et al.*, 2019)(Hossein Nourozieh, Kariznovi and Abedi, 2016). Para el ajuste del modelo de fluidos se usaron datos experimentales mostrados en la Tabla 14.

Tabla 13.

Composición promedio del crudo muerto del campo de estudio

Componente	% molar	Componente	Fracción molar
C1	0.8499	C16	2.0722
C2	0.0979	C17	2.2499
C3	0.0339	C18	2.2028
i-C4	0.0053	C19	2.3117
n-C4	0.0053	C20	2.4446
i-C5	0.00084	C21	2.4675
n-C5	0.000459	C22	2.5332
C6	0.00017	C23	2.1874
C7	4.9991E-05	C24	2.3525
C8	0.0585	C25	2.1382
C9	0.1316	C26	2.1020
C10	0.3959	C27	2.2010
C11	0.6247	C28	2.2450
C12	1.0495	C29	2.0672
C13	1.4628	C30+	60.9955
C14	1.7035		
C15	2.0212		

Fuente: ICP (2011) Control de calidad de los fluidos tomados en los pozos Teca-Cocorná. Bucaramanga.

Tabla 14.

Datos experimentales de propiedades físicas del crudo muerto del campo en estudio

Propiedad	Valor	Temperatura [°F]	Presión [psia]
Densidad [lb/ft ³]	61.1981	60	
	3954	105.98	
	245	168.96	14.7
Viscosidad [cP]	46.6	233.06	
	14.3	300.2	

Fuente: ICP (2011) Control de calidad de los fluidos tomados en los pozos Teca-Cocorná. Bucaramanga.

La Figura 79 presenta el diagrama P-T para el crudo Teca con 32 componentes obtenidos a partir del Splitting (PT-1 línea verde) y posterior al agrupamiento en 8 (línea roja PT-2) y 4 (PT-3 línea azul) pseudocomponentes. Se evidencia un ligero cambio en la línea de burbuja para el caso de 4 pseudocomponentes; sin embargo, el crudo del campo de estudio puede ser representado correctamente a partir de este agrupamiento, la Tabla 15 muestra las propiedades de estos pseudocomponentes.

Tabla 15.

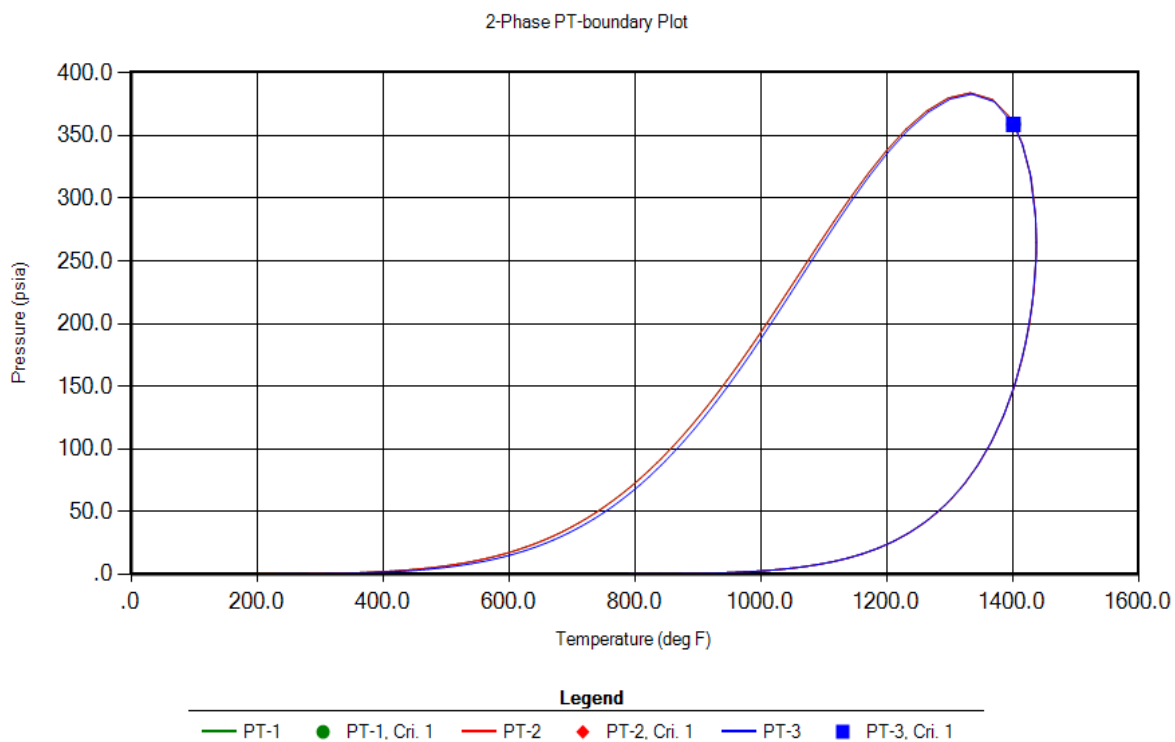
Propiedades de los pseudocomponentes para la ecuación de estado de Peng-Robinson (1978).

Pseudocomponentes	MW [g/mol]	Tc [K]	Pc [atm]	w	SG
CH4 – NC4	18.42	213.24	46.37	0.02	0.32
IC5 – C12	148.62	645.54	23.063	0.48	0.79

C13 – C19	224.62	736.53	17.093	0.69	0.84
C20-C44	328.63	930.29	13.46	1.08	0.91
C45+	504.41	1074.18	8.21	1.40	0.95

Figura79.

Diagrama P-T para la caracterización del crudo Teca a partir el splitting en 24 componentes y el lumping en 4 y 8 pseudocomponentes.
 Calculado mediante WinProp CMG.



Etapa 2: Obtención de datos de solubilidad del CO₂ en el crudo y viscosidad del crudo saturado.

En primer lugar, se establecieron las condiciones de yacimiento de presión y temperatura, bajo las cuales el CO₂ se podría disolver en el crudo en un proceso de inyección de vapor con flue gas. Con este fin se realizó un modelo conceptual de yacimiento de crudo pesado sometido a un proceso de inyección de vapor con flue gas. Luego, se analizaron correlaciones empíricas para determinar la solubilidad del CO₂, en el crudo bajo las condiciones establecidas previamente. La mayoría de estos modelos matemáticos no están elaborados para altas temperaturas y bajas presiones parcial del CO₂, por lo que solo fue posible calcular la solubilidad del CO₂ en el crudo por medio de la correlación desarrollada por Rostami *et al.*, (2017), la cual presenta una desviación relativa absoluta promedio, AARD=0.0378.

El cálculo de la viscosidad del crudo saturado presentó más dificultades, debido a que no se encontró una correlación que permitiera determinar este parámetro en un rango bajo de solubilidad. Por tanto, se tomaron de forma análoga datos de porcentaje de reducción de viscosidad de un crudo pesado saturado por CO₂, reportado por de Pang *et al.*, (2018). La viscosidad del crudo saturado se calculó aplicando la ecuación 14.

$$\mu_{\text{sat}}(T,P) = \mu_{\text{crudo}(T,P)} - \% \mu_{\text{red}}(T,P) \times \mu_{(T,P)} \quad (14)$$

Donde,

$\mu_{\text{sat}}(T,P)$ = Viscosidad del crudo saturado a la temperatura y presión específicas

$\mu_{\text{crudo}(T,P)}$ = Viscosidad del crudo muerto a temperatura de saturación y presión específicas.

$\% \mu_{\text{red}}(T,P)$ = Porcentaje de reducción de viscosidad análogo de un crudo saturado a las condiciones de evaluación.

En las Tabla 16 y Tabla 17 se presentan los estudios experimentales y las correlaciones empíricas, que fueron analizadas con el propósito de determinar la solubilidad del CO₂ en el crudo de estudio y la viscosidad del crudo saturado respectivamente. En cuando a los datos experimentales, se observó que los análisis PVT se realizaron a presiones más altas que las condiciones a las que el CO₂ (presión parcial) se solubilizaría en yacimiento para el caso de estudio, a excepción de los datos reportados por Pang *et al.*, (2018), que se usaron para determinar de forma análoga, los porcentajes de reducción de viscosidad de un crudo saturado con determinada cantidad de CO₂ disuelto.

Tabla 16.

Estudios experimentales de PVT para la determinación de la solubilidad de flue gas o CO₂ en el crudo y la medición de propiedades físicas del crudo saturado.

Estudio experimental	Aplicabilidad	Observaciones
(Davaranah and Mirshekari, 2020)	Determinación experimental a partir de pruebas PVT de la solubilidad del CO ₂ en el crudo y medición de la densidad y la viscosidad del crudo saturado. Presión: 435.1 – 1885.5 psi Temperatura: 188.3- 386.33 °F Crudo pesado con viscosidad de 1x10 ⁶ cP @ SC	La presión de saturación es más alta que las condiciones de evaluación del presente estudio.
(Zhao <i>et al.</i> , 2019)	Determinación experimental de la solubilidad del CO ₂ y N ₂ en crudo muerto. Crudo extrapesado del campo Xinjiang de China. ° API: 5.2 Presión [psi]: 725.2 – 2900 Temperatura [°F]: 176 - 536	Las condiciones de presión son superiores a las del presente estudio.

MW: 574.5

- | | | |
|---|--|---|
| (Pang <i>et al.</i> , 2018) | <p>Determinación experimental de la solubilidad del flue gas en crudo muerto. Medición de factor de hinchamiento y viscosidad del crudo saturado.
 Crudo muerto de un campo de China.
 ° API: 11
 Presión [psi]: 56-868
 Temperatura [°F]: 14.7 – 1740
 Crudo pesado con viscosidad de 28469.6 cP @ 122 °F</p> | <p>Se toman como datos experimentales por proporcionar la mayor cantidad de datos en el rango de estudio, además de ser un estudio experimental bastante robusto.</p> |
| (Li, Li and Sun, 2016) | <p>Determinación experimental de la solubilidad del flue gas en crudo muerto. Medición de factor de hinchamiento, viscosidad y tensión interfacial del crudo saturado.
 Crudo extrapesado del campo Shengli de China.
 ° API: 14.7
 Presión [psi]: 56-868
 Temperatura [°F]: 176 - 392
 Crudo pesado con viscosidad de 7.61×10^5 cP @ SC</p> | <p>Una parte de los datos experimentales pueden usarse como análogos para el caso de estudio.</p> |
| (H. Nourozieh, Kariznovi and Abedi, 2016) | <p>Determinación experimental de la solubilidad del CO₂ en crudo muerto. Medición de viscosidad y la densidad del crudo saturado.
 Bitumen Athabasca
 ° API: 8.7
 MW= 539.2
 Presión [psi]: 154-870
 Temperatura [°F]: 122- 392</p> | <p>Las condiciones de presión (P>154 psi) son superiores a las del caso estudio.</p> |
| (Or <i>et al.</i> , 2016) | <p>Determinación experimental de la solubilidad del CO₂ en crudo muerto. Medición de viscosidad del crudo saturado.</p> | <p>Las condiciones de presión (P>160 psi) son superiores a las del caso estudio</p> |

	<p>Crudo pesado de un campo de Japón ° API: 13.06 MW= 320 Presión [psi]: 160-1450 Temperatura [°F]: 68 – 122</p>	
(Dong <i>et al.</i> , 2015)	<p>Determinación experimental de la solubilidad del CO₂ en crudo pesado. Medición de viscosidad del crudo saturado y el factor de hinchamiento.</p> <p>Tres muestras de crudo muerto del campo Liaohe, CNPC, de China. Para el proceso se usó crudo vivo.</p> <p>° API: 12.48, 14.29, 15.51 Presión [psi]: 20-1740 Temperatura [°F]: 77 – 248 Viscosidad @ SC [cP]: 47310, 7843, 1074</p>	<p>Los datos corresponden a crudo vivo, en el caso se estudió se está trabajando con un yacimiento de crudo pesado depletado.</p>

Tabla 17.

Correlaciones empíricas para el cálculo de la solubilidad del CO₂ en crudo pesado y la determinación de propiedades físicas del crudo saturado.

Correlación	Aplicabilidad	Observaciones
(Mehrotra and Svrcek, 1982)	Cálculo de viscosidad, densidad y solubilidad del CO ₂ en el crudo.	Los valores de solubilidad obtenidos de esta correlación están en el rango normal, observados en los estudios experimentales. No obstante, los valores de viscosidad el crudo saturado, son mayores que los del crudo muerto.
(Beggs and Robinson, 1975)	Data usada para generar la correlación: ° API: 18-58 Presión [psi]: 0 – 5250 Temperatura [°F]: 70 - 295	El uso de esta correlación presenta porcentajes de reducción de viscosidad del crudo saturado, inferior al 2.3%, los cuales son valores

	Correlación para la medición de la viscosidad del crudo saturado.	muy bajos respecto a los reportados en literatura en condiciones análogas.
(Rostami <i>et al.</i> , 2017)	Data usada para generar la correlación: ° API: 11.4 - 25.7 Presión [psi]: 72.5 – 1855.03 Temperatura [°F]: 70- 284 MW: 196-490 Correlación para la medición de la solubilidad del CO ₂ en crudo muerto y vivo.	Los cálculos de solubilidad son cercanos a los obtenidos a partir de la correlación de (Mehrotra and Svrcek, 1982), presentan un comportamiento más curvo con tendencias similares a las observadas en los datos experimentales.
(Barclay and Mishra, 2016)	Data usada para generar la correlación: ° API: > 26 Presión [psi]: 262.5 – 3974 Temperatura [°F]: 90 - 165 • Correlación para la medición de la solubilidad del CO ₂ en crudo liviano muerto y vivo. Y cálculo de la viscosidad del crudo saturado	La corrección es desarrollada para crudos livianos.

Etapa 3: Construcción del modelo de fluidos de crudo con CO₂ en WinProp

Los cálculos obtenidos por medio de la correlación Rostami *et al.*, (2017) de solubilidad del CO₂ en el crudo a determinada presión y temperatura, se usaron para ajustar la ecuación de estado seleccionada. El parámetro de regresión utilizado fue el coeficiente de interacción binaria ($HclntCoefExp - 1(1.8)$) y las propiedades críticas de los componentes más pesados. A partir de este ajuste es posible determinar el equilibrio liquido-vapor entre la mezcla de componentes en cada estado termodinámico y así, obtener los *Kvalues*, que son usados en la simulación numérica de yacimientos por medio de STARS. Posteriormente se

usaron las viscosidades del crudo saturado para ajustar el modelo de Pedersen (1987). La Tabla 18 muestra el conjunto de datos usado para modelar el comportamiento de fase y la viscosidad del crudo saturado con CO₂ en WinProp.

Tabla 18.

Datos de entrada para la construcción del modelo de fluidos en WinProp.

		Presión total= 900 psi, P _{par} CO ₂ = 99 psi							Presión total= 800 psi, P _{par} CO ₂ = 88 psi					
T [°F]	T [°C]	Presión parcial del CO2 [Mpa]	Solubilidad	X _{crudo} (calculado con presión parcial del CO2)	Viscosidad del crudo muerto	% reduc viscosidad	Viscosidad crudo saturado	Presión parcial del CO2	Solubilidad	X _{crudo} (calculado con presión parcial del CO2)	Viscosidad del crudo muerto	% reduc viscosidad	Viscosidad crudo saturado	
112	44.4	0.6825	0.07	0.93	4394.90	22.73	3396.14	0.61	0.07	0.93	4285.42	19.23	3461.25	
122	50	0.6825	0.07	0.93	2772.62	15.94	2330.70	0.61	0.06	0.94	2702.83	13.83	2328.99	
170	80	0.6825	0.05	0.95	434.26	8.05	399.32	0.61	0.05	0.95	422.96	7.18	392.60	
250	121.11	0.6825	0.04	0.96	50.93	0.16	50.86	0.61	0.03	0.97	49.59	0.02	49.58	

		Presión total= 600 psi P _{par} CO ₂ = 66 psi						Presión total= 400 psi P _{par} CO ₂ = 44 psi					
T [°F]	T [°C]	Presión parcial del CO2	Solubilidad	X _{crudo} (calculado con presión parcial del CO2)	Viscosidad del crudo muerto	% reduc viscosidad	Viscosidad crudo saturado	Presión parcial del CO2	Solubilidad	X _{crudo} (calculado con presión parcial del CO2)	Viscosidad del crudo muerto	% reduc viscosidad	Viscosidad crudo saturado
112	44.4	0.46	0.05	0.95	4070.48	12.26	3571.27	0.30	0.03	0.97	3861.35	6.62	3605.65
122	50	0.46	0.05	0.95	2565.76	8.58	2345.63	0.30	0.03	0.97	2432.34	4.67	2318.75
170	80	0.46	0.03	0.97	400.72	3.30	387.49	0.30	0.02	0.98	379.01	0.89	375.63
250	121.11	0.46	0.03	0.97	46.94	0.00	46.94	0.30	0.02	0.98	44.34	0.00	44.34

Apéndice B. Efecto del cambio de tamaño de celda en los resultados de simulación

En la sección 3.4 se indicó que fue necesario aumentar el tamaño de celda para el esquema de inyección alternada vapor-flue gas. Esto genera un cambio en las variables de respuesta. Como se observa en la **Figura80**, el factor de recobro disminuye en un 2.02% cuando se aumenta el tamaño de celda en la dirección ij de 5 ft a 10 ft. También se evidencian cambios en la tasa de producción de crudo en el tiempo inicial. Este mismo comportamiento se observa para el caso de inyección de vapor alternada con flue gas en una fracción molar de 0.05 (Figura 81), donde el factor de recobro disminuye en 2.01% al incrementar el tamaño de celda, mostrando que se conserva la misma variación en los resultados del esquema en estudio y el caso base de comparación (solo vapor). Por tanto, el análisis del proceso de inyección alternada se realizó en tamaño de celda $ij=10$ ft. Mientras que la co-inyección se trabajó con tamaños de celda $ij= 5$ ft, considerando que son esquemas diferentes y no se comparan entre sí, sino respecto a la inyección de solo vapor y la respuesta de los objetivos de desarrollo establecidos.

Figura 80.

Comparativo de la respuesta del factor de recobro y la tasa de producción de crudo del proceso de inyección de solo vapor, para dos tamaños de celda en la dirección ij.

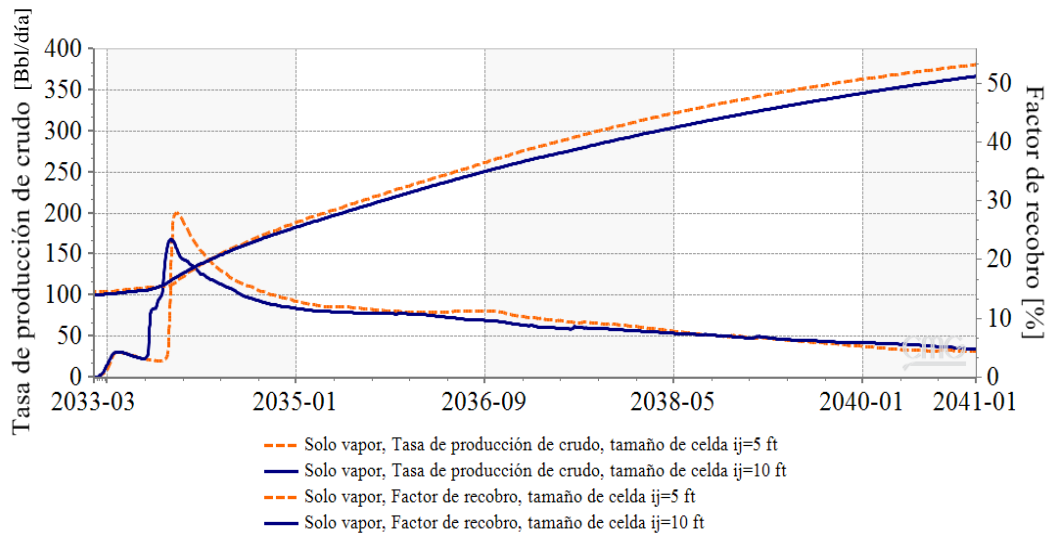
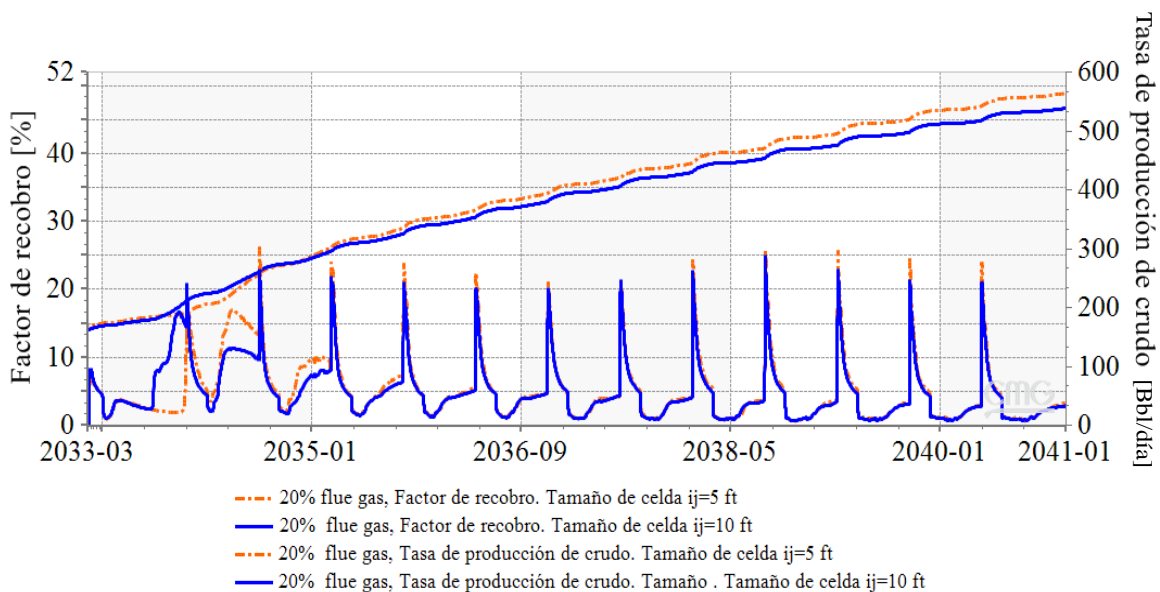


Figura 81.

Comparativo de la respuesta del factor de recobro y la tasa de producción de crudo del proceso de inyección alternada vapor-flue gas, para dos tamaños de celda en la dirección ij.



Apéndice C. Efecto de los tiempos de inyección de cada ciclo del proceso de inyección alternada con co-inyección y la cantidad de flue gas, en las variables de respuesta.

Efecto de los parámetros operacionales en el factor de recobro

En la **Figura 82** se puede observar el parámetro que más influye en el factor de recobro del esquema alternado es el tiempo de inyección de flue gas (etapa A) seguido del tiempo de inyección vapor-flue gas (etapa B). En el gráfico de estimación de efectos (Figura 83) se evidencia que al aumentar el tiempo de inyección de flue gas de 5 a 35 días, ocurre una reducción del factor de recobro de 3.5%. Por el contrario, incrementar el tiempo de inyección de vapor con flue gas de 60 – 150 días, puede contribuir a incrementar la recuperación de crudo en 2.3%. La interacción no lineal entre los tiempos de inyección y las tasas de inyección también tienen un efecto sobre el factor de recobro.

Figura 82.

Análisis Sobol para el factor de recobro del esquema de inyección alternada

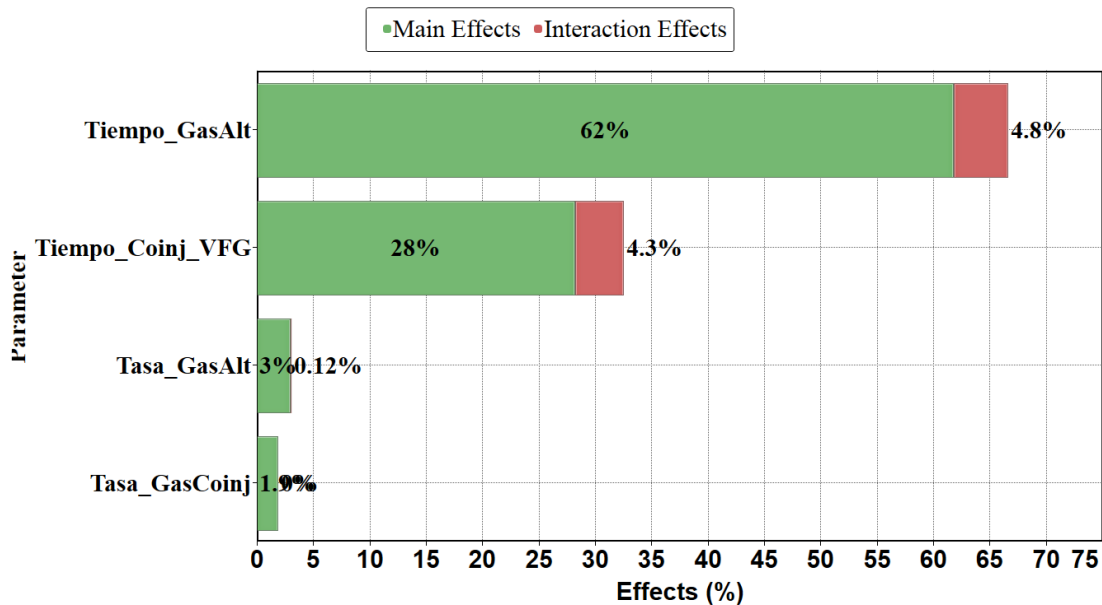
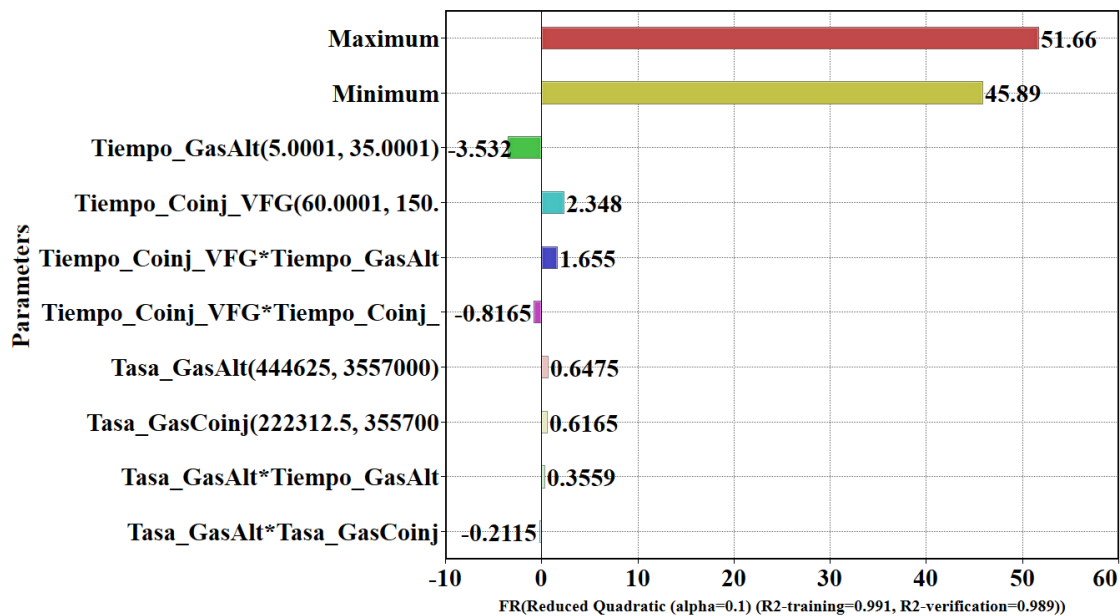


Figura 83.

Estimación de efectos para el factor de recobro del esquema de inyección alternada.

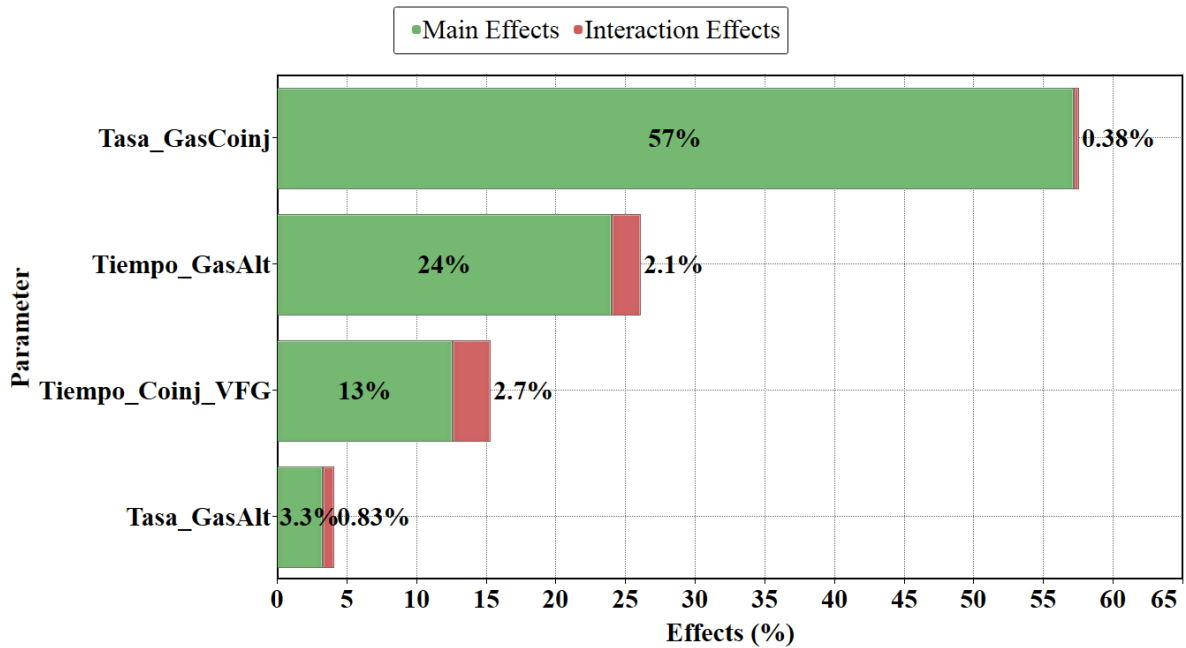


Efecto de los parámetros operacionales en la temperatura promedio del yacimiento.

En la Figura 84 se evidencia que tasa de inyección de flue gas junto con el vapor, es el parámetro que más influye en la temperatura promedio de la formación, debido al efecto de reducción de la presión parcial del vapor por la presencia de otra fase gaseosa y por ende su disminución de temperatura y cambio de volumen específico. Otros parámetros que afectan a esta función objetivo son los tiempos de inyección de cada etapa. La temperatura promedio de la formación determina la reducción de viscosidad del crudo y por tanto su movilidad.

Figura 84.

Análisis Sobol para la temperatura promedio del esquema de inyección alternada



Efecto de los parámetros operacionales en la entalpia acumulada inyectada

El tiempo de inyección del flue gas, también es el parámetro que tiene un mayor efecto en la entalpia acumulada inyectada (Figura 85). Al aumentar este parámetro disminuye el requerimiento energético hasta en $1.2E11$ Btu, mientras que el incremento en los días de inyección vapor-flue gas aumenta el gasto energético (Figura 86).

Figura 85.

Análisis Sobol para la entalpia inyectada acumulada del esquema de inyección alternada

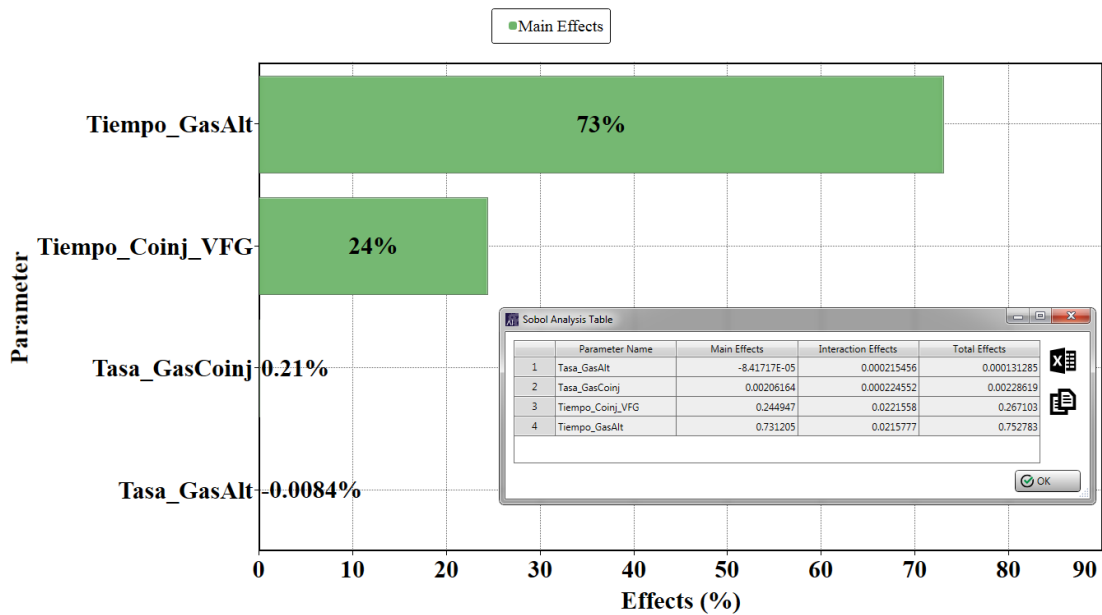


Figura 86.

Estimación de efectos para la entalpia inyectada acumulada del esquema de inyección alternada

