

**EFFECTO DEL FLUX DE AIRE Y LAS PROPIEDADES DEL MEDIO POROSO
SOBRE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE DEPOSITADO EN UN PROCESO
DE COMBUSTIÓN IN SITU**

ALBERTO RAÚL PINZÓN DÍAZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2018

**EFFECTO DEL FLUX DE AIRE Y LAS PROPIEDADES DEL MEDIO POROSO
SOBRE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE DEPOSITADO EN UN PROCESO
DE COMBUSTIÓN IN SITU**

ALBERTO RAÚL PINZÓN DÍAZ

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de magíster
en ingeniería de hidrocarburos**

SAMUEL FERNANDO MUÑOZ NAVARRO

MSc. Ingeniería de hidrocarburos

Director

HERNANDO BOTTÍA RAMÍREZ

PhD. (C) Ingeniería química

Codirector

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2018

DEDICATORIA

A Dios primero que todo, por llenarme de bendiciones, de sabiduría, de paciencia y por iluminarme el camino en los momentos difíciles. Gracias por mi familia, mis amigos, mi alma máter y por regalarme cada mañana un día más de vida.

A mis padres Ana y Miguel, y mis hermanos Stefanía y Miguel. Ustedes son mi razón de ser, mi mayor tesoro, mi mayor motivación, mi motor y mi orgullo más grande. ¡Los amo infinitamente!

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander, especialmente a todos mis profesores por formarme como un profesional íntegro y ejemplar.

Al Instituto Colombiano del Petróleo de Ecopetrol S.A., y en particular a mis compañeros del laboratorio de recobro mejorado Carlos Álvarez y Luis Niño por su valiosa ayuda en la realización de las pruebas experimentales.

A mis mentores, el profesor Samuel Muñoz y el ingeniero Hernando Bottía por su exigencia, sus sugerencias y valiosos consejos que permitieron la calidad del trabajo realizado.

Al grupo de investigación recobro mejorado, al que siempre estaré orgulloso de pertenecer, por permitirme crecer en todos los aspectos de mi vida, principalmente en el ámbito científico e investigativo.

A los ingenieros Yohan Pabón, Jorge Padilla y William Navarro por sus valiosos aportes a esta investigación.

CONTENIDO

	Página
INTRODUCCIÓN	13
1. FUNDAMENTOS DE LA COMBUSTIÓN IN SITU.....	18
1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	18
1.2. REACCIONES ASOCIADAS AL PROCESO	21
1.3. IMPORTANCIA DEL COQUE DEPOSITADO.....	23
2. FLUX DE AIRE INYECTADO	29
2.1. EFECTO SOBRE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE DEPOSITADO	29
2.2. EFECTO SOBRE LA VELOCIDAD DEL FRENTE.....	31
2.3. EFECTO SOBRE LA COMPOSICIÓN DE GASES EFLUENTES	34
3. DISEÑO EXPERIMENTAL	37
3.1. VALORES TÍPICOS DE FLUX.....	37
3.2. DEFINICIÓN DE LA REGIÓN DE ACEPTACIÓN.....	40
3.3. NÚMERO DE PRUEBAS Y CONDICIONES OPERATIVAS.....	42
3.4. RESULTADOS PRUEBAS DE LABORATORIO.....	46
3.4.1. Réplicas.....	46
3.4.2. Pruebas con afloramiento.....	48
4. MODELO DE SIMULACIÓN NUMÉRICA.....	52
4.1. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO	52

4.1.1. Enmallado.....	52
4.1.2. Cálculo de conductividades térmicas.....	53
4.1.3. Estequiometría de las reacciones involucradas en el proceso CIS.....	54
4.2. MODELO CINÉTICO	59
4.3. ESTRATEGIAS DE AJUSTE PRUEBAS DE AFLORAMIENTO	61
4.3.1. Modificación de factor pre-exponencial.....	62
4.3.2. Implementación de calentadores y enfriadores automáticos.	63
4.4. RESULTADOS DE AJUSTE	64
4.5. PARÁMETROS DE DESEMPEÑO	72
5. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN	75
5.1. RESULTADOS DEL TOTAL DE ESCENARIOS.....	75
5.2. EFECTO DEL FLUX DE AIRE INYECTADO	79
5.3. EFECTO DE LA PRESIÓN.....	81
5.4. EFECTO DE LA POROSIDAD.....	82
5.5. EFECTO DE LA SATURACIÓN DE ACEITE.....	83
5.6. EFECTO DE LA SATURACIÓN DE AGUA.....	84
5.7. EFECTO DE LA SATURACIÓN DE GAS	85
5.8. REGRESIÓN	86
6. CONCLUSIONES.....	90
7. RECOMENDACIONES.....	91
BIBLIOGRAFÍA.....	92

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1. Proceso CIS en estado estable	19
Figura 2. Aumento del área con flux constante	21
Figura 3. Efecto del oxígeno delante del frente de combustión	25
Figura 4. Flujo de trabajo Kovscek et al. (2013)	27
Figura 5. Metodología de escalamiento WUGI	28
Figura 6. Coque vs flux de gas producido. Alexander et al. (1962)	30
Figura 7. Coque vs fracción molar de aire inyectado.....	31
Figura 8. Velocidad del frente de combustión vs flux de oxígeno. Hansel et al. (1984)	32
Figura 9. Velocidad del frente de combustión vs flux de aire inyectado. Burger et al. (1985)	33
Figura 10. Velocidad del frente de combustión vs fracción molar de oxígeno en el gas inyectado. Onyekonwu & Ramey (1986)	34
Figura 11. Consumo de oxígeno y producción de CO ₂ . Hansel et al. (1984)	35
Figura 12. Producción de gases efluentes y consumo de oxígeno. Awoleke (2007)	36
Figura 13. Histograma para valores típicos de flux de aire inyectado	40
Figura 14. Histograma para valores refinados de flux de aire inyectado	42
Figura 15. Velocidad del frente vs flux. Pruebas de afloramiento.....	50
Figura 16. Fracción X vs flux. Pruebas de afloramiento	51
Figura 17. Enmallado del modelo de simulación	53
Figura 18. Validación de parámetros cinéticos de la unidad RTO	59

Figura 19.	Perfiles de temperatura caso base “Afloramiento 1”.....	61
Figura 20.	Perfiles de temperatura “Afloramiento 1”	65
Figura 21.	Perfiles de temperatura “Afloramiento 2”	65
Figura 22.	Perfiles de temperatura “Afloramiento 3”	66
Figura 23.	Fracción molar de CO ₂ producido. “Afloramiento 1”	67
Figura 24.	Fracción molar de CO producido. “Afloramiento 1”	67
Figura 25.	Fracción molar de O ₂ producido. “Afloramiento 1”	68
Figura 26.	Fracción molar de CO ₂ producido. “Afloramiento 2”	69
Figura 27.	Fracción molar de CO producido. “Afloramiento 2”	69
Figura 28.	Fracción molar de O ₂ producido. “Afloramiento 2”	70
Figura 29.	Fracción molar de CO ₂ producido. “Afloramiento 3”	71
Figura 30.	Fracción molar de CO producido. “Afloramiento 3”	71
Figura 31.	Fracción molar de O ₂ producido. “Afloramiento 3”	72
Figura 32.	“X” vs flux @ P=1200 psia	79
Figura 33.	“X” vs flux @ So=0.2	80
Figura 34.	“X” vs presión @ So=0.2	82
Figura 35.	“X” vs porosidad @ So=0.2	83
Figura 36.	“X” vs So @ Porosidad=0.41	84
Figura 37.	“X” vs Sw @ Porosidad=0.41	85
Figura 38.	“X” vs Sg @ Porosidad=0.41	86
Figura 39.	Curvas de regresión ajustadas	88

LISTA DE TABLAS

		Página
Tabla 1.	Valores típicos de flux de aire inyectado.....	38
Tabla 2.	Datos para histograma de flux	39
Tabla 3.	Valores refinados de flux de aire inyectado	41
Tabla 4.	Condiciones operativas de pruebas experimentales	45
Tabla 5.	Empaquetamiento de pruebas de réplica	47
Tabla 6.	Gases producidos/inyectados en pruebas de réplica	47
Tabla 7.	Parámetros de desempeño pruebas de réplica	47
Tabla 8.	Balance de masa pruebas de réplica.....	48
Tabla 9.	Gases producidos/inyectados en pruebas con afloramiento.....	49
Tabla 10.	Parámetros de desempeño pruebas con afloramiento	49
Tabla 11.	Dimensiones del grid cilíndrico	53
Tabla 12.	Cantidades producidas de gases y agua formada.....	55
Tabla 13.	Relaciones CO_2/CO y O_2/CO_2	56
Tabla 14.	Esquema de reacción de Cinar, 2011.....	56
Tabla 15.	Cálculo de estequiometría reacciones de combustión	57
Tabla 16.	Estequiometría final calculada.....	58
Tabla 17.	Estequiometría y parámetros cinéticos unidad RTO.....	60
Tabla 18.	Factor pre-exponencial de reacción de adición ajustado para cada ensayo	63
Tabla 19.	Parámetros de desempeño zona estable “Afloramiento 1”	73
Tabla 20.	Parámetros de desempeño zona estable “Afloramiento 2”	73

Tabla 21.	Parámetros de desempeño zona estable “Afloramiento 3”	74
Tabla 22.	Resultados totales de escenarios estudiados.....	76
Tabla 22.	(Continuación)	77
Tabla 22.	(Continuación)	78
Tabla 23.	Estadísticas de la regresión.....	87
Tabla 24.	Análisis de varianza.....	87
Tabla 25.	Coefficientes de tendencia lineal	89

RESUMEN

TITULO: EFECTO DEL FLUX DE AIRE Y LAS PROPIEDADES DEL MEDIO POROSO SOBRE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE DEPOSITADO EN UN PROCESO DE COMBUSTIÓN IN SITU *

AUTOR: ALBERTO RAÚL PINZÓN DÍAZ **

PALABRAS CLAVES: Combustión *in situ*, flux de aire, tubo de combustión, simulación numérica de yacimientos, ajuste histórico.

En la presente investigación se estudió el efecto del flux de aire inyectado y las propiedades del medio poroso: presión, porosidad, saturación de aceite, saturación de agua y saturación de gas sobre la cantidad de combustible depositado en un proceso de combustión in situ para un sistema roca-fluido colombiano. Para ello, se realizaron pruebas de laboratorio, usando el reactor tubo de combustión para evaluar el rendimiento del proceso variando las propiedades anteriormente mencionadas; y, además se calculó la cinética de las reacciones involucradas en el proceso a partir de resultados obtenidos de pruebas realizadas en la unidad de oxidación con rampa de temperatura (RTO por sus siglas en inglés).

Posteriormente, se realizaron modelos de simulación numérica de yacimientos usando las herramientas computacionales de la compañía CMG, los cuales fueron validados a partir del ajuste histórico de los resultados obtenidos en las pruebas experimentales, para finalmente evaluar un mayor número de escenarios modificando las propiedades en los rangos establecidos para el sistema roca fluido. Los resultados de los escenarios simulados fueron presentados en una tabla que contiene las diferentes combinaciones de propiedades y el respectivo valor de combustible depositado para cada uno de los escenarios.

Por otra parte, los resultados obtenidos a nivel experimental demostraron que valores de flux de aire inyectado superiores a $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ favorecieron la depositación de mayor cantidad de combustible, mientras que, el valor de flux de aire inyectado óptimo estuvo entre $20.2276 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ y $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$.

* Proyecto de grado

** Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de ingeniería de petróleos
Director: Samuel Fernando Muñoz Navarro, M.Sc. Ingeniería de hidrocarburos. Codirector: Hernando Bottía Ramírez, Ph.D. (C) Ingeniería química.

ABSTRACT

TITLE: EFFECT OF AIR FLUX AND POROUS MEDIA PROPERTIES ON DEPOSITED FUEL AMOUNT IN AN IN-SITU COMBUSTION PROCESS*

AUTHOR: ALBERTO RAÚL PINZÓN DÍAZ **

KEY WORDS: In situ combustion, injected air flux, combustion tube, reservoir numerical simulation, history match.

This research studied the effect of injected air flux and porous media: pressure, porosity, oil saturation, water saturation and gas saturation on deposited fuel amount in an in-situ combustion process for a Colombian rock-fluid system. For that, laboratory tests were carried out, using the combustion tube reactor to evaluate the performance of the process varying the properties; and, in addition, the kinetics of the reactions involved in the process were calculated from results obtained from tests carried out in the ramped temperature oxidation unit (RTO).

Subsequently, reservoir numerical simulation models were made using the CMG company's computational tools, which were validated based on the history matching of results obtained from experimental tests, to finally evaluate a greater number of scenarios modifying the properties in the ranges established for rock-fluid system. The results obtained from simulated scenarios were presented in a table that contains the different combinations of properties and the respective value for deposited fuel for each single scenario.

On the other hand, the experimental results showed that injected air flux values higher than $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ encouraged a higher deposited fuel amount, while, the optimal injected air flux value was between $20.2276 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ and $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$.

* Degree project.

** Physicochemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School.

Director: Samuel Fernando Muñoz Navarro, M.Sc. Hydrocarbon engineering. Codirector: Hernando Bottía Ramírez, Ph.D. (C) Chemical engineering.

INTRODUCCIÓN

Según cifras presentadas en la ronda 2012 por la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), el potencial hidrocarburífero de Colombia, en cuanto a recursos convencionales, corresponde a 56000 millones de barriles de aceite total generado entrampado según la estimación P90. De este potencial, 14224 millones de barriles (25.4%) equivalen al potencial P90 de crudos pesados.² Por otra parte, el factor de recobro promedio para yacimientos de crudos pesados en Colombia se estima alrededor del 6%. Teniendo en cuenta lo anterior, existe la necesidad de implementar técnicas de recobro mejorado (EOR por sus siglas en inglés) que permitan extraer una porción adicional de los más de 13370 millones de barriles de aceite que aún están sin extraer.

De acuerdo con los criterios de screening de aplicación de las técnicas EOR^{3,4} la inyección de gases inmiscibles, la inyección de polímeros y la inyección de surfactantes son ampliamente aplicables a profundidades y viscosidades menores a 5000 pies y 100 centipoises (cP) respectivamente. Por su parte, la inyección de gases miscibles como el CO₂, gas hidrocarburo y nitrógeno han demostrado buenos factores de recobro a profundidades superiores a 5000 pies, pero en el mismo rango de viscosidad de las técnicas mencionadas anteriormente. Respecto a los crudos con viscosidades mayores a 100 cP, se ha comprobado que la inyección de vapor resulta ser el mejor método de recobro mejorado. Sin embargo, para este tipo de fluidos contenido en yacimientos con profundidades superiores a los 4000 pies, la factibilidad de aplicar inyección de vapor se ve fuertemente comprometida, debido

² Potencial de hidrocarburos en Colombia. Agencia Nacional de Hidrocarburos ANH. Pág. 107. 2012. Disponible en: <https://goo.gl/ou7qhB>

³ Val Brock et al, Well Recovered, World Expro, pág. 119

⁴ ALADASANI ET AL. "Recent developments and updated screening criteria of enhanced oil recovery techniques". IN SPE 2010

a las altas pérdidas energéticas que se presentan a lo largo de la tubería de inyección. En este escenario, la combustión *in situ* (CIS) se presenta como el método de recobro mejorado más apropiado, considerando que la energía se produce directamente en el yacimiento.

La CIS consiste en la inyección de aire a un yacimiento de crudo pesado con el fin de llevar a cabo una serie de reacciones exotérmicas entre el crudo inyectado y el oxígeno contenido en el aire. Lo anterior, produce la liberación de una gran cantidad de energía directamente en el yacimiento, eliminando así las altas pérdidas asociadas a transportar la energía desde superficie. A pesar de las ventajas que presenta la CIS, existen diversas limitaciones que han provocado que su aplicabilidad haya disminuido. Entre estas, se destacan principalmente las planificaciones erróneas, la mala selección de las áreas de aplicación y el limitado entendimiento de los fenómenos fisicoquímicos que involucra el proceso. Con la finalidad de disminuir la incertidumbre en la definición de las variables operacionales para un proceso de combustión *in situ*, recientemente se han enfocado ciertos esfuerzos en desarrollar modelos numéricos que representen el comportamiento del proceso. Lo anterior, requiere pruebas de laboratorio que permitan estudiar estos comportamientos, en un sistema roca-fluido representativo y a las condiciones termodinámicas predominantes del yacimiento de estudio.

La presente investigación evaluó el efecto que el flux de aire inyectado, la presión del yacimiento y propiedades del medio poroso, como la porosidad y la saturación de fluidos sobre la cantidad de combustible depositado. Para lograr esto, primero se estudió la cantidad de coque depositado para diferentes combinaciones de flux y propiedades del medio poroso a partir de pruebas RTO y tubo de combustión. Posteriormente, se desarrollaron modelos de simulación numérica de yacimientos utilizando las herramientas computacionales de la compañía CMG, los cuales fueron validados con el ajuste histórico de los resultados de laboratorio para

subsecuentemente, determinar la cantidad de coque depositado bajo diferentes combinaciones de las propiedades anteriormente descritas dentro de los rangos establecidos para el yacimiento en estudio, y construir una tabla para presentar los resultados.

Este documento consta de 5 capítulos. En el primero se mostraron los fundamentos de la combustión *in situ*; en el segundo se analizó el efecto que tiene el flux de aire sobre los parámetros de desempeño del proceso de combustión; en el tercero se detalló el diseño experimental realizado, se definió el número de experimentos a analizar y se presentaron los resultados de los escenarios probados experimentalmente; en el cuarto se detalló la construcción de los modelos numéricos, la validación de la cinética de reacción a partir de un modelo seleccionado y se mostraron los resultados del ajuste histórico de las pruebas. Finalmente, en el quinto capítulo se mostraron los resultados obtenidos de los escenarios de simulación numérica, se analizaron los efectos independientes de cada una de las variables y se realizó un análisis estadístico de los datos obtenidos.

1. FUNDAMENTOS DE LA COMBUSTIÓN IN SITU

En este capítulo se describen los principios sobre los cuales se fundamenta el proceso de combustión *in situ* (en adelante CIS), las zonas que pueden diferenciarse durante el estado estable en un perfil frontal de un yacimiento sometido al proceso, además de los diferentes regímenes de reacción que experimenta el hidrocarburo, dependiendo de la temperatura a la cual se encuentre la zona de reacción.

1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

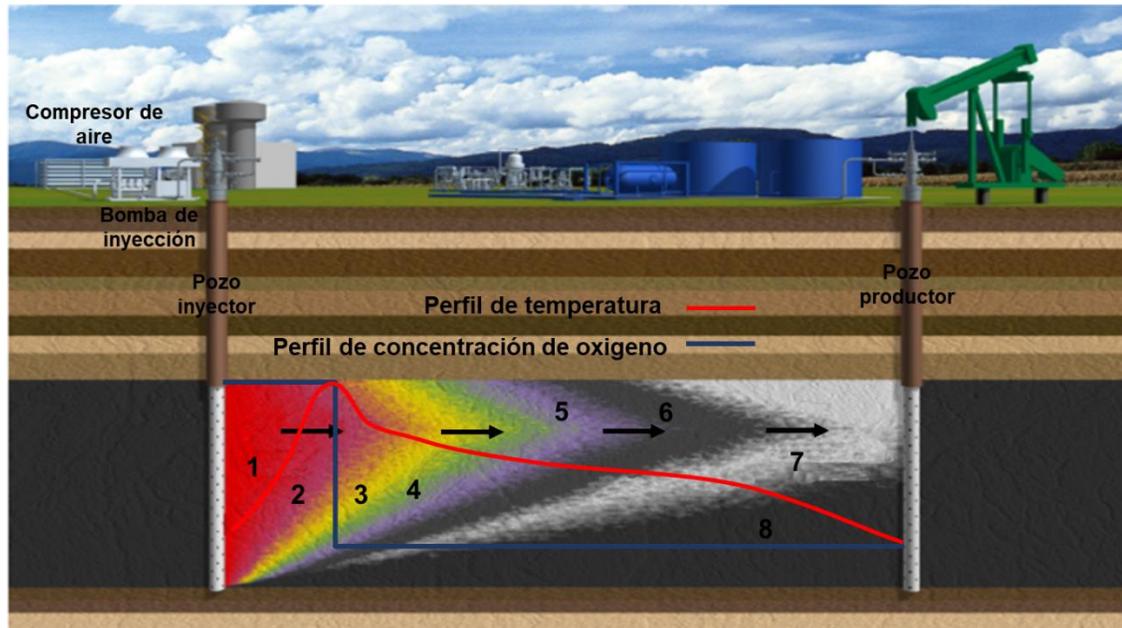
La CIS es un método de recobro mejorado aplicable a yacimientos de crudos pesados y extrapesados. En esta técnica, se inyecta aire al yacimiento con el fin de llevar a cabo una serie de reacciones exotérmicas entre el oxígeno contenido en el aire inyectado y el crudo *in situ* (de ahí su nombre). Producto de estas reacciones, se libera energía dentro del yacimiento y se producen óxidos de carbono y vapor de agua, que en conjunto facilitan la movilidad de la fracción no quemada del crudo a partir de la reducción en su viscosidad, mejorando así la eficiencia de desplazamiento y la producción del yacimiento y, por ende, permite un sustancial aumento en el factor de recobro.

Durante este proceso, se establece un perfil de temperatura entre el pozo inyector y el pozo productor, alcanzando su pico máximo en el frente de combustión (ver figura 1), el cual, para el caso de los crudos pesados se encuentra alrededor de los 450 °C. Con base en lo anterior, el método CIS es usualmente considerado un método térmico, sin embargo, considerando que además del efecto de la disminución en la viscosidad, el crudo en el yacimiento es desplazado por el efecto combinado de un empuje vigoroso de gas (gases de combustión) y un empuje con agua (formada en la combustión y condensada en la “zona de condensación” (figura 1)), la técnica en realidad es un método tanto térmico como de desplazamiento; y,

usualmente es llamado *fireflood* (inundación/desplazamiento con fuego), para connotar el avance del frente de combustión dentro del yacimiento.⁵

La figura 1 muestra las diferentes zonas que se generan entre el pozo inyector y el pozo productor durante un proceso de CIS estable en modalidad frontal seca.

Figura 1. Proceso CIS en estado estable



Fuente: Modificado de ZATKA, M. "In situ thermal recovery". Shell Canada Energy. Queens university, oil and gas conference. January. 2009

(1) Zona quemada. La zona adyacente al pozo inyector, corresponde al volumen poroso ya quemado del yacimiento y por la cual circula el aire para sostener el frente de combustión. Aunque es inusual en aplicaciones de campo, esta zona puede contener rastros de residuos orgánicos (denominado "coque") no quemados, que según mediciones realizadas a muestras de *core* es menor al 2%⁶. En ella, la temperatura varía entre la temperatura del yacimiento y la del frente de combustión,

⁵ SARATHI, Partha. In situ Combustion Handbook- Principles and Practices. Oklahoma: 1999. In Report DOE/PC91008-0374, OSTI_ID: 3174. National Petroleum Technology Office, p 25.

⁶ *Ibíd*, p 27.

debido al almacenamiento de calor en la roca quemada, el cual va siendo transferido al aire que se circula para alimentar el frente de combustión.

(2) Zona de combustión. Es la zona de mayor temperatura y en donde se presenta la principal liberación de energía. Es en esta región donde el oxígeno reacciona con el hidrocarburo residual, coque, para producir óxidos de carbono y agua (oxidación de alta temperatura HTO).

(3) Zona de craqueo y vaporización. En esta zona, los compuestos más livianos del crudo se vaporizan debido a las altas temperaturas alcanzadas por la combustión, y los compuestos más pesados sufren un proceso de pirólisis produciendo CO_2 , CO , gases hidrocarburos y el combustible sólido orgánico (coque) es depositado en la roca por efecto de reacciones (IT) para permitir que continúe el avance del frente de combustión.

(4) Zona de condensación. En esta sección del yacimiento definida por temperaturas casi constantes (dependientes de la presión parcial en la fase gaseosa), se presenta la condensación del gas de hidrocarburo liberado en las zonas precedentes para reincorporarse o disolverse en el crudo a causa de los bajos gradientes de presión establecidos.

(5) Banco de agua. Una vez la temperatura ha descendido por debajo del punto de condensación del vapor, se forma un banco de agua caliente con mayor saturación de agua que la saturación inicial.

(6) Banco de crudo. En la zona de banco de crudo está contenida la mayor parte del crudo desplazado, incluyendo la mayor parte de los componentes livianos resultantes del craqueo térmico.

(7) Gases de combustión. Esta zona se forma delante del banco de crudo, teniendo en cuenta que los gases de combustión tienen mayor movilidad que los fluidos líquidos presentes en el yacimiento. Estos gases se producen junto con el crudo de la zona anterior.

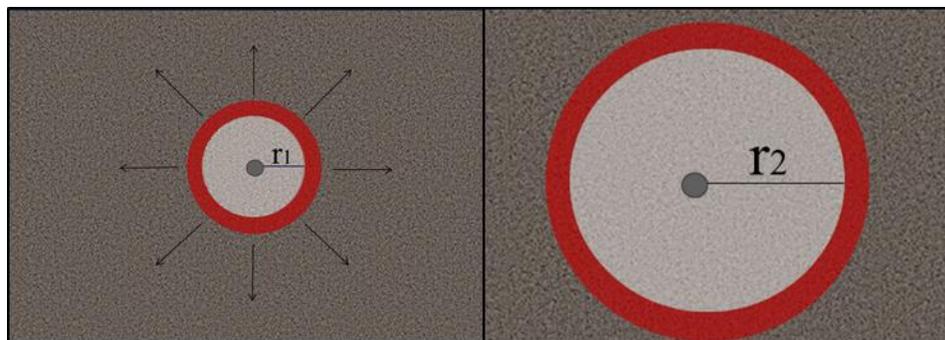
(8) Zona inalterada. Más allá del banco de crudo se encuentra la sección del yacimiento no alterado o con leve aumento en saturación de gases de combustión.

1.2. REACCIONES ASOCIADAS AL PROCESO

Es muy importante tener en cuenta que en un proceso CIS en estado estable, es necesario asegurar que el todo el oxígeno se consuma en el frente de combustión, de tal manera que el perfil de concentración de oxígeno tenga una tendencia como la que se muestra en la curva azul de la figura 1, es decir, que pase abruptamente de un valor máximo en el frente de combustión a cero delante del mismo, de esta forma se permite que primen las reacciones de oxidación a alta temperatura (HTO) y se evita que se lleven a cabo reacciones no deseadas a temperaturas inferiores a 200 °C (LTO).

Por otra parte, teniendo en cuenta que a medida que el proceso transcurre, el frente avanza con una velocidad constante, aumentando el radio con respecto al pozo inyector y provocando que el área de contacto disponible para la reacción entre el aire inyectado y el crudo *in situ* aumente proporcionalmente (ver figura 2), por lo tanto, para asegurar que el proceso continúe en estado estable, es necesario mantener la relación aire inyectado/área o también denominado FLUX como un valor constante.

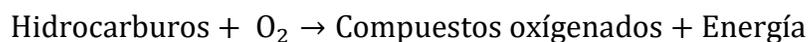
Figura 2. Aumento del área con flux constante



La figura 2 muestra la comparación entre dos tiempos del proceso, en los cuales $r_2 \gg r_1$. El color rojo representa el área de contacto disponible para que la reacción continúe, y será igual a $2\pi * r * h$, donde r es el radio y h es el espesor de la formación (que para los tiempos descritos en la figura 2, serán iguales).

Considerando la dificultad que existe para describir la totalidad de reacciones que toman lugar durante un proceso CIS, diversos autores como Burguer & Sahuquet (1972), Hayashitani et al. (1978), Crookston et al. (1979) y Fassihi (1981), propusieron agruparlas dependiendo de la temperatura que rige el proceso en LTO, IT y HTO.

Las reacciones LTO, o de oxidación a baja temperatura (por sus siglas en inglés), son heterogéneas (gas/liquido) y generalmente resultan en la producción de compuestos parcialmente oxigenados como ácidos carboxílicos, cetonas, aldehídos, alcoholes e hidroperóxidos⁷. Estas toman lugar a temperaturas menores a 200 °C (aunque este valor depende de la naturaleza oxidativa del crudo) y dado que son exotérmicas, son de vital importancia para incrementar la temperatura hasta el valor que permita la ignición, para los casos en los cuales se aplica el proceso mediante ignición espontánea (descrita por Dietz & Weijdema, 1968); sin embargo, una vez se genera un frente de combustión que se propaga de manera estable, son indeseables para el proceso teniendo en cuenta que, entre otras cosas, sus productos incrementan la densidad y la viscosidad del crudo, tendiendo a aumentar la cantidad de coque depositado y favoreciendo la generación de emulsiones altamente estables, lo cual se traduce en un incremento en los costos de operación. La expresión general para este tipo de reacciones está dada por:



Por otra parte, las reacciones IT o de temperatura intermedia (por sus siglas en inglés), involucran la pirólisis del crudo *in situ* y dan como resultado la depositación del coque, el cual es un material rico en carbono y con una baja fracción de

⁷ Burger, J. G. and Sahuquet, B. C.: "Chemical Aspects of In-Situ Combustion — Heat of Combustion and Kinetics," Soc. Pet. Eng. J. (Oct. 1972) 410-422; Trans., AIME, Vol. 253

componentes volátiles, que subsecuentemente será el combustible para la combustión a alta temperatura. En el caso ideal, todo el coque depositado debe provenir de este tipo de reacciones y no de la polimerización de los compuestos parcialmente oxigenados provenientes de reacciones LTO y descritos anteriormente. Estas reacciones son exotérmicas, toman lugar a temperaturas entre los 230 °C y los 340 °C, y su expresión general está dada así:



Finalmente, las reacciones HTO o de oxidación a alta temperatura (por sus siglas en inglés), ocurren a temperaturas mayores a los 340 °C y son las que deben primar durante el proceso; son de tipo heterogéneo (gas/sólido y gas/líquido), y son las responsables de la gran liberación energética al consumir la totalidad del oxígeno que se encuentra en fase gaseosa (en el caso ideal) y ser altamente exotérmicas. La expresión general para estas reacciones está dada por:



Es necesario mencionar que las reacciones LTO, IT y HTO no necesariamente deben ocurrir en serie durante el avance del proceso a través del yacimiento, y que, desde el punto de vista de la viabilidad técnico-económica del proceso, las reacciones LTO deben ser omitidas una vez que se ha alcanzado la temperatura de ignición, o en su totalidad en caso de tratarse de un proceso que requiere de la implementación de métodos de ignición artificial.

1.3. IMPORTANCIA DEL COQUE DEPOSITADO

Una vez conocidos los diferentes regímenes de reacción bajo los cuales se desarrollará el proceso CIS, es necesario mencionar que, en el diseño de un proyecto de este tipo, se busca establecer el cronograma de inyección de aire, el cual va a depender no sólo del área contactada (como se mostró en la figura 2), sino que también dependerá del requerimiento de aire del proceso. Este requerimiento se define como la cantidad de una unidad de volumen de aire que se

requiere para consumir el combustible depositado (coque) en la misma unidad de volumen de roca⁸, para obtener óxidos de carbono y agua como productos.

La anterior definición sustenta la afirmación realizada por Mamora (1993) en la que aseguró que, la concentración de coque depositado es un parámetro clave en el diseño y operación de un proyecto CIS. Por lo tanto, teniendo en cuenta la importancia de este parámetro, la velocidad de propagación del frente de combustión, y en general el proceso CIS puede ser descrita por una simple reacción en cadena, que consiste en dos etapas competitivas, según lo definieron autores como Bousaid & Ramey (1968), Dabbous & Fulton (1974) y Thomas et al. (1979): la depositación y la combustión del coque.

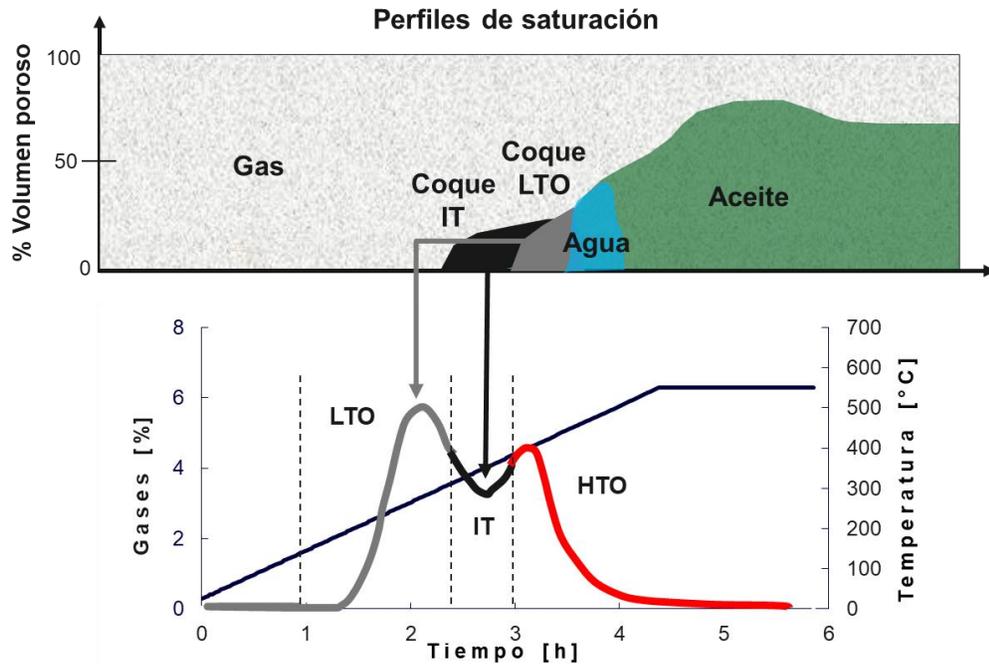
Hay que resaltar la importancia de una adecuada definición de esta cantidad de coque, ya que, si la concentración de combustible es excesivamente grande, el frente de combustión avanzará lentamente y la cantidad de aire por unidad de crudo desplazado será grande, resultando en elevados costos por compresión de aire. Por otra parte, si la concentración de combustible es muy baja, el calor liberado en el frente de combustión será insuficiente para propagar una combustión autosostenida.⁹

Por lo tanto, en la situación ideal, el oxígeno que está en el frente de combustión debe reaccionar en su totalidad por efecto de la oxidación de coque. En el caso de que esta condición no se cumpla, puede presentarse la situación descrita en la figura 3, en la cual se muestra un perfil de saturación dentro de un yacimiento donde no se consumió la totalidad del oxígeno en el frente de combustión, lo que derivó en la depositación de una cantidad de coque adicional por efecto de la polimerización de los compuestos parcialmente oxigenados, situación que fue descrita por Mamora (1993).

⁸ ALEXANDER, J., MARTIN, L., DEW, J. "Factors Affecting Fuel Availability and Composition during in situ Combustion". *In* SPE 296, 1962.

⁹ MAMORA, D.D. New findings in Low Temperature Oxidation of Crude Oil; Society of Petroleum Engineers Journal, *In* SPE 29324.1995. p 6.

Figura 3. Efecto del oxígeno delante del frente de combustión



Fuente: Modificado de: Turta, A. Enhanced Oil Recovery, In situ Combustion, Pages 447-541, Editorial Elsevier 2013.

La determinación de la cantidad de coque puede realizarse a partir de métodos analíticos y numéricos, ambos apoyados en los resultados obtenidos de pruebas de tubo de combustión (que no son directamente escalables), las cuales, a su vez, están diseñadas para evaluar el desempeño del proceso CIS al propagar un frente estable en un simulador físico escalado que represente las condiciones fisicoquímicas, termodinámicas, y propiedades de la roca y los fluidos del yacimiento.

Por una parte, se encuentran los métodos analíticos clásicos, incluyendo los métodos descritos por Nelson & McNeil (1961), que busca la obtención del coque depositado por volumen de arena; Gates & Ramey (1980), quienes incorporaron el efecto de la saturación de gas inicial para obtener una correlación entre el recobro de crudo y el volumen quemado para la aplicación de la técnica en el campo South Belridge; y los modelos iniciales que describían el proceso CIS con modelos analíticos de transferencia de calor como Vogel & Krueger (1955), Ramey (1959),

Bailey & Larkin (1960), Chu (1963), Thomas (1963), Penberthy & Ramey (1966), Godfried (1966) y Penberthy (1967).

Por otra parte, se encuentran los modelos numéricos, los cuales supusieron un avance para la determinación del coque depositado al incluir la cinética de reacciones agrupadas: Agca & Yortsos (1985), definieron un modelo para el estado estable; mientras que, autores como Millour et al. (1985) y Belgrave et al. (1990) desarrollaron modelos para simular pruebas de tubo de combustión, los cuales incorporaron reacciones de craqueo térmico (IT) y LTO. También han sido presentados diferentes modelos de simulación numérica, en los cuales las reacciones físicas y químicas son descritas por relaciones cinéticas básicas (Crookston et al. 1979, Youngren 1980, Coats 1980)¹⁰.

Investigaciones más recientes, como las desarrolladas por Zhu (2011) y Kovscek et al. (2013) proponen flujos de trabajo para realizar un escalamiento del modelo de reacción del sistema roca-fluido estudiado utilizando cinética no Arrhenius, capaz de representar el comportamiento oxidativo en un modelo a escala de campo, para posteriormente realizar predicciones acerca del rendimiento que tendrá el proceso.

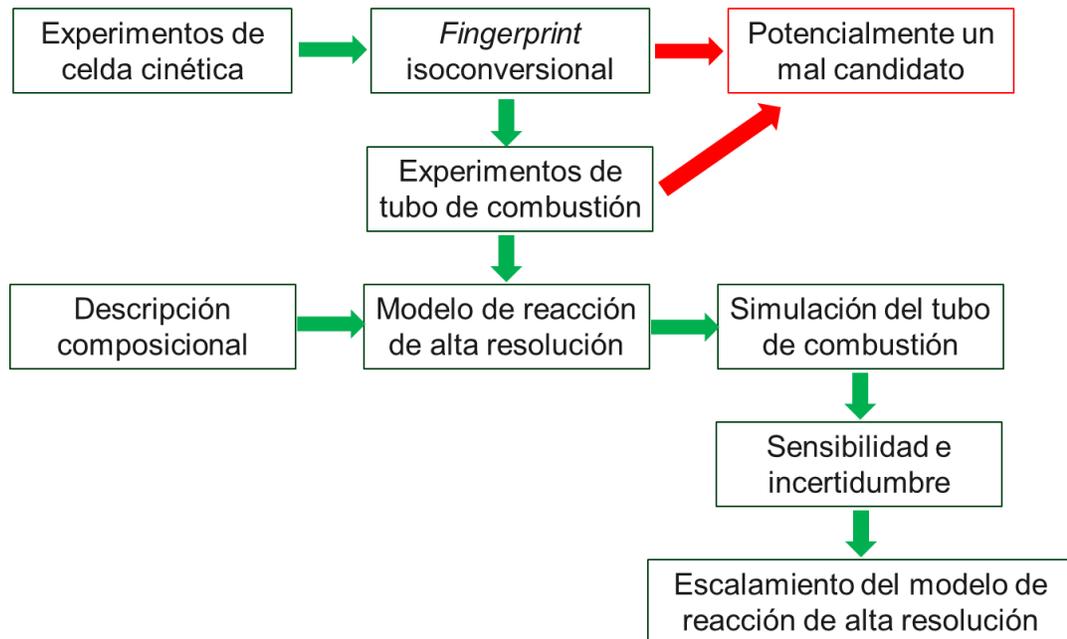
El flujo de trabajo propuesto por Kovscek et al. (2013), mostrado en la figura 4, describe un paso a paso propuesto para evaluar la reactividad del sistema roca-fluido desde la realización de experimentos de celda cinética hasta el escalamiento de un modelo cinético de alta resolución, pasando por el análisis de los datos experimentales, que se realiza a partir de la metodología isoconversional, que fue propuesta por Cinar (2011) y Chen (2012), teniendo en cuenta que posee ventajas con respecto a los métodos convencionales para la determinación de parámetros cinéticos, ya que estos últimos requieren conocer o asumir a priori el esquema de reacciones y centran sus cálculos de cinética en el análisis de un solo ensayo RTO.

Los métodos isoconversionales permiten estimar la energía de activación independiente del modelo de reacciones y la tasa de calentamiento, además de

¹⁰ *Ibíd.*

evitar el uso de esquemas de reacciones complejos, empleando varias tasas de calentamiento (usualmente entre 3 y 5), permitiendo parametrizar las reacciones.

Figura 4. Flujo de trabajo Kovscek et al. (2013)



Fuente: Kovscek, A. R., Castanier, L. M. and Gerritsen, M.G. Improved predictability of in situ combustion enhanced oil recovery. SPE Reservoir Evaluation & Engineering. 2013. In: SPE 165577.

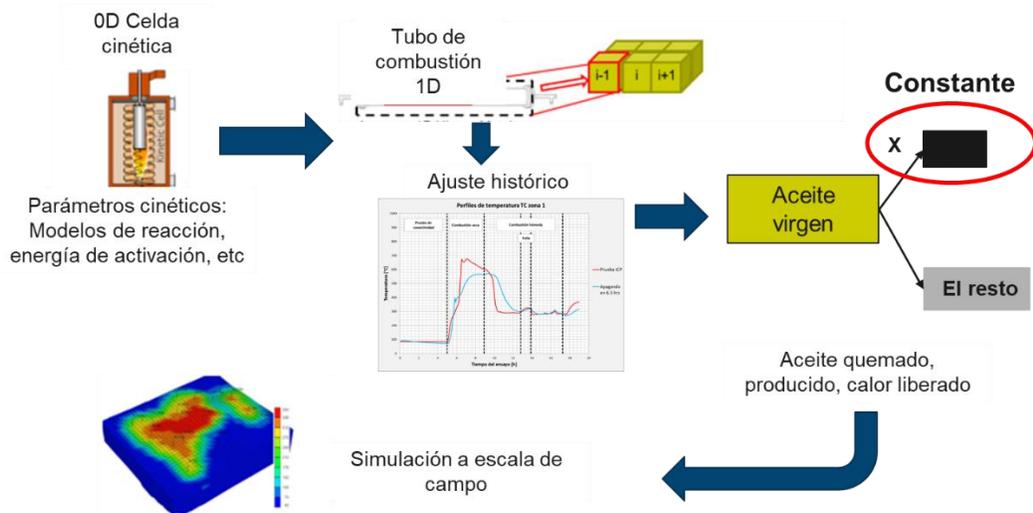
El principio isoconversional dicta que la velocidad de reacción puede escribirse en función de un factor de conversión, que no es más que una relación entre el consumo total de oxígeno a lo largo de un ensayo RTO y el consumido a un tiempo determinado (Chen, 2012). Por lo tanto, el factor de conversión es un valor entre 0 y 1, eliminando la dependencia de los órdenes de reacción.¹¹

La presente investigación se basó en la simulación de los experimentos de tubo de combustión y el análisis de incertidumbre que permitiera el escalamiento del modelo de reacción de alta resolución que represente adecuadamente el comportamiento oxidativo del sistema roca-fluido colombiano estudiado. Para ello, se siguió la

¹¹ PADILLA, J. M. Desarrollo de un modelo cinético a partir de análisis isoconversional para describir un proceso de combustión in situ. Tesis de Maestría, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2016.

metodología propuesta por Zhu (2011), conocida como WUGI, o flujo de trabajo para el escalamiento con independencia del grid (por sus siglas en inglés), en el cual se propone un nuevo método basado en una cinética no-Arrhenius con enfoque en el escalamiento (ver figura 5), usando un modelo *sub-grid* que captura los efectos generales de las reacciones de combustión sobre el flujo y el transporte, buscando dar solución al problema principal del escalamiento que radica en que el tamaño del frente de reacción es mucho más pequeño (orden de centímetros) que el tamaño que tiene cada bloque del enmallado a escala de yacimiento (orden de metros).

Figura 5. Metodología de escalamiento WUGI



Fuente: ZHU Z. "Efficient simulation of thermal enhanced oil recovery processes". Ph.D. Thesis. Stanford. 2011.

Sin embargo, en la investigación (Zhu, 2011) no se consideró el efecto del cambio de flux de aire (caudal por unidad de área), el cual es causado por las heterogeneidades que presenta el medio poroso, provocando que la depositación de coque en el yacimiento no sea constante y ocasionando, por tanto, que el frente de combustión no se propague uniformemente ni con velocidad constante. El efecto de dicho flux de aire fue considerado en la presente investigación.

2. FLUX DE AIRE INYECTADO

En este capítulo se describe el efecto que tiene el flux de aire sobre los parámetros de desempeño del proceso CIS, a partir de la revisión de resultados obtenidos en pruebas de tubo de combustión.

Como se estableció en el capítulo anterior, el flux es la variable operacional que afecta directamente la cantidad de coque depositado. Este coque a su vez es la variable que tiene mayor influencia sobre la velocidad del frente de combustión, temperaturas máximas, composiciones de los gases efluentes, requerimiento de aire, entre otros parámetros de desempeño del proceso.

También, es necesario notar que, el área transversal de un tubo de combustión convencional es constante, por lo tanto, para cambiar el valor del flux y poder estudiar el efecto de este, existen dos alternativas: la primera es mantener constante el flux de aire y cambiar la concentración de O_2 (aumentando así el flux de oxígeno), o aumentar el caudal de aire inyectado, que provocará un incremento en el flux de aire y proporcionalmente en el flux de O_2 .

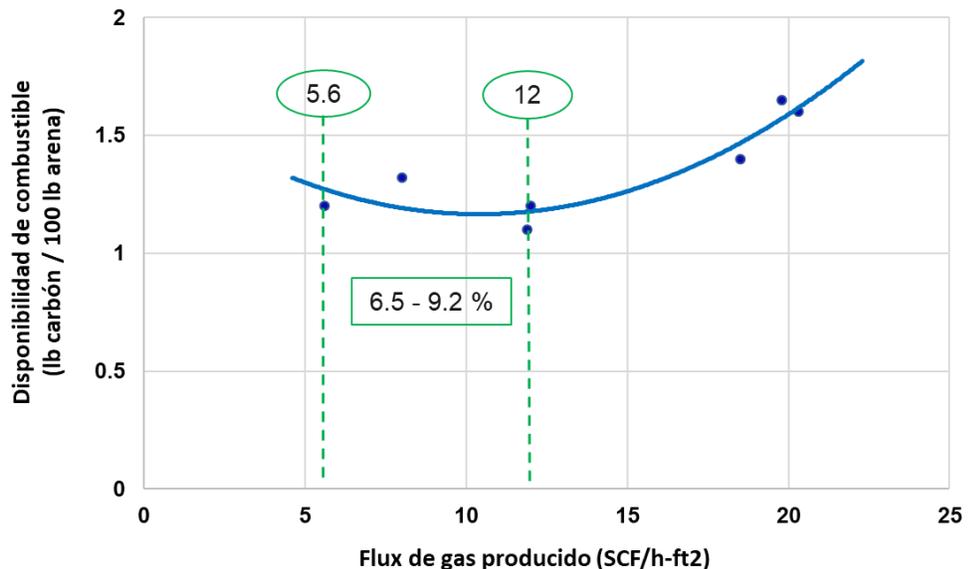
En los análisis de los efectos del flux (en algunos casos de oxígeno y en otros de aire), sobre otros parámetros de desempeño que se mostrarán a continuación, no se muestran al detalle las condiciones operativas de cada uno de los ensayos realizados y las características de los reactores utilizados, teniendo en cuenta que el objetivo es el análisis de las tendencias obtenidas al comparar cada parámetro de desempeño con el flux.

2.1. EFECTO SOBRE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE DEPOSITADO

Es necesario mencionar que, el flux de aire inyectado tendrá un efecto directo sobre la cantidad de coque disponible para las reacciones de combustión, teniendo en cuenta que, si bien el objetivo principal es que este coque se deposite en ausencia

de oxígeno, una errónea elección del valor de flux de aire inyectado puede llegar a ocasionar que se incremente sustancialmente la porción de hidrocarburo quemada. Un estudio realizado por Alexander et al. (1962) buscó a determinación del combustible depositado a partir de datos obtenidos de pruebas de desplazamiento usando la técnica “flood-pot”. La figura 6 muestra el efecto que tiene el flux de gas producido sobre la cantidad de combustible depositado; en ella se evidencia que, en la medida en que el flux de gas producido disminuye, aumenta la cantidad de coque, teniendo en cuenta que hay una cantidad adicional del oxígeno inyectado que está reaccionando en regiones de baja temperatura, derivando en la generación de compuestos parcialmente oxigenados que posteriormente se polimerizan para formar una cantidad adicional de coque. También se muestra que, cuando el flux de gas disminuye de 12 a 5.6 SCF/h-ft², la saturación de aceite residual posterior al plateau de destilación, se incrementa de 6.5 a 9.2%. Estos resultados experimentales mostraron concluyentemente que el combustible disponible para la combustión no es una constante.

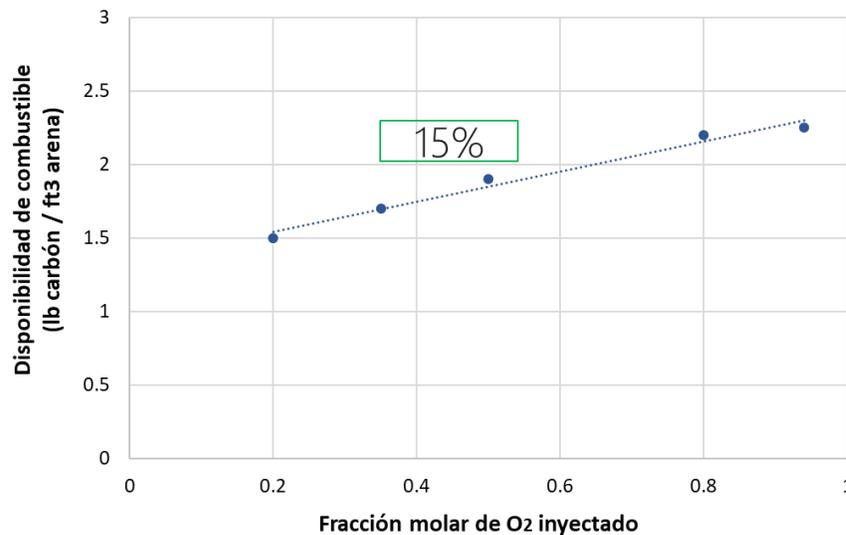
Figura 6. Coque vs flux de gas producido. Alexander et al. (1962)



Fuente: ALEXANDER, J., MARTIN, L., DEW, Jhon. Factors Affecting Fuel Availability and Composition during In situ Combustion. SPE 296, 1962.

Por otra parte, el estudio realizado por Onyekonwu & Ramey (1986), quienes durante su trabajo realizaron pruebas de tubo de combustión variando la concentración de O₂ entre 19% y 95%, mostró (ver figura 7) que la cantidad de coque incrementó cerca del 15% cuando el flux de aire inyectado se incrementó 5 veces, teniendo en cuenta que 0.1 mol O₂ = 4.08 m³/(m²*h).

Figura 7. Coque vs fracción molar de aire inyectado

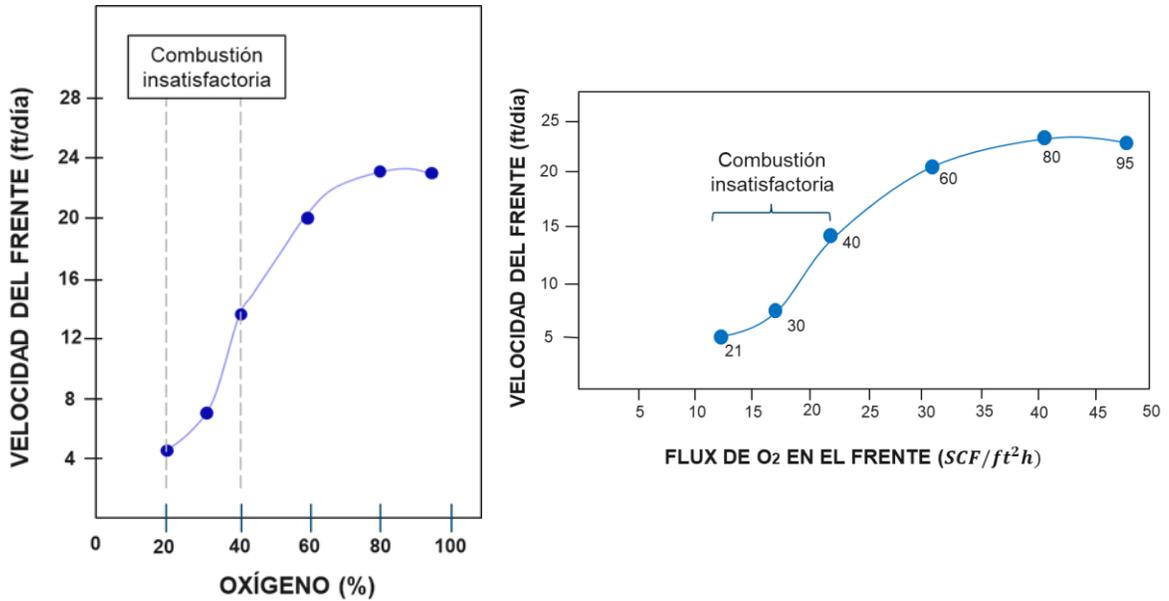


Fuente: ONYEKONWU. U., PANDE, K., RAMEY, H and BRIGHAM, W. "Experimental and simulation studies of laboratory in-situ combustión recovery". 1986.

2.2. EFECTO SOBRE LA VELOCIDAD DEL FRENTE

El primer análisis está basado en los estudios realizados por Hansel et al. (1984) que variaron el flux de oxígeno al modificar la concentración de este a 21, 30, 40, 60, 80 y 95% con un flux de aire constante de 18,3 m³/m²*h. Los resultados que obtuvieron se muestran en la figura 8, que muestra el efecto de la composición de oxígeno en el aire inyectado (izquierda) y del flux de oxígeno en el frente (derecha) sobre la velocidad del frente de combustión. El flux de oxígeno inyectado y el flux de oxígeno en el frente difieren en su valor, teniendo en cuenta que existe un almacenamiento en la zona quemada.

Figura 8. Velocidad del frente de combustión vs flux de oxígeno. Hansel et al. (1984)



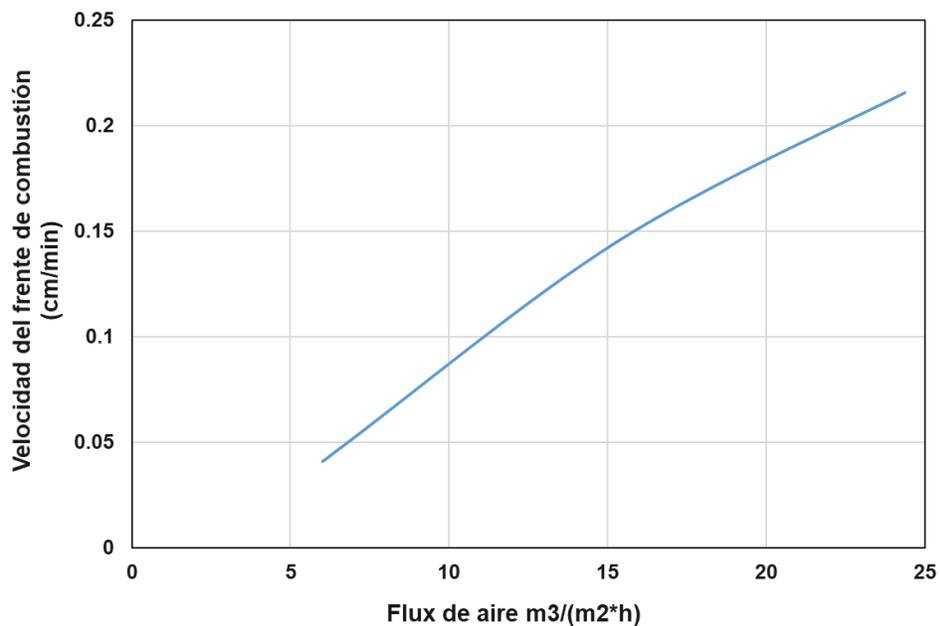
Fuente: HANSEL, J., BENNING, M., FEMBACHER, J., "Oxygen In-situ Combustion for Oil Recovery: Combustion Tube Test", Journal of Petroleum Technology, July 1984.

A la izquierda de la figura 8, se observa que las pruebas a 21 y 30% de composición de O₂ inyectado proporcionan resultados insatisfactorios de combustión, mientras que, las concentraciones a 40, 60, 80 y 95% O₂ inyectado, generaron una combustión con un incremento en la velocidad del frente, sin embargo, se observa que, desde valores de composición cercanos a 80% existe una tendencia de la velocidad a estabilizarse, y posteriormente tiene una ligera disminución, que se presume, se debe al hecho de tener oxígeno delante del frente de combustión que ocasiona que la cantidad de coque depositado se incremente por efecto de reacciones LTO, provocando que su consumo sea más lento y disminuyendo así la velocidad de avance. Este efecto también se muestra en la parte derecha de la figura 8, en la que se representa la velocidad del frente en función del flux real de oxígeno que llega al frente de combustión. En ella se observa una disminución de la velocidad a valores de flux correspondientes a la inyección de oxígeno de más de 80%, lo cual ratifica la presunción de baipás de oxígeno.

Por otra parte, un estudio publicado por Burger et al. (1985), muestra el comportamiento de la velocidad del frente de combustión obtenido de diversas pruebas de tubo de combustión, en las cuales fueron variados los valores de flux de aire inyectado entre 6 y 24.5 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$.

Los resultados mostrados en la figura 9 describen una curva con comportamiento aproximadamente lineal, pero con un cambio de pendiente para valores posteriores a 15 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$. La tendencia descrita permite suponer que en el rango de valores de flux estudiados no hubo baipás de oxígeno, teniendo en cuenta que si bien, a valores altos de flux, la velocidad no incremento con la misma pendiente, sí mantuvo la tendencia a aumentar en todo momento.

Figura 9. Velocidad del frente de combustión vs flux de aire inyectado. Burger et al. (1985)

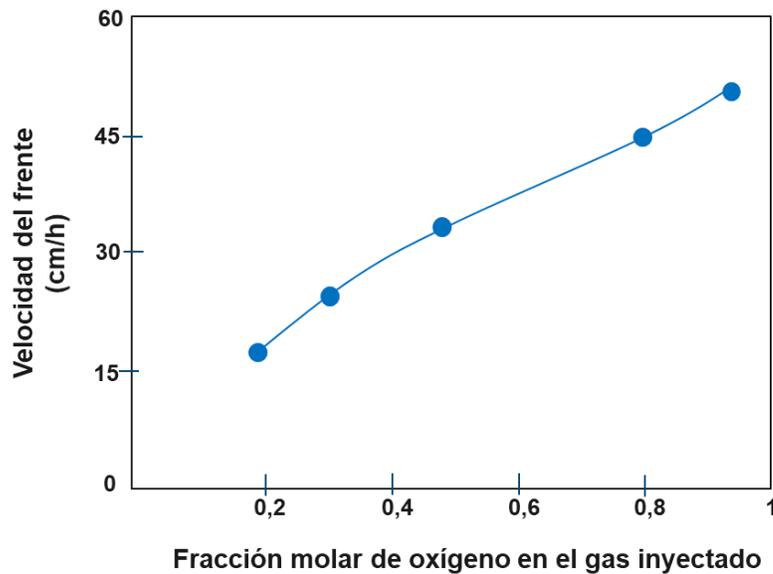


Fuente: BURGER J, et al. "Thermal methods of oil recovery". Editions technip. Paris. 1985.

La figura 10 muestra los resultados obtenidos por Onyekonwu & Ramey (1986) en el mismo estudio citado en la subsección anterior, obteniendo tendencias similares a las obtenidas por Burger et al. (1985), teniendo en cuenta que, para el

rango estudiado, la tendencia de la velocidad del frente de combustión es a aumentar, evidenciando que no ha ocurrido baipás de oxígeno.

Figura 10. Velocidad del frente de combustión vs fracción molar de oxígeno en el gas inyectado. Onyekonwu & Ramey (1986)

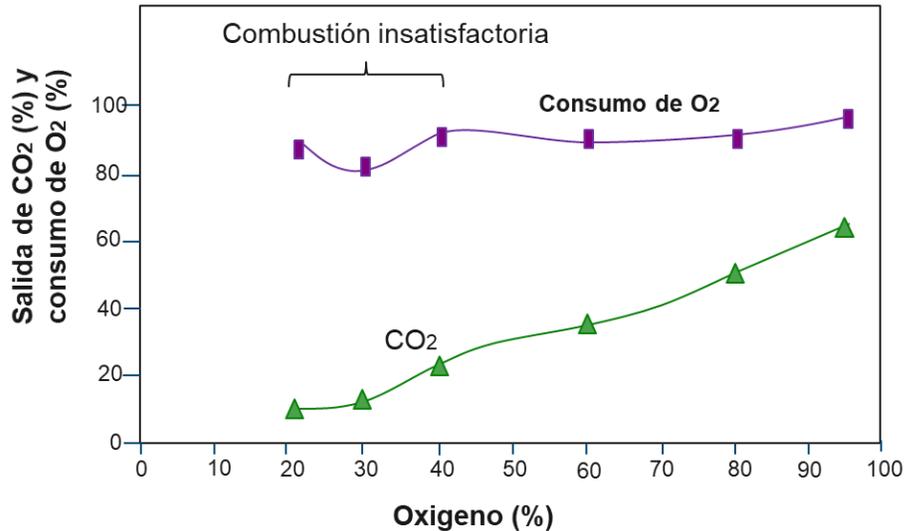


Fuente: ONYEKONWU. U., PANDE, K., RAMEY, H and BRIGHAM, W. "Experimental and simulation studies of laboratory in-situ combustion recovery". 1986.

2.3. EFECTO SOBRE LA COMPOSICIÓN DE GASES EFLUENTES

Nuevamente se analizan resultados obtenidos por Hansel et al. (1984). La figura 11 muestra un incremento aproximadamente constante en la producción de CO_2 durante la zona de combustión satisfactoria, teniendo en cuenta que se está aportando más oxígeno para las reacciones de combustión. Por su parte, el consumo de oxígeno se mantiene constante en la medida en que se incrementa la fracción de oxígeno en el aire inyectado, pero muestra un aumento a partir del valor de 80% de composición de oxígeno inyectado, valor a partir del cual se presume que existe baipás de oxígeno, lo cual concuerda con el análisis realizado previamente en la figura 8.

Figura 11. Consumo de oxígeno y producción de CO₂. Hansel et al. (1984)

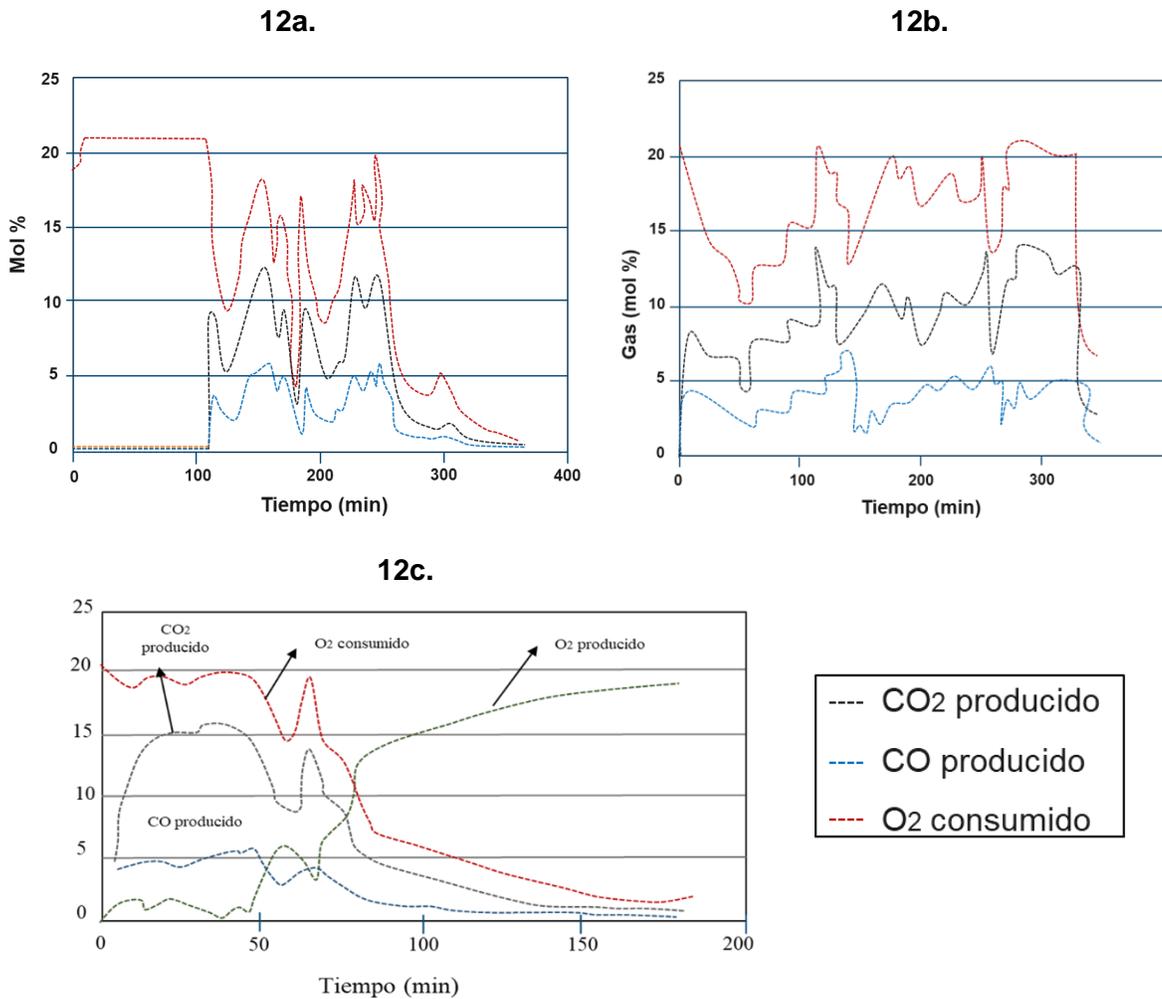


Fuente: HANSEL, J., BENNING, M., FEMBACHER, J., "Oxygen In-situ Combustion for Oil Recovery: Combustion Tube Test", Journal of Petroleum Technology, July 1984.

Por otra parte, Awoleke et al. (2007) realizó un estudio en la Universidad de Stanford que constó de 3 experimentos de tubo de combustión con inyección de aire convencional. En el primero de estos, que se muestra en la figura 12a, se estudió un medio poroso homogéneo sometido a inyección de aire con flux de $4 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, obteniendo un perfil de composición de gases efluentes con pocas oscilaciones, que permite afirmar que el relativamente bajo flux de aire inyectado permite que se dé un consumo cercano al 100% de oxígeno y sin baipás considerable. En el segundo experimento, mostrado en la figura 12b, se buscó investigar el efecto de las heterogeneidades a pequeña escala en el proceso con un flux de $8,4 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$. En ella, las variaciones observadas en la composición del gas están directamente relacionadas con el flux de aire. El tercer experimento se realizó con heterogeneidades a gran escala con el mismo valor de flux que el experimento 2. La figura 12c muestra evidencia de un marcado baipás de oxígeno que provocó una marcada disminución en el oxígeno inyectado, que se hizo más drástica en la medida en que se generó un canal preferencial de aire, que derivó en la extinción

del frente de combustión, que puede verse desde el punto en el que la composición de dióxido de carbono efluente bajó de 12%.

Figura 12. Producción de gases efluentes y consumo de oxígeno. Awoleke (2007)



Fuente: AWOLEKE, O., "An Experimental Investigation of CIS in Heterogeneous Media" In SPE 113022, Stanford University, 2007

3. DISEÑO EXPERIMENTAL

En este capítulo se describe el análisis realizado a diferentes valores típicos de flux de aire inyectado reportados en la literatura para pruebas a escala de laboratorio, específicamente pruebas de tubo de combustión. Los datos fueron recopilados a partir de artículos académicos, trabajos de posgrados y pruebas desarrolladas para los sistemas fluido-fluido y roca-fluido de un yacimiento colombiano de crudo pesado en el Instituto Colombiano del Petróleo (ICP). Se muestran los valores utilizados para la realización de 172 pruebas de tubo de combustión y se realizó un histograma de frecuencia para determinar si existe una tendencia en la distribución de valores de flux, que a su vez permita establecer el número de experimentos a realizar.

3.1. VALORES TÍPICOS DE FLUX

Previo a la definición de los valores a utilizar en el set de pruebas que, permitiera la evaluación del efecto que tanto el flux de aire inyectado como las propiedades del medio poroso tienen sobre la cantidad de coque depositado al evaluar la factibilidad técnica de realizar un proyecto de CIS en el yacimiento de crudo pesado colombiano anteriormente mencionado, fue necesaria la realización de un análisis estadístico básico de valores típicos de flux de aire inyectado.

La tabla 1 muestra los valores de flux, el número de experimentos realizados y los autores que se reportan en las investigaciones.

Es necesario resaltar que, el valor de flux utilizado por cada uno de los autores en sus diferentes investigaciones estuvo sujeto a las características del reactor (siendo de mayor importancia el hecho de que el mismo sea o no adiabático), el material utilizado para el aislamiento, las dimensiones, las características del sistema roca fluido utilizado, la presión de operación, entre otros. También, cabe mencionar que teniendo en cuenta la definición del flux, que representa una relación entre el caudal

de aire inyectado y el área transversal al flujo, diferentes valores de flux pueden representar los mismos caudales de inyección y viceversa.

Tabla 1. Valores típicos de flux de aire inyectado

Flux m³/(m²*h)	Autor	No. Experimentos
3.566	Parrish & Craig (1969)	1
4.084	Awoleke (2007)	1
5.425	Awoleke (2007)	1
6.096	Kovscek et al (2013)	1
8.138	Awoleke (2007)	1
8.992	Garon & Wygal (1974)	131
9.144	Gadelle & Burger (1981)	1
12.192	Burger & Sahuquet (1973)	1
16.764	Smith & Perkins (1973)	1
22.403	Glatz (2012)	1
30.48	Gates & Ramey (1980)	6
32.08	ICP (2015)	1
39.929	Mamora (1993)	6
39.929	Bottia et al (2013)	2
39.929	Burger & Sahuquet (1972)	1
40	ICP (2015)	1
40.1	ICP (2013)	2
40.843	Onyekonwu et al (1986)	5
55.778	Alderman & Osoba (1971)	1
60	Hansel et al (1984)	6
60.046	Dietz & Weijdema (1968)	1

A partir de los datos presentados en la tabla 1 se realizó un histograma de frecuencias de flux. La definición del número de intervalos de clase se hizo con base en la ecuación de Sturges **(1)**, que permite establecer el número adecuado de estos y que represente al espacio muestral:

$$C = 1 + \frac{\log(M)}{\log(2)} \quad (1)$$

Donde C es el número de intervalos de clase y M es el tamaño de la muestra poblacional.

La tabla 2 muestra el análisis de los datos previo a la elaboración del histograma respectivo. Vale la pena recordar que el valor de C (número de intervalos de clases) es común redondearlo, si el entero del resultado previo al redondeo es "par" se redondea al alta y si el entero es "impar" se redondea a la baja.

Tabla 2. Datos para histograma de flux

Tamaño de la muestra (M)	172
Intervalos de clase (C)	8.426
Valor mínimo	3.566
Valor máximo	60.046
Máximo-mínimo	56.479
(Máximo-mínimo) / (C redondeado)	6.275
C1	9.842
C2	16.117
C3	22.393
C4	28.668
C5	34.944
C6	41.219
C7	47.495
C8	53.770
C9	60.046

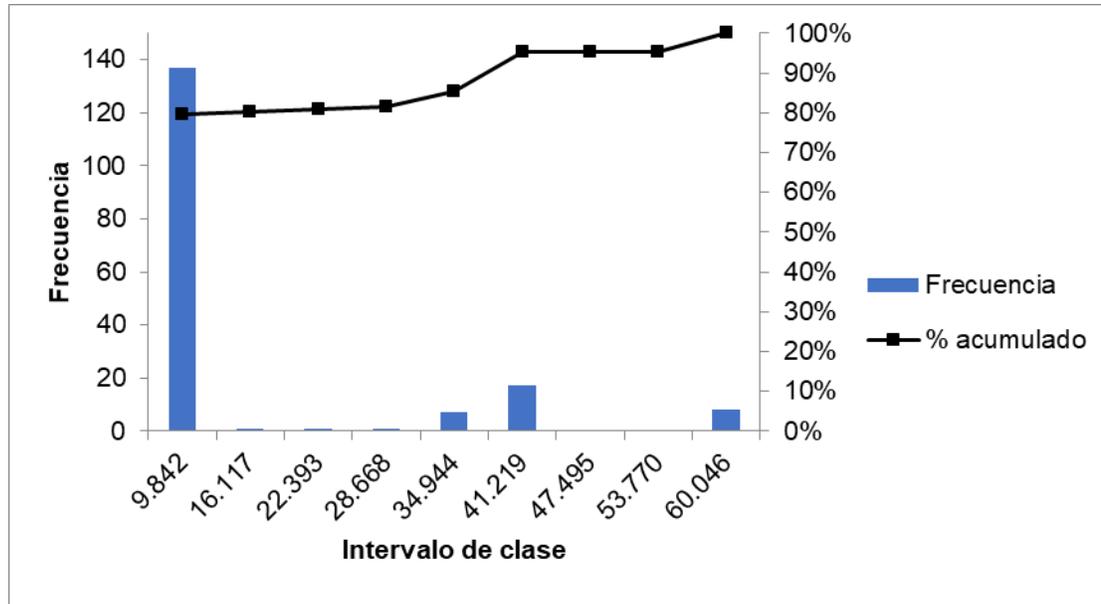
Por su parte, la figura 13 describe el histograma obtenido al graficar las frecuencias de cada uno de los intervalos de clase descritos en la tabla 2 y el porcentaje acumulado.

Al analizar el comportamiento de frecuencias descrito por los elementos del espacio muestral, se evidencia que no existe una distribución que permita establecer con claridad una región de aceptación y una región de rechazo, como típicamente lo admite la distribución normal.

En este caso, hay que tener en cuenta que la elección de valores de flux a utilizar para llevar a cabo el objetivo de esta investigación resulta de gran complejidad, considerando el amplio número de variables involucradas en los experimentos, además del cambio de dimensiones entre los reactores utilizados en las pruebas estudiadas y el sistema roca fluido, de cuya reactividad, depende en gran medida el

valor de flux de aire inyectado a utilizar. Con base en lo anterior, se hizo necesario realizar un análisis mucho más específico de los experimentos dirigidos en el tubo de combustión (TC) del ICP y con el uso de los sistemas fluido-fluido o roca fluido del yacimiento colombiano estudiado.

Figura 13. Histograma para valores típicos de flux de aire inyectado



3.2. DEFINICIÓN DE LA REGIÓN DE ACEPTACIÓN

Una prueba TC en modalidad seca, realizada en el año 2015 a flux de $40 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ (ver tabla 1) fue desarrollada utilizando arena Ottawa y los fluidos del yacimiento colombiano, con la finalidad de evaluar el desempeño de la combustión a condiciones de presión del yacimiento de 1200 psi (8273.709 KPa), y usando como agente aportante de material oxidante aire convencional de composición molar 20.94% de O_2 . Los resultados obtenidos para la región estable, comprendida entre las zonas 3 y 13 de las 15 en las que se subdivide la longitud total del reactor arrojaron un consumo de oxígeno 77.54%, que resultó ser un valor considerablemente bajo, teniendo en cuenta que el hecho de que se produzca oxígeno permite asumir que el flux utilizado resultó ser excesivamente alto, además

de ser una señal inequívoca de que en la mayor parte del ensayo hubo oxígeno delante del frente de combustión, lo cual, se presume que promueve las reacciones LTO como se explicó previamente en el capítulo 1.

Por otra parte, el histograma de frecuencias mostrado en la figura 13 presenta su mayor concentración porcentual en el intervalo de clase comprendido entre 0 y $9.842 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, efecto que se debe al gran número de pruebas (131) realizado por Garon & Wygal (1974). Sin embargo, y considerando el análisis presentado en las figuras 9 y 10 del capítulo 2, valores bajos de flux (en comparación con el utilizado en la prueba realizada en el ICP en 2015) provocarán que exista una tendencia aproximadamente lineal entre el flux y la velocidad del frente de combustión, que dependiendo de la reactividad del sistema roca-fluido utilizado pueden derivar en la extinción del frente de combustión.

Con base en lo anterior, se descartaron los valores de flux menores a $9 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ y mayores a $40 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$. El nuevo análisis de datos se muestra en la tabla 3.

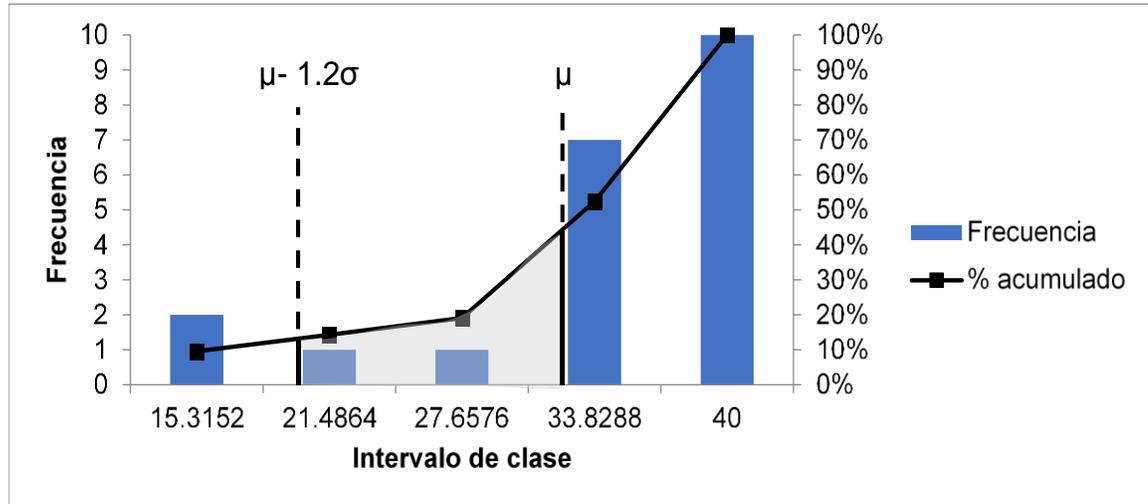
Tabla 3. Valores refinados de flux de aire inyectado

Tamaño de la muestra (M)	21
Intervalos de clase (C)	5.392
Valor mínimo	9.144
Valor máximo	40.000
Máximo-mínimo	30.856
(Máximo-mínimo) / (C redondeado)	6.171
C1	15.315
C2	21.486
C3	27.658
C4	33.829
C5	40.000

Asimismo, el histograma realizado con los valores refinados de flux de aire inyectado se muestra en la figura 14. Se evidenció que el comportamiento no describe una distribución normal que, aunque es el tipo de distribución continua más común que existe, es sólo una entre los muchos tipos de distribuciones. Para el

caso mostrado, el histograma mostró una distribución tipo “J” que permite su análisis a partir de la estadística descriptiva básica.

Figura 14. Histograma para valores refinados de flux de aire inyectado



La región sombreada de la figura 14, comprendida entre la media del espacio muestral ($\mu = 32.1344 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$) y $(\mu - 1.2\sigma)$, donde “ σ ” es la desviación estándar, que para este caso tomó un valor de $9.7012 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, fue el área seleccionada para la determinación de los valores de flux a utilizar para el desarrollo de los objetivos de la investigación, teniendo en cuenta que está dentro del rango de aceptación de una distribución continua tipo “J”. Lo anterior teniendo en cuenta la necesidad de disminuir los valores de flux utilizados para la evaluación del desempeño del proceso CIS, a fin de evitar el baipás de oxígeno anteriormente mencionado y optimizar el consumo de oxígeno.

3.3. NÚMERO DE PRUEBAS Y CONDICIONES OPERATIVAS

Una vez establecida la región de aceptación, se seleccionaron los valores de flux de aire inyectado de 32, 26 y 20 $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ para realizar pruebas de tubo de combustión, con el objetivo de estudiar la zona en la cual empieza a existir oxígeno

delante del frente de combustión, y el efecto que esta variable tiene sobre la cantidad de combustible depositado.

Además, teniendo en cuenta la declinación de presión que existe en el yacimiento estudiado, y considerando el efecto esta variable tiene sobre el factor de frecuencia o pre-exponencial (Chen, 2012; Pabón, 2018), que es una medida probabilística de la cantidad de choques adecuadamente alineados que ocurren entre las moléculas de oxígeno contenidas en el aire inyectado y las moléculas de hidrocarburo, que a su vez permiten el desarrollo de las reacciones de combustión; se definió realizar las pruebas a los valores de presión de 1200 psia (8273.709 KPa), que corresponde a la presión del área piloto del yacimiento estudiado estimada en 2016, 1000 psia (6894.76 KPa) y 800 psia (5515.81 KPa), que corresponde a la presión del área piloto del yacimiento que se estima tendrá a finales de 2018.

Por otra parte, 2 de las combinaciones de saturación que se establecieron para la realización de las pruebas fueron determinadas a partir del análisis del perfil de saturaciones del área piloto a 2016, definiendo $S_o=0.7141$, $S_w=0.1224$, $S_g=0.1635$, y $S_o=0.7565$, $S_w=0.1444$, $S_g=0.0991$; mientras que, la tercera combinación se estableció con la finalidad de evaluar un escenario de condiciones críticas con altas saturaciones de agua y gas que dificulten la ocurrencia de las reacciones de combustión, así: $S_o=0.4533$, $S_w=0.365$, $S_g=0.1817$.

Con respecto a la definición de los valores de porosidad y permeabilidad a utilizar en los ensayos experimentales, es necesario mencionar la obtención de empaquetamientos del sistema roca fluido con las porosidades típicas de yacimiento no se logra, considerando la dificultad que existe para compactar la mezcla representando el efecto de la carga litostática a la que está sometida la zona de interés. De manera análoga, resulta complejo reproducir la permeabilidad del yacimiento; sin embargo, diversos autores como Pinzón (2015), Padilla (2016) y Navarro (2017) demostraron a partir de simulación numérica que esta variable tiene un efecto prácticamente nulo sobre los parámetros de desempeño del proceso CIS a escala de laboratorio.

Por otra parte, la variación en las propiedades del fluido hidrocarburo no se consideró, teniendo en cuenta que el fluido a utilizar en los diferentes experimentos provino del mismo lote muestreado en el mismo pozo y a las mismas condiciones, además de asumir que la representatividad del comportamiento oxidativo del crudo recae sobre el fluido muerto, ya que se asume que la fase gaseosa no participa en las reacciones de combustión.

En resumen, se definieron 3 pruebas experimentales de tubo de combustión para ser realizadas a 3 valores diferentes de flux de aire inyectado, 3 valores diferentes de presión, 3 combinaciones diferentes de saturaciones de fluidos, porosidad de 41% para las 3 pruebas, que es el valor típicamente alcanzado con el sistema de compactación disponible en el laboratorio de inyección de aire del Instituto Colombiano del Petróleo, y permeabilidades que oscilan entre los 30 y los 80 Darcies. El sistema utilizado para estas pruebas consistió en roca de afloramiento disgregada y tamizada a los tamaños típicos de la arena de yacimiento y crudo muerto deshidratado del yacimiento estudiado.

Adicionalmente, es necesario garantizar la confiabilidad del equipo a partir de la realización de pruebas de repetibilidad o réplicas, para de esta manera, disminuir la incertidumbre de los resultados presentados. Para este estudio se definió la realización de 2 pruebas a las condiciones de flux y presión más altos, y a las mismas combinaciones de saturación de fluidos, las mismas condiciones de porosidad y las mismas condiciones de permeabilidad. El sistema utilizado en estas pruebas de réplica consistió en arena Ottawa y crudo muerto deshidratado del yacimiento estudiado.

La tabla 4 muestra las combinaciones definidas para la realización de las pruebas de laboratorio. Las pruebas “Ottawa 1” y “Ottawa 2” fueron las pruebas realizadas como réplica para garantizar la confiabilidad del equipo, mientras que las pruebas “Afloramiento 1”, “Afloramiento 2” y “Afloramiento 3” corresponden a las pruebas realizadas con la finalidad de determinar la cantidad de combustible depositado para las múltiples condiciones operativas del sistema roca – fluido.

Tabla 4. Condiciones operativas de pruebas experimentales

Prueba	Flux (m ³ /(m ² *h))	Presión (psia / KPa)	Φ (%)	K (D)	So	Sw	Sg
Ottawa 1	32.0791	1200 / 8273.709	41	30-80	0.79	0.12	0.09
Ottawa 2	32.0791	1200 / 8273.709	41	30-80	0.79	0.12	0.09
Afloramiento 1	32.0791	1200 / 8273.709	41	30-80	0.7141	0.1224	0.1635
Afloramiento 2	26.3695	1000 / 6894.76	41	30-80	0.7565	0.1444	0.0991
Afloramiento 3	20.2276	800 / 5515.81	41	30-80	0.4533	0.3650	0.1817

Aunque las pruebas descritas en la tabla 4 brindaron valiosa información del desempeño del proceso CIS a condiciones específicas de operación, fueron muy pocas para poder determinar el real efecto del conjunto de variables involucradas sobre la variable respuesta, definida como el coque depositado. Por ello, fue necesario hacer uso de la simulación numérica de yacimientos, con la finalidad de recrear escenarios sintéticos que permitieran el desarrollo del objetivo de la investigación.

En este orden de ideas, se definió la inclusión de un valor adicional de porosidad y de 2 combinaciones de saturaciones de fluidos. En primer lugar, se estableció el valor de porosidad de 20% que corresponde al valor medio aproximado de porosidad en la zona piloto del yacimiento estudiado. Posteriormente, se incluyeron combinaciones con bajas saturaciones de aceite y altas saturaciones de agua, a las cuales se dificultase la realización del proceso CIS, pero que estuvieran incluidas dentro del perfil de saturaciones que describe al área piloto. En este orden de ideas, se incluyeron las combinaciones de $S_o=0.3$, $S_w=0.45$, $S_g=0.25$ y $S_o=0.2$, $S_w=0.5$, $S_g=0.3$.

Con base en lo anterior, se definieron los escenarios resultantes de todas las combinaciones posibles de las condiciones operativas planteadas de la siguiente forma:

$$3 \text{ (flux)} * 3 \text{ (presiones)} * 2 \text{ (porosidades)} * 5 \text{ (combinaciones de saturaciones)}$$

Se obtuvo un total de 90 escenarios a analizar, 3 de los cuales correspondieron a las pruebas de laboratorio realizadas, que a su vez permitieron validar los modelos de simulación previo a la inclusión de las variables adicionales descritas.

Como se mencionó anteriormente, la permeabilidad no se varió tanto en las pruebas experimentales como en los escenarios sintéticos realizados, teniendo en cuenta el prácticamente efecto nulo que tiene sobre los parámetros de desempeño del proceso CIS, principalmente sobre la cantidad de coque depositado. Sin embargo, cabe aclarar que no se incluyeron escenarios con valores de flux y presión adicionales, teniendo en cuenta que de estas variables dependen la estequiometría de las reacciones involucradas en el proceso y los valores del factor de frecuencia o pre-exponencial respectivamente, razón por la cual, resultaría imposible determinar estas condiciones para alimentar eventuales modelos de simulación numérica.

3.4. RESULTADOS PRUEBAS DE LABORATORIO

A continuación, se muestran los resultados obtenidos luego de realizar las pruebas descritas en la tabla 4.

3.4.1. Réplicas. Como es sabido, un análisis de repetibilidad es posible cuando se dispone de 3 o más pruebas realizadas a las mismas condiciones de operación, y de ser posible por el mismo analista(s). Sin embargo, y teniendo en cuenta que para el caso de esta investigación se realizaron solamente 2 pruebas, debe hablarse de la realización de réplicas, para las cuales se estableció una tolerancia de +/- 5% en la variación de cada parámetro analizado

Inicialmente, fue necesario chequear que las condiciones de saturación estuvieran dentro de la tolerancia establecida. La tabla 5 muestra una comparación entre dichos valores.

Tabla 5. Empaquetamiento de pruebas de réplica

	Ottawa 1	Ottawa 2	Cambio (%)
Volumen poroso [L]	4.84	4.78	-1.26
So [fracción]	78.76	78.83	-0.07
So [fracción]	12.48	13.25	-0.77
So [fracción]	8.75	7.92	0,83
Porosidad [%]	41	41	0

La composición de los gases efluentes, los parámetros de desempeño y el balance de masa realizado para los ensayos de réplicas se muestran en las tablas 6, 7 y 8 respectivamente.

Tabla 6. Gases producidos/inyectados en pruebas de réplica

	Ottawa 1	Ottawa 2	Cambio (%)
CO₂ Producido [L]	369.46	368.49	-0.26
CO Producido [L]	99.65	99.83	0.18
O₂ Producido [L]	122.43	119.91	-2.10
Total aire inyectado [L]	3041.51	3046.23	0.16
Total gas producido [L]	3078.07	3120.53	1.36

Tabla 7. Parámetros de desempeño pruebas de réplica

Parámetros de desempeño	Ottawa 1	Ottawa 2	Cambio (%)
Velocidad del Frente de Combustión [cm/h]	9.46	9.66	2.02
Requerimiento de Aire [m ³ (S)/m ³]	340.28	333.48	-2.04
Carbono Consumido [Kg]	0.24	0.24	-0.17
Requerimiento de Combustible [Kg/m ³]	26.66	26.04	-2.37
Relación Aire/Combustible [m ³ (S)/Kg]	12.76	12.80	0.32
Oxígeno Consumido [%]	80.78	81.20	0.52
Hidrógeno Consumido [Kg]	0.02	0.02	4.40
Agua Formada [Kg]	0.14	0.15	4.40
Combustible Consumido [Kg]	0.25	0.25	0.13
Relación H/C	0.81	0.85	4.56

Cabe aclarar que los parámetros de desempeño mostrados en la tabla 7 corresponden a los cálculos realizados para la región estable, comprendida entre las zonas 3 y 13 de las 15 que componen al tubo de combustión.

Tabla 8. Balance de masa pruebas de réplica

Parámetros	Ottawa 1	Ottawa 2	Cambio (%)
Masa de crudo en la premezcla [g]	3811.98	3768.07	-1,17
Masa de agua en la premezcla [g]	604.03	633.35	4,63
Masa de agua introducida durante combustión húmeda [g]	0	0	0
Masa de O2 introducida [g]	1267.08	1208.33	-4,86
Total masa introducida [g]	5683.10	5609.75	-1,31
MASA RECUPERADA DURANTE EL ENSAYO			
Masa del tanque de recolección de líquidos + crudo y agua recuperado en líneas [g]	4530.84	4390.88	-3.19
CO2 [g]	879.28	846.57	-3.86
CO [g]	148.53	144.23	-2.98
O2 [g]	189.45	188.12	-0.71
Masa de oxígeno remanente en el reactor [g]	110.31	108.95	-1.26
Total masa recuperada [g]	5858.42	5678.75	-3.16
porcentaje de error [%]	-3.09	-1.23	1.86

A partir de los resultados mostrados en las tablas 5, 6, 7 y 8, se comprobó que el equipo tubo de combustión del laboratorio de inyección de aire del ICP está en la capacidad de garantizar la réplica en los resultados obtenidos, por lo que fue posible realizar las pruebas subsecuentes al considerar que los errores obtenidos de la correlación y covarianza de las condiciones operativas estarían dentro de la tolerancia establecida.

3.4.2. Pruebas con afloramiento. De manera análoga a las pruebas de réplica, los resultados de las pruebas realizadas con el sistema roca fluido del yacimiento colombiano se analizaron a partir de los gases efluentes y los parámetros de desempeño obtenidos para cada ensayo.

La tabla 9 muestra una comparación de los gases inyectados y producidos en cada una de las 3 pruebas realizadas con afloramiento.

Tabla 9. Gases producidos/inyectados en pruebas con afloramiento

	Afloramiento 1	Afloramiento 2	Afloramiento 3
CO₂ Producido [L]	457.78	218.37	225.43
CO Producido [L]	105.81	30.79	51.49
O₂ Producido [L]	43.09	3.69	0.00
Total aire inyectado [L]	3146.18	1357.19	1703.24
Total gas producido [L]	3196.97	1357.19	1703.24

Igualmente, los parámetros de desempeño mostrados en la tabla 10 fueron calculados a partir de las zonas estables obtenidas, las cuales fueron: entre las zonas 4 y la 13 para “Afloramiento 1”, entre las zonas 9 y la 14 para “Afloramiento 2”, y entre las zonas 5 y la 12 para “Afloramiento 3”.

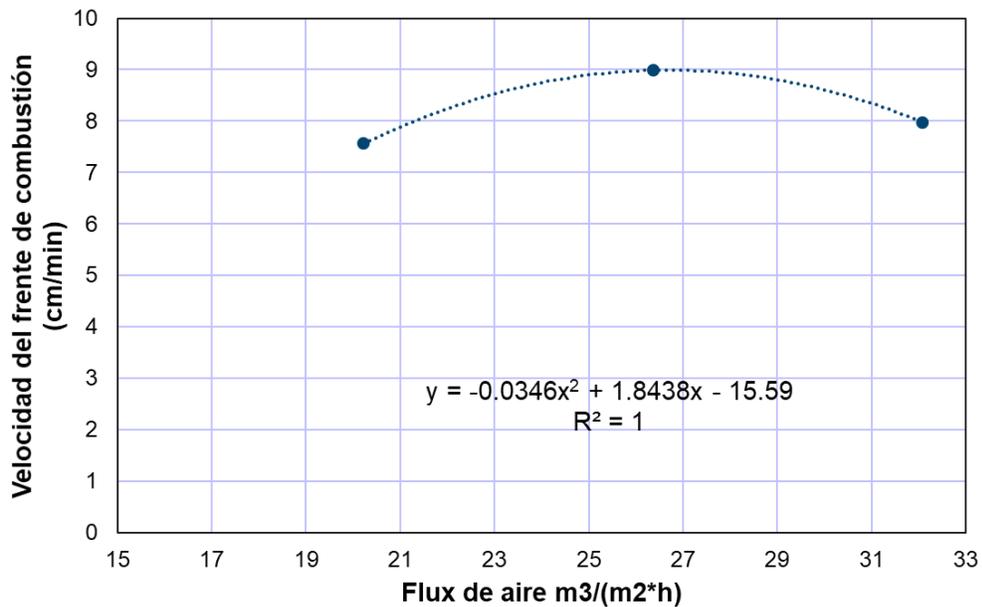
Tabla 10. Parámetros de desempeño pruebas con afloramiento

Parámetros de desempeño	Afloramiento 1	Afloramiento 2	Afloramiento 3
Velocidad del Frente de Combustión [cm/h]	7.98	8.99	7.56
Requerimiento de Aire [m ³ (S)/m ³]	405.07	300.30	268.77
Carbono Consumido [Kg]	0.29	0.13	0.14
Oxígeno Consumido [%]	93.46	98.70	100.00
Hidrógeno Consumido [Kg]	0.02	0.01	0.02
Agua Formada [Kg]	0.16	0.07	0.16
Combustible Consumido [Kg]	0.30	0.13	0.16
Fracción de crudo inicial depositada como coque	0.08	0.03	0.07
Relación Aire/Combustible [m ³ (S)/Kg]	10.99	29.76	25.01
Requerimiento de Combustible [Kg/m ³]	36.86	10.09	10.75
Relación H/C	0.75	0.75	1.52

A partir de los resultados mostrados en la tabla 10, fue posible establecer que los valores de flux de 32.0791 m³/(m²*h) y 26.3695 m³/(m²*h) (afloramiento 1 y 2 respectivamente), resultaron en consumos incompletos de oxígeno, suceso que reduce el rendimiento del proceso CIS. Por su parte, el valor de flux de 20.2276 m³/(m²*h) (afloramiento 3) resultó en un consumo total del oxígeno inyectado, permitiendo deducir que el valor óptimo de flux se encontraría entre estos últimos 2 valores.

Por otra parte, una comparación gráfica fue posible para analizar los efectos del flux sobre los parámetros de desempeño descritos en el capítulo 2. La figura 15 muestra una comparación entre los valores de velocidad hallados y su correspondiente valor de flux.

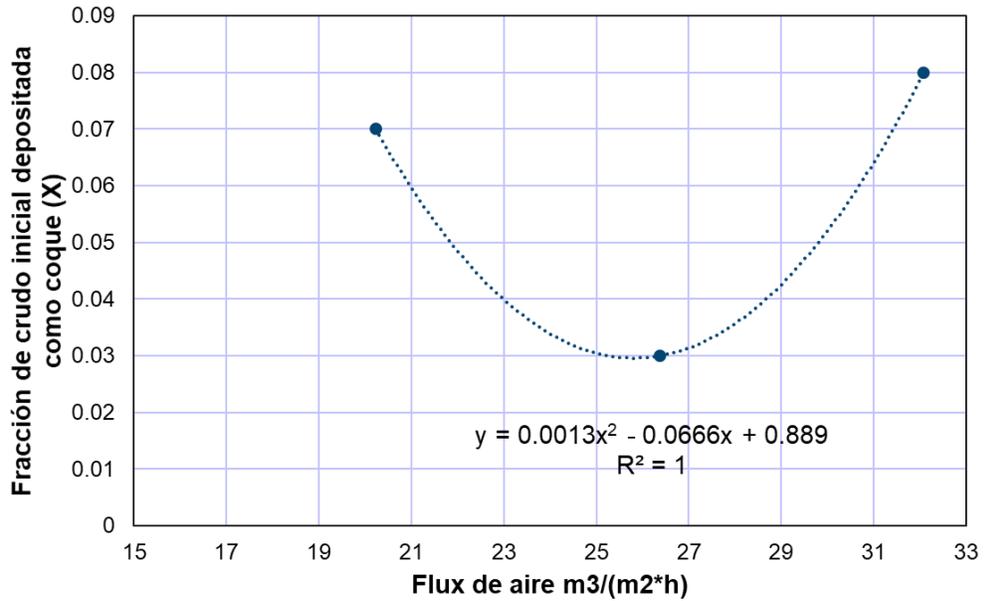
Figura 15. Velocidad del frente vs flux. Pruebas de afloramiento



La tendencia obtenida en la figura 15 concordó con la hipótesis planteada en el capítulo 2, a partir de la cual, se estableció que para valores de flux considerados “altos” dependiendo de la reactividad del sistema roca-fluido, la tendencia de crecimiento proporcional de la velocidad del frente de combustión con respecto al flux, se vería afectada a partir del punto en el que existiera baipás de oxígeno, que para el caso estudiado estará cercano al entorno del valor intermedio de 26.3695 m³/(m²·h) y no necesariamente en dicho punto, ya que la tendencia ajusta perfectamente a un polinomio de segundo grado teniendo en cuenta que solamente se probaron 3 puntos.

También se comparó la tendencia descrita por la curva de la fracción de crudo inicial que se depositó como coque, definida como la fracción “X” (Zhu, 2011) vs el flux, la cual se muestra en la figura 16.

Figura 16. Fracción X vs flux. Pruebas de afloramiento



El comportamiento descrito en la figura 16 también comprobó la hipótesis planteada en el capítulo 2, y fue posible comprobar que efectivamente existe baipás de oxígeno, teniendo en cuenta que la fracción X empieza a aumentar a partir de cierto valor de flux, en el que se presume empezó a existir oxígeno delante del frente de combustión que favoreció la ocurrencia de reacciones LTO, aportando una cantidad adicional de coque, que a su vez provoca la disminución en la velocidad del frente de combustión que se mostró en la figura 15.

4. MODELO DE SIMULACIÓN NUMÉRICA

En este capítulo se describe la construcción del modelo de simulación numérica construido mediante el uso de las herramientas computacionales BUILDER, STARS y CMOST de la compañía Computer Modelling Group CMG ®. Se hizo énfasis en la construcción del enmallado, así como la obtención de los datos que representasen con menor grado de incertidumbre las propiedades del sistema roca-fluido estudiado tales como las conductividades térmicas, además de la obtención de datos de entrada propios para cada una de las 3 pruebas de afloramiento, que a su vez estuvieron encaminados a la reproducción de los resultados obtenidos y la validación de los modelos que permitieron el posterior análisis de los escenarios sintéticos descritos en el diseño experimental. También, se presentan los resultados obtenidos producto de la interacción de las variables independientes obtenidas y el valor de combustible depositado calculado para cada uno de los 90 escenarios definidos.

4.1. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO

A continuación, se detallan los pasos sucesivos para la construcción del modelo de simulación numérica.

4.1.1. Enmallado. Para la representación adecuada de los eventos ocurridos en el reactor tubo de combustión, se utilizó una geometría cilíndrica para tener en cuenta los fenómenos fisicoquímicos ocurridos durante la realización de las pruebas de tubo de combustión.

Teniendo en cuenta que el reactor tiene un diámetro total efectivo de 9.76 cm y una longitud total efectiva de 196.26 cm, de los cuales se llenan con arena Ottawa de grano fino los primeros 6.73 cm correspondientes a la zona de inyección y los últimos 13.2 cm correspondientes a la zona de producción, con la finalidad de

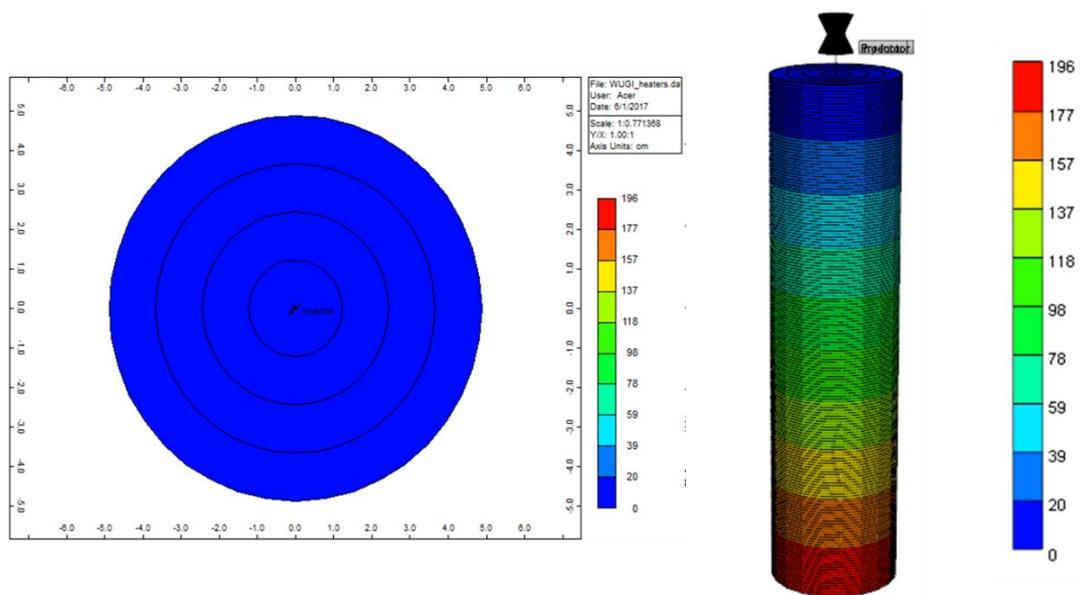
dispersar y homogenizar los fluidos inyectados respectivamente a lo largo del radio total efectivo; la tabla 11 muestra las dimensiones del reactor y el número de divisiones realizadas en cada dirección para su representación.

Tabla 11. Dimensiones del grid cilíndrico

Dimensión	Valor
Divisiones radiales	4
Divisiones angulares	1
Divisiones de longitud (K)	178
Espesor de capa en K (cm)	1.1082
Radio interno del bloque más interno (cm)	1E-5
Radio externo del bloque más externo (cm)	4.9
Ángulo de barrido (°)	360

El enmallado final obtenido a partir de la incorporación de los datos mostrados en la figura en la herramienta computacional BUILDER se muestra en la figura 17.

Figura 17. Enmallado del modelo de simulación



4.1.2. Cálculo de conductividades térmicas. La adecuada definición de las conductividades térmicas para la roca y cada una de las fases (incluyendo la fase sólida coque) en función de la temperatura de la celda del enmallado, resulta clave

para la realización iterativa de los múltiples balances de masa y energía requeridos durante el proceso de simulación numérica.

La conductividad térmica de las fases crudo **(2)** y roca **(3)** se estimaron a partir de las correlaciones de Cragoe y Tikhomirov respectivamente¹², mientras que las conductividades de las fases agua **(4)**, gas **(5)** y coque **(6)** se estimaron a partir de las correlaciones presentadas por Cinar (2011)¹³

$$K_h \left(\frac{BTU}{pie * h * ^\circ F} \right) = \frac{0.0677[1.0 - 0.0003(T(^{\circ}F) - 32)]}{\sqrt{\gamma_o}} \quad (2)$$

$$K_h \left(\frac{BTU}{pie * h * ^\circ F} \right) = \frac{6.36e^{0.6[2.65(1-\phi)+S_l]}}{(0.556T(K) + 255.3)^{0.55}} \quad (3)$$

$$K_h \left(\frac{J}{cm * min * ^\circ C} \right) = 0.3414 * 0.0011T(^{\circ}C) - (4x10^{-6})T^2 + (1x10^{-9})T^3 \quad (4)$$

$$K_h \left(\frac{J}{cm * min * ^\circ C} \right) = 0.0142 * (5x10^{-5})T(^{\circ}C) - (2x10^{-8})T^2 + (1x10^{-12})T^3 \quad (5)$$

$$K_h \left(\frac{J}{cm * min * ^\circ C} \right) = 1.1006 * 0.0015T(^{\circ}C) - (6x10^{-7})T^2 \quad (6)$$

Donde, K es la conductividad térmica de cada fase, T es la temperatura, γ_o es la gravedad específica del crudo, ϕ es la porosidad en fracción y S_l es la saturación total de líquido en fracción.

4.1.3. Estequiometría de las reacciones involucradas en el proceso CIS. La definición de los coeficientes estequiométricos de las reacciones involucradas en el proceso CIS impacta radicalmente sobre la composición tanto de fluidos líquidos

¹² ALVARADO, D y BANZER, C. Recuperación térmica de petróleo. Reeditado y corregido por: Dr. Adafel C. Rincón. Caracas 2002.

¹³ CINAR, M. Kinetics of crude-oil combustion in porous media interpreted using isoconversional methods. PhD thesis. Stanford University. 2011.

como de gases efluentes, y por lo tanto tienen un efecto directo sobre los parámetros de desempeño. Este parámetro junto con la cinética de cada una de las reacciones son las variables de mayor importancia y que impactan en mayor magnitud la evaluación de un proceso CIS a cualquier escala.

Por lo tanto, el cálculo de los coeficientes estequiométricos debe realizarse a partir de los resultados obtenidos en cada reactor, y bajo ninguna circunstancia se recomienda utilizar una estequiometría calculada para un reactor en específico con la finalidad de tratar de ajustar los resultados obtenidos en otro reactor, teniendo en cuenta que cada uno de ellos presenta diferentes mecanismos de reacción y fenómenos difusionales en diferente escala, sumado al hecho de que la estequiometría depende directamente de las condiciones operativas y las cantidades másicas o molares de cada reactivo involucrado, por lo que se estaría incurriendo en un error considerable.

Para el caso de las pruebas de tubo de combustión realizadas, la estequiometria se calculó a partir de las cantidades obtenidas de gases efluentes y agua formada.

La tabla 12 muestra, en síntesis, las cantidades producidas de cada gas efluente y de agua en gramos y gramos-mol.

Tabla 12. Cantidades producidas de gases y agua formada

Componente	Afloramiento 1		Afloramiento 2		Afloramiento 3	
	g	gmol	g	gmol	g	gmol
CO producido	177.85	6.35161	106.08	3.78850	127.83	4.56551
CO ₂ producido	1288.26	29.27868	1335.85	30.36016	911.41	20.71389
O ₂ consumido	1262.58	39.45548	1198.65	37.45769	1025.43	32.04478
O ₂ combustión	1038.54	32.45449	1032.14	32.25441	735.89	22.99665
O ₂ producido	116.97	3.65545	43.92	1.37245	11.11	0.34727
H ₂ O formada	252.036	14.0020	187.318	10.40656	325.7328	18.09627

Cabe aclarar que el componente O_2 combustión se estimó con base en las correlaciones (7) y (8) descritas por Cinar (2011):

$$O_2 \text{ consumido} = O_2 \text{ adición} + O_2 \text{ combustión} [g] \quad (7)$$

$$O_2 \text{ combustión} = CO_2 + \frac{CO}{2} [gmol] \quad (8)$$

A partir de los resultados mostrados en la tabla 12, fue posible calcular las relaciones molares $\frac{CO_2}{CO}$ y $\frac{O_2}{CO_2}$, a partir de las cuales se calcularon los coeficientes estequiométricos de cada una de las reacciones involucradas. Las relaciones calculadas para cada una de las pruebas se muestran en la tabla 13.

Tabla 13. Relaciones $\frac{CO_2}{CO}$ y $\frac{O_2}{CO_2}$

Relación	Afloramiento 1	Afloramiento 2	Afloramiento 3
$\frac{CO_2}{CO}$	4.6096	8.0138	4.5370
$\frac{O_2}{CO_2}$	1.1085	1.0624	1.1102

Una vez obtenidas las relaciones, fue necesario definir el esquema de reacción a utilizar, que para esta investigación fue el planteado por Cinar (2011), teniendo en cuenta los buenos resultados arrojados al aplicar la metodología isoconversional en una investigación previa para el mismo sistema roca-fluido colombiano (Padilla, 2016). Las reacciones que describen el esquema se muestran en la tabla 14.

Tabla 14. Esquema de reacción de Cinar, 2011

Reacción de adición de oxígeno	$Oil + O_2 \rightarrow Coque1 + H_2O$
Reacción de combustión LTO	$Coque1 + O_2 \rightarrow CO_2 + CO + H_2O$
Reacción de craqueo térmico	$Coque1 \rightarrow Coque2$
Reacción de combustión HTO	$Coque2 + O_2 \rightarrow CO_2 + CO + H_2O$

Por otra parte, el cálculo de los coeficientes estequiométricos de las reacciones de combustión se realizó a partir de las ecuaciones mostradas en la tabla 15.

Tabla 15. Cálculo de estequiometria reacciones de combustión

Reacción de Combustión	
$CH_x + dO_2 \rightarrow aCO + bCO_2 + cH_2O$	
Coeficientes estequiométricos	
$a = 1/(1 + m)$	
$b = m/(1 + m)$	
$c = (2mn - 1 - 2m)/(1 + m)$	
$d = mn/(1 + m)$	
$m = CO_2/CO$	$n = O_2/CO_2$

Una vez calculados los coeficientes de la reacción de combustión HTO, fue posible estimar los de las demás reacciones a partir de múltiples diferencias de manera tal que se respetasen los balances de masa en torno a los valores mostrados en la tabla 12.

Por otra parte, es válido recordar que para el caso de las reacciones involucradas en el proceso CIS, la variable termodinámica entalpía de reacción depende directamente del coeficiente estequiométrico del oxígeno para las reacciones de adición y combustión, teniendo en cuenta que son reacciones de tipo exotérmico, mientras que para el caso de las reacciones de craqueo térmico se asume que la entalpía de reacción es cero, teniendo en cuenta que al tratarse de reacciones endotérmicas, se dificulta la medición de la energía requerida por el sistema para que las reacciones tomen lugar. Para el caso estudiado, se establecieron los valores de entalpía de reacción de 105 Kcal/gmol O₂ (439320 J/gmol O₂) y 72.1429 Kcal/gmol O₂ (301845.7143 J/gmol O₂) para las reacciones de combustión y adición respectivamente.

La estequiometría final calculada para cada una de las pruebas realizadas se muestra en la tabla 16.

Tabla 16. Estequiometría final calculada

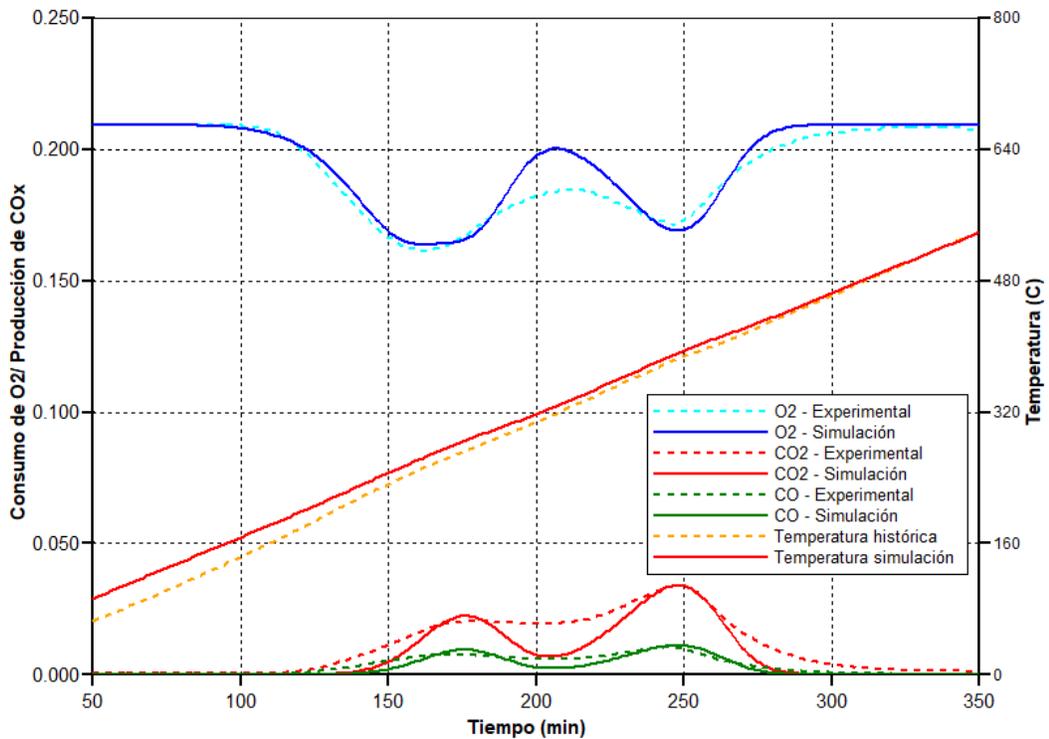
Afloramiento 1	
$1Oil + 7.268895433O_2 \rightarrow 14.53779297Coque1 + 23.61299895H_2O$	H = 2194084.934 J/gmol O₂
$1Coque1 + 1.427026329O_2 \rightarrow 1.287385991CO_2 + 0.279280676CO + 0H_2O$	H = 626921.2067 J/gmol O₂
$Coque1 \rightarrow 1.382352941Coque2$	H = 0 J/gmol
$1Coque2 + 1.032316919O_2 \rightarrow 0.931300504CO_2 + 0.20203283CO + 0H_2O$	H = 453517.4687 J/gmol O₂
Afloramiento 2	
$1Oil + 5.715667007O_2 \rightarrow 23.94347202Coque1 + 11.43133724H_2O$	H = 1725249.59 J/gmol O₂
$1Coque1 + 1.479762498O_2 \rightarrow 1.39285833CO_2 + 0.173808337CO + 0H_2O$	H = 650089.2607 J/gmol O₂
$Coque1 \rightarrow 1.382352941Coque2$	H = 0 J/gmol
$1Coque2 + 1.070466488O_2 \rightarrow 1.007599643CO_2 + 0.12573369CO + 0H_2O$	H = 470277.3376 J/gmol O₂
Afloramiento 3	
$1Oil + 12.60439434O_2 \rightarrow 22.47778035Coque1 + 25.20879714H_2O$	H = 3804582.414 J/gmol O₂
$1Coque1 + 1.425195015O_2 \rightarrow 1.283723364CO_2 + 0.282943303CO + 0H_2O$	H = 626116.6741 J/gmol O₂
$Coque1 \rightarrow 1.382352941Coque2$	H = 0 J/gmol
$1Coque2 + 1.030992139O_2 \rightarrow 0.928650944CO_2 + 0.204682389CO + 0H_2O$	H = 452935.4663 J/gmol O₂

4.2. MODELO CINÉTICO

El modelo cinético que se seleccionó fue el realizado por Padilla (2016) en el cual se realizó el cálculo de la energía de activación aparente (E_a) para cada régimen de reacción del sistema roca-fluido colombiano estudiado a partir de la metodología isoconversional planteada por Cinar (2011), y la estimación del factor pre-exponencial (A) a partir de la metodología planteada por Chen (2012).

La metodología fue aplicada a un set de pruebas realizadas en la unidad de oxidación con rampa de temperatura (RTO por sus siglas en inglés), a presión de 1200 psia (8273.709 KPa) y diferentes rampas de temperatura. La cinética reportada fue validada a partir de la representación del reactor RTO usando un modelo de simulación numérica que también fue construido utilizando las herramientas computacionales de la compañía CMG.

Figura 18. Validación de parámetros cinéticos de la unidad RTO



La figura 18 muestra una comparación entre los resultados obtenidos en las pruebas de laboratorio y los resultados obtenidos del modelo de simulación, recreando la prueba realizada a rampa de calentamiento de 1.5 °C/min. El ajuste descrito por las curvas continuas fue considerado aceptable y se definió que el modelo cinético calculado a partir de la metodología isoconversional reprodujo adecuadamente el comportamiento oxidativo del sistema roca-fluido.

La tabla 17 muestra tanto la cinética utilizada para el ajuste como la estequiometría calculada para el reactor RTO.

Tabla 17. Estequiometría y parámetros cinéticos unidad RTO

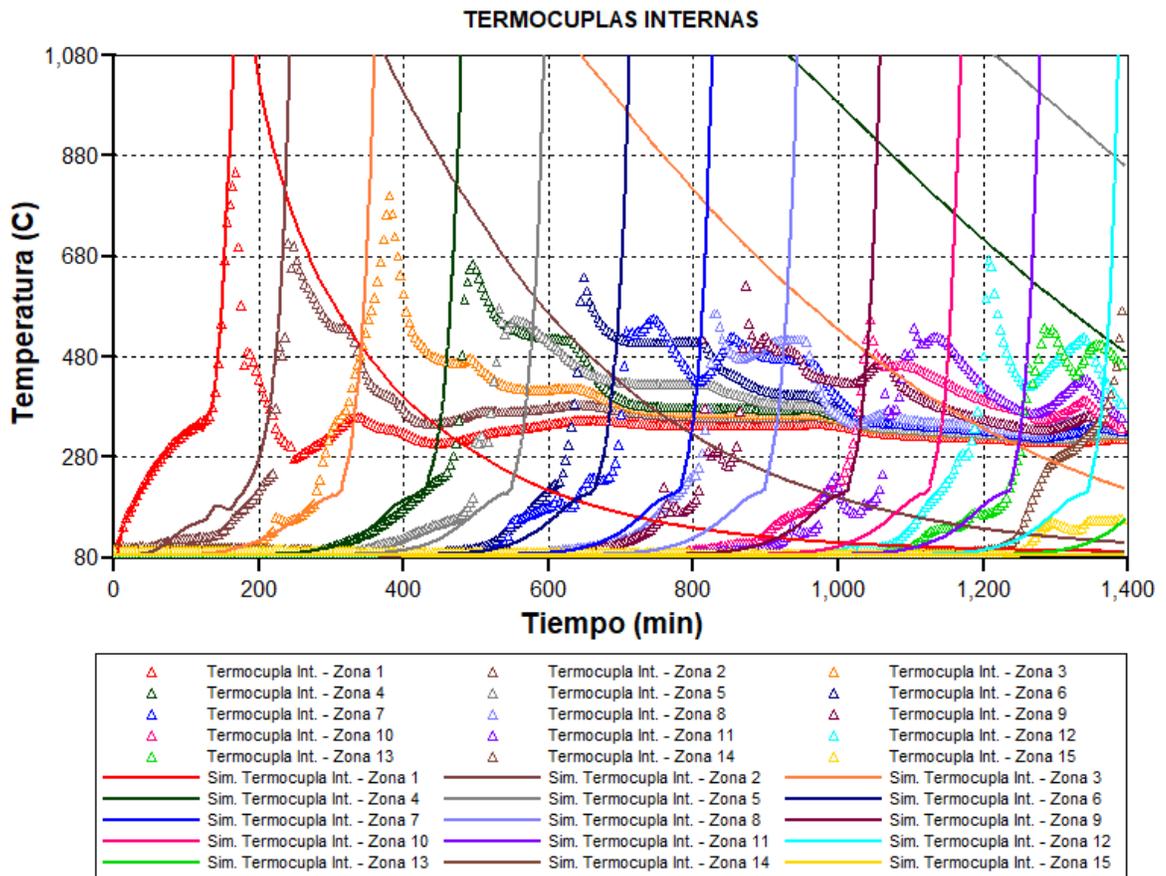
$10il + 9.5O_2 \rightarrow 20Coque1 + 22.292H_2O$	
H = 3.98E+06 J/gmol O ₂	
A [1/kPa*min] 7 E+05	
Ea [kJ/mol] 1 E+05	
Orden de reacción oxígeno/ combustible	1.0/1.0
$1Coque1 + 1.5O_2 \rightarrow 0.75CO_2 + 0.3181CO + 1.3815H_2O$	
H = 6.28E+05 J/gmol O ₂	
A [1/kPa*min] 1 E+06	
Ea [kJ/mol] 1.14 E+05	
Orden de reacción oxígeno/ combustible	1.0/1.0
$Coque1 \rightarrow 1.382352941Coque2$	
H = 0 J/gmol	
A [1/kPa*min] 1.6 E+06	
Ea [kJ/mol] 8.00 E+04	
Orden de reacción combustible	1.0
$1Coque2 + 0.65O_2 \rightarrow 0.5652CO_2 + 0.1862CO + 0.2393H_2O$	
H = 2.72E+05 J/gmol O ₂	
A [1/kPa*min] 4.5 E+06	
Ea [kJ/mol] 1.40 E+05	
Orden de reacción oxígeno/ combustible	1.0/1.0

4.3. ESTRATEGIAS DE AJUSTE PRUEBAS DE AFLORAMIENTO

Una vez caracterizado el comportamiento oxidativo se procedió a cargar la cinética obtenida en la tabla 17 a la totalidad de escenarios de simulación, junto con la estequiometría calculada para cada uno de ellos, teniendo en cuenta que resultados de una investigación conjunta, desarrollada en paralelo por Pabón (2018) demostró que las energías de activación aparentes y los valores de órdenes de reacción de cada una de las reacciones no se ven afectados por la presión total de operación y por variables operacionales como el flux de aire inyectado.

La figura 19 muestra una comparación entre los perfiles de temperatura experimentales de la prueba “Afloramiento 1” (triángulos) y los obtenidos de su respectivo equivalente de simulación numérica (líneas continuas).

Figura 19. Perfiles de temperatura caso base “Afloramiento 1”



La definición jerárquica de los parámetros que pueden ser ajustados se realizó con base en las sugerencias realizadas por Gildardo Osorio en su libro, simulación numérica de yacimientos:

- Permeabilidad y espesor del yacimiento.
- Permeabilidad y espesor del acuífero.
- Almacenamiento del acuífero.
- Datos de permeabilidad relativa.
- Datos de presión capilar.
- Datos del pozo (factor skin, ect).

Teniendo en cuenta que, como se explicó anteriormente, la permeabilidad del empaquetamiento no afecta en gran medida las tendencias obtenidas por los perfiles de temperatura y los parámetros de desempeño calculados en general, además del hecho de que algunas de las sugerencias no aplican para el caso estudiado en laboratorio, fue necesario analizar estrategias de ajuste adicionales.

4.3.1. Modificación de factor pre-exponencial. A partir de los resultados mostrados en la figura 19, fue posible realizar un análisis con respecto al tiempo en el que alcanzan los 400 °C (que fue el valor definido como la temperatura del frente de combustión), identificando que los picos del modelo de simulación avanzaron a menor velocidad que el comportamiento real experimental, siendo un indicativo de que la ocurrencia de las reacciones de combustión se retrasó por efecto del cambio de reactor.

Esto último dio paso a la primera estrategia de ajuste, que consistió en la modificación del factor pre-exponencial de la reacción de adición de oxígeno, teniendo en cuenta que, tanto el factor pre-exponencial como la entalpía propia de cada una de las reacciones reportadas en la tabla 17 son propios del comportamiento oxidativo descrito a las condiciones de operación de la unidad RTO, y no es válido utilizarlos directamente para describir el comportamiento oxidativo del

sistema roca fluido cuando este se evalúa en un reactor más robusto y en el cual se da lugar a la ocurrencia de fenómenos difusionales como el tubo de combustión. Además, recordando que la definición del factor pre-exponencial está asociado a una probabilidad de ocurrencia de choques efectivos entre moléculas de reactivos, resultó lógico asumir que la probabilidad se vería afectada al modificar tanto la longitud efectiva del reactor como la cantidad de reactivos disponibles.

La tabla 18 muestra los valores de factor pre-exponencial ajustados para representar el comportamiento oxidativo de cada uno de los ensayos experimentales realizados.

Tabla 18. Factor pre-exponencial de reacción de adición ajustado para cada ensayo

Prueba	A [1/kPa*min] RTO	A [1/kPa*min] TC
Afloramiento 1	7 E+05	90
Afloramiento 2	7 E+05	750
Afloramiento 3	7 E+05	170

4.3.2. Implementación de calentadores y enfriadores automáticos. Una vez ajustadas las velocidades del frente de combustión, fue necesario enfocar la atención hacia otro detalle mostrado en la figura 19, la amplitud de los picos de temperatura.

El comportamiento descrito por las curvas tiene una tendencia a aumentar descontroladamente, teniendo en cuenta el hecho de que, el modelo de simulación construido no contempla pérdidas de calor, ya que el tubo de combustión es considerado aproximadamente adiabático por su sistema automático de compensación de pérdidas, el cual se activa cuando la diferencia de temperaturas entre las termocuplas interna y externa supera los 10 °C, entregando la energía necesaria para mantener como máximo dicha diferencia a través de las resistencias eléctricas acopladas en el reactor interno.

Por otra parte, al carecer de un modelo energético del reactor que defina las pérdidas energéticas que ocurren por unidad de tiempo en cada una de las zonas que componen el tubo de combustión en función de las variables de operación, fue necesario recrear el comportamiento cercanamente adiabático a partir del uso de las *keywords* “AUTOHEATER” y “AUTOCOOLER”. Estas opciones permiten que los modelos de aumento de calor constante y proporcional funcionen conjuntamente para imitar el control del calentador/enfriador que funciona con base en una tasa de calor/enfriamiento constante. Para el caso del “AUTOHEATER”, por debajo de una determinada temperatura el control del calentador se enciende, y se apaga por sobre esa temperatura; mientras que, para el caso del “AUTOCOOLER”, por encima de una determinada temperatura el control del enfriador se enciende, y se apaga por debajo de esa temperatura.

La aplicación de esta estrategia de ajuste ocasionó que el comportamiento de los perfiles de temperatura dejara de ser considerado una base comparativa y se convirtiera en un ítem de ingreso para el simulador. Por lo anterior, la velocidad del frente de combustión debió ser cotejada con el perfil de saturación de oxígeno en el reactor, definiendo el punto en el que se encontraba el frente de combustión a un tiempo de prueba específico como aquel en el que la composición de oxígeno deja de ser 20.94% y empezó a disminuir; teniendo en cuenta que se asumió que la zona barrida estaría saturada 100% con aire.

4.4. RESULTADOS DE AJUSTE

Una vez aplicadas las estrategias descritas anteriormente fue replicar los perfiles de temperatura, además de reproducir de manera cercana los comportamientos de producción de gases efluentes y velocidad del frente de combustión obtenidos de las pruebas experimentales. También fue posible comparar los parámetros de desempeño obtenidos para cada uno de los escenarios y determinar el porcentaje de error para cada uno.

Figura 20. Perfiles de temperatura “Afloramiento 1”

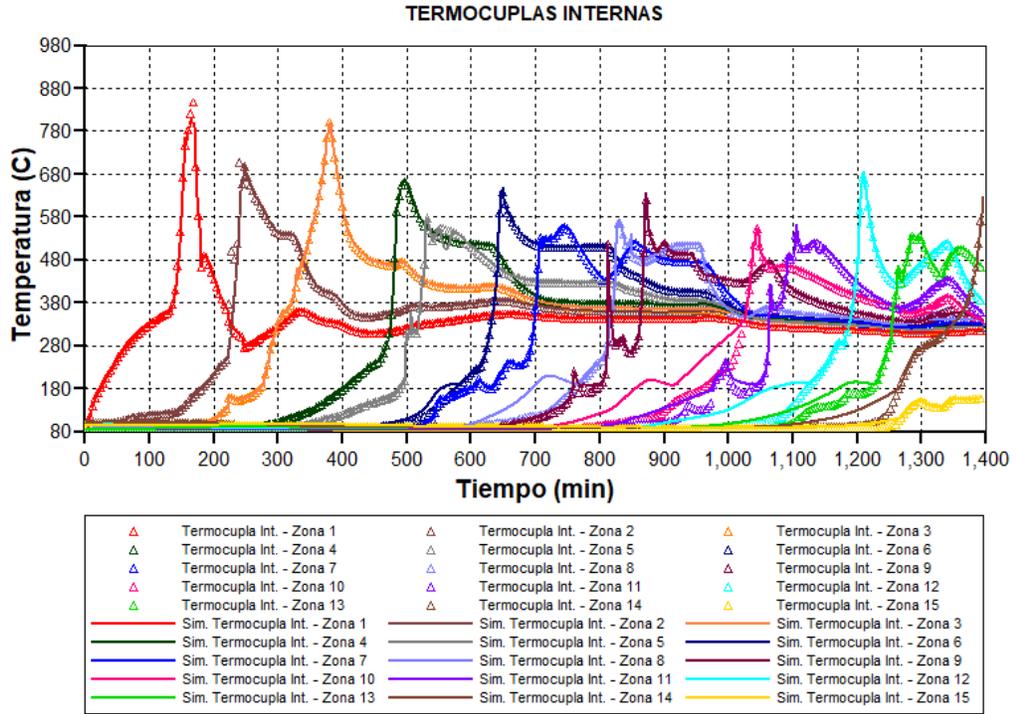
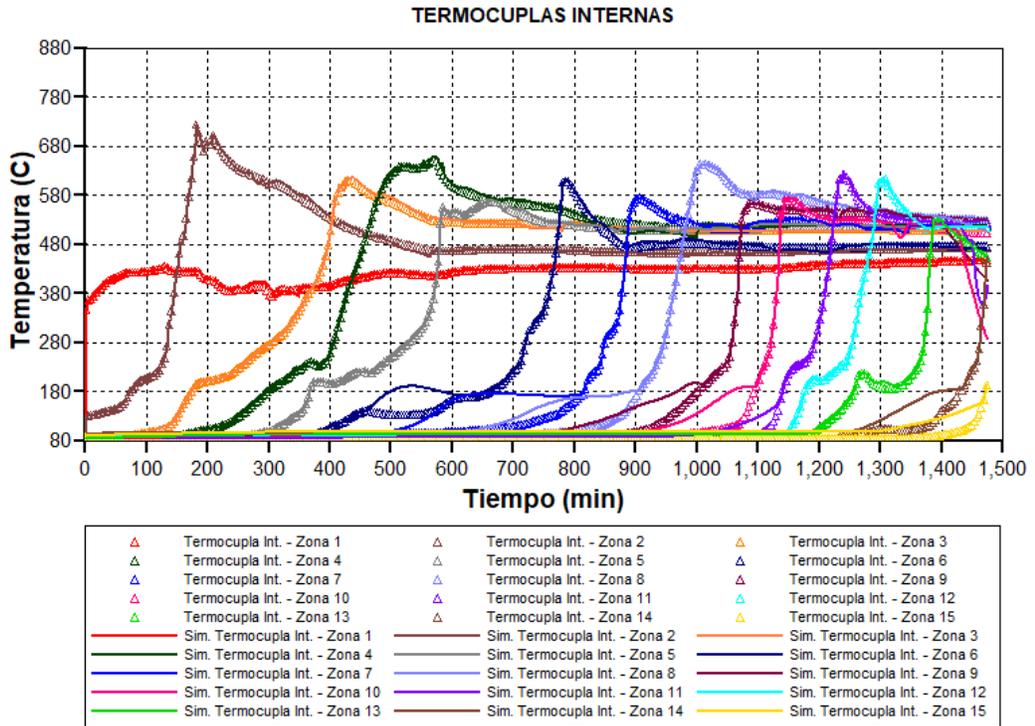
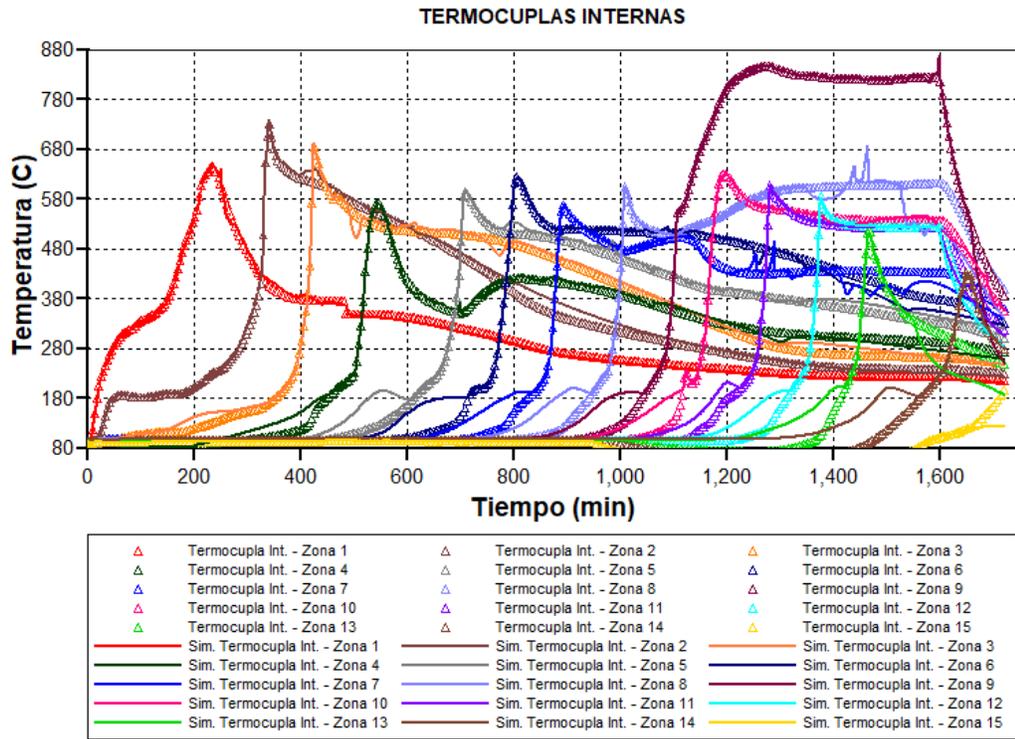


Figura 21. Perfiles de temperatura “Afloramiento 2”



Las figuras 20, 21 y 22 muestran los perfiles de temperatura obtenidos para las pruebas “Afloramiento 1”, “Afloramiento 2” y “Afloramiento 3” respectivamente.

Figura 22. Perfiles de temperatura “Afloramiento 3”



El comportamiento descrito por la curva que representó la temperatura interna de la zona 9 para la prueba 3 (figura 22) se debió a una falla eléctrica en el calentador de la mencionada zona que ocasionó que entregara mayor potencia a la requerida y derivando en un comportamiento anómalo de la temperatura descrita para dicha zona.

Por otra parte, el comportamiento de los gases efluentes producidos CO_2 , CO y O_2 para la prueba 1 se muestra en las figuras 23, 24 y 25. Las tendencias obtenidas en las 3 figuras concuerdan y se corresponden en cuanto al consumo de oxígeno: cuando este fue alto, aumento la producción de óxidos de carbono y disminuyó la producción de oxígeno; mientras que bajos consumos de oxígeno provocaron tendencias contrarias.

Figura 23. Fracción molar de CO₂ producido. “Afloramiento 1”

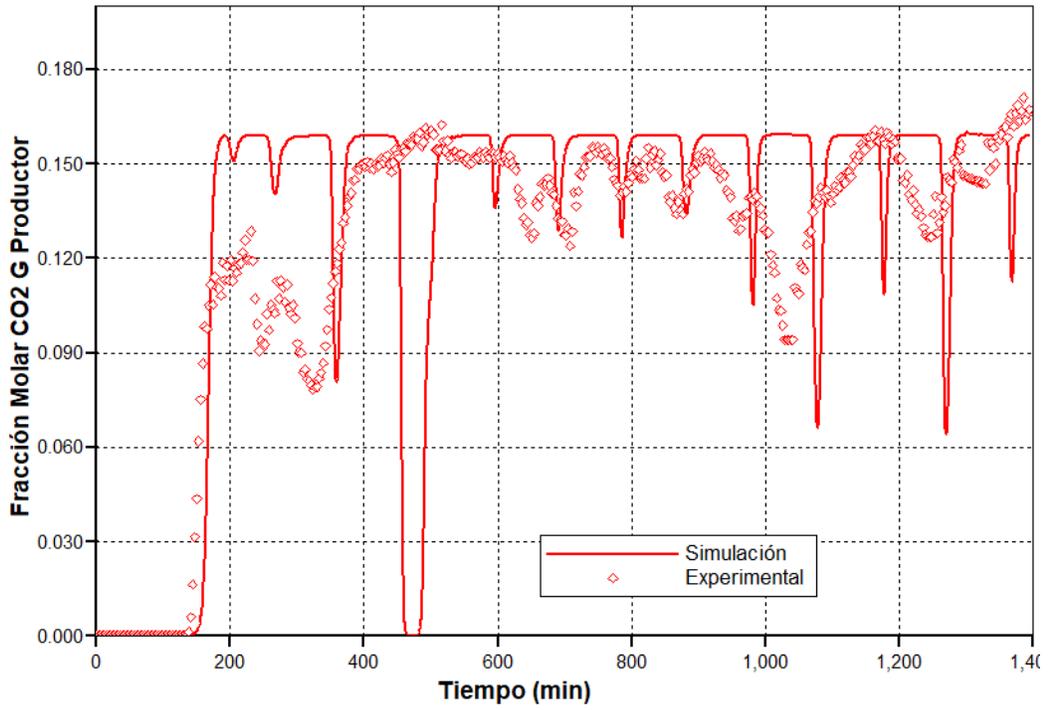


Figura 24. Fracción molar de CO producido. “Afloramiento 1”

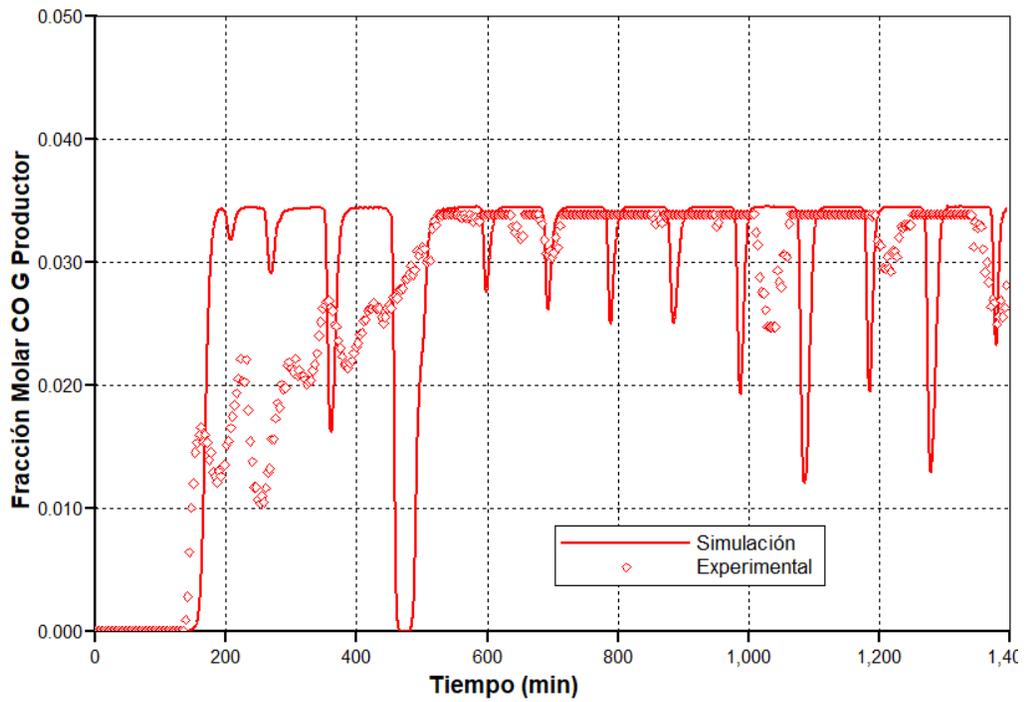
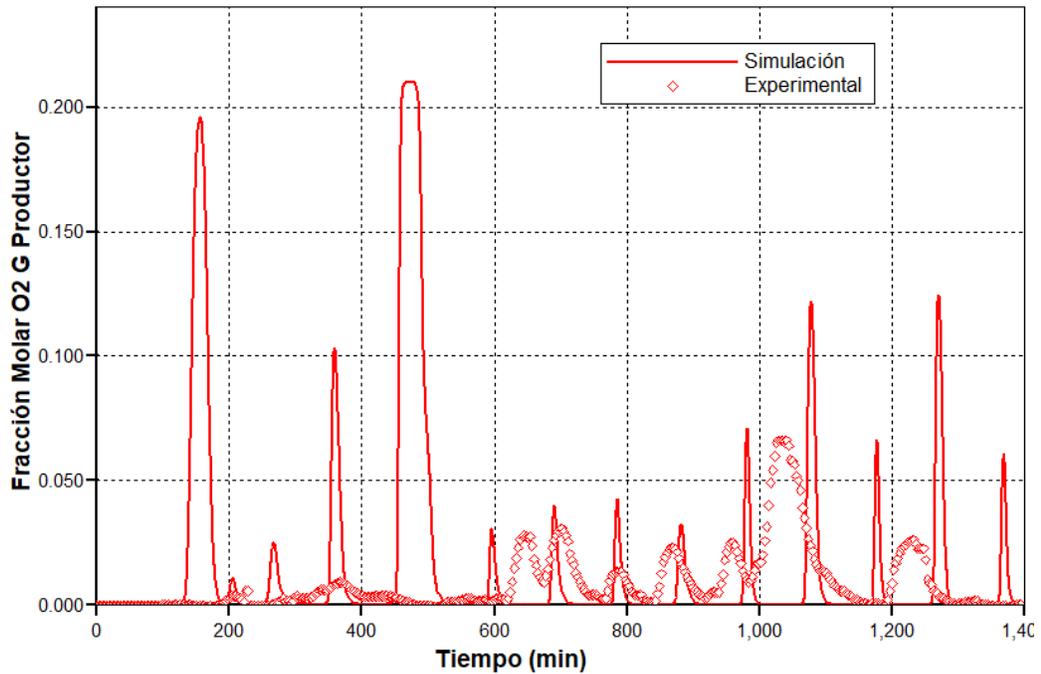


Figura 25. Fracción molar de O₂ producido. “Afloramiento 1”



Es de resaltar el hecho de que la prueba 1 transcurrió en el régimen HTO durante todo el tiempo, teniendo en cuenta que la figura 23 muestra que la producción de dióxido de carbono siempre fue de al menos el 12% de la fracción molar de gas producido¹⁴.

También se evidencia que las áreas bajo las curvas simuladas y experimentales de las figuras 23, 24 y 25, fueron aproximadamente iguales, y que el comportamiento variable debido al exceso de oxígeno con que se desarrolló la prueba se reprodujo de manera exitosa.

De manera análoga, las figuras 26, 27 y 28 muestran el comportamiento de la producción de gases de la prueba 2.

¹⁴ SARATHI, Partha. Op. cit., p 316

Figura 26. Fracción molar de CO₂ producido. "Afloramiento 2"

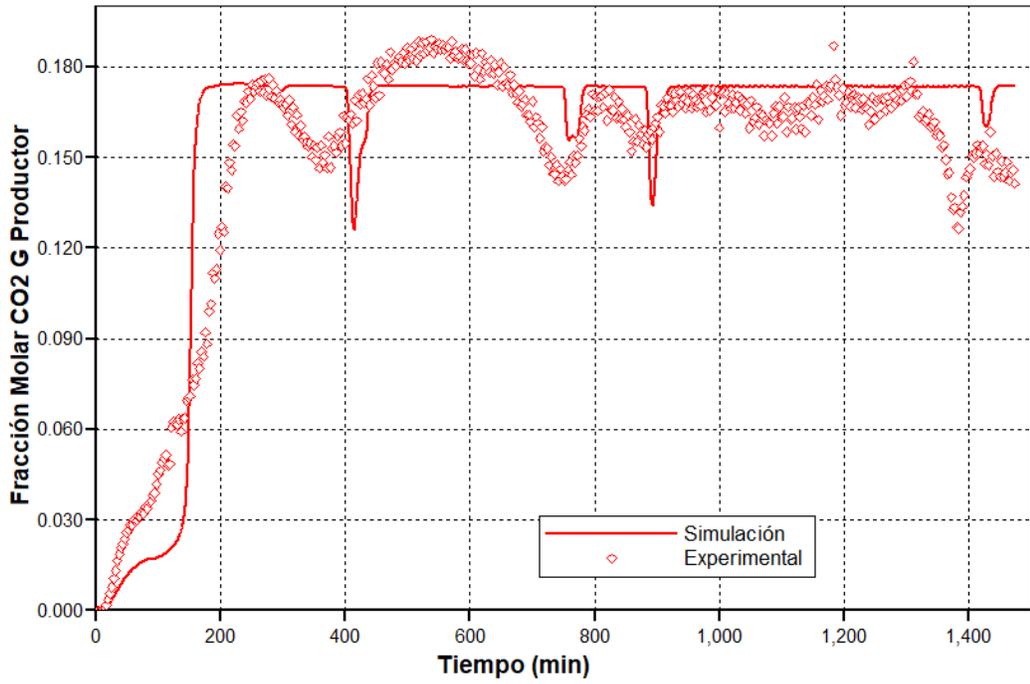


Figura 27. Fracción molar de CO producido. "Afloramiento 2"

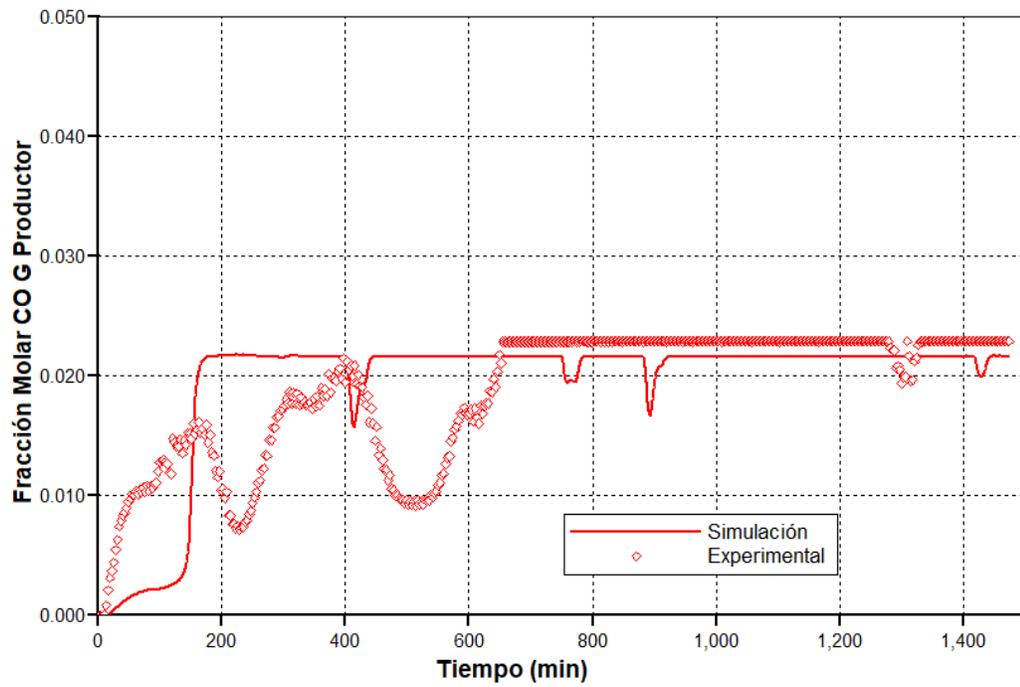
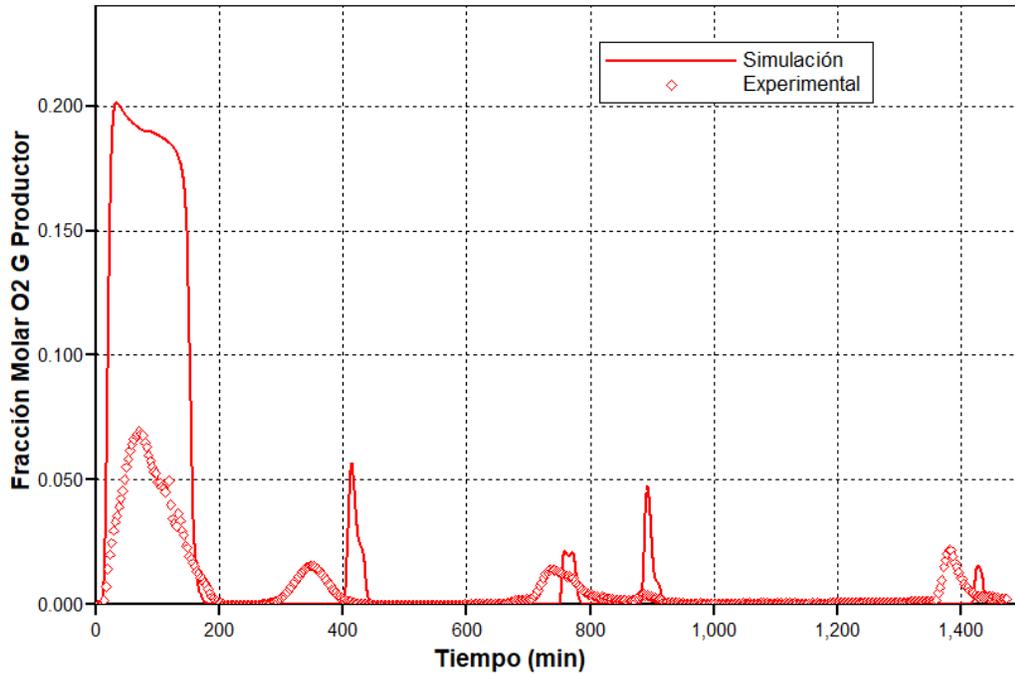


Figura 28. Fracción molar de O₂ producido. “Afloramiento 2”



Para la prueba 2, nuevamente fue posible reproducir las oscilaciones en las curvas de producción de óxidos de carbono y oxígeno. Además, en esta prueba las oscilaciones en los comportamientos de gases efluentes fueron mucho menores en comparación a la prueba 1, considerando que el flux de aire inyectado disminuyó de $32.0791 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ a $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, ocasionando un mayor aprovechamiento del oxígeno inyectado.

Finalmente, los resultados obtenidos para la prueba 3 se presentan en las figuras 29, 30 y 31.

Figura 29. Fracción molar de CO₂ producido. “Afloramiento 3”

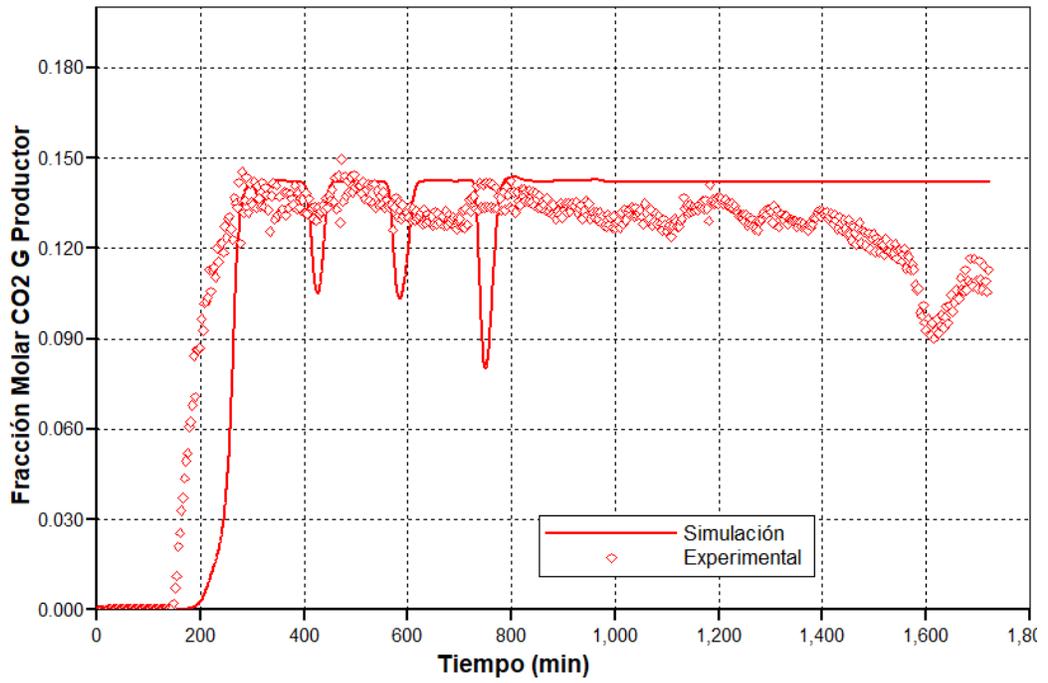


Figura 30. Fracción molar de CO producido. “Afloramiento 3”

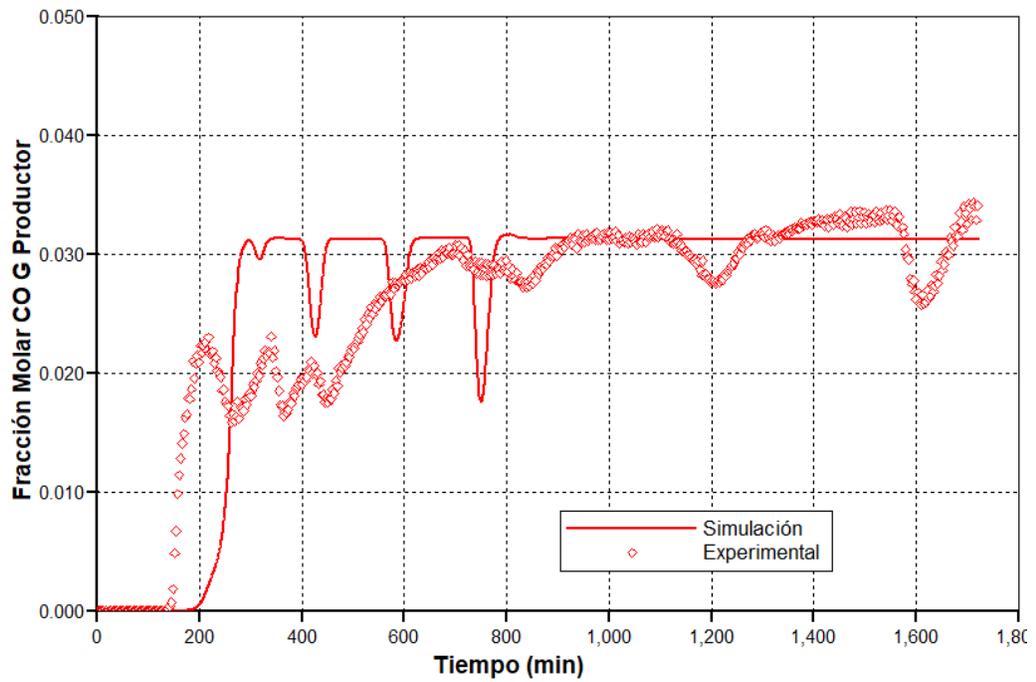
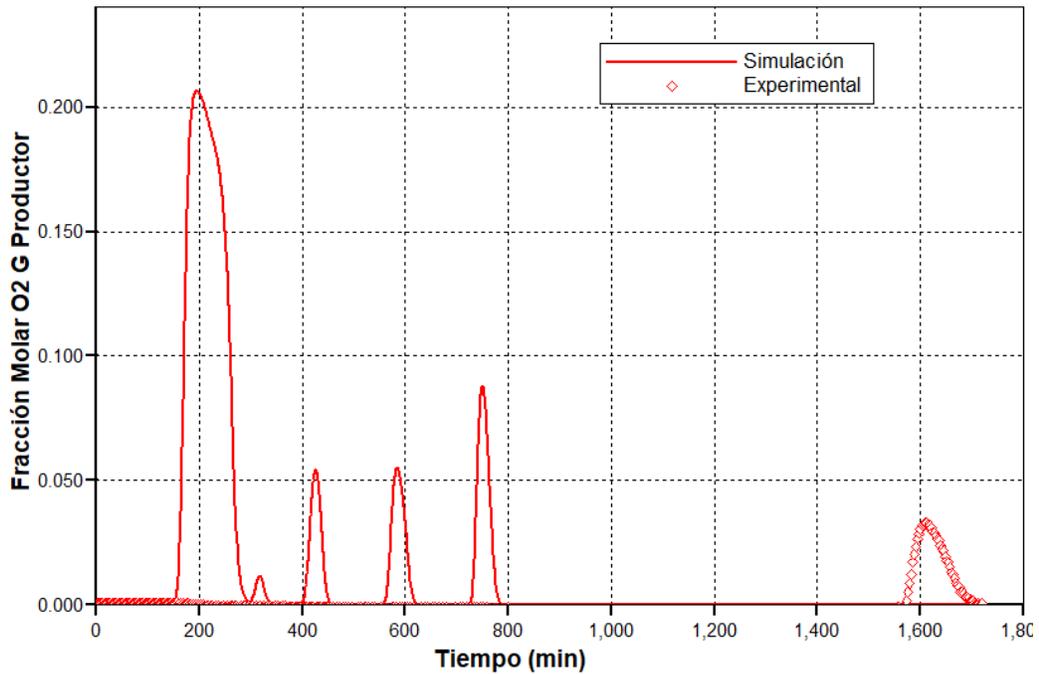


Figura 31. Fracción molar de O₂ producido. “Afloramiento 3”



Del mismo modo, los comportamientos fueron reproducidos exitosamente para la prueba 3. En esta prueba se obtuvo un consumo de oxígeno del 100% para el caso experimental, aunque la curva continúa mostrada en la figura 31, que representó el comportamiento experimental, mostró una tendencia equivalente a un consumo del 98.5%. La diferencia entre los valores se debió principalmente a que, en los datos estimados de producción de cada gas, que permitieron a su vez, el cálculo de la estequiometría de las reacciones había un error de balance de masa del 5% debido a la no cuantificación de un pequeño volumen de líquido derramado producto del incremento abrupto de temperatura de la zona 9, que fue descrito en la figura 22.

4.5. PARÁMETROS DE DESEMPEÑO

Con el fin de garantizar la representatividad de los modelos numéricos desarrollados, fue necesario realizar una comparación numérica entre los parámetros de desempeño obtenidos experimental y numéricamente. Para el caso de los cálculos de los escenarios numéricos, se tomaron las mismas regiones

definidas como las zonas estables de cada uno de los experimentos, los cuales fueron descritos en el capítulo 3, referente al diseño experimental.

Tabla 19. Parámetros de desempeño zona estable “Afloramiento 1”

Parámetros de desempeño	Experimental	Numérico	% de variación
Velocidad del Frente de Combustión [cm/h]	7.98	7.82	2.01%
Requerimiento de Aire [m ³ (S)/m ³]	405.07	411.14	-1.50%
Carbono Consumido [Kg]	0.29	0.29	0.88%
Oxígeno Consumido [%]	93.46	93.23	0.25%
Hidrógeno Consumido [Kg]	0.02	0.02	2.09%
Agua Formada [Kg]	0.16	0.16	2.74%
Combustible Consumido [Kg]	0.30	0.29	4.14%
Fracción de crudo inicial depositada como coque	0.08	0.08	1.34%
Relación Aire/Combustible [m ³ (S)/Kg]	10.99	10.79	1.84%
Requerimiento de Combustible [Kg/m ³]	36.86	35.99	2.36%
Relación H/C	0.75	0.75	0.07%

Tabla 20. Parámetros de desempeño zona estable “Afloramiento 2”

Parámetros de desempeño	Experimental	Numérico	% de variación
Velocidad del Frente de Combustión [cm/h]	8.99	8.80	2.13%
Requerimiento de Aire [m ³ (S)/m ³]	300.30	297.97	0.78%
Carbono Consumido [Kg]	0.13	0.13	1.61%
Oxígeno Consumido [%]	98.70	95.68	3.06%
Hidrógeno Consumido [Kg]	0.01	0.01	2.29%
Agua Formada [Kg]	0.07	0.07	-0.53%
Combustible Consumido [Kg]	0.13	0.13	1.72%
Fracción de crudo inicial depositada como coque	0.03	0.03	1.80%
Relación Aire/Combustible [m ³ (S)/Kg]	29.76	29.03	2.45%
Requerimiento de Combustible [Kg/m ³]	10.09	9.86	2.25%
Relación H/C	0.75	0.76	-0.81%

Tabla 21. Parámetros de desempeño zona estable “Afloramiento 3”

Parámetros de desempeño	Experimental	Numérico	% de variación
Velocidad del Frente de Combustión [cm/h]	7.56	7.51	0.65%
Requerimiento de Aire [m ³ (S)/m ³]	268.77	266.91	0.69%
Carbono Consumido [Kg]	0.14	0.14	1.00%
Oxígeno Consumido [%]	100.00	97.76	2.24%
Hidrógeno Consumido [Kg]	0.02	0.02	0.91%
Agua Formada [Kg]	0.16	0.16	0.67%
Combustible Consumido [Kg]	0.16	0.16	0.35%
Fracción de crudo inicial depositada como coque	0.07	0.07	1.60%
Relación Aire/Combustible [m ³ (S)/Kg]	25.01	24.67	1.35%
Requerimiento de Combustible [Kg/m ³]	10.75	10.78	-0.24%
Relación H/C	1.52	1.48	2.39%

Las tablas 19, 20 y 21 muestran las comparaciones para las pruebas 1, 2 y 3 respectivamente.

Los resultados obtenidos comprobaron que los modelos de simulación representaron de manera adecuada los fenómenos fisicoquímicos que tomaron lugar durante la realización de las pruebas experimentales.

Una vez validados los modelos de simulación a partir del ajuste histórico de cada una de las 3 pruebas realizadas, fue posible proceder a la generación de los escenarios sintéticos descritos en el diseño experimental. Para su construcción, fueron mantenidas la cinética y la estequiometría como variables dependientes exclusivamente del flux de aire inyectado.

5. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos luego de compilar cada uno de los 90 escenarios totales definidos, además de realizar un análisis del efecto que cada una de las variables tiene por separado sobre la cantidad de combustible depositado.

Debido a que la cantidad de crudo disponible como reactivo varió entre los escenarios estudiados, los análisis de influencia fueron realizados a partir de la fracción de crudo inicial depositado como coque "X" definido por Zhu (2011), teniendo en cuenta que representa una ventaja considerable al definir el coque con respecto al crudo inicial, evitando de esta manera la realización de análisis erróneos.

5.1. RESULTADOS DEL TOTAL DE ESCENARIOS

La tabla 22 muestra las diferentes combinaciones entre flux, presión, porosidad y saturaciones de las fases agua, crudo y gas, que constituyeron cada escenario, y la estimación tanto del combustible depositado en gramos, como la fracción de crudo inicial depositado como coque "X". Los escenarios presentados en negrita corresponden a los escenarios analizados en laboratorio.

Cabe aclarar que para considerar válidos los escenarios, se estableció que tanto el error de redondeo acumulado, como el error global de balance de masa no excediera en ningún caso el 5%.

Tabla 22. Resultados totales de escenarios estudiados

Flux m ³ /(m ² *h)	Presión (psi)	Porosidad φ (%)	Sw (fracción)	So (fracción)	Sg (fracción)	Combustible depositado (g)	X (fracción)
32.0791	1200	41	0.5000	0.2000	0.3000	453.3317	0.4322
32.0791	1200	41	0.4500	0.3000	0.2500	453.8535	0.2885
32.0791	1200	41	0.3650	0.4533	0.1817	454.0054	0.1910
32.0791	1200	41	0.1224	0.7141	0.1635	449.4561	0.1200
32.0791	1200	41	0.1444	0.7565	0.0991	450.1336	0.1135
32.0791	1200	20	0.5000	0.2000	0.3000	271.2187	0.5301
32.0791	1200	20	0.4500	0.3000	0.2500	272.1527	0.3546
32.0791	1200	20	0.3650	0.4533	0.1817	272.5992	0.2351
32.0791	1200	20	0.1224	0.7141	0.1635	269.7240	0.1477
32.0791	1200	20	0.1444	0.7565	0.0991	270.6771	0.1399
32.0791	1000	41	0.5000	0.2000	0.3000	451.5917	0.4310
32.0791	1000	41	0.4500	0.3000	0.2500	451.9570	0.2876
32.0791	1000	41	0.3650	0.4533	0.1817	451.9220	0.1903
32.0791	1000	41	0.1224	0.7141	0.1635	448.3473	0.1198
32.0791	1000	41	0.1444	0.7565	0.0991	449.7198	0.1135
32.0791	1000	20	0.5000	0.2000	0.3000	255.1314	0.4992
32.0791	1000	20	0.4500	0.3000	0.2500	255.9406	0.3338
32.0791	1000	20	0.3650	0.4533	0.1817	256.7986	0.2217
32.0791	1000	20	0.1224	0.7141	0.1635	256.1943	0.1404
32.0791	1000	20	0.1444	0.7565	0.0991	257.6686	0.1333
32.0791	800	41	0.5000	0.2000	0.3000	450.8767	0.4308
32.0791	800	41	0.4500	0.3000	0.2500	449.6735	0.2864
32.0791	800	41	0.3650	0.4533	0.1817	449.9425	0.1897
32.0791	800	41	0.1224	0.7141	0.1635	446.0739	0.1194
32.0791	800	41	0.1444	0.7565	0.0991	448.0061	0.1132
32.0791	800	20	0.5000	0.2000	0.3000	212.0046	0.4152
32.0791	800	20	0.4500	0.3000	0.2500	214.8934	0.2806
32.0791	800	20	0.3650	0.4533	0.1817	215.0788	0.1859
32.0791	800	20	0.1224	0.7141	0.1635	215.1054	0.1180
32.0791	800	20	0.1444	0.7565	0.0991	216.1809	0.1119

Tabla 22. (Continuación)

Flux m ³ /(m ² *h)	Presión (psi)	Porosidad φ (%)	Sw (fracción)	So (fracción)	Sg (fracción)	Combustible depositado (g)	X (fracción)
26.3695	1200	41	0.5000	0.2000	0.3000	427.5776	0.4077
26.3695	1200	41	0.4500	0.3000	0.2500	427.0329	0.2714
26.3695	1200	41	0.3650	0.4533	0.1817	428.8629	0.1804
26.3695	1200	41	0.1224	0.7141	0.1635	422.4471	0.1128
26.3695	1200	41	0.1444	0.7565	0.0991	423.6591	0.1068
26.3695	1200	20	0.5000	0.2000	0.3000	390.7684	0.7638
26.3695	1200	20	0.4500	0.3000	0.2500	387.0199	0.5043
26.3695	1200	20	0.3650	0.4533	0.1817	391.2419	0.3374
26.3695	1200	20	0.1224	0.7141	0.1635	388.8387	0.2129
26.3695	1200	20	0.1444	0.7565	0.0991	389.3410	0.2012
26.3695	1000	41	0.5000	0.2000	0.3000	427.5039	0.4080
26.3695	1000	41	0.4500	0.3000	0.2500	426.2658	0.2712
26.3695	1000	41	0.3650	0.4533	0.1817	428.3849	0.1804
26.3695	1000	41	0.1224	0.7141	0.1635	421.7633	0.1127
26.3695	1000	41	0.1444	0.7565	0.0991	422.8445	0.1067
26.3695	1000	20	0.5000	0.2000	0.3000	380.1374	0.7438
26.3695	1000	20	0.4500	0.3000	0.2500	379.8005	0.4954
26.3695	1000	20	0.3650	0.4533	0.1817	381.5568	0.3294
26.3695	1000	20	0.1224	0.7141	0.1635	378.6462	0.2075
26.3695	1000	20	0.1444	0.7565	0.0991	378.2989	0.1957
26.3695	800	41	0.5000	0.2000	0.3000	422.2702	0.4034
26.3695	800	41	0.4500	0.3000	0.2500	422.3632	0.2690
26.3695	800	41	0.3650	0.4533	0.1817	422.5717	0.1781
26.3695	800	41	0.1224	0.7141	0.1635	411.7845	0.1102
26.3695	800	41	0.1444	0.7565	0.0991	420.2268	0.1061
26.3695	800	20	0.5000	0.2000	0.3000	362.8720	0.7107
26.3695	800	20	0.4500	0.3000	0.2500	364.3820	0.4758
26.3695	800	20	0.3650	0.4533	0.1817	364.0123	0.3146
26.3695	800	20	0.1224	0.7141	0.1635	362.0002	0.1986
26.3695	800	20	0.1444	0.7565	0.0991	363.5431	0.1882

Tabla 22. (Continuación)

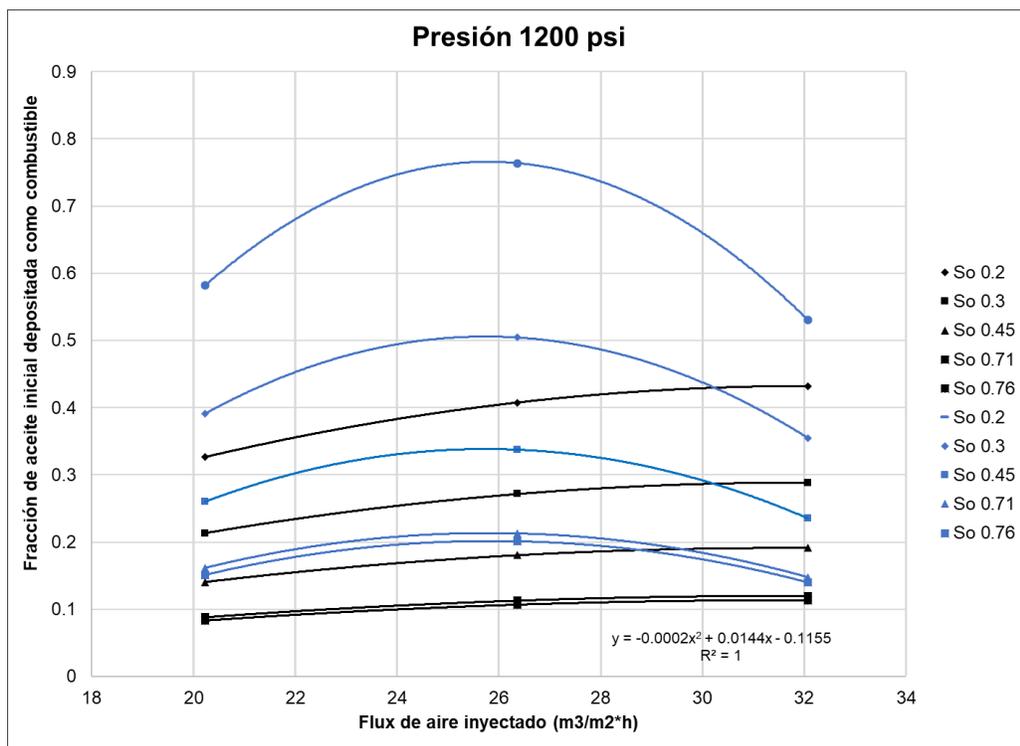
Flux m ³ /(m ² *h)	Presión (psi)	Porosidad φ (%)	Sw (fracción)	So (fracción)	Sg (fracción)	Combustible depositado (g)	X (fracción)
20.2276	1200	41	0.5000	0.2000	0.3000	340.2926	0.3265
20.2276	1200	41	0.4500	0.3000	0.2500	333.5229	0.2133
20.2276	1200	41	0.3650	0.4533	0.1817	331.8982	0.1405
20.2276	1200	41	0.1224	0.7141	0.1635	327.7268	0.0881
20.2276	1200	41	0.1444	0.7565	0.0991	327.7687	0.0831
20.2276	1200	20	0.5000	0.2000	0.3000	295.8335	0.5819
20.2276	1200	20	0.4500	0.3000	0.2500	298.2610	0.3911
20.2276	1200	20	0.3650	0.4533	0.1817	299.8216	0.2602
20.2276	1200	20	0.1224	0.7141	0.1635	293.3381	0.1616
20.2276	1200	20	0.1444	0.7565	0.0991	290.6577	0.1511
20.2276	1000	41	0.5000	0.2000	0.3000	337.1192	0.3238
20.2276	1000	41	0.4500	0.3000	0.2500	334.2968	0.2140
20.2276	1000	41	0.3650	0.4533	0.1817	333.5132	0.1413
20.2276	1000	41	0.1224	0.7141	0.1635	329.0570	0.0885
20.2276	1000	41	0.1444	0.7565	0.0991	329.9327	0.0838
20.2276	1000	20	0.5000	0.2000	0.3000	294.4929	0.5798
20.2276	1000	20	0.4500	0.3000	0.2500	296.7786	0.3895
20.2276	1000	20	0.3650	0.4533	0.1817	296.8976	0.2579
20.2276	1000	20	0.1224	0.7141	0.1635	293.4570	0.1618
20.2276	1000	20	0.1444	0.7565	0.0991	291.4366	0.1517
20.2276	800	41	0.5000	0.2000	0.3000	336.9192	0.3239
20.2276	800	41	0.4500	0.3000	0.2500	334.6186	0.2145
20.2276	800	41	0.3650	0.4533	0.1817	334.1219	0.1417
20.2276	800	41	0.1224	0.7141	0.1635	328.1485	0.0884
20.2276	800	41	0.1444	0.7565	0.0991	328.5802	0.0835
20.2276	800	20	0.5000	0.2000	0.3000	291.3331	0.5742
20.2276	800	20	0.4500	0.3000	0.2500	296.1863	0.3892
20.2276	800	20	0.3650	0.4533	0.1817	295.2257	0.2567
20.2276	800	20	0.1224	0.7141	0.1635	288.2974	0.1591
20.2276	800	20	0.1444	0.7565	0.0991	290.7807	0.1515

A partir de los resultados presentados en la tabla 22 fue posible realizar análisis independientes de cómo impactó cada una de las variables a la fracción de aceite depositado como coque “X”.

5.2. EFECTO DEL FLUX DE AIRE INYECTADO

La figura 32 muestra el efecto que tienen tanto el flux de aire inyectado como la saturación de aceite a presión de 1200 psia (8273.709 KPa) a las porosidades de 20% (curvas azules) y 41% (curvas negras).

Figura 32. “X” vs flux @ P=1200 psia

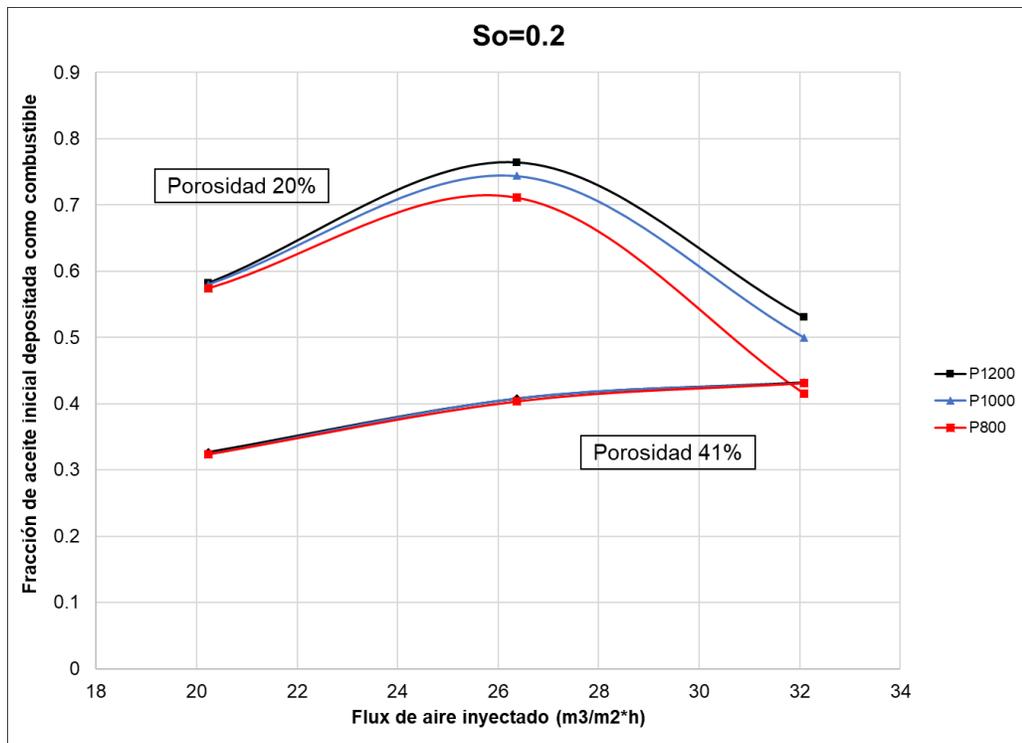


Teniendo en cuenta que solamente se dispuso de 3 valores de flux por curva, el comportamiento que mejor se ajustó a los puntos experimentales fue el polinómico de grado 2 como lo demuestra el valor de R^2 presentado. Sin embargo, se evidenció que existe una tendencia aproximadamente lineal para los escenarios de 41% de porosidad, además de presentar menores valores de “X” en comparación con los

obtenidos a porosidad de 20%, teniendo en cuenta que en la medida en que disminuye la porosidad, el volumen de hidrocarburos también disminuye proporcionalmente, ocasionando que la gran mayoría del hidrocarburo disponible requiera ser consumido para propagar un frente de combustión autosostenido.

Por otra parte, la tendencia curva con concavidad hacia abajo descrita por los escenarios de porosidad de 20%, se presumió que se debió al hecho de que, dada la baja cantidad de hidrocarburo disponible, a valores de flux bajo primaron las reacciones de oxidación a baja temperatura, mientras que en la medida en que se incrementaron los valores de flux, se favoreció el consumo del coque depositado en régimen HTO y por este motivo disminuyó la fracción X.

Figura 33. “X” vs flux @ So=0.2



Asimismo, para poder analizar el efecto combinado del flux de aire inyectado y la presión, fue necesario seleccionar un valor fijo de saturación. La figura 33 muestra dicho efecto al valor de saturación de aceite más bajo, considerando que se trató

del escenario crítico para el cual, se tuvo la menor cantidad de hidrocarburo disponible.

Los resultados mostrados en la figura 33 reafirmaron la presunción de que cuanto menor fuera la cantidad de hidrocarburo disponible, primarían las reacciones LTO hasta alcanzar un valor de flux de aire inyectado que provocase la liberación energética suficiente para alcanzar el régimen HTO. Por otra parte, se evidenció que la presión no tuvo un efecto adicional al del flux sobre la X a altas porosidades, es decir, cuando se dispuso de mayor cantidad de hidrocarburo; sin embargo, en la medida en que la porosidad disminuyó, el hecho de disminuir la presión provocó menor X a altos valores de flux, mientras que, a bajos valores no tuvo un efecto sustancial.

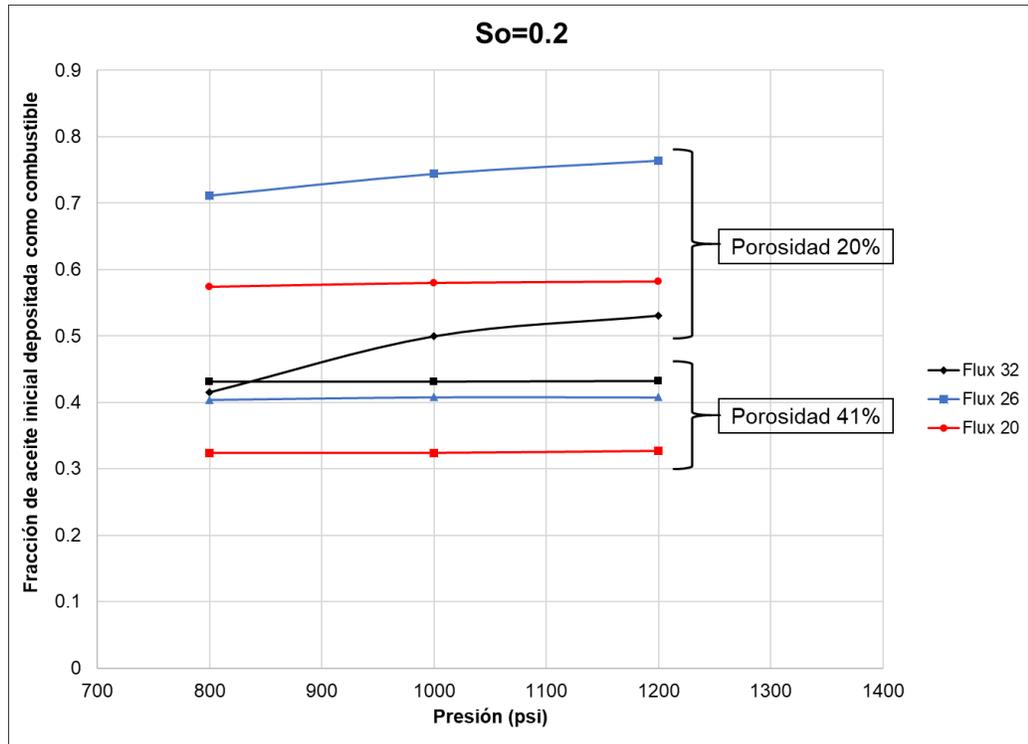
5.3. EFECTO DE LA PRESIÓN

Con la finalidad de analizar el efecto de la presión sobre X, se analizaron los escenarios nuevamente a la condición crítica de saturación de aceite de 0.2, y contemplando el efecto conjunto del flux de aire inyectado y la porosidad. La figura 34 muestra los resultados obtenidos.

Es de resaltar que, a valores altos de porosidad, la presión no tuvo efecto sobre la X, y que en la medida en que el flux de aire inyectado se disminuyó, la cantidad de combustible depositado también disminuyó. También, se evidenció que la disminución en el valor de X fue mayor al disminuir el flux de 26.3695 a 20.2276 $\text{m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ en comparación con la disminución anterior. Este suceso dio un indicio de que la fracción X disminuyó por efecto de un mayor aprovechamiento del oxígeno inyectado, al dejar de tener oxígeno delante del frente que derivara en una depositación adicional de coque. Por otra parte, a porosidades de 20%, la presión tuvo un efecto sobre la X, provocando una proporcionalidad a los valores más altos de flux, mientras que se mantuvo constante para la tasa más baja, lo cual se presume, fue debido a que, a estas condiciones de baja disponibilidad de ambos

reactivos involucrados en las reacciones de combustión, independiente de la presión siempre se mantuvo el régimen LTO.

Figura 34. “X” vs presión @ So=0.2



5.4. EFECTO DE LA POROSIDAD

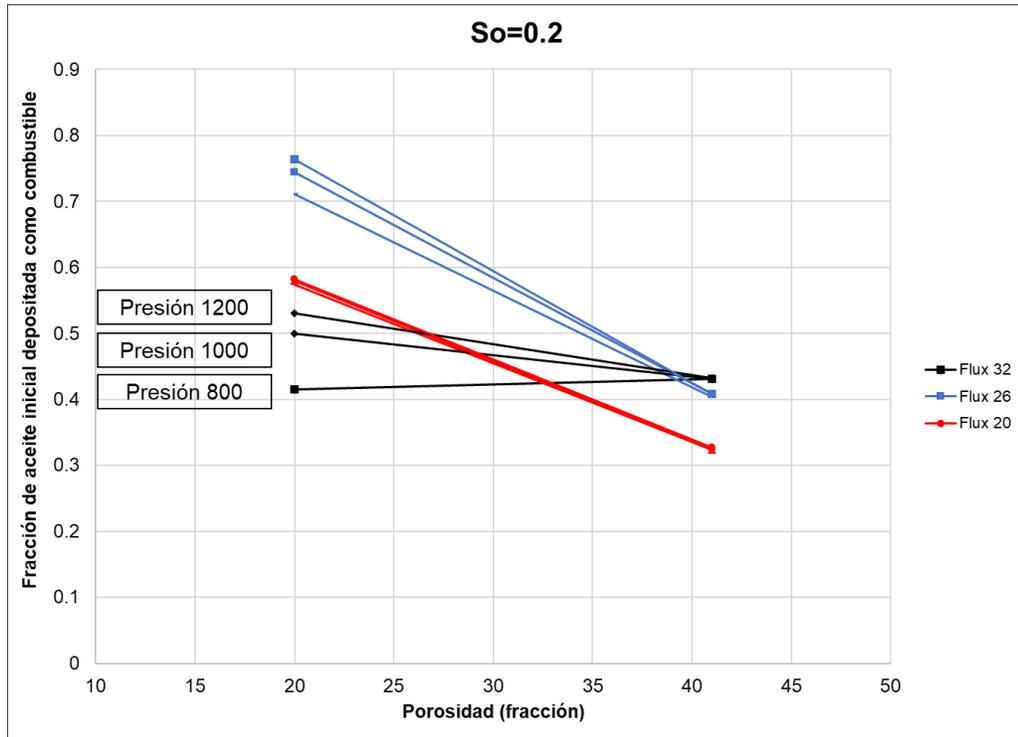
El efecto de la porosidad y la presión a diferentes valores de flux de aire inyectado, evaluado nuevamente al valor de saturación de aceite más bajo se muestra en la figura 35.

Los resultados indicaron que, a bajos valores de flux, hubo una tendencia de la X a disminuir cuando la porosidad incrementó, teniendo en cuenta que, al existir mayor cantidad de hidrocarburo disponible, la porción depositada como coque disminuye; mientras que la presión no tuvo un efecto sustancial.

Por su parte, a altos valores de flux de aire inyectado la presión tuvo un efecto adicional sobre la X, observando que al valor más bajo la tendencia se invirtió, lo

cual es debido a la influencia de dicha variable sobre la reactividad del crudo, provocando que a bajos valores de porosidad existiera un menor consumo de coque.

Figura 35. “X” vs porosidad @ So=0.2



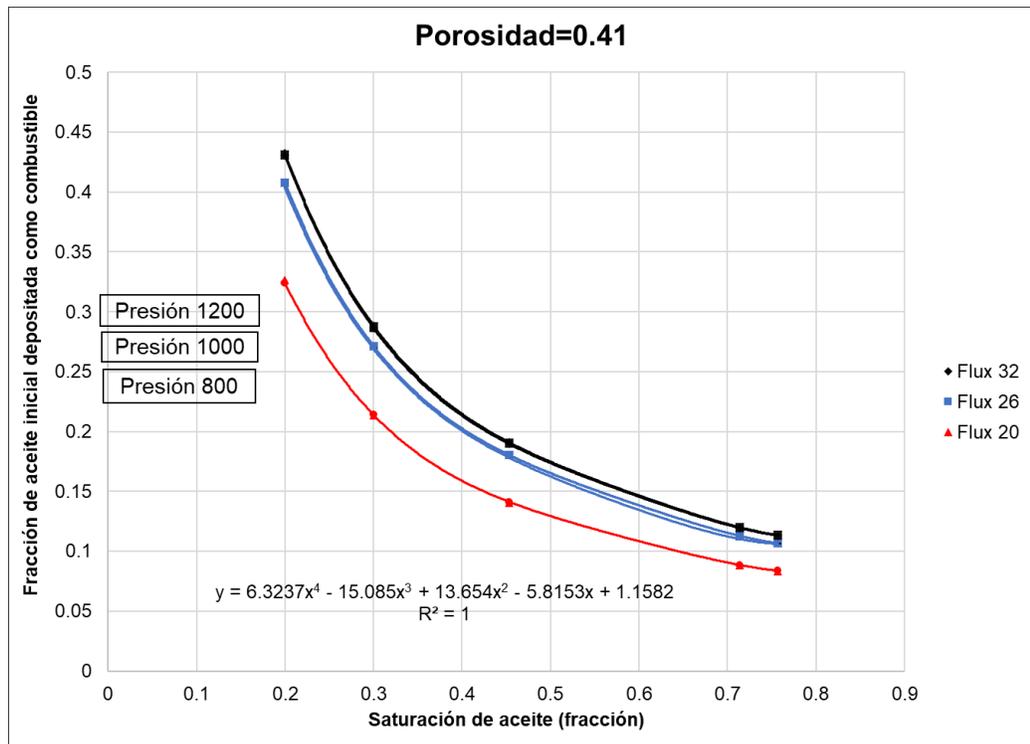
5.5. EFECTO DE LA SATURACIÓN DE ACEITE

Continuando con los análisis, para el caso del efecto de la saturación de aceite se consideraron los casos referentes al valor de porosidad de 41%.

La figura 35 muestra que, para todos los valores de flux, la X disminuyó en la medida en que aumentó la saturación de aceite, considerando nuevamente que cuanto mayor aceite disponible exista, menor será la proporción de este que se consuma como coque. También, quedó en evidencia que el efecto conjunto de la presión es prácticamente nulo, teniendo en cuenta que los escenarios graficados se superpusieron independiente del valor que tomó la presión. Además, se demostró

que en la medida en que se disminuyó el flux de aire inyectado, también disminuyó la X. El mayor cambio se registró al disminuir el flux de 26.3695 a 20.2276 m³/(m²*h), confirmando el análisis que se realizó para la figura 34 que planteó que en esta región se elimina el baipás de oxígeno y deja de promoverse la generación de coque adicional delante del frente por efecto de reacciones LTO.

Figura 36. “X” vs So @ Porosidad=0.41

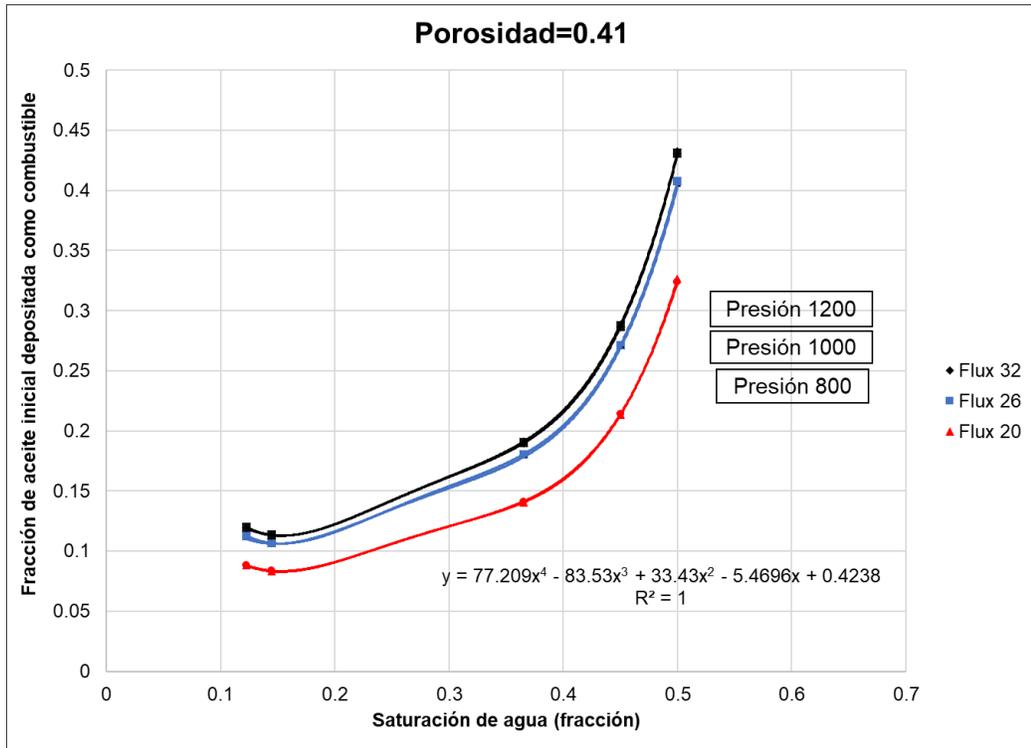


5.6. EFECTO DE LA SATURACIÓN DE AGUA

El análisis de la saturación de agua también se realizó con base en los casos referentes al valor de porosidad de 41%.

La figura 37 muestra una tendencia inversa a la descrita por la figura 36, teniendo en cuenta que cuanto mayor fue la saturación de agua, mayor fue la fracción X considerando que hay menos hidrocarburo disponible.

Figura 37. “X” vs Sw @ Porosidad=0.41



5.7. EFECTO DE LA SATURACIÓN DE GAS

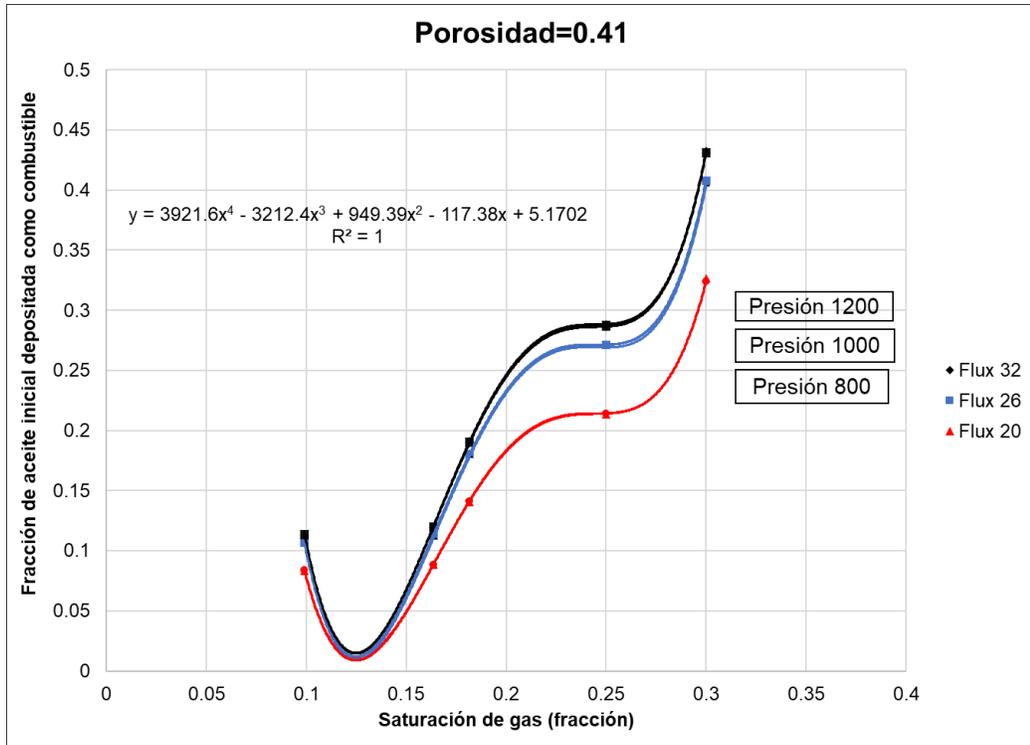
Finalmente, el análisis de la saturación de gas también se realizó con base en los casos referentes al valor de porosidad de 41%.

La figura 38 muestra una tendencia muy similar a la del comportamiento de la saturación de agua, evidenciando que en la medida en que la saturación de gas aumentó, la fracción X también lo hizo debido a que para la reproducción y el análisis de este tipo de ensayos se asume que la fase hidrocarburo gas no participa de las reacciones de combustión.

Es de aclarar que el comportamiento decreciente descrito en la región comprendida entre los valores de Sg de 0.10 y 0.16 se debe a la línea de tendencia utilizada para ajustar el comportamiento experimental, que para este caso fue un polinomio de grado 4. Sin embargo, no existe un fundamento teórico que lleve a pensar que este

comportamiento sea normal, teniendo en cuenta además el hecho de que para los ensayos no se utilizó gas hidrocarburo y esta saturación fue estimada con base en el espacio del volumen poroso que no fue ocupado por los fluidos líquidos agua y aceite.

Figura 38. “X” vs Sg @ Porosidad=0.41



5.8. REGRESIÓN

Una vez analizados los comportamientos individuales del efecto que cada variable tuvo sobre la fracción de coque X depositada, se procedió a realizar una regresión lineal múltiple por mínimos cuadrados con la finalidad de obtener una expresión que describa la fracción X como una función del flux, la presión, la porosidad, y las saturaciones de aceite, agua y gas. Se realizó una regresión lineal considerando que algunas herramientas que permiten la estimación del comportamiento no lineal, como el ajuste de curvas o *curve fitting* están limitados por el número de variables, 3 para el caso de la herramienta MATLAB®.

La tabla 23 muestra las estadísticas básicas de la regresión lineal realizada.

Tabla 23. Estadísticas de la regresión

Parámetro	Valor
Coeficiente de correlación múltiple	0.8988
Coeficiente de determinación R^2	0.8078
R^2 ajustado	0.7845
Error típico	0.0722
Observaciones	90

Es de resaltar el hecho de utilizar siempre como indicio del grado de ajuste de la tendencia seleccionada el valor de R^2 ajustado, teniendo en cuenta que este ajusta el valor del coeficiente considerando los grados de libertad del modelo, definidos como la diferencia entre el número de datos y el número de coeficientes de la ecuación. Por otra parte, el coeficiente de correlación múltiple mide las correlaciones de forma parcial, 2 a 2 y sin tener en cuenta el efecto de las demás; mientras que el coeficiente de determinación refleja la bondad del ajuste al modelo lineal sin tener en cuenta los grados de libertad; por lo que estos 2 últimos tienden a sobreestimar la validez de la tendencia definida.

Posteriormente se realizó un análisis de varianza para comprobar si existió una diferencia significativa entre las 6 variables y el efecto que cada una tuvo sobre la variable respuesta, que para este caso fue la fracción X.

Para este escenario se planteó la hipótesis nula (H_0) que ninguna de las 6 variables estudiadas tuvo un mayor efecto sobre la fracción X. Los resultados del ANOVA se muestran en la tabla 24.

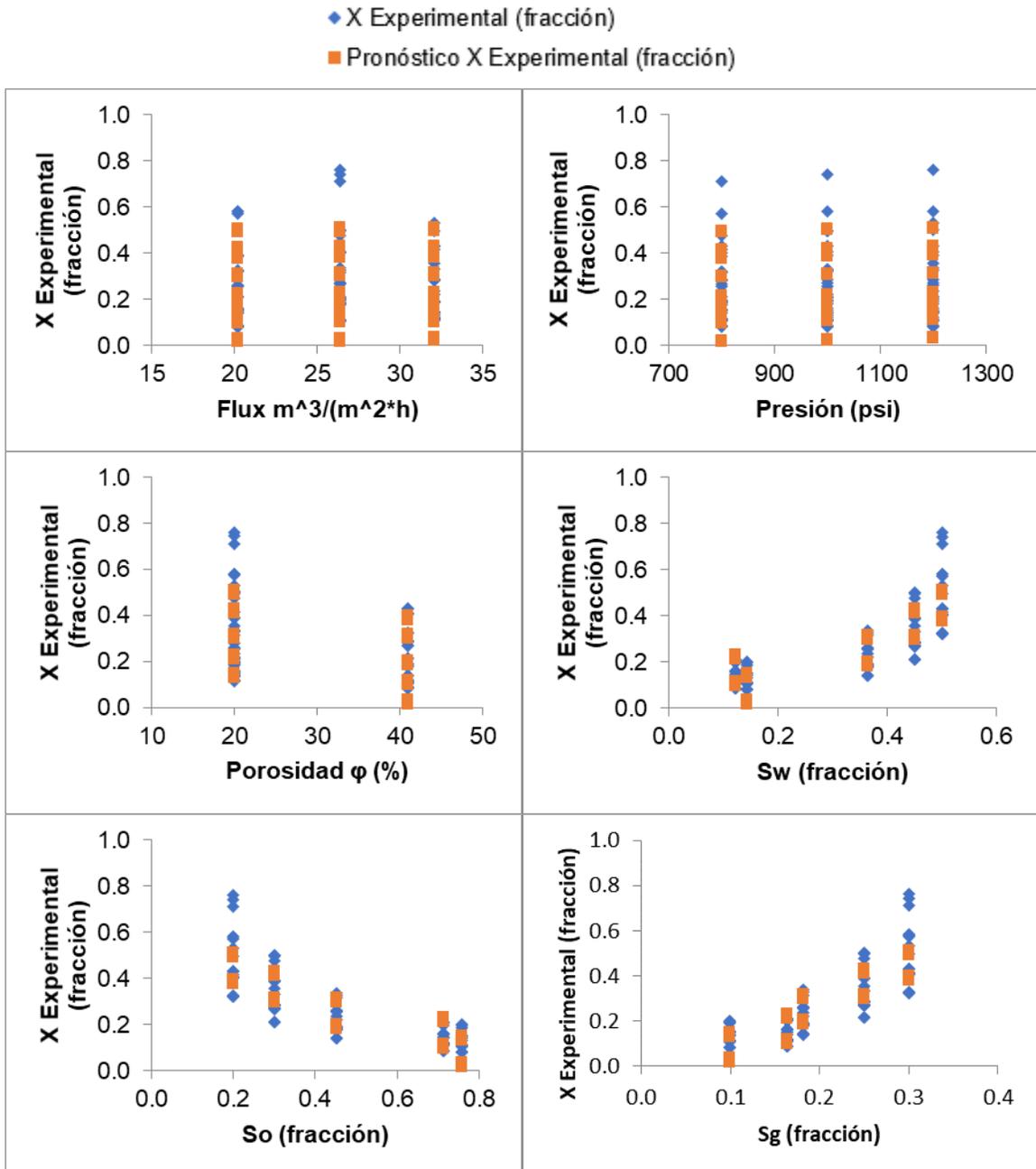
Tabla 24. Análisis de varianza

	Grados de libertad	Suma de cuadrados	Promedio de los cuadrados	F	Valor crítico de F
Regresión	6	1.83863091	0.306438486	70.61245034	1.62157E-30
Residuos	84	0.43744409	0.005207668		
Total	90	2.27607501			

Teniendo en cuenta que el valor del estadístico F es mucho mayor que el valor crítico de F, la hipótesis nula (H_0) puede ser rechazada en el nivel de significancia 0.05, lo cual significa que a partir del análisis de varianza se pudo afirmar que no todas las variables tuvieron el mismo efecto sobre la fracción X.

Por su parte, las curvas de regresión ajustadas se muestran en la figura 39

Figura 39. Curvas de regresión ajustadas



Una vez realizadas las curvas de regresión fue posible comprobar la hipótesis nula usando el valor del estadístico t y la probabilidad, para la intercepción y los coeficientes de cada una de las variables estudiadas.

Tabla 25. Coeficientes de tendencia lineal

	Coeficientes	Error típico	Estadístico t	Probabilidad
Intercepción	1.3825	0.2366	5.8434	9.43E-08
Flux $m^3/(m^2 \cdot h)$	0.0004	0.0016	0.2643	0.7922
Presión (psi)	0.0000	0.0000	0.8238	0.4124
Porosidad ϕ (%)	-0.0054	0.0007	-7.5036	5.92E-11
Sw (fracción)	-1.1005	0.3455	-3.1852	0.0020
So (fracción)	-1.3536	0.2441	-5.5447	3.33E-07
Sg (fracción)	0	0	65535	9.43E-08

Se estableció que, si el valor absoluto del estadístico t es mayor que la probabilidad en cada caso, la hipótesis nula (H_0) puede ser rechazada. Sin embargo, para el caso del flux la condición no se cumplió, por lo que fue posible afirmar que el espacio muestral no describió una tendencia lineal. La anterior afirmación fue comprobada al analizar el valor de R^2 ajustado que se muestra en la tabla 23 con valor de 0.78, el cual indica que la correlación lineal no es la tendencia que mejor se ajusta a la dispersión de datos.

Además, una prueba comparativa realizada entre los valores obtenidos de los 90 escenarios estudiados y los calculados por la regresión arrojó porcentajes de error de hasta 83.54% en algunas de las estimaciones, lo cual ratifica de manera radical que la regresión lineal no es la que mejor describe la correlación entre las variables para el espacio muestral definido.

Con base en lo anterior, se recomienda utilizar la tabla 22 para estimar el valor de X a diferentes combinaciones, tal que el valor de cada una de las variables esté dentro del rango estudiado para cada una de ellas, y de ser necesario, realizar interpolaciones múltiples utilizando los comportamientos descritos para cada una de las variables.

6. CONCLUSIONES

- Se comprobó a nivel experimental que el flux de aire inyectado y las propiedades del medio poroso afectan la cantidad de combustible depositado. Para el caso estudiado, se encontró que valores de flux de aire inyectado superiores a $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ favorecieron la depositación de más coque, mientras que, el valor de flux óptimo estuvo entre $20.2276 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ y $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$. Por lo tanto, para diseñar un piloto CIS se requiere realizar más de una prueba de tubo de combustión utilizando valores diferentes de flux.
- La obtención de una expresión matemática lineal para estimar la fracción de crudo inicial depositado como combustible en función de flux, presión, porosidad, saturación de agua, saturación de aceite y saturación de gas, no fue posible a partir de una regresión lineal múltiple por mínimos cuadrados. Sin embargo, se obtuvo una tabla útil para realizar interpolaciones múltiples para estimar el valor de X a diferentes combinaciones.

7. RECOMENDACIONES

- Realizar pruebas de tubo de combustión a los mismos valores de flux de aire inyectado de $20.2276 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, $26.3695 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ y $32.0791 \text{ m}^3/(\text{m}^2\cdot\text{h})$, pero reduciendo el valor de porosidad a 20% con la finalidad de validar un mayor número de modelos numéricos y de esta forma, disminuir la incertidumbre en las predicciones de los valores de la fracción “X”.
- Incluir la correlación entre factor pre-exponencial y presión determinada por Pabón (2018) en los escenarios experimentales para realizar una validación con mayor nivel de profundidad, y analizar nuevos escenarios con un mayor número de puntos de presión menor a 1200 psia.
- Desarrollar modelos de simulación numérica siguiendo la metodología de escalamiento con independencia del *grid* “WUGI” para predecir el comportamiento que tendrá el proceso CIS a escalas de campo, bien sea *sector* o *fullfield*, a partir de los resultados de X obtenidos para los 90 escenarios estudiados en esta investigación y utilizando cinética “no Arrhenius”.
- Teniendo en cuenta que estuvo fuera del alcance planteado para esta investigación, se recomienda realizar un análisis de datos más profundo a los datos obtenidos de los escenarios experimentales y de simulación estudiados, con el fin de obtener una correlación matemática que presente un coeficiente de correlación R^2 ajustado más cercano a 1, para poder estimar de manera rápida un mayor número de valores de X bajo diferentes escenarios de flux y propiedades del medio poroso.

BIBLIOGRAFÍA

ALAMATSAZ, A., MOORE, R., MEHTA., URSENBACH, M. Experimental Investigation of in-situ combustion at low air fluxes. University of Calgary. 2011.

ALDERMAN, J.H., OSOBA, J.S. A study of oil recovery by in-situ combustion with the addition of water. In SPE 3684.

ALEXANDER, J., MARTIN, L., DEW, J. Factors affecting fuel availability and composition during in situ combustion. In SPE 296, 1962.

AWOLEKE, O., An experimental investigation of CIS in heterogeneous media. Stanford University, 2007. In SPE 113022.

BELGRAVE J., MOORE G., URSENBACH M. and BENNION W. A comprehensive Approach in situ combustion modeling. Department of chemical & petroleum engineering. University of Calgary. Calgary Alberta Canada. In SPE 20250. Advance technology series. Vol 1. April 1990. pp 751-762.

BELGRAVE, J., MOORE, G. and BENNION, W. The thermal behavior of vertically operated near-adiabatic in-situ combustion tubes. In journal of petroleum science & engineering. Vol 5.1990.

BOTTIA, H., & GADELLE, C. (2015). The role of laboratory in a in situ combustion project. Features of exploration and development of unconventional hydrocarbons (págs. 37-40). Tatarstan: Editorial Ikhlas.

BURGER, J. G., and SAHUQUET, B. C.: Chemical aspects of in-situ combustion — Heat of Combustion and Kinetics. Soc. Pet. Eng. J. (Oct. 1972) 410-422; Trans., AIME, Vol. 253.

BURGER, J; SOURIEAU, P and Combarous, M, Thermal methods of oil recovery. Institut Français du Pétrole publications. Paris, Francia (1985).

BURGER, J. G.: Spontaneous Ignition in Oil Reservoirs. Soc. Pet. Eng. J. (Apr. 1976) 73-81; Trans., AIME, Vol. 16

CASTANIER, L.M., BRIGMAN, W.E. "In situ combustion". Chapter 16. Reservoir engineering section. Society of Petroleum Engineers Handbook. In Society of Petroleum Engineers. Richardson Texas.

CINAR, M. Kinetics of crude oil combustion in porous media interpreted using isoconversional methods. A Dissertation. Ph. D Thesis. Stanford. August. 2011.

CHEN, B. Investigation of in situ combustion kinetics using the isoconversional principle. A Dissertation. November. 2012.

CMG. Computer Modeling Group ®. Calgary Alberta Canada. User Manual. 2012.

COATS, K. Some observations on field-scale simulation of the in-situ combustion process. SPE 12247. Presented at the SPE Reservoir Simulation Symposium, Society of Petroleum Engineers. 1983.

CROOKSTON, R., CULHAM W., and CHEN, W. A numerical simulation model for thermal recovery processes. SPE Journal 19 (1): 37-58. 1979.

DIETZ, D.N., WEIJDEMA, J. Wet and partially quenched combustion. In SPE 1899, 1968.

GADELLE, C., BURGUER, J., BARDON, C., MACHEDON, V., CARCOANA, A., PETCOVICI, V. Heavy oil recovery by in-situ combustion. Two field cases in Rumania”, Journal of Petroleum Technology, November 1981.

GARON, M., WYGAL, R., A Laboratory investigation of fire-water flooding. In SPE 4762, 1974.

GATES, C.F. RAMEY Jr., H.J. A method for engineering in situ combustion oil recovery projects. Journal of Petroleum Technology, 32, No. 2. February 1980. pp 285-294.

GLATZ, G., Towards Field Scale In-Situ Combustion Simulation. M.Sc. Thesis, Stanford University. May 2012.

GUTIERREZ D., SKOREYKO F., MOORE R., METHA, S. and URSENBACH, M. The challenge of predicting field performance of air injection projects based on laboratory and numerical modelling. Journal of Canadian Petroleum Technology 48 (4): 23-33. 2009.

HANSEL, J., BENNING, M., FEMBACHER, J. Oxygen in-situ combustion for oil recovery: Combustion tube test”, Journal of Petroleum Technology, July 1984.

ISLAM, M., ALI, F. Scaling criteria for in situ combustion experiments. Third technical meeting of the south Saskatchewan section. September 25-27, 1989.

KRISTENSEN M. Development of models and algorithms for the study of reactive porous media processes. Ph.D. thesis. Technical University of Denmark. 2008.

MAMORA, D. Kinetics of in situ combustion. A Dissertation. Ph. D Thesis. Stanford. August. 1993.

MARJERRISON D., FASSIHI, M. A procedure for scaling heavy-oil combustion tube results to a field model. In SPE 24175 presented at the SPE/DOE Enhanced oil recovery symposium, Society of Petroleum Engineers. 1994.

MONTGOMERY, D. Diseño y análisis de experimentos. Segunda edición. Universidad Estatal de Arizona. Editorial Limusa S.A. México 2004.

MOORE G, LAURESHEN C J, BELGRAVE J, URSENBACH M, METHA R. In situ combustion: new ideas for an old process. Department of chemical & petroleum engineering. University of Calgary. Calgary Alberta Canada. Vol. 11. 1994. pp 1-33.

MOORE R.G., LAURESHEN, C.J., MEHTA, S.A., URSENBACH, M.G. Observations and design considerations for in situ combustion projects. University of Calgary. Calgary, 1997.

NELSON T. & MCNEIL, J. How to engineer an in-situ combustion project. In Oil and Gas Journal. June 5, 1961. P 58.

ONYEKONWU, M., PANDE, K., RAMEY, H., BRIGHAM, W. Experimental and Simulation Studies of Laboratory In-Situ Combustion Recovery. In SPE 15090.

PARRISH, D., CRAIG, F. Laboratory study of a combination of forward combustion and waterflooding- The COFCAW process". In SPE 2209, June 1969.

PADILLA, J. M. Desarrollo de un modelo cinético a partir de análisis isoconversional para describir un proceso de combustión in situ. Tesis de maestría, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2016.

PADILLA, J. M. et al. Kinetic of an insitu combustion process in a colombian heavy oil using the isoconversional principle. In SPE-185456-MS. 2017.

PINZÓN, A. R. & MACIAS, N. S. Evaluación de la relación de inyección agua-aire crítica para un proceso de combustión in situ húmeda a partir de pruebas de tubo de combustión. Trabajo de grado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2015.

SARATHI P. In situ combustion handbook. Principles and practices. Tulsa, Oklahoma: January 1999. p.38-157.

SMITH, F.W., PERKINS, T.K. Experimental and numerical simulation studies of the wet combustion recovery process. The journal of Canadian Petroleum, 1973.

TURTA, A.T., CONDRACHI, A., HANSON, A. Current status of the commercial in-situ combustion (ISC) projects and new approaches to Apply ISC. In SPE paper 2005-02

TURTA, A.T., CONDRACHI, A., HANSON, A., Current Status of the commercial in-situ combustion (ISC) projects worldwide. Journal of Canadian Petroleum Technology. November 2007, Volume 46, No. 11

TURTA, A. Enhanced Oil Recovery, In situ Combustion. Pages 447-541, Editorial Elsevier 2013

ZHU Z. Efficient simulation of thermal enhanced oil recovery processes. Ph. D Thesis. Stanford. 2011.