

**ANÁLISIS Y DESARROLLO DE MODELOS DE FLUIDOS ASOCIADOS A LA
SIMULACIÓN NUMÉRICA DE PROCESOS DE COMBUSTIÓN IN SITU**

**SANDRA MILENA VEGA MORENO
JULIETH PAOLA MARTÍNEZ JAIMÉS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA PETRÓLEOS
BUCARAMANGA
2012**

**ANÁLISIS Y DESARROLLO DE MODELOS DE FLUIDOS ASOCIADOS A LA
SIMULACIÓN NUMÉRICA DE PROCESOS DE COMBUSTIÓN IN SITU**

SANDRA MILENA VEGA MORENO

JULIETH PAOLA MARTÍNEZ JAIMÉS

Trabajo de grado presentado como requisito para optar el título de

INGENIERO DE PETRÓLEOS

**Avalado por el Grupo de Investigación de Recobro Mejorado en el marco de cooperación
tecnológica 004 de 2004 suscrito por la Universidad Industrial de Santander y ECOPETROL
S.A, Instituto Colombiano del Petróleo.**

Director

SAMUEL FERNANDO MUÑOZ NAVARRO

M. Sc. Ingeniería de Petróleos

M. Sc. Hernando Bottia Ramírez

M. Sc. Fabián Camilo Yatte Garzón

CO-DIRECTORES

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA PETRÓLEOS
BUCARAMANGA
2012**

DEDICATORIA

El orden de lo siguiente se realizó acorde a lo que siempre me enseñaron:

A Dios por haber hecho el milagrito en el 90, en el lugar acertado y los involucrados apropiados.

A ustedes par de seres hermosos pues sin su presencia, apoyo, empuje, tesón y ejemplo, yo no sería quien soy ahora. Aunque no lo diga, está prohibido dudar que para mí siempre serán motivo de orgullo. Yo los amo: Papás.

A María Antonia y José Doroteo, ella desde la vuelta de mi casa y él desde todos los lugares, siempre presentes han estado en mis logros y alegrías, fortalezas y desacatos.

A mi hermanita a quien odio por crecer. Es y será siempre especial, importante e indispensable para mí.

Definitivamente gracias a cada uno de los miembros de mi familia entera, por estar siempre atentos a los pasos dados y las experiencias vividas.

A Camila, Vanessa, Juliana, Lali y Paula. Grandes mujeres a quienes me rehúso a abandonar.

A todos aquellos que aparecieron durante el paso por esta universidad y que finalmente se quedaron en mi camino para no irse jamás. Con el ánimo de causar un poco de sensación, algunos de los nombres pertenecientes a este conjunto son: Churco, Mono, Jairmon, Jesús, Dianita, Bodoke, Waritu, Palmito y Luizinho.

A ti querido Fabián, por soportarme, por reírte de mí y por no tener nadie más a quien molestar. Mil gracias por aclarar tantísimas inquietudes y por estar al pendiente casi 24/7. Más que jefe, queridísimo amigo.

Porque hay muchos motores que por diferentes razones te llevan hasta el lugar donde estás. Este par de líneas para quien me llenó de motivos y repitió “we’ll meet again, somewhere again”. Siempre soñadores.

Paola Martinez

DEDICATORIA

A mi papá y mi mamá, soportes de mi vida, quienes me enseñaron que el sacrificio y la dedicación son recompensados con buenos resultados, me enseñaron a realizar todo con el corazón y dando lo mejor de mí, siendo ellos los primeros en darme el ejemplo.

A mi familia, que siempre estuvo a mi lado, con sus consejos, con sus risas, con su paciencia; quienes siempre han estado orgullosos por cada una de mis decisiones.

A mis grandes amigos Chiki, Andrea, Jenifer, Miguel Angel, Diego, Fabio, Alvaro, Adriana quienes siempre han estado a mi lado, aunque las distancias nos alejen y las ocupaciones nos llenen las agendas siempre tuvieron una palabra, una respuesta, un regaño, una fiesta, una señal de vida.

A mi querido esposo Palmis y Clau, porque ellos son el ejemplo de que las amistades se fortalecen con el tiempo, siembran raíces con las experiencias, pero nacen de una buena semilla que proviene de Dios. Los quiero mucho.

A un amigo que me apoyo, ayudo a levantar, vio llorar y reír; quien compartió conmigo momentos muy especiales; quien aguantó mi ñoñez, en el grupo, en las clases, a quien debo parte importante de este proyecto y me enseñó a ver la vida con ojos diferentes.

A todos los Ingenieros y auxiliares de la gran familia GRM, con quienes compartí mis últimos días como estudiante, quienes hicieron de las pausas activas el mejor momento para reír y aprender de cada uno.

A todos mis amigos y colegas 2061. Siempre los recordare con mucho orgullo y cariño; mi paso por la universidad no sería el mismo sin la gracia de haberlos conocido.

A mis queridos amigos de ACEIP y todo el equipo SPE que siempre me acogió como parte de su junta, porque me enseñaron a trabajar en equipo, a mirar siempre alto y buscar lo mejor.

A mis niñas de Giro, por que siempre me recargaron de su energía, sus risas, su inocencia, su sinceridad, su sencillez, su sed de ser amigas de Dios, las cuales permitieron las considere mis hijas.

A una persona que vivió conmigo grandes momentos, que aunque el tiempo no fuera nuestro aliado y la distancia nuestro amigo, los sentimientos siempre nos mantuvieron unidos y permitieron que Dios diera segundas oportunidades.

Al que no por ser el último es el menos importante, sino porque en él se encierra parte de mi ser, de quien soy, de todo lo que tengo, Gracias a Dios por permitirme aprender y conocer a cada una de las personas tan maravillosas que le dedico esta nueva meta.

Sandra Vega .

AGRADECIMIENTOS

A **Samuel Fernando Muñoz** por todos sus consejos y recomendaciones, por su disposición y fiel colaboración.

A **Fabián Camilo Yatte** por su dedicación y ejemplo, por su gran disposición como guía en este camino, y por ser más que un soporte técnico, un amigo.

Al **Grupo de Investigación Recobro Mejorado**, por brindarnos el espacio para desarrollar investigación y forjarnos en mejores profesionales durante gran parte de nuestra carrera, y por ser más que un grupo de investigación, una familia. A los ingenieros Nelson, Jorge Mario, Luis Roberto, Maria Carolina y todos que integran este genial equipo de trabajo.

A los profesionales de **Computer Modelling Group (CMG)** por guiarnos y resolver tantas dudas en la brevedad posible, especialmente a Arnaldo Velásquez, Dubert Gutiérrez y Victor Lara cuyos aportes contribuyeron enormemente al desarrollo de este proyecto.

A la **Universidad Industrial de Santander** por ser núcleo integrador de grandes enseñanzas tanto técnicas como de vida. y por ser motor de conocimiento en el desarrollo de todos nuestros proyectos.

A la **Escuela de Ingeniería de Petróleos** por darnos la oportunidad de llevar una base sólida para nuestro futuro profesional.

A todos aquellos que hicieron parte de este proyecto guiandonos con sus consejos, recomendaciones, experiencias y enseñanzas que quedaron plasmados en este proyecto.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	20
1. FUNDAMENTOS DEL MODELADO DE FLUIDOS	21
1.1. GENERALIDADES DE COMBUSTIÓN IN SITU	21
1.1.1. Reacciones químicas en combustión in situ (CIS).....	22
1.1.2. Simulación Numérica en Combustión In Situ y Modelos de Fluidos.....	24
1.2. SELECCIÓN DEL TIPO DE FLUIDO Y PRUEBAS EXPERIMENTALES	26
1.2.1. Pruebas experimentales: Presión, Volumen y Temperatura (P.V.T.)	27
1.2.1.1. Análisis composicional	27
1.2.1.2. Expansión a Composición Constante (C.C.E.)	27
1.2.1.3. Liberación Diferencial (L.D.)	28
1.2.1.4. Depleción a volumen constante (C.V.D.).....	29
1.2.1.5. Prueba de Separador	30
1.2.1.6. Prueba de Hinchamiento	30
1.3. REPRESENTACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE FLUIDO MEDIANTE ECUACIONES DE ESTADO	31
1.3.1. Clasificación ecuaciones de estado.....	32
1.3.1.1. Ecuación de Van der Waals	32
1.3.1.2. Modelo Matemático Virial	33
1.3.1.3. Modelo Matemático de Redlich-Kwong (R.K)	33
1.3.1.4. Modelo Matemático de Soave	34
1.3.1.5. Modelo Matemático de Peng-Robinson (P.R.)	35
1.3.2. Correlaciones para modelar las propiedades de los componentes del fluido	36

1.3.2.1.	Definir el componente Hidrocarburo	37
1.3.2.2.	Correlaciones el cálculo de propiedades Críticas	37
1.2.2.3.	Correlaciones del factor acéntrico	38
1.4.	PLANTEAMIENTO DEL AJUSTE DEL MODELO DE FLUIDOS MEDIANTE LA VISCOSIDAD	40
1.4.1.	Prueba presión-temperatura: Curva de Viscosidad	40
1.4.2.	Correlaciones para el cálculo de viscosidad.....	41
2.	ANÁLISIS DE DATOS Y PRUEBAS EXPERIMENTALES	44
2.1.	ANÁLISIS COMPOSICIONAL	45
2.1.1	Análisis envolvente de fases para C ₃₆₊	49
2.1.2	Comparación de propiedades calculadas por Hysys para C ₃₆₊	52
2.2.	ANÁLISIS DE PRUEBAS PRESIÓN-VOLUMEN-TEMPERATURA	59
2.2.1.	Presión de Saturación	60
2.2.2.	Liberación diferencial.....	60
2.2.3.	Expansión a composición constante	62
2.2.4.	Prueba de separadores	64
2.2.5.	Prueba de Viscosidad.....	65
3.	AJUSTE DE COMPORTAMIENTO PVT DEL FLUIDO	67
3.1.	FRACCIONAMIENTO O “SPLITTING”	67
3.1.1.	Esquemas de Fraccionamiento	68
3.2.	AGRUPAMIENTO O “LUMPING”	72
3.3.	AJUSTE DE LOS MODELOS DE FLUIDOS.	75
3.3.1.	Variables de regresión.....	75
3.3.2.	Modelos a ajustar.	77

3.3.2.1.	Modelo 1 (Modelo Guia Victor Lara).....	78
3.3.2.2.	Modelo 2 (Modelo Victor Lara, modificado).....	82
3.3.2.3.	Modelo 3 (Modelo Dubert).....	87
3.3.2.4.	Modelo 4. (Modelo Martinez&Vega).....	92
3.3.2.5.	Modelo 5. (Modelo Belgrave).....	96
3.4.	AJUSTE DE LA VISCOSIDAD.....	101
4.	METODOLOGÍA PARA EL AJUSTE DE MODELOS DE FLUIDOS.....	103
4.1.	CARACTERIZACIÓN DEL FLUIDO.....	103
4.2.	MODELAMIENTO DEL COMPORTAMIENTO DE FASES.....	105
4.3.	MODELAMIENTO DEL COMPORTAMIENTO PVT.....	107
4.4.	FRACCIONAMIENTO Y AGRUPAMIENTO.....	108
4.5.	AJUSTE DE PRUEBAS P.V.T.....	111
4.6.	AJUSTE DE LA CURVA DE VISCOSIDAD.....	113
4.7.	EXPORTAR EL MODELO A STARS.....	115
	CONCLUSIONES.....	117
	RECOMENDACIONES.....	119
	BIBLIOGRAFÍA.....	120
	ANEXOS -.....	123

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Etapas de un proceso de Combustión In Situ	22
Figura 2. Flujo de trabajo para el desarrollo de un modelo de fluidos	25
Figura 3. Flujo de trabajo para visualizar la envolvente de fases a través del simulador WINPROP, de CMG	48
Figura 4. Envolvente de fases hasta C ₉₊	51
Figura 5. Envolvente de fases hasta C ₁₁₊	51
Figura 6. Envolvente de fases hasta C ₂₀₊	52
Figura 7. Envolvente C ₃₆₊ con propiedades calculadas por WINPROP para el componente plus C ₃₆₊ y componentes cíclicos	53
Figura 8. Envolvente C ₃₆₊ con propiedades calculadas por Hysys y cargadas en WINPROP para el componente plus C ₃₆₊ y componentes cíclicos	54
Figura 9. Envolvente de fases del fluido hasta C ₉₊ con WINPROP y con hysys. ...	55
Figura 10. Envolvente de fases del fluido hasta C ₁₁₊ con WINPROP y con hysys.	55
Figura 11. Envolvente de fases del fluido hasta C ₂₀₊ con WinProp y con HYSYS.	56
Figura 12. Envolvente de fases del fluido hasta C ₃₆₊ con WinProp y con HYSYS.	57
Figura 13. GOR y Volumen Relativo del aceite vs Presión en Prueba liberación diferencial a 15 psig y 184 °F como condiciones de inicio.	61
Figura 14. Factor de compresibilidad del gas y factor volumétrico de formación vs Presión en Prueba liberación diferencial a 15 psig y 184 °F como condiciones de inicio.	61
Figura 15. Volumen Relativo del aceite vs Presión en prueba de expansión a composición constante 184 °F.	62
Figura 16. Densidad del gas y del aceite vs Presión en Prueba de expansión a composición constate a 184 °F	63
Figura 17. Esquema de separadores utilizado	65
Figura 18. Prueba de Viscosidad a 184°F	66
Figura 19. Distribuciones molares de condensados y pesados	69
Figura 20. Densidades gas y aceite para esquema de 19 grupos.....	74

Figura 21. Densidades gas y aceite para esquema de 5 grupos.....	75
Figura 22 GOR, R_s vs Presión	78
Figura 23 Factor de compresibilidad, B_g vs Presión	79
Figura 24 Gravedad especifica del gas y aceite vs Presión	80
Figura 25 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Volumen relativo vs Presión	81
Figura 26 Comparación de C.C.E a 184°F y 300° de Compresibilidad del aceite vs Presión	81
Figura 27 Densidad vs Presión para la C.C.E de 184°F.....	82
Figura 28 GOR y R_s vs Presión	83
Figura 29 Factor de compresibilidad, B_g vs Presión	84
Figura 30 Gravedad especifica del gas y aceite vs Presión	85
Figura 31 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Volumen relativo vs Presión	86
Figura 32 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Compresibilidad del aceite vs Presión.....	86
Figura 33 Densidad del aceite a 184°F vs Presión.....	87
Figura 34 GOR y R_s vs Presión	88
Figura 35 Factor de compresibilidad, B_g vs Presión	89
Figura 36 Gravedad especifica del gas y aceite vs Presión	89
Figura 37 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Volumen relativo vs Presión	90
Figura 38 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Compresibilidad del aceite vs Presión.....	91
Figura 39 Densidad del aceite a 184°F vs Presión.....	91
Figura 40. GOR, R_s vs Presión.....	92
Figura 41. Z (factor de compresibilidad) y B_g vs Presión	93
Figura 42. Gravedad específica del aceite y del gas vs Presión	93
Figura 43. Volumen relativo vs Presión para CCE a 184 y 300°F	94
Figura 44. Compresibilidad de aceite para cada CCE.....	95

Figura 45. Densidad del aceite vs Presión	95
Figura 46. GOR y R_s vs Presión	96
Figura 47. B_g y Z_g vs Presión	97
Figura 48. Gravedad específica de aceite y gas vs Presión.....	98
Figura 49. Volumen relativo para las expansiones a composición constante	98
Figura 50. Compresibilidad de aceite para CCE (184°F Y 300°F)	99
Figura 51. Densidad del aceite vs Presión	100
Figura 52 Ajuste de la viscosidad.....	102
Figura 53 Esquema metodológico para la caracterización del fluido.....	104
Figura 54 Esquema metodológico para el Modelamiento de fases	105
Figura 55 Esquema metodológico para el Modelamiento del comportamiento P-V-T	107
Figura 56 Esquema metodológico para el agrupamiento o splitting	109
Figura 57 Esquema metodológico para el fraccionamiento o lumping.	110
Figura 58 Esquema metodológico para el ajuste de las pruebas P.V.T.	112
Figura 59 Esquema metodológico para el ajuste de las curvas de viscosidad....	114
Figura 60 Esquema metodológico para exportar el modelo de fluidos a STARS	115

LISTA DE TABLAS

Tabla 1: Resumen de los principales datos de salida de algunas pruebas PVT.....	31
Tabla 2. Información en la literatura de los métodos de predicción del factor acéntrico ...	39
Tabla 3. Análisis composicional del Fluido hasta C36+.....	46
Tabla 4. Cálculo de Propiedades residuales de los componentes plus	50
Tabla 5. Comparación Propiedades calculas a través de Hysys y de WinProp de los componentes no encontrados en la librería de WinProp.	58
Tabla 6. Esquemas de división.	71
Tabla 7 Descripción de algunas técnicas para desarrollar lumping o agrupamiento.	73
Tabla 8 Análisis de variables para regresión.....	76
Tabla 9, Resumen de los ajustes de los modelos propuestos.....	101

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A -METODOLOGÍA PARA COMPROBAR EL MODELO DE FLUIDOS CREADO EN WINPROP, EXPORTÁNDOLO A STARS.....	123
--	-----

RESUMEN

TITULO: ANÁLISIS Y DESARROLLO DE MODELOS DE FLUIDOS ASOCIADOS A LA SIMULACIÓN NUMÉRICA DE PROCESOS DE COMBUSTIÓN IN SITU¹

AUTORES: SANDRA MILENA VEGA MORENO; JULIETH PAOLA MARTÍNEZ JAIMÉS²

PALABRAS CLAVES: Simulación, Modelos de fluidos, Combustión in situ, Ajuste, Crudo pesado, Fraccionamiento y agrupamiento, WinProp.

DESCRIPCIÓN

Los yacimientos de crudo pesado poseen una baja producción primaria lo que conlleva al desarrollo de mecanismos de recuperación mejorada que permitan la extracción de la mayoría del hidrocarburo in-situ. Aunque el vapor ha sido la sustancia más usada en este tipo de recobro, gracias a su éxito técnico y económico, existen cierto tipo de yacimientos con condiciones poco favorables para la implementación de dicha inyección de vapor. Así pues, éste es el escenario donde la combustión in situ (CIS) se muestra como técnica opcional; un proceso CIS involucra numerosos mecanismos tanto físicos como químicos, lo cual genera la necesidad de probar la viabilidad de su implementación. La simulación numérica es una herramienta útil para evaluar esta factibilidad de aplicación dentro de proyectos de recobro mejorado; con base en esto es indispensable desarrollar un esquema completo de reacciones que sea representativo del proceso, así como también analizar pruebas de laboratorio, para finalmente conseguir toda la información del yacimiento que permita la reproducción más aproximada de todos aquellos fenómenos necesarios para mantener un frente de combustión estable.

Si todos estos parámetros se representan de manera correcta, obtendrá un modelo de fluidos capaz de capturar efectos asociados a los procesos sucedidos durante la simulación. Generalmente la búsqueda del modelo de fluidos representa los procesos in situ, es bastante compleja. Los estudios cromatográficos arrojan una composición extensa que no da cabida a ciertos tratamientos como el splitting y lumping del fluido, a través de diferentes esquemas como SARA, maletnos-asfaltenos, pseudocomponentes y otros, que harían mucho más fácil la tarea de simular las múltiples reacciones de una combustión. Durante el proyecto se desarrolla una metodología para la construcción de un modelo de fluidos en Winprop (CMG), el cual posteriormente será llevado a estudios más robustos de combustión in situ, para desarrollar simulaciones más complejas.

¹ Trabajo de Grado

² Facultad de Fisicoquímicas, Ingeniería de petróleos
Director: M. Sc. Samuel Fernando Muñoz Navarro

ABSTRACT

TITLE: ANALYSIS AND DEVELOPMENT OF FLUID MODELS ASSOCIATED TO NUMERICAL SIMULATION OF IN-SITU COMBUSTION PROCESSES ³

AUTHORS: SANDRA MILENA VEGA MORENO; JULIETH PAOLA MARTÍNEZ JAIMÉS⁴

KEYWORDS: Simulation, Fluid Model, In-situ Combustion, Matching, Heavy oil, splitting and lumping, WinProp.

DESCRIPTION

Non-conventional reservoirs have low primary production which leads to develop enhanced oil recovery mechanisms that enable the extraction of the most of the in situ hydrocarbon. Although steam has been the most popular option because of its technical and economic success, there are sorts of reservoirs with unsuitable conditions for steam injection. This last one is the scenery where applying In-Situ Combustion (ISC) has shown the highest recovery factors. ISC is a technique that involves several physic and chemical mechanisms and its numerical simulation is a useful tool to evaluate the feasibility on an enhanced recovery project. Due to this important fact, it is necessary to develop a complete chemical reaction scheme representative of the process and go through different laboratory tests to finally get reservoir data that leads to an accurate representation of all that phenomena needed to keep a stable combustion front. If all those parameters are correctly represented, it would be obtained a fluid model able to catch every effect associated to the listed processes during simulation.

Broadly, the pursuit of a fluid model that represents in situ processes is quite complicated. Chromatographic studies deliver an extensive fluid composition, without giving rise to treatments as the heavy fraction lumping by SARA, maltenes-asphaltenes, pseudocomponents and others which would become easier the task of simulating the multiple combustion reactions. The project will provide guidelines for fluid model construction on Winprop (CMG) which will then be taken by ISC in-depth studies, to develop more complex simulations

³ Grade Project

⁴ Faculty de Fisic.Chemical, Petroleum Engineer
Director: M. Sc. Samuel Fernando Muñoz Navarro

INTRODUCCIÓN

La industria energética mundial se enfrenta al continuo decrecimiento de las reservas de crudo convencional, surgiendo la necesidad de recurrir a diversas técnicas de recuperación mejorada de hidrocarburos, para lograr aumentar el factor de recobro de una manera controlada y económicamente viable. Dado este actual interés, se impulsa de forma continua el estudio profundo en las diferentes técnicas que cumplan el fin de aumentar la producción y generar una rentabilidad económica aceptable.

A nivel nacional surge un profundo interés en el desarrollo de una técnica, que aunque compleja, cuenta con un amplio rango de aplicación para yacimientos con gran potencial pero condiciones un poco adversas. La combustión in situ (CIS), es un método de recobro mejorado de hidrocarburo, donde intervienen diferentes procesos miscibles e inmiscibles que permite aumentar el factor de recobro hasta en un 70% aproximadamente convirtiéndose así, en una buena opción para el desarrollo de algunos campos en Colombia. Sin embargo, existen varios factores asociados que no hacen sencillo el análisis del proceso; uno de esos es la complejidad de representar por medio de simulación numérica las múltiples reacciones y fenómenos que ocurren en yacimiento y que requieren cierta información precisa para generar modelos de simulación representativos de las condiciones en yacimiento.

Cuando se habla de simulación numérica de un proceso de combustión in situ, se involucra inmediatamente el desarrollo de un modelo de fluidos que logre representar adecuadamente todas las condiciones, reacciones y transformaciones a las que está sometido el fluido, para obtener finalmente un frente de combustión estable durante toda la simulación. Por lo tanto, es de vital importancia que se pueda contar con un modelo de fluidos lo suficientemente representativo del yacimiento y cumpla con los requerimientos para la correcta simulación de la técnica.

Para el desarrollo de los modelos de fluidos, generalmente, se parte de una composición conocida, proveniente de una cromatografía, la cual está formada por una extensa lista de componentes, siendo el último componente (componente plus) pieza clave para el análisis del modelo y posteriores esquemas de fraccionamiento y agrupamiento.

Se puede establecer que, representar el fluido en un proceso combustión in situ, es posiblemente más acertado si se cuenta con un agrupamiento de elementos que reduzca la cantidad de componentes, pero que mantengan la proximidad y similitud de las múltiples reacciones generadas al implementar esta técnica. Así pues, el proyecto desarrollado, muestra un procedimiento detallado del ajuste de un modelo de fluidos que servirá como base para posteriores simulaciones de procesos de combustión in situ.

El desarrollo del modelo consta de cuatro etapas importantes: el ingreso de la composición y las pruebas de presión-volumen-temperatura (PVT), la selección del esquema de fraccionamiento del componente plus del sistema, definición del esquema de agrupamiento de elementos, y por último el ajuste a través de regresiones de parámetros como relación gas aceite (GOR), factor volumétrico del aceite (B_o) y del gas (B_g), la viscosidad del fluido, entre otros.

Los resultados obtenidos en el análisis del fluido servirán de soporte para el desarrollo de nuevos modelos de fluidos que converjan en una correcta simulación numérica, que cuenten con esquemas de reacción representativos del proceso y logren estudiar a profundidad el proceso para implementar pilotos con resultados exitosos.

1. FUNDAMENTOS DEL MODELADO DE FLUIDOS

Es posible establecer un procedimiento a seguir para reducir la complejidad de encontrar un modelo representativo de los fenómenos que ocurren en yacimiento durante el proceso de combustión in situ (CIS). En primer lugar está la caracterización del crudo y el ajuste de su comportamiento seguido por un análisis de la cromatografía existente, a partir de la cual se hará el fraccionamiento del fluido para finalmente agrupar en pseudocomponentes, obteniendo así el modelo que estará asociado a un esquema de reacciones químicas y con el que se podrá realizar la simulación numérica.

Este proyecto plantea un modelo de fluidos a través del programa WinProp, de la compañía Computer Modeling Group (CMG)⁵, el cual entre sus funciones cuenta con la determinación de propiedades y cálculo del equilibrio de fases en sistemas multifásico mediante ecuaciones de estado (EOS).

1.1. GENERALIDADES DE COMBUSTIÓN IN SITU

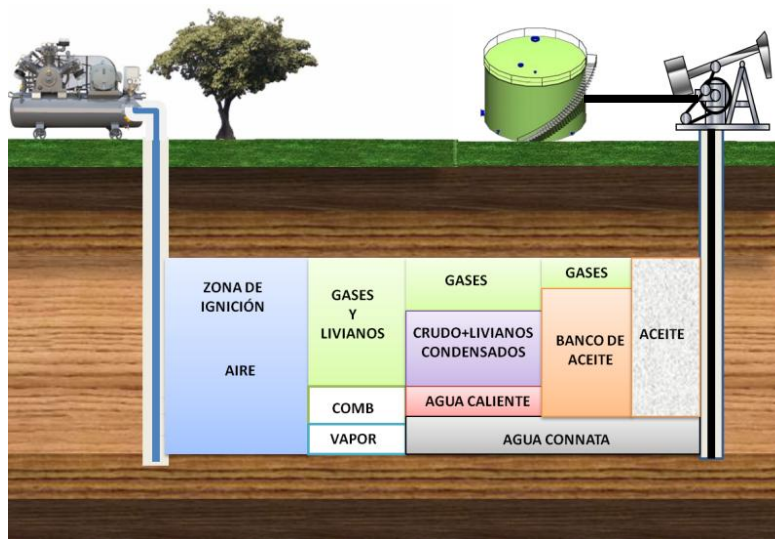
La combustión in situ consiste en quemar parte del crudo en yacimiento, con el fin de generar diferentes reacciones que a su vez dan lugar a diversos mecanismos de desplazamiento térmico miscible o inmisible.

El proceso se inicia inyectando un gas que contenga oxígeno (usualmente aire), para mantener una zona de combustión que se propagará a través del yacimiento; la porción de crudo que se quema es denominada coque o combustible y su ignición in situ puede ser espontánea o forzada dependiendo de la reactividad del fluido. Existen algunas variaciones del proceso de combustión, dentro de las cuales las más comunes son la combustión seca, combustión húmeda y la

⁵ Manual Computer Modelling Group Ltd. WinProp, Phase Behavior and Property Program. 2009.

combustión en reversa. La energía térmica generada por este método da lugar a una serie de reacciones químicas tales como oxidación, pirólisis y combustión o rompimiento, que contribuyen simultáneamente con otros mecanismos tales como empuje por gas, desplazamientos miscibles, condensación, empuje por vapor y vaporización, a mover el petróleo desde la zona de combustión hacia los pozos productores⁶

Figura 1. Etapas de un proceso de Combustión In Situ



Los gases calientes producidos (componentes livianos evaporados) y el vapor producto de la combustión y vaporización del agua connata, se mueven desplazando el crudo antes inmóvil. El frente de combustión avanza solo hasta después de haberse quemado todo el combustible depositado en dicha zona. Varias de estas regiones formadas en el proceso de combustión se representan en la Figura 1.

1.1.1. Reacciones químicas en combustión in situ (CIS)

⁶ NADER MAHINPEY, APRAMETA AMBALAE AND KOOROSH ASGHARI, In Situ Combustion in Enhanced Oil Recovery (EOR): A Review. 2007 P2

El proceso de combustión in situ depende de la generación de reacciones químicas entre el crudo in situ y el aire inyectado, para existir. Es por esta razón que un estudio de las reacciones químicas es crítico para el diseño del proceso CIS y su futura aplicación en campo⁷. Las reacciones químicas asociadas a la combustión son numerosas y se han clasificado de acuerdo al rango de temperatura en que se generan: oxidación a baja temperatura LTO (Low Temperature Oxidation), por sus siglas en inglés, oxidación a temperatura intermedia ITO (Intermediate Temperature Oxidation) y oxidación a alta temperatura HTO (High Temperature Oxidation).

- **LTO: Reacciones de oxidación a bajas temperaturas:** Son reacciones que ocurren por debajo de los 400°F y son causadas por la disolución del oxígeno en el crudo, llamadas reacciones de adición. Los crudos livianos son más susceptibles a LTO que los crudos pesados.

- **ITO: Reacciones de oxidación a temperaturas intermedias:** Las reacciones de pirólisis (ITO) son frecuentemente referidas en la literatura como las reacciones de depositación de combustible para su subsecuente combustión. Estas reacciones son homogéneas (Gas-Gas) y endotérmicas, e involucran tres tipos de reacciones: deshidrogenación, craqueo y condensación.

- **HTO: Reacciones de oxidación a altas temperaturas:** La reacción entre el oxígeno del aire inyectado y el coque a temperaturas por encima de 650°F son frecuentemente referidas como reacciones de alta temperatura de oxidación. El dióxido de carbono (CO₂), el monóxido de carbono (CO), y el agua (H₂O), son los principales productos de estas reacciones. Las reacciones HTO son de tipo heterogéneas, (gas-sólido y gas-líquido), y son caracterizadas por el consumo

⁷ Pruebas de laboratorio cualitativas para el estudio del proceso de combustión in situ. Julieth Paola Martínez Jaimes.

total del oxígeno en la fase gaseosa. El calor generado de esta reacción proporciona la energía térmica para sostener y propagar el frente de combustión.

1.1.2. Simulación Numérica en Combustión In Situ y Modelos de Fluidos

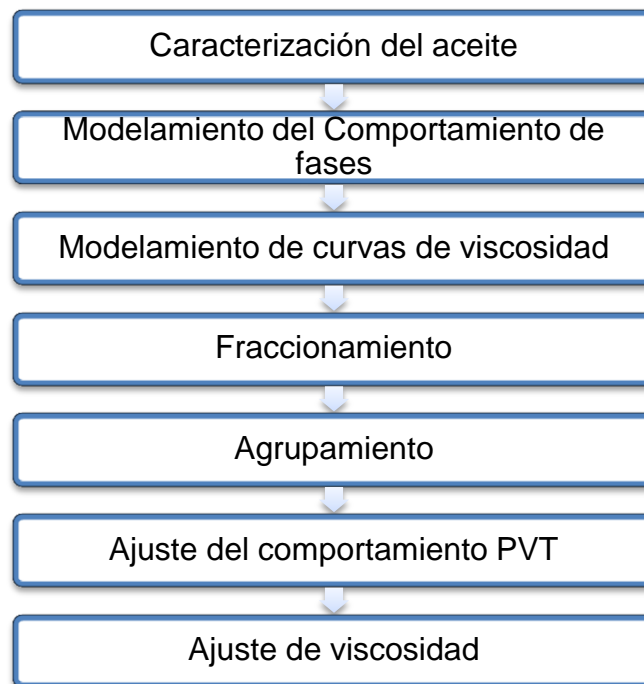
El objetivo principal de la simulación numérica de yacimientos es predecir el comportamiento futuro del mismo y encontrar maneras de optimizar la mayor recuperación posible. Si se enfoca este concepto al proceso de combustión in situ, se puede inferir que la simulación se hace totalmente necesaria a la hora de entender y recrear cada mínimo suceso o fenómeno que acontece en subsuelo durante la aplicación de este método de recuperación mejorada; además, es indispensable el análisis del modelo construido por medio de la simulación, ya que de éste se derivan tanto la viabilidad técnica como económica del proyecto de combustión in situ.

Debido al potencial del crudo pesado en Colombia, la combustión in situ logra posicionarse como un método de recobro tentativo para los proyectos presentes, debido a su rango de aplicación en profundidades mayores y posibilidad de uso en espesores más pequeños. El desarrollo de pilotos para la mayoría de técnicas de recuperación no es tan complejo como el de un piloto de combustión in situ; los procesos y las múltiples reacciones que en él se generan, implican la necesidad de probar a través de diferentes maneras, su factibilidad. Una de las principales herramientas que prueba dicha factibilidad, es la simulación numérica que necesitará de una caracterización adecuada del crudo en cuestión, con el fin de representar de la manera más acertada las reacciones que ocurren en yacimiento.

Generalmente, el hecho de encontrar el modelo de fluidos representativo de aquellos fenómenos que suceden in situ es bastante complicado; los estudios cromatográficos entregan una composición de fluidos muy amplia, sin dar lugar a esquemas de agrupamiento de la fracción pesada del crudo mediante el análisis SARA, maltenos-asfaltenos, pseudo-componentes, entre otros, lo que facilitaría la

tarea de simular los múltiples fenómenos en combustión in situ (CIS) por medio de la agrupación de reacciones. Aquí se darán pautas para la construcción de modelos de fluidos, que posteriormente serán tomadas para estudios de mayor profundización en CIS, con el fin de desarrollar simulaciones más robustas.

Figura 2. Flujo de trabajo para el desarrollo de un modelo de fluidos



Con base en la literatura, puede establecerse un procedimiento (Figura 2) para reducir la complejidad de encontrar el modelo representativo. En primer lugar se encuentra la caracterización del crudo y el ajuste de su comportamiento seguido por un análisis de la cromatografía existente, a partir de la cual se hará el fraccionamiento del fluido para finalmente agrupar en pseudo-componentes, obteniendo así el modelo que estará asociado a un esquema de reacciones químicas y con el que se podrá realizar la simulación numérica.

La herramienta utilizada durante este proyecto es WinProp, un programa especialmente enfocado en propiedades y en comportamiento de fases de fluidos.

El software WinProp hace parte de los simuladores de CMG y es un instrumento de ingeniería completo con ecuaciones de estado, que determinan características del yacimiento y variaciones en la composición de los fluidos de. Se puede utilizar bajo condiciones de yacimiento o de superficie, ya sea que se trate de pruebas de laboratorio, composición térmica, o simulación de composición.

Este software se puede utilizar para:

- Caracterización de componentes
- Ajustes de PVT
- Estudios de miscibilidad
- Modelar pruebas de laboratorio
- La predicción de parafinas y producción de asfáltenos
- Generación de datos PVT para los simuladores de CMG.⁸

1.2. SELECCIÓN DEL TIPO DE FLUIDO Y PRUEBAS EXPERIMENTALES

Los yacimientos de petróleo involucran a yacimientos de petróleo pesado y volátil, mientras que los yacimientos de gas incluyen los yacimientos de gas condensado, húmedo y seco. Cada uno de éstos tiene diferente comportamiento de producción y requieren de diversas estrategias para maximizar la recuperación bien sea de petróleo ó gas.

La aplicación de un proceso de inyección de aire puede realizarse tanto a crudos livianos como pesados; en este caso, se trabajará con aceites de alto contenido de componentes pesados lo cual implica la generación de reacciones a altas temperaturas y elevadas presiones con el fin de aprovechar la mayor cantidad de combustible depositado.

⁸ Página Web Computer Modelling Group, www.cmgl.ca

1.2.1. Pruebas experimentales: Presión, Volumen y Temperatura (P.V.T.)

De acuerdo al flujo de trabajo planteado inicialmente, después de la caracterización del aceite mediante análisis composicional se hace la revisión y estudio de las pruebas de presión-volumen-temperatura, para identificar las variables necesarias como datos de entrada para la ecuación de estado (EOS) seleccionada. Dada a la revisión bibliográfica hecha, se demostró que la ecuación de estado más adecuada es Peng-Robinson 1987.

Las pruebas PVT son un análisis de presión (P), volumen (V) y temperatura (T) que se realizan al nivel de laboratorio para de determinar propiedades termodinámicas del crudo, tales como: presión de saturación, composición, determinación de la curva de viscosidad, etc. Dado que existe un gran número de pruebas PVT. A continuación se realiza una recopilación de estas y los datos que cada una puede generar.

1.2.1.1. Análisis composicional

Para muchos crudos pesados, las mediciones que se hacen a nivel de laboratorio, corresponden a gravedad específica (GE), temperatura de punto de ebullición (T_b) y peso molecular (PM). Es necesario conocer la composición del crudo, dado que esta información es clave para caracterizar este fluido a través de la ecuación de estado.

1.2.1.2. Expansión a Composición Constante (C.C.E.)

Es una prueba de liberación instantánea donde la muestra de fluido mantiene su composición y temperatura constante (temperatura del yacimiento). Al expandir, el volumen disponible aumenta y la presión disminuye, provocando una liberación del gas contenido en el crudo. El gas liberado se mantiene en contacto con el crudo durante todo el tiempo de expansión. La composición total del sistema permanece constante, pero la composición de la fase gaseosa y líquida, cambian con la disminución de la presión. Con este experimento se pueden obtener varios

parámetros como la presión de saturación del crudo, densidad del líquido, entre otras.⁹

A través de una expansión a composición constante pueden conseguirse diferentes propiedades del crudo, tales como¹⁰:

- Presión de burbuja
- Compresibilidad del petróleo
- Volumen Relativo (*VR*)
- Función Y: La Función Y es una ecuación que está en función del volumen relativo, presión de operación y presión de saturación del crudo, su objetivo es corroborar la presión de saturación ya calculada del crudo.
- Densidad del Líquido (ρ_l)

1.2.1.3. Liberación Diferencial (L.D.)

Es un estudio de expansión a composición variable, realizada para representar el comportamiento de los fluidos en el yacimiento, cuando se experimentan caídas de presiones debidas al proceso de producción. A temperatura de yacimiento, el pistón del recipiente donde se encuentra el fluido se comienza a retirar, la presión disminuye y el fluido se expande aumentando el volumen de la mezcla hasta que la fase gaseosa aparece en la celda de prueba. Se espera hasta que alcance el equilibrio y se registran datos de volumen en función de la presión. Luego la fase del gas es removida de la celda manteniendo la presión constante, reduciendo el volumen de la mezcla con el empleo del pistón.

Estos pasos son repetidos hasta que el gas en solución es liberado y se alcanza la presión atmosférica con un volumen de petróleo residual a temperatura del yacimiento¹¹.

⁹ Metodología para estimar presión mínima de miscibilidad mediante una ecuación de estado. Jesús Enrique Marín González. Caracas, Abril 2002. p43

¹⁰ Marín González. Op. Cit, P24

A partir del experimento de liberación diferencial se puede obtener:

- Factor de compresibilidad del gas (Z)
- Factor volumétrico del petróleo (B_o)
- Factor volumétrico del gas (B_g)
- Factor volumétrico total (B_t)
- Densidad del petróleo (ρ_o)
- Gravedad específica del gas (γ_g)
- Gravedad API del crudo residual ($^\circ\text{API}$)
- Relación Gas – Petróleo (R_s)

1.2.1.4. Depleción a volumen constante (C.V.D.)

Este estudio se lleva a cabo generalmente en fluidos de yacimientos condensados. Una vez que se ha llevado a cabo el estudio CCE, el fluido se comprime en la celda PVT hasta la condición de presión inicial y se estabiliza bajo agitación constante. La presión luego se reduce isotérmicamente hasta una condición específica de presión en la región de dos fases por debajo de la presión de saturación. Una vez que el equilibrio se haya logrado y el volumen de la fase líquida haya sido cuantificado, el gas es desplazado isobáricamente hasta el nivel donde el volumen total de fluido en la celda coincida con el volumen inicial monofásico establecido (volumen constante). El volumen de gas es cuantificado y analizado para determinar su composición y sus propiedades, así como también el volumen de líquido es medido; finalmente, se reduce la presión a una segunda etapa y se repite el procedimiento.

Generalmente se reportan las propiedades de la fase gas producido (Z , viscosidad y gravedad específica) y su respectiva composición molecular y el líquido recuperado en cada etapa de presión.¹² El factor real de compresibilidad Z del gas

¹¹ Ibid, p26

¹² Análisis PVT. Propiedades de los fluidos de yacimiento. Julio Cesar Pérez.

es calculado por la ecuación de gases reales. Entre los datos más importantes que una CVD arroja están la determinación de la constante de compresibilidad del gas a las presiones y temperaturas de la celda y el cálculo del factor de compresibilidad bifásico.

1.2.1.5. Prueba de Separador

La prueba de separador es una prueba PVT que se realiza para conocer las propiedades de los fluidos del yacimiento. Consiste en recrear una prueba de liberación instantánea que se realiza en un separador para cuantificar el efecto de las condiciones de separación sobre las propiedades del crudo.

Las condiciones del laboratorio se colocan usualmente a condiciones similares a las del campo, el tanque de almacenamiento estará siempre a presión atmosférica, pero la presión del separador será seleccionada por el operador. De esta prueba PVT se pueden obtener los siguientes datos:

- Factor volumétrico de formación del petróleo (B_o).
- Gravedad específica del gas en el tanque y en el separador (γ_g).
- Grados API del crudo en el tanque.
- Relación gas-petróleo en solución. (R_s).
- Composición del gas separado.

1.2.1.6. Prueba de Hinchamiento

Es una prueba en donde se coloca en contacto el crudo con distintas fracciones del gas de inyección con el objetivo de estimar la presión de saturación para cada punto de hinchamiento. Generalmente, se logra identificar que al aumentar la fracción del gas inyectado, la presión de saturación aumenta, la viscosidad disminuye dada la transferencia de masa que existe por condensación o vaporización de los fluidos (gas y líquido) en el yacimiento. De esta prueba se

pueden obtener los datos de factor de hinchamiento, curvas de hinchamiento para diferentes tipos de gases¹³.

Tabla 1: Resumen de los principales datos de salida de algunas pruebas PVT

Expansión a composición constante	Liberación diferencial	Depleción a volumen constante	Prueba de separador	Prueba de hinchamiento
Volumen relativo ρ_{oil} ($P > P_{sat}$) Co Pb	API del crudo residual ρ_{oil} ($P < P_{sat}$) Bo , Rs, Bg, Bt, γ_g , Zg	Composición del gas retirado Zg retirado Bo , Rs, Bg, Bt, γ_g , Zg, ρ_{oil}	API del crudo en tanque Composición de gas separado Bo γ_g Rs	Factor de hinchamiento Curvas de hinchamiento a diferentes gases

Se presenta un cuadro resumen (Tabla 1) de las principales pruebas de laboratorio para el análisis PVT y los datos que se pueden extraer de ellas; estos datos serán pieza clave en el desarrollo de las ecuaciones de estado (EOS).

1.3. REPRESENTACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE FLUIDO MEDIANTE ECUACIONES DE ESTADO

Las ecuaciones de estado, E.O.S., por sus siglas en inglés Ecuations of State, cumplen un papel clave al momento de modelar la envolvente de fases y representar el volumen del fluido debido a los cambios de presión y temperatura al que puede llegar a ser sometido, por ellos es necesario que la ecuación de estado seleccionada logre representar con la mayor precisión el comportamiento del fluido.

¹³ Marín González. Op. Cit, p29

1.3.1. Clasificación ecuaciones de estado

La ecuación de estado generalmente seleccionada para modelar el comportamiento de fases de los experimentos es la Peng-Robinson, debido a que tiene mayor consistencia y robustez que las otras EOS existentes; también es escogida debido a que involucra la fracción pesada del crudo, la cual es de vital importancia en el posterior modelamiento de procesos de combustión in situ. Después de finalizar la caracterización de fluidos, se realiza el ajuste de una EOS que coincida con los correspondientes experimentos PVT disponibles, tales como la expansión a composición constante (CCE), la liberación diferencial (DL) y las pruebas de separadores. También se ajusta una correlación de viscosidad que concuerde con los datos disponibles de dicha propiedad en función de la presión. A continuación se presentará una breve revisión bibliográfica de otras ecuaciones de estado que justifica la elección de la EOS Peng-Robinson.¹⁴

1.3.1.1. Ecuación de Van der Waals

La ecuación de Van der Waals es una ecuación que generaliza la ecuación de los gases ideales, haciendo entrar en consideración tanto el volumen finito de las moléculas de gas como otros efectos que afectan al término de presiones. Tiene la forma:¹⁵

$$\left(P + \frac{a}{v^2}\right)(v - b) = RT \quad (1)$$

Nótese que v es el volumen molar. En esta expresión, R es la constante de los gases (8.31451 J/mol·K o 0.0820576 Atm·L/mol·K), a y b son constantes que dependen de la sustancia en cuestión. Pueden calcularse a partir de las propiedades críticas.

¹⁴ HOYOS B., Cálculo del volumen específico de líquidos puros con ecuaciones de estado cúbicas. Departamento de Procesos Químicos, Facultad de Minas, Universidad Nacional de Colombia, Medellín, 2009.

¹⁵ Danesh, A. PVT and phase behavior of petroleum reservoir fluid. 1988, Chapter 4. p39

La ecuación de Van der Waals tiene una aplicación limitada ya que no modela el comportamiento de mezclas, esta ecuación es también considerada como "ley del gas ideal mejorada".

1.3.1.2. Modelo Matemático Virial

Aunque generalmente no es la ecuación de estado más conveniente, la ecuación Virial es importante dado que puede ser obtenida directamente por métodos estadísticos. Si se hacen las suposiciones apropiadas sobre la forma matemática de las fuerzas intermoleculares, se pueden desarrollar expresiones teóricas para cada uno de los coeficientes. En este caso B corresponde a interacciones entre pares de moléculas, C a grupos de tres, y así sucesivamente.

$$\frac{PV_m}{RT} = 1 + \frac{B}{V_m} + \frac{C}{V_m^2} + \frac{D}{V_m^3} + \dots \quad (2)$$

$$C = \frac{V_c^2}{3} \quad R = \frac{P_c V_c}{T_c} \quad B = -V_c \quad (3)$$

Al final se genera un sistema de ecuaciones considerablemente grande que causará problemas de truncamiento y de cómputo para encontrar las variables propuestas (C , D , E , ...) las cuales dependerán del número de componentes.

1.3.1.3. Modelo Matemático de Redlich-Kwong (R.K)

La ecuación de Redlich-Kwong fue una mejora considerable sobre las otras ecuaciones de la época. Aún goza de bastante interés debido a su expresión relativamente simple. Aunque es mejor que la ecuación de Van der Waals, no da buenos resultados sobre la fase líquida y por ello no puede usarse para calcular precisamente los equilibrios líquido-vapor. Sin embargo, puede usarse

conjuntamente con expresiones concretas para la fase líquida en tal caso. Este modelo matemático está gobernado por la siguiente expresión:

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a}{\sqrt{T} V_m (V_m + b)} \quad (4)$$

Donde

$$a = \frac{1}{2^{1/3} - 1} \frac{R^2 T_c^{2.5}}{9P_c} \quad b = \left(2^{1/3} - 1\right) \frac{RT_c}{3P_c} \quad (5)$$

Donde, R es la constante de los gases ideales, T_c , es la temperatura crítica y P_c la presión crítica.

1.3.1.4. Modelo Matemático de Soave

En 1972 Soave reemplazó el término a/\sqrt{T} de la ecuación de Redlich-Kwong por una expresión $\alpha(T, \omega)$ que se encuentra en función de la temperatura y del factor acéntrico. La función α fue concebida para ajustar con los datos de las presiones de vapor de los hidrocarburos; esta ecuación describe acertadamente el comportamiento de estas sustancias.

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m(V_m + b)} \quad (6)$$

Donde:

$$a = \frac{R^2 T_c^2}{9P_c(2^{1/3} - 1)}$$

$$b = \left(2^{1/3} - 1\right) \frac{RT_c}{3P_c}$$

$$\alpha = \left(1 + (0.48508 + 1.55171\omega - 0.15613\omega^2)(1 - T_r^{0.5})\right)^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

En donde ω es el factor acéntrico del compuesto, R es la constante de los gases ideales, T_c , es la temperatura crítica y P_c la presión crítica.

1.3.1.5. Modelo Matemático de Peng-Robinson (P.R.)

La ecuación de Peng-Robinson fue planteada que ciertos parámetros de la ecuación de estado se pueden expresar en función de las propiedades críticas y el factor acéntrico (ecuación 7). La ecuación debía ser aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades de los fluidos en procesos naturales de gases. Generalmente la ecuación de Peng-Robinson da unos resultados similares a la de Soave, aunque es mejor prediciendo las densidades de compuestos en fase líquida, especialmente los no-polares.

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2bV_m - b^2} \quad (7)$$

Donde:

$$a = \frac{0.45723553R^2T_c^2}{P_c}$$

$$b = \frac{0.07779607RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = \left(1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5})\right)^2$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

- **Exactitud de la ecuación de estado de Peng y Robinson:** La ecuación de Peng y Robinson fue propuesta en 1977 y plantea un mejoramiento en la calidad predictiva de la ecuación de Soave-Redlich-Kwong, especialmente en la exactitud

de los cálculos de equilibrio líquido-vapor. El fuerte de la ecuación de estado de Peng y Robinson consiste en re-escribir la ecuación de Van der Waals de los gases reales de una forma diferente teniendo en cuenta los térmicos críticos y la excentricidad de las moléculas.

La ecuación de Peng-Robinson (PR) mejora ligeramente la predicción de volúmenes de líquidos; además se ha demostrado que esta ecuación podría ser utilizada para obtener una correlación relativamente precisa, y eficiente no iterativa computacionalmente para mezclas de fluido a alta presión. Zhao y Olesik¹⁶ (1999) utilizaron esta ecuación para el cálculo de metanol y CHF₃ (mezclas binarias); los resultados mostraron que con dos parámetros binarios independientes de la temperatura, la ecuación era capaz de representar los datos experimentales sobre el rango de temperatura con una desviación relativa media de un 6%.

El principal éxito de Peng y Robinson es haber diseñado una ecuación cúbica capaz de describir con precisión el estado líquido. En fase gaseosa, su comportamiento es muy similar al de otras ecuaciones cúbicas. Esta ecuación es válida para todas las presiones excepto la crítica. Ha sido aplicada a gases y líquidos, y es eficaz en la predicción de propiedades de mezclas. No es válida para algunas sustancias polares o asociadas.¹⁷

Estas ecuaciones sólo requieren las propiedades críticas y el factor acéntrico como parámetros generales; se requieren pocos recursos computacionales y conducen a una buena correlación de equilibrio de fases.

1.3.2. Correlaciones para modelar las propiedades de los componentes del fluido

Una serie de herramientas están disponibles en WinProp para evaluar la calidad de los datos PVT proporcionados al ingeniero de yacimientos a partir de

¹⁶ Termodinámica con aplicaciones de ingeniería. P78

¹⁷ Ingeniería Química (España), Abril-Mayo 1990, pág. 46-49

mediciones de laboratorio o de campo. Los datos se suelen utilizar para ajustar el modelo EOS. Es importante realizar un análisis de los datos PVT, un análisis crítico previo a cualquier cálculo de regresión detallado. Se lleva a cabo el cálculo de balance de materiales para la prueba de depleción a volumen constante (CVD), liberación diferencial (DL), pruebas de separación, etc, si los datos necesarios se introducen.

1.3.2.1. Definir el componente Hidrocarburo

Para la mayoría de las fracciones de componentes hidrocarburos pesados, las propiedades medidas son la gravedad específica, punto de ebullición normal y peso molecular. Por lo menos dos de dichas tres propiedades deben ser ingresadas al simulador; si alguna de ellas no se proporciona se deben usar las correlaciones de propiedades físicas. Las tres correlaciones existentes con sus respectivos rangos de aplicación se muestran a continuación:

- TWU
- Grossens
- Riazi Daubert

Para fracciones de petróleo menores a C_{20} , las tres correlaciones arrojan resultados similares. Para fracciones más pesadas, la correlación Riazi-Daubert muestra errores menores en comparación a las otras dos.¹⁸

1.3.2.2. Correlaciones el cálculo de propiedades Críticas

Una vez se conocen las propiedades físicas, las constantes críticas para el componente son determinadas usando correlaciones de propiedades críticas. Los rangos de aplicación de las correlaciones Twu y Riazi-Daubert son los dados

¹⁸ Manual WinProp, 2009

anteriormente. La correlación de Lee-Kesler se desarrollo para T_b de hasta 650°C , pero es internamente consistente por extrapolar por encima de esta temperatura¹⁹.

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

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

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

1.3.2.3. Correlaciones del factor acéntrico

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

$$\omega = -\log(P_{vp}) r | T_r \quad (8)$$

Este valor de ω se encuentra entre 0.001 y 1.00, donde P_{vp} es la presión de vapor, en atmosferas, T_r es la presión reducida. Tanto la presión de vapor como la

¹⁹ Manual WinProp, 2009

temperatura reducida se encuentran en función de las constantes críticas. No existe un registro donde se puedan documentar todas las constantes críticas de los diversos compuestos hidrocarburos, es allí donde se requiere implementar un método alternativo al presentado en la ecuación 8 para conocer el factor acéntrico y a su vez las propiedades críticas de una mezcla.

- Edmister (1958): este método propone una ecuación para correlacionar el factor acéntrico con el punto normal de ebullición y las constantes críticas a partir de dos puntos experimentales que generaran las constantes A y B. Este método es bastante robusto; sin embargo, es el de menor desviación estándar al realizar pruebas con los otros métodos, por tanto genera mayor seguridad comparado con el método Lee-kesler en términos de extrapolación para nuevos componentes.²⁰
- Lee y Kesler: plantean su método muy similar al de Edmister la diferencia radica en la función $f^{(1)}$ y $f^{(2)}$ creada por ellos, que se encuentra en función de la temperatura reducida.²¹

Se presenta una tabla comparativa (Tabla 2) de los diferentes métodos para calcular el factor acéntrico; dadas estas condiciones se observa que los métodos de Edmister y Lee-kesler, son los dos más comúnmente usados dado su amplio rango de componentes y que las propiedades requeridas para el factor acéntrico son datos suministrados a partir de correlaciones para el cálculo de propiedades críticas.²²

Tabla 2. Información en la literatura de los métodos de predicción del factor acéntrico

Método	Datos de	% Desviación	N° de Comp.	Observaciones del método
--------	----------	--------------	-------------	--------------------------

²⁰ Chen D, Dinivahi V, Chang-Yang, " New Acentric Factor Correlation Based on the Antoine Equation" Ind. Eng. Chem. Res. 1993, p241

²¹ Manual WinProp, 2009

²² Chen D, Op. cit, p244

	entrada			
Edmister	Tb, Tc, Pc	6	277	Basado en una amplia variedad de compuestos y una correlación de la presión de vapor; Edmister (1958) y Yaws et al (1989)
Lee-kesler	Tb, Tc, Pc	20.5	133	Basado en una amplia variedad de compuestos; Lee kesler (1975) Lin y Chao (1984)
Watanasiri	MW, SG, Tb	11.8	94	Basado en hidrocarburos y compuestos heterocíclicos; Watanasiti et al (1985)
Lin y Chao	MW, SG, Tb	8.5	144	Basado en hidrocarburos y sus derivados; Lin y Chao (1984)
Roman	SG, Tb	14	140	Basado en hidrocarburos y compuestos heterocíclicos; Roman et al (1985)
Hoshino	Estructu ra Molecul ar	2.2	59	Aplicable solamente a alcanos; Hoshini et al (1982)

Fuente: Chen D, Dinivahi V, Chang-Yuang, " New Acentric Factor Correlation Based on the Antoine Equation" Ind. Eng. Chem. Res. 1993, 32, 241-244

1.4. PLANTEAMIENTO DEL AJUSTE DEL MODELO DE FLUIDOS MEDIANTE LA VISCOSIDAD

La medida de la viscosidad se expresa comúnmente con dos sistemas de unidades SAYBOLT (SUS) o en el sistema métrico CENTISTOKES (cSt). Es medida de la fricción interna que actúa en resistencia a la modificación de la posición de las moléculas al actuar sobre ellas una tensión de cizallamiento. La viscosidad del aceite vivo es medida a diferentes temperaturas y diferentes presiones. Con el fin de coincidir con la encontrada en WinProp, se implementa algún tipo de correlación que se presentara más adelante.

1.4.1. Prueba presión-temperatura: Curva de Viscosidad

La viscosidad es una propiedad que depende de la presión y temperatura y se define como el cociente resultante de la división de la tensión de cizallamiento (t) por el gradiente de velocidad (D).

$$m = t/D \quad (9)$$

Con flujo lineal y siendo constante la presión, la velocidad y la temperatura. Con esto se logra generar una curva de la viscosidad en función de la presión que se logra identificar a cierta temperatura, esta variación de la presión sigue una ley exponencial. De esta prueba PVT se pueden obtener los siguientes datos:

- Viscosidad a temperatura constante
- Índice de viscosidad

1.4.2. Correlaciones para el cálculo de viscosidad

WinProp permite el uso de la correlación de los estados correspondientes de Pedersen, además de la Jossi-Stiel-Thodos (JST), para calcular la viscosidad. La correlación Pedersen se espera que prediga mejor la viscosidad de los aceites líquidos de baja y media gravedad que el modelo de JST.

La correlación de Pedersen no depende de predicciones precisas de densidad como la que genera la correlación de JST. Los parámetros en cualquier correlación pueden ser ajustados durante la regresión para que coincida con los datos experimentales de viscosidad.

- **Jossi-Stiel-Thodos:** El método JST depende principalmente de la densidad predicha de la mezcla de fluidos, a partir de la ecuación de estado (PR). Por lo tanto, el uso de la correlación JST conllevará a grandes errores si las densidades de fase son incorrectas.

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

Donde

μ =viscosidad de gas o aceite cP.

μ^* =viscosidad a baja presión cP.

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

M = peso molecular

ρ_r =densidad molar reducida

• **Modelo de los estados correspondientes de Pedersen:** La correlación de viscosidad de Pedersen se basa en el principio de los estados correspondientes para calcular la viscosidad de un componente o de una mezcla, conociendo la viscosidad de una sustancia de referencia a las mismas condiciones de presión y temperatura reducidas.

$$\frac{\mu_{mix}(P,T)}{\mu_o(P_o.T_o)} = \left(\frac{T_{c,mix}}{T_{c,o}}\right)^{-1/6} \left(\frac{P_{c,mix}}{P_{c,o}}\right)^{2/3} \left(\frac{MW_{mix}}{MW_o}\right)^{1/2} \left(\frac{\alpha_{mix}}{\alpha_o}\right) \quad (11)$$

Donde

μ =viscosidad cP

T_c = temperatura crítica, K

P_c = presión crítica, atm

MW = peso molecular

α = coeficiente rotacional

La viscosidad de una mezcla, calculada usando el modelo de Pedersen depende principalmente de las presiones críticas, temperaturas críticas y los pesos moleculares de los componentes.

De esta forma se presentan los parámetros e información necesaria para el desarrollo de un modelo de fluidos. Inicialmente se repasan las pruebas P-V-T y se escogen aquellas que aportan datos importantes para la representación de modelos de fluidos; de la revisión realizada se pudo concluir que las pruebas que generan mayor información son la C.C.E., liberación diferencial, C.V.D., prueba de separador y prueba de viscosidad. Por otra parte, partiendo de la herramienta WinProp de CMG y de los rangos y características de cada correlación, se concluyó que se usarán las siguientes: viscosidad-Pedersen, Twu, Grossens, Riazi Daubert, Lee-Kessler y Edmister. Con esto, se confirma que el desarrollo de un modelo de fluidos necesita de simulación bastante robusta, lo que implica una inversión económica considerable. Por ello, en capítulos posteriores se desarrolla parte del modelo que permite estudiar el comportamiento del fluido de un yacimiento colombiano candidato a la implementación de un proceso de combustión in situ.

2. ANÁLISIS DE DATOS Y PRUEBAS EXPERIMENTALES

El análisis de la composición del petróleo-crudo en las primeras etapas del proceso de desarrollo de un campo ayuda a optimizar la explotación de los recursos. Es posible utilizar una medición detallada de los componentes de un hidrocarburo, como la obtenida en un laboratorio, para predecir los componentes de las fases de petróleo y gas, así como también otras propiedades físicas, tales como la densidad y la viscosidad a cierta temperatura y presión.

La toma de pruebas experimentales con el fluido original de yacimiento es parte fundamental a la hora de realizar un estudio completo del campo ya que genera un conocimiento más profundo acerca del comportamiento del fluido y ayuda a reducir la incertidumbre existente en ciertos parámetros claves con los cuales se trabaja durante los procesos de desarrollo de cualquier campo petrolero.

Los hidrocarburos comprenden una variedad de componentes que abarcan desde el metano que sólo tiene un átomo de carbono hasta los compuestos de cadena de carbono muy larga, además de moléculas cíclicas, aromáticas y otras moléculas complejas tales como los asfáltenos y las parafinas.²³ Estos componentes determinan el comportamiento de fases de un determinado fluido de yacimiento que suele indicarse utilizando un diagrama de fases representado por tres variables: presión, volumen y temperatura (PVT). A continuación se presenta un análisis composicional realizado a una muestra de crudo de un campo colombiano, a partir del cual se desarrolla el modelo de fluidos que se encuentra asociado a un proyecto de combustión in situ.

El esquema de estudio utilizado durante el desarrollo de este análisis, conto con ocho pruebas P-V-T: dos pruebas de expansión a composición constante, un

²³ Soraya Betancourt Go Fujisawa Oliver C. Mullins. Análisis de hidrocarburos en el pozo. 2003-2004

análisis composicional hasta C36+, una prueba de vaporización diferencial, tres pruebas de separadores y una prueba de viscosidad, cuyos resultados son utilizados como datos de entrada para el cálculo de los parámetros de las ecuaciones de estado. A continuación se describe el orden utilizado para cargar los datos de las pruebas PVT en el simulador WinProp.

2.1. ANÁLISIS COMPOSICIONAL

El análisis composicional es parte vital del desarrollo de un modelo de fluidos, dado que dependiendo de la extensión o no de dicho estudio se puede generar un modelo robusto que permita una representación adecuada del fluido. El caso de estudio con el cual se conto durante este proyecto, presenta un análisis de 50 componentes, siendo el componente más pesado el C36+, el cual se observa con detalle en la Tabla 3.

Dicho análisis, cuenta con un profundo estudio cromatográfico donde se obtiene la composición del fluido hasta componentes lineales de 35 carbonos, uniendo la fracción restante en el componente C36+. Está es una distribución bastante extensa, pasando por diferentes isómeros de componentes del C5, C6, C7, C8, y C9, los cuales hacen que la composición sea completa y detallada, pero más compleja al momento de ser representada por un simulador.

Esta extensa composición es un parámetro de vital cuidado a la hora de lograr representar el comportamiento del fluido dado que el trabajo que se realizar a esta composición (agrupamiento, fraccionamiento) repercutirá en el modelo final de fluidos generado y en la representatividad del modelo con el fluido real.

La Ecuación de estado seleccionada para representar el modelo de fluidos es la ecuación de Peng y Robinson de 1978, dado el potencial para modelar el comportamiento de fases de hidrocarburos de alto número de carbonos como se describió con más detalle en el capítulo uno. Esta ecuación, es la base del modelo

de fluidos la cual requiere de algunas propiedades para lograr describir sus componentes tales como: presión crítica (P_c), temperatura crítica (T_c), factor acéntrico (ω), coeficientes de interacción entre los diferentes componentes (δ_{ij}).

Tabla 3. Análisis composicional del Fluido hasta C36+

	Componentes	% molar	% peso		Componentes	% molar	% peso
Co2	Dióxido de Carbono	6.26	0.68	C12	Duodecano	1.10	0.44
N2	Nitrógeno	0.99	0.07	C13	Tridecano	2.09	0.91
C1	Metano	11.68	0.46	C14	Tetradecano	2.38	1.12
C2	Etano	1.05	0.08	C15	Pentadecano	1.86	0.95
C3	Propano	1.04	0.11	C16	Hexadecano	3.24	1.79
lc4	i-Butano	0.57	0.08	C17	Heptadecano	2.77	1.63
nC4	n-Butano	1.06	0.15	C18	Octadecano	2.62	1.63
C5	Neo-Pentano	0.10	0.02	C19	Nonadecano	2.79	1.82
iC5	i-Pentano	0.69	0.12	C20	Eicosano	2.42	1.65
nC5	n-Pentano	0.68	0.12	C21	Heneicosano	2.20	1.59
C6	Hexano	0.39	0.08	C22	Docosano	2.20	1.66
	metil-ciclopentano	0.17	0.03	C23	Tricosano	2.29	1.80
	Benceno	0.04	0.01	C24	Tetracosano	1.67	1.37
	ciclo hexano	0.21	0.04	C25	Pentacosano	1.75	1.50
C7	Heptanos	0.58	0.14	C26	Hexacosano	1.56	1.39
	metil-ciclohexano	0.26	0.06	C27	Heptacosano	1.44	1.33
	Tolueno	0.10	0.02	C28	Octacosano	1.61	1.55
C8	Octano	0.71	0.20	C29	Nonacosano	1.52	1.52
	etil-benceno	0.06	0.02	C30	Triacotanos	1.46	1.51
	M/P- xileno	0.08	0.02	C31	Hentriacotanos	1.24	1.33
	o-xileno	0.10	0.03	C32	Dotriacotanos	1.35	1.48
C9	Nonanos	0.57	0.18	C33	Tritriacotanos	1.12	1.27
	trimetil-benceno	0.11	0.03	C34	Tetratriacotanos	1.14	1.34
C10	Decano	1.17	0.41	C35	Pentatriacotanos	1.08	1.31
C11	Undecano	1.51	0.55	C36+	hexatriacotanos plus	24.92	62.40
					Total	30.18	3.71

Tomado de: Reportes PVT, CoreLAB, 2009

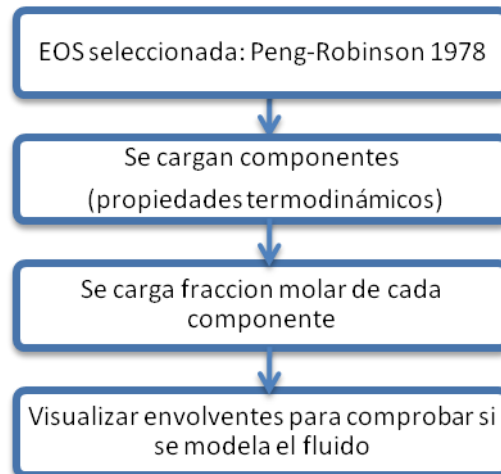
El peso molecular es un parámetro importante y necesario para calcular la densidad de masa. Factores adicionales, como los cambios de volumen a diferentes temperaturas y los parámetros omega a (Ω_a) y omega b (Ω_b) también definen cada componente, de esta manera se logra mejorar la predicción de la ecuación de estado.

Para cargar los datos en el simulador WinProp; se debe seleccionar la EOS adecuada seleccionando todos los componentes con los que se cuenta en el análisis composicional; la librería de este simulador presenta una completa información de compuestos de carbonos lineales hasta FC45. Dado que el fluido estudiado presenta componentes cíclicos e isómeros, se hace necesario suministrarlos de forma externa ya sea por pruebas P-V-T o de la literatura, para que a partir de las correlaciones, sea posible contar con todas las propiedades termodinámicas necesarias. Por esta razón, es necesario conocer los rangos de aplicación de las correlaciones presentadas en WinProp para que representen de manera real las propiedades termodinámicas de los compuestos externos a la librería.

Para este caso los componentes cíclicos (Neo-Pentano, metil-ciclopentano, benceno, ciclohexano, metil-ciclohexano, tolueno, étil-benceno, M/P- xileno, o-xileno y trimetil-benceno) fueron generados importando de la literatura sus pesos moleculares y sus gravedades específicas, el componente plus (C36+) fue creado de la misma manera con datos suministrados por la prueba de análisis composicional.

La forma adecuada de analizar si las propiedades termodinámicas calculadas son correctas, es generar como variable de salida la envolvente de fases, que permite visualizar y analizar el comportamiento del fluido a diferentes cambios de presión y temperatura. En la Figura 3 se observa el flujo de trabajo empleado para el modelado de fluido con base en las envolventes de fases a través de WinProp.

Figura 3. Flujo de trabajo para visualizar la envolvente de fases a través del simulador WINPROP, de CMG



El primer modelo realizado para representar el fluido estudiado, presentó problemas al momento de graficar la envolvente de fases; varias de las posibles causas de este error son los cálculos de las propiedades críticas y el factor acéntrico de los componentes, dado que WinProp no cuenta con componentes cíclicos en su librería y se necesitó suministrar algunos datos, de manera externa a la base de datos, ya que estos son cargados a la ecuación de estado cuyas constantes son dependientes de los valores de las propiedades críticas y factor acéntrico, y estos se calculan a partir de correlaciones.

Los componentes cíclicos presentan este problema porque no se logra representar la configuración electrónica, por tanto las propiedades calculadas no coinciden con datos experimentales. Tampoco se logró calcular adecuadamente las propiedades críticas ni el factor acéntrico del componente plus, dadas las limitantes de las correlaciones. Dadas estas condiciones, se realizó un análisis de diferentes parámetros que permitieran el ajuste de estas propiedades para lograr contar con una envolvente de fases capaz de representar el fluido estudiado. Algunas de las modificaciones que se propusieron para lograr la envolvente fueron:

- Cálculo de coeficientes de interacción binaria para los componentes generados.
- Examinar las limitantes de las correlaciones que calculan las propiedades críticas de acuerdo al número de carbonos trabajados. Aquí se encontró que para el caso que se trabajaba se superaba el rango de la correlación TWU, por ello la mejor correlación para el C₃₆₊ es Goossens, en vista que da muy buenas predicciones de peso molecular a partir otras propiedades de los alcanos hasta C₁₂₀. Cabe señalar que esta correlación cuenta con una limitante en el punto de ebullición que no puede superar los 1480°F, independientemente del peso molecular y gravedad específica, lo cual se presenta en este caso.
- Generar un agrupamiento de componentes de acuerdo al número de carbonos reduciendo de 50 a 40 componentes.

Estas modificaciones generaron una mejoría en el modelo, pero aún no se lograba representar un modelo de envolvente de fases.

2.1.1 Análisis envolvente de fases para C₃₆₊

En los fluidos de yacimiento las fracciones pesadas de los hidrocarburos (C₃₆₊) comprometen una porción significativa de los fluidos de yacimiento generados naturalmente. Para la práctica, siempre hace falta información analítica detallada de la fracción plus (C₃₆₊); sin embargo, siempre se dispone de información acerca de pesos moleculares y densidad específica con la cual se cuenta en el presente estudio. Estas fracciones indefinidas de C₃₆₊ contienen un número finito de componentes con número de carbonos mayor a “36” y generan grandes problemas en la predicción de propiedades termodinámicas además del comportamiento volumétrico de estos fluidos mediante ecuaciones de estado.

Estos problemas se deben a la dificultad en la caracterización de las fracciones plus en términos de sus propiedades críticas y factores acéntricos, además de los

componentes adicionales con que cuenta el fluido (ciclos, parafinas, asfáltenos,...)²⁴.

Debido a que se contaba con las propiedades de más de un componente plus, se generaron las envolventes para los demás componentes de este tipo (C₉₊, C₁₁₊ y C₂₀₊), tratando de encontrar las posibles causas por las cuales la envolvente de C₃₆₊ no se logra visualizar adecuadamente. Las propiedades de los componentes plus adicionales al C₃₆₊ se observan en la Tabla 4.

Tabla 4. Cálculo de Propiedades residuales de los componentes plus

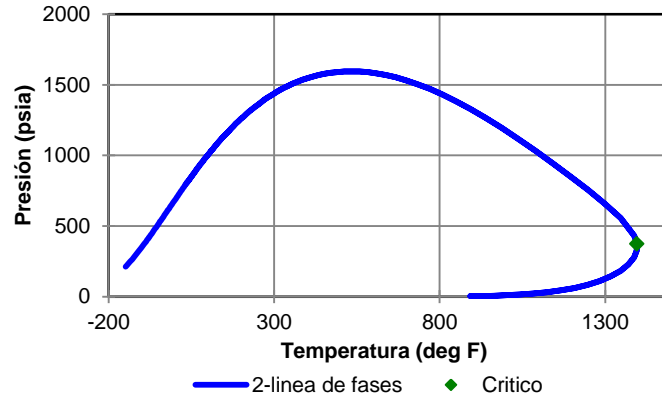
Cálculo de propiedades residuales			
	% molar	Peso molar (g/gmol)	Densidad a 60°F (g/gm3)
C₉₊	75.49	524	1.0181
C₁₁₊	71.33	547	1.0229
C₂₀₊	50.97	680	1.0526
C₃₆₊	24.92	1010	1.1301

Tomado de: Reportes PVT, CoreLAB, 2009

El C₂₀₊, C₁₁₊ y C₉₊ mostraron envolventes muy similares que confirmaban un adecuado comportamiento de fases, lo que llevó a concluir que el problema con el C₃₆₊ radicaba en el cálculo de las propiedades de los componentes más pesados del fluido (a partir del carbono 20), dado que algunas correlaciones no realizan adecuados cálculos, lo que impide a WINPROP generar una envolvente con los puntos críticos de los componentes asociados al fluido.

²⁴ E. CAO, M. GREAVES, S.P. RIGBY. Phase Properties of Mobile Oil Zone in the THAITM – CAPRITM Process. University of Bath.

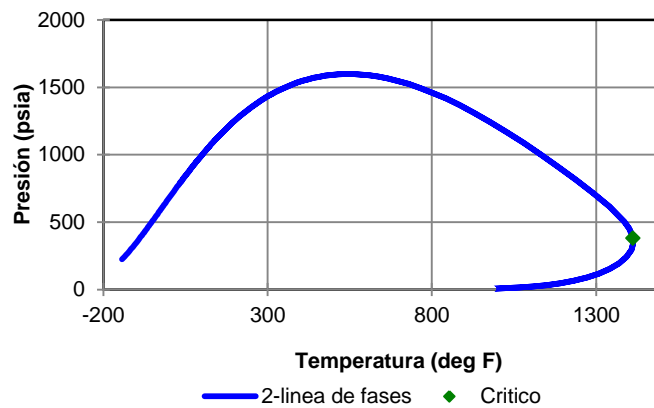
Figura 4. Envoltente de fases hasta C_{9+}



Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp.

Para la envoltente de C_{9+} presentada en la Figura 4 se observa una envoltente con tendencias normales, el rango de su temperatura varía de -200°F a 1500°F , siendo este el rango de un fluido con compuestos pesados como es el caso.

Figura 5. Envoltente de fases hasta C_{11+}

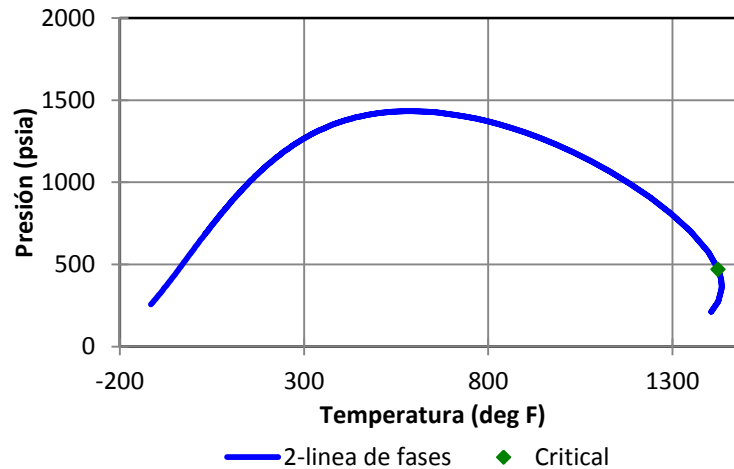


Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp.

En la envoltente de fases hasta el componente C_{11+} presentada en la Figura 5 se observa una tendencia muy similar a la representada con C_{9+} . Muestran rangos de

presión y temperatura bastante similares ratificando así la característica principal de este fluido con respecto a sus componentes pesados.

Figura 6. Envoltente de fases hasta C₂₀₊



Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp.

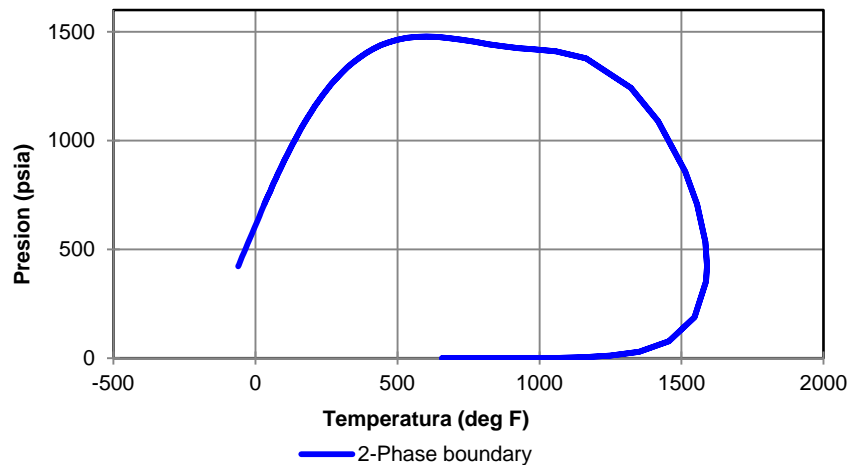
Observando la Figura 6 la cual representa la envoltente de fases del fluido hasta el compuesto C₂₀₊ se identifican ciertas diferencias entre las envoltentes presentadas en la Figura 4 y Figura 5. Permanece el valor del punto crítico pero la envoltente de la figura 6 (C₂₀₊) no logra el cierre a la presión de 14.7 psia y no logra alcanzar al igual que las otras dos envoltentes los 1500 psia como presión máxima.

2.1.2 Comparación de propiedades calculadas por Hysys para C₃₆₊

El método de agrupación usado por WinProp, se basa en el peso molecular y la gravedad específica de la fracción C_{n+}, pero esto no es adecuado para la caracterización de los crudos pesados estudiados y es de allí donde proviene el error y la no representación de envoltente de fases por parte del C₃₆₊. Con base en los argumentos expuestos y con ayuda de la literatura se decidió realizar la caracterización de aceites pesados con ASPEN Plus-HYSYS.

Los pseudo-componentes generados y sus propiedades (punto de ebullición, peso molecular y gravedad específica), fueron introducidos a WinProp, donde las propiedades críticas de los pseudo-componentes, los factores acéntricos y los coeficientes de interacción son calculados mediante los métodos seleccionados.²⁵

Figura 7. Envolvente C₃₆₊ con propiedades calculadas por WINPROP para el componente plus C₃₆₊ y componentes cíclicos

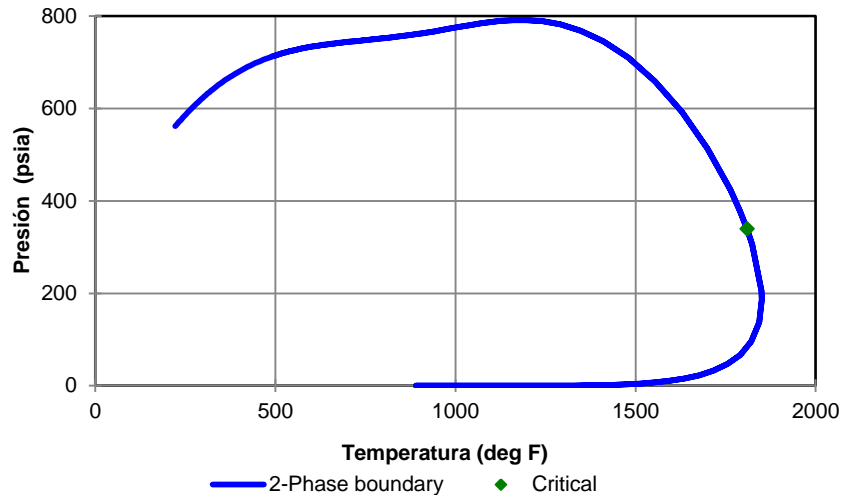


Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp.

Las Figura 7 y Figura 8 muestran el antes y el después de la caracterización por WinProp y Hysys, respectivamente. En la Figura 7 se observa una envolvente con un comportamiento inusual ya que no expone un punto crítico, mientras que en la Figura 8, después de introducir las propiedades del componente plus y cíclicos provenientes de ASPEN a WinProp ya se obtiene un comportamiento de fluido con su respectivo punto crítico.

²⁵ E. CAO, M. GREAVES, S.P. RIGBY Phase Properties of Mobile Oil Zone in the THAITM – CAPRITM Process. University of Bath.

Figura 8. Envoltente C₃₆₊ con propiedades calculadas por Hysys y cargadas en WINPROP para el componente plus C₃₆₊ y componentes cíclicos

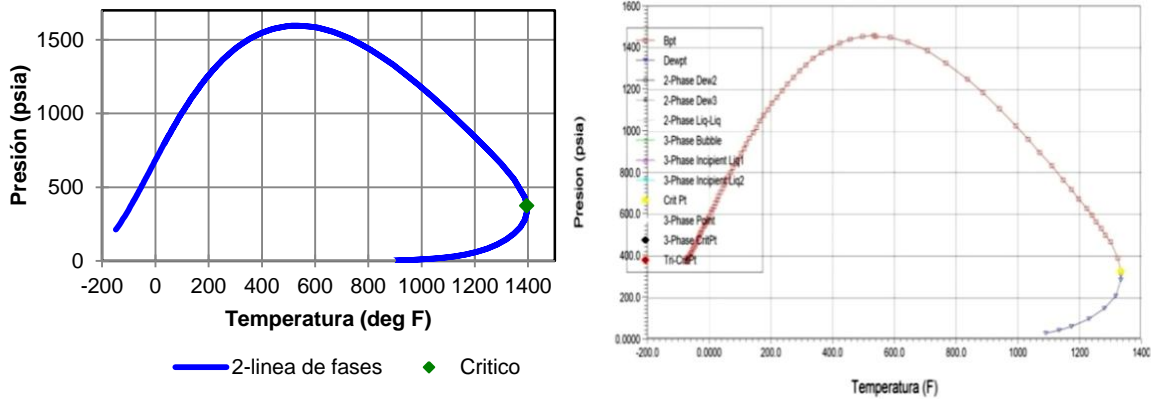


Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp.

Es importante destacar, que no se contaba con una base de resultados experimentales de envoltentes de fases o alguna información que garantice que la envoltente de fases obtenida era la correcta y representativa del fluido. Por ello, se optó por comparar envoltentes tanto de HYSYS como de WinProp, ya que la primer herramienta se vale de una base de datos de alta confiabilidad que cuenta con todas las propiedades termodinámicas de los componentes del fluido estudiado sin asociarlos a correlaciones, sirviendo así de referencia para confirmar que las envoltentes a partir de WinProp por los diferentes componentes plus (Figuras 9, 10, 11 y 12) sean las correctas. Cada imagen de la derecha corresponde a WinProp y la izquierda a HYSYS.

En la Figura 9 se observa una comparación entre las envoltentes graficadas por WinProp y por HYSYS respectivamente, encontrando grandes similitudes entre ellas como los rangos de presión, temperatura, ubicación del punto crítico, máxima presión, etc.

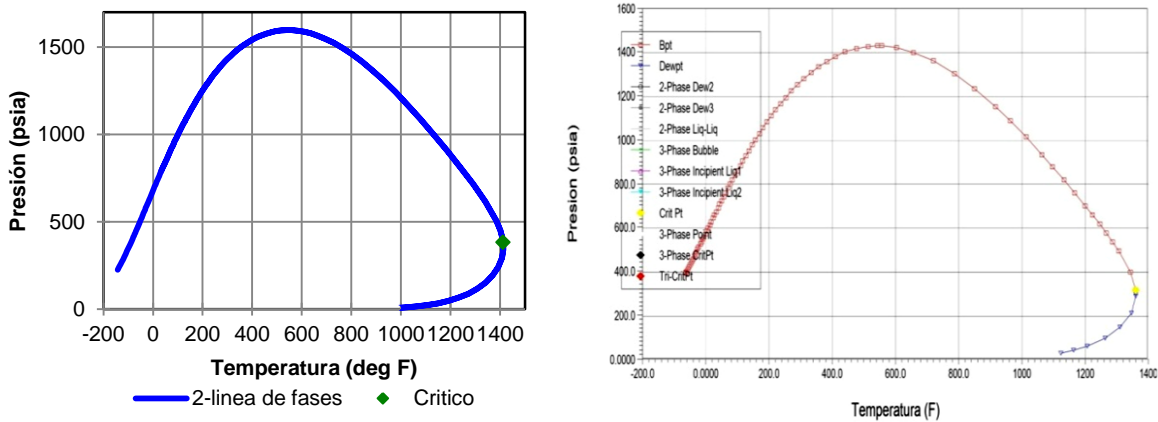
Figura 9. Envoltente de fases del fluido hasta C₉₊ con WINPROP y con hysys.



Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp. Y ASPEN Plus-HYSYS.

La Figura 10 compara las envoltentes del C₁₁₊ moviéndose igualmente por los mismos parámetros de comparación (Rangos de presión, temperatura, punto crítico, máxima presión y temperatura); la envoltente representada en HYSYS logra presiones hasta 1410 psia contrario a lo que representa WinProp llegando hasta cerca los 1650 psia, los puntos críticos y los rangos de presión son similares. Sin embargo, se observa que en HYSYS la envoltente no se logra cerrar a bajas presiones y altas temperaturas como si se logra representar en WinProp.

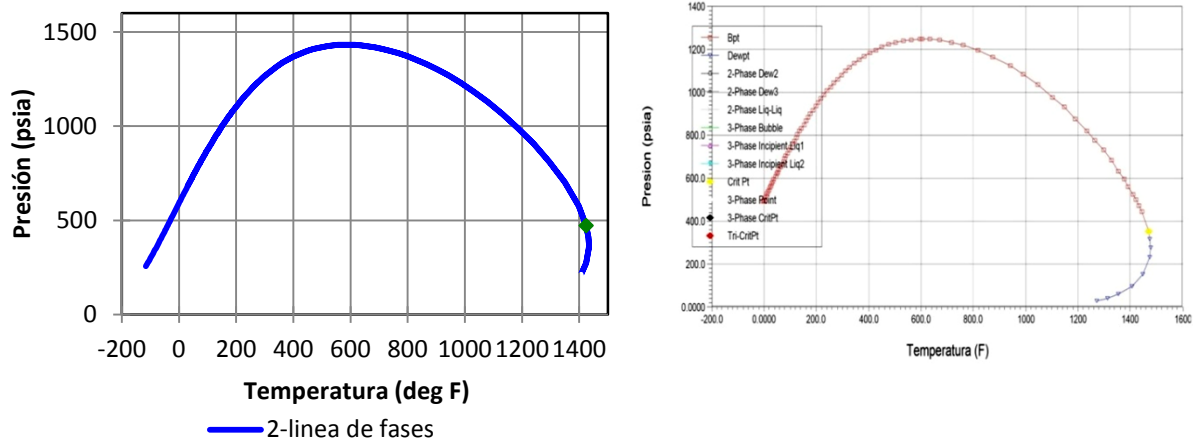
Figura 10. Envoltente de fases del fluido hasta C₁₁₊ con WINPROP y con hysys.



Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp. Y ASPEN Plus-HYSYS.

La Figura 11 presenta la comparación de las envolventes de fases hasta el componente C_{20+} , estas gráficas difieren poco en cuestión a rangos WinProp logra menores temperaturas pero mayores presiones que HYSYS, pero en esta oportunidad la envolvente de graficada por HYSYS logra cerrarse a bajas presiones y altas temperaturas como es normal en el comportamiento de un fluido, situación que no se observa en la envolvente presentada por WinProp.

Figura 11. Envolvente de fases del fluido hasta C_{20+} con WinProp y con HYSYS.

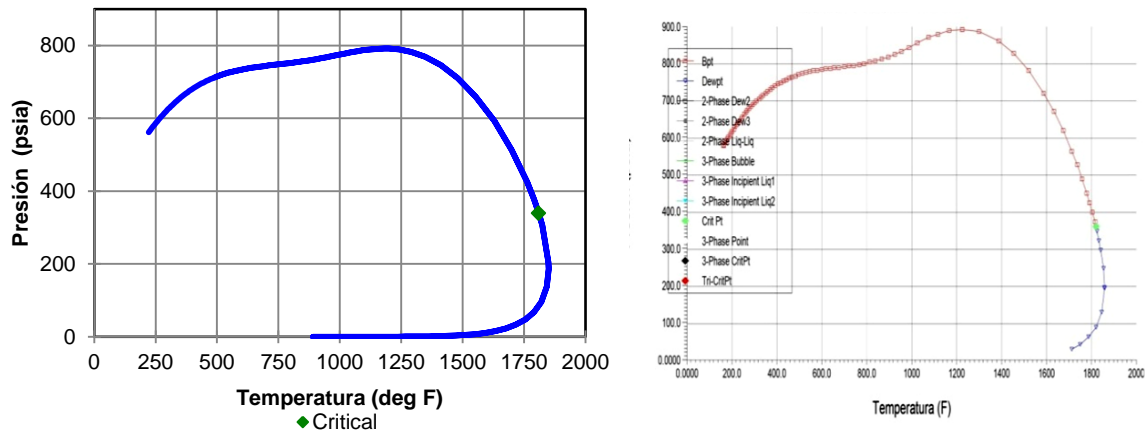


Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp Y ASPEN Plus-HYSYS.

La Figura 12 representa la comparación más notoria del comportamiento real del fluido estudiado. Las envolventes de fases hasta C_{36+} graficadas por WinProp y por HYSYS muestran un comportamiento anormal con respecto al visto en las envolventes anteriormente presentadas, éste por representar la composición mas completa con que se cuenta del fluido presenta rangos de presión bastante bajos (14.7 a 800 psia) y rangos de temperatura bastante altos (120 a 1900 °F) en los dos casos esto con lleva a dos afirmaciones. Los datos representados en ambas envolventes siguen una misma tendencia por tanto se ajusta su comportamiento pero por otra parte la representación de este fluido representa un análisis más profundo a la hora de modelarlo dado que su complejidad radica en el alto número

de componentes que generan una distorsión en la representación normal de la envolvente.

Figura 12. Envolvente de fases del fluido hasta C₃₆₊ con WinProp y con HYSYS.



Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WINPROP. Y ASPEN Plus-HYSYS.

Comparando las propiedades críticas y el factor acéntrico calculado por HYSYS y por WinProp, presentados en la Tabla 5, no se evidencian mayores variaciones entre los componentes cíclicos; sin embargo, muy pequeños cambios en sus valores alteran el comportamiento de fases y pueden incluso hacer que la envolvente no se forme como se observó en la Figura 7. Las presiones críticas y las temperaturas críticas difieren entre un 0.5-5% del valor en cambio para el factor acéntrico los valores distan bastantes unos de otros entre un 4 a 15% del valor para el caso de los componentes cíclicos. Caso contrario, el componente plus presenta propiedades bastante diferentes entre un simulador y otro para todas las propiedades comparadas pero más fuertemente para la presión crítica, siendo este el argumento para usar los resultados presentados por HYSYS.

Tabla 5. Comparación Propiedades calculas a través de Hysys y de WinProp de los componentes no encontrados en la librería de WinProp.

Componentes	Pc (atm) Hysys	Pc (atm) WinProp	Tc (K) Hysys	Tc (K) WinProp	ω Hysys	ω WinProp
C5	31.57	31.262	433.8	458.529	0.1964	0.324229
Me-Ci-C5	37.4	36.551	532.7	536.859	0.2389	0.22151
C6H6	48.3	49.45	562.1	565.227	0.212	0.202448
CC6	40.2	36.159	553.2	534.928	0.213	0.222774
Me-Ci-C6	34.3	33.288	572.1	571.719	0.233	0.262244
C7H8	40.6	42.143	591.7	594.323	0.257	0.236191
Et-Benc	35.6	36.916	617.1	623.632	0.301	0.276908
M/P Xile	34.95	36.505	617	620.914	0.326	0.277033
Or-Xilen	36.84	37.581	630.4	628.072	0.3023	0.276784
Tri-M-Be	31.9	33.041	649.1	653.139	0.376	0.321379
C36+	2.033	8.223	1339	1246.09	2.023	1.394555

Aunque se logra una representación "adecuada" del comportamiento del fluido mediante la envolvente de fases hasta C₃₆₊ (Figura 12), persiste un problema que se visualiza en el archivo de salida generado por WinProp, el cual muestra una alerta por la inexistencia de los puntos cricondentérmicos y cricondenbáricos, lo que a su vez conlleva a continuos errores en los pasos posteriores del desarrollo del modelo de fluidos. El simulador encuentra una inconsistencia en sus datos cuando identifica que dichos puntos cricondentérmicos y cricondenbáricos no existen dentro de la tendencia de la línea de envolvente de fases. Con respecto a lo anterior, se proponen tres posibles soluciones:

- Variar el peso molecular de la fracción plus ya que el peso experimental que se tiene es de 1010 g/gmol, valor que no parece ser representativo pues el peso molecular del C₃₆ lineal según la base de datos de WinProp es de 475 g/gmol aproximadamente.
- Encontrar una correlación externa que permita la generación de dichos puntos vitales para la construcción de la envolvente de fases.

- Como última alternativa se presenta la opción de trabajar con C_{20+} cuya representatividad del fluido es completamente válida.

Existe una metodología planteada por Gaston F. (2006)²⁶ para la caracterización de la fracción pesada de un crudo específico, en la cual se realizan diferentes variaciones a las correlaciones ya existentes manejadas por WinProp y además se hacen tratamientos matemáticos con los pesos moleculares y otras propiedades. Este es un procedimiento extenso y complejo que se haría bastante difícil si se asume que dicha metodología debe aplicarse para cada componente del fluido.

Dada esta condición se propone trabajar con la fracción plus C_{20+} , debido a su representatividad, la cual será extendida hasta C_{40} al momento de hacer el fraccionamiento o splitting a través de WinProp; gracias a que ésta fracción no se encuentra en el rango crítico de las correlaciones (mayor a 20 carbonos), logra realizar adecuadamente los cálculos de todos los puntos de la envolvente de fases. De esta forma ya es posible continuar con el estudio cargando las 10 pruebas disponibles para el desarrollo del modelo.

2.2. ANÁLISIS DE PRUEBAS PRESIÓN-VOLUMEN-TEMPERATURA

Como se mencionó anteriormente, se cuenta con diez pruebas PVT para el análisis, las cuales son necesarias cargar en WinProp para luego plantear un ajuste, de esta forma generar el modelo de fluidos acorde a las pruebas experimentales modeladas. Una descripción de la manera en que fueron cargadas dichas pruebas se presenta a continuación.

²⁶ Gastón F. Caracterización de la fracción C_{7+} para el ajuste de la EDE Peng-Robinson,

2.2.1. Presión de Saturación

Aunque la presión de saturación no es una prueba sino un cálculo que se establece en WinProp; para realizarlo se usan las técnicas de cálculo planteadas por Nghiem et al. (1985)²⁷. El simulador requiere de ciertos datos para poder realizar estos cálculos, para ello se hizo necesario recopilarlos de las pruebas PVT con las que se cuentan: presión de saturación experimental, temperatura de yacimiento, viscosidad y densidad a presión de saturación. Y de esta forma lograr generar el punto de presión al cual el fluido va a formar su primera burbuja de gas y a partir de este punto, al disminuir la presión se generará una formación de burbujas de gas que afectaran directamente el comportamiento y las propiedades del fluido.

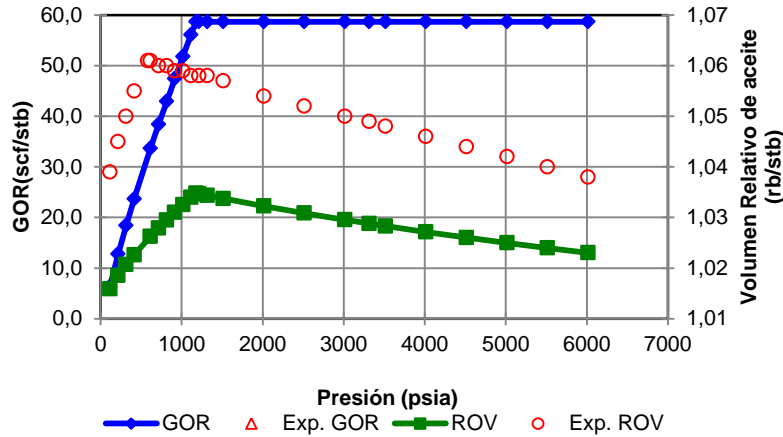
2.2.2. Liberación diferencial

Esta prueba también llamada liberación flash generalmente se realiza en fluidos de aceite negro para simular las condiciones encontradas en el yacimiento. Para este análisis se cuenta con una prueba de liberación diferencial a tres condiciones diferentes (15, 30 y 45 psig), las cuales presentan la siguiente información: presión, densidad del aceite (en estas unidades específicas, g/cm³), R_s , B_o y B_g . Estos datos se cargan en WinProp, donde internamente se realizan cálculos de GOR y B_g para presiones mayores a la presión de saturación. Generando una grafica comparativa entre los datos experimentales y los calculados por WinProp como se muestra en la Figura 13 y Figura 14.

El fluido representado inicialmente en WinProp (Figura 13) con cálculos generados internamente en el simulador muestra un crudo con un Volumen Relativo menor al encontrado por datos experimentales. Este fluido representado sólo logra un pico máximo de 1.03 RB/STB, mientras que la prueba reporta un 1.06 RB/STB, lo que se encuentra con un error del 2.86 %.

²⁷ Long X. Nghiem, Yau-Kun Li, Robert A. Heidemann, Application of the tangent plane criterion to saturation pressure and temperature computations, CMG, Alberta, Agosto 2001

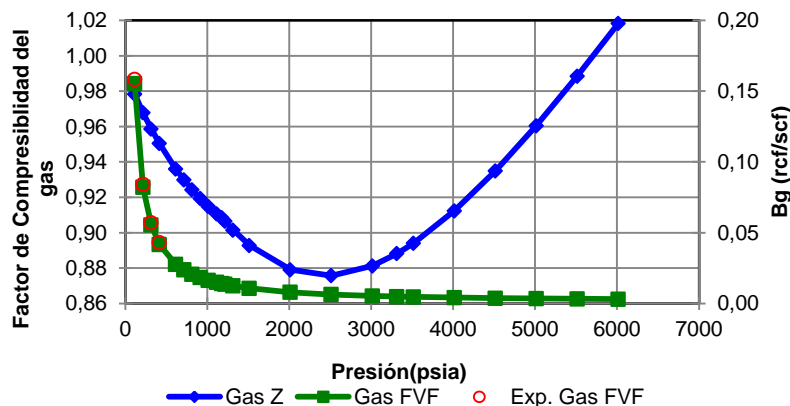
Figura 13. GOR y Volumen Relativo del aceite vs Presión en Prueba liberación diferencial a 15 psig y 184 °F como condiciones de inicio.



Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp.

Teniendo en cuentas las gráficas (Figura 13 y Figura 14) algunos datos presentan un acoplamiento directo (factor volumétrico de formación del gas) sin necesidad de realizar métodos de ajuste de los datos con los cálculos de WinProp.

Figura 14. Factor de compresibilidad del gas y factor volumétrico de formación vs Presión en Prueba liberación diferencial a 15 psig y 184 °F como condiciones de inicio.



Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp.

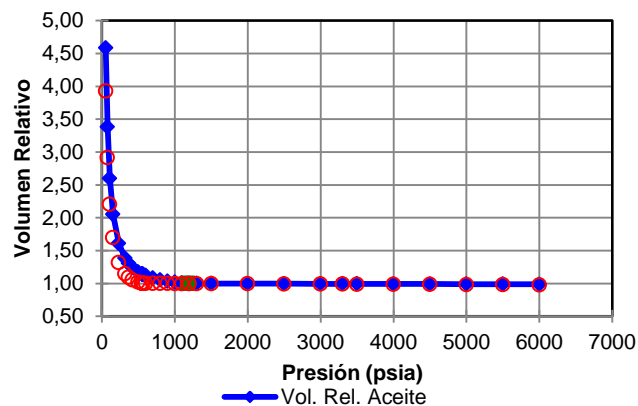
Sin embargo, se observa que los datos experimentales como volúmenes relativos del aceite y las gravedades específicas del aceite no se ajustan al modelo representado por WinProp, por ello es necesario aplicar un método de ajuste para

que el modelo de fluidos represente de la manera más cercana el comportamiento real de éste, lo que se explicará a profundidad en el siguiente capítulo.

2.2.3. Expansión a composición constante

En esta prueba, la presión se ajusta a un valor igual o mayor que la presión inicial del yacimiento y la temperatura se ajusta a la temperatura del yacimiento. Para el análisis se cuenta con dos pruebas de expansión a composición constante (184 y 300°F), las cuales presentan la siguiente información: presión (psig), volumen relativo, densidad del aceite, compresibilidad instantánea del aceite (psi^{-1}) y función Y. Estos datos se cargan en WinProp, donde internamente se realizan cálculos de compresibilidad y densidad del aceite para presiones menores a la presión de saturación.

Figura 15. Volumen Relativo del aceite vs Presión en prueba de expansión a composición constante 184 °F.



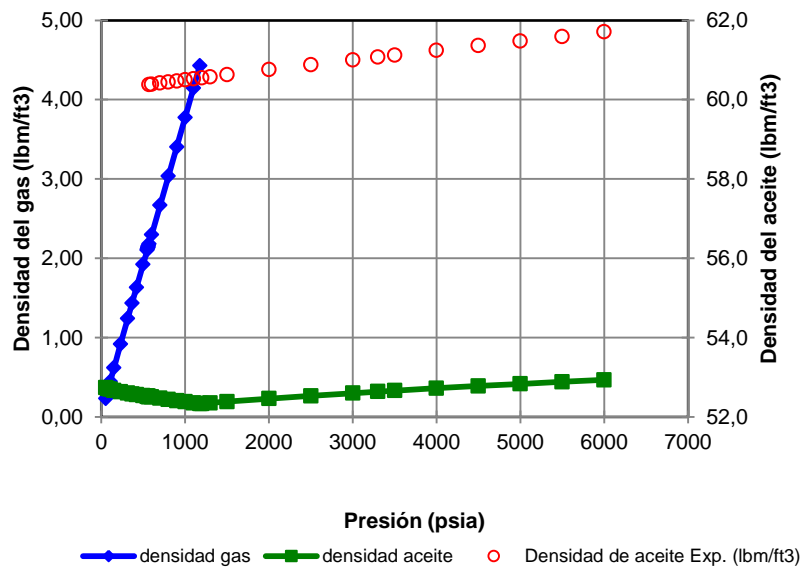
Tomada de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Generando una gráfica comparativa entre los datos experimentales y los calculados por WinProp como se observa en la Figura 15 y Figura 16, se observa que los datos no se ajustan al modelo experimental, por ello es necesario aplicar un método de ajuste para que el modelo de fluidos represente de la manera más

cercana el comportamiento real de éste, lo que se explicará a profundidad en el capítulo tres..

En la Figura 15 se observa el volumen relativo del aceite vs la presión a temperatura de yacimiento (184°F), generando el cálculo de la presión de saturación en 1250 psia; sin embargo, el punto de saturación experimental es 582.7 psia, que dista considerablemente del valor calculado, ya que el fluido representado en el simulador tiene una densidad del aceite bastante alto, lo cual indica un crudo pesado que requiere de altas presiones para lograr generar la primera burbuja de gas.

Figura 16. Densidad del gas y del aceite vs Presión en Prueba de expansión a composición constante a 184 °F



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Sin embargo, la Figura 16 muestra que los datos experimentales como la densidad del gas y densidad del aceite no corresponden al comportamiento que el fluido ha representado en otras gráficas y tendencias arrojadas por WinProp. Por ello es

necesario aplicar un método de ajuste para que el modelo represente de la manera más cercana el comportamiento real, lo cual será la base del próximo capítulo.

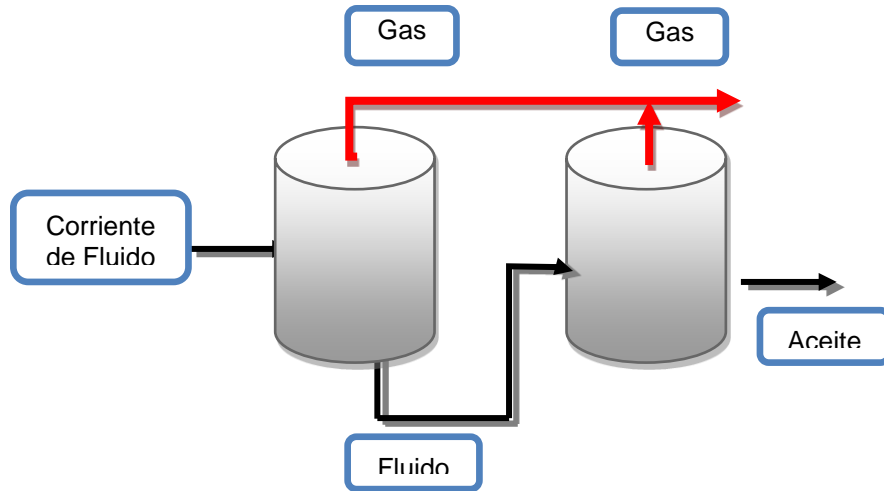
2.2.4. Prueba de separadores

La prueba de separadores permite un estudio del esquema óptimo de separación en superficie donde el fluido del yacimiento se envía a un separador de una o varias etapas, donde han sido seleccionados presión y temperatura para optimizar la producción de líquido. La última etapa de la separación corresponde al tanque de almacenamiento o “stock tank”.

La implementación de separadores opcionales proporciona una gran flexibilidad en la estrategia de modelado de separación cuando este proceso no se ajusta al esquema convencional. Éste se encuentra a menudo con líquidos en suspensión en el gas. Cada separador tiene la limitación de una sola entrada y dos salidas necesarias que corresponden a las corrientes de vapor y líquido, las cuales se necesitan definir para cargar los datos a WinProp.

Para cargar los datos de esta prueba se propuso el esquema de separación mostrado en la Figura 17, donde de las corrientes que salen del primer separador (gas y aceite), sólo una entra nuevamente al stock tank, donde se realiza la separación en dos corrientes finales. Se contó con tres pruebas de separadores donde se varía la presión de la primera etapa (15, 30 y 35 psig) y la temperatura permanece constante. La etapa final o etapa de almacenamiento se mantiene a condiciones estándar. De esta manera se cargaron los datos suministrados por cada una de las pruebas a WinProp, generando diferentes escenarios de separación.

Figura 17. Esquema de separadores utilizado



Cada prueba cuenta con un análisis composicional de la corriente de gas, presión y temperatura de operación, GOR, B_o , gravedad específica del gas, densidad y API del aceite. Se seleccionaron ciertas condiciones operacionales para generar volúmenes de reporte para cada prueba de separadores.

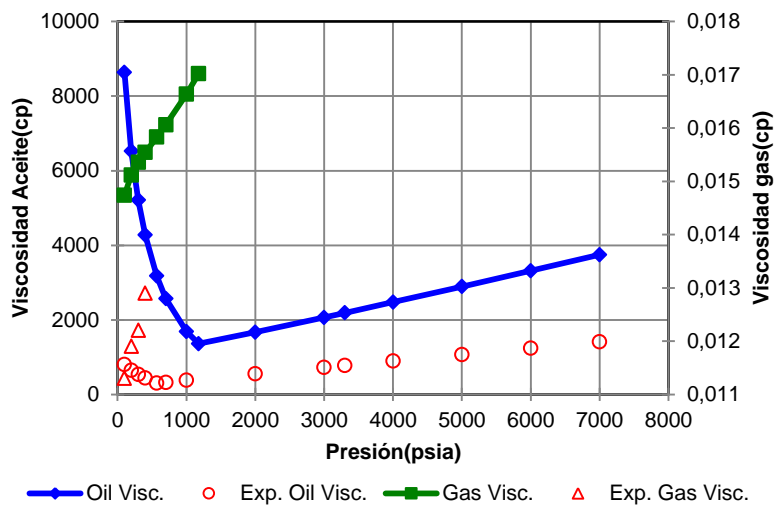
2.2.5. Prueba de Viscosidad

La medición de la viscosidad a diferentes presiones es posible a través de las pruebas de liberación diferencial o expansión a composición constante. Se conto con una sola prueba de Viscosidad a 184°F, que se cargo en una prueba CCE, donde sólo se suministran datos de presión y viscosidad todos a una misma temperatura y partiendo de la presión de saturación, estos datos se presenta en la Figura 18.

En la Figura 18 se observa que el fluido generado por el simulador cuenta con una alta viscosidad del gas a temperatura de yacimiento lo cual no ocurre con el fluido original. Igualmente ocurre con la viscosidad del aceite siendo a 14.7 psia

aproximadamente 8700 cP. para el calculado y de 798 cP para el original. Esto infiere que el fluido simulado requiere un ajuste en cuanto a viscosidad para lograr ajustarlo al rango real del fluido que oscila entre 700 a 1400 cP para el aceite y 0.0113 a 0.0129 cP para el gas.

Figura 18. Prueba de Viscosidad a 184°F



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Luego de realizar este análisis prueba por prueba queda claro que se requiere realizar un ajuste de los datos calculados por el simulador para lograr representar de la manera más real posible el comportamiento del fluido estudiado, existen varias opciones para este ajuste que se expondrán en el siguiente capítulo.

3. AJUSTE DE COMPORTAMIENTO PVT DEL FLUIDO

Los resultados arrojados por WinProp después de introducir tanto pruebas de laboratorio como composición, muestran que las tendencias calculadas mediante esta herramienta difieren de los datos experimentales ingresados. Es indispensable que se reduzca al máximo la diferencia entre el comportamiento experimental y calculado del fluido, por tanto, se expone el procedimiento de ajuste que se utilizó y los objetivos alcanzados mediante dicho proceso.

Algunos autores²⁸, afirman que caracterizar un aceite negro o un crudo pesado, se hace más fácil en cuestión de simulación, si su composición se somete a algún esquema de división y posterior agrupamiento (splitting-lumping); esto minimiza el tiempo de cómputo además de facilitar la representación de las múltiples reacciones que se dan en un proceso como Combustión In Situ, sin que el posterior grupo de reacciones deje de ser representativas del proceso.

3.1. FRACCIONAMIENTO O “SPLITTING”

Las fracciones plus de hidrocarburos constituyen una parte importante de dichos fluidos de origen natural, causando graves problemas a la hora de predecir las propiedades termodinámicas y el comportamiento volumétrico de estos mediante ecuaciones de estado. Los inconvenientes surgen debido a la dificultad de caracterizar adecuadamente las fracciones pesadas en términos de sus propiedades críticas y factor acéntrico.

Diferentes autores muestran distintos efectos de la caracterización de la fracción pesada en la predicción del comportamiento PVT a través de las ecuaciones de estado. Estas fracciones no definidas, más comúnmente conocidas como

²⁸ Ahmed, Tarek H. Equation of State and PV T analysis: application for improvement reservoir modeling. Houston, Texas, 2007. P.98.

fracciones "C_n+", contienen un número indefinido de componentes con un número de carbonos superior a n-1. El peso molecular y la gravedad específica de la fracción C₇₊ pueden ser los únicos datos medidos conocidos²⁹. Para el caso de estudio, la fracción plus con la que se trabajó fue C₂₀₊, con un peso molecular superior al C₂₀ en un 150%

La ausencia de un análisis cromatográfico detallado de la fracción plus en una mezcla de hidrocarburos, puede resultar en predicciones erróneas, ya que el heptano plus podría tomarse directamente como un único componente en los cálculos de comportamiento de fases. Algunos autores³⁰ han señalado que estos errores se pueden reducir sustancialmente "rompiendo" la fracción plus en un número manejable de fracciones (pseudo-componentes) para los posteriores cálculos de la ecuación de estado. El problema, entonces, es cómo dividir adecuadamente la fracción C_n+ en una serie de pseudo-componentes, cada uno con su respectiva fracción molar, peso molecular, y gravedad específica.

3.1.1. Esquemas de Fraccionamiento

Estos esquemas corresponden a los procedimientos de división de las fracciones plus de heptano en grupos de hidrocarburos con un número de carbonos simples (C₇, C₈, C₉, etc.), descritos por las mismas propiedades físicas que se utilizan para los componentes puros.

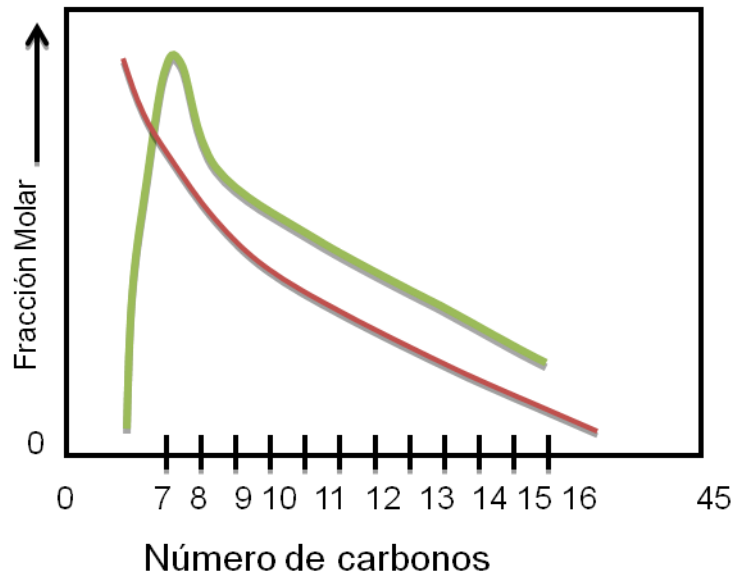
Se han propuesto diferentes esquemas para extender el comportamiento de la distribución molar de C₇₊ en función del peso molecular o el número de átomos de carbono. En general, los esquemas se basan en la observación que los sistemas más ligeros, como los condensados, en la mayoría de los casos presentan una distribución molar exponencial, mientras que los sistemas de pesado a menudo

²⁹ Ahmed, Tarek H. Equation of State and PV T analysis: application for improvement reservoir modeling. Houston, Texas, 2007. P.98.

³⁰ Qivind Fevang, Kameshwar Singh, Curtis H. Withson. Guidelines for choosing compositional and black oil models for volátil oil and gas condensate reservoirs. TEXAS, 2000. SPE 63087

muestran distribuciones sesgadas a la izquierda. Este comportamiento se muestra esquemáticamente en la Figura 19³¹.

Figura 19. Distribuciones molares de condensados y pesados



Tomado de: Ahmed, Tarek H. Equation of State and PV T analysis: application for improvement reservoir modeling. Houston, Texas, 2007. P.98

Se deben tener en cuenta tres condiciones necesarias para satisfacer la aplicación de cualquiera de los modelos de la división:

La suma de las fracciones molares de los componentes individuales es igual a la fracción molar de C₇₊.

$$\sum_{n=7}^{n+} z_n = z_{7+} \tag{12}$$

Donde z, es la fracción molar y n el número máximo de carbonos.

³¹ Ibid, P.100

La suma de los productos de la fracción molar y el peso molecular de los pseudo-componentes individuales es igual al producto de la fracción molar y el peso molecular de C7+.

$$\sum_{n=7}^{n+} [z_n M_n] = z_{7+} M_n \quad (13)$$

Donde M, es el peso molecular de cada fracción, Z, la fracción molar y n el número máximo de carbonos.

La suma de los productos de la fracción molar y el peso molecular dividido entre el peso específico de cada componente individual es igual a la de C7+.

$$\sum_{n=7}^{n+} \left[\frac{z_n M_n}{\gamma_n} \right] = \left[\frac{z_{7+} M_{7+}}{\gamma_{7+}} \right] \quad (14)$$

Donde M, es el peso molecular de cada fracción, Z, la fracción molar, γ , el peso específico de cada componente y n el número máximo de carbonos. Se han propuesto varios esquemas de división. A continuación se discuten los sistemas para predecir la distribución de la composición de la fracción más pesada del fluido.³²

El fluido utilizado contaba inicialmente con 50 componentes entre ellos una fracción pesada C₃₆₊; sin embargo, la construcción del proyecto actual tiene de base una composición sólo hasta C₂₀₊, hecho causado por razones válidas ya sustentadas en capítulos previos.

La nueva distribución composicional tomada debe ser representativa de la composición original, así pues, teniendo inicialmente una fracción molar de C₃₆₊ casi del 25 %, se busca implementar un esquema de división que permita crear la mayor cantidad de pseudo-componentes a partir del C₂₀₊ (cuyo porcentaje molar

³² Ibid, p.107

corresponde al 50%), con el fin de distribuir dicho porcentaje en el número generado de pseudo-componentes.

El splitting máximo alcanzado, extendió la fracción plus C20+ en 20 pseudo-componentes, dejando una composición final de 60 elementos con una nueva fracción pesada C46+ de porcentaje molar igual a 20.85%. Para divisiones mayores a ésta, la presión de saturación no lograba ser calculada mediante WinProp.

Puede concluirse que el esquema de división o splitting usado en el desarrollo de modelos de fluidos para este proyecto, será hasta C46+, observando un ajuste parcial de algunas propiedades sin haber implementado algún tipo de regresión durante el proceso

Tabla 6. Esquemas de división.

Esquema	Descripción	Correlación matemática
Katz	Correlación gráfica (semilog) %molar de cada componente de C7+ vs #carbono en la fracción	$Z_n = 1.38205Z_{7+}e^{-0.25903n}$
Lohrenz	División en pseudo-componentes desde 7 hasta 40 carbonos	$Z_n = Z_6 e^{A(n-6)^2 + B(n-6)}$
Pedersen	Relación exponencial fracción molar de un componente/número de carbono correspondiente.	$z_n = e^{(n-A)/B}$
Ahmed	Cálculo de la fracción molar de Z_n , en un número progresivamente mayor de átomos de carbono	$z_n = z_{n+} \left[\frac{M_{(n+1)+} - M_{n+}}{M_{(n+1)+} - M_n} \right]$
Whitson	La función gamma de tres parámetros de probabilidad se puede usar para describir la distribución molar de la fracción C7+	$P(M) = \frac{(M - \eta)^{\alpha-1} \exp \left\{ - \left[\frac{(M - \eta)}{\beta} \right] \right\}}{\beta^\alpha \Gamma(\alpha)}$ $\beta = \frac{M_{c7+} - \eta}{\alpha}$

Tomado de: Ahmed, Tarek H. Equation of State and PV T analysis: application for improvement reservoir modeling. Houston, Texas, 2007. P.98

3.2. AGRUPAMIENTO O “LUMPING”

Los cálculos de las EOS con frecuencia están agobiados por el gran número de componentes necesarios para describir la mezcla de hidrocarburos, cuyo fin es el modelamiento adecuado del comportamiento de fases. A menudo, el problema es cómo agrupar las diversas fracciones determinadas experimentalmente, cuando los únicos datos experimentales disponibles para la fracción pesada son el peso molecular y la gravedad específica.

Por lo general, con un número suficientemente grande de pseudo-componentes, se puede obtener una predicción satisfactoria del comportamiento PVT; sin embargo, el costo y el tiempo de cálculo pueden aumentar significativamente con el incremento de número de componentes en el sistema. Un pseudo-componente designa un conjunto de componentes puros agrupados y representados por un solo componente con un número de carbonos simples (SCN).

Esencialmente, existe un problema principal relacionado con el "reagrupamiento" de los componentes originales en un número menor, sin perder el poder de predicción de la ecuación de estado³³: ¿Cómo seleccionar los grupos de componentes puros a ser representado por uno de los pseudo-componentes?

Existen varias maneras de escoger el esquema de agrupamiento adecuado:

- Experiencia: con base a los esquemas implementados en el tiempo en diferentes estudios, los cuales generalmente tienen en cuenta sub clasificaciones como gases, livianos, medios, pesados y extra pesados cuyos parámetros propios como coeficientes de interacción, fracciones molares y masas, permiten su respectivo agrupamiento.

³³ Ibid, P.112-113

- Algunas técnicas publicadas se pueden utilizar para hacer frente a dichos problemas de agrupación, en particular, los siguientes métodos³⁴.
 - Lee et al. (1979).
 - Whitson (1980).
 - Mehra, Heidemann, y Aziz (1980).
 - Montel y Gouel (1984).
 - Schlijper (1984).
 - Behrens y Sandler (1986).
 - González, Colonomos y Rusinek (1986).

La descripción de los más importantes se observa en la Tabla 7

Tabla 7 Descripción de algunas técnicas para desarrollar lumping o agrupamiento.

Modelo	Descripción	Correlación matemática
Whitson	Reduce la distribución composicional de la fracción C7+ a sólo un escaso número de grupos de carbono múltiples (MCN).	$N_g = \text{Int}[1 + 3.3\text{Log}(n - n)]$
Behrens y Sandler	Los autores sugieren que la fracción de heptano-plus puede ser completamente descrita con tan sólo dos pseudo-componentes.	$\sum_{i=1}^{C_6} z_i + \int_A^B F(l)dl = 1.0$
Lee et al.	Usa la suma ponderada de las pendientes de las curvas donde se contraponen propiedades fisicoquímicas vs punto de ebullición del peso promedio de cada fracción como criterio de agrupación	N/A

Tomado de: Ahmed, Tarek H. Equation of State and PV T analysis: application for improvement reservoir modeling. Houston, Texas, 2007. P.98

- Según el esquema de reacción: se agrupan los componentes de acuerdo a la manera en que se dan las reacciones químicas producto de los fenómenos

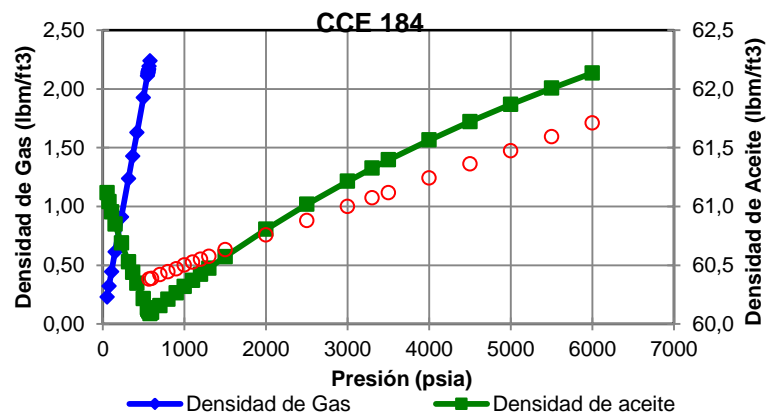
³⁴ Ibid, P.125

soportados por el fluido. Contar con un completo esquema de reacciones facilita la tarea de agrupar correctamente los componentes cuando se quiere obtener un nuevo grupo de elementos igualmente representativo pero esta información sólo se puede obtener a partir de pruebas RTO entre otras.

Con base en la revisión bibliográfica hecha y en otros trabajos de investigación, se realizó una sensibilización de lumping, la cual inicialmente arrojó catorce modelos con diferente esquema de agrupamiento cada uno. Partiendo de dos parámetros de selección se obtuvieron cinco esquemas probables, de los cuales finalmente se escogerá el que mejor ajuste de propiedades proporcione.

El primer parámetro de selección involucra los mejores ajustes en cuanto a GOR, R_s , GE, B_o , ρ se refiere. Más adelante se mostrará gráficamente los comportamientos y tendencias de los cinco modelos y se detallará el procedimiento para alcanzar el ajuste de cada uno. El segundo parámetro hace referencia al número de subgrupos o pseudo-componentes final de cada esquema. La combustión in situ solo necesita de tres grupos de componentes para que sus tres principales reacciones (oxidación, destilación y craqueo) se lleven a cabo.

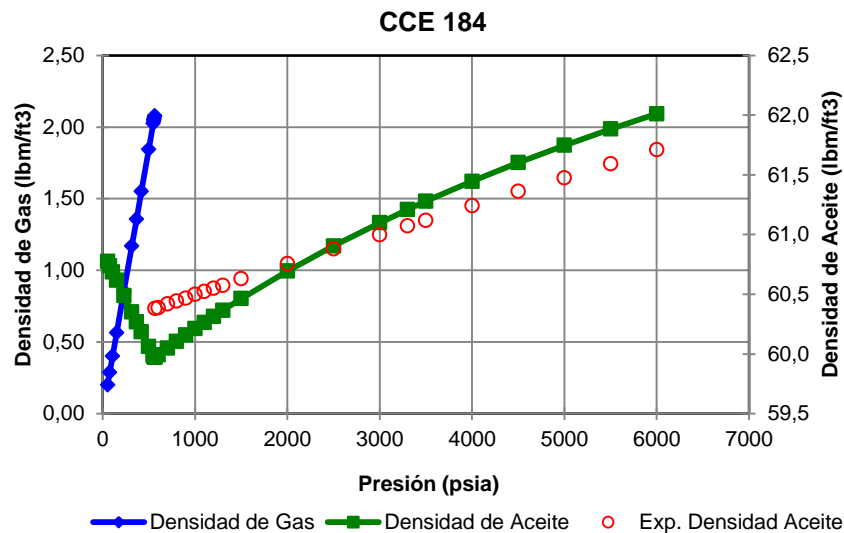
Figura 20. Densidades gas y aceite para esquema de 19 grupos



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

En las figuras 20 y 21 se muestran las densidades de gas y de aceite para un esquema de 19 y 5 grupos respectivamente. Puede notarse que cuando el número de grupos disminuye la tendencia de la línea verde (cálculo de WinProp) se hace más cercana a los puntos rojos (datos experimentales), para el caso del aceite.

Figura 21. Densidades gas y aceite para esquema de 5 grupos



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

3.3. AJUSTE DE LOS MODELOS DE FLUIDOS.

Después del respectivo análisis de los diferentes esquemas propuestos de agrupamiento, WinProp permite realizar una regresión numérica sobre algunas variables físicas de los pseudo-componentes para lograr realizar un ajuste que permita encontrar la mejor representatividad de los datos calculados con los encontrados experimentalmente.

3.3.1. Variables de regresión

WinProp cuenta con una extensa serie de variables a seleccionar para generar una regresión de parámetros los cuales toman valores dentro de un rango

determinado para lograr encontrar el mejor ajuste con respecto a los datos experimentales.

Se realizó un análisis previo en los diferentes modelos, estudiando que cambios generaba cada uno de los parámetros de regresión sobre el GOR, R_s , compresibilidades, gravedades específicas y densidad. Sin embargo, se encontró que algunos de ellos no generan ningún cambio si se trabajan solos, necesitan de otra variable para lograr algún ajuste, y son propios del fluido estudiado; por ejemplo la presión crítica, trabaja de la mano con la temperatura crítica y al realizar una regresión individualmente genera errores al momento de calcular la presión de saturación. En la Tabla 8 se observan con más detalle este análisis.

Tabla 8 Análisis de variables para regresión

	Variable	Resultados	Observaciones
set 1 (Yac)	Coeficientes de interacción binaria (CIB)	Error	Variable de cuidado, varía entre 0-1, variación desde 0.1 genera cambios en las demás propiedades
	Pc	Error	Siempre debe ir con Tc
	Tc	Error	Siempre debe ir con Pc
	W	Bg Y SGg	Depende del VolShift, genera cambios significativos
	VolShift	Co	Debe ir como mínimo con W
	Omega A	Bg Y SGg	Genera errores Psat y no es una variable de mucho valor en la regresión
	Omega B	Error	
set 2 (SC)	Coeficientes de interacción binaria	Nulo	Varía entre 0-1, variación desde 0.1 genera cambios en las demás propiedades pero en superficie no afecta el resto de propiedades
	Pc	GOR y ROV	
	Tc	GOR y ROV	
	VolShift	Nulo	Sujeta a la regresión del W en el 1 set, sirve para realizar regresión de la densidad del aceite
	Omega A	GOR y ROV	
	Omega B	GOR y ROV	

Como se observa en la Tabla 8 existen dos sets de ecuaciones con las cuales es posible trabajar, el primer set trabaja a condiciones de yacimiento siendo posible representar gran parte de las propiedades a altas temperaturas y altas presiones, el segundo set ayuda a representar una condición diferente, condiciones de superficie o estándar, con ella se logra mejorar ajustes en densidades y viscosidades más fácilmente.

3.3.2. Modelos a ajustar.

Como se presentó previamente se seleccionaron cinco modelos a los cuales se les realizó un ajuste de variables para lograr encontrar el mas representativo tanto para el fluido como para el proceso que se desea simular que es la combustión in situ. El procedimiento que se llevo a cabo con cada modelo para lograr el mejor ajuste fue:

1. Realizar una regresión del primer set de datos (P_c , T_c , W , $VolShift$, CIB).
2. Si no se observaba cambio significativo en las variables anteriores, se amplían los límites de regresión esperando que el rango en que varían estas propiedades sea mayor y abarque mejores opciones para la regresión.
3. Se activa el segundo set de datos con una sólo variable como parámetro de regresión ($VolShift$) esperando ella tenga incidencia en la densidad del aceite.

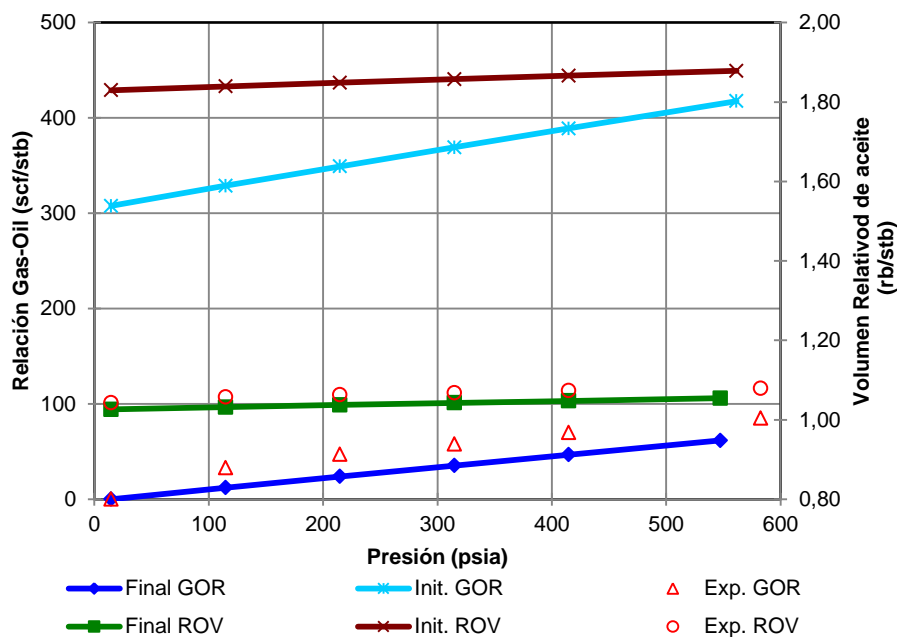
Dicho procedimiento se llevó a cabo con todo el juego de variables con que cuenta WinProp pero sólo se utilizaron las que generaron alguna variación en el modelo, permitiendo con ellas encontrar valores que ajustaran el modelo de fluidos. A continuación se presentarán los cinco modelos seleccionados y los resultados después de realizado el procedimiento propuesto de ajuste.

3.3.2.1. Modelo 1 (Modelo Guía Victor Lara)

El modelo 1 cuenta con tres grupos de pseudo-componentes (C₂-C₁₈, C₁₉-C₃₆, C₃₇-C₄₅) y cuatro componentes (CO₂, N₂, C₁ y C₄₆₊). Se realizó la regresión con el procedimiento ya mencionado a las variables (P_c, T_c, W, VolShift)³⁵.

- Liberación diferencial: De la regresión de la prueba de liberación diferencial se observó un completo ajuste de la relación gas-aceite y del Volumen relativo, diferenciando en la figura 22 los datos iniciales y finales calculados demostrando que si se logra una mejor representación de dichos parámetros.

Figura 22 GOR, Rs vs Presión



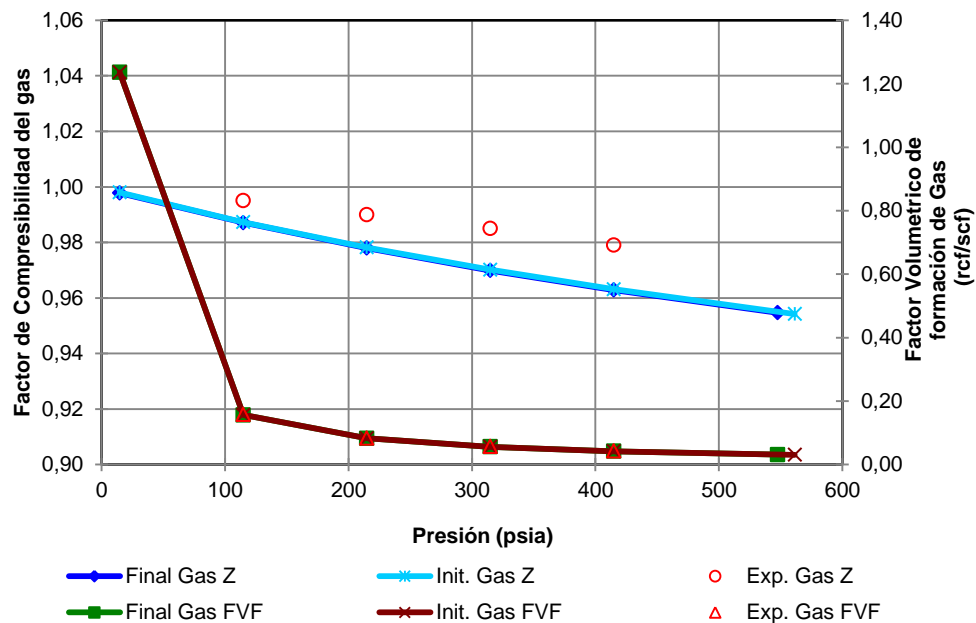
Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Como es posible observar en la Figura 23 existe un completo ajuste en el factor volumétrico del gas, parámetro bastante importante dado que representa el comportamiento del fluido a condiciones de yacimiento y superficie. Sin embargo,

³⁵ Tutorial 2009, WinProp, Ajustando la ecuación de estado (EOS) de Peng Robinson para cotejar un PVT de petróleo pesado, Victor Lara, 2011

el factor de compresibilidad del gas no muestra cambio alguno posterior a la regresión. Ambas propiedades no se ven alteradas al realizar la regresión a pesar de ello los cálculos realizados por WinProp para representarlos muestran la misma tendencia y se acercan a los datos experimentales en el caso del factor de compresibilidad del gas y se ajustan directamente como es el caso del factor volumétrico de formación del gas (B_g).

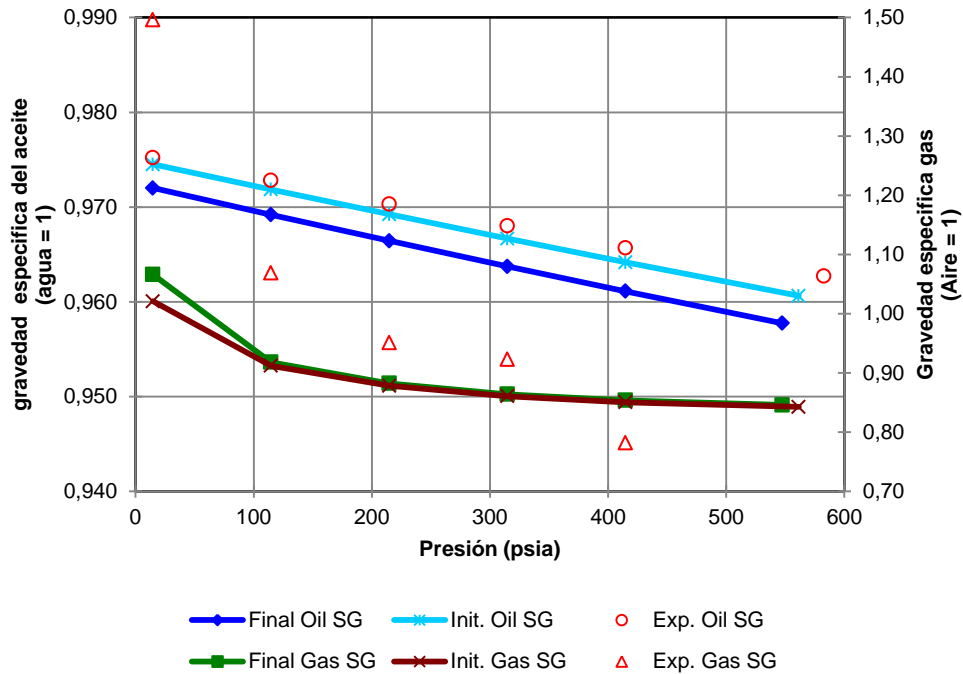
Figura 23 Factor de compresibilidad, B_g vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

En la Figura 24 se observa como la gravedad específica del aceite tiene un mejor ajuste con datos iniciales que con los generados posteriores a la regresión, al igual que la gravedad específica del gas muestra un ligero desajuste; pese a esto, las variaciones no superan el 1.5% del error, por ello permiten afirmar que son validas como ajustes teniendo en cuenta el porcentaje de error que se ya se observo en el GOR, R_s , y B_g que es cercano al 0.05%.

Figura 24 Gravedad específica del gas y aceite vs Presión

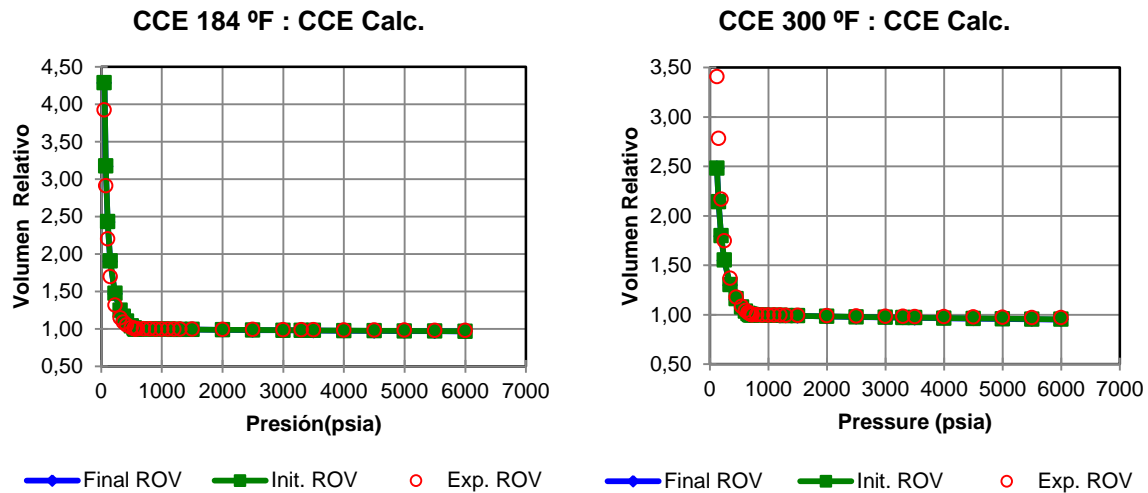


Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

- Expansión a composición constante (184°F y 300°F): De las dos pruebas de Expansión a composición contante (C.C.E.) se observó la misma tendencia y ajustaron los mismos parámetros lo que genera una confirmación de mantener una tendencia normal de las propiedades propias del fluido a ser sometido a cambios de presión manteniendo la temperatura constante.

El volumen relativo ajusta por completo para las dos pruebas, no siendo necesaria ninguna modificación al momento de realizar la regresión como se observa en la Figura 25.

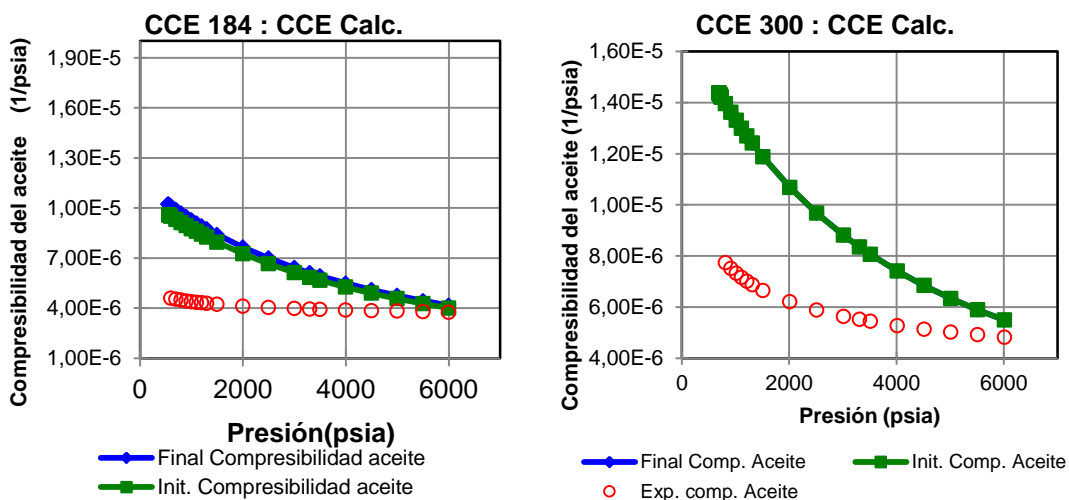
Figura 25 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Volumen relativo vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Es posible observar en la figura 26 el mejor ajuste posible de la compresibilidad del aceite para las dos pruebas. A pesar de no encontrar un valor suficientemente cercano, el error entre ellos es 0.9% y dada la magnitud del parámetro, se observan dos tendencias bastantes alejadas lo que en realidad, analizada a partir del error es un porcentaje mucho menor y cuenta como un ajuste aceptable.³⁶

Figura 26 Comparación de C.C.E a 184°F y 300° de Compresibilidad del aceite vs Presión

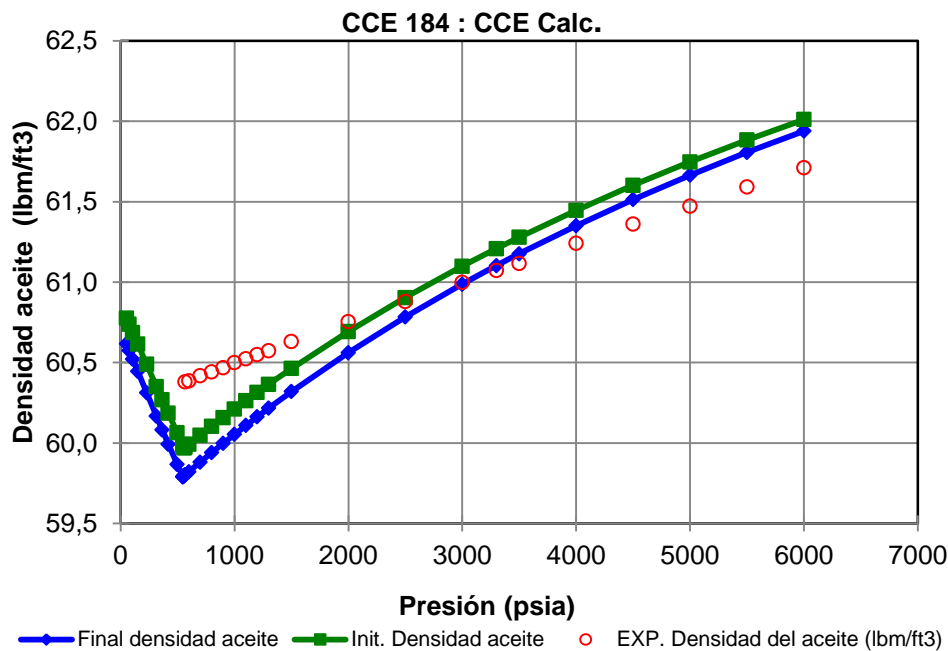


Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

³⁶ Manual WinProp, 2009

En la Figura 27 se logra observar los resultados del ajuste inicial y final que se lograron encontrar para la densidad, posteriores a la regresión planteada. No obstante, esta regresión genero un pequeño desajuste, aunque mantiene la tendencia de la densidad, se observa un error entre los datos experimentales y los calculados al final de la regresión del 1.2%. Esto permite afirmar que es posible tomar estos datos como ajustados si al modificar el modelo se encuentran ajustes completos para otra serie de parámetros tales como GOR, RS y Bg teniendo en cuenta que la densidad tenga un error menor al 5% y mantenga la tendencia mostrada.

Figura 27 Densidad vs Presión para la C.C.E de 184°F



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

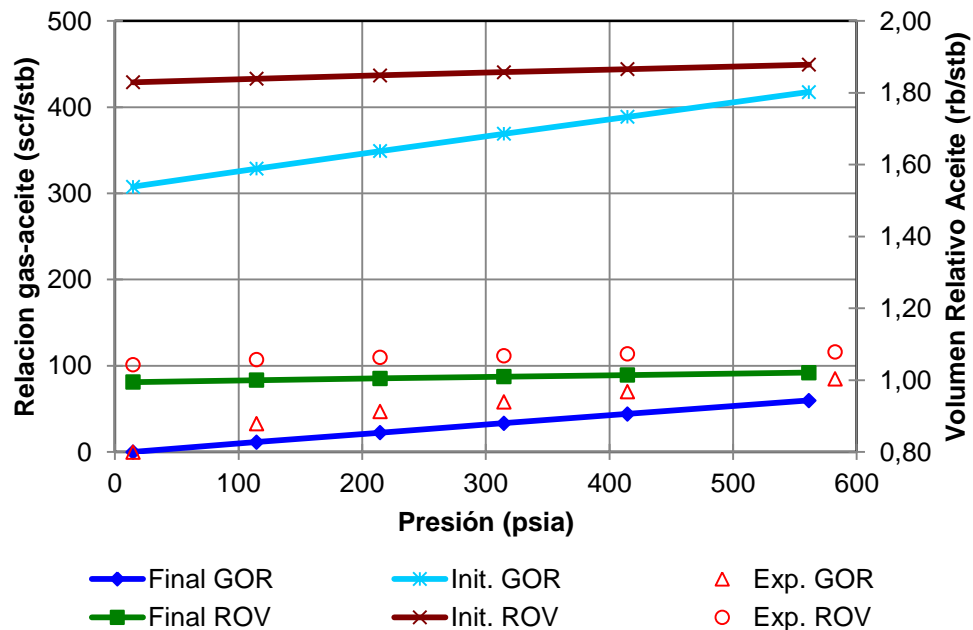
3.3.2.2. Modelo 2 (Modelo Victor Lara, modificado)

El modelo dos cuenta con tres grupos de pseudo-componentes (C_2-C_{18} , $C_{19}-C_{36}$, $C_{37}-C_{45}$) y cuatro componentes (CO_2 , N_2 , C_1 y C_{46+}). Se realizó la regresión con el

procedimiento ya mencionado a las variables (P_c , T_c , W , $VolShift$ en el primer set y Ω A, B y $VolShift$ en el segundo set.)³⁷.

- Liberación diferencial: De la regresión de la prueba de liberación diferencial se observó un completo ajuste de la relación gas-aceite y del Volumen relativo, diferenciando en la Figura 28 los datos iniciales y finales calculados demostrando que si se logra una mejor representación de dichos parámetros.

Figura 28 GOR y R_s vs Presión



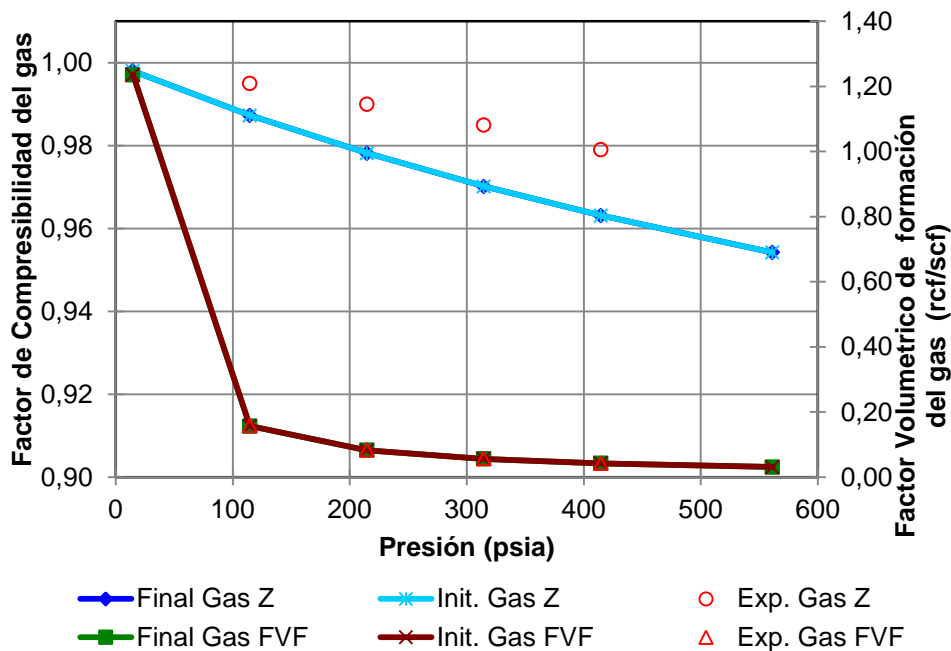
Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Como es posible observar en la Figura 29, existe un completo ajuste en el factor volumétrico del gas, parámetro bastante importante dado que representa el comportamiento del fluido a condiciones de yacimiento y superficie. A pesar de ello el factor de compresibilidad del gas no muestra ningún cambio al aplicar la

³⁷ Tutorial 2009, WinProp, Ajustando la ecuación de estado (EOS) de Peng Robinson para cotejar un PVT de petróleo pesado, Victor Lara, 2011

regresión. Ambos parámetros no se alteran al realizar la regresión; a pesar de ello, los cálculos realizados por WinProp para representarlos muestran la misma tendencia y se acercan a los datos experimentales.

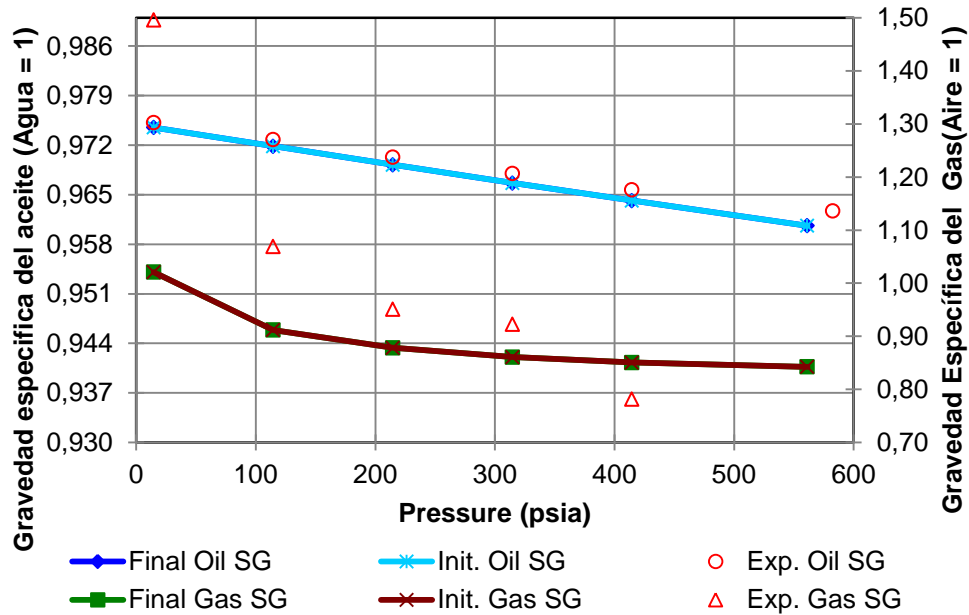
Figura 29 Factor de compresibilidad, Bg vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

En la Figura 30 se observa como la gravedad específica del aceite y del gas no tienen modificaciones al realizar la regresión, pero a pesar de ello la gravedad específica del aceite muestra un ajuste automático sin verse alterado por la regresión. La gravedad específica del gas no logra ser modificada; sin embargo, es el mejor ajuste encontrado para este modelo que si se observa el archivo de salida, tiene un error menor al 5 %, lo cual con anterioridad se ha reiterado es un error permitido para validar un modelo como éste, por ello se considera que este es un buen ajuste.

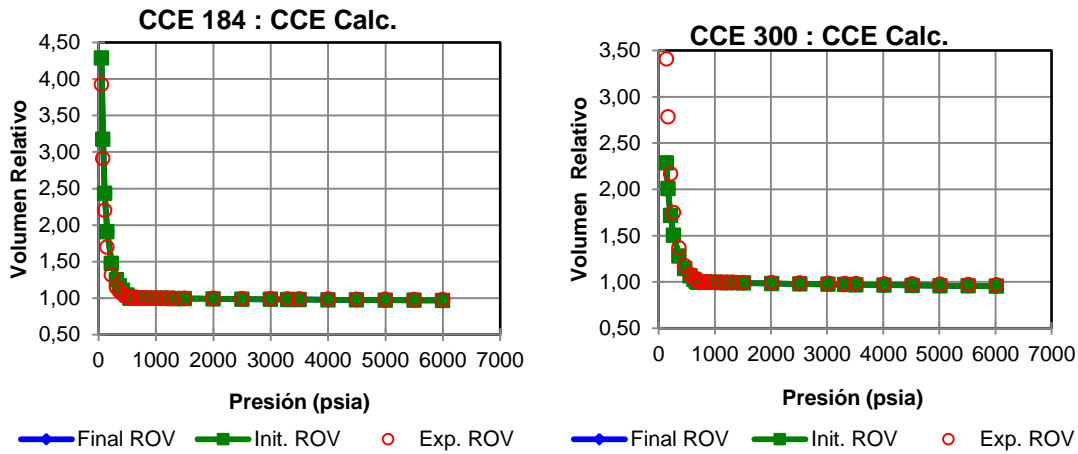
Figura 30 Gravedad específica del gas y aceite vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

- Expansión a composición constante (184°F y 300°F): De las dos pruebas de Expansión a composición contante (C.C.E.) se observó la misma tendencia y ajustaron los mismos parámetros lo que genera una confirmación de mantener una tendencia normal de las propiedades propias del fluido a ser sometido a cambios de presión manteniendo la temperatura constante. El volumen relativo ajusta por completo para las dos pruebas, no siendo necesaria ninguna modificación al momento de realizar la regresión como se observa en la Figura 31.

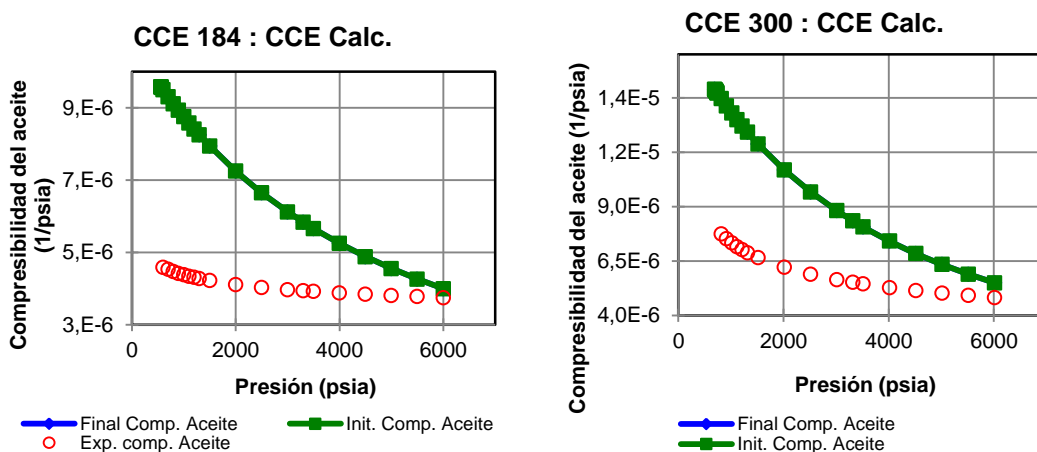
Figura 31 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Volumen relativo vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Es posible observar en la Figura 32 que a pesar de aplicada la regresión, no se observa ninguna modificación en la compresibilidad del aceite para las dos pruebas C.C.E. Sin embargo, se destacan dos tendencias bastante similares a la experimental que siendo analizada a partir del error es un porcentaje menor y cuenta como un ajuste aceptable según la literatura³⁸.

Figura 32 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Compresibilidad del aceite vs Presión

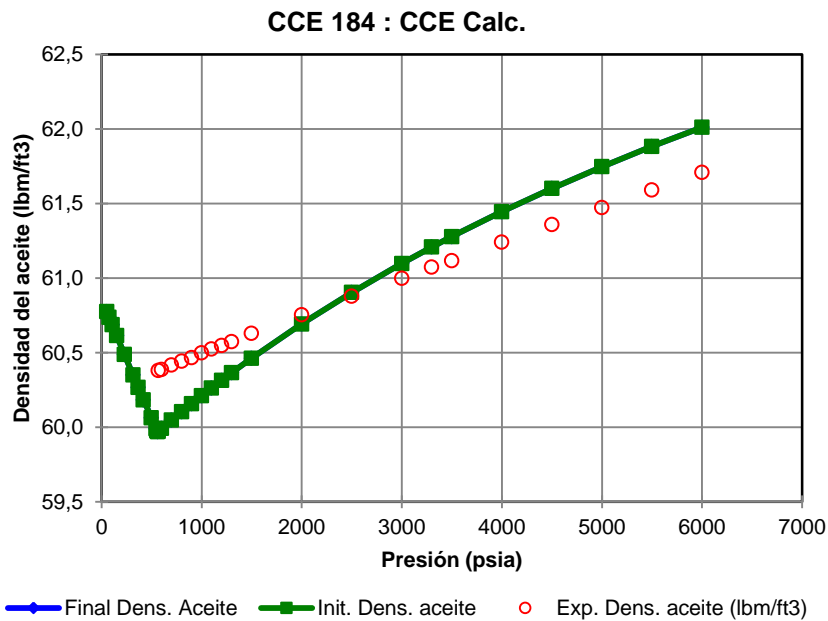


Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

³⁸ Tutorial 2009, WinProp, Ajustando la ecuación de estado(EOS) de Peng Robinson para cotejar un PVT de petróleo pesado, Víctor Lara, 2011

En la Figura 33 se logra observar que no hay variación entre los resultados del ajuste inicial y final. No obstante, esta regresión mantiene la tendencia de la densidad, se observa un error entre los datos experimentales y los calculados al final de la regresión del 1.07%. Esto permite afirmar que es posible tomar estos datos como ajustados si al modificar el modelo se encuentran ajustes completos para otra serie de parámetros tales como GOR, RS y Bg teniendo en cuenta que la densidad tenga un error menor al 5% y mantenga la tendencia mostrada.

Figura 33 Densidad del aceite a 184°F vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

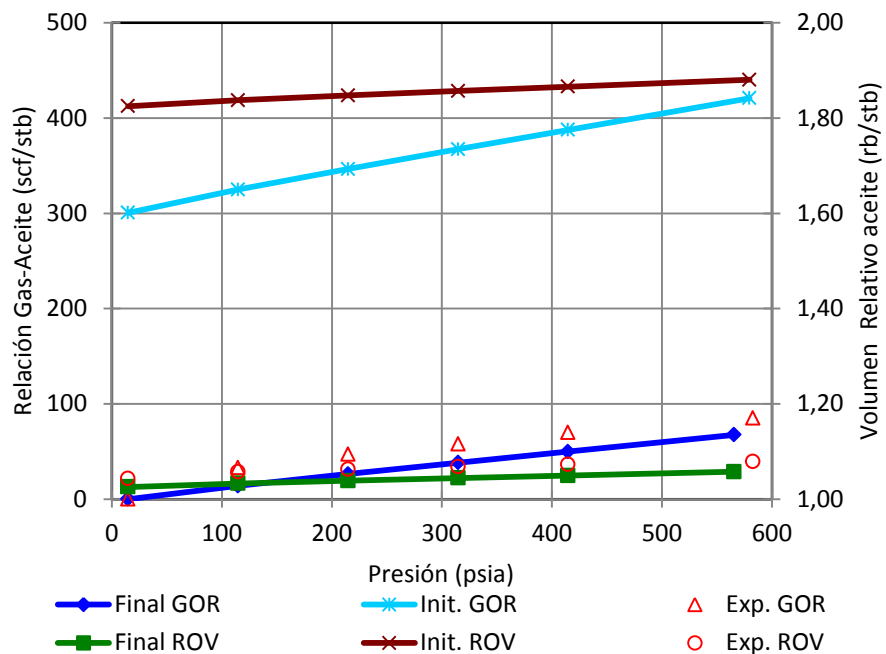
3.3.2.3. Modelo 3 (Modelo Dubert)

El modelo 3 cuenta con tres grupos de pseudo-componentes (C4-C18, C19-C36, C37-C45,) y cuatro componentes (CO₂, N₂, C₁, C₃ y C₄₆₊). Se realizó la regresión con el procedimiento ya mencionado a las variables (Pc, Tc, W, VolShift)³⁹.

³⁹ D. Gutiérrez, Simulation Study for Designing an In-Situ Combustion Pilot in the Orinoco Belt of Venezuela: From Laboratory Studies to the Field Scale, SPE 13749.

- Liberación diferencial: De esta prueba se observó un completo ajuste de la relación gas-aceite y del Volumen relativo, viendo un cambio significativo entre los datos iniciales y finales calculados, logrando una mejor representación de dichos parámetros, tal como se observa en la Figura 34.

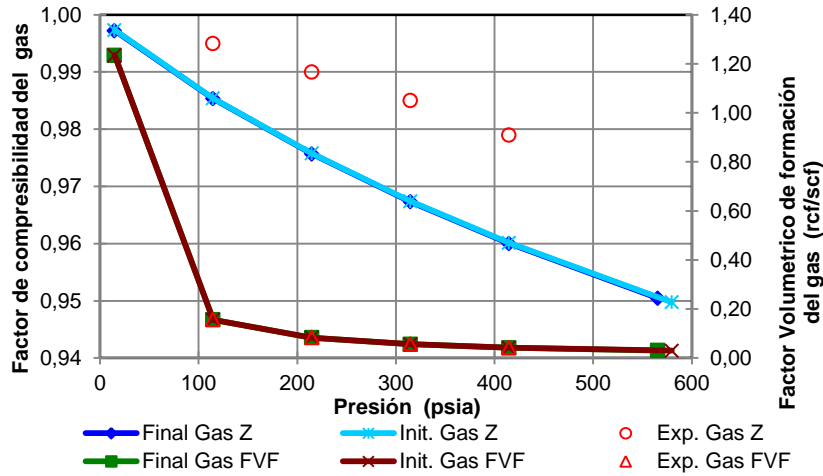
Figura 34 GOR y Rs vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WINPROP.

Es posible observar en la Figura 35 un completo ajuste del factor volumétrico del gas. A pesar de ello el factor de compresibilidad del gas no muestra ningún cambio al aplicar la regresión. Ambos parámetros no se alteran al realizar la regresión a pesar de ello los cálculos realizados por WinProp para representarlos muestran la misma tendencia y se acercan a los datos experimentales.

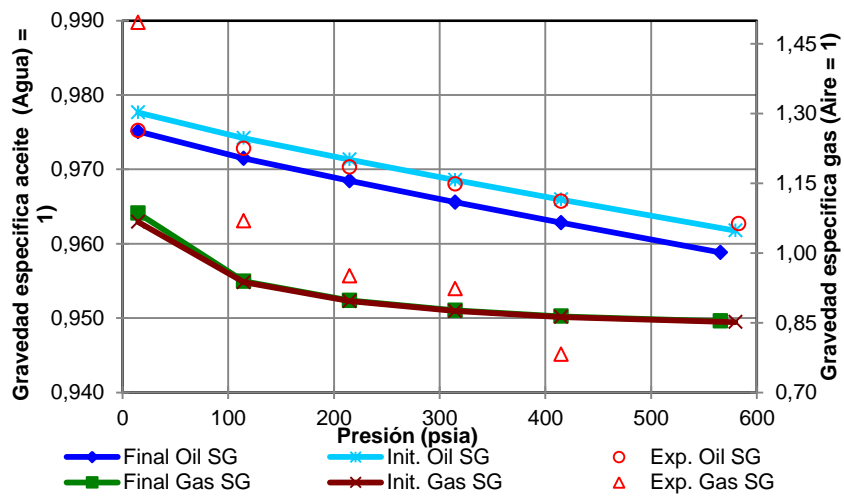
Figura 35 Factor de compresibilidad, Bg vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Como se observa en la Figura 36, la gravedad específica del aceite presenta un mínimo ajuste con respecto a los datos iniciales generando un error con los datos experimentales del 0.104% lo que es un valor aceptado. La gravedad específica del gas no logra ser modificada; a pesar de ello, es el mejor ajuste encontrado.

Figura 36 Gravedad específica del gas y aceite vs Presión

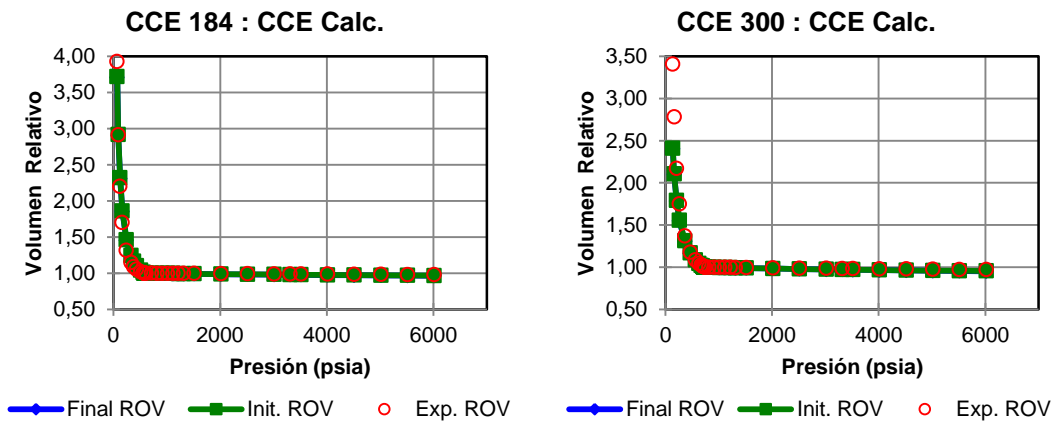


Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WINPROP.

- Expansión a composición constante (184°F y 300°F): en el análisis de las dos pruebas de Expansión a composición contante (C.C.E.) se observó la misma tendencia y ajustaron los mismos parámetros al igual que en los demás modelos lo que permite mantener la representación de las propiedades del fluido al ser sometido a cambios de presión manteniendo la temperatura constante.

En la Figura 37 se observa que el volumen relativo ajusta por completo para las dos pruebas, no siendo necesaria ninguna modificación al momento de realizar la regresión.

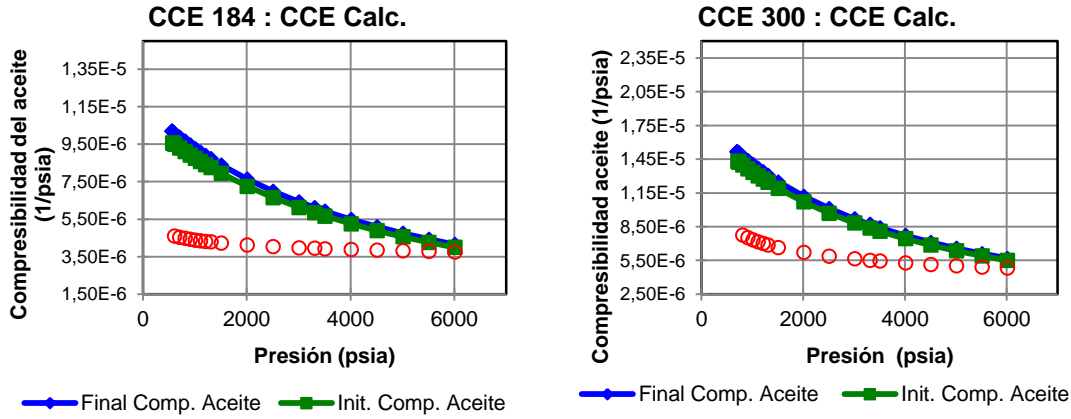
Figura 37 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Volumen relativo vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Es posible observar en la Figura 38 que a pesar de aplicada la regresión los resultados posteriores no generan mejoría sino que aumentan el error. Sin embargo, el error existente del 1% mostrando dos tendencias bastantes similares a la experimental lo que en realidad siendo analizada a partir del error es un porcentaje mucho menor y cuenta como un ajuste aceptable según la literatura.

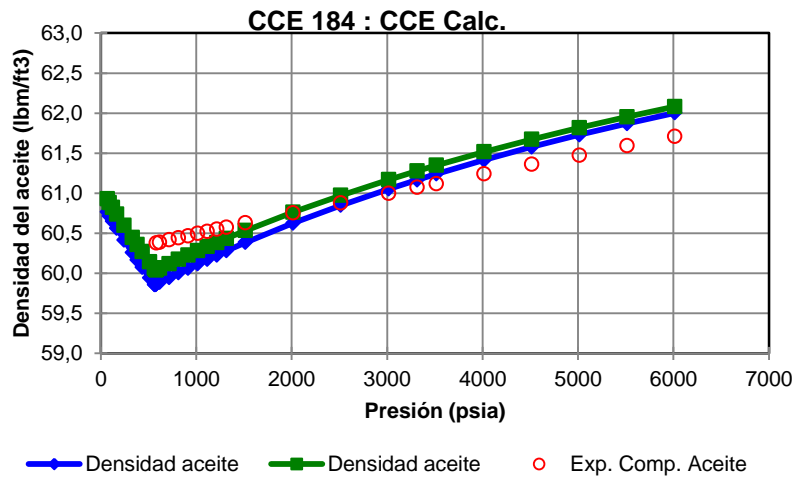
Figura 38 Comparación de C.C.E a 184°F y 300°F de Compresibilidad del aceite vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WINPROP.

Con respecto a la viscosidad mostrada en la Figura 39 se logra observar que hay una mínima variación entre los resultados del ajuste inicial y final. Sin embargo, esta regresión mantiene la tendencia de la densidad, se observa un error entre los datos experimentales y los calculados al final de la regresión del 0.13%. Dado esto es posible definir este ajuste como representativo de la prueba.

Figura 39 Densidad del aceite a 184°F vs Presión



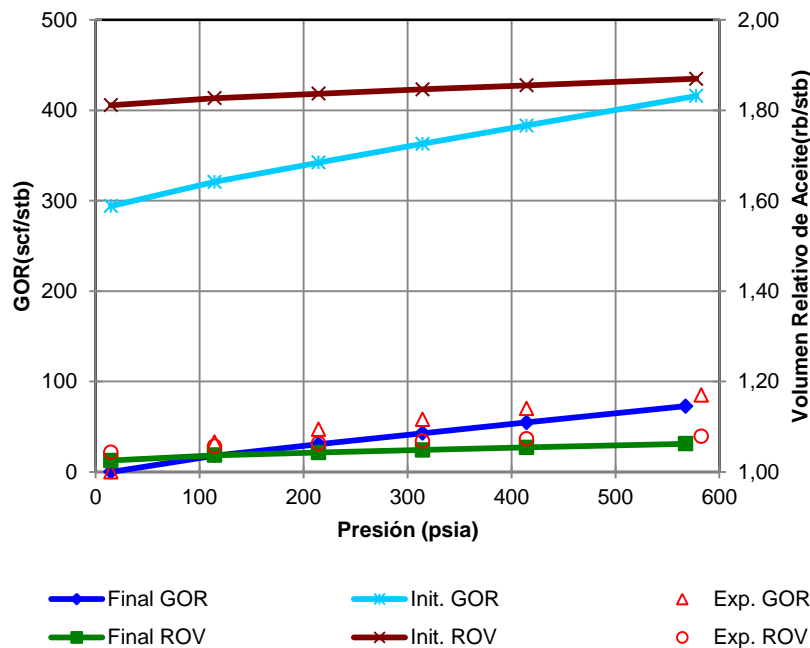
Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

3.3.2.4. Modelo 4. (Modelo Martinez&Vega)

El esquema de agrupamiento involucrado en este modelo, fue propuesto por quienes desarrollan el proyecto, con base en la distribución de los modelos anteriores y partiendo de la información recopilada. Componentes individuales: CO₂, N₂, C₁, C₂; grupos: C₃-C₁₀, C₁₁-C₂₅, C₂₆-C₃₅, C₃₆-C₄₅ y C₄₆₊ aparte.

- Liberación diferencial: al igual que los modelos anteriores, la Figura 40 muestra que tanto la relación gas aceite como el R_s ajustan de manera muy considerable después de realizar la regresión a los parámetros ya mencionados.

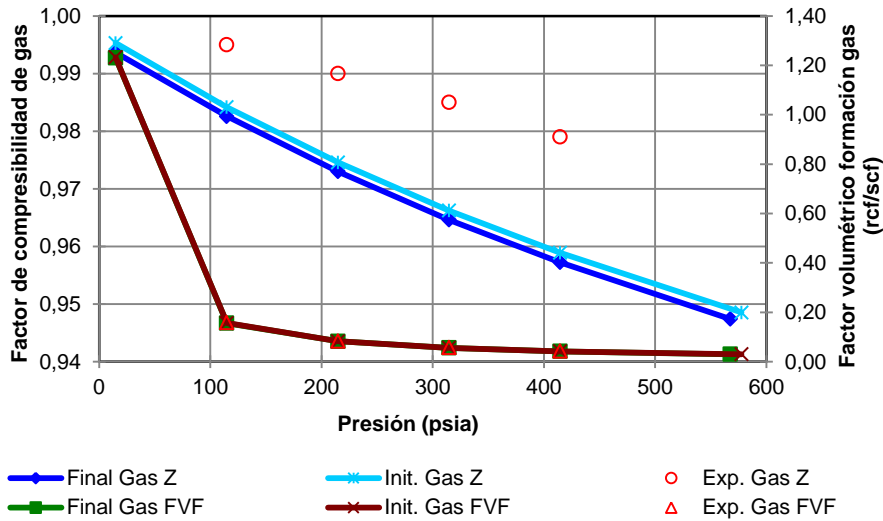
Figura 40. GOR, R_s vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

De igual manera en la Figura 41 se observa que el factor volumétrico de formación del gas B_g también ajusta de buena manera mientras que la regresión no funciona tan bien con el factor de compresibilidad Z del gas. La tendencia de dicho Z al final del ajuste se aleja de la línea de datos experimentales.

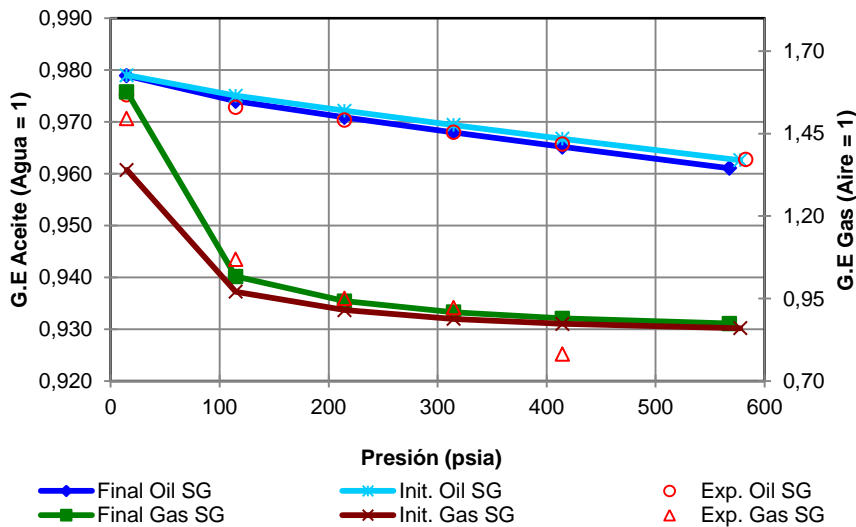
Figura 41. Z (factor de compresibilidad) y Bg vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

En cuanto a la gravedad específica del aceite, se logra un buen ajuste como se observa en la Figura 42, donde la línea azul oscura coincide en gran medida con la mayoría de los puntos rojos (datos experimentales). La tendencia final de la gravedad específica del gas también se logra ajustar con los datos de laboratorio; sin embargo, existe un desvío que corresponde a un error del 0,12%.

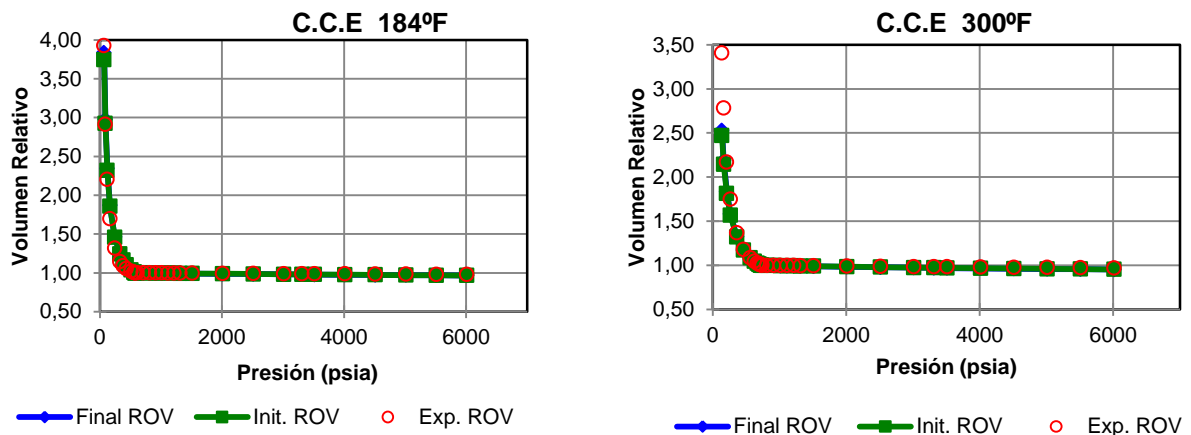
Figura 42. Gravedad específica del aceite y del gas vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

- Expansión a composición constante (184°F y 300°F): Para ambas pruebas se observa la misma tendencia y ajustan los mismos parámetros. Este parece ser un patrón para los cinco modelos al igual que el buen resultado de la regresión con respecto a GOR y Rs. El volumen relativo ajusta por completo para las dos pruebas, no siendo necesaria ninguna modificación al momento de realizar la regresión como se observa en la Figura 43.

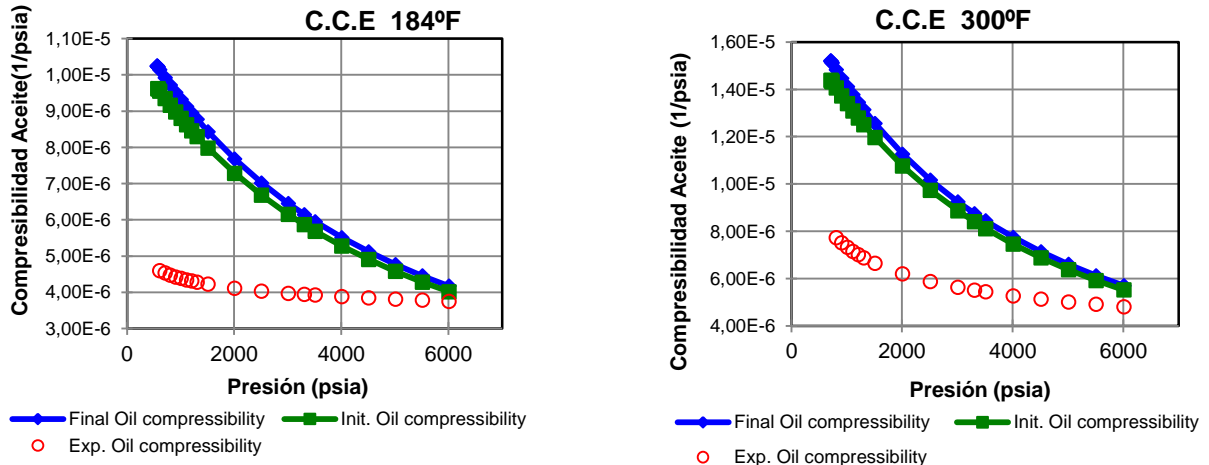
Figura 43. Volumen relativo vs Presión para C.C.E a 184 y 300°F



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Viendo la Figura 44 puede decirse que las compresibilidades del aceite después del proceso de ajuste se alejan de la tendencia que deberían seguir. El porcentaje de error que permanece realizada la regresión no supera el 2% para ninguna de las dos expansiones; no obstante, la desviación de líneas es notoria ya que la escala en la que se encuentran las graficas toca valores bastante pequeños lo que hace bastante difícil un ajuste perfecto.

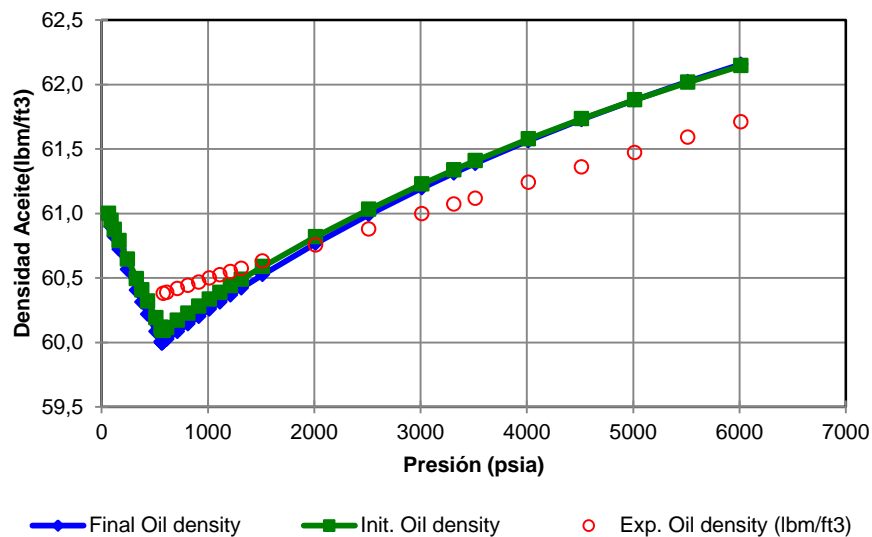
Figura 44. Compresibilidad de aceite para cada CCE



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

La figura 45 demuestra que la regresión hecha a ciertos parámetros no modifica el comportamiento inicial de la densidad del aceite en función de la presión. La línea inicial y final, antes y después de la regresión permanecen en el mismo lugar, mas no muestra un ajuste con la línea experimental.

Figura 45. Densidad del aceite vs Presión



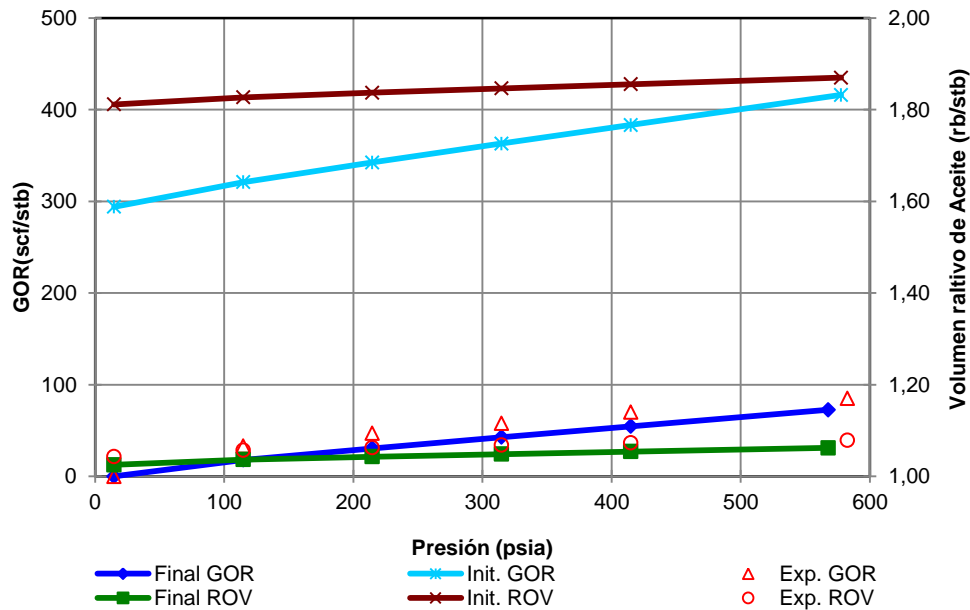
Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

3.3.2.5. Modelo 5. (Modelo Belgrave)

J.D.M Belgrave⁴⁰ propuso también un esquema de agrupamiento a partir del cual se planteó este modelo. La distribución de Belgrave y por lo tanto la del modelo cinco deja como elementos individuales el CO₂, N₂, C₁, C₂, C₃, C₄ y C₄₆₊, agrupando C₅₋₂₀, C₂₁₋₃₀, C₃₁₋₄₅. Las gráficas resultantes del ajuste implementado a este esquema se muestran a continuación.

- Liberación diferencial: como se había referenciado antes tanto el GOR como el R_s obtuvieron muy buenos ajustes después de aplicar las regresiones en todos los modelos. La Figura 46 da prueba de lo mencionado y el archivo de salida para este modelo muestra errores para estas propiedades no mayores al 0.5 %.

Figura 46. GOR y R_s vs Presión



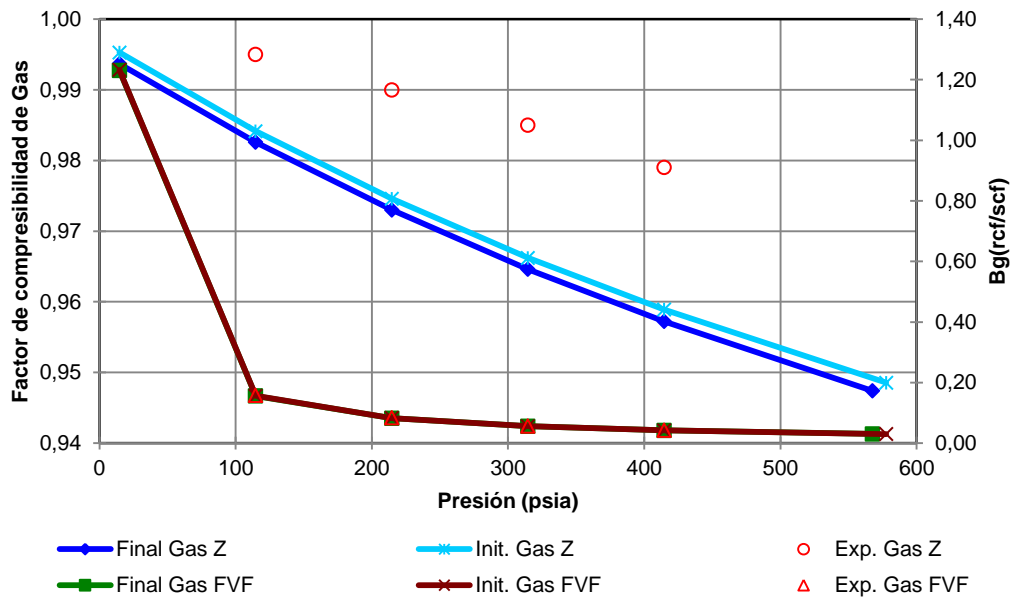
Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WINPROP

Empezando con el factor de compresibilidad del gas Z, la gráfica es clara en que no se alcanza un ajuste y que el resultado después de la regresión no es favorable; por otra parte, aparece el B_g o factor volumétrico de formación del gas,

⁴⁰ Belgrave J.D.M. A comprehensive approach to in situ combustion modeling. The university of Calgary.

con un ajuste perfecto. La regresión para esta última propiedad no realiza un gran trabajo pues si se detalla la Figura 46 puede notarse que la tendencia inicial ya se sobrepone sobre los datos experimentales.

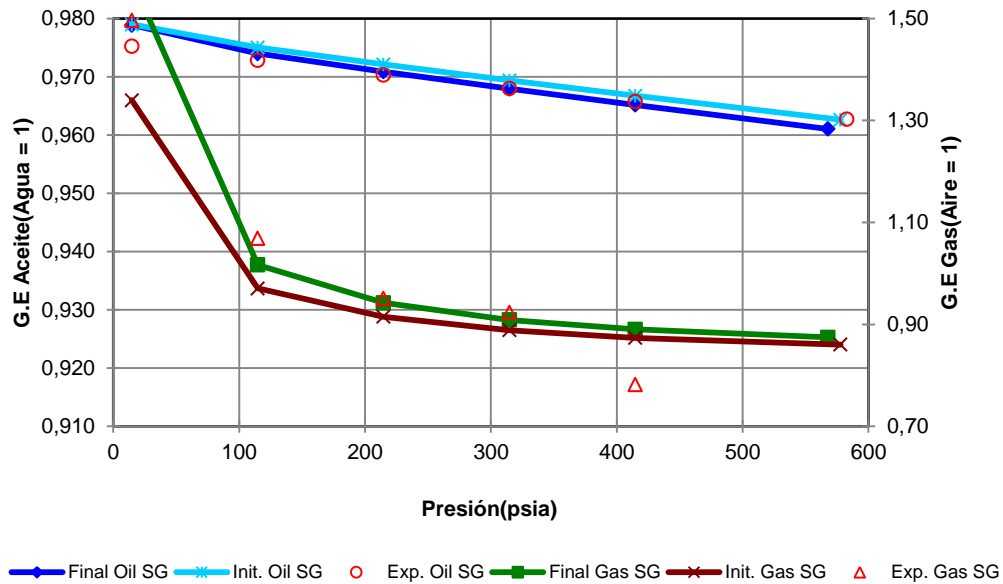
Figura 47. Bg y Zg vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

En la Figura 48, la regresión tiene un efecto positivo en cuanto a la gravedad específica del Aceite, ya que la línea final logra un ajuste bastante bueno a comparación de la tendencia inicial. La regresión también ayuda en el ajuste de la gravedad específica del gas, sin embargo, persiste una desviación, en este caso de un 0.13%.

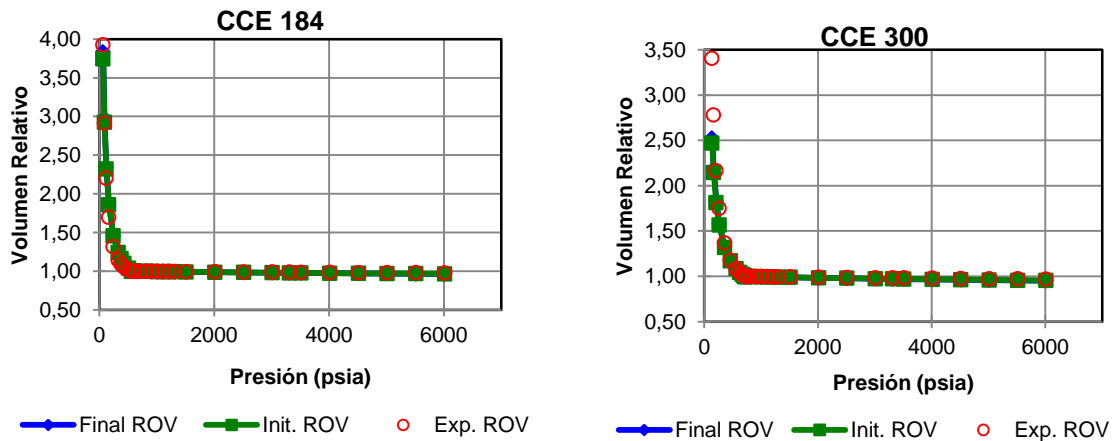
Figura 48. Gravedad específica de aceite y gas vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

- Expansión a composición constante (184°F y 300°F): Al observar el comportamiento de las pruebas C.C.E en la figura 49 se muestra claramente el comportamiento típico que se ha visto del volumen relativo en cada modelo citado. Incluso sin regresiones se obtendría el ajuste de esta propiedad lo que indica un modelo cercano o representativo al original.

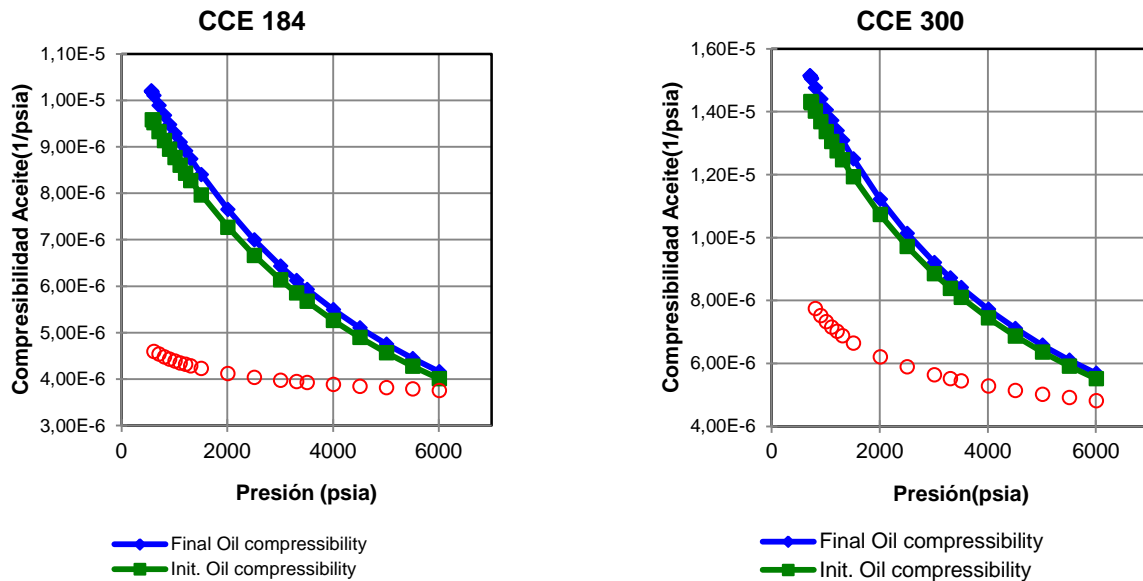
Figura 49. Volumen relativo para las expansiones a composición constante



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

La Figura 50 muestra una tendencia cercana a la experimental; las compresibilidades del aceite para ambas C.C.E. no ajustan, incluso después de la regresión la tendencia de los datos, sigue alejándose de los puntos experimentales. Esta vez el archivo de salida muestra errores menores de 0.9% lo que permite afirmar que el modelo es representativo a pesar de la discrepancia entre los datos, esto debido a los órdenes de magnitud de dicho parámetro.

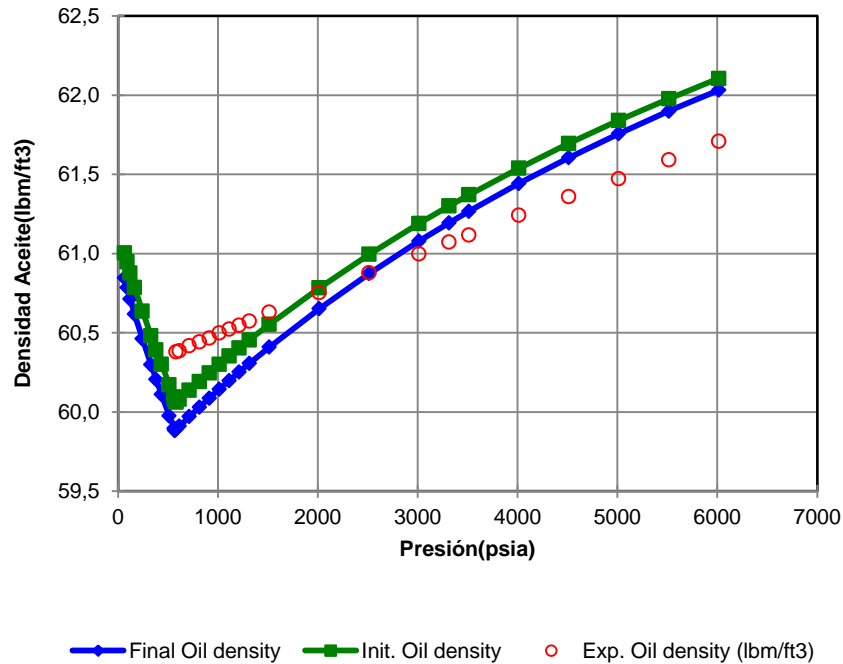
Figura 50. Compresibilidad de aceite para CCE (184°F Y 300°F)



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Finalmente la Figura 51 muestra los resultados de la regresión relacionados con la densidad del aceite de la C.C.E. a 184°F. De la imagen se infiere que no existe un buen ajuste final y que por el contrario la regresión hace que la tendencia se aleje un poco más de los datos experimentales sin perder su comportamiento típico. No obstante, éste es el mejor ajuste encontrado y es válido dado su porcentaje de error tan bajo.

Figura 51. Densidad del aceite vs Presión



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Revisando los parámetros ajustados en los cinco modelos se generó una tabla comparativa para lograr identificar el modelo que ajustó de mejor manera, recordando que todos los modelos son validos según su análisis de error, pero uno de ellos tiene una mayor representatividad. Al mejor modelo seleccionado se le realizó el ajuste del parámetro faltante, la viscosidad, el cual cuenta con sus propios parámetros de regresión.

En la Tabla 9 se observa cómo los modelos Victor Lara, Victor Lara modificado y Dubert, muestran un buen ajuste para el GOR, ROV, Bg para la prueba de liberación diferencial y para las pruebas C.C.E. a diferentes temperaturas presentan un ajuste directo para los volúmenes relativos. Sin embargo, en ninguno de estos tres modelos se observa mejorías en el ajuste de gravedad específica del aceite, y de las compresibilidades. En los modelos Martinez&Vega y Belgrave se observa buena representatividad del GOR, ROV, Bg, a demás de las gravedades

específicas del gas y el aceite, caso que no se observó en los modelos otros tres modelos.

En todos los modelos las compresibilidades no se logran ajustar directamente; a pesar de ello el modelo 4 logra no alterar la densidad del aceite a condiciones de yacimiento lo cual es un parámetro de bastante peso a la hora de elegir el modelo final. Esto nos lleva a seleccionar el modelo 4 como el mejor ajuste.

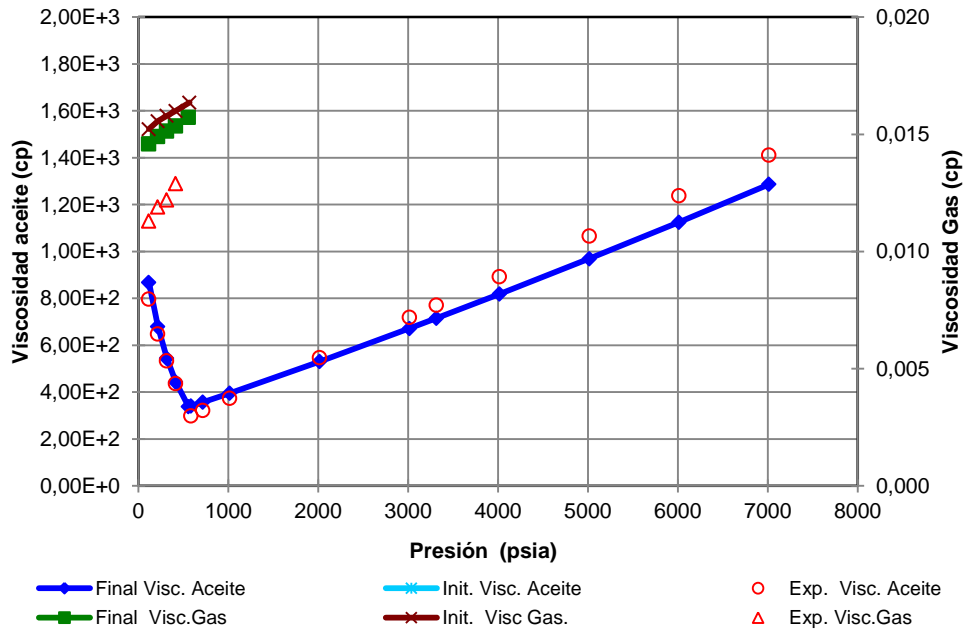
Tabla 9. Resumen de los ajustes de los modelos propuestos.

	L.D.						C.C.E. (184°F)			C.C.E. (300°F)	
	GOR	ROV	Bg	Cg	γ_o	γ_g	ROV	Co	ρ_o	ROV	Co
MODELO 1	✓	✓	✓	—	✗	—	✓	✗	✗	✓	✗
MODELO 2	✓	✓	✓	—	—	—	✓	—	—	✓	—
MODELO 3	✓	✓	✓	—	✗	—	✓	✗	✗	✓	✗
MODELO 4	✓	✓	✓	✗	✓	✓	✓	✗	—	✓	✗
MODELO 5	✓	✓	✓	—	✓	✓	✓	✗	✗	✓	✗

3.4. AJUSTE DE LA VISCOSIDAD

El modelo final logra ajustar la viscosidad dejando en la prueba C.C.E. un único parámetro de regresión (Oil Viscosity =1.0) y variando los cinco parámetros existentes de la viscosidad determinados internamente por WinProp como MU1, MU2, MU3, MU4, MU5. Estos parámetros hacen parte de la correlación de Pedersen, lo cual genera un ajuste de la viscosidad lo bastante representativo dado que cuentan con un error del 0.001%, tal como se observa en la Figura 52 .

Figura 52 Ajuste de la viscosidad



Tomado de: Computer Modeling Group, CMG, Phase Behavior and Property Program, WinProp

Ya con el ajuste de cada prueba P-V-T y de la viscosidad se logra un modelo lo suficientemente representativo para ser cargado en STARS, y así generar un modelo de simulación que evalúe adecuadamente el proceso de combustión in situ; se debe tener en cuenta que el modelo de fluidos es pieza clave para hacer que la simulación represente las condiciones de yacimiento de manera correcta, dado que el papel que cumple el fluido en el proceso de combustión es generar los esquemas de reacción dando lugar a un buen rendimiento de la técnica.

4. METODOLOGÍA PARA EL AJUSTE DE MODELOS DE FLUIDOS

A continuación se presenta la metodología que expone paso a paso el proceso recorrido para lograr un modelo de fluidos ajustado a las pruebas de presión-volumen-temperatura, la cual se convierte en uno de los principales aportes de este proyecto; dicho paso a paso podrá ser usado como un manual que facilitará la construcción de modelos de fluidos que se implementarán posteriormente en simulaciones de combustión in situ, logrando un modelo exportable a STARS para ser parte del esquema de reacciones del modelo de simulación completo.

4.1. CARACTERIZACIÓN DEL FLUIDO

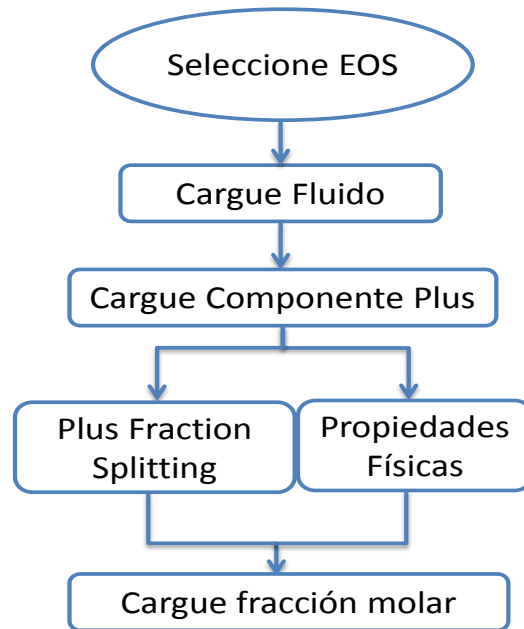
Para lograr un buen modelo de fluidos es necesario generar una buena caracterización por medio de propiedades físicas, propiedades críticas, coeficientes de interacción binaria, pero sobre todo de la ecuación de estado. La manera en que se debe desarrollar esta etapa del proceso se observa en la Figura 53.

El primer paso para realizar la caracterización del fluido se basa en seleccionar la ecuación de estado que mejor logre representar el tipo de fluido que se está trabajando, luego se procede a cargar cada componente del fluido dentro de la opción *ComponentSelection/Properties*; es posible importar componentes de la base de datos de WinProp, así como también pueden crearse nuevos elementos si no se cuenta con ellos en la biblioteca. Para escoger de la base de datos en WinProp se deben seleccionar aquellos componentes a agregar, así pues se importará cada elemento con sus respectivas propiedades físicas.

Si la biblioteca no cuenta con dichos componentes, se hace necesario usar la opción *Insert own component*, la cual crea el elemento deseado del que es

indispensable conocer dos de las siguientes propiedades: peso molecular, gravedad específica y temperatura de burbuja. Con dos valores conocidos, se puede calcular la tercera mediante tres correlaciones diferentes (Twu, Lee-Kesler, Riazi-Daubert) dependiendo de qué propiedades se suministran; los demás parámetros termodinámicos como propiedades críticas, factor acéntrico, entre otros, se generarán a partir de las correlaciones escogidas dentro de esta misma sección para cada uno de ellos.

Figura 53 Esquema metodológico para la caracterización del fluido



Después de cargados los elementos composicionales, se ingresa el componente plus cuya creación es igual a la de un componente que no se encuentra en la base de datos del simulador; el peso molecular y la gravedad específica de la fracción pesada, fueron suministrados en el análisis composicional del fluido. Finalmente se carga la fracción molar correspondiente a cada componente.

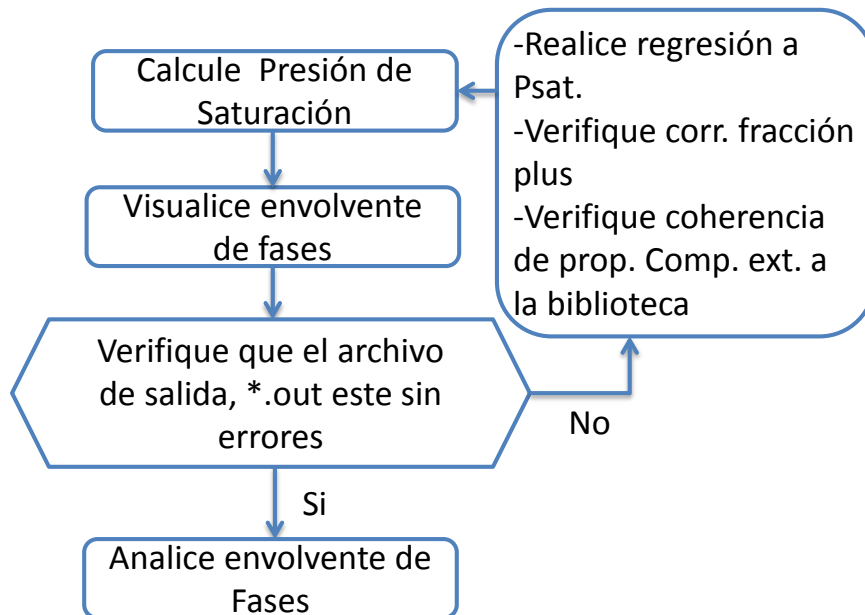
Existe otra forma de cargar el componente plus, a partir de la opción *plus fraction splitting*, a través de ella se proporcionan los datos de laboratorio y se especifica

cuál es el componente máximo de carbonos con que cuenta el último componente encontrado en laboratorio es decir el componente plus de trabajo.

4.2. MODELAMIENTO DEL COMPORTAMIENTO DE FASES

Una confirmación del paso a paso se logra al cargar un fluido representativo, es visualizando el comportamiento o tendencia propias del tipo de fluido trabajado; por ello se debe generar un correcto modelamiento del comportamiento de fases para luego encontrar un correcto ajuste del modelo de fluido. El esquema metodológico para lograr dicha confirmación se observa en la Figura 54.

Figura 54 Esquema metodológico para el Modelamiento de fases



Después de Cargar la composición completa, se activa la opción *two-phase envelope* que se encarga de graficar la envolvente de fases correspondiente a las propiedades del fluido cargadas con anterioridad, esto se usa con el fin de probar la correcta representación del fluido mediante el correcto cálculo de los puntos básicos de una envolvente de fases.

Antes de visualizar la envolvente de fases, es necesario que WinProp calcule una presión de saturación, dicho cálculo involucra parámetros como presión de saturación experimental, temperatura de yacimiento, viscosidad y densidad a presión de saturación, los cuales pueden leerse de los datos PVT suministrados.

Cuando WinProp calcula la presión de saturación y grafica la envolvente, debe analizarse su comportamiento; antes de ver si la tendencia que modela el comportamiento del fluido es normal, es conveniente dirigirse al archivo *.out para revisar si existe algún tipo de error. Si este archivo de salida no presenta errores, el paso a seguir es analizar si el comportamiento de la envolvente obtenida es apropiado; en caso contrario, es decir, que existan errores en el *.out es posible que se solucionen con alguna de las siguientes opciones:

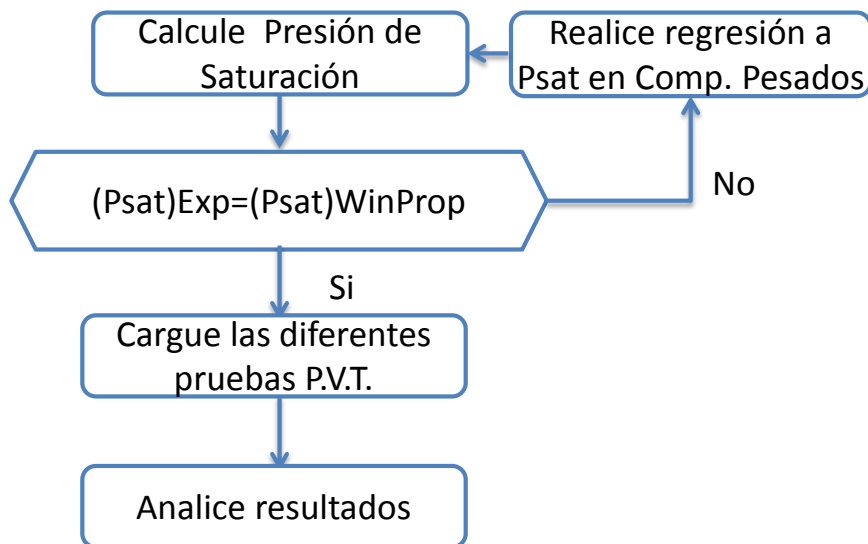
1. Activar una regresión a la presión de saturación, éste puede ser uno de los parámetros que no ha logrado calcular WinProp.
2. Verificar que la correlación para el cálculo de las propiedades de la fracción plus sea la adecuada examinando propiedades críticas y físicas.
3. Confirmar que exista coherencia entre las propiedades de los componentes que se ingresaron como nuevos y los pertenecientes a la biblioteca WinProp, de lo contrario examine la posibilidad de exportarlos de otra biblioteca.

Después de realizar los tres anteriores pasos, haga que WinProp realice el procedimiento de nuevo: calcular presión de saturación, graficar envolvente y revisar errores en archivo de salida. Este proceso debe repetirse hasta que los errores desaparezcan y se logra visualizar una envolvente con puntos críticos.

4.3. MODELAMIENTO DEL COMPORTAMIENTO PVT

La correcta carga de las pruebas P-V-T a WinProp permitirá que los datos experimentales proporcionados sean los puntos de partida para lograr ajustar el fluido simulado en WinProp. Por ello se plantea una metodología para modelar dichas pruebas, un esquema de dicho procedimiento se observa en la Figura 55.

Figura 55 Esquema metodológico para el Modelamiento del comportamiento P-V-T



Antes de proceder a ingresar cada una de las pruebas P-V-T con las que se cuenta, es necesario ajustar nuevamente la presión de saturación calculada por el simulador a la presión de saturación experimental. Entonces, si después de haber desarrollado todo el procedimiento de Modelamiento de comportamiento de fases, la presión difiere del dato experimental, es necesario implementar nuevamente una regresión a la presión de saturación donde sólo se involucren las propiedades críticas del componente pesado; cabe recordar que siempre después de hacer una regresión se deben actualizar las propiedades de los componentes.

Inmediatamente después de realizar este paso, se pueden empezar a cargar cada una de las pruebas, aclarando que hay un icono para cada una de esas pruebas

(CCE, DIFF LIB, SEP, CVD). Dentro de cada opción para cada prueba, se tendrán que suministrar datos que no son desconocidos, pues han sido suministrados en los resultados de cada prueba entregada por laboratorio, cabe recalcar que las unidades deben ser coherentes con las seleccionados al inicio del proceso. Si al momento de cargar las pruebas WinProp genera algún comentario o error, examine la ubicación de los valores de presión de saturación, temperaturas o presiones de referencia, ya que estos parámetros tienen una ubicación propia en cada una de las pruebas. Para introducir la prueba de viscosidad, puede usarse el esquema de una CVD o una CCE, dependiendo de los datos que se tengan.

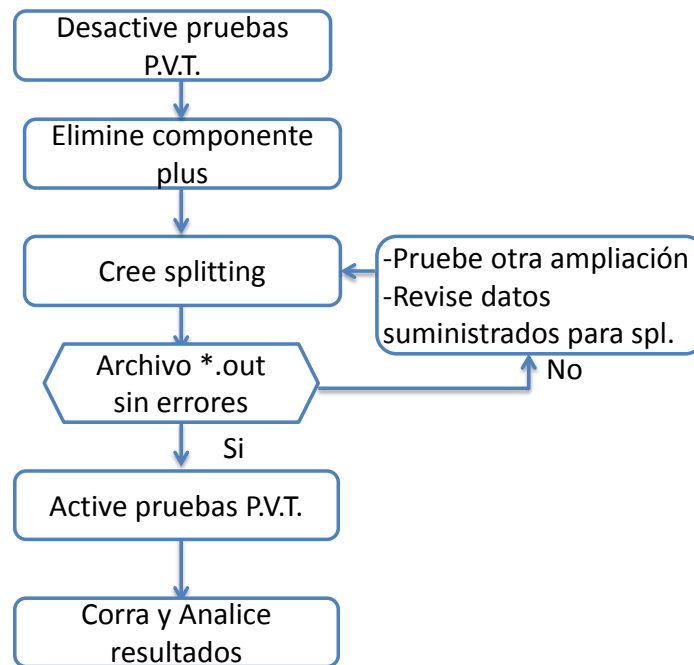
Cuando se hayan ingresado todas las pruebas, se reproducirán varias gráficas de resultados para cada una de ellas. Toda gráfica debe analizarse detenidamente, pues describirán propiedades determinantes del fluido como el GOR, R_s , gravedades específicas de gas y aceite, densidades, compresibilidades y viscosidades. Al observar dichos resultados se notará que así como algunas propiedades ajustan con los datos experimentales, otras necesitaran de un fuerte tratamiento de ajuste que involucra la selección de un esquema tanto de división como de agrupamiento (splitting-lumping).

4.4. FRACCIONAMIENTO Y AGRUPAMIENTO

Luego de realizar la carga de todas las pruebas PVT y de analizar la coherencia de los resultados. Se deben llevar a cabo dos pasos importantes en el ajuste del modelo de fluidos. El fraccionamiento debe realizarse hasta un componente que sea lo bastante representativo del fluido en cuanto a la fracción molar del componente plus y al proceso que se desea modelar. El agrupamiento es en sí, pieza clave para lograr un mejor ajuste del modelo de fluidos; es por esto que esta parte del desarrollo del modelo de fluidos debe ser analizada con suficiente

cuidado para lograr llegar a un ajuste de manera segura. El esquema metodológico de esta etapa se presenta en la Figura 56 y Figura 57.

Figura 56 Esquema metodológico para el agrupamiento o splitting



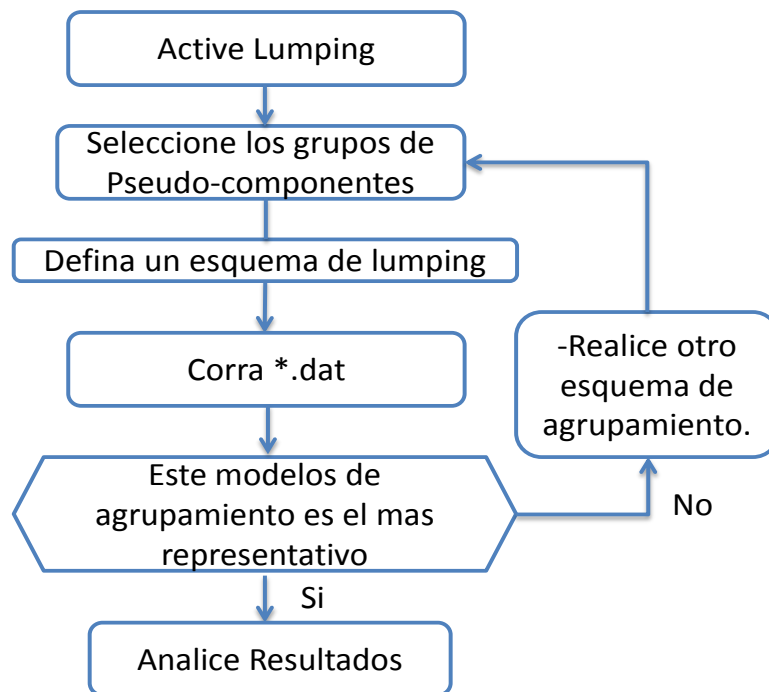
Antes de activar el *plus fraction splitting* se deben desactivar las pruebas PVT cargadas y eliminar el componente plus en la casilla de *Component Selection/Properties*. Luego de eso es posible generar la ampliación definiendo con qué correlación se desean calcular las propiedades críticas, cuál es la distribución de la fracción molar del fluido y en específico para esta metodología se necesita que los componentes ampliados no se agrupen, por ello se debe seleccionar la opción de *no lumping*.

En esta opción se debe realizar una sensibilización de hasta qué componente se desea ampliar la composición. Existen ciertas restricciones propias de cada fluido y de cada proceso para determinar hasta donde se necesita llevar el splitting. Para verificar que este fraccionamiento se encuentre calculando de manera correcta es

necesario examinar siempre que el archivo de salida se encuentre sin errores, esto indica que se están calculando todas las propiedades y con ello el dato clave para esta confirmación es la presión de saturación, sí ésta se está logrando calcular así no concuerde con los datos experimentales es la verificación de que el splitting es soportado por los cálculos.

Ya logrando generar el fraccionamiento de la composición se actualiza la composición, se elimina la opción *Plus fraction splitting* y se guarda con un nuevo nombre el archivo.

Figura 57 Esquema metodológico para el fraccionamiento o lumping.



Se activan las pruebas P.V.T. y se corre para verificar que esté tomando todos los datos experimentales y las pruebas deben mostrar un mínimo cambio ahora que se le realizó un fraccionamiento.

Después de realizar el fraccionamiento, se prosigue a desarrollar el esquema de agrupamiento; dependiendo del proceso que se desee simular, se requerirá un modelo con más o menos pseudo-componentes. Para el proceso de combustión in situ, es necesario según la literatura⁴¹ que exista un número reducido de pseudo-componentes que pueda describir el proceso, por ello lo mas recomendado es que existan de tres a cuatro pseudo-componentes y una fracción de componentes gaseosa libre que sea significativa, el CO₂, N₂, H₂S y Agua siempre deben ir libres. Se deben plantear varios esquemas de agrupamiento intentando en cada uno realizar el mejor ajuste posible.

Se activa la opción *Component Lumping* y allí se selecciona el esquema de agrupamiento definido por el usuario, luego se corre, se actualiza y se observan las pruebas PVT, éstas deben ya presentar un mejor ajuste al archivo corrido inicialmente con la composición original, sin embargo, no es necesario que ajusten completamente pues aun hace falta realizar una regresión de parámetros.

4.5. AJUSTE DE PRUEBAS P.V.T.

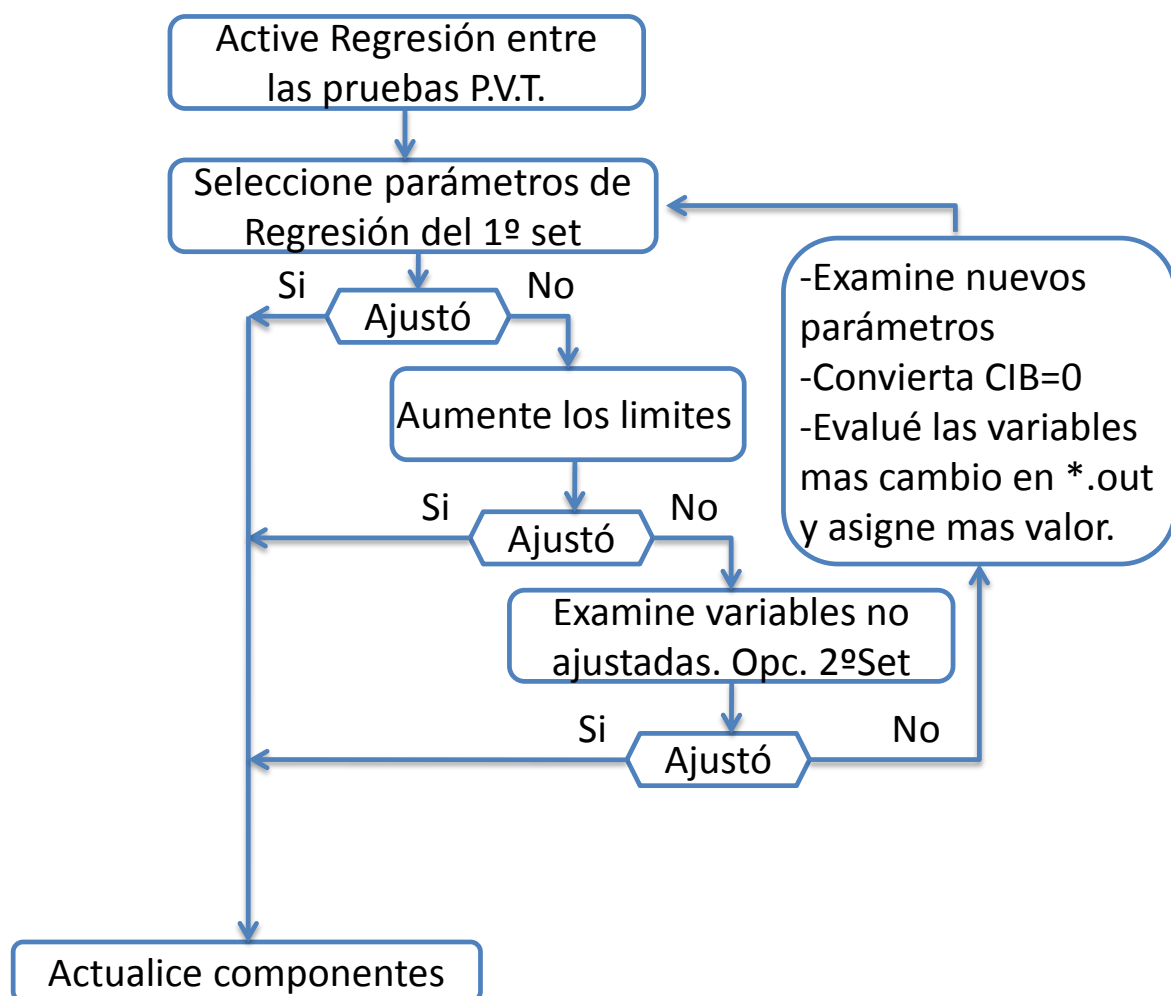
Esta es la etapa más importante en el desarrollo del ajuste del modelo, es vital lograr identificar los parámetros de mayor peso en el momento de la regresión para examinar como modifican las variables y que se puede mejorar en ellas.

Tal como se observa en la Figura 58, se debe activar la regresión entre las pruebas P.V.T. a las cuales se les desea realizar la regresión; se seleccionan inicialmente la presión crítica, la temperatura crítica, el factor acéntrico, el VolShift y el coeficiente de interacción binaria para los pseudo-componentes y el componente plus.

⁴¹ Belgrave J.D.M. A comprehensive approach to in situ combustion modeling. The university of Calgary.

En algunos casos el realizar regresión sobre el componente plus genera error por fallar el cálculo de la presión de saturación ajustada inicialmente, dado esto se recomienda hacer una prueba si es posible incluir como parámetros de regresión la presión y temperatura del componente plus, de generar el error, es mejor excluirlo y sólo aplicar el proceso a los grupos de pseudo-componente.

Figura 58 Esquema metodológico para el ajuste de las pruebas P.V.T.



Se guarda esta regresión como un nuevo archivo y se corre. Luego se examina en el archivo de salida, los porcentajes de error y se observa en Excel los ajustes que se lograron. Es importante examinar las escalas de las gráficas, éstas varían sus

escalas para cada propiedad, es necesario que las modifique para que se ajusten a la realidad del parámetro.

Es posible notar un buen ajuste con esta primera regresión, con errores menores al 5%. Sin embargo, existe la posibilidad de encontrar un mejor ajuste, ampliando los límites de la regresión en las variables que se observaron con mayor cambio.

Otra posibilidad de ajuste es activar el segundo set de ecuaciones y de allí seleccionar como parámetros de regresión el VolShift y los coeficientes de interacción binaria. Este segundo set es bastante significativo si no se cuenta con un buen ajuste de la densidad del aceite.

Otros parámetros de ajuste son los Omegas A y B de la ecuación de Peng-Robinson, la constante de Henry, entre otros. Estos parámetros pueden ser seleccionados para ajustar, pero requieren de cierto cuidado pues ellos dependen de presiones y temperaturas críticas que a su vez son parámetros que se están modificando también.

Si no se logra un buen ajuste es posible que no se cuente con un buen esquema de agrupamiento; en lo posible se propone tratar de plantear diferentes esquemas de agrupamiento para a cada uno realizar regresiones y luego comparar entre ellos el que logró el modelo más ajustado y representativo para el caso de estudio.

4.6. AJUSTE DE LA CURVA DE VISCOSIDAD

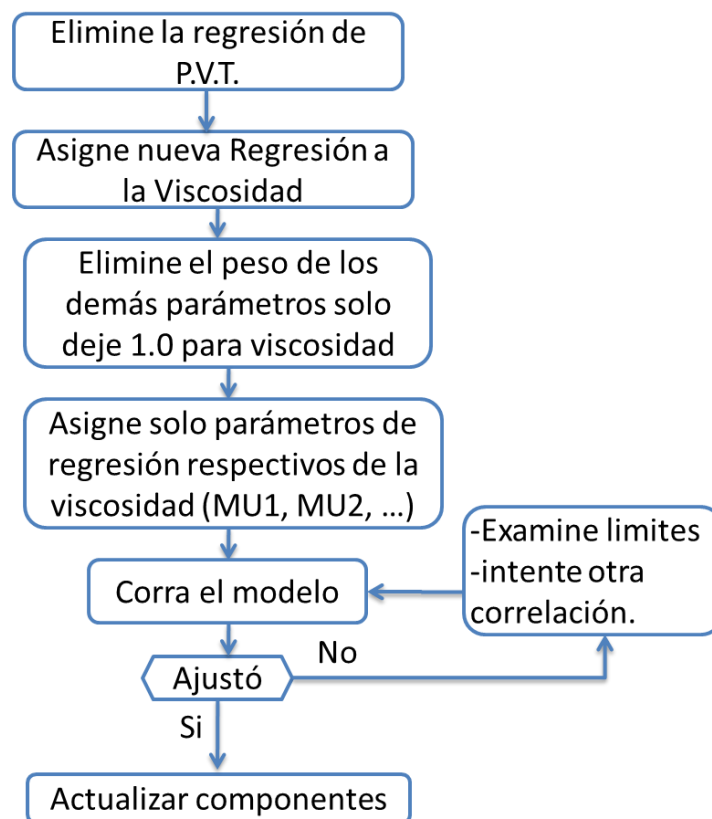
Ya terminado el ajuste de las pruebas P.V.T, se debe correr, guardar y actualizar los componentes, luego se elimina la regresión y se activa para la prueba de viscosidad. Tal como se plantea en la figura 59.

Se ingresa a la prueba P.V.T. que contenga los datos experimentales de viscosidad y se les activa el peso de 1.0 a las casillas de viscosidad del aceite y

viscosidad del gas y a las demás casillas se les asigna el valor de 0, ya que no son necesarias para la regresión.

Luego en la casilla de Regresión se activan los parámetros propios de la regresión: Coeficiente del peso molecular de la regla de mezclas, exponente del peso molecular de la regla de mezclas, coeficiente de la correlación del factor de acoplamiento, exponente de densidad de la correlación del factor de acoplamiento, exponente de peso molecular de la correlación del factor de acoplamiento.

Figura 59 Esquema metodológico para el ajuste de las curvas de viscosidad



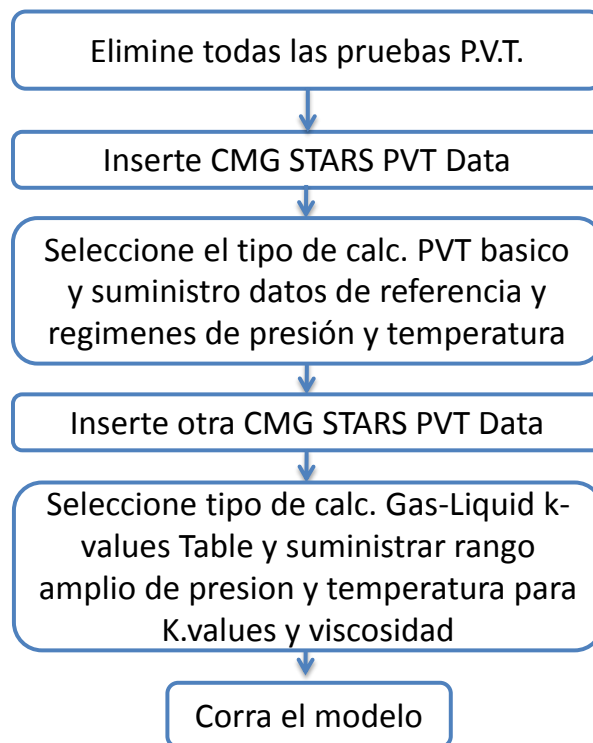
Si luego de correr estos parámetros no se logra encontrar un buen ajuste, es recomendable probar que tanto se altera la viscosidad con otra correlación, en

WinProp existen otras tres correlaciones que pueden presentar una mejor representación de la viscosidad del fluido.

4.7. EXPORTAR EL MODELO A STARS

El modelo de fluido desarrollado en WinProp, cuenta con una serie de cálculos y tablas que deben ser exportadas al lenguaje que trabaja STARS para ser usados posteriormente en un modelo de reacciones para correr modelos completos de simulación, por ello es necesario que este archivo de exportación a STARS cuente con amplios rangos de presión y temperatura que pueden ser alcanzados por un modelo de simulación a gran escala. El paso a paso para desarrollar este modelo en STARS se observa en la Figura 60

Figura 60 Esquema metodológico para exportar el modelo de fluidos a STARS



Para lograr realizar este archivo exportable a STARS, primero debe eliminar las pruebas PVT con las cuales se realizó el ajuste, luego insertar la opción del

simulador PVT para STARS, en esta primera casilla es posible cargar datos de referencia de Presión y temperatura a condiciones de yacimiento, se selecciona el rango de la tabla de viscosidad-temperatura, los parámetros de viscosidades dejan por default.

Se inserta una nueva opción *CMG PVT STARS Data*, se selecciona el tipo de cálculo "*calc. Gas-Liquid k-values Table*" donde el rango de presión, temperatura deben ser tomados en base al modelo de simulación y a las máximas temperaturas que pueden ser alcanzadas.

Y de esta manera se ha logrado ajustar un modelo de fluidos para ser cargado en STARS y lograr generar un set de reacciones que posteriormente será corrido en STARS en un modelo de simulación desarrollado previamente para un yacimiento. Contando con verificación de sus datos calculados a partir de tablas de constantes de equilibrio, que sea capaz de soportar y representar las transformaciones y reacciones a las que debe ser sometido el fluido durante un proceso de combustión in situ.

CONCLUSIONES

Es posible representar un modelo de fluidos con una envolvente de fases correcta sin necesidad de utilizar el componente más pesado con el que se cuenta, ya que al analizar la composición original del fluido se seleccionó un esquema de fluidos representativo, permitiendo así calcular sin dificultad todas las propiedades físicas y críticas que son necesarias para la simulación.

El componente C_{36+} no fue considerado representativo para el desarrollo del modelo visto que las correlaciones con que trabaja WinProp para el componente plus de mayor peso molecular no lograban calcular coherentemente las propiedades críticas de dicho pseudo-componente, hecho que fue validado haciendo uso del software HYSYS.

Al cargar las pruebas Presión-Volumen-Temperatura se logró un ajuste inmediato sobre algunas propiedades del gas y una mejora en las propiedades del aceite; esto basándose en que la composición cargada inicial y el ajuste de la presión de saturación permitieron encontrar una mejora en el modelo.

Los esquemas de fraccionamiento y agrupamiento fueron los factores fundamentales para lograr una correcta representatividad del modelo de fluidos para combustión in situ; es por esta razón, que se hizo necesaria una sensibilización de cada uno de ellos donde se obtuvo un esquema con la menor cantidad de modificaciones sobre los valores de entrada pero que a su vez se ajustó a la tendencia de los datos experimentales

Se seleccionó el modelo que cuenta con cuatro pseudo-componentes y dos componentes livianos libres, como el mejor ajusté con un error aproximado del 1 % con respecto a los datos experimentales. Una vez ajustada la viscosidad, se logra confirmar que este modelo puede representar adecuadamente las condiciones del fluido en yacimiento al aplicar un proceso de combustión.

RECOMENDACIONES

- La versión de WinProp trabajada fue 2009, se recomienda probar el modelo con C36+ para versiones posteriores de este programa, con el fin de obtener una mejoría en los resultados y lograr correr el modelo con esta composición.
- Partiendo del modelo de fluidos generado en el presente trabajo, será posible desarrollar un modelo de simulación en STARS de un campo colombiano, para así ampliar el nivel de estudio acerca de los parámetros claves en la simulación numérica de procesos de combustión in situ.
- Dada la metodología planteada para el ajuste de modelos de fluidos, se ve la necesidad de una actualización periódica, de acuerdo a las nuevas versiones de WinProp y a las mejoras que esta traiga.
- Al trabajar con fluidos con alto contenido de componentes pesados, se debe realizar una verificación de la representatividad de las propiedades críticas de éste, a través de un software diferente a WinProp, confirmando así el correcto cálculo de estos parámetros.

BIBLIOGRAFÍA

- AHMED, Tarek H. Equation of State and PV T analysis: application for improvement reservoir modeling. Houston, Texas, 2007. P.100.
- BELGRAVE J.D.M. A comprehensive approach to in situ combustion modeling. The university of Calgary.
- BETANCOURT Soraya, GO Fujisawa Oliver C. Mullins. Análisis de hidrocarburos en el pozo. 2003-2004
- CAO, E. M. GREAVES, S.P. RIGBY. Phase Properties of Mobile Oil Zone in the THAITM – CAPRITM Process. University of Bath.
- CHEN D, Dinivahi V, Chang-Yang, “ New Acentric Factor Correlation Based on the Antoine Equation” Ind. Eng. Chem. Res. 1993, 32, 241-244
- DANESH, A. PVT and phase behavior of petroleum reservoir fluid. 1988, Chapter 4. p39
- DONALD F. Schneider, P.E. Select the Right Hydrocarbon molecular weight correlation. League City, Texas: Stratus Engineering, Inc., 1998.
- GASTÓN F. Caracterización de la fracción C7+ para el ajuste de la EDE Peng-Robinson, Argentina, 2010.
- Gutierrez, D. Simulation Study for Designing an In-Situ Combustion Pilot in the Orinoco Belt of Venezuela: From Laboratory Studies to the Field Scale, SPE 13749.

- HAN, S. J., Lin, H. M. and Chao, K. C., (1988). Vapour-Liquid Equilibrium of Molecular Fluid Mixtures by Equation of State. Chem. Eng. Sci., 43, 2327-2367.
- HOYOS B., Cálculo del volumen específico de líquidos puros con ecuaciones de estado cúbicas. Departamento de Procesos Químicos, Facultad de Minas, Universidad Nacional de Colombia, Medellín, 2009.
- LONG X, Nghiem, YAU-KUN Li, HEIDEMANN Robert A., Application of the tangent plane criterion to saturation pressure and temperature computations, CMG, Alberta, Agosto 2001
- Manual Computer Modelling Group Ltd. WinProp, Phase Behavior and Property Program. 2009.
- MARÍN GONZÁLEZ, Jesús Enrique Metodología para estimar presión mínima de miscibilidad mediante una ecuación de estado. Caracas, Abril 2002. p43
- MARTÍNEZ JAIMES, Julieth Paola. Informes de investigación : Pruebas de laboratorio cualitativas para el estudio del proceso de combustión in situ. Grupo de Recobro mejorado, UIS, 2011
- NADER MAHINPEY, APRAMETA AMBALAE AND KOOROSH ASGHARI, In Situ Combustion in Enhanced Oil Recovery (EOR): A Review. 2007 P2
- PÉREZ Julio Cesar. Análisis PVT. Propiedades de los fluidos de yacimiento.

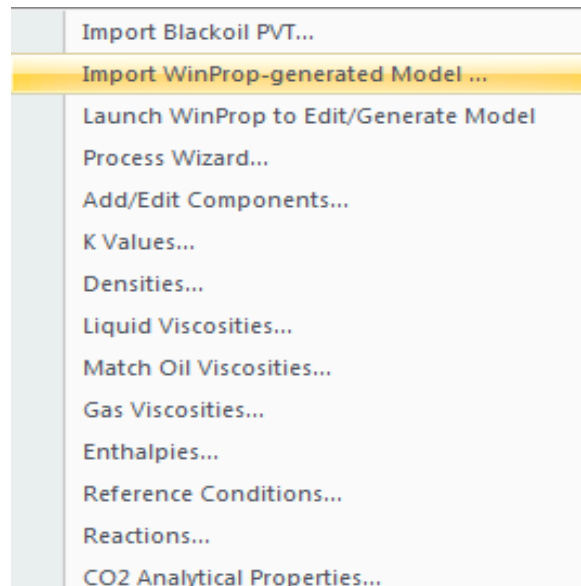
- QIVIND Fevang, Kameshwar Singh, Curtis H. Withson. Guidelines for choosing compositional and black oil models for volátil oil and gas condensate reservoirs. TEXAS, 2000. SPE 63087
- Seminarios de termodinámica con aplicaciones de ingeniería, pág., 77-81, España, 2010.
- Seminarios Ingeniería Química (España), Abril-Mayo 1990, pág. 46-49
- Tutorial 2009, WinProp, Ajustando la ecuación de estado(EOS) de Peng Robinson para cotejar un PVT de petróleo pesado, Victor Lara, 2011
- WANG, J.-L., "Global Phase Diagrams and Critical Phenomena of Binary Mixtures," Swinburne University of Technology (Date of graduation: October 15, 2003) Chapter 3.
- WEI, Y.S., "Prediction of the Fluid Phase Equilibria of Binary and Ternary Mixtures," Swinburne University of Technology (Date of graduation: May 1999) Chapter 3
- YATTE Fabián C. Seminario combustion in situ. Grupo de investigación de Recobro Mejorado, UIS-ICP. COMBUSTIÓN IN SITU. 2009
- ZHAO, J. and Olesik, S. V. (1999). Phase Diagram Studies of Methanol-CHF₃ and Methanol H₂O-CHF₃ Mixtures, Fluid Phase Equilib., 154, 261-284.

ANEXO A -METODOLOGÍA PARA COMPROBAR EL MODELO DE FLUIDOS CREADO EN WINPROP, EXPORTÁNDOLO A STARS.

Con el fin de corroborar que el modelo de fluidos desarrollado en WinProp se exportó correctamente en STARS, generando así, un modelo de simulación coherente con respecto a constantes K, viscosidad, presión y temperatura, se propone un procedimiento para dicha confirmación y verificación de la calidad del modelo.

Para cargar el modelo en STARS se debe contar con un modelo de simulación previo, donde ya se encuentren definidas las propiedades del yacimiento, las propiedades roca-fluido, el grid, la identificación de pozos, etc. Luego se procede a identificar la opción Components/ Import WinProp-generated Model (Figura A-1), la cual abrirá una nueva ventana donde se ubica el archivo *.str, que ha sido creado previamente en WinProp con la opción *CMG PVT STARS Data*.

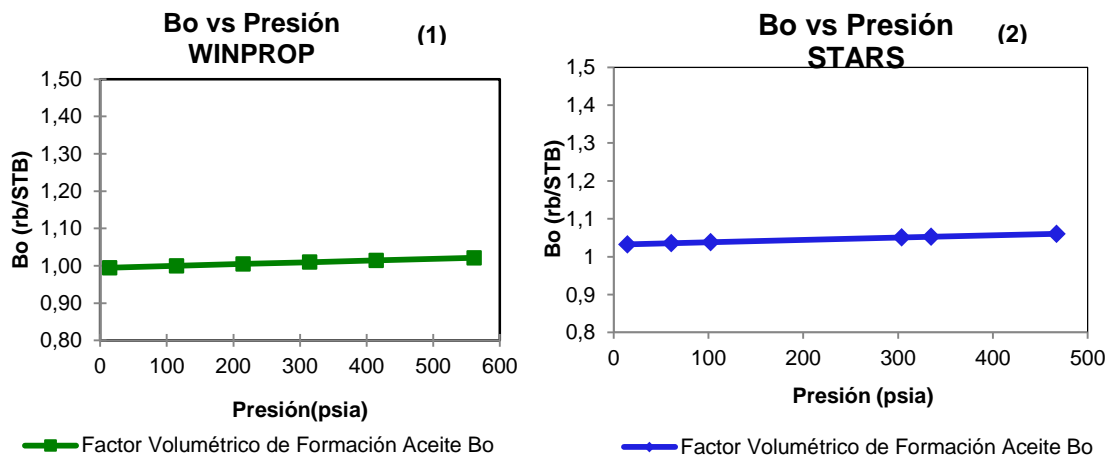
Figura A- 1 Importar el modelo de fluidos creado en WinProp a STARS



Tomada de: Computer Modelling Group

A continuación se muestran las tendencias de ciertas propiedades como el factor volumétrico del gas, factor volumétrico del aceite y la relación gas aceite (GOR), obtenidas después de correr un proyecto sencillo en STARS que involucrara el modelo desarrollado (Figura A-1, A-2 Y A-3). Estas gráficas son un factor determinante al momento de comparar y comprobar que las propiedades del fluido se comportan de manera muy similar tanto en WinProp como en STARS, demostrando la funcionalidad del modelo de fluidos construido en el proyecto. Al realizar dicho contraste, es posible encontrar el acercamiento entre las dos curvas y concluir que son representativas del mismo fluido, corroborándose que el modelo está siendo representado correctamente en el lenguaje de STARS, lo que permitirá realizar simulaciones robustas de combustión in situ a partir de dicho modelo.

Figura A- 2. Comparación del factor volumétrico de formación de aceite WinProp/Stars.

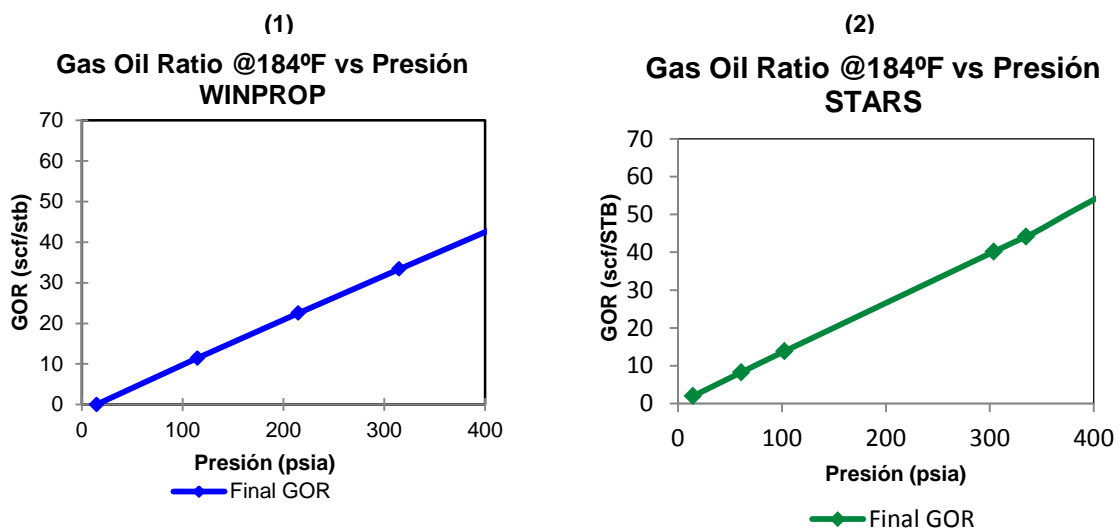


Tomada de: Computer Modelling Group

La figura A-2 muestra una comparación con respecto al factor volumétrico de formación del aceite. La curva de la izquierda presenta el comportamiento de este parámetro y fue tomada de los resultados arrojados por WinProp; la curva de la derecha es una gráfica construida a partir de los datos obtenidos en STARS para el mismo factor B_o . Dicha figura se construyó debido a la necesidad de mostrar el

comportamiento de factor volumétrico en función de la presión dentro del mismo rango de la gráfica resultante de WinProp, con el fin de comparar directamente la una con la otra. Así pues, es claro y evidente que el B_o se mueve entre los mismos valores tanto para el simulador de caracterización de fluidos como para el simulador térmico.

Figura A- 3. Comparación de la relación gas-aceite WinProp/STARS.



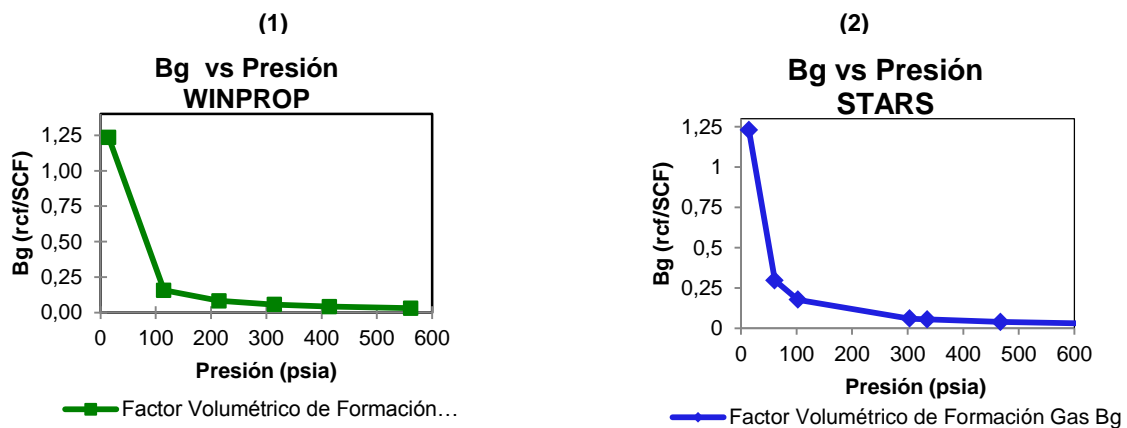
Tomada de: Computer Modelling Group

La comparación entre WinProp y Stars para el GOR se muestra en la figura A-3; para la curva de la izquierda, por ejemplo, el dato de 303,8 psia corresponde a 40,17 scf/STB y en la curva de la derecha una presión de 314.7 psia corresponde a 33,38 scf/STB. A partir de estos números citados, puede decirse que existe estrecha relación y proporcionalidad de los datos entre ambas herramientas de CMG.

Finalmente la figura A-4, al igual que las dos figuras anteriores, deja ver la similitud del comportamiento del factor volumétrico de formación del gas con respecto a la presión, tanto para WinProp como para STARS. De igual manera se puede tomar un par de puntos para comparar: a 14,7 psia se tiene 1,24 rcf/SCF (WinProp) y a 14,7 psi corresponde un B_g de 1,229 rcf/SCF (STARS).

Después de realizada la comparación, se demuestra el gran acercamiento de los resultados entre ambos simuladores, ratificando así que el modelo desarrollado puede usarse sin inconvenientes dentro de simulaciones tan complejas como una simulación de CIS, conservando también su representatividad de los fenómenos ocurridos en dicho proceso.

Figura A- 4. Comparación del factor volumétrico de formación del gas WinProp/Stars.



Tomada de: Computer Modelling Group

Para que el modelo de simulación logre representar correctamente un proceso de combustión in situ, es necesario definirle el set de reacciones con el cual va a trabajar, para lo que se requiere definir primero el proceso (*Component/Process Wizard/combustion model*), luego indicar el modelo de combustión con el cual se basara el esquema de reacciones de acuerdo al número de pseudo-componentes y finalmente elegir que nuevos componentes debe ingresar al modelo para contar con una estequiometría adecuada.

A partir de esto, se genera un esquema de reacciones propio al fluido y al número de pseudo-componentes, de allí es necesario seleccionar las reacciones más significativas para el proceso entre ellas, una reacción de combustión, una de craqueo y una de oxidación. Estas reacciones seleccionadas deben ser coherentes con el proceso, ayudar a producir coque y generar combustión.

De esta manera ya se logra generar un modelo base de simulación para lograr estudiar los fenómenos que se presentan durante el proceso de combustión in situ y así contar con un modelo de fluidos lo suficientemente robusto para describir los cambios de fase de cada componente durante el desarrollo del proceso implementado en la simulación.

