



**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

TEMA:

**“ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS METODOS DE RECUPERACION
MEJORADA SAGD Y VAPEX EN EL CAMPO PUNGARAYACU MEDIANTE
SOFTWARE DE INGENIERIA.”**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERO EN PETRÓLEO**

AUTOR:

CARLOS VICENTE TORRES ZAMBRANO

TUTOR:

ING. ITURRALDE KURE SADI ARMANDO, Msc.

**LA LIBERTAD- ECUADOR
2018**

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

TEMA:

**“ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS METODOS DE RECUPERACION
MEJORADA SAGD Y VAPEX EN EL CAMPO PUNGARAYACU MEDIANTE
SOFTWARE DE INGENIERIA.”**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERO EN PETRÓLEO**

AUTOR:

CARLOS VICENTE TORRES ZAMBRANO

TUTOR:

ING. ITURRALDE KURE SADI ARMANDO, Msc.

**LA LIBERTAD- ECUADOR
2018**

UPSE

DEDICATORIA

A Dios

El principal motor de mi vida, mi Padre Celestial, todo poderoso, dueño de toda sabiduría, mi guía y fortaleza en todo momento, quien me ha colmado de bendiciones y ha cumplido su palabra en mi vida, “Deléitate en el SEÑOR, y él te concederá los deseos de tu corazón”, y en su infinita bondad y misericordia, me ha permitido cumplir una meta más en mi vida.

A mi padre

Por su apoyo incondicional, por el esfuerzo que día a día realiza para que pueda terminar mis estudios, siempre me ha motivado a esforzarme, se lo dedico Padre por su confianza en mí.

A mi madre

Por ser una excelente madre, quien lo dado todo para que pueda culminar esta etapa, quien con su ejemplo me ha enseñado a nunca rendirme, por sus oraciones, por creer en mí, por su amor, esto es para ti Madre.

A mis hermanos Pablo, José, Belén, Carla, Katherine

Por ser mi ejemplo, su motivación y comprensión han sido esenciales en mi vida para culminar esta etapa.

A toda mi familia

Mis abuelos, tíos y primos quienes con su apoyo contribuyeron de una u otra manera para que hoy cumpla esta meta; a mi primo Vicente por su apoyo, porque siempre ha estado presto a ayudarme cuando lo he necesitado.

A mis amigos

Luis, Michelle, Andrés, Gabriel por tomarse el tiempo de estar a mi lado cuando lo he necesitado, sus palabras de aliento, bromas y momentos inolvidables disfrutados durante todo este tiempo.

A la patria

Por darme la oportunidad de ofrecer un granito de arena con este proyecto

Carlos Vicente Torres Zambrano

AGRADECIMIENTO

En primer lugar, quiero expresar mi agradecimiento a Dios, fuente de toda sabiduría e inspiración, por sus bendiciones y fortaleza a lo largo de este camino y por ayudarme a nunca desfallecer a pesar de toda adversidad que he padecido.

A mis Padres y hermanos por su ejemplo, confianza y apoyo en todo momento, quienes son la principal motivación para el logro de esta meta.

A la Universidad Estatal Península de Santa Elena, la cual me dio la oportunidad de formarme como profesional.

A la Carrera de Ingeniería en Petróleos y todos sus docentes, quienes impartieron sus enseñanzas y contribuyeron al desarrollo de mi vida estudiantil.

A mi tutor Ingeniero Iturralde Sadi, por sus enseñanzas, directrices y tiempo brindado, las cuales fueron propicios para realizar este proyecto de la mejor manera.

Agradecemos sinceramente a nuestros amigos por sus consejos y apoyo, quienes hicieron placentera nuestra vida universitaria.

Carlos Vicente Torres Zambrano

Ing. Carlos Roberto Spencer Sandoval, PhD.

Cédula de identidad: 0900517608

Número de celular: 0997611738

Salinas- Provincia de Santa Elena.

Ecuador

CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA

Yo, Dr. Carlos Roberto Spencer Sandoval, certifico que he revisado la redacción, estilo y ortografía del contenido del proyecto de investigación: **Estudio comparativo de los métodos de recuperación mejorada SAGD y VAPEX en el campo Pungarayacu mediante software de ingeniería**, elaborado por **Carlos Vicente Torres Zambrano**, presentado como requisito académico previo a la obtención del título de Ingeniero en Petróleo, en la Universidad Estatal Península de Santa Elena, Facultad de Ciencias de la Ingeniería. Carrera de Ingeniería en Petróleo.

El mencionado trabajo, en el contexto general, cumple con los requisitos de redacción, estilo y ortografía para el uso del idioma español.

Certificación que otorgo para fines académicos pertinentes, en la ciudad de Santa Elena a los trece días del mes de febrero del dos mil diecinueve.

Certifica,



Dr. Carlos Roberto Spencer Sandoval

Ingeniero en Petróleo: SENESCYT número 8621105592

Magister en Informática Educativa: SENESCYT número 862294531

Doctor en Ciencias de la Educación: SENESCYT número 8622110185

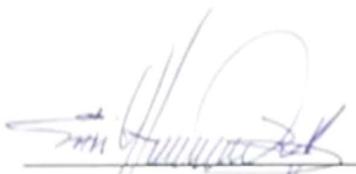
TRIBUNAL DE GRADO



Ing. Juan Garcés Vargas, MSc.
DECANO DE LA FACULTAD
DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA



Ing. Marilelis Gutiérrez, PhD.
DIRECTORA DE LA CARRERA
DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO



Ing. Sadi Iturralde Kure, Msc.
TUTOR DE TESIS



Ing. Humberto Peña, PhD.
PROFESOR DE ÁREA



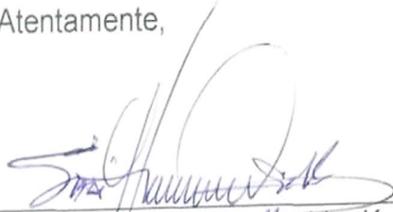
Abg. Víctor Coronel Ortiz, Msc.
SECRETARIO GENERAL

CERTIFICACIÓN DE TUTOR

En mi calidad de Tutor de la Tesis: “ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS METODOS DE RECUPERACION MEJORADA SAGD Y VAPEX EN EL CAMPO PUNGARAYACU MEDIANTE SOFTWARE DE INGENIERIA”, desarrollada por el estudiante **CARLOS VICENTE TORRES ZAMBRANO** egresado de la carrera de Ingeniería en Petróleo, Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del Título de Ingeniería en Petróleo.

Me permito declarar que luego de haber dirigido, estudiado y revisado, apruebo en su totalidad este trabajo de investigación.

Atentamente,



Ing. Sadi Armando Iturralde Kure, Msc
C.I: 0904349453
Docente Tutor



UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA
Creación: Ley No. 110 R.O. No. 366 (Suplemento) 1998-07-22

La Libertad, 11 de Enero de 2019

CERTIFICADO ANTIPLAGIO

004-TUTOR SAIK-2019

En calidad de tutor del trabajo de titulación denominado “ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS METODOS DE RECUPERACION MEJORADA SAGD Y VAPEX EN EL CAMPO PUNGARAYACU MEDIANTE SOFTWARE DE INGENIERIA.”, elaborado por el (a) estudiante CARLOS VICENTE TORRES ZAMBRANO, egresado (a) de la CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO, de la FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del título de INGENIERO EN PETRÓLEO, me permito declarar que una vez analizado en el sistema antiplagio URKUND, luego de haber cumplido los requerimientos exigidos de valoración, el presente proyecto ejecutado, se encuentra con 2% de la valoración permitida, por consiguiente se procede a emitir el presente informe.

Adjunto reporte de similitud.

Atentamente,

Ing. Sadi Armando Iturralde Kure, Msc.

C.I.:0904349453

DOCENTE TUTOR

Dirección: Vía La Libertad – Santa Elena. Teléfono: 2781738 – 2780019 telefax: 2780019
Cantón La Libertad – Ecuador Casilla postal No. 7047.

DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE TESIS

Yo, Torres Zambrano Carlos Vicente con cédula de ciudadanía; 0503419723, declaro bajo juramento que el trabajo de titulación denominado "ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS METODOS DE RECUPERACION MEJORADA SAGD Y VAPEX EN EL CAMPO PUNGARAYACU MEDIANTE SOFTWARE DE INGENIERIA", no tiene antecedentes de haber sido elaborado en la Facultad de Ciencias de la Ingeniería, Carrera Ingeniería en Petróleo, lo cual es un trabajo exclusivamente inédito y perteneciente a mi autoría.

Por este motivo, manifiesto la originalidad de la presente tesis, señalando aportes intelectuales y citas bibliográficas debidamente referenciadas y se autoriza a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, para que realice el uso adecuado y pertinente de la presente tesis.



Carlos Vicente Torres Zambrano

C.I. 0503419723

TABLA DE CONTENIDO

PORTADA	i
DEDICATORIA	iii
AGRADECIMIENTO	iv
CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA	v
TRIBUNAL DE GRADO	vi
CERTIFICACIÓN DE TUTOR	vii
CERTIFICADO ANTIPLAGIO	viii
DECLARACIÓN DE AUTORÍA DE TESIS	ix
TABLA DE CONTENIDO	x
ÍNDICE DE FIGURAS	xiii
ÍNDICE DE TABLAS	xv
ABREVIATURAS	xvi
RESUMEN	xix
ABSTRACT	xx
1. CAPÍTULO I	1
El Problema	1
1.1. Antecedentes	1
1.2. Planteamiento del problema.....	3
1.3. Justificación.....	4
1.4. Objetivo general.	4
1.5. Objetivos específicos.	5
2. CAPÍTULO II	6
Marco geológico	6
2.1. Breve reseña histórica.....	6
2.2. Ubicación del campo.	8
2.3. Contexto Geológico General	9
2.3.1. Geología estructural del campo Pungarayacu	9
2.3.2. ESTRATIGRAFÍA	11
2.3.2.1. Formación Misahuallí (Jurásico Superior - Cretácico Inferior)	12

2.3.2.2.	Formación Hollín (Cretácico inferior - Aptiense)	12
2.3.2.3.	Miembro Inferior.....	12
2.3.2.4.	Miembro Medio	12
2.3.2.5.	Miembro Superior	12
2.3.2.6.	Formación Napo (Albense - Coniacense).....	13
2.3.2.7.	Napo Inferior (Albense - Cenomanense)	13
2.3.2.8.	Napo Medio (Turonense).....	13
2.3.2.9.	Napo Superior (Turonense - Coniacense)	13
2.3.2.10.	Cuaternario	13
2.3.2.11.	Aluviales	13
2.3.2.12.	Coluviales	13
2.3.2.13.	Volcánicos Recientes	13
2.3.2.14.	Formación Misahualli (Jurásico Superior).....	14
2.3.2.15.	Formación Napo (Albiano Superior – Coniaciano).....	14
2.3.3.	Características de la arena Hollín.	15
3.	CAPITULO III	16
	Marco Teórico.....	16
3.1.	Tipos de petróleo	17
3.2.	Definición de petróleo pesado.....	19
3.3.	Definición de bitumen o petróleo extra pesado.	21
3.4.	Plan de desarrollo del reservorio.....	24
3.5.	Definición de EOR y IOR.....	28
3.6.	Recobro del petróleo residual	31
3.7.	Clasificación de los métodos EOR	32
3.7.1.	Método Térmico	33
3.7.2.	Método Químico.....	34
3.7.3.	Inyección de disolvente miscible.....	34
3.8.	Modelo de Simulación.....	35
3.8.1.	Balance de masa	35
3.8.2.	Balance de Momento	36
3.8.3.	Conservación de energía	37
3.8.4.	Presión – Volumen – Temperatura	37
3.9.	Teoría del proceso SAGD.	38
3.9.1.	Fenómeno de la cámara de propagación de vapor.....	39

3.9.2.	El fenómeno de la cámara de vapor ascendente.....	39
3.9.3.	Variaciones en los procesos SAGD	39
3.9.4.	Optimización del proceso SAGD.....	42
3.9.5.	Proceso convectivo SAGD.....	42
3.9.5.1.	Completación del pozo convectivo	43
3.9.6.	Efectos de la geomecánica en el proceso SAGD	45
3.9.7.	Efecto del gas disuelto en el proceso SAGD	45
3.9.8.	Modelos matemáticos para el método SAGD.	46
3.9.8.1.	Viscosidad entre la suspensión petróleo asfáltico.	49
3.9.8.2.	Desarrollo del modelo SAGD.....	50
3.10.	Teoría del proceso VAPEX	53
3.10.1.	Proceso WARM VAPEX.....	55
3.10.2.	Proceso HYBRID VAPEX	56
3.10.3.	Efecto de la difusión y dispersión del solvente en procesos SAGD.	57
3.10.4.	Efectos de permeabilidad en el proceso (VAPEX).....	58
3.10.5.	Modelo matemático para el proceso VAPEX.	59
3.10.5.1.	Producción de petróleo pesado en la fase de dispersión de la cámara del solvente.	60
3.10.5.2.	Producción de petróleo pesado en la cámara de disolvente en la fase descendente de la cámara de disolvente.	65
4.	CAPITULO IV	67
	Desarrollo.....	67
	Modelos para los procesos	67
4.1.	Herramientas Computacionales	67
4.1.1.	WinProp – CMG.....	67
4.1.2.	Builder – CMG	68
4.1.3.	Simulador GEM - CMG	68
4.1.4.	Simulador STARS - CMG	69
4.2.	Modelado del reservorio.....	70
4.2.1.	Modelo de Fluido	70
4.2.2.	Modelo físico.....	72
4.3.	Condiciones operacionales	74
5.	CAPÍTULO V	75

Resultados y Discusiones	75
5.1. Análisis para la producción de petróleo acumulado NP.	75
5.2. Análisis del factor de recobro (FR).	77
5.3. Análisis del corte de agua, petróleo y gas.	78
5.3.1. corte de agua, petróleo y gas para para el proceso SAGD.....	78
5.3.2. corte de agua, petróleo y gas para para el proceso VAPEX.....	80
5.3.3. Análisis económico.	81
5.3.3.1. Tasa mínima aceptable de rendimiento.....	82
5.3.3.2. Valor actual neto (VAN).....	82
5.3.3.3. Tasa interna de rendimiento (TIR).	83
5.3.3.4. Proyección costo de petróleo oriente ecuatoriano.	83
5.3.3.5. Ingresos para los procesos SAGD y VAPEX.....	84
5.3.3.6. Inversión inicial para los procesos SAGD y VAPEX.....	85
5.3.3.7. Flujo de caja para SAGD y VAPEX.....	85
6. CAPÍTULO VI	89
Conclusiones y Recomendaciones	89
6.1. Conclusiones.....	89
6.2. Recomendaciones.....	90
7. BIBLIOGRAFÍA	91

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Ubicación Geográfica del campo Pungarayacu (Halliburton, 2011).....	8
Figura 2. Ubicación del campo Pungarayacu en la zona Subandina. Modificado de (Baby et al., 2014).	10
Figura 3. Ubicación y extensión del campo Pungarayacu en el hundimiento sur del Levantamiento Napo (modelo numérico de relieves construido a partir de datos SRTM de la NASA. (Petroproducción 2010).	10
Figura 4. Diagrama estratigráfico del Cretácico de la cuenca oriente, Archivos del Campo Pungarayacu, (Secretaría de Hidrocarburos).	15
Figura 5. Relación general de la viscosidad y la gravedad API.	21

Figura 6. Respuesta de la viscosidad al cambio de temperatura. (Speight, 2009).....	23
Figura 7. Uso simplificado del punto de fluidez para definir el petróleo pesado y el bitumen.....	24
Figura 8. Fases de mayor importancia en el plan de desarrollo del reservorio	25
Figura 9. Ejemplo simplificado de un árbol de decisión para evaluar los posibles procesos de recuperación como parte del PDR en el depósito de petróleo ligero a mediano.	27
Figura 10. Ejemplo simplificado de un árbol de decisión para evaluar los procesos potenciales de recuperación como parte del PDR en reservorios de petróleo pesado a extrapesado (arenas bituminosas).	28
Figura 11. Objetivo EOR para diferentes hidrocarburos.	30
Figura 12. Efecto del número de capilares sobre la saturación de aceite residual y El efecto de la relación de movilidad en el petróleo desplazable. Figura adaptada al español. (Thomas, 2008).	32
Figura 13. Concepto de drenaje por gravedad asistido de vapor. Editada por Carlos Torres (Butler & Chow, 1996)	38
Figura 14. Diseño típico de Inyector (a) y Productor (b) para Convectivo SAGD. Editada por Carlos Torres (Sood, 2016).	44
Figura 15. Distribución Xch4. Editada por Carlos Torres de (Bharatha, Yee, & Chan, 2005)	46
Figura 16 . Flujos de gas en el borde de la cámara de vapor. Editado por Carlos Torres de (Bharatha, Yee, & Chan, 2005)	46
Figura 17. Dibujo esquemático de la sección transversal de la zona de vapor.	51
Figura 18. Sección transversal vertical de un reservorio de petróleo pesado que ilustra las características clave del proceso VAPEX editado por Carlos Torres de (Al-Hadhrami, Alkindi, & Muggeridge, 2014).....	54
Figura 19. Diagrama esquemático del modelo físico para un proceso VAPEX.	59

Figura 20. (a) Zona de transición con dos límites de línea recta a una distancia de separación constante durante la fase de dispersión de la cámara de disolvente, donde se supone una distribución lineal de la velocidad de drenaje del petróleo hacia abajo; (b) Zona de transición en t y $t + \Delta t$ durante la fase de dispersión de la cámara de disolvente; (c) Zona de transición con dos límites de línea recta a una distancia de separación constante durante la fase descendente de la cámara de disolvente; (d) Zonas de transición en t y $t + \Delta t$ durante la fase de caída de la cámara de disolvente.	61
Figura 21. Archivo de salida del simulador WINPROP	72
Figura 22. Vista 3D del depósito que muestra los espesores de las capas.....	73
Figura 23. Representación del esquema de la completación de los pozos de inyección y productor	74
Figura 24. Comparación de la Producción acumulada de petróleo para los procesos VAPEX (AZUL) y SAGD (ROJO).	76
Figura 25 Comparación del Factor de Recobro de petróleo para los procesos VAPEX (AZUL) y SAGD (ROJO).	77
Figura 26. Comparación de la producción de petróleo (rojo) y gas(verde) para el proceso SAGD.....	79
Figura 27. Curva de la producción de agua(azul) para el proceso SAGD	79
Figura 28. Comparación de la producción de petróleo (rojo), gas(verde) y agua(azul) para el proceso SAGD.....	80

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Coordenadas UTM del campo Pungarayacu (Secretaría de Hidrocarburos, 2015).....	9
Tabla 2 Diferencia simplificada entre el petróleo convencional, tight oil, petróleo mediano, petróleo pesado, petróleo extrapesado, bitumen.....	19
Tabla 3. Características físico – químicas del petróleo pungarayacu.....	71

Tabla 4. Características principales del reservorio para la creación del modelo físico.....	73
Tabla 5. Condiciones operacionales para SAGD Y VAPEX desarrollado por Carlos Torres.....	74
Tabla 6. precio promedio bbl crudo oriente realizado por Carlos Torres.....	83
Tabla 7. Proyección de ingresos para el proceso SAGD	84
Tabla 8. Proyección de ingresos para el proceso VAPEX.....	85
Tabla 9. Inversión inicial para los procesos SAGD y VAPEX.....	85
Tabla 10. Flujo de caja para SAGD.....	87
Tabla 11. Flujo de caja para SAGD.....	88

ABREVIATURAS

°C	Grados centígrados
°F	Grados Fahrenheit
BBPD	Barriles de petróleo por día
BWD	Barriles de agua por día
C1	Compuesto de hidrocarburo, metano
C2	Compuesto de hidrocarburo, etano
C3	Compuesto de hidrocarburo, propano
C6	Compuesto de hidrocarburo, hexano

C7+	Compuestos de hidrocarburo desde el heptano
CO ₂	Dióxido de carbono
cP	Centipoise
EOR	Enhanced Oil Recovery
GLP	Gas licuado de petróleo
GOR	Gas oil ratio, relación gas petróleo
H ₂ O	Agua
iC ₄	Compuesto de hidrocarburo, isobutano
iC ₅	Compuesto de hidrocarburo, isopentano
ICV	Inyección cíclica de vapor
nC ₄	Compuesto de hidrocarburo, butano normal
nC ₅	Compuesto de hidrocarburo, pentano normal
PMM	Presión mínima de miscibilidad
POES	Petróleo original en sitio
SAGD	Inyección de Vapor Asistida por Drene Gravitacional
T	Temperatura
φ	Porosidad

Términos generales

In situ	Alguna acción realizada en el mismo lugar
---------	---

Corte de agua	Porcentaje de agua producida por cada barril de petróleo
°API	Densidad del petróleo en unidades de API
Solubilidad	Capacidad de diluirse en otra sustancia
Miscibilidad	Capacidad de mezclarse entre dos o más sustancias
Pa.s	Unidad de viscosidad Pascales por segundo
Psi	Unidad de presión, libras por pulgadas al cuadrado
g/cm ³	Unidad de densidad, gramos por centímetros cúbicos
Atm	Presión atmosférica
Pc	Presión crítica
Tc	Temperatura crítica
MW	Peso molecular
Twu	Correlación para propiedades críticas de la fracción pesada
mD	Milidarcies
Oil FVF	Factor volumétrico del petróleo
SG	Gravedad específica
PVT	Presión – volumen – temperatura
STW	Surface water rate, tasa de agua en superficie
STF	Surface total phase rate, tasa de fases totales en superficie

Bbl/día	Barriles por día
---------	------------------

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**ESTUDIO COMPARATIVO DE LOS METODOS DE RECUPERACION MEJORADA
SAGD Y VAPEX EN EL CAMPO PUNGARAYACU MEDIANTE SOFTWARE DE
INGENIERIA.**

AUTOR: CARLOS VICENTE TORRES ZAMBRANO
TUTOR: ING. ITURRALDE KURE SADI ARMANDO, Msc

RESUMEN

la recuperación mejorada de petróleo se le conoce, a cualquier tipo de método que sea aplicado después de la recuperación primaria, esta se refiere a la energía inicial del yacimiento sea este por empuje de agua, empuje por casquete de gas, expansión del gas disuelto, expansión de la roca-fluido y drenaje por gravedad, siendo la recuperación secundaria un método para mantener la energía del yacimiento. En la actualidad la atención de la industria petrolera se dirige hacia la producción de petróleo pesado(10-20 API) que junto con el petróleo extra pesado (<10° API) o bitumen suman aproximadamente un 70 % de las reservas de petróleo totales del mundo, este tipo de yacimiento con petróleo pesado y extra pesado se los define normalmente como yacimientos no convencionales y existen varios métodos que se pueden aplicar para recuperar la mayor cantidad de petróleo posible, en este trabajo solo nos concentraremos en analizar el comportamiento de los métodos Steam Assisted Gravity Drainage (SAGD) y Vapor Assisted Petroleum Extraction (VAPEX) para el modelo de petróleo del Campo Pungarayacu. La presente investigación se centrará en la formación hollín inferior del campo Pungarayacu ya que constituye el cuerpo más importante del reservorio con un espesor que varía entre 23-50 metros, según la información de la secretaria nacional de hidrocarburos del 2010, esta arenisca es de color gris claro, grano fino a medio, porosidad igual a 22,4%, saturación de agua es del 45%, y entre otras características petrofísicas. El propósito de esta investigación es el análisis cualitativo y cuantitativo al comparar los métodos de recuperación mejorada SAGD y VAPEX cuando son aplicados a un bloque de simulación definido por propiedades de la roca y fluidos del campo pungarayacu.

Palabra Claves: Tecnologías SAGD y VAPEX - Recuperación mejorada de petróleo - Simulación - Factor de recobro- Campo Pungarayacu.

**UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA
FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO**

**COMPARATIVE STUDY OF THE METHODS OF ENHANCED RECOVERY SAGD
AND VAPEX IN THE PUNGARAYACU FIELD THROUGH ENGINEERING
SOFTWARE.**

AUTOR: CARLOS VICENTE TORRES ZAMBRANO
TUTOR: ING. ITURRALDE KURE SADI ARMANDO, Msc

ABSTRACT

the enhanced oil recovery is known, to any type of method that is applied after the primary recovery, it is refers to the initial energy of the deposit, such as gasdrive, waterdrive, rock-fluid expansion and gravity drainage, being the secondary recovery a method to maintain the energy of the deposit .nowadays, the attention of the oil industry is directed towards the production of heavy oil (10-20 API) which together with extra heavy oil (<10 ° API) or bitumen account for approximately 70% the total oil reserves of the oil industry. world, this type of deposit with heavy and extra heavy oil is normally defined as unconventional deposits and there are several methods that can be applied to recover as much oil as possible, in this work we will only concentrate on analyzing the behavior of the methods Steam Assisted Gravity Drainage (SAGD) and Vapor Assisted Petroleum Extraction (VAPEX) for the Pungarayacu oil model. The present investigation will focus on the lower hollin formation of the Pungarayacu field since they constitute the most important body of the reservoir with a thickness that varies between 23-50 meters, according to the information of the national secretary of hydrocarbons of 2010, this sandstone is light gray color, fine to medium grain, porosity equal to 22.4%, water saturation is 45%, and among other petrophysical characteristics. The purpose of this research is the qualitative and quantitative analysis when comparing the enhanced oil recovery methods SAGD and VAPEX when they are applied to a simulation block defined by properties of rock and fluids of the pungarayacu field.

Keyword: SAGD and VAPEX technologies – Enhanced oil recovery - Simulation - Recovery factor - Pungarayacu field.

1. CAPÍTULO I

El Problema

1.1. Antecedentes

El método SAGD se desarrolla por la necesidad de nuevas tecnologías para la explotación de petróleo pesado en Alberta-Canadá por (Roger, 1997) el cual fue un ingeniero de la compañía Imperial Oil (Canadá) en el año 1969. Pero no fue hasta el año 1975 cuando la compañía pudo desarrollar el nuevo concepto del método SAGD. Fue en 1980 donde un proyecto piloto en Cold Lake (Canadá) tuvo lugar siendo el primer pozo horizontal para la época, el proyecto fue declarado ineficiente. Todo esto origino que se examinará el concepto de pozos horizontales (uno inyector y el otro productor) en Athabasca-Canadá en 1992, obteniéndose resultados positivos de hasta 2000 BLPD a partir de tres pares de pozos, mostrando así la viabilidad técnica del método drenaje gravitacional asistido por vapor.

La oferta de inyección de solventes como método de recuperación fue adaptada desde 1974 cuando Joseph C. Allen presentó para la Estimulación Cíclica de Vapor ; en 1979; en 1981 David A. Redford expuso una inyección simultánea de vapor y gas hidrocarburo para que el aceite pesado sea más ligero, todos estos métodos fueron hechos por pozos verticales, pero fue en 1989, cuando comenzó a hacerse común el uso de pozos horizontales, que Roger M. Butler con Igor J. Mokrys perfeccionaron el método SAGD (Steam Assisted Gravity Drainage) dando lugar al método VAPEX (Vapour Extraction) el cual reduce la viscosidad del petróleo utilizando solventes (gases hidrocarburos).

En la actualidad se han realizado pocos trabajos de investigación académicas con respecto a la aplicación de métodos de recuperación mejorada en el campo Pungarayacu, como el SAGD y el VAPEX en el campo Pungarayacu. Uno de

esos trabajos fue realizado por (Lowy, Garrido, & Melo, 2015), donde se enfoca en las variables operacionales del proceso de producción en el bloque 20 del campo Pungarayacu, su resultado principal fue el cálculo del caudal estimando 354 barriles por día en el proceso SAGD aplicando el modelo empírico matemático de (Butler, 1991), de acuerdo a las características petrofísicas y de yacimiento del campo Pungarayacu.

“Los parámetros de yacimiento de mayor impacto en la producción de petróleo durante el proceso SAGD en los yacimientos de crudo pesado, en base a estudios realizados de simulación, son: el espesor de la arena, la porosidad media del yacimiento, la temperatura inicial, la desviación estándar de la porosidad, la relación entre la permeabilidad vertical y horizontal K_v/K_h y el grado API del crudo”. (Lowy, Garrido, & Melo, 2015).

Una publicación de (Wu & Li, 2015) sobre un caso de estudio de solvente asistido puesto en marcha en Fengcheng para el proyecto SAGD muestra una comparación entre el método SAGD tradicional y un SAGD asistido con solvente para un par de pozos con similares condiciones geológicas, el par de pozos asistido con solvente tuvo mejores resultados con respecto al método sagd tradicional.

Otro trabajo de tesis muy interesante fue el que realizó (Carrion Maldonado & Medina, 2016) sobre un análisis para la implementación de métodos de recuperación térmica en la explotación del pozo IP 015 del campo Pungarayacu. Demostraron que el caudal en los primeros 30 días de producción mediante el método de inyección cíclica de vapor no varía significativamente entre los tipos de completación con aislante o sin aislante.

En otra publicación presentada en la conferencia técnica de petróleo pesado en Calgary por el SPE (Zeinab & Ali, 2017), hace referencia a un nuevo modelo matemático de solvente para el proceso SAGD, este modelo solvente-SAGD presentado en este trabajo muestra que adicionando solvente al vapor da como

resultado una mayor tasa de producción y menor proporción acumulada de vapor y aceite en comparación del vapor solamente.

1.2. Planteamiento del problema

Debido a que las reservas de crudo liviano y mediano se están agotando en el Ecuador existe gran interés en la investigación y desarrollo en reservas de crudo pesado, y una de las mayores reservas de crudo pesado se encuentra en la arena hollín del campo Pungarayacu, estas investigaciones deben ir de la mano con compañías operadoras y recibir el apoyo del estado.

Otro hecho muy importante es que el desarrollo investigativo en este campo es muy escaso y se requiere más que una comparación entre los métodos de recuperación mejorada para la posible explotación de este campo, se debe ser consciente que el campo Pungarayacu posee la mayor reserva de petróleo en el Ecuador este hecho genera gran interés investigativo tanto a las universidades como a las empresas.

El modelo de fluido del campo Pungarayacu junto al modelo geológico son de vital importancia para exploración y parcial explotación del campo, como parte de esta investigación se centrará en el modelo de fluido generándolo mediante un simulador y de esta forma realizar la respectiva comparación entre procesos de recuperación mejorada SAGD y VAPEX, sin dejar de lado las propiedades petrofísicas y mecánicas de las rocas.

Sin embargo, hay que tener en cuenta que no se ha determinado en su totalidad los fundamentos necesarios para el desarrollo explotación y manejo de crudos pesados de los campos no producidos. Por lo que se han formulado las siguientes preguntas:

¿Con qué volumen de reservas de crudos pesados cuenta el campo de Pungarayacú de Petroproducción?

¿Cuánta producción se obtiene con la tecnología adecuada para la explotación y manejo de crudos pesados en el campo Pungarayacú?

¿Qué inversión es necesaria para la explotación de crudos pesados en el campo Pungarayacú?

1.3. Justificación

El presente trabajo de investigación se realizará en función de las propiedades de la roca y fluidos del campo Pungarayacu para tener una idea de cuál de los dos métodos propuestos de recuperación mejorada representa mejores resultados o un mayor porcentaje en el factor de recobro para un tiempo definido, el campo de Pungarayacu es una de las reservas más grandes de petróleo pesado que tiene hasta el momento el Ecuador.

Para su explotación es necesario aplicar algún tipo de recuperación para disminuir su viscosidad, esta variación de la viscosidad del petróleo puede estar en función de la temperatura inyectando vapor (SAGD) como en función de su peso molecular inyectando solventes (VAPEX). Los resultados de la investigación darán una noción acerca de cuál método es más óptimo para implementarlo en el campo Pungarayacu beneficiándose así el estado y las empresas que quieran explotar el campo.

Cabe mencionar que para un proyecto de recuperación mejorada en el campo Pungarayacu es necesario de un análisis técnico/económico, aparte de este análisis técnico y comparativo, se realizará un análisis económico para cada proceso realizando un análisis de sensibilidad y así calcular el punto de equilibrio, para el análisis técnico se dejará información teórica acerca de la aplicación de ambos métodos y las ecuaciones empíricas que han sido desarrolladas mediante una base de datos recopilado de la aplicación de ambos métodos en varios campos petroleros alrededor del mundo.

1.4. Objetivo general.

Comparar las tecnologías SAGD y VAPEX con el modelo de fluido del crudo Pungarayacu y que efectos económicos tienen sobre la recuperación del crudo para la posible aplicación de estas tecnologías en el campo Pungarayacú.

1.5. Objetivos específicos.

- Describir los fundamentos técnicos teóricos de los métodos SAGD y VAPEX con la finalidad de entender su funcionamiento en el simulador CMG utilizando ecuaciones matemáticas de cada método.

- Establecer datos petrofísicos y de yacimiento de la arena hollín del campo Pungarayacu para la creación del modelo del crudo en el simulador.

- Desarrollar el modelo de fluido junto al modelo físico del campo Pungarayacu usando el software CMG-WINPROP con la finalidad de implementarlo en el simulador STARS.

- Analizar resultados de producción de petróleo acumulada, producción diaria de agua y gas en cada método para el desarrollo del análisis económico.

- Comparar las tecnologías SAGD y VAPEX según los resultados de la simulación numérica y económica para la posible aplicación de estas tecnologías en el campo Pungarayacu.

2. CAPÍTULO II

Marco geológico

2.1. Breve reseña histórica

Esta estimado que el campo pungarayacu contiene un volumen de reservas que varía aproximadamente entre 4000 y 7000 millones de barriles constituyéndose en la mayor acumulación de crudo de la cuenca oriente, superior a las reservas gigantescas de Shushufindi, Sacha y Ishpingo, este es un campo exclusivo de crudo extrapesado de arenas bituminosas (6-10° API) Baby P. et al. (2008). El alias del Campo tal y como fueron nombrados campos vecinos fue tomado de uno de los ríos que lo cruzan y cuyo significado en quechua es, río (yacu) y brea (pungara).

De igual modo, el río Hollín llamado así probablemente por el color negro de sus quebradas orillas en las que aflora la formación Hollín de areniscas bituminosas, da una idea conocimiento ancestral de la presencia de brea, la misma que era utilizada para el calafateado de las canoas y posiblemente para el encendido de mechas

CEPE (Corporación Estatal Petrolera Ecuatoriana), antecesora de Petroecuador, realizo el levantamiento geológico del área entre finales de los setenta e inicios de los ochenta. Con el fin de cuantificar la acumulación de crudo, procede a perforar a inicios de los ochenta pozos de cateo con muestreo continuo de núcleos.

La Estatal realizo el reconocimiento geológico regional del área Puerto Napo - Tena, utilizando fotogeología acompañada de estudios de campo, en el año 1974. Como consecuencia de este reconocimiento, se elaboró un mapa geológico con escala 1:100.000, en el cual se ubicaron los indicios superficiales de petróleo pesado, asfalto y las estructuras detectadas. 5 entre 1979 - 1981, se realizaron estudios de semi - detalle en un área de 240 Km², basándose en la información geológica del campo, lo que llevo a realizar las primeras perforaciones en el campo en un numero de 15 pozos, resultando todos estos

positivos y que sirvieron para estudiar la estructura del área y obtener los parámetros petrofísicos que facilitaron el cálculo de las reservas.

En 1984 se produjo el informe "La Zona Sabandija y sus Prospectos Hidrocarburíferos ", realizado por CEPE, en el que se presentó un sumario de las características litológicas, petrofísicas y geológicas de las rocas madres y del potencial generador de hidrocarburo basándose en el análisis de muestras de los pozos más representativos localizados en los diferentes campos del Oriente Ecuatoriano.

El informe de avance del Campo Pungarayacu se presentó en el año de 1985 por la división de exploración de CEPE, uniendo el área Norte y Sur, perforaron un total de 26 pozos exploratorios con núcleos completos, logrando valuar hidrocarburos pesados muy importantes para el país. El Ministerio de Obras Públicas, en las últimas décadas ha elaborado una sucesión de análisis de laboratorio de las areniscas asfálticas del Campo Pungarayacu, en sus instalaciones o en convenio de cooperación con otras instituciones públicas y privadas.

Estos estudios se han plasmado en la construcción anti técnica de una pequeña cantera ubicada en el kilómetro 10 de la vía Hollín - Loreto - Coca, en la que explotan el material asfáltico para utilizarlo en las vías de la zona.

En 1992 la compañía Arco desarrolló un estudio en donde determinó que la cuenca posee la mayor acumulación de reservas con alrededor de 4000 millones de barriles, sin embargo, en la actualidad la Secretaria de Hidrocarburos del Ecuador señala que las reservas probadas del campo solo son de 316 millones de barriles. (Carrión y Medina, 2016).

En el año 2008 se otorga el campo a la compañía *Ivanhoe Energy* y esta perforó tres pozos más, uno de ellos llegó hasta el pre cretácico atravesando estratos volcánicos, capas rojas y lutitas bituminosas del paleozoico, sin embargo, el método de explotación ha sido continuamente replanteado durante los últimos

cinco años verificando que la producción de este campo constituye en desafío para la industria petrolera.

2.2. Ubicación del campo.

El campo Pungarayacu – Bloque 20 está situado en la provincia del Napo, cantones Tena y Archidona. Se localiza entre la sierra Guacamayos al norte y al sur con Puerto Napo entre una longitud de 43 km y un ancho aproximadamente de 16 Km creando un área semi rectangular de aproximadamente 647 Km² (Bustamante, 2016) que se observa en la figura 1.

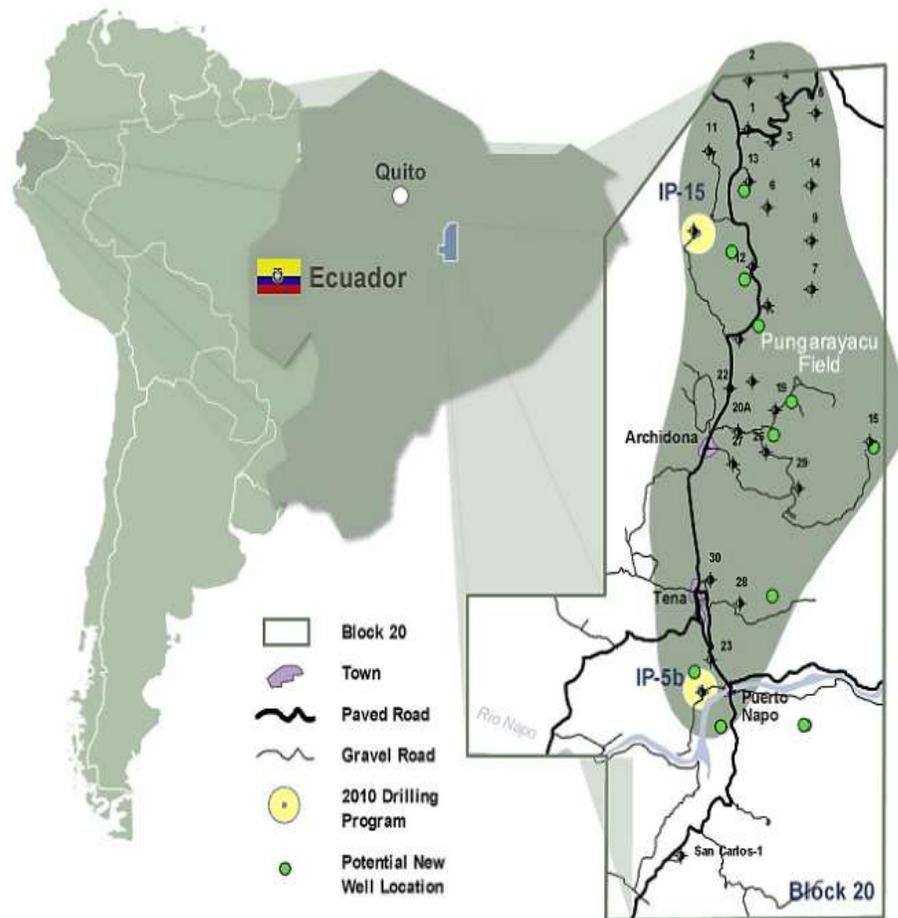


Figura 1. Ubicación Geográfica del campo Pungarayacu (Halliburton, 2011)

Para mejor detalle del CAMPO PUNGARAYACU y mejor comprensión en los anexos se mostrarán los mapas de espesor saturado de petróleo (Anexo.1),

Mapa de Isoíndices de Hidrocarburos (Anexo. 2), Mapa de Isosaturación de Petróleo (Anexo. 3), Mapa Espesor Neto de Arena en Pies (Anexo. 4), Mapa Espesor Total Hollín en Pies (Anexo. 5), Mapa Isoporosidades (Anexo. 6), Mapa Topográfico y de Ubicación de Pozos (Anexo. 7).

El área de tesis del campo Pungarayacu – Bloque 20, está comprendida entre las coordenadas UTM incluidas en la Tabla 1.

Campo Pungarayacu Bloke-20

Punto	Coordenadas	
	Oeste	sur
P-1	20000	9925000
P-2	18000	9925000
P-3	18000	9889349
P-4	17000	9889349
P-5	18000	9880128
P-6	17000	9880128
P-7	18000	9870907
P-8	20000	9870907

Tabla 1. Coordenadas UTM del campo Pungarayacu (Secretaría de Hidrocarburos, 2015)

2.3. Contexto Geológico General

2.3.1. Geología estructural del campo Pungarayacu

El Campo Pungarayacu está ubicado en el Dominio Occidental o Sistema Subandino (figura 2) que corresponde a una cuenca estructurada por fallas inversas de orientación N-S a NNE-NNO (Baby, Rivadeneira, & Barragán, La Cuenca Oriente: Geología y Petróleo, 2014)

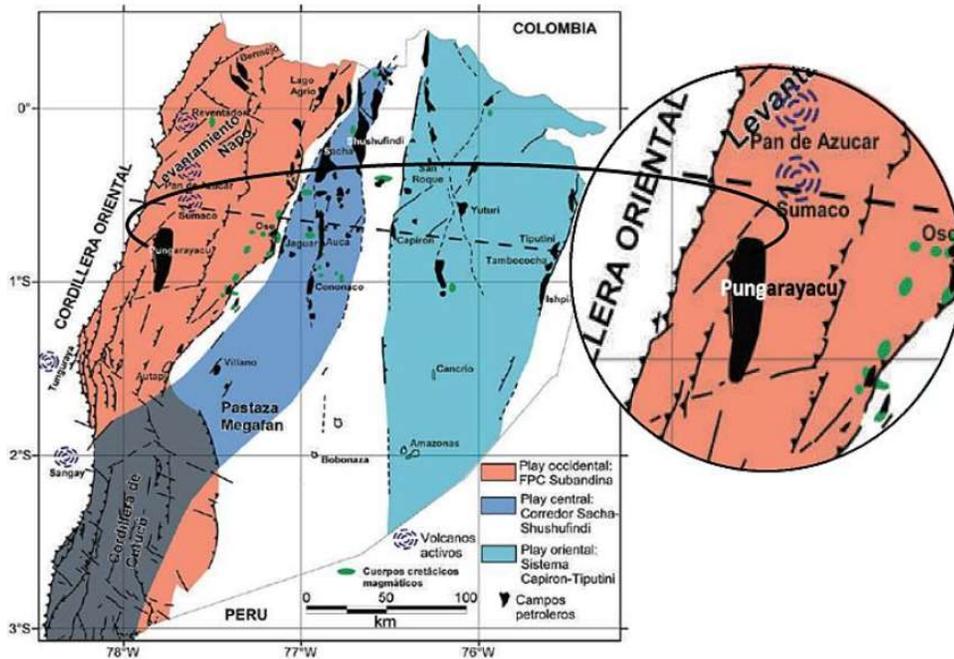


Figura 2. Ubicación del campo Pungarayacu en la zona Subandina. Modificado de (Baby et al., 2014).

El campo Pungarayacu se compone una gran estructura positiva en la sección sísmica PE-92-4350-A, que se asienta en el perínclinal sur del Levantamiento Napo (figura 3), la estructura al poseer una directriz positiva creó ambientes propicios para la migración del crudo en orientación a la estructura, esta corresponde a un anticlinal fallado (Bustamante, 2016)

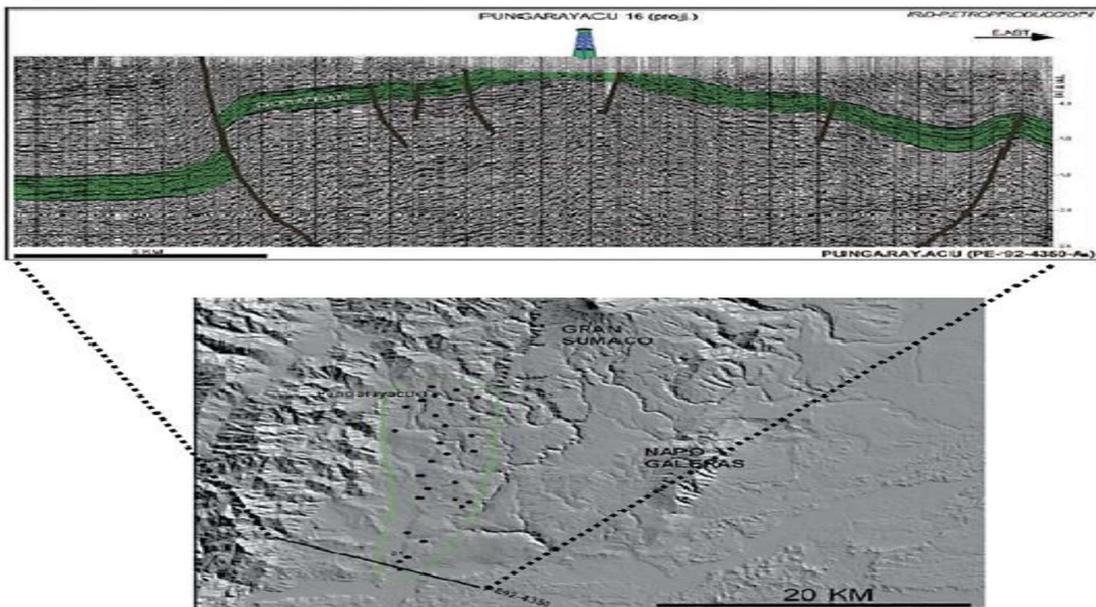


Figura 3. Ubicación y extensión del campo Pungarayacu en el hundimiento sur del Levantamiento Napo (modelo numérico de relieves construido a partir de datos SRTM de la NASA. (Petroproducción 2010).

En el proceso de depositación de la Formación Tena, la parte superior de la Formación Napo se encontraba fuertemente erosionada, en condiciones aptas para el entrapamiento de hidrocarburos, sin embargo, debido a la inmadurez de la materia orgánica no se dio la generación de petróleo en esta formación, por lo que se considera que el petróleo proviene de una migración desde una roca madre pre cretácica a través de ventanas erosionadas de la Formación Misahuallí considerada roca sello. Continuó la depositación de areniscas en la Formación Tena durante el terciario, y en el Eoceno se asentaron una gran cantidad de sedimentos mólicos de la Formación Tiyuyacu.

En el Cuaternario tuvo lugar una fuerte erosión de las rocas terciarias que revestían el levantamiento Napo – Galeras y sus flancos. El petróleo en esta etapa se encontraba ya entrapado en el actual Campo Pungarayacu y se producía una fuerte degradación de componentes livianos del crudo debido a infiltraciones de agua rica en oxígeno y la acción de bacterias oleofílicas.

El proceso de la elevación (orogenia) de la Cordillera de los Andes continuaba originando una gran cantidad material correspondiente al desprendimiento de rocas terciarias y cretácicas, en donde el Campo Pungarayacu se constituyó como parte del lado sub montañoso de la cuenca oriente y con ello causando la elevación del batolito de Abitagua – Guacamayos. En el Holoceno y hasta la actualidad, se produce la oxidación y biodegradación del crudo debido al modelamiento continuo de los ríos en el sector.

El proceso de formación del Campo Pungarayacu se dio bajo un régimen tectónico tipo plata mórfico regional marginal, posterior al asentamiento de la Formación Hollín, en el cual se desarrolló un proceso de sedimentación de capas de areniscas las mismas provenientes de procesos de regresión del nivel mar intercaladas con transgresiones permanentes.

2.3.2. ESTRATIGRAFÍA

En el área del campo pungarayacu brotan rocas que proceden del Jurásico hasta el Cuaternario, y están caracterizadas por las Formaciones: Misahuallí, Hollín, Napo y Cuaternarios.

2.3.2.1. Formación Misahuallí (Jurásico Superior - Cretácico Inferior)

Esta formación aflora y se extiende a lo largo del encaminado del río Chonta yacú. Está formada litológicamente por basaltos de color verde a pardo, y tiene cuantiosas rocas piroclásticas. La porción superior próxima a la unión con la Formación Hollín, se encuentra fuertemente alterada, producto de meteorización.

2.3.2.2. Formación Hollín (Cretácico inferior - Aptiense)

Es el reservorio más significativo del Campo Pungarayacu, por la cual ha sido centro de estudios proyectos e investigaciones detallados tanto en afloramientos, como en los pozos perforados. Por sus particularidades litológicas la formación ha sido subdividida en tres miembros:

2.3.2.3. Miembro Inferior

Formado por areniscas cuarzosas de color blanco a gris oscuro, de grano tamaño medio en la parte del tope a grueso en la base, semi redondeado a redondeado.

2.3.2.4. Miembro Medio

Está compuesto por limolitas, arcillolitas y areniscas. Las limolitas son de color obscuro pardo levemente arenosas; las arcillolitas son de color pardo, mostrando en sus lados restos de vegetales y ámbar; las areniscas son cuarzosas, de color gris oscuro, de grano fino a medio, sub angular a sub redondeado.

2.3.2.5. Miembro Superior

Está dado por areniscas cuarzosas, de color gris oscuro, de grano fino a medio, redondeado, bien seleccionado, con intercalaciones finas de lutitas negras en parte levemente calcáreas. Las diferenciaciones de espesores de los diferentes miembros de la Formación Hollín se unen entre sí, dando como consecuencia un espesor total de la formación bastante uniforme, que varía de 272.30 a 341.20 pies.

2.3.2.6. Formación Napo (Albense - Coniacense)

Aflora y esta erosionada en pedazos en la mayor parte del área, la Formación Napo se subdivide en tres miembros:

2.3.2.7. Napo Inferior (Albense - Cenomanense)

Organizada por una sucesión de areniscas, calizas y lutitas: areniscas glauconitas, calizas fosilíferas y lutitas de color negro.

2.3.2.8. Napo Medio (Turonense)

Se define por ser un miembro puramente calcáreo, formada por una capa de calizas fosilíferas grises, sobre la cual yace una alternancia de lutitas negras y calizas clásticas.

2.3.2.9. Napo Superior (Turonense - Coniacense)

Este miembro casi en su totalidad ha sido erosionado y está formado de lutitas negras duras.

2.3.2.10. Cuaternario

Combinado de materiales directos de tipo aluvial, coluvial y volcánicos recientes.

2.3.2.11. Aluviales

Se hallan principalmente asociados a los cauces y orillas de los ríos Chonta yacú y Pungarayacu. Están constituidos por materiales poli genéticos, generalmente mal clasificados, acarreados por eventuales crecidas torrenciales y flujos de agua.

2.3.2.12. Coluviales

Están constituidos en su gran mayoría por bloques de granito, provenientes de la cordillera Oriental de los Andes, envueltos en matriz de arenas, limos y arcillas de color rojo.

2.3.2.13. Volcánicos Recientes

Al Nororiente del área de estudio sobre las mesetas de la Formación Napo afloran lavas y piroclastos de composición intermedia a básica proveniente del Volcán Zumaco.

2.3.2.14. Formación Misahualli (Jurásico Superior)

Lavas como traquitas y basaltos andesíticos sedimentos vulcano génicos como tobas consolidadas y arcillas tobáceas frecuentemente bajo el contacto con las areniscas Hollín, encontrándose además dolomitas que seguramente se asocian con una incursión marina temprana definida por floreciente entre Chapiza y Hollín y que se diferencia de Hollín por el agua salobre, determinada por una deflexión de la curva SP hacia valores negativos. (Palomino, 2014)

2.3.2.15. Formación Napo (Albiano Superior – Coniaciano).

En la formación Napo del campo Pungarayacu, está ausente la parte lutítica floreciente sobre las calizas de Napo Superior, lo que se evidencia en el pozo Pungarayacu 30. (Palomino, 2014) .

EDAD	FORMACIÓN	DESCRIPCIÓN LITOLÓGICA	
TERCIARIO	MESA		TERRAZAS DE ARCILLA Y ARENISCA TUFÁCEA
	CHAMBIRA		ARCILLAS, ARENISCAS
	ARANJUNO		CONGLOMERADOS
	CHALCANA		ARCILLAS, ARENISCA PEQUEÑA
	ORTEGUASA		SHALES DE COLOR MARRÓN, ARENISCA PEQUEÑA
	TIYUYACU		ARCILLAS ROJAS, VERDES, MORADAS, ARENISCA Y CONGLOMERADOS
CRETÁCICO	Tena		ARCILLA ROJA Y ARENISCAS
	M-1		ARENISCA CUARZOSA BLANCA, PERMEABLE

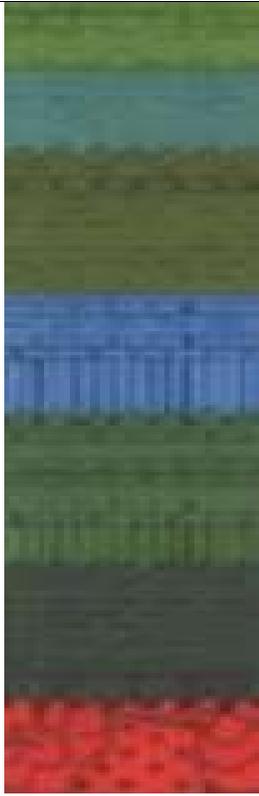
CRETÁCICO	NAPO		"A" ARENISCA "U" CALIZA "B" ARENISCA "T" CALIZA
	HOLLÍN		ARENISCA BLANCA CUARZOSA
JURÁSICO	MISAHUALLI		FLUJOS DE LAVA, BRECHAS, "CAMAS ROJAS", ARCILLA Y ARENISCA, POCOS CONGLOMERADOS
	CHAPIZA		CALIZAS Y ESQUISTOS BITUMINOSOS, ARENISCA LIMITADA
	SANTIAGO		
PALEOZOICO	MACUMA		CALIZA, LUTITA, DOLOMITAS, ARENISCA
	PUMBUIZA		LUTITA GRIS- OSCURA
PC	BASAMENTO		ESQUISTO, GRANITO

Figura 4. Diagrama estratigráfico del campo pungarayacu, Archivos del Campo Pungarayacu, (Secretaría de Hidrocarburos).

2.3.3. Características de la arena Hollín.

La arena Hollín se ubica a profundidades de 0 – 3.28 pies desde la superficie variando de norte de sur debido a la topografía de ambiente sedimentario. (Palomino, 2014) Las arenas del miembro inferior son la que poseen la mayor cantidad de crudo con un espesor entre 75.50 y 187 pies, las arenas del miembro medio que se diferencian de la arena inferior por una capa delgada de limolitas y arcillolitas tienen un espesor de 68.9 – 137.8 pies, finalmente la arena del miembro superior tiene un espesor que varía entre 9.84 – 39.36 pies.

Esta tesis va a tomar como base el espesor de la arena Hollín del miembro inferior, se debe tomar en cuenta que en la arena hollín yacen aproximadamente 5.400 millones y solo el 84% del petróleo in situ permanece en el campo pungarayacu, toda esta cantidad no ha sido tomada en cuenta como reserva por las propiedades del crudo.

3. CAPITULO III

Marco Teórico

El petróleo (petróleo crudo; petróleo convencional) se encuentra en los poros microscópicos de rocas sedimentarias como en la arenisca y la caliza. No todos los poros de una roca contienen petróleo y algunos estarán ocupados con agua o salmuera saturada de minerales. Sin embargo, no todos los yacimientos petrolíferos que se descubren son explotados ya que los reservorios pueden ser:

- Demasiado profundo para una buena recuperación económica.
- Reservorios con volumen insuficiente para su explotación.
- Tan remoto que los costos de transporte son excesivos.
- Formación cerrada donde se requieren técnicas adicionales, como la fracturación hidráulica, para recuperar el crudo.

En el depósito típico de roca porosa, el petróleo convencional es un líquido que fluye libremente, por otro lado, el petróleo pesado es un tipo viscoso de petróleo que contiene niveles más altos de azufre y constituyentes no volátiles que el petróleo convencional, pero se produce en lugares similares al petróleo convencional. La naturaleza viscosa del petróleo pesado es un problema para las operaciones de recuperación y refinación: la viscosidad del petróleo es demasiado alta, lo que hace que la recuperación sea costosa y / o difícil además el contenido de azufre puede ser alto, lo que aumenta el costo de refinación del aceite.

En cualquier texto relacionado con las propiedades y el comportamiento (recuperación o refinación) de un recurso natural (es decir, petróleo pesado), es necesario entender el recurso primero a través del nombre, la terminología o la definición. El petróleo pesado típicamente tiene proporciones relativamente bajas de compuestos volátiles con pesos moleculares bajos y con mayores proporciones en compuestos con alto peso molecular de menor volatilidad.

La fracción de alto peso molecular de los aceites pesados se compone de un complejo surtido de diferentes compuestos moleculares y químicos (no necesariamente parafinas o asfáltenos) con altos puntos de fusión y altos puntos de fluidez que contribuyen en gran medida a las pobres propiedades del fluido pesado en el aceite pesado. Contribuyendo a la baja movilidad (en comparación con el petróleo crudo convencional).

De manera más general, el aceite pesado generalmente tiene niveles bajos (si los hay) de parafinas (alcanos de cadena lineal) con niveles moderados a altos de constituyentes de asfáltenos. Los constituyentes del asfalteno no son necesariamente la causa principal de la alta gravedad específica (baja gravedad API) del aceite ni son siempre la principal causa de problemas de producción.

Es esencial considerar el contenido de los constituyentes de resina y los constituyentes aromáticos, los cuales son capaces de impedir la separación de los constituyentes de asfáltenos durante la recuperación. Solo cuando los componentes del asfalteno se separan del petróleo como fase una separada logran depositarse en la formación o en el tren de producción.

“El petróleo pesado es un recurso que se caracteriza por altas viscosidades (es decir, resistencia al flujo) y altas densidades en comparación con el petróleo convencional. La mayoría de los reservorios de petróleo pesado se originaron como petróleo convencional que, se formó en formaciones profundas, pero migró a la superficie, donde fueron degradados por las bacterias y por la intemperie y donde los hidrocarburos más ligeros escaparon. El aceite pesado es deficiente en hidrógeno y tiene alto contenido de carbono, azufre y metales pesados. Por lo tanto, el aceite pesado requiere un procesamiento adicional para convertirse en una materia prima adecuada de refinería” (Speight, 2009).

3.1. Tipos de petróleo

Aparte de la demanda y del mercado, es esencial reconocer que existen diferencias entre el petróleo convencional, el petróleo pesado y el bitumen y, además, existen variaciones significativas dentro de los tipos de petróleo convencionales, también existe diferencia entre los tipos de petróleo pesado Si

bien bitumen es, por definición, diferente al petróleo crudo convencional y al petróleo pesado.

También existen diferencias entre los distintos tipos de materiales que entran dentro de la definición del bitumen. Esto se refleja en las diferencias observadas en varios procesos de recuperación, así como en las variaciones de precios entre los tipos de petróleo crudo convencional, los aceites pesados y bitumen. (Tabla 2).

Petróleo convencional
Móvil en el reservorio; Gravedad API > 25
Depósito de alta permeabilidad
Recuperación primaria
Recuperación secundaria
Tight oil
Propiedades similares a las propiedades del petróleo convencional; Gravedad API > 25 °
Inmóvil en el reservorio.
Baja permeabilidad del reservorio
Perforación horizontal en el reservorio
Fracturar (típicamente multifractura) para liberar fluidos / gases
Petróleo mediano
Propiedades similares a las propiedades del petróleo convencional; Gravedad API: 20–25 °
Depósito de alta permeabilidad
Recuperación primaria
Recuperación secundaria
Petróleo pesado
Más viscoso que el petróleo convencional; Gravedad API: 10–20 °
Móvil en el reservorio
Reservorio de alta permeabilidad
Recuperación secundaria
Recuperación terciaria (recuperación mejorada de petróleo - EOR; por ejemplo, estimulación con vapor)
Petróleo extra pesado
Propiedades similares a las propiedades del bitumen; Gravedad API: <10 °
Móvil en el reservorio
Reservorio de alta permeabilidad
Recuperación secundaria

Recuperación terciaria (recuperación mejorada de petróleo - EOR; por ejemplo, estimulación con vapor)
Bitumen
Inmóvil en el reservorio; Gravedad API: <10 °
Reservorio de alta permeabilidad
Minería (a menudo precedida por fracturamiento explosivo)
Drenaje por gravedad asistido por vapor (SAGD)
Métodos solventes (VAPEX)
Métodos innovadores
<i>Tabla diseñada por el autor, en esta tesis se trabajará con petróleo extra pesado y bitumen se aplicará las tecnologías SAGD y VAPEX por lo cual vamos a definirlos a continuación.</i>

Tabla 2 Diferencia simplificada entre el petróleo convencional, tight oil, petróleo mediano, petróleo pesado, petróleo extrapesado, bitumen.

3.2. Definición de petróleo pesado.

La definición de crudo pesado está basada en sus propiedades físicas y químicas o en una combinación de las dos, aunque el análisis químico es riguroso, se consume mucho tiempo en realizarlo y la composición química se refleja a menudo en los atributos físicos que se miden más fácilmente. Las características físicas más fáciles de medir son la gravedad API y la viscosidad.

Cualquiera o ambas de estas propiedades se usan comúnmente para establecer los límites de crudo pesado, esos parámetros están dentro de los requerimientos del instituto americano del petróleo de tal manera que existe una relación entre la densidad del crudo y la del agua, a través de la gravedad específica del aceite (Martínez, 2011) , la viscosidad a la temperatura de yacimiento es generalmente la medida más importante para la producción de un yacimiento, ya que determina con qué facilidad fluirá el petróleo.

Por otro lado, la densidad del petróleo es importante para evaluar el valor del recurso, estimar el rendimiento y calcular los costos de refinación. Desafortunadamente, no existe una relación directa entre las dos, por ejemplo, un crudo de mediana o baja densidad, con alto contenido de parafinas en un yacimiento con baja temperatura y somero, puede presentar una viscosidad más

alta que un crudo pesado, libre de parafinas, en un yacimiento profundo y con alta temperatura. (Curtis & Kopper, 2002-2003)

El crudo pesado posee altas concentraciones de metales como níquel y vanadio además de altas viscosidades lo que exige más esfuerzos y recursos para la extracción y transporte debido a la restricción de la velocidad de flujo generado por la viscosidad. Una vez expuestas las consideraciones anteriores, según (Moncada, 2015), "El petróleo pesado se define como petróleo con una densidad API entre 10° API y 23.3°API y con una viscosidad superior a 0.01Pa.s [10cp], y se establece a un crudo extra pesado aquel cuya densidad es inferior a 10°API."

De igual manera, los crudos pesados pueden contener una elevada concentración de asfáltenos, resinas y parafinas por lo que la disminución de la densidad API del petróleo pesado aumenta el contenido de resinas y asfáltenos. El precio de un crudo pesado tiende a ser menor en el mercado debido a la cantidad de procesos que son llevados a cabo para refinarlos en comparación con los petróleos convencionales. Una de las características principales en un crudo pesado es la viscosidad, que a su vez es inversamente proporcional a la temperatura.

A todo esto, se considera que los aceites pesados son aquellos que tienen una gravedad inferior a 20 ° API, y los aceites pesados generalmente caen en el rango de gravedad API de 10 a 15 °. Por ejemplo, el crudo pesado Cold Lake tiene una gravedad API igual a 12 °. Los aceites extra pesados, como el bitumen de arena de alquitrán, generalmente tienen una gravedad API en el rango de 5 a 10 °(bitumen Athabasca = 8 ° API).

El término petróleo pesado también se ha utilizado arbitrariamente (incorrectamente) para describir los aceites pesados que requieren la estimulación térmica en la recuperación del reservorio y el betún en formaciones de arena bituminosa (arena de alquitrán) de las cuales se recupera el material bituminoso pesado mediante una operación de minería. El aceite extra pesado es un término no descriptivo (relacionado con la viscosidad) de poco significado

científico que generalmente se aplica para la arena bituminosa, el cual es incapaz de fluir libremente en condiciones del reservorio.

La recuperación depende no solo de las características del aceite, sino también de las características del reservorio, incluida la temperatura del reservorio y el punto de burbuja del petróleo. Estos aceites pesados se encuentran en un rango de alta viscosidad (Figura 5). La viscosidad está sujeta a los efectos de la temperatura (figura 6), que es la razón de la aplicación de métodos térmicos para la recuperación de petróleo pesado.

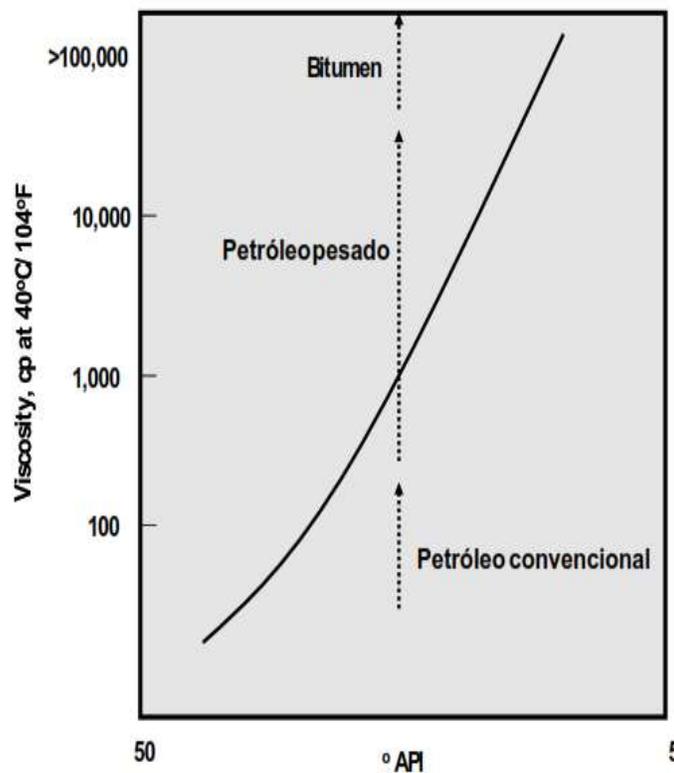


Figura 5. Relación general de la viscosidad y la gravedad API.

3.3. Definición de bitumen o petróleo extra pesado.

El término bitumen (también, en ocasiones, denominado asfalto y petróleo extrapesado) incluye una amplia variedad de colores desde pardo rojizo a negro de carácter semisólido, pueden existir en la naturaleza de viscosos a quebradizos sin impurezas minerales o con minerales. contenidos de materia mineral que superen el 50% en peso.

El bitumen se encuentra frecuentemente en los poros y grietas de sedimentos de arenisca, piedra caliza o arcillosa, en cuyo caso la matriz orgánica y mineral asociada se conoce como roca asfáltica (Speight, 2009) El bitumen es un material natural que se encuentra en depósitos donde la permeabilidad es baja y el paso de fluidos a través del depósito solo se puede lograr mediante la aplicación previa de técnicas de fracturamiento.

El bitumen es un material de alto punto de ebullición con poco o ningún material que hierva por debajo de 350 ° C (660 ° F); el rango de ebullición es aproximadamente el mismo que el rango de ebullición de un residuo atmosférico. La recuperación del betún depende en gran medida de la composición y construcción de las arenas. En general, el betún que se encuentra en los depósitos de arena de alquitrán es un material extremadamente viscoso que permanece inmóvil en condiciones de reservorio y no se puede recuperar a través de un pozo mediante la aplicación de técnicas de recuperación secundarias o mejoradas.

La expresión arena de alquitrán se usa comúnmente en la industria del petróleo para describir los reservorios de arenisca que están impregnados con un material pesado. Sin embargo, el término arena de alquitrán es en realidad un nombre inapropiado; más correctamente, el nombre de alquitrán se aplica generalmente al producto pesado que queda después de la destilación destructiva de carbón u otra materia orgánica (Speight, 2009).

Las operaciones actuales de recuperación de bitumen en formaciones de arena de alquitrán se centran predominantemente en una técnica de minería. Por lo tanto, los nombres alternativos, como arena bituminosa o arena de petróleo, se están utilizando gradualmente, y el nombre de arena bituminosa es técnicamente más correcto. El término arena de petróleo también se usa de la misma manera que el término arena de alquitrán; estos términos se utilizan indistintamente dependiendo del texto y el autor.

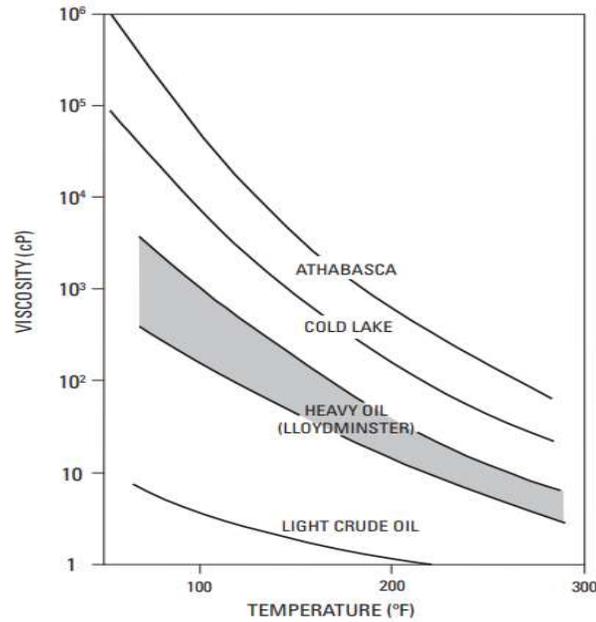


Figura 6. Respuesta de la viscosidad al cambio de temperatura. (Speight, 2009)

Dado que la propiedad más importante de la arena bituminosa es su inmovilidad. Bajo las condiciones de temperatura y presión del reservorio, las propiedades interrelacionadas de la gravedad API y la viscosidad presentan una indicación (pero solo una indicación) de la movilidad del aceite o la inmovilidad del betún. En realidad, estas propiedades solo ofrecen descripciones subjetivas del petróleo en el reservorio. La representación más objetiva de la movilidad petróleo o betún es el punto de fluidez.

Por definición, el punto de fluidez es la temperatura más baja a la que el aceite se moverá o fluirá cuando se enfríe sin perturbaciones bajo condiciones definidas (ASTMD97, Annual Book of Standards). De hecho, el punto de fluidez de un aceite. cuando se utiliza junto con la temperatura del depósito da una mejor indicación de la condición del aceite en el depósito que la viscosidad. Así, el punto de fluidez y la temperatura del reservorio presentan una evaluación más precisa de la condición del aceite en el depósito, siendo indicadores de la movilidad del aceite en el reservorio.

Cuando se utiliza junto con la temperatura del yacimiento, el punto de fluidez da una indicación de la liquidez del aceite pesado o betún y, por tanto, la capacidad

del aceite pesado o bitumen para fluir bajo las condiciones del yacimiento (Figura 7). En resumen, el punto de fluidez es una consideración importante porque, para una producción eficiente, se debe suministrar energía adicional al reservorio mediante un proceso térmico para aumentar la temperatura del reservorio más allá del punto de fluidez.

En conclusión, el petróleo pesado es más viscoso que el petróleo convencional, pero este recurso es abundante y se requieren diferentes métodos de producción. El aceite pesado no se puede definir adecuadamente o con algún grado de precisión usando una sola propiedad. Así mismo, no se puede definir betún de arena de alquitrán utilizando una sola propiedad.

Ambos, sin embargo, pueden ser redefinidos por el método de recuperación. Por inferencia, el petróleo pesado también se puede definir utilizando la misma definición que el betún de arena de alquitrán. El petróleo pesado suele ser móvil en el depósito, mientras que el betún de arena de alquitrán está inmóvil en el depósito.

Petróleo pesado es móvil en el reservorio



Bitumen is inmóvil en el reservorio

Figura 7. Uso simplificado del punto de fluidez para definir el petróleo pesado y el bitumen (Speight, 2009)

3.4. Plan de desarrollo del reservorio

Este trabajo proporcionará una descripción general del plan de desarrollo del reservorio para evaluar e implementar proyectos de recuperación mejorada de petróleo (EOR). En otras palabras, el plan de desarrollo del reservorio se refiere a las estrategias que comienzan con la fase de pozo de exploración y evaluación

y finalizan con la fase de abandono de un campo en particular para establecer el curso de acción durante la vida productiva del campo. La Figura 8 resume las fases de un plan de desarrollo del reservorio. El objetivo principal del ciclo completo de un plan de desarrollo es maximizar el valor del activo.

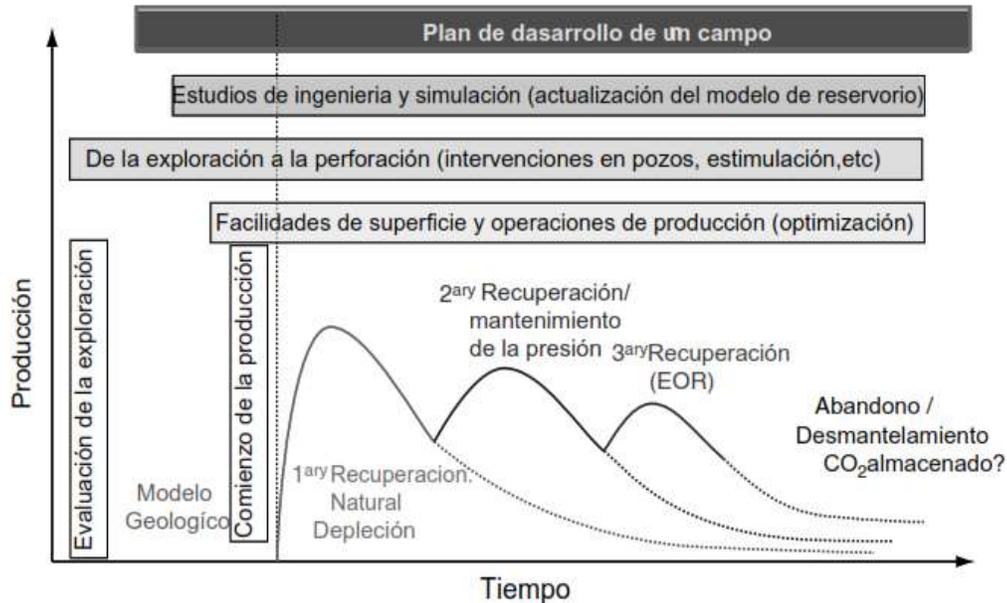


Figura 8. Fases de mayor importancia en el plan de desarrollo del reservorio (Speight, 2009)

Las estrategias de desarrollo para nuevos campos se basan en datos obtenidos de estudios sísmicos, pozos exploratorios y otras fuentes de información limitada, como las propiedades de los fluidos y los análogos de los reservorios. Sobre la base de la información disponible, los planes de desarrollo inicial se definen a través de estudios de simulación que consideran un enfoque probabilístico o estocástico para clasificar las opciones utilizando indicadores económicos, disponibilidad de fluidos de inyección (es decir, agua y / o gas) riesgo en la recuperación de petróleo. entre otras consideraciones.

Por lo tanto, la integración de la información de los estudios de simulación ayuda a abordar los múltiples y complejos factores que influyen en la recuperación del petróleo, así como las decisiones en el desarrollo del yacimiento. A medida que se obtiene nueva información sobre el reservorio, su geología y su grado de

heterogeneidad a través de la perforación de nuevos pozos y el historial de producción-inyección, así el campo pueda desarrollarse de manera óptima.

En el caso de campos maduros con una disminución constante en la producción de petróleo, los nuevos planes de desarrollo deben ser reevaluados o implementados. Sin embargo, si la decisión de implementar un nuevo plan de desarrollo en campos maduros se toma demasiado tarde (es decir, los campos que producen cortes de petróleo por debajo del 5 por ciento), el número de opciones económicamente viables se vuelve limitado.

Este caso se relaciona con el valor del tiempo o la ventana de oportunidad para implementar proyectos EOR en campos maduros. Por diversos motivos, la mayoría, si no todos, los planes de desarrollo de reservorios (RDP) cambian o deben ajustarse o modificarse durante la vida productiva del campo. Algunas de las razones incluyen las siguientes:

- Falta de caracterización del yacimiento y comprensión de los mecanismos de producción en las primeras etapas de desarrollo.
- Rendimiento de producción deficiente (por ejemplo, producción por debajo de las expectativas y avance anticipado del agua)
- Limitaciones o factores ambientales (por ejemplo, almacenamiento de CO₂, cambios en la legislación)
- Economía (por ejemplo, bajos precios del petróleo)
- Nuevas tecnologías (por ejemplo, pozos horizontales, multilaterales y nuevos procesos de recuperación).

Por lo tanto, se requiere una gestión de reservorios dinámica y flexible para optimizar las respuestas de producción de campo para maximizar el valor del activo durante su ciclo completo de explotación.

Considerando nuevamente la importancia del tiempo y la presión del reservorio dentro del plan de desarrollo del campo, la figura 9 presenta un árbol de decisión simple para evaluar la aplicabilidad potencial de diferentes procesos de recuperación en reservorios de petróleo liviano y mediano.

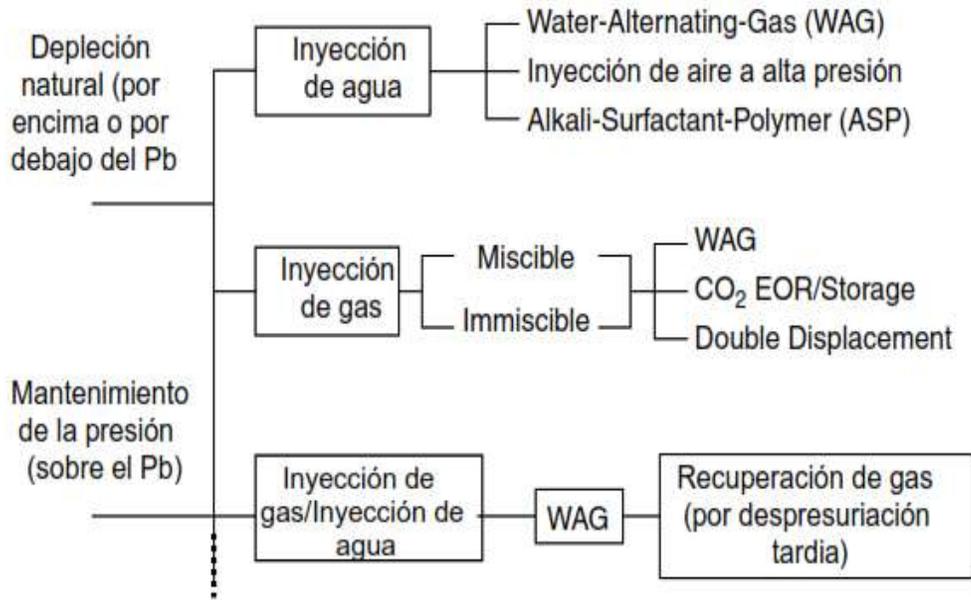


Figura 9. Ejemplo simplificado de un árbol de decisión para evaluar los posibles procesos de recuperación como parte del PDR en el depósito de petróleo ligero a mediano desarrollado por Carlos Torres.

Por otro lado, los planes de desarrollo para reservorios de petróleo pesado y extra pesado, incluidas las arenas bituminosas, generalmente difieren de los planes de desarrollo para reservorios de petróleo mediano y ligero. Dada la viscosidad de los petróleos pesados en las condiciones del yacimiento, el petróleo no puede fluir naturalmente. Este es el caso de las arenas bituminosas canadienses y algunas arenas de alquitrán en otras áreas del mundo como el campo pungarayacu (viscosidades del orden de 10 cp).

En las arenas bituminosas, las tecnologías EOR, como el drenaje por gravedad asistido por vapor, o SAGD, son necesarias para producir arenas petrolíferas a tasas económicas. (Alvarado & Manrique, 2010) En estos casos, EOR se puede usar antes en la secuencia de los planes de desarrollo en los reservorios de petróleo pesado y extrapesado. Por lo tanto, los métodos EOR no siempre deben asociarse con los métodos de recuperación terciaria como se muestra en la Figura 8.

La Figura 10 muestra los elementos de un árbol de decisión simple con algunas de las opciones de recuperación que son potencialmente aplicables en

reservorios de crudo pesado a extrapesado. Este ejemplo particular se basa en el flujo de petróleo pesado a condiciones de reservorio. No es sorprendente que los métodos térmicos EOR representen los procesos de recuperación más comunes previstos y aplicados para desarrollar yacimientos de petróleo pesados y extrapesados.

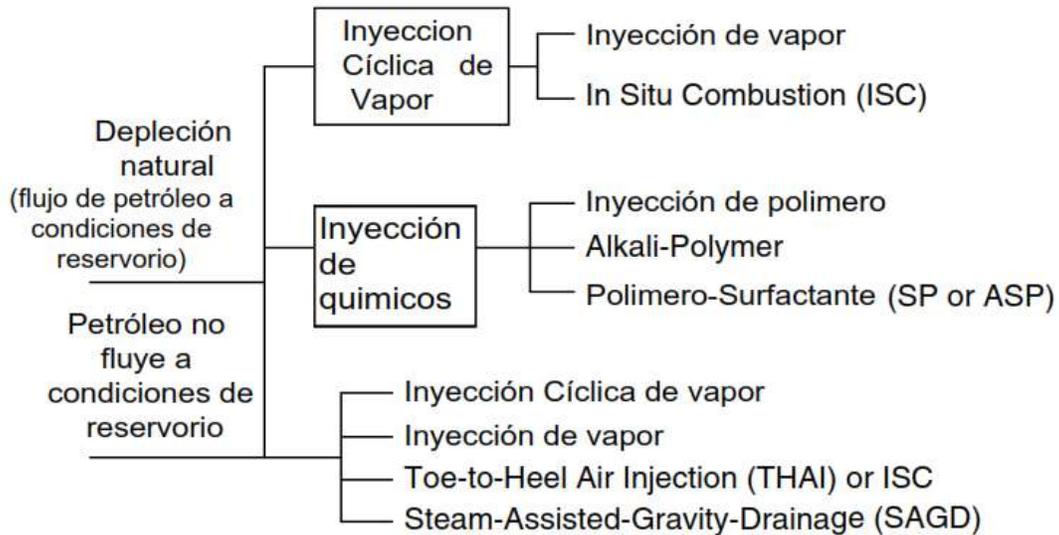


Figura 10. Ejemplo simplificado de un árbol de decisión para evaluar los procesos potenciales de recuperación como parte del PDR en reservorios de petróleo pesado a extrapesado (arenas bituminosas) desarrollado por Carlos Torres.

3.5. Definición de EOR y IOR.

Establecer las definiciones de IOR y EOR para que se tenga una idea clara de lo que se está tratando en esta tesis. Se proporcionará definiciones publicadas que permitirán crear coherencia y flexibilidad. Luego daremos se hará un pequeño análisis sobre dichas definiciones. La Sociedad de Ingenieros Petroleros, o SPE (SPE E&P Glossary, 2009) ofrece las siguientes definiciones:

- 1) La recuperación avanzada de petróleo, o IOR, es "cualquier método, principalmente mecanismos de impulsión del yacimiento y técnicas de recuperación mejorada, diseñadas para mejorar el flujo de hidrocarburos desde el reservorio al pozo o para recuperar más petróleo después que la recuperación primaria y secundaria (inyecciones de agua y gas) no sean rentables".

- 2) La recuperación primaria de petróleo es "la cantidad de reservas recuperadas sin el soporte de la presión del fluido inyectado".
- 3) La recuperación secundaria de petróleo es "un mecanismo de mejora de la recuperación, como la inyección de agua o la inyección de gas".
- 4) La recuperación mejorada de petróleo, o EOR, es "uno o más de una variedad de procesos que buscan mejorar la recuperación de hidrocarburos de un reservorio después de la fase producción primaria."

(Thomas, 2008) se refiere a IOR y EOR de la siguiente manera:

- 1) La recuperación avanzada de petróleo, o IOR, "es un término general que implica mejorar la recuperación de petróleo por cualquier medio".
- 2) La recuperación mejorada de aceite, o EOR, "implica una reducción en la saturación de petróleo por debajo de la saturación de petróleo residual (Sor)".

De esta forma, la definición de IOR de la Sociedad de Ingenieros Petroleros parece implicar que cualquier estrategia que tenga como objetivo optimizar el flujo de hidrocarburos hacia los pozos o recuperar más petróleo después de que los métodos de recuperación primaria o secundaria hayan dejado de ser rentables puede considerarse un método IOR.

Esta definición es interesante porque no implica necesariamente que el petróleo se deba quedar atrapado en el depósito; todo lo contrario, la definición hace referencia a la producción económica continua, después de que los métodos primarios o secundarios agotan su capacidad para producir la producción económica de hidrocarburos usando estrategias operacionales, como la perforación de nuevos pozos y pozos horizontales, mejoras en el barrido vertical areal, lo que lleva a un aumento en la recuperación de petróleo.

La definición de EOR de la SPE es algo más confusa, pero establece claramente que EOR abarca procesos que mejoran la recuperación después de la fase de producción primaria. Se han incluido las definiciones de recuperación primaria y secundaria de la SPE porque es importante tener claro de que se está hablando.

Hay que Tener en cuenta que la recuperación primaria se relaciona con la producción de la energía propia del reservorio.

La recuperación de petróleo retenido debido a las fuerzas capilares (después de una inyección de agua en reservorios de hidrocarburos ligeros), y del petróleo que se encuentra inmóvil o casi inmóvil debido a la alta viscosidad (petróleo pesados y arenas bituminosas) solo pueden lograrse reduciendo la saturación del petróleo por debajo de la Sor.

Los procesos miscibles, las inundaciones químicas y los métodos basados en vapor son efectivos para reducir la saturación de aceite residual y, por lo tanto, son considerados como métodos EOR tal como SAGD y VAPEX. El enfoque principal de este trabajo es sobre los métodos EOR SAGD y VAPEX. El objetivo de EOR varía considerablemente para los diferentes tipos de hidrocarburos. La Figura 11 muestra las saturaciones de fluidos y el objetivo de EOR para los depósitos típicos de petróleo ligero y pesado y las arenas bituminosas.

Para reservorios de petróleo ligero, el EOR generalmente es aplicable después de operaciones de recuperación secundarias, y el objetivo de EOR es ~ 45% OIP. Los petróleos pesados y las arenas bituminosas responden pobremente a los métodos de recuperación primarios y secundarios, y la mayor parte de la producción de dichos reservorios proviene de los métodos EOR.

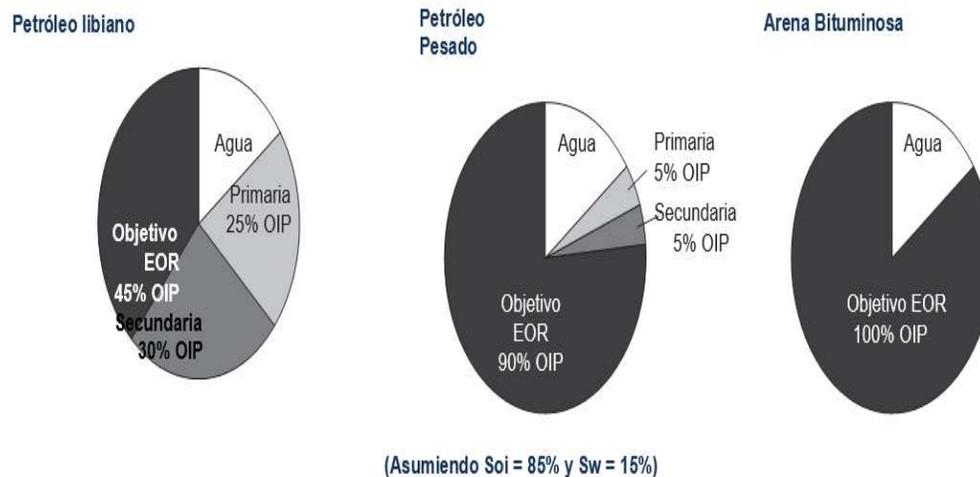


Figura 11. Objetivo EOR para diferentes hidrocarburos.

3.6. Recobro del petróleo residual

La movilización del aceite residual está influenciada por dos grandes Factores: número capilar (Nc) y relación de movilidad (M). El número capilar se define como $Nc = \frac{v\mu}{\sigma}$, donde v es la velocidad de Darcy (m / s), μ es la viscosidad del fluido que se desplaza (Pa. s) y σ es la tensión interfacial (N / m). La manera más efectiva y práctica de aumentar el Número Capilar es reduciendo σ , lo que se puede hacer usando un surfactante adecuado o mediante la aplicación de calor. En la Figura 12 se muestra una aproximación del efecto del número de capilares sobre la saturación de aceite residual. El número de capilares al final de una inyección de agua es $\approx 10^{-7}$. (Thomas, 2008)

Una reducción del 50% en la saturación de aceite residual requiere que el Número Capilar se incremente en 3 veces su magnitud. El número de capilares en un desplazamiento miscible se vuelve infinito, y en tales condiciones, la saturación de aceite residual en la zona barrida puede reducirse a cero si la relación de movilidad es "favorable".

La relación de movilidad se define como $M = \frac{\lambda_{iny}}{\lambda_{desp}}$, donde λ_{iny} es la movilidad del fluido de desplazante (por ejemplo, agua), y λ_{desp} es la movilidad del fluido desplazado (petróleo). ($\lambda = k / \mu$, donde k es la permeabilidad efectiva, (m) y μ es la viscosidad (Pa. s) del fluido en cuestión). La relación de movilidad influye tanto en las eficiencias de desplazamiento microscópicas (nivel de poro) como macroscópicas (barrido áreal y vertical). Un valor de $M > 1$ se considera desfavorable, porque indica que el fluido desplazante fluye más fácilmente que el fluido (petróleo) desplazado.

Este efecto puede causar la canalización del fluido desplazante y, como resultado, la derivación de parte del petróleo residual. En tales condiciones, y en ausencia de inestabilidades viscosas, se necesita más fluido de desplazamiento para obtener una saturación de petróleo residual dada. El efecto de la relación de movilidad en el petróleo desplazable se muestra en la Figura 12, cuyos datos se obtuvieron de los cálculos utilizando la teoría de Buckley Leverett para la

inyección con agua. Las tres curvas representan 1, 2 y 3 volúmenes de poros del fluido total inyectado, respectivamente.

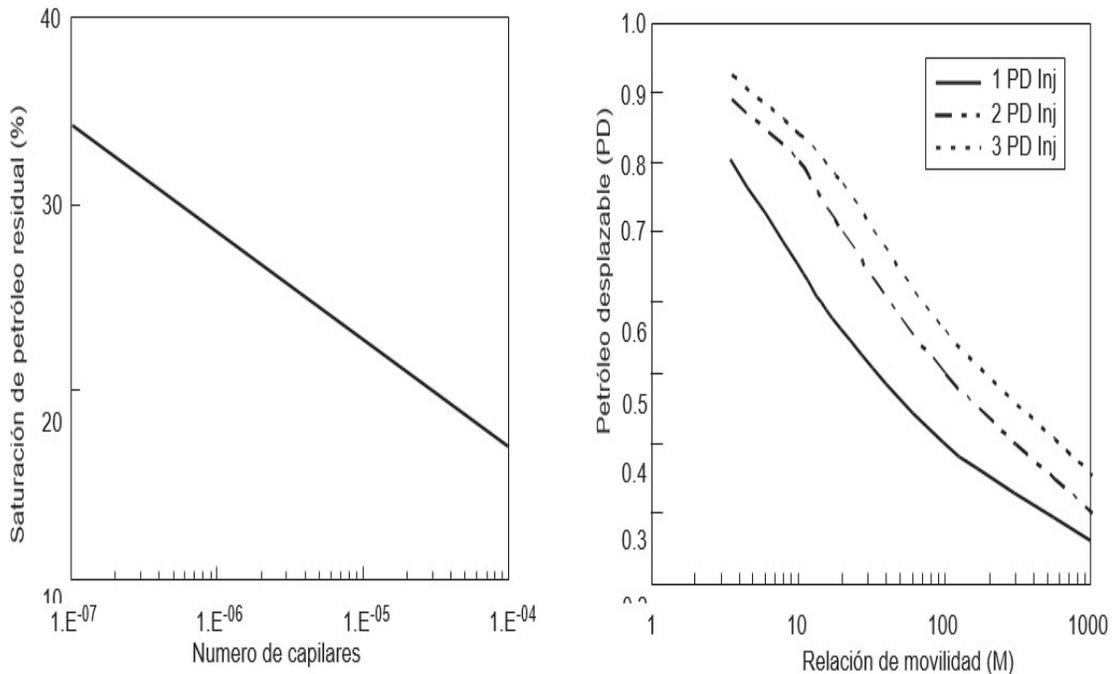


Figura 12. Efecto del número de capilares sobre la saturación de aceite residual y El efecto de la relación de movilidad en el petróleo desplazable. Figura adaptada al español. (Thomas, 2008).

3.7. Clasificación de los métodos EOR

La siguiente es la clasificación aceptada en forma general de los métodos EOR:

- **Térmico.** Esto incluye la estimulación de vapor, o "Huff and puff"; inyección cíclica de vapor; drenaje gravedad asistido por vapor (SAGD); Y la combustión in situ o, en términos actuales, la inyección de aire. Otras tecnologías no comerciales actuales incluyen el calentamiento electromagnético, desde el calentamiento por resistencia a bajas frecuencias hasta el calentamiento por inducción y dieléctrico a altas frecuencias, incluida la radiación de microondas.
- **Químico.** Estos métodos generalmente se ocupan de la inyección de componentes interfaciales-activos como surfactantes y álcalis (o soluciones cáusticas), polímeros y mezclas químicas. Los surfactantes para la inyección de espuma vienen en varias categorías, incluyendo aquellos destinados a la conformidad profunda en inyecciones de

solventes. Inyección miscible o solvente. Estos métodos se relacionan frecuentemente con una forma de inyección de gas que utiliza gases como el gas de hidrocarburo (enriquecido o magro), dióxido de carbono y nitrógeno. Sin embargo, el solvente, aunque no necesariamente deba ser económico, puede ser una fase líquida. Las fases supercríticas, como el dióxido de carbono a alta presión, son buenos disolventes.

En las aplicaciones modernas de la recuperación mejorada de petróleo, en conjunto con IOR o agentes químicos de conformidad, como geles o espumas. Los desarrollos más recientes incluyen la inyección de surfactantes solubles en dióxido de carbono para generar espumas in situ para el control de la movilidad.

Algunos métodos de EOR que se han probado ampliamente en el campo incluyen la recuperación de petróleo mejorada por microbios que podría caer en cualquiera de las categorías mencionadas anteriormente, pero algunos de los mecanismos involucrados en estos métodos no se comprenden completamente.

3.7.1. Método Térmico

Como se puede suponer correctamente, los métodos térmicos se relacionan con los procesos que requieren la inyección de energía térmica (Lake, 1989) (Thomas, 2008) o la generación in situ. El paradigma de los procesos térmicos es la inyección de vapor. En los petróleos pesados, el principal mecanismo aplicado es la reducción de la viscosidad del aceite, lo que facilita el movimiento del aceite hacia los pozos productores.

La estrategia más exitosa de la inyección con vapor es la inyección cíclica de vapor, o “huff and puff” (Thomas, 2008). En este método, el vapor se inyecta a altas velocidades durante un período de tiempo, generalmente durante semanas; después que la formación se inunde con vapor durante unos días con el pozo cerrado se lo pone nuevamente en producción. Esto se usa frecuentemente en aceites pesados (10–20 API).

En los aceites más ligeros, la aplicación de calor genera fracciones de aceite ligero vaporizado, que pueden actuar como frentes de disolventes. De hecho,

esto no es diferente al desplazamiento miscible, pero la transferencia de masa entre las fases es algo diferente de los procesos de inyección de gas porque la destilación de vapor actúa de manera diferente. Generalmente, después de varios ciclos de inyección cíclica de vapor, los proyectos se convierten en inyecciones de vapor como una estrategia para maximizar las recuperaciones de petróleo.

La combustión in situ o la inyección de aire se suelen denominar inyecciones por chispa (Thomas, 2008). En este proceso, se inyecta aire u oxígeno para quemar una parte del aceite en su lugar. Dependiendo del aceite, se producen dos modos básicos: oxidación a baja temperatura (OBT) y oxidación a alta temperatura (OAT). La compleja cinética de la fisuración puede llevar a la mejora del aceite en el depósito (Alvarado & Manrique, 2010).

3.7.2. Método Químico

Tradicionalmente, el objetivo de este método es el aumento del número de capilares (Lake, 1989) (Thomas, 2008). El método más conocido es el polímero micelar (Alvarado & Manrique, 2010). Después de importantes éxitos técnicos en ensayos de campo, el proceso dio paso a nuevas alternativas, como la inyección de polímeros con tensioactivo alcalino (ASP) y un interés renovado en la inyección de polímeros con tensioactivo (SP).

La inyección directa de polímeros ha sido un método de producción sostenida en muchas áreas, siendo China el caso más exitoso (Alvarado & Manrique, 2010). En el ASP, el polímero actúa como un agente de control de la movilidad, mientras que el álcali y el surfactante actúan de forma sinérgica para ampliar el rango de una baja tensión interfacial (10^{-3} mN / m). En el SP, es una combinación de dos co-disolventes de surfactante (un surfactante y un cosurfactante), no se usa ningún agente cáustico.

3.7.3. Inyección de disolvente miscible

Esta categoría de métodos se basa en la miscibilidad del fluido inyectado con la fase oleosa. El solvente se inyecta por inundación en las siguientes formas:

- **Hidrocarburo miscible.** Los principales mecanismos implican generar miscibilidad, aumentar el volumen de aceite o aumentar y disminuir la viscosidad del aceite.
- **Dióxido de carbono.** La inyección de CO₂ conduce a la miscibilidad por extracción de fracciones de petróleo. Requiere menor presión que las otras inyecciones miscibles con hidrocarburos. Los mecanismos son similares a los de otros procesos miscibles.
- **Nitrógeno y gases de combustión.** Debido a la alta presión de miscibilidad, estos procesos tienen un alto gasto de capital, y rara vez se utilizan. Vaporizar las fracciones de petróleo ligero crea miscibilidad. La inyección de estos gases proporciona un mecanismo de accionamiento de gas.

Como resultado de la baja viscosidad de los solventes, la digitación viscosa es un problema frecuente en estos procesos. Además, la anulación por la fase menos densa conduce a una pobre eficiencia de barrido. Para mitigar estos problemas y reducir los requisitos de solventes, se utiliza un proceso de inyección alternada de agua y gas.

Esta exitosa estrategia EOR se llama Inyección alternada de agua y gas (WAG), y se usa frecuentemente en inundaciones de dióxido de carbono para aumentar la eficiencia de barrido y disminuir la necesidad de solventes caros.

3.8. Modelo de Simulación.

Cabe mencionar que en esta sección el modelo de simulación va a ser explicar de forma general, Un modelo de simulación de yacimiento representa una serie de leyes de conservación, incluidas las que se describen en las siguientes subsecciones.

3.8.1. Balance de masa

Las ecuaciones en esta ley se escriben generalmente en formulaciones volumétricas que usan el parámetro de la saturación como una variable independiente. Los llamados simuladores de petróleo negro (Black oil modelo) esencialmente tienen tres fases: petróleo, agua y gas. Donde es posible un

intercambio de masa entre el aceite y el gas que se encuentran controlados por las propiedades de presión-volumen-temperatura (PVT).

En modelos de simulación más complejos, se conservan componentes o, más precisamente, pseudocomponentes. En la miscibilidad de contacto múltiple, el intercambio de fracciones de petróleo conduce a una tensión interfacial reducida y una mayor eficiencia de barrido. Cuando considera un proyecto de inyección de agua en petróleos pesados a ligeros, una formulación de Black Oil puede ser suficiente (Alvarado & Manrique, 2010).

Los procesos de recuperación que dependen de los mecanismos de transferencia de masa (por ejemplo, inyecciones de gas enriquecido, N₂ o CO₂) requieren el uso de alguna forma de equilibrio de composición en un simulador de composición. Las aproximaciones intermedias, como un modelo de solvente en la simulación de aceite negro, se usan a menudo como resultado de los elevados costos computacionales de las simulaciones de composición.

En el caso de los proyectos de inyección de aire, también requieren algún tipo de interpretación composicional. Otras formas más restringidas de simulaciones de composición que se basan en coeficientes de partición empíricos se adoptan en las simulaciones térmicas para incluir pseudo-componentes, como "aceite pesado", "aceite ligero", etc., además de los efectos térmicos.

Para Inyecciones o proyectos de recuperación mejorada en petróleos extra pesados o arenas bituminosas es necesario crear un modelo de petróleo con pseudocomponentes, de ahí parte la idea de este trabajo crear un modelo de petróleo para el campo pungarayacu en un software petrolero, y aplicar los métodos de recuperación mejorada VAPEX y SAGD sobre el modelo creado.

3.8.2. Balance de Momento

Está representada por la ley de Darcy, generalmente en su representación de flujo multifase, que incluye curvas de permeabilidad relativa y, a menudo, curvas de presión capilar. Las correcciones a los efectos no lineales se incluyen a través de conceptos como el factor de daño.

3.8.3. Conservación de energía

Esta ley es especialmente relevante para la simulación de procesos térmicos. La transferencia de energía en la inyección de vapor, incluso en forma de estimulación de vapor, es fundamental para el desempeño de este proceso. De hecho, si se producen pérdidas de energía excesivas a través de la superposición de los estratos, esto podría ser un elemento persuasivo para un proyecto de inyección de vapor.

3.8.4. Presión – Volumen – Temperatura

Las propiedades PVT de los fluidos y la roca están destinadas a explicar las condiciones termodinámicas y los cambios de fase dentro de la simulación. En las simulaciones de petróleo negro (Black oil), los modelos PVT son relativamente simples y el aceite puede tratarse como una fase en equilibrio con el gas, por ejemplo.

La PVT en simulaciones composicionales es necesaria para fluidos más complejos y, en particular, para tener en cuenta las condiciones de miscibilidad entre los fluidos inyectados y los fluidos propios del reservorio. La miscibilidad de contacto múltiple es el resultado de una transferencia de masa entre las fases para alcanzar la miscibilidad.

El impulso de gas de vaporización, por ejemplo, podría requerir ir más allá de las representaciones termodinámicas tradicionales. PVT también se aplica a la roca a través de la compresibilidad de la matriz. En descubrimientos recientes, acoplamiento geo mecánico entre roca y fluidos ha llegado a descubrir una gran cantidad de efectos que no pueden ser modelado con aproximaciones que desacoplan el comportamiento del fluido y la roca.

El agua, por otro lado, a menudo se puede representar con funciones simples de compresibilidad. Un aspecto del acoplamiento entre pares de fluidos es la presión, por ejemplo, la presión que une las fases del agua y el petróleo. La presión capilar generalmente hace esto, pero pueden aparecer otras condiciones que requieren una explicación. Por supuesto, no se puede realizar una

simulación si no se proporcionan las condiciones iniciales y de contorno y las condiciones operativas.

3.9. Teoría del proceso SAGD.

SAGD es una forma especial de impulsión de vapor, que utiliza al menos un pozo de producción horizontal y uno horizontal o varios pozos de inyección vertical ubicados sobre el pozo de producción horizontal. La inyección continua de vapor forma una cámara de vapor en expansión. El vapor inyectado calienta el petróleo y se condensa en el perímetro de la cámara. El petróleo calentado drena por gravedad al pozo de menor producción. El petróleo drenado permanece caliente.

Los pozos horizontales se pueden organizar en dos configuraciones. El pozo de inyección de vapor se puede colocar por encima del pozo de producción horizontal y cerca a la parte superior de la formación, o se puede colocar cerca del pozo de producción horizontal que se encuentra cerca del fondo de la formación. Dependiendo de la ubicación seleccionada, cualquiera de los siguientes fenómenos se producirá según la orientación del frente de vapor con respecto a la gravedad y el drenaje del bitumen (Butler & Chow, 1996).

- Una cámara de propagación de vapor que se extiende lateralmente con una interface estable y el vapor sobre el petróleo drenado.
- Una cámara ascendente con una digitación de la interface superior rota.

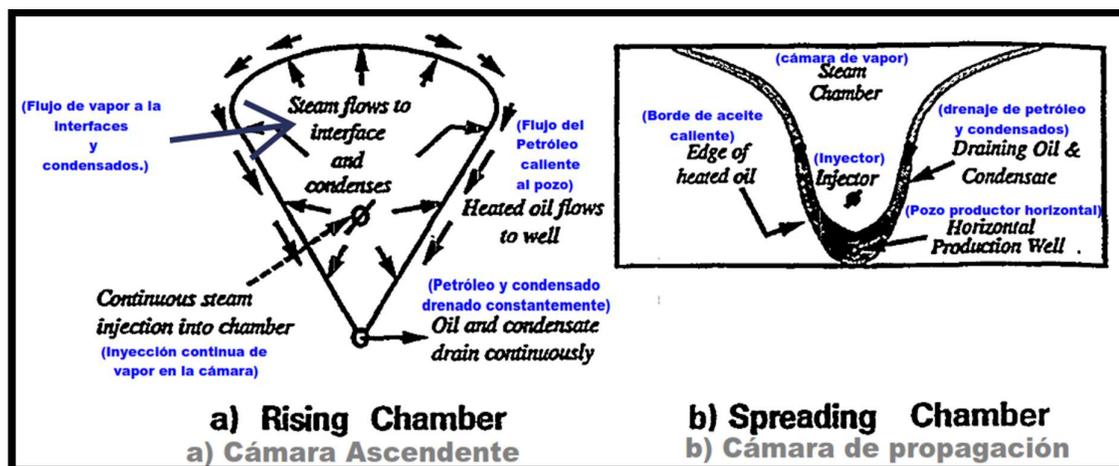


Figura 13. Concepto de drenaje por gravedad asistido de vapor. Editada por Carlos Torres (Butler & Chow, 1996)

3.9.1. Fenómeno de la cámara de propagación de vapor

La figura 13a ilustra el concepto de drenaje por gravedad (SAGD) y la figura 13b muestra una vista diferente del drenaje por gravedad (SAGD). Para el "Fenómeno de la cámara de propagación de vapor", el pozo horizontal inyector de vapor está ubicado cerca de la parte superior de la formación muy por encima del pozo horizontal productor que se encuentra cerca de la parte inferior de la formación (Butler & Chow, 1996).

El vapor inyectado forma una cámara de vapor que alcanza rápidamente el límite superior del reservorio. Luego comienza a moverse rápidamente hacia los lados y hacia abajo hasta que llegue a cubrir la mayor área efectiva del reservorio. El vapor se inyecta continuamente y se condensa en la periferia de la cámara. El vapor condensado transfiere calor a la zona de petróleo más allá de la interface.

Una capa delgada de condensado y petróleo caliente de baja viscosidad se forma delante del frente de la cámara de vapor. Este petróleo móvil y el condensado se drenan por la pendiente de la gravedad a lo largo del límite de la cámara y directamente hacia el pozo de producción en la parte inferior. El espacio que queda vacío por el aceite drenado se da el término de cámara de vapor.

3.9.2. El fenómeno de la cámara de vapor ascendente

El pozo inyector de vapor se coloca cerca del pozo productor horizontal y cerca del fondo de la formación. Cuando se inyecta vapor en la base del reservorio, la primera fase implica el crecimiento ascendente de la cámara de vapor de manera lenta y gradual hasta el tope del reservorio. A esto le sigue una fase posterior cuando la cámara de vapor se propaga lateralmente hasta que alcanza el límite del patrón adyacente sin flujo.

3.9.3. Variaciones en los procesos SAGD

El proceso SAGD convencional es un método de recuperación de inyección de vapor que utiliza dos pozos horizontales. En un área del río Peace, se aplicó un pequeño diferencial de presión entre las cámaras de vapor de patrón adyacentes

para mejorar el proceso SAGD (Shin & Polikar, 2004). Este estudio fue interesante ya que permitió aplicar un proceso de impulsión de vapor a la operación SAGD una vez que se haya obtenido suficiente movilidad del bitumen entre las cámaras de vapor.

Esto se hace reduciendo la presión de inyección de vapor en una cámara de vapor, mientras se mantiene la presión en la cámara de vapor adyacente. En contraste, otra investigación ha examinado formas de reducir el costo operativo al reducir el número de pozos horizontales y la cantidad de vapor inyectado o al mejorar la eficiencia térmica en el reservorio, estos trabajos llevaron a cabo que se vayan desarrollando nuevas variaciones en el proceso SAGD presentadas a continuación:

- **Un solo pozo SAGD:** Esta tecnología utiliza un solo pozo horizontal para producir petróleo en lugar de dos pozos horizontales. Se inyecta vapor en el tubo aislado y se produce fluido a partir del anular. Este método de recuperación es efectivo cuando la producción primaria es alta. Aunque este método es menos económico que el SAGD convencional, el SAGD de un solo pozo se puede aplicar en depósitos delgados de menos de 15 m de espesor donde el SAGD convencional no es efectivo debido al pequeño espesor del depósito.
- **Empuje de vapor y gas (SAGP):** Este método de recuperación se introdujo para mejorar la eficiencia de SAGD mediante la adición de una pequeña cantidad de gases no condensables, como el gas natural o el nitrógeno (Shin & Polikar, 2004). En experimentos a escala de laboratorio se encontró que el ahorro de vapor era menor para mayores viscosidades de aceite. El momento de la inyección de gas no condensable (NCG), que se utiliza para mejorar la eficiencia de SAGD, es muy importante durante el proceso de SAGP. Cuando se inyecta el (NCG) durante el período de aumento de la cámara de vapor, la producción acumulada de Petróleo y la tasa de aceite disminuyen. Sin embargo, cuando el gas se inyecta durante el último período del proceso SAGD, el SOR (relación vapor/petróleo) se puede reducir sin reducir gravemente la producción de

petróleo porque el gas inyectado sube a la parte superior del reservorio y luego ayuda a que la cámara de vapor se propague horizontalmente.

- **SAGD Wind-Down:** En cierto punto durante el proceso SAGD, ya no es económico operar SAGD con inyección de vapor debido a un alto SOR. Sin embargo, el reservorio aún está caliente y se puede utilizar dicha energía. La NCG o mezcla de NCG e inyección de vapor se ha propuesto como un proceso Wind-Down que puede mantener la presión del yacimiento y prolongar la producción de petróleo (Shin & Polikar, 2004).
- **Expansión de solvente SAGD (ES-SAGD):** Esta es una de las modificaciones del proceso SAGD que combina los beneficios del vapor y los solventes en la recuperación de petróleo pesado y bitumen. En este proceso, el solvente se inyecta con vapor en una fase del vapor, luego el solvente es condensado alrededor de la interfaz de la cámara de vapor diluyendo el aceite junto con el calor y reduciendo su viscosidad. Este método se ha probado con éxito en el campo y ha proporcionado una mejor producción de petróleo y SOR, implementando menor energía y agua. Requisitos para este método en comparación con SAGD convencional (Shin & Polikar, 2004). El mejor rendimiento se logró cuando el solvente de hidrocarburo tenía la misma temperatura de vaporización que el vapor inyectado.
- **Fast-SAGD:** El proceso de recuperación Fast-SAGD inventado por Polikar (Shin & Polikar, 2004), que combina los procesos SAGD y CSS, ayuda a que la cámara de vapor formada por SAGD se propague lateralmente. Como Fast-SAGD solo requiere un pozo adicional al lado del par de pozos SAGD, este método puede resolver parcialmente la dificultad de perforación y reducir el costo en una operación SAGD que requiere pozos paralelos uno encima del otro, y también mejorar la eficiencia térmica en el reservorio.

3.9.4. Optimización del proceso SAGD

El éxito del proceso SAGD en el campo depende de dos factores principales: los parámetros del yacimiento y las condiciones de operación. Los parámetros del reservorio, que no pueden ser controlados, incluyen el espesor del reservorio, la viscosidad del bitumen, la profundidad del reservorio, los estratos de esquisto en el reservorio, la zona de gas en el overburden (capas encima del reservorio de petróleo) y la zona de agua en el overburden o underburden.

Investigaciones anteriores demostraron que las zonas de agua en el reservorio dan como resultado un rendimiento ineficiente de SAGD (Shin & Polikar, 2004). Sin embargo, la presencia de una capa de agua inferior tiene menos impacto en la recuperación de petróleo que cuando está presente una capa de agua suprayacente. La capa de gas, que puede evitar la pérdida de calor del overburden, es moderadamente beneficiosa para el rendimiento de SAGD.

Además, los estratos de esquisto de tamaño pequeño tienen un efecto pequeño en el proceso SAGD. Las condiciones de operación, que pueden ser controladas, incluyen la separación entre el inyector y el productor, la tasa de inyección de vapor. Es muy importante conocer las condiciones de operación adecuadas para la optimización de SAGD en las diferentes condiciones del yacimiento.

A continuación, se va a explicar como un simple diseño en la completación del pozo para procesos SAGD puede disminuir la relación SOR y una mejor eficiencia de barrido mediante un proceso llamado SAGD convectivo inventado por (Sood, 2016)

3.9.5. Proceso convectivo SAGD.

En un proceso de convección SAGD, en lugar de apuntar a una distribución uniforme de vapor a lo largo de la longitud del pozo horizontal, se impone un gradiente de presión axial intencional sobre el vapor en el pozo de inyección al introducir resistencias de fricción mejoradas. Estas resistencias se pueden crear mediante diferentes diseños en la terminación de pozos (Sood, 2016).

El gradiente de presión axial se distribuye en el reservorio y obliga a los fluidos dentro de la cámara de vapor a moverse también axialmente a lo largo del pozo.

Esto proporciona el beneficio de barrer continuamente los gases del reservorio axialmente, y evitar que se acumulen en ubicaciones discretas dentro del reservorio, permitiendo así que el vapor haga contacto de manera eficiente con el bitumen frío.

Otra ventaja asociada es la reducción de las pérdidas de calor en el overburden que se traduce en una menor relación de vapor/Petróleo (SOR). Debido a que existe un gradiente de presión pronunciado a lo largo de la longitud del pozo, la temperatura del vapor en la cámara de vapor también presenta un gradiente similar, por lo que la fuerza motriz para las pérdidas de calor conductivas es menor que en el proceso tradicional de SAGD, lo que resulta en un SOR comparativamente más bajo.

En los reservorios heterogéneos con estratos de lodo significativos entremezclados en la formación productora, el aumento vertical del vapor a menudo se ve impedido en el proceso tradicional de SAGD. En lugar de que el vapor haga contacto directamente con la formación productora por encima de dichos estratos, solo puede transferir calor de manera conductiva. Las mediciones sísmicas usualmente muestran un desarrollo pobre o muy retrasado de la cámara de vapor sobre dichos estratos. (Sood, 2016)

El movimiento axial de vapor junto con su aumento vertical en el proceso de convección SAGD le permite hacer contacto con las zonas de pago por encima de dichos estratos de lodo, lo que permite una transferencia de calor más eficiente y un drenaje precipitado del petróleo de dichas regiones. (Sood, 2016) Una completación simple del proceso de convección de SAGD se describe en la siguiente sección utilizando tubos con diámetros que cambian progresivamente.

3.9.5.1. Completación del pozo convectivo

La Figura 14a a continuación muestra una terminación típica del pozo inyector que se puede usar en el proceso Convectivo SAGD. En este diseño, el tamaño del tubo, que se aproxima al diámetro interior del liner de inyección en el talón, disminuye progresivamente a medida que se avanza del talón a la punta del pie.

El vapor inyectado en el tubo central entrará en el espacio anular entre el tubo, que sería el punto de presión más alto (Sood, 2016).

A medida que el vapor viaja en el espacio anular hacia el talón, está sujeto a una mayor resistencia al flujo de fluido a medida que el área abierta disponible para fluir se contrae progresivamente. Tal diseño asegura que la mayor parte del vapor entre en el reservorio más cerca de la punta del pie.

La figura 14b muestra el diseño del pozo productor. El tamaño del tubo, en este caso, se aproxima al diámetro interior del liner de producción en la punta del pie y disminuye progresivamente a medida que avanzamos de la punta del pie al talón. El diseño del productor está configurado de tal manera que exhibe una complementaria resistencia al flujo de fluidos en el espacio anular en comparación con el inyector (Sood, 2016).

Las resistencia axial anular al flujo de fluido en el inyector se seleccionó para aumentar progresivamente de punta a punta, mientras que la resistencia axial anular al flujo de fluido en el productor se hizo intencionalmente para disminuir progresivamente de punta a punta. (Sood, 2016) El tubo en el productor, para este diseño, es de hecho un tubo ficticio que garantiza que el espacio anular en la punta del pie sea lo suficientemente estrecho para evitar una corta circulación de vapor desde el inyector hasta el productor.

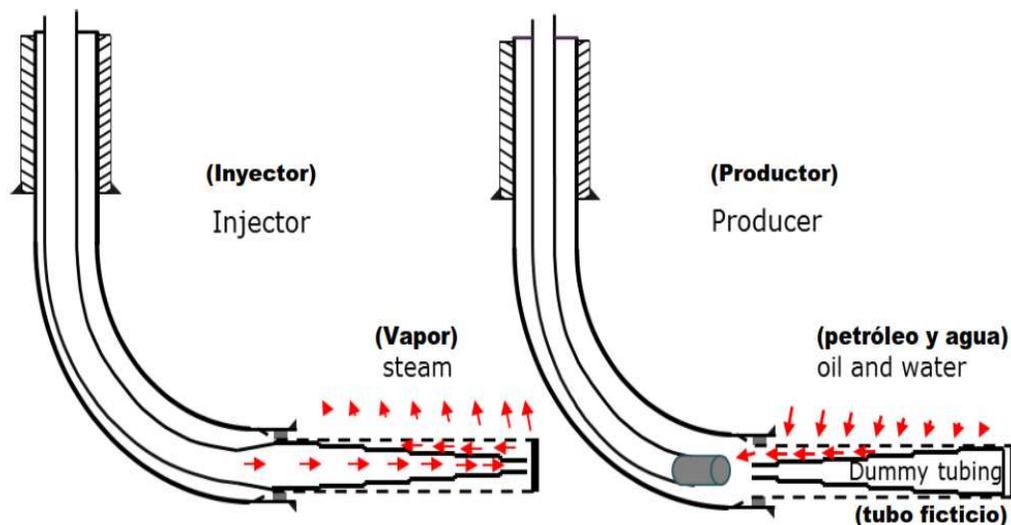


Figura 14. Diseño típico de Inyector (a) y Productor (b) para Convectivo SAGD. Editada por Carlos Torres (Sood, 2016).

3.9.6. Efectos de la geomecánica en el proceso SAGD

Si las presiones de inyección de vapor son lo suficientemente altas como para causar una dilatación en las oilsands (arenas petroleras), la dilatación resultante aumenta significativamente la porosidad del reservorio, la permeabilidad absoluta y la permeabilidad relativa al agua. Estos cambios beneficiosos son permanentes e irreversibles. La geomecánica puede mejorar el proceso SAGD. Para obtener estos beneficios, la presión de inyección debe estar dentro de los 500 kPa de la presión de fractura (Collins, 2005).

Dado que la presión límite de fractura está en la parte superior de la cámara de vapor, la presión de inyección de vapor debe reducirse a medida que la cámara de vapor se eleva. El flujo de calor convectivo delante de la cámara de vapor contribuye al calentamiento de la formación, y lo que es más importante, es indicativo de cizallamiento de las oilsands (arenas petroleras).

El corte geomecánico contribuye al crecimiento acelerado de la cámara de vapor. este crecimiento es direccional y es una función del estrés in situ de la formación, y puede resultar en deformaciones subsuperficiales. Estas deformaciones subsuperficiales resultan en alzamientos de la superficie, que podrían afectar las actividades e instalaciones de la superficie.

Al mismo tiempo, la inmersión de estos levantamientos de superficie puede proporcionar la ubicación de las deformaciones subsuperficiales, proporcionando así a los ingenieros de yacimientos una herramienta para monitorear el rendimiento a largo plazo del proceso SAGD.

3.9.7. Efecto del gas disuelto en el proceso SAGD

Para explicar el efecto del gas disuelto se ha tomado como base los resultados de una publicación realizada por (Bharatha, Yee, & Chan, 2005) en el que explican que una gran parte del gas de solución permanece dentro del reservorio y no se produce con el bitumen después de haber realizado una simulación durante 10 años. Este comportamiento se puede entender al observar la distribución de X_{ch4} en la Figura 15.

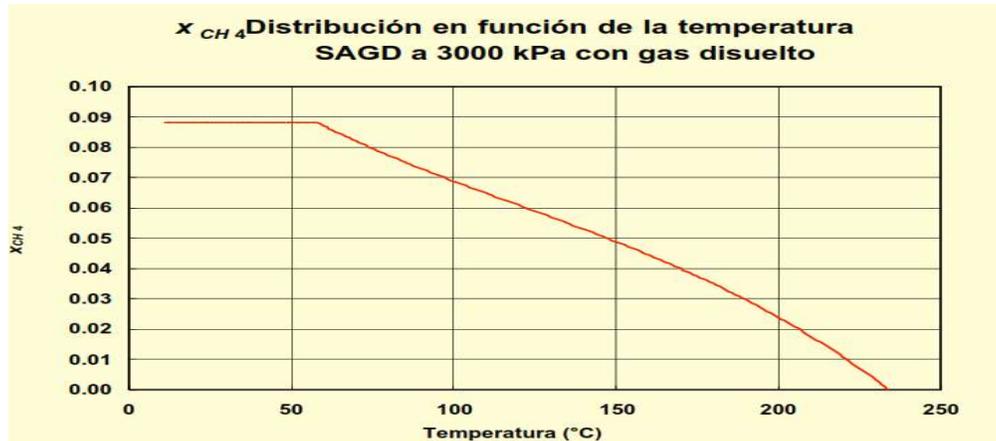


Figura 15. Distribución X_{CH_4} . Editada por Carlos Torres de (Bharatha, Yee, & Chan, 2005)

Como se observa en la figura 15 la mayor parte del flujo de aceite ocurre en regiones de alta temperatura donde X_{ch_4} es menor que el valor inicial, Por lo tanto, la relación gas petróleo GOR para el petróleo producido también es menor que el valor inicial. El gas restante se mueve hacia arriba como parte del flujo en contracorriente (figura 16) y se acumula en las partes superiores del reservorio.

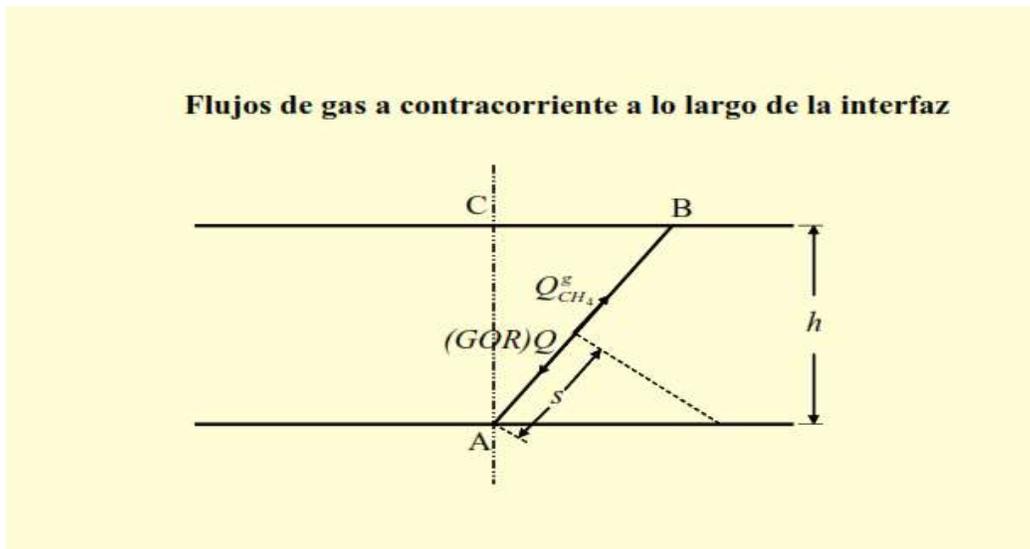


Figura 16 . Flujos de gas en el borde de la cámara de vapor. Editado por Carlos Torres de (Bharatha, Yee, & Chan, 2005)

3.9.8. Modelos matemáticos para el método SAGD.

Se propone un modelo matemático para el drenaje por gravedad (SAGD) en reservorios de petróleo pesado y arenas bituminosas durante la inyección de vapor en una geometría lineal. El modelo matemático está basado en

observaciones experimentales de la cámara de vapor donde se forma un triángulo invertido con el vértice fijo en el pozo de producción del fondo. Tanto la temperatura como el contenido de asfaltenos dependen de la viscosidad del petróleo drenado. El modelo fue desarrollado por (Akin, 2004) y ha sido validado con datos experimentales presentados en varias literaturas.

El calor se transfiere por conducción, por convección y por el calor latente del vapor. El aceite caliente se drena a un pozo de producción horizontal ubicado en la base del reservorio debajo del pozo de inyección. Basados en los conceptos antes mencionados, Butler en 1981 desarrollo la (Ecuación 1) haciendo las siguientes suposiciones.

- Que la presión de vapor sea constante en la cámara de vapor.
- Que solo fluya vapor en la cámara de vapor.
- Que la saturación de petróleo sea residual.
- Que la transferencia de calor por delante de la cámara de vapor al petróleo frío sea solo por conducción.

Una analogía física de este proceso es la de un reservorio en el que un elemento de calentamiento eléctrico se coloque horizontalmente sobre un pozo paralelo que produce horizontalmente.

$$(1) q = L \cdot \sqrt{\frac{2\phi\Delta S_0 k g \alpha h}{m v_s}}$$

En esta ecuación, L es la longitud del pozo, ϕ es la porosidad, ΔS_0 la diferencia entre la saturación de aceite inicial y la saturación de aceite residual, k es la permeabilidad efectiva del flujo de petróleo, g es la aceleración causada por la gravedad, α es la térmica la difusividad, h es la altura del reservorio, m es una constante entre 3 y 5, y v_s es la viscosidad cinemática del aceite a la temperatura del vapor. Se supone que el perfil de temperatura es independiente del tiempo y que decrece exponencialmente con la distancia desde la interface.

$$(2) \left(\frac{T - T_R}{T_s - T_R} \right) = \exp \left(- \frac{U \xi}{\alpha} \right)$$

En esta ecuación, U es la velocidad local de la interface en la zona de vapor, ξ Es la coordenada perpendicular a la interface vapor / aceite. Hay tres consecuencias principales de esta teoría.

- El crecimiento de la cámara de vapor es necesario para la producción de petróleo, y la producción de petróleo ocurre siempre que se inyecte vapor.
- La tasa de petróleo aumenta a medida que aumenta la temperatura del vapor.
- A una temperatura de vapor dada, el petróleo con la viscosidad más baja exhibe la mayor respuesta de producción.

Un problema importante con el modelo mencionado anteriormente es que las tasas de Petróleo experimental observadas en la literatura estaban en el mismo orden que las pronosticadas por el modelo de Butler en 1981, pero ligeramente más bajas. Butler asociaba la desviación de la tasa observada a los factores que no se reconocieron en la derivación de la ecuación, como un cambio en la altura efectiva de la cámara de vapor (es decir, se vuelve más baja que la altura del reservorio), debido al agotamiento y porque Se utiliza algo de calor para provocar la transferencia lateral del aceite de drenaje al pozo productor.

Más tarde en 1992, Reiss propuso el uso de un coeficiente de temperatura adimensional empírico, $\alpha = 0,4$ (Ecuación 3) y la velocidad máxima en lugar de la velocidad de la interface que condujo a una representación más realista de los datos experimentales.

$$(3) \quad q = L \cdot \sqrt{\frac{\phi \Delta S_{okgah}}{2amvs}}$$

Como puede verse, los dos modelos mencionados anteriormente no incluyen los efectos de la destilación al vapor y, por lo tanto, la deposición de asfáltenos. Debido a que el des asfaltado causa una reducción drástica de la viscosidad, se espera que la tasa de producción aumente con la degradación de asfáltenos. En esta sección se explicará una modificación y mejora de los modelos existentes realizada por (Akin, 2004) de drenaje por gravedad mediante la incorporación de viscosidades que sean dependientes del contenido asfáltico.

Primero, se discutirán varios modelos de viscosidad para incluir los efectos de la degradación de asfáltenos. Entonces, estos modelos se acoplarán a la teoría del drenaje por gravedad. Finalmente, se mostrarán los resultados publicados por (Akin, 2004) donde compara los modelos ya mencionados y el que se va a explicar a continuación.

3.9.8.1. Viscosidad entre la suspensión petróleo asfálteno.

El punto clave en este análisis es que a medida que aumenta el contenido de asfáltenos en el aceite, también aumenta su viscosidad. La mayoría de los modelos publicados que tienen como objetivo relacionar la composición con la viscosidad requieren el conocimiento de parámetros críticos de los componentes de la mezcla.

Desafortunadamente, cuando el crudo contiene fracciones pesadas como resinas y asfáltenos, estos parámetros no pueden ser evaluados o tienen algún significado físico. Para bajas concentraciones de asfáltenos, Pfeiffer en 1950 propuso el uso de la fórmula de Einstein para calcular la viscosidad de la suspensión de benceno / asfáltenos (Akin, 2004):

$$(4) \quad n_r = (1 + 2.5\phi_{asfalt})$$

En este caso, n_r es la viscosidad relativa (relación de viscosidades dinámicas de la mezcla y el solvente puro no precipitado), y ϕ_{asfalt} es la fracción en volumen de asfáltenos suspendido en benceno. Debido a que la fórmula 4 subestima las viscosidades altas, Pfeiffer en el mismo estudio de 1950 propuso la fórmula de Eiler para altas concentraciones de asfáltenos:

$$(5) \quad n_r = (1 + 2.5\phi_{asfalt}) (1 - 3.5\phi_{asfalt})$$

La fórmula fue desarrollada para suspensiones que contienen partículas esféricas no deformables con radios iguales, esta ecuación sobreestimó las viscosidades medidas de las soluciones de asfáltenos.

Un estudio exhaustivo que relacionó el contenido de asfáltenos con la viscosidad del petróleo fue realizado por Werner en 1998 (Akin, 2004) El modelo propuesto

fue llamado (W3BH) y se basó en una regla de mezcla que toma en cuenta la información sobre la composición y el modelo que desarrollo Kanti en el año 1989 para las viscosidades de hidrocarburos líquidos, mezclas y cortes de petróleo, como una función de la presión y la temperatura.

$$(6) \ln \left[\frac{\mu(p,T)}{\mu(p_0,T_0)} \right] = c \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right) + E \ln \left(\frac{D+p}{D+p_0} \right)$$

Aquí, p significa presión, T significa temperatura y el subíndice 0 se refiere a condiciones de referencia. Los parámetros c, D y E se pueden obtener en función de la viscosidad μ , mediante las siguientes ecuaciones en las condiciones de referencia. Werner también demostró que cuanto más alta es la temperatura (es decir, > 100 ° C), el valor de E estará más cerca de 1. Para operaciones SAGD, debido a que la temperatura del reservorio suele ser alta, se puede suponer que E es igual a 1.

$$(7) c = 16.7x_0^2 + 634x_0 + 1190.3$$

$$(8) x_0 = \ln \mu(p_0, T_0)$$

$$(9) D = 60.9 \exp(0.192x)$$

$$(10) \quad x = \ln \mu(p_0, T)$$

Si la composición del fluido no se conoce, pero se tiene referencia de la viscosidad a temperaturas y presiones determinadas, la ecuación. 6 se puede usar directamente para calcular la viscosidad a la temperatura y presión deseadas.

Cuando el intervalo de presión es pequeño (para límites superiores de 70 MPa) y la temperatura es elevada, como en el caso de SAGD, E puede tomarse como 1. Además, si la temperatura de referencia a la cual se evalúa la viscosidad se toma como La temperatura de la cámara de vapor, luego la ecuación. 6 se puede escribir de la siguiente manera:

$$(11) \quad \mu(p, T) = \mu(p_0, T_0) \left(\frac{D+p}{D+p_0} \right)$$

3.9.8.2. Desarrollo del modelo SAGD

Para el desarrollo de este modelo desarrollado por (Akin, 2004) se basa en la ecuación desarrollada por Reiss. Durante la inyección de vapor desde un pozo

horizontal, se espera que la zona de vapor crezca lateralmente a medida que el aceite se drena a lo largo de la interfaz de aceite / vapor hacia el pozo de producción horizontal.

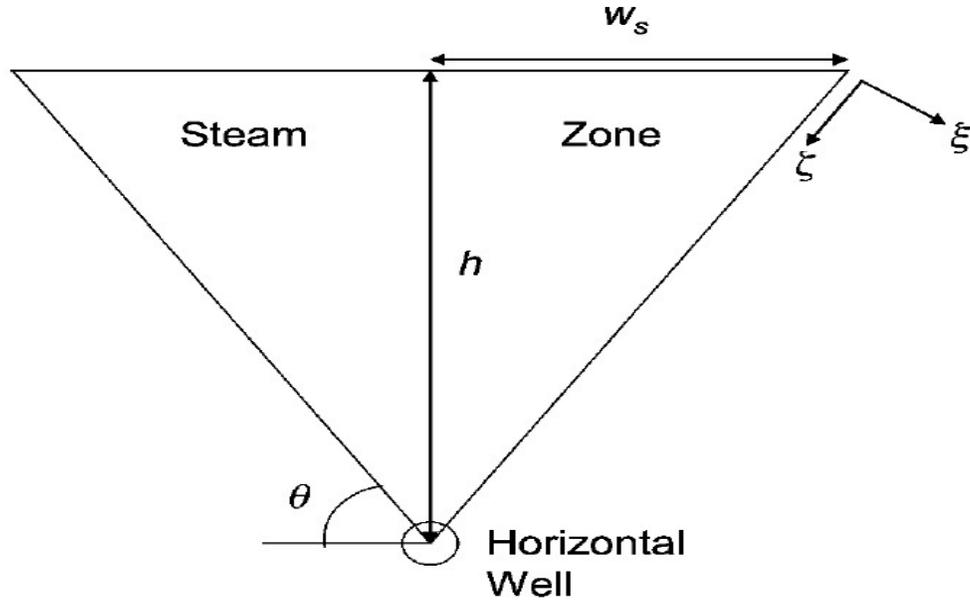


Figura 17. Dibujo esquemático de la sección transversal de la zona de vapor (Akin, 2004).

La sección transversal de la zona de vapor se asemeja a un triángulo invertido (Fig. 1) a medida que la zona de vapor se amplía cerca de la formación de sobrecarga (overburden). Suponiendo que la temperatura en la superficie de esta zona es uniforme y constante, el movimiento de la conducción de calor en un sólido a una velocidad fija U se puede obtener de la siguiente ecuación:

$$(12) \quad \left(\frac{T-T_R}{T_S-T_R} \right) = \frac{1}{2} \left[\operatorname{erfc} \left(\frac{\xi-Ut}{2\sqrt{\alpha t}} \right) + \exp \left(\frac{U\xi}{\alpha} \right) \operatorname{erfc} \left(\frac{\xi+Ut}{2\sqrt{\alpha t}} \right) \right]$$

Inicialmente, la temperatura es la temperatura del reservorio, T_R cuando comienza el movimiento pasa a la temperatura de inyección de vapor, T_S . A medida que el aceite se escurre durante mucho tiempo la ecuación. 12 puede ser aproximada a la ecuación. 2. Mientras que la viscosidad del bitumen delante del frente de vapor puede expresarse mediante la siguiente ecuación.

$$(13) \quad \frac{v_s}{v_0} = \left(\frac{T-T_R}{T_S-T_R} \right)^m$$

La relación anterior de viscosidad temperatura hace que la manipulación matemática sea bastante fácil. Para calcular m , Butler propuso el uso de la siguiente ecuación 14, que define m como una función de la viscosidad a las temperaturas del petróleo, vapor y del reservorio:

$$(14) \quad m = \left[v_s \int_{T_R}^{T_s} \left(\frac{1}{v} - \frac{1}{v_s} \right) \frac{dT}{T - T_R} \right]^{-1}$$

La tasa de producción de petróleo monofásico mediante drenaje por gravedad asistido por vapor a lo largo de la interface vapor/petróleo obedece la ley de Darcy.

$$(15) \quad dq_o(\xi) = \frac{k_o \Delta \theta}{\mu} d\xi$$

En la interfaz, el potencial de flujo se puede aproximar mediante la siguiente ecuación:

$$(16) \quad \Delta \theta = \Delta \rho g \sin \theta \approx \rho_o \sin \theta$$

Sustituyendo ecuaciones. 16 y 13 en la ecuación 14 resolviendo el resultado de la ecuación 14 para ξ es igual a cero, y también se desarrollan resultados infinitos para la tasa de drenaje de petróleo a lo largo de un lado de la zona de vapor:

$$(17) \quad q_o = \frac{k_o g \alpha \sin \theta}{v_o m U}$$

Teniendo en cuenta el balance de materiales en la interface de la zona de vapor Figura. 17, la tasa de drenaje de petróleo a lo largo de una cara de la zona de vapor por unidad de longitud del pozo horizontal se puede escribir como:

$$(18) \quad q_o = \frac{d}{dt} \left(\frac{\phi \Delta S_o h w_s}{2} \right)$$

La derivada del tiempo del ancho de la zona de vapor se puede obtener a partir de la velocidad de la interface de la siguiente manera:

$$(19) \quad \frac{dw_s}{dt} = \frac{U}{\sin \theta}$$

Sustituyendo la derivada del tiempo del ancho de la zona de vapor en la ecuación. 18 y eliminando U y w_s se obtiene la tasa de drenaje de petróleo.

$$(20) \quad q_o = \sqrt{\frac{\phi \Delta S_o k_o g h w_s}{2 v_s m}}$$

Cuando la ecuación 20 se integra con respecto al tiempo, resulta en la producción de petróleo acumulada por unidad de longitud a lo largo del pozo horizontal.

$$(21) \quad Q_0 = \sqrt{\frac{\phi \Delta S_o k_o g h w_s}{2 v_s m}} t$$

Una diferencia importante es que la ecuación. 22 no incluye ninguna constante empírica, a diferencia de otras modelos presentadas en la al inicio de esta sección. Para incluir los efectos de destilación al vapor y de des asfalto del petróleo en el modelo SAGD presentado en la ecuación 21, se utiliza el siguiente procedimiento:

- Utilice un modelo de degradación de asfáltenos u observaciones experimentales.
- Calcule la viscosidad en cualquier momento con la ecuación. 11.
- Utilice la ecuación. 6 o la ecuación. 11 para corregir la temperatura y la presión.
- Utilice la ecuación. 21 para calcular la producción acumulada.

3.10. Teoría del proceso VAPEX

La extracción de vapor (VAPEX) del petróleo pesado por solventes se considera una de las alternativas a los métodos de extracción térmica más eficientes energéticamente, atractivos económicamente y libres de contaminación. VAPEX es adecuado para depósitos delgados, poco profundos y de baja permeabilidad, o para aquellos que se encuentran debajo de los acuíferos, ya que los acuíferos pueden producir una pérdida de calor excesiva y, por lo tanto, una eficiencia de recuperación pobre para los métodos de recuperación mejorada (EOR) térmica de petróleo.

Se ha demostrado experimentalmente que los solventes basados en CO_2 son más productivos que los solventes basados en metano y etano. VAPEX, por lo tanto, puede ser una forma de mejorar la recuperación de petróleo al mismo tiempo que se almacena el exceso de CO_2 en el subsuelo y se reducen las emisiones de gases de efecto invernadero.

El mecanismo fue propuesto por primera vez por (Butler & Mokrys, 1993) como un análogo del Drenaje por Gravedad Asistido por Vapor (SAGD), ya que la transferencia de masa impulsada por difusión entre el solvente y el petróleo pesado reduce la viscosidad del petróleo de manera similar a la expansión de calor entre el vapor y petróleo.

Se perforan dos pozos horizontales largos paralelos entre sí (como en SAGD) para maximizar la exposición al reservorio. Luego se inyecta solvente en el pozo superior, mientras que el aceite diluido de la capa de difusión de disolvente-oil drena por gravedad al pozo inferior (ver Figura. 18).

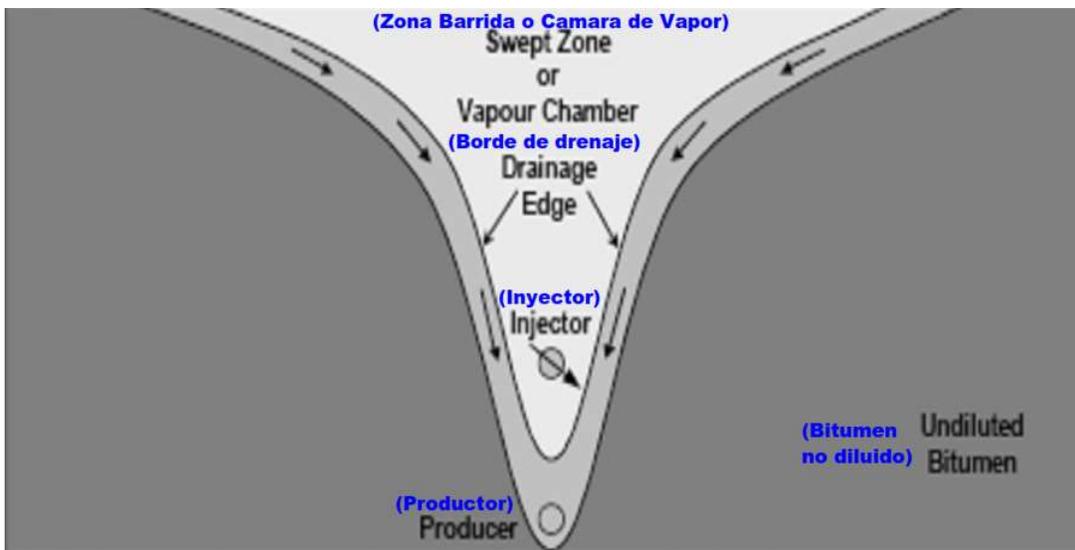


Figura 18. Sección transversal vertical de un reservorio de petróleo pesado que ilustra las características clave del proceso VAPEX editado por Carlos Torres de (Al-Hadhrami, Alkindi, & Muggeridge, 2014)

La principal incertidumbre que limita la aplicación de este proceso en el campo es la tasa de drenaje de petróleo y el efecto de la heterogeneidad del yacimiento sobre él caudal. Las tasas de drenaje del petróleo son mucho más bajas que en SAGD debido a que la viscosidad del aceite se reduce a través de la difusión y dispersión de masas en lugar de la difusión térmica.

No está claro si estas tasas bajas serán económicas. Es muy difícil realizar simulaciones numéricas precisas del proceso debido a los niveles de refinamiento de la rejilla necesarios para resolver los procesos de difusión y drenaje que se producen en la interface solvente-petróleo. Para tratar de resolver

este problema (Butler & Mokrys, 1993) derivaron una ecuación semianalítica para estimar la tasa de drenaje de petróleo sin necesidad de simulación.

Dicho análisis asumió que la mezcla entre el solvente y el petróleo pesado impulsado por la difusión molecular actúa para reducir la viscosidad del petróleo de manera similar a la forma en que la difusión térmica reduce la viscosidad del aceite durante el SAGD así la tasa de drenaje de aceite durante VAPEX se puede estimar a partir de:

$$q_o = \sqrt{2kg\phi\Delta S_o h N_s}$$

donde k es la permeabilidad, g es la aceleración debida a la gravedad, h es el espesor del yacimiento, ϕ es la porosidad y ΔS_o es la saturación de petróleo móvil inicial. La constante N_s en la ecuación. 1 se determina a partir de las propiedades del fluido como:

$$N_s = \int_{C_{min}}^{C_{max}} \frac{\Delta\rho(1 - C_s)D_m}{\mu(C_s)} dC_s$$

donde $\Delta\rho$ es la diferencia de densidad entre la mezcla de petróleo-disolvente diluido, D_m es el coeficiente de difusión molecular entre el disolvente y el petróleo, C_s es la concentración del disolvente, $\mu(C_s)$ es la viscosidad de la mezcla de disolvente-petróleo, C_{max} es la concentración máxima del disolvente en el límite exterior de la capa de difusión, y C_{min} es la concentración mínima del disolvente en el límite interior de la capa de difusión.

Este análisis asume la miscibilidad del primer contacto entre el petróleo y el vapor. Esto es claramente mucho más simple que realizar una simulación de para predecir el rendimiento de VAPEX. sin embargo, las tasas obtenidas son relativamente menores a las obtenidas en experimentos.

3.10.1. Proceso WARM VAPEX

En WARM VAPEX, el solvente calentado transporta algo de calor sensible a la interface del proceso VAPEX donde el vapor se condensa en la superficie del bitumen. Para este proceso WARM VAPEX, la viscosidad del aceite se reduce a partir del disolvente que se mezcla con el bitumen (tanto por difusión como por

convección), la transferencia de calor sensible del solvente al betún y por medio de "difusión térmica" o el efecto Soret.

(Farouq Ali & Snyder, 1993) sugirieron desplazamiento miscible caliente usando solventes. (Butler & Jiang, 2000) examinaron el efecto del aumento de la temperatura de operación en el reservorio además realizaron experimentos VAPEX en un modelo rectangular saturado con una viscosidad de 870 mPa utilizando petróleo del campo Atlee Buffalo. Usando propano como solvente, las tasas de producción aumentaron 21.5% cuando la temperatura de operación se elevó de 21 ° C a 27 ° C.

Hay que tener en cuenta que utilizaron la inyección de solvente constante, por lo que se desconoce si el solvente se condensó o no. Varios estudios han comparado los procesos VAPEX WARM e HYBRID VAPEX (se explicará a continuación) con el proceso normal de VAPEX y declararon que el objetivo de aplicar calor es establecer una comunicación más rápida entre los pozos de inyección y de producción, así como reducir aún más la viscosidad del petróleo cerca del pozo.

3.10.2. Proceso HYBRID VAPEX

También se estudió el VAPEX híbrido, donde se inyectan vapor y disolvente conjuntamente o alternativamente. Investigadores de la universidad Texas A&M utilizaron vapor para crear una región caliente limitada a temperaturas de 160 a 170 ° C, y el vapor se inyectó conjuntamente con propano como disolvente. Los resultados mostraron que al agregar algo de propano al vapor, se mejora la capacidad de inyectar vapor, disminuye el tiempo de ruptura, aumenta la producción de petróleo y los requisitos de energía disminuyen considerablemente.

Para imitar las condiciones del reservorio, varios grupos han realizado simulaciones asistidas por computadora. (Deng, 2005) uso el software STARS de Computer Modeling Group Ltd. para integrar los efectos del calor durante un proceso VAPEX nutrido por el calor. Estos resultados de simulación estuvieron

de acuerdo con varios experimentos y han mostrado características prometedoras del proceso híbrido.

3.10.3. Efecto de la difusión y dispersión del solvente en procesos SAGD.

Antes de explicar los efectos se debe primero tener claro estos términos de difusión y dispersión, el coeficiente de difusión es el valor el cual representa la facilidad con que cada soluto en este caso el petróleo se mueve en un disolvente determinado y Depende del Tamaño y forma del soluto, Viscosidad del solvente, Temperatura (difusividad térmica) mientras el coeficiente de difusión es el factor de proporcionalidad D en la ley de Fick por el cual la masa de una sustancia dm que se difunde en el tiempo dt a través de la superficie df proporcional al gradiente de concentración $grad c$ de la sustancia : $dm = - D grad c df dt$.

Por lo tanto, físicamente, el coeficiente de difusión implica que la masa de la sustancia se difunde a través de una superficie unitaria en un tiempo determinado en un gradiente de concentración unitario. El coeficiente de difusión es una constante física que depende del tamaño de la molécula y otras propiedades de la sustancia difusora, así como de la temperatura y la presión. Los coeficientes de difusión de una sustancia a otra se suelen determinar experimentalmente y se presentan en tablas de referencia.

(Morteza & Mohammad, 2015) desarrollaron una simulación numérica de yacimiento en un proceso VAPEX. Donde utilizaron diferentes valores de difusión y dispersión en el simulador para investigar los efectos del coeficiente de difusión en la tasa de extracción del proceso VAPEX en un reservorio iraní. el aumento del valor de difusión no siempre tiene efectos significativos en la tasa de producción.

El drenaje por gravedad, así como la transferencia de masa, dominan el proceso VAPEX. Se demostró que el coeficiente de difusión se incrementó, pero la tasa de producción no siguió el mismo camino. La zona de drenaje puede haber crecido con un coeficiente de difusión mayor, pero a causa de eso el petróleo perdió la oportunidad de drenar, este efecto condujo a una reducción del drenaje de petróleo simultáneamente con una menor velocidad de flujo.

En un alto valor de difusión, el solvente penetra rápido en la zona virgen del petróleo pesado, mientras que un alto coeficiente de dispersión transporta más solvente a lo largo de la trayectoria de drenaje. Por lo tanto, la alta dispersión aumenta el tiempo de comunicación entre el pozo inyector al productor esto causara una producción inicial alta. Debe mencionarse que la mayor dispersión en el reservorio disminuye la curvatura en el contorno de la fracción molar del petróleo (interface vapor-aceite) y esto causa que el drenaje se mantenga alto durante el proceso.

3.10.4. Efectos de permeabilidad en el proceso (VAPEX).

Para explicar el efecto de la permeabilidad vamos a tomar un estudio realizado por los investigadores (Moghadam, Nobakht, & Gu, 2007) En esta investigación utilizaron un modelo físico representado en la figura 18 sobre este modelo hicieron un análisis de sensibilidad sobre la variable de permeabilidad, se realizaron cuatro pruebas VAPEX a $P = 800$ kPa y $T = 20.8$ ° C con cuatro empaquetaduras de arena diferentes para examinar los efectos de la permeabilidad en el proceso de recuperación de petróleo pesado VAPEX.

Se usó propano puro como un disolvente de extracción y se probaron diferentes permeabilidades de $k = 16, 49, 103$ y 310 Darcies. Los resultados experimentales detallados muestran que la relación de disolvente-Petróleo (SOR) producido aumenta a medida que la permeabilidad disminuye debido a un mayor tiempo de contacto. Se observó la mejora in situ de la consolidación de la arena y el petróleo pesado producido con una baja permeabilidad debido a la alta producción de SOR manteniendo las otras condiciones experimentales iguales.

Se encontró que la permeabilidad afecta la tasa de producción de petróleo pesado de una manera compleja. para una permeabilidad baja que la tasa de producción de petróleo pesado sea raíz cuadrada de la permeabilidad no es válida, porque la mejora in situ y el aumento de producción del SOR pueden reducir drásticamente la viscosidad del petróleo pesado producido.

Por lo tanto, la mejora in situ del petróleo pesado puede aumentar significativamente la tasa de producción de petróleo pesado, siempre y cuando las partículas de asfaltenos depositadas no obstruyan el medio poroso. También

se encuentra que la saturación de petróleo residual dentro de la cámara de vapor de disolvente se reduce con el tiempo.

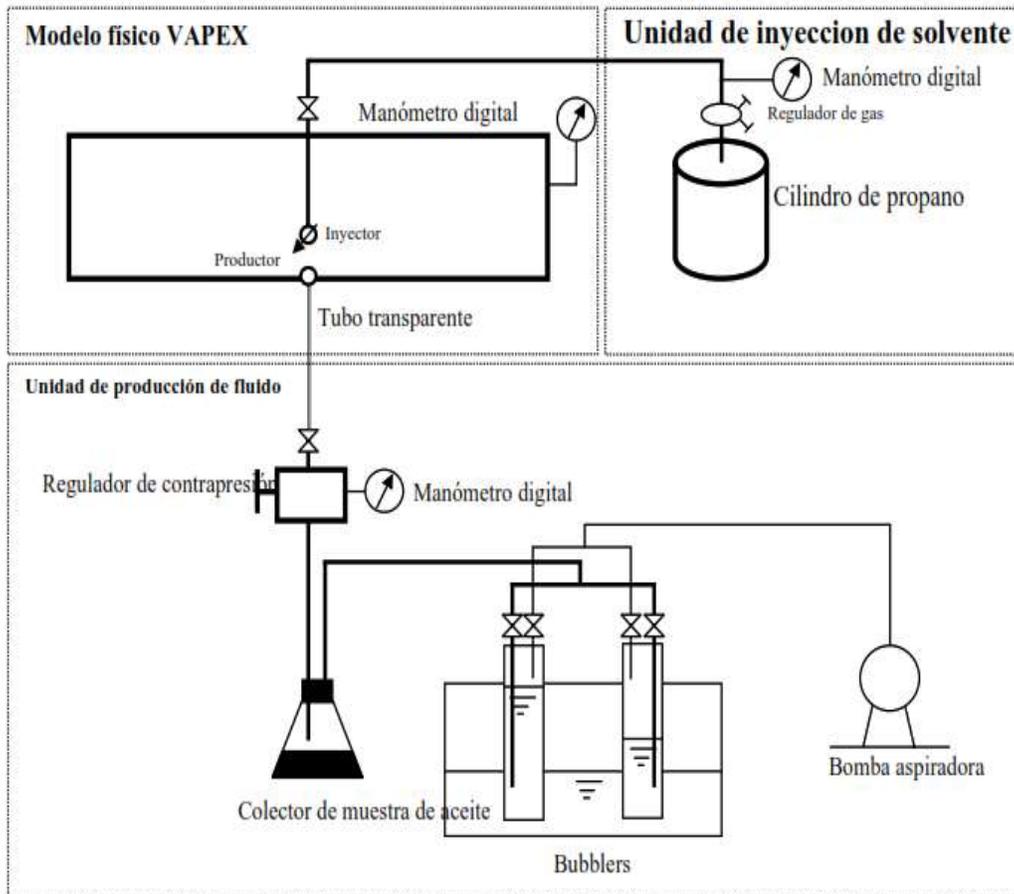


Figura 19. Diagrama esquemático del modelo físico para un proceso VAPEX.

3.10.5. Modelo matemático para el proceso VAPEX.

En un proceso de recuperación de petróleo pesado VAPEX con solvente, la disolución del solvente en el crudo pesado ocurre predominantemente dentro de la zona de transición entre la cámara del solvente y la zona de crudo pesado sin tocar. El aceite pesado diluido en disolvente se drena por gravedad a lo largo de la zona de transición. La ley de Darcy se puede aplicar para describir el flujo de drenaje por gravedad del petróleo pesado diluido en disolvente en la zona de transición:

$$(1) v = \frac{k\Delta\rho(c)g \sin \theta}{\mu_o(c)}$$

donde, v es la velocidad de drenaje descendente aparente del petróleo pesado diluido en disolvente a lo largo de la zona de transición; $\mu_o(c)$ es la viscosidad del petróleo pesado diluido en disolvente; (c) es la concentración de solvente en el petróleo pesado; k es la permeabilidad del modelo físico VAPEX; $\Delta\rho(c)$ es la diferencia de densidad entre el petróleo pesado diluido en disolvente y el disolvente gaseoso; g es la aceleración gravitacional; y θ es el ángulo de inclinación de la zona de transición en cualquier momento.

Obviamente, $\mu_o(c)$ y $\Delta\rho(c)$ dependen de la concentración del disolvente (c) en el petróleo pesado. Debido a que la densidad del disolvente gaseoso es extremadamente baja y despreciable en comparación con la del petróleo pesado diluido en el disolvente, se supone que $\Delta\rho(c)$ es igual a $\rho_o(c)$, es decir, la densidad del petróleo pesado diluido en el disolvente solamente. Al aplicar la ley de Darcy en el límite entre la cámara de solvente y la zona de transición, donde se alcanza la concentración máxima de solvente, es decir, $c = c_{max}$, se obtiene la velocidad máxima de drenaje de petróleo:

$$(2) v_{max} = \frac{k\Delta\rho_o(c_{max})g \sin \theta}{\mu_o(c_{max})}$$

Para el desarrollo de este modelo matemático del proceso VAPEX se tomó en cuenta dos fases la fase de dispersión de la cámara del disolvente y la fase descendente de la cámara del disolvente las cuales van a ser explicadas a medida que se vaya desarrollando el modelo cabe destacar que el modelo fue desarrollado por los investigadores (Moghadam, Nobakht, & Gu, 2008).

3.10.5.1. Producción de petróleo pesado en la fase de dispersión de la cámara del solvente.

En el proceso de recuperación de petróleo pesado VAPEX, el petróleo pesado diluido en solvente fluye hacia abajo por gravedad a lo largo de la zona de transición entre la cámara del solvente y la zona de petróleo pesado no alterada, el solvente reemplaza el petróleo pesado escurrido y forma la cámara del solvente. Los procesos de transferencia de masa y flujo de fluido en la zona de transición son bastante complejos, debido al efecto de dispersión del disolvente, la dependencia del coeficiente de difusión del disolvente en la concentración y la densidad y viscosidad del petróleo pesado diluido en el disolvente.

Por lo tanto, se deben hacer algunas suposiciones para desarrollar un modelo analítico para el proceso de recuperación de petróleo pesado VAPEX. En este estudio, como primera instancia, se supone que los dos límites de la zona de transición son líneas rectas a una distancia de separación constante (es decir, un grosor constante de la zona de transición) durante todo el proceso VAPEX, como se muestra en la Figura 19 (a).

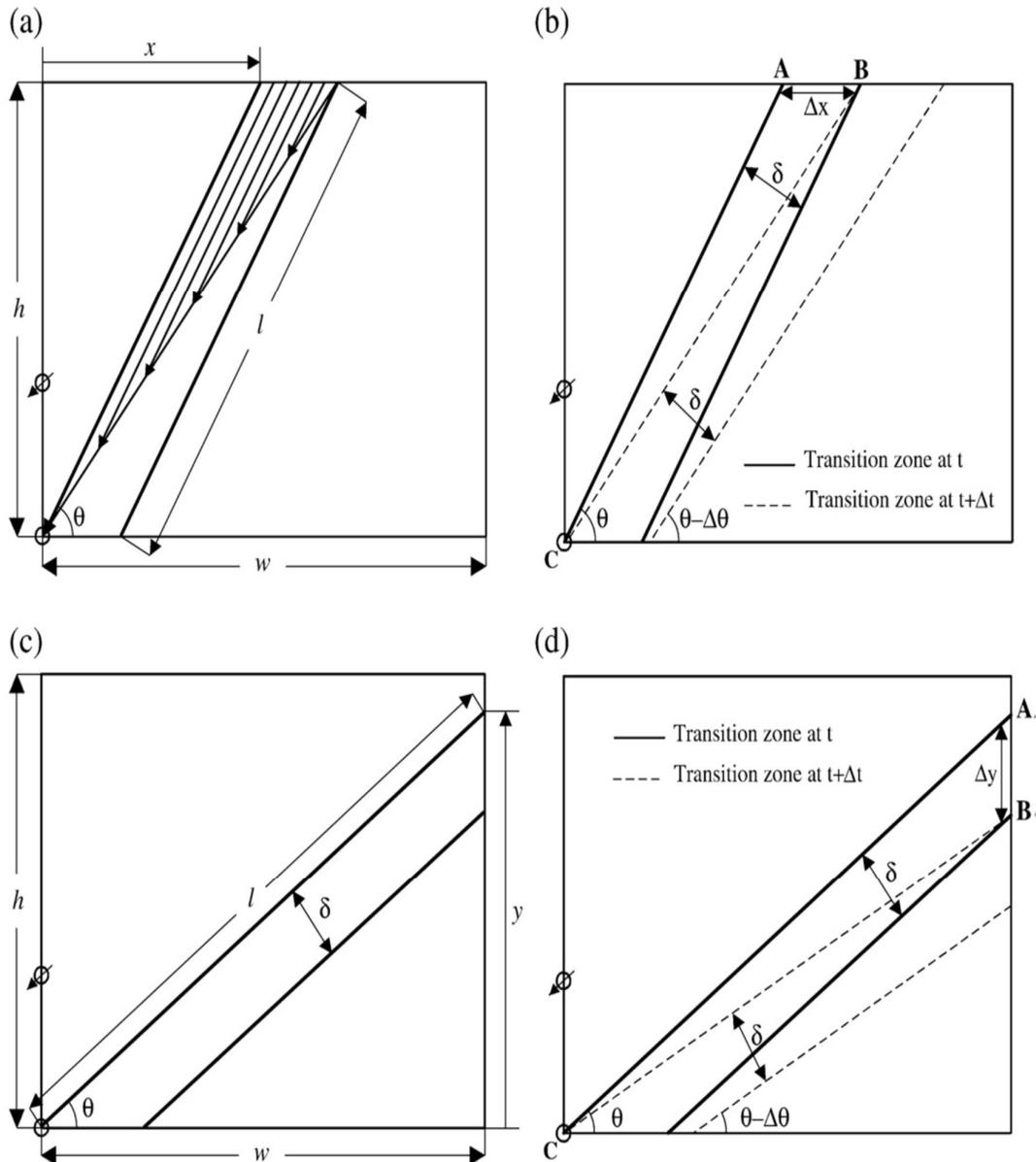


Figura 20. (a) Zona de transición con dos límites de línea recta a una distancia de separación constante durante la fase de dispersión de la cámara de disolvente, donde se supone una distribución lineal de la velocidad de drenaje del petróleo hacia abajo; (b) Zona de transición en t y $t + \Delta t$ durante la fase de dispersión de la cámara de disolvente; (c) Zona de transición con dos límites de línea recta a una distancia de separación constante durante la fase descendente de la cámara de disolvente; (d) Zonas de transición en t y $t + \Delta t$ durante la fase de caída de la cámara de disolvente.

Durante la fase de dispersión de la cámara del disolvente. En esta figura, l y θ representan la longitud y el ángulo de inclinación de la zona de transición en cualquier momento durante la fase de expansión de la cámara de disolvente, y h denota la altura del modelo físico VAPEX, que están relacionados geoméricamente por:

$$(1) \sin \theta = \frac{h}{l}$$

En la ecuación. (1) se ve que la velocidad aparente descendente de drenaje del petróleo pesado diluido en disolvente en la zona de transición depende de la concentración del disolvente en el petróleo pesado, a través de la densidad y viscosidad del petróleo pesado diluido en disolvente. Para ser coherentes con los dos supuestos mencionados anteriormente, es decir, la zona de transición tiene dos límites de línea recta a una distancia de separación constante.

Se supone que la velocidad de drenaje de petróleo en la zona de transición es una función lineal de la distancia transversal desde los límites entre la zona de transición y la zona intacta de petróleo pesado, como se muestra esquemáticamente en la Figura. 19(a). La Figura. 19(b) ilustra que el petróleo pesado ha tenido una mayor disolución provocando mayor velocidad en el flujo de drenaje desde A a C a lo largo del límite de la línea recta (AC) entre la cámara de disolvente y la zona de transición.

Se forma un nuevo límite de línea recta (BC) si se asume la velocidad de drenaje del petróleo como función lineal en la zona de transición. Una vez que el área de petróleo pesado intacto es barrida por el solvente y pasa a través de la zona de transición, se convierte en parte de la cámara del solvente, en la que se alcanza la saturación de aceite residual, el intervalo de tiempo Δt requerido para que el petróleo pesado más diluido se drene por gravedad a lo largo del límite (AC) entre la cámara de disolvente y la zona de transición es igual a:

$$(2) \Delta t = \frac{l}{v_{max}/\phi}$$

donde ϕ es la porosidad del modelo físico VAPEX. La sustitución de las ecuaciones. (2) y (3) en la ecuación. (4) resulta en:

$$(3) \Delta t = \frac{\Delta t_s}{\sin^2 \theta}$$

Donde:

$$(4) \Delta t_s = \frac{h\phi\mu_0(c_{max})}{k\rho_0(c_{max})g}$$

Aquí, Δt_s es un parámetro de tiempo constante para un proceso VAPEX dado y representa el tiempo de la fase de dispersión de la cámara de disolvente. Como se muestra esquemáticamente en la Figura. 19 (b), cuando el petróleo pesado más diluido fluye hacia abajo de A a C, la parte superior de la cámara de solvente se propaga horizontalmente de A a B al mismo tiempo. Por lo tanto, la velocidad de dispersión horizontal U de la cámara de solvente durante la fase de expansión esta aproximada por:

$$(5) U = \frac{dx}{dt} \approx \frac{\Delta x}{\Delta t} = \frac{\Delta x}{\Delta t_s} \sin^2 \theta$$

Aquí, Δx es la distancia horizontal entre los dos límites de la zona de transición y puede relacionarse con su espesor constante δ por:

$$(6) \sin \theta = \frac{\delta}{\Delta x}$$

Sustituyendo Δx de la ecuación. (8) en la ecuación. (7) da:

$$(7) U = \frac{dx}{dt} \approx \frac{\delta}{\Delta t_s} \sin \theta$$

Aquí, Δt_s es el parámetro de tiempo constante como se define en la ecuación. (6). También como aproximación, se asume que el grosor de la zona de transición es constante durante toda la recuperación de petróleo pesado VAPEX. Por lo tanto, la ecuación. (9) indica que, al comienzo de la fase de dispersión de la cámara de disolvente, la velocidad máxima de dispersión horizontal $U_{max} = \delta/\Delta t_s$ se alcanza en $\theta = \pi / 2$. Es decir, la velocidad de propagación horizontal de la cámara de disolvente U es una función lineal de $\sin \theta$.

Con referencia a la Figura. 19 (a), la siguiente relación geométrica entre x , h , y θ se puede obtener por:

$$(8) \cot \theta = \frac{x}{h}$$

donde x es la posición horizontal de la zona de transición durante la fase de dispersión de la cámara de disolvente. Diferenciando ambos lados de la ecuación. (10) con respecto al tiempo:

$$(9) -\frac{1}{\sin^2 \theta} \frac{d\theta}{dt} = \frac{1}{h} \frac{dx}{dt}$$

donde, por lo definido anteriormente $U = \frac{dx}{dt}$. Sustituyendo U de la ecuación. (9) en la ecuación. (11) y la integración de la ecuación resultante conduce a:

$$(10) -\int_{\pi/2}^{\theta} \frac{d\theta}{\sin^3 \theta} = \frac{\delta}{h\Delta t_s} \int_0^t dt$$

La ecuación. (14) puede integrarse analíticamente y simplificarse aún más:

$$(11) t = \frac{h\Delta t_s}{2\delta} \left[\frac{\cos \theta}{\sin^2 \theta} - \ln \left(\tan \frac{\theta}{2} \right) \right]$$

La producción acumulada de petróleo pesado durante la fase de dispersión de la cámara de disolvente se puede determinar multiplicando el volumen poroso de la cámara del disolvente en los lados derecho e izquierdo por el cambio de saturación de petróleo en cualquier tiempo:

$$(12) Q_c = h^2 d\phi \Delta S_o \cot \theta$$

donde, d es el grosor del modelo para VAPEX; y $\Delta S_o = S_{oi} - S_{or}$ es el cambio de saturación del petróleo en la cámara del disolvente; S_{oi} es la saturación de petróleo inicial y S_{or} es la saturación de petróleo residual. Las Ecuaciones. (13) y (14) pueden usarse para predecir datos de producción acumulada de petróleo pesado en función del tiempo. La producción acumulada de petróleo pesado Q_c y el tiempo de producción correspondiente t están relacionados entre sí a través del ángulo de inclinación θ de la zona de transición durante la fase de dispersión de la cámara del disolvente.

3.10.5.2. Producción de petróleo pesado en la cámara de disolvente en la fase descendente de la cámara de disolvente.

Durante la fase de caída de la cámara de disolvente, como se muestra en la Figura. 19 (c), la Relación geométrica en la ecuación. (3) se convierte en:

$$(13) \quad \cos \theta = \frac{w}{l}$$

donde w es igual a la mitad del ancho del modelo físico VAPEX. En consecuencia, Δt se obtiene:

$$(14) \quad \Delta t = \frac{l}{\cos \theta / \phi} = \frac{\Delta t_f}{\sin \theta \cos \theta}$$

&

$$(15) \quad \Delta t_f = \frac{w \phi \mu_o(c_{max})}{k \rho_o(c_{max}) g}$$

Similar a Δt_s definido en la ecuación. (6) es definida para la fase de expansión de la cámara de disolvente, aquí, Δt_f es un parámetro de tiempo constante para una de prueba VAPEX dada y representa el tiempo característico de la fase descendente de la cámara de disolvente. Según la Figura. 19 (d), la velocidad de caída V de la cámara de disolvente es igual a;

$$(16) \quad V = \frac{dy}{dt} \approx \frac{\Delta y}{\Delta t} = \frac{\delta}{\Delta t_f} \sin \theta$$

Aquí, como se observa en la figura 19 (b) Δy es la distancia vertical entre los dos límites de la zona de transición y puede relacionarse con su espesor constante por:

$$(17) \quad \cos \theta = \frac{\delta}{\Delta y}$$

Refiriéndose a la Figura 19 (c), se puede obtener la siguiente relación geométrica entre y , w y θ :

$$(18) \quad \tan \theta = \frac{y}{w}$$

donde, y es la posición vertical de la zona de transición durante la fase descendente de la cámara de disolvente. Entonces ecuación. (20) se diferencia con respecto al tiempo y $\left(-\frac{dy}{dt}\right)$ es reemplazado por V de la ecuación. (18). La ecuación resultante se integra analíticamente y se simplifica aún más:

$$(19) \quad t = t_s + \frac{w\Delta t_f}{\delta} \left[\frac{1 + \cos \theta_s \ln\left(\tan\frac{\theta_s}{2}\right)}{\cos \theta_s} - \frac{1 + \cos \theta \ln\left(\tan\frac{\theta}{2}\right)}{\cos \theta} \right]$$

Donde, θ_s es el ángulo de inclinación de la zona de transición al final de la fase de dispersión de la cámara del solvente; $\tan \theta_s = h/w$; y t_s es el tiempo de finalización de la fase de dispersión de la cámara de disolvente y se puede determinar a partir de la ecuación. (13) estableciendo $\theta = \theta_s$. La producción acumulada de petróleo pesado durante la fase descendente de la cámara de disolvente se puede calcular a partir del volumen de poroso de la cámara del disolvente y el cambio de saturación de petróleo en cualquier tiempo:

$$(20) \quad Q_c = hwd\phi\Delta S_o(2 - \cot\theta_s \tan\theta)$$

Las Ecuaciones. (22) y (21) se pueden combinar para predecir la producción acumulada de petróleo pesado en la fase de descendente de la cámara de disolvente a cualquier tiempo. Son funciones paramétricas del ángulo de inclinación de la zona de transición en cualquier tiempo dado durante la fase descendente de la cámara de disolvente.

4. CAPITULO IV

Desarrollo

Modelos para los procesos

En este capítulo se abordará las herramientas computacionales utilizadas en la elaboración del trabajo para la realización de la simulación, el modelo de fluido, el modelo físico del reservorio y las condiciones operativas fijas. Primero fue construido el modelo de fluido, posteriormente del reservorio, con sus respectivas características y en fin la implementación del método.

4.1. Herramientas Computacionales

Para el desarrollo de este trabajo las herramientas utilizadas fueron, Winprop para crear el modelo de fluido, Builder para crear el modelo físico de reservorio e implementar los métodos propuestos, VAPEX u SAGD, y los simuladores GEM y START todas de las versiones 2015.1, que son softwares pertenecientes al grupo CMG (Computer Modelling Group). Y para los procesadores gráficos el REULTS GRAPHIS y el RESULTS 3D también del software CMG.

4.1.1. WinProp – CMG

WinProp genera un archivo de entrada que pertenece a la extensión y inserte en el generador en la sección de componentes. WinProp, del software CMG 2015.10, es una herramienta que utiliza las propiedades de equilibrio multifásico de la ecuación de estado para:

- Modelado de fluidos;
- Agrupamiento de componentes ("Lumping");
- Ajuste de datos de laboratorio a través de regresión;
- Simulación de procesos de contacto múltiple;
- Construcción del diagrama de fases (PVT);
- Simulación para experimentos de laboratorio (Liberación diferencial, prueba del separador aceite - gas, etc).

A partir de esta herramienta es posible observar el comportamiento de fases de los sistemas gas - petróleo en el reservorio y generar propiedades de los componentes de cada fase para el simulador compuesto GEM, como también en los otros simuladores (IMEX y STARS).

4.1.2. Builder – CMG

Builder, de la versión 2015.10, es una herramienta que se utiliza para crear el archivo de entrada, de extensión.dat, para los simuladores de CMG (IMEX, STARS y GEM).

Para crear el archivo de entrada se utilizó:

- Descripción del modelo de depósito.
- Descripción del modelo de fluido (aceite y disolvente).
- Tipo de disolvente que se va a inyectar.
- Caudal de inyección en m³ por día.
- Condiciones iniciales como: Presión inicial del reservorio, profundidades de contacto agua-petróleo, entre otros.
- Cantidad de pozos para el modelo físico.
- Los resultados se analizaron en los procesadores GEM, STARS y Results 3D.

4.1.3. Simulador GEM - CMG

la elaboración del estudio se hizo a través del modelado y la simulación. Una herramienta computacional utilizada para tal fin fue el simulador GEM ("Generalizado Equation-of-State Model Composicional Reservoir Simulator") perteneciente a la CMG ("Computer Modelling Group") - versión 2015.10.

Este simulador es una herramienta de extrema importancia en la ingeniería para modelar depósitos complejos, con complicadas interacciones en el comportamiento de fases que impactan directamente sobre los mecanismos de los métodos de recuperación. El GEM tiene como principales características:

- Es un simulador composicional basado en la ecuación de estado para modelar el flujo de tres fases, de fluidos multicomponentes.

- Puede modelar procesos, miscibles e inmiscibles, tales como la inyección de CO₂ e hidrocarburos, inyección cíclica de gas, proceso WAG y varios otros.
- Modelar cualquier tipo de depósito, gas condensado o aceite volátil, donde la importancia de la composición del fluido y sus interacciones son esenciales para entender el proceso de recuperación.

Todas estas características del simulador hacen que el proceso VAPEX sea correctamente modelado y simulado para el estudio presente. El GEM para simular el proceso en análisis precisa de un archivo de entrada, en el cual almacena los datos de las características del modelo del depósito, modelo del fluido y del pozo, cuyo archivo de entrada fue creado en la herramienta computacional Builder.

4.1.4. Simulador STARS - CMG

STARS de CMG es el simulador estándar de la industria en la simulación de yacimientos de procesos avanzados y térmicos. STARS es un simulador de reservorio térmico, de valor k (KV), para simular reacciones químicas y geomecánicas, modela procesos avanzados de recuperación que involucran inyección de vapor, solventes, aire y productos químicos. La cinética de reacción y las capacidades de geomecánica lo convierten en un simulador de yacimientos completo y flexible. STARS se usa ampliamente para modela:

- Procesos térmicos (drenaje de gravedad asistido por vapor (SAGD), SAGD con expansión de disolventes, inundación por vapor). Estimulación de vapor, VAPEX térmico, inyección de aire, calefacción eléctrica y por radiofrecuencia.
- Procesos químicos de EOR (emulsiones, geles, espumas, ASP, EOR microbiano, VAPEX, inyección de agua de baja salinidad).
- Modelización de pozos complejos (dispositivos de control de flujo, flujo transitorio).

Estas características del simulador hacen que el proceso SAGD sea correctamente modelado y simulado para el estudio presente, STARS para

simular el proceso en análisis precisa de un archivo de entrada, en el cual almacena los datos de las características del modelo del depósito, modelo del fluido y del pozo, cuyo archivo de entrada fue creado en la herramienta computacional Builder.

4.2. Modelado del reservorio

En este apartado, se abordan las características del modelo de fluido, así como las características del depósito.

4.2.1. Modelo de Fluido

El modelo de fluido utilizado se creó en el programa WINPROP. En él se inserta información con datos experimentales como, por ejemplo, la composición del fluido, la viscosidad, el factor de volumen de la formación del aceite, la densidad del aceite en función de la presión, la relación de gas-petróleo (GOR), la gravedad API y la presión de saturación. En secuencia se crean los pseudo-componentes, que son agrupaciones de componentes para la formación de otro componente. A partir de estos datos es posible caracterizar el fluido presente en el reservorio.

Otro factor importante en la creación del modelo de fluidos es la inserción de los solventes que se inyectar, con lo que se insertó el solvente CO_2 individualmente, para que pudiera ser inyectado en el pozo. Después del modelado del fluido, WINPROP proporciona un archivo de salida que posteriormente se importa a la herramienta de modelado del depósito (Builder).

La Tabla 3 presenta las características físico – químicas del petróleo pungarayacu

Característica	Unidad	Resultado
Peso específico a 15,5 °C	gr/cm^3	1,07
Densidad	$^{\circ}API$	5,5
Densidad relativa	60/60	1,0328
Viscosidad 38.7 °C	SSF^1	24,163
Viscosidad 50 °C	SSF	11,474
Viscosidad 98.7 °C	SSF	900

Viscosidad134 °C	<i>SSF</i>	172
Punto de inflamación	°C	170,7
Punto de combustión	°C	179,3
Calor especifico	<i>Kcal/kg</i>	9.887,4
Contenidos aromáticos	%	40,79
Contenido naftenos	%	32,50
Contenido parafinas	%	26,71
Contenido de azufre	% <i>peso</i>	3,29
Vanadio	<i>p. p. m</i>	38,30
Níquel	<i>p. p. m</i>	243,20
Sodio	<i>p. p. m</i>	92,30
Hierro	<i>p. p. m</i>	156,60
Calcio	<i>p. p. m</i>	43,10
Potasio	<i>p. p. m</i>	59,00
Magnesio	<i>p. p. m</i>	41,40
Contenido de petróleo	% <i>peso</i>	10,0
Contenido de sedimentos	% <i>peso</i>	61,0
Humedad	% <i>vol</i>	0,23
Penetración*	<i>l/10 mm</i>	45
Punto de ablandamiento	°C	42,2
Ductilidad*	<i>cm</i>	35
Solubilidad en CC14	% <i>peso</i>	88,3
Factor de caracterización	<i>Kuop</i>	10,67

Tabla 3. Características físico – químicas del petróleo pungarayacu

Elaborado por: Carlos Torres
Fuente: Petroproducción

Este es un modelo de flujo de fluidos con las características de la región del campo pungarayacu, ajustando pseudo componentes y realizando pruebas de liberación diferencial para determinar las propiedades del fluido de la tabla anterior en el simulador WINPROP. En la figura 20 se observa el archivo de

salida para el modelo de fluido donde se utilizó regresiones y pruebas de liberación diferencial.

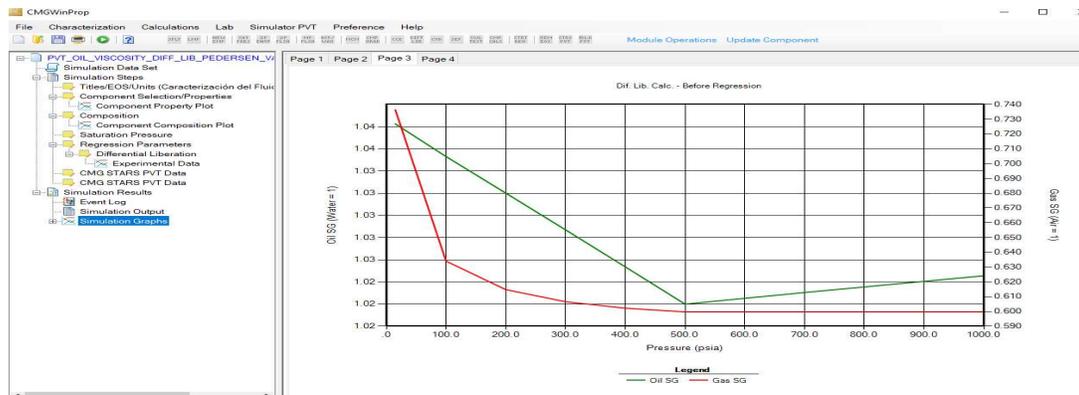


Figura 21. Archivo de salida del simulador WINPROP

Fuente: Carlos Torres

4.2.2. Modelo físico

El propósito de este apartado es utilizar Builder para crear un modelo base 3D que se usará para evaluar las diferentes capacidades de STARS en el modelado de operaciones SAGD y VAPEX.

El modelo tiene un par de pozos horizontales de 1320 ft de longitud. El tamaño del modelo es de 200 ft de espesor y 65 ft de ancho debido a que Las arenas del miembro inferior en el reservorio Hollín alojan la mayor cantidad de crudo con un espesor entre 75.50 y 187 ft. Este modelo asume que los pares de pozos están separados por 20 ft.

Dado que habrá otras cámaras de vapor que crecerán a cada lado del par de pozo modelado, se supone que hay un límite de no flujo a mitad de camino entre los pares de pozo. Sobre la base de este supuesto de límite sin flujo, la longitud total del flujo se definiría como 65 ft en cada lado del par de pozos. Debido a que el modelo es homogéneo y uniforme,

Se puede suponer además que el desarrollo de la cámara de vapor será el mismo en cada lado, lo que permite modelar solo un lado. Esto se define por un elemento de simetría sobre el par de pozo. En resumen, el reservorio estudiado es homogéneo con las características físicas del reservorio hollín inferior (semi-

sintético). Las dimensiones de la roca-reservorio y las principales características se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4. Características del reservorio	
Profundidad del reservorio	200 m
Permeabilidad horizontal	2000 mD
Permeabilidad vertical	2000 mD
Porosidad	30%
Saturación de agua connata	45%
Presión	2708 Kpas
Compresibilidad	$6,2679E^{-6} \frac{1}{Kpas}$
Temperatura inicial	20 °C
Espesor de la zona de petróleo	200 pies

Tabla 4. Características principales del reservorio para la creación del modelo físico

Elaborado por: Carlos Torres

Fuente: libro la cuenca oriente y Petroproducción, la compresibilidad fue calculada por la ecuación de Newman para areniscas.

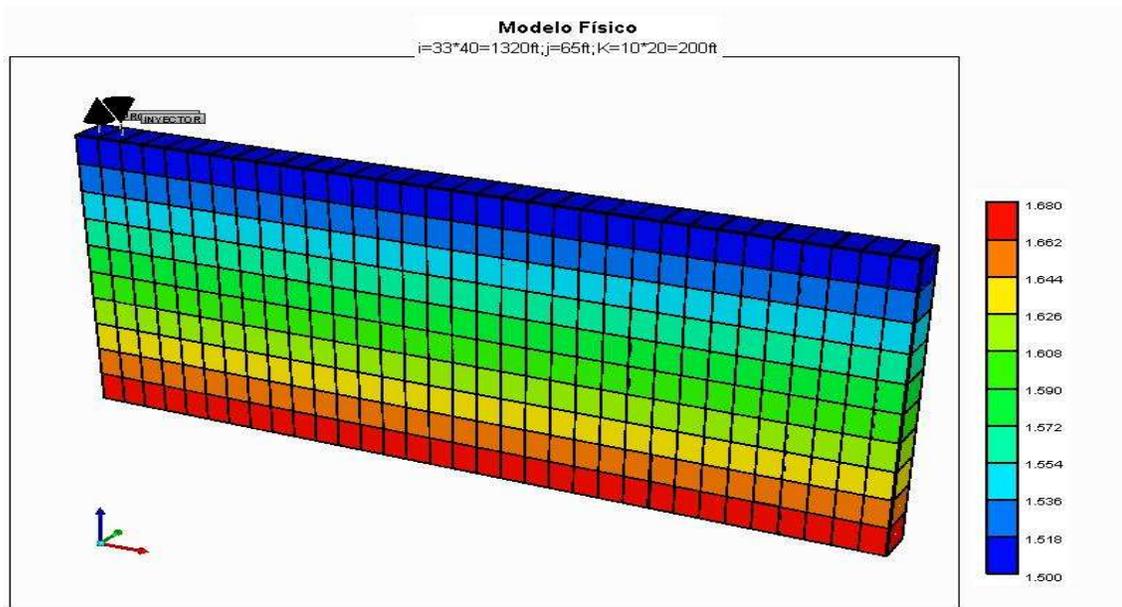


Figura 22. Vista 3D del depósito que muestra los espesores de las capas

Fuente: Torres 2019

Después de la inserción de estos datos se realizó la perforación para configuración inicial del par de pozos. Se perforaron dos pozos horizontales paralelos el uno al otro, siendo uno de carácter inyector y otro productor, ubicados en el centro del depósito para mantener la simetría y expandir el fluido

inyectado de igual forma por el depósito. Las compleciones tienen la misma longitud del depósito, 1320 ft (400 m). Como se muestra en la Figura 22.

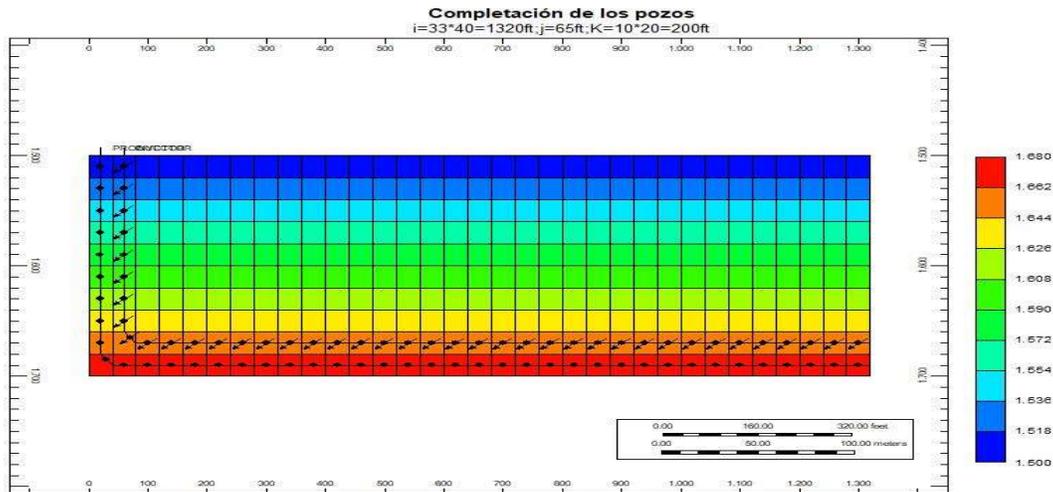


Figura 23. Representación del esquema de la completación de los pozos de inyección y productor

Fuente: Torres 2019

4.3. Condiciones operacionales

Para el estudio modelado, se adoptaron algunas condiciones operativas. Las simulaciones se realizaron para representar la producción en un período de 5 años. En la Tabla 5 se describen las condiciones operativas de los pozos, tanto para el VAPEX como el SAGD.

Tabla 5. Condiciones operacionales		
	Inyector	Productor
P min. (psi)	2000	17
Caudal(bbl/d)	500	2000
Distancia entre dos pozos (ft)	20	
Tiempo de simulado(años)	5	
Tipo de inyección	H_2O (SAGD)	CO_2 (VAPEX)

Tabla 5. Condiciones operacionales para SAGD Y VAPEX desarrollado por Carlos Torres

A partir de los datos del modelo base, se analizó la influencia de algunos parámetros operativos para los procesos VAPEX y SAGD a través de gráficos de la producción acumulada de aceite y factor de recuperación y mapa de la viscosidad y saturación del petróleo.

5. CAPÍTULO V

Resultados y Discusiones

En este capítulo, se presentan los resultados obtenidos a través de las simulaciones, donde se discuten todos los parámetros operativos, en estudio, que influenciaron en los procesos VAPEX y SAGD.

Dentro de los parámetros operativos se eligió la inyección de CO_2 para el proceso VAPEX ya que es el solvente universal para procesos de recuperación mejorada debido a su bajo costo en comparación a otros, mientras que para el proceso SAGD se utilizó inyección vapor con una calidad de 0.8 al ser un proceso de inyección de vapor hay que tener en cuenta los altos costes operativos que requiere para generarlo.

Es importante resaltar que todo el solvente inyectado fue retirado de los cálculos de la producción de petróleo, para evitar el aumento del volumen de petróleo producido. Se realizaron estos análisis a través de los gráficos de la producción de petróleo acumulado (N_p), del factor de recuperación (FR), corte de agua (bbl/día), corte de petróleo (bbl/día), corte de gas (bbl/día) por último, se realizará un análisis económico para ambos procesos a partir del indicador económico VAN tomando en cuenta los resultados obtenidos en la producción de petróleo acumulado.

5.1. Análisis para la producción de petróleo acumulado NP.

En esta sección se hizo una comparación entre el uso del método VAPEX y el método SAGD, sólo para verificar la aplicabilidad del método. Para el análisis se utilizó el modelo base en esta sección, con la inyección del solvente CO_2 y vapor a un caudal de 1000 bbl /día. En la Figura 7 es posible observar este comparativo a partir de la curva de recuperación de aceite acumulada (N_p) en función del tiempo.

NP
comparación NP para SAGD y VAPEX

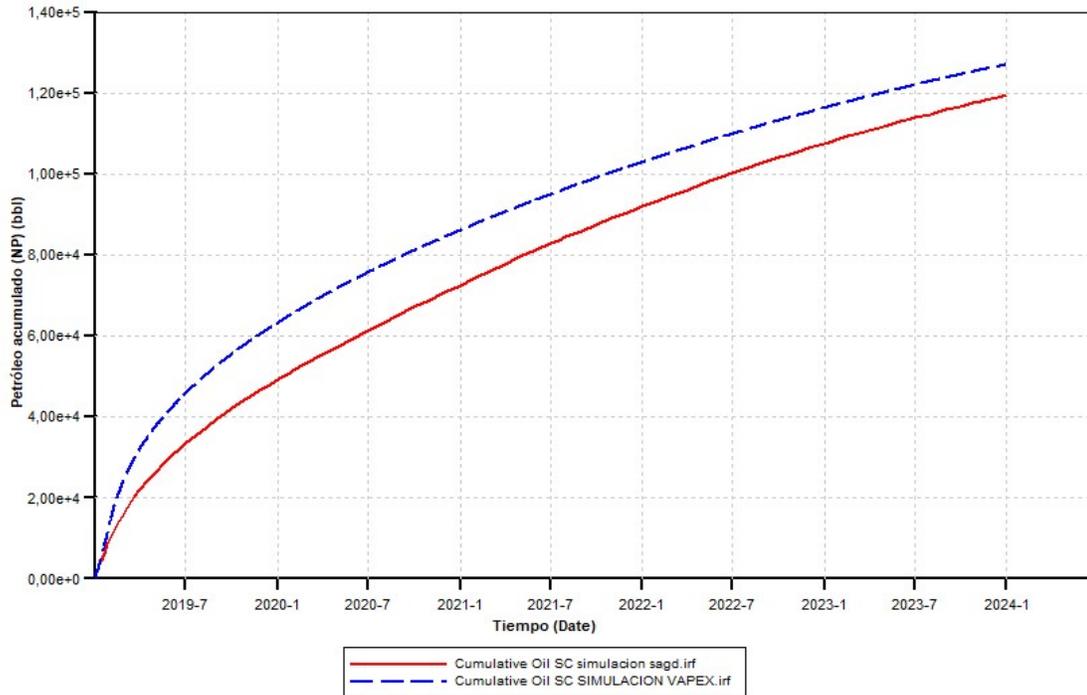


Figura 24. Comparación de la Producción acumulada de petróleo para los procesos VAPEX (AZUL) y SAGD (ROJO).

Fuente: Torres 2019

Como se muestra en la figura 22 la simulación para el proceso vapex con las características principales del campo pungarayacu incurre en una mayor acumulación de petróleo, se debe a la alta saturación de agua connata (S_{wc}) el efecto se muestra en el análisis de corte de agua diaria en la simulación del proceso SAGD , mientras que el proceso VAPEX al ser un proceso miscible, se diluye con el petróleo que se encuentra en el reservorio y por definición se sabe que actúa como bache impermeable con el agua de formación.

El campo pungarayacu por flujo natural posee una baja producción, este hecho está asociado a la baja energía de la formación, el volumen y la naturaleza de los fluidos que están presentes en el depósito, así como los niveles de presión y temperatura determinan la intensidad de esa energía. La inyección de disolvente o vapor en el depósito hace que se diluya en el petróleo, reduciendo así la viscosidad de las fracciones más pesadas, y como consecuencia ese aceite

existente en el depósito se desplaza más fácilmente en el medio poroso hasta alcanzar el pozo productor.

Con la utilización del método, la recuperación del petróleo, al final del tiempo de proyecto, el proceso de recuperación mejorada VAPEX presentó un aumento de aproximadamente 7000 bbl std de petróleo en relación al proceso de recuperación mejorada SAGD. La curva NP se mantuvo siempre curva desde el inicio de la producción para ambos procesos, demostrando la ocurrencia de la producción del solvente que estaba siendo inyectado.

5.2. Análisis del factor de recobro (FR).

El factor de recobro es un factor importante de análisis para determinar cuál método da mejor resultado al final de la simulación la imagen 24 representa la curva de FR para ambos procesos, como se vio en la sección anterior que el proceso VAPEX incurre en una mayor acumulación de petróleo por lo tanto la curva de FR para el proceso VAPEX va a ser mayor.

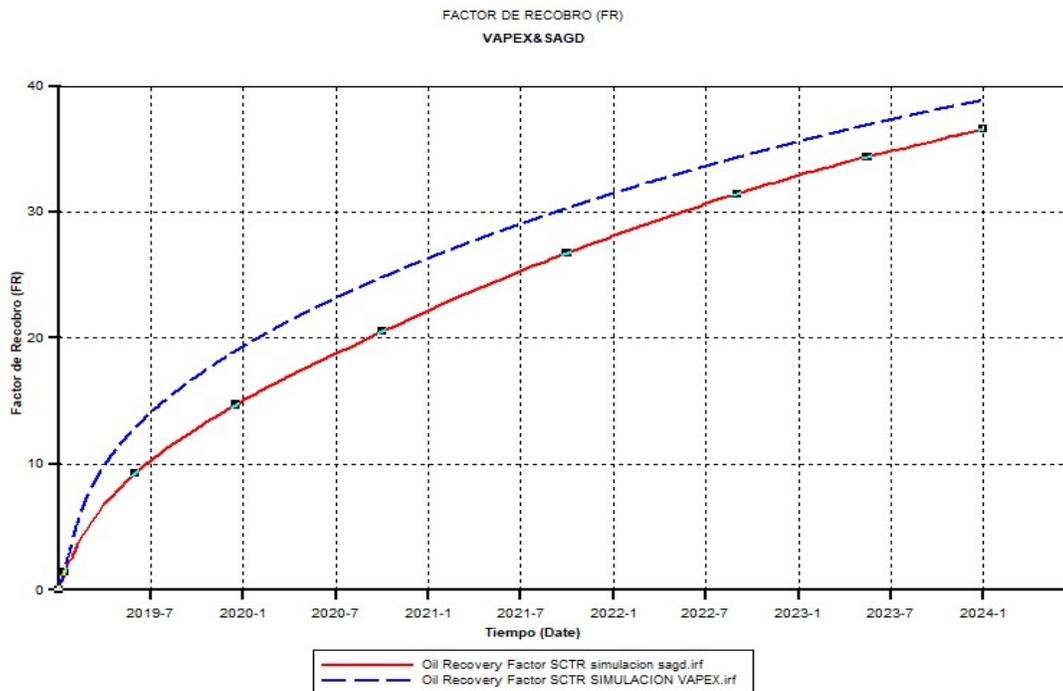


Figura 25 Comparación del Factor de Recobro de petróleo para los procesos VAPEX (AZUL) y SAGD (ROJO).

Fuente: Torres 2019

Para el proceso SAGD se obtiene un factor de recobro del 36,6% del total recuperable en comparación al proceso VAPEX que incurre en un factor de recobro del 38.8% al final de la simulación a primera vista el proceso VAPEX arroja mejores resultados que la implementación de un proceso térmico pero la pregunta es. ¿A qué se debe esta diferencia? si en teoría un proceso térmico como el SAGD debe arrojar mejores resultados.

Para resolver la cuestión se analizó los criterios de selección para cada método y el proceso SAGD requiere de una saturación inicial de petróleo > 75% o una saturación de agua <25% ya que una mayor saturación de agua para el proceso térmico incurre en un mayor corte de agua, mientras que el proceso vapex al ser inyección miscible la producción de agua se ve limitada, este efecto vamos a observar en los análisis de la siguiente sección.

5.3. Análisis del corte de agua, petróleo y gas.

Se realiza el análisis para la producción de agua petróleo y gas en forma cuantitativa y cualitativa para cada proceso de recuperación mejorada, se espera por teoría una menor producción de agua para el método miscible.

5.3.1. corte de agua, petróleo y gas para para el proceso SAGD

A continuación, en la gráfica, se presenta las gráficas para la producción diaria de agua, petróleo y gas para el proceso SAGD respectivamente. Se organiza representando primero la gráfica de producción de petróleo y gas debido que la alta producción de agua impide apreciar el corte de agua.

Se observa que la producción se estabiliza a finales del 2019, donde la producción de gas también es estable justo lo que se espera de un proceso térmico se ve un efecto anormal con la producción de gas a finales de 2019 esto pudo ser causado debido a que la cámara de vapor alcanzó el límite de la formación provocando que el gas busque salida hacia el diferencial de presión presente en el pozo productor.

Producción de Petróleo y Gas
SAGD

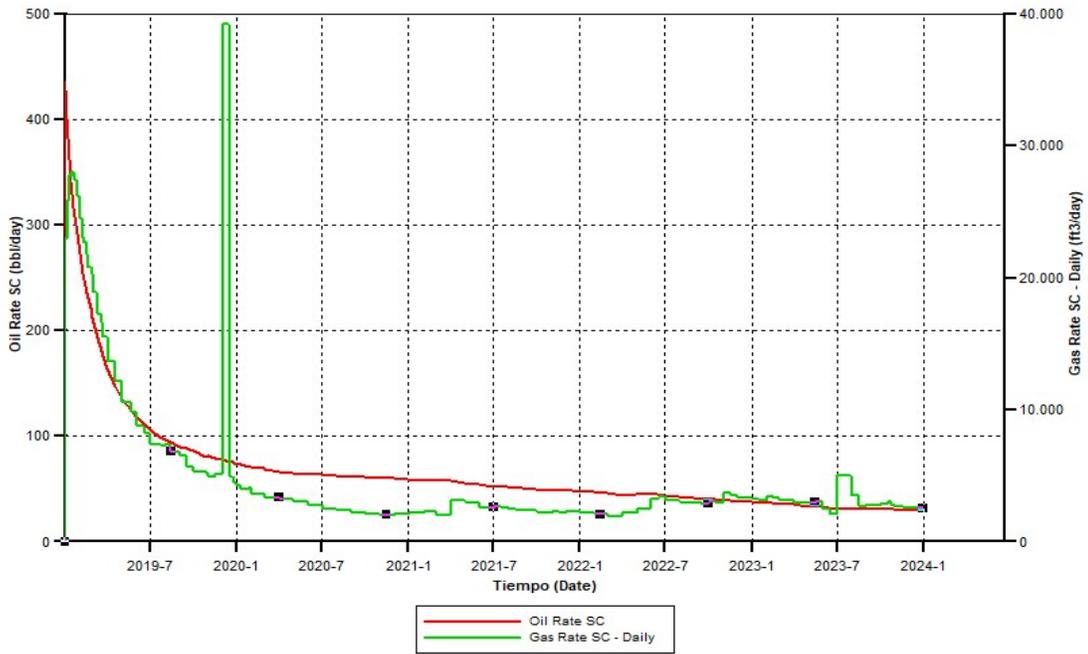


Figura 26. Comparación de la producción de petróleo (rojo) y gas(verde) para el proceso SAGD

Fuente: Torres 2019

Producción de agua
SAGD

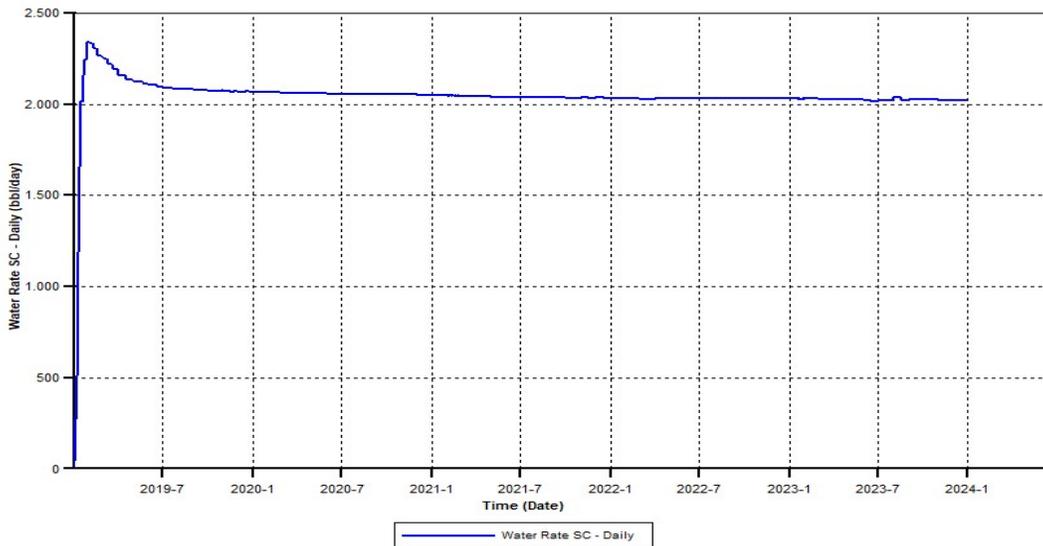


Figura 27. Curva de la producción de agua(azul) para el proceso SAGD

Fuente: Torres 2019

Como muestra la figura 24 el método SAGD presenta una alta producción de agua más de lo esperado llegando a cortes de agua de 2100 barriles en comparación a los 70 barriles de petróleo producidos en el momento en que la producción se estabiliza generando porcentajes del 96.7% de producción de agua además de un ratio agua/petróleo de 30 lo cual a simple apreciación no es rentable en comparación al petróleo producido, esto podría explicar porque no se han implementado proyectos de recuperación térmica en el campo pungarayacu.

En la siguiente sección evaluará la producción de petróleo, gas y agua para el proceso miscible VAPEX y analizaremos su comparativa con respecto a los resultados detallados en esta sección.

5.3.2. corte de agua, petróleo y gas para para el proceso VAPEX

Para este tipo de resultado se espera un efecto adverso en los cortes de cada uno de los fluidos producidos de gas y agua mientras que como se vio en la gráfica de petróleo acumulado en la primera la producción diaria de petróleo es mayor a la del proceso simulado SAGD, en la gráfica 26 se pueden apreciar dichos resultados.

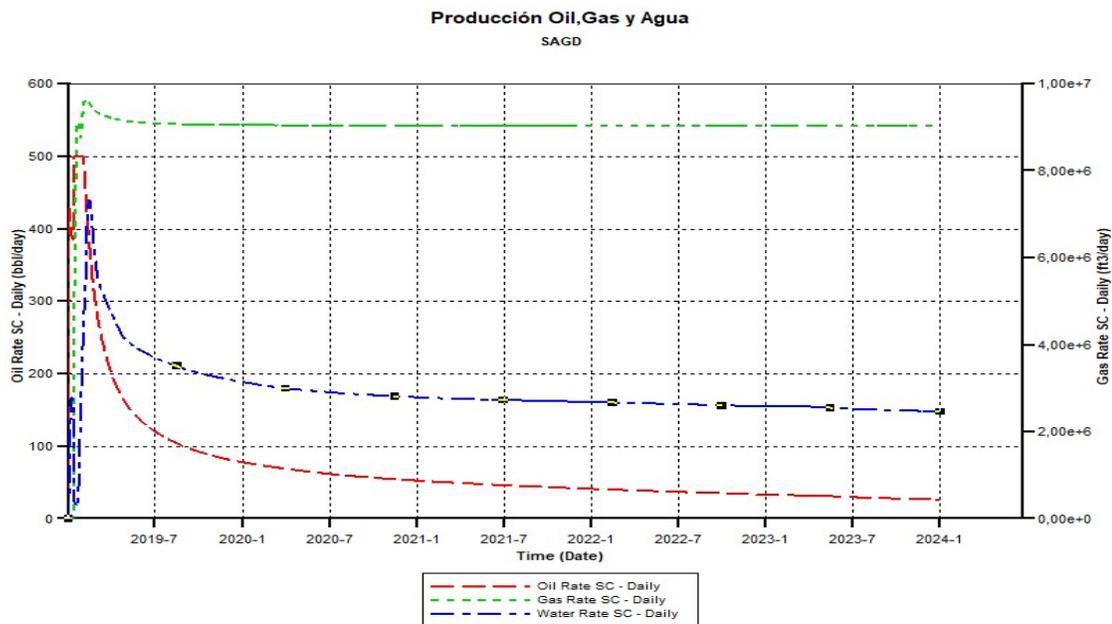


Figura 28. Comparación de la producción de petróleo (rojo), gas(verde) y agua(azul) para el proceso SAGD

Fuente: Torres 2019

Se integro la curva de producción de agua a la gráfica debido a que para este caso el corte de agua se mantiene relativamente baja en comparación al caso anterior.

La figura 26 confirma lo que se esperaba para el proceso vapex donde se tiene una alta producción de gas en comparación al proceso SAGD y una producción junto a una menor producción de agua lo que a simple apreciación no revela una buena posibilidad para implementar proyectos de evaluación más detallados para el proceso VAPEX.

En resumen, cuando la producción se estabilizaba en el proceso SAGD teníamos una producción de agua de 2100 barriles por día mientras que para el proceso VAPEX tenemos una producción en ese momento de 200 barriles de agua y de 80 barriles de petróleo diarios lo que nos da una ratio agua/petróleo de 2.5 y un porcentaje de 70% de producción de agua para ese momento obviamente esta ratio y este porcentaje aumentan con el tiempo tal y como está representado en la gráfica 25.

5.3.3. Análisis económico.

Se han introducido los procesos de recuperación por drenaje por gravedad asistido por vapor (SAGD) y extracción por vapor de disolvente (VAPEX) para mejorar la recuperación de petróleo pesado del campo pungarayacú. Hay que tener en cuenta que el proceso de recuperación SAGD, tiene inconvenientes relacionados, como el tratamiento del agua producida y la enorme cantidad de agua y energía necesaria para generar vapor lo cual conduce a importantes emisiones de CO₂.

Por otro lado, el proceso de recuperación VAPEX tiene inconvenientes, como la baja tasa de producción en general, pero se vio que el caso de estudio del campo pungarayacu se obtienen mejores resultados con este proceso además de problemas de sensibilidad a la heterogeneidad del reservorio. Los inconvenientes de SAGD podrían minimizar su rentabilidad económica. En comparación con el proceso VAPEX. Por lo tanto, el objetivo de este análisis es

evaluar los dos métodos de recuperación desde punto de vista económico, basado en el valor presente neto alcanzado (VAN), junto con la tasa interna de retorno (TIR), a partir de los datos obtenidos en la simulación y los costos relacionados a cada proceso.

5.3.3.1. Tasa mínima aceptable de rendimiento

Antes de tomar cualquier decisión, todo inversionista, ya sea persona física, empresa, gobierno, o cualquier otro, tiene el objetivo de obtener un beneficio por el desembolso que va a realizar. En esta investigación no se considerarán las inversiones de tipo social. Por lo tanto, todo inversionista deberá tener una tasa de referencia sobre la cual basarse para hacer sus inversiones.

La tasa de referencia es la base de la comparación y el cálculo en las evaluaciones económicas que se realicen. Todo inversionista espera que su dinero crezca en términos reales. Como en todos los países hay inflación, aunque su valor sea pequeño, crecer en términos reales significa ganar un rendimiento superior a la inflación, ya que si se gana un rendimiento igual a la inflación el dinero no crece, sino que mantiene su poder adquisitivo.

Es ésta la razón por la cual no debe tomarse como referencia la tasa de rendimiento que ofrecen los bancos, pues es bien sabido esta tasa de rendimiento es siempre menor a la inflación. Si los bancos ofrecieran una tasa igualo mayor a la inflación implicaría que, o no ganan nada o que transfieren sus ganancias al ahorrador, haciéndolo rico y descapitalizando al propio banco, lo cual nunca va a suceder.

5.3.3.2. Valor actual neto (VAN)

El valor presente simplemente significa traer del futuro al presente cantidades monetarias a su valor equivalente actual. En términos formales de evaluación económica, cuando se trasladan cantidades del presente al futuro se dice que se utiliza una tasa de interés, pero cuando se trasladan cantidades del futuro al presente, como en el cálculo del VAN, se utiliza una tasa de descuento; por ello, a los flujos de efectivo ya trasladados al presente se les llama flujos descontados.

Para el calcular el VAN, sólo se trasladan los flujos de los años futuros al tiempo presente y se resta la inversión inicial que ya está en tiempo presente. Descontando los flujos a una tasa que corresponde a la TMAR.

5.3.3.3. Tasa interna de rendimiento (TIR).

La ganancia anual que tiene cada inversionista se puede expresar como una tasa de rendimiento o de ganancia anual llamada tasa interna de rendimiento. En teoría se sabe que la tasa de interés la TMAR, es fijada por el inversionista, conforme ésta aumenta el VAN disminuye, hasta que en determinado valor se convierte en cero, y es precisamente en ese punto donde se encuentra la TIR.

5.3.3.4. Proyección costo de petróleo oriente ecuatoriano.

Para la proyección del costo del petróleo oriente se tomaron datos históricos de precios desde el año 2014 al 2018 del reporte de cifras en el sector petróleo del banco central del ecuador, estos datos históricos se promediaron y se calculó mediante el método mínimos cuadrados de regresión lineal. En la tabla 6 se muestra el precio promedio del crudo ecuatoriano para los años ya citados.

AÑOS	PRECIO PROMEDIO
2014	86,6
2015	43,5
2016	37,0
2017	47,4
2018	63,0

Tabla 6. precio promedio bbl crudo oriente realizado por Carlos Torres.

Fuente: Reporte de cifras del sector petróleo (BCE)

Con estos datos se realizaron los cálculos estadísticos para proyectar los precios mediante regresión lineal, la figura 29 muestra la fórmula de la regresión junto al porcentaje de confianza el cual es del 11 %, como se observa este es un nivel muy bajo debido a la alta dispersión de los precios, por lo consiguiente para agregarle un factor real de mercado los cálculos se realizarán con base a un valor de \$40 por barril de petróleo oriente.

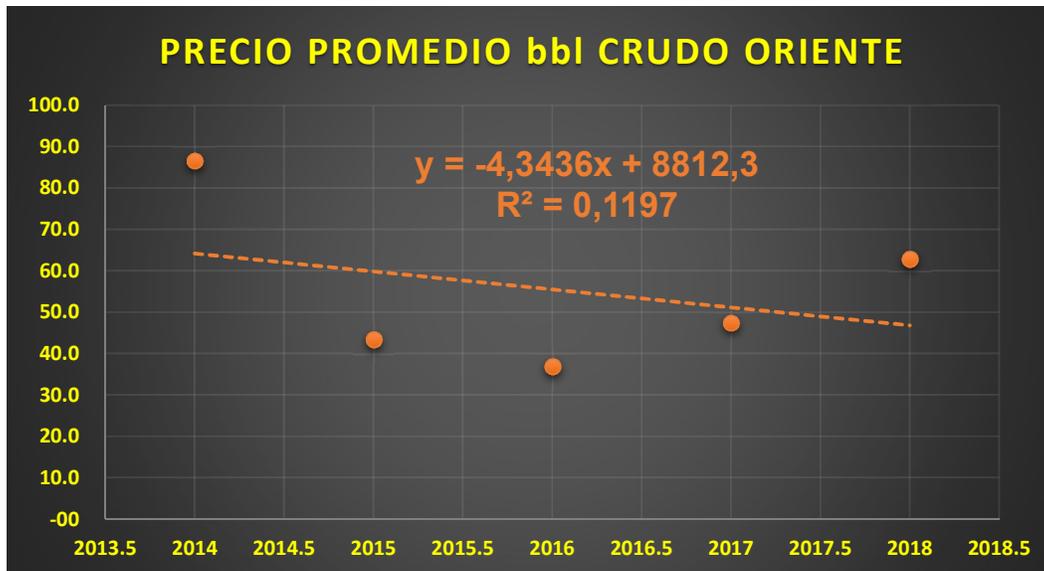


Figura 29 Calculo formula regresión lineal para el precio del petróleo oriente

Elaborado por Carlos Torres.

5.3.3.5. Ingresos para los procesos SAGD y VAPEX

Para la proyección de ingresos se multiplico la producción acumulada de cada año con el valor promedio de barril de petróleo ecuatoriano demostrado en la sección anterior, las tablas 7 y 8 muestran los valores de ingresos calculados para cada proceso de recuperación mejorada. Los valores de la producción fueron tomados de la simulación realizada para cada método apreciado en la figura 24.

Como se observa en las Tablas el método VAPEX tiene mayor ingreso debido a una mayor producción en los resultados arrojado por el simulador.

PROYECCIÓN DE INGRESOS SAGD		
AÑO	PRODUCCIÓN/bbl	TOTAL
2019	49173,36	\$1.966.934,22
2020	23438,22	\$937.528,91
2021	19446,63	\$777.865,00
2022	15636,45	\$625.457,81
2023	11967,97	\$478.718,75

Tabla 7. Proyección de ingresos para el proceso SAGD

Elaborado por Carlos Torres

PROYECCIÓN DE INGRESOS VAPEX		
AÑO	PRODUCCIÓN/bbl	TOTAL
2019	63202,88	\$2.528.115,00
2020	22927,63	\$917.105,00
2021	16833,95	\$673.357,81
2022	13427,02	\$537.080,94
2023	10766,11	\$430.644,38

Tabla 8. Proyección de ingresos para el proceso VAPEX

Elaborado por Carlos Torres

5.3.3.6. Inversión inicial para los procesos SAGD y VAPEX

En la tabla 9 se detalla la inversión inicial estimada para cada método de recuperación mejorada, el proceso SAGD presenta una inversión inicial alta comparada a la inversión inicial del proceso VAPEX, estos datos fueron sacados de la investigación económica para el método VAPEX y SAGD de (Moussa, 2018).

INVERSIÓN SAGD	
Instalación facilidades de superficie	\$1.000.000,00
Exploración	\$200.000,00
Perforación y completación para pozos térmicos	\$1.450.000,00
Planta degeneración de vapor capacidad 436 m3/día por 5 años	\$565.000,00
Planta de tratamiento de agua 600m3/d	\$825.000,00
TOTAL	\$4.040.000,00
INVERSIÓN VAPEX	
costo de facilidad para inyección de solvente (CO2)	\$100.000,00
costo de exploración	\$200.000,00
costo de perforación y completación para pozos no térmicos	\$600.000,00
TOTAL	\$900.000,00

Tabla 9. Inversión inicial para los procesos SAGD y VAPEX.

Elaborado por Carlos Torres

5.3.3.7. Flujo de caja para SAGD y VAPEX

El flujo de caja es la representación económica para cualquier tipo de proyecto para el caso de esta investigación el flujo de caja muestra los ingresos y egresos y calcula el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) para cada uno de los procesos, para el caso de SAGD tiene un van negativo y un TIR<0% este proyecto al ser de inyección térmica requiere de completaciones especiales

además de equipos para la generación del vapor estos, factores llevan a elevados costos de facilidades.

Los gastos incluyen los costos de inyección de vapor, manejo de agua, inyección de CO_2 , y operacionales se detallan en las tablas 9 y 10 para el SAGD y VAPEX respectivamente estos gastos al ser de forma periódica dependen de la producción de agua, petróleo y disolvente las tablas presentan un rango de 10 semestres hasta el final de la simulación además se toma en cuenta como inicio de los datos económicos desde el primer semestre del 2019.

El costo de tratamiento de agua producida es de 5\$ por barril de agua producida, el costo de inyección de vapor está a 10\$ por barril de agua a inyectar mientras que los costos operacionales se definen a 5\$ por barril, el costo de generar CO_2 está a 20\$ cada m^3 , la tasa de manejo de CO_2 es de 20000 anual.

Para el proceso VAPEX tiene un (VAN) positivo y una tasa interna de retorno $>0\%$, pero cabe resaltar que para este proceso la cantidad de ingresos comienza a disminuir a partir del año 5 esto quiere decir que para una planificación de recuperación mejorada de petróleo se debe tener en cuenta esta tendencia, por qué este proceso es más rentable a comparación del proceso SAGD es debido al coste de facilidades y completación de pozos junto con los bajos costes de descompresión. En la tabla 11 se aprecia el flujo de caja para el SAGD.

Para el proceso VAPEX se realizó el flujo de caja con los cálculos de la tasa interna de retorno, cálculo del costo beneficio y el periodo de retorno del capital. En la tabla 12 se observan estos cálculos, hay que tener en cuenta que este proceso tiene un costo capital menor al del proceso SAGD debido a los bajos costes de completación y explotación de pozos. También para el proceso VAPEX se calcularon los indicadores de costo beneficio (CB), periodo de recuperación de capital (PRC), en pocas palabras para el costo beneficio en este método dice que por cada dólar invertido se recuperará 0.50 ctvs.

FLUJODE CAJA SAGD

INGRESOS	Io	2019	2020	2021	2022	2023
Producción SAGD	\$-4.040.000,00	\$1.966.934,22	\$937.528,91	\$777.865,00	\$625.457,81	\$478.718,75
Total Ingreso		\$1.966.934,22	\$937.528,91	\$777.865,00	\$625.457,81	\$478.718,75

GASTOS						
Tratamiento de agua producida (USD)		\$3.650.000,00	\$3.650.000,00	\$3.650.000,00	\$3.650.000,00	\$3.650.000,00
Inyección de vapor Operacionales/bbl de petróleo (USD)		\$1.825.000,00	\$1.825.000,00	\$1.825.000,00	\$1.825.000,00	\$1.825.000,00
		\$245.866,78	\$117.191,11	\$97.233,13	\$78.182,23	\$59.839,84
Total gasto		\$5.720.866,78	\$5.592.191,11	\$5.572.233,13	\$5.553.182,23	\$5.534.839,84

FLUJO NETO NO OPERACIONAL:	\$-4.040.000,00	\$-3.753.932,56	\$-4.654.662,21	\$-4.794.368,13	\$-4.927.724,41	\$-5.056.121,09
FLUJO NETO NO OP ACUMULADO:	\$-4.040.000,00	\$-7.793.932,56	\$-12.448.594,77	\$-17.242.962,89	\$-22.170.687,30	\$-27.226.808,40
VAN	\$-4.040.000,00	\$-52.853.627,91				
VAN	\$56.893.627,91					

**EXISTE PERDIDA: LOS INGRESOS NO CUBREN LOS COSTOS
NO ES VIABLE**

Tabla 10. Flujo de caja para SAGD

Elaborado por Carlos Torres

FLUJO DE CAJA VAPEX

INGRESOS	Io	2019	2020	2021	2022	2023
Producción VAPEX	\$- 900.000,00	\$2.528.115,00	\$917.105,00	\$673.357,81	\$537.080,94	\$430.644,38
Total Ingreso		\$2.528.115,00	\$917.105,00	\$673.357,81	\$537.080,94	\$430.644,38

GASTOS						
Valor para manejo del solvente		\$20.000,00	\$20.000,00	\$20.000,00	\$20.000,00	\$20.000,00
Recompresión del disolvente.		\$581.210,19	\$581.210,19	\$581.210,19	\$581.210,19	\$581.210,19
Operacion/bbl de petróleo		\$316.014,38	\$114.638,13	\$84.169,73	\$67.135,12	\$53.830,55
Total gasto		\$917.224,57	\$715.848,32	\$685.379,92	\$668.345,31	\$655.040,74

FLUJO NETO NO OPERACIONAL:	\$- 900.000,00	\$1.610.890,43	\$201.256,68	\$-12.022,11	\$-131.264,37	\$-224.396,36
FLUJO NETO NO OP ACUMULADO:	\$- 900.000,00	\$710.890,43	\$912.147,12	\$900.125,01	\$768.860,64	\$544.464,28

VAN	\$-900.000,00	\$1.354.265,11
VAN	\$454.265,11	
TIR	86%	
CB	\$1,50	
PRC	1 año 5 meses y 8 Días	

Tabla 11. Flujo de caja para SAGD

Elaborado por Carlos Torres

6. CAPÍTULO VI

Conclusiones y Recomendaciones

6.1. Conclusiones

- implementar proyectos SAGD Y VAPEX de recuperación mejorada en el campo PUNGARAYACU en la explotación inicial del yacimiento antes de la recuperación primaria o secundaria para el desarrollo del país, esta planificación técnica debe ser ejecutada en base a estudios de modelos matemáticos o modelos físicos del reservorio para cada método, las ecuaciones explicadas en el marco teórico son una recopilación de varios trabajos realizados en el campo y que sirven para realizar estudios técnicos más detallados en el desarrollo de futuros proyectos de procesos térmicos o miscibles para campos petroleros con altas viscosidades.

- Se establecieron datos petrofísicos para el modelo sobre un bloque uniforme con las características principales del campo pungarayacu esto permitió un mejor desempeño en la cámara de vapor para cada método.

- El desarrollo del modelo de fluido para el campo pungarayacu fue creado en el simulador e integrado al bloque de simulación creado en STARS dando los resultados obtenidos esto permite una mejor aproximación a un escenario real.

- Debido a una alta saturación de agua connata en la formación hollín inferior del campo pungarayacu proyectos térmicos tales como SAGD no son viables por el alto corte de agua que se genera y la deficiencia en la generación de la cámara de vapor, mientras que para proyectos miscibles se obtiene una mejor formación de la cámara de vapor dando como resultado un mayor barrido de la formación con una baja producción de agua, pero hay que tener en cuenta que estos tipos de proyectos miscibles van a incurrir en un alto corte de gas, dentro de los indicadores económicos para el proceso SAGD al tener costos elevados de facilidades de superficie y completación incurre en un valor actual neto negativo para

el proyecto, el VAPEX al no tener una alta producción de agua además que sus costos de facilidades y completación son bajos incurre en un valor actual neto positivo.

- El proceso de recuperación mejorada VAPEX es el método más factible tanto en la parte técnica como económica en comparación al proceso de recuperación mejorada SAGD, mediante el análisis de sensibilidad se determinó que precio mínimo para el proceso VAPEX y que precio máximo para el proceso SAGD, debe tener el barril de petróleo en el mercado para que ambos sean económicamente rentables con ganancias significativamente pequeñas.

6.2. Recomendaciones

- Parte de la dificultad al realizar este tipo de proyectos es al crear el modelo de fluido del campo pungarayacu se recomienda realizar pruebas de liberación diferencial y de regresiones de la presión para una mejor caracterización y comportamiento del fluido en el reservorio, también se podría crear un modelo black oil en IMEX e importar los datos al simulador STARS.
- Realizar cálculos para la compresibilidad de la formación como se realizó en este trabajo utilizando la fórmula de Newman.
- Para un estudio de modelado completo del campo se requiere de datos sísmicos, y de perforación para simular ambos procesos térmico y miscible, además con este estudio se pueden evaluar zonas en las cuales sea más factible implementar procesos térmicos y otras zonas a las cuales sea mejor implementar procesos miscibles.
- Para ambos proyectos es requerido un equilibrio entre el medio ambiente, la población adyacente y una gestión adecuada mediante estudios de impacto ambientales.

7. BIBLIOGRAFÍA

- 1) Moghadam, S., Nobakht, M., & Gu, Y. (2008). *Theoretical and physical modeling of a solvent vapour extraction (VAPEX) process for heavy oil recovery*. Regina, Saskatchewan, Canada: Elsevier.
- 2) Akin, S. (2004). *Mathematical Modeling of Steam-Assisted Gravity Drainage*. Bakersfield, California, Estados Unidos: Society of Petroleum Engineers Inc.
- 3) Al-Hadhrami, M., Alkindi, A., & Muggeridge, A. (2014). *Experimental and numerical investigations into the effect of heterogeneities on the recovery of heavy oil by VAPour EXtraction (VAPEX)*. London, UK: Elsevier Ltd.
- 4) Alvarado, V., & Manrique, E. (2010). *ENHANCED OIL RECOVERY Field Planning and Development*. Burlington, MA, USA: Elsevier Inc.
- 5) ASTM D97. (Annual Book of Standards). *Standard Test Method for Pour Point of Petroleum Products*. West Conshohocken, Pennsylvania: American Society for Testing and Materials.
- 6) Baby, P., Rivadeneira, M., & Barragán, R. (2014). *La Cuenca Oriente: Geología y Petróleo* (3 ed.). Quito, Quito: IFEA.
- 7) Bharatha, S., Yee, C. T., & Chan, M. Y. (2005). *Dissolved Gas Effects in SAGD*. Calgary, Alberta, Canada: Canadian International Petroleum Conference.
- 8) Bustamante, W. (2016). *ANÁLISIS DE LA RESPUESTA ACÚSTICA DE CRUDOS PESADOS DEL CAMPO PUNGARAYACU UTILIZANDO FÍSICA DE ROCAS*. Quito: UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR.
- 9) Butler, R. M., & Jiang, Q. (2000). *Improved Recovery of Heavy Oil by Vapex with Widely Spaced Horizontal Injectors and Producers*. Calgary: University of Calgary.
- 10) Butler, R. M., & Mokrys, I. J. (1993). *solvent analog model of steam-assisted gravity drainage*. Calgary: University of Calgary.
- 11) Butler, R., & Chow, L. (1996). *NUMERICAL SIMULATION OF THE STEAM ASSISTED GRAVITY DRAINAGE PROCESS SAGD*. Calgary, Alberta: The journal of Canadian petroleum technology.
- 12) Collins, P. M. (2005). *Geomechanical Effects on the SAGD Process*. Calgary, Alberta, Canada: SPE-PS2005-405.
- 13) Curtis, C., & Kopper, R. (2002-2003). *Yacimientos de petróleo pesado*. Anzoátegui: Oilfield Review .
- 14) Deng, X. (2005). *Recovery Performance and Economics of Steam/Propane Hybrid Process*. Alberta: Society of Petroleum Engineers. doi:<https://doi.org/10.2118/97760-MS>

- 15) Farouq Ali, S. M., & Snyder, S. G. (1993). *MISCIBLE THERMAL METHODS APPLIED TO A TWO-DIMENSIONAL, VERTICAL TAR SAND PACK, WITH RESTRICTED FLUID ENTRY*. Montreal: Journal of Canadian Petroleum Technology.
- 16) Lake, L. W. (1989). *Recuperación Mejorada de Petróleo*. Englewood Cliffs: Prentice Hall.
- 17) Martínez, J. (2011). *PRODUCCIÓN EN FRÍO DE CRUDOS PESADOS (CHOPS)*. Mexico: UNAM.
- 18) Moghadam, S., Nobakht, M., & Gu, Y. (2007). *Permeability Effects in a Vapour Extraction (VAPEX) Heavy Oil Recovery Process*. Calgary, Alberta: Petroleum Society's 8th Canadian International Petroleum Conference.
- 19) Moncada, D. (2015). *Petróleos Pesados*. Artículo de blog WordPress: Bombeo y Crudos Pesados.
- 20) Morteza, S., & Mohammad, R. E. (2015). *Estimation of Effect of Diffusion and Dispersion Parameters on VAPEX Process*. Isfahan, Iran.: Elsevier.
- 21) Moussa, T. (2018). *Performance and Economic Analysis of SAGD and VAPEX Recovery*. Dhahran-Saudi Arabia: King Fahd University of Petroleum and Minerals 2018.
- 22) Palomino, J. (2014). *ESTUDIO DE RECUPERACIÓN DE CRUDOS PESADOS EN EL CAMPO PUNGARAYACU MEDIANTE INYECCIÓN DE VAPOR DE AGUA UTILIZANDO TECNOLOGIA ACTUAL*. Quito: UTE.
- 23) Shin, H., & Polikar, M. (2004). *Review of Reservoir Parameters to Optimize SAGD and Fast-SAGD Operating Conditions*. Calgary, Alberta, Canada: University of Alberta.
- 24) Sood, A. (2016). *Convective SAGD Process*. Calgary, Canada: Society of Petroleum Engineers (SPE).
- 25) Speight, J. (2009). *Enhanced Recovery Methods for Heavy Oil and Tar Sands*. Houston: Gulf Publishing Company.
- 26) Thomas, S. (2008). *Enhanced Oil Recovery – An Overview*. Canada: Oil & Gas Science and Technology.