

INSTITUTO TECNOLÓGICO DE VILLAHERMOSA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

**“SIMULACIÓN DEL PROCESO DE TRANSPORTE Y PROCESAMIENTO
DEL CRUDO PESADO”**

TESIS

PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

LÍNEA DE TRABAJO

INGENIERÍA DE PROCESOS

PRESENTA:

ING. LUIS MIGUEL OSORIO BAUTISTA

DIRECTOR DE TESIS:

M. C. NORA ALICIA PURATA PÉREZ

VILLAHERMOSA, TABASCO.

DICIEMBRE 2017



AGRADECIMIENTOS

A Dios por permitirme alcanzar una vez más una meta profesional en mi vida y por permitirme vivir cada día, darme salud y fortaleza en cada paso que di en esta etapa de mi vida.

A mi esposa, por su paciencia, comprensión y sacrificio en estos dos años que duro este proyecto personal y por tus palabras de motivación, cariño y aliento que fue mi principal fuerza para lograr este objetivo.

A mi madre y mi padre⁺ por inculcarme el amor al estudio una vez más sus palabras, consejos, esfuerzo y empeño que pusieron en mí desde mi niñez me permite lograr el día de hoy la culminación de una etapa más de superación en mi vida tanto personal y profesional.

A mi directora y asesora de tesis M. C. Nora Alicia Purata Pérez, por la confianza depositada en mí, por su atención, tiempo y apoyo que me brindo para realizar y culminar este trabajo, muchas gracias.

A mis sinodales por su colaboración y tiempo para llevar a cabo mi titulación.

Al cuerpo académico de la maestría en ingeniería por compartir sus conocimientos y experiencias, por sus enseñanzas transmitidas en cada uno de los semestres que duro este proyecto que inicio en agosto 2015 y culmino en agosto 2017, muchas gracias a todos mis maestros y personal administrativo.

A todos mis compañeros que integramos la segunda generación 2015-2017, en especial a mis estimados colegas que compartimos la línea de investigación de ingeniería de procesos: Edel, Manuel y Uriel por los momentos y experiencias vividas durante este tiempo, fue un enorme gusto conocerlos.

Al Instituto Tecnológico de Villahermosa por haberme dado la oportunidad de ser una vez más un alumno de esta gran institución. Gracias por proporcionarme los medios necesarios para tener una excelente educación tanto académica como ética y ayudarme a hacer realidad un sueño más en mi vida.

A Luisito con todo mi amor, este esfuerzo, estos dos años de entrega, sacrificio y dedicación es para ti.



CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
ANTECEDENTES	4
JUSTIFICACIÓN	5
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	7
OBJETIVO	8
OBJETIVOS ESPECIFICOS	8
CAPITULO I. MARCO TEÓRICO	9
1.1 Crudos pesados y extrapesados	9
1.1.1 Recursos de gas y aceite	9
1.1.2 Propiedades de los crudos pesados	9
1.1.2.1 Propiedades físicas de los crudos pesados mexicanos	9
1.1.2.2 Clasificación del crudo en base a la densidad °API	10
1.1.3 Concepto de crudos pesados y extrapesados	11
1.1.4 Principales métodos de producción de crudos pesados	12
1.1.4.1 Métodos térmicos	12
1.1.4.2 Drenaje por gravedad asistido por vapor (SAGD)	12
1.1.4.3 Proceso de estimulación cíclica de vapor (CSS)	13
1.1.4.4 Inundación por vapor	14
1.1.4.5 Combustión In-Situ	15
1.1.4.6 Métodos no térmicos	16
1.1.4.7 Métodos químicos	16
1.1.4.8 Gas miscible en hidrocarburos pesados	16
1.1.4.9 Proceso VAPEX	17
1.1.4.10 Inyección de dióxido de carbono	18
1.1.5 Transporte de crudo pesado	19
1.1.6 Procesamiento de crudo pesado	21
1.1.6.1 Instalaciones de proceso	21
1.1.6.2 Equipos de proceso para crudo pesado	22
1.1.6.3 Desalado de aceite crudo con centrifugador de alta velocidad	22
1.1.6.4 Recipiente con coalescedor electrostático interno (VIEC)	23



1.1.6.5 Free-Water Knockouts (FWKO).....	24
1.1.7 Simulación de procesos.....	26
1.1.7.1 Modelos matemáticos.....	27
1.1.7.2 Modelo de ecuación de estado – Peng & Robinson 1976	27
1.1.7.3 Equilibrio de fases: liquido – vapor	28
1.1.7.4 Caracterización de la fracción pesada C7+ plus.....	30
1.1.7.5 Modelado de la caída de presión.....	31
1.1.7.5.1 Dukler 1964	31
1.1.7.5.2 Beggs & Brill 1973	31
1.1.7.5.3 Modelo mecanístico ó unificados	32
1.1.7.6 Viscosidad y densidad en crudos pesados.....	32
1.1.7.7 Modelo de equipo de separación en 3 fases	34
CAPITULO II. METODOLOGÍA.....	36
2.1. Principales características del Campo Samaría Neógeno	36
2.2 PVT´s de los fluidos	37
2.3 Saturación de las mezclas	42
2.4 Caracterización del crudo.....	43
2.5 Red de transporte de crudo pesado.....	43
2.5.1 Condiciones iniciales	43
2.5.2 Criterio normativo para la evaluación del sistema de recolección	45
2.6 Sistema de procesamiento de crudo pesado	46
2.6.1 Separación de la mezcla multifásica.....	46
2.6.2 Sistema de rectificación de gas	47
2.6.3 Eliminación de agua	48
2.6.4 Sistema de estabilización de crudo	48
2.6.5 Sistema de bombeo y envío a la Planta Deshidratadora	49
2.6.6 Sistema de recuperación de vapores	50
2.6.7 Tanque de balance	50
2.6.8 Sistema de bombeo y envío al C.C.C. Palomas.....	51
2.6.9 Almacenamiento.....	51
2.6.10 Sistema de compresión y separación	51
2.6.11 Filtración-separación	52



2.6.12 Compresión, enfriamiento y separación	53
2.6.13 Compresión, enfriamiento y separación primera etapa	53
2.6.14 Compresión, enfriamiento y separación segunda etapa.....	53
2.6.15 Compresión, enfriamiento y separación tercera etapa	54
2.6.16 Envío de gas.....	54
2.6.17 Planta deshidratadora Samaria II	55
2.6.18 Corriente de llegada	55
2.6.19 Sistema de precalentamiento de la mezcla del crudo-agua	55
2.6.20 Sistema de precalentamiento de agua de lavado	58
2.6.20.1 Control de flujo de agua de lavado	58
2.6.21 Sistema de deshidratación de crudo.....	59
2.6.22 Sistema de desalado de crudo	59
2.6.23 Sistema de recirculación de agua residual	60
2.6.24 Sistema de aceite de calentamiento	61
CAPITULO III. RESULTADOS	62
3.1 Sistema de recolección	62
3.2 Sistema de procesamiento	65
CONCLUSIONES	69
RECOMENDACIONES	70
BIBLIOGRAFÍA	73



INDICE DE TABLAS

Tabla 1. Recursos convencionales y no convencionales.....	9
Tabla 2. Propiedades físicas de los crudos pesados mexicanos.....	10
Tabla 3. Clasificación del petróleo en base a su densidad.....	11
Tabla 4. Tiempos de retención en la separación de la mezcla de crudo.....	34
Tabla 5. Características principales del campo Samaria Neógeno.....	36
Tabla 6. Propiedades físicas del crudo del campo Samaria Neógeno.....	36
Tabla 7. Composicional del fluido de yacimiento del Pozo Samaria 916 crudo extrapesado.....	37
Tabla 8. Propiedades del C7+_Plus, crudo extrapesado.....	38
Tabla 9. Cromatografía de gas del pozo Samaria 805, característica del aceite pesado.....	39
Tabla 10. Cromatografía de aceite del Pozo Samaria 812, para crudo pesado....	41
Tabla 11. Condiciones iniciales de las corrientes de pozos en la red de ductos...43	
Tabla 12. Resultado del análisis modelado en software PIPESIM, de la red de recolección hasta Colector de separación Samaria II.....	63



INDICE DE FIGURAS

Figura 1. Drenaje gravitacional asistido por vapor.....	13
Figura 2. Ilustración esquemática de la estimulación con vapor cíclico.....	14
Figura 3. Ilustración esquemática de la inundación por vapor.....	15
Figura 4. Diagrama de bloque de operaciones unitarias para instalaciones superficiales de gas y aceite.....	22
Figura 5. Tecnología de deshidratación de crudos pesados por centrifugación...23	
Figura 6. Tecnología VIEC para un separador trifásico para el acondicionamiento de mezcla multifásicas en crudos pesados.....	24
Figura 7. Separador horizontal de agua libre.....	25
Figura 8. Separador trifásico.....	35
Figura 9. Separación gas – líquidos en Batería Samaría II.....	46
Figura 10. Sistema de compresión de gas en Samaria II.....	52
Figura 11. Planta Deshidratadora Samaria II.....	56
Figura 12. Esquema del sistema de recolección de aceite pesado y extrapesado.....	62
Figura 13. Sistema de separación trifásico en Batería Samaria II.....	66
Figura 14. Presión de vapor reid en la corriente de carga a torre de estabilizado.....	66
Figura 15. Calidad de mezcla de crudo de la corriente de líquido.....	67
Figura 16. Simulación de la bomba de envío de crudo.....	68



RESUMEN

En el presente trabajo se analizó un caso de estudio de transporte y separación de hidrocarburos de un campo productor de crudo pesado y extrapesado que se encuentra actualmente en operación y su método de recuperación mejorada es por medio de inyección alterna y cíclica de vapor, se analizó la red de ductos del campo que ha venido presentando altas caídas de presión y depósitos de parafinas, sobre todo en los puntos vulnerables donde no se tiene aislada las tuberías, para la evaluación hidráulica del sistema se empleó el uso de una herramienta de simulación comercial de ductos para fluidos multifásicos (Pipesim), en donde se desarrolló la simulación de toda la red de ductos del campo Samaria, de igual manera se representó en otro simulador comercial de procesos (Aspen HYSYS) donde se modeló el sistema de separación en cual se acondicionan la producción del campo, de este último se estudió la calidad con la que el crudo se separa, así como el proceso, se concluyó para el caso de los ductos que muchas de las líneas presentan baja velocidad de mezcla el cual es un factor importante que determina la precipitación de los asfáltenos que ocasionan obstrucción en las tuberías, en el proceso de separación se requiere la reconfiguración del proceso actual donde se haga uso de la tecnología específica para su eficiente separación de los aceites pesados, en cuestión de simulación es necesario desarrollar una herramienta tecnológica que pueda modelar las operaciones unitarias que se emplean en la separación de los crudos pesados.



ABSTRACT

In the present work a case study of transportation and separation of hydrocarbons from a heavy and extra heavy crude producing field that is currently in operation was analyzed and its improved recovery method is by means of alternating and cyclic steam injection, it was analyzed the pipeline network of the field that has been presenting high pressure drops and deposits of paraffins, especially in the vulnerable points where the pipes are not isolated, for the hydraulic evaluation of the system the use of a commercial simulation tool was used. pipelines for multiphase fluids (Pipesim), where the simulation of the entire duct network of the Samaria field was developed, in the same way it was represented in another commercial process simulator (Aspen HYSYS) where the separation system in which they are conditioned is modeled the production of the field, the latter was studied the quality with which the oil is separated, as well as the process, it is concluded In the case of pipelines, many of the lines have low mixing speed, which is an important factor that determines the precipitation of the asphaltenes that cause obstruction in the pipes. In the separation process, the reconfiguration of the current process is required. use of specific technology for efficient separation of heavy oils, in a matter of simulation is necessary to develop a technological tool that can model the unit operations used in the separation of heavy oils.



INTRODUCCIÓN

La explotación de yacimientos de crudos pesados y extrapesados representa un gran reto tecnológico y demanda un amplio conocimiento del comportamiento termodinámico de estos fluidos (Soria, 2013) y sus implicaciones en las operaciones de transporte y separación (upstream), en México existen pocos campos en desarrollo y producción para crudos pesados y extrapesados, en la Región Sur de nuestro país, en el Estado de Tabasco, se encuentra localizado el campo petrolero Samaria Somero que produce crudo pesado y extrapesado (Andrade, 2014), este último a un en su fase de desarrollo y evaluación, el área de crudo extrapesado es el campo Samaria Neógeno, es el primer campo terrestre de crudo extrapesado en México, y es también considerado el yacimiento no convencional más joven del mundo en su clasificación.

Dada que la experiencia técnica de Petróleos Mexicanos (Pemex), está enfocada a la producción de crudos ligeros y medios, el desarrollo del campo Samaria Neógeno, ha implicado un alto desafío tecnológico y económico, en cuanto al esquema de explotación, desarrollo, transporte y procesamiento de los hidrocarburos, con características físicas muy particulares, en este sentido la densidad y la viscosidad del crudo son las propiedades que rigen el enfoque en sus operaciones upstream.

Por un lado, la viscosidad es el factor determinante que indica la facilidad con la que se desplazara la mezcla de crudo, por medio de ductos hacia la etapa de procesamiento. Por otra parte, desde el punto de vista de los procesos de refinación, la densidad es el factor más importante, porque es un mejor indicador de los derivados del petróleo en el fraccionamiento de los hidrocarburos en las unidades de destilación.

Dentro de las particularidades del campo Samaria, se conoce que su viscosidad se asemeja al comportamiento de un fluido no-newtoniano, su rango de viscosidad se encuentra en el orden de 2,000 – 43,000 cP, y su densidad se ubica entre los valores de 5-13 °API, a condiciones de yacimiento, según estudios, la temperatura es de 45°C y la presión promedio es de 97 kg/cm² (Mosqueda, 2014), a estas



condiciones es casi imposible que la mezcla de hidrocarburos pueda producir de manera constante y fluir en frío a través de una red de ductos, pues pese a tener un buen margen de presión, esta será abatida por el estrangulador del pozo, que tiene la finalidad de mantener su energía el mayor tiempo posible, sin embargo la aplicación de un método artificial de producción es inevitable, dada que la viscosidad como se mencionó con anterioridad implica una restricción en el desplazamiento del fluido.

Siendo el caso de que el comportamiento de este tipo de crudo no es similar al de los yacimientos convencionales es decir: crudos ligeros y medios, su método artificial de producción, está basado en técnicas de recuperación mejorada, en el caso particular del campo Samaria Neógeno, se está aplicando la inyección alterna de vapor (Mosqueda, 2014), cuya finalidad es trasladar el calor contenido en forma de vapor de agua y condensarlo en la mezcla de hidrocarburos, a nivel de yacimiento, y de esta forma disminuir la viscosidad de los hidrocarburos, garantizando de esta manera su fluidez por medio de la red de ductos del campo hacia el sistema de procesamiento de hidrocarburos para su posterior acondicionamiento.

Es claro que al estimular el yacimiento con vapor de agua, las propiedades físicas de mayor impacto en la mezcla se modificarán, es decir la densidad y viscosidad a condiciones originales de yacimiento no serán las mismas y por consiguiente su composición y volumen también variará, es importante señalar que al modificar la viscosidad para hacer fluir la mezcla y generar una mayor rendimiento en el volumen recuperado de petróleo, trae repercusiones en las condiciones operativas, en cuanto a la presión y la temperatura, esto a su vez genera la necesidad de realizar una inversión económica más fuerte en cuanto a la infraestructura superficial, en la red de ductos para la recolección de los hidrocarburos y en el procesamiento para asegurar la correcta separación de las mezclas y la eliminación del agua de la manera más eficiente, pues el hecho de disminuir la viscosidad a nivel de yacimiento no es garantía de que los crudos



pesados y extrapesados fluyan de manera eficaz por toda la red de ductos hasta su almacenamiento.

Como parte de la estrategia en el aseguramiento de flujo es necesario mantener una temperatura alta constantemente, asegurando de esta forma que la viscosidad se mantenga baja en todo momento, pues cualquier gradiente de temperatura sobre todo en tramos largos de tubería puede incrementar la viscosidad del fluido volviendo a su estado original de yacimiento, que como consecuencia ocasiona: bloqueo o estrangulamiento en la tubería, mermando de esta manera la producción, y generando altas caídas de presión, que se traduce en problemas operativos de importantes implicaciones económicas, es por ello que es importante saber con precisión qué condiciones operativas generan una máxima eficiencia en todas las etapas del proceso en un campo tan dinámico, y que a su vez garanticen el aseguramiento de flujo.

También es necesario tener en cuenta un método auxiliar que pueda garantizar de igual manera la fluidez de los hidrocarburos, cuando no se pueda contar con la red de inyección de vapor, hoy en día existen herramientas especializadas para el análisis de este tipo de casos especiales en la industria petrolera, pues permite estimar por medio de correlaciones y modelos matemáticos, cada una de las etapas del proceso, facilitando los cálculos y la representación matemática de cada una de las operaciones unitarias, los simuladores de procesos son herramientas que nos facilitan la toma de decisiones, cuando las restricciones económicas juegan un papel importante, pues nos permite representar diversos escenarios para un mismo proceso.



ANTECEDENTES

F. Brito, L. Rondo (2012), A Dynamic Simulation Study of and Extra-Heavy Oil Gathering System in the Orinoco Oil Belt

Emplearon simulación en estado dinámico en el campo Cerro Negro de la Faja Petrolífera del Orinoco con viscosidades de 4,000 a 5,000 cP (55°C) donde el parámetro de viscosidad como variable más importante fue reproducido con datos reales, los valores predecidos por el software tuvieron una desviación de 25% en comparación a los valores reales de campo en cuanto a la presión, el régimen de flujo más común que se encontró fue el flujo tipo tapón.

Gomez Macias C. C., Bohorquez Bacca (2010). Optimizacion del Sistema de recolección de crudo pesado y extrapresado del Campo Chichimene.

Mediante la recolección, verificación y el análisis de la información disponible en el campo, se modelaron en el software PIPESIM, tanto pozos como líneas de producción actuales del campo Chichimene, generando dos modelos que representaron a los ductos troncales que recogen los fluidos de la zona norte del campo. Con los modelos calibrados, se procedió a realizar el estudio de diámetros de tubería del troncal norte T_2 que transporta crudo pesado y el planteamiento para las dos troncales de diferentes opciones de producción que contemplaron los pozos tipo y líneas de producción futuras con variaciones tanto en el alineamiento de pozos como en la formación productora de los mismos. Dando con resultado que el actual diámetro de la troncal norte T_2 es la mejor opción de recolección de este crudo y el escenario de producción, más viable y conveniente en los aspectos técnico-económico, es aquel que contempla la producción de fluidos K_1 - K_2 (20 °API) por la misma troncal T_2 (o Troncal Norte), incluyendo la inyección de Nafta, la simulación llevo al análisis y la conclusión de este estudio.



JUSTIFICACIÓN

Derivado de la constante declinación de la producción en la mayoría de los yacimientos de hidrocarburos ligeros (convencionales), la atención de la industria petrolera en muchos lugares del mundo se está desplazando hacia la explotación de crudos pesados y extrapesados, también llamado recursos no convencionales (De la Rosa, 2015); y aunque éstos presentan retos especiales para su producción, transporte y refinación, hoy en día es la principal fuente de energía capaz de compensar tal declinación en la producción de petróleo convencional (Flores, 2008), es por ello que ha sido necesario el desarrollo de yacimientos no convencionales en México, en la recuperación de estas fuentes de energías se han empleado métodos de recuperación secundaria y mejorada, dado por sus características especiales: baja densidad °API y alta viscosidad (Barrios, 2015).

Con el fin de incrementar los volúmenes de producción de petróleo, nuestro país se ha visto en la necesidad de comenzar a explotar este tipo de yacimiento (Zurita, 2016), en el caso específico de los petróleos pesados y extrapesados de México actualmente se emplean los siguientes métodos de recuperación: Inyección de agua caliente, bombeo de cavidades progresivas, inyección de gas de bombeo neumático, Inyección alterna y cíclica de vapor, este último es actualmente el método más empleado para la extracción de este tipo de hidrocarburo (Balderas, 2008), en el municipio de Cunduacán del Estado de Tabasco, se encuentra ubicado el yacimiento denominado: “Samaria Neógeno”, en dicho campo se tienen identificado las arenas que contienen crudo pesado y extrapesado (Cardona, 2011).

Actualmente es el campo terrestre que aporta la mayor producción de este recurso no convencional y se encuentra en fase de explotación, debido a que la extracción de estos recursos representan una gran complejidad técnica y económica en cuanto a transporte y procesamiento es necesario realizar estudios rápidos y precisos para su evaluación y coste, estos estudios se realizan por medio de diversos cálculos empleando correlaciones: empíricas, semi-empíricas o analíticas, así como diversas metodologías, por lo que mediante el uso de estos



instrumentos de cálculo, se puede tener un concepto generalizado de la operación de estos tipos de campo, el primer paso para la caracterización de la mezcla es realizar los estudios de: presión-volumen-temperatura “PVT” (Ahmed, 2016).

Los estudios PVT’s son la base para el diseño de las nuevas instalaciones de recolección y la separación de la mezcla de yacimiento: crudo, gas y agua, hoy en día existen diversas herramientas de cálculo, que facilitan y hacen posible el análisis PVT, el pre-dimensionamiento de tuberías y análisis de complejos de producción, es por ello que la simulación de procesos se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de procesos, pues utilizan modelos matemáticos que introducen aproximaciones y suposiciones numéricas que resuelven problemas complejos (González, 2008).

Los simuladores comerciales de estado estacionario, resuelven complejas ecuaciones de balances de materia y energía, estiman las propiedades físicas y químicas de la mezclas, calcula las variables para el diseño de los equipos unitarios e incluso optimiza los procesos establecidos o propuestos como modelo de diseño (González, 2008).

Al realizar el estudio de simulación se tendrá un panorama general de cómo está operando el sistema de petróleo pesado y extrapesado del campo Samaria a 5 años de su etapa de desarrollo, dado que en este transcurso se ha presentado problemas operacionales sobre todo en el aseguramiento de flujo, donde las pérdidas de energías no han dejado de cesar y el sistema de separación separa la mezcla con los equipos de separación existentes en la instalación, es por ello que se pretende realizar un modelo con los datos de campo: composición, flujos, presión y temperatura, el caso de estudio que se plantee deberá indicar donde se encuentran los puntos vulnerables del sistemas en los cuales se pueda proponer alguna mejora, tanto para el aseguramiento del flujo como en el sistema de separación.



PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

¿Analizar integralmente un sistema de transporte y procesamiento de crudo pesado en operación empleando modelos de simulación mediante software comercial permitirá conocer el comportamiento del sistema permitiendo detectar oportunidades de mejora?



OBJETIVO

Simular el proceso de transporte y procesamiento de crudo extrapesado del Campo Samaria Neógeno en estado estacionario empleando software comercial para analizar el sistema actual.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Recopilar la información técnica del campo Samaria de: crudo pesado y extrapesado, referente al método de producción, transporte y proceso de separación.
- Simular las condiciones actuales del proceso de separación mediante el software: Aspen HYSYS y la red de ductos de por medio de Pipesim.
- Determinar los parámetros estimados por las herramientas en base al modelo de simulación como: calidad del aceite en proceso, cambios de presión y temperatura, perfiles de velocidad, entre otras características que influyen en el comportamiento general del proceso.



CAPITULO I. MARCO TEÓRICO

1.1 Crudos pesados y extrapesados

1.1.1 Recursos de gas y aceite

En la actualidad los recursos de gas y aceite deben ser caracterizados como: *fuentes convencionales y no convencionales*, las fuentes “convencionales” de petróleo se definen como la formación que puede producir tasas de flujo económico o que produce volúmenes económicos de gas y aceite, con estimulación y tratamiento o con tecnologías y procesos de recobro especial. Las fuentes “no convencionales” de gas y aceite se refiere a la formación que no puede producir tasas de flujo económico o que no produce volúmenes económicos de gas y aceite, con estimulación y tratamiento o con tecnologías y procesos de recobro especial (Fanchi, 2017) en la Tabla 1, se ilustran las principales fuentes de energías convencionales y no convencionales.

Tabla1. Recursos convencionales y no convencionales

Convencionales	No convencionales
Crudo súper-ligero	Crudo pesado
Crudo ligero	Crudo extrapesado
Crudo medio	Shale gas
	Shale oil
	Gas de hidrato
	Arenas de aceite de baja permeabilidad
	Arenas de gas de baja permeabilidad
	Gas de carbón

(Fanchi, 2017).

1.1.2 Propiedades de los crudos pesados

1.1.2.1 Propiedades físicas de los crudos pesados mexicanos

La alta viscosidad (1×10^3 a 1×10^6 cP) y la baja gravedad °API (aceite pesado menos de 20 °API, y aceite extra pesado de menos de 10 °API) de dichas mezclas son debidos a la alta presencia de asfáltenos, así como a una baja proporción relativa de compuestos de bajo peso molecular, el cual representa una ausencia



de componentes ligeros. Los crudos pesados y extrapesados también pueden tener altos contenidos de azufre, sales y metales como níquel y vanadio (Martínez-Palou, 2010), en la Tabla 2, se especifican las principales propiedades de los crudos pesados mexicanos.

Tabla 2. Propiedades físicas de los crudos pesados mexicanos

Parámetros	Crudo pesado	Crudo extrapesado
°API	11.9	9.17
Peso molecular	486	507.8
Contenido de sulfuro	5.02	4.80
Contenido de agua	0.05	< 0.05
Análisis SARA		
Saturado	7.94	15
Aromático	5.28	19.11
Resina	70.93	46.78
Asfáltenos (n-C7)	15.85	19.11

(Murillo-Hernandez, 2009), (Castro, 2009)

1.1.2.2 Clasificación del crudo en base a la densidad °API

El Instituto Americano del Petróleo, propone una clasificación para los hidrocarburos ampliamente reconocido a nivel mundial, basada en la densidad en °API (American Petroleum Institute), el cual relacionan la densidad del crudo con la del agua, a través de la gravedad específica del aceite (γ_o); la ecuación para el cálculo de la densidad en °API es la siguiente:

$$°API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5$$

Dónde: γ_o es la gravedad específica del aceite.

En la industria petrolera, la clasificación en °API es la más usada para distinguir los diferentes tipos de hidrocarburos, entonces dependiendo del número de °API que posea un crudo, este se clasificara en: súper-ligero, ligero, mediano, pesado o extrapesado de acuerdo al criterio que se muestra en la Tabla 3.



Tabla 3. Clasificación del petróleo en base a su densidad

Densidad (°API)	Gravedad específica	Tipo de crudo
>39	<0.83	Super-ligero
31.1 - 39	0.87 – 0.83	Ligero
22.3 – 31.1	0.92 – 0.87	Medio
10 – 22.3	1 – 0.92	Pesado
<10	>1	Extrapesado

(Vidaur, 2011)

1.1.3 Concepto de crudos pesados y extrapesados

Actualmente, la mayoría de los grandes yacimientos productores de gas y aceite convencionales en México, tanto terrestres como en aguas someras, se encuentran en su etapa de declinación (Arteaga, 2016). Es por ello que la industria petrolera de nuestro país está orientando sus esfuerzos en las actividades de exploración y producción, hacia campos en aguas profundas, ultra profundas, y a yacimientos no convencionales (Arteaga, 2016). En referencia a estos últimos, los aceites pesados y extrapesados son los de mayor interés para la extracción y el aseguramiento de los recursos energéticos del país.

La explotación de crudos pesados y extrapesados; presentan retos especiales para su producción, transporte y refinación (Flores, 2008), estos tipos de aceites representan hoy en día, la fuente de energía capaz de compensar la declinación en la producción de crudos convencionales (aceite ligero), México posee en sus reservas un gran volumen de petróleo pesado, el cual contribuye con 52.2 por ciento de las reservas totales (De la Rosa, 2015).

De lo anterior el crudo pesado es definido como: el petróleo que tiene una densidad igual o menor a 20 °API, pero si el petróleo tiene 10 °API o menos es considerado como crudo extra-pesado o bitumen, el cual es más denso que el agua, la diferencia entre un crudo extra-pesado y un bitumen es ambigua, generalmente se refiere a la tecnología con que es extraída, sin embargo ambos no dejan de considerarse crudo extra-pesado (Martínez-Palou, 2010).



1.1.4 Principales métodos de producción de crudos pesados

1.1.4.1 Métodos térmicos

El objetivo general de los métodos térmicos es desplazar el aceite, y mejorar las condiciones de flujo del mismo mediante la transferencia de energía térmica hacia el yacimiento.

La temperatura del aceite se eleva drásticamente por lo que se expanden los fluidos; se vaporizan algunos líquidos; y se reducen las viscosidades lo que genera un aumento de la movilidad del fluido. De forma general, estos métodos consisten en la inyección de vapor o agua caliente y la inyección de aire bajo diferentes esquemas. Se aplican a yacimientos de aceites pesados y viscosos, los cuales tienen densidades menores a 20°API y viscosidades entre 200-2000[cP] aproximadamente.

Se pueden diferenciar dos categorías dentro de los métodos térmicos: aquellos en los cuales el calor es producido en superficie (Inyección de un fluido caliente) y aquellos en los cuales el calor es creado en la formación (Combustión in-situ). En el primer caso el fluido inyectado transmite el calor producido, mientras que en el segundo caso el fluido inyectado es uno de los reactivos incluidos en una reacción exotérmica que toma lugar en el yacimiento. El calor suministrado fluye desde la zona calentada, por lo que la pérdida de calor será mayor en el primer caso (De la Rosa, 2015).

1.1.4.2 Drenaje por gravedad asistido por vapor (SAGD)

El drenaje por gravedad asistido por vapor (SAGD), se ha aplicado con éxito para producir el aceite y el bitumen altamente viscoso en Canadá desde los años noventa. Dos pozos horizontales uno inyector y otro productor son perforados en el lugar de destino (figura 1). El espaciamiento típico entre los dos pozos laterales en una dirección vertical es 4-6 m (13-20 pies). El vapor se inyecta por medio del pozo inyector, lo que reduce la viscosidad del aceite pesado y del bitumen. En consecuencia, el petróleo se vuelve móvil debido a la reducción de la viscosidad y fluye corriente abajo por medio de la fuerza de gravedad.

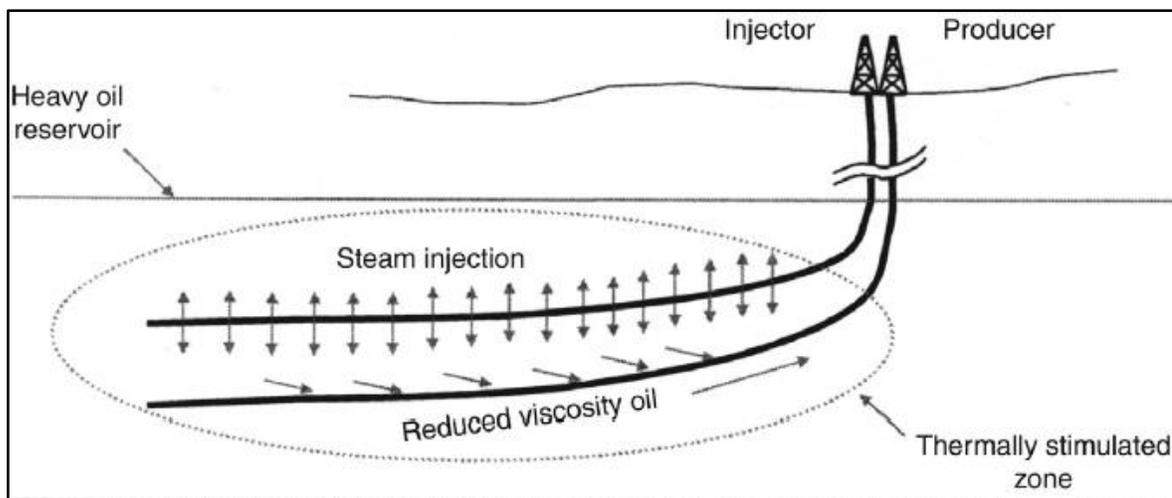


Figura 1. Drenaje gravitacional asistido por vapor (Satter, 2016).

El aceite calentado es recogido por el lateral inferior para su producción a través del otro pozo horizontal vecino, ambos pozos operan cerca de la presión del yacimiento. Cuando el vapor inyectado se condensa produce la energía térmica que se transfiere al aceite y a la formación, por lo tanto, un gran volumen de agua también se produce junto con el petróleo pesado, el aceite pesado y el agua condensada se recupera en la superficie mediante el uso de bombas de cavidad progresiva, que están diseñados para manejar fluidos viscosos. (Satter, 2016)

1.1.4.3 Proceso de estimulación cíclica de vapor (CSS)

El proceso de estimulación cíclica de vapor (CSS), también conocido como el "huff-and-puff", se ha utilizado durante muchas décadas para recuperar el aceite pesado y el bitumen. El método utiliza el mismo pozo para la inyección y la producción en secuencia. En la primera etapa del ciclo huff-and-puff, se inyecta vapor en el yacimiento para reducir la viscosidad de aceite pesado o bitumen. En la etapa posterior, el aceite tiene relativamente menos viscosidad por lo que está apto para ser procesado en la superficie, la producción continúa hasta que el yacimiento se enfría en el punto en que cesa el flujo de aceite (figura 2). Una vez completado este ciclo, comienza el siguiente inyectando vapor nuevamente al yacimiento para continuar de esta forma con la producción de petróleo (Satter, 2016).

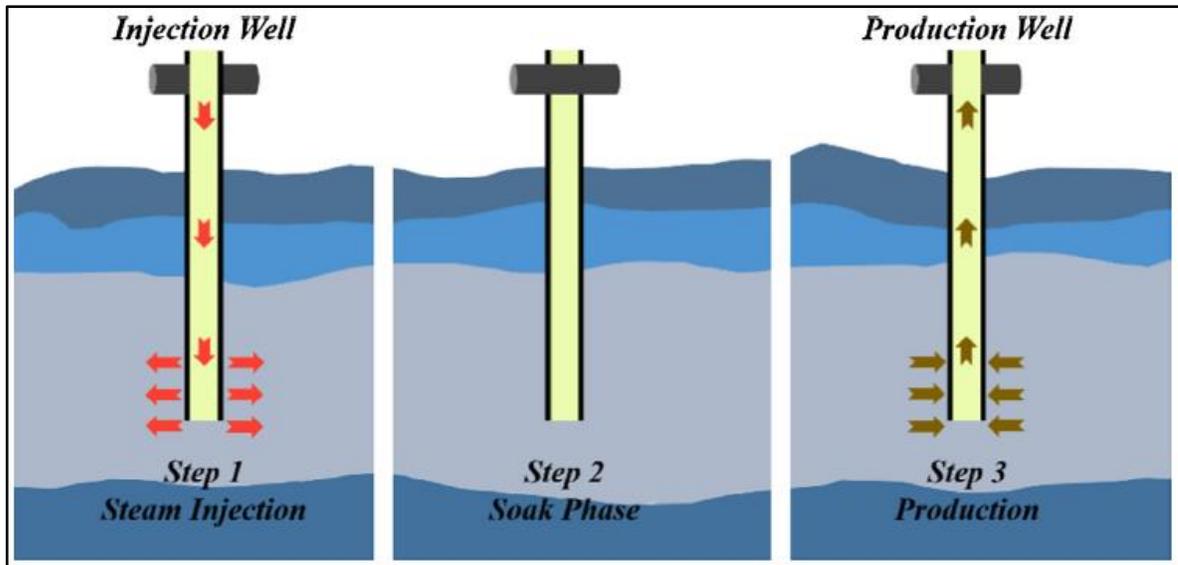


Figura 2. Ilustración esquemática de la estimulación con vapor cíclico: La CSS comienza con la inyección de vapor, seguida por la etapa de remojo que permite que el vapor inyectado caliente el aceite; la tercera y última etapa es la producción en frío (Guo, 2016).

1.1.4.4 Inundación por vapor

La inundación por vapor, también llamada impulsión de vapor o estimulación con vapor, es utilizado como tecnología de recuperación para extraer aceites más densos y pesados que los convencionales en la escala de campo. Requiere un suministro de vapor a través de pozos de inyección vertical para calentar el crudo, como se ilustra en la (figura 3). El aumento de la temperatura reduce su viscosidad y por lo tanto le permite fluir más fácilmente a los pozos de producción.

Mientras tanto, otro mecanismo de desplazamiento, similar al de inundación de agua, está presente porque se forma una zona de agua condensada entre vapor y aceite, que empuja el aceite caliente hacia el pozo de producción la aplicación comercial de la inundación por vapor comenzó a principios de los años sesenta en California, donde la inundación con vapor se empleó para complementar el CSS. Desde entonces, esta tecnología ha sido probada en campo, bajo una amplia variedad de condiciones de yacimiento, obteniéndose un factor de recobro aproximado de 50% (Guo, 2016).

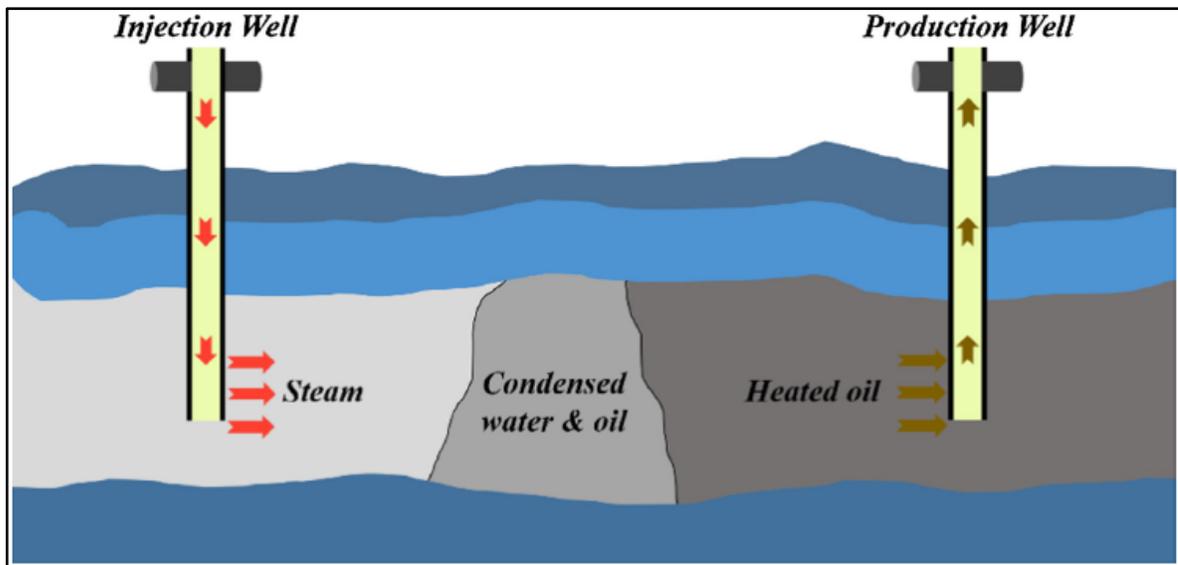


Figura 3. **Ilustración esquemática de la inundación por vapor:** Un suministro continuo de vapor es inyectado a través de los pozos verticales para calentar el aceite pesado y desplazar el aceite caliente a través de los pozos verticales de producción (Guo, 2016).

1.1.4.5 Combustión In-Situ

El proceso se inicia bajando un calentador o quemador que se coloca en el pozo inyector. Luego se inyecta aire hacia el fondo del pozo, se pone a funcionar el calentador hasta lograr el encendido. Después se calientan los alrededores del fondo del pozo, se saca el calentador, pero se continúa con la inyección de aire para mantener el avance del frente de combustión, lo que permite que el fluido sea menos viscoso y se pueda optimizar la producción de petróleo.

El principio de la combustión in-situ es generar calor por medio de la combustión dentro del yacimiento, quemando los componentes más pesados del aceite para mejorar la calidad del crudo producido. Mientras la zona de combustión generada se propaga, el crudo se calienta haciendo que las fracciones más volátiles se vaporicen debido al craqueo térmico por el aumento de la temperatura.

Si la temperatura de la zona alrededor del pozo de inyección es elevada a una temperatura suficientemente alta, la ignición toma lugar en la vecindad y el frente de combustión viaja en la dirección del flujo de fluidos hacia el pozo productor, este proceso se conoce como combustión directa. Por otro lado, si la zona alrededor del pozo de producción es calentada, la ignición comienza cerca de este



pozo y el frente de combustión viaja hacia el pozo de inyección en dirección contraria al flujo de fluidos, este proceso se conoce como combustión inversa. Existen dos formas de llevar a cabo los procesos de combustión in-situ de manera directa, estos son combustión seca y combustión húmeda, la diferencia radica en la inyección de agua en forma alternada con el aire, creándose vapor que contribuye a una mejor utilización del calor y reduce los requerimientos de aire (De la Rosa, 2015).

1.1.4.6 Métodos no térmicos

Los métodos no térmicos abarcan los procesos químicos y los miscibles. Otros métodos, que no caen estrictamente en las categorías de miscibles o químicos, incluyen empujes de gas inmiscible por dióxido de carbono, gases inertes y otros (De la Rosa, 2015).

1.1.4.7 Métodos químicos

Estos métodos se clasifican generalmente como inundación de surfactante, inundación de polímero, e inundación alcalina y las inundaciones de disolventes, la inyección química se utiliza principalmente para el aceite pesado, pero no es muy adecuado para el asfalto o bitumen, Estos productos son inyectados con el objetivo de reducir la tensión interfacial y/o disminuir la relación de movilidad a fin de reducir la canalización. En particular, cuando el agua inmiscible y el aceite están en contacto, se formará una interfaz entre las dos fases junto con una inevitable alta tensión interfacial (IFT). Esta alta IFT es responsable de la resistencia del flujo de aceites residuales, por lo tanto la reducción del IFT es clave para la mejora en la movilidad de los aceites pesados empleando métodos químicos (Guo, 2016).

1.1.4.8 Gas miscible en hidrocarburos pesados

Este mecanismo se aplica tanto a hidrocarburos ligeros como a pesados cuando la presión decrece, el mecanismo de desplazamiento es sustituido por la liberación de gas en solución y la expansión de los fluidos del yacimiento.



Un tipo interesante de gas en solución se forma en algunos yacimientos con hidrocarburos pesados. Los hidrocarburos pesados son más viscosos que los hidrocarburos convencionales. Las muestras tomadas en la cabeza del pozo se describen como espuma de chocolate debido a su apariencia espumosa con un color café oscuro opaco. Estos hidrocarburos pesados comúnmente son llamados aceites espumosos. Los aceites espumosos se caracterizan por la dispersión de pequeñas burbujas de gas natural formado por la nucleación (La nucleación es el comienzo de un cambio de estado en una región pequeña pero estable. El cambio de estado puede ser la formación de gas o cristal a partir de un líquido) de hidrocarburos pesados. El comportamiento de la espuma de aceite permite una gran producción primaria de hidrocarburos. La recuperación primaria por gas en solución en hidrocarburos pesados tiene un rango del 5 al 25% de aceite in situ el cual puede reducirse a un rango de 0 a 5% si el aceite producido no es espumoso (Mosqueda, Proceso de recuperación mejorada aplicado a aceites pesados, 2008).

1.1.4.9 Proceso VAPEX

Es un método para la obtención de crudo pesado, tiene la variante de utilizar un vapor solvente para movilizar el crudo, el vapor solvente se condensa en el crudo y reduce su viscosidad. Se utiliza un solvente (metano, etano, propano ó butano) que es inyectado dentro de un pozo de inyección horizontal donde se difunde y se mezcla en el crudo pesado, reduciendo su viscosidad por medio de la transferencia de masa. Adicionalmente al inyectar vapor se genera calor que favorece la disminución de la viscosidad.

El proceso VAPEX consiste en inyectar solventes de hidrocarburos vaporizados de bajo peso molecular dentro del yacimiento a través de un pozo de inyección horizontal. En este proceso el solvente asciende lentamente para formar una cámara de vapor en la matriz de la roca y se disuelve en el crudo en la interfaz solvente-aceite diluyendo la mayor parte de éste. Los solventes son disueltos inicialmente en el crudo alrededor del pozo inyector hasta que el crudo diluido se



drena y se puede extraer en los pozos productores por efecto de la gravedad (De la Rosa, 2015).

1.1.4.10 Inyección de dióxido de carbono

El dióxido de carbono se ha usado en los yacimientos de dos formas: como inyección de dióxido de carbono o en la inyección de agua carbonatada. La primera forma se usa porque el dióxido de carbono es miscible en hidrocarburos ligeros a bajas presiones; sin embargo, no es miscible en los hidrocarburos del yacimiento, esto generará un solvente miscible en los hidrocarburos más pesados. El rango de presión para este tipo de desplazamiento es de 1100 a 3000 psi. Las condiciones existentes en yacimientos con hidrocarburos muy pesados hacen que este proceso sea inservible.

Además se crea precipitación de asfáltenos lo cual disminuye la permeabilidad de la formación. La inyección de agua carbonatada es más exitosa en el caso de hidrocarburos pesados. El dióxido de carbono disminuye la viscosidad del hidrocarburo, aumenta su volumen, disminuye su densidad y elimina la tensión superficial entre el dióxido de carbono y el hidrocarburo pesado mejorando la permeabilidad de la formación (Mosqueda, Proceso de recuperación mejorada aplicado a aceites pesados, 2008).



1.1.5 Transporte de crudo pesado

El transporte en tuberías de crudos pesados puede llevarse a cabo efectivamente desde los puntos de vista técnico y económico a través de diseños de sistemas adecuados; tales diseños de líneas de flujo deben considerar aspectos de seguridad, integridad del sistema, facilidad de instalación y problemas de operación y mantenimiento. Por las investigaciones, a nivel laboratorio y la experiencia en campo respecto a la producción y transporte de crudos pesados, en la actualidad se tienen identificados diversos problemas físicos y características reológicas pertenecientes a este tipo de aceites los cuales afectan principalmente el transporte hacia facilidades de procesamiento; para lo cual, se plantean soluciones obvias derivadas a estos problemas, entre éstas se encuentran (Bomba, 1986):

- No permitir la obstrucción de la línea debido al depósito de parafinas.
- Mantener el aceite crudo caliente.
- Mantener el aceite en movimiento.

Un sistema de transporte de líneas para crudos de baja gravedad API y alta viscosidad, generalmente requiere de técnicas especiales que permitan llevar el crudo a lo largo de su trayectoria hasta su destino en estaciones terrestres. Además, puede necesitarse de equipo adicional y específico para que sea posible reutilizar la línea en caso de que se haya presentado un período de corte (Visser, 1987).

Los métodos que se utilizan en la actualidad para transportar crudos con estas características a través de tuberías incluyen (Visser, 1987), (Abdurahman, 2012):

1. Precalentamiento del crudo en el lugar donde se produce a una temperatura lo suficientemente que permita llegar el fluido a su destino en instalaciones terrestres sin exceder el uso de bombas, intercambiadores de calor y/o equipo adicional.
2. Precalentamiento y aislamiento térmico de la línea para retener el calor.



3. Inyección de agua para formar un anillo alrededor del crudo, o crear una emulsión con una baja viscosidad.
4. Calentamiento del crudo que fluye en una tubería por medio del bombeo de un fluido caliente a través de una línea paralela o con un sistema de calentamiento eléctrico.
5. Reducción de la viscosidad del crudo agregando un diluyente.



1.1.6 Procesamiento de crudo pesado

1.1.6.1 Instalaciones de proceso

El trabajo de una instalación de producción de hidrocarburos es separar las corrientes de los pozos dentro de tres componentes típicamente llamados “fases” (gas, aceite y agua) y procesar estas fases para adentrarlo como un producto comerciable o disponer de estos de una manera ambientalmente aceptable, en los dispositivos mecánicos llamados “separadores” el gas es retirado de los líquidos, en esta etapa se remueven suficientes hidrocarburos ligeros para producir un crudo estable cuya presión de vapor se ajuste a los criterios de venta, el gas que es separado debe ser comprimido y tratado para comercialización. La compresión típicamente es realizada por dispositivos dinámicos llamados compresores reciprocantes, para el manejo de grandes volúmenes de gas y en servicios de recompresión se utilizan compresores centrífugos (Arnold, 2008).

El aceite, así como la emulsión formada en los separadores debe ser tratado para remover el agua, en muchos contratos para la compra de crudo se especifica un máximo porcentaje de sedimentos y agua el cual puede variar de 0.3 a 0.5% dependiendo de su ubicación, algunas refinerías tienen un límite de sal aceptable contenida en el crudo, por lo que se requiere varias etapas de dilución con agua fresca y su posterior tratamiento para remover el agua, generalmente el límite de sal es de 10 – 25 lb/1000 bls, el grado de purificación del crudo dependerá de cada una de las etapas de separación a la cual será sometido, algunas de las más importantes son: la estabilización, mezclado, deshidratación, eliminación del agua y partículas sólidas (Arnold, 2008).

Las instalaciones superficiales terrestres para el procesamiento del de gas y aceite pueden estar divididas en diversas etapas de proceso, de acuerdo a sus propósitos específicos de separación, la cantidad límite de estas etapas no están claramente definidas en muchos de los casos, por el hecho de que algunas tecnologías involucran la ejecución de más de una etapa o un simple paso, en la



(figura 4) muestra las etapas de separación más comunes en las instalaciones superficiales para el acondicionamiento de los hidrocarburos (Mastandrea, 2008).

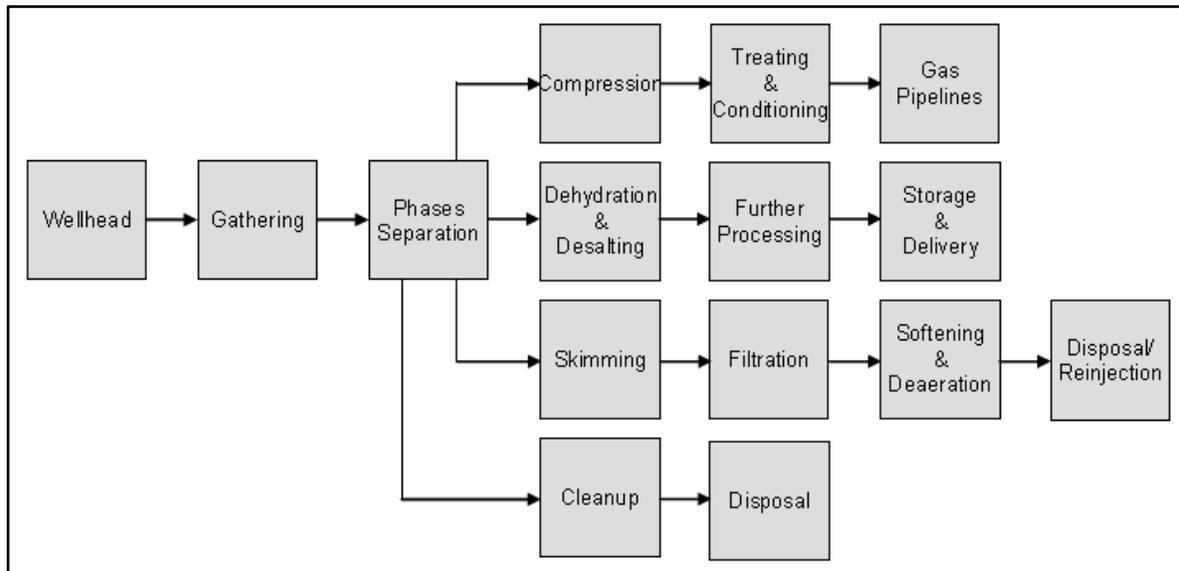


Figura 4. Diagrama de bloque de operaciones unitarias para instalaciones superficiales de gas y aceite (Mastandrea, 2008).

1.1.6.2 Equipos de proceso para crudo pesado

Los avances en las tecnologías de producción y las instalaciones están siendo impulsados para el desarrollo de sistemas no convencionales, el objetivo de estas tecnologías es controlar el volumen y separar eficientemente los fluidos procedentes de los pozos (Frankiewicz, 2015), a continuación se mencionan algunos de los sistemas de mayor importancia.

1.1.6.3 Desalado de aceite crudo con centrifugador de alta velocidad

Este tipo de sistema contiene diversos equipos para la separación continua del aceite pesado, los bitúmenes, agua residual, sólidos, etc., el aceite no tratado generalmente se alimenta a un filtro tipo dúplex con mallas de 3 mm de espesor para una mejor remoción de los sólidos, posteriormente pasa a un mezclador que tiene la finalidad de mezclar el crudo con agua para mejorar la eficiencia del lavado de aceite, en la siguiente etapa el aceite se pre-calienta por medio de un intercambiador de calor tipo eléctrico a una temperatura aproximada de 130°C, el



líquido es ingresado al centrifugador donde son separadas las partículas sólidas y el agua, este equipo cuenta con dos boquillas respectivamente para la fase aceite y agua que son enviados a etapas posteriores por medio de bombas centrífugas, para estabilizar las emulsiones adicionalmente cuentan con un paquete de inyección de químicos que buscara en todo momento incrementar la eficiencia de separación (Perschke, 2013).



Figura 5. Tecnología de deshidratación de crudos pesados por centrifugación (Perschke, 2013).

1.1.6.4 Recipiente con coalescedor electrostático interno (VIEC)

La electrocoalescencia ha sido usado en la industria petrolera por muchos años para separar el agua del aceite pesado, sin embargo las tecnologías convencionales ha sido mayormente limitadas porque se requiere de muchas etapas de proceso, donde generalmente es necesario recurrir a la deshidratación y al desalado, además los métodos convencionales están limitados porque utilizan electrodos desnudos o parcialmente desnudos con un alto voltaje de distribución de energía interna. Esta fue la razón por la que la tecnología de recipiente con



coalescedor electrostático (VIEC) fue desarrollada, superando las limitaciones anteriores.

El caso de la tecnología VIEC (figura 6), usa electrodos completamente aislados, lo cual le ayuda a prevenir cortos circuitos, además el alto voltaje es confinado para el volumen encerrado en los electrodos por el uso de transformadores internos dedicados a energizar cada electrodo, como resultado de esta combinación el VIEC, tolera el contenido de agua y la presencia de gas, por lo que es más factible emplearlo en una sola etapa de separación por medio de un separador trifásico (Amarzguioui, 2014).



Figura 6. Tecnología VIEC para un separador trifásico para el acondicionamiento de mezcla multifásicas en crudos pesados (Amarzguioui, 2014).

1.1.6.5 Free-Water Knockouts (FWKO)

Muchas corrientes de pozos contienen partículas de agua de diversos tamaños, si al recogerla y juntarla se deposita en el fondo de una muestra entre un periodo de 3-10 min., entonces es llamado: “agua libre”. Los equipos diseñados para tratar este tipo de fluidos son conocidos como eliminadores de agua libre (Free-Water Knockouts – FWKO), este equipo es un recipiente a presión usado para remover el agua libre de la corriente de crudo, colocado estratégicamente después de un separador bifásico, una de sus ventajas operativas es que ayuda a reducir la turbulencia de las corrientes de líquidos además de estar dotado de placas corrugadas que aumenta el área de contacto logrando la estabilización de las fases líquidas para obtener un mayor rendimiento de separación, el FWKO usualmente opera a 50 psig o menos. Estos equipos son ampliamente usados



para tratar las emulsiones de las corrientes de crudo pesado ya que la mayoría de ellas contienen cortes de agua entre 10 y 30% del flujo, en la (figura 7), se representa un separador de agua libre tipo horizontal (Arnold, Emulsions and Oil Treating Equipment, 2009).

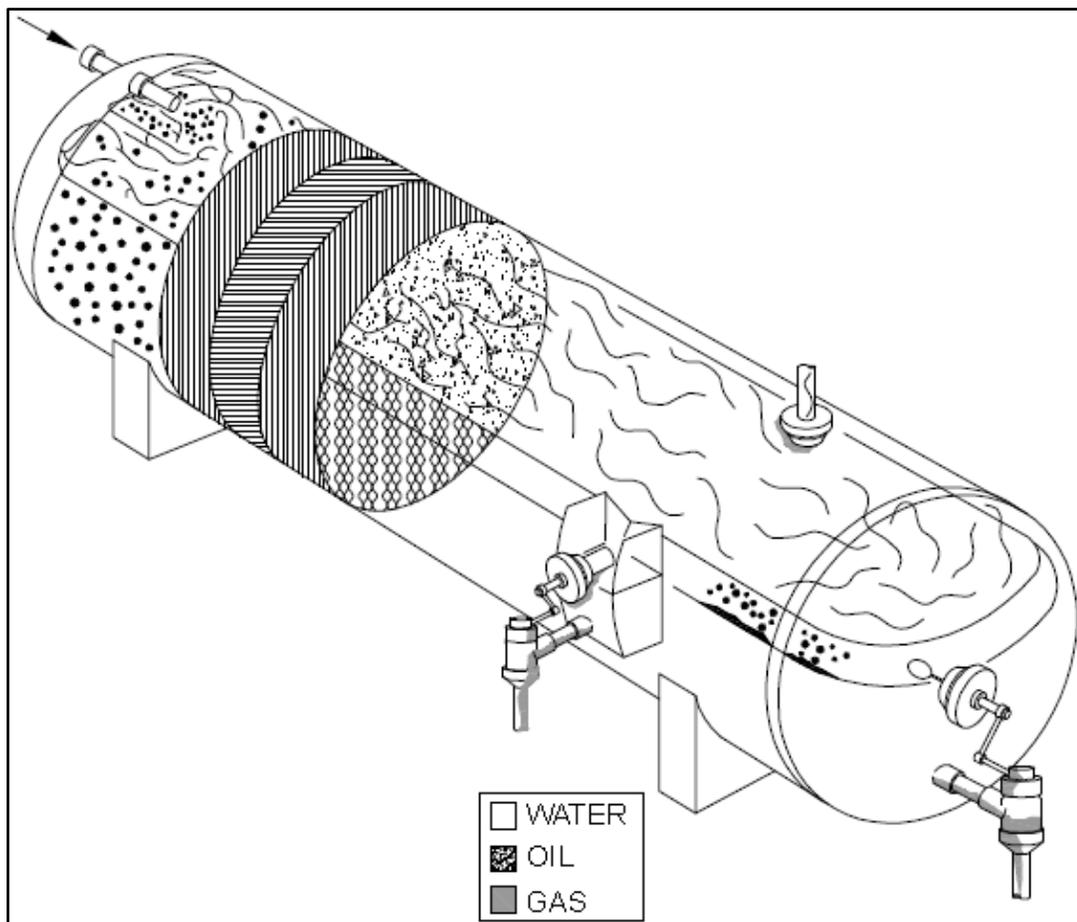


Figura 7. **Separador horizontal de agua libre** (Arnold, Emulsions and Oil Treating Equipment, 2009).



1.1.7 Simulación de procesos

Los simuladores de procesos representan una herramienta que le permite al ingeniero de proceso obtener información de un proceso de manera rápida y hasta cierto punto confiable. Antes de la aparición de las computadoras los cálculos que hoy en día están disponibles en los simuladores de procesos se realizaban de manera manual, lo que resultaba repetitivo y tedioso (Abad, 2007). Además, realizar estos cálculos demandaba una gran cantidad de horas hombre. Con la aparición de las computadoras se empezaron a automatizar los cálculos (*por ejemplo*: la presión de vapor) mediante programas simples. Poco después con el desarrollo de nuevos y mejores lenguajes de programación y con el aumento de la capacidad de las computadoras se integraron estos programas para resolver operaciones y procesos complejos, por ejemplo: la separación de una mezcla multifásica en un recipiente. El siguiente paso en el desarrollo de la simulación de procesos fue la integración de los programas que representan a las operaciones unitarias para que pudieran intercambiar información, y así poder simular una planta en un solo paso (Abad, 2007).

Para representar las operaciones unitarias y el comportamiento de los fluidos los simuladores usan modelos matemáticos que se construyen a partir de datos experimentales obtenidos a través de métodos de regresiones numéricas. Por lo cual los simuladores pueden considerarse como herramientas predictivas.

Actualmente los simuladores de procesos se encuentran presentes durante toda la vida de una planta química. Durante el diseño se usan para calcular los caudales de la planta, las dimensiones de los equipos, realizar análisis de riesgos, o de la evolución de perturbaciones. Durante su operación pueden ayudar en los balances de materia y energía de manera unitaria o global, en el ajuste de las variables de control (*ejemplo*: cuando hay cambios en las condiciones de entrada y/o especificaciones de producto), redimensionamiento de equipos, análisis del impacto en el ambiente y/o optimización.

Para poder aplicar los simuladores a las plantas de proceso se deben analizar cuidadosamente los resultados de la simulación, compararse e interpretarse con respecto al historial de la planta para poder acreditar que los parámetros se han



ajustado apropiadamente para simular el comportamiento de la planta y así aplicarse para la predicción de las condiciones óptimas de operación, al escalamiento de la planta o en el análisis de perturbaciones (Abad, 2007).

Los simuladores de proceso son altamente rentables y relativamente fáciles de operar gracias a que disponen de herramientas para la optimización de los procesos, el análisis del comportamiento de las operaciones unitarias y además proporcionan ambientes gráficos para desarrollar las simulaciones de una manera simple y cómoda.

1.1.7.1 Modelos matemáticos

Como se mencionó con anterioridad los simuladores de procesos están conformados por una serie de ecuaciones o modelos matemáticos que tienen la finalidad de representar el comportamiento aproximado de una mezcla, equipo o una planta de proceso integral, el cual ayude a tomar decisiones técnicas y económicas, en la industria del petróleo y gas; muchos son los procesos que son auxiliados por los diversos simuladores de procesos, dada la complejidad de los cálculos y el tiempo que se requiere para tomar una decisión rápida y precisa es imprescindible utilizar estas herramientas en las etapas de: diseño, ingeniería, operación y optimización de las instalaciones superficiales. Dentro de los cálculos más comunes que se pueden aplicar utilizando herramientas de simulación son: los cálculos de equilibrio líquido – vapor, estimación de propiedades críticas, caídas de presión en tuberías y equipos, pre-dimensionamiento de equipos, estimación de propiedades físicas, cálculos de reglas de mezclado, entre otros.

1.1.7.2 Modelo de ecuación de estado – Peng & Robinson 1976

Numerosas formas de ecuaciones han sido publicadas a partir de la ecuación de estado de Van der Waals 1873 (Peng, 1976), pero debido a su exactitud en el modelado de la composición, factor de compresibilidad y la densidad de las mezclas de hidrocarburos la ecuación de estado Peng- Robinson ha sido la más empleada en la industria petrolera, para su cálculo se requiere estimar las



propiedades críticas y el factor acéntrico de cada una de las fracciones del sistema de hidrocarburos, tanto las definidas como las no definidas (Ahmed, 2016).

La ecuación de estado que propuso (Peng, 1976), está representada por el siguiente modelo matemático:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v(v + b) + b(v - b)}$$

La ecuación anterior también se puede reescribir como:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$$

Donde las constantes son:

$$A = \frac{aP}{R^2T^2}; B = \frac{bP}{RT}; Z = \frac{Pv}{RT}$$

Las constantes en el punto crítico están dadas por:

$$a(T_c) = 0.45724 \frac{R^2T_c^2}{P_c}; b(T_c) = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c}; Z_c = 0.307$$

El factor acéntrico para los componentes se expresa como:

$$k = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$$

El factor α , se representa por:

$$\alpha^{\frac{1}{2}} = 1 + k(1 - Tr^{\frac{1}{2}})$$

Finalmente la regla de mezclado para los componentes se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij})a_i^{\frac{1}{2}} - a_j^{\frac{1}{2}}$$

1.1.7.3 Equilibrio de fases: liquido – vapor

Los cálculos de equilibrio de fases pueden ser estimados siempre que se conozca la caracterización inicial de la mezcla (Z_i), así como la estimación de la constante de equilibrio de cada uno de los componentes.

El equilibrio es una etapa importante en los cálculos de yacimientos y de ingeniería de procesos, la finalidad del cálculo es realizado para determinar la composición existente en las fases gaseosa y líquida, por lo que el procedimiento de cálculo es el siguiente (Ahmed, 2016):



Etapa 1: Calcular el número de moles de la fase gas, este puede resolverse por medio de iteración empleando Newton-Raphson, una buena aproximación de cálculo puede asumirse que el valor se encuentre en 0.5, bajo la siguiente relación:

$$n_v = \frac{A}{A + B}$$

Dónde:

$$A = \sum_i [Z_i(K_i - 1)]$$

$$B = \sum_i \left[Z_i \left(\frac{1}{K_i} - 1 \right) \right]$$

Asumiendo el valor de “n” se evalúa: “f (n_v)”, bajo la siguiente expresión:

$$f(n_v) = \sum_i \frac{Z_i(K_i - 1)}{n_v(K_i - 1) + 1}$$

Si el valor de la función “f (n_v)”, es más pequeño que una tolerancia de 10⁻⁶, se asume que ese valor es la solución al sistema de equilibrio, pero si el valor es mayor a la tolerancia permisible, se debe desarrollar un nuevo cálculo, esta comparativa debe expresarse de acuerdo a la siguiente expresión:

$$(n_v)_{new} = n_v - \frac{f(n_v)}{f'(n_v)}$$

Como la derivada “f'(n_v)”, está dada por:

$$f'(n_v) = \sum_i \frac{Z_i(K_i - 1)^2}{n_v[(K_i - 1) + 1]^2}$$

Etapa 2: calcular el número de moles de la fase líquida:

$$n_L = 1 - n_v$$

Etapa 3: Dado los valores de n_v y n_L, se calcula la composición de la fase líquida “X_i”:

$$x_i = \frac{Z_i}{n_L + n_v K_i}$$

Etapa 4: Calcular la composición de la fase gas “Y_i”:

$$y_i = \frac{Z_i K_i}{n_L + n_v K_i} = x_i K_i$$



1.1.7.4 Caracterización de la fracción pesada C7+ plus

Las propiedades críticas de una mezcla o de un componente son generalmente utilizadas para la determinación de los parámetros de las ecuaciones de estado, para lo cual se requiere su caracterización para la estimación de las constantes críticas que tienen como objetivo definir al pseudo-componente.

Para los aceites pesados las siguientes correlaciones son las más empleadas en la definición de los parámetros críticos como: temperatura crítica, presión crítica, volumen crítico, factor acéntrico, temperatura de ebullición y peso molecular (Aladwani, 2005).

Temperatura crítica por correlación de Riazi - Daubert (Ahmed, 2016):

$$\theta = aT_b^b \gamma^c \exp[dT_b + e\gamma + fT_b\gamma]$$

Dónde: $a=544.4$, $b=0.2998$, $c=1.0555$, $d= -1.3478 \times 10^{-4}$, $e= -0.61641$, $f=0$

Presión crítica por correlación de Lee - Kesler (Ahmed, 2016):

$$\ln(P_c) = 8.3634 - \frac{0.0566}{\gamma} - \left[0.24244 + \frac{2.2898}{\gamma} + \frac{0.11857}{\gamma^2} \right] 10^{-3} T_b \\ + \left[1.4685 + \frac{3.648}{\gamma} + \frac{0.47227}{\gamma^2} \right] 10^{-7} T_b^2 - \left[0.42019 + \frac{1.6977}{\gamma^2} \right] 10^{-10} T_b^3$$

Volumen crítico por correlación de Riazi - Daubert (Ahmed, 2016):

$$\theta = aT_b^b \gamma^c \exp[dT_b + e\gamma + fT_b\gamma]$$

Dónde: $a= 1.20600 \times 10^{-2}$, $b= 0.20378$, $c= -1.30360$, $d= -2.657 \times 10^{-3}$, $e= 0.5287$, $f= 2.6012 \times 10^{-3}$

La correlación de peso molecular, mediante el procedimiento 2B-2.2 - API 1997 (API, 1997):

$$M = 20.486[\exp(1.165 \times 10^{-4} T_b - 7.78712 * S + 1.1582 \times 10^{-3} T_b * S)] T_b^{1.26007} S^{4.98308}$$

Para el factor acéntrico la correlación de Riazi – Sahhaf's (Pan, 1997), corresponde a:

$$\ln \omega_i = -36.1544 + 30.94 m_i^{0.026261}$$



1.1.7.5 Modelado de la caída de presión

Los métodos más comúnmente usados para predecir la caída de presión en los sistemas de ductos son el modelo de Dukler y colaboradores (1964) y el método de Beggs & Brill (1973), los cuales son aplicables para tuberías horizontales e inclinadas, en años recientes se han desarrollado diversos modelos mecanístico o unificado el cual incorpora un riguroso modelo sin la necesidad de usar distintos modelos horizontales o verticales para un mismo sistema (Gomez, 1999).

1.1.7.5.1 Dukler 1964

El modelo de Dukler fue desarrollado para el flujo de gas, líquido o ambos, las correlaciones del modelo fueron capaces de predecir el colgamiento de las fases en el flujo bifásico, lo cual es congruente y confiable para el análisis de ductos, para la determinación de la caída de presión por este modelo se exhiben dos casos, el primero cuando no existe deslizamiento entre las fases y el flujo es homogéneo, el segundo cuando existe deslizamiento entre las fases (Dukler, 1964).

El siguiente modelo se emplea para determinar la caída de presión cuando no existe deslizamiento entre las fases y el flujo es homogéneo:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_c = \left(\frac{\partial P}{\partial z}\right) / 1 - Acc$$
$$Acc = \frac{16W_T W_G P}{\pi^2 g_c D^4 P_1 P_2 \rho_G}$$

La caída de presión para el caso cuando existe deslizamiento entre las fases está dado por:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_c = \left(\frac{\partial P}{\partial z}\right) + \frac{1}{g_c A^2 \Delta z} \left[W G^2 \Delta \left(\frac{1}{\rho_G R_g} \right) + \frac{W L^2}{\rho_L} \Delta \left(\frac{1}{R_L} \right) \right]$$

1.1.7.5.2 Beggs & Brill 1973

La predicción de la caída de presión y el colgamiento de líquido, ocurrido durante el flujo en dos fases de gas y líquido en tuberías, por lo que es de particular interés para la industria petrolera en el diseño o análisis de ductos, un método para determinar eficazmente la caída de presión es el modelo de flujo en dos fases



propuesto por Beggs & Brill que fue desarrollado para determinar el efecto del ángulo inclinado en tuberías, el colgamiento de la fase líquida y la pérdida de presión, las correlaciones para el colgamiento de la fase líquida y el factor de fricción que acompañan este método fue desarrollado para predecir el gradiente de presión en distintos ángulos y variadas condiciones de flujo, el modelo matemático que describe el gradiente de presión a dos fases es el siguiente (Beggs, 1973).

$$-\frac{dP}{dZ} = \frac{\frac{g}{g_c} \sin\theta [\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] + \frac{f G_m v_m}{2 g_c d}}{1 - \frac{[\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] v_m v_{sg}}{g_c P}}$$

1.1.7.5.3 Modelo mecanístico ó unificados

En los últimos años se han intentado desarrollar modelos unificados que sean aplicables a toda la gama de ángulos de inclinación, entre horizontal (0°) y hacia la vertical (90°). Estos modelos son prácticos pues incorporan el ángulo de inclinación. Por lo tanto, no es necesario aplicar diferentes modelos para los diferentes ángulos de inclinación encontrados en un sistema de tuberías sean horizontales, inclinadas y verticales. Un modelo de predicción de patrón de flujo unificado fue presentado por Barnea (1987), Felizola y Shoham (1995) quienes presentaron un modelo unificado para el patrón de flujo slug. Un modelo mecanicista unificado aplicable al flujo horizontal a condiciones ascendente y descendente fue presentado por Petalas y Aziz (1996), que fue probado por un gran número de laboratorios y datos de campo. Recientemente Gómez et al. (1999) presentaron una correlación para la predicción de la retención de líquidos en el flujo slug (Gomez, 1999).

1.1.7.6 Viscosidad y densidad en crudos pesados

La viscosidad y la densidad son dos propiedades físicas muy importantes en los sistemas de crudos pesados, sin embargo son escasas las correlaciones para el cálculo de estas propiedades en el aceite pesado sobre todo a elevadas



temperaturas, las más recientes fueron presentadas por (Alomair, 2015), para un rango de temperatura entre 20°C -160°C y °API: 11.7 – 18.8.

La correlación para estimar la densidad del aceite pesado por (Alomair, 2015) es:

$$\rho_{od} = a + b \left(API_{60^{\circ}F} \right) + cT$$

Dónde: a=1.072408845, b= -0.00652625, y c= -0.0006639

La correlación de (Alomair, 2015) para la viscosidad está dada por:

$$\ln(\mu_{od}) = a + \frac{b}{T} + c(\rho_{od}^2) \ln(\rho_{od})$$

Para T (20-100°C): a= 10.76, b= 275.3, y c= 107.8

Para T (por encima de 100°C): a= 7.93, b= 309.60, y c= 61.51

También se validó una correlación para estimar la viscosidad del crudo pesado, la cual aplico a diversas regiones incluyendo el crudo pesado mexicano o Maya de 21 °API, (Alomair, A viscosity prediction model for Kuwaiti heavy crude Oils at elevated temperatures, 2014), obteniendo resultados favorables en su comportamiento a comparación de otras correlaciones existentes en la literatura, la ecuación quedo expresada de la siguiente manera:

$$\ln(\ln(\mu)) = 0.07547 + \frac{5.76588}{\ln(API)} - 0.00101(1.8T + 32) * \ln(1.8T + 32)$$

Un modelo de viscosidad para aceite muerto fue propuesto por (Cruz, 2013), aplicado a los crudos pesados mexicanos, el rango de aplicación corresponde a °API: 11.5 – 19.4, temperatura de: 300.8 - 397.1 °K, y viscosidad de: 10.9–7476.7 cP., esta correlación quedo expresada como:

$$\mu_{od} = \frac{e^a}{API^3} - 1$$

Dónde:

$$a = 39,053.9772T^{1.3683}$$



1.1.7.7 Modelo de equipo de separación en 3 fases

Un equipo de separación de 3 fases para la industria de gas y aceite está integrado por 2 partes separadas una sección de: gas-líquido y una sección de aceite-agua, la sección de separación de gas y líquido, es determinada por el tamaño de gota máxima usando la ecuación de Sauters-Brown con un apropiado factor K. La sección de separación de aceite-agua, es manejado por un tiempo de retención, que es evaluado por pruebas de laboratorio, procedimientos operativos en plantas pilotos o la experiencia del operador. En el caso donde el tiempo de retención no esté disponible se utiliza el tiempo de retención recomendado por la norma API 12J (Song, 2010).

Tabla 4. **Tiempos de retención en la separación de la mezcla de crudo** (Arnold, Surface Production Operations Design of Oil Handling Systems and Facilities, 2008).

Tiempo de retención del aceite	
Gravedad API	Minutos
Condensado	2-5
Crudo ligero (30°- 40°)	5-7.5
Crudo medio (20°- 30°)	7.5-10
Crudo pesado (menos de 20°)	Más de 10

(Arnold, 2008)

Un procedimiento semi-empírico para determinar las dimensiones de los separadores en 3 fases fue desarrollado por (Ghaffarkhah, 2016) el modelo considera como primer paso determinar la velocidad terminal de asentamiento de las gotas pequeñas en la fase gas tal y como se indica en la siguiente ecuación:

$$V_t = \sqrt{\left(\frac{4 * 10^6 g D_p}{3 C_d}\right) \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l}}$$

Donde el coeficiente de arrastre está determinado por:

$$C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^2} + 0.34$$



Monnery and Svrcek en 1994, propusieron una ecuación para determinar el diámetro para un separador en 3 fases:

$$D = \left[\frac{4(vH + vS)}{0.5\pi \left(\frac{L}{D}\right)} \right]^{\frac{1}{3}}$$

La longitud soldadura a soldadura, está dada por la siguiente ecuación:

$$L_{SS} = \frac{vH + vS}{A_T - A_g - (A_{HL} - A_{LL})}$$

Arnold and Stewart, propusieron el cálculo de la longitud efectiva del recipiente en base a la siguiente formula:

$$DL_{eff} = 0.345 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_d}{d_p} \right]$$

El diámetro efectivo está determinado por:

$$D^2 L_{eff} = 0.042 [Q_w * t_{rw} + Q_o * t_{ro}]$$

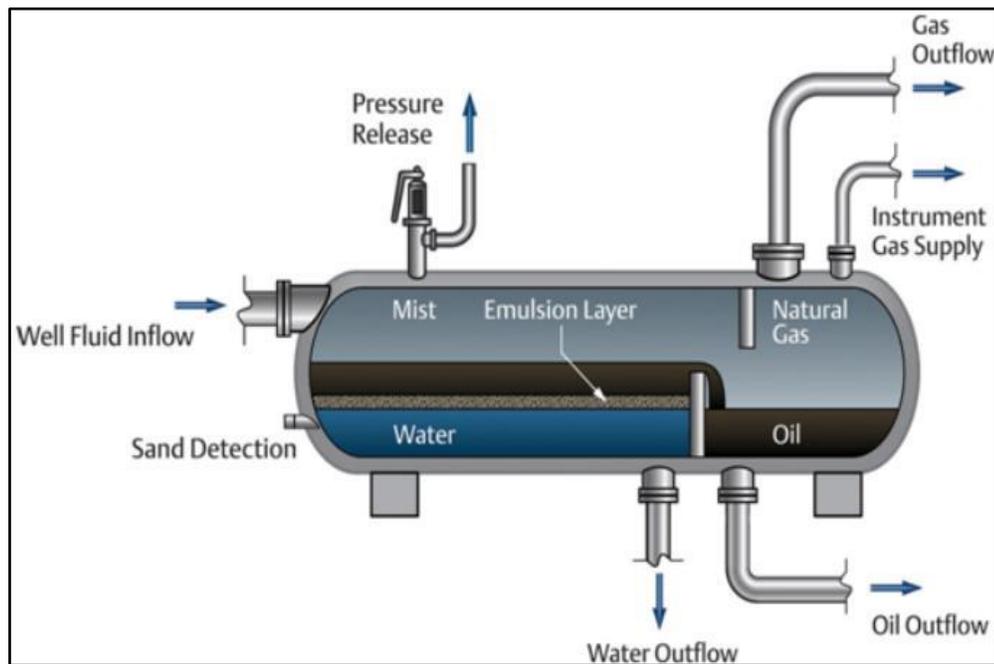


Figura 8. Separador trifásico (Scapin, 2017).



CAPITULO II. METODOLOGÍA

2.1. Principales características del Campo Samaría Neógeno

La característica principal del campo Samaria Neógeno es su alta viscosidad y bajo °API, lo que origina que sea difícil de extraer, mover y procesar, este campo petrolero tiene identificado arenas que contienen crudo pesado y extrapesado, sus características generales, se muestran en la tabla 5:

Tabla 5. Características principales del campo Samaria Neógeno.

Variable	Extrapesado	Pesado
Area (km ²)	7.9	4.4
P.ini. (kg/cm ²)	97	200-150
P.act. (kg/cm ²)	97	170-120
P.sat. (kg/cm ²)	84 (A6)	105 (A8) 158 (A12)
T.yac. (°C)	45-47	60-80
Profundidad (mbNM)	600-900	1100-2200
Tipo de empuje	Expansión de roca- fluido	Expansión de roca- fluido, empuje hidráulico

(Pemex E & P, Bases de usuario 2015).

En cuanto a las propiedades de los fluidos en la tabla 6, se enlistan las características de los aceites pesados del campo Samaria Neogeno:

Tabla 6. Propiedades físicas del crudo del campo Samaria Neógeno.

Variable	Extrapesado	Pesado
Viscosidad (cP)	6000 – 45000	200 – 2000
Densidad del aceite (°API)	5 – 10	12 – 18
RGA (m ³ /m ³)	1 – 10	60 – 120

(Pemex E & P, Bases de usuario 2015).



2.2 PVT's de los fluidos

Los datos PVT's, se emplearan para determinar las propiedades de los fluidos, el volumen y los parámetros de transporte que interactúan con el flujo, en la tabla 7 a 10, se presenta la caracterización del aceite pesado y extrapesado.

Tabla 7. Composicional del fluido de yacimiento del Pozo Samaria 916, crudo extrapesado.

Componente	Gas Flash		Liquido Flash		Fluido de Yacimiento	
	%peso	%molar	%peso	%molar	%peso	%molar
N ₂	0.845	0.513	0.000	0.000	0.006	0.112
CO ₂	2.985	1.153	0.000	0.000	0.020	0.251
H ₂ S	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Metano	90.796	96.194	0.000	0.000	0.612	20.943
Etano	2.365	1.337	0.003	0.062	0.019	0.340
Propano	0.563	0.217	0.001	0.012	0.005	0.057
I-Butano	0.246	0.072	0.001	0.015	0.003	0.027
N-Butano	0.612	0.179	0.004	0.049	0.008	0.077
I-Pentano	0.378	0.089	0.007	0.067	0.009	0.072
N-Pentano	0.424	0.100	0.005	0.050	0.008	0.061
N-Hexano	0.466	0.092	0.036	0.294	0.039	0.250
M-C-Pentano	0.045	0.009	0.037	0.308	0.037	0.243
Benceno	0.014	0.003	0.000	0.001	0.000	0.001
Ciclo hexano	0.020	0.004	0.000	0.001	0.000	0.002
N-Heptano	0.118	0.020	0.007	0.052	0.008	0.045
M-C-Hexano	0.023	0.004	0.000	0.000	0.000	0.001
Tolueno	0.005	0.001	0.000	0.001	0.000	0.001
N-Octanos	0.067	0.010	0.034	0.206	0.034	0.163
E-Benceno	0.006	0.001	0.001	0.005	0.001	0.004
M/P-Xileno	0.006	0.001	0.000	0.003	0.000	0.003
O-Xileno	0.000	0.000	0.009	0.057	0.009	0.045
N-Nonano	0.014	0.002	0.057	0.327	0.056	0.256
Pseudo C ₁₀ H ₂₂	0.000	0.000	0.202	1.053	0.201	0.824
Pseudo C ₁₁ H ₂₄	0.000	0.000	0.367	1.738	0.364	1.360
Pseudo C ₁₂ H ₂₆	0.000	0.000	0.285	1.236	0.284	0.967



Pseudo C ₁₃ H ₂₈	0.000	0.000	0.313	1.245	0.310	0.974
Pseudo C ₁₄ H ₃₀	0.000	0.000	0.386	1.416	0.383	1.108
Pseudo C ₁₅ H ₃₂	0.000	0.000	0.439	1.484	0.436	1.161
Pseudo C ₁₆ H ₃₄	0.000	0.000	0.392	1.230	0.389	0.962
Pseudo C ₁₇ H ₃₆	0.000	0.000	0.395	1.162	0.392	0.909
Pseudo C ₁₈ H ₃₈	0.000	0.000	0.416	1.154	0.413	0.903
Pseudo C ₁₉ H ₄₀	0.000	0.000	0.328	0.868	0.325	0.679
Pseudo C ₂₀ H ₄₂	0.000	0.000	0.340	0.863	0.338	0.675
Pseudo C ₂₁ H ₄₄	0.000	0.000	0.330	0.791	0.328	0.619
Pseudo C ₂₂ H ₄₆	0.000	0.000	0.284	0.660	0.282	0.516
Pseudo C ₂₃ H ₄₈	0.000	0.000	0.250	0.559	0.249	0.437
Pseudo C ₂₄ H ₅₀	0.000	0.000	0.212	0.456	0.211	0.357
Pseudo C ₂₅ H ₅₂	0.000	0.000	0.208	0.430	0.206	0.336
Pseudo C ₂₆ H ₅₄	0.000	0.000	0.240	0.480	0.239	0.375
Pseudo C ₂₇ H ₅₆	0.000	0.000	0.262	0.507	0.260	0.397
Pseudo C ₂₈ H ₅₈	0.000	0.000	0.200	0.374	0.198	0.293
Pseudo C ₂₉ H ₆₀	0.000	0.000	0.260	0.474	0.258	0.371
C ₃₀₊	0.000	0.000	93.689	80.310	93.058	62.825
Total	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
MMFluido		17.00		697.02		548.96
Relación molar		0.2177		0.7823		1.0000

(Pemex E & P, Bases de usuario 2015).

Tabla 8. Propiedades del C7+_Plus, crudo extrapesado

Propiedades	Gas Flash	Líquido Flash	Yacimiento
	% Molar	% Molar	% Molar
C ₇₊	0.05	99.45	77.81
C ₁₂₊	0.00	95.70	74.86
C ₂₀₊		85.90	57.20
	%Peso	%Peso	%Peso
C ₇₊	0.37	99.94	99.27
C ₁₂₊	0.00	99.23	98.56
C ₂₀₊		96.28	95.83
Masa Molar (g/mol)			
C ₇₊	104.76	702.39	702.33



C ₁₂₊		722.72	722.72
C ₂₀₊		781.17	781.17
C ₃₀₊		813.14	813.14
Densidad (g/cm ³)			
C ₇₊		1.0041	
C ₁₂₊		1.0060	1.0060
C ₂₀₊		1.0173	1.0023
C ₃₀₊		1.0163	1.0063
Fluido a 60°F		1.0006	
°API		9.5	
Densidad relativa gas	0.587		
Contenido de calor	1022.7		
Contenido de calor	1004.8		

(Pemex E & P, Bases de usuario 2015).

Tabla 9. Cromatografía de gas del pozo Samaria 805, característica del aceite pesado

Análisis Cromatográfico de la Muestra de Gas del Pozo Samaria 805, Tomado en Cabeza de Pozo				
No. de identificación: E-00457-0733			Proyecto: F.54253	
Componente	Peso Molecular	Global Wt %	Global Mol %	Grupo Mol %
CO ₂	44.01	0.50	0.21	0.21
H ₂ S	34.08	0.000	0.00	0.00
N ₂	28.01	0.000	0.00	0.00
C ₁	16.04	77.07	89.65	89.65
C ₂	30.07	6.63	4.12	4.12
C ₃	44.10	9.84	4.16	4.16
i-C ₄	58.12	1.84	0.59	0.59
n-C ₄	58.12	3.29	1.06	1.06
i-C ₅	72.15	0.61	0.16	0.16
n-C ₅	72.15	0.23	0.06	0.06
C ₆	85.00	0.00	0.00	
Metil-Ciclo-C ₅	84.16	0.00	0.00	
Benceno	78.11	0.00	0.00	
Ciclo-C ₆	82.15	0.00	0.00	0.00
C ₇	99.00	0.00	0.00	
Metil-Ciclo-C ₆	98.19	0.00	0.00	
Tolueno	92.14	0.00	0.00	
C ₈	113.00	0.00	0.00	



Etil-Benceno	106.17	0.00	0.00	
M&P-Xileno	106.17	0.00	0.00	
O-Xileno	106.17	0.00	0.00	
C ₉	128.30	0.00	0.00	0.00
C ₁₀	134.00	0.00	0.00	
C ₁₁	147.00	0.00	0.00	
C ₁₂	161.00	0.00	0.00	
C ₁₃	175.00	0.00	0.00	
C ₁₄	190.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₅	206.00	0.00	0.00	
C ₁₆	222.00	0.00	0.00	
C ₁₇	237.00	0.00	0.00	
C ₁₈	251.00	0.00	0.00	
C ₁₉	263.00	0.00	0.00	0.00
C ₂₀	275.00	0.00	0.00	
C ₂₁	291.00	0.00	0.00	
C ₂₂	305.00	0.00	0.00	
C ₂₃	318.00	0.00	0.00	
C ₂₄	331.00	0.00	0.00	
C ₂₅	345.00	0.00	0.00	
C ₂₆	359.00	0.00	0.00	
C ₂₇	374.00	0.00	0.00	
C ₂₈	388.00	0.00	0.00	
C ₂₉	402.00	0.00	0.00	0.00
C ₃₀₊	580.00	0.00	0.00	0.00
Peso Molecular	18.669			
Temperatura	55 °C		Presión	12 kg/cm ²
Presión Pseudocrítica (psia)			665.68	
Temperatura Pseudocrítica (°R)			372.93	
Densidad Relativa (AIRE=1)			0.64	
Etano Líquido Recuperable (GPM)			1.05	
Etano Líquido Recuperable (Bl/106P ³)			25.08	
Propano y más Pesados Líquidos Recuperables (GPM)			1.75	
Propano y más Pesados Líquidos Recuperables (Bl/106P ³)			41.72	



Poder Calorífico (BTU/P ³)		1145.75	
Poder Calorífico (Kcal/m ³)		10196.17	
Factor de Compresibilidad		0.98	

(Pemex E & P, Bases de usuario 2015).

Tabla 10. Cromatografía de aceite del Pozo Samaria 812, para crudo pesado

Análisis Cromatográfico de la Muestra de Aceite del Pozo Samaria 812, Tomado en Cabeza de Pozo					
No. de identificación: E-00457-1133				Proyecto: F.54263	
Componente	Líquido				
	Peso Molecular	Wt %	Mol %	Mol %	Densidad g/cm ³
CO ₂	44.01	0.000	0.000	0.000	
H ₂ S	34.08	0.000	0.000	0.000	
N ₂	28.01	0.000	0.000	0.000	
C ₁	16.04	0.000	0.000	0.000	0.30
C ₂	30.07	0.000	0.000	0.000	0.36
C ₃	44.10	0.018	0.150	0.15	0.51
i-C ₄	58.12	0.040	0.220	0.22	0.56
n-C ₄	58.12	0.087	0.500	0.50	0.58
i-C ₅	72.15	0.000	0.000	0.000	0.62
n-C ₅	72.15	0.190	0.840	0.84	0.63
C ₆	85.00	0.721	2.680		0.66
Metil-Ciclo-C ₅	84.16	0.218	0.840		0.75
Benceno	78.11	0.017	0.080		0.88
Ciclo-C ₆	82.15	0.214	0.800	4.40	0.78
C ₇	99.00	0.864	2.750		0.69
Metil-Ciclo-C ₆	98.19	0.083	0.260		0.77
Tolueno	92.14	0.025	0.100		0.87
C ₈	113.00	0.350	0.980		0.71
Etil-Benceno	106.17	0.082	0.240		0.87
M&P-Xileno	106.17	0.154	0.450		0.87
O-Xileno	106.17	0.000	0.000		0.88
C ₉	128.30	0.679	1.700	6.48	0.72
C ₁₀	134.00	1.426	3.220		0.73
C ₁₁	147.00	2.093	4.280		0.74
C ₁₂	161.00	2.679	5.040		0.75
C ₁₃	175.00	2.862	4.970		0.76
C ₁₄	190.00	3.278	5.300	22.81	0.76



C ₁₅	206.00	3.675	5.540		0.77
C ₁₆	222.00	3.699	5.240		0.78
C ₁₇	237.00	3.704	4.930		0.78
C ₁₈	251.00	3.432	4.320		0.78
C ₁₉	263.00	3.345	4.000	24.03	0.79
C ₂₀	275.00	3.371	3.820		0.79
C ₂₁	291.00	3.361	3.630		0.79
C ₂₂	305.00	2.991	3.080		0.80
C ₂₃	318.00	2.399	2.370		0.80
C ₂₄	331.00	2.335	2.200	15.10	0.80
C ₂₅	345.00	2.183	1.980		0.80
C ₂₆	359.00	2.024	1.770		0.81
C ₂₇	374.00	1.928	1.620		0.81
C ₂₈	388.00	1.858	1.510		0.81
C ₂₉	402.00	1.794	1.400	8.28	0.81
C ₃₀₊	*780.00	41.822	17.190	17.19	*1.145
Peso Molecular			320.40		
Densidad aceite		0.9044	gr/cm ³	°API	24.97
Fracción más pesada=C30+		PM del C30+ = 780.00		PE del C30+ = 855.81 °C	
Caracterización de la fracción C7+					
	PM	Wt%	Mol%	PE del C7 (°C)	Densidad (g/cm³)
C7+	+*380.00	98.495	93.890	427.03	*0.91

(Pemex E & P, Bases de usuario 2015).

2.3 Saturación de las mezclas

Por saturación se entenderá a la adición de agua a las mezclas de gas y aceite, en las caracterizaciones anteriores se consideran los componentes en base seca es decir en ausencia de agua, con el fin de que en las simulaciones se considere la presencia de agua, se añadirá como un componente puro estableciendo de esta manera 3 fases en la mezcla, pues es común que los yacimientos se presente un acuífero asociado.



2.4 Caracterización del crudo

Con los datos obtenidos en la caracterización de aceite, se procede a definir las propiedades críticas del pseudo-componente: presión, temperatura, volumen y factor acéntrico, en este caso se tienen dos fluidos uno pesado y otro extrapesado, donde la densidad es el factor para definir las propiedades del aceite en ambos fluidos.

2.5 Red de transporte de crudo pesado

2.5.1 Condiciones iniciales

Como parte de las restricciones para la realización del cálculo por medio del simulador comercial de ductos: Pipesim®, se consideran los gastos y temperaturas en las corrientes de flujo (pozo), obtenido del reporte de producción de pozos proporcionado por el APSL – PEP, con fecha de Noviembre de 2016, en la tabla 11, se visualizan las condiciones iniciales:

Tabla 11. Condiciones iniciales de las corrientes de pozos en la red de ductos

Pozo	Temperatura (°C)	Gasto (BPD)	Pozo	Temperatura (°C)	Gasto (BPD)
SAM_945	65	321.56	SAM_939	112	104.58
SAM_936	93	122.35	SAM_926	85	157.34
SAM_923	121	359.32	SAM_917	98	261.32
SAM_914	76	122.65	SAM_853	68	211.04
SAM_909	74	169.54	SAM_14	80.578	1426
SAM_824	117	359.14	FORANEO -III	67.467	1617.4
SAM_3	92	7705.5	SAM_949	95	1125
SAM_950	71	674.36	SAM_927	112	94.52
SAM_946	106	258.21	SAM_918	72	411.63
SAM_937	85	873.58	SAM_917T	80	196.57
SAM_924	72	511.04	SAM_914H	86	765.34
SAM_915	115	647.95	SAM_819	73	85
SAM_914 T	75	196.57	SAM_48	78.017	2160.7
SAM_4	79.439	1453	SAM_15	91.539	832.67
SAM_34	84.117	6467	SAM_1001	113	211.36
SAM_960	84	396.51	SAM82	74	81.2



SAM_947	122	664.37	SAM_928	101	174.23
SAM_938	81	169.61	SAM_919	87	187.25
SAM_925	65	162.95	SAM_891	82	69
SAM_874	72	77	SAM_864	78	81
SAM_861	84	113.5	SAM_855	106	301.25
SAM_5	74.078	311.56	SAM_16	90.489	3089.3
SAM_35	82.689	23219	SAM_955	74	411.89
SAM-917	68.972	589.71	SAM_929	130	148.24

Pozo	Temperatura (°C)	Gasto (BPD)	Pozo	Temperatura (°C)	Gasto (BPD)
SAM_878	67	241.58	SAM_903	81	97.62
SAM_28	66	74	SAM_71	70.1	674.36
SAM_17	105.45	1332.3	SAM_608 4	91	124.5
SAM_120	116	193.54	SAM_940	107	91.12
SAM_111	75.756	559.46	SAM_94	96.422	537.27
SAM_938T	64	196.57	SAM_904	96	115.6
SAM_917H	64	168.35	SAM_841	84	498.63
SAM_893	68	114	SAM_610 2	59	71
SAM_888	86	147	SAM-82	66.744	474.42
SAM_18	70.411	528.84	SAM-811	78.372	4838.9
SAM_918H	111	245.63	SAM_941	75	311.56
SAM_889	72	187	SAM_932	94	360.24
SAM_867	69	74	SAM_910	130	678.63
SAM_858	101	71.58	SAM_905	71	224.06
SAM_531	72.583	411.89	SAM_842	79	196.57
SAM_919H	82	553.36	SAM_84	97.089	78.95
SAM_868	75	74	SAM_811	79	84.35
SAM_859	82	101.5	SAM_108 1	69	88
SAM_802	106	94.67	SAM-843	74.011	867.58
SAM_6091	76	105.1	SAM_96	102.51	104.58
INTERC	69.389	635.45	SAM_942	72	116.95
SAM_902	111	216.75	SAM_933	97	82.45
SAM_830	88	281.5	SAM_920	76	411.85
SAM_6092	69	119.5	SAM_911	101	265.11



Pozo	Temperatura (°C)	Gasto (BPD)
SAM_906	78	278.2
SAM_84-T	79	64.98
SAM_41	63.711	321.56
SAM_943	98	542.32
SAM_934	110	432.69
SAM_921	92	616.32
SAM_920H	84	162.79
SAM_912	106	178.95
SAM_907	118	632.19
SAM_42	79.406	1920
SAM_20	86	13214
SAM_944	76	421.32
SAM_935	69	314.21
SAM_921H	110	78.95
SAM_913	86	89.45
SAM_908	91	411.36
SAM_814	74	176.13
SAM_43	78.978	2613.8
SAM_2	83.561	1757
SAM_10	80.817	1693.4
SAM_887	94	165.5
SAM_930	65	297.43
BAT_SAMARIA	82.344	23219

(Pemex E & P, Censo de ductos Región Sur, 2015).

2.5.2 Criterio normativo para la evaluación del sistema de recolección

El sistema de recolección de los hidrocarburos está conformado principalmente por oleogasoductos, para el caso de estudio se considera aislamiento térmico con coeficiente global de transferencia de calor de: 2 Btu/hr/ft/°F, conforme a lo especificado en los diversos planos de ingeniería, es decir los diagramas de tubería e instrumentación, planos de trazo y perfil topográfico e isométrico de tuberías, además se ajustara el perfil de elevación a cada línea, para una mejor representación de la caída de presión, adicionalmente la velocidad del fluido, a través de la tubería de recolección deberá ser superior a 4.5 m/s (1.5 pies/seg), según lo recomendado en la norma API RP 14E, esto con la finalidad de evitar la deposición y sedimentación de sólidos, de igual manera se deberá considerar el



criterio de caída de presión que indica que el rango permisible deberá estar dentro del 10% de la presión de entrada por cada 30.48 m (100 ft) de tubería, conforme a la norma API RP 14E, como criterio de producción el gradiente de temperatura deberá ser de 4 °C, como medida máxima, un valor superior a este gradiente se identificara como una alta pérdida de energía en la sección circular.

2.6 Sistema de procesamiento de crudo pesado

Para el manejo y procesamiento del fluido multifásico en la Batería Samaria II, es necesario revisar los procesos que actualmente operan dentro de la instalación. En la figura 9, se presenta un diagrama de flujo del sistema de separación de gas y líquidos.

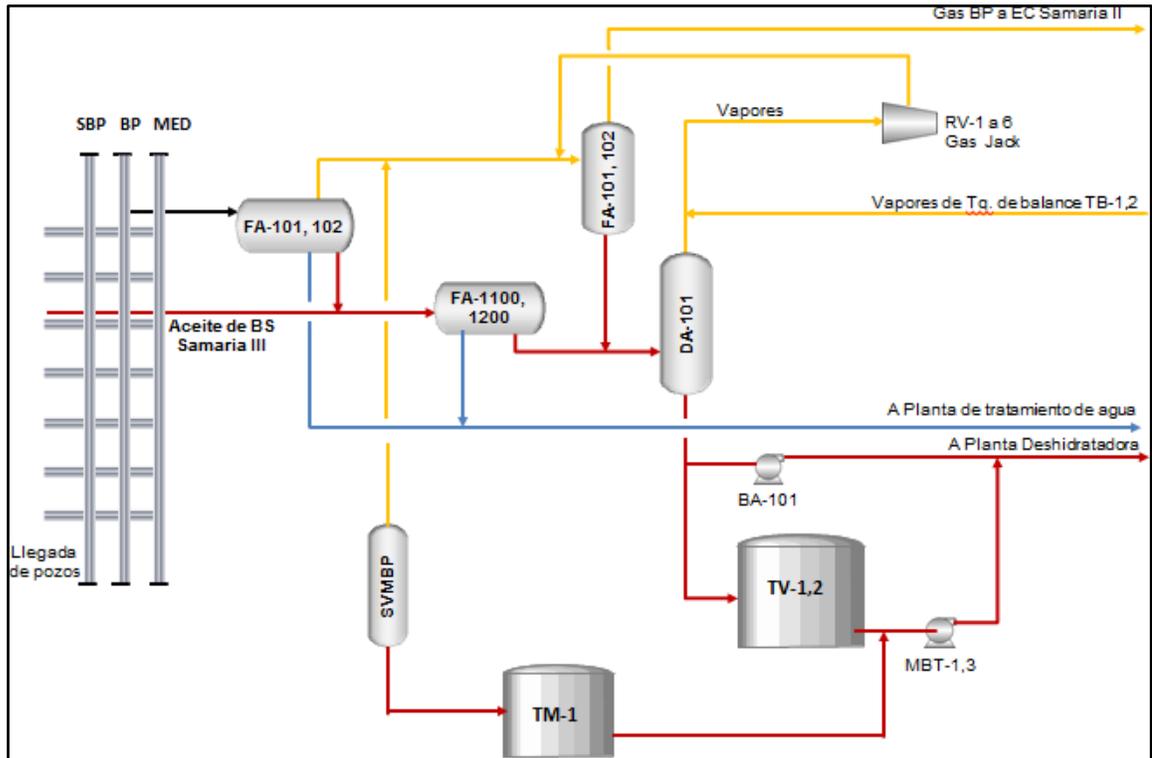


Figura 9. Separación gas – líquidos en Batería Samaría II (fuente: propia)

2.6.1 Separación de la mezcla multifásica

La mezcla (gas-aceite-agua) procedente de pozos Samaria Mesozoico, Íride, Terciario y Neogeno, llega a límites de Batería por una línea de 24", 16" y 12" D.N a una presión de 7 kg/cm² (99.56 PSI) y temperatura de 58 °C. De estas líneas se



deriva la alimentación a los Separadores Horizontales Trifásicos de Baja Presión existentes (SHTBP 101- A/B), por líneas de 24" D.N. que disponen de válvula de bloqueo de tipo compuerta de igual diámetro que la línea.

La mezcla entra por un extremo y sigue una senda a lo largo del recipiente, a través del cual se separa primeramente el gas para ser enviado a la etapa de rectificación, en tanto que por tiempo de residencia, se separa el agua libre de crudo. En la parte opuesta a la boquilla de entrada, se cuenta con una mampara que asegura que el agua separada se acumule y sea controlada por un nivel de interface, en tanto que el crudo, con menor cantidad de agua se acumula por encima de la interface agua-aceite y, es vertido del otro lado de la mampara donde se acumula y sale a control de nivel hacia los eliminadores de agua.

El agua salada procedente de la separación de la mezcla en los trifásicos, es enviada a la planta ecológica para su tratamiento y reutilización como agua de inyección a pozos.

2.6.2 Sistema de rectificación de gas

El gas de los separadores trifásicos (STHBP 101- A/B) sale a 7 kg/cm² (99.56 PSI) y 58 °C, para alimentar a los Rectificadores tipo Vertical de Baja Presión: FA-101 y al FA-102 a través de una línea 20" D.N., la función principal de estos equipos es eliminar los líquidos arrastrados de los Separadores Horizontales Trifásicos de Baja Presión (SHTBP-101A,B) que entran por la parte lateral superior del recipiente, donde los líquidos caen por gravedad al fondo del recipiente y son enviados a la etapa de estabilización. Ya finalizado el proceso de rectificación, el gas separado fluye hacia la parte superior del recipiente pasando por un conjunto de elementos coalescentes donde se retienen partículas diminutas en forma de niebla que aumentan el tamaño de gota y caen por gravedad.

El gas libre de líquidos sale por el domo de los Rectificadores Verticales de Baja Presión (FA- 101 y FA-102) y es enviado a la Estación de Compresión Samaria II a una presión de 5.5 kg/cm² (78.22 PSI) y temperatura de 50 °C.



2.6.3 Eliminación de agua

Los Separadores Eliminadores de Agua Libre (FA-1100 y FA-1200) tienen como función principal separar el agua libre de la mezcla líquida. El aceite separado de los equipos trifásicos (SHTBP-101 A/B) a una presión y temperatura de 7 kg/cm² (99.56 PSI) y 58 °C, alimenta al Separador Eliminator de Agua Libre FA-1100, mientras que el Separador Eliminator de Agua Libre FA-1200 es alimentado por la mezcla proveniente de las Baterías de Separación Samaria III y Cunduacán a una presión y temperatura de 3.5 kg/cm² (49.78 PSI) y 48 °C.

En cada Separador se retira el alto porcentaje de agua libre del aceite, por la diferencia de densidad entre el aceite y el agua por medio de elementos internos mecánicos coalescentes, en la entrada un baffle distribuidor reduce la fuerza de la entrada del líquido reduciendo al mínimo la turbulencia y la producción de espuma, además de contar con cinco baffles distribuidores triples que garantizan una eficiencia del 100% y un arrastre no mayor al 3% en volumen de agua en el aceite. Los separadores descargan el aceite producto de la separación a la torre estabilizadora DA-101 a una presión de 3 kg/cm² (42.67 PSI) y temperatura de 48 °C, con una especificación de agua no mayor al 3% en volumen.

El agua libre separada se desaloja a una presión de 1.8 kg/cm² (25.60 PSI), para su posterior envío a la Planta de tratamiento (ecológica).

2.6.4 Sistema de estabilización de crudo

El aceite proveniente de los Separadores Eliminadores de Agua (FA-1100 y FA-1200) y los condensados obtenidos en los Rectificadores Verticales de Baja Presión (FA-101 y FA-102) son enviados al Sistema de Estabilizado de Crudo a una presión de 3 kg/cm² (42.67 PSI) y una temperatura de 48 °C, con la finalidad de separar los componentes ligeros del aceite alimentado para obtener aceite estabilizado.

El sistema de estabilizado está constituido por una Torre Estabilizadora de Crudo DA-101 con internos de empaques, la alimentación a la torre se hace en la parte



superior del equipo, a manera que al caer el líquido por el empaque se lleve a cabo la separación mecánica de la mezcla y el gas se separa pasando por el área abierta del empaque.

La Estabilización del crudo se logra al operar en el domo de la Torre a una presión de vacío de -0.2 kg/cm^2 (-2.84 PSI). La presión de vacío se logra mediante el Sistema de Vacío PA-101, cuyo equipo principal son dos bombas de vacío de sello líquido, con capacidad de 4 MMPCSD cada una, con accionamiento a través de motor eléctrico. Este sistema permite separar 8 MMPCSD de vapores en el domo y 143,000 BPD de crudo en el fondo a condiciones máximas. El crudo sale a control de nivel de la torre DA- 101 con una presión de vapor Reíd (PVR) de 0.42 kg/cm^2 (5.97 PSI). El gas descarga del sistema de vacío a una presión de 0.4 kg/cm^2 (5.68 PSI) y una temperatura de $49 \text{ }^\circ\text{C}$ a condiciones normales de operación, para posteriormente ser enviado al sistema de recuperación de vapores.

2.6.5 Sistema de bombeo y envío a la Planta Deshidratadora

El crudo estabilizado de la torre, es desalojado a través de un lazo de control de nivel relacionado con el control de flujo a la descarga de bombas de envío de crudo a Deshidratación y Desalado (Planta Deshidratadora Samaria II), donde por medio de interruptores de flujo se realizará el arranque y paro automático de las bombas BA-101 A,B,C/R.

En condiciones normales operan tres bombas y un relevo principal, además de la bomba MBTH-2, es empleada como segundo relevo, los equipos de bombeo operan a una presión normal de succión de 1.1 kg/cm^2 (15.64 PSI) y descargan a 7.0 kg/cm^2 (99.56 PSI) para su envío hacia la sección de deshidratación y desalado.

Como flexibilidad operativa del proceso en caso de que llegase a presentarse una falla en el sistema de bombeo de envío de crudo al sistema de deshidratación y



desalado o como protección al nivel máximo de la torre DA-101, el crudo estabilizado se envía a los tanques de almacenamiento TV-1 y TV-2. La fluidez del aceite de salida de la torre a los tanques de almacenamiento será por gravedad y controlada a través de un lazo de control de nivel neumático, tomando en cuenta la localización de la boquilla de alimentación de los tanques.

El aceite almacenado en los TV-1 y TV-2 es enviado a la sección de deshidratación y desalado mediante las bombas de trasiego MBT-1,3 con capacidad de 30 MBPD operada como relevo, estos equipos de bombeo de trasiego descargan a una presión de 7 kg/cm^2 (99.56 PSI) y una temperatura de $49 \text{ }^\circ\text{C}$ a condiciones normales, operando intermitentemente.

2.6.6 Sistema de recuperación de vapores

El gas que proviene del sistema de vacío a una presión de 0.4 kg/cm^2 (5.68 PSI) y $49 \text{ }^\circ\text{C}$, entra al Sistema de Recuperación de Vapores con capacidad para procesar 2 MMPCSD de gas.

El gas obtenido del Sistema de Recuperación de Vapores se integra a la corriente de gas principal proveniente de los rectificadores primarios FA-101 y FA-102 para finalmente ser enviados a la Estación de Compresión Samaria II a una presión y temperatura de 5.5 kg/cm^2 (78.22 PSI) y $50 \text{ }^\circ\text{C}$. Los condensados acumulados en el Sistema de Recuperación de Vapores son enviados al proceso de la Torre Estabilizadora existentes (DA-101) a una presión de 7 kg/cm^2 (99.56 PSI) y una temperatura de $47 \text{ }^\circ\text{C}$.

2.6.7 Tanque de balance

Los Tanques de Balance (TB-1,2) tienen la función de recibir el crudo proveniente de la Planta Deshidratadora. El nivel de los Tanques TB-1,2 se mantiene por recirculación de la descarga de bombas de envío a la succión de las mismas y en caso de que exista un problema de recibo en la estación Palomas, el crudo se



envía sin bombeo hacia los Tanques de almacenamiento (TV-1,2), y el gas al Sistema de recuperación de vapores.

2.6.8 Sistema de bombeo y envío al C.C.C. Palomas

Después de que se termina el proceso de deshidratado y desalado del crudo en la Planta Deshidratadora Samaria II, se envía el crudo hacia los tanques de balance TB-1,2 y finalmente hacia el Centro Comercializador de Crudo Palomas, por medio de las bombas de envío MBCH-1,2,3/1A,4 existentes, donde el crudo es bombeado a una presión de 10-24 kg/cm² (142.23-341.36 PSI) y una temperatura de 40 °C.

2.6.9 Almacenamiento

El crudo que se desvía en la Planta Deshidratadora por problemas de operación en el sistema de deshidratación, o por problemas de recepción de crudo en la estación Palomas, se envía hacia los Tanques Verticales de Almacenamiento TV-1 y TV-2. La capacidad disponible por tanque a un 90% de capacidad, es de 49,500 Barriles considerando un nivel mínimo de líquido de 1000 mm. Esta capacidad proporciona un tiempo de residencia de 12.25 horas a capacidad máxima de flujo de 143,000 x 1.1 bpd.

2.6.10 Sistema de compresión y separación

El proceso de separación se lleva cabo por efectos de expansión, choque y cambios de velocidad, el propósito principal es separar los líquidos del gas, el proceso es similar en los módulos de separación.

En la sección de separación general el proceso se lleva a cabo a través de los separadores generales horizontales de módulo identificados como V-101A, V-101B, V-101C y FA-100B de gas amargo, los cuales operan a una presión de 5.5 kg/cm² (78.22 PSI) y a una temperatura de 50 °C. La corriente de gas amargo que alimenta a los separadores proviene de las Baterías Samaria II, Samaria III e Íride.



El gas es descargado por la parte superior lateral del separador y es enviado al cabezal de succión de modulo hacia las líneas de succión de gas de las unidades de cada módulo para posteriormente fluir hacia el filtro-separador horizontal de succión. El condensado por su parte, es descargado por el fondo del separador a control de nivel y enviados hacia el cabezal de módulo de condensados sucios, los cuales son incorporados al cabezal general de condensados de baja presión (figura 10).

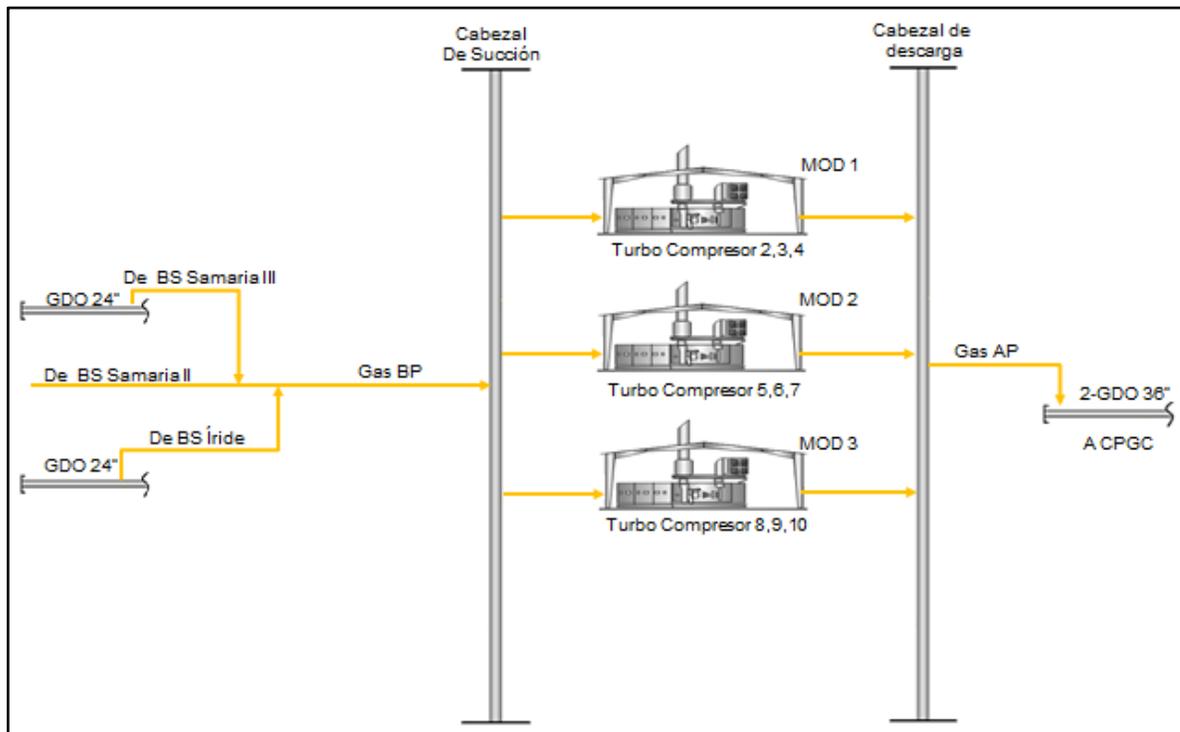


Figura 10. Sistema de compresión de gas en Samaria II (Fuente: propia)

2.6.11 Filtración-separación

El propósito en esta etapa es filtrar el gas de succión y remover la humedad contenida del gas, donde por medio del efecto de choque, expansión y cambio de velocidad son separados los líquidos que pudiesen estar contenidos en el gas. El gas sale por la parte lateral hacia la succión del compresor de la primera etapa. Los condensados que se obtienen en esta etapa son enviados a control de nivel hacia el cabezal de condensados de baja presión.



2.6.12 Compresión, enfriamiento y separación

La sección de compresión, enfriamiento y separación en cada una de las unidades consta de:

- Un compresor centrífugo multipasos
- Un enfriador tipo soloaire
- Un separador vertical con capacidades de 15 a 30 MMPCSD.

2.6.13 Compresión, enfriamiento y separación primera etapa

El gas proveniente del filtro-separador horizontal/horizontal de succión, entra al compresor de primera etapa a una presión de 5.5 kg/cm² (78.22 PSI) y una temperatura de 45 °C donde se comprime, elevándole su presión y su temperatura, para posteriormente ser descargado a una presión de 14-24 kg/cm² (199.12 - 341.36 PSI) y una temperatura de 130 a 104 °C pasando hacia el enfriador de gas primera etapa donde se reduce la temperatura del gas de (130 a 50) °C y de (104 a 50) °C , para finalmente fluir hacia el separador vertical de primera etapa, donde por medio del efecto de choque, expansión y cambio de velocidad es separado el gas de los condensados, que se generaron durante el enfriamiento. El gas sale por la parte superior del separador hacia la succión del compresor de la segunda etapa. Los condensados por su parte son descargados por el fondo del separador a control de nivel y enviados al cabezal de condensados de baja presión para posteriormente ser descargados a una línea de envío hacia la trampa neumática e integrados a la red de condensados de baja presión.

2.6.14 Compresión, enfriamiento y separación segunda etapa

El gas proveniente del separador vertical de la primera etapa, entra al compresor de segunda etapa a una presión de 13-22 kg/cm² (184.90 – 312.91 PSI) y temperaturas de (50 a 54) °C donde se comprime, elevándole su presión y su temperatura, para posteriormente ser descargado a una presión de 46-50 kg/cm² (654.27 -711.16 PSI) y una temperatura de (147-101) °C, pasando hacia el enfriador de gas segunda etapa donde es reducida la temperatura del gas de



(101-54) °C y de (140 a 64) °C, finalmente fluye hacia el separador vertical de la segunda etapa, donde por medio del efecto de choque, expansión y cambio de velocidad es separado el gas de los condensados, que se generaron durante el enfriamiento.

El gas sale por la parte superior del separador hacia la succión del compresor de la tercera etapa.

Los condensados por su parte son descargados por el fondo del separador a control de nivel y enviados por una línea hacia el cabezal de condensados de alta presión.

2.6.15 Compresión, enfriamiento y separación tercera etapa

El gas proveniente del separador vertical de la segunda etapa entra al compresor de la tercera etapa a una presión de 44-48 kg/cm² (625.82-682.72 PSI) y una temperatura de (54 a 65) °C donde se comprime, elevándole su presión y su temperatura, para posteriormente ser descargado a una presión de 74 a 77 kg/cm² (1052.52-1095.19 PSI) y una temperatura de (102 a 97) °C, pasando hacia el enfriador de gas de tercera etapa donde se reduce la temperatura de (102 a 65) °C y (97 a 58) °C del gas. Para finalmente fluir hacia el separador vertical de la tercera etapa, donde por medio del efecto de choque, expansión y cambio de velocidad es separado el gas de los condensados, que se generaron durante el enfriamiento.

El gas sale por la parte superior del separador y es enviado por una línea hacia el cabezal general de descarga de gas.

Los condensados por su parte son descargados por el fondo del separador a control de nivel y enviados por una línea hacia el cabezal de condensados de alta presión.

2.6.16 Envío de gas

El gas descargado de cada una de las unidades de compresión, se recibe en un cabezal general de descarga de Alta Presión de donde es enviado al C.P.G.



Cactus a una presión de 75 kg/cm² (1066.75 PSI) y una temperatura de 50 °C. Se tiene un paquete de medición formado por dos elementos de medición porta placa de orificio tipo fitting y transmisores multivariados que envían la señal a un computador de flujo dónde se cuantifica el gas enviado al CPG Cactus.

2.6.17 Planta deshidratadora Samaria II

La Planta Deshidratadora fue diseñada considerando las diversas características del sitio, por lo que en su momento se tomaron en cuenta todos los aspectos relevantes que pudiesen influir durante la construcción y operación de la misma. La instalación cuenta actualmente con una capacidad instalada de 180,000 bpd de aceite bruto (aceite-agua), equivalente a 140,000 BPD de crudo, con un contenido máximo de agua libre de 40,000 BPD, operando los 365 días del año.

2.6.18 Corriente de llegada

La corriente de la mezcla (crudo-agua) proveniente de la torre estabilizadora de crudo DA-101 ubicada en la Batería de Separación Samaria II se envía a las bombas de trasiego BA-101 A,B,C,R y MTBH-2 a una presión de 1.1 kg/cm² (15.64 PSI) y 45 °C para incrementar su presión a 7 kg/cm² (99.56 PSI) y ser enviado a través del cabezal de 20" D.N. a los Intercambiadores de calor (EA - 102AB y EA-103AB) de la Planta Deshidratadora.

2.6.19 Sistema de precalentamiento de la mezcla del crudo-agua

El proceso de deshidratación y desalado se inicia con el precalentamiento de crudo en los intercambiadores de calor EA-102 AB y EA-103 AB (figura 11).

A través del cabezal de 20"D.N., se transporta la mezcla (crudo-agua) hacia la sección de precalentamiento, con previa inyección del inhibidor de incrustación (inhibir la incrustación de sales).

Posteriormente del cabezal 20" D.N., se derivan principalmente dos sub-cabezales de 12" D.N. para su envío al sistema de precalentamiento de crudo.

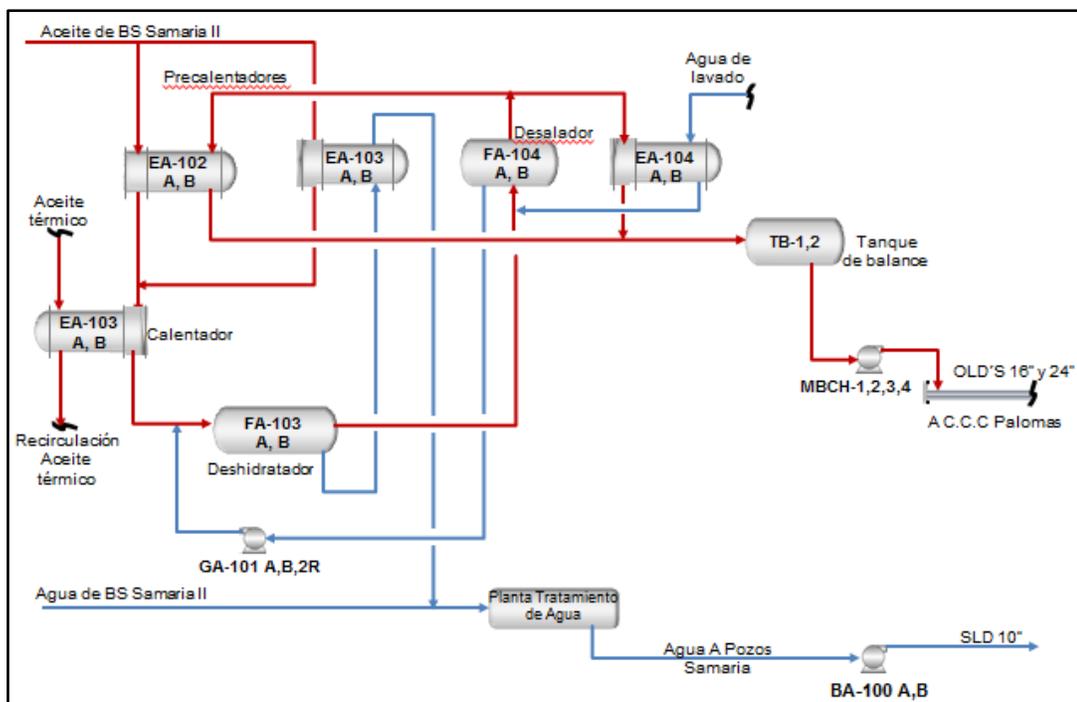


Figura 11. **Planta Deshidratadora Samaria II** (Fuente: propia).

Por un lado, el sub-cabezal de 12" D.N. transporta una parte de la mezcla a los intercambiadores de calor crudo-crudo EA-102AB conectados en serie. El crudo de alimentación (corriente fría) pasa por el lado de los tubos de los intercambiadores, los cuales precalientan en serie la corriente desde 45 °C hasta 55 °C, mientras que el crudo desalado (corriente caliente) proveniente de los desaladores FA-104AB, a través del cabezal 20" D.N., alimentan a los EA-102AB mediante la línea de 12" D.N., fluyendo por el lado de la coraza y enfriándose desde 60 °C hasta 50 °C. El crudo desalado sale de los intercambiadores de calor: EA-102 AB a través de la línea 12" D.N. integrándose al cabezal 20" D.N. para su envío a los tanques de balance TB-1 y 2. Sobre la línea de 12" D.N., sobre la línea de 12" D.N. se encuentran instalados instrumentos de medición de presión y temperatura, los cuales se emplean para el monitoreo de dichas variables.

Por otro lado, el subcabezal de 12" D.N. transporta el resto de la mezcla hacia los intercambiadores de calor crudo-agua residual: EA-103AB, montados en serie a las mismas condiciones de temperatura y presión de los intercambiadores: EA-



102AB, pero utilizando como corriente el agua residual procedente de los deshidratadores: FA-103 AB y desaladores: FA-104 AB.

La mezcla pasa por el lado de la coraza del intercambiador, mientras que el agua residual se transporta por el lado de los tubos desde 57 °C hasta 50 °C. El agua residual proveniente de los deshidratadores FA-103AB y desaladores FA-104 AB, alimenta a los intercambiadores: EA-103AB a través de la línea 10" D.N. donde están montados indicadores locales de presión y temperatura. Por otro lado, el agua residual sale de los equipos: EA-103AB a través de la línea 10" D.N. con indicadores locales de presión y temperatura, a condiciones de 1.8 kg/cm² (25.60 PSI) y 50 °C. Sobre la línea 10" D.N. se encuentran conectadas las líneas 6" D.N., a través de las cuales se puede recibir agua residual procedente de los desaladores FA-104AB, estas líneas funcionarían cuando los equipos operen como deshidratadores.

El crudo precalentado que sale de los intercambiadores: EA-102AB y EA-103AB a 55 °C, se descarga por los cabezales de 12" D.N. respectivamente, para su calentamiento a los intercambiadores de calor crudo-aceite EA-101AB a través del cabezal de recolección de 20" D.N. El monitoreo de la presión y temperatura del crudo precalentado se realiza por los indicadores locales a la descarga del intercambiador de calor EA-102B y de los intercambiadores de calor EA-103B.

La corriente de flujo en los intercambiadores de calor: EA-102AB y EA-103AB, se envía a 6.6 kg/cm² (93.87 PSI) y 55 °C por el cabezal de 20" D.N. hacia el intercambiador de calor crudo-aceite, EA-101AB, cuya función principal es incrementar la temperatura de la mezcla (crudo-agua) de 55 °C a 65 °C. Se monitorea presión y temperatura por medio de los transmisores indicadores.

Los intercambiadores de calor: EA-101A y EA-101B operan en forma paralela, es decir la corriente de alimentación crudo-agua de 140 Mbd, se divide proporcionalmente para alimentar simultáneamente a ambos intercambiadores de calor. La mezcla crudo-agua, alimenta a los intercambiadores de calor crudo-



aceite: EA-101AB mediante los sub-cabezales de 12”D.N. El crudo se transporta por el lado de la coraza elevando su temperatura desde 55 °C hasta 65 °C y se descargan en ambos equipos a 65 °C y 6.6 kg/cm² (93.87 PSI) en las líneas de 12” D.N., se monitorea presión y temperatura respectivamente.

El aceite de térmico, proveniente del calentador a fuego directo (horno), BA-1100 con una temperatura de 110 °C y una presión de 6 kg/cm² (85.34 PSI), se envía por el cabezal de 8” D.N. hacia el intercambiador de calor crudo-aceite, EA-101AB, con la finalidad de ceder su calor hasta alcanzar 85 °C de temperatura final. El aceite de calentamiento (corriente fría) pasa a través de los tubos y se descarga de los EA-101AB, por las líneas de 6” D.N., las cuales se interconectan con el cabezal de recolección de 8” D.N. para su envío hacia el sistema de aceite de calentamiento (Paquete PA-102).

2.6.20 Sistema de precalentamiento de agua de lavado

El agua de lavado proveniente de las bombas GA-102/R, se envía a 6.5 kg/cm² (92.45 PSI) y 35 °C a los intercambiadores de calor conectados en serie: EA-104AB a través de la línea de 4” D.N. En esta línea se mide la cantidad de agua de lavado por medio del medidor de placa de orificio con indicador-trasmisor de flujo, que envía señal a un indicador-totalizador de flujo, la corriente de agua de lavado se calienta hasta una temperatura de 55 °C y se inyecta a la línea de 10” D.N. hacia los desaladores.

2.6.20.1 Control de flujo de agua de lavado

Se requieren 2000 BPD de flujo de agua de lavado para mejorar el proceso de desalado de crudo. En caso de requerirse un flujo mayor o menor de agua, se regula la cantidad de agua de lavado a través de la válvula de control, ubicada en la línea de 4” D.N., la cual actúa por medio de señal del control de flujo.



2.6.21 Sistema de deshidratación de crudo

Una vez que se calienta la mezcla (crudo-agua), se envía el crudo hacia los deshidratadores: FA-103AB a través del cabezal de 20" D.N. donde se recibe la corriente de agua residual a través de las bombas de recirculación: GA-101AB/2R proveniente de los desaladores: FA-104AB. Con el fin de monitorear la temperatura de la mezcla, se tiene instalado un transmisor-indicador de la temperatura para su monitoreo.

La alimentación hacia los equipos de deshidratación: FA-103A, se realiza por las líneas de 12"D.N., respectivamente. Cada línea de alimentación cuenta con un medidor tipo coriolis mediante el cual se determinara la cantidad de agua que arrastra la mezcla que se deshidratará.

Los deshidratadores: FA-103AB realizan la separación de la mezcla (crudo-agua) a 5.5 kg/cm^2 (78.22 PSI) y $65 \text{ }^\circ\text{C}$. El crudo deshidratado que sale por la parte superior de cada equipo: FA-103AB, se descarga por las líneas de 12" D.N. para recolección y envío al sistema de desalado de crudo a través del cabezal de 20" D.N. Ambas líneas cuentan con toma de muestra con el fin de poder evaluar la eficiencia de los deshidratadores.

El agua residual separada en los deshidratadores: FA-103AB, es transportada al cabezal de recolección de 10" D.N. a través de las líneas de 8" D.N. para su posterior envío a la Planta de Tratamiento con previo paso por los intercambiadores de calor: EA-103AB.

2.6.22 Sistema de desalado de crudo

El proceso de desalación consiste en alimentar el crudo deshidratado de los equipos: FA-103AB a 5.5 kg/cm^2 (78.22 PSI) y $65 \text{ }^\circ\text{C}$ a través del cabezal de 20" D.N., inyectar agua de lavado a 6 kg/cm^2 (85.34 PSI) y $55 \text{ }^\circ\text{C}$ mediante la línea de 3" D.N. proveniente de los intercambiadores de calor: EA- 104AB para producir una mezcla adecuada entre ambos, contactarla con el agua residual del crudo y



posteriormente separar el agua contenida con la mayor parte de sales e impurezas. Para beneficiar el mezclado, se hace pasar la corriente por una válvula mezcladora con el fin de establecer la caída de presión necesaria (0.5 kg/cm^2) para favorecer la dilución de la sal contenida en el crudo.

Esta diferencial se mide localmente por el indicador-transmisor de presión diferencial se monitorea y se regula la caída de presión por el controlador local, el cual actúa sobre una válvula de presión para ajustar su abertura. Posteriormente, se envía a los desaladores: FA-104AB a 5 kg/cm^2 (71.11 PSI) y $60 \text{ }^\circ\text{C}$ donde se hace fluir a través de un campo eléctrico de alto voltaje generado por los pares de electrodos. Las fuerzas eléctricas dentro del campo provocan que las pequeñas gotitas de agua coalezcan formando gotas más grandes que pueden decantar en el equipo.

El crudo desalado de los equipos: FA-104AB, es medido individualmente por el medidor másico tipo coriolis, instalados en líneas de 10", con transmisor-indicador de flujo, los cuales envían señal al totalizador de flujo. Se monitorea temperatura, densidad, humedad e indicación de flujo, respectivamente.

El crudo desalado, se recolecta en el cabezal de 20" D.N. sobre el cual se encuentra instalada la válvula controladora de presión, cuya función es mantener la presión en el proceso de desalado de crudo. Posteriormente se envía hacia los tanques de balance (TB-1,2) previo paso por los intercambiadores de calor crudo-crudo: EA-102AB e intercambiadores de calor crudo-agua lavado: EA-104AB.

2.6.23 Sistema de recirculación de agua residual

El agua residual obtenida en los desaladores: FA-104AB, es transportada por las líneas de descarga de agua residual de 3" D.N. para su posterior envío a la succión de las bombas de recirculación de agua residual: GA-101 AB/2R. En cada línea se encuentra un medidor tipo coriolis y se monitorea flujo. Asimismo, se cuenta con toma de muestra, se realiza el monitoreo de la presión en los



cabezales de succión general en las bombas mediante el monitoreo local, así como en del Sistema de Monitoreo y Control (SDMC) a través de los transmisores de presión. Las bombas GA-101 AB/2R recirculan el agua residual hacia el sistema de deshidratación de crudo, actualmente las bombas GA-101AB no se encuentran operando, sin embargo se encuentran disponibles en la instalación en caso de ser necesarias.

El cabezal de descarga de agua residual de 3" D.N. se interconecta al cabezal de 20" D.N. para la inyección en la corriente de alimentación de la mezcla (crudo-agua) a los deshidratadores: FA-103AB.

Adicionalmente se tienen las líneas de 6", las cuales envían el agua residual al cabezal de 10" para su transporte a la planta de tratamiento, previo enfriamiento en los intercambiadores de calor: EA-103AB. Estas líneas actuarán únicamente cuando los desaladores operen como deshidratadores.

Para ello se cuenta con válvulas de control de nivel de alineación manual que reciben señal del controlador de nivel modulante instalados en los equipos de desalado.

2.6.24 Sistema de aceite de calentamiento

La función del sistema de calentamiento es recircular, el aceite térmico a través de un circuito cerrado, en el cual el aceite cede calor hacia la mezcla de crudo-agua (corriente fría) mediante el paso en los intercambiadores de calor: EA-101AB. Una vez enfriado el aceite retorna al calentador a fuego directo: BA-1100 para aumentar nuevamente su temperatura e iniciar nuevamente el ciclo.



m/s (1.5 pies/seg), para evitar la deposición y sedimentación de sólidos en las líneas de recolección.

Tabla 12. Resultado del análisis modelado en software PIPESIM, de la red de recolección hasta colector de separación Samaria II.

Líneas	Diámetro (pulgada)	Longitud (metros)	Presión Kg/cm ²	Vel. mezcla (ft/s)	Vel. erosión (ft/s)
Samaria 14 – Samaria 811	6	489.52	6	0.5	13.2
Samaria 917 – Samaria 811	6	198.11	6	0.2	13.2
Samaria 15 – Samaria 811	6	200.02	6	0.3	13.2
Samaria 843 – Samaria 811	8	678.93	6	0.2	13.2
Samaria 811 – Samaria 20	6	173.06	6	1.7	13.1
Samaria 531 – Samaria 18	6	152.38	6	0.1	13
Samaria 942 – Samaria 18	4	72.29	6	0.1	12.9
Samaria 18 – Samaria 42	6	941.95	6	0.2	13
Samaria 18 – Samaria 42	6	516.42	6	0.7	13.1
Samaria 18 – Samaria 42	6	510.05	6	0.7	13.1
Samaria 946 – Samaria 20	4	116.35	6	0.2	13.4
Samaria 918 –	4	110.36	6	0.3	13.0



Samaria 20					
Samaria 3 – Samaria 20	12	429.64	6	0.7	13.3
Samaria 111 – Samaria 48	6	394.18	6	0.2	13.0
Samaria 48 – Samaria 3	12	394.4	6	0.2	13.1
Samaria 5 – Samaria 4	6	1490.65	6	0.1	13.0
Samaria 4 – Samaria 48	8	710.25	6	0.3	13.1
Samaria 17 – Samaria 16	10	451.06	6	0.2	13.3
Samaria 2 – Samaria 16	6	147.19	6	0.6	13.0
Samaria 16 – Samaria 3	10	429.24	7	0.4	13.2
Samaria 82 – Foráneo III	6	786.38	6	0.2	13
Interconexión – Foráneo III	6	1005.97	6	0.2	13
Foráneo III – Samaria 35	12	678.93	6	0.1	13
Samaria 41 - Samaria 10	6	647.01	6	0.1	13
Samaria 10 - Samaria 34	4	172.75	6	1.4	13.2
Samaria 94 - Samaria 10	6	329.99	6	0.2	13.2
Samaria 71 -	6	700.23	6	0.2	13.0



Samaria 43					
Samaria 43 - Samaria 34	8	1008.99	6	0.5	13.1
Samaria 43 - Samaria 84	6	1005.97	6	0	13.3
Samaria 96 - Samaria 94	6	1008.41	6	0	13.3
Samaria 35 - Batería de separación Samaria II	16	650.10	6	1.2	13.2

En modelo de simulación del sistema de recolección, se visualizan tuberías con velocidades de mezcla muy bajas por debajo de lo indicado en el API-RP-14E este resultado permite afirmar sobredimensiones en varias de las líneas de proceso el cual causa problemas de deposición de sólidos y taponamiento parciales e incluso totales.

3.2 Sistema de procesamiento

Para el manejo y procesamiento del fluido multifásico en la Batería de Separación Samaria II, fue necesario revisar los procesos que actualmente operan dentro de la instalación, como se mencionó anteriormente se cuenta con los procesos de separación primaria: gas-aceite-agua y se realiza por medio mediante separadores trifásicos, rectificación de gas, estabilización, compresión, almacenamiento y bombeo.

De acuerdo a los resultados estimados por medio del simulador la instalación actualmente maneja crudo pesado con una calidad de aceite en 17°API, el separador horizontal trifásico (FA-101A) procesa el 80% de volumen total de la corriente de mezcla es decir el volumen de gas separado es de 171.1 MMPCSD de gas, el volumen de aceite separado es de 38,189.10 BPD y volumen de agua de 21,420.16 BPD. El separador horizontal trifásico (FA-101B) procesa el 20% de volumen total de la corriente de mezcla es decir el volumen de gas separado es de 42.76 MMPCSD de gas, el volumen de aceite separado es de 9,547 BPD y volumen



de agua de 5,355 BPD. El gas separado es enviado hacia un sistema de rectificación (FA-101, 102) para posteriormente integrarse a un sistema de compresión, el aceite y el agua nuevamente mezclados es enviado hacia el sistema de estabilización DA-101.

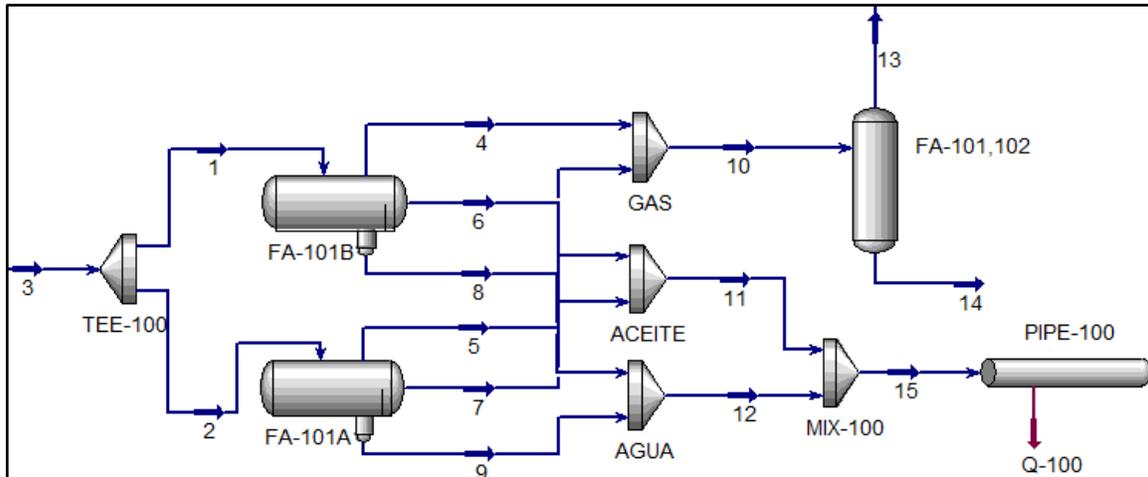


Figura 13. Sistema de separación trifásico en Batería Samaria II (Fuente: propia).

Respecto al sistema de estabilización de aceite, conformado por la torre de estabilización: DA-101, se identificó que la mezcla tiene una presión de vapor de 1.830 psig (0.1287 kg/cm² man.) - (figura 14), en la hoja de datos de seguridad para “aceite crudo maya”, indica que la presión de vapor se ubica en valores permisibles entre 5 – 10 PVR @°C (100°F).

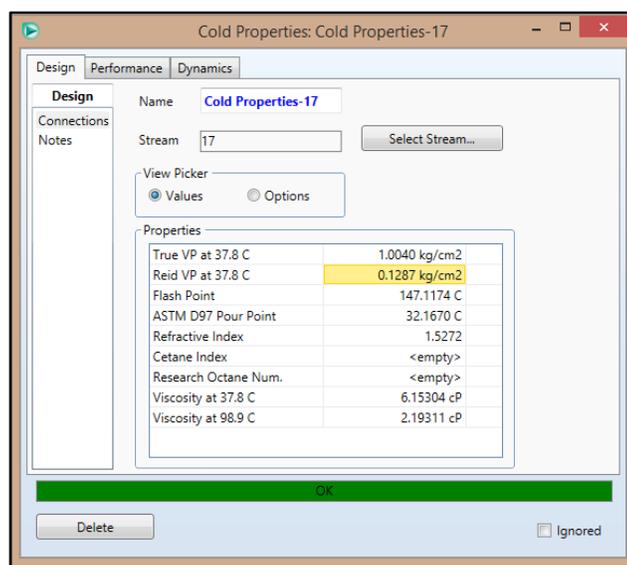


Figura 14. Presión de vapor reid en la corriente de carga a torre de estabilizado (Fuente: propia)



El valor de PVR estimado por el simulador se encuentra en un nivel inferior a lo especificado en la hoja de datos, es decir hay estabilidad en la mezcla de líquidos, por lo tanto se deduce que un aceite estabilizado no formara vapores al ser sometidos a cambios de presión y temperatura que experimentara al ser enviado a tanques atmosféricos para su almacenamiento y/o envío, mismo que al llenarse y descargarse para ser desplazado por medio de bombas a través de oleoductos, generan vapores, en muchos caso este fenómeno es más frecuente en crudos ligeros y súper-ligeros, sobre todo cuando en días calurosos la radiación solar influye sobre la presión de vapor del crudo almacenado.

El sistema de calentamiento que incrementa la temperatura de 23.64 °C a 55 °C, de acuerdo a los cálculos estimados logro mejorar la calidad API del crudo teniéndose un valor de 21.58 en la descarga del intercambiador de calor: E-102 y tomado de referencia a las condiciones actuales de operación, lo cual al mejorar las propiedades del crudo se tiene un aceite con las condiciones de calidad requeridas para ser enviado y/o procesado en otra instalación, para su posterior manejo o comercialización, de acuerdo con el diario oficial de la federación acuerdo 02/2015, el cual expide las reglas de carácter general para definir los métodos de ajuste de valor de los hidrocarburos, de los derechos sobre hidrocarburos, señala en el artículo 48 fracción II y V de la ley de ingreso sobre hidrocarburos que el petróleo crudo se clasifica tomando en cuenta los grados API y el contenido de azufre, de estos valores la calidad API del crudo para comercialización y/o transferencia de custodia es de 21°API, lo cual se ve reflejado en el resultado obtenido por el simulador.

Material Stream: 31			
Worksheet	Attachments	Dynamics	
Worksheet	Stream Name	31	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	498.9	498.9
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	1.848	1.848
Composition	Mass Density [API]	21.67	21.67

Figura 15. Calidad de mezcla de crudo de la corriente de líquido (Fuente: propia)



En el sistema de bombeo actualmente se cuenta con motobombas de crudo tipo centrífuga operada con motor eléctrico, las bombas cuenta con una velocidad de 1760 rpm y potencia de 150 HP.

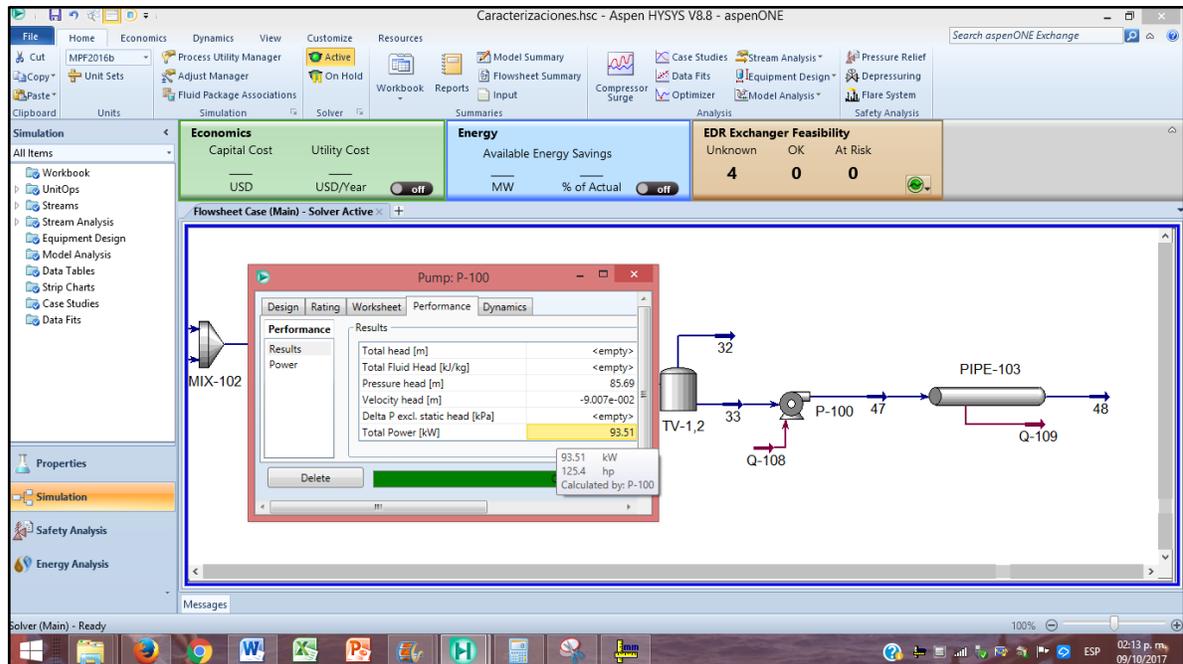


Figura 16. Simulación de la bomba de envío de crudo (Fuente: propia).

Para los propósitos de simulación se modelo únicamente la bomba P-100, se observó que la potencia estimada es de 125.4 HP (figura 14), se observa que no se tiene problemas con el bombeo de crudo hacia el nudo Cárdenas norte donde se mezcla con otras corrientes, pues la potencia de la bomba existente es mayor a la estimada por los cálculos del simulador.



CONCLUSIONES

Luego de analizar los escenarios anteriores se concluye que:

- Los continuos taponamientos que presenta la red de ductos en su mayoría son debido a las bajas velocidades que presenta la mezcla pues no cumple con la velocidad mínima establecida por el API-RP-14E.
- La velocidad de erosión se encuentra dentro del criterio normativo del API-RP-14E, que indica que esta velocidad debe estar entre 10 y 15 ft/seg.
- Mantener la temperatura por encima de 50 °C en el sistema permitirá asegurar la fluidez y evitará que se creen contrapresiones en el sistema.
- Respecto a la presión no se observaron cambios aparentes en cuanto al gradiente de presión, sin embargo al producirse la precipitación de asfaltenos se genera cambios bruscos de presión en el campo real.
- En el sistema de procesamiento al aplicar calentamiento antes de su envío mejora la calidad del aceite por encima de 21°API, lo que asegura que sea un crudo de calidad comerciable.
- Como una alternativa para disminuir la viscosidad al aceite, es prudente evaluar el proceso de inyección de diluyente (diésel o aceites livianos) a nivel de la formación, pues da beneficios en costos operativos y los procesos son fácil de implantar.
- La presión de vapor del crudo de acuerdo a los cálculos estimados en simulación es menor a 5 psi, es decir es muy estable por lo que enviarlo hacia un sistema de estabilizado, no es una opción adecuada para el proceso.
- Para validar las caídas de presión se requiere de modelos mecanísticos para tuberías horizontales, actualmente algunos simuladores emplean modelos mecanísticos para tuberías verticales y horizontales, sin embargo se requiere modelos que puedan generar patrones de flujo para crudos pesados.
- Se requiere de una herramienta de simulación que pueda representar las operaciones unitarias para el procesamiento de crudo pesado tales como: la eliminación de agua libre (FWKO), tanque de lavado, separación electrostática, etc, las herramientas actuales contienen paquetes de modelado de procesos para separación de crudo convencional.



RECOMENDACIONES

1.- Debido a los problemas de procesamiento de agua y aceite presente en la Batería Samaria II, es recomendable replantear el sistema de procesamiento para definir el proceso ideal que requiere la instalación, el cual permita el manejo de la producción de crudo pesado y extrapesado contemplado en los años por venir, sabiendo que la tendencia del °API, es que reduzca su viscosidad, lo cual agravaría la situación actual.

2.- Se deberá controlar la emulsión que entra al sistema de separación, agravada por los siguientes procesos: Inyección de vapor, inyección de químicos, viscosidad del aceite extrapesado, reductores de viscosidad e incorporar levantamiento artificial. Para esto, se deberá hacer muestreo antes de la entrada a los separadores trifásicos, además aislar el tramo de tubería existente entre el cabezal 35 (ducto principal) y la entrada a separación, a mayor temperatura mejor será la separación del fluido multifásico.

3.- Se deberá reestablecer el 100% de la separación primaria, para operar la Batería en forma eficiente, se debe tener presente que al diseñar o especificar un equipo de estos, bien sea bifásico o trifásico, este comienza con el establecimiento de la cantidad de gas y de líquido que se ha de separar y se apoya en los parámetros fundamentales empezando por la presión, la temperatura, con sus correspondientes variaciones durante el tiempo. Cada separador debe satisfacer las condiciones del uso que se le vaya a dar, por lo cual es preciso tener presente las características de los fluidos que se separan en la Batería Samaria II. En la medida que se combine la operación óptima del sistema y la habilidad de calculistas más la experiencia operacional se controla mejor el proceso de separación. Los separadores trifásicos que están instalados fueron diseñados para separar el gas y las dos fases de líquidos inmiscibles y deberán garantizar que ambas fases (petróleo, agua) salgan completamente libres una de la otra (agua sin petróleo y petróleo sin agua), no en la forma que separan actualmente. Es recomendable operar con ambos equipos, para esto es necesario controlar la



salida de agua y los arrastres de líquido en la corriente de gas y viceversa. Corregir la salida de agua que actualmente presenta problemas.

4.- Los sistemas de estabilización, por lo general son usados en aceites livianos, RGA altas, y flujos turbulentos. En aceites pesados es mejor el uso de calentamiento con de deshidratación (electrostáticos y gun barrells) y reposo en tanques de almacenamiento. En el caso de la Batería samaria II existe estabilización de aceite en la torre DA-101, por un anterior manejo de aceites livianos procedente de las corriente de Iride, pero la mezcla que llega a la torre es de 17 °API, considerada aceite pesado.

5.- Actualmente el sistema opera en condiciones normales, pero deberán tener presente el incremento de la salinidad en los pozos extra-pesado, este se puede ver afectado. Es recomendable revisar el proceso y tener presente que se deberá controlar los PTB (Libras de sal por cada 100 barriles de aceite requerido).

6.- En la Batería II, se utilizan los tanques de almacenamiento para deshidratación del aceite ya que los procesos de separación primaria no trabajan eficientemente. Parte de la producción del campo Samaria se deshidrata en estos tanques; con una relación de 20 % de aceite y 80 % de agua, lo cual puede ocasionar problemas de canalización del agua en el aceite, además no existe control del tiempo de residencia. Para esto es recomendable construir tanque gun barrells esto incorporará mejoras al proceso actual y beneficiará al sistema en lo siguiente: evitará procesos de canalización, mejora la separación de aceite-agua, desgasifica el gas contenido en las burbujas del aceite pesado, disminuye la turbulencia y reduce el grado de inestabilidad térmica, pueden operar con mayor tiempo de residencia (12 hr, esto implica mejor separación) y como punto de importante estos tanques permiten manejar altos contenido de sedimentos.

7.- El sistema de compresión instalado en la Compresoras Samaria II permite manejar el crecimiento que se espera en que es aproximadamente 10 MMPCD, no presenta problemas y actualmente comprime casi 190 MMPCD.



8.- El área de Samaria 600 que se contempla a futuro para el manejo de aceite extra-pesado, deberá contar con aislamiento total de los ductos desde el cabezal del pozo, cabezales de recolección, hasta colector de entrada a Samaria II. Esto permitirá optimizar el uso de equipos de calentamiento e inyección de reductores de viscosidad y reducir pérdidas de calor en las tuberías.

9.- Revisar el proceso de Batería Samaria II para adecuar la instalación para el manejo de crudos pesados donde se consideren todos los procesos (entrada a la batería, separación, eliminadores de agua libre “FWKO’S”, deshidratadores, desalación, almacenamiento, compresión de gas, inyección de agua y medición), según crecimiento y volumetría a manejar a los próximos años, tomando en consideración todos los sistemas que se están utilizando para la extracción y el transporte de los fluidos multifásicos.



BIBLIOGRAFÍA

Abdus Satter, Ghulam M. Iqbal (2016). Reservoir Engineering - The Fundamentals, Simulation, and Management of Conventional and Unconventional Recoveries, Ed. Gulf Professional Publishing – Elsevier, pag. 376 y 377.

Abdurahman N.H., Rosli Y.M., Azhari N.H., Hayder B.A. (2012). Pipeline transportation of viscous crudes as concentrated oil-in-water emulsions. Journal of Petroleum Science and Engineering – Elsevier, pag. 139.

Ahmed T. (2016). Equations of State and PVT, Analysis - Applications for Improved Reservoir Modeling, 2da. Edición, Ed. Gulf Professional Publishing – Elsevier. Pag. 96, 98 y 121.

Alomair O., Jumaa M., Alkorieh A., Hamed M. (2015). Heavy oil viscosity and density prediction at normal and elevated temperatures, Journal of Petroleum Exploration and Production Technology – Springer, pag. 253-256.

Aladwani H. A. and Riazi M. R. (2005). Some guidelines for choosing a characterization method for petroleum fractions in process simulators, Chemical Engineering Research and Design – Elsevier, pag. 165.

Alomair O., Elsharkawy A., Alkandari H. (2014). A viscosity prediction model for Kuwaiti heavy crude Oils at elevated temperatures, Journal of Petroleum Science and Engineering – Elsevier, pag. 11 y 18.

American Petroleum Institute (1997). Technical Data Book - Petroleum Refining, 6ta. Edición, pag. 2-13.

Amarzguioui M., Jacobsen P. C. (2014). Overcoming separation challenges by use of electrocoalescence technology, Society of Petroleum Engineers, pag. 1-6.

API Recommended Practice 14E. Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping System.

Arnold K., Stewart M. (2008). Surface Production Operations - Design of Oil Handling Systems and Facilities, Gulf Professional Publishing – Elsevier, pag. 1-6.



Arnold K., Stewart M. (2009). Emulsions and Oil Treating Equipment - Selection, Sizing and Troubleshooting, Gulf Professional Publishing – Elsevier, pag. 1, 2 y 159.

Arteaga Cardona M., Prueba piloto de inyección alterna de vapor, Campo Samaria – Neógeno, conferencia, Pemex Exploración y Producción, Villahermosa, Tabasco, 2015.

Arteaga Cardona M., Aguilar Alfredo, Czwinzek Fabiola, Salve Javier, Aldana Jose Luis (2011). Samaria Neogeno Exploitation Plan: FEL Approach and Pilot Test Implementation. Society of Petroleum Engineers. Pag. 1 y 2.

Barrios Bernal E. O. (2015). Panorama de la explotación de hidrocarburos no convencionales y energías no convencionales a nivel mundial. Tesis de licenciatura. Facultad de Ingeniería, UNAM.

Beggs H.D., Brill J.P. (1973). A study of two-phase flow in inclined pipes, Society of Petroleum Engineers, pag. 607 y 608.

Bomba Jonh G., Brown R.J. (1986). Offshore Pipeline Transport of Waxy Crude Oils, Society of Petroleum Engineers. Pag. 250.

Castro L. V., Vázquez F. (2009). Fractionation and Characterization of Mexican Crude Oils, Energy & Fuels – American Chemical Society, pag. 1605.

Conde Abad L. (2007). Servidor de propiedades termodinámicas de código abierto basado en ecuaciones cúbicas de estado, Tesis de licenciatura, ESIQIE - IPN.

Cruz-Andrade J.P., Cabra C.G., Mares E., Ramírez Jaramillo E. R., Echavez-Ross G. (2014). Fluid characterization and flow improvers evaluation for Samaria Somero field. Society of Petroleum Engineers. Pag. 1.

De Dios Mosqueda T.F., Isidro Torres E. A., Arteaga Cardona M., Tapia García C.F., Silva López P. (2014). Development of the Mexican field – Samaria Neogene. Society of Petroleum Engineers. Pag. 1-2.



De Dios Mosqueda T. F. (2008). Proceso de recuperación mejorada aplicado a aceites pesados, Tesis de licenciatura. Facultad de Ingeniería, UNAM.

De la Rosa Hernández A.A. (2015). Consorcios de investigación y desarrollo tecnológico aplicados a la explotación de crudos pesados y extrapesados. Tesis de licenciatura. Facultad de Ingeniería, UNAM.

Dukler A.E., Wicks M., Cleveland R.G. (1964). Frictional pressure drop in two-phase flow: B. an approach through similarity analysis, A.I.Ch.E. Journal, pag. 64.

F. Brito, L. Rondo (2012), A Dynamic Simulation Study of and Extra-Heavy Oil Gathering System in the Orinoco Oil Belt, Society of Petroleum Engineers International, pag. 1-12.

Flores Arteaga F.J. (2016). Estudio sobre la inyección de aceite ligero en pozos productores de crudo pesado y extrapesado. Tesis de maestría. Facultad de Ingeniería, UNAM.

Flores Morales J.M. (2008). Producción y transporte de crudos pesados. Tesis de licenciatura. Facultad de Ingeniería, UNAM.

Frankiewicz Ted (2015). Production and Facilities, Journal of petroleum Technology – Society of Petroleum Engineers, pag. 69.

García González J. M., La simulación de procesos en ingeniería química. Revista Investigación Científica, Vol. 4, No. 2, Nueva época, ISSN 1870-8196. Mayo - Agosto 2008.

Gomez L. E., Shoham O., and Schmidt Z. (1999). A unified mechanistic model for steady-state two-phase flow in wellbores and pipelines, Society of Petroleum Engineers, pag. 1 y 2.

Gomez Macias C. C., Bohorquez Bacca (2010). Optimizacion del Sistema de recoleccion de crudo pesado y extrapesado del Campo Chichimene.



Ghaffarkhah A., Ameri Shahrabi M., Keshavarz Moraveji M., Eslami H. (2016). Application of CFD for designing conventional three phase oilfield separator, Egyptian Journal of Petroleum – Elsevier, pag. 2-3.

Hoja de datos de seguridad de aceite crudo maya, Núm. Versión 0, NOM-018-STPS-2000.

John R. Fanchi and Richard L. Christiansen (2017). Introduction to petroleum engineering, Ed. Wiley, pag. 45.

Kun Guo, Hailong Li, Zhixin Yu (2016). In-situ heavy and extra-heavy oil recovery: A review. Fuel – Elsevier, pag. 888-889.

Martínez-Palou R., Mosqueira M., Zapata-Rendón B., Mar-Juárez E., Bernal-Huicochea C., Clavel-López J., Aburto J. (2010). Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review. Journal of Petroleum Science and Engineering – Elsevier, pag. 274-275.

Martínez Vidaur J.C., Morales González R. (2011). Producción en frío de crudos pesados con arenas (Chops), Tesis de licenciatura. Facultad de Ingeniería, UNAM.

Mastandrea M. (2008). State of Art of Oil Fields Surface Facilities Technologies, 19th World Petroleum Congress – Society of Petroleum Engineers, pag. 3.

Mendoza de la Cruz J. L., Alvarez-Badillo S., Ramírez-Jaramillo E., Aquino-Olivos M. A., Orea P. (2013). Measurements and correlation of Mexican heavy dead crude oil viscosities, Journal of Petroleum Science and Engineering – Elsevier, pag. 184 y 187.

Morales Zurita S. (2008). Recuperación mejorada con métodos térmicos en yacimientos de areniscas con hidrocarburos pesados. Tesis de licenciatura. Facultad de Ingeniería, UNAM.

Murillo-Hernández J. A., García-Cruz I., López S., Duran-Valencia C., Domínguez J. M., and Aburto J.. Aggregation Behavior of Heavy Crude Oil-Ionic Liquids Solutions by Fluorescence Spectroscopy. Energy & Fuels – American Chemical Society, pag. 4585.



Pemex Exploración y Producción, bases de diseño. Construcción de infraestructura para el desarrollo del campo Samaria Somero 4ta. Etapa, 2015.

Pemex Exploración y Producción, reporte de producción de pozos del APSL – PEP, Noviembre de 2016.

Peng D. Y. & Robinson D. B. (1976). A new two-constant equation of state, *Industrial Engineering Chemistry Fundamentals*, pag. 59 y 60.

Perschke T. (2013). Desalting of heavy crude oil by using centrifugal technology, *Society of Petroleum Engineers*, pag. 1-4.

Romero Soria E.I. (2013). Simulación dinámica empleando el simulador OLGA para el análisis nodal de pozos con bombeo neumático. Informe de trabajo profesional. Facultad de Ingeniería, UNAM.

Song J. H. (2010). Three-phases separator sizing using drops size distribution, *Offshore Technology Conference - Society of Petroleum Engineers*, pag. 1.

Scapin N., Cadei L., Montini M., Montenegro G., Bianco A., Masi S. (2017). An eulerian-eulerian approach for oil & gas separator design, *Offshore Mediterranean Conference and Exhibition – Society of Petroleum Engineers*, pag. 3.

Visser R.C. (1987). Offshore Production of Heavy Oil, *Offshore Technology Conference – Society of Petroleum Engineers*, pag. 89 y 92.