



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

TEMA:

“ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE
DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO EN UNA INSTALACIÓN DE
PRODUCCIÓN, EN UN CAMPO DEL ORIENTE ECUATORIANO”

TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR

AUTOR:

JULISSA FABIOLA VEGA ALBÁN

TUTOR:

ING. CARLOS ALBERTO PORTILLA LAZO, MS.c

LA LIBERTAD, ECUADOR

2022

UNIVERSIDAD ESTATAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA

**FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA
CARRERA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO**

TEMA:

**“ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE
DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO EN UNA INSTALACIÓN DE
PRODUCCIÓN, EN UN CAMPO DEL ORIENTE ECUATORIANO”**

TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR

AUTOR:

JULISSA FABIOLA VEGA ALBÁN

TUTOR:

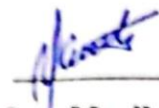
ING. CARLOS ALBERTO PORTILLA LAZO, MS.c

LA LIBERTAD – ECUADOR

2022

UPSE

TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN



Ing. Marllelis Gutiérrez H, PhD.
DIRECTOR DE CARRERA



Ing. Carlos Portilla Lazo, Mg.
DOCENTE TUTOR



Ing. Carlos Malavé Carrera, Mg.
DOCENTE ESPECIALISTA



Lcda. Erica Lorenzo García, PhD.
SECRETARIA DEL TRIBUNAL

DEDICATORIA

El presente trabajo está dedicado a Dios y a mi Arcángel San Miguel por cuidarme y permitirme haber llegado hasta este momento tan importante de mi formación profesional.

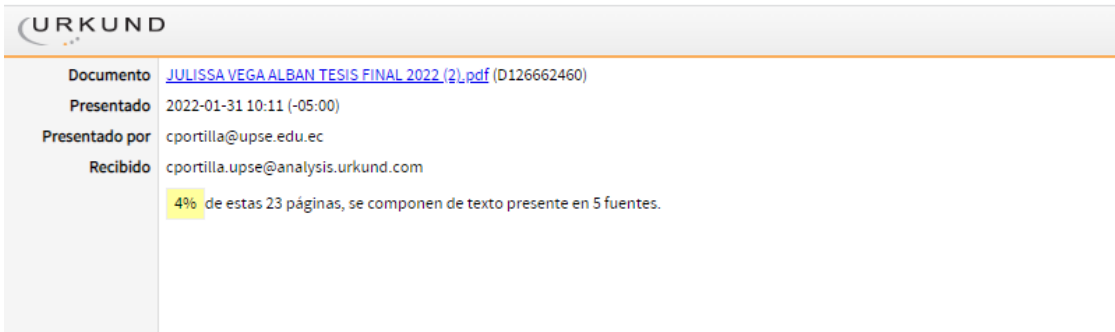
A Gonzalo, Morayma y Fabiola, quienes me enseñaron que con la paciencia se gana el cielo y más que todo por su apoyo incondicional a lo largo de mi vida y carrera universitaria.

CERTIFICADO DE ANTIPLAGIO

En calidad de tutor del trabajo de investigación para titulación del tema “ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO EN UNA INSTALACIÓN DE PRODUCCIÓN, EN UN CAMPO DEL ORIENTE ECUATORIANO” elaborado por la estudiante **JULISSA FABIOLA VEGA ALBÁN**, egresado de la carrera de Ingeniería de petróleo, de la Facultad de Ciencias de la Ingeniería, previo a la obtención del Título de Ingeniero de Petróleos me permito declarar que una vez analizado en el sistema antiplagio URKUND, luego de haber cumplido con los requerimientos exigidos de valoración, la presente tesis, se encuentra con un 4% de la valoración permitida por consiguiente se procede a emitir el presente informe.

Adjunto reporte de similitud.

Atentamente,



The screenshot shows the URKUND interface with the following details:

| | |
|----------------|--|
| Documento | JULISSA VEGA ALBAN TESIS FINAL 2022 (2).pdf (D126662460) |
| Presentado | 2022-01-31 10:11 (-05:00) |
| Presentado por | cportilla@upse.edu.ec |
| Recibido | cportilla.upse@analysis.orkund.com |

4% de estas 23 páginas, se componen de texto presente en 5 fuentes.

FIRMA DEL TUTOR



Ing. Carlos Portilla Lazo, MSc

C.I.: 0913412367

DECLARACIÓN DE AUTORÍA

Yo, JULISSA FABIOLA VEGA ALBÁN-, declaro bajo juramento que el presente trabajo de titulación denominado **“ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO EN UNA INSTALACIÓN DE PRODUCCIÓN, EN UN CAMPO DEL ORIENTE ECUATORIANO”**, no tiene antecedentes de haber sido elaborado en la Facultad de Ciencias de la Ingeniería, Carrera de Ingeniería de petróleo, lo cual es un trabajo exclusivamente inédito y perteneciente de mi autoría.

Por medio de la presente declaración cedo los derechos de autoría y propiedad intelectual, correspondientes a este trabajo, a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, según lo establecido por la ley de propiedad intelectual, por su reglamento y por la normativa institucional vigente.

La Libertad, 07 de febrero del 2022

Atentamente,



JULISSA FABIOLA VEGA ALBÁN

AUTOR DE TESIS

C.I. 0202018560

CERTIFICACIÓN DEL TUTOR

Ing. MSc.

Carlos Alberto Portilla Lazo,

TUTOR DE PROYECTO DE INVESTIGACIÓN

Universidad Estatal Península de Santa Elena

En mi calidad de Tutor del presente trabajo **ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO EN UNA INSTALACIÓN DE PRODUCCIÓN, EN UN CAMPO DEL ORIENTE ECUATORIANO** previo a la obtención del Título de Ingeniero de petróleo elaborado por la Srta. JULISSA FABIOLA VEGA ALBÁN-, egresado de la carrera de Ingeniería de petróleo, Facultad Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, me permito declarar que luego de haber orientado, estudiado y revisado, la apruebo en todas sus partes.

La Libertad, 07 de febrero del 2022

FIRMA DEL TUTOR



ING. CARLOS PORTILLA LAZO, MSC

TUTOR

CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA

NARCISA GARCÍA CAJAPE
LICENCIADA EN CIENCIAS DE LA EDUCACIÓN
MÁSTER EN EDUCACIÓN Y DESARROLLO SOCIAL
DOCENTE DE LENGUA Y LITERATURA - LEXICOLOGÍA

CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA

A petición de la interesada, tengo a bien certificar que he realizado la revisión y análisis del contenido del presente trabajo de investigación curricular:

“ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO EN UNA INSTALACIÓN DE PRODUCCIÓN, EN UN CAMPO DEL ORIENTE ECUATORIANO”. De la señorita: Julissa Fabiola Vega Albán, cédula C.I: 0202018560, egresado de la Carrera de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, Facultad de Ciencias de la Ingeniería, Carrera de Ingeniería en Petróleos.

Que el mencionado trabajo, en el contexto general, cumple con los requisitos lingüísticos dados por la Real Academia Española para el uso de idioma español

Certificación, que otorga en la ciudad de Santa Elena, a los quince días del mes de febrero del dos mil veintidós

CERTIFICA.


Lic. Narcisca García Cajape
C.I. 1307095818

| TABLA DE REGISTRO DE TRABAJOS DE INVESTIGACIÓN CURRICULAR | | | | | | |
|---|--|-------------------------|--------------|--------------------|-------------------|---------------|
| DATOS DEL TRABAJADOR | | | | | | |
| Identificación: | 1307095818 | | | | | |
| Nombre: | NARCISA GARCÍA CAJAPE | | | | | |
| Apellido: | GARCÍA CAJAPE NARCISA DEL ROSA | | | | | |
| Sexo: | FEMENINO | | | | | |
| Nacionalidad: | ECUATORIANO | | | | | |
| TABLA DE REGISTRO DE TRABAJOS DE INVESTIGACIÓN CURRICULAR | | | | | | |
| Nombre | Institución de Educación Superior | Eje | Revisado Por | Número de Registro | Fecha de Registro | Observaciones |
| NARCISA GARCÍA CAJAPE | UNIVERSIDAD ESTADAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA | INGENIERÍA EN PETRÓLEOS | | 1307095818 | 2019-02-15 | |
| TABLA DE REGISTRO DE TRABAJOS DE INVESTIGACIÓN CURRICULAR | | | | | | |
| Nombre | Institución de Educación Superior | Eje | Revisado Por | Número de Registro | Fecha de Registro | Observaciones |
| NARCISA GARCÍA CAJAPE | UNIVERSIDAD ESTADAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA | INGENIERÍA EN PETRÓLEOS | | 1307095818 | 2019-02-15 | |
| NARCISA GARCÍA CAJAPE | UNIVERSIDAD ESTADAL PENÍNSULA DE SANTA ELENA | INGENIERÍA EN PETRÓLEOS | | 1307095818 | 2019-02-15 | |

AGRADECIMIENTOS

A mis abuelos Gonzalo y Morayma quienes considero mis padres ya que desde muy pequeña he compartido cada pasito, cada momento, cada logro juntos, les agradezco también por el amor que me brindan, por la confianza y que gracias a ellos estoy cumpliendo una meta más. ¡LO LOGRAMOS!

A mi madre Fabiola, la cual no tengo palabras para expresar mi amor y mi gratitud, por ser mi pilar fundamental, por su fe, su generosidad, su incansable ayuda en todo momento y no dejarme caer cuando todo parecía complicado e imposible, gracias a ella he llegado a culminar un peldaño más de mi vida.

Mi profundo agradecimiento a la Universidad Estatal Península De Santa Elena, a las autoridades que hacen parte de la institución, y a los docentes quienes han contribuido en mi formación académica brindándome sus conocimientos, enseñanzas y formar parte de mi vida a lo largo de la carrera.

De manera especial quiero agradecer al Ing. Carlos Portilla, por haberme guiado, no solo en la elaboración de este trabajo de titulación, sino a lo largo de mi carrera universitaria y haberme brindado el apoyo para desarrollarme profesionalmente y seguir alcanzando mis metas.

A mis tíos y tías Mercy, Gladys, Nely, Telmo, Iván y Darwin por estar siempre apoyándome desde pequeña me brindaron su amor, confianza y consejos para poder superarme día a día.

A mi padre Dimas, que a pesar de la distancia me ha apoyado incondicionalmente para poder culminar con mi carrera.

Asimismo, agradezco infinitamente a Sergio, quien me acompaña en cada paso que doy, por su apoyo incondicional, por su confianza y por sus palabras de aliento y ánimos que me ayudó a concluir esta meta importante.

A mis amigos: Marco Salas, Obed Rosero, Jorge Hugo, Javier Pita. Compañeros, vecinos, colegas y futuros colegas que me ayudaron de una manera desinteresada, gracias infinitas por toda su ayuda y buena voluntad.

CONTENIDO

| | Pág. |
|--------------------------------------|-------------|
| TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN | ii |
| DEDICATORIA..... | iii |
| CERTIFICADO DE ANTIPLAGIO | iv |
| DECLARACIÓN DE AUTORÍA | v |
| CERTIFICACIÓN DEL TUTOR..... | vi |
| CERTIFICADO DE GRAMATOLOGÍA..... | vii |
| AGRADECIMIENTOS..... | viii |
| CONTENIDO..... | ix |
| LISTA DE FIGURAS | xiii |
| LISTA DE TABLAS | xiv |
| RESUMEN | xv |
| ABSTRACT | xvi |
| CAPITULO I: INTRODUCCIÓN..... | 1 |
| 1.1. Problema de investigación | 2 |
| 1.2. Antecedentes | 2 |
| 1.3. Hipótesis | 4 |
| 1.4. Objetivos | 4 |
| 1.4.1. Objetivo General..... | 4 |
| 1.4.2. Objetivos Específicos. | 5 |
| 1.5. Alcance | 5 |
| 1.6. Variables | 5 |
| 1.6.1. Variables dependientes..... | 5 |

| | |
|---|----|
| 1.6.2. Variables independientes..... | 5 |
| CAPITULO II: MARCO TEÓRICO..... | 6 |
| 2.1. Descripción del campo Shushufindi..... | 6 |
| 2.1.1. Ubicación geográfica..... | 6 |
| 2.1.2. Historia del campo..... | 7 |
| 2.1.3. Geología estructural..... | 7 |
| 2.2. Proceso de refinación del crudo..... | 8 |
| 2.3. Asfáltenos..... | 9 |
| 2.3.1. Comportamiento de asfáltenos en el petróleo..... | 10 |
| 2.3.2. Composición de los asfáltenos..... | 12 |
| 2.3.3. Solubilidad de los asfáltenos..... | 13 |
| 2.3.4. Precipitación de asfáltenos..... | 14 |
| 2.4. Resinas..... | 15 |
| 2.5. Parafinas..... | 15 |
| 2.5.1. Precipitación y deposición de las parafinas..... | 16 |
| 2.5.2. Caracterización de parafinas..... | 16 |
| 2.6. Proceso de deshidratación del crudo..... | 18 |
| 2.6.1. Factores que afectan la deshidratación del crudo..... | 19 |
| 2.7. Equipos utilizados en la deshidratación del crudo..... | 21 |
| 2.7.1. Separador gas – líquido..... | 21 |
| 2.7.2. Separadores gravitacionales..... | 22 |
| 2.7.3. Calentadores..... | 24 |
| 2.7.4. Deshidratadores electrostáticos..... | 25 |
| 2.8. Dimensionamiento de equipos utilizados en la deshidratación..... | 27 |
| 2.8.1. Diseño de separadores trifásicos..... | 27 |
| 2.8.2. Diseño de tanque de lavado..... | 30 |

| | |
|--|----|
| 2.8.3. Diseño de tratadores térmicos..... | 32 |
| 2.9. Proceso de separación del crudo, gas y agua en el campo Shushufindi. | 36 |
| 2.9.1. Deshidratación del crudo. | 36 |
| 2.9.2. Separación del crudo. | 37 |
| 2.9.3. Tanques de almacenamiento del crudo..... | 37 |
| 2.9.3. Características del crudo del campo Shushufindi. | 38 |
| 2.9.4. Condiciones operativas..... | 39 |
| 2.10. Ecuaciones de estado | 41 |
| 2.10.1. Gas ideal. | 41 |
| 2.10.2. Gas real. | 42 |
| 2.10.3. Readlich-Kwong (RK)..... | 42 |
| 2.10.4. Soave-Redlich-Kowng (SRK). | 42 |
| 2.10.5. Soave Peng-Robinson (SPR). | 43 |
| 2.11. Simulación de procesos químicos..... | 44 |
| 2.11.1. Simulador aspen HYSYS. | 44 |
| 2.11.2. Paquetes termodinámicos. | 45 |
| 2.11.3. Generador de hidrocarburos en aspen HYSYS. | 46 |
| CAPITULO III: METODOLOGÍA..... | 48 |
| 3.1. Tipo de investigación..... | 48 |
| 3.2. Recopilación de la información..... | 49 |
| 3.3. Población y muestra..... | 49 |
| 3.3.1. Población. | 49 |
| 3.3.2. Muestra. | 50 |
| 3.4. Operacionalización de variables en la deshidratación | 50 |
| 3.5. Análisis de la estación aguarico del campo Shushufindi..... | 52 |
| 3.5.1. Separadores..... | 52 |

| | |
|--|----|
| 3.5.2. Tanques de almacenamiento..... | 54 |
| 3.5.3. Tratamiento térmico. | 54 |
| 3.5.4. Bombas. | 54 |
| 3.6. Simulación en aspen HYSYS del proceso de deshidratación..... | 55 |
| 3.6.1. Criterios de diseño para la evaluación de equipos..... | 55 |
| 3.6.2. Criterios del BSW para la simulación. | 56 |
| CAPITULO IV: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS | 57 |
| 4.1. Curva ASTM D86 | 57 |
| 4.2. Composición del crudo a la entrada de las facilidades de producción. | 58 |
| 4.3. Composición del crudo a la salida de las facilidades de producción..... | 59 |
| 4.4. Estrategias para mejorar el proceso de deshidratación del crudo | 60 |
| CAPITULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES | 61 |
| 5.1. Conclusiones..... | 61 |
| 5.2. Recomendaciones | 62 |
| REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 63 |
| ANEXOS | 68 |

LISTA DE FIGURAS

| | Pág. |
|--|-------------|
| Figura 1. Ubicación del campo Shushufindi. | 6 |
| Figura 2. Mapa estructural del campo Shushufindi..... | 8 |
| Figura 3. Proceso de refinación del crudo | 9 |
| Figura 4. Teoría molecular de asfáltenos..... | 11 |
| Figura 5. Teoría coloidal de los asfáltenos | 12 |
| Figura 6. Efecto del número de carbonos del agente precipitante..... | 13 |
| Figura 7. Proceso de floculación y precipitación de los asfáltenos | 14 |
| Figura 8. Pruebas a realizar en la precipitación de parafinas | 17 |
| Figura 9. Emulsión agua en petróleo crudo..... | 19 |
| Figura 10. Representación de una estación de flujo para deshidratar el crudo | 21 |
| Figura 11. Tren de separación | 22 |
| Figura 12. Separador vertical de eliminador de agua libre..... | 23 |
| Figura 13. Calentador de fuego directo con caja de fuego vertical | 24 |
| Figura 14. Deshidratador electrostático..... | 26 |
| Figura 15. Modelo de un separador trifásico con su sección transversal | 27 |
| Figura 16. Tanque de lavado con especificaciones de diseño | 30 |
| Figura 17. Data para aspen HYSYS en la caracterización del hidrocarburo..... | 47 |
| Figura 18. Curva de destilación método ASTM D86..... | 57 |
| Figura A 1. Constante de diseño para un separador..... | 69 |
| Figura A 2. Constante de restricción para un separador horizontal..... | 70 |
| Figura B 1. Estimaciones de temperatura y tasas de tratamiento de crudo..... | 71 |
| Figura C 1. Sistema de deshidratación del campo Shushufindi..... | 72 |
| Figura D 1. Esquema para una estación del campo Shushufindi..... | 73 |
| Figura E 1. Esquema del sistema de deshidratación con bajo % de BSW..... | 74 |

LISTA DE TABLAS

| | Pág. |
|---|-------------|
| Tabla 1. Característica del fluido producido en la estación Shushufindi | 38 |
| Tabla 2. Condiciones de los fluidos en separadores | 39 |
| Tabla 3. Características del crudo..... | 39 |
| Tabla 4. Contenido del crudo | 40 |
| Tabla 5. Composición del gas..... | 40 |
| Tabla 6. Propiedades del gas | 41 |
| Tabla 7. Población de los equipos de la estación deshidratadora. | 49 |
| Tabla 8. Manejo y operación de la estación de deshidratación de crudo. | 50 |
| Tabla 9. Crudo dentro de especificación con bajo contenido de agua y sedimentos. | 52 |
| Tabla 10. Dimensiones de los equipos en la estación Aguarico..... | 52 |
| Tabla 11. Tuberías de crudo desde V-101/102 hasta B-101..... | 52 |
| Tabla 12. Tuberías de crudo desde V-0188 hasta T-001..... | 53 |
| Tabla 13. Tuberías de gas desde V-012/014/015 hasta V-0188 y T-001. | 53 |
| Tabla 14. Flujos máximos de producción..... | 53 |
| Tabla 15. Condiciones de temperatura y presión de los equipos..... | 55 |
| Tabla 16. Condiciones ambientales del área. | 56 |
| Tabla 17. Composición de entrada crudo estación Aguarico. | 58 |
| Tabla 18. Composición de salida crudo estación Aguarico..... | 59 |
| Tabla 19. Condiciones operativas de la corriente de salida de la bomba | 59 |
| Tabla F 1. Datos de producción a la salida de las facilidades de producción..... | 75 |

“ESTUDIO PARA LA OPTIMIZACION DEL PROCESO DE
DESHIDRATACION DEL CRUDO EN UNA INSTALACION DE
PRODUCCIÓN, EN UN CAMPO DEL ORIENTE ECUATORIANO”

Autor: Julissa Fabiola Vega Albán

Tutor: Ing. Carlos Alberto Portilla Lazo, MSc.

RESUMEN

La calidad del crudo que ingresa a una refinería debe cumplir con el contenido mínimo de agua para obtener sus derivados sin ocasionar problemas mecánicos a los equipos de una refinería, debido a que el petróleo crudo, producido por los pozos contiene agua, sedimentos e hidrocarburos que se encuentran emulsionados. Por tal razón se ha implementado una estación deshidratadora en un campo de la cuenca oriente; consecuentemente, a medida que transcurre el tiempo los equipos deben someterse a mantenimientos y cumplir con los estándares nominales para que su funcionamiento sea eficiente y el proceso de deshidratación sea óptimo. Actualmente el análisis de laboratorio de BSW para una muestra de crudo que ingresa a una estación deshidratadora es alto y a la salida lo ideal es que tal valor sea menor, pero el valor a la salida sigue elevado; y cuando ocurre este problema es necesario verificar el funcionamiento mediante una simulación de procesos que involucre a todos los equipos del sistema de deshidratación a fin de corroborar las condiciones operativas con las condiciones nominales de su diseño y proponer alternativas de solución.

PALABRAS CLAVE: *Deshidratación, simulación aspen HYSYS, reducción de BSW, Optimización en refinación, refinería Shushufindi-Aguarico.*

“STUDY FOR THE OPTIMIZATION OF THE CRUDE OIL
DEHYDRATION PROCESS IN A PRODUCTION FACILITY IN AN
EASTERN ECUADORIAN FIELD”

Autor: Julissa Fabiola Vega Albán

Tutor: Ing. Carlos Alberto Portilla Lazo, MSc.

ABSTRACT

The quality of the crude oil that enters a refinery must meet the minimum water content to obtain its derivatives without causing mechanical problems to the equipment of a refinery, because the crude oil produced by the wells contains water, sediments and hydrocarbons that they are emulsified. For this reason, a dehydration station has been implemented in a field in the eastern basin; Consequently, as time goes by, the equipment must undergo maintenance and comply with the nominal standards so that its operation is efficient and the dehydration process is optimal. Currently, the laboratory analysis of BSW for a sample of crude oil that enters a dehydration station is high and, ideally, at the outlet, such value is lower, but the value at the outlet remains high; And when this problem occurs, it is necessary to verify the operation by means of a process simulation that involves all the equipment of the dehydration system in order to corroborate the operating conditions with the nominal conditions of its design and propose alternative solutions.

KEYWORDS: *Dehydration, aspen HYSYS simulation, BSW reduction, Refining optimization, Shushufindi-Aguarico refinery.*

CAPITULO I: INTRODUCCIÓN

El proceso de deshidratación del crudo está diseñado para reducir el contenido de agua y sedimentos de los pozos que existen en una determinada plataforma; para obtener un crudo de bajo contenido de BSW y cumplir con los estándares de calidad de una estación de refinería. El presente trabajo consiste en realizar un estudio para optimización del proceso de deshidratación del crudo en una instalación de producción, en un campo del oriente ecuatoriano, que presenta problemas operativos de acuerdo a los análisis realizados por la empresa a la salida de la estación deshidratadora.

La metodología desarrollada consiste en una revisión bibliográfica de los parámetros estándares nominales de diseño para los separadores trifásicos, botas de gas, tanques de lavado, bombas centrifugas, tanques de almacenamiento. Además, del análisis emitido por la fuente primaria de la empresa estatal, posteriormente se realizará una simulación con el software aspen HYSYS de los equipos mencionados con la aplicación del criterio de optimización que permitirá obtener una reducción del contenido de sedimentos. El proceso de optimización realizado en el software está regido a los modelos definidos por las ecuaciones de estado a condiciones críticas debido a que en la industria del petróleo se manejan presiones y temperaturas elevadas para romper las emulsiones que se generan durante el transporte del fluido y el flujo turbulento.

El objetivo de este trabajo es mejorar el sistema de deshidratación del crudo en un campo de la cuenca oriente ecuatoriana, con el fin de mejorar las condiciones operativas y reducir el coste del proceso. Para ello también es importante conocer el estado actual de los equipos y verificar si los niveles de fluido se encuentren en los rangos nominales, por tal razón se tomó en consideración las variables operativas, y las condiciones de diseño, de manera que se logren proponer estrategias operativas que logren optimizar la deshidratación del crudo.

1.1. PROBLEMA DE INVESTIGACIÓN

La estación de flujo localizada en el campo Shushufindi de la cuenca oriente del Ecuador, presenta problemas con la deshidratación del crudo, debido a que de manera continua las cantidades de agua en el crudo a la salida de la estación oscilan del 1% al 30% de agua emulsionada, modificando las propiedades del crudo, cambiando su calidad, aumentando su volumen y modificando su contenido API. Por tal razón el agua incrementa los costes de transporte, aumento de la viscosidad del petróleo emulsionado y el contenido de sales inorgánicas como cloruros, sulfatos y carbonatos de sodio, calcio o magnesio, causan problemas de corrosión en los equipos de transporte y refinería; además provoca comportamientos anormales de la temperatura de funcionamiento de los equipos.

1.2. ANTEDECENTES

Mora, H., Garay, S., & Lara, M. (2020). En el estudio titulado “Plan de optimización en el proceso de deshidratación de crudo instalando en un tanque de alta eficiencia para evitar el consumo de energía en la planta PLTC”, se realizó en Colombia con el objetivo de optimizar el proceso de deshidratación de crudo en la planta PLTC mediante la instalación de un tanque de alta eficiencia para reducir el continuo consumo de energía. La metodología empleada para este caso consistió en identificar conceptualmente las tecnologías disponibles del mercado local con reducción energética para posteriormente evaluarlas y determinar cuál es rentable. De acuerdo a la investigación determinaron que el mayor consumo generaba el uso de recipientes a presión denominados tratadores termo electrostáticos, los tanques atmosféricos tipo “Gun Barrel” donde la optimización se logra con el empleo de tanques atmosféricos de alta eficiencia, que se considera la mejor alternativa en términos de eficiencia energética, propiedades del fluido e impacto ambiental, entre otros. Según la información recopilada y el sistema de calificación evaluado para este estudio, cumple los requisitos de la planta PLTC, proporcionando a la refinería un líquido con propiedades físicas y químicas ideales.

Calle, J. (2019). La investigación titulada “Optimización en el sistema de deshidratación de Crudo para la batería N°1, Peña Negra-Lote Z-2B”, desarrollada en Perú para el campo Peña Negra, con el objetivo de evaluar con pruebas de laboratorio los químicos desmulsificantes para inyectarse a la Batería #1 Peña Negra. La metodología consistió En actividades de campo donde de la observación y análisis de las condiciones actuales y los de fenómenos. Como resultado, el análisis global le permitió identificar las condiciones del producto que ofrecían los mayores beneficios tanto económicos como en términos de calidad del crudo. Además, se encontró que el demulsificador tiene una dosis óptima de 40 ppm, sin el uso de alta temperatura, con el demulsificador B se mostraron los mejores resultados al lograr un buen corte en la botella y la deshidratación en un tiempo más corto. Se añade que, cuanto más alta sea la temperatura, más eficazmente romperá las emulsiones para así mejorar el tratamiento de deshidratación y mantener una interfaz definida, en algunos pozos deben utilizarse dispersantes parafínicos.

Falcón, D. (2017). El proyecto de investigación titulado “Optimización del proceso de deshidratación del crudo en la planta de tratamiento del complejo de producción y facilidades Indillana (CPF) de Petroamazonas EP, bloque 15 en el año 2015. Rediseño del proceso de deshidratación del crudo en el año 2015”, realizado en Ecuador con el objetivo de optimizar el proceso de deshidratación del crudo. La metodología desarrollada se fundamentó en analizar cada uno de los equipos y verificar la eficacia de cada uno de ellos, donde se comprobó que los deshidratadores electrostáticos no cumplen la función para la que fueron diseñados. Finalmente se encontró que el tiempo de residencia actual es de 41,6 minutos y el tiempo de residencia logrado con la nueva propuesta es de 69,8 minutos, lo que significa una mejor separación y más fluido laminar, haciendo más eficiente el proceso de deshidratación.

Sotelo, C., Ramirez, R., Favela, A., & Beltran, F. (2021). Del artículo “Rigorous Dynamic Simulation of a Dehydration and Desalting Crude Oil Unit”, desarrollado en la Ciudad de México tiene como objetivo optimizar los problemas operativos en las plantas de refinería correspondiente a la unidad de deshidratación y desalinización. La metodología realizada consistió de un riguroso procedimiento inédito basado en simulación dinámica de un proceso real completo de deshidratación y desalinización utilizando el simulador aspen HYSYS, de diferentes equipos basados en la revisión de la literatura, y se propone un procedimiento especialmente diseñado para estimar los contenidos de agua y sal en

cualquier etapa de la planta. La simulación final permitió predecir el contenido de agua y sal en el crudo en condiciones reales de operación.

Dalmazzone, C., Noik, C., & Glénat, P. (2009). Del artículo expuesto en el Simposio Internacional de la SPE sobre Química de Campos Petrolíferos “Development of a Methodology for the Optimization of Dehydration of Extra-Heavy Oil Emulsions”, realizo en Texas con el objetivo de Optimizar la separación del crudo a condiciones de campo, porque el crudo producido por deshidratación por proceso térmico requiere adición de solvente, inyección de una gran cantidad de demulsificante, aditivos, temperatura de operación relativamente alta y larga retención dentro de los separadores. La metodología permitió conocer las propiedades de emulsión usando un dispositivo de dispersión que permite la reconstitución de emulsiones de crudo en condiciones hidrodinámicas. Finalmente, con un procedimiento de laboratorio de pruebas de estabilidad eléctrica se optimizo la concentración de demulsificante adecuada para lograr una separación eficaz del agua.

1.3. HIPÓTESIS

Al aplicar la simulación de procesos con el Software aspen Hysys aplicando los valores nominales de diseño, se reducirá el contenido de agua y sedimentos BSW, debido a que el contenido actual supera el 20% y se espera optimizar el BSW a la salida de las facilidades de deshidratación en 0.5%.

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. Objetivo General.

- Optimizar el proceso de deshidratación del crudo en una estación destinada a facilidades de producción ubicada en un campo del oriente ecuatoriano con el software aspen HYSYS, aplicado a los equipos existentes criterios de diseño para un bajo BSW.

1.4.2. Objetivos Específicos.

- Describir el proceso actual de la estación destinada a deshidratar el crudo en un campo del oriente ecuatoriano.
- Simular mediante el software Aspen HYSYS el proceso de la estación deshidratadora de crudo.
- Proponer estrategias para mejorar el proceso de deshidratación del crudo.

1.5. ALCANCE

El alcance del proyecto será el análisis de cada uno de los equipos de deshidratación, verificando la eficiencia de cada uno de ellos y si están cumpliendo con su función de acuerdo a las condiciones mínimas y máximas de operación de acuerdo al diseño.

1.6. VARIABLES

1.6.1. Variables Dependientes.

Manejo y operación de la estación de deshidratación de crudo

1.6.2. Variables Independientes.

Crudo dentro de especificación con bajo contenido de agua y sedimentos

CAPITULO II: MARCO TEÓRICO

2.1. DESCRIPCIÓN DEL CAMPO SHUSHUFINDI

2.1.1. Ubicación geográfica.

El campo Shushufindi está ubicado en la provincia de Sucumbíos, extendiéndose geográficamente desde $00^{\circ} 00'00''$ a $00^{\circ} 19'32''$ latitud sur y desde $76^{\circ} 35' 58''$ a $76^{\circ} 42' 26''$ longitud oeste, entre los ríos que lo bordean se encuentran; norte del río Conambo al río Ino, al este del río Aguarico al río Pavayacu, al sur del río Tiputini al río N° 5, al oeste del río Tiputini al río Añangu Cocha. Los campos limítrofes del campo aguarico Shushufindi son Libertador y Atacapi en el norte, Limoncocha y Pacay en el sur, Sasha en el oeste y las estructuras Ino, Ron y Vista. Orientado de norte a sur, su superficie es de 43.200 hectáreas o 174,82 km² (González & Santos, 1998).

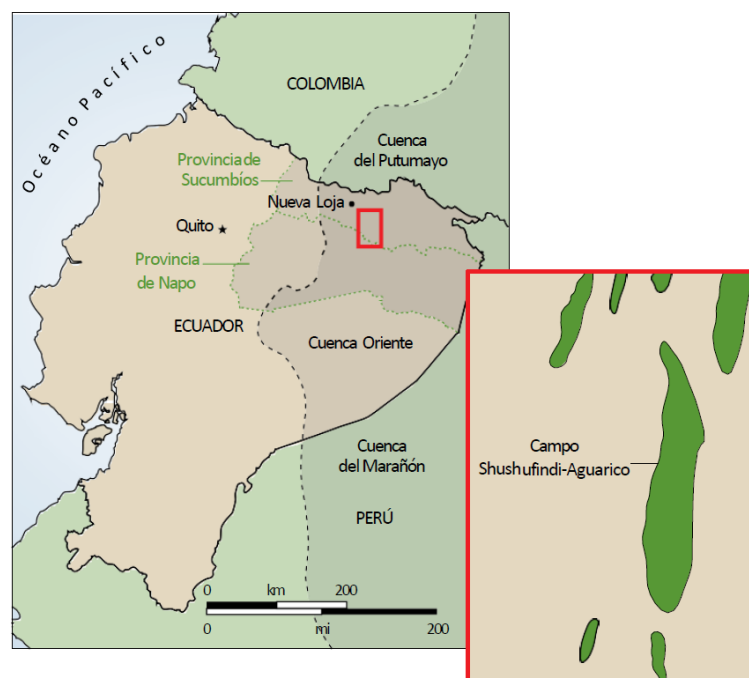


Figura 1. Ubicación del campo Shushufindi (Biedma, Corbett, Giraldo, & Vela, 2015).

2.1.2. Historia del campo.

El campo Shushufindi - Aguarico se descubrió en 1968 mediante la perforación del pozo Shushufindi 1, a una profundidad final de 9772 pies y se completó en enero de 1969, la perforación de pozos de producción comenzó en febrero de 1972 y alcanzó una producción diaria máxima de 126,400 barriles de petróleo (BP) en agosto de 1986 (Baby, Rivadeneira, & Barragán, 2004).

Las pruebas iniciales fueron de 2.496 bpd en el yacimiento U de 26,6 ° API y 2.621 bpd en el yacimiento T de 32,5 ° API. Dos reservorios están subsaturados y tienen presión de agua de manera lateral como mecanismo de producción. Los sedimentos del depósito Shushufindi - Aguarico muestran una distribución intermitente de depósitos de cuerpos de arena sobre el área. Cuenta con ciento ocho pozos y cinco estaciones de producción, las mismas que bombean crudo desde la estación central Shushufindi hasta la estación Lago Agrio, donde se envía el crudo al Sistema de Oleoductos Transecuatoriano (SOTE) (Corelab, 2004).

Es el campo de petróleo liviano más grande del este de Ecuador, gracias a la producción de petróleo liviano y gas y a las reservas existentes. Su producción diaria es un tercio de la producción total del país, y de las reservas estimadas se han extraído más de 17, 854,393.91 barriles, pero desde 1994 el campo se encuentra en una fase de madurez posterior al promedio producido. 100.000 barriles por día (Corelab, 2004).

2.13. Geología estructural.

El anticlinal Shushufindi con una orientación Norte - Sur y conformado de tres culminaciones principales: dos que se encuentran dentro del anticlinal Shushufindi y una tercera que se la denomina Aguarico como se detalla en la Figura 2. Se extrae de los estratos T y U que datan del Mesozoico, Cretácico o Pre-Cretácico Napo, un antiguo lecho marino hace 100 millones de años. En la etapa inicial de desarrollo, el petróleo local inicial se estimó en alrededor de 3,5 mil millones de barriles de petróleo, y las reservas originales se estimaron en 1,589.25 millones de barriles de petróleo (Corelab, 2004).

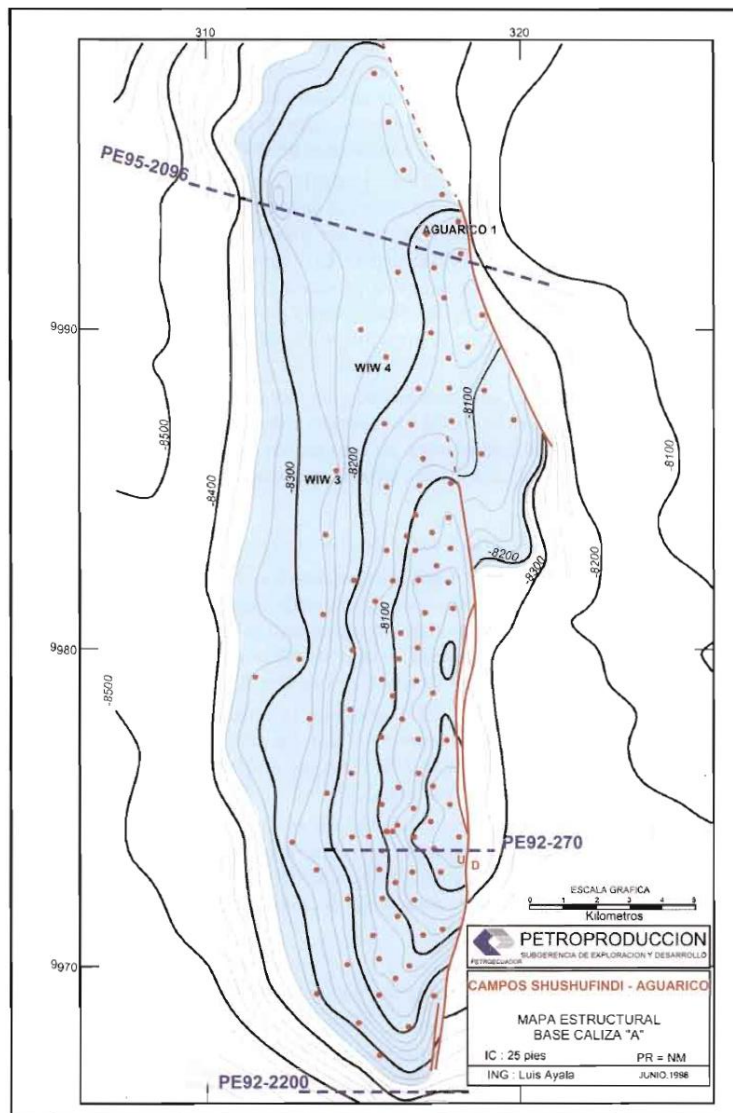


Figura 2. Mapa estructural del campo Shushufindi (Baby, Rivadeneira, & Barragán, 2004).

2.2. PROCESO DE REFINACIÓN DEL CRUDO

La refinación del crudo es una actividad compleja, porque se realizan procesos de separación física que son necesarias para separar las fracciones de los diversos hidrocarburos del petróleo crudo. En cuanto al número de procesos que se deben realizar para la obtención de derivados depende del mercado y se pueden obtener, biocombustibles, químicos, aceites y gases, que son sustancias que se manipulan de forma diaria en todo el mundo (Oiltanking , 2016).

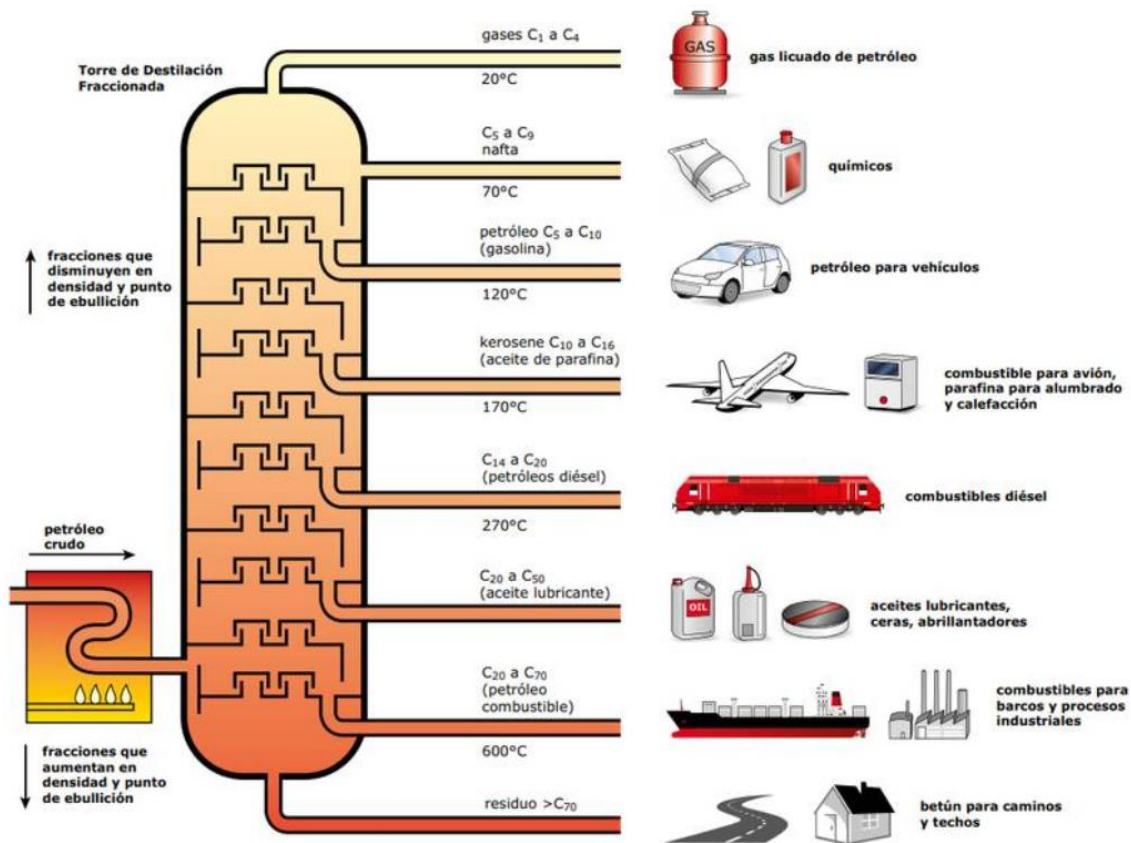


Figura 3. Proceso de refinación del crudo (Oiltanking , 2016).

Los cinco procesos fundamentales para la refinación de petróleo:

- Separación, consiste en la destilación o absorción.
- Craqueo, se realiza el rompimiento de grandes cadenas de moléculas en moléculas más pequeñas.
- Reformación, considerado como la re-disposición de la estructura molecular.
- Combinación, proceso inverso del craqueo donde se combinan moléculas más pequeñas para obtener moléculas más grandes.
- Tratamientos, se realiza la remoción química de los contaminantes que existan en el crudo.

2.3. ASFÁLTENOS

Los asfáltenos están conformados por partículas de tipo solidas semicristalinas, su color varía entre marrón o negro, son compuestos de anillos aromáticos y nafténicos de peso

molecular elevado que varían de 1.000 a 50.000 kg/kg-mol. Se caracterizan por su polaridad, estructura amorfa y la ecuación química estandarizada para los asfáltenos es $C_{74}H_{87}NS_2O$. Su nombre de asfaleno es debido a que después de estar sometido a elevadas condiciones de presión, agentes de disolución y temperatura entre otros, quedan fracciones insolubles (Borges, 2013).

El hidrocarburo cuando proviene de los pozos contiene asfáltenos en emulsiones dispersas de tipo coloidal, para lograr una disolución se debe implementar agentes químicos solventes que pertenecen a la familia de los aromáticos por ejemplo el benceno, xileno, tolueno. La característica principal de estos solventes es que deben ser insolubles en un número definido de alcano con pocos enlaces de carbono y reducido peso molecular entre ellos en n-pentano, carbón o petróleo (Borges, 2013).

La composición de la fracción insoluble varía de un tipo de petróleo a otro, y una característica común que la hace importante en los estudios de yacimientos y exploración petrolera, es que generalmente forman sedimentos o material particulado, cuando se agrupan debido a cambios en su entorno. Daño del medio poroso o taponamiento de las tuberías de producción, impidiendo el flujo de hidrocarburos desde los pozos petroleros. La cantidad de asfáltenos en el crudo varía según la fuente, la profundidad, el grado API y el contenido de azufre (Pretsch, 2002).

2.3.1. Comportamiento de asfáltenos en el petróleo.

De acuerdo con (Borges, 2013), existen dos teorías fundamentales para los asfáltenos acerca de las condiciones presentes en el petróleo crudo con una forma de material particulado las cuales son:

- **Molecular:** La molécula de los asfáltenos se encuentran disueltas en la fase líquida del petróleo crudo.
- **Coloidal:** Los asfáltenos se encuentran en el petróleo crudo formando una suspensión coloidal.

2.3.1.1. Teoría molecular.

El principal concepto de esta teoría y el cual se diferencia de la teoría coloidal, se debe a que las moléculas de los asfáltenos presentes en el petróleo crudo están como si

fueran otro tipo de moléculas. Este proceso se lo relaciona con la precipitación y asociados que dependen de los parámetros termodinámicos (Borges, 2013).

Los primeros esfuerzos para predecir el comportamiento de la fase correspondiente a los asfáltenos, a partir de un modelaje termodinámico molecular que fueron publicados por Fussel en 1979. La ecuación matemática se fundamentó de la ecuación principal de estado como se detalla en la ecuación (25). El aporte que se le agregó a las condiciones fue para asfáltenos con una parte líquida además se incluyó condiciones termodinámicas críticas porque debe predecir el comportamiento para la fase de líquido y vapor. Como resultado, los métodos convencionales de equilibrio de fases termodinámicas pueden ser utilizados para predecir el comportamiento de fase de los asfáltenos en petróleo líquido posiblemente usando una ecuación de estado en la Figura 4 se puede observar la dispersión termodinámica de las moléculas parafínicas, olefínicas, nafténicas, resinas, aromáticas y asfalténicas con la aplicación del modelo termodinámico (Borges, 2013).

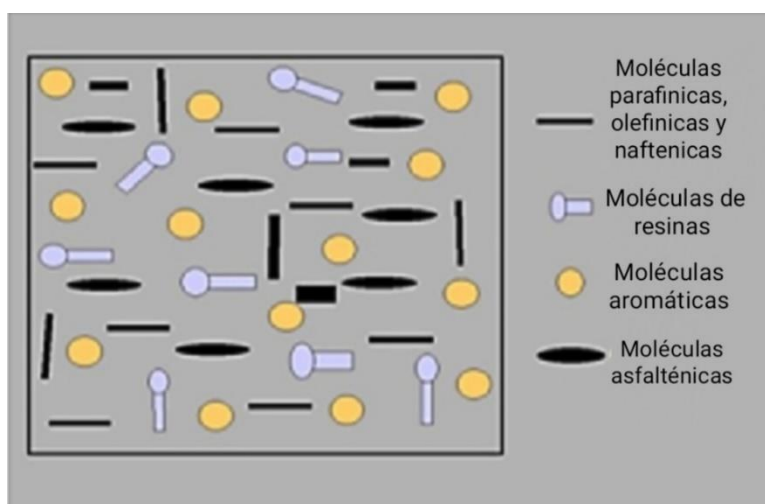


Figura 4. Teoría molecular de asfáltenos (Borges, 2013).

2.3.1.2. Teoría coloidal.

La teoría coloidal fue desarrollada por Leontaritis y Mansoori en el año de 1987, donde definieron que los asfáltenos están emulsionados con el petróleo en su estado crudo debido a que tienen capas de resinas actuando como sello, la característica de este comportamiento es de debe a su polaridad alta. Es decir que los asfáltenos tienden a estar separados en el fluido evitando su precipitación. El nombre común para los asfáltenos con recubrimiento de resina es “micelas”, también están propensas a sufrir cambios de

temperatura y presión que ocurre en las estaciones de refinería ya que en el proceso de separación ocurre cambios termodinámicos en el flujo (Borges, 2013).

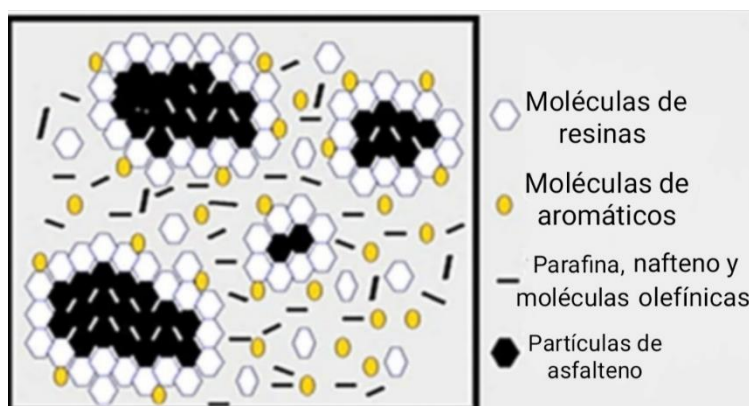


Figura 5. Teoría coloidal de los asfaltenos (Velásquez & Pereira, 2014).

El recubrimiento de la resina es “micelas”, y puede ser eliminado con la aplicación de floculante, el componente apropiado es el n-pentano y puede ocasionar una floculación irreversible. Entre los aspectos más importantes de la teoría de los asfaltenos son las cargas de tipo positiva y negativa que dependen del tipo de hidrocarburo si es aromático. Adicionalmente si a los asfaltenos se los coloca en contacto con un campo eléctrico que mantienen en suspensión las partículas debido a la interacción de las fuerzas repulsivas, cuando la magnitud de interacción es opuesta a la de los asfaltenos tienden a alejarse (Borges, 2013).

2.3.2. Composición de los asfaltenos.

Los asfaltenos de acuerdo a su característica física se encuentran en estado sólido el color característico promedio es de marrón oscuro a negro el punto de fusión aún no se lo ha establecido. La separación se logra por calentamiento, debido a que se funden lo que ocasiona un enfriamiento y se resolidifican (Borges, 2013).

Los resultados del análisis elemental realizado en una variedad de muestras de asfalteno de diferentes crudos de todo el mundo han demostrado que la composición elemental típica de las fracciones de asfalto precipitadas por n-pentano y n-eptano está presente en cantidades mínimas. El carbono y el hidrógeno difieren solo en una pequeña medida: 82 ± 3 % en peso de carbono y $8,1 \pm 0,7$ % en peso de hidrógeno (Borges, 2013).

La relación de los átomos de hidrógeno y carbono tiende a ser constante en el intervalo de 1,15 hasta $\pm 0,05$ por tal razón se establece una composición definida para los asfáltenos. Existen otras relaciones que de acuerdo a la composición de aromáticos y son las de Nitrógeno - Carbono, Oxígeno - Carbono y Azufre - Carbono (Lluch, 2012).

2.3.3. Solubilidad de los asfáltenos.

Los asfáltenos son considerados como las fracciones pesadas y polares del petróleo crudo, por su composición de sólidos los hace solubles en solventes de tipo aromático y son insolubles cuando entran en contacto con parafinas de tipo lineal. Como el petróleo crudo es una mezcla de compuesto complejos entre ellos están los asfáltenos del pentano al hexano (Borges, 2013).

Para determinar la cantidad de porcentaje en peso de precipitado, se han realizado experimentos donde el porcentaje es mayor cuando disminuye el número de carbonos del agente precipitador. Además, para los hidrocarburos posteriores al n-heptano, existe poca diferencia si se hace una comparación con los alcanos (Borges, 2013).

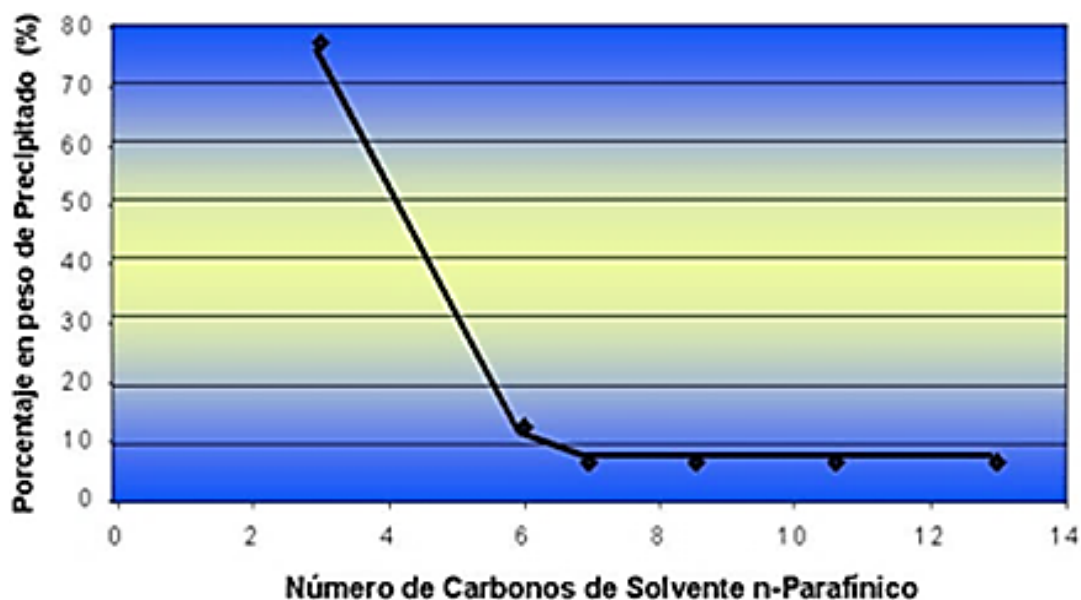


Figura 6. Efecto del número de carbonos del agente precipitante sobre la cantidad de componentes insolubles (Borges, 2013).

La cantidad de materia orgánica que no se logra disolver alrededor del 85%, es por la utilización de cadenas lineales y oleofinas como agente de precipitación. Prácticamente se logra obtener un 15% de asfáltenos (Borges, 2013).

Los cicloalcanos poseen anillos y el efecto marcado en los asfáltenos en procesos de precipitación porque se obtiene otros resultados por la implementación de hidrocarburos no aromáticos. Los componentes que hacen diluir alrededor del 99% de los asfáltenos son solventes aromáticos entre ellos se encuentran el ciclo hexano, derivados del metil y el ciclo pentano (Gheira, 2015).

2.3.4. Precipitación de asfáltenos.

La precipitación de asfáltenos de acuerdo a Wauquier (2004), es el mecanismo de separación en una parte líquida y solida de los asfáltenos generado por las condiciones de transporte, almacenamiento y refinado del crudo. Una parte de los asfáltenos no es lograda separar, los factores que influyen en la precipitación son las condiciones del medio ambiente donde se encuentran los equipos correspondientes a las facilidades de superficie como, temperaturas, presiones, calor, radiación. Y en las etapas principales de producción de un pozo los asfáltenos se depositan en el reservorio, recolector de fluido y líneas de transporte de crudo (Farías, 2021).



Figura 7. Proceso de floculación y precipitación de los asfáltenos (Borges, 2013).

2.4. RESINAS

La resina no es soluble si entra en contacto con el hidrocarburo propano en estado líquido, para este tipo de hidrocarburo solo se disuelven con n-heptano. Se caracterizan por tener anillos de hidrocarburos aromáticos enlazados, en cuanto a su forma es parecida a la de los asfáltenos y su peso molecular se encuentra en el rango de 250 Kg/kgmol a 1000 Kg/kgmol (Borges, 2013).

La resina es soluble con hidrocarburos de tipo parafínico debido a que tienen alto contenido de moléculas de parafina y aromático, las cadenas en forma de anillos alifáticas tienen en mayor cantidad en comparación de los asfáltenos; por otra parte, forman parte del núcleo en una molécula de crudo (Borges, 2013).

2.5. PARAFINAS

Las parafinas son un compuesto de hidrocarburo que a menudo se precipita en las instalaciones de producción como resultado de los cambios de temperatura y presión dentro del sistema. Las parafinas pesadas se producen como sustancias parecidas a la cera que pueden acumularse sobre la tubería de producción y pueden, si son severas, restringir la producción. La parafina normalmente se encuentra en la cabeza de pozo. Sin embargo, puede formarse en las perforaciones, o incluso dentro de la formación, especialmente en yacimientos maduros o yacimientos bajo inyección cíclica de gas (Schlumberger, 2022).

De acuerdo a (Sánchez, 2003), la clasificación de las parafinas más universalmente aceptada es la definida por ASTM-TAPPI (1963), que las ordena en función de su punto de congelación y de su índice de refracción a 212° F .

Según (Klages, 2006), los tipos de parafinas son:

- **Parafinas Macrocrystalinas:** Su estructura química está compuesta por cadenas principalmente lineales, denominadas n-parafinas, con ligeras proporciones de cadenas ramificadas (isoparafinas). Están constituidas por moléculas de 20-40 átomos de carbono.

- **Parafinas Semimicrocristalinas:** Productos cuyos puntos de fusión varían aproximadamente entre 60-80 °C. Para (Sánchez, 2003) las parafinas son hidrocarburos saturados cuyo porcentaje de n-parafinas está comprendido entre el 60 y el 40 %.
- **Parafinas Microcristalinas:** Hidrocarburos saturados en los que predominan las cadenas ramificadas de poca longitud, denominados isoparafinas, y las cadenas con sustituyentes nafténicos o ciclos saturados de 5 o 6 carbonos. Los porcentajes de n-parafinas son inferiores al 30 %, correspondiendo el resto a isoparafinas y ciclo parafinas o naftenoparafinas. Están constituidas por moléculas de 30-60 átomos de carbono.

2.5.1. Precipitación y deposición de las parafinas.

La precipitación de parafinas puede explicarse mediante modelos termodinámicos ya que se trata de un equilibrio líquido-sólido. Componentes sólidos de alto peso molecular como las parafinas se encuentran disueltos en componentes de bajo peso molecular. Si el disolvente es alterado por algún efecto termodinámico, la disolución se sobresatura y en consecuencia se produce la depositación en sitios preferenciales a una velocidad definida por la cinética (Bouzas, 2011).

La deposición de las parafinas se define como la formación y crecimiento de una capa de precipitado. La formación de depósitos de parafina depende es de factores termodinámicos, pero además de términos cinéticos y de la fluidodinámica del crudo que determinan la transferencia de materia y energía entre las fases sólido-sólido y superficie-sólido (Bouzas, 2011).

2.5.2. Caracterización de parafinas.

La caracterización de las parafinas de acuerdo con (Ariza, 2011), se puede encontrar las pruebas más importantes que permiten diagnosticar el problema de precipitación de parafinas. Estas se resumen en la Figura 8 y se definen a continuación:

- **Gravedad API:** los crudos parafínicos generalmente tienen gravedades API mayores a 35° API.

- **Análisis de Saturados, Aromáticos, Resinas y Asfáltenos (S.A.R.A):** sirve para determinar las fracciones presentes de saturados, aromáticos, resinas y asfáltenos. El análisis S.A.R.A es útil para conocer que fracciones pueden precipitar como sólidos orgánicos en el yacimiento o las líneas de producción.

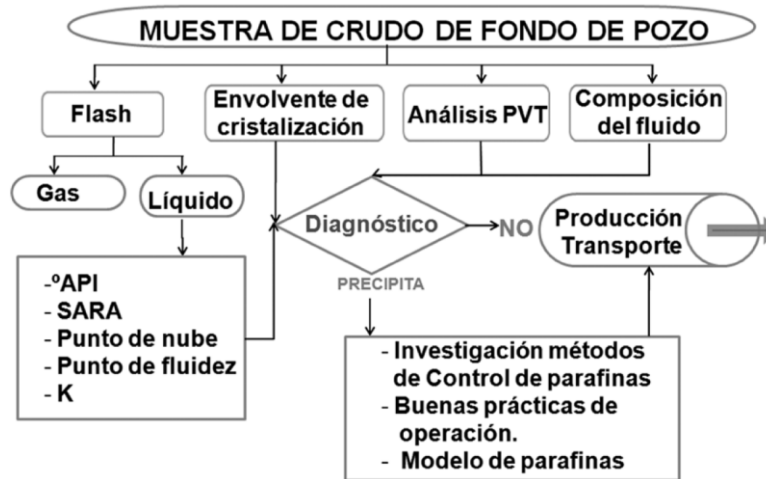


Figura 8. Pruebas que se deben realizar para el diagnóstico de precipitación de parafinas (Ariza, 2011).

Para el análisis de la precipitación de los asfáltenos se usa el índice de inestabilidad coloidal (IC) cuya relación (saturados + Asfáltenos) / (Aromáticos + Resinas) indica la tendencia a precipitar asfáltenos. Si el IC es mayor a 0.9 indica tendencia de precipitación de asfáltenos. Para las parafinas no existe un índice definido; sin embargo, se infiere que a mayor contenido de saturados (S) en un crudo, mayor es la gravedad °API y más alta será la temperatura de cristalización (Ariza, 2011).

- **El factor de caracterización de Watson (K):** sirve para determinar el tipo de crudo (aromático, parafínico o nafténico). Como se muestra en la ecuación 1, se determina a partir de la temperatura de ebullición molar promedio (T) en °R con la prueba de destilación simulada y con la densidad ρ_o (g/cc) del crudo a 60° F (Ariza, 2011).

$$K = A \exp\left(\frac{-Ea}{RT}\right) \quad (1)$$

Los valores de K entre 11.5 y 12.1 representan un crudo mixto (nafténico-parafínico), valores mayores que 12.1 indican que es un crudo parafínico, cuando es superior a 13 es altamente parafínico (Ariza, 2011).

- **Punto de cristalización y envolvente:** es la temperatura ligada a una determinada presión en que precipita el primer cristal de parafina, la cual depende de la composición del crudo. Cuando la prueba se realiza en un crudo muerto (desgasificado) a presión atmosférica se denomina punto de nube (Ariza, 2011).
- **Punto de fluidez:** se realiza en muestras de crudo muerto y es la temperatura a la cual el crudo deja de fluir. Sirve para determinar el aseguramiento del flujo de crudo por oleoductos. Si la temperatura del punto de fluidez es cercana a la de cristalización, significa que el problema de precipitación y deposición de parafinas es severa (Ariza, 2011).

2.6. PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO

El proceso de deshidratación en el crudo se lo realiza para reducir el BSW contenido de agua y sedimentos que se encuentran emulsionados en el petróleo crudo, para no tener inconvenientes con los equipos por donde fluya el hidrocarburo, el daño que ocasiona a los equipos son de carácter mecánico y elevando los costos por tratamiento de agua. Tal comportamiento se debe a que se generan emulsiones por el flujo turbulento a medida que el petróleo fluye por el tubing de producción (Mogrovejo, 2009).

La deshidratación del petróleo crudo es uno de los procesos de tratamiento inicial porque el crudo al ingresar a una estación de refinación debe cumplir con los estándares de calidad, la estación deshidratadora debe ser diseñada para un determinado volumen de procesamiento de crudo, para que el proceso sea eficiente se debe cumplir con los criterios nominales, la manera de comprobar si el crudo cumple con los requisitos de calidad es realizando pruebas de laboratorio cuando ingresan a las facilidades de producción y a la salida. La aplicación de agentes químicos que ayuden a romper las emulsiones debe ser determinada mediante análisis y conocer el volumen del soluto a aplicar (Mogrovejo, 2009).

El agua que llega a las facilidades de producción puede ser eliminada en los separadores, tanques de almacenamiento simplemente dejando la mezcla por un tiempo de residencia y los efectos de la gravedad separa las fases lo cual facilita su desecho. Además, la otra parte del agua está íntimamente combinada con el crudo en forma de una emulsión de gotas de agua dispersadas en el aceite, la cual se llama emulsión agua/aceite (W/O), como se muestra en la figura 9. En la deshidratación del petróleo se realizan dos tratamientos básicos, la primera es la separación del agua libre directamente por gravedad en la etapa de separación primaria y la segunda es la separación del agua emulsionada con el petróleo en la etapa de separación secundaria, por medio del rompimiento de la emulsión y por gravedad (Vergara, 2022).

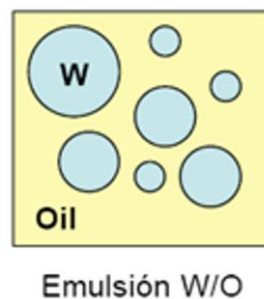


Figura 9. Emulsión agua en petróleo crudo (Vergara, 2022).

2.6.1. Factores que afectan la deshidratación del crudo.

2.6.1.1. Emulsión cruda en agua.

En el campo de la producción y refinación de petróleo, una emulsión (Andrade, 2012) considera como una mezcla de aceite líquido de tipo orgánico y agua como líquido inorgánico con las propiedades de un líquido no newtoniano.

La viscosidad de una emulsión de aceite en agua tiene un comportamiento único, se presenta cuando la concentración de agua está entre 50 y 75% en relación volumétrica, donde la mezcla es muy inestable y no se puede determinar su viscosidad. Si se supera este rango, predomina el comportamiento del agua en la emulsión y el líquido emulsionado suele asumir sus propiedades (Andrade, 2012).

2.6.1.2. Presión operación de los separadores.

La presión de operación de los separadores se debe considerar la presión de trabajo y es la sobrepresión a la que está sometido el dispositivo en condiciones normales de funcionamiento. La presión de trabajo se logra utilizando múltiples pozos, descargando a una cierta presión en el separador para evitar la contrapresión en cada uno de ellos, la presión de trabajo de los dispositivos es consultada con el personal de gerencia de planta y área operativa (León, 2001).

2.6.1.3. Temperatura de separación.

La temperatura de separación interviene en el proceso de tal manera que si ésta disminuye aumenta la recuperación de hidrocarburo líquido en el separador, sin embargo, si ésta es muy baja puede formar hidratos, y adicionalmente se debe considerar una temperatura a la que actúen de manera eficiente los químicos emulsificantes (Molina, Sanchez, & Roman, 2009).

2.6.1.4. Temperatura del agua de recirculación.

La temperatura del agua de recirculación de acuerdo a (Molina, Sanchez, & Roman, 2009), la importancia del aumento de temperatura significa que en el caso de la salida de petróleo crudo parafínico al tanque de surgencia no se altera, también contribuye a la destrucción de la interfaz agua-petróleo crudo.

2.6.1.5. Tamaño de la partícula de líquido.

En el libro de (Arnold & Stewart, 2008), las gotas que varían en tamaño de 10 a 140 micrómetros, el extractor de neblina puede removerlas sin inundarse. Si el extractor de neblina se inunda, el separador no puede separar el gas de la fase líquida.

2.6.1.6. Tiempo de residencia.

El tiempo de residencia para que las fases líquida y gaseosa se equilibren bajo la presión del separador, es necesario retener una cierta cantidad de líquido, el llamado tiempo de retención o tiempo de residencia, que se define como el tiempo medio durante el cual una molécula es retenida en un recipiente (Oña & Palma, 2016).

2.7. EQUIPOS UTILIZADOS EN LA DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO

Cuando el pozo empieza a producir desde el reservorio el fluido se dirige al recolector de flujo de producción, donde llega las producciones de todos los pozos que existen en el campo petrolífero. En el ejemplo de la Figura 10 se detalla los equipos que intervienen en la deshidratación del crudo los separadores pueden ser de tipo bifásico o trifásico dependiendo de las condiciones del petróleo crudo se instalan, con el propósito de separar las fases que coexisten como el agua, petróleo y gas; en casos esenciales se aplica calor y electricidad a las emulsiones (Velasco & Latorre, 2013).

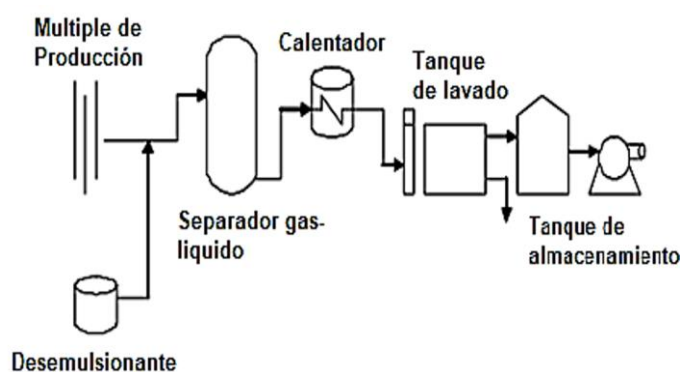


Figura 10. Representación esquemática de una estación de flujo para deshidratar el crudo (Velasco & Latorre, 2013).

2.7.1. Separador gas – líquido.

Los separadores horizontales o verticales bifásicos para gas y líquido son implementados cuando la fase predominante en el petróleo crudo es el gas, para ellos el crudo debe hacer contacto con los deflectores o placas de impacto para facilitar la separación de gas y líquido al reducir la velocidad y la diferencia de densidad. El número de separadores varía según el volumen de producción de petróleo y gas en las estaciones (Ramírez , 2013).

Se distinguen cuatro divisiones:

- Separación primaria: implica la introducción de una mezcla de crudo, agua y gas.
- Separación secundaria: Es el nivel de separación máxima del líquido por acción de la gravedad.
- Eliminación de neblina: consiste en separar las gotitas de líquido que aún contienen gas.
- Acumulación de líquido: consiste en el fondo del separador, que actúa como recipiente colector, tiene un control de nivel con flotador para hacer frente a la cantidad de líquido generado por la producción de los pozos.

Un separador vertical funciona de manera eficiente para condiciones bajas de gas, el valor promedio en pies cúbicos por barril es de 500. En cuanto a los separadores de forma horizontal las limitaciones son pocas, adicionalmente tiene en su parte interna una herramienta para controlar la espuma. En la práctica se los coloca en conjunto, como se detalla en la figura 11 (Goyes & Cristian, 2018).



Figura 11. Tren de separación (Goyes & Cristian, 2018).

2.7.2. Separadores gravitacionales.

La separación por gravedad se realiza en grandes recipientes denominados reservorios, tanques de sedimentación, tanques de lavado también llamados, “Gun barrels” y eliminadores de agua libre (EAL o Free Water Knockout FWK).

Los eliminadores de agua libre (E.A.L) se utilizan para eliminar grandes cantidades de agua que se forman en una corriente, pero que no se emulsionan, y que se asientan fácilmente en menos de 5 a 20 minutos. El petróleo crudo procedente del decantador todavía contiene de 1 a 30% de agua emulsionada (McCabe & Smith, 2016).

Un separador gravitacional tiene agentes químicos para evitar daños internos debido a la corrosión cuando procesa fluidos con alta salinidad, la operación es manual tiene los mismos componentes que un separador común, su característica principal se debe a que es económico porque separa el agua emulsionada por los efectos de gravedad, y no necesita de combustibles para su funcionamiento (Goyes & Cristian, 2018).

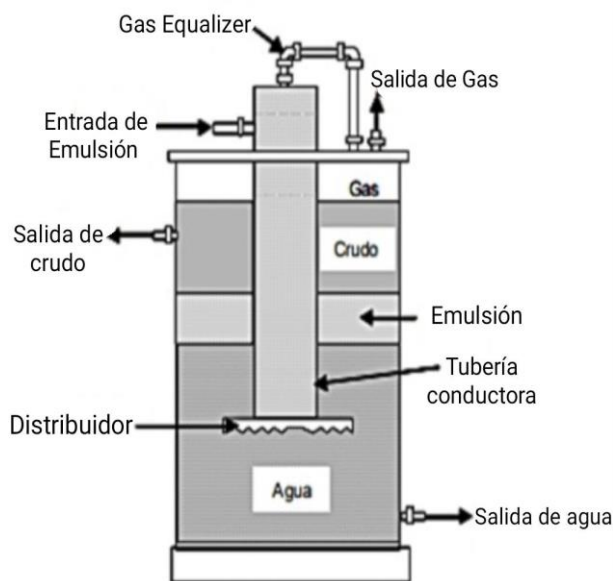


Figura 12. Separador vertical de eliminador de agua libre (Goyes & Cristian, 2018).

La figura 12, muestra los componentes fundamentales de un tanque de lavado, se encuentra dentro de la categoría de separadores gravitacionales porque debe transcurrir un determinado tiempo de residencia para que las fases emulsionadas se dividan en líquido, gas y agua; en la parte inferior tiene la salida de agua a manera de una llave que conecta a una piscina de tratamiento de agua; en la parte superior tiene una línea para la salida de gas. La separación ocurre porque tiene en su interior un sistema de venteo (Marfisi & Salager, 2016).

La desventaja que presentan los tanques de lavado está en relación a las variables de producción debido al flujo turbulento que ocurre en las líneas de flujo y a los cambios de presión y temperatura que pueden ser por las condiciones climáticas o por equipos que se encuentran alrededor del sistema de tratamiento. En cuanto al tiempo de residencia puede durar horas o días, los factores que definen el intervalo de tiempo son el tipo de emulsión y la presencia de gas (Marfisi & Salager, 2016).

2.7.3. Calentadores.

Los tratadores o calentadores aplican calor de manera directa o indirecta, en la industria del petróleo los más implementados son los calentadores directos. Entre los problemas comunes son ocasionados por el contenido de BSW de las emulsiones y la ventaja principal es que no se limita a la cantidad de fluido de producción. Su funcionamiento depende del combustible lo que genera gastos adicionales (Marfisi & Salager, 2016).



Figura 13. Calentador de fuego directo con caja de fuego vertical (Sigma Thermal, 2021).

El petróleo crudo con bajo contenido de BSW obtenido a la salida de una estación deshidratadora de acuerdo a Wauquier (2004), se encuentra caliente por tal razón se recomienda mezclarlo con la emulsión antes de que ingrese a un calentador para optimizar el proceso de separación.

La etapa de suministro en los calentadores debe ser sin la fase gaseosa para posteriormente ser enviada a la parte inferior y así poder eliminar el agua y sedimentos que por general son en forma de arena. Luego se hace un segundo calentamiento para eliminar partículas de gas de la emulsión; por último, se realiza un baño de agua para que las partículas de carácter sólido se sedimenten en el fondo del equipo (Marfisi & Salager, 2016).

Problemas comunes por la acumulación de sedimentos:

- Reducción del volumen interno lo cual restringe el flujo del fluido.
- Bloqueo durante el intercambio de calor, si el problema no es controlado a futuro daña el equipo.
- Causa anomalía en las lecturas para los equipos externos como de medición y control.
- Corrosión.

La acumulación de sólidos puede ser controlada mediante el equipo hidrojet, la presión de operación oscila entre los 20 a 30 psi, pero adicional a la presión del calentador. Otra solución es colocando un inhibidor de corrosión. Para los calentadores de suministro de calor indirecto la tubería que contiene al crudo es cubierta por el agua caliente (Falcón, 2017).

2.7.4. Deshidratadores electrostáticos.

Los deshidratadores electrostáticos generalmente tienen características similares a los separadores de presión mecánicos, con la adición de un mecanismo de electrodos y en su parte interior genera altos voltajes. Las ondas de la fuerza eléctrica ocasionan que las partículas pequeñas de agua se agrupen y formen gotas más grandes lo que facilita la coalescencia y con el efecto de la gravedad se depositan permitiendo así su separación. (Marfisi & Salager, 2016).

Los deshidratadores electrostáticos tienen un mecanismo de transferencia de campo eléctrico y una pequeña parte de calor que se suministra al crudo por conducción térmica, con este tipo de equipos se logra obtener un crudo con menor al 1% de sedimentos y agua BSW. Posee tres secciones dos de calentamiento, la diferencia de las 3 primeras secciones son las longitudes. Y la otra sección se conoce como la, sección de sedimentación de agua en suspensión para la producción de petróleo crudo puro, como se muestra en la Figura 14, las rejillas de electrodos de alto voltaje están ubicadas en la parte superior del contenedor sobre la interfaz agua-aceite (Guzmán, Morataya, Layrisse, & Ramos, 1996).

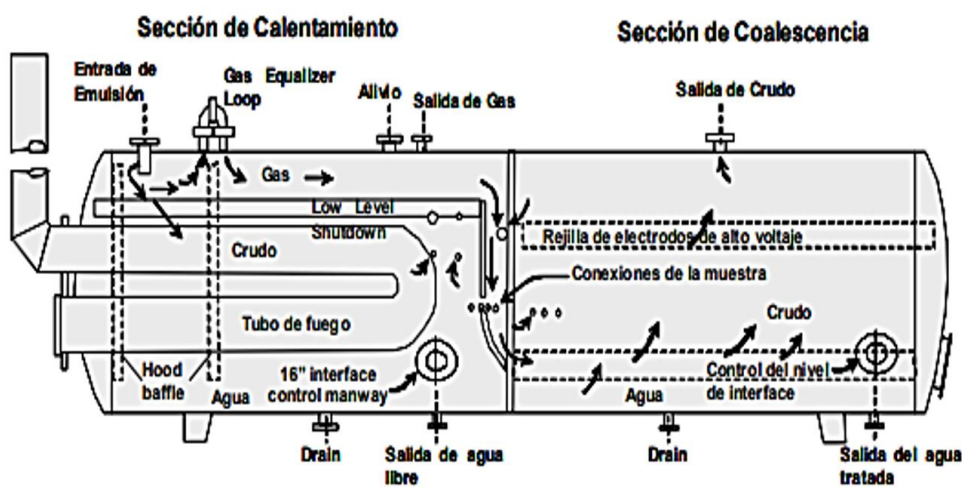


Figura 14. Deshidratador electrostático (Guzmán, Morataya, Layrisse, & Ramos, 1996).

De acuerdo a (Sinnott & Towler, 2019), define que los tratadores o separadores electrostáticos se usan cuando:

- El combustible de tipo gas utilizado para calentar al crudo no hay o el precio es elevado.
- La reducción del API es obligatoria.
- Grandes volúmenes de petróleo crudo proveniente de los pozos deben ser reducido el BSW.

2.8. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS UTILIZADOS EN LA DESHIDRATACIÓN

A continuación, se describe el procedimiento de diseño, para el dimensionamiento de los equipos utilizados en la deshidratación del crudo, los modelos matemáticos de la ecuación (2) hasta la ecuación (22), corresponden al sistema internacional de unidades; cabe recalcar que, para colocar en las ecuaciones valores que tengan unidades del sistema inglés, se debe cambiar los valores constantes iniciales que poseen las ecuaciones tal y como se detalla en los libro de (Maurice & Ken, 2008) y (Larry & Kenneth, 2007).

2.8.1. Diseño de separadores trifásicos.

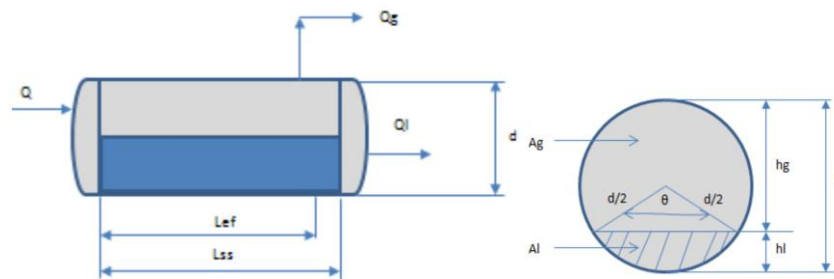


Figura 15. Modelo de un separador trifásico con su sección transversal (Velasco & Latorre, 2013).

Las variables detalladas en la Figura 15 son:

- A_g : área ocupada por el gas, m^2 .
- A_o : área ocupada por el petróleo, m^2 .
- A_w : área ocupada por el agua, m^2 .
- d : diámetro del separador, mm.
- h_g : altura del gas en el separador, mm.
- h_l : altura del líquido en el separador, mm.
- h_o : altura de la capa de petróleo en el separador, mediante ecuación (2), mm.
- h_w : altura de la capa de agua en el separador, mm.
- θ : ángulo formado del centro a la interfase gas-líquido, grados.

Altura de la capa de petróleo en el separador.

$$h_l = h_o + h_w \quad (2)$$

El tiempo de retención del gas con el tiempo requerido por la gota para caer, se obtiene ecuación de restricción de gas en la ecuación (3). Los parámetros β y α , se los obtiene de las figuras A1 y A2 del Anexo A.

$$dL_{eff} = 34.5 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \alpha} \right) \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (3)$$

Donde:

- L_{eff} : longitud efectiva del separador, m.
- d : diámetro del separador, mm.
- Q_g : flujo de gas, SCMH.
- Z : factor de compresibilidad del gas, adimensional.
- T : temperatura de operación, °K.
- P : presión de operación, kPa.
- β : fracción de altura del líquido con respecto al diámetro del separador, adimensional.
- α : fracción de área del líquido con respecto al área total del separador, adimensional.
- ρ_g : densidad del gas, kg/ m³.
- ρ_o : densidad del petróleo, kg/ m³.
- C_D : coeficiente de arrastre, adimensional.
- d_m : diámetro de la gota, micrómetros.

El tiempo de retención del líquido se obtienen en la ecuación (4).

$$d^2 * L_{eff} = \frac{Q_o t_o + Q_w t_w}{4,71 \times 10^{-5} * \alpha} \quad (4)$$

Donde:

- Q_o : tasa de petróleo (m³/h).

- Q_w : tasa de agua (m³/h).
- t_o : tiempo de retención de petróleo, min.
- t_w : tiempo de retención de agua, min.

La altura máxima de la capa de petróleo en el separador para que permita la separación de agua del petróleo, se la calcula con la ecuación (5).

$$h_{o,max} = 0,033 * \frac{t_o * \Delta SG * dm^2}{\mu} \quad (5)$$

Donde:

- $h_{o,max}$: altura máxima del petróleo en el separador, mm.
- μ : viscosidad del petróleo, cp.
- ΔSG : diferencia de gravedades específicas de líquido, adimensional.

La fracción de agua respecto al área total se la obtiene de la ecuación (6).

$$\alpha_w = \frac{\alpha * Q_w * t_w}{Q_o * t_o + Q_w * t_w} \quad (6)$$

Donde:

- α_w : fracción de área del agua con respecto al área total, adimensional.

El diámetro máximo de separación petróleo y agua se calcula de la ecuación (7).

$$d_{max} = \frac{h_{o,max}}{\beta - \beta_w} \quad (7)$$

Donde:

- β_w : fracción de altura del agua con respecto al diámetro del separador, adimensional.
- d_{max} : diámetro interno máximo del separador, mm.

La capacidad del gas se la calcula con la ecuación (8).

$$L_{SS} = L_{eff} + d/1000 \quad (8)$$

Donde:

- L_{SS} : Longitud de costura a costura para el gas, mm.

La capacidad del líquido se calcula con la ecuación (9).

$$L_{SS} = \left(\frac{4}{3}\right) * L_{eff} \quad (9)$$

Donde:

- L_{SS} : Longitud de costura a costura para el líquido, mm.

2.8.2. Diseño de tanque de lavado.

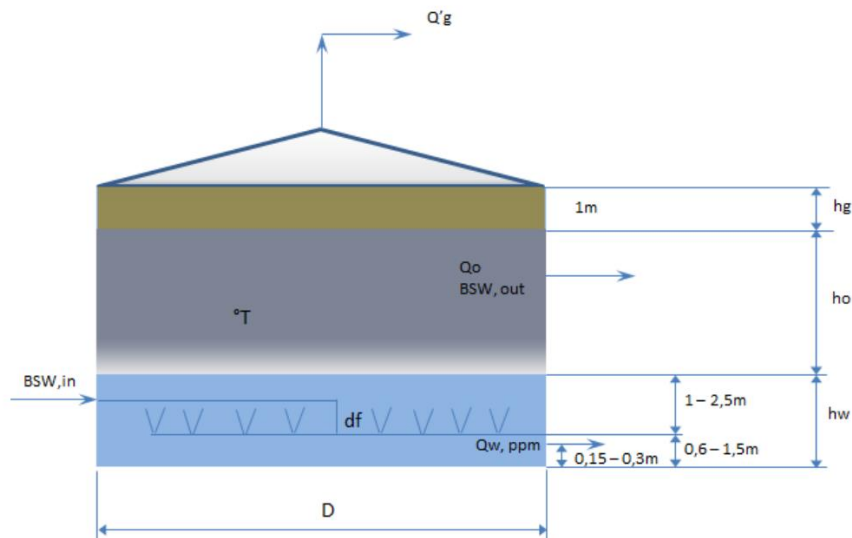


Figura 16. Tanque de lavado con especificaciones de diseño (Velasco & Latorre, 2013).

Las variables detalladas en la Figura 16 son:

- $BSWin$: agua y sedimentos en la entrada del tanque, %.
- $BSWout$: agua y sedimentos a la salida de petróleo, %.
- Q_o, Q_w : tasa de petróleo y agua, salida del tanque, m^3/h .
- Q_g : tasa de gas de salida del tanque, SCM/h.
- D : diámetro interno del tanque, mm.
- h_w, h_o, h_g : altura del agua, petróleo y gas, mm.
- T : temperatura del tratamiento para la emulsión, °K.

Las ecuaciones para el dimensionamiento de tanques de lavado son análogas a las correlaciones de tratadores verticales, y varían dependiendo del tipo de norma que se aplique. Además, para este caso el patrón de flujo y la geometría son similares, cuando los equipos tienen problemas de cortocircuito que se generan por la mala distribución del flujo debido a su gran diámetro, se debe incluir en los modelos matemáticos un factor en la relación; F que hace referencia al corto circuito (Velasco & Latorre, 2013).

$$d = 25230 \left[\frac{F Q_o \mu_o}{\Delta SG d_m^2} \right]^{1/2} \quad (10)$$

Donde:

- d : mínimo diámetro interno del tanque de lavado, mm
- F : factor de corto circuito, adimensional.
- Q_o : flujo de petróleo, m³/h.
- μ_o : viscosidad del petróleo, cp.
- ΔSG : diferencia de gravedad específica entre el agua y el petróleo, adimensional.
- d_m : diámetro de la gota de agua, micrómetros.

la altura mínima costura a costura del tanque de lavado se calcula con la ecuación (11).

$$H = 2600 + h_o \quad (11)$$

Donde:

h_o : altura de la sección de coalescencia del petróleo mm.

la altura mínima costura a costura del tanque de lavado se calcula con la ecuación (12).

$$H = 5000 + h_o \quad (12)$$

2.8.3. Diseño de tratadores térmicos.

2.8.3.1. Tratadores térmicos.

La principal fuente de separación de emulsión O/W en el tratamiento térmico tradicional es el aporte de calor con la ecuación (13):

$$q = 1100 * Q_o * \Delta T * [0.5 * SG_o + 0,1] \quad (13)$$

Donde:

- q : calor de ingreso, kW.
- Q_o : flujo de petróleo a ser tratado, m³/h.
- ΔT : incremento en temperatura, °C, °K.
- SG_o : densidad específica del petróleo relativa al agua, adimensional.

Para calcular el diámetro interno del tratador térmico horizontal, se debe utilizar la ecuación (14). Pero debe cumplir la condición del tiempo de retención de la ecuación (15).

$$d * L_{eff} = 5.0 \times 10^5 \frac{F * Q_o * \mu_o}{\Delta SG * d_m^2} \quad (14)$$

$$d^2 * L_{eff} = \frac{Q_o * t_o}{3.535 \times 10^{-5}} \quad (15)$$

Donde:

- d : diámetro interno del tratador, mm.
- ΔSG : diferencia de gravedad específica entre agua-petróleo, adimensional.
- Q_o : flujo de petróleo, m³/h.
- d_m : diámetro de la gota de agua, micrómetros.
- μ_o : viscosidad del petróleo, cp.
- F : factor de corto circuito, adimensional.
- L_{eff} : longitud efectiva del tratador, mm.
- t_o : tiempo de retención del petróleo, mi.

Para calcular el diámetro interno del tratador térmico vertical, se debe utilizar la ecuación (16). Pero debe cumplir la condición de sedimentación de la ecuación (17).

$$d = 25230 * \left[\frac{F * Q_o * \mu_o}{\Delta s g * d_m^2} \right]^{1/2} \quad (16)$$

$$d^2 * h = \left[\frac{Q_o * t_o}{4,713 \times 10^{-8}} \right] \quad (17)$$

Donde:

- h : altura de coalescencia, mm.

Procedimiento descrito por (Velasco & Latorre, 2013).

1. Seleccionar la temperatura de tratamiento de la emulsión mediante la figura B1 del Anexo B.
2. Determinar la entrada de calor requerida con la ecuación (13).
3. Determinar propiedades de fluidos a la temperatura del tratamiento.
4. Seleccionar el tipo de tratador térmico, horizontal o vertical.
5. Seleccionar el tamaño de gota mínimo que debe ser separada con datos experimentales o usando las ecuaciones (18) o (19).

Donde d_m (1%), tamaño de gota de agua a separar en micrómetros en tratadores convencionales y tratadores térmicos electrostáticos para alcanzar un corte de agua de 1%. Siendo que la ecuación (18) válida para tratadores convencionales con viscosidades de petróleo en el siguiente rango $\mu_o < 80$ cp. Para cortes de agua diferentes a 1%, se utiliza la ecuación (19):

$$d_{m(1\%)} = 200 * \mu_o^{0,25} \quad (18)$$

$$\frac{d_{m(x)}}{d_{m(1\%)}} = W_c^{0,33} \quad (19)$$

2.8.3.2. *Tratadores térmicos electrostáticos.*

Al igual que los tratadores térmicos convencionales, los tratadores térmicos electrostáticos deben cumplir la ecuación (20), para una temperatura de tratamiento requerida.

$$q = 1100 * Q_o * \Delta T * [0,5 * SG_o + 0,1] \quad (20)$$

Donde:

- q : calor de ingreso, kW.
- Q_o : tasa de petróleo a ser tratado, m^3/h .
- ΔT : incremento en temperatura, °C, °K.
- SG_o : gravedad específica del petróleo con respecto al agua, adimensional.

Para el tratador térmico electrostático horizontal la sección de sedimentación, debe cumplir la ecuación (21):

$$Ar = \frac{Q_o}{Q_o''} \quad (21)$$

Donde:

- Ar : área de coalescencia requerida, m^2 .
- Q_o : tasa de petróleo a ser tratado, m^3/h .
- Q_o'' : tasa para tratamiento de petróleo, m^3/h .

Para el tratador electrostático debe cumplir la ecuación (22):

$$A_s = \frac{d * L}{2} \quad (22)$$

Donde:

- A_s : área de coalescencia seleccionada, m^2 .
- d : diámetro del tratador, mm.
- L : longitud total del tratador, mm.

Procedimiento descrito por (Velasco & Latorre, 2013).

1. Seleccionar la temperatura de tratamiento de la emulsión.
2. Determinar la entrada de calor requerida con la ecuación (20).
3. Determinar propiedades de fluidos a la temperatura de tratamiento.
4. Seleccionar el tipo de tratador electrostático, horizontal o vertical.

Para el tratador térmico electrostático horizontal, se debe realizar para los diámetros y longitudes estándares, seleccionar las dimensiones del tratador térmico electrostático equivalente a un tratador térmico convencional, que cumpla con el requerimiento de calor, calculado con la ecuación (20) y se debe seguir los siguientes pasos.

1. Verifique los requisitos de calor, para que el equipo seleccionado sea adecuado para sus capacidades de procesamiento; es decir, con la tasa de petróleo, agua y gas.
2. Seleccionar el flujo de tratamiento Q_o , m³/h de acuerdo al °API y al tipo de tratador electrostático de la figura B1 del Anexo B.
3. Calcular el área de coalescencia requerida de acuerdo al flujo de petróleo a ser tratado y al flujo de tratamiento del punto anterior con la ecuación (21).
4. Calcular el área de la sección de coalescencia del tratador electrostático seleccionado con la ecuación (22).
5. Verificar que el área de coalescencia requerida en el punto 3 sea mayor que el área de la sección de coalescencia del punto 4 del tratador electrostático seleccionado. Si la condición no se cumple esta condición y las demás si, entonces seleccionar otro tratador hasta que cumpla todos los requerimientos de diseño.

Para el tratador térmico electrostático vertical, los procedimientos son:

1. Para el tratador vertical se debe realizar para varios diámetros y longitudes estándares, seleccionar las dimensiones del tratador térmico electrostático corresponde a un tratamiento térmico convencional que cubre la demanda de calor calculada según la ecuación (20).
2. Además del requerimiento de calor, verificar que el equipo seleccionado cumpla con las capacidades de tratamiento; es decir, con el flujo de petróleo, agua y gas.

2.9. PROCESO DE SEPARACIÓN DEL CRUDO, GAS Y AGUA EN EL CAMPO SHUSHUFINDI.

En el campo Shushufindi, que forma parte de la cuenca oriental ecuatoriana, se extrae petróleo o crudo, gas y agua de pozos ubicados en diferentes localizaciones o en islas productoras y se envía a una estación de deshidratación de crudo para su separación mediante una serie de procesos que existe en el diagrama de flujo de procesos del Anexo C.

2.9.1. Deshidratación del crudo.

En el campo Shushufindi, descrito anteriormente, al igual que en otros campos, el principal problema de la deshidratación del crudo es la formación de emulsiones, debido a los agentes emulsificantes presentes en la interfase agua petróleo y a la alta agitación durante la producción y transporte, las mismas que deben ser tratadas por diferentes métodos, ya sean químicos, mecánicos o térmicos; dependiendo de las características técnicas y económicas de cada campo (Benavides & Nuñez, 2011).

En el proceso de deshidratación del crudo el principal objetivo es la eliminación del agua, tanto libre como emulsionada, ya que esta contiene sales inorgánicas, tales como cloruros, sulfatos; metales pesados como vanadio, plomo y cadmio; carbonatos de sodio, calcio o magnesio, pero principalmente dióxido de carbono en solución, mismo que al reaccionar con las sales presentes en el agua produce carbonato de calcio (CaCO_3) y ácido carbónico (HCO_3) capaces de provocar incrustaciones y corrosión respectivamente, en las instalaciones de: superficie, transporte y refinación, además de disminuir la capacidad de almacenamiento, producción y transporte del crudo. Es necesario romper la emulsión que se forma durante la agitación del transporte del crudo desde los pozos hasta la estación de tratamiento y realizar una correcta deshidratación para obtener un petróleo con el BSW menor al 1% (Benavides & Nuñez, 2011).

Para obtener un resultado óptimo del proceso de deshidratación de crudo se debe conseguir:

- Un mínimo costo del proceso
- Máxima velocidad y separación
- Mínima cantidad de aceite en el agua separada y
- Buena definición de la interfase agua – petróleo

El crudo, gas y agua ingresan al sistema con una presión aproximada de 70 psi y 165°F de temperatura, el proceso inicia con tres separadores, los mismos que mediante sus cuatro secciones internas liberan el crudo del gas y del agua.

2.9.2. Separación del crudo.

Los separadores trifásicos descargan crudo con una temperatura aproximada de 165 °F hacia los intercambiadores de calor agua/crudo, donde se eleva la temperatura cerca de los 190 °F, logrando reducir la viscosidad y de esta manera facilitando la separación de partículas de agua y gas que todavía permanecen en el crudo, el fluido es direccionado a las botas de gas, las mismas que con sus placas deflectoras ayudan a la separación del gas con el crudo, luego el fluido va a almacenarse en los tanques (Falcón, 2017).

2.9.3. Tanques de almacenamiento del crudo.

El crudo almacenado en los tanques, mediante tiempo de residencia decanta el agua libre que contiene el crudo por gravedad formando un colchón de agua que se mantiene aproximadamente en 4 ft si este sobrepasa, el agua es desalojada y enviada hacia los tanques de agua mediante bombas, este proceso ayuda a mantener el crudo a una temperatura aproximada de 160 - 170°F, es importante mantener en esta temperatura el crudo puesto que ayuda a reducir la viscosidad, adicional si se mantiene ese colchón sirve como tanque de lavado en el que las moléculas de agua se adhieren a ese colchón y facilita su separación (Falcón, 2017).

2.9.3. Características del crudo del campo Shushufindi.

Las muestras para el análisis de crudo del campo Shushufindi y sus estaciones se tomaron del tanque del oleoducto de la estación central, donde se recibe todo el crudo producido, y de las unidades ACT de cada estación. El grado API se midió en condiciones ambientales, pero se informó a 60 ° F o 15,66 ° C, la gravedad específica se determinó mediante la fórmula API, la viscosidad cinemática se midió a 104 °F o 40 °C y la dinámica se basó en el cálculo de la densidad del petróleo crudo (Benavides & Nuñez, 2011).

Los datos de referencia del contenido de agua y sedimentos BSW, se toman del documento Comparación de capacidades de producción en el área de Shushufindi - Aguarico. El resto de parámetros se determinaron de acuerdo con los estándares indicados en las tablas correspondientes. Para las pruebas realizadas en agua, se tomaron muestras de los tanques de lavado de cada estación y se tomaron medidas a temperatura ambiente.

Tabla 1: Característica del fluido producido en la estación Shushufindi - Aguarico (Petroecuador, 2021).

| Parámetro | Normas | Unidad | Valor |
|-----------------------------|----------------------------|-----------|-----------------|
| Petróleo | | | |
| API | ASTM D-1298 | °API | 28,00 |
| Densidad relativa del crudo | ASTM D-1298 | – | 0,8871 |
| Viscosidad dinámica | $\mu = \rho \times \delta$ | cp | 16,82 @ 104 °F |
| Viscosidad cinemática | ASTM D 445 03 | cSt | 18,97 @ 104 °F |
| Contenido de sólidos | ASTM D 473 02 | % Masa | 0,024 |
| BSW referencial | – | % Volumen | 33,20 |
| BSW por destilación | ASTM D4006 81 | % Volumen | 0,15 |
| Contenido de azufre | ASTM D4294 -98 | % Masa | 0,99204±0,00044 |
| Agua | | | |
| pH | ASTM 1293-84 | gr/cm^3 | 7,01 |
| Densidad | ASTM D854 | ppm | 1,027 @29°C |
| Salinidad | HACH 10073 | ppm | 22800 |
| Aceite en agua | PAC – 08 | ppm | 6 |
| Dureza total | HACH 8213 | ppm | 6900 |
| Dureza cálcica | HACH 8204 | ppm | 5600 |
| Dureza magnésica | – | ppm | 1300 |

2.9.4. Condiciones operativas.

Tabla 2: Condiciones de los fluidos en separadores (Petroecuador, 2021).

| Parámetro | Valor | Unidad |
|------------------------------|--------------|---------------|
| Temperatura máxima operación | 85 | °C |
| Temperatura mínima operación | 65 | °C |
| Presión operación | 3320 | Kpa |
| GOR constante | 37 | scm/m3 |
| GOR constante | 200 | SCF/STB |

Tabla 3: Características del crudo (ARCH, 2021).

| Temperatura | Curva de densidades | Curva de viscosidades | Curva de destilación (Método D86) | |
|-----------------------|----------------------------|------------------------------|--|-----------------|
| Temperatura, °C | Densidad Kg/m3 | Viscosidad, cSt | Volumen, % | Temperatura, °C |
| 16 | 901,53 | - | 5 | 41 |
| 49 | 893,22 | 45 | 10 | 70 |
| 79 | 870,12 | 28 | 20 | 110 |
| 109 | 859,26 | 17 | 30 | 140 |
| Azufre, % peso: 0,992 | | | 40 | 151 |
| °API estándar: 28 | | | 50 | 178 |
| Factor KUOP: 11,25 | | | 60 | 190 |
| | | | 70 | 194 |

Tabla 4: Contenido del crudo (Petroecuador, 2021).

| Parámetro | Valor |
|--|-------|
| pH | 7,01 |
| Alcalinidad total, ppm CaCO ₃ | 596 |
| Dureza total, ppm CaCO ₃ | 6900 |
| Cloruro, ppm | 29750 |
| Hierro, ppm | 18 |
| Sulfatos SO ₄ , ppm | 82 |
| H ₂ S en agua, ppm | 0,15 |
| Aceite en agua, ppm | 6 |
| Sólidos totales TDS, ppm | 34350 |
| Sólidos suspendidos TSS, ppm | 14 |
| Densidad específica | 1,027 |
| Viscosidad cP @ 71°C | 0,4 |

Tabla 5: Composición del gas (Petroecuador, 2021).

| Componente | Fracción molar, % |
|--------------------|-------------------|
| Metano | 35,2 |
| Etano | 8,2 |
| Propano | 11,3 |
| i-Butano | 1,6 |
| n-Butano | 5,3 |
| i-Pentano | 3,1 |
| n-Pentano | 2,5 |
| Hexano | 0,78 |
| Heptano+ | 0,22 |
| Nitrógeno | 4,5 |
| Dióxido de carbono | 25,4 |
| Agua | 1,9 |

Tabla 6: Propiedades del gas (Petroecuador, 2021).

| Parámetro | Valor |
|--------------------------------------|--------------|
| Peso molecular promedio, Kg/Kg mol | 34,72 |
| Densidad específica | 1,19 |
| Poder calórico, MJ/m ³ | 42,89 |
| Z (factor compresibilidad), promedio | 0,98 |

2.10. ECUACIONES DE ESTADO

Las técnicas para diseñar dispositivos para procesos de separación requieren conocimiento de entalpías y densidades, así como relaciones de equilibrio entre fases. La termodinámica clásica ofrece una forma de derivar todas estas cantidades a partir de relaciones PV-T conocidas como ecuaciones de estado. Aunque se han propuesto muchas ecuaciones de estado, la mayoría son para la fase de vapor, relativamente pocas son adecuadas para cálculos prácticos (Martinez, Dávila, Toledo, Carvajal, & Rocha, 2000).

Las ecuaciones de estado detalladas, son el fundamento básico de los simuladores de procesos químicos, porque mediante sus correlaciones nos permite conocer parámetros y hacer el proceso de cálculo de manera rápida y eficiente las ecuaciones se encuentran en los libros de (McCain, 1990) y (Kontogeorgis & Folas, 2010).

2.10.1. Gas ideal.

$$PV = nRT \quad (23)$$

Donde:

- *P*: Presión.
- *V*: Volumen.
- *n*: Número de moles.
- *R*: Constante de los gases.
- *T*: Temperatura.

2.10.2. Gas real.

$$PV = ZnRT \quad (24)$$

Donde:

- Z : Factor de compresibilidad del gas.

2.10.3. Readlich-Kwong (RK).

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b)T^{0,5}} \quad (25)$$

$$a = 0,42748 \frac{(R^2 T_c^{2,5})}{P_c} \quad (26)$$

$$b = 0,08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (27)$$

Donde:

- T_c : Temperatura crítica.
- P_c : Presión crítica.
- a y b : Constantes

2.10.4. Soave-Redlich-Kowng (SRK).

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{V(V + b)} \quad (28)$$

$$a(T) = a_c [1 + m(1 - T_r^{0,5})]^2 \quad (29)$$

$$a_c = 0,42748 \frac{(RT_c)^2}{P_c} \quad (30)$$

$$b = 0,08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (31)$$

$$m = 0,48 + 1,574\omega - 0,17\omega^2 \quad (32)$$

$$\omega = -\log\left(\frac{P^{sat}}{P_c}\right)\Big|_{T_r=0,7} - 1,00 \quad (33)$$

Donde:

- T_r : Temperatura reducida.
- ω : Factor acéntrico.
- P^{sat} : Presión de saturación.
- $a(T)$, a_c y m : Constantes.

2.10.5. Soave Peng-Robinson (SPR).

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)} \quad (34)$$

$$a_c = 0,45724 \frac{(RT_c)^2}{P_c} \quad (35)$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (36)$$

$$m = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \quad (37)$$

Las constantes $a(T)$, ω son iguales a las ecuaciones (29) y (33).

2.11. SIMULACIÓN DE PROCESOS QUÍMICOS

La simulación de procesos al principio se basaba principalmente en circuitos analógicos, utilizando los fenómenos de analogía. En efecto, la teoría de sistemas muestra que diversos principios físicos tienen asociados modelos matemáticos equivalentes. Por ejemplo, un mismo sistema de ecuaciones diferenciales puede describir ciertos circuitos eléctricos, circuitos hidráulicos, procesos de transferencia de materia y energía, así como el momento. Por tanto, puede resultar útil simular el comportamiento de un sistema o proceso químico con un análogo y observar la evolución de variables equivalentes en un circuito eléctrico, ya que son fáciles de medir (Xiquin, 2018).

2.11.1. Simulador aspen HYSYS.

El simulador aspen HYSYS es una de las herramientas de simulación química más utilizada debido a su potencia, simplicidad y eficiencia. Este simulador permite implementar modelos matemáticos de todos los procesos químicos, que pueden ir desde una simple operación hasta la simulación de plantas industriales enteras, así de completa es esta herramienta de simulación de procesos químicos (Gerald, 2000).

El simulador aspen HYSYS es una herramienta informática que consta de modelos de plantas de proceso como separadores, intercambiadores de calor, reactores, operaciones lógicas, reguladores, tuberías, columnas de destilación y extracción, etc., que tiene como objetivo simplificar los cálculos en el diseño y optimización de procesos en forma generalizada y ordenada. Este programa también se puede utilizar para modificar las condiciones de operación de un proceso específico para obtener diferentes resultados y determinar las condiciones óptimas para un proceso específico (Aspen , 2016).

Las aplicaciones de aspen HYSYS, son muy variadas e importantes, tales como en los procesos de refinación de petróleo, el transporte de fluidos por tubería, procesos de endulzamiento de gas, procesos químicos, etc. Dicho simulador se puede aplicar satisfactoriamente en la simulación del proceso de producción de petróleo el cual es el objeto del presente estudio (Luque & Vega, 2005).

2.11.2. Paquetes termodinámicos.

En aspen HYSYS, las propiedades físicas de los componentes puros y los métodos de cálculo para propiedades de mezclas están contenidas en los paquetes termodinámicos o llamados también paquetes de fluido (fluid Packages). Esto permite definir toda la información requerida en una sola entidad. En el caso de realizar una simulación, la selección del paquete termodinámico adecuado depende del tipo de componentes que existen en la simulación y de las mezclas que conforman (Luque & Vega, 2005).

2.11.2.1. Función de las ecuaciones de estado en aspen HYSYS.

La principal dificultad con las ecuaciones de Redlich Kowng y Peng Robinson, es su incapacidad para predecir con precisión la presión de vapor. Por tal razón, S agregó un tercer parámetro, el factor acéntrico y las ecuaciones se las define como SRK y SPR, para igualar casi exactamente la presión de vapor de los hidrocarburos puros, y también permite que la ecuación, prediga las propiedades de la fase líquida. Esta ecuación de estado se adoptó inmediatamente para su aplicación a mezclas que contienen hidrocarburos y/o gases ligeros debido a su simplicidad y precisión (Martinez, Dávila, Toledo, Carvajal, & Rocha, 2000).

Las principales características de la ecuación de Peng-Robinson (P-R) son:

- Amplio intervalo de condiciones de operación.
- Mayor número de componentes, tanto hidrocarburos como no hidrocarburos
- En el caso de mezclas, emplea coeficientes de interacción binarios (k_{ij}), obtenidos de experimentalmente.
- Al igual que SRK, genera todos los valores de las propiedades termodinámicas y de equilibrio en forma directa.
- No aplicable para mezclas no ideales de compuestos polares, como por ejemplo electrolitos.

Para los procesos en los que intervienen petróleo crudo o sus fracciones, se recomiendan paquetes de ecuaciones de estado como Peng Robinson o Soave Redlich Kowng, los cuales definen a los componentes participantes en su totalidad y a sus mezclas. Para el caso de la ecuación de Peng Robinson, se han agregado componentes

claves a su funcionalidad, como: H_e, H₂, N₂, CO₂, H₂S, H₂O, CH₃OH, EG y TEG (Carrasco, 2012).

2.11.3. Generador de hidrocarburos en aspen HYSYS.

La caracterización del hidrocarburo en aspen HYSYS, funciona utilizando la herramienta Oil Manager que se encuentra en el entorno de modelado subyacente. Para determinar las propiedades termo físicas y de transporte de petróleo, el programa genera componentes hipotéticos a partir de la información y los componentes de un ensayo bruto se pueden utilizar en el modelamiento de simulación de procesos. En las secciones que requieran ser modeladas y las asocia con los puntos de ebullición de los componentes puros en condiciones normales, que están disponibles en la base de datos del programa (Carrasco, 2012).

Dependiendo del tipo simulación a realizar, aspen HYSYS requiere la siguiente información:

- Curvas de puntos de ebullición (TBP, ASTM D86, ASTM D1160, ASTM D2287, EFV).
- Factor de caracterización KUOP.
- Peso molecular.
- Cromatografía del crudo.
- Viscosidad.
- Composición de livianos.
- Densidad API.
- Curvas de propiedades.

En los procesos de simulación para obtener resultados con menor grado de incertidumbre se debe ingresar la mayor cantidad de data disponible, en la figura 17 se puede ver la información requerida por el simulador aspen HYSYS.

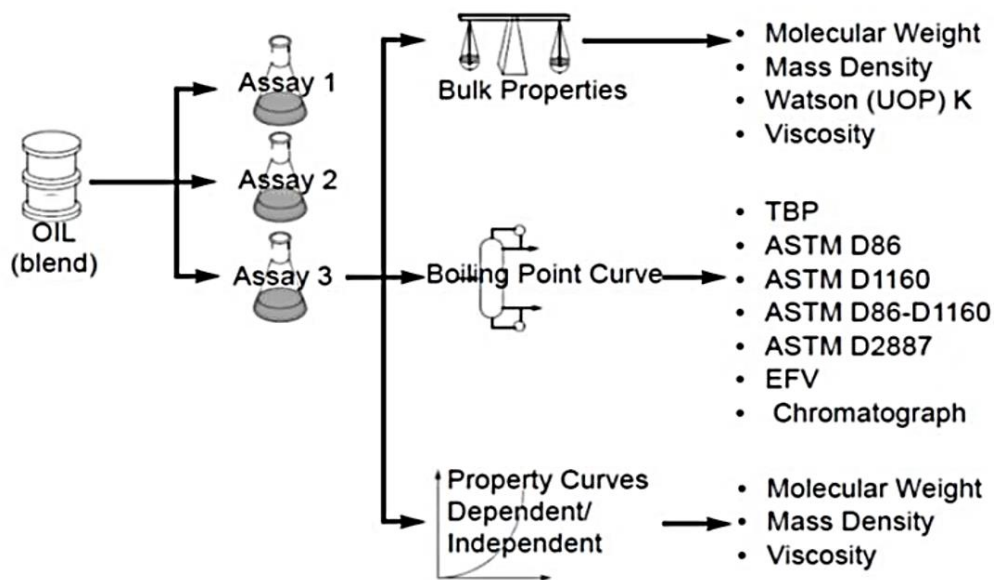


Figura 17. Información requerida por aspen HYSYS para la caracterización del hidrocarburo (Carrasco, 2012).

El proceso utilizado por HYSYS para transformar los datos de entrada del laboratorio en una serie de componentes hipotéticos que pertenecen a la fracción de interés se basa en que cada fracción del crudo está formado por una gran cantidad de componentes por consiguiente su caracterización resultaría muy difícil si se hiciera tomándolos como componentes puros por lo que es necesario definir pseudocomponentes que son mezclas de hidrocarburos en función del punto de ebullición medio (mid boiling point) y la gravedad API; por lo tanto, las curvas de destilación TBP (True Boiling Point) y de gravedad API son usadas para definir dichos pseudocomponentes y de esta manera poder estimar sus propiedades

Las propiedades como el punto de ebullición normal (NBP), el peso molecular, la densidad y la viscosidad de cada componente hipotético se determinan gráficamente a partir de las curvas de propiedades. Finalmente, las propiedades críticas y físicas de los componentes hipotéticos se calculan en base a las propiedades determinadas en el paso anterior.

CAPITULO III: METODOLOGÍA

3.1. TIPO DE INVESTIGACIÓN

El presente trabajo de tesis se fundamenta en la investigación descriptiva, cuantitativa y deductiva acerca de la simulación en aspen HYSYS aplicando criterios de diseño para obtener un $BSW < 0.5\%$, análisis de los equipos existentes para optimizar el proceso de deshidratación del crudo en una instalación de producción correspondiente al campo Shushufindi.

La investigación se enmarca dentro del tipo de campo, de acuerdo con (Hernández, Fernandez, & Baptista, 2013), este procedimiento permite tomar datos de la realidad y estudiarlos tal cual, sin manipular las variables. Por ello, su característica esencial es que se realiza fuera del laboratorio, in situ. Para desarrollar este proyecto se utilizará el método deductivo, ya que será el punto de partida para analizar toda la información disponible para seleccionarla y aplicarla en mi investigación.

El método analítico se utilizará para la investigación de campo y para examinar todo el proceso que existe actualmente. Mientras que el método de síntesis se utilizará para resumir la información relevante en el diseño del proyecto. El método de resolución de problemas será el de búsqueda exhaustiva, el cual de acuerdo con (Eppen & Gould, 2000). es una búsqueda sistemática de soluciones, ya que es una aplicación directa de la exploración a todos los estados posibles del problema, agotando todas las posibilidades, en la cual se ha propuesto simular mediante el software aspen Hysys una estación deshidratadora de crudo existente, tomando en cuenta las diferentes variables y condiciones de diseño.

3.2. RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN

Los datos y aspectos técnicos para el procesamiento del hidrocarburo en la estación deshidratadora, provienen directamente de la empresa EP Petroecuador, los criterios para el diseño y reducción del porcentaje de contenido y sedimento se establece de acuerdo a las normativas vigentes de las empresas Estatal y Reguladora, respetando los derechos de confidencialidad.

3.3. POBLACIÓN Y MUESTRA

3.3.1. Población.

De acuerdo con Mendenhall, Beaver, & Beaver (2010) la población para el presente estudio es de tipo finita ya que contiene un número limitado de componentes y está conformada de los equipos que existen en la estación deshidratadora del campo ubicado cuenca oriente detallados a continuación:

Tabla 7: Población de los equipos de la estación deshidratadora.

| Equipo | Nombre |
|-----------------------------|----------------------|
| 1 separador de prueba | V-012 |
| 2 separadores bifásicos | V-014, V-015 |
| 1 votas de gas | V-0188 |
| 1 tanques de lavado | T-001 |
| 1 tanque de almacenamiento | T-002 |
| 1 tubería de crudo | Tubería |
| 2 bombas de producción | B-03, B-04 |
| 2 bombas centrifugas | B-05 y B-06 |
| 2 bombas de refuerzo | B-009 y B-0010 |
| 3 bombas inyectoras de agua | B-011, B-012 y B-013 |
| Total | 16 |

3.3.2. Muestra.

La técnica de muestreo de acuerdo a Mendenhall, Beaver, & Beaver (2010) se establece el muestreo por cuotas que pertenece a las técnicas de muestreo no probabilístico. Debido a que todos los equipos detallados en la tabla 7, son analizados de manera independiente porque así nos permitirá determinar los equipos que cumplen con los estándares de diseño y posteriormente realizar la simulación en el software aspen HYSYS.

3.4. OPERACIONALIZACIÓN DE VARIABLES EN LA DESHIDRATACIÓN

En la planta de procesos del campo Shushufindi perteneciente a la cuenca oriente ecuatoriano, se separa las fases presentes en el crudo, se ajusta el contenido de agua al límite, de modo que se puede mejorar la separación del agua, y así se pueden evitar inconvenientes como finos, multas, pérdidas de producción y costes innecesarios.

Tabla 8: Manejo y operación de la estación de deshidratación de crudo.

| Concepto | Categoría | Indicadores | Ítem | Técnicas | Instrumentos |
|--|-------------|-------------|----------------------------|-------------|---------------------------------|
| Proceso que permite la separación del agua que contiene el crudo para poder transportar en especificaciones. Separadores, tanques de residencia, deshidratadores, intercambiadores de calor. | Separadores | Presión | Pa | Observación | Ficha de registro |
| | | | | Medición | Manómetro |
| | | Temperatura | K | Observación | Ficha de registro |
| | | | | Medición | Termómetro |
| | | BSW | % | Observación | Ficha de registro |
| | | | | Medición | Medición según norma ASTM D4007 |
| Tiempo de residencia | min | Cálculo | Ecuaciones | | |
| Capacidad | bbl | Observación | Manuales, especificaciones | | |

| | | | | |
|-----------------|-------------------------|------|-------------------------|--|
| Deshidratadores | Presión | Pa | Observación Medición | Ficha de registro Manómetro |
| | Temperatura | K | Observación Medición | Ficha de registro Termómetro |
| | BSW | % | Observación Medición | Ficha de registro Medición según norma ASTM D4007 |
| | Tiempo de residencia | min | Cálculo | Ecuaciones |
| | Capacidad | bbbl | Observación | Manuales, especificaciones |
| Tanques | Tiempo de residencia | s | Cálculo | Ecuaciones |
| | Capacidad | bbbl | Observación | Manuales, especificaciones ficha de registro |
| | BSW | % | Observación Medición | Medición según norma ASTM D4007 |

Las variables dependientes corresponden al manejo y operación de la estación de deshidratación de crudo, las variables independientes acerca del crudo dentro de la especificación con bajo contenido de agua y sedimentos.

Tabla 9: Crudo dentro de especificación con bajo contenido de agua y sedimentos.

| Concepto | Categoría | Indicadores | Ítem | Técnicas | Instrumentos |
|---|-----------|---------------------|------|-------------------------|--|
| Este es el contenido de agua del petróleo crudo que tendrá después del procesamiento. Agua, sólidos | Agua | BSW | % | Observación Medición | Ficha de registro Medición según norma ASTM D4006 |
| | Sólidos | Fracción de sólidos | g | Medición | Balanza Medición según norma ASTM D473 |

3.5. ANÁLISIS DE LA ESTACIÓN AGUARICO DEL CAMPO SHUSHUFINDI

3.5.1. Separadores.

Tiene un separador de prueba bifásico (V-012) con capacidad nominal de 15.000 bpd y dos separadores de producción bifásicos (V-014 y V-015) cada uno con capacidad nominal de 35.000 bpd, además la capacidad nominal de la bota (V-0188) es de 70.000 bpd.

Tabla 10: Dimensiones de los equipos en la estación Aguarico.

| Parámetro | V-012 | V-014/015 | V-0188 | T-001 | T-002 |
|----------------------|-------|-----------|--------|-------|-------|
| Diámetro interno, mm | 1219 | 2133 | 1853 | 21336 | 18288 |
| Longitud/altura, mm | 6096 | 6705 | 12192 | 7315 | 7315 |

Tabla 11: Tuberías de crudo desde V-101/102 hasta B-101.

| Diámetro individual V-012/014/015, in | Longitud individual V-012/014/015, m | Número de accesorios | Diámetro cabezal, in | Longitud cabezal, m | Número de accesorios de cabezal |
|--|--------------------------------------|--------------------------------|----------------------|---------------------|---------------------------------|
| 4 | 4,5 | Válvulas: 2 Codos 90°: 6 | 4 | 105 | Válvulas: 2 Codos 90°: 10 |
| Diferencia de nivel de piso entre equipos: 0,0 m Altura de boquilla de ingreso a V-0188: 12,0 m | | | | | |

Tabla 12: Tuberías de crudo desde V-0188 hasta T-001.

| Diámetro cabezal, in | Longitud cabezal, m | Número de accesorios de cabezal |
|--|--------------------------------------|--|
| 6 | 70 | Válvulas: 4 Codos 90°: 6 |
| Diferencia de nivel de piso entre equipos: 0 m | | |

Tabla 13: Tuberías de gas desde V-012/014/015 hasta V-0188 y T-001.

| Equipos | Diámetro in | Longitud m | Número de accesorios |
|----------------|------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| V-012 | 6 | 60 | Válvulas: 4 Codos 90°: 8 |
| V-014 | 6 | 50 | Válvulas: 4 Codos 90°: 8 |
| V-015 | 6 | 50 | Válvulas: 4 Codos 90°: 8 |
| V-0188 | 8 | 600 | Codos 90°: 12 |
| T-001 | 18 | 300 | Codos 90°: 10 |

Tabla 14: Flujos máximos de producción.

| Parámetro | Flujo máximo | Fecha de pico |
|--|---------------------|----------------------|
| Flujo de fluidos, BFPD (m ³ /h, petróleo + agua) | 53450,5 (354,08) | 01/10/2020 |
| Petróleo, BOPD (m ³ /h) | 10150,3 (67,24) | 01/05/2019 |
| Agua, BWPD (m ³ /h) | 47350,1 (312,51) | 01/08/2020 |
| Gas, MMSCFD (SCMH) | 3,05 (3598,57) | 01/05/2019 |

3.5.2. Tanques de almacenamiento.

Los pozos alineados a la estación Aguarico, utilizan como levantamiento el bombeo Electro- sumergible. Además, existe un tanque de lavado (T-001) con una capacidad nominal de 16.450 barriles y un tanque de almacenamiento de crudo (T-002) con una capacidad nominal de 12.090 barriles. Sin embargo, la capacidad efectiva de almacenamiento se estima en un 75% de la capacidad nominal (12.337 barriles para el tanque T-001 y 9.068 barriles para el tanque T-002) debido al estado mecánico de los equipos y la acumulación de partículas procedentes del crudo.

3.5.3. Tratamiento térmico.

La instalación incluye una unidad de tratamiento térmico de 8.700 bpd, que está diseñada para mejorar la separación de petróleo y agua en el tanque de lavado mediante la recirculación de parte del agua producida por el calentador.

3.5.4. Bombas.

Para el envío de la producción de petróleo a la estación central se utilizan dos bombas de producción (B-03 y B-04), una de 43.337 bpd y otra de 31.028 bpd; así como dos bombas centrífugas (B-05 y B-06) con una capacidad de 11.314 barriles diarios cada una. El agua de formación es bombeada desde el tanque de lavado hasta el punto de inyección para su disposición mediante: dos bombas de refuerzo (B-009 y B-010) con una capacidad nominal de 15.771 bpd y 19.748 bpd respectivamente; y tres bombas inyectoras de agua (B-011, B-012 y B-013) con una capacidad nominal de 17.142 bpd, 13.714 bpd y 11.000 bpd respectivamente.

3.6. SIMULACIÓN EN ASPEN HYSYS DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN

Para la evaluación técnica de la capacidad de deshidratación existente en la estación Aguarico del campo Shushufindi, basada en una nueva previsión de producción proporcionada por el personal del yacimiento para los próximos 5 años, dicha previsión puede observarse en el Anexo E, se tiene que la corriente de producción de los pozos es tratada simultáneamente.

La información de la tabla 10 se ha extraído de los planos mecánicos y la información de las tablas 11, 12 y 13 se han extraído de los planos isométricos de las tuberías facilitados por la estación de deshidratación. Los siguientes diagramas de previsión muestran el transporte de líquidos para los próximos 5 años. Un estudio hidráulico que antecede demostró que los separadores V-101 y V-102 deberían manejar el 40% y el 60% de la producción correspondientemente.

3.6.1. Criterios de diseño para la evaluación de equipos.

Tabla 15: Condiciones de temperatura y presión de los equipos.

| Equipo | Presión de diseño (psig) | Presión de Operación (psig) | Temperatura de diseño (°F) | Temperatura de operación (°F) |
|---------------|---------------------------------|------------------------------------|-----------------------------------|--------------------------------------|
| V-012 | 125 | 25-26 | 125 | 95 |
| V-014 | 125 | 25-26 | 200 | 122,4 |
| V-015 | 125 | 25-26 | 200 | 102,6 |

Tabla 16: Condiciones ambientales del área.

| Parámetro, unidad | Valor | Unidad |
|----------------------------------|--------------|---------------|
| Temperatura máxima | 38 | °C |
| Temperatura mínima | 16 | °C |
| Temperatura promedio de verano | 35 | °C |
| Temperatura promedio de invierno | 27 | °C |
| Presión atmosférica promedio | 96,58 | KPa(a) |
| Presión atmosférica máxima | 99,0 | KPa(a) |
| Presión atmosférica mínima | 97,0 | KPa(a) |
| Precipitación máxima anual | 3890 | mm |
| Precipitación máxima en 24h | 105 | mm |
| Promedio de días lluviosos | 185 | días/año |
| Humedad relativa promedio | 89 | % |
| Humedad relativa máxima | 100 | % |
| Humedad relativa mínima | 47 | % |
| Nivel de terreno sobre el mar | 261 | m.s.n.m. |
| Velocidad del viento de diseño | 82 | Km/h |

3.6.2. Criterios del BSW para la simulación.

Los criterios de diseño para evaluar el sistema de deshidratación son los criterios aplicables descritos en el capítulo 2 y criterios específicos, como el requisito de BSW en la salida del sistema de descarga de crudo a un sitio determinado, que se mencionan a continuación.

$$\text{BSW} < 0,5 \%$$

Además, se tiene en cuenta como criterio de diseño el tiempo de residencia, según se trate de un separador bifásico de 2 minutos o de un separador trifásico de 5 minutos.

CAPITULO IV: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.1. CURVA ASTM D86

La figura 18, muestra la curva ASTM D86, en la cual se evidencia el porcentaje de destilado de crudo con relación a la temperatura siendo que por encima de los 180 °C el porcentaje de destilado supera el 50%. Tales valores se generaron mediante la simulación del proceso de deshidratación de la estación Aguarico se procede a caracterizar el crudo con información confidencial de ensayos realizados al crudo en el campo Shushufindi.

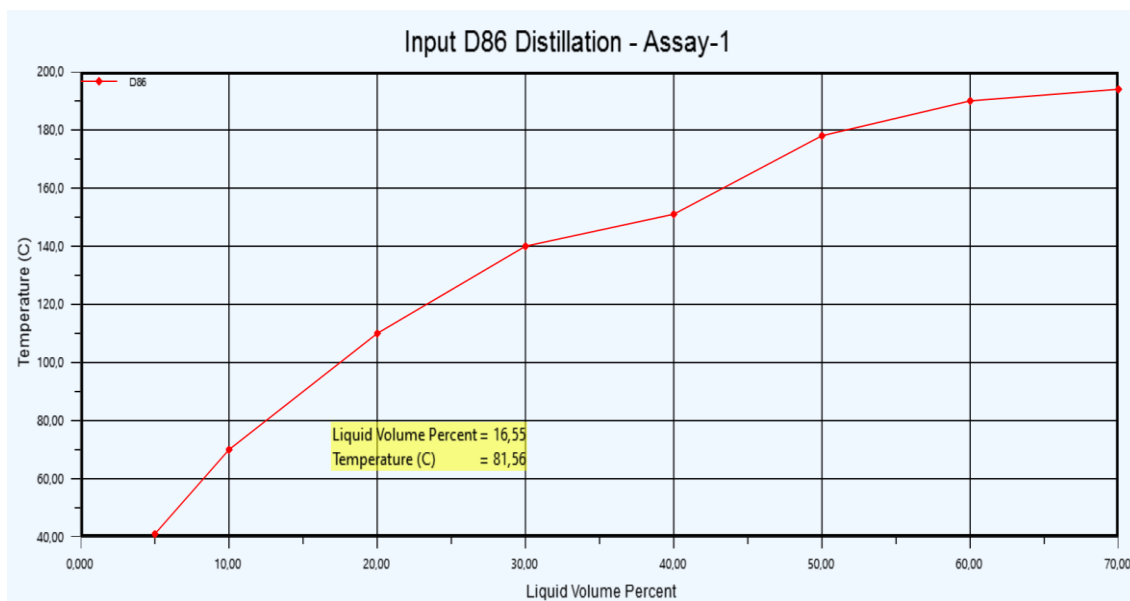


Figura 18. Curva de destilación método ASTM D86 obtenido de aspen HYSYS V8, 2022.

4.2. COMPOSICIÓN DEL CRUDO A LA ENTRADA DE LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN.

Tabla 17: Composición de entrada crudo estación Aguarico.

| Componente | Porcentaje |
|-------------------|-------------------|
| Metano | 0,0% |
| Etano | 0,2% |
| Propano | 0,1% |
| i-Butano | 0,6% |
| n-Butano | 0,7% |
| i-Pentano | 1,9% |
| n-Pentano | 0,3% |
| n-Hexano | 7,3% |
| n-Heptano | 2,5% |
| Nitrógeno | 0,0% |
| CO ₂ | 0,0% |
| H ₂ O | 26,1% |
| Crudo | 60,3% |

La tabla 17 obtenida de aspen HYSYS V8, muestra la composición de la corriente de fluido a la entrada de los separadores de prueba y producción. Luego que la corriente de crudo/agua sale de los separadores de prueba y producción, el flujo de crudo se dirige a la bota desgasificadora, la cual es básicamente un separador bifásico vertical.

4.3. COMPOSICIÓN DEL CRUDO A LA SALIDA DE LAS FACILIDADES DE PRODUCCIÓN.

Tabla 18: Composición de salida crudo estación Aguarico.

| Componentes | Porcentaje |
|--------------------|-------------------|
| Metano | 0,0% |
| Etano | 0,0% |
| Propano | 0,0% |
| i-Butano | 0,0% |
| n-Butano | 0,1% |
| i-Pentano | 0,4% |
| n-Pentano | 0,1% |
| n-Hexano | 3,8% |
| n-Heptano | 2,1% |
| Nitrógeno | 0,0% |
| CO ₂ | 0,0% |
| H ₂ O | 0,6% |
| Crudo | 92,9% |

La tabla 18 obtenida de aspen HYSYS V8, muestra la composición de la corriente de salida de la estación Aguarico, bajo las condiciones operativas mostradas en la tabla 18.

Tabla 19: Condiciones operativas de la corriente de salida de la Oil Booster Pump, crudo estación Aguarico.

| Parametro | Valor |
|--|--------------|
| Fracción de vapor/fase | 0,0 |
| Temperatura [°C] | 104,4 |
| Presión [psig] | 152,3 |
| Flujo molar [kgmole/h] | 1043,8 |
| Flujo de masa [kg/h] | 148259,8 |
| Flujo de volumen de líquido ideal estandar [bpd] | 28165,773 |

| | |
|---|--------------|
| Entalpía molar [kJ/kgmole] | -287079,5 |
| Entropía molar [kJ/kgmole-C] | 187,7 |
| Flujo de calor [kJ/h] | -299649708,4 |
| Flujo de volumen de líquido @condición estandar [m ³ /h] | 189,4 |

4.4. ESTRATEGIAS PARA MEJORAR EL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO

Con los resultados anteriores se determina que existe la probabilidad de continuar usando los equipos existentes, no obstante, es importante realizar algunas modificaciones para conseguir una deshidratación óptima del crudo aun cuando este se encuentra apenas un 0,1% por encima del umbral de 0,5% BSW. Por tanto, al separador V-014 se le debe realizar una modificación en el nivel de operación y llevarlo hasta el 70% de altura en líquido.

El separador V-015 puede seguir operando al nivel normal de 50% de altura en líquido, la bota V-0188 es adecuada para el manejo de gas después de los separadores y antes del tanque de lavado T-001, este último puede manejar el flujo de crudo máximo; para lo cual, se debe concentrar un distribuidor de flujo interno para optimizar la separación y garantizar que los valores de BSW se conserven menores al 0,5% en el crudo enviado hacia la estación central; luego de la adecuación se deben realizar pruebas a los equipos para verificar el correcto funcionamiento del distribuidor, tomando muestras tanto a la entrada como a la salida para medir el % de BSW obtenido al final del tratamiento.

Finalmente, personal especialista en confiabilidad debe verificar una adecuada integridad mecánica de los equipos y se debe garantizar la limpieza periódica de los diferentes elementos internos de cada equipo pertenecientes a la estación Aguarico.

CAPITULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. CONCLUSIONES

- La estación Aguarico localizada en el campo Shushufindi de la cuenca oriente del Ecuador tiene problemas con la deshidratación del crudo lo que afecta directamente las condiciones de calidad requeridas, siendo que se han presentado de manera continua cantidades de agua en el crudo a la salida de la estación que oscilan entre el 1% al 30% en contenido de BSW, mediante la simulación de procesos con el software aspen Hysys se logró determinar la optimización del proceso de deshidratación de crudo en 0,6%.
- De acuerdo a la información de la empresa, la infraestructura existente en cada una de las estaciones de producción presenta un alto nivel de obsolescencia y son operadas en su mayoría manualmente, es decir no están automatizadas, por tanto, fueron diseñadas y construidas bajo la premisa que la producción de crudo contiene bajo porcentaje de BSW; sin embargo, se ha aumentado el número de pozos manteniendo la misma infraestructura.
- Mediante la simulación desarrollada en el software aspen HYSYS, se comprueba que los valores altos de BSW posterior al tratamiento de deshidratación coinciden con los reales y se debe a que los niveles de fluido superan al nominal lo cual su capacidad de trabajo se reduce. Por tal razón el simulador aplicado nos permitió identificar las variables de optimización y así establecer las mejoras que se deben aplicar al sistema de deshidratación.

5.2. RECOMENDACIONES

- Realizar un estudio de inversión para automatizar la estación Aguarico en su totalidad de tal manera que el proceso operativo sea más eficiente porque el número de pozos es mayor y por ende el flujo aumenta, logrando obtener altos estándares de calidad en el crudo tratado, tal y como reflejan los resultados obtenidos en el software aspen HYSYS con un bajo contenido de BSW.
- Aplicar pruebas de laboratorio posterior a un mantenimiento o implementación de nuevos equipos de la estación deshidratadora para establecer los parámetros que se permitan realizar ajustes adicionales de optimización al propuesto entre ellos la aplicación de desemulsificantes.
- Controlar la temperatura de los equipos de deshidratación porque las emulsiones se rompen con mayor facilidad a temperaturas elevadas, lo cual favorece a la separación del agua, dependiendo de los análisis en la parte operativa si existe un comportamiento anormal en cuanto al contenido de BSW, es necesario realizar un análisis del comportamiento dinámico del fluido en la estación aguarico del campo Shushufindi.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Andrade, F. (2012). *Desarrollo de herramienta de simulación para equipos separadores de agua libre*. Bogota: Universidad Nacional de Colombia.
- Ariza, E. (2011). De la caracterización de crudos que es la clave para diagnosticar la precipitación de parafinas. *Revista Fuentes: El Reventón Energético*, 33-39.
- Arnold, K., & Stewart, M. (2008). *Operaciones de producción de superficie - Diseño de sistemas e instalaciones de manejo de petróleo*. Estados Unidos: Compañía editorial del Golfo.
- Aspen , T. (2016). Aspen HYSYS Petroleum Refining Unit Operations and Reactor Models V9. *Aspen HYSYS Product*, 59-80.
- Baby, P., Rivadeneira, M., & Barragán, R. (2004). *LA CUENCA ORIENTE: GEOLOGÍA Y PETRÓLEO*. Lima: Institut français d'études andines, Institut de Recherche pour le Développement (IRD), Petroecuador.
- Benavides, X., & Nuñez, S. (2011). *Estudio técnico económico del tratamiento químico para la deshidratación del crudo en el sampo Shushufindi*. Escuela Politécnica Nacional, Quito.
- Biedma, D., Corbett, C., Giraldo, F., & Vela, I. (2015). *Shushufindi: El reconocimiento de un gigante*. Oilfield Review Schlumberger.
- Borges, O. (06 de Abril de 2013). <https://www.portaldelpetroleo.com>. Obtenido de Los Asfaltenos y sus efectos en la producción de petróleo:
<https://www.portaldelpetroleo.com/2013/04/los-asfaltenos-y-sus-efectos-en-la.html>
- Bouzas, I. (2011). *Determinación de la precipitación de parafinas de crudo de petróleo mediante precipitación fraccionada por transformada de Fourier (FTIR)*. Universidad Rey Juan Carlos, España. Obtenido de
https://burjcdigital.urjc.es/bitstream/handle/10115/11715/10-11_Bouzas%2CGonz%C3%A1lez_Iria.pdf?sequence=1&isAllowed=y
- Calle, J. (2019). *Optimización en el sistema de deshidratación de Crudo para la batería N°1, Peña Negra-Lote Z-2B*. Piura: Universidad Nacional de Piura.

- Carrasco, A. (2012). *SIMULACIÓN DEL PROCESO DE FACILIDADES DE PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO DEL CAMPO VILLANO, BLOQUE 10*. Universidad Central del Ecuador, Quito.
- Corelab. (2004). *Reporte Final Estudio de simulación de reservorios campo Shushufindi*. Aguarico: Corelab.
- Dalmazzone, C., Noik, C., & Glénat, P. (20 de Abril de 2009). *Sociedad de ingenieros petroleros*. Obtenido de One Petro: <https://doi.org/10.2118/121669-MS>
- Eppen, G., & Gould, F. (2000). *Investigación de operaciones en la ciencia administrativa: construcción de modelos para la toma de decisiones con hojas de cálculo electrónicas*. Madrid: Pearson Educación.
- Falcón, D. (2017). *Optimización del proceso de deshidratación del crudo en la planta de tratamiento del complejo de producción y facilidades Indillana (CPF) de Petroamazonas EP, bloque 15 en el año 2015. Rediseño del proceso de deshidratación del crudo en el año 2015*. Latacunga: UNIVERSIDAD TÉCNICA DE COTOPAXI.
- Farías, L. (2021). *Propiedades de los fluidos del yacimiento*. Barcelona: Reverte.
- Gerald, K. (2000). *Modelado de procesos de refinería*. Atenas: Compañía de la imprenta en Atenas.
- Gheira, L. (2015). *Modelaje termodinámico de la solubilidad de asfáltenos*. Madrid: Editorial Académica.
- González, Á., & Santos, J. (1998). *Registro oficial del estado reproducido en el apéndice II de la obra "Rio Napo realidad amazónica ecuatoriana" 3ra Edición Vicariato Apostólico de Aguarico*. . Napo: CICAME.
- Goyes, P., & Cristian, A. (2018). *Rediseño del Sistema de Deshidratación de Crudo pesado en la estación Pindo ubicado en el Bloque 65, operada por el consorcio PETROSUD-PETRORIVA*. Quito: Escuela Politecnica Nacional.
- Guzmán, C., Morataya, C., Layrisse, I., & Ramos, L. (1996). Criterios para el Diseño Conceptual de Procesos de Deshidratación-Desalación Electrostática. *Revista Visión Tecnológica*, 35-43.
- Hernández, S., Fernandez, C., & Baptista, M. d. (2013). En R. Hernández Sampieri, *Metodología de la investigación sexta edición* (págs. 44-51). México: Mc Graw Hill Education.

- Klages, F. (2006). *Tratado de química orgánica: Química orgánica sistemática / versión española por el Vicente Gómez Aranda*. Barcelona: Revertir.
- Kontogeorgis, G., & Folas, G. (2010). Modelos termodinámicos para aplicaciones industriales. En *De las reglas de mezcla clásicas y avanzadas a las teorías de asociación* (First edition ed., págs. 41-76). Noida: WILEY.
- Larry, L., & Kenneth, A. (2007). Manual de ingeniería de petróleo volumen III. En *Ingeniería de facilidades y construcción* (págs. 13-59). Estados Unidos: Sociedad de ingenieros petroleros.
- León, J. (2001). *Diseño y Cálculo de Recipientes a Presión*. Mexico: INGLESIA.
- Lluch, J. (2012). *Tecnología y margen de refino del petróleo*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.
- Luque, S., & Vega, A. (2005). *Simulación y Optimización Avanzadas en la Industria Química de Procesos: HYSYS*. España: Universidad de Oviedo.
- Manning, F., & Thompson, R. (1995). OILFIELD PROCESSING. En *Dehydration of Crude Oil* (Vol. Crude Oil, págs. 113-135). Tulsa, Oklahoma: PennWellCorp.
- Marfisi, S., & Salager, J. (2016). *DESHIDRATACIÓN DE CRUDO Principios y Tecnología*. Merida: UNIVERSIDAD DE LOS ANDES.
- Martinez, V., Dávila, P., Toledo, J., Carvajal, M., & Rocha, J. (2000). *Simulación de Procesos en Ingeniería Química*. México: Plaza y Valdés Editores.
- Maurice, S., & Ken, A. (2008). Operaciones de producción en superficie. En d. d. *Facilidades, Separación de agua y petróleo bifásica y trifásica* (págs. 150-308). Reino Unido: Elsevier.
- McCabe, W., & Smith, J. (2016). *Operaciones básicas de ingeniería química. Vol. 2*. Barcelona: Reverte.
- McCain, W. (1990). *Las propiedades de los fluidos del petróleo*. Tulsa: PennWell.
- Mendenhall, W., Beaver, R., & Beaver, B. (2010). *Introducción a la probabilidad y estadística*. México.
- Mogrovejo, M. (2009). *Técnicas de deshidratación del petróleo crudo*. Lima: Universidad Nacional de Ingeniería.
- Molina, I., Sanchez, M., & Roman, H. (2009). *Diagnóstico y rediseño de las facilidades de separación en el área Auca*. Escuela Superior Politécnica del Litoral, Guayaquil.

- Mora, H., Garay, S., & Lara, M. (2020). *PLAN DE OPTIMIZACIÓN EN EL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDO INSTALANDO TANQUE DE ALTA EFICIENCIA PARA EVITAR EL CONSUMO DE ENERGÍA EN LA PLANTA PLTC*. Bogota: Universidad EAN.
- Oiltanking* . (Diciembre de 2016). Obtenido de [https://www.oiltanking.com/es/publicaciones/glosario/detalles/term/el-proceso-de-refinacion-de-petroleo.html#:~:text=El%20Proceso%20de%20Refinaci%C3%B3n%20de%20Petr%C3%B3leo&text=La%20refinaci%C3%B3n%20del%20petr%C3%B3leo%20es,procesar\)%2C%20tambi%C3%A9n%20](https://www.oiltanking.com/es/publicaciones/glosario/detalles/term/el-proceso-de-refinacion-de-petroleo.html#:~:text=El%20Proceso%20de%20Refinaci%C3%B3n%20de%20Petr%C3%B3leo&text=La%20refinaci%C3%B3n%20del%20petr%C3%B3leo%20es,procesar)%2C%20tambi%C3%A9n%20)
- Oña, W., & Palma, I. (2016). *Dimensionamiento de separadores de producción y prueba para el campo MARK2 mediante el uso del método half full*. Guayaquil: ESPOL.
- Pretsch, E. (2002). *Determinacion Estructural de Compuestos Organicos*. Madrid: Elsevier.
- Ramírez , J. (2013). *Matemáticas aplicadas a la ingeniería petrolera*. México D.F: Reverte.
- Sánchez, J. (2003). *Purificación de Parafinas de Petróleo por Hidrogenación Catalítica*. Madrid: Universidad Complutense de Madrid.
- Schlumberger*. (2022). Obtenido de <https://glossary.oilfield.slb.com/es/terms/p/paraffin>
- Sigma Thermal*. (2021). Obtenido de <https://www.sigmathermal.com/es/productos/calentadores-fuego-directo/>
- Sinnott, R., & Towler, G. (2019). *Diseño en ingeniería química*. Barcelona: Editorial Reverté.
- Sotelo, C., Ramirez, R., Favela, A., & Beltran, F. (2021). *Simulación dinámica rigurosa de una unidad de deshidratación y desalación de Crudo*. Ciudad de México: Revista internacional de modelado de simulación .
- Velasco, E., & Latorre, R. (2013). *Simulación y dimensionamiento de equipos de proceso para la deshidratación de petróleo en facilidades de producción*. Quito: Universidad Central del Ecuador.
- Velásquez, I., & Pereira, J. (2014). Emulsiones de agua en crudo. Aspectos Generales. *Revista INGENIERÍA UC*, 45-54.

- Vergara, E. (2022). *Dynadrill*. Obtenido de <https://www.dynadrill.com.ec/pruebas-de-emulsion-pozos-petroleros/>
- Wauquier, J. (2004). *El Refino Del Petróleo: Petróleo Crudo, Productos Petrolíferos, Esquemas de Fabricación*. Paris: Ediciones Díaz de Santos.
- Xiquin, L. (2018). *Propuesta para incluir en el currículo de la carrera ingeniería química de la universidad de san carlos Guatemala una asignatura cuyo contenido sea la simulación de procesos a través de Aspen HYSYS*. Guatemala: Universidad de San Carlos.

ANEXOS

Anexo A. Constantes de las capacidades del fluido para un separador horizontal

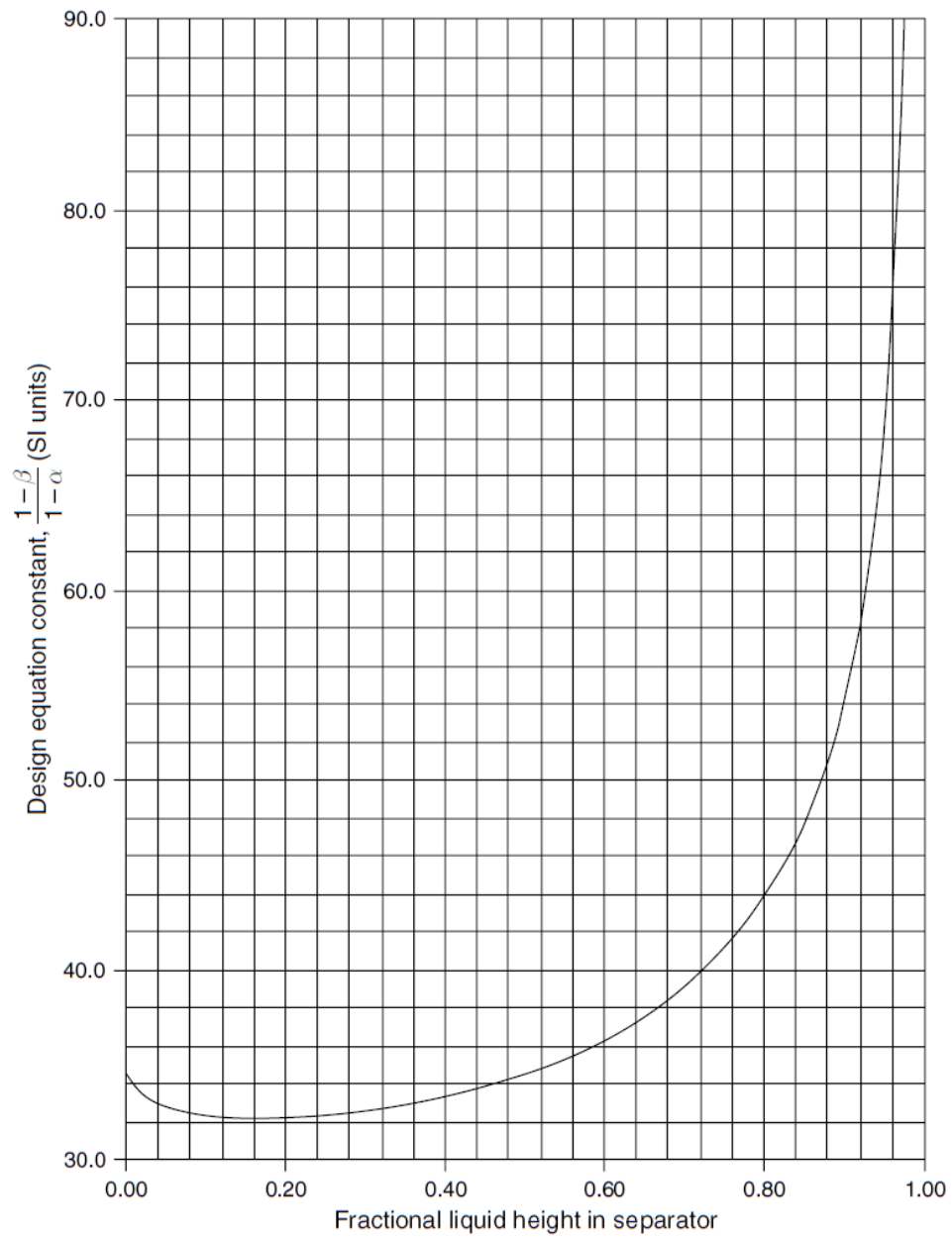


Figura A 1. Constante de diseño de restricción de capacidad de gas para un separador horizontal (Maurice & Ken, 2008).

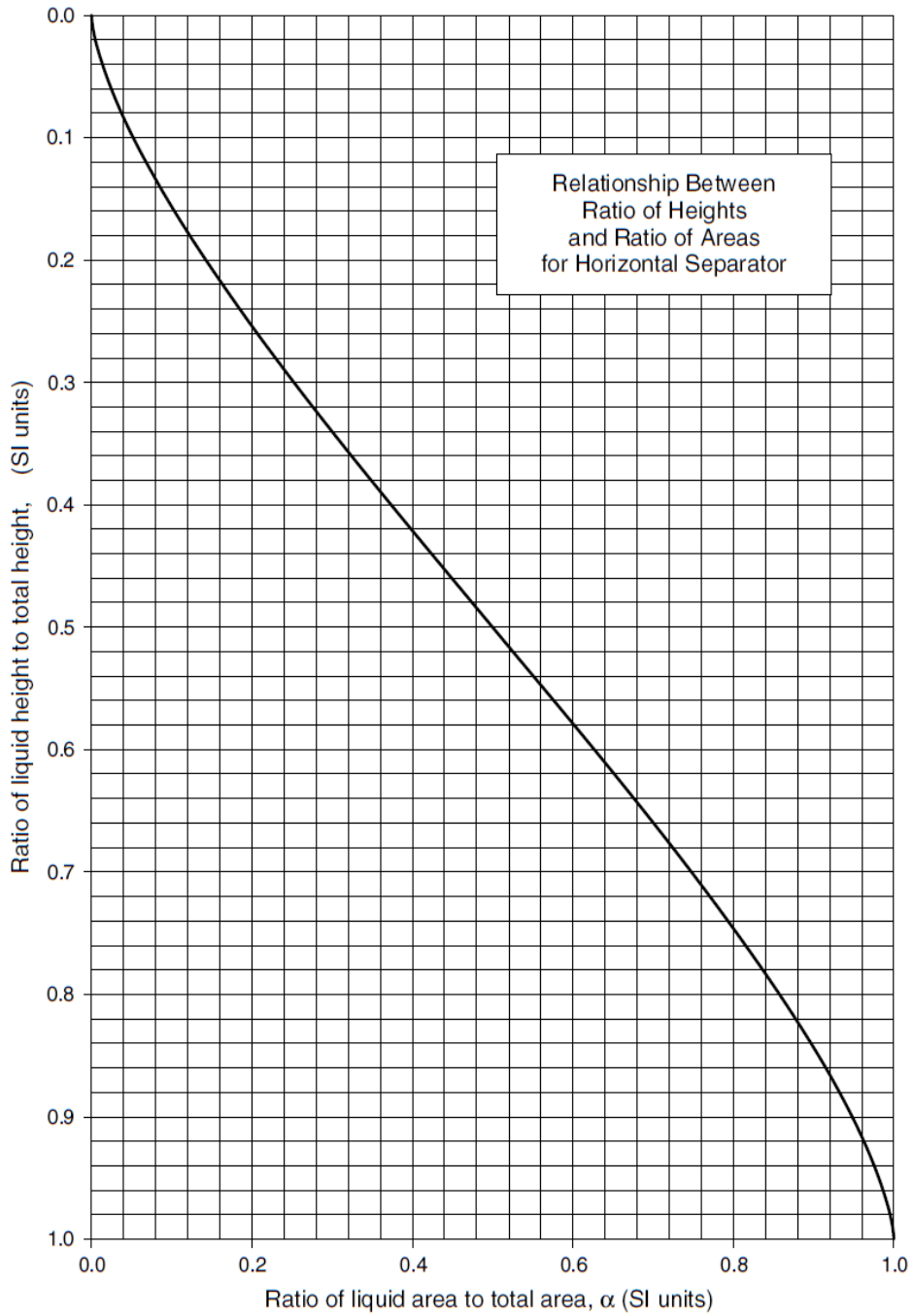


Figura A 2. Constante de diseño de restricción de capacidad líquida para un separador horizontal (Maurice & Ken, 2008).

Anexo B. Estimación de tratamiento para el crudo

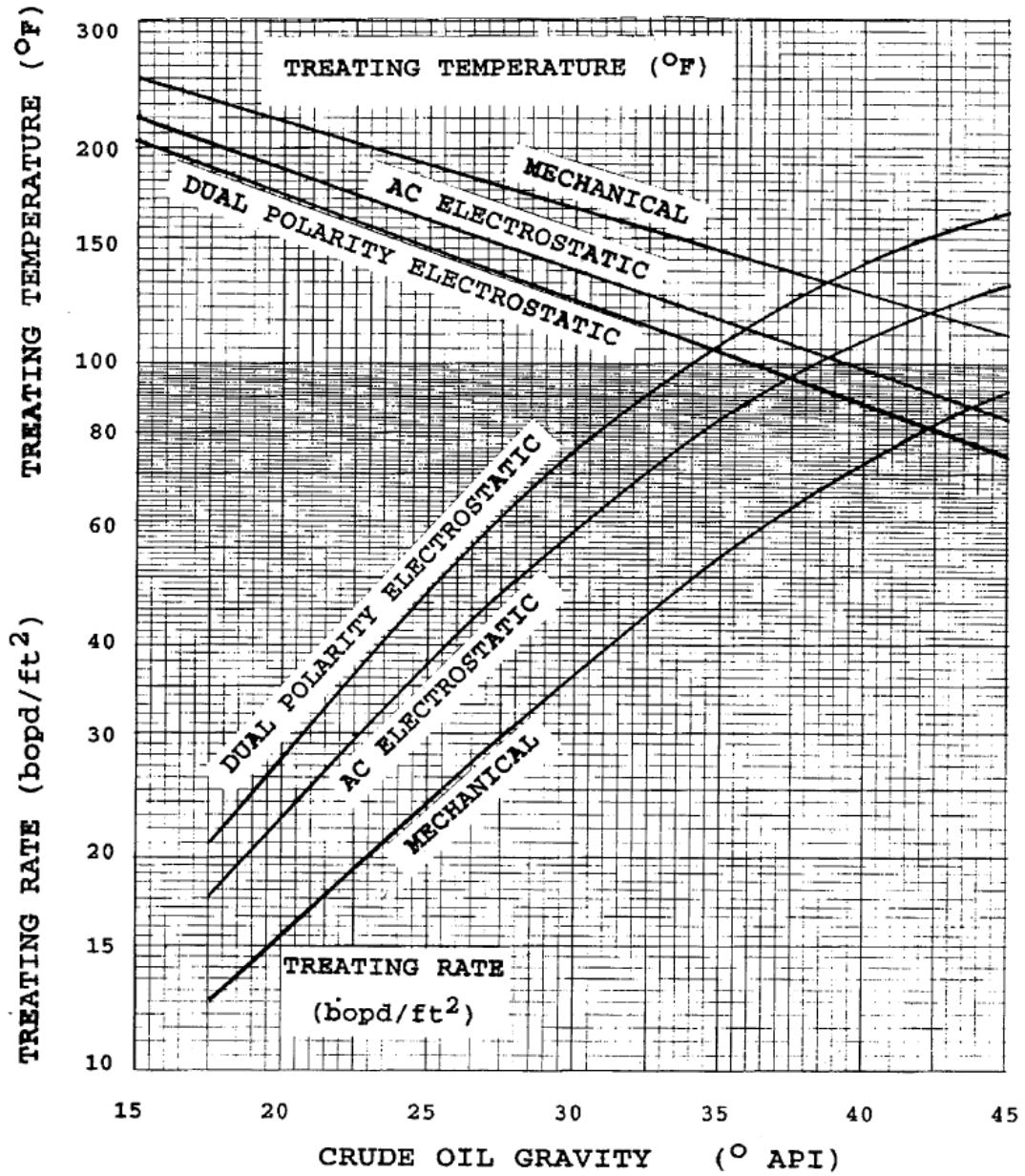


Figura B 1. Estimaciones de temperatura y tasas de tratamiento de crudo (Manning & Thompson, 1995).

Anexo C. Sistema de deshidratación de la estación aguarico del campo Shushufindi

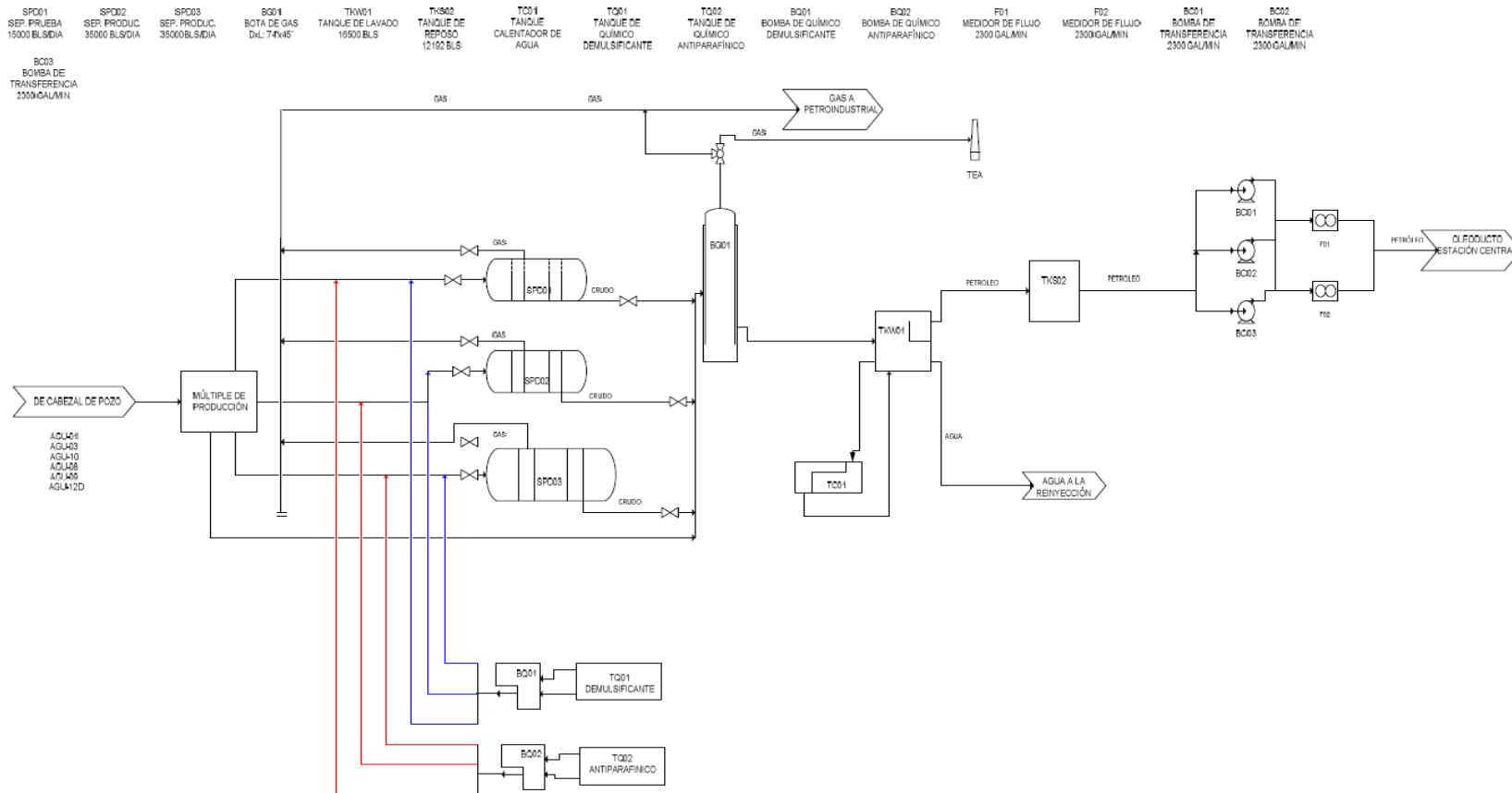


Figura C 1. Sistema de deshidratación de la estación Aguarico del campo Shushufindi (Benavides & Nuñez, 2011).

Anexo D. Modelo general de una estación deshidratadora

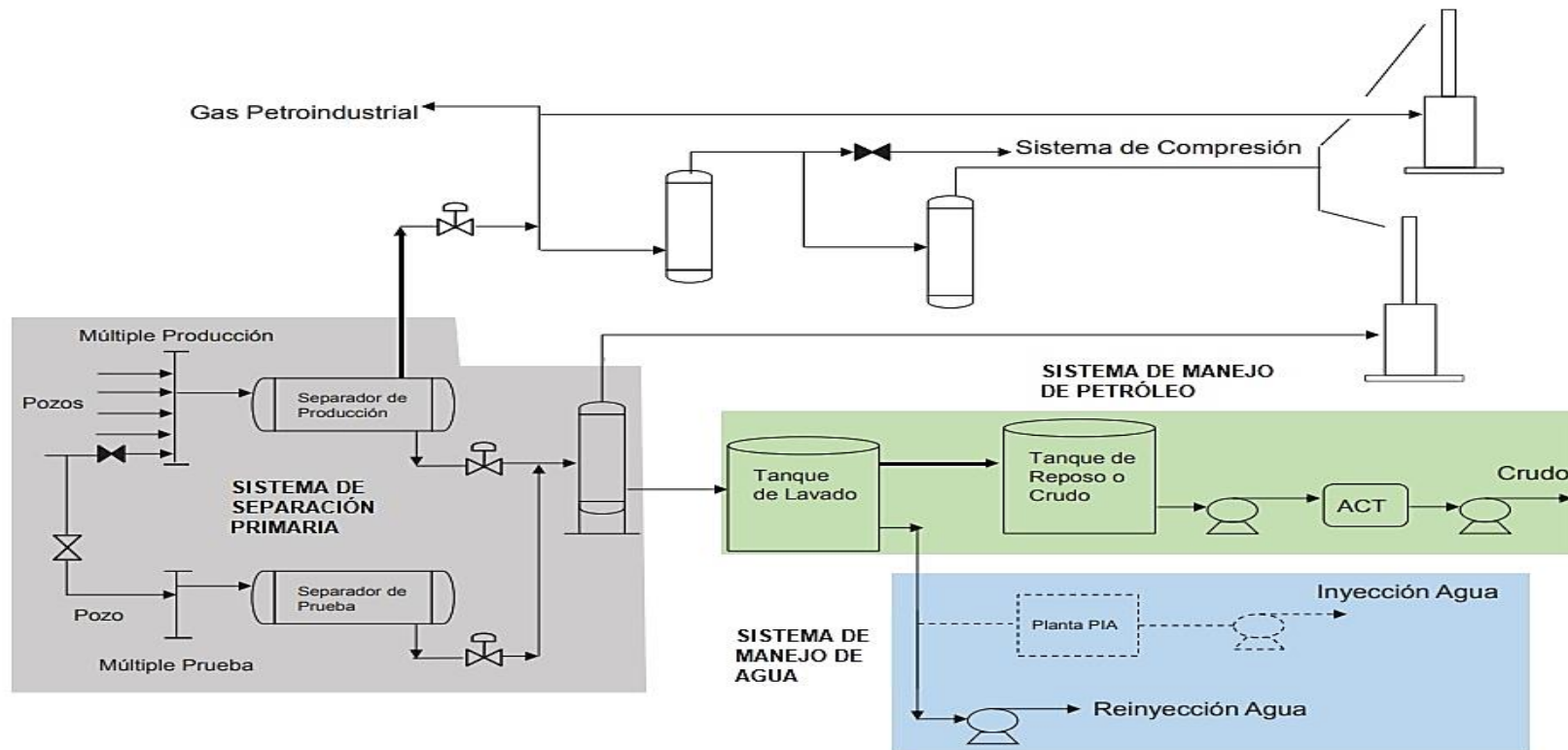


Figura D 1. Esquema general de una estación deshidratadora del campo Shushufindi. Petroecuador, 2021.

Anexo E. Componentes del sistema de deshidratación simulados en aspen HYSYS

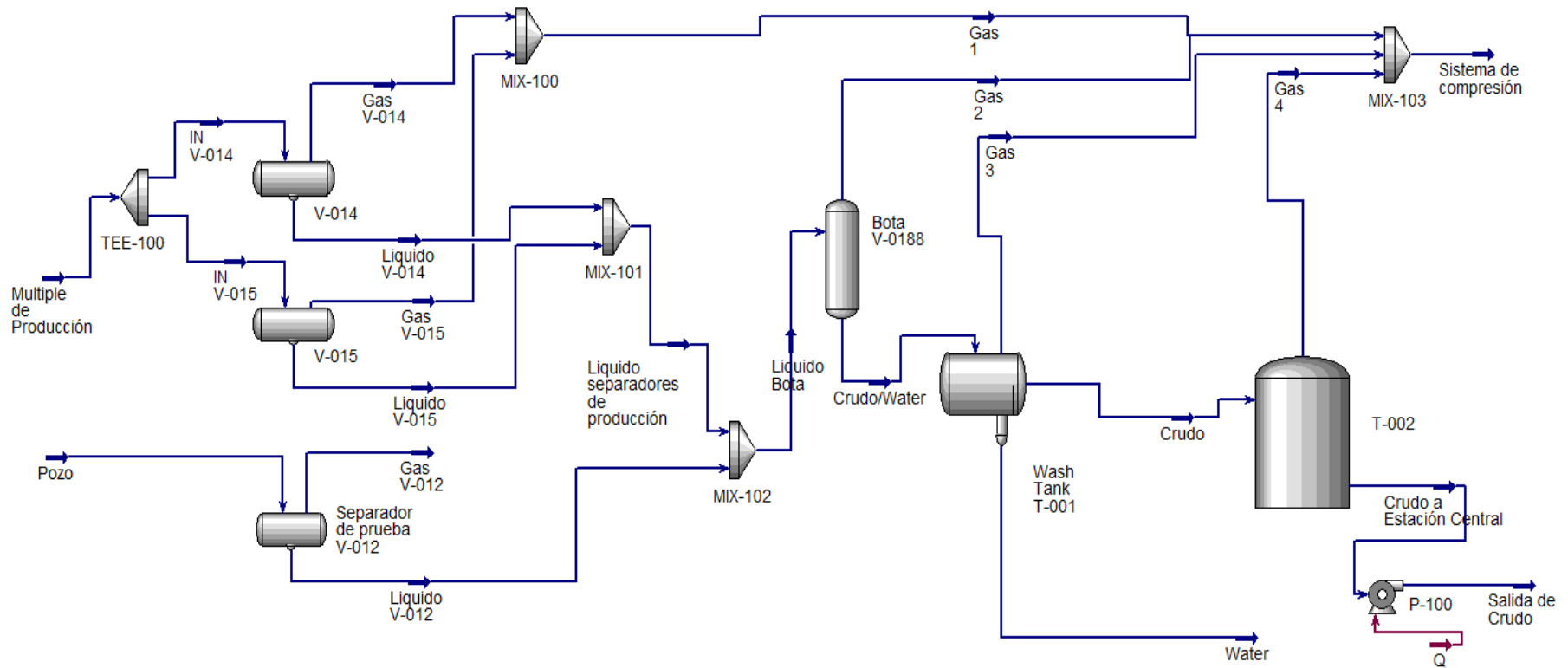


Figura E 1. Esquema del sistema de deshidratación con bajo % de BSW obtenido de aspen HYSYS V8, 2022.

Anexo F. Producción a la salida de las facilidades de las facilidades

Tabla F 1: Datos de producción a la salida de las facilidades de producción.

| FECHA | BOPD | BWPD | BFPD | GOR SCF/BO | MMSCFD |
|--------------|-------------|-------------|-------------|-------------------|---------------|
| 1/02/2022 | 7664,23 | 34481,19 | 42145,42 | 109 | 8,35 |
| 1/03/2022 | 7475,49 | 34169,19 | 41644,68 | 109 | 8,15 |
| 1/04/2022 | 7298,61 | 33862,99 | 41161,60 | 109 | 7,96 |
| 1/05/2022 | 7137,32 | 33571,98 | 40709,30 | 109 | 7,78 |
| 1/06/2022 | 6988,96 | 33294,35 | 40283,31 | 109 | 7,62 |
| 1/07/2022 | 6851,68 | 33028,85 | 39880,53 | 109 | 7,47 |
| 1/08/2022 | 6721,79 | 32770,02 | 39491,81 | 109 | 7,33 |
| 1/09/2022 | 6602,29 | 32525,38 | 39127,67 | 109 | 7,20 |
| 1/10/2022 | 6489,99 | 32289,76 | 38779,75 | 109 | 7,07 |
| 1/11/2022 | 6384,04 | 32062,27 | 38446,31 | 109 | 6,96 |
| 1/12/2022 | 6283,77 | 31842,35 | 38126,12 | 109 | 6,85 |
| 1/01/2023 | 6187,04 | 31625,78 | 37812,82 | 109 | 6,74 |
| 1/02/2023 | 6099,40 | 31426,02 | 37525,42 | 109 | 6,65 |
| 1/03/2023 | 6015,69 | 31231,94 | 37247,63 | 109 | 6,56 |
| 1/04/2023 | 5932,85 | 31036,55 | 36969,40 | 109 | 6,47 |
| 1/05/2023 | 5853,49 | 30846,37 | 36699,86 | 109 | 6,38 |
| 1/06/2023 | 5777,31 | 30661,05 | 36438,36 | 109 | 6,30 |
| 1/07/2023 | 5704,09 | 30480,33 | 36184,42 | 109 | 6,22 |
| 1/08/2023 | 5632,48 | 30300,97 | 35933,45 | 109 | 6,14 |
| 1/09/2023 | 5564,57 | 30128,64 | 35693,21 | 109 | 6,07 |
| 1/10/2023 | 5499,03 | 29960,20 | 35459,23 | 109 | 5,99 |
| 1/11/2023 | 5435,70 | 29795,37 | 35231,07 | 109 | 5,92 |
| 1/12/2023 | 5374,42 | 29634,07 | 35008,49 | 109 | 5,86 |
| 1/01/2024 | 5314,11 | 29473,36 | 34787,47 | 109 | 5,79 |
| 1/02/2024 | 5257,61 | 29321,33 | 34578,94 | 109 | 5,73 |
| 1/03/2024 | 5202,77 | 29172,26 | 34375,03 | 109 | 5,67 |
| 1/04/2024 | 5148,58 | 29023,19 | 34171,77 | 109 | 5,61 |
| 1/05/2024 | 5095,92 | 28876,87 | 33972,79 | 109 | 5,55 |
| 1/06/2024 | 5044,69 | 28733,20 | 33777,89 | 109 | 5,50 |
| 1/07/2024 | 4994,91 | 28592,06 | 33586,97 | 109 | 5,44 |
| 1/08/2024 | 4945,57 | 28451,03 | 33396,60 | 109 | 5,39 |
| 1/09/2024 | 4898,33 | 28314,73 | 33213,06 | 109 | 5,34 |
| 1/10/2024 | 4852,27 | 28180,71 | 33032,98 | 109 | 5,29 |
| 1/11/2024 | 4807,34 | 28048,82 | 32856,16 | 109 | 5,24 |
| 1/12/2024 | 4673,51 | 27919,08 | 32592,59 | 109 | 5,09 |
| 1/01/2025 | 4720,00 | 27789,21 | 32509,21 | 109 | 5,14 |
| 1/02/2025 | 4679,57 | 27667,67 | 32347,24 | 109 | 5,10 |

| | | | | | |
|-----------|---------|----------|----------|-----|------|
| 1/03/2025 | 4640,07 | 27548,00 | 32188,07 | 109 | 5,06 |
| 1/04/2025 | 4600,07 | 27425,93 | 32026,00 | 109 | 5,01 |
| 1/05/2025 | 4560,97 | 27305,66 | 31866,63 | 109 | 4,97 |
| 1/06/2025 | 4522,70 | 27187,09 | 31709,79 | 109 | 4,93 |
| 1/07/2025 | 4485,24 | 27070,26 | 31555,50 | 109 | 4,89 |
| 1/08/2025 | 4447,97 | 26953,08 | 31401,05 | 109 | 4,85 |
| 1/09/2025 | 4412,05 | 26839,49 | 31251,54 | 109 | 4,81 |
| 1/10/2025 | 4376,87 | 26727,48 | 31104,35 | 109 | 4,77 |
| 1/11/2025 | 4342,38 | 26616,96 | 30959,34 | 109 | 4,73 |
| 1/12/2025 | 4308,57 | 26507,90 | 30816,47 | 109 | 4,70 |
| 1/01/2026 | 4274,86 | 26398,45 | 30673,31 | 109 | 4,66 |
| 1/02/2026 | 4243,41 | 26295,83 | 30539,24 | 109 | 4,63 |
| 1/03/2026 | 4212,53 | 26194,51 | 30407,04 | 109 | 4,59 |
| 1/04/2026 | 4181,17 | 26090,92 | 30272,09 | 109 | 4,56 |
| 1/05/2026 | 4150,38 | 25988,68 | 30139,06 | 109 | 4,52 |
| 1/06/2026 | 4120,15 | 25887,62 | 30007,77 | 109 | 4,49 |
| 1/07/2026 | 4090,43 | 25787,85 | 29878,28 | 109 | 4,46 |
| 1/08/2026 | 4060,77 | 25687,62 | 29748,39 | 109 | 4,43 |
| 1/09/2026 | 4032,09 | 25590,26 | 29622,35 | 109 | 4,39 |
| 1/10/2026 | 4003,91 | 25494,07 | 29497,98 | 109 | 4,36 |
| 1/11/2026 | 3976,22 | 25399,02 | 29375,24 | 109 | 4,33 |
| 1/12/2026 | 3948,96 | 25305,09 | 29254,05 | 109 | 4,30 |
| 1/01/2027 | 3922,02 | 25212,60 | 29134,62 | 109 | 4,28 |
| 1/02/2027 | 3896,72 | 25125,16 | 29021,88 | 109 | 4,25 |
| 1/03/2027 | 3871,82 | 25038,59 | 28910,41 | 109 | 4,22 |
| 1/04/2027 | 3846,49 | 24950,25 | 28796,74 | 109 | 4,19 |
| 1/05/2027 | 3821,54 | 24862,77 | 28684,31 | 109 | 4,17 |
| 1/06/2027 | 3796,96 | 24776,19 | 28573,15 | 109 | 4,14 |
| 1/07/2027 | 3772,76 | 24690,48 | 28463,24 | 109 | 4,11 |
| 1/08/2027 | 3748,54 | 24604,39 | 28352,93 | 109 | 4,09 |
| 1/09/2027 | 3725,02 | 24520,35 | 28245,37 | 109 | 4,06 |
| 1/10/2027 | 3701,88 | 24437,15 | 28139,03 | 109 | 4,04 |
| 1/11/2027 | 3679,01 | 24354,70 | 28033,71 | 109 | 4,01 |
| 1/12/2027 | 3656,49 | 24273,09 | 27929,58 | 109 | 3,99 |
