



ESPE
UNIVERSIDAD DE LAS FUERZAS ARMADAS
INNOVACIÓN PARA LA EXCELENCIA

**DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y
MECÁNICA**

CARRERA DE INGENIERÍA PETROQUÍMICA

**TRABAJO DE TITULACIÓN, PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL
TÍTULO DE INGENIERO PETROQUÍMICO**

**TEMA: “DESARROLLO DE UNA PROPUESTA TÉCNICA PARA INCREMENTAR
LA PRODUCCIÓN DE DIÉSEL DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA
CPF B-15 DE PETROAMAZONAS EP MEDIANTE LA MEZCLA DE CRUDOS
INDILLANA Y QUINDE EN LA ALIMENTACIÓN, USANDO ASPEN HYSYS”**

AUTOR:

ESTRELLA SEMBLANTES, MARLON JONATHAN

DIRECTOR: ING. DE LA TORRE OLVERA, GUIDO MANUEL

LATACUNGA

2019



DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA

CARRERA DE INGENIERÍA PETROQUÍMICA

CERTIFICACIÓN

Certifico que el trabajo de titulación, ***“DESARROLLO DE UNA PROPUESTA TÉCNICA PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN DE DIÉSEL DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA CPF B-15 DE PETROAMAZONAS EP MEDIANTE LA MEZCLA DE CRUDOS INDILLANA Y QUINDE EN LA ALIMENTACIÓN, USANDO ASPEN HYSYS”*** fue realizado por la señor **ESTRELLA SEMBLANTES, MARLON JONATHAN** el mismo que ha sido revisado en su totalidad, analizado por la herramienta de verificación de similitud de contenido; por lo tanto cumple con los requisitos teóricos, científicos, técnicos, metodológicos y legales establecidos por la Universidad de Fuerzas Armadas ESPE, razón por la cual me permito acreditar y autorizar para que lo sustente públicamente.

Latacunga, 24 de junio del 2019.

Ing. De la Torre Olvera, Guido Manuel

C.C.: 1309653341



DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA

CARRERA DE INGENIERÍA PETROQUÍMICA

AUTORÍA DE RESPONSABILIDAD

Yo, **ESTRELLA SEMBLANTES, MARLON JONATHAN**, declaro que el contenido, ideas y criterios del trabajo de titulación: “**DESARROLLO DE UNA PROPUESTA TÉCNICA PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN DE DIÉSEL DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA CPF B-15 DE PETROAMAZONAS EP MEDIANTE LA MEZCLA DE CRUDOS INDILLANA Y QUINDE EN LA ALIMENTACIÓN, USANDO ASPEN HYSYS**” es de mi autoría y responsabilidad, cumpliendo con los requisitos teóricos, científicos, técnicos, metodológicos y legales establecidos por la Universidad de Fuerzas Armadas ESPE, respetando los derechos intelectuales de terceros y referenciando las citas bibliográficas.

Consecuentemente el contenido de la investigación mencionada es veraz.

Latacunga, 24 de junio del 2019.

Firma

ESTRELLA SEMBLANTES, MARLON JONATHAN

C.C.: 0504100454



DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA

CARRERA DE INGENIERÍA PETROQUÍMICA

AUTORIZACIÓN

Yo, **ESTRELLA SEMBLANTES, MARLON JONATHAN**, autorizo a la Universidad de Fuerzas Armadas ESPE publicar el trabajo de titulación: ***“DESARROLLO DE UNA PROPUESTA TÉCNICA PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN DE DIÉSEL DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA CPF B-15 DE PETROAMAZONAS EP MEDIANTE LA MEZCLA DE CRUDOS INDILLANA Y QUINDE EN LA ALIMENTACIÓN, USANDO ASPEN HYSYS”*** en el Repositorio Institucional, cuyo contenido, ideas y criterios son de mi responsabilidad.

Latacunga, 24 de junio del 2019.

Firma

Estrella Semblantes, Marlon Jonathan

C.C.: 0504100454

DEDICATORÍA

Al culminar este proceso de aprendizaje quiero dedicar este trabajo en primer lugar a Dios por ser esa fuerza que me ha acompañado a lo largo de este difícil caminar, luego dedicar este pequeño logro a mis padres por ser un ejemplo y una guía, en especial a Yolanda Semblantes mi madre que siempre estuvo para mí y a más de ser incondicional me llenó y me llena de amor todos los días, recuerdo que un día le dije que se iba a llenar de orgullo y espero que ese día haya llegado, solo me queda estar eternamente agradecido por formarme como un buen hombre y hoy como un nuevo profesional.

A Rachele y Karen, quienes son y serán mis amigas, así como el primer día que empezó este caminar en la universidad, gracias a su amistad, su compañía y a su apoyo incondicional.

A Mariana por las risas, los llantos, los enojos, por todo lo que hemos compartido, por ser esa persona que me entiende y me aconseja, gracias por ser mi persona favorita.

AGRADECIMIENTO

Al terminar este trabajo agradezco a toda mi familia que, con una palabra de consejo, un abrazo o su compañía estuvieron para apoyarme, darme aliento y animarme a continuar. Un agradecimiento especial a mi abuelita María Ercira Sánchez mi compañera y amiga más sincera.

A todas las hermanitas y padrecitos que he conocido hasta hoy, a todos mis amigos del grupo Jesús Misionero, a los miembros de la PJ Latacunga, y a mi familia panameña cada uno de ustedes lleva un espacio en mi corazón gracias por sus consejos y su amistad.

A la empresa Petroamazonas EP, por la colaboración prestada, el uso de laboratorios y la entrega de información indispensable para la concepción de este trabajo.

A la Ingeniera Isabel Pazmiño, co-directora de tesis por los conocimientos, la ayuda y la colaboración prestada para el desarrollo de este proyecto de investigación.

Al Ingeniero Guido de la Torre, director de tesis por la predisposición y el tiempo dirigido hacia el proyecto de tesis.

A los Ingenieros Marcelo Lamiño, Valeria Llangari y Jenny Salazar, por brindarme la oportunidad de realizar esta investigación y ayudarme con las herramientas necesarias, su apoyo y guía.

A todos mis amigos y compañeros de clase quienes entre risas y enojos durante todo este proceso logramos formar una fuerte y sincera amistad.

A la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE-Latacunga por proporcionar los conocimientos y las bases para una excelente educación fundamentada en los valores y habilidades de sus estudiantes, por formar un nuevo Ingeniero Petroquímico.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CARÁTULA

CERTIFICACIÓN	i
AUTORÍA DE RESPONSABILIDAD	ii
AUTORIZACIÓN.....	iii
AGRADECIMIENTO.....	v
ÍNDICE DE CONTENIDO.....	vi
ÍNDICE DE TABLAS	xi
ÍNDICE DE FIGURAS	xiii
ABREVIATURAS.....	xv
RESUMEN	xvi
ABSTRACT.....	xvii

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes.....	18
1.2. Planteamiento del problema.....	19
1.3. Justificación e Importancia	20
1.4. Objetivos.....	22
1.4.1. Objetivo General.....	22
1.4.2. Objetivos Específicos	22
1.5. Variables de investigación.....	22
1.6. Hipótesis	23

CAPÍTULO II

FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

2.1. Petróleo	24
2.1.1. Clasificación	24
a. En función de la densidad API	25
b. En función de la relación Hidrógeno/Carbono	26
c. En función de la presencia de azufre	26
d. En función del Factor de Caracterización K UOP	27
2.1.2. Crudos utilizados en la investigación	28
a. Crudo Indillana	28
b. Crudo Quinde.....	29
2.2. Mezcla de Crudos	30
2.2.1. Estabilidad y Compatibilidad de Crudos	30
2.3. Procesos de separación del crudo de petróleo	31
2.3.1. Destilación Atmosférica	32
2.3.2. Proceso de la Unidad de Destilación Atmosférica CPF B-15	34
2.4. Caracterización de crudo	35
2.4.1. Densidad	36
2.4.2. Viscosidad.....	36
2.4.3. Agua y sedimentos.....	37
2.4.4. Contenido de azufre	37
2.5. Simulador Aspen HYSYS	38
2.5.1. Paquetes Termodinámicos	39
a. Modelos de Actividad.....	40
b. Ecuaciones de Estado.....	40

2.5.2. Unidades de Proceso	42
a. Columna de Destilación.....	43
2.5.3. Caracterización de crudo mediante la herramienta Oil Manager.....	44
a. Componente hipotético	46
2.6. Diésel	46
2.6.1. Propiedades.....	46

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA DE DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1. Marco experimental	48
3.2. Sustancias y reactivos	49
3.3. Materiales.....	49
3.4. Equipos	50
3.5. Disponibilidad de equipos	52
3.6. Metodología experimental	52
3.6.1. Obtención de muestra de crudo	52
a. Muestreo para muestras de crudo	52
3.6.2. Mezcla de crudos	53
3.6.3. Caracterización de las mezclas	53
3.6.4. Análisis de densidad API ASTM D1298-12b.....	54
3.6.5. Análisis de viscosidad ASTM D445-12	56
3.6.6. Análisis de BS&W ASTM D4007-08	57
3.6.7. Análisis de cantidad de azufre ASTM D4294-10.....	58
3.6.8. Destilación ASTM D86	59

a.	Conversión de ASTM D 86 a TBP	60
3.6.9.	Factor de caracterización K UOP	62
3.7.	Simulación en el programa Aspen HYSYS	63
3.8.	Construcción del diagrama de flujo de procesos	64
3.8.1.	Elección del paquete termodinámico y lista de componentes	64
3.8.2.	Especificación de las corrientes de alimentación, productos y reciclo	67
3.8.3.	Equipos a ser utilizados en la simulación	68
a.	Bombas (P)	69
b.	Divisores de corrientes (TEE).....	70
c.	Mezcladores de corrientes (MIX)	71
d.	Válvulas (VLV)	71
e.	Intercambiadores de calor (E).....	72
f.	Separador de tres fases (V)	74
g.	Calentador (H)	75
h.	Columna de destilación (T).....	76
i.	Aeroenfriadores	85
3.8.4.	Procedimiento para creación de los diagramas de flujo	86
3.8.5.	Validación en condiciones de diseño.....	88
3.8.6.	Validación en condiciones actuales	90
3.8.7.	Validación de la corriente de alimentación.....	90
3.8.8.	Prueba de las mezclas	91
3.9.	Evaluación de las mezclas	92

CAPÍTULO IV

RESULTADOS DE LA INVESTIGACIÓN

4.1. Cantidad de agua y sedimentos (BS&W)	93
4.2. Resultados de los análisis de laboratorio	94
4.2.1. Densidad API y densidad relativa.....	94
4.2.2. Viscosidad.....	95
4.2.3. Cantidad de azufre	96
4.2.4. Destilación ASTM D86	97
4.3. Factor K UOP	126
4.4. Validación de la simulación en condiciones de diseño.....	128
4.5. Validación del modelo en condiciones actuales	132
4.6. Validación de las corrientes de alimentación	133
4.7. Prueba de las muestras.....	134

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	137
5.1. Conclusiones	137
5.2. Recomendaciones	140
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	141
ANEXOS.....	150
CERTIFICACIÓN.....	151

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1	<i>Comparación de la producción de diésel de la Unidad de Destilación Atmosférica CPF -B-15</i>	19
Tabla 2	<i>Clasificación del petróleo en función de la densidad API.</i>	26
Tabla 3	<i>Clasificación del petróleo en función de la relación H/C.....</i>	26
Tabla 4	<i>Factor de caracterización K UOP</i>	28
Tabla 5	<i>Métodos estandarizados utilizados para la caracterización de las muestras</i>	35
Tabla 6	<i>Ecuaciones de estado</i>	41
Tabla 7	<i>Constantes específicas de correlación para la conversión</i>	61
Tabla 8	<i>Cantidad de agua libre de los crudos Indillana y Quinde</i>	93
Tabla 9	<i>Densidad API de las muestras</i>	94
Tabla 10	<i>Viscosidad de las muestras a 80 y 104 °F.....</i>	95
Tabla 11	<i>Cantidad de azufre por muestra</i>	96
Tabla 12	<i>Destilación ASTM de la mezcla A</i>	97
Tabla 13	<i>Destilación ASTM de la mezcla B</i>	98
Tabla 14	<i>Destilación ASTM de la mezcla C</i>	98
Tabla 15	<i>Destilación ASTM de la mezcla D.....</i>	98
Tabla 16	<i>Destilación ASTM de la mezcla E</i>	99
Tabla 17	<i>Destilación ASTM D86 cálculo de Y y X (A)</i>	102
Tabla 18	<i>Destilación ASTM D86 completa de la mezcla A</i>	103
Tabla 19	<i>Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (B)</i>	104
Tabla 20	<i>Destilación ASTM D86 completa de la mezcla B</i>	105
Tabla 21	<i>Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (C)</i>	106
Tabla 22	<i>Destilación ASTM D86 completa de la mezcla C</i>	107
Tabla 23	<i>Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (D)</i>	108
Tabla 24	<i>Destilación ASTM D86 completa de la mezcla D</i>	109
Tabla 25	<i>Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (E)</i>	110
Tabla 26	<i>Destilación ASTM D86 de la mezcla E</i>	111
Tabla 27	<i>Coeficientes de correlación para la conversión a TBP</i>	112

Tabla 28 Destilación TBP calculada (A)	113
Tabla 29 Destilación TBP calculada (B)	113
Tabla 30 Destilación TBP calculada (C)	113
Tabla 31 Destilación TBP calculada (D)	113
Tabla 32 Destilación TBP calculada (E)	114
Tabla 33 Destilación TBP cálculo de Y y X todas las mezclas	117
Tabla 34 TBP completa muestra A.....	118
Tabla 35 TBP completa muestra B.....	120
Tabla 36 TBP completa muestra C.....	122
Tabla 37 TBP completa muestra D	123
Tabla 38 TBP completa muestra E.....	125
Tabla 39 Factor de caracterización K UOP de las muestras	127
Tabla 40 Datos de la corriente 1 y 2	129
Tabla 41 Requisitos de diésel 1	132
Tabla 42 Resultados de las muestras en el software	135

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de Facilidades de CPF B-15.....	29
Figura 2. Proceso de destilación atmosférica.....	31
Figura 3. Esquema de la columna de destilación atmosférica.....	34
Figura 4. Relación entre densidad y contenido de azufre de distintos crudos	38
Figura 5. Entorno de simulación de Hysys: Columna de Destilación.....	44
Figura 6. Datos requeridos por HYSYS.....	45
Figura 7. Diagrama de bloques de la metodología.....	49
Figura 8. Diagrama del factor de caracterización	63
Figura 9. Assay 1 datos requeridos	65
Figura 10. Output Blend: Blend-1	66
Figura 11. Lista de Componentes.....	66
Figura 12. Corriente de crudo inicial: Composición.....	67
Figura 13. Condiciones de una corriente convergida.....	68
Figura 14. Ambiente general de simulación de una bomba	69
Figura 15. Corrientes de entrada y salida de la bomba	70
Figura 16. Divisor de corrientes.....	70
Figura 17. Divisor de corrientes.....	71
Figura 18. Válvula.....	72
Figura 19. Intercambiador de calor	72
Figura 20. Tamaño general	73
Figura 21. Tamaño de la carcasa.....	73
Figura 22. Tamaño de los tubos	74
Figura 23. Separador de tres fases.....	75
Figura 24. Horno	75
Figura 25. Equipos de acondicionamiento del crudo	76
Figura 26. Entorno de la Columna de Destilación	78
Figura 27. Ingreso de presiones	79
Figura 28. Ingreso de temperaturas	79

Figura 29. Ingreso de flujo de salida y reflujo	80
Figura 30. Columna de destilación convergida.....	81
Figura 31. Especificaciones de la columna	82
Figura 32. Añadir despojadores laterales	83
Figura 33. Despojador de Diésel.....	83
Figura 34. Columna con despojador	84
Figura 35. Entorno de la columna	85
Figura 36. Aeroenfriador.....	85
Figura 37. Características del diésel calculadas por el simulador.....	90
Figura 38. Viscosidad de las muestras a 80 y 104 °F.....	96
Figura 39. Destilación ASTM D86 de las muestras.....	100
Figura 40. Destilación ASTM D86 completa (A).....	103
Figura 41. Destilación ASTM D86 Completa (B)	105
Figura 42. Destilación ASTM D86 completa (C)	107
Figura 43. Destilación ASTM D86 completa (D).....	109
Figura 44. Destilación ASTM D86 completa (E)	111
Figura 45. Perfiles de destilación TBP calculados de las mezclas.....	115
Figura 46. Destilación TBP completa (A).....	119
Figura 47. Destilación TBP completa (B).....	121
Figura 48. Destilación TBP completa (C).....	122
Figura 49. Destilación TBP completa (D).....	124
Figura 50. Destilación TBP completa (E)	126
Figura 51. Diagrama del factor de caracterización	127
Figura 52. Tabla de distribución chi-cuadrado	130
Figura 53. Condiciones y características del diésel (situación de diseño)	131
Figura 54. Condiciones y características del diésel (situación actual).....	132
Figura 55. Condiciones de las corrientes muestras de crudo	134

ABREVIATURAS

Barriles por día	BPD
Unidad de destilación atmosférica	DTU
Central de Facilidades de Producción	CPF
Bloque 15	B-15
Petroamazonas empresa pública	PAM EP
American Petroleum Institute	API
American Society for Testing and Materials	ASTM
Norma Técnica Ecuatoriana	NTE
Instituto Ecuatoriano de Normalización	INEN
Basic Sediment and Water	BS&W

RESUMEN

La empresa Petroamazonas EP es la encargada de la extracción de petróleo en el Ecuador y además tiene a su cargo la Unidad de Destilación Atmosférica ubicada en CPF B-15, la cual en la actualidad procesa un crudo de 20 °API, produciendo únicamente diésel para consumo interno del bloque. La investigación tuvo como fin obtener un estudio técnico para aumentar la cantidad de diésel que produce la planta, se realizó en primer lugar una mezcla de los crudos Indillana y Quinde, en un intento de mejorar sus propiedades, para luego ser caracterizadas por análisis fisicoquímicos según normas ASTM en laboratorios certificados de la misma empresa. Posteriormente, se crearon dos diagramas de flujo de procesos, uno de la situación de la planta en su situación de diseño y otro en su situación actual para tener un modelo aproximado al real utilizando el software Aspen HYSYS. Finalmente, se realizó una evaluación de las mezclas en el modelo creado simulando las condiciones y el comportamiento de las mezclas, evidenciando que la mejor de ellas fue la muestra B que contiene 75% de crudo Indillana y 25% de crudo Quinde, ya que cumplió con los requerimientos de diésel según la norma NTE INEN 1489 y generó una ganancia aproximada de 60±5 barriles de diésel por día.

PALABRAS CLAVES:

- **DIÉSEL**
- **CRUDOS INDILLANA**
- **UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA CPF B-15**
- **PETROAMAZONAS**
- **PETRÓLEO**

ABSTRACT

Petroamazonas EP company is in charge of the extraction of oil in Ecuador and also has an Atmospheric Distillation Unit in CPF B-15, which currently processes a crude oil of 20 °API, producing only diesel for internal consumption of the block. The purpose of the research was to obtain a technical study to increase the amount of diesel produced by the plant, for which a mixture of the Indillana and Quinde crude oils was first made, in an attempt to improve their properties, to then be characterized by Physicochemical analysis according to ASTM standards in certified laboratories of the same company. Subsequently, two process flow diagrams were created, one situation of the plant in its design situation and another in its current situation to have a model on the actual use of the Aspen HYSYS software. Finally, an evaluation of the mixtures in the model created simulating the conditions and the behavior of the mixtures was made, evidencing the best part of the samples that contain 75% of crude oil and 25% of crude oil. with the requirements of diesel according to the NTE INEN 1489 standard and generated an approximate profit of 60 ± 5 barrels of diesel per day.

KEYWORDS:

- **DIESEL**
- **INDILLANA OIL**
- **ATMOSPHERIC DISTILLATION UNIT CPF B-15**
- **PETROAMAZONAS EP**
- **PETROLEUM**

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

Desde la década de 1970, Ecuador empezó a ser un país petrolero, debido al descubrimiento de yacimientos y posterior perforación de pozos comerciales en la Región Amazónica. Esto transformó el desarrollo económico del país, centrado en un modelo agroexportador. Desde entonces el petróleo se ha convertido en el eje central de la economía y mantiene su importancia hasta la actualidad.

Actualmente, El Ecuador posee tres refinerías a cargo de Petroecuador EP que operan al 100% de su capacidad. Juntas procesan 175 mil barriles por día (BPD) distribuidos en la Refinería Esmeraldas, Shushufindi y La Libertad con 110 mil, 45 mil y 20 mil BPD respectivamente. Las tres plantas producen combustibles como gasolinas, diésel, jet fuel, GLP, entre otros. Por otro lado, Petroamazonas EP cuenta con dos unidades de destilación atmosférica en el sector oriental ecuatoriano las cuales están ubicadas en: Lago Agrio en el bloque 56 y Central de Facilidades de Producción (CPF) en el bloque 15. Cada una procesa 1000 y 1700 BPD respectivamente. Ambas producen combustibles como nafta, jet fuel y diésel destinados para el consumo interno de la empresa. Adicionalmente, Petroamazonas EP se dedica a la exploración y explotación de petróleo.

La presente investigación se enfocará en la unidad de destilación atmosférica CPF. Según el informe de operación de la planta, esta empezó a funcionar en el año 1998. Fue diseñada para procesar 1700 BPD de crudo y producir 500 BPD de diésel.

Posteriormente, en el año 2010 la planta tuvo una repotenciación por parte de la empresa TECNA, quien planteó aumentar la cantidad de diésel hasta 580 BPD. Se reemplazaron equipos como intercambiadores de calor y aerofriadores, y también se renovaron los platos de la columna. Luego de estos cambios, no se consiguió éxito ya que la producción de diésel disminuyó por debajo de 400 BPD. Sin embargo, se conoce por experiencia de los operadores de la planta Lago Agrio B-56 que la disminución en la producción se debe a cambios en el crudo de alimentación y por falta de mantenimiento general.

1.2. Planteamiento del problema

La planta topping CPF presenta como problema principal la disminución en la producción de destilados, especialmente diésel desde el inicio de su operación. Posiblemente, la disminución de la cantidad de diésel se debe al cambio en la corriente de alimentación de la planta, ya que fue diseñada para procesar 500 BPD de diésel y un crudo de densidad 30,5 °API y en la actualidad procesa 400 BPD de diésel utilizando el crudo Indillana con densidad de 19-20 °API. Esta comparación de la disminución de la cantidad de diésel desde el año de su puesta en marcha y en la actualidad se presenta a continuación en la Tabla 1, así como la posible ganancia aproximada aplicando la mezcla de crudos. (Petroamazonas E.P., 2018).

Tabla 1.

Comparación de la producción de diésel de la Unidad de Destilación Atmosférica CPF B-15

Valor de producción de diseño de diésel	Cantidad de diésel (BPD)	Densidad de crudo de entrada (API)
Año de diseño	500	30,5
2018	<400	19-20

Esta teoría se sustenta debido a que, a nivel mundial, la calidad de los crudos que se procesan en las refinerías se han visto afectados por la disminución de la densidad API promedio y el rápido aumento del contenido de azufre. Esta tendencia probablemente continuará en un futuro próximo. Además, cabe mencionar que desde el año 2010 no se ha intervenido la planta para mejorar la producción de diésel.

El presente proyecto de investigación propone una solución en el área de producción de derivados de petróleo con el aumento de la corriente de diésel de la unidad de destilación atmosférica de CPF B-15. Esto se pretende lograr al realizar la mezcla de crudos, la medición de ciertos parámetros en las mezclas a través de análisis físico-químicos, la creación de la interfase de simulación en HYSYS y la validación de su funcionamiento a partir de la comparación de los resultados obtenidos, con los valores registrados en los manuales en las condiciones de diseño de la planta y en las condiciones actuales de operación de la misma, para finalmente probar las diferentes mezclas de crudos y poder estimar cuál de ellas favorecerá el aumento de la corriente de diésel.

1.3. Justificación e Importancia

El proyecto de investigación tiene como objetivo principal estudiar la mezcla de crudos Indillana y Quinde con el fin de mejorar la corriente de diésel de la unidad de destilación atmosférica ubicada en CPF B-15 de la empresa Petroamazonas EP. La mezcla de crudos se evaluará a través de una simulación, construida en el software Aspen HYSYS V8.6 para determinar la variación de flujo en la corriente de diésel de la planta, esperando una ganancia de diésel con la solución propuesta.

En esta investigación se hace una importante contribución a la empresa Petroamazonas EP, considerando que al obtener mayor cantidad de diésel propio se disminuye la necesidad de comprarlo al precio sin subsidio a agentes externos. Además, establecerá el inicio de un proyecto mayor direccionado a conseguir la autosuficiencia energética de la empresa.

Adicionalmente, se estudiará el comportamiento de características como: densidad API, viscosidad, cantidad de azufre, BS&W, de las mezclas de los crudos Indillana y Quinde, proponiendo alcanzar mayor cantidad de diésel con dichas mezclas. Estos análisis se los realizará a las mezclas de crudos debido a que son ensayos certificados por normas ASTM y que permiten conocer las características de los crudos para luego ser utilizados en la simulación, además de existir la facilidad de ser realizados en los laboratorios certificados de Petroamazonas. Con respecto a la simulación en el software Aspen HYSYS, se construirá un modelo que represente el diagrama de flujo de la planta. Además, el diagrama de flujo podrá ser utilizado en futuras proyectos de investigación, donde se podrán manipular condiciones de operación y evaluarlos en el proceso.

Como una ventaja para la investigación, la empresa Petroamazonas EP proporcionará las facilidades necesarias como laboratorios, la materia prima (crudos) y el programa de simulación con licencia. Finalmente, los resultados de la investigación sustentarán la hipótesis de aumentar la cantidad de diésel en la planta.

1.4. Objetivos

1.4.1. Objetivo General

- Desarrollar un estudio para incrementar la producción de diésel de la unidad de destilación atmosférica CPF B-15 de Petroamazonas EP mediante la mezcla de crudos Indillana y Quinde en la alimentación, usando Aspen HYSYS.

1.4.2. Objetivos Específicos

- Caracterizar las mezclas de crudos Indillana y Quinde en distintas proporciones, mediante análisis de viscosidad, densidad API, cantidad de azufre, BS&W, factor de caracterización K UOP.
- Construir el diagrama de flujo de procesos de la unidad de destilación atmosférica en el software Aspen HYSYS V8.6 con base en la disposición de equipos, los balances de masa y energía del diseño original y toma de datos en campo para su validación.
- Evaluar las mezclas de crudos Indillana y Quinde en la simulación del software e identificar la mezcla que favorezca el incremento de la producción de diésel.

1.5. Variables de investigación

Variables Independientes

- Crudos Indillana y Quinde
- Proporción de los crudos

Variable Dependiente

- Flujo de salida de la corriente de diésel

1.6. Hipótesis

¿Se conseguirá desarrollar una propuesta técnica para incrementar la producción de diésel de la unidad de destilación atmosférica CPF B-15 de Petroamazonas EP mediante la mezcla de crudos Indillana y Quinde en la alimentación, usando Aspen HYSYS?

CAPÍTULO II

FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

2.1. Petróleo

El nombre petróleo proviene del latín, *petra*: piedra y *óleum*: aceite. Es un recurso natural no renovable, líquido de color negro, fuerte olor y se lo encuentra en yacimientos subterráneos. Se originó debido a la descomposición de vegetación y animales, hace 225 a 136 millones de años (Coronel, 2016). Se sostiene la teoría que bacterias en presencia de calor y altas presiones convirtieron las grasas animales en ácidos grasos y que posteriormente se convirtieron en material asfáltico llamado kerógeno.

El petróleo es una compleja mezcla de hidrocarburos cuyos elementos principales son carbono (85%-90%) e hidrógeno (10%-14%), además el porcentaje restante corresponde a: compuestos azufrados (0,2%-3%), nitrógeno (<0,1%-2%), oxígeno (1%-1,5%) y compuestos organometálicos de níquel, arsénico, plomo, vanadio y cantidades a nivel traza de otros metales en partes por millón o partes por billón (ppm o ppb) (Chaudhuri, 2011).

El petróleo es considerado como la principal fuente de energía a nivel mundial, sin embargo, el uso de petróleo y sus derivados generan gases nocivos producto de la combustión y residuos contaminantes que afectan al medioambiente (British Petroleum, 2018).

2.1.1. Clasificación

La presencia de diversas cantidades de cada uno de los elementos químicos (orgánicos e inorgánicos) que componen el petróleo, determinan sus características particulares como el color,

densidad, viscosidad, entre otras, las que nos permiten clasificarlo de diferentes maneras (Olmedo, 2018).

La clasificación del petróleo depende de la propiedad con la que es evaluado. Por esta razón, existen varias formas de clasificarlo como se muestra a continuación:

a. En función de la densidad API

El grado API (American Petroleum Institute) se define como una función hiperbólica de la densidad, donde la densidad es una relación entre el peso de un determinado volumen de muestra a una temperatura y el peso del mismo volumen de agua a una temperatura determinada (Wauquier, 1995).

La densidad API se calcula con la siguiente fórmula:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{sg} - 131,5 \quad (1)$$

Donde:

$^{\circ}API$: densidad o grado API

sg: gravedad específica del hidrocarburo a temperatura determinada

A mayor valor de gravedad API, mayor valor comercial debido a la facilidad operacional, económica y mayor producción de destilados (Arpel, 2013). La Tabla 2 muestra los valores de la densidad API para cada tipo de petróleo.

Tabla 2.*Clasificación del petróleo en función de la densidad API.*

Clase	°API
Condensados	> 40
Livianos	30-39,9
Medios	20-29,9
Pesados	10-19,9
Extra-pesados	< 9,9

Fuente: (Wauquier, 2004).

b. En función de la relación Hidrógeno/Carbono

La densidad y la viscosidad de un hidrocarburo puro es inversamente proporcional a la relación H/C, siendo la densidad menor al aumentar la cantidad de hidrógeno. A continuación, la Tabla 3 muestra los valores H/C con respecto a la naturaleza química del petróleo.

Tabla 3.*Clasificación del petróleo en función de la relación H/C*

Naturaleza química	Valores de h/c
Parafínico	2,4-2,1
Olefínico	2,0
Nafténico	2,0
Aromático	1,0-1,8
Policíclico	0,8-1,0

Fuente: (Wauquier, 2004)

c. En función de la presencia de azufre

El azufre es uno de los componentes que se encuentra presente en los hidrocarburos. Pero su presencia implica la necesidad de mayores procesos de refinamiento, y por ende un mayor costo

final, razón por la cual la presencia de azufre es también un determinante del valor comercial del petróleo y puede clasificarse de dos formas:

- **Petróleo Dulce**

Es aquel que contiene menos de 0,5% de contenido de azufre. El petróleo dulce se considera de alta calidad y es utilizado en su mayoría para producir combustibles.

- **Petróleo Agrio**

Es un crudo que contiene una cantidad mayor o igual al 1% de azufre. Debido a la mayor presencia de azufre su costo de refinamiento es mayor. Por esta razón se utiliza mayormente en productos destilados como el diésel, dado su menor costo de tratamiento (Olmedo, 2018).

d. **En función del Factor de Caracterización K UOP**

El factor de caracterización K UOP o también conocido como factor de Watson K_W , es un valor que permite identificar el tipo de crudo según su composición química, (base parafínica, nafténica, aromática o mixta) (Wauquier, 2004). El factor K UOP se calcula según la siguiente expresión:

$$K_{UOP} = \frac{(T_b)^{1/3}}{\rho_{15,6^\circ C/15,6^\circ C}} \quad (2)$$

Donde:

T_b: Temperatura media de ebullición en R.

ρ: Densidad relativa a 15,6°C.

A continuación, la Tabla 4 presenta los valores del factor de caracterización para diferentes hidrocarburos:

Tabla 4.

Factor de caracterización K UOP

K_{UOP}	Tipo de Hidrocarburo
13	Hidrocarburos parafínicos normales e isoparafínicos.
12	Hidrocarburos en los que el peso relativo de las cadenas y de los anillos son equivalentes.
11	Hidrocarburos nafténicos puros o aromáticos poco sustituidos.
10	Hidrocarburos aromáticos puros.

Fuente: (Burbano, 2012).

De esta forma se puede calcular de forma rápida el K UOP del petróleo a partir de datos fácilmente disponibles como su densidad y viscosidad. Este valor del K UOP comprendido entre 10 y 13 definirá, el carácter químico de los crudos (Burbano, 2012).

2.1.2. Crudos utilizados en la investigación

Para la presente investigación se utilizarán los crudos Indillana y Quinde.

a. Crudo Indillana

El crudo Indillana es una mezcla de fluidos recogidos de todas las plataformas ubicadas dentro del bloque 15. Estos fluidos ingresan al proceso de separación del campo Indillana y comprenden una mezcla de crudo, agua y gas. La mezcla ingresa por tres oleoductos principales: campo Yanaquincha con línea de tubería de 24", campos Itaya e Indillana con línea de tubería de 20" y campo Laguna con línea de tubería de 20". El flujo total de ingreso al proceso de separación del campo Indillana es de 210000 BPD de fluido con un corte de agua de 90% y 20,8 °API, calidad de semipesado (Montoya, 2013).

Adicionalmente, en la Figura 1 se muestra, el diagrama de procesos de separación de CPF B-15. La línea de color marrón representa la corriente de fluidos de entrada al proceso, la línea de color amarillo representa la corriente de gas, la línea de color azul representa la corriente de agua

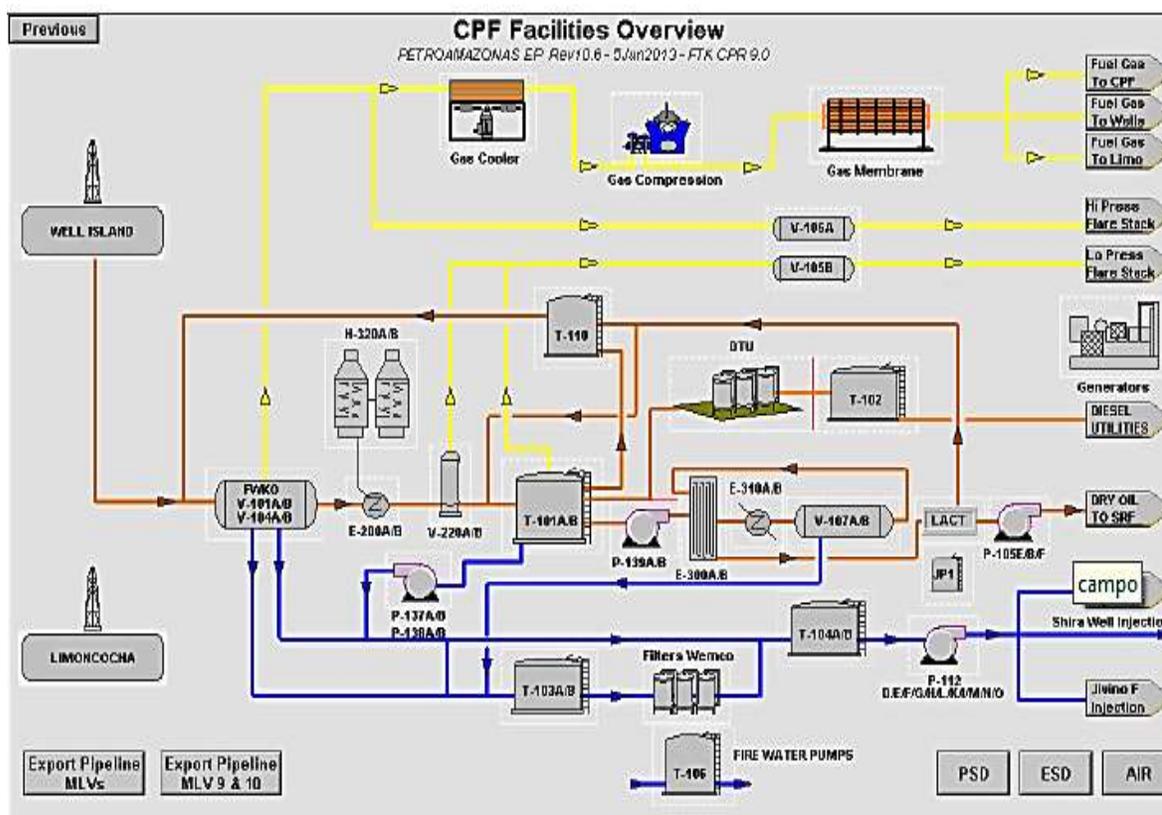


Figura 1. Diagrama de Facilidades de CPF B-15

Fuente: (Petroamazonas E.P., 2003)

y la línea de color naranja representa la corriente de diésel. La unidad de destilación atmosférica está representada como “DTU” (Petroamazonas E.P., 2003).

b. Crudo Quinde

El crudo Quinde en la actualidad cuenta con una producción de 2602 BPD, corte de agua de 80% y 27,2 °API. Se obtiene de los pozos QNDA-002US y QNDA-001UM (recientemente activo) (Llangarí, 2018).

Se escogió este crudo debido a su calidad y a las facilidades de separación que se encuentran en los pozos. En los pozos existen facilidades como: desgasificación en sitio, transporte mediante tanqueros, un separador bifásico, dos bombas de transferencia de crudo y una tea de combustión (Llangarí, 2018).

2.2. Mezcla de Crudos

A lo largo de la historia, la industria petrolera se ha enfocado en la extracción de crudos pesados y extrapesados. Esto se debe a que las reservas de los crudos convencionales van en decadencia. Debido a la dificultad en el manejo de estos crudos pesados, se han venido preparando mezclas de dichos crudos con crudos livianos o con crudos mejorados o sintéticos. Es importante mencionar que el objetivo de la mezcla de crudos es incrementar la densidad API y bajar la viscosidad, con el fin de optimar el transporte, la refinación y la comercialización. Pero, la mezcla de crudos no siempre resulta ideal, sino que depende de la estabilidad y compatibilidad de la mezcla (Hernandez, 2013).

2.2.1. Estabilidad y Compatibilidad de Crudos

Un crudo se considera estable, cuando los asfaltenos presentes se encuentran suspendidos homogéneamente en la fase líquida, y es inestable, cuando los asfáltenos se aglomeran y precipitan. Existen estudios que han demostrado que al mezclar crudos diferentes (inicialmente estables), se puede generar precipitación de asfaltenos (Almora, 2014).

En definitiva, es probable que un crudo con una estabilidad baja experimente floculación de asfaltenos cuando se encuentra sometido a condiciones críticas (por ejemplo, almacenamiento prolongado a temperatura alta) o cuando es mezclado con una gama de otros crudos. En contraste,

dos crudos cada uno con una reserva de estabilidad alta pueden mantener asfaltenos en un estado disuelto y no conducir a la floculación cuando se mezclan entre sí (Cuervo, 2017).

En conclusión, la compatibilidad de crudos es la capacidad de dos o más crudos para mezclarse dentro de ciertos intervalos de concentración sin evidenciar separación, como la formación de múltiples fases.

2.3. Procesos de separación del crudo de petróleo

La primera separación del petróleo se realiza a la salida del pozo. Ahí el gas no disuelto que emerge junto con el crudo se separa por diferencia de densidades. Además de gas, el petróleo puede contener cloruro de sodio y otras sales como sulfatos y bicarbonatos disueltos en el agua formando emulsiones estables. Debido a la cantidad de sales disueltas se debe enviar el crudo a un proceso de desalinización (Cedillo, 2015).

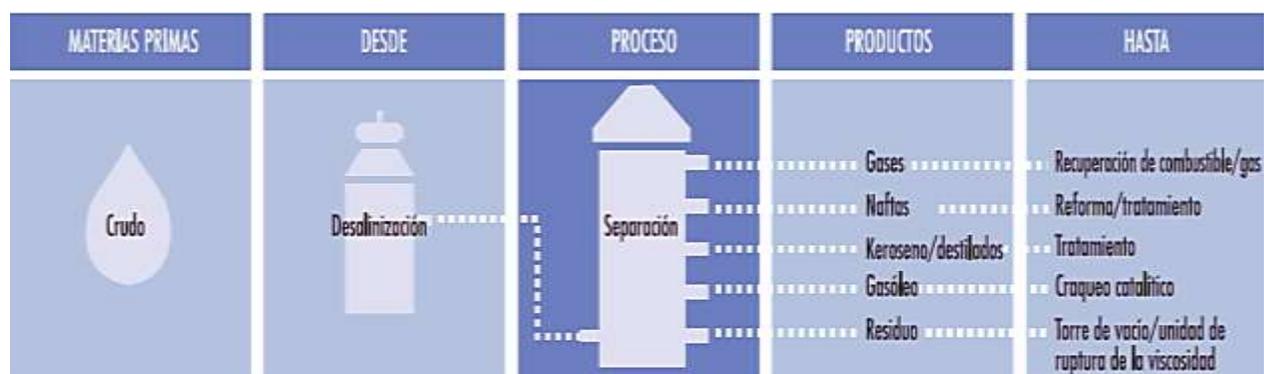


Figura 2. Proceso de destilación atmosférica

Fuente: (Parra, 2013)

Cabe resaltar que la Figura 2 presenta un esquema simplificado del proceso de destilación atmosférica. Partiendo desde la materia prima que es el crudo hasta tratamientos posteriores de los productos destilados.

Adicionalmente, para el refino del petróleo es importante destacar que el fraccionamiento es la parte principal en el proceso de separación. Es así que el fraccionamiento se realiza en torres de destilación atmosférica y al vacío (Parra, 2013).

Desde una perspectiva más general, las refinerías que poseen unidades de destilación atmosférica únicamente destila el crudo, ya que no pueden cambiar el patrón de rendimiento natural del crudo procesado. El patrón de rendimiento natural del crudo se refiere al rendimiento que presentan las fracciones del petróleo a las temperaturas de evaporación y a condiciones normales de presión. Entonces, la nafta se utiliza para gasolina con bajos índices de octano. En definitiva, las unidades de destilación atmosférica no cuentan con un control del nivel de azufre y no producen ultra bajo azufre, ya que dicho proceso es complejo y costoso (Math Pro, 2011). En nuestro caso centraremos nuestra atención en la destilación atmosférica, la cual se describe en el siguiente apartado.

2.3.1. Destilación Atmosférica

El proceso de destilación atmosférica está conformado por varias operaciones unitarias de tratamiento de la materia prima (crudo). El paso inicial del tratamiento del crudo es la desalinización. La desalinización busca retirar las sales y el agua presentes, mediante electrólisis y agentes demulsificantes. Esto es necesario porque al calentar el crudo, los metales se precipitan, pueden formar ácidos y posteriormente corroer las tuberías y los equipos. Luego, la corriente de crudo desalinizado se calienta en un horno a temperaturas entre 340 °C a 370 °C, esto para evitar el craqueo térmico.

A continuación, el crudo parcialmente vaporizado ingresa a la columna de destilación atmosférica, donde los hidrocarburos se separan según su punto de ebullición y, a través del contacto entre líquidos y vapores, en los platos se produce el intercambio de masa y calor. Dentro de la columna las fracciones ligeras (de bajo punto de ebullición), como el gas y la nafta ligera se difunden hacia la parte superior.

Es así que la nafta, o gasolina de destilación directa, se extrae de la sección superior de la torre como una corriente de vapor. Mientras tanto, las fracciones de rango de ebullición intermedio (gasóleo, nafta pesada y destilados), se extraen de la sección intermedia de la torre como corrientes laterales y se envían a operaciones de tratamiento para su empleo como queroseno, gasóleo diésel, combustible para aviones, material de craqueo catalítico y productos para mezclas.

Por último, las fracciones pesadas, de alto punto de ebullición (residuos o crudo reducido), se condensan y permanecen en el fondo de la torre (Parra, 2013). Posteriormente, las corrientes de destilados se envían a despojadores cuya función es retirar los componentes de bajo peso molecular (volátiles) usando la inyección de vapor (Miranda, 2016). En la Figura 3 se presenta un esquema de la torre de destilación atmosférica.

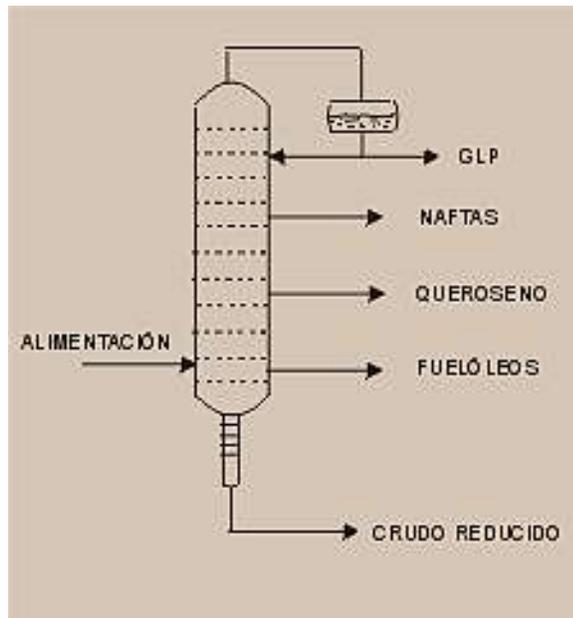


Figura 3. Esquema de la columna de destilación atmosférica

Fuente: (Parra, 2013)

2.3.2. Proceso de la Unidad de Destilación Atmosférica CPF B-15

La Unidad de Destilación Atmosférica CPF B-15 está constituida por varias operaciones unitarias, como lo muestra el diagrama de flujo de procesos de la planta representado en la Ilustración 6. El crudo ingresa a los intercambiadores de calor E-1001 y E-1002A/B, luego continúa hacia el desalinizador V-1002. Posteriormente el crudo desalinizado se precalienta en los intercambiadores E-1006 y E-1003. Después el crudo precalentado entra al horno H-1001.

A continuación, la corriente de crudo caliente ingresa a la columna de destilación vertical T-1001, justo por encima del fondo. Es importante mencionar que la columna de destilación consta de 16 platos (contados de abajo hacia arriba) y los productos que se obtienen son: nafta base por el tope de la columna, diésel por el plato 8 y crudo reducido en el fondo.

La corriente de diésel ingresa a un despojador de vapor de 8 platos T-1002, en seguida esta corriente pasa por el aerofriador AC-1002 y finalmente se dirige hacia los tanques de

almacenamiento. Mientras tanto la corriente de nafta se envía al aerofriador AC-1001 y posteriormente al separador trifásico V-1001. Por último, una parte de la corriente de hidrocarburo reingresa a la columna y la otra se dirige a la corriente de crudo reducido (Petroamazonas E.P., 2018).

El Anexo A se presenta los parámetros de diseño como: temperatura, presión, flujo molar, entre otros, también se muestra la cantidad de 500 BPD como valor de flujo inicial de producción de diésel en el punto 17 “DIESEL PRODUCT TO STORAGE”.

2.4. Caracterización de crudo

El crudo, al ser una mezcla compleja de hidrocarburos, necesita un análisis fisicoquímico global de varias propiedades como: densidad, viscosidad, cantidad de agua, sedimentos, azufre, entre otros (Torres, 2013).

Los análisis de densidad API, viscosidad, cantidad de azufre, cantidad de agua, sedimentos, azufre y Factor K UOP, son necesarios para la creación de las corrientes de crudos hipotéticos en el software aspen HYSYS y dichos análisis se realizarán gracias a la facilidad de equipos y reactivos que se posee en los laboratorios de la empresa.

Las mezclas de crudos para la presente investigación se caracterizarán para determinar sus propiedades fisicoquímicas, empleando los siguientes métodos presentados en la Tabla 5:

Tabla 5.

Métodos estandarizados utilizados para la caracterización de las muestras

Propiedad	Método
Densidad API	ASTM D 1298-12b
Viscosidad	ASTM D 445-12

Continúa



Agua y Sedimentos (BS&W)	ASTM D 4007-08
Contenido de Azufre	ASTM D 4294-10

Fuente: (Almora, 2014).

2.4.1. Densidad

La densidad o gravedad de un crudo guarda relación directa con el contenido de residuos, es decir, a mayor densidad mayor cantidad de residuos. La densidad se expresa en grados API (Perry & Green, 1997).

La densidad permite la caracterización preliminar de las muestras. Los crudos comúnmente reflejan valores entre 8-45 °API.

El conocimiento de la densidad tiene un importante valor comercial ya que la cotización de los crudos depende en parte de esta propiedad (Wauquier, 2004).

2.4.2. Viscosidad

La viscosidad del petróleo y sus derivados tienen gran relevancia en la estimación de condiciones óptimas de almacenamiento, transporte y operación. Viscosidades muy altas provocan la modificación de la metodología de los ensayos, debiendo añadir calor a las muestras (Almora, 2014).

Haciendo referencia al ensayo de viscosidad, el tiempo se mide para un volumen fijo de líquido que fluye bajo la gravedad a través del capilar de un viscosímetro calibrado a temperatura y presión conocidas, controladas cuidadosamente. La viscosidad es producto del tiempo de flujo medido y la constante de calibración del viscosímetro (James & Hanswerk, 2001).

2.4.3. Agua y sedimentos

El método busca determinar el contenido de agua y sedimentos de manera porcentual, con respecto a la cantidad de hidrocarburo, mediante centrifugación. Un contenido con alto porcentaje de agua y sedimentos podría interferir con los resultados del método, debido a que no se separa toda el agua del crudo.

Para el ensayo se utilizan volúmenes iguales de la muestra de crudo saturado de agua y tolueno o jet fuel. Estos se colocan en el tubo en forma de cono. Posteriormente, el tubo ingresa a la centrifuga durante un tiempo determinado. El volumen de la capa de agua y sedimentos se lee desde el fondo del tubo (Almora, 2014).

2.4.4. Contenido de azufre

El contenido de azufre y la densidad API son propiedades que influyen en el precio de los crudos. El contenido de azufre puede variar entre 0,05% hasta 6% en masa. El porcentaje de azufre en el crudo está relacionado en forma inversa a la densidad API; es decir, crudos con altos contenidos de azufre poseen menor densidad API. Sin embargo, existen excepciones a esta regla. Por lo general los crudos que contienen azufre en porcentajes mayores al 0,5% necesitan más procesos, en comparación a crudos con menor cantidad de azufre (James & Hanswerk, 2001).

En la Figura 4 se muestra la relación entre el contenido de azufre y la densidad API de distintos crudos a nivel mundial, donde se deduce que crudos más densos o con menos densidad API, poseen mayor contenido de azufre.

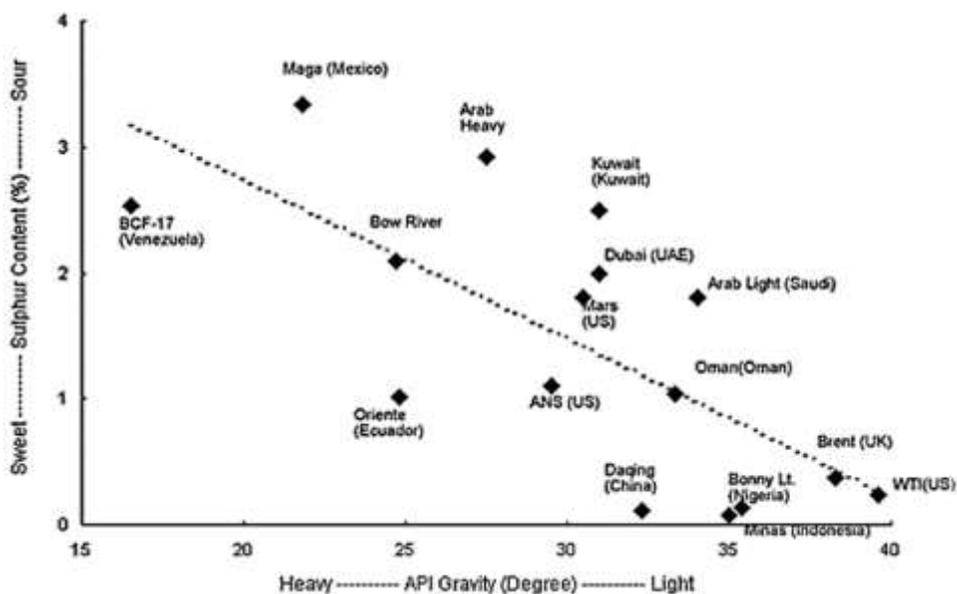


Figura 4. Relación entre densidad y contenido de azufre de distintos crudos
Fuente: (Agudín, 2015)

Con respecto al ensayo de contenido de azufre, la muestra se coloca en el haz emitido de un tubo de rayos X. Las características de la radiación X resultante y el acumulado se comparan con muestras de calibración, como mínimo se necesitan tres muestras de calibración para abarcar los rangos de concentraciones: de 0 a 0,1% en masa, de 0,1 a 1,0% en masa y de 1,0 a 5,0% en masa de azufre (Cabrera & García, 2018).

2.5. Simulador Aspen HYSYS

Aspen HYSYS es un software de modelado y simulación de procesos, muy utilizado en diseño conceptual, negocios, optimización, planificación, gestión de activos y supervisión del rendimiento para la producción de petróleo, procesamiento de gas, petróleo, industrias de refinación y separación de aire (Mondal, Rakib Uddin, Majumder, & Pokhrel, 2015). Además, es una herramienta que incluye modelos de unidades de proceso como: intercambiadores de calor, reactores, operaciones lógicas, controladores, separadores, columnas de destilación, extracción y

tuberías, entre otros. Este programa tiene como fin simplificar los cálculos en un diseño y perfeccionar procesos de forma organizada y compacta. El programa permite modificar condiciones de operación para obtener resultados distintos y encontrar condiciones óptimas para un determinado proceso (Carrasco, 2012)

Entre las aplicaciones que posee Aspen HYSYS tenemos procesos de refinación de petróleo, transporte de fluidos por tubería, procesos químicos, entre otros (Jamanca, 2014). Este simulador se puede aplicar de manera satisfactoria en la simulación de la planta topping para evaluar este estudio.

2.5.1. Paquetes Termodinámicos

Los paquetes termodinámicos o también llamados paquetes de fluidos (fluid packages), contienen propiedades fisicoquímicas de componentes y metodologías de cálculo de propiedades (Luque & Vega, 2005). Además, es capaz de definir toda la información (propiedades, componentes hipotéticos, parámetros de interacción, reacciones, datos tabulados) dentro de un archivo muy sencillo (Jamanca, 2014).

Las ventajas de los paquetes termodinámicos son:

- La localización de la información facilita la creación y modificación de los parámetros.
- Los paquetes de fluidos pueden almacenarse como un archivo completo para usarlos en cualquier simulación.
- Se pueden usar varios paquetes fluidos en una misma simulación. Sin embargo, todos los paquetes definidos se encuentran dentro del administrador básico de la simulación.

Los paquetes termodinámicos tienen la siguiente clasificación: modelos de actividad y ecuaciones de estado.

a. Modelos de Actividad

Los modelos de actividad tienen naturaleza empírica en comparación con las ecuaciones de estado, es por esta razón que no se recomienda su uso en aplicaciones generalizadas ni en condiciones de operación sin ensayo previo.

Los sistemas no ideales o sistemas químicos polares, se tratan como modelos duales, donde se emplean ciertas ecuaciones de estado que predicen coeficientes de fugacidad en fase vapor, y coeficientes de actividad en fase líquida. Para el caso de la predicción de propiedades de sistemas químicos los modelos de actividad son la mejor opción (Luque, 2005).

b. Ecuaciones de Estado

Para el diseño de los equipos que constituyen las operaciones de la planta topping, se requiere el uso de la termodinámica clásica que proporciona las relaciones P-V-T, conocidas como ecuaciones de estado. El número de ecuaciones de estado es grande, en su mayoría para fase vapor, para el caso de cálculos prácticos de diseño pocas representan una opción aplicable. La Tabla 6 presenta algunas de las ecuaciones de estado más usuales.

Tabla 6.
Ecuaciones de estado

Nombre	Ecuación	Constantes y Funciones
Gas Ideal	$P = \frac{RT}{v}$	---
General	$P = \frac{ZRT}{v}$	$P = F(P_r, T_r, Z_c, \omega)$
Relich-Kwong (R-K)	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + bv}$	$b = 0,008664 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,42748 * \frac{R^2 T_c^{2,5}}{P_c T^{0,5}}$
Soave-Redlich-Kwong (S-R-K)	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + bv}$	$b = 0,008664 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,42748 * \frac{R^2 T_c^2 [1 + f_w (1 - T_r^{0,5})]^2}{P_c}$ $f_w = 0,48 + 1,574\omega - 0,176\omega^2$
Peng-Robinson (P-R)	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$	$b = 0,07780 * \frac{RT_c}{P_c}$ $a = 0,4572 * \frac{R^2 T_c^2 [1 + f_w (1 - T_r^{0,5})]^2}{P_c}$ $f_w = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26992\omega^2$

Fuente: (Luque, 2005)

El paquete termodinámico R-K tiene una dificultad al momento de predecir con exactitud la presión de vapor. Wilson Soave adicionó un tercer parámetro, el factor acéntrico de Pitzer en la ecuación R-K y obtuvo concordancia con datos de presión de vapor de hidrocarburos puros. Este parámetro permitió mejorar la predicción de propiedades en fase líquida. La nueva ecuación tiene aplicación inmediata en mezclas de gases ligeros e hidrocarburos, debido a su precisión y simplicidad (Mesa Adriana, Valero, & Figueredo, 2016).

Tiempo después, Peng y Robinson modificaron las ecuaciones de estado R-K y S-R-K, consiguiendo mejorar valores experimentales en la región crítica y volúmenes molares de líquidos. A continuación, se muestran las principales características de la ecuación de estado Peng-Robinson (P-R).

- Mayor número de componentes, hidrocarburos y no hidrocarburos.

- Amplio intervalo para condiciones de operación.
- Uso de coeficientes de interacción binarios (k_{ij}), obtenidos experimentalmente para el caso de mezclas.
- No es aplicable para mezclas no ideales de compuestos polares, por ejemplo, electrolitos.
- Genera en forma directa los valores de las propiedades termodinámicas.

En la funcionalidad de la ecuación de estado Peng-Robinson, se han insertado componentes como: He, H₂, N₂, CO₂, H₂S, H₂O, CH₃OH. Esta ecuación es recomendable en procesos que involucran petróleo crudo o sus fracciones. Los paquetes de ecuaciones de estado P-R o S-R-K, definen los hidrocarburos en su totalidad y a sus mezclas (Carrasco, 2012). Por esta razón se escogerá trabajar con Peng-Robinson para la simulación del proyecto.

2.5.2. Unidades de Proceso

El programa de simulación HYSYS posee una interfaz que permite modelar más de 40 diferentes operaciones unitarias, entre ellas:

- Acumuladores Flash
- Columnas de Destilación, azeotrópicas
- Columnas de Absorción
- Reactores Continuos y Batch
- Compresores
- Turbinas
- Bombas
- Intercambiadores de Calor

- Separadores
- Mezcladores
- Válvulas de Bloque y Control

a. **Columna de Destilación**

En esta operación unitaria, el programa HYSYS entrega la mayor cantidad de opciones, pues es un equipo fundamental en los procesos de la industria del petróleo y gas natural. El simulador incluye un ambiente específico y un sub-flowsheet independiente de la simulación global. El sub-flowsheet de la columna contiene los equipos y corrientes asociados, e intercambia información con el flowsheet global, mediante las conexiones de corrientes de entrada y salida. Desde el punto de vista de la simulación global, la columna se muestra como una operación con múltiples entradas y salidas, corrientes energéticas, entre otros (Villegas, 2007).

Se presentan tres tipos de equipos:

- Destilación simple (absorbedor)
- Destilación con reboiler
- Destilación con condensador

Para la convergencia, del equipo, se debe determinar el número de platos de la columna, el número de plato en el cual deberá ingresar la corriente de alimentación, configurar las corrientes de productos y de energía, las condiciones operación, y determinar los grados de libertad en la simulación (Jamanca, 2014). La figura 5, presenta el entorno de simulación en Hysys de una columna de destilación.

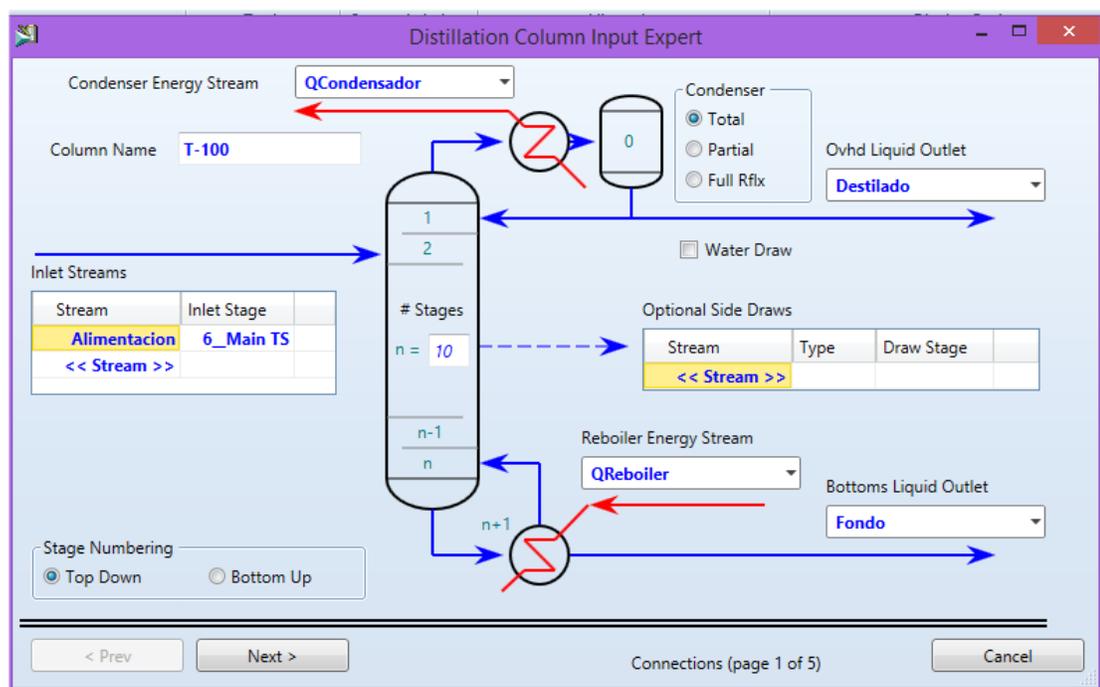


Figura 5. Entorno de simulación de Hysys: Columna de Destilación

2.5.3. Caracterización de crudo mediante la herramienta Oil Manager

Para caracterizar un crudo en el software Aspen HYSYS se utiliza la herramienta Oil Manager. El programa crea componentes hipotéticos partiendo de información experimental del crudo o corte a simular, el programa asocia los puntos de ebullición de los componentes puros en condiciones normales que se hallan en la base de datos del programa. Para este propósito el programa requiere la siguiente información (Almora, 2014):

- Factor de caracterización K UOP

- Peso molecular promedio
- Viscosidad
- Densidad API
- Cantidad de azufre
- Destilación TBP

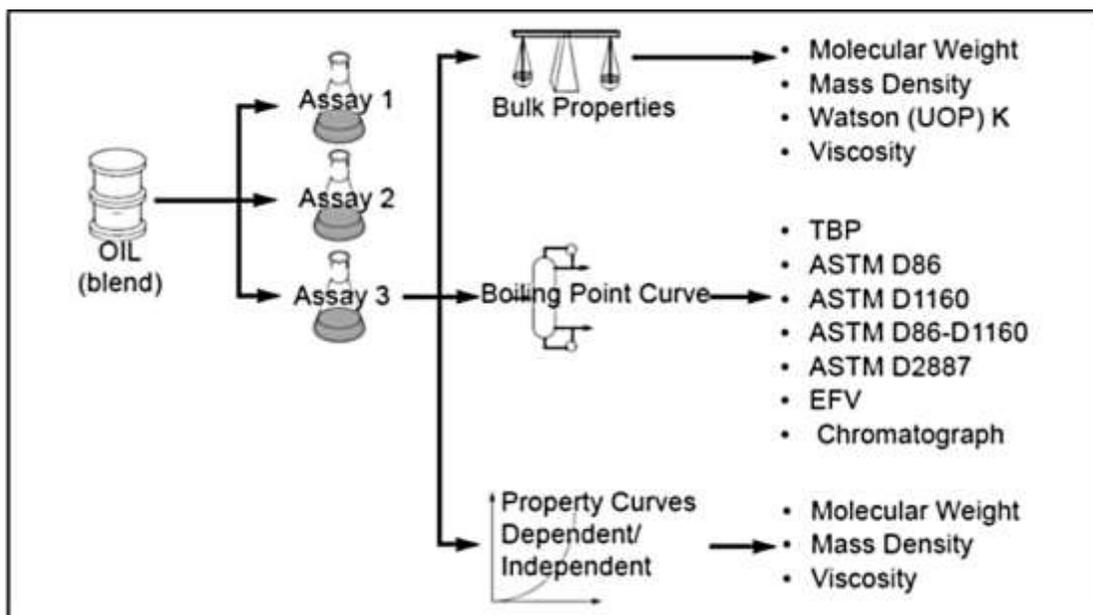


Figura 6. Datos requeridos por HYSYS

Fuente: (Luque, 2005)

Mientras se ingrese la mayor cantidad de información al programa de simulación, los resultados de la caracterización serán más aproximados a la realidad. (Carrasco, 2012). La figura 6 muestra un esquema sobre la información que requiere el simulador para la caracterización.

El simulador de procesos Aspen HYSYS mediante la herramienta Oil Manager transforma los datos ingresados según ensayos de laboratorio en series de compuestos hipotéticos de la fracción correspondiente.

a. **Componente hipotético**

Aspen HYSYS tiene varios métodos de estimación para asegurar la representación adecuada del comportamiento de los componentes hipotéticos adicionados.

Los compuestos hipotéticos dentro de la simulación son almacenados en el Hypo Group. Estos componentes pueden ser compartidos por varios paquetes en la misma simulación (Jamanca, 2014).

A partir de cierta información inicial los componentes hipotéticos se pueden definir como:

- Componentes puros
- Mezclas definidas
- Mezclas indefinidas
- Sólidos

2.6. Diésel

El diésel, también conocido como gasóleo o gasoil, es un líquido de color blancuzco o verdoso y de densidad alrededor de 850 kg/m^3 . Los componentes de este producto son hidrocarburos que destilan entre los $160 \text{ }^\circ\text{C}$ y $360 \text{ }^\circ\text{C}$, los más importantes son: parafinas, isoparafinas, aromáticos, naftenos y compuestos nafteno-aromáticos. Debido al elevado poder calorífico ($43,10 \text{ MJ/kg}$) y sus excelentes propiedades de combustión el diésel es utilizado como combustible para motores y en calefacción (Ortiz, 2017).

2.6.1. Propiedades

Entre las propiedades más importantes del diésel se destacan el índice de cetano, el poder calorífico, el flash point y la curva de destilación.

El índice de cetano es la cantidad de hexadecano presente en el combustible. Además, el índice de cetano guarda relación con el tiempo que transcurre entre la inyección del carburante y el comienzo de su combustión.

El poder calorífico es la cantidad de energía por unidad de masa o de volumen que puede liberar una reacción química entre un combustible y el carburante, es decir; es la energía que mantiene unidos los átomos en las moléculas de combustible menos la energía de formación de las nuevas moléculas generadas en la combustión.

El flash point o temperatura de inflamación del diésel es de 38 °C y corresponde a la temperatura mínima a la cual un material empieza a desprender vapores sin que estos sean suficientes para sostener una combustión.

Adicionalmente, la curva de destilación del diésel presenta el porcentaje volumétrico frente a la temperatura de destilación y se elabora mediante la norma ASTM D 86.

Es importante resaltar que en las normas ecuatorianas la cantidad máxima permitida de azufre en el diésel es de 0,7 ppm. Además, la caracterización del diésel será proporcionada por los análisis diarios realizados en los laboratorios de CPF B-15.

CAPÍTULO III METODOLOGÍA DE DESARROLLO DEL PROYECTO

En este capítulo se detallará la metodología utilizada para el desarrollo del proyecto de tesis. Para la elaboración de las pruebas de laboratorio se han utilizado las instalaciones de la empresa Petroamazonas EP.

3.1. Marco experimental

La investigación tuvo como fin obtener un estudio técnico para aumentar la corriente de diésel de la unidad de destilación atmosférica de CPF B-15 mediante la evaluación físico-química de mezclas entre los crudos Indillana y Quinde en la corriente de alimentación de la planta, esto mediante análisis de laboratorio de las mezclas. Para este estudio se utilizó una interface de simulación a través del software Aspen HYSYS y se realizó la evaluación mediante una comparación con los datos obtenidos del modelo desarrollado, con los manuales de operación de la planta y su situación actual. A continuación, en la figura 7 se presenta en resumen la metodología que se utilizó en la presente investigación:

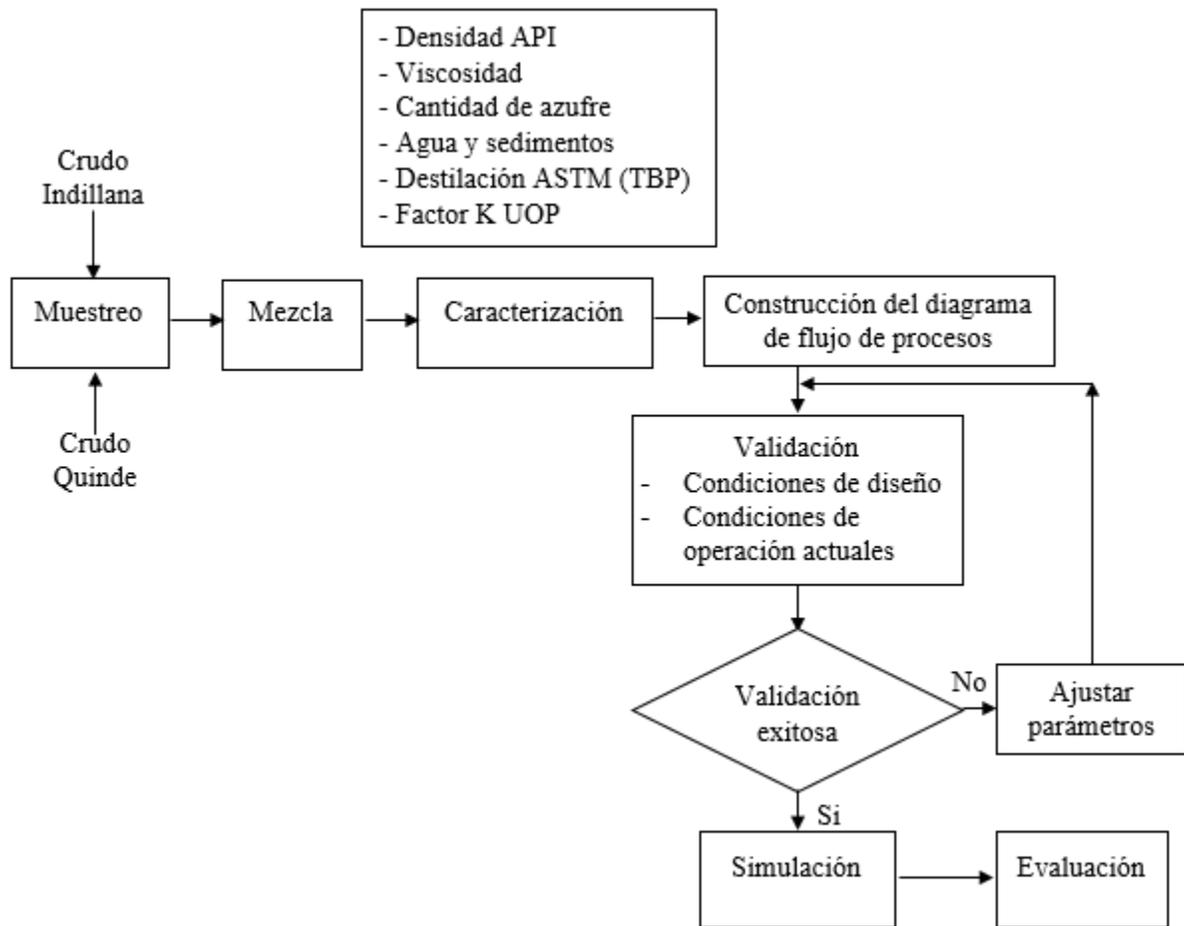


Figura 7. Diagrama de bloques de la metodología

3.2. Sustancias y reactivos

- Petróleo (crudo)
- Agua

3.3. Materiales

- Vasos de precipitación
- Agitadores de vidrio
- Probetas de vidrio

- Tapas de plástico
- Botellas color ámbar
- Papel filtro
- Embudo
- Recipientes de vidrio para agitación tipo zanahoria
- Cronómetro
- Termómetro
- Hielo
- Equipo de protección personal
- Celdas de plástico
- Agua destilada
- Hidrómetros graduados de vidrio
- Balanza analítica

3.4. Equipos

A continuación, se presentan los equipos usados en el proyecto.

Equipo de destilación ASTM

- **Marca:** Walter Herzog
- **Norma:** ASTM D86
- **Rango de temperatura:** 0 a 450°C
- **Precisión:** 0,1°C
- **Sensor de presión atmosférica:** 70 a 110 kPa

- **Dimensiones:** 440*570*650 mm

Hidrómetros graduados

- **Marca:** Koehler
- **Rangos:** 11-21 API; 21-31 API
- **Norma:** ASTM D1298-12b

Analizador de azufre

- **Marca:** Horiba SLFA-2800
- **Norma:** ASTM D 4294-10
- **Rango de operación:** 0-9,999 %S
- **Precisión:** 5 partes por millón (ppm)
- **Principio de funcionamiento:** Análisis espectrofotométrico por fluorescencia dispersiva de rayos X (NDXRF)
- **Dimensiones:** 430*500*230 mm

Viscosímetro

- **Marca:** Cannon
- **Norma:** ASTM D 445-12
- **Series:** 200/502F; 400/502F; 350/457G
- **Rango de temperatura:** 25 a 200 °C

3.5. Disponibilidad de equipos

Todos los equipos y materiales presentados en la anterior subsección y que fueron utilizados para la investigación fueron proporcionados por Petroamazonas EP.

3.6. Metodología experimental

En seguida, se describe la metodología experimental que se utilizó para el desarrollo del proyecto de grado

3.6.1. Obtención de muestra de crudo

El proyecto de titulación empezó con la recolección de muestras de los crudos de Petroamazonas EP en el bloque 15, dichas muestras se recolectaron en envases de vidrio color ámbar de 5 litros, los cuales fueron rotulados con anticipación. La muestra de crudo Indillana fue extraída de la toma muestras proveniente de la corriente de entrada a la columna de destilación. Mientras que la muestra del crudo Quinde fue extraída de la toma muestras de los tanques ubicados en la plataforma Palmar Oeste, ambas ubicada en CPF. Para la recolección de las muestras se emplearon los siguientes procedimientos para el muestreo de crudo y productos de petróleo según la norma ASTM D4057-12.

a. Muestreo para muestras de crudo

- Antes de tomar la muestra, se purgó la línea de muestreo durante 5 segundos.
- Las muestras fueron tomadas en botellas de vidrio color ámbar de 5 litros y selladas con tapas de plástico, para evitar la evaporación de productos volátiles y se mantuvieron cerradas todo el tiempo.

- Además, las muestras se identificaron con etiquetas y fueron transportaron hacia el laboratorio en sus botellas.

3.6.2. Mezcla de crudos

Antes de proceder con la mezcla de las muestras de crudo se realizó un tratamiento especial a la muestra de crudo Quinde, debido a que contiene un alto nivel de agua. La determinación de agua libre y sedimentos se lo realizó con vasos de centrifugación de 100 ml conocidos como “zanahorias”, colocando un combustible liviano (Jet Fuel JP-1B) hasta la mitad del vaso y completándolo con la muestra de crudo, agitar vigorosamente y dejar reposar 5 minutos. Luego de determinar que existe exceso de agua en el crudo Quinde, fue necesario deshidratarlo utilizando calentamiento externo en un calentador de agua a 70 °C, la centrifugadora y una jeringuilla con una aguja adaptada en periodos de una hora, hasta conseguir que la muestra solo contenga 0,5% de agua. Para la muestra de crudo Indillana no fue necesario ya que proviene de un proceso previo de separación de agua.

Posteriormente se realizaron mezclas con los crudos Indillana y Quinde en vasos de precipitados de 1000 ml cada uno, con pipetas de 100 ml, en los siguientes porcentajes: A (0%), B (25%), C (50%), D (75%), E (100%). Luego las mezclas fueron colocadas en envases de vidrio de 1000 ml cada uno y sellados con tapas de plástico. Estas proporciones fueron evaluadas a continuación por análisis físico-químicos.

3.6.3. Caracterización de las mezclas

Los ensayos se realizarán en los laboratorios de la empresa Petroamazonas EP ubicados en el bloque 15 CPF y en el bloque 56 Lago Agrio

Para determinar las características de las mezclas de los crudos Indillana y Quinde se utilizarán los ensayos según normas ASTM: densidad API, viscosidad, BS&W, azufre, destilación y factor K UOP, los cuales se detallan a continuación:

3.6.4. Análisis de densidad API ASTM D1298-12b

Para determinar la densidad API de las muestras de crudo se caracterizó la mezcla mediante la norma ASTM D1298-12b. Como paso previo al ensayo verificar que las condiciones ambientales dentro del laboratorio se encuentren entre los 17 a 25 °C y una humedad relativa menor o igual a 85%. Además, se revisa que la superficie esté nivelada y aislada y que la probeta a usarse se encuentre limpia y sin residuos de ningún tipo. El procedimiento general seguido para el ensayo es el siguiente:

- Colocar la muestra a ser analizada en el laboratorio para permitir que su temperatura se iguale a la temperatura ambiente.
- Homogenizar la muestra dentro de su envase original utilizando un agitador de vidrio con movimientos leves para evitar la formación de burbujas, éste procedimiento durante un minuto aproximadamente.
- Trasvasar un volumen determinado de la muestra a analizar en una probeta de 500 ml inclinándola y procurando no salpicar. Esto con el fin de evitar la formación de burbujas de aire. El procedimiento deberá ser rápido para evitar la evaporación de los componentes de bajo punto de ebullición.
- Como recomendación en caso de existir burbujas, se debe retirar después de que se hayan reunido en la superficie de la muestra, con un pedazo de papel filtro limpio antes de insertar el hidrómetro.

- Colocar la probeta que contiene la muestra en posición vertical en un lugar libre de corrientes de aire y que la temperatura no varíe en $\pm 2^{\circ}\text{C}$.
- Escoger el hidrómetro adecuado según la muestra a analizar.
- Registrar la temperatura de la muestra con un termómetro calibrado.
- Introducir el hidrómetro en el centro de la probeta y dejar que flote libremente, sin que roce las paredes de la probeta y simultáneamente introducir el termómetro.
- Se esperará que el hidrómetro esté totalmente quieto y la temperatura ambiente sea constante a $20 \pm 2^{\circ}\text{C}$.
- Observar y registrar, el punto en la escala del hidrómetro en el cual la muestra se eleva por encima de su superficie principal, poner los ojos ligeramente por encima del plano de la superficie del líquido. Esta lectura deberá corregirse, es decir, el valor que se lee de densidad API, se deberá restar 0,1 o 0,2 $^{\circ}\text{API}$, dependiendo de cuanto se eleve la muestra por encima de su superficie, para que la lectura sea correcta.
- Se registrará la temperatura de la muestra inmediatamente después de la observación de la densidad API.
- Calcular el factor de corrección de la expansión del vidrio térmico del hidrómetro (HYC) a 60°F usando la siguiente ecuación.

$$HYC = 1,0 - [0,00001278(t - 60)] - [0,0000000062(t - 60)^2]$$

- Calcular la densidad relativa R.D, cambiar la escala del hidrómetro en kg/m^3 y corregirla por el factor de expansión del vidrio aplicando las siguientes ecuaciones.

$$\text{Densidad (kg/m}^3\text{)} = (141,5 * 999,016)/(131,5 + ^{\circ}\text{API})$$

- Retirar y limpiar el hidrómetro y el termómetro.

- Finalmente colocar cada muestra en su recipiente correspondiente para evitar su volatilización. (ASTM D1298-12b, 2018).

3.6.5. Análisis de viscosidad ASTM D445-12

El procedimiento a seguir para el análisis de viscosidad por viscosímetro de Oswald basándose en la norma ASTM D445-12 establece el siguiente procedimiento:

- Escoger el viscosímetro de Oswald adecuado según el api presentado, entre más pesado sea el crudo, la especificación del viscosímetro será diferente, en este caso se utilizarán dos viscosímetros 400/F202 para el crudo más pesado, 350/457G para el crudo mediano y 200/502F para el crudo más liviano. Además, el ensayo se realizó a dos temperaturas 80 y 104 °F, por lo que los viscosímetros deben ser lavados y secados completamente para evitar fallos en las mediciones futuras.
- Comprobar que los sistemas de sujeción de los viscosímetros se encuentren en buen estado.
- Verificar que la temperatura del controlador del baño esté de acuerdo con la del termómetro auxiliar.
- Agitar el envase que contiene la muestra por un minuto para garantizar homogeneidad.
- Colocar una cantidad de la muestra suficiente en un vaso de precipitación para llenar el viscosímetro.
- Invertir el viscosímetro seleccionado, de manera que el capilar de menor diámetro quede sumergido en el vaso que contiene la muestra y el capilar de mayor diámetro en contacto con el sistema de succión.
- Succionar la muestra y colocar el tapón en el capilar de menor diámetro.

- Colocar el dispositivo de sujeción al viscosímetro, luego sumergirlo en el interior del baño térmico retirar el tapón hasta que la muestra llene la mitad del primer bulbo.
- Colocar nuevamente el tapón y dejar la muestra en el baño un tiempo de diez minutos para temperaturas menores de 104 °F y quince minutos para temperaturas mayores o iguales a 104 °F.
- Retirar el tapón y tomar el tiempo que se demora en fluir la muestra a través de los dos bulbos.
- Si los tiempos son consistentes, encontrar la viscosidad en cada bulbo con las constantes del viscosímetro utilizado.

El resultado será expresado como el promedio de viscosidad entre los dos bulbo (ASTM D445-12, 2018).

3.6.6. Análisis de BS&W ASTM D4007-08

El procedimiento a seguir para el análisis de cantidad de agua y sedimentos BS&W según la norma ASTM D4007-08 es el siguiente:

- Usando una pipeta adicionar $50 \pm 0,05$ ml de jet fuel en dos tubos centrífugos. Luego llenar los dos tubos centrífugos con la muestra hasta la marca de 100 ml. Posteriormente utilizar una pipeta para adicionar 0,2 ml de la solución emulsificadora en cada tubo.
- Tapar correctamente los tubos y agitar diez veces para permitir que la muestra y el solvente se mezclen uniformemente.
- Si el crudo es muy viscoso y se dificulta la mezcla con el solvente, adicionar primero el solvente al tubo centrífugo para facilitar la mezcla.

- Soltar un poco los tapones y se sumergir los dos tubos durante quince minutos en el baño a 140 ± 3 °F, esta temperatura debe mantenerse durante todo el ensayo. (Precaución, la presión de vapor a 140 °F es aproximadamente el doble que a 104 °F).
- Ubicar los tubos dentro de la centrifuga, uno en el lado opuesto al otro para establecer una condición de balance. Ajustar los tapones y centrifugar durante diez minutos a seiscientas revoluciones por minuto (rpm).
- Una vez finalizada la centrifugación, leer y registrar el volumen combinado de agua y sedimento en la parte inferior de cada tubo.
- Repetir esta operación hasta que la lectura del volumen combinado de agua y sedimentos sea constante para dos lecturas consecutivas. En general, no centrifugar más de dos veces.
- Para evitar el peligro de ruptura de los tubos en las copas de la centrífuga, tener cuidado de que los tubos en la parte inferior tengan un amortiguamiento, de forma que ninguna parte del tubo esté en contacto con el borde. (ASTM D4007-08, 2018).

3.6.7. Análisis de cantidad de azufre ASTM D4294-10

El procedimiento se llevará a cabo en un analizador de azufre por fluorescencia de rayos X según la norma ASTM D4294-10. El procedimiento establece lo siguiente:

- Verificar que la temperatura ambiental del laboratorio permanezca entre 62 y 77 °F.
- Encender el equipo por lo menos una hora antes de ser utilizado para lograr la estabilización.
- Calibrar el analizador, haciendo correr un blanco (aceite mineral), el cual debe tener un valor medido de \leq a 0,01 % de azufre.
- Homogenizar las muestras por lo menos dos minutos.

- Limpiar las celdas plásticas en las cuales irán colocadas las muestras.
- Colocar la muestra hasta un 75% del nivel máximo de la celda y se sellará con una cinta de plástico transparente (polifilm) que cubra la celda. Se realizará el mismo procedimiento para todas las muestras.
- En el equipo colocar las celdas que contienen las muestras y conjuntamente tres muestras de control: un blanco (aceite mineral) y dos crudos certificados.
- Establecer tres repeticiones y luego escoger la opción ANALIZAR.
- Registrar los resultados obtenidos.
- Finalmente, retirar las celdas para posterior limpieza (ASTM D4294-10, 2018).

3.6.8. Destilación ASTM D86

Se realizó la destilación ASTM D86 usando un equipo de destilación Optidist automático.

El procedimiento seguido es el siguiente:

- La muestra a destilar debe mantener una temperatura máxima de 50 °F para evitar pérdidas de volátiles.
- Verificar que el balón de destilación y la probeta se encuentren limpios y secos.
- Pasar 100 ml de muestra al balón de destilación.
- Colocar el termómetro y los corchos, asegurarse que el bulbo del termómetro se encuentre a la altura de la salida de los vapores del balón.
- Ensamblar el equipo correctamente e iniciar la destilación.
- Registrar la temperatura de la primera gota, del 5 % de destilado, cada 10 % de destilado hasta llegar al 90 %, hasta la temperatura final al 95 %.

a. Conversión de ASTM D 86 a TBP

Se realizó la destilación ASTM de los crudos y sus mezclas, posteriormente se generó una curva TBP, utilizando las ecuaciones propuestas por Riazi. Esta investigación propuso relacionar el modelo continuo de Riazi para la caracterización de la fracción C7+ de los crudos y el modelo de Kaes para obtener una destilación completa. Para la comprobación utilizaron cinco crudos realizando destilaciones ASTM y TBP para el desarrollo de las ecuaciones que se utilizarán en la presente investigación (Stratiev, Nedelchev, Dinkov, & Batchvarov, 2011).

Las ecuaciones propuestas por Stratiev son las siguientes:

$$\frac{T_i - T_0}{T_0} = \left[\frac{A_T}{B_T} \ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right]^{\frac{1}{B_T}} \quad (3)$$

$$Y = C_1 + C_2 X \quad (4)$$

Donde:

$$Y = \ln \left(\frac{T_i - T_0}{T_0} \right); X = \ln \left(\ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right); B_T = \frac{1}{C_2}; A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) \quad (5), (6), (7), (8)$$

T_0 = punto de ebullición inicial en K, determinado experimentalmente.

T_i = temperatura dentro de la curva de destilación en K.

X_i = volumen o fracción de peso de la mezcla destilada.

$$T_{TBP} = a[T_{D-86}]^b SG^c \quad (9)$$

Donde:

T_{D86} = temperatura de destilación ASTM D 86 para un volumen específico, en K.

SG = gravedad específica de la muestra a 15°C

a, b, c = constantes específicas de correlación para cada tipo de conversión y cada porcentaje volumétrico en la curva de destilación.

$$TBP = a[ASTM D 86]^b \quad (10)$$

A continuación, se presenta la Tabla 7 con las constantes específicas:

Tabla 7.

Constantes específicas de correlación para la conversión

Vol %	a	b	c	Rango ASTM D 86, °C
6	5.3457	0.6949	1.9568	58-129
9	8.2169	0.6398	2.4364	69-151
12	10.9952	0.6028	2.6906	79-171
15	13.5206	0.5753	2.7419	89-191
18	16.1938	0.5518	2.8056	99-210
21	18.9269	0.5312	2.8264	108-229
24	21.6076	0.5113	2.7302	117-248
27	27.7331	0.4755	2.8562	127-267
33	45.8173	0.4011	2.9961	145-310
36	59.9279	0.3618	3.0832	155-335
39	80.5950	0.3186	3.1924	164-363

Fuente: (Stratiev et al., 2011).

El procedimiento seguido para generar la curva TBP a partir de los datos de destilación ASTM D 86 es el siguiente:

- Determinar los parámetros del modelo de distribución del punto de ebullición de Riazi (A_T , B_T y T_0) a partir de los datos de destilación ASTM D86.
- Generar la curva de destilación ASTM D86 de rango completo mediante el uso de la Ecuación 3 y los parámetros A_T , B_T y T_0 obtenidos en el paso anterior.

- Realizar la conversión del porcentaje de volumen de destilación ASTM D86 (6, 9, 12, 15, 18, 21, 24, 27, 30, 33, 36 y 39% de volumen) en porcentaje de TBP aplicando la Ecuación 5 y usando Las constantes a, b y c de la Tabla 7.
- Determinar los parámetros A_T , B_T y T_0 del modelo de distribución del punto de ebullición de Riazi para los datos de TBP determinados mediante el uso de la Ecuación 4 y el porcentaje en peso de TBP generado en el paso anterior.
- Finalmente generar la curva de destilación TBP de rango completo mediante el uso de la Ecuación 3 y los parámetros A_T , B_T y T_0 obtenidos anteriormente.

3.6.9. Factor de caracterización K UOP

Se determinó gráficamente el factor K UOP a través del método UOP 375 (Calculation UOP Characterization Factor and Estimation of Molecular Weight of Petroleum Oils). El método relaciona el factor K UOP con la densidad API y la viscosidad cinemática a 100 °F, como lo presenta a continuación la Figura 8.

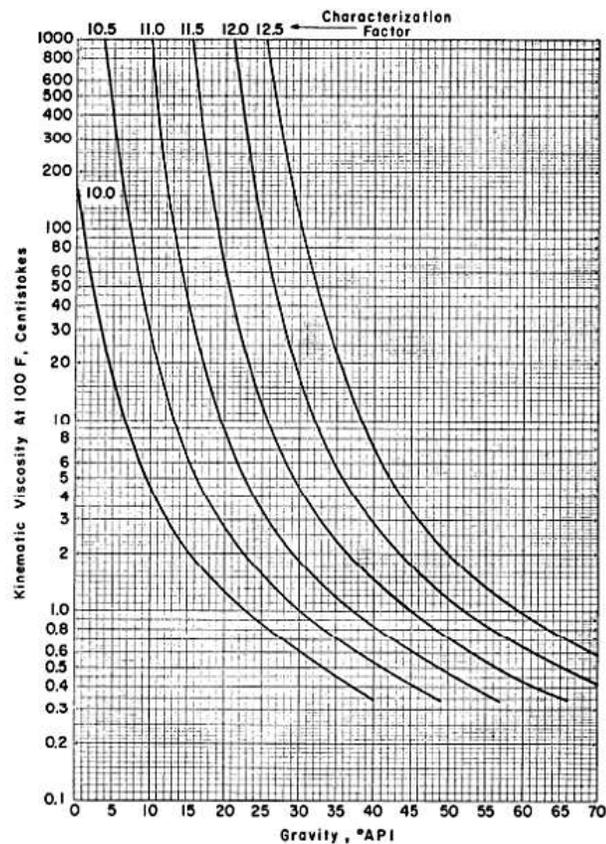


Figura 8. Diagrama del factor de caracterización a partir de viscosidad a 100 °F y densidad API
Fuente: (UOP 375, 2018)

3.7. Simulación en el programa Aspen HYSYS

En este apartado se presenta a detalle la construcción del diagrama de flujo de procesos de la unidad de destilación atmosférica de CPF B-15. En primera instancia el diagrama representó la situación inicial de construcción de la planta y posteriormente la situación actual de la misma. Para la construcción de los diagramas se utilizaron los balances de masa de la planta al inicio de su operación, mientras que para el segundo diagrama se utilizaron datos reales tomados en campo en medidores de presión, temperatura y flujo. En resumen, al finalizar la parte de simulación se compararon los valores de flujo a la salida de la corriente de diésel.

3.8. Construcción del diagrama de flujo de procesos

Para construir el diagrama de flujo de procesos se utilizaron valores de la hoja de datos del diseño original de la planta mostrados en la figura 4, la disposición de equipos según el diagrama de tuberías e instrumentos de PETROFAC LLC del año 1997 presentado en la figura 5.

3.8.1. Elección del paquete termodinámico y lista de componentes

Ingresar al entorno de HYSYS, crear un nuevo caso de estudio y en la pestaña lateral “Properties” en “Fluid Packages”, seleccionar “Add”. Debido a que la simulación utiliza temperaturas y presiones normales y el uso de hidrocarburos, se determinó utilizar el paquete termodinámico Peng-Robinson. Para poder definir la lista de componentes y que el paquete termodinámico sea activado se debe escoger la pestaña “Component List” y añadir sustancias puras como: agua, H₂S, oxígeno, hidrógeno, metano, etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano, n-hexano, característicos del crudo, pero aún no hay que añadir los compuestos hipotéticos creados por la herramienta “Oil Manager”.

Para crear una corriente de crudo hipotética se utilizó la herramienta “Oil Manager” ubicada en el menú “Home”. Seleccionando la opción “Input Assay”, se creó un nuevo “Assay-1” y se colocaron los valores en “Bulk Props” y “Distillation”, estos se muestran en la figura 9, para el crudo de la simulación inicial. Posteriormente se seleccionó “Calculate” y el Assay fue calculado.

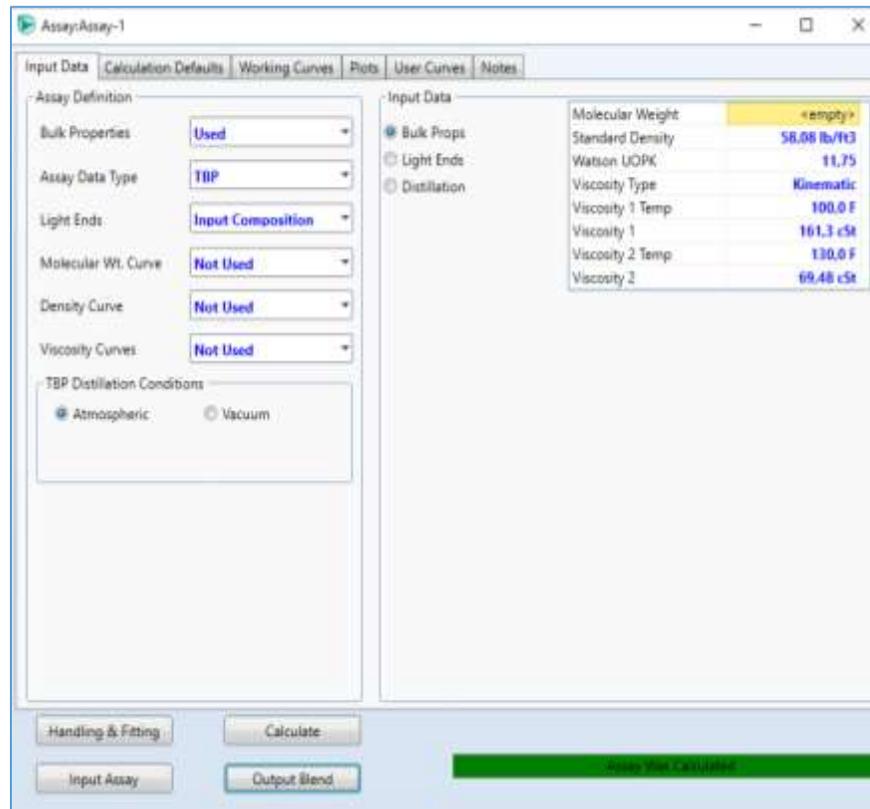


Figura 9. Assay 1 datos requeridos

Luego nos dirigimos a la opción “Output Blend”, creamos un nuevo “Blend-1”, donde añadimos el “Assay-1” luego seleccionamos la opción “Install Oil” y se despliega una ventana para instalar el crudo con el nombre que seleccionemos, en nuestro caso “Crudo Inicial”, finalmente se calcula el “Blend-1” como se muestra en la figura 10.

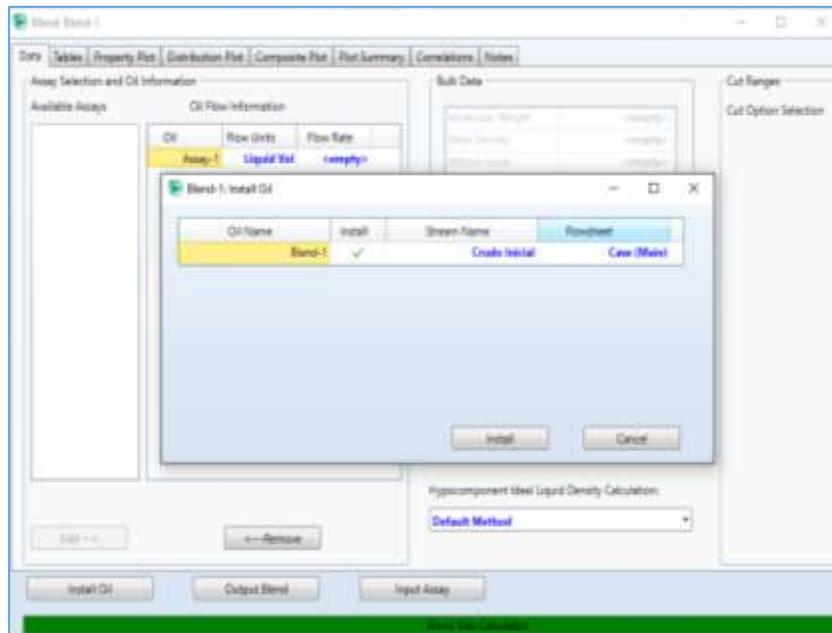


Figura 10. Output Blend: Blend-1

Una vez creados la corriente de crudo con componentes hipotéticos, regresamos a la opción “Component List”, agregamos todos los componentes a la base de datos y comprobamos su funcionamiento, como se presenta en la figura 11.

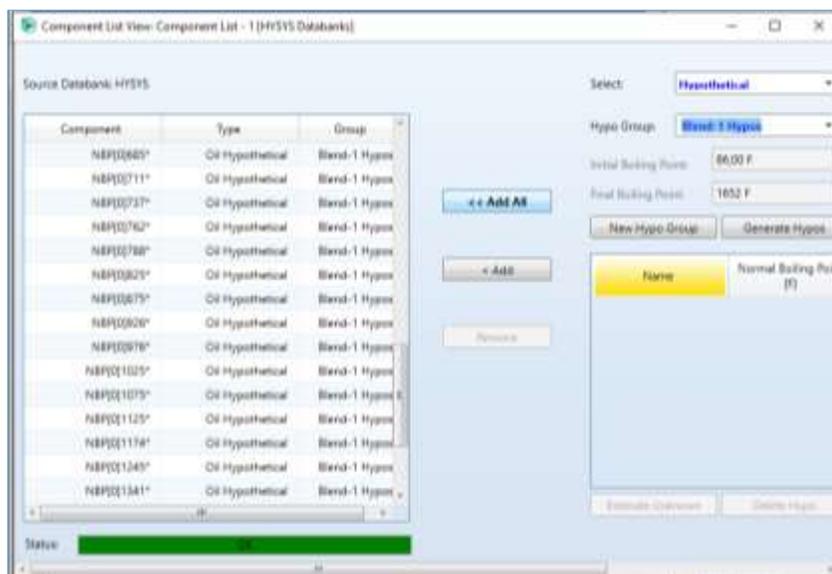


Figura 11. Lista de Componentes

Posteriormente ingresamos a la pestaña simulation y verificamos que la Herramienta “Oil Manager” haya instalado el crudo hipotético y verificamos la composición de dicho crudo como lo muestra la figura 12.

Component	Mole Fractions	Liquid Phase
H2O	0.0188	0.0025
H2S	0.0090	0.0000
Oxygen	0.0090	0.0000
Hydrogen	0.0090	0.0000
Methane	0.0096	0.0006
Ethane	0.0094	0.0064
Propane	0.0071	0.0052
n-Butane	0.0074	0.0074
i-Butane	0.0061	0.0062
n-Pentane	0.0083	0.0083
i-Pentane	0.0071	0.0072
n-Hexane	0.0056	0.0057
NB90027*	0.0213	0.0216
NB90051*	0.0158	0.0160
NB90052*	0.0316	0.0320
NB90077*	0.0436	0.0442
NB90082*	0.0379	0.0385
NB90129*	0.0456	0.0463
NB90324*	0.0549	0.0557
NB90376*	0.0343	0.0348
NB90404*	0.0290	0.0293
NB90432*	0.0321	0.0328
NB90455*	0.0369	0.0375
NB90481*	0.0347	0.0352
NB90508*	0.0316	0.0321
NB90532*	0.0390	0.0394

Figura 12. Corriente de crudo inicial: Composición

3.8.2. Especificación de las corrientes de alimentación, productos y reciclo

Para definir por completo una corriente en el programa se suministró cuatro variables, la composición establecida por la herramienta “Oil Manager”, el flujo (barriles/día), presión (psia) y temperatura (°F), según el Anexo A presentada en la teoría. Para dar un ejemplo general se presenta la figura 13 la cual define la corriente de crudo estableciendo los valores de Temperatura, Presión y Flujo además de la composición la cual ya se presentó en el apartado anterior. Los valores en la corriente que se encuentran con un color subrayado se introdujeron manualmente, los otros valores

son calculados por el software. Es importante verificar que la simulación se encuentre activada para que la o las corrientes converjan.

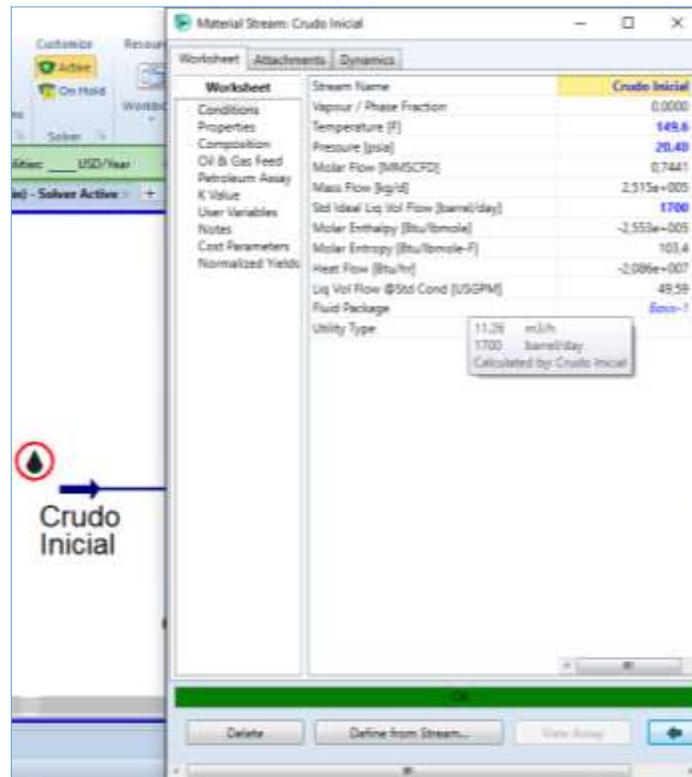


Figura 13. Condiciones de una corriente convergida

3.8.3. Equipos a ser utilizados en la simulación

Dentro del entorno del programa Aspen HYSYS se tienen varios equipos, de los cuales se utilizarán los siguientes para la parte de simulación del proyecto:

- 2 Separador trifásico
- 1 Calentador (Horno)
- 6 Intercambiadores de calor
- 3 Enfriadores

- 5 Bombas
- 2 Mezcladores
- 4 Divisores TEE
- 9 Válvulas
- 1 Columna de destilación

a. **Bombas (P)**

Las bombas son utilizadas para incrementar la presión de una corriente de un líquido en un proceso. Para definir correctamente una bomba se debe introducir la corriente de entrada, la corriente de salida y la corriente energía, luego determinar el Delta P o la presión de la corriente de salida de la bomba. Para nuestro caso todas las bombas tienen una eficiencia de 75%, la ventana de simulación general de una bomba se muestra en la figura 14 y figura 15.

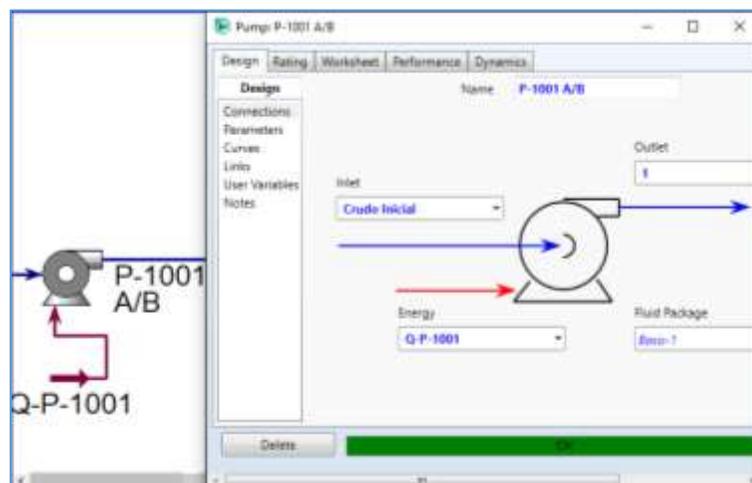


Figura 14. Ambiente general de simulación de una bomba

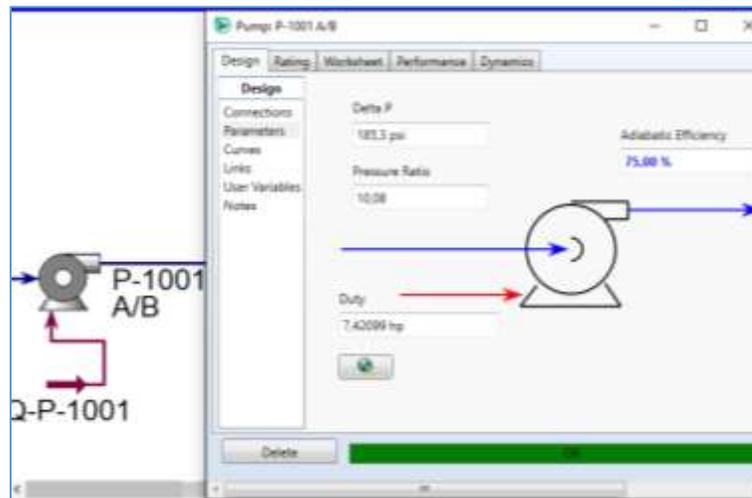


Figura 15. Corrientes de entrada y salida de la bomba

b. Divisores de corrientes (TEE)

Los divisores de corrientes fraccionan el flujo de una corriente en varias corrientes de salida, dependiendo de la cantidad de flujo requerido en las corrientes, donde se coloca el valor requerido de salida en una de las corrientes o dentro de los parámetros de diseño del equipo. A continuación, se presenta la figura 16 con el diagrama de un divisor de corriente para el caso del diagrama de flujo inicial.

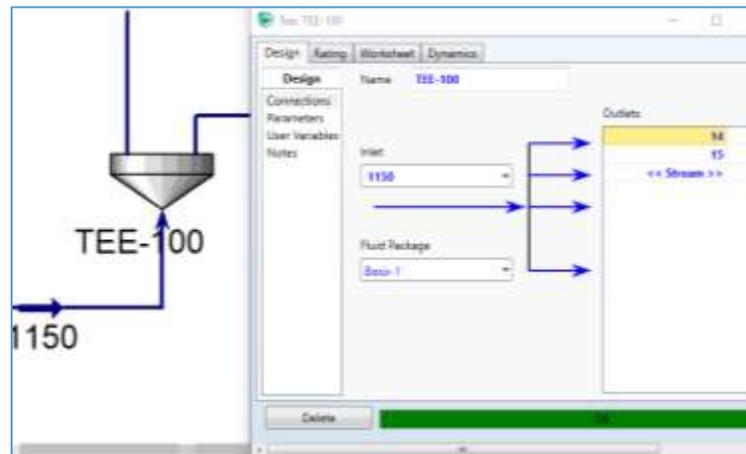


Figura 16. Divisor de corrientes

c. Mezcladores de corrientes (MIX)

Este equipo representa a una suma de corrientes, las cuales pueden tener distintas temperaturas, composiciones, presiones o flujos. La figura 17 muestra el diagrama de un mezclador de corrientes que forma parte del diagrama de flujos inicial.

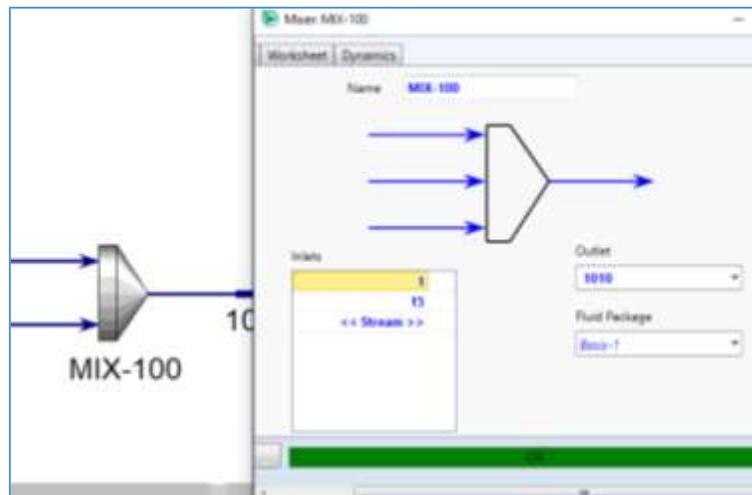


Figura 17. Divisor de corrientes

d. Válvulas (VLV)

Las válvulas cumplen el funcionamiento de dar paso a las corrientes en ellas además puede existir caídas de presión dependiendo del Delta P. La figura 18 muestra el diagrama de una válvula utilizada en el diagrama de flujos inicial.

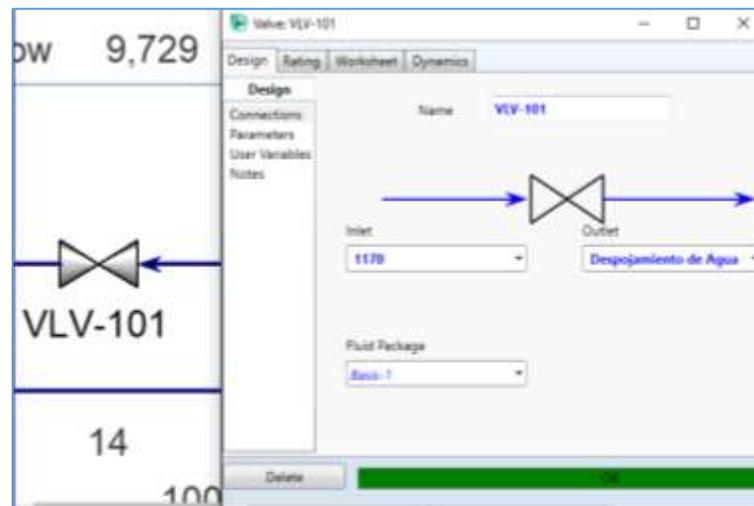


Figura 18. Válvula

e. Intercambiadores de calor (E)

Los intercambiadores de calor son utilizados para recuperar calor de una corriente que pasa por los tubos y dirigirla a la corriente que viaja por la coraza. La figura 19 muestra el entorno de un intercambiador utilizado en el diagrama inicial de la planta.

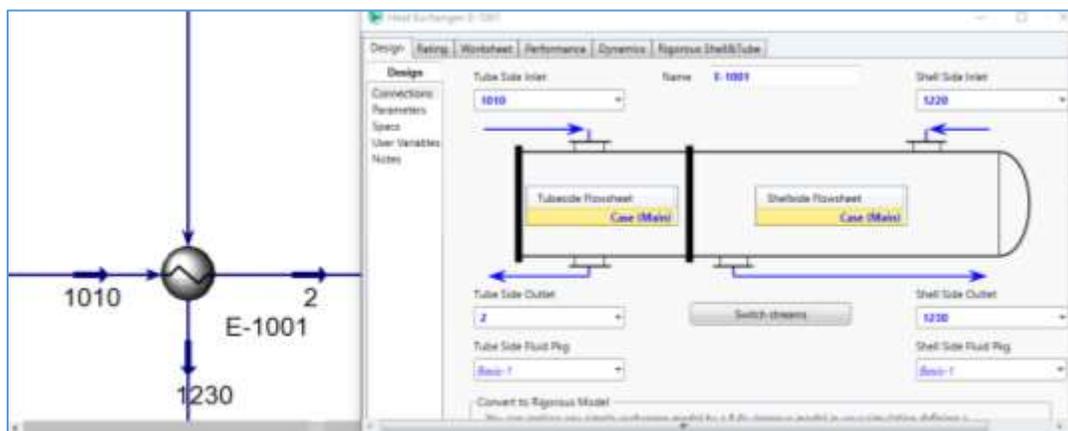


Figura 19. Intercambiador de calor

Para conseguir que los intercambiadores de calor converjan se necesita colocar dos temperaturas y una presión, pero esto depende de los datos que ya traiga la corriente del proceso

anterior a continuación la figura 20, 21 y 22 presenta los parámetros establecidos para asemejar los intercambiadores de calor de la planta.

Heat Exchanger: E-1001

Design Rating Worksheet Performance Dynamics Rigorous Shell&Tube

Rating

Sizing Parameters Nozzles Heat Loss

Sizing Data

Overall Shell Tube

Accept any input data

Configuration

Number of Shell Passes	1
Number of Shells in Series	1
Number of Shells in Parallel	1
Tube Passes per Shell	1
Exchanger Orientation	Horizontal
First Tube Pass Flow Direction	Counter
Elevation (Base)	0.0000

TEMA Type A E L

Calculated Information

Shell HT Coeff [Btu/hr-ft ² -F]	<empty>
Tube HT Coeff [Btu/hr-ft ² -F]	<empty>
Overall U [Btu/hr-ft ² -F]	14.22
Overall UA [Btu/F-hr]	5277
Shell DP [psi]	2.000
Tube DP [psi]	12.00
Heat Trans. Area per Shell [ft ²]	371.1
Tube Volume per Shell [ft ³]	3.515
Shell Volume per Shell [ft ³]	37.15

Delete Update

Figura 20. Tamaño general

Heat Exchanger: E-1001

Design Rating Worksheet Performance Dynamics Rigorous Shell&Tube

Rating

Sizing Parameters Nozzles Heat Loss

Sizing Data

Overall Shell Tube

Accept any input data

Shell and Tube Bundle Data

Shell Diameter [in]	20.00
Number of Tubes per Shell	96
Tube Pitch [in]	1.000
Tube Layout Angle	Square (90 degrees)
Shell Fouling [F-hr-ft ² /Btu]	0.000000

Shell Baffles

Shell Baffle Type	Single
Shell Baffle Orientation	Horizontal
Baffle Cut (%Height) [%]	26.00
Baffle Spacing [in]	31.50

Figura 21. Tamaño de la carcasa

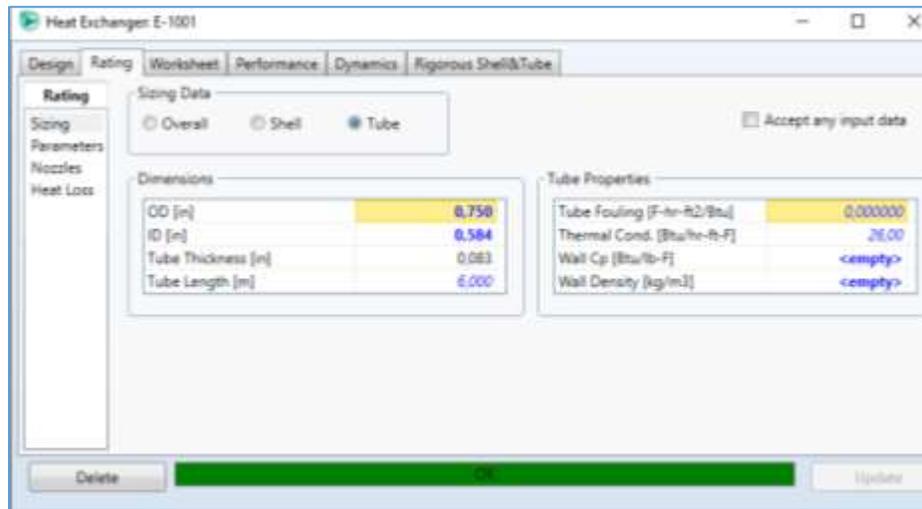


Figura 22. Tamaño de los tubos

f. Separador de tres fases (V)

En el primer separador trifásico, las corrientes de entrada en el diagrama de flujo están compuesta de crudo, gas y agua, los cuales son separados por las corrientes: Vapor separa el gas, líquido ligero separa el crudo y líquido pesado separa el agua en su mayoría. El segundo separador libera gasolina por la corriente de líquido ligero. La figura 23 muestra el entorno del separador trifásico. No se encontraron datos de las dimensiones de los separadores en los archivos por lo que para la simulación se consideraron separadores básicos ideales sin pérdidas de presión, ni temperatura.

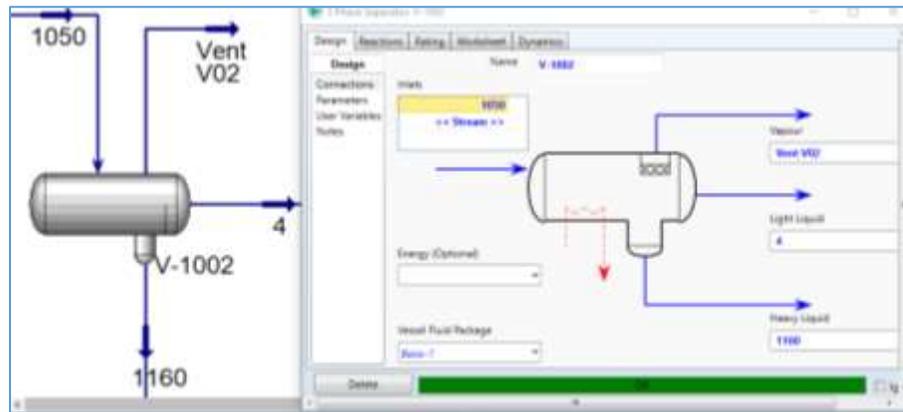


Figura 23. Separador de tres fases

g. Calentador (H)

Para el caso del horno se lo consideró como un calentador debido a que no se poseen datos de la corriente de gasolina con la que funcionó por primera vez la planta. En este caso los datos de temperatura, presión y flujo tanto en las corrientes de entrada como en las corrientes de salida estaban establecidas por lo que no fue difícil lograr que el equipo converja. La figura 24 a continuación, presenta el esquema del Horno y sus corrientes dentro del diagrama de la planta.

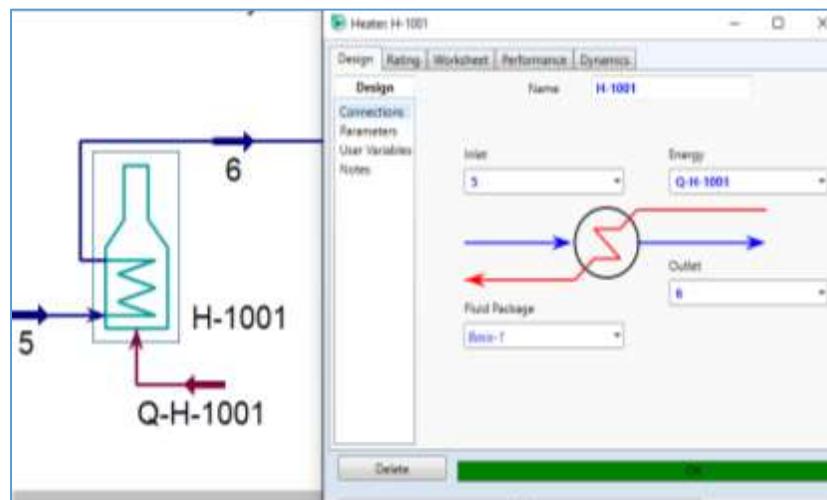


Figura 24. Horno

h. Columna de destilación (T)

La columna de destilación es por nombrarlo así el alma de la unidad de destilación atmosférica, ya que al ser un proceso que implica aplicar temperatura al crudo para poder separarlo en fracciones más ligeras, es la columna la encargada de separar dichas particiones con los platos que se encuentran a lo largo de la misma, ubicados a cierta distancia y con un diámetro definido en la construcción de la columna, además de reciclo de gasolina y diésel. Es importante recalcar que la columna de destilación trabaja a presión atmosférica, posee 16 platos contados desde abajo hacia arriba como particularidad ya que la mayoría de columnas se cuentan de arriba hacia abajo. El sistema de destilación cuenta también de un despojador (stripper) de diésel que trabaja con vapor de fondo al igual que la columna como representación del calor generado en el fondo. Antes de empezar con detallar la columna la figura 25 presenta el conjunto de equipos que dan las condiciones al crudo ante de que ingrese al entorno de la columna, los intercambiadores de calor E-1006 y E-1003 no están convergiendo debido a que la corriente que va por los tubos de dichos intercambiadores deben salir de la columna como corriente de residuos y el color celeste del horno se debe a que se cambió el icono del enfriador por el gráfico actual.

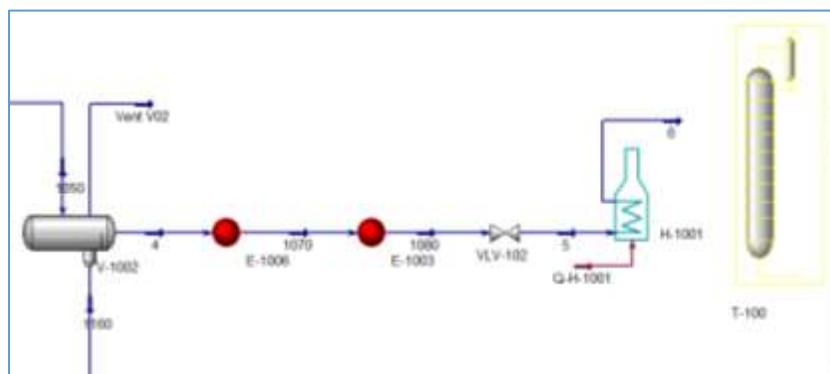


Figura 25. Equipos de acondicionamiento del crudo

Para empezar, dentro del submenú “Flowsheet” en el apartado “Models and Streams” se activó la paleta de equipos, una vez abierta la paleta procedemos a seleccionar la pestaña “Columns”, para luego escoger la opción “Refluxed Absorber Column Sub-Flowsheet”.

La columna de destilación de la planta posee 16 platos, el ingreso de crudo se da en el plato 2 de la torre, la recirculación del diésel se da por el plato 8. Además, el sistema de destilación cuenta con un “stripper” de diésel de 6 platos que trabaja con vapor de agua, el cual toma su corriente de entrada del plato 8 de la columna y retorna el producto de tope del stripper por el plato 9, como se muestra en el esquema de tuberías e instrumentos en el Anexo B. A continuación, se detalla los valores establecidos, ciertas características como presiones, temperaturas, flujos, número de platos y el esquema del sistema de destilación dentro del entorno de simulación.

- Al abrir el entorno de la columna aparece una ventana con cuatro niveles, cada nivel tiene distintas opciones para selección dependiendo de las características necesarias. Un punto importante por tratar es que si un nivel de las ventanas está incompleto o no es correcto el programa no permite avanzar a la siguiente ventana, en este caso la figura 26 presenta los valores de entrada de la columna como las corrientes de flujo y energía de entrada, las corrientes de salida el número de platos de la columna y es importante seleccionar la opción “Bottom Up” por la disposición de diseño. Verificando que estén especificadas las corrientes pulsamos la opción “Next”.

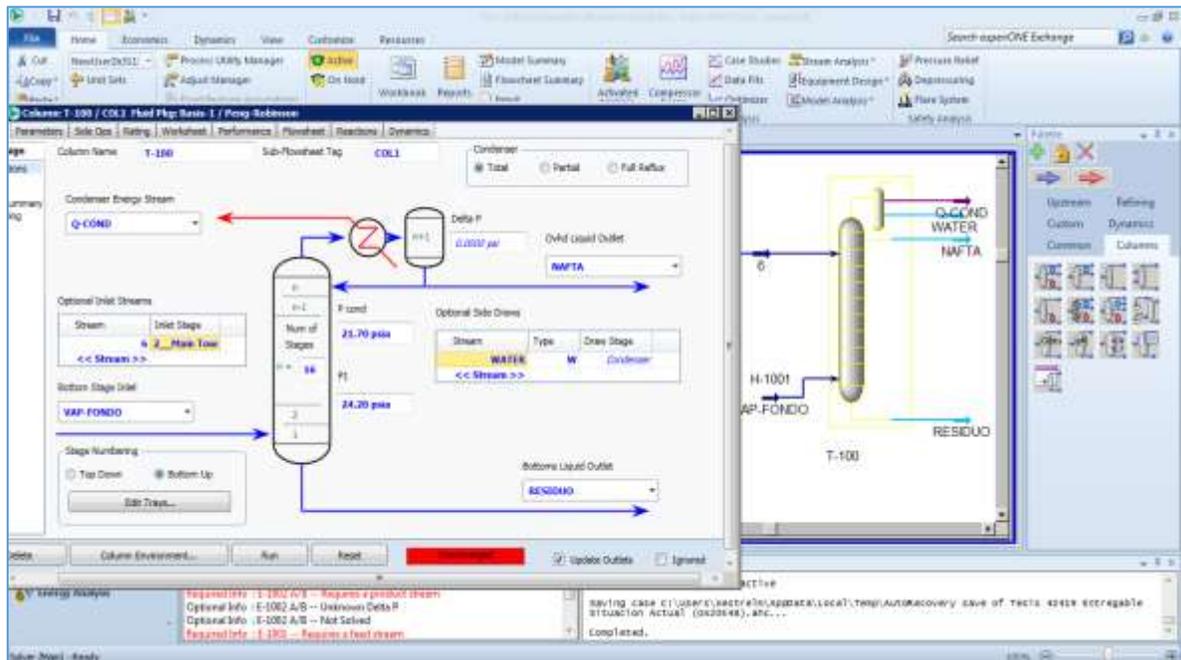


Figura 26. Entorno de la Columna de Destilación

- La siguiente ventana muestra los valores de presión en el condensador, la caída de presión en el tope de la torre y la presión en los fondos. Para la simulación se utiliza un condensador con valores de caída de presión igual a cero y se utilizan los valores de presión de la corriente 10 para el tope de la torre y la corriente 7 para el fondo de la torre, tomados de la tabla de datos mostrados en la figura 4. La figura 27 muestra la ventana dos de las especificaciones de la columna de destilación.

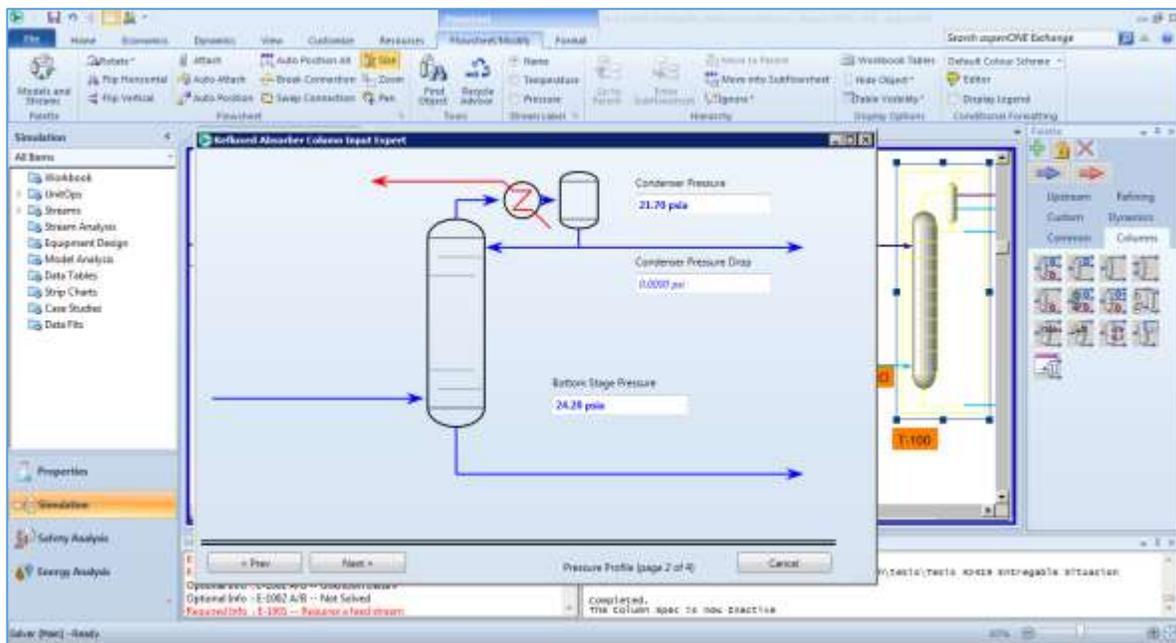


Figura 27. Ingreso de presiones

- En la ventana tres ingresar las temperaturas de tope y de fondo de la columna. De la misma manera las temperaturas fueron tomadas de la hoja de datos del Anexo A. En la figura 28 se observa la ventana tres de la columna.

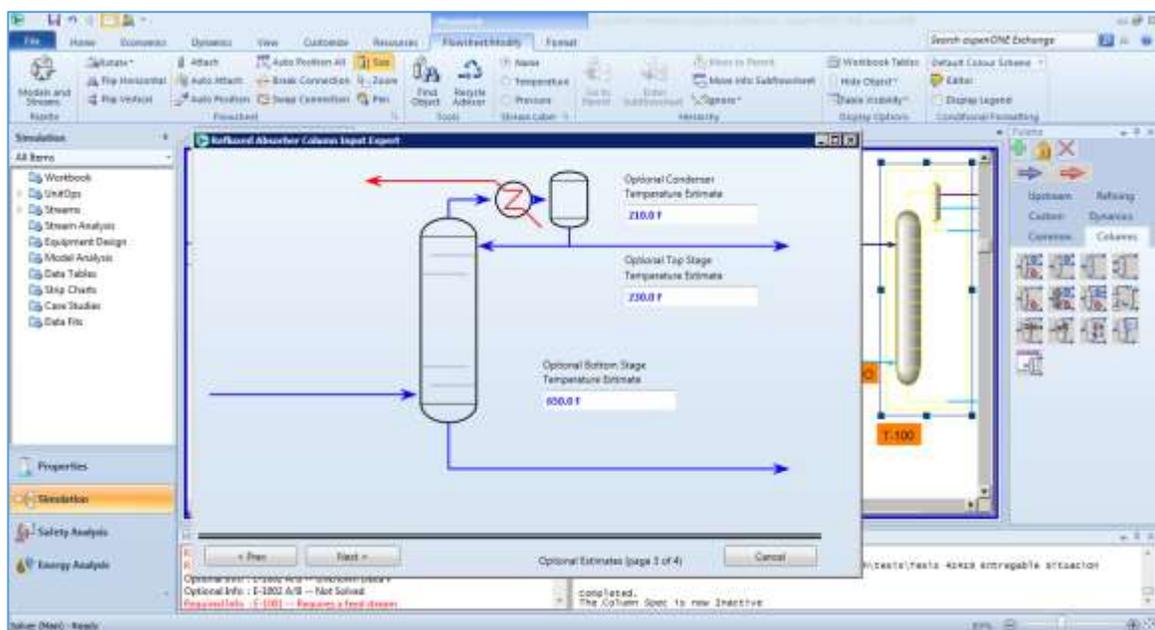


Figura 28. Ingreso de temperaturas

- En la última ventana colocar el flujo de salida del líquido (Nafta) proveniente del tope de la torre, seleccionar en “Flow Basis” la opción “Volume” y colocar un valor de reflujo.

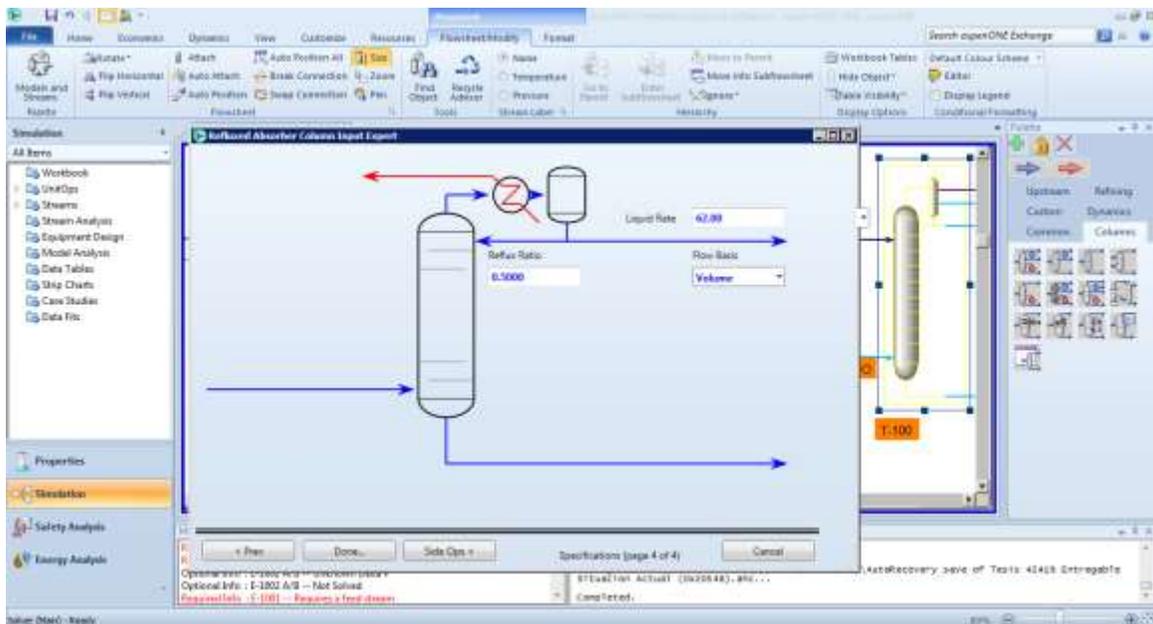


Figura 29. Ingreso de flujo de salida y reflujo

- La figura 29 muestra el entorno de la ventana cuatro de las especificaciones de la columna, finalmente seleccionar la opción “Done” de la parte inferior.
- Con estos pasos la columna se encuentra especificada pero aun no converge, para conseguir que converja la columna se necesita abrir el entorno de la columna, en la pestaña “Design”, seleccionar el submenú “Monitor”, una vez ingresado a esta ventana verificar que en la parte inferior derecha el número de grados de libertad sea 0. Luego de comprobar el número de grados de libertad, en la parte inferior de la ventana seleccionar la opción “Run”, el indicador en la parte inferior de la ventana el color verde indica que la columna ha convergido como se observa en la figura 30.

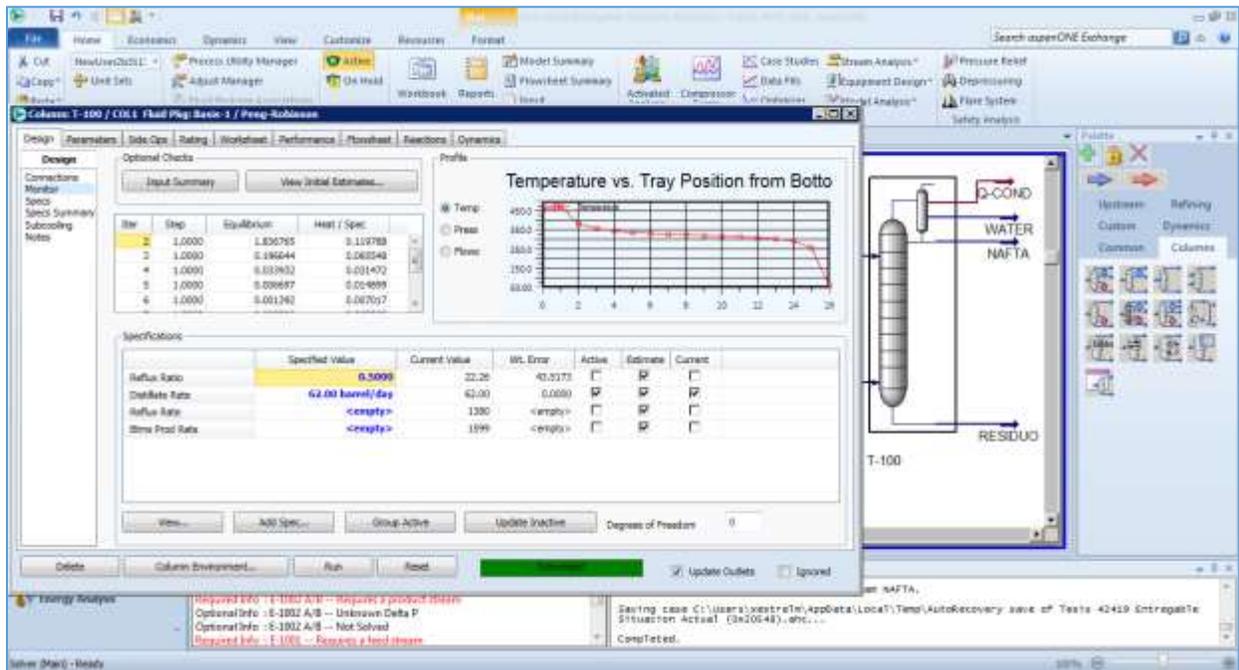


Figura 30. Columna de destilación convergida

- Como se observa en la figura 30 en el gráfico de Temperatura vs la posición de los platos desde el fondo se encuentra de manera descendente, esto se debe a que como se explicó anteriormente debido a cuestiones de diseño del fabricante, la columna esta numerada desde el fondo hacia el tope.
- En la pestaña “Rating” en la opción “Towers”, se debe especificar la distancia entre platos, el diámetro y el tipo de columna como se muestra en la figura 31.

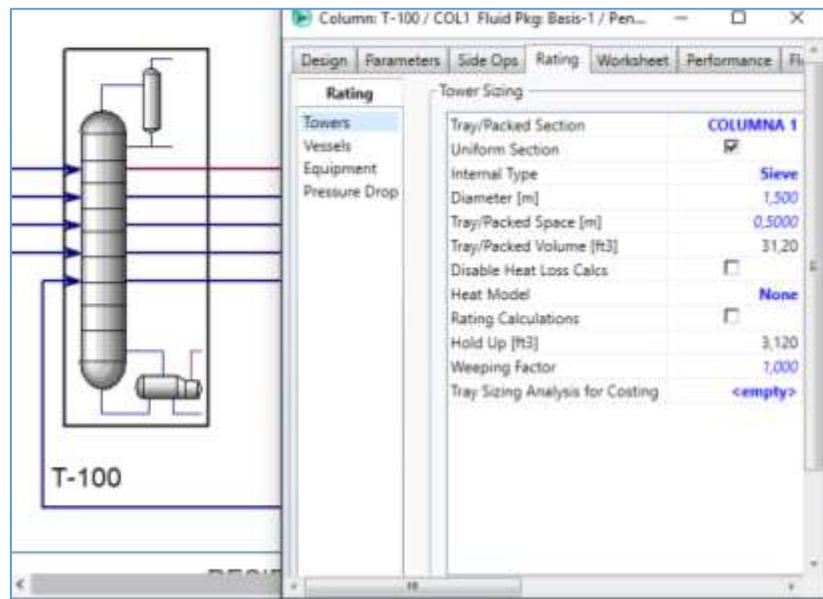


Figura 31. Especificaciones de la columna

- Hasta este punto se consideró como exitosa la primera parte de la simulación de la columna. Para poder simular las condiciones y el diseño de este sistema de destilación hace falta añadir un despojador de diésel dentro del entorno de la columna como se describe a continuación:
- Ingresar al entorno de la columna y en la pestaña “Side Ops”, seleccionar la opción “Side Strippers” y escoger “Add” para añadir un despojador lateral, esta ventana se muestra en la figura 32.

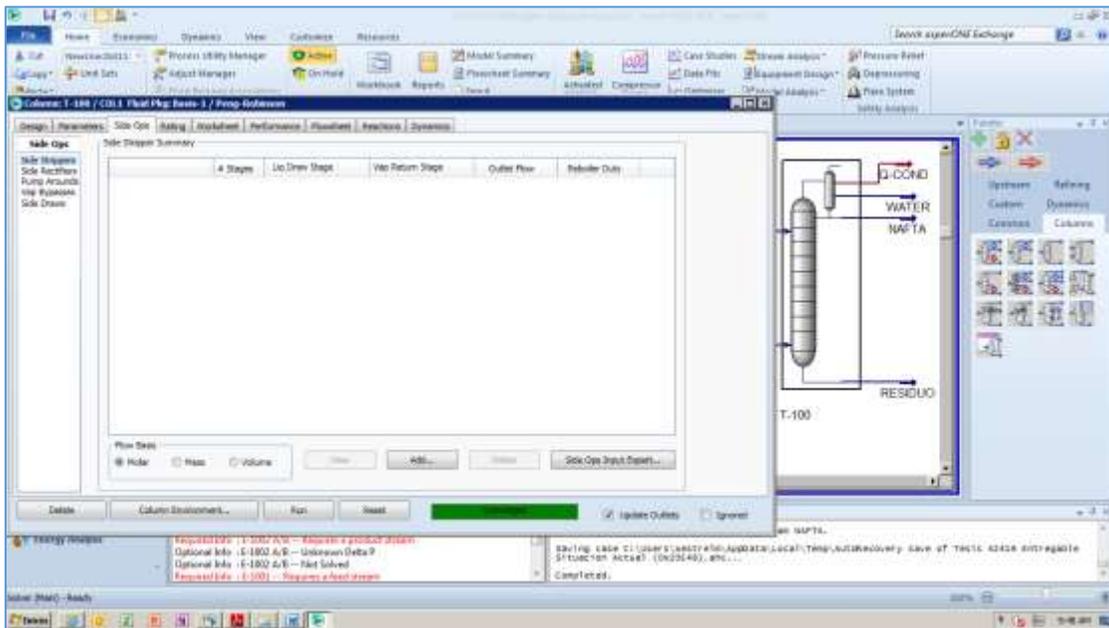


Figura 32. Añadir despojadores laterales

- Al pulsar añadir se abre una ventana nueva en la cual se define el nombre del despojador, el plato de salida de la columna, el plato de retorno, el número de platos del despojador, seleccionar la manera de aportar energía al sistema, en nuestro caso el despojador trabaja con una corriente de vapor, se coloca también la corriente de salida “DIESEL”, finalmente seleccionamos la opción instalar. El entorno del despojador en el software se presenta en la figura 33.

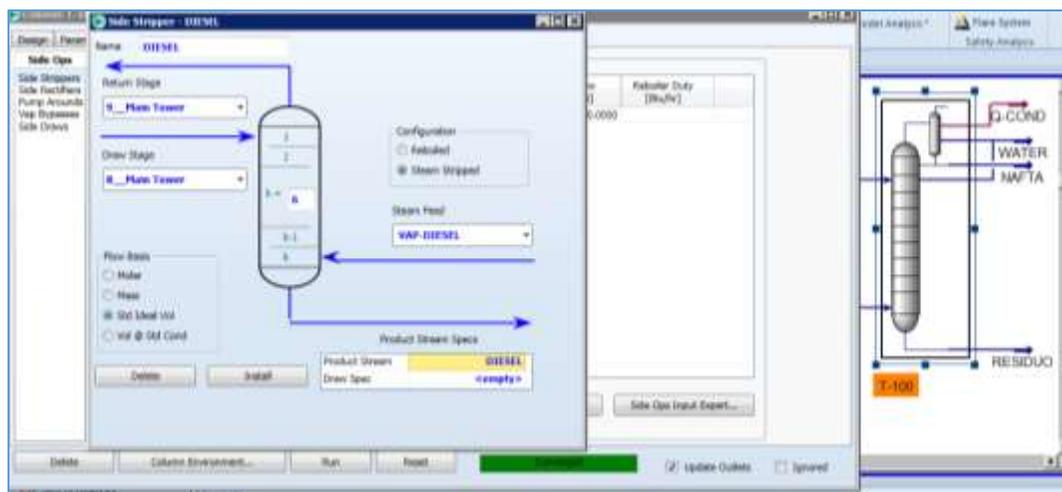


Figura 33. Despojador de Diésel

- Luego de haber instalado el despojador de diésel en el ambiente de simulación de la columna, se observa que vuelve a estar desconfigurada, para volver a hacer funcionar a la columna debemos definir la corriente de vapor de diésel que ingresa al despojador, después nuevamente nos dirigimos a la pestaña “Design”, “Monitor”, verificamos que el número de grados de libertad sea cero y procedemos a seleccionar “Run”. Comprobamos que la columna converja y el cálculo del valor de flujo de diésel. La figura 34 muestra lo mencionado anteriormente y además muestra que el gráfico Temperatura vs posición de platos desde el fondo ha cambiado añadiéndose los 6 platos del despojador al inicio con la temperatura media del plato 8 de la columna.

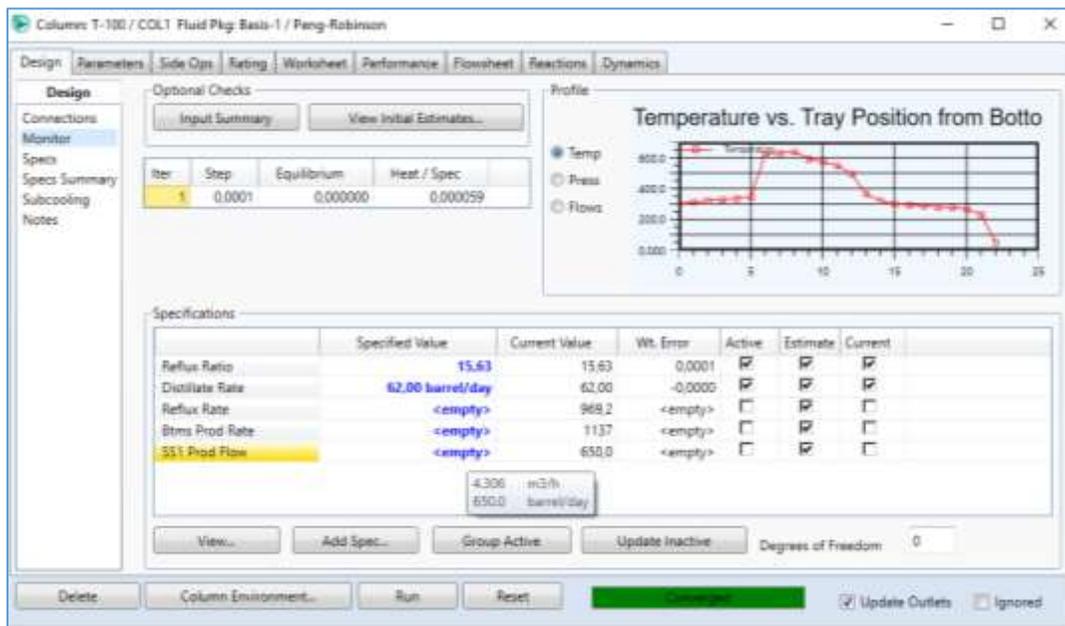


Figura 34. Columna con despojador

- Finalmente, una vez comprobado el funcionamiento del sistema de destilación observamos en la figura 35 la disposición de la columna sus corrientes y el despojador de diésel en el ambiente de simulación de Hysys, para esto nos dirigimos al entorno de la columna y en la parte inferior seleccionamos la opción “Column Environment”.

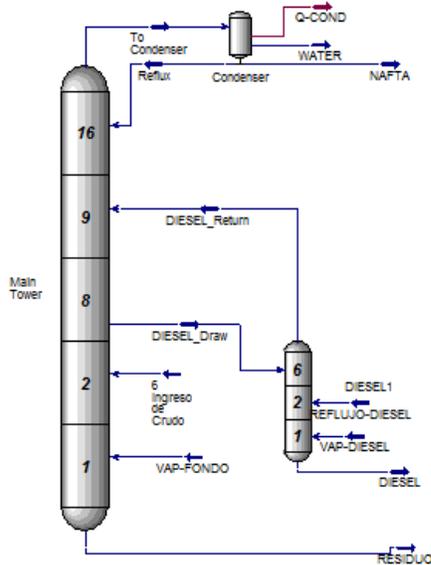


Figura 35. Entorno de la columna

i. Aeroenfriadores

En la simulación se consideraron los enfriadores normales como aeroenfriadores, cuyo objetivo es adecuar las corrientes para disminuir su temperatura, hacerlas líquidas y dirigir las a su disposición final sea un tanque u otro equipo. La figura 36 muestra el entorno de un enfriador en Hysys.

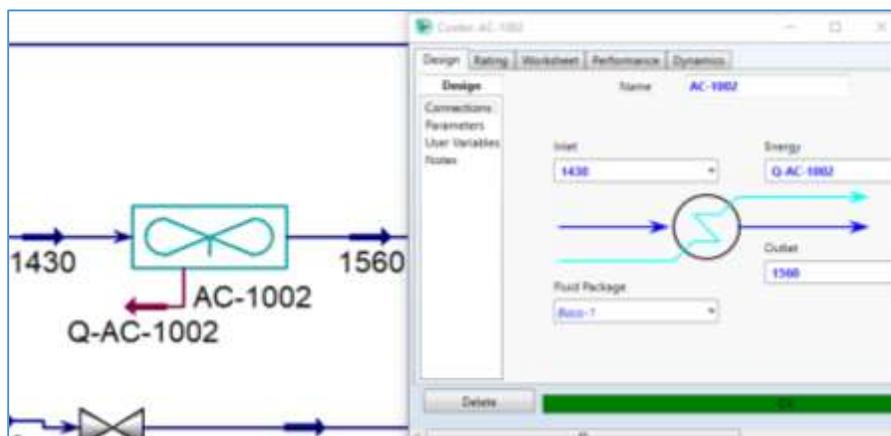


Figura 36. Aeroenfriador

3.8.4. Procedimiento para creación de los diagramas de flujo

Una vez explicada la manera de especificar los equipos que conforman los diagramas se procedió a construirlos siguiendo el Anexo B y adecuando las corrientes de manera que coincidan con los datos proporcionados en la Anexo A. El procedimiento de creación de los diagramas de flujo fue el siguiente:

- Se instaló la corriente de crudo hipotético con la herramienta Oil Manager, dicha corriente se dirigió a la bomba “P-1001 A/B”, luego se dirige al “MIX-100” donde se mezcla con una corriente de agua “15”, creando la corriente “1010”.
- Luego la corriente “1010” ingresó por la coraza de los intercambiadores de calor “E1001” y “E-1002A/B”, luego continuó hacia el “Mix-101” donde se mezcló con una corriente de agua “1130” proveniente de los tubos del intercambiador “E-1004”, creando la corriente “1040” con alto contenido de agua.
- Posteriormente, la corriente “1040” se dirigió a la válvula “VLV-100” y después al separador trifásico “V-1002”, en este equipo el crudo se libera del agua, del gas acumulado y continuó hacia la coraza de los intercambiadores “E-1006” y “E-1003”, al salir de este intercambiador, el crudo se dirigió a la válvula “VLV-102”.
- Después el crudo precalentado ingresó al horno “H-1001” donde ganó temperatura antes de ingresar a la columna de destilación “T-1001” de la cual salen los siguientes productos: nafta “NAFTA 10” por el tope de la columna, diésel “DIESEL” por el plato 8 y crudo reducido “RESIDUO 7” por el fondo.
- A continuación, se describirá el recorrido de cada corriente, en primer lugar, la corriente de residuo pasó por la coraza del intercambiador “E-1005”, luego se dirigió a los tubos del

intercambiador “E-1003” posteriormente continuó hacia la bomba “P-1002 A/B”, después pasó por los tubos de los intercambiadores “E-1006” y “E-1001”, siguió por la válvula “VLV-104” hasta ingresar al “MIX-102” donde se mezcló con la corriente de nafta “13” y finalmente se dirigió hacia la tubería de salida.

- Con respecto a la corriente “NAFTA 10”, pasó por el aerofriador “AC-1001”, luego se dirigió hacia el separador trifásico “V-1001” donde se separaron las corrientes de gas de salida “12”, “Drenaje de agua” y “Nafta 2”. La corriente de nafta continuó su camino hacia la bomba “P-1004 A/B”, luego paso al divisor de corrientes “TEE-103” donde se separaron las corrientes “11” y “13”, después la corriente “13” se unió con la corriente de residuo como se especificó en el paso anterior.
- Al mismo tiempo la corriente “DIESEL”, se direccionó a la bomba “P-1003 A/B” y luego al divisor de corrientes “TEE-101” donde se separó la corriente “1390” y la “8”, la primera se dirigió a la válvula “VLV-103” y posteriormente hacia los tubos del intercambiador “E-1005” y luego en forma de recicló a la columna de destilación “T-1001”, que en realidad es el recicló del despojador de diésel. A la vez, la corriente “8” fue dirigida a los tubos del intercambiador “E-1002 A/B” y luego al divisor de corrientes “TEE-102” el cual separó la corriente en “1430” y “1530”. La corriente “1530” se envió a la válvula “VLV-106” y luego en forma de recirculación a la columna de destilación “T-1001” en el plato 8. Mientras tanto la corriente “1430” se despachó hacia el aerofriador “AC-1002”, luego a la válvula “VLV-105” y finalmente la corriente “DIESEL A TANQUE 17” hacia el tanque. Los Anexos C y D muestran los diagramas de flujo de la situación inicial y la situación actual.

3.8.5. Validación en condiciones de diseño

El primer diagrama de flujo de procesos se acopló con parámetros del diseño original como: temperaturas, presiones, flujos, dimensiones, de los equipos que conforman la planta, posteriormente los datos que se obtuvieron de esta simulación, fueron evaluados mediante una comparación con las condiciones y balances del diseño original de la planta.

Para la validación de los diagramas de flujo se utilizó la definición de intervalo de confianza el cual se describe como, la variabilidad entre la medida obtenida en el estudio y la medida o los valores reales. Por consenso este intervalo estableció en 95% el intervalo de confianza el cual nos indica que dentro del rango dado se encuentra el valor real de un parámetro (Candia & Caiozzi A., 2005).

Para la investigación se utilizó el test chi cuadrado. En el caso del test de bondad de ajuste chi cuadrado, la hipótesis nula (H0) y la hipótesis alternativa (H1) son:

- H0: Los datos de la simulación se ajustan a los datos del manual de operación.
- H1: Los datos de la simulación no se ajustan a los datos del manual de operación.

Y se rigen a la siguiente ecuación:

$$\chi_c^2 = \sum_{i=1}^k \frac{(O_i - E_i)^2}{E_i} \quad (11)$$

Donde:

c = los grados de libertad

O_i = valor observado

E_i = valor esperado

Posteriormente se comparó el valor obtenido en la ecuación con una tabla chi cuadrado, para un valor de $\alpha=0.05$ y el valor c de los grados de libertad y se determinará si se acepta o se rechaza la hipótesis nula. De ser rechazada dicha hipótesis se procederá a realizar modificaciones en el diagrama de flujo de procesos y se realizará nuevamente el mismo proceso.

Se utilizó el mismo procedimiento para la validación del diagrama de flujo en condiciones actuales cambiando “valor real (diseño)” por “valor real (actual)”.

El procedimiento que permitió el cálculo automático de las propiedades del diésel por parte del simulador se resume a continuación:

Al costado del menú “Simulation” escoger la opción “Stream Analysis”, luego seleccionar la opción “Add” y añadir la opción “Boiling Point Curves” y la opción “Cold Properties” para la corriente de diésel en este caso la corriente “DIESEL A TANQUE 17”. Ahora, regresamos al diagrama de la simulación y en la paleta “Models and Streams” seleccionamos la opción “Spreadsheet”. A continuación, abrimos el entorno de este ítem y procedemos a añadir las condiciones necesarias para evaluar el diésel obtenido en la simulación, como se muestra en la figura 37.

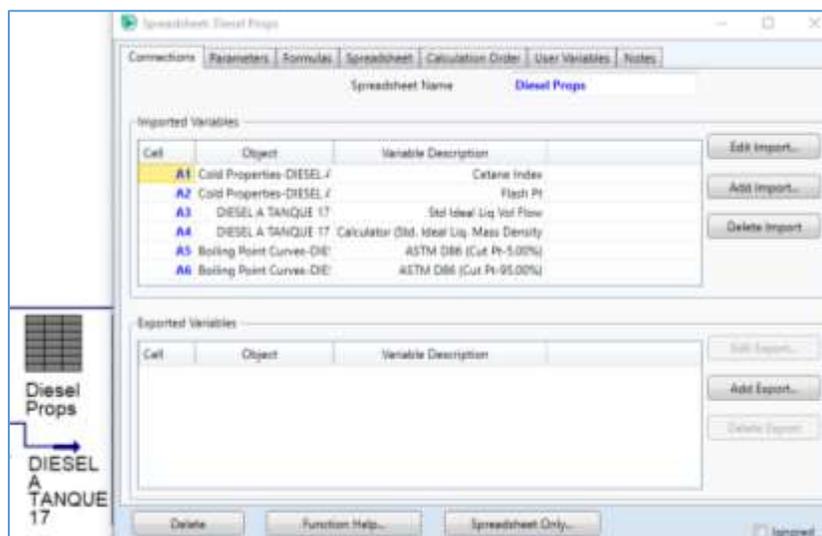


Figura 37. Características del diésel calculadas por el simulador

3.8.6. Validación en condiciones actuales

La segunda simulación fue creada con parámetros y condiciones de trabajo actuales y de la misma forma para su evaluación se utilizó los parámetros de operación y valores de flujo de las corrientes de salida (tomadas in-situ) actuales de la planta.

3.8.7. Validación de la corriente de alimentación

La primera parte de este apartado se desarrolló con la ayuda de la herramienta Oil manager del programa de simulación, con esta herramienta se crearon corrientes de las mezclas utilizando los resultados de los análisis de laboratorio presentados anteriormente. Posteriormente se realizó una comparación de las mezclas creadas como hipotéticos con la ayuda de relaciones usadas para la caracterización de crudos (Reiter, Wallek, Mair-Zelenka, Siebenhofer, & Reinberger, 2014). Lo que se pretende conseguir es una comparación con los análisis de laboratorio. La realización práctica demostró la importancia de la presencia de una base de datos de propiedades físicas

confiables, que contienen un alto número de hidrocarburos en un amplio rango de puntos de ebullición normales (Eckert & Vaněk, 2015).

Los análisis de densidad, viscosidad, factor de caracterización K UOP y destilación, fueron ingresados en el software utilizando la herramienta Oil Manager, esta herramienta creó las corrientes de componentes hipotéticos de los crudos, partiendo de información experimental de los análisis, el programa asoció los puntos de ebullición de los componentes puros en condiciones normales que se hallan en la base de datos del programa. Para este propósito el programa requiere la siguiente información:

- Factor de caracterización K UOP
- Viscosidad a dos temperaturas
- Densidad API
- Destilación ASTM D 86 (corregida a TBP)

Varios estudios aseguran que no se necesita ingresar la totalidad de datos en el software, no obstante mientras se agregue más información al programa de simulación, los resultados de la caracterización asemejaran de mejor manera la realidad (Carrasco, 2012). A continuación, se detalla el procedimiento para la creación de un compuesto hipotético.

3.8.8. Prueba de las mezclas

Una vez validado el funcionamiento del modelo y creadas las corrientes de alimentación hipotéticas, se ingresaron dichas corrientes (una a la vez) en el modelo, para determinar el potencial incremento en los flujos de las fracciones de los productos deseados (diésel), y las condiciones de los flujos.

3.9. Evaluación de las mezclas

Para esta etapa final de evaluación de resultados, se registraron los valores de flujo de salida de la corriente de diésel, las temperaturas de ebullición y las curvas de destilación de cada mezcla para garantizar que se encuentren entre los parámetros de diésel.

Finalmente, se escogió la mezcla que cumplió con los parámetros de diésel y presentó mayor cantidad de diésel.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS DE LA INVESTIGACIÓN

4.1. Cantidad de agua y sedimentos (BS&W)

Para poder realizar todos los ensayos relacionados con la caracterización de las muestras, es importante conocer la cantidad de agua y sedimentos que contiene las dos muestras de crudo antes de realizar las mezclas, debido a que el agua interfiere en las mediciones de ciertos ensayos y puede provocar inconsistencias en el resultado, esta información fue corroborada por personal interno del laboratorio de Petroamazonas EP, los mismo que sugirieron que la cantidad de agua máxima que puede contener un crudo para los análisis es de 0,5%. Para determinar la cantidad de agua y sedimentos de los crudos se siguió el procedimiento mencionado en el ítem 3.6.6. Obteniéndose los resultados presentados a continuación en la tabla 8.

Tabla 8.

Cantidad de agua libre de los crudos Indillana y Quinde

Condiciones	Agua Libre	BS&W	Agua Libre	BS&W	Agua Libre	BS&W
Crudo Indillana	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%	0,50%
Crudo Quinde	16%	18%	0,90%	1%	0,30%	0,35%

Como se observa en la tabla 8, la cantidad de agua libre y sedimentos que contiene el crudo Quinde es demasiado alta, a diferencia de la cantidad de agua que tiene el Crudo Indillana. Resultado entendible ya que el Crudo Indillana que ingresa a la unidad de destilación atmosférica proviene de un proceso de separación de agua. Debido a la cantidad de agua libre y sedimentos en exceso que contiene el crudo Quinde se procedió a retirar el agua mediante calentamiento externo y el uso de la centrifuga, hasta obtener valores menores o iguales a 0,5 % de cantidad de agua libre

en el recipiente de crudo Quinde. Luego se procedió a la mezcla de los crudos como se mencionó en el apartado 3.6.2.

4.2. Resultados de los análisis de laboratorio

Habiendo realizado las mezclas de los crudos Indillana y Quinde, se llevó a cabo la caracterización de las mismas según los ensayos especificados en el capítulo anterior. Las características de las mezclas de crudos se determinaron a través de propiedades como: el API, la densidad relativa, viscosidad, cantidad de azufre, factor K UOP, curva de destilación, y los resultados se presentan a continuación.

4.2.1. Densidad API y densidad relativa

La densidad API y el cálculo de la densidad relativa de las mezclas se determinó siguiendo la metodología experimental descrita en la sección 3.6.4. En la tabla 9 se muestran los valores numéricos de los resultados.

Tabla 9.

Densidad API de las muestras.

ID. Muestra	T Ambiente (°F)	T1 (°F)	T2 (°F)	T Promedio (°F)	APIo Observado	API1 (APIo-0.1)	API @ 60°F	Densidad Relativa kg/m3
A	70	71,7	72	71,85	20,8	20,7	20	928,78
B	72	71,8	72,4	72,1	22,6	22,5	21,8	917,92
C	72	72,3	73	72,65	24,6	24,5	23,7	906,16
D	72	72,6	72,9	72,75	26,6	26,5	25,7	894,69
E	72	72	72,7	72,35	28,6	28,5	27,7	883,5

Al analizar la tabla 9, en la cual se presentan los valores numéricos de los resultados obtenidos para la densidad API de las muestras, se observa que su comportamiento es directamente

proporcional al aumento de la proporción del crudo Quinde. Mientras tanto la densidad relativa disminuye a medida que el API de las muestras aumenta.

Se deduce que al realizar la mezcla de los crudos aumenta la densidad API de la muestra por ende aumenta su valor y aumenta la cantidad de subproductos que se pueden obtener en un proceso posterior como la destilación.

4.2.2. Viscosidad

Para la determinación de la viscosidad de las muestras se siguió el procedimiento descrito en el ítem 3.6.5. Se realizaron dos ensayos para crear una línea de tendencia de viscosidad a dos temperaturas diferentes, a continuación, en la tabla 10 se muestra los resultados del ensayo y en la figura 38 se observa la línea de tendencia de la viscosidad de las muestras para 80 y 104 °F.

Tabla 10.
Viscosidad de las muestras a 80 y 104 °F

ID. Muestra	Viscosímetro	T (°F)	t1 (s)	C1	"R1 (t1*C) mm2/s (cSt)"	t2 (s)	C2	"R2 (t2*C) mm2/s (cSt)"	"R= (R1+R2)/2 mm2/s (cSt)"
A	400/F202	80	342,2	11,922	407,97	470,1	0,860	404,43	406,2
B	400/F202	80	166,7	11,922	198,74	233,7	0,860	201,05	199,9
C	350/457G	80	211,2	0,467	98,76	293,2	0,338	99,19	99,0
D	200/502F	80	643,5	0,089	57,27	892,1	0,064	57,18	57,2
E	200/502F	80	363,1	0,089	32,32	505,2	0,064	32,38	32,3
A	400/F202	104	142,9	1,194	170,62	189,7	0,861	163,48	167,1
B	350/457G	104	206,8	0,468	96,84	284,6	0,338	96,45	96,6
C	300/F494	104	212	0,248	52,58	292,6	0,179	52,61	52,6
D	200/502F	104	366,5	0,089	32,65	509,2	0,064	32,69	32,7
E	200/502F	104	182,5	0,089	16,26	279,3	0,064	17,93	17,1

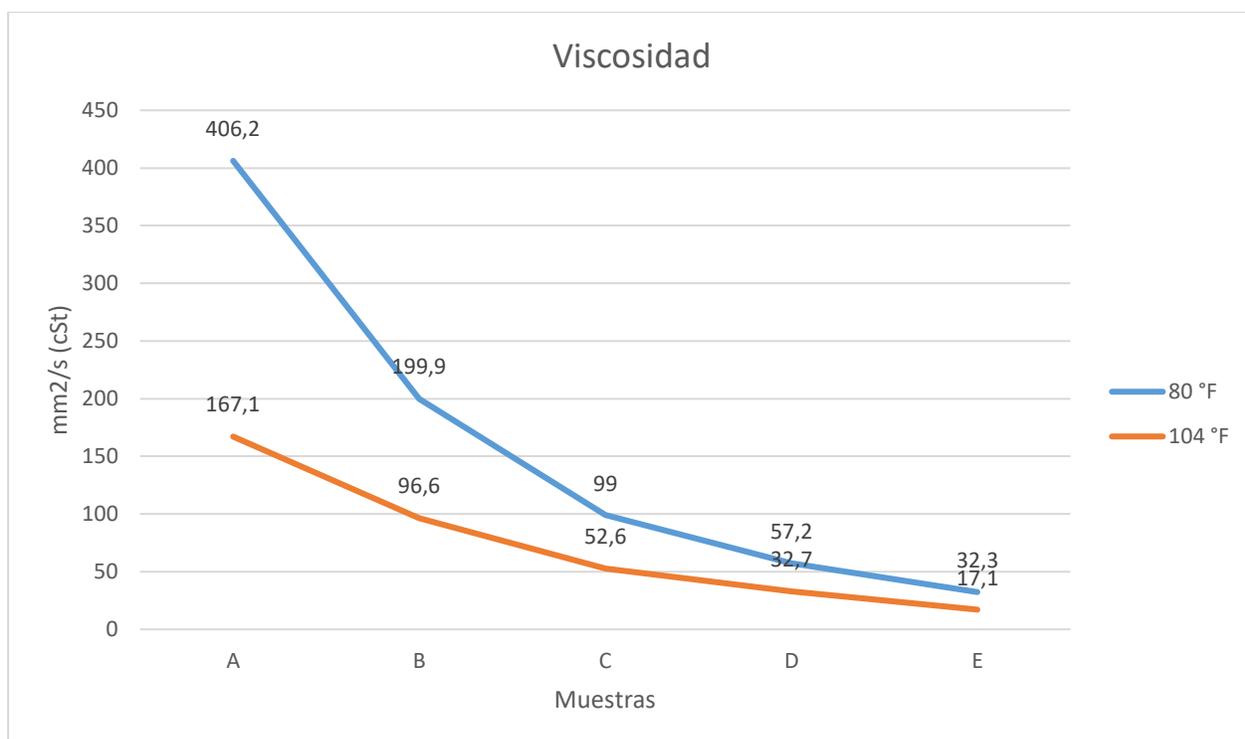


Figura 38. Viscosidad de las muestras a 80 y 104 °F

La figura 38 muestra la tendencia de la viscosidad dinámica entre las muestras a las temperaturas 80 °F y 104°F, mostrando una relación inversa entre la viscosidad y el aumento de la densidad API.

4.2.3. Cantidad de azufre

La determinación de la cantidad de azufre se consiguió según el procedimiento de la norma ASTM D4294-10, descrita en la sección 3.6.6. Se colocaron las 5 muestras conjuntamente con 3 capsulas con muestras estándar para llenar los 8 espacios del analizador. El analizador de azufre realiza tres repeticiones por cada muestra y luego promedia cada resultado. En la tabla 11 se detallan los resultados para la determinación de la curva de calibración de azufre, además, se incluyen los valores de las réplicas y el factor K. El valor de cantidad de azufre de las muestras es un promedio de las réplicas obtenidas en el analizador.

Tabla 11.

Cantidad de azufre por muestra

Id. de la muestra	Rep. 1 (%)	Rep. 2 (%)	Rep3 (%)	S	K
A	1,8110	1,8137	1,8136	1,8127	0,8269
B	1,6553	1,6533	1,6529	1,6539	0,7621
C	1,4756	1,4737	1,4710	1,4734	0,6869
D	1,3263	1,3235	1,3228	1,3242	0,6235
E	1,1509	1,1465	1,1447	1,1474	0,5468

La tabla 11 presenta como S al promedio de las tres repeticiones arrojadas por el equipo. Se observa que el contenido de azufre de las mezclas va disminuyendo a medida que la mezcla tiene mayor densidad API.

4.2.4. Destilación ASTM D86

La destilación según la norma ASTM D86 se desarrolló cumpliendo con el procedimiento detallado en el ítem 3.6.8, obteniendo una curva de destilación, el cual representa el volumen destilado en función de la temperatura.

Tabla 12.*Destilación ASTM de la mezcla A*

% Vol	T (°C)
0	63,4
5	90
10	168,9
15	181,9
20	196,7
30	220,8
40	271,7
50	275,3
60	277,2
65	279,4

Tabla 13.*Destilación ASTM de la mezcla B*

% Vol	T (°C)
0	65,7
5	11,9
10	134
15	162,7
20	198,3
30	240,4
40	267,1
47	282

Tabla 14.*Destilación ASTM de la mezcla C*

% Vol	T (°C)
0	55,7
5	108,9
10	136,6
15	160,7
20	195,6
30	254,9
40	294,4
50	320,3

Tabla 15.*Destilación ASTM de la mezcla D*

% Vol	T (°C)
0	60,4
5	98,9
15	126,5
15	141
20	164,2
30	223,9
40	263,6
48	317,7

Tabla 16.*Destilación ASTM de la mezcla E*

% Vol	T (°C)
0	48,1
5	74,6
10	90,3
15	117,6
20	14,5
30	168,3
40	210,5

Las destilaciones de las muestras arrojaron los resultados mostrados en las tablas 12, 13, 14, 15, 16, mostrando un porcentaje de recuperación en volumen de entre 40-65% y temperaturas que oscilan entre los 48-320°C. A continuación, la figura 39 muestra los perfiles de destilación de cada muestra, mostrando una tendencia de crecimiento positivo, pero no llegando a completar el porcentaje máximo de recuperación debido a que la destilación ASTM D86 se la realiza a presión atmosférica, a diferencia de los resultados que se conseguirían en una destilación al vacío (TBP).

Posteriormente se completarán los perfiles de destilación utilizando la metodología mencionada en la sección 3, este procedimiento se lo realizó como requisito para obtener la curva de destilación TBP.

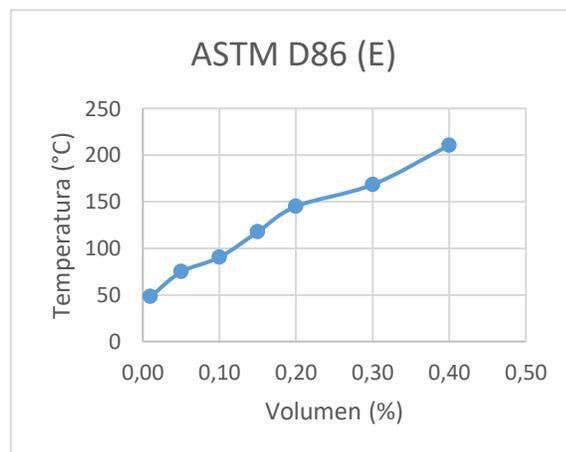
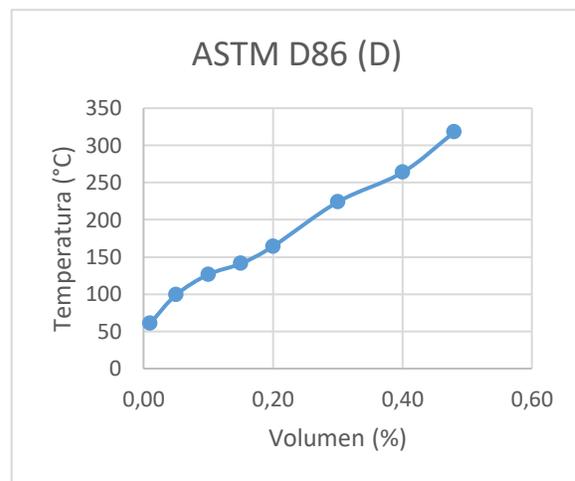
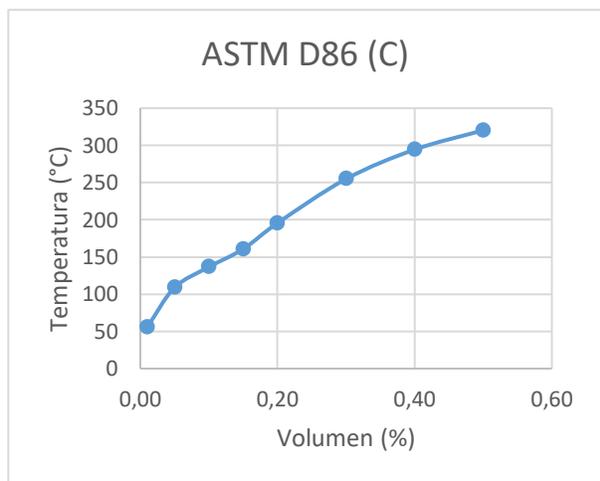
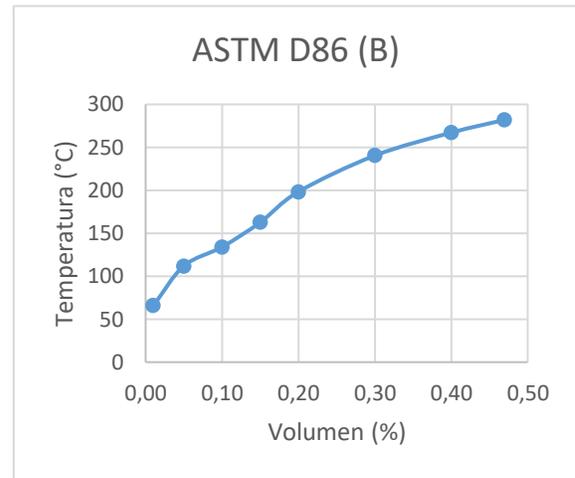
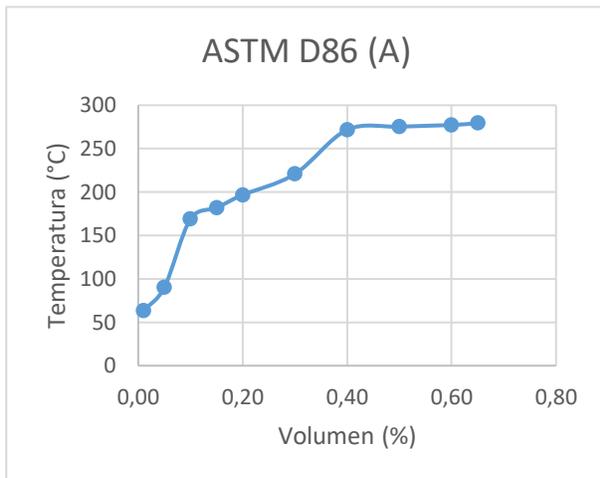


Figura 39. Destilación ASTM D86 de las muestras

Se utilizó la siguiente ecuación para establecer una ecuación de tendencia de la recta en función de $C_1 + C_2X$ y completar la curva de destilación para cada muestra. Se utilizó las temperaturas en grados Kelvin (K), siguiendo las recomendaciones de la investigación de (Stratiev et al., 2011).

$$\frac{T_i - T_0}{T_0} = \left[\frac{A_T}{B_T} \ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right]^{\frac{1}{B_T}}$$

Donde:

$$Y = \ln \left(\frac{T_i - T_0}{T_0} \right); X = \ln \left(\ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right)$$

T_0 = punto de ebullición inicial en K, determinado experimentalmente.

T_i = temperatura dentro de la curva de destilación en K.

X_i = volumen o fracción de peso de la mezcla destilada.

Para la muestra A, el primer punto se obtuvo con las temperaturas $T_0 = 63,4^\circ C$ o $336,4K$, $T_i = 90^\circ C$ o $363K$ y el punto inicial $X_i = 0,01$. Los siguientes puntos fueron calculados utilizando la misma temperatura inicial T_0 , variando la T_i y X_i consiguientes, como se muestra a continuación:

$$Y = \ln \left(\frac{T_i - T_0}{T_0} \right)$$

$$Y = \ln \left(\frac{363K - 336,4K}{336,4K} \right)$$

$$Y = -2,54$$

$$X = \ln \left(\ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right)$$

$$X = \ln \left(\ln \left(\frac{1}{1 - 0,01} \right) \right)$$

$$X = -4,60$$

Se siguió este procedimiento para todas las muestras, tomando en cuenta que cada mezcla tiene valores de temperatura inicial distintos. La tabla 17 muestra los resultados de todos los valores conocidos de la destilación de (A).

Tabla 17.

Destilación ASTM D86 cálculo de Y y X (A)

$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$
-2,54	-4,60
-1,16	-2,97
-1,04	-2,25
-0,93	-1,82
-0,76	-1,50
-0,48	-1,03
-0,46	-0,67
-0,45	-0,37
-0,44	-0,09

Los resultados presentados en la tabla 17 fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = -0,1604 + 0,4459X$$

Posteriormente se utilizó las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{0,4459} = 2,2426$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) = 2,2426 * e^{-0,1604 * 2,2426} = 1,5650$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 18 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación ASTM D86 de la muestra A.

Tabla 18.

Destilación ASTM D86 completa de la mezcla A

% Vol	T (°C)
0	63,4
5	90
10	168,9
15	181,9
20	196,7
30	220,8
40	271,7
50	275,3
60	277,2
65	279,4
70	298,7
80	319,2
90	341,3
95	364,8

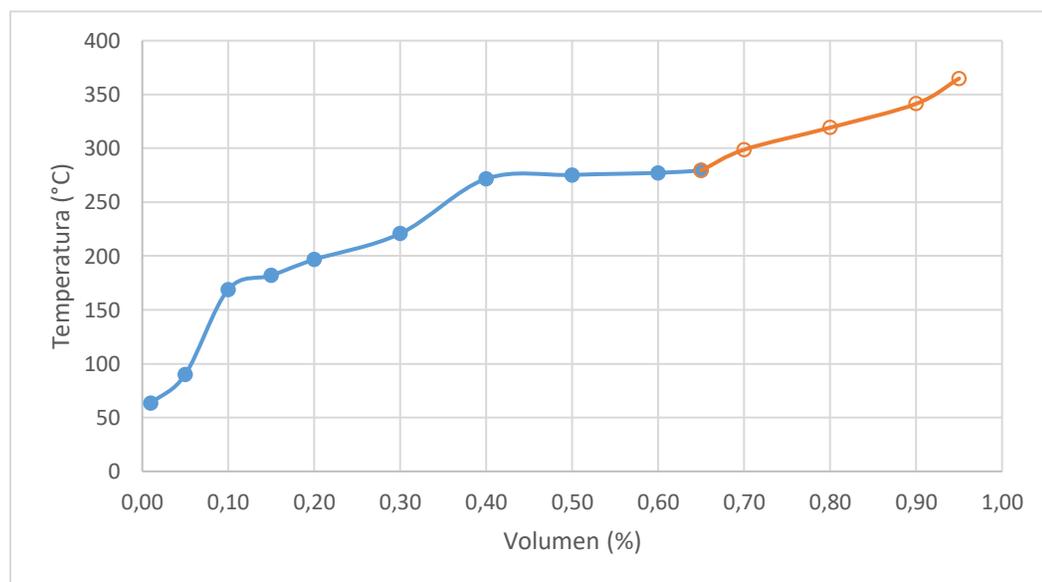


Figura 40. Destilación ASTM D86 completa (A)

La figura 40 muestra el perfil de destilación completo, estimado por las ecuaciones de Riazi.

El mismo procedimiento se realizó para cada muestra, cuyos resultados se muestran a continuación:

Tabla 19.

Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (B)

$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$
-1,94	-4,60
-1,56	-2,97
-1,22	-2,25
-0,91	-1,82
-0,64	-1,50
-0,50	-1,03
-0,43	-0,67

Los resultados presentados en la tabla 19 fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,235 + 2,287X$$

Posteriormente se utilizó las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

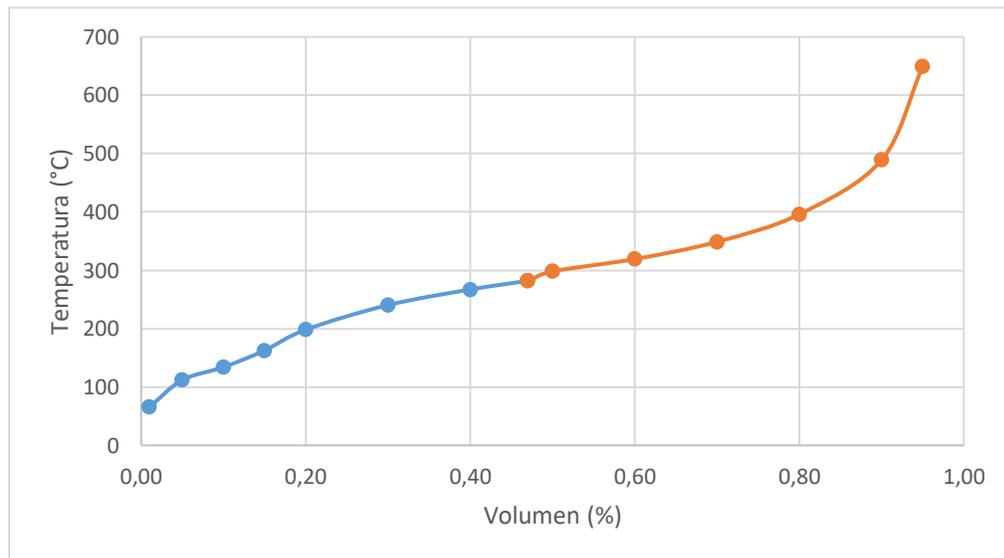
$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{2,287} = 0,4372$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) = 0,4372 * e^{0,235 * 0,4372} = 0,4845$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 20 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación ASTM D86 de la muestra B.

Tabla 20.*Destilación ASTM D86 completa de la mezcla B*

% Vol	T (°C)
0	65,7
5	11,9
10	134
15	162,7
20	198,3
30	240,4
40	267,1
47	282,
50	298,26
60	319,23
70	348,85
80	396,01
90	489,06
95	649,84

**Figura 41.** Destilación ASTM D86 Completa (B)

La figura 41 muestra el perfil de destilación completa de la muestra B, en este caso la estimación no llega al volumen máximo de destilación, ya que la temperatura mostrada en el punto máximo es superior al punto de coquización de los crudos ($T = 600^{\circ}\text{C}$ aproximadamente).

Tabla 21.*Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (C)*

$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$
-2,00	-4,60
-1,53	-2,97
-1,24	-2,25
-0,93	-1,82
-0,56	-1,50
-0,38	-1,03
-0,27	-0,67

Los resultados presentados en la tabla 21 fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = -0,112 + 2,034X$$

Posteriormente se utilizó las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{2,034} = 0,4915$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T)$$

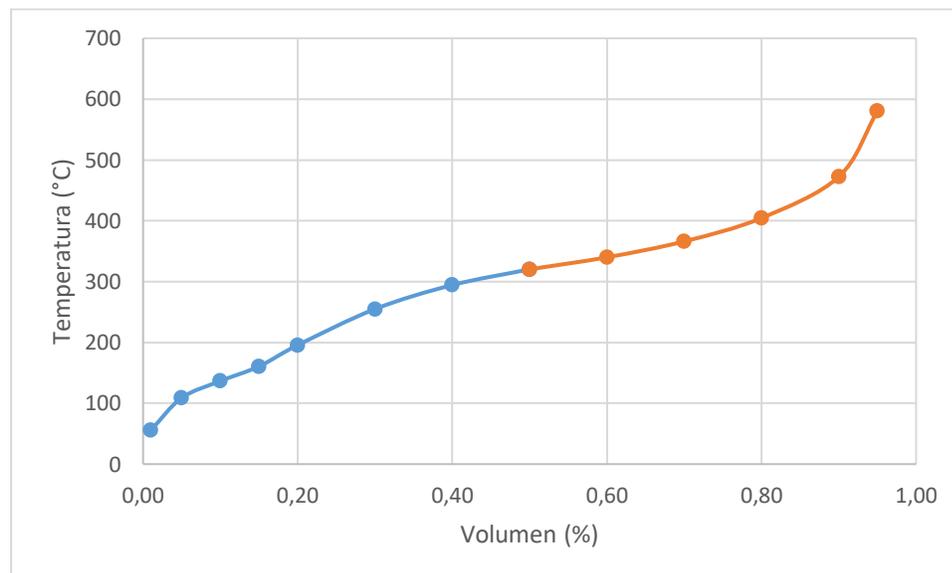
$$A_T = 0,4915 * e^{-0,112 * 0,4915}$$

$$A_T = 0,4651$$

Con los valores encontrados se utilizó la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 22 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación ASTM D86 de la muestra C.

Tabla 22.*Destilación ASTM D86 completa de la mezcla C*

% Vol	T (°C)
0	55,7
5	108,9
10	136,6
15	160,7
20	195,6
30	254,9
40	294,4
50	320,3
60	340,0
70	366,2
80	404,6
90	472,4
95	580,4

**Figura 42.** Destilación ASTM D86 completa (C)

La figura 42 muestra la destilación completa de la muestra C con una temperatura final alta antes de conseguir el volumen máximo de destilación.

Tabla 23.*Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (D)*

$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$
-2,00	-4,60
-1,53	-2,97
-1,24	-2,25
-0,93	-1,82
-0,56	-1,50
-0,38	-1,03
-0,27	-0,67

Los resultados presentados en la tabla 23 fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,036 + 1,856X$$

Posteriormente se utilizó las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{1,856} = 0,5387$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T)$$

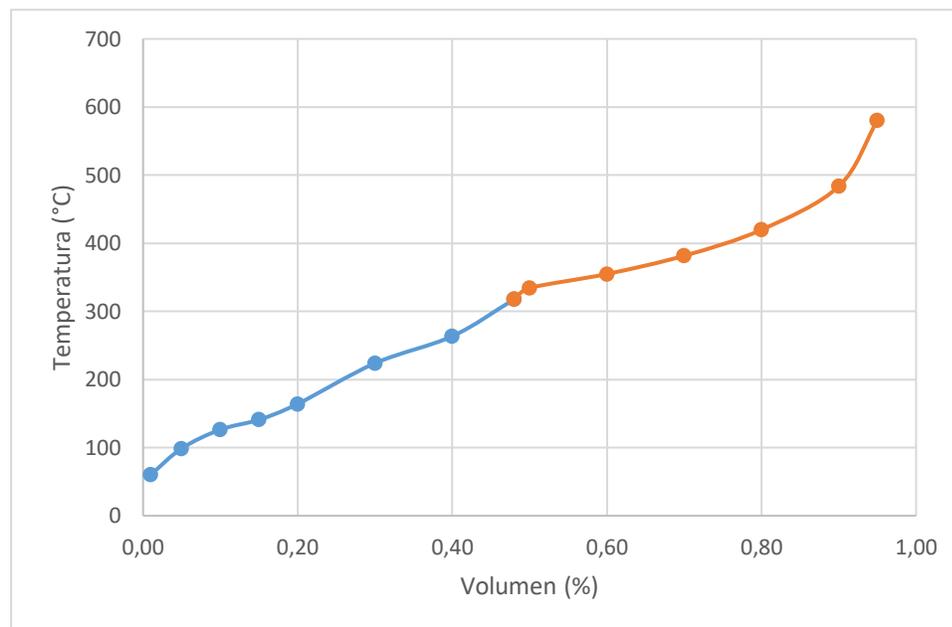
$$A_T = 0,4915 * e^{-0,112*0,4915}$$

$$A_T = 0,4651$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 24 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación ASTM D86 de la muestra D.

Tabla 24.*Destilación ASTM D86 completa de la mezcla D*

% Vol	T (°C)
0	60,4
5	98,9
10	126,5
15	141
20	164,2
30	223,9
40	263,6
48	317,7
50	334,4
60	354,9
70	381,7
80	419,8
90	483,6
95	580,5

**Figura 43.** Destilación ASTM D86 completa (D)

La figura 43 muestra el perfil de destilación de la mezcla D, hasta un valor aproximado de temperatura cercano al punto de coquización. Esta es la razón por la que no se puede conseguir el máximo volumen de destilación.

Tabla 25.*Destilación ASTM D86 cálculo de X y Y (E)*

$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$
-3,40	-4,60
-2,53	-2,97
-1,83	-2,25
-1,42	-1,82
-1,17	-1,50
-0,83	-1,03

Los resultados presentados en la tabla 25 fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,112 + 1,329X$$

Posteriormente se utilizó las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{1,329} = 0,7524$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T)$$

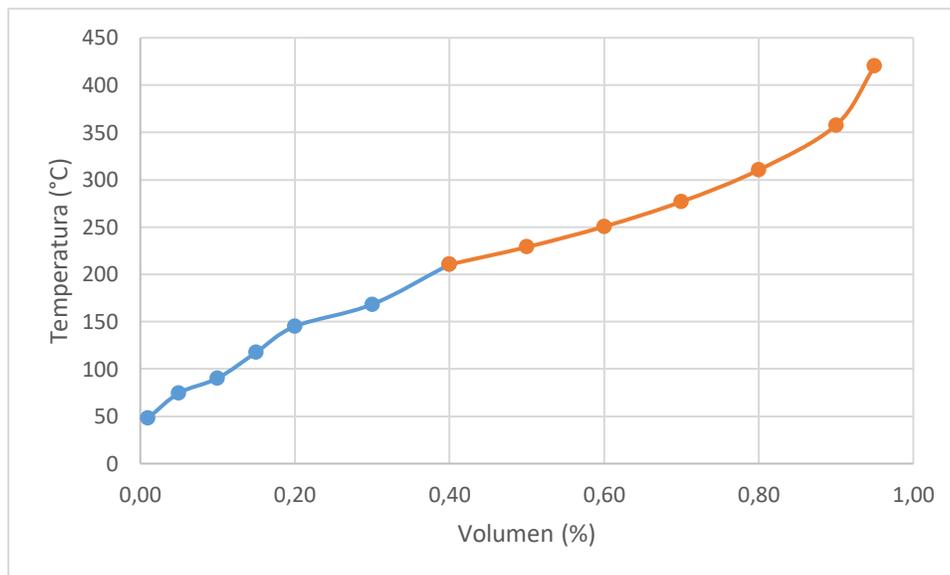
$$A_T = 0,4915 * e^{-0,112*0,4915}$$

$$A_T = 0,4651$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 26 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación ASTM D86 de la muestra D.

Tabla 26.*Destilación ASTM D86 de la mezcla E*

% Vol	T (°C)
0	48,1
5	74,6
10	90,3
15	117,6
20	14,5
30	168,3
40	210,5
50	228,9
60	250,5
70	276,8
80	310,3
90	357,6
95	420

**Figura 44.** Destilación ASTM D86 completa (E)

La figura 44 presenta el perfil de destilación de la mezcla E, en este gráfico se presenta un valor menor de temperatura en comparación a los perfiles anteriormente analizados, es decir esta mezcla es más liviana por lo que se puede conseguir mayor volumen de destilados a menor temperatura.

Para continuar con la creación de la curva TBP se debe aplicar la ecuación 9, en la que se utiliza la temperatura de destilación ASTM D86 y los coeficientes a, b, c de la tabla 7, con una corrección para los valores que se poseen en la destilación 5, 10, 20, 30, 40, esto con una interpolación entre los valores superior e inferior a dicho valor. En la tabla 27 se muestran los valores de los coeficientes a utilizarse para crear la curva TBP en función de la destilación ASTM de cada muestra.

Tabla 27.

Coefficientes de correlación para la conversión a TBP

Vol %	a	b	c
0	0,5604	0,7867	1,1575
5	4,3886	0,7133	1,7969
10	9,1430	0,6275	2,5211
15	13,5206	0,5753	2,7419
20	18,0159	0,5381	2,8195
30	36,7752	0,4383	2,9262
40	87,4840	0,3042	3,3380

Una vez establecido los coeficientes o parámetros de correlación en la tabla 27 se procedió a aplicar la siguiente ecuación para transformar las temperaturas ASTM a TBP para cada mezcla.

A continuación, se realizó el cálculo para las mezclas aplicando la ecuación, los coeficientes y la gravedad específica de cada mezcla. Este valor inicial es referencial debido a que el volumen se encuentra en 0.

$$T_{TBP} = a[T_{D-86}]^b SG^c$$

$$T_{TBP} = 0,5604 * [63,4^{\circ}C]^{0,7867} 0,9339^{1,1575} = 13,549^{\circ}C$$

De ésta manera se calcularon todos los valores de las destilaciones hasta 40°C de cada mezcla y se muestran en las tablas 28, 29, 30, 31, 32

Tabla 28.*Destilación TBP calculada (A)*

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	13,55
5	96,15
10	192,35
15	223,75
20	254,83
30	320,74
40	383,16

Tabla 29.*Destilación TBP calculada (B)*

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	13,75
5	109,95
10	161,46
15	203,16
20	247,57
30	321,61
40	366,44

Tabla 30.*Destilación TBP calculada (C)*

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	12,07
5	107,84
10	163,42
15	201,71
20	245,75
30	329,97
40	377,45

Tabla 31.*Destilación TBP calculada (D)*

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	12,50
5	96,23
10	146,17
15	174,64
20	208,37
30	289,65
40	335,62

Tabla 32.*Destilación TBP calculada (E)*

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	10,30
5	76,93
10	114,60
15	151,97
20	188,06
30	246,30
40	300,47

Las tablas mostradas en este apartado fueron calculadas hasta 40 °C debido a que los parámetros de correlación propuestas por Riazi solo proponen sus valores hasta este valor. Para completar la curva de destilación TBP se siguió las mismas consideraciones que se tomaron para completar la curva ASTM D86.

Los perfiles de destilación de las destilaciones TBP calculadas se presentan en la figura 45 a continuación:

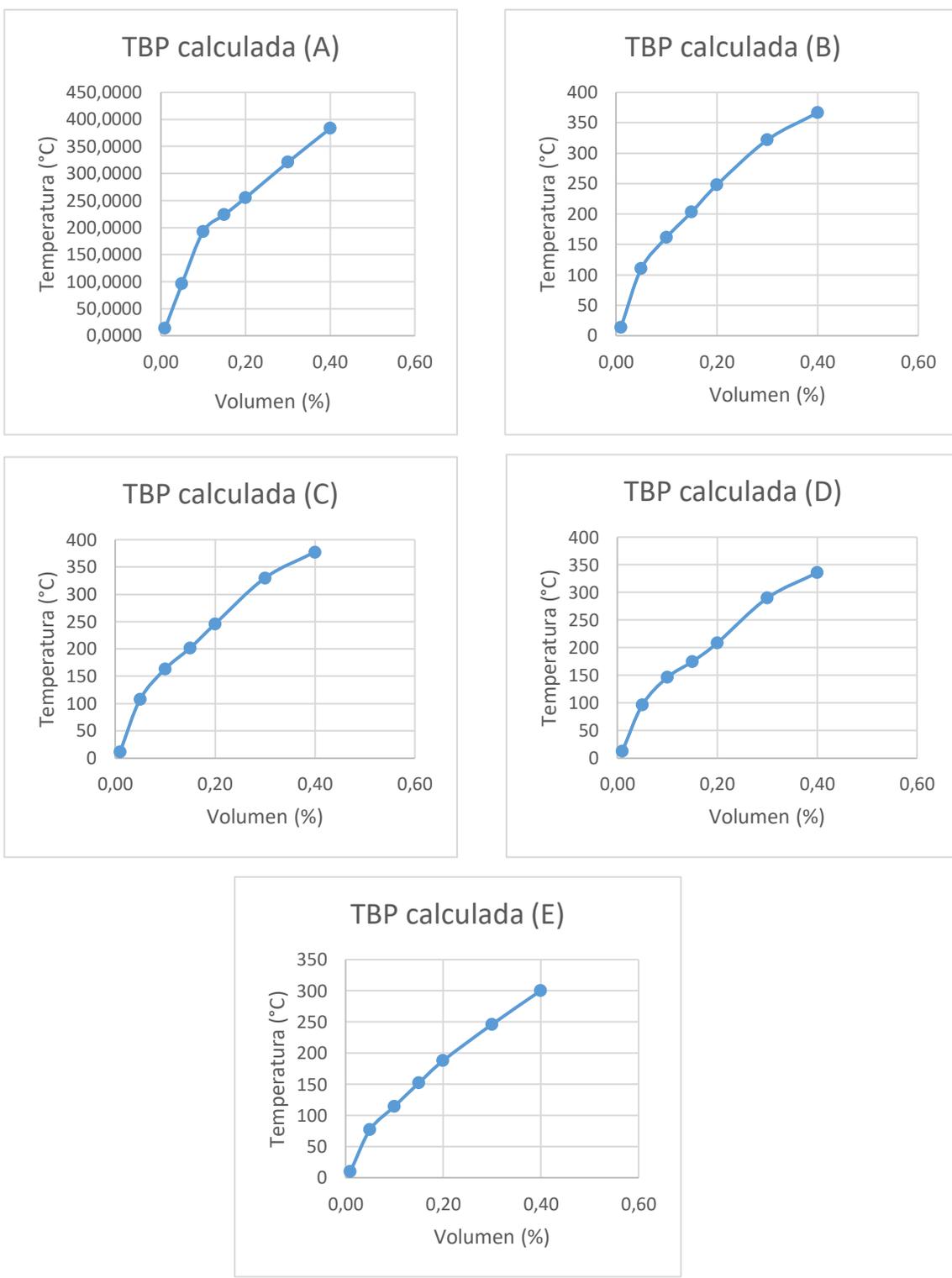


Figura 45. Perfiles de destilación TBP calculados de las mezclas

Para poder completar la curva de destilación TBP calculada se sigue el mismo procedimiento que para determinar la curva ASTM. Entonces se utilizó la siguiente ecuación para establecer la ecuación de tendencia de la recta en función de $C_1 + C_2X$ y completar la curva de destilación para cada muestra. Recordar que las temperaturas deben estar en grados Kelvin (K), siguiendo las recomendaciones de la investigación de (Stratiev et al., 2011).

$$\frac{T_i - T_0}{T_0} = \left[\frac{A_T}{B_T} \ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right]^{\frac{1}{B_T}}$$

$$Y = \ln \left(\frac{T_i - T_0}{T_0} \right); X = \ln \left(\ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right)$$

Para la muestra A, el primer punto se obtuvo con las temperaturas $T_0 = 13,54^\circ C$ o $286,54K$, $T_i = 96^\circ C$ o $369,14K$ y el punto inicial $X_i = 0,01$, empezar en este punto como representación al 0. Los siguientes puntos fueron calculados utilizando la misma temperatura inicial T_0 , variando la T_i y X_i consiguientes, como se muestra a continuación:

$$Y = \ln \left(\frac{T_i - T_0}{T_0} \right)$$

$$Y = \ln \left(\frac{369,1K - 286,54K}{286,54K} \right)$$

$$Y = -0,47$$

$$X = \ln \left(\ln \left(\frac{1}{1 - X_i} \right) \right)$$

$$X = \ln \left(\ln \left(\frac{1}{1 - 0,01} \right) \right)$$

$$X = -4,60$$

Se siguió este procedimiento para todas las muestras, tomando en cuenta que cada mezcla tiene valores de temperatura inicial distintos. La tabla 33 muestra los resultados de todos los valores calculados hasta el 40% de volumen para todas las muestras.

Tabla 33.*Destilación TBP cálculo de Y y X todas las mezclas*

A		B	
$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$	$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$
-1,24	-4,60	-1,09	-4,60
-0,47	-2,97	-0,66	-2,97
-0,31	-2,25	-0,41	-2,25
-0,17	-1,82	-0,20	-1,82
0,07	-1,50	0,07	-1,50
0,25	-1,03	0,21	-1,03
C		D	
$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$	$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$	$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$
-1,10	-4,60	-1,23	-4,60
-0,64	-2,97	-0,76	-2,97
-0,41	-2,25	-0,57	-2,25
-0,20	-1,82	-0,38	-1,82
0,11	-1,50	-0,03	-1,50
0,25	-1,03	0,12	-1,03
E			
$Y = \ln\left(\frac{T_i - T_0}{T_0}\right)$		$X = \ln\left(\ln\left(\frac{1}{1 - X_i}\right)\right)$	
-1,45		-4,60	
-1,00		-2,97	
-0,69		-2,25	
-0,47		-1,82	
-0,18		-1,50	
0,02		-1,03	
-1,45		-4,60	

Los resultados presentados en la tabla 33(A) fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,65 + 0,4074X$$

Posteriormente se utilizaron las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{0,4074} = 2,4545$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) = 2,4545 * e^{-0,65 * 2,4545} = 12,1028$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 34 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación TBP de la muestra A.

Tabla 34.

TBP completa muestra A

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	13,55
5	96,15
10	192,35
15	223,75
20	254,83
30	320,74
40	383,17
50	412,31
60	443,64
70	477,37
80	513,95
90	554,55
95	598,49

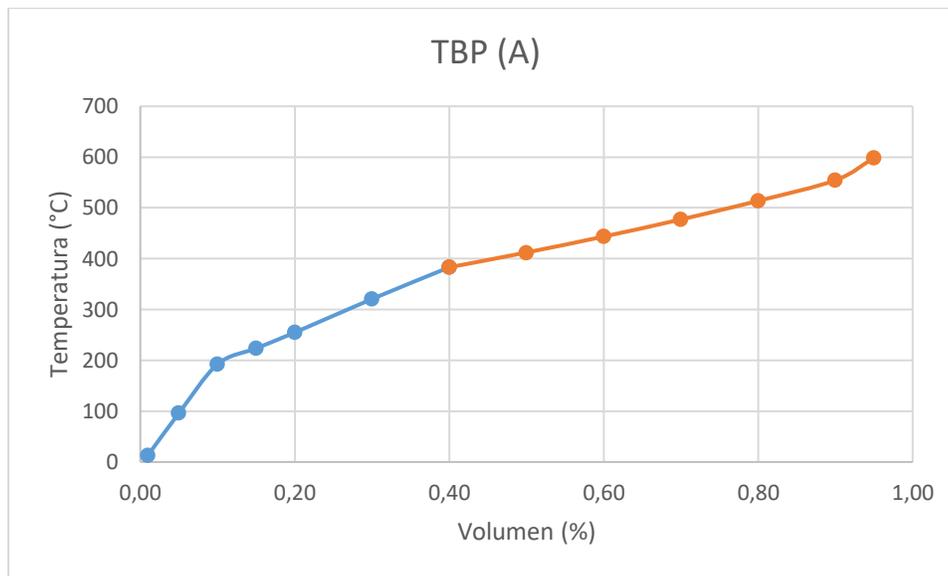


Figura 46. Destilación TBP completa (A)

La figura 46 muestra el perfil de destilación completo para la muestra A, estimado por las ecuaciones de Riazi. El valor máximo de temperatura con el que se obtiene el mayor porcentaje en volumen de destilados es un valor muy próximo al real, cercano a 600 °C, dicho comportamiento se debe a que esta mezcla posee mayor cantidad de moléculas pesadas y debido a que su API es menor en comparación con las otras muestras, motivo por el cual se necesita mayor temperatura para conseguir un mayor volumen de destilación.

El mismo procedimiento se realizó para cada muestra, a continuación, los resultados de la muestra B:

Los resultados presentados en la tabla 33(B) fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,5224 + 0,3691X$$

Posteriormente se utilizaron las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{0,3691} = 2,7092$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) = 2,7092 * e^{-0,5224 * 2,7092} = 11,1564$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 35 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación TBP de la muestra B.

Tabla 35.

TBP completa muestra B

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	13,75
5	109,95
10	161,46
15	203,16
20	247,57
30	321,61
40	366,44
50	393,65
60	422,60
70	453,46
80	486,57
90	522,80
95	561,61

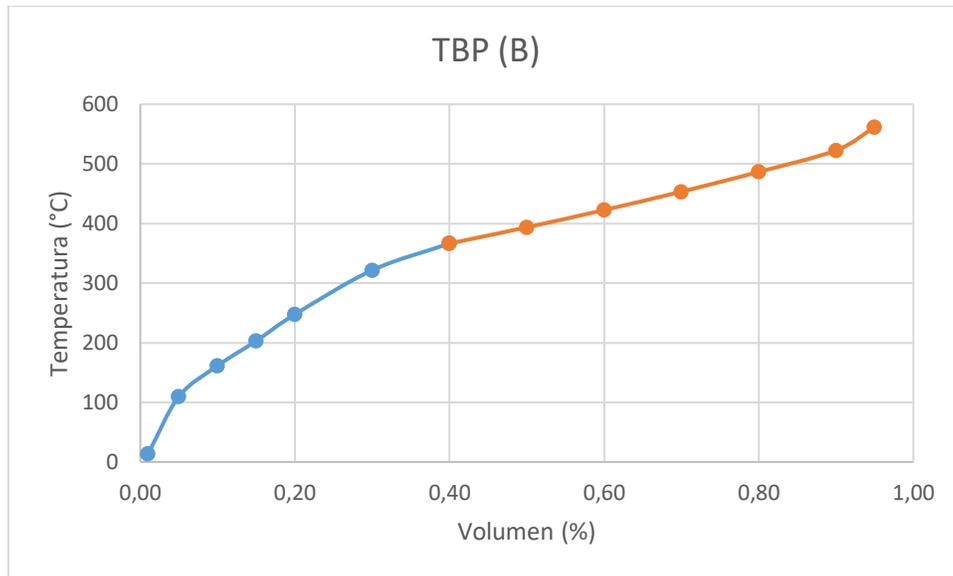


Figura 47. Destilación TBP completa (B)

La figura 47 muestra el perfil de destilación completo para la muestra B, estimado por las ecuaciones de Riazi, en el cual podemos observar como el valor máximo de temperatura es 561,61 °C antes de llegar al porcentaje de recuperación máximo. Es importante recalcar que el comportamiento que presenta la muestra es un aproximado al comportamiento real.

También se analizaron los resultados de la muestra C, presentados en la tabla 33(C), los cuales fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,5629 + 0,3786X$$

Posteriormente se utilizaron las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{0,3786} = 2,6413$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) = 2,6413 * e^{0,5629 * 2,6413} = 11,6822$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 36 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación TBP de la muestra C.

Tabla 36.

TBP completa muestra C

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	12,07
5	107,84
10	163,42
15	201,71
20	245,74
30	329,97
40	377,45
50	405,26
60	434,95
70	466,67
80	500,80
90	538,28
95	578,54

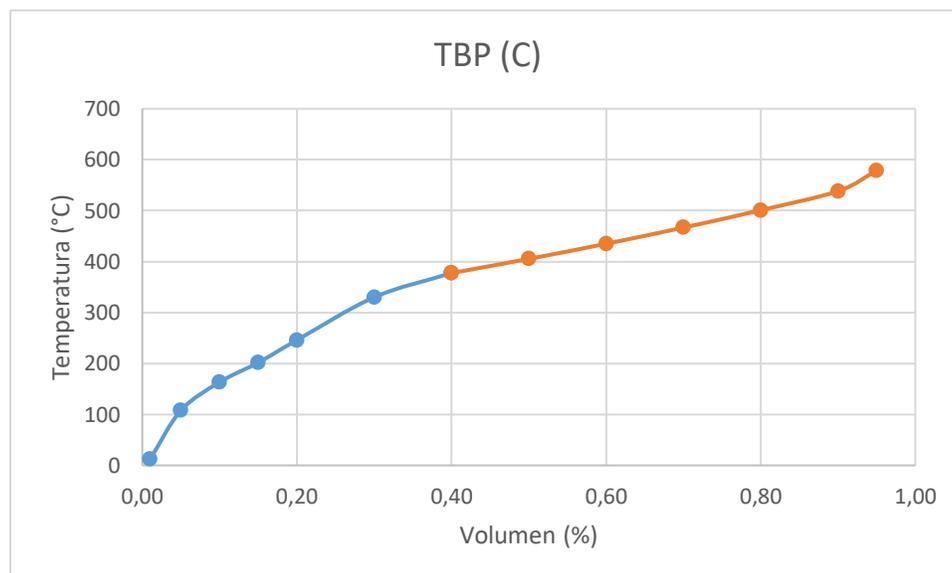


Figura 48. Destilación TBP completa (C)

La figura 48 muestra el perfil de destilación completo para la muestra C, estimado por las ecuaciones de Riazi. Se observa que los valores de temperatura de destilación son cercanos a los 600°C, para un alto volumen de destilación, se lo puede comparar con la curva de destilación de la muestra B ya que son similares.

Los resultados de la curva completa TBP para la muestra D, fueron presentados en la tabla 33(D) y se utilizaron para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,414 + 0,3753X$$

Posteriormente se utilizaron las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{0,3753} = 2,6645$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) = 2,6645 * e^{0,414 * 2,6645} = 8,0296$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 37 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación TBP de la muestra D.

Tabla 37.
TBP completa muestra D

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	12,50
5	96,23
10	146,18
15	174,64
20	208,37
30	289,65

—————▶ *CONTINÚA*

40	335,62
50	361,12
60	388,22
70	417,07
80	447,96
90	481,72
95	517,84

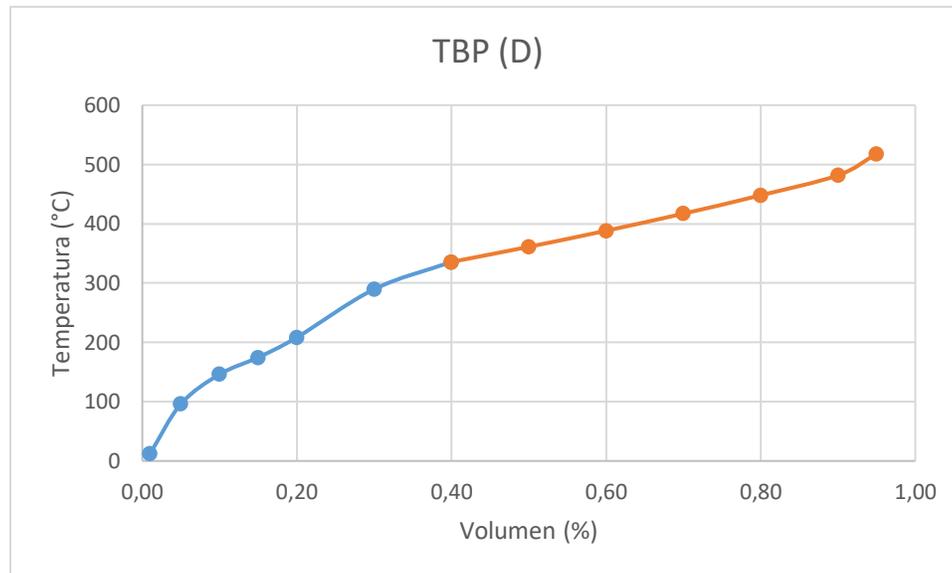


Figura 49. Destilación TBP completa (D)

La figura 49 muestra el perfil de destilación completo de la muestra D, estimado por las ecuaciones de Riazi. Analizando el gráfico se deduce que la temperatura máxima de destilación para un volumen alto de destilación es cercana a 500°C, comparándola con las muestras analizadas anteriormente disminuye considerablemente el rango de temperaturas de obtención de destilados. Este fenómeno se debe a que la muestra D posee un valor de densidad API de 5,7, más alto que las muestras A, B, C. También se teoriza que esta muestra presenta componentes más ligeros y que necesitan menor temperatura para destilarse.

Los resultados de la curva TBP calculada para la muestra E, presentados en la tabla 33(E) fueron utilizados para crear una línea de tendencia con una ecuación lineal tipo $C_1 + C_2X$:

$$Y = C_1 + C_2X$$

$$Y = 0,3491 + 0,4135X$$

Posteriormente se utilizaron las constantes C_1, C_2 para determinar los parámetros del modelo de distribución de Riazi (A_T, B_T), utilizando las siguientes ecuaciones

$$B_T = \frac{1}{C_2} = \frac{1}{0,4135} = 2,4183$$

$$A_T = B_T \exp(C_1 * B_T) = 2,4183 * e^{0,3491 * 2,4183} = 5,6257$$

Con los valores encontrados utilizar la ecuación 3 para encontrar los puntos faltantes en el perfil de destilación. La tabla 38 muestra los valores de temperatura calculados con base en los parámetros de Riazi, para los valores de la destilación TBP de la muestra E.

Tabla 38.

TBP completa muestra E

Vol (%)	T_{TBP} (°C)
0	10,29
5	76,93
10	114,59
15	151,97
20	188,06
30	246,30
40	300,47
50	324,87
60	350,91
70	378,75
80	408,74
90	441,76
95	477,31

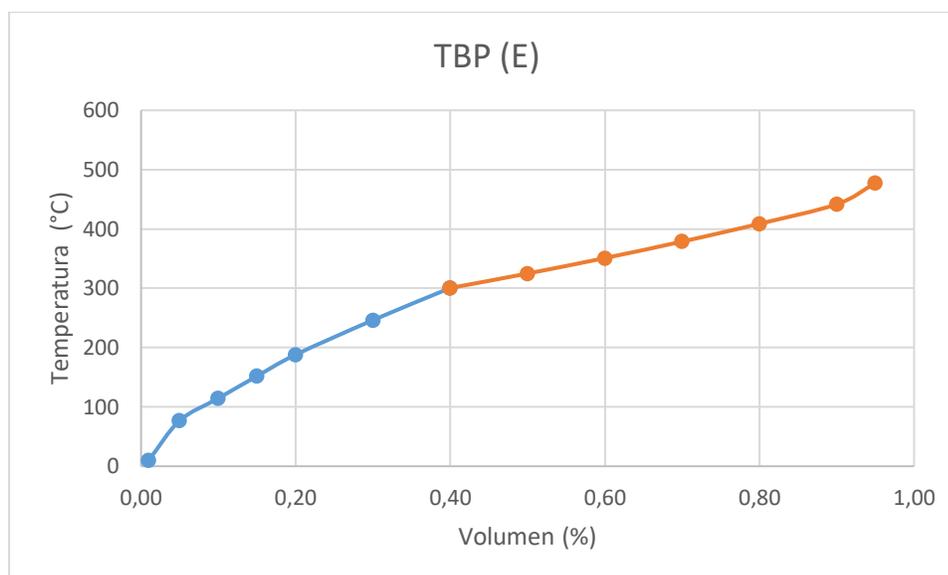


Figura 50. Destilación TBP completa (E)

La figura 50 muestra el perfil de destilación completo de la muestra E, estimado por las ecuaciones de Riazi. Se pone en evidencia que el valor de temperatura máximo para el mayor volumen de destilado es menor a 500°C y que es mucho menor a todas las muestras anteriormente analizadas. Este comportamiento se debe a que la muestra E posee el mayor valor de densidad API equivalente a 27,7 API, necesitando menor temperatura de destilación para conseguir gran volumen e destilación y separación de productos, además se deduce que la cantidad de destilados livianos será mayor en comparación con las demás muestras en análisis.

4.3. Factor K UOP

La determinación del factor de caracterización K UOP de todas las muestras se la realizó utilizando la figura 51, donde se presentan en el eje “y” los valores de viscosidad evaluados a 100 °F y en unidades centistokes, mientras que en el eje “x” se presentan los valores de densidad API. Para establecer el factor K UOP la gráfica presenta líneas curvas que la atraviesan con valores desde los 10,5 hasta 12,5.

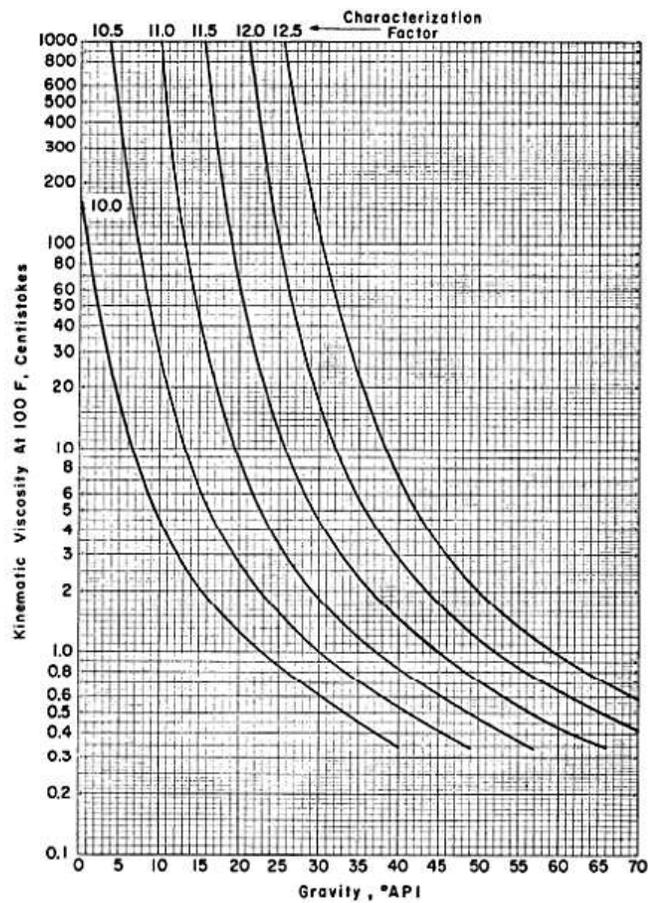


Figura 51. Diagrama del factor de caracterización a partir de viscosidad a 100 °F y densidad API
Fuente: (UOP 375, 2018)

El procedimiento para este apartado utilizó los valores de viscosidad y API de las muestras y los resultados se muestran a continuación en la tabla 39.

Tabla 39.

Factor de caracterización K_{UOP} de las muestras

Muestra	K_{UOP}
A	11,6
B	11,75
C	11,8
D	11,8
E	11,85

Los valores mostrados por las muestras reflejan el carácter que tienen los crudos, en este caso la mayoría presenta características nafténicas y aromáticos poco sustituidos. Estas muestras presentan un comportamiento de crudos pesados y semipesados, cuyos rasgos son alto porcentaje de derivados pesados como resinas y asfaltenos en la matriz del crudo. La separación de resinas y asfaltenos en un crudo es muy difícil ya que estos tienen a separarse de la disolución y a formar sólidos, cuando hay suficientes resinas y compuestos pesados emparejados, estos tienden a decantar y forman gomas que pueden taponar tuberías y dañar equipos, esto sucede al estar expuestos a demasiada temperatura en la destilación o por agentes químicos externos. Lo más recomendable en estos casos es determinar el valor inicial de formación de gomas y evitarlo para no dañar equipos y tuberías. Las mezclas presentaron una tendencia a ser compuestos con ramificaciones y cadenas casi equivalentes en las muestras D y E, lo que permitiría una mejor y más eficiente extracción de destilados.

4.4. Validación de la simulación en condiciones de diseño

Para la investigación se utilizó el test chi cuadrado. En este caso del test de bondad de ajuste chi cuadrado, la hipótesis nula (H0) y la hipótesis alternativa (H1) fueron:

- H0: Los datos de la simulación se ajustan a los datos del manual de operación.
- H1: Los datos de la simulación no se ajustan a los datos del manual de operación.

Y se rigen a la ecuación 11 presentada a continuación:

$$x_c^2 = \sum_{i=1}^k \frac{(O_i - E_i)^2}{E_i}$$

Para empezar con la comparación de datos de presión, temperatura y flujo, entre los valores de la hoja de datos mostrada en el Anexo A y los datos obtenidos por el simulador. La ecuación representa la sumatoria de los valores observados “ O_i ” menos los valores esperados “ E_i ” al cuadrado y divididos para los valores observados, para lo cual colocamos los valores de la simulación de las diversas corrientes en la tabla 40 se muestra como ejemplo general la corriente 1 y corriente 2 y procedemos realizar el análisis de la siguiente manera.

Tabla 40.

Datos de la corriente 1 y 2

	Corriente 1		Corriente 2	
	Simulación (O_i)	Tabla (E_i)	Simulación (O_i)	Tabla (E_i)
T (°F)	150	150	214	214
P (psia)	205,7	205,7	193,7	193,7
Flujo (Barriles/día)	1700	1700	1710	1700

Aplicamos la ecuación 11 reemplazando los valores de O_i , E_i y realizamos la sumatoria de las tres variables a evaluarse.

Para la corriente 1:

$$x_c^2 = \sum_{i=1}^k \frac{(150 - 150)^2}{150} + \frac{(205,7 - 205,7)^2}{205,7} + \frac{(1700 - 1700)^2}{1700} = 0$$

$$x_c^2 = 0$$

Para la corriente 2:

$$x_c^2 = \sum_{i=1}^k \frac{(214 - 214)^2}{214} + \frac{(193,7 - 193,7)^2}{193,7} + \frac{(1710 - 1700)^2}{1700} = 0$$

$$x_c^2 = 0,06$$

Luego procedemos a calcular el número de grados de libertad (gl).

$$gl = (m - 1) * (n - 1)$$

Donde:

m : número de columnas

n : número de filas

Entonces:

$$gl = (3 - 1) * (2 - 1)$$

$$gl = 2$$

Ahora procedemos a buscar en la figura 52 el valor del chi-cuadrado en la tabla con un intervalo de confianza del 95% ($\alpha=0.05$) y con el valor encontrado de los grados de libertad.

PERCENTILES DE LA DISTRIBUCIÓN χ^2

$F(a) = P(X \leq a)$

n	0,995	0,99	0,975	0,95	0,9	0,75	0,5	0,25	0,05	0,025	0,01	0,005
1	7,879	6,635	5,024	3,841	2,706	1,323	0,455	0,102	0,004	0,001	0,000	0,000
2	10,597	9,210	7,378	5,991	4,605	2,773	1,386	0,575	0,103	0,051	0,020	0,010
3	12,838	11,345	9,348	7,815	6,251	4,108	2,366	1,213	0,352	0,216	0,115	0,072
4	14,860	13,277	11,143	9,488	7,779	5,385	3,357	1,923	0,711	0,484	0,297	0,207
5	16,750	15,086	12,833	11,070	9,236	6,626	4,351	2,675	1,145	0,831	0,554	0,412
6	18,548	16,812	14,449	12,592	10,645	7,841	5,348	3,455	1,635	1,237	0,872	0,676
7	20,278	18,475	16,013	14,067	12,017	9,037	6,346	4,255	2,167	1,690	1,239	0,989
8	21,955	20,090	17,535	15,507	13,362	10,219	7,344	5,071	2,733	2,180	1,646	1,344
9	23,589	21,666	19,023	16,919	14,684	11,389	8,343	5,899	3,325	2,700	2,088	1,735
10	25,188	23,209	20,483	18,307	15,987	12,549	9,342	6,737	3,940	3,247	2,558	2,156
11	26,757	24,725	21,920	19,675	17,275	13,701	10,341	7,584	4,575	3,816	3,053	2,603
12	28,300	26,217	23,337	21,026	18,549	14,845	11,340	8,438	5,226	4,404	3,571	3,074

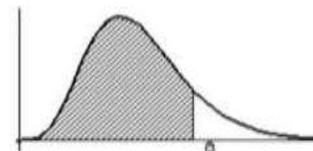


Figura 52. Tabla de distribución chi-cuadrado

Fuente: (Asesoría de tesis y trabajos, 2019)

El valor encontrado en la tabla de distribución se encuentra el valor de 5,991.

Como paso siguiente se evalúa los valores calculados del x_c^2 de las corrientes con el valor encontrado en la tabla.

$$x_{c1}^2 = 0 < 5,991 \text{ y } x_{c2}^2 = 0,06 < 5,991$$

Entonces, como el valor calculado es menor a los valores de la tabla se acepta la hipótesis nula H_0 , es decir, los datos de la simulación se ajustan a los datos del manual de operación. Este procedimiento se siguió para todas las corrientes de la simulación con el diseño original. Con esta prueba se validó el modelo de simulación del diagrama de flujo en condiciones originales de diseño.

Es importante resaltar que la simulación presenta el flujo de salida de la corriente de diésel, el cual asemeja la temperatura, presión, flujo y características como: índice de cetano, flash point, destilación a 5% y 90%, las cuales fueron calculadas automáticamente por el software y se muestran en la figura 53.

Diesel Props			
A1: Cetane Index	42,32		
A2: Flash Pt	137,8	F	
A3: Std Ideal Liq Vol Flow	500,0	barrel/day	
A4: Calculator (Std. Ideal Liq. Mass Density)	52,15	lb/ft3	
A5: ASTM D86 (Cut Pt-5.00%)	347,3	F	
A6: ASTM D86 (Cut Pt-95.00%)	591,8	F	

DIESEL A TANQUE 17	
Temperature	100,0 F
Pressure	49,70 psia
Std Ideal Liq Vol Flow	500,0 barrel/day

Figura 53. Condiciones y características del diésel (situación de diseño)

Finalmente, en el Anexo E se presentará la tabla de las corrientes principales resultantes de la simulación del diagrama de flujo del diseño original con una comparación a los valores del diseño original de la planta.

Tabla 41.
Requisitos de diésel 1

Requisitos	Unidad	Mín.	Máy.	Método de Ensayo
Índice de cetano	-	40	-	NTE INEN 1495
Punto de Inflamación	°F	104	-	NTE INEN 1493 Procedimiento A
Temperatura de destilación del 90%	°F	-	550.4	NTE INEN 926

Fuente: Norma Técnica Ecuatoriana NTE INEN 1489

4.5. Validación del modelo en condiciones actuales

Se utilizó el mismo procedimiento de la validación del diseño en condiciones de diseño para la comprobación del modelo en condiciones actuales. Una vez convalidados los valores arrojados por las corrientes del sistema concuerden con los valores tomados en campo, se aprueba el modelo y se da paso al siguiente punto.

La figura 54 muestra los resultados auto calculados por el simulador para la corriente de diésel “DIESEL A TANQUE” de este diagrama de la planta en condiciones actuales.

Diesel Properties			
A1: Cetane Index	40,99		
A2: Flash Pt	168,0	F	
A4: Std Ideal Liq Vol Flow	399,9	barrel/day	
A5: Calculator (Std. Ideal Liq. Mass Density)	53,55	lb/ft3	
A6: ASTM D86 (Cut Pt-5.00%)	389,2	F	
A7: ASTM D86 (Cut Pt-90.00%)	580,0	F	

17		
Temperature	78,22	F
Pressure	65,00	psia
Std Ideal Liq Vol Flow	399,9	barrel/day

Figura 54. Condiciones y características del diésel (situación actual)

El Anexo F presentará la tabla de las corrientes principales resultantes de la simulación del diagrama de flujo del diseño actual comparadas con los datos tomados en campo.

4.6. Validación de las corrientes de alimentación

La primera parte de este apartado se desarrolló con la ayuda de la herramienta Oil manager del programa de simulación, con esta herramienta se crearon corrientes de las mezclas utilizando los resultados de los análisis de laboratorio presentados anteriormente.

Los análisis de densidad API, viscosidad, factor de caracterización K UOP y destilación, fueron ingresados en el software utilizando la herramienta Oil Manager como se detalló en el apartado 3.8.1, esta herramienta creó las corrientes de componentes hipotéticos de los crudos, partiendo de información experimental de los análisis, el programa asocia los puntos de ebullición de los componentes puros en condiciones normales que se hallan en la base de datos del programa. Para este propósito el programa requirió la siguiente información:

- Factor de caracterización K UOP
- Viscosidad a dos temperaturas
- Densidad API
- Destilación ASTM D 86 (corregida a TBP)

Finalmente, una vez instaladas todas las corrientes de crudos hipotéticos en el espacio de simulación se procedió a dar valores de presión, temperatura y flujos similares a las condiciones actuales del crudo de entrada de la planta para esperar que las mezclas converjan. La figura 55 muestra las 4 mezclas convergidas dentro del entorno de simulación del programa.

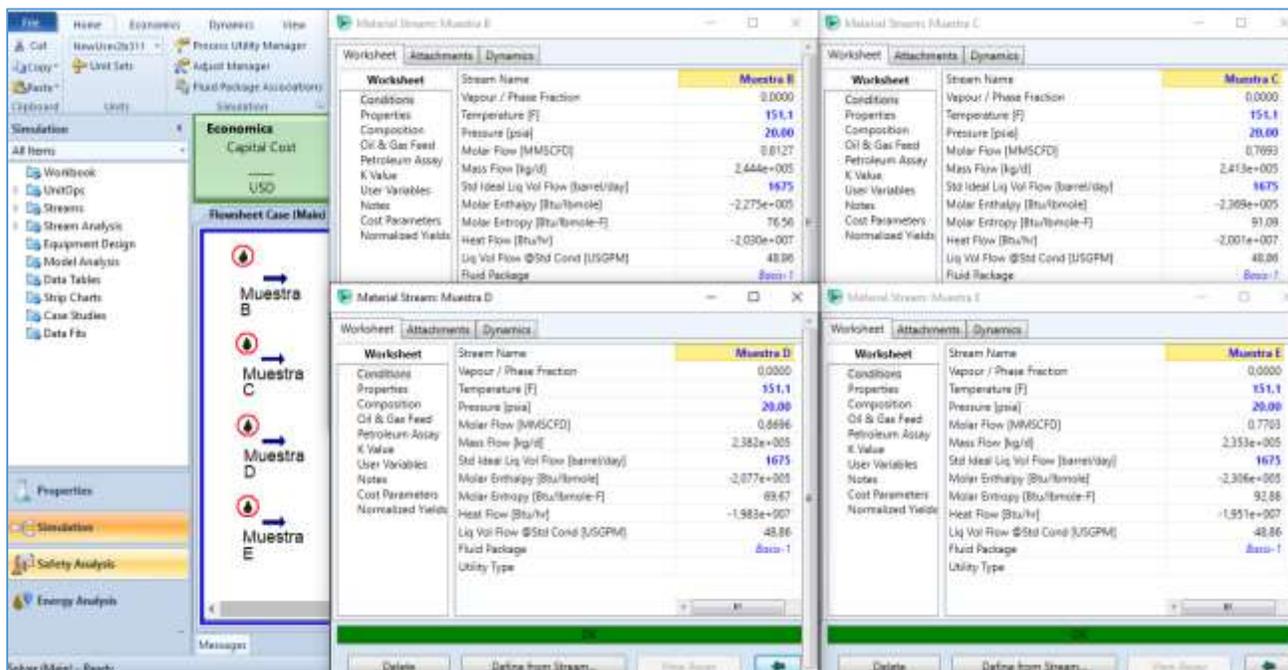


Figura 55. Condiciones de las corrientes muestras de crudo

4.7. Prueba de las muestras

Una vez validado el funcionamiento del modelo y creadas las corrientes de alimentación hipotéticas, se ingresaron dichas corrientes (una a la vez) en el modelo, para determinar el potencial incremento en los flujos de las fracciones de los productos deseados (diésel), y las condiciones de los flujos. Para este fin se realizó una comparación entre todas las muestras en el modelo validado en la situación actual de la planta. Se evaluaron las muestras en el modelo y dando como resultado los valores de presión, temperatura, flujo y condiciones calculadas por el software como índice de cetano y –flash point, reportados por las simulaciones en la tabla 42.

Tabla 42.*Resultados de las muestras en el software*

Muestra	T (°F)	P (psia)	F (BPD)	Cetano	Flash Pt.
A (crudo actual)	78,23	64	399,9	40,99	168
B	53,11	64	465,1	42,57	132,8
C	55,89	64	476,1	46,23	135,3
D	42,01	64	506,4	40,47	120,9
E	99,2	64	511,6	52,91	165,7

Como se puede observar en la tabla 42, la muestra que provee mayor cantidad de flujo de diésel es la muestra E, de la misma manera mejora la cantidad de cetano y el flash point del diésel, pero según el análisis de la producción del pozo Quinde, se extrae un promedio de 350 BPD lo cual equivale a un 25% de la entrada total de la planta, es por esta razón que se recomienda el uso de la muestra B para conseguir un aumento de aproximadamente entre 60-65 barriles de diésel con una significativa mejora de la cantidad de cetano presente en el diésel, estos valores pueden variar debido a las iteraciones que presenta el programa. Además, es importante realizar un análisis económico sobre el ahorro que representaría el aumento de esta cantidad de barriles en caso de aplicar la mezcla del crudo quinde en la alimentación de la unidad de destilación atmosférica. Dicho análisis se lo realiza a continuación:

El costo del barril de diésel para la empresa Petroamazonas EP es significativamente mayor al valor de consumo normal, debido a políticas de estado el costo de un galón de los combustibles

Diésel 1 Petrolero y Diésel 2 Petrolero sin contar con el valor de subsidio según Petroecuador EP es de 2,140064\$ por galón.

Aproximadamente un barril de crudo Brent contiene 42 galones estadounidenses o 159 litros, entonces:

$$1 \frac{\text{Barril}}{\text{día}} = 42 \frac{\text{galones}}{\text{día}}$$

$$60 \frac{\text{Barriles}}{\text{día}} = X$$

$$X = \frac{60 \frac{\text{Barriles}}{\text{día}} * 42 \frac{\text{galones}}{\text{día}}}{1 \frac{\text{Barril}}{\text{día}}} = 2520 \frac{\text{galones}}{\text{día}}$$

$$2520 \frac{\text{galones}}{\text{día}} * 2,140064 \frac{\$}{\text{galón}} = 5392,96 \frac{\$}{\text{día}}$$

Si consideramos este valor para un año de producción de diésel de la planta:

$$5392,96 \frac{\$}{\text{día}} * 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 1968430.4 \frac{\$}{\text{año}}$$

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. Conclusiones

- Por medio del análisis de las características de los crudos y las distintas simulaciones conseguidas con la ayuda del simulador Aspen HYSYS, se pudo determinar que la mezcla de crudos es una alternativa aplicable para aumentar el flujo de la corriente de diésel de la Unidad de Destilación Atmosférica ubicada en CPF B-15 de Petroamazonas EP, esto en base a los resultados obtenidos por el simulador y siendo comprobados con las características del diésel en la corriente de salida del mismo.
- El uso de crudos con distintas características posibilitó un análisis cualitativo del comportamiento de los mismos al ser mezclados, dando como resultado una tendencia a la disminución de sus valores a medida que aumenta el valor de la densidad API presentado en los análisis de laboratorio. Exceptuando los valores de factor de caracterización K UOP los cuales aumentaban al aumentar la densidad API.
- El desarrollo del diagrama de flujo de proceso de la planta en el simulador permitió conocer las particularidades y eventualidades que se presentan en un sistema tan complejo como lo es una unidad de destilación atmosférica, ya que se presentó como un reto el simular las condiciones de diseño y procurar que los valores del balance de masa general coincidan con los resultados obtenidos por el simulador, este desafío solo pudo ser superado con investigación bibliográfica del funcionamiento de los equipos, la manipulación de los mismos y sus corrientes para encontrar el punto de convergencia adecuado que cumple con el objetivo requerido.

- Se determinó en base a un análisis de producción del crudo Quinde que la cantidad de crudo máxima que se puede mezclar con el crudo de Indillana es el que representa a la muestra B, ya que con esta mezcla se producen aproximadamente de 60 ± 5 BPD de diésel en condiciones que corresponden a las características de diésel 1 según la Norma NTE INEN 1489.
- La simulación de los equipos que conforman la planta, no presentaron mayor complicación al ser añadidos en el diagrama, exceptuando la columna de destilación, ya que no existen mayores datos en los manuales de diseño sobre cálculos de los balances de masa y energía de la misma, por lo cual su desarrollo se consiguió basándose en ejemplos bibliográficos similares y los valores de presión, temperatura y flujo de las corrientes de entrada y salida de la columna, dejando como experiencia una visión más amplia del comportamiento, desarrollo y funcionamiento de las columnas de destilación atmosféricas en el entorno de simulación de Aspen HYSYS.
- El proceso de corrección de la destilación ASTM D86 a TBP está considerado como una alternativa aplicable, debido al estudio presentado en bibliografía, pero no está exento a presentar cierto error de cálculo debido a que el comportamiento de los crudos a nivel mundial no es lineal y depende de muchos factores para determinar la composición de los mismos, razón por la cual en la presente investigación se lo puede tomar como la base para posteriores estudios complementarios en cuanto a cálculo de volúmenes de destilación se precisen.
- Se considera que realizar una mezcla de crudos es una opción económica en este caso y que se puede comprobar su efectividad con el uso de software, pero también depende del proceso al cual vaya a ser sometido dicho crudo, puesto que, en un proceso al vacío, con

una torre con mayor número de platos y equipos que acondicionen de mejor manera al crudo se podría conseguir mayor cantidad de refinados, además no se puede exigir un mayor rendimiento a equipos que tienen más de 20 años de trabajo ininterrumpido a comparación de equipos nuevos.

5.2. Recomendaciones

- Se pone en consideración la investigación realizada y se solicita un estudio de factibilidad económica para determinar el costo de las facilidades necesarias para que el proyecto se ponga en funcionamiento, verificar que sea económicamente justificable y conseguir un escenario mucho más favorable para la empresa.
- El estudio en simuladores de operaciones químicas en Ecuador es un campo poco explorado y que cuenta con muchas aplicaciones, es importante incentivar el uso de softwares libres y de pago con aplicaciones prácticas para desarrollar diagramas de sistemas y plantas que sean aplicables en el mundo real para optimizar su trabajo y aumentar las prestaciones.
- Para una mejora continua de la calidad de los productos derivados de la destilación se recomienda una revisión de las tuberías y equipos que conforman la planta por lo menos una vez al año para verificar que no existan caídas de presión y temperatura exageradas, una limpieza al sistema de la torre y el despojador de diésel, debido a que desde hace varios años no se lo realiza, esto con el fin de verificar que no existan taponamientos en tuberías o platos rotos dentro de la columna.
- Realizar un análisis más frecuente al crudo de ingreso al proceso de la planta debido a que los crudos que ingresan al campo CPF son campos maduros que pueden cambiar sus características a medida que el tiempo transcurre y estos cambios representan grandes variaciones en el proceso de separación de derivados por destilación.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Agudín, J. (2015). *Columna de destilación de 100 000 BPD*. (Tesis de Pregrado). Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas y Energía, Madrid España. Recuperado 27 de octubre de 2018 de http://oa.upm.es/38230/7/PFC_JAVIER_AGUDIN.pdf
- Almora, M. (2014). *Evaluación de compatibilidad para la mezcla de petróleos crudos como carga a unidades de procesos en refinería Talara*. (Tesis de Pregrado). Universidad Nacional de Ingeniería, Lima - Perú. Recuperado 28 de octubre de 2018 de https://alicia.concytec.gob.pe/vufind/Record/UUNI_965c3dd0c6148a64a07985e13da69fac
- Arpel. (2013). *Clasificación de los crudos de petróleo. Ejemplos de distribución de productos de refinería en función del tipo de crudo*. México D.F. Recuperado 25 de octubre de 2018 de https://ocw.unican.es/pluginfile.php/681/course/section/682/practice_01.pdf
- ASTM D445-12. (2018). Standard Test Method for Kinematic Viscosity of Transparent and Opaque Liquids (and Calculation of Dynamic Viscosity). Recuperado 10 de diciembre de 2018 de <https://www.astm.org/DATABASE.CART/HISTORICAL/D445-12.htm>
- ASTM D1298-12b. (2018). Método de prueba estándar para determinar la densidad, la densidad relativa o la gravedad API del petróleo crudo y los productos líquidos derivados del petróleo mediante el Método de densímetro. Recuperado 10 de diciembre de 2018 de <https://www.astm.org/Standards/D1298-SP.htm>
- ASTM D4007-08. (2018). Standard Test Method for Water and Sediment in Crude Oil by the Centrifuge Method (Laboratory Procedure). Recuperado 10 de diciembre de 2018 de <https://www.astm.org/DATABASE.CART/HISTORICAL/D4007-08.htm>

- ASTM D4057-12. (2018). Standard Practice for Manual Sampling of Petroleum and Petroleum Products. Recuperado 10 de diciembre de 2018 de <https://www.astm.org/Standards/D4057.htm>
- ASTM D4294-10. (2018). Standard Test Method for Sulfur in Petroleum and Petroleum Products by Energy Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry. Recuperado 10 de diciembre de 2018 de <https://www.astm.org/DATABASE.CART/HISTORICAL/D4294-10.htm>
- British Petroleum. (2018). *Statistical Review of World Energy 2018*. BP. Recuperado 19 de octubre de 2018 de <https://www.bp.com/content/dam/bp/en/corporate/pdf/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2018-full-report.pdf>
- Burbano, D. (2012). *Caracterización Físico Química y Destilación Simulada de Petróleos Crudos*. (Tesis de Pregrado). Universidad Central del Ecuador, Quito - Ecuador. Recuperado 25 de octubre de 2018 de <http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/414/1/T-UCE-0012-9.pdf>
- Cabrera, L., & García, O. (2018). *Proceso de una planta de destilación para obtener su máximo rendimiento, a partir de una alimentación de crudo pesado del campo Merey estado Anzoátegui*. (Tesis de Pregrado). Universidad de los Andes, Mérida - México. Recuperado 15 de octubre de 2018 de <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/marquezronald/wp-content/uploads/FINAL-INDUSTRIAL-revisado.pdf>
- Candia, R., & Caiozzi A., G. (2005). *Intervalos de Confianza* (Vol. 133). Rev Med. Recuperado 20 de febrero de 2019 de <https://doi.org/10.4067/S0034-98872005000900017>

- Carrasco, A. (2012). *Simulación del proceso de facilidades de producción de petróleo del campo villano, bloque 10* (Tesis de Pregrado). Universidad Central del Ecuador, Quito - Ecuador. Recuperado 25 de octubre de 2018 de <http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/414/1/T-UCE-0017-7.pdf>
- Cedillo, L. (2015, enero 23). *Procesos de separación de los componentes del petróleo* [Informativa]. Recuperado 30 de noviembre de 2018, de <https://prezi.com/uxyr4a8nm53z/procesos-de-separacion-de-los-componentes-del-petroleo/>
- Chaudhuri, U. (2011). *Fundamentals of Petroleum and Petrochemical Engineering*. Boca Ratón, United States of America: CRC Press is an imprint of Taylor & Francis Group. Recuperado 15 de diciembre de 2018 de http://portal.tpu.ru/SHARED/b/BELINSKAYA/UchWork/PPAYAmaster/2011_chaudhuri_u_r_fundamentals_of_petroleum_and_petroch.pdf
- Coronel, A. (2016). *Análisis de Factibilidad del uso de los combustibles Diésel y residuo provenientes de la planta Topping en el bloque 16 para ser utilizados en la generación eléctrica*. (Tesis de Pregrado). Universidad Tecnológica Equinoccial, Quito - Ecuador. Recuperado 24 de octubre de 2018 de <http://repositorio.ute.edu.ec/xmlui/handle/123456789/16778>
- Costabel, P. (2010). *Informe de Asistencia de Puesta en Marcha de Planta Topping bloque 15* (Empresarial No. 2) (p. 15). Quito - Ecuador: Petroamazonas EP. Recuperado 22 de octubre de 2018 de base de datos de la empresa.

Cuervo, C. (2017). *Evaluación de Estabilidad y Compatibilidad de Crudos y Residuos Pesados por Detección Óptica* (Tesis de Pregrado). Universidad Simón Bolívar, Sartenejas.

Recuperado 30 de noviembre de 2018 de <http://159.90.80.55/tesis/000174813.pdf>

Eckert, E., & Vaněk, T. (2015). *Substitute mixtures in the simulation of petrochemical processes*.

Recuperado 12 de febrero de 2019 de

https://www.researchgate.net/publication/267958906_Substitute_mixtures_in_the_simulation_of_petrochemical_processes

Hernandez, W. (2013). *Influencia de la composición química en la estabilidad de mezclas de crudos extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco con crudo mejorado* (Tesis de

Pregrado). Universidad Central de Venezuela, Caracas, Venezuela. Recuperado 30 de noviembre de 2018 de

<http://saber.ucv.ve/bitstream/123456789/12101/1/tesis%20Wilinton%20Hern%C3%A1ndez.pdf>

Hernández, J., Domínguez, A., & Domínguez, F. (2016). *Estudio simulado de una planta de ciclo combinado*. Research Gate. Recuperado 21 de febrero de 2019 de

https://www.researchgate.net/profile/Felix_Juan_Dominguez/publication/317007616_ESTUDIO_SIMULADO_DE_UNA_PLANTA_DE_CICLO_COMBINADO/links/591df2a145851540595d9187/ESTUDIO-SIMULADO-DE-UNA-PLANTA-DE-CICLO-COMBINADO

Himmelblau, D., & Bischoff, K. (1976). *Process Analysis and Simulation*. New York: John

Willey & Sons, Inc. Recuperado 20 de febrero de 2019 de

http://aulavirtual.usal.es/aulavirtual/demos/simulacion/modulos/Libros/uni_02/Libro2/libro2.PDF

- Jamanca, E. (2014). *Simulación de Procesos Aplicado a la Industria Usando Aspen HYSYS V8.0*. (Tesis de Pregrado). Universidad Nacional José Faustino Sánchez Carrión. Recuperado 1 de diciembre de 2018 de https://www.academia.edu/11625096/SIMULACION_DE_PROCESOS_APLICADOS_A_LA_INDUSTRIA_USANDO_ASPEN_HYSYS_V8.0
- James, G., & Hanswerk, G. (2001). *Petroleum Refining: Technology and Economics* (Cuarta). New York: Marcel Dekker, Inc. Recuperado 12 de noviembre de 2018 de <https://es.slideshare.net/nandlasepat/gary-j-h-and-handwerk-g-e-petroleum-refining-technology-and-economics-3>
- Lapaca, D. (2017, enero). *Simulación de procesos con Aspen HYSYS nivel: Básico*. Empresarial presentado en UA GRM, Inegas. Recuperado 14 de enero de 2019 de <https://es.scribd.com/document/352549527/Simulacion-de-Procesos-Con-ASPEN-HYSYS-INEGAS8>
- Llangarí, V. (2018). *Informe sobre la Visita Técnica a CPF* (Institucional No. 1) (p. 18). Quito - Ecuador: Petroamazonas EP. Recuperado 2 de octubre de 2018 de base de datos de la empresa.
- Luque, S. (2005). *Simulación y Optimización Avanzadas en La Industria Química y de Procesos HYSYS*. Universidad de Oviedo, Oviedo. Recuperado 1 de diciembre de 2018 de https://www.google.com.ec/search?rlz=1C1AVFC_enEC805EC805&ei=tPz-W8z0MIq8sAWDqbHIDA&q=Simulacion+Optimizacion+avanzadas+en+la+industria+quimica+y+de+procesos&oq=Simulacion+Optimizacion+avanzadas+en+la+industria+quimica+y+de+procesos

A&gs_l=psy-

ab.3..0j0i30.1230616.1230616..1231526...0.0..0.185.185.0j1.....0....1j2..gws-

wiz.....0i71.5LW2DPRe56M

Math Pro. (2011). *Introducción a la refinación del petróleo y producción de gasolina y diésel con contenido ultra bajo de azufre*. Math Pro. Recuperado 25 de octubre de 2018 de

https://www.theicct.org/sites/default/files/ICCT_RefiningTutorial_Spanish.pdf

Mesa Adriana, Valero, M., & Figueredo, M. (2016). Process simulation-based improvements to maximize naphtha production in an existing gas processing plant. *Javeriana*, 15-17.

Recuperado 25 de octubre de 2018 de <https://doi.org/10.11144/Javeriana.iyu20-2.psim>

Miranda, F. (2016). *Refinación y procesamiento de Hidrocarburos*. Presentado en Derecho en Hidrocarburos, Lima - Perú. Recuperado 21 de octubre de 2018 de

<http://www.carec.com.pe/biblioteca/biblio/3/8/7.%20Refinaci%C3%B3n%20y%20Procesamiento%20de%20Hidrocarburos.pdf>

Mondal, S., Rakib Uddin, M., Majumder, S., & Pokhrel, J. (2015). *HYSYS Simulation of Chemical Process Equipments*. Bangladesh. Recuperado 6 de febrero de 2019 de

<https://doi.org/10.13140/RG.2.1.4186.9289>

Montes de Oca, L. et al., 2008. Simulación de una caldera de recuperación de calor utilizando el software Hysys. *Tecnología Química*, Vol XXVIII, No 1, enero-abril, p. 54-64.

Recuperado 21 de febrero de 2018 de

https://www.academia.edu/14317550/SIMULACION_DE_UNA_CALDERA_DE_RECUPERACION_DE_CALOR_UTILIZANDO_EL_SOFTWARE_HYSYS

Montoya, C. (2013). *Descripción del proceso de separación que abarca el control de las facilidades de producción del crudo semipesado Bloque 15 campo Indillana, operado por*

- Petroamazonas E.P* (Tesis de Pregrado). Universidad Tecnológica Equinoccial, Quito - Ecuador. Recuperado 20 de octubre de <http://repositorio.ute.edu.ec/handle/123456789/5223>
- Olmedo, F. (2018). *Biodisol*. Recuperado 5 de octubre de 2018, de <http://www.biodisol.com/cambio-climatico/que-es-el-petroleo-hidrocarburos-west-texas-intermediate-petroleo-brent-blen-clasificacion-del-crudo/>
- Ortiz, M. (2017). *Estudio Comparativo del Uso del Diésel Entre Europa y Ecuador, Utilizado para Motores de Vehículos*. (Tesis de Pregrado). Universidad Internacional del Ecuador, Quito - Ecuador. Recuperado 1 de diciembre de 2018 de <http://repositorio.uide.edu.ec/bitstream/37000/610/1/T-UIDE-0560.pdf>
- Parra, E. (2013). *Petróleo y Gas Natural: Industria, Mercados y Precios* (Vol. 1). Madrid - España: Akal, S.A. Recuperado 12 de octubre de 2018 de https://books.google.com.ec/books?id=XHwqSWKseOoC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false
- Perry, R., & Green, D. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (Vol. 7th). United State of America: McGraw-Hill. Recuperado 17 de octubre de 2018 de <https://chembugs.files.wordpress.com/2015/12/perrys-chemical-engineering-handbook1.pdf>
- Petroamazonas E.P. (2003). *Manuales y Procedimientos, bloque 15* (Institucional No. 02) (p. 10). Quito - Ecuador: Petroamazonas EP. Recuperado 21 de octubre de 2018 de base de datos de la empresa.

- Petroamazonas E.P. (2018). *Plant Information, bloque 15* (Institucional No. 01) (p. 5). Quito - Ecuador: Petroamazonas EP. Recuperado 25 de octubre de 2018 de base de datos de la empresa.
- Rao, B. (2003). *Modern Petroleum Refining Processes* (2nd ed.). New Delhi: Oxford & IBH Publishing Co. Pvt. Ltd. Recuperado 16 de octubre de 2018 de <https://archive.org/details/RaoH.2003ModernPetroleumRefiningProcesses>
- Reiter, A. M., Wallek, T., Mair-Zelenka, P., Siebenhofer, M., & Reinberger, P. (2014). Characterization of Crude Oil by Real Component Surrogates. *Energy & Fuels*, 28(8), 5565-5571. Recuperado 12 de febrero de 2019 de <https://doi.org/10.1021/ef501415k>
- Stratiev, D., Nedelchev, A., Dinkov, R., & Batchvarov, A. (2011). It's possible to derive TBP from partial distillation data (Vol. 3). *Oil & Gas Journal*. Recuperado 12 de febrero de 2018 de <https://www.ogj.com/articles/print/volume-109/issue-40/processing/it-s-possible-to-derive-tbp-from.html>
- Torres, A. (2013). *Caracterización y evaluación del crudo carga de la refinería Estatal de Esmeraldas* (Tesis de Pregrado). Universidad Central del Ecuador, Quito - Ecuador. Recuperado 25 de octubre de 2018 de <http://www.dspace.uce.edu.ec:8080/handle/25000/1988>
- UOP 375. (2018). Calculation of UOP Characterization Factor and Estimation of Molecular Weight of Petroleum Oils Standard Practice for Manual Sampling of Petroleum and Petroleum Products. Recuperado 12 de febrero de 2019 de https://global.ihs.com/doc_detail.cfm?document_name=UOP375&item_s_key=00456728

Villegas, L. (2007). *Simulación en HYSYS de los procesos productivos de ENAP Magallanes* (Tesis de Pregrado). Universidad de Magallanes, Magallanes- Chile. Recuperado 1 de diciembre de 2018 de http://www.umag.cl/biblioteca/tesis/villegas_vivar_2007.pdf

Wauquier, J. (1995). *Petroleum Refining* (1.^a ed., Vol. 1). Technip. Recuperado 15 de octubre de 2018 de <https://archive.org/details/WauquierJeanPierre1995PetroleumRefiningV1CrudeOilPetroleumProductsProcessFlowsheets/page/n3>

Wauquier, J. (2004). *El Refino del Petróleo, Petróleo crudo, Productos petrolíferos, Esquemas de Fabricación* (Vol. 1). Madrid - España: Díaz de Santos. Recuperado 17 de octubre de 2018 de https://books.google.com.ec/books/about/El_Refino_Del_Petr%C3%B3leo.html?id=dwkgf8u2MmIC&redir_esc=y

ANEXOS



DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y MECÁNICA

CARRERA DE INGENIERÍA PETROQUÍMICA

CERTIFICACIÓN

Se certifica que el presente trabajo fue desarrollado por el señor: **MARLON JONATHAN ESTRELLA SEMBLANTES**

En la ciudad de Latacunga, a los 25 días del mes de junio del 2019

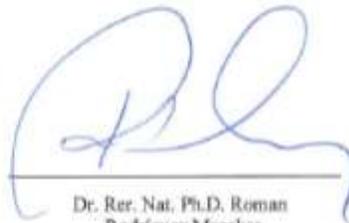
Aprobado por:





Ing. Guido M. De la Torre O.

DIRECTOR DEL PROYECTO



Dr. Res. Nat. Ph.D. Roman Rodríguez Maecker

DIRECTOR DE CARRERA





Dr. Darwin Albán

SECRETARIO ACADÉMICO