

**UNIVERSIDAD ESTATAL
PENÍNSULA DE SANTA ELENA**

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



TESIS DE GRADO

TEMA:

**“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA
IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE
DESTILACIÓN AL VACÍO EN EL PROCESO DE
REFINACIÓN DE CRUDO DE LA REFINERÍA LA
LIBERTAD”**

POR:

RIGOBERTO QUIMI GONZALEZ

2013-2014

**UNIVERSIDAD ESTATAL
PENÍNSULA DE SANTA ELENA**

FACULTAD DE CIENCIAS DE LA INGENIERÍA

ESCUELA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO.

CARRERA DE INGENIERÍA EN PETRÓLEO

“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA
IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN
AL VACÍO EN EL PROCESO DE REFINACIÓN DE
CRUDO DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD”

TESIS DE GRADO

Previa a la obtención del Título de:

INGENIERO EN PETRÓLEO

AUTOR: RIGOBERTO QUIMI GONZALEZ

TUTOR: INGENIERO FAUSTO CARVAJAL ORRALA

LA LIBERTAD – ECUADOR

2015-2016

APROBACIÓN DEL TUTOR

Como Tutor de la tesis: **“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN EL PROCESO DE REFINACIÓN DE CRUDO DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD”**, desarrollada por el estudiante RIGOBERTO QUIMI GONZALEZ, egresado de la Carrera de Ingeniería en Petróleo, Facultad de Ciencias de la Ingeniería de la Universidad Estatal Península de Santa Elena, previo a la obtención del título de Ingeniero en Petróleo, me permito declarar que luego de haberla dirigido, estudiado y revisado, la apruebo en su totalidad.

Atentamente,

ING. FAUSTO CARVAJAL ORRALA

TUTOR DE TESIS

CERTIFICACIÓN DE REVISIÓN GRAMATICAL

Guayaquil, 26 de Marzo de 2015

Por medio de la presente tengo a bien **CERTIFICAR**: Que he leído la Tesis de I Grado elaborado por el Sr. **RIGOBERTO HENDY QUIMI GONZALEZ** con cédula de Identidad N° 0911260305, previo a la obtención del Título de **INGENIERO EN PETRÓLEO**.

Tema de tesis:

“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN EL PROCESO DE REFINACIÓN DE CRUDO DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD”

La tesis revisada ha sido escrita de acuerdo a las normas gramaticales y de síntesis vigente de la Lengua Española.

Mg. Maritza Asencio Cristóbal Dra.
C.I. 0910713122
REGISTRO DE SENESCYT
N° 1006-12-743323

DECLARACIÓN

Yo, RIGOBERTO QUIMÍ GONZALEZ, declaro bajo juramento que el trabajo descrito es de mi autoría no ha sido previamente presentada para ningún grado o calificación profesional y he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A través de la presente cedo mis derechos de propiedad intelectual correspondiente de este trabajo a la Universidad Estatal Península de Santa Elena, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, en su reglamento y por la normativa institucional vigente.

RIGOBERTO QUIMÍ GONZALEZ

AGRADECIMIENTO

A las autoridades de Refinería La Libertad en especial al Ing. Geovanny Salazar, Superintendente, por las facilidades brindadas en el desarrollo del presente trabajo.

Al tutor de tesis Ing. Fausto Carvajal por su colaboración prestada para culminar esta tesis de grado.

Un especial agradecimiento a mis compañeros y amigos que sin escatimar esfuerzo me ayudaron en el desarrollo de este trabajo de investigación

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a toda mi familia, mis padres, mis hermanos, mis hijos y en especial a mi esposa Patricia Barrera por su apoyo incondicional para la realización de este objetivo.

TRIBUNAL DE GRADO

Ing. Alamir Álvarez Loor, Mg
DECANO DE LA FACULTAD DE
CIENCIAS DE LA INGENIERÍA

Ing. Carlos Portilla Lazo
DIRECTOR DE LA ESCUELA DE
INGENIERÍA EN PETRÓLEO

Ing. Fausto Carvajal Orrala
PROFESOR TUTOR

Ing. Ricardo Rodríguez Alzamora, Mg
PROFESOR DE ÁREA

Ab. Joe Espinoza Ayala
SECRETARIO GENERAL

ÍNDICE GENERAL

APROBACIÓN DEL TUTOR	III
CERTIFICADO DE GRAMATÓLOGO	IV
DECLARACIÓN	V
AGRADECIMIENTO	VI
DEDICATORIA	VII
TRIBUNAL DE GRADO	VIII
ÍNDICE GENERAL	V
ABREVIATURAS	XI
ÍNDICE DE ANEXOS	XIV
ÍNDICE DE FIGURAS:	XV
INDICE DE GRÁFICOS:	XVI
ÍNDICE DE TABLAS:	XVII
CAPÍTULO I	1
INTRODUCCIÓN O ANTECEDENTES	1
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. ANTECEDENTES.	1
1.2. JUSTIFICACIÓN	1
1.3. OBJETIVOS:	2
1.3.1. OBJETIVO GENERAL	2
1.3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	2
1.4. HIPÓTESIS	3
1.5. VARIABLES	3
1.6. METODOLOGÍA	4
1.7. METODOLOGÍA Y DESARROLLO DE LA INVESTIGACIÓN	5
CAPITULO II	6
FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA	6
2.1. RESEÑA HISTÓRICA DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD	6
2.2. LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD	7
2.3. CONCEPTUALIZACIÓN DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO	7
2.3.1. DESTILACIÓN DE PETRÓLEO	8
2.3.2. PROPIEDADES DEL CRUDO QUE AFECTAN SU DESTILACIÓN	9
2.3.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	10
2.4. PROCEDIMIENTO Y EQUIPOS QUE SE UTILIZAN EN UNA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE CRUDO	11
2.4.1. PROCEDIMIENTOS	11
2.4.2. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS Y RECIPIENTES	13
2.4.2.1. TANQUES	13
2.4.2.2. DESALADORAS	15
2.4.2.3. INTERCAMBIADOR DE CALOR	16
2.4.2.4. ENFRIADORES Y CONDENSADORES A BASE DE AIRE.	18
2.4.2.5. HORNO	19

2.5.	DESCRIPCIÓN DE UN PROCESO DE CALENTAMIENTO CON UN HORNO DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.	25
2.5.1.1.	FRACCIONADORA DE CRUDO O TORRE DE DESTILACIÓN	26
2.5.1.2.	DESPOJADORES	30
2.5.1.3.	ACUMULADOR DE PRODUCTOS DE CABEZA	31
2.6.	DEFINICIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y PRODUCTOS OBTENIDOS	35
CAPITULO III		37
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL DE REFINERÍA LA LIBERTAD		37
3.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA EN RLL	37
3.1.	PROPIEDADES Y APLICACIONES DE LOS PRODUCTOS FINALES	44
3.1.1.	PRODUCTOS OBTENIDOS CON UNA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA EN RLL	47
3.1.1.1.	DIAGRAMAS DE FLUJO DE PRODUCTOS EN PLANTA PARSONS	48
3.2.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACIÓN AL VACÍO	54
3.2.1.	DESTILACIÓN AL VACÍO	54
3.3.	EQUIPOS Y COMPONENTES UTILIZADOS EN UNA DESTILACIÓN AL VACÍO	55
3.3.1.	EQUIPO PRODUCTOR DE VACÍO	56
3.3.2.	PUESTA EN MARCHA DEL EQUIPO PRODUCTOR DE VACÍO	58
3.3.3.	AUMENTO DE EYECTORES ADICIONALES	59
3.3.4.	PROCEDIMIENTO	59
3.3.5.	VAPORIZACIÓN INSTANTÁNEA DEL CRUDO REDUCIDO	62
3.3.6.	MANEJO DEL RESIDUO	64
3.3.7.	CONDENSACIÓN DE PRODUCTOS	65
3.3.8.	INTERCAMBIO DE CALOR	66
3.4.	PRODUCTOS DE LAS UNIDADES DE DESTILACIÓN AL VACÍO	66
3.5.	VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA DESTILACIÓN AL VACÍO	67
CAPITULO IV		69
INTERPRETACIÓN DE LAS CARACTERISTICAS DEL RESIDUO ATMOSFERICO Y LA RECUPERACION DE LOS PRODUCTOS LIVIANOS MEDIANTE UNA DESTILACION AL VACIO DE CRUDO		69
4.1.	CARACTERÍSTICAS DEL RESIDUO (CRUDO REDUCIDO) OBTENIDO EN LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	69
4.2.	CARACTERÍSTICAS DE LOS PRODUCTOS RECUPERADOS EN LA DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y AL VACÍO.	70
4.2.1.	EVALUACIÓN TIPO III- CRUDO ORIENTE REFINERÍA LA LIBERTAD	70
4.3.	ALGUNAS PROPIEDADES IMPORTANTES	85
4.4.	SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES PARA	

UN PROCESO DE DESTILACIÓN AL VACÍO	86
4.4.1. DETERMINACIÓN DE LAS FRACCIONES DEL PETRÓLEO CRUDO CON EL EMPLEO DE LA DESTILACIÓN SIMULADA POR CROMATOGRAFÍA GASEOSA. PROCEDIMIENTO DE ANÁLISIS EMPLEADO.	86
4.4.2. PROCEDIMIENTO DE ANÁLISIS EMPLEADO	88
4.5. RESULTADOS OBTENIDOS	89
4.5.1. RENDIMIENTO DE LAS FRACCIONES OBTENIDAS A PARTIR DE LA DESTILACIÓN SIMULADA	89
4.5.2. ESQUEMAS Y BALANCES DE MATERIA DE LAS UNIDADES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y AL VACÍO	90
4.5.2.1. ESQUEMA Y BALANCE DE MATERIA DE LAS UNIDADES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA PLANTAS PARSONS Y UNIVERSAL DE REFINERÍA LA LIBERTAD	90
CAPÍTULO V	94
5. ANÁLISIS ECONOMICO DE LA RELACION COSTO - BENEFICIO DEL PROYECTO	94
5.1. ESTIMACIÓN DEL MONTO ESTRUCTURAL DEL PROYECTO	94
5.2. ESTIMACIÓN DEL COSTO DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO	96
5.3. ESTIMACIÓN DE INGRESOS DEL PROYECTO	96
5.4. ESTIMACIÓN DE EGRESOS DEL PROYECTO	97
5.5. EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO	100
CAPÍTULO VI	104
6.1. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	104
BIBLIOGRAFÍA	107

ABREVIATURAS

RLL.: Refinería La Libertad

PP.: Planta Parsons.

API: Instituto Americano del petróleo.

PP A.B.C.: Bombas de carga Planta Parsons.

PE1 A-B: Intercambiadores de calor crudo - gases de encima

PE3: Intercambiador de calor crudo- 1er corte.

PE7 E.F.: Intercambiador de calor crudo- Residuo.

PV10: Desalador.

PE4 A.B.: Intercambiador de calor crudo- Reflujo Lateral.

PE6: Intercambiador de calor crudo – Diésel.

PE7 ABCD: Intercambiadores de calor crudo- Residuo

PH1: Horno de Planta Parsons.

PV1: Torres destilación Planta Parsons.

PE2: Aeroenfriador de Gasolina de Reflujo

PE8: Aeroenfriador de gasolina de almacenaje.

PE9: Aeroenfriador de primer corte

PE10: Aeroenfriador de segundo corte.

PE11-12: Aeroenfriadores de residuo.

FRC1: Válvula de control de flujo de crudo.

PID6: Válvula mezcladora crudo – agua.

FRC11: Válvula de control de flujo de agua al desalador.

LRC10: Válvula de control de nivel de agua.

TRC1: Válvula de control de temperatura de crudo.

FRC6: Válvula de control de flujo de vapor a la torre.

PV2: Despojador primer corte.

PV3: Despojador segundo corte.

PV4: Despojador tercer corte.

PV5: Acumulador de gasolina de reflujo.

PV6: Acumulador de gasolina de almacenaje.

TRC4: Válvula de control de temperatura de cima.

TRC1: Válvula de control de presión de gases tea.

LRC3: Válvula de control de nivel de agua en PV5.

FRC7: Válvula de control de flujo de vapor a PV2.

FRC8: Válvula de control de vapor a PV3.

FRC9: Válvula de control de vapor a PV4.

FRC2: Válvula de control de reflujo lateral.

FRC3: Válvula de control de flujo del primer corte.

FRC4: Válvula de control de flujo del segundo corte.

FRC5: Válvula de control de flujo del tercer corte.

PP2 ABC: Bombas de residuo de planta Parsons.

PP3: Bomba de productos del primer corte.

PP4 AB: Bomba de productos del segundo corte.

PP5 A: Bomba de productos del tercer corte.

PP5 B: Bomba de relevo de PP3 y PP5 A.

PP6 AB: Bombas de reflujo lateral.

PP7: Bomba de reflujo de gasolina.

PP8 A: Bomba de gasolina de almacenaje.

PP8B: Relevo de la PP7 y PP8A-

ICP: Instituto Colombiano de Petróleo.

BPD: Barriles por día.

FCC: Craqueo Catalítico Fluidizado.

GLP: Gas Licuado de Petróleo.

ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo n° 1	Diagrama del oleoducto transecuatroiano "sote" _____	109
Anexo n° 2	Transporte de crudo del puerto balao a lalibertad _____	109
Anexo n° 3	Refienria La Libertad _____	110
Anexo n° 4	Tuberias de ingreso y alimentación de crudo a planta parsons de rll _____	110
Anexo n° 5	Bomba de carga o alimentación de la planta pp a/b/c _____	111
Anexo n° 6	Priemr intercambiador de calor del crudo _____	111
Anexo n° 7	Equipo de desalado del crudo _____	112
Anexo n° 8	Segundo intercambio de calor del crudo _____	112
Anexo n° 9	Ultimo intercambio de calor del crudo con los productos ____	113
Anexo n° 10	Horno de planta parsons. _____	113
Anexo n° 11	Torre de planta parsons – salida de gases. _____	114
Anexo n° 12	Receptores de gasolina de planta parsons _____	114
Anexo n° 13	Sistema de bombeo de productos de planta parsons _____	115
Anexo n° 14	Tanques de almacenamiento de refineria la libertad _____	115
Anexo n° 15	Diagrama de flujo – planta universal _____	116
Anexo n° 16	Enfriadores _____	116
Anexo n° 17	Esquema del proceso en planta parsons _____	117
Anexo n° 18	Esquema del proceso en planta universal _____	117
Anexo n° 19	Datos de resultados de análisis del fuel oil obtenidos en Refineriad La Libertad _____	118
Anexo n° 20	Torre de destilación al vacio - crudo uno- Refinería Esmeraldas _____	119
Anexo n° 21	Curva TBP crudo oriente Refineria La Libertad _____	120
Anexo n° 22	Destilación simulada crudo oriente Refineria La Libertada ____	120
Anexo n° 23	Crudo oriente Refineria La Libertad Curva TBP _____	121
Anexo n° 24	Crudo oriente Refineria La Libertad Curva TBP vs API _____	121
Anexo n° 25	Crudo oriente Refineria La Libertad Curva TBP vs Densidad	122
Anexo n° 26	Crudo oriente Refineria La Libertad Curva TBP vs Factor K (UOP) _____	122
Anexo n° 27	Crudo oriente Refineria La Libertad Curva TBP vs Destilación simulada _____	123

ÍNDICE DE FIGURAS:

Figura 1	Localización geográfica de Refinería La Libertad	7
Figura 2	Tanques de productos	14
Figura 3	Esquema del proceso de Desalado en la Refinería	16
Figura 4	Esquema de un Intercambiador con placa porta tubos (cabezal) flotante	18
Figura 5	Partes constitutivas de un horno	24
Figura 6	Proceso de calentamiento	26
Figura 7	Torre de destilación	29
Figura 8	Destilación atmosférica	35
Figura 9	Diagrama de flujo - planta parsonsR	43
Figura 10	Diagrama de flujo crudo planta Parsons	49
Figura 11	Flujo gasolina	50
Figura 12	Flujo Kerosene/Turbo(PV-2)	51
Figura 13	Flujo diesel liviano (PV-3)	52
Figura 14	Diesel Oil #2/ Spray (PV-4)	53
Figura 15	Flujo residuo	54
Figura 16	Esquema de una destilación atmosférica y al vacío	68
Figura 17	Esquema de la unidad de destilación atmosférica en la planta parsons con su respectivo balance de materia	91
Figura 18	Esquema de la unidad de destilación atmosférica en la planta universal con su respectivo balance de materia	92
Figura 19	Esquema de la unidad de destilación al vacío propuesta con su respectivo balance másico	93

INDICE DE GRÁFICOS:

Gráfico No. 1 Flujo de caja Acumulado – Primer Escenario	101
Gráfico No. 2 Flujo acumulado – Segundo escenario.....	102

ÍNDICE DE TABLAS:

Tabla 1	Propiedades del Crudo que afectan su destilación	9
Tabla 2	Equipos de Refinería La Libertad	38
Tabla 3	Productos obtenidos con una destilación atmosférica en RLL	47
Tabla 4	Características fracción crudo reducido	69
Tabla 5	Características fracción nafta liviana 1	71
Tabla 6	Características fracción nafta liviana 2	72
Tabla 7	Características fracción nafta media	73
Tabla 8	Características fracción nafta pesada	74
Tabla 9	Características fracción kerosene	75
Tabla 10	Características fracción a.c.p.m. liviano	76
Tabla 11	Características fracción a.c.p.m. pesado	77
Tabla 12	Características fracción destilado liviano	78
Tabla 13	Características fracción destilado medio	79
Tabla 14	Características fracción destilado pesado	80
Tabla 15	Características fracción crudo reducido	81
Tabla 16	Características fracción fondos de vacío	82
Tabla 17	Resumen crudo oriente refinería libertad	83
Tabla 18	Características fisicoquímicas del crudo	85
Tabla 19	Análisis realizados y normas utilizadas	88
Tabla 20	Rendimiento de las fracciones obtenidas a partir de la destilación simulada	89
Tabla 21	Unidad de Destilación Al Vacío Propuesta para procesar el Crudo Reducido de ambas Plantas	90
Tabla 22	Cálculo Básico del Costo Total Estimado para el Proyecto	95
Tabla 23	Proyecto: instalación de unidad de destilación al vacío en refinería La Libertad – primer escenario	98
Tabla 24	Proyecto: instalación de unidad de destilación al vacío en refinería La Libertad – segundo escenario	99
Tabla 25	Análisis de Costo Beneficio: Resumen	100

RESUMEN

En la Refinería La Libertad cualquier mejora introducida en el diseño e implementación de los equipos produciría cambios sustanciales generando beneficios económicos. El alto porcentaje de residuos (50%) obtenidos en ésta refinería ha generado la necesidad de identificar y aplicar medidas que contribuyan a la optimización del proceso de refinación, obteniéndose mayor cantidad de hidrocarburos livianos.

Es prioritaria la modernización y renovación de la infraestructura tecnológica para elevar la competitividad del sector de producción de hidrocarburos, mediante la implementación de una planta de destilación al vacío en Refinería La Libertad con la cual se aprovecharán los componentes livianos aún existentes en el crudo reducido producto de la destilación atmosférica, dejando un 25% de residuo.

El presente trabajo es determinar la factibilidad de implementar la recuperación de hidrocarburos a partir del fondo atmosférico (residuo atmosférico) instalando una unidad de destilación al vacío para maximizar la producción en la Refinería La Libertad, demostrando la rentabilidad del presente proyecto.

Los gasóleos obtenidos representarán un 25% de crudo procesado. Estos gasóleos se enviarán a la Refinería de Esmeraldas para ser procesados en la nueva unidad de FCC, cuya capacidad se ha ampliado de 18000 barriles día a 20000 barriles por día, por lo que la producción de gasóleos propuestas en Refinería La Libertad podrá cubrir el déficit de gasóleos que tendrá La Refinería de Esmeraldas.

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN O ANTECEDENTES

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes.

La industria petrolera ecuatoriana tiene su origen en el actual Cantón de Santa Elena (Península de Santa Elena), entre los años 1909 y 1929, en esta zona se llevaron a cabo las primeras actividades de extracción petrolera a cargo de empresas privadas nacionales y extranjeras. En el año 1919 se fundó en Londres, Inglaterra la compañía Anglo Ecuatorian Oilfields, para explotar los yacimientos de la población de Ancón, ubicadas al suroeste de la península de Santa Elena cuyo estudio y exploración habían comenzado cinco años antes.

En 1929, esta compañía alcanzó sus mejores resultados con la perforación del pozo #4, que tuvo una producción de tres mil barriles diarios, a la que adicionó posteriormente la de centenares de pozos. Entonces, la empresa decidió la construcción de la primera refinería para producir productos derivados de petróleo en suelo Ecuatoriano, los combustibles que el mercado interno necesitaba y dejar de importar especialmente desde el vecino país Perú. [Refinería La Libertad, 2013]

1.2. Justificación

La empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador EP PETROECUADOR de acuerdo a su misión de gestionar la refinación de hidrocarburos con alcance nacional y preservando el ambiente, con estándares de calidad, cantidad, seguridad y oportunidad que contribuya a la utilización racional y sustentable

de los recursos naturales del sector hidrocarburífero conforme a políticas y normativas que rigen a la Empresa Pública de Hidrocarburos del Ecuador EP PETROECUADOR; está interesado en implementar este proyecto.

Muchos son los beneficios que se aportan para el estado en este trabajo siendo los principales, el incrementar la producción de derivados de petróleo y la ampliación de la infraestructura de refinación.

En el ámbito productivo de derivados, refinería La Libertad procesa 45.000 barriles de crudo diario en la destilación atmosférica obteniendo un 50% de residuos. Mediante la implementación de la unidad de vacío se estima aprovechar hasta un 75% de los barriles procesados, como consecuencia de aquello se tiene que el estado ecuatoriano tendrá un importante beneficio en el ámbito económico, todo esto al incrementar la participación en el mercado con los combustibles a obtenerse con éste sistema en los diferentes segmentos del mercado nacional.

1.3. Objetivos:

1.3.1. Objetivo general

Determinar la factibilidad de implementar la recuperación secundaria de hidrocarburos livianos a expensas del fondo atmosférico, a través de la implementación de una unidad de vacío para maximizar la producción en la Refinería La Libertad.

1.3.2. Objetivos específicos

- Evaluar la operación de la unidad de destilación al vacío, bajo las condiciones operacionales requeridas al procesar el crudo, mediante la simulación de la misma.

- Evaluar mediante simulación el porcentaje de producción generada con la unidad de destilación al vacío alimentada con el crudo residual obtenido de la destilación atmosférica en la actualidad.

1.4. Hipótesis

Si se realiza la implementación de una unidad de destilación secundaria en refinería La Libertad entonces se producirá mayor cantidad de productos derivados del petróleo, aprovechando de manera más eficiente el residuo de refinación de la plantas atmosféricas, dejando inicialmente un 25% de residuo, contribuyendo a satisfacer la demanda interna de combustible y generando importantes beneficios económicos al país.

1.5. Variables

Variable independiente

Implementación de una unidad de vacío en Refinería La Libertad.

Variable dependiente

- Se produce mayor cantidad de productos derivados del petróleo.
- Se aprovecha eficientemente el residuo de refinación de plantas atmosféricas.
- Se contribuye a satisfacer la demanda interna de combustible
- Se genera importantes beneficios económicos al país.

1.6. Metodología

a) TIPO Y DISEÑO DE LA INVESTIGACION

Esta investigación se llevará a cabo con la información proporcionada por la Refinería La Libertad y Refinería Esmeraldas; así como también con investigaciones técnicas de campo y estudios bibliográficos.

b) METODO DE INVESTIGACION A EMPLEARSE

Para este tipo de investigación vamos a utilizar los siguientes métodos:

Método General:

- Método inductivo
- Método de análisis
- Método de síntesis

Método específico:

- Experimental

Modalidad:

- Descriptiva

Técnicas:

- Consulta a expertos y visitas de campo

Instrumentos:

- Libros
- Manuales
- Internet
- Consultas técnicas específicas

1.7. Metodología y desarrollo de la investigación

Requerimiento de las herramientas informáticas (Word, Excel, Power Point y Visual Basic) para el tratamiento de datos y presentación de resultados.

El trabajo de campo para recopilar la información requerida se realizará en la Refinería La Libertad que actualmente está operado por EP. PETROECUADOR, para lo cual se tomará toda la información disponible que tenga la empresa como:

- Esquemas de procesos actuales en plantas de destilación del crudo.
- Datos de producción de las plantas.
- Monitoreo de parámetros termodinámicos y químicos del residuo de las plantas.
- Datos de funcionamiento, manejo y ubicación de los diferentes equipos utilizados en el proceso de refinación.

CAPITULO II

FUNDAMENTACIÓN TEÓRICA

2.1. Reseña histórica de la Refinería La Libertad

En el año 1940, la recién inaugurada empresa Anglo Ecuadorian Oilfields, construyó en la población de La Libertad la primera refinería del país, colocando en operación dos plantas: Foster y Stratford, cerca del actual terminal de derivados. Estas unidades comenzaron a procesar un flujo descarga equivalente a 7.000 barriles diarios (7 MBPD) de crudo proveniente desde la zona de Ancón, los cuales eran transportados por vía férrea hasta las instalaciones de refinería. La planta Foster funcionó hasta 1956 y la Stratford hasta 1968 y durante su operación abasteció hasta el 65% de la demanda nacional de derivados de petróleo. Durante ese periodo, en el año 1956 se construye una unidad de refinación adicional conformada por dos plantas, una denominada Universal así como una unidad de Cracking Térmico.[Refinería La Libertad, 2013].

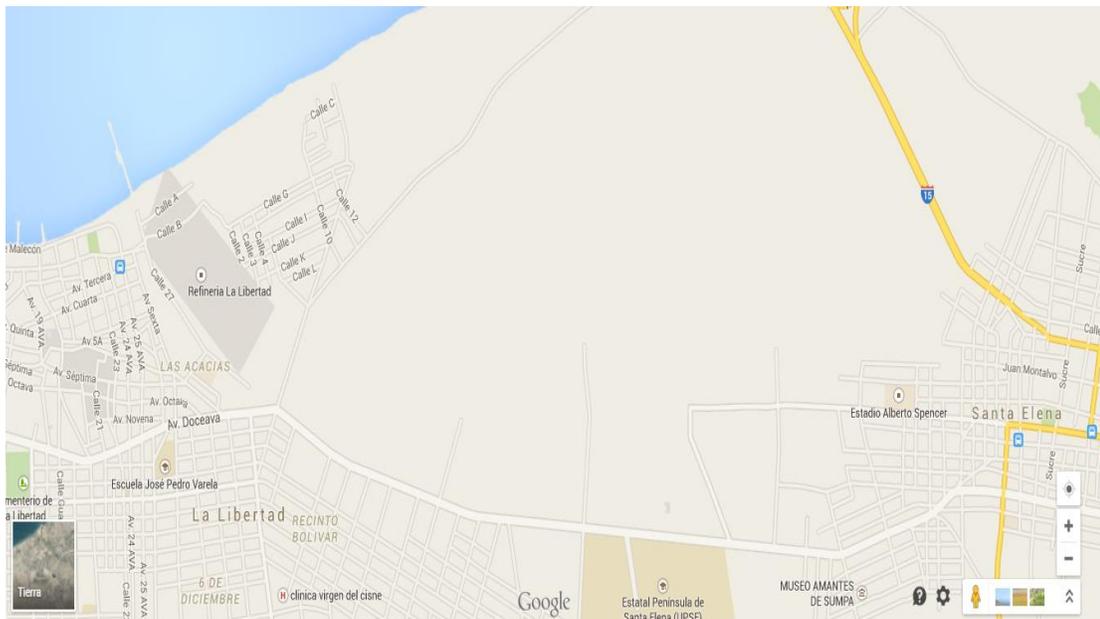
Además en el año 1968 se construyó la planta Parsons con una capacidad inicial de refinación de 20.000 mil barriles diarios, la cual colocó en el mercado nuevos productos, entre los que se destacaron los solventes para la industria química nacional, el aceite agrícola usado para combatir los hongos en las plantaciones bananeras y el combustible para turbinas de aviación tipo JP1.

En el año 1989, finalizó la concesión otorgada a la empresa Anglo Ecuadorian Oilfields procediéndose a revertir dichas instalaciones al Estado Ecuatoriano, posteriormente, el 30 de noviembre de 1989 se conformó la filial nacional comercialmente llamada Petropenínsula, quien posteriormente, en

diciembre de 1989, se encargó de la operación de las refinерías Anglo y en agosto de 1990, captó la operación de la planta Repetrol, hoy denominada Cautivo. [Refinería La Libertad, 2013]

2.2. Localización geográfica de la Refinería la Libertad

La Refinería La Libertad se encuentra ubicada en la Provincia de Santa Elena en la ciudad de La Libertad, al occidente del país, en el litoral ecuatoriano. Esta ciudad es la más poblada de esta región, siendo por su actividad comercial empresarial y turística el centro económico de la provincia de Santa Elena.



Fuente: Google Maps

Figura 1: Localización geográfica de Refinería La Libertad

2.3. Conceptualización de refinación de petróleo

La industria del petróleo ha experimentado expansiones y cambios representativos desde 1950. La materia prima básica para las refinерías es el

petróleo o crudo. El petróleo se define como una mezcla compleja de hidrocarburos que incluye gases con puntos de ebullición que van desde 0 °C hasta compuestos asfálticos con puntos de ebullición superiores a los 600 °C. Razón por la cual el petróleo debe someterse al proceso de refinación, donde generalmente, la primera etapa del proceso es la destilación. [Gary J., 1980].

Una refinería es un enorme complejo donde ese petróleo crudo se somete en primera instancia a un proceso de destilación o separación física y luego a procesos químicos que permiten extraerle buena parte de la gran variedad de componentes que contiene.

El petróleo se puede igualmente clasificar en cuatro categorías: parafínicos, nafténicos, asfáltico o mixto y aromático.

Los productos que se extraen del proceso de refinación se llaman derivados y los hay de dos tipos: los combustibles, como gas, gasolina, diésel, etc.; y los petroquímicos, tales como el etileno, propileno, etc. [Gary J., 1980]

2.3.1. Destilación de petróleo

El proceso de destilación de petróleo, se basa en separar el crudo en fracciones de acuerdo a sus puntos de ebullición. La destilación, se lleva a cabo normalmente en dos etapas, una a presiones superiores de la atmosférica (12 – 15 lb/in²) en las denominadas Unidades de Destilación Atmosféricas, donde son recuperados los hidrocarburos livianos (metano hasta butano), los componentes de la gasolina y los destilados medios (Kerosene, Aceite de Calefacción y Diésel), y otra a presiones inferiores de la atmosférica (0,69 – 2,90 lb/in²) en las denominadas Unidades de Destilación al Vacío, las cuales tienen como finalidad separar la porción pesada del

crudo (fondo atmosférico) en fracciones de hidrocarburos que presentan, a presión atmosférica, puntos de ebullición por encima de la temperatura a la cual comienza el craqueo o descomposición térmica (340 – 370°C). El craqueo se minimiza al reducir la presión parcial de los hidrocarburos, para con esto disminuir la temperatura de vaporización de las fracciones. [Gary J., 1980].

2.3.2. Propiedades del Crudo que afectan su Destilación

En la tabla No. 1 especificamos las propiedades del crudo que generalmente inciden en la destilación del mismo.

Tabla 1 Propiedades del Crudo que afectan su destilación

Propiedades	Incidencia	Correctivos	Observaciones
°API	-Rendimiento. -Limitaciones en el precalentamiento del crudo (menores flujos de los productos livianos). -Fraccionamiento deficiente.		-Se puede alcanzar el calentamiento necesario en el horno.
AGUA	-El exceso de agua genera vapor en las torres de crudo, el cual se expande y puede afectar los internos de la misma, reducir la producción e interrumpir la operación. A demás el contenido de sales que provocarán corrosión	-Deshidratación. -Neutralización con NH3 en el tope de las columnas	-Alta inversión requerida
Acidez	-Corrosión a consecuencia del aumento en la acidez de los cortes (ácidos nafténicos)	-Neutralización con cáustico en las columnas. -Adecuación de la metalurgia. (Fondo atmosférico y zona media superior vacío).	-Aumento del nivel de Na en fracciones pesadas afecta procesos aguas abajo
Contenido de Azufre	-Calidad de los productos (Kerosene, Diésel, Gasóleo). -Corrosión	-HDS de los productos. -No hay solución en la destilación.	-Alta inversión requerida.

Fuente: Refinería La Libertad

2.3.3. Descripción del proceso de Destilación Atmosférica

Una refinería cuenta con unidades de destilación atmosférica que consisten fundamentalmente en una columna de fraccionamiento con sus despojadores y equipos auxiliares como desaladores, hornos, bombas, intercambiadores de calor, condensadores, etc. El petróleo o crudo es precalentado en los intercambiadores de calor aprovechando los cortes laterales calientes de la misma unidad y luego pasa al horno donde el calentamiento es completado para luego enviarlo a la columna como una mezcla de vapor y líquido a alta temperatura. El vapor pasa a la parte superior y el líquido fluye hacia abajo. Los vapores son purificados en la sección superior o de rectificación de la columna, mientras que el líquido fluye hacia la sección inferior o de agotamiento donde es despojado de los productos livianos con vapor sobrecalentado. El reflujo se proporciona condensando los vapores de la parte superior de la columna y devolviendo una porción del líquido a la cabeza de la columna y bombeando para extraer y devolver corrientes a zonas más bajas en la columna. Cada uno de los productos de las corrientes laterales de la columna, rebaja la cantidad de reflujo por debajo del punto de extracción. Se obtiene un máximo de reflujo y de fraccionamiento eliminando todo el calor en la cabeza de la columna, pero esto requiere una entrada de líquido en forma de cono invertido que exige un diámetro muy grande en la misma. Para reducir el diámetro en la cabeza de la columna y también la carga del líquido a lo largo de la columna, se utilizan corrientes intermedias de eliminación de calor que generan reflujo por debajo de los puntos de extracción de las corrientes laterales. Para conseguirlo, el líquido se extrae de la columna, se enfría mediante un intercambiador de calor y se devuelve a la columna o, alternativamente, una porción de la corriente enfriada puede devolverse a la columna. Esta corriente fría condensa gran cantidad del vapor que asciende por la columna, incrementando por consiguiente, el reflujo por debajo de este punto”.[Gary J., 1980].

Los componentes más volátiles, gases y gasolina, ganan el tope, los cuales son condensados en el condensador de cabecera mientras que los gases no condensables son separados en el tanque de destilado los cuales van al sistema. Parte de la gasolina es devuelta a la columna como reflujo para mantener un gradiente de temperatura dentro de la unidad. [Gary J., 1980]

Otros productos como kerosén, gasoil, pueden extraerse de la columna como cortes laterales y enviarse a sus respectivos despojadores donde se eliminan por inyección de vapor aquellos componentes volátiles presentes en los productos.

Las propiedades de los productos son controladas ajustando las condiciones de operación de la planta, como temperaturas de tope y fondo de la columna, mediante el caudal de reflujo y el suministro de calor a la columna. [Gary J., 1980]

2.4. Procedimiento y equipos que se utilizan en una destilación atmosférica de crudo

En refinería La Libertad se utilizan diferentes procedimientos, equipos y recipientes o acumuladores, según sea la definición que desempeñan en el proceso, los más importantes son:

2.4.1. Procedimientos

Para poder obtener una caracterización del crudo utilizado en Refinería La Libertad se recurre a los siguientes métodos:

“El análisis SARA es una prueba composicional, que se desarrolla en base a la polaridad y salinidad del crudo y normalmente sobre fracciones pesadas,

mediante la cual es posible conocer el porcentaje en peso de la cantidad de los compuestos saturados, aromáticos, resinas y asfáltenos presentes en la muestra. Con los resultados obtenidos se puede determinar en cierta forma la naturaleza de la materia orgánica de la roca madre, la característica del crudo y diferentes procesos posteriores a la expulsión. Otra de las aplicaciones del crudo es poder inferir si el crudo presenta problemas de inestabilidad de asfáltenos mediante el uso de los datos obtenidos, correlacionados y técnicas desarrolladas por diferentes autores” (Club Ensayos).

“Método de caracterización de petróleos pesados basado en fraccionamiento, por el cual se separa una muestra de petróleo pesado en cantidades más pequeñas o fracciones, de modo que cada fracción tenga una composición diferente. El fraccionamiento se basa en la solubilidad de los componentes de hidrocarburos en diversos solventes utilizados en esta prueba. Cada fracción consta de una clase de solubilidad que contiene un rango de diferentes especies de peso molecular.

En este método, se fracciona el petróleo crudo en cuatro clases de solubilidad, llamadas colectivamente "SARA": saturados, aromáticos, resinas y asfáltenos. Los saturados son, en general, iso y ciclo parafinas, mientras que los aromáticos, las resinas y los asfáltenos forman un continuo de moléculas con peso molecular, aromaticidad y contenido de heteroátomos en aumento.

Los asfáltenos también pueden contener metales como níquel y vanadio. En ocasiones, este método se denomina análisis de deposición de asfalteno/cera/hidrato”. (Schlumberger)

Factor de caracterización Kuop

“El factor Kuop, es un valor que permite identificar o caracterizar el tipo de crudo en cuanto a su composición química, (base parafinica, mixta, naftenica, aromática).

Este índice tiene unos valores para

- parafínicos normales/ isoparafínico
- nafténicos puros
- aromáticos puros

$$KUOP = \frac{(Temp.Volutrica Media)^{1/3}}{SPGR (60^{\circ}F)}$$

La temperatura volumétrica media, es la temperatura de ebullición de un componente hipotético con características equivalente a la mezcla de hidrocarburos analizada.

K= 13 BASE PARAFINICA

K= 12 BASE MIXTA

K= 11 BASENAFTENICA

K = 10 BASEAROMATICA” (Textos Científicos)

2.4.2. Descripción de equipos y recipientes

2.4.2.1. Tanques

Son recipientes que se utilizan para el almacenamiento de fluidos en reposo, generalmente son de forma cilíndrica de techo fijo y de techo flotante. Para su diseño y construcción se deben considerar capacidad máxima [Refinería La Libertad, 2013]

Tanque de carga

Es el recipiente que contiene o almacena materia prima o alimentación para las unidades de proceso. Si el producto contenido es petróleo y lo utilizaran de carga a la unidad de crudo este recipiente se denomina tanque de carga a la unidad de crudo. En algunos casos es necesario mantener caliente con vapor y aislamiento térmico en las paredes exteriores.

Tanques de productos

Los tanques que reciben productos de los procesos y los almacenan momentáneamente, se denominan tanques intermedios y mantienen esta materia hasta cuando sea utilizada en otro proceso o como materia para preparación de algún producto final. Los productos finales están contenidos en recipientes llamados tanques de productos terminados. [Refinería La Libertad, 2013].

En la Figura No. 2 se aprecia el sistema de almacenaje con tanques de diferentes capacidades.



Figura 2: Tanques de productos
Fuente: Martí Noticias

2.4.2.2. Desaladoras

La desaladora es un recipiente cuya función principal es separar y eliminar a través de un campo eléctrico, las sales que contiene el crudo de carga, así también es útil para eliminar el agua y sedimento.

Es un recipiente cilíndrico instalado en posición horizontal, al cual ingresa el crudo de carga que ha sido calentado previamente en el tren primario de intercambio de calor, aprovechando las corrientes calientes de la misma torre, hasta una temperatura de 120 °C, y a una presión de trabajo de 20kg/cm², presión suficiente para mantener los gases en estado líquido. [Refinería La Libertad, 2013].

Antes de que el crudo ingrese a la desaladora se le inyecta agua tratada para ayudar a disolver las sales que contenga.

Dentro de la desaladora la emulsión crudo-agua es sometida a un campo eléctrico producido en un juego de parrillas horizontales y el agua salada del crudo y depositada en parte inferior de la desaladora por tener mayor peso específico que el crudo, el agua salada es retirada, enfriada y enviada a la unidad de tratamiento de aguas para luego ser reutilizada o enviada fuera de refinería pero en condiciones tales que no afecten al medio ambiente.

El crudo dependiendo de una normal eficiencia de la desaladora debe salir con menos de 5 libras de sal por cada mil barriles, y con 0.1% máximo de agua para enseguida salir a un segundo tren de intercambio de calor donde elevara su temperatura hasta 230 °C y posteriormente ingresa al horno o calentador. Al eliminar las sales del crudo de carga estaremos disminuyendo la severidad de la corrosión que destruye los equipos como horno, torres,

enfriadores, acumuladores y demás equipos y líneas que actúan en el proceso de refinación. [Refinería La Libertad, 2013].

En la siguiente figura (Figura No. 3) detallamos el equipo desalador con sus respectivos accesorios utilizados en una refinería.

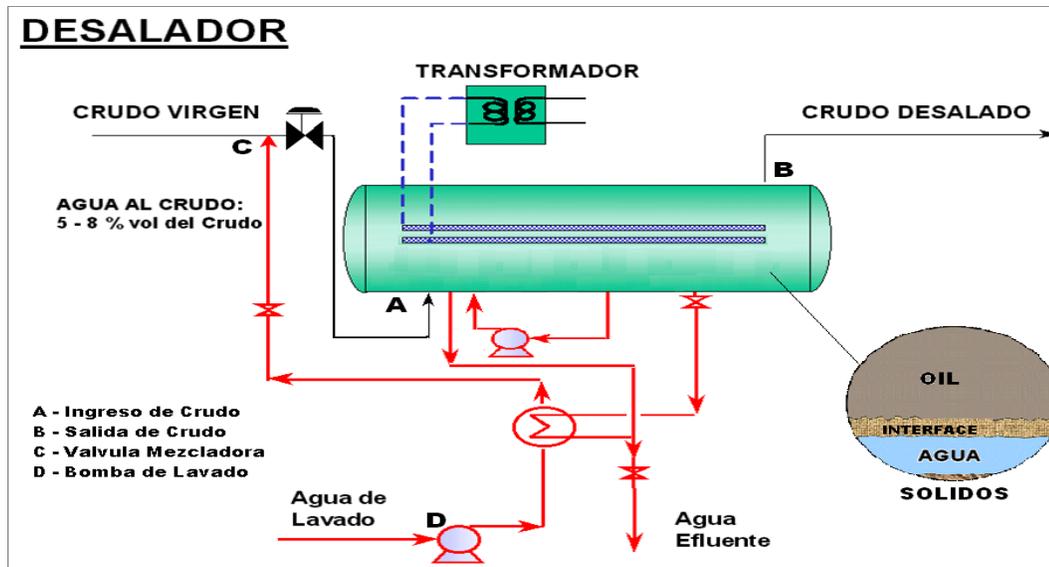


Figura 3: Esquema del proceso de Desalado en la Refinería
Fuente: Refinería La Libertad

2.4.2.3. Intercambiador de calor

El intercambiador de calor es un equipo diseñado para transferir calor entre dos medios, que estén separados por una barrera o que se encuentren en contacto. Son parte esencial de los dispositivos de refrigeración, acondicionamiento de aire, producción de energía y procesamiento químico. [Refinería La Libertad, 2013]

Detallamos a continuación los tipos más utilizados en una refinería de petróleos.

- **Intercambiadores de doble tubo**

Este dispositivo consta de un elemento interno en U que esta insertado en dos tubos de mayor diámetro. El diámetro extremo de las aletas tiene que ser ligeramente menor que el diámetro interno de la carcasa. Las carcasas están soldadas a una placa terminal, donde el terminal flotante de la horquilla está cerrado con una cubierta empernada y empacada proporcionando un espacio suficiente para la expansión y contracción de los tubos o elementos internos.

Las conexiones de entrada y salida están hechas en las terminales. Los tubos de entrada y salida están sellados por un empalme cónico de metal a metal hecho en el tubo”. [Refinería La Libertad, 2013]

- **Intercambiador de tubo y carcasa**

El intercambiador de tubo y carcasa consiste en un número de tubos paralelos encerrados en una carcasa cilíndrica. Estos equipos pueden clasificarse basado en la construcción del cabezal de tubos. En todos los casos los tubos están mandrilados o soldados al cabezal para impedir perdidas hacia la carcasa.

-Cabezales fijos.

-Cabezales flotantes.

- **Intercambiadores con placa porta tubos (cabezal) flotante**

Es el más común en refinerías, el flujo en la carcasa es de un solo paso, pero la circulación del líquido está controlada por los deflectores. Sin estos los

tubos se pandearían y el flujo sería paralelo a los tubos, dando una transferencia de calor pobre. [Refinería La Libertad, 2013]

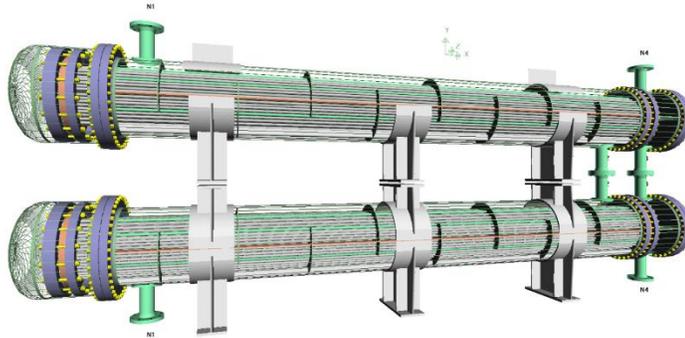


Figura 4: Esquema de un Intercambiador con placa porta tubos (cabezal) flotante
Fuente: Refinería La Libertad

2.4.2.4. Enfriadores y condensadores a base de aire.

Un alto porcentaje del enfriamiento y condensación en un proceso de refinación se hace por medio de intercambiadores que utilizan tubos con aletas por fuera de las cuales circula aire como medio de refrigeración.

Un enfriador es un ventilador con una o más secciones de transferencia de calor montadas horizontalmente en un armazón de soporte. Las secciones de transferencia constan de tubos con aletas fijados entre los cabezales. Están diseñados de manera que un cabezal es fijo, mientras que el otro puede compensar las expansiones o contracciones térmicas.

Los cabezales poseen tapas removibles para permitir que se limpien y revisen los tubos. El objeto de las aletas es el aumentar el área de transferencia de calor y por ende permitir una mayor disipación de calor.

Los ventiladores que van montados sobre los tubos se conocen de tiro inducido y los que están montados bajo los tubos se denominan de tiro forzado. [Refinería La Libertad, 2013]

2.4.2.5. Horno

La forma de energía más importante usada en una refinería, es el calor. La energía calórica se obtiene generalmente por combustión del combustible. Naturalmente, debido a que la combustión involucra calor y altas temperaturas, la combustión debe estar bien controlada para ser segura.

El horno es un intercambiador de calor en el que el fluido de proceso fluye dentro de tubos y se calienta por radiación procedente de una llama de combustión y por convección desde los gases calientes de esta. [Refinería La Libertad, 2013]

Combustión

La combustión no es otra cosa que una reacción química entre un combustible y un comburente con una fuerte liberación de energía calórica que proviene de la energía química que poseía el combustible antes de sufrir la reacción.

Puesto que el combustible es un hidrocarburo que contiene carbono e hidrógeno y el aire contiene oxígeno, los productos de la combustión que salen por la chimenea del horno deben contener estos componentes.

A continuación ilustramos con la siguiente fórmula.

□ **CONDICIONES NECESARIAS:**

- COMBUSTIBLE
- COMBUSTIBLE(O₂)
- TEMPERATURA

□ **COMPLETA** $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$ (*Exceso de O₂*)

□ **INCOMPLETA** $2CH_4 + \frac{5}{2} O_2 \rightarrow C + CO + 4H_2O$ (*Defecto de O₂*)

□ **EL O₂ ES PROVISTO POR EL AIRE: 79% N₂, 21% O₂**

En una refinería se usan dos formas básicas de combustibles: líquidos y gaseosos

El combustible líquido normalmente usado es el Fuel Oil (aceite pesado) N°6; sin embargo, se pueden usar otros aceites pesados. Cuando se usa combustible líquido, se lo atomiza con vapor saturado antes de mezclarlo con el aire para que la mezcla sea homogénea y pueda ser encendida. El vapor de atomización se mezcla con el aceite en el quemador y forma una lluvia muy fina que sale a presión por la boquilla del quemador. Este combustible ya pulverizado es mezclado con aire y llevado a la temperatura de ignición mediante una llama piloto, o por medio del calor irradiado por la caja de refractario del horno.

Si el combustible líquido no se vaporiza ni se quema, cubrirá las paredes y pisos del horno y luego formará coque en estas secciones. El coque actúa como un aislante, particularmente en los tubos, por lo que debe evitarse la existencia de aceite sin quemar en el interior del horno. Además existe el peligro de explosión al encenderse este aceite no quemado y vaporizado en la parte superior del horno. [Refinería La Libertad, 2013]

El combustible gaseoso más utilizado es el gas de refinería, que es una mezcla de todas las corrientes gaseosas que salen de los varios recipientes de la refinería.

Generalmente, las corrientes de gas del proceso son recogidas en un tambor de gas, se mezclan y luego se alimentan a los diferentes calentadores. Para realizar esto, es decir proveer un combustible de poder calorífico constante a los calentadores, la densidad y el contenido calorífico del gas deberán ser razonablemente constantes. [Refinería La Libertad, 2013]

Tipos de transferencia de calor en hornos

- **Convección**

Es la transferencia de calor que se caracteriza porque los fluidos a diferentes temperaturas están en movimientos.

En este sistema de transferencia de calor interviene un fluido (gas o líquido) en movimiento que transporta la energía térmica entre dos zonas.

La transmisión de calor por convección puede ser:

- Forzada: a través de un ventilador (aire) o bomba (agua) se mueve el fluido a través de una zona caliente y éste transporta el calor hacia la zona fría.
- Natural: el propio fluido extrae calor de la zona caliente y cambia su densidad haciendo que se desplace hacia la zona más fría donde cede su calor. (Nergiza)

A continuación ilustramos la formula correspondiente a convección.

- Convección: (bajas temperaturas)

$$Q = h * A * t$$

Siendo:

Q: Calor transferido

h: Coeficiente de convección

A: Área de transferencia

t: Temperatura

Un horno utilizado en un proceso de refinación de petróleo generalmente en la zona de convección maneja una temperatura de entrada del crudo 200 ° C y una de salida de 267°C.

- **Radiación**

Todos los cuerpos calientes emiten radiación electromagnética mayoritariamente infrarroja. Cuando esta radiación es absorbida o emitida por un cuerpo, se produce la transferencia de calor llamada “transferencia de calor por radiación”. También ocurre cuando la transferencia de calor se da debido a la radiación emitida por el fuego hacia el cuerpo o fluido.

A continuación detallamos la fórmula de radiación por Stefan-Boltzmann.

- **Radiación: (altas temperaturas)**

$$Q = \sigma * \varepsilon * T^4 \quad \text{(Ley de Stefan-Boltzmann)}$$

Siendo:

Q: Calor transferido

σ : Constante de Stephan – Boltzmann

ε : emisividad

T: Temperatura absoluta

En esta zona del horno en un proceso de refinación de petróleo la temperatura del crudo es de 267 °C y la temperatura de salida de 340 °C.

- **Conducción**

Es la transferencia de calor que se produce a través de contacto directo entre las sustancias o superficie. La conducción es el fenómeno consistente en la propagación de calor entre dos cuerpos o partes de un mismo cuerpo a diferente temperatura debido a la agitación térmica de las moléculas, no existiendo un desplazamiento real de estas.

Elementos básicos de un horno

- Hogar o cámara de combustión
- Chimenea
- Dámper
- Zona de convección
- Zona de radiación
- Zona de choque
- Quemadores

- **Hogar o cámara de combustión**

Es el espacio donde se produce la combustión completa de un combustible mediante una llama limpia y estable con la entrega de importantes cantidades de calor por radiación a un fluido en proceso.

- **Chimenea**

Consiste en un tubo vertical por el cual se descargan los gases de combustión a la atmosfera.

- **Dámper**

Es una válvula que regula la salida de gases del horno por la chimenea. Es una tapa dividida en dos partes para facilitar su manipulación.

- **Zona de choque**

Es aquella a la que pertenecen las primeras filas de tubos de la zona de convección, que escudan a los tubos restantes de la radiación directa proveniente de la llama.

- **Quemadores**

Uno de los componentes de los hornos de fuego directo es el quemador. Los quemadores pueden estar instalados dentro del horno, en los lados, en los extremos, o en el piso. En la figura No. 5 ilustramos el horno de una destilación atmosférica y sus partes principales



Figura 5: Partes constitutivas de un horno
Fuente: FLARGEN

2.5. Descripción de un proceso de calentamiento con un horno de destilación atmosférica.

El crudo, una vez precalentado, ingresa por la parte superior del horno (1) a 200°C y es calentado por convección hasta los 267° C. Una vez superada la etapa de convección, la corriente del crudo vuelve a ingresar al horno para pasar por una segunda etapa, de radiación y ser llevada hasta una temperatura de salida de 340° C (3) y poder ingresar a la torre de fraccionamiento.

Como combustible se utilizaran para los pilotos de cada quemador GLP gaseoso (8), mientras que los quemadores utilizaran Fuel Oil (6) y una corriente de vapor de atomización (7) aplicado al proceso de combustión.

Además de calentar el crudo, por el horno ingresa una corriente de vapor saturado (4) a 179° C para ser llevada hasta los 480° C como vapor sobrecalentado (5) en la etapa de convección de la misma. Esta corriente de vapor se utilizara en la torre de fraccionamiento y en las distintas etapas de despojamiento.

En la Figura No. 6 detallamos el proceso de calentamiento del crudo en el horno y el aprovechamiento de los gases de combustión para sobrecalentar el vapor utilizado en el proceso de destilación.

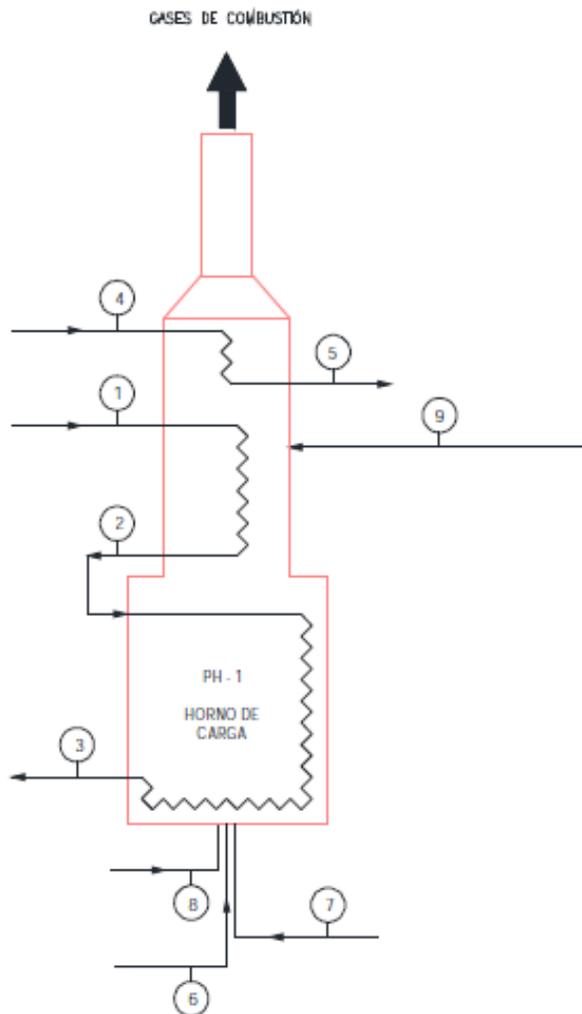


Figura 6: Proceso de calentamiento
Fuente: FLARGEN

2.5.1.1. Fraccionadora de crudo o torre de destilación

La fraccionadora de crudo o torre de destilación atmosférica, es generalmente la de mayor altura (48mts) y de mayor diámetro (4mts) de la Refinería, el diseño de la torre se basa en el caudal de carga y el número de separaciones requeridas; el espaciamiento entre platos es de 0.6mts se deja un espacio de 2mts para las salidas laterales y 0.9mts en la cabeza de la

columna para evitar la salida de líquido, debiendo salir únicamente gases, en el fondo se deja un espacio de 2mts para variaciones de nivel. [Refinería La Libertad, 2013]

El diseñador determina el número de platos de fraccionamiento requeridos, igualmente el número de platos acumuladores para los cortes laterales, y el tiempo de residencia de la carga.

Puesto que la torre debe procesar gran cantidad de compuestos varios de los cuales son corrosivos, la temperatura difiere a lo largo de la torre, entre la carga que no debe sobrepasar de 370 grados centígrados, por encima de esta temperatura se produce descomposición térmica o cracking con producción de olefinas, y la cabeza en la que se tiene 120 centígrados, la presión de trabajo de la fraccionadora de crudo es ligeramente superior a la atmosférica (0.4k/cm²). Con estas consideraciones la torre de crudo requerirá una forma diferente de metalurgia y de diseño a alturas.

La cabeza de la columna está diseñada para operar a bajas temperaturas, lo que permite la condensación de compuestos corrosivos, por lo cual el interior de la columna debe estar recubierto con monel u hormigón. [Refinería La Libertad, 2013]

Los primeros platos acumuladores para salidas laterales están hechos de monel o de acero al carbono, recubierto con hormigón.

Las bridas de las boquillas son de acero al carbono.

La mitad de la columna donde la corrosión no es tan severa, está construida de acero al carbono, los platos son de acero al carbono y las válvulas de los platos de 12% Cr para prevenir la oxidación.

La sección del fondo de la columna está recubierta de acero inoxidable con 11% a 13% de Cr para evitar corrosión a altas temperaturas.

Los platos de la fraccionadora son generalmente de tipo válvula, y pueden ser simples o multipaso, dependiendo del caudal a través de la columna a varias alturas.

El plato de fondo tiene una bajante con trampa para impedir que el vapor de agotamiento by-pasee el plato. Todas las otras bajantes están selladas por el nivel de líquido mantenido en los platos por los vertederos.

Los platos acumuladores no tienen válvulas ni aberturas, excepto chimeneas o elevadores de vapor, esto permite que el líquido se acumule en la salida lateral y que el vapor suba por la chimenea o elevador a la zona bajo el próximo plato. [Refinería La Libertad, 2013]

Se usan distribuidores para todas las corrientes que entran a la columna, tales como alimentación, reflujos, vapor de agotamiento. La línea de fondos tiene un rompedor de vórtice para impedir la salida de gases a la succión de las bombas de fondo. Los platos se numeran correlativamente de desde arriba hacia abajo.

La presión de vapor situado debajo de los platos es mayor que encima de ellos, y es la fuerza impulsora que vence la resistencia. Del líquido situado sobre el plato, permitiendo el paso de vapores hacia el siguiente plato.

La caída de presión en toda la columna es igual al producto del número de platos por la caída de presión en cada uno de ellos; la caída de presión en cada plato de la torre fraccionadora de crudo varía entre 5 y 8cm.de agua por

tanto la caída de presión en una torre de 40 platos es del orden de 3rnts de agua.

La fuerza impulsora para hacer fluir el líquido a través del tubo de bajada de un plato viene dado por la carga estática de la tubería de bajada.

La fuerza impulsora para mover el líquido a través del plato es la de la gravedad”. [Refinería La Libertad, 2013]

En la figura No. 7 se detalla una torre de destilación atmosférica donde consta la entrada de crudo en su parte inferior, la salida de los gases por la cima, así como sus cortes laterales y la salida del residuo en el fondo.

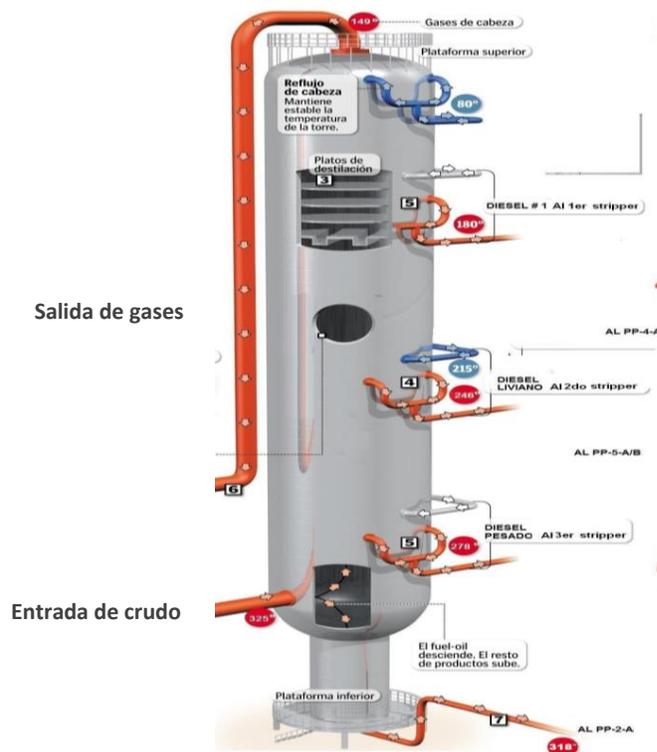


Figura 7: Torre de destilación
Fuente: Refinería La Libertad

2.5.1.2. Despojadores

El líquido que sale lateralmente de la fraccionadora de crudo a la altura del plato colector (jet fuel / kerosene y diésel) ingresa por gravedad al plato superior (#1) de la columna de agotamiento o despojadora. La alimentación se distribuye y direcciona de tal forma que el líquido no sea arrastrado con el gas de cabeza que retorna a la fraccionadora desde la cima del despojador. Este despojador o columna de agotamiento tiene normalmente cinco platos de tipo válvula y están contruidos de acero al carbono, y las válvulas de acero inoxidable con 12% de Cromo. [Refinería La Libertad, 2013]

Un despojador controla el punto inicial de ebullición (pie) de un producto, mediante la adición de vapor de agotamiento, ya que al introducir vapor seco en un líquido caliente disminuye la presión parcial y por tanto se reduce la temperatura a la cual hierve el líquido, y así sin necesidad de aumentar calor al despojador, pero usando vapor de agotamiento, se elimina del producto la cantidad de ligeros deseada y se ajusta el producto a la especificación del punto inicial de ebullición requerido.

El control del punto final de ebullición (PFE) se realiza balanceando los caudales de extracción y reflujo interno en la torre de crudo.

Del fondo del despojador se extrae a través de bombas el producto final, que antes de ir a tanques de almacenamiento cede su exceso de calor en intercambiadores que cruzan las diferentes corrientes del proceso. [Refinería La Libertad, 2013]

Generalmente las especificaciones de los productos a la salida de los despojadores son:

Especificaciones de los productos a la salida de los despojadores		
Producto	P.I.E.	P.F.E.
Jet Fuel	148°C	254°C
Kerosene	180°C	254°C
Diesel	254°C	390°C

Fuente: Refinería La Libertad

El vapor de agotamiento es de 150 psi (10 kg/cm²) y entra al despojador debajo del plato número cinco la temperatura del vapor seco de agotamiento es de 144 °C.

El material usado en la construcción de los despojadores es similar al utilizado en la respectiva sección de la columna fraccionadora de la cual proviene su alimentación. [Refinería La Libertad, 2013]

2.5.1.3. Acumulador de productos de cabeza

Cada columna de fraccionamiento, tiene su acumulador de productos de cabeza, el acumulador recibe los condensados de gases y vapores de la fraccionadora.

Como una guía aproximada de diseño el acumulador tiene un diámetro similar al de la fraccionadora. Y su largo es de tres veces el diámetro, además cuenta en la parte inferior con una prominencia llamada bota de agua, que recoge la sedimentación del agua condensada en los enfriadores de cabeza. [Refinería La Libertad, 2013]

El material de construcción de este recipiente es acero al carbono, recubierta con monel u hormigón, para evitar el ataque de compuestos corrosivos formados por la baja temperatura de operación en esta sección del proceso.

La entrada tiene un distribuidor ranurado que sirve para separar de forma adecuada las fases mixtas (gaseoso, hidrocarburo líquido, y agua) que llegan al acumulador desde la torre.

Este acumulador hace que el agua sedimente en la bota, sin el uso de un dispositivo de coalescencia, el agua recolectada en la flota se envía como recirculación a la entrada del enfriador de cabeza, o a la unidad de tratamiento de aguas amargas donde es químicamente recuperada y puede ser utilizada nuevamente para el proceso o sacada como efluente de refinería en condiciones libres de contaminación. [Refinería La Libertad, 2013]

En la bota está incorporado un visor de vidrio por el cual se observa el nivel de la fase hidrocarburada por diferencia de densidades y por ser inmiscibles el agua y el hidrocarburo en el visor de nivel observamos claramente esta separación.

La línea de salida de hidrocarburos tiene un tubo vertical retenedor. Este tubo vertical permite que se forme un pequeño nivel de líquido pero que corresponde a un considerable volumen de agua que puede acumularse y alcanzar un nivel máximo en el acumulador antes de que salga por la línea de salida de la fase orgánica parte del hidrocarburo líquido retirado del acumulador es enviado como reflujo al domo de la torre fraccionadora y la otra parte entra como carga de la torre estabilizadora o desbutanizadora.

Hay un rompedor de vórtice en la línea de salida de hidrocarburos para proteger las bombas de producto neto de cabeza y de reflujo.

En la parte superior externa del acumulador hay una boquilla, de salida de gases incondensables que van al sistema de tea o al sistema de recuperación de gas combustible de refinería. [Refinería La Libertad, 2013]

En general, los gases deberían ir al sistema de gas combustible de refinería, con unby-pass en el controlador de presión para enviar el gas al sistema de tea si fuera necesario.

El sistema controlador de presión es de doble vía mantiene la presión en el recipiente en condiciones de operación, controla el ingreso de gas caliente desde un punto anterior al condensador de cabeza cuando la presión del vapor del líquido en el acumulador es demasiado baja, de otra manera, la bomba de reflujo sería incapaz de retornar el líquido a la columna, y el control de presión y la operación del condensador de cabeza serian inestables.

En caso contrario cuando la presión del acumulador es alta el control de presión es mantenido por una válvula controladora instalada en la línea de salida de gases al sistema de tea. [Refinería La Libertad, 2013]

La presión de operación del acumulador de cabeza de la torre fraccionadora de crudo es igual al de la torre ya que es un sistema interconectado, la temperatura en operación normal no supera los 45 centígrados.

La presión de diseño del acumulador de cabeza es de 19kg/cm².

La temperatura de diseño es de 120 centígrados, la temperatura de diseño del acumulador es mucho más alta que su temperatura normal de operación, puesto que el acumulador debe estar diseñado para soportar temperaturas elevadas que pudiesen alcanzarse si el condensador de cabeza fallase.

Los acumuladores tienen un registro lateral o man-way de 16 de diámetro, que permite ingresar al personal encargado del mantenimiento para realizar inspecciones y trabajos de reparación de ser necesario.

Los acumuladores de cabeza de las torres estabilizadoras cumplen igual función que sus pares de las fraccionadoras, el material de construcción, la forma y las condiciones de operación son similares, la diferencia se presenta en la pequeña cantidad de condensado de vapor (agua) por hora que se acumula en la bota por lo que no necesitan bomba para evacuarla sino únicamente por medios manuales. [Refinería La Libertad, 2013]

- **Acumulador de gasolina**

Clasificado por su forma (cilíndrica-horizontal), trabaja a presión manométrica y su función es acumular la gasolina del flujo (gas-liquido) proveniente del receptor de reflujo, el cual ingresa por la parte superior mediante una válvula de 6". En este proceso continuo se va manteniendo un nivel de gasolina ayudado por una válvula de control, la misma que está enlazada a la línea del flujo de salida ubicado en la parte inferior del acumulador, que sale a través de una válvula de 6", que alimenta la succión de una bomba para su respectivo almacenaje como gasolina base. [Refinería La Libertad, 2013]

Este receptor está provisto de una bota en su parte inferior mediante una boquilla de 6" que se encarga de decantar el agua generada por la condensación para su posterior eliminación. Esta bota cuenta también con dos boquillas de 2" de entrada y salida. Otras de las características de este acumulador es que posee dos boquillas de salida en su parte superior de 4" una que regula la salida de los gases incompresibles, y la otra de alivio por sobrepresión con una válvula de seguridad, ambas con salida a la tea ecológica. Por último cuenta con una boquilla de 2" que sirven para la

instalación de un manómetro, y dos boquillas de 2" para un visor de nivel.
 [Refinería La Libertad, 2013]

En la Figura No. 8 Se muestra un esquema tradicional de una destilación atmosférica.

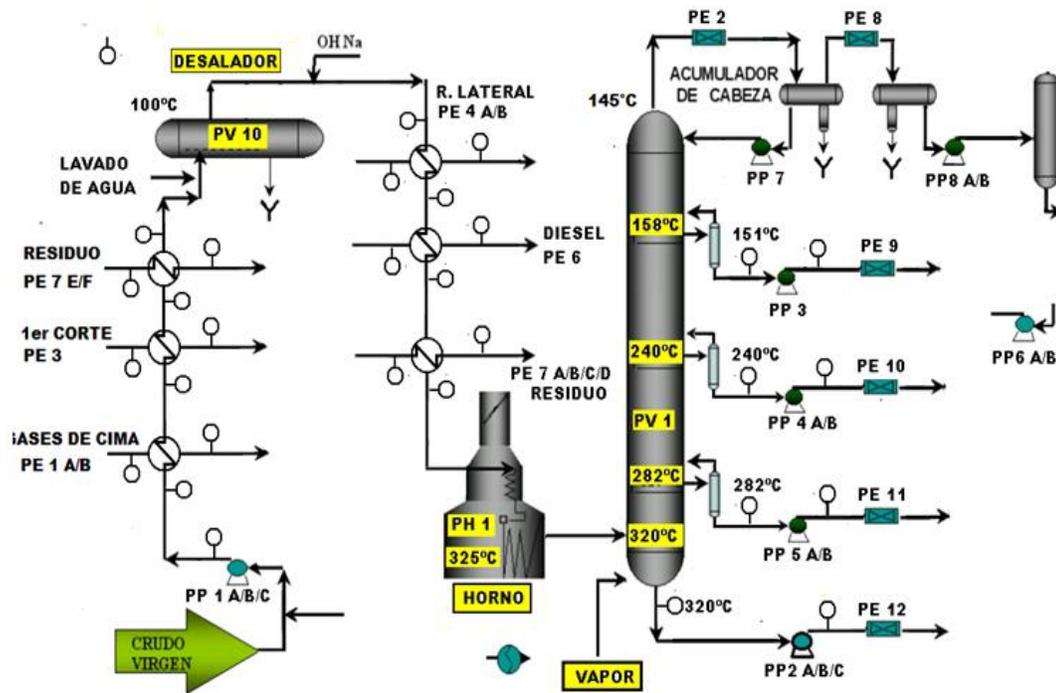


Figura 8: Destilación atmosférica
Fuente: Refinería La Libertad

2.6. Definición de destilación atmosférica y productos obtenidos

Una planta de destilación atmosférica consiste fundamentalmente en una columna de fraccionamiento con sus despojadores y equipos auxiliares como hornos, bombas, intercambiadores de calor, condensadores, etc. El petróleo o crudo es precalentado en los intercambiadores de calor mediante los cortes laterales calientes de la misma unidad y luego pasa al horno donde el calentamiento es completado para entrar a la columna como una mezcla de vapor y líquido a alta temperatura. El vapor pasa a la parte superior y el

líquido fluye hacia abajo. Los vapores son purificados en la sección superior o de rectificación de la columna, mientras que el líquido fluye hacia la sección inferior o de agotamiento donde es despojado de los productos livianos con vapor sobrecalentado. [PDVSA Tecnología del Petróleo, 1995]

El reflujo se proporciona condensando los vapores de la parte superior de la columna y devolviendo una porción del líquido a la cabeza de la columna y bombeando para extraer y devolver corrientes a zonas más bajas en la columna. Cada uno de los productos de las corrientes laterales eliminadas de la columna, rebaja la cantidad de reflujo por debajo del punto de extracción. Se obtiene un máximo de reflujo y de fraccionamiento eliminando todo el calor en la cabeza de la columna, pero esto requiere una entrada de líquido en forma de cono invertido que exige un diámetro muy grande en la misma. Para reducir el diámetro en la cabeza de la columna y también la carga del líquido a lo largo de la columna, se utilizan corrientes intermedias de eliminación de calor que generan reflujo por debajo de los puntos de extracción de las corrientes laterales. Para conseguirlo, el líquido se extrae de la columna, se enfría mediante un intercambiador de calor, y se devuelve a la columna o, alternativamente, una porción de la corriente enfriada puede devolverse a la columna. Esta corriente fría condensa gran cantidad del vapor que asciende por la columna, incrementando por consiguiente, el reflujo por debajo de este punto.[Gary J., 1980]

CAPITULO III

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL DE REFINERÍA LA LIBERTAD

3. Descripción del Proceso de Destilación Atmosférica en RLL

A través de buques de carga el crudo llega al puerto de La Libertad desde el puerto de Balao Esmeraldas, es receptado en el área de almacenamiento de RLL donde se realiza el proceso de decantación, en el cual por acción de la gravedad y la densidad de los fluidos, el agua e impurezas que pueda contener el crudo, son separadas en su mayor parte del mismo.

Una vez realizado el proceso de decantación, el crudo es bombeado a las tres unidades de destilación con las que cuenta RLL: Parsons, Universal y Cautivo. [Refinería La Libertad, 2013]

Dado que en RLL sólo se cuenta con destilación atmosférica en sus tres unidades, para la descripción de los equipos utilizados en el proceso de destilación, tomaremos en referencia sólo a una de ellas Planta Parsons.

El crudo por la acción de la temperatura se separa en primer lugar una mezcla de gases, cuando sube 150 °C fracciona gasolina, entre 200 °C -250 °C segrega nafta y gasolina, destila luego el kerosene a 250° C, el combustible diésel a 250°C y 350 °C. Finalmente queda un residuo que incluye el Fuel Oil y el asfalto que destila después de los 400 °C y que se utiliza como combustible industrial. [Refinería La Libertad, 2013]

Entre los cortes o fracciones enumeradas anteriormente es posible obtener una serie de productos secundarios tales como solventes en fracción de gasolina, solventes para fungicidas en la fracción diésel y finalmente el

residuo puede ser tratado mediante una destilación al vacío para recuperar aun combustible industrial y separar el asfalto. [Refinería La Libertad, 2013]

A continuación se mencionan estos productos:

- Gasolinas
- Diésel
- Gas licuado de petróleo
- Turbo fuel (JP1, JP4)
- Destilado 1
- Solvente 1
- Spray
- Mineral Turpentine
- Rubber Solvente
- Residuo

En la tabla No. 2 detallamos los equipos con sus códigos de identificación existentes en Refinería La Libertad.

Tabla 2: Equipos de Refinería La Libertad

Nombre	Descripción
PV1	Torre de Fraccionamiento (atmosférica, 42 platos)
PV2	Despojador 1er. Corte (6 platos)
PV3	Despojador 2do. Corte (6 platos)
PV4	Despojador 3er. Corte (6 platos)
PV5	Acumulador de Gasolina de reflujo
PV6	Acumulador de Gasolina de almacenaje
PV10	Desalador Electrostático de una sola etapa
PH1A	Horno (horizontal con 15 quemadores)
PH1B	Horno (vertical con 8 quemadores)
PE1A-B	Intercambiador Crudo (lado tubo) / Vapores cima (lado carcasa)
PE3	Intercambiador Crudo (lado tubo) / Destilado No.1 (lado carcasa)
PE4A-B	Intercambiador Crudo (lado carcasa) / Reflujo lateral (lado tubo)

Nombre	Descripción
PE6	Intercambiador Crudo (lado carcasa) / Diésel pesado (lado tubo)
PE7A	Intercambiador Crudo (lado carcasa) / Residuo (lado tubo)
PE8	Enfriadores aéreos de Gasolina
PE9	Enfriador aéreo de JP1 Semielaborado
PE10	Enfriador aéreo de Diésel Pesado
PE11	Enfriador aéreo de Residuo
PE12	Enfriador aéreo alternativo de Residuo
PP1A-B-C	Bombas de Carga de Crudo
PP2A-B-C	Bombas de Residuo
PP3	Bomba de 1er. Corte Destilado
PP4	Bomba de 2do. Corte Diésel Liviano
PP5	Bomba de 3er. Corte Diésel Pesado
PP6A-B	Bombas de Reflujo Lateral
PP7	Bomba de Gasolina de Reflujo de Cima
PP8	Bomba de Gasolina de Almacenaje
PP25A-B	Bombas de Combustible para Horno

Fuente: Refinería La Libertad

Vamos a tomar como referencia a una de las tres plantas existentes en refinería La Libertad, a continuación describiremos el proceso de destilación atmosférica en Planta Parsons.

La Planta Parsons ha sido modificada de su diseño original, para manejar 26000 BPD de crudo de 27.0 a 27.5 API

El crudo por gravedad baja desde los tanques 39, 40, 42, CP1, 55, con la bomba de transferencia hasta las bombas de carga PP1A, PP1B y PP1C, el flujo se lo controla con la válvula FRC1. El crudo se precalienta en la serie siguiente de intercambiadores de calor:

Vapor de cima lado carcasa / crudo PE1 A/B lado tubo en flujo dividido.

Diésel # 1 lado carcasa / crudo PE3 lado tubo.

Residuo lado tubo / crudo PP7 E/F lado carcasa en paralelo [Refinería La Libertad, 2013]

Para luego fluir a la parte inferior del desalador PV10, al cual ingresa a través de la válvula de mezcla PID-6; y se controla la alimentación de agua fresca con la válvula FRC11. Del PV10, se controla el nivel de salmuera con la válvula LRC-10; el crudo sale por la parte superior y continúa ganando temperatura en los intercambiadores:

Reflujo lateral / crudo PE4 A/B

Diésel pesado / crudo PE6

Residuo / crudo PE7 A/B y C/D (flujo paralelo)

El crudo precalentado fluye a través de los serpentines de convección y radiación de horno PH1, el flujo se divide en los serpentines Este y Oeste, la temperatura de salida del horno se controla con la válvula TRC1 que inyecta fuel a los quemadores, el crudo ingresa al fraccionador PV1 que consta de 42 platos y vapor inyectado por la válvula FRC6 para coadyuvar con la destilación. [Refinería La Libertad, 2013]

Los vapores de la cima del fraccionador PV1, se condensan parcialmente en los intercambiadores de flujo dividido PE1 A/B (gasolina / crudo), previo al intercambiador se tiene la válvula motorizada TRC2 (BY PASS del PE1 y PE2), que controla la temperatura de ingreso de la gasolina al PV5, luego del PE1 existe una válvula mariposa para BY PASS PE-2, luego continua al aerofriador PE2 hasta llegar al acumulador PV5; en el acumulador PV5 se extrae agua por la bota, controlando el nivel con la válvula LI6, la fase líquida desde este acumulador de gasolina se refluja con la bomba PP7 o PP8B, y controlada por la TRC4 que controla la temperatura en el domo de la torre; la fase gaseosa se condensa en los enfriadores aéreos PE8 1/2/3/4/5/6 y, se direcciona al PV6; todo el vapor de separación (a más de cualquier cantidad de agua) se condensa en este punto de manera que el agua se extrae constantemente bajo control de nivel con la válvula LI5, hacia el drenaje de

agua aceitosas, los gases se los envía a TEA a través del PRC1 que mantiene la presión del sistema y la fase líquida se la envía al tanque de almacenamiento a través de la PE8A/B y controlándose con la válvula de nivel LRC3. [Refinería La Libertad, 2013]

Se extraen tres cortes laterales, cada una de estas corrientes fluyen hasta sus despojadores individuales, cada uno con 6 platos.

El primer corte (destilado #1, Turbo(Jet Fuel)) se extrae del plato 30 y controlando el flujo con la válvula TR1_45, que controla la temperatura del plato pozo, y es recibido en un stripper (PV2), vapor de inyección válvula FRC7 se rectifica el producto y los gases livianos son regresados como reflujo a la torre al plato 33, y el fondo a través de la bomba PP3 o PP5B se envían por el intercambiador PE3 lado tubo para ceder calor al crudo, luego pasa por el enfriador aéreo PE9 este flujo es controlado por FRC-3 y luego se envía al PE-15 A (caja de enfriamiento con agua salada) hasta los tanques de almacenamiento. [Refinería La Libertad, 2013]

El segundo corte (diésel liviano) se extrae del plato 18 y controlando el flujo con la válvula TR1_46, que controla la temperatura del plato pozo, y es recibido en un stripper (PV3), y ayudados con vapor inyectado por la FRC8 se rectifica el producto y los gases livianos son regresados como reflujo a la torre al plato 19, y el fondo a través de la bomba PP4 A/B, se envía por el aereoenfriador PE10, este flujo es controlado por FRC-4, hasta los tanques de almacenamiento.

El tercer corte (diésel pesado-Spray) se extrae del plato 8 y controlando el flujo con la válvula TR1_6, que controla la temperatura del plato pozo, y es recibido en un stripper (PV4), y ayudados con vapor inyectado por la FRC-9 se rectifica el producto y los gases livianos son regresados como reflujo a la

torre al plato 9, y el fondo a través de la bomba PP5 A/B se envía por el intercambiador PE-6 lado carcasa para ceder calor al crudo, luego pasa por el enfriador aéreo PE11 este flujo controlado por FRC-5 y PE-15B (caja de enfriamiento con agua salada) hasta los tanques de almacenamiento. [Refinería La Libertad, 2013]

El fraccionador PV1 está dotado de una corriente de flujo lateral, que sale del plato No. 28, este flujo es bombeado por medio de las bombas PP-6A/B, a través de los intercambiadores PE-4 A/B, cediendo calor al crudo, para continuar su trayectoria por los aero-enfriadores PE-5 regresar al plato No. 32 del fraccionador PV1, controlados con el TRC3 que es regulado con la válvula FRC-2 BY PASS al PE-15.

El residuo sale desde el fondo del fraccionador PV1, y con las bombas PP2 A/B/C se bombea a través de los intercambiadores PE-7A/B/C/D en paralelo para continuar a los intercambiadores PE-7 E/F en paralelo por el lado tubo (crudo / residuo), y aero-enfriadores PE12 -1/2, hasta los tanques de almacenamiento. Este flujo es controlado por FR-3. [Refinería La Libertad, 2013]

Para impedir la corrosión dentro del sistema, se tiene instalaciones para la inyección de inhibidor, neutralizante orgánico, los cuales están conectados en la línea del tope del fraccionador PV1. También se inyecta inhibidor a la salida del PV-5, y entrada de los intercambiadores PE1A/B, y neutralizante orgánico a la salida del PV-5. [Refinería La Libertad, 2013]

De igual manera existe una conexión para inyectar sosa cáustica después del desalador. La unidad de crudo está dotada en la actualidad de un desalador electrostático de dos etapas, una de corriente alterna y la otra de corriente continua. [Refinería La Libertad, 2013]

En la Figura No. 9: se detalla el diagrama de flujo de Planta Parsons de RLL, con su respectivo componente.

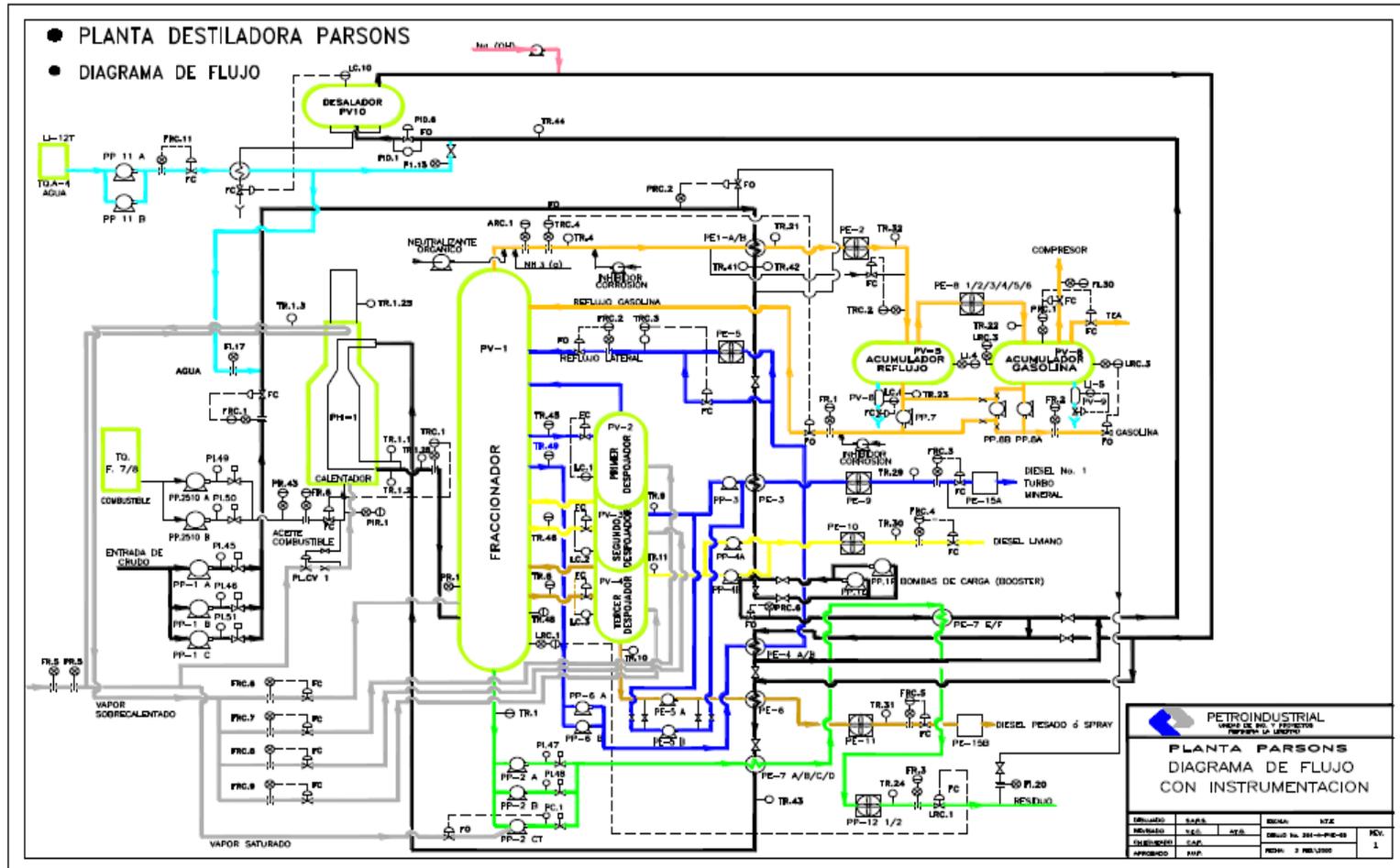


Figura 9: Diagrama de flujo - planta parsons

Fuente: Refinería La Libertad

3.1. Propiedades y Aplicaciones de los Productos Finales

- **Gasolinas**

Combustible utilizado en motores de combustión interna, esta tiene las siguientes propiedades:

Peso específico: 0.740 máx.

Potencia calorífica superior: 11250 Kcal/Kg.

- **Diésel**

Es un combustible para motores compresión-ignición, se distinguen dos clases:

Clase A, o diésel ligero que se destina a motores de altas revoluciones como los de los vehículos y Clase B, o diésel pesado para motores marinos y de uso industrial.

- **Gas Licuado de Petróleo**

En la unidad de concentración de gases se separan los gases no licuados y se obtiene gas licuado para uso doméstico e industrial.

Uso doméstico: los gases licuados se utilizan en cocinas y calefacción de agua. Estos gases licuados o envasados suministran una gran concentración de energía térmica para un recipiente a través de quemadores por medio de un regulador de presión.

Uso industrial: como combustible su campo de aplicación va desde los tratamientos térmicos de los metales incluyendo soldadura, templado,

cementación, y preparación de atmósferas controladas; soldadura de metales no férreos, soldadura con plomo, etc.; industria alimenticia, tostado de cereales, maduración de frutos; aplicaciones agrícolas, secado artificial; combustibles de motores de explosión, etc. Los valores promedios de algunas propiedades del gas licuado son:

Peso específico del líquido: 0.515 min.

Potencia calorífica superior: 11950 Kcal/Kg. [Refinería La Libertad, 2013]

- **Turbo fuel (JP1 Y JP4)**

Es un combustible para turbinas de aviación, las más comerciales en nuestro país son JP1 Y JP4, pues las mayorías de las turbinas de los aviones han sido diseñadas para trabajar con este combustible.

En contraste con los motores de pistón, las turbinas de gas pueden diseñarse para trabajar segura y eficazmente en cualquier destilado del petróleo que permanezca líquido en todas las condiciones operantes, al operar a grandes alturas el sistema de alimentación de combustible funciona dentro de amplios límites de temperatura y presión. Estas condiciones extremas descartan el uso de fracciones pesadas como diésel o Fuel Oil que solidifican fácilmente a bajas temperaturas, al igual que las fracciones ligeras, ya que estas se evaporan totalmente a grandes altitudes. [Refinería La Libertad, 2013]

- **Destilado 1**

Esta comprendido entre los disolventes denominados destilados, tiene un intervalo de destilación entre 160 °C – 280 °C con un peso específico de 0.795. En general estos disolventes se emplean en dos clases principales de

procesos que son la extracción y la precipitación. [Refinería La Libertad, 2013]

- **Spray Oil**

Es un aceite de petróleo, su peso específico varía entre 0.865 y 0.873, se lo obtiene en un rango de destilación de 315 °C - 375 °C, se utiliza tanto como vehículo y agente tóxico en una gran variedad de compuestos emulsionados destinados a combatir las plagas de las cosechas. [Refinería La Libertad, 2013].

Las pulverizaciones de tipo hortícola suelen emplearse en conjunción con otros insecticidas tales como sulfuro de cal, incrementando grandemente la presencia del aceite al efecto del insecticida.

- **Mineral Turpentine, Solvente 1**

Son disolventes denominados “whitespirits”, tienen un intervalo de destilación de 149 °C-212 °C, sus pesos específicos corresponden a 0.865 y 0.792 respectivamente.

- **Rubber Solvente**

Es un disolvente de caucho, tiene una temperatura final de destilación de 140 °C y un peso específico promedio de 0.775.

La industria del caucho es una de las mayores consumidoras de este disolvente, pues toma en cuenta su baja toxicidad y mejor control de fraccionamiento. Una de sus aplicaciones es la manufactura de guantes, donde se utiliza el procedimiento llamado de inmersión, que consiste en

sumergir un molde con la forma de objeto, dentro de una solución de caucho y dejando evaporar el disolvente después de cada inmersión obtiene la capa de caucha deseada, completando el proceso por subsecuente vulcanización.[Refinería La Libertad, 2013]

- **Residuo (Fuel Oil)**

El residuo puede considerarse como un producto terminado para la venta como Fuel Oil nacional y de importación, o puede sufrir una destilación al vacío. Al someterse el residuo a destilación a presión reducida o al vacío, se obtienen otros condensados adecuados para la manufactura de aceites lubricantes y una menor cantidad de residuo. [Refinería La Libertad, 2013].

Este residuo puede considerarse como combustible pesado o asfalto, o bien puede ser sometido a tratamientos para obtener lubricantes más pesados

3.1.1. Productos obtenidos con una destilación atmosférica en RLL

En la tabla No. 3 se muestra los diferentes productos obtenidos en refinería La Libertad en sus tres unidades.

Tabla 3: Productos obtenidos con una destilación atmosférica en RLL

Producto	Planta Parsons (BPM)*	Planta Universal (BPM)*	Planta Cautivo (BPM)*
LPG	-	*	-
Gasolina Base	134000	44700	44700
JP1 Semielaborado	60000	14700	3000
Spray Oil	13800	-	-

Producto	Planta Parsons (BPM)*	Planta Universal (BPM)*	Planta Cautivo (BPM)*
Diésel #1	5800	5000	-
RubberSolvente	-	-	8500
Mineral Turpentine	-	-	4800
Diésel #2	95200	40800	-
Fuel Oil	371000	159000	178000

(BPM)* Barriles por mes

Fuente: Datos promediados de una tabla de producción mensual en RLL

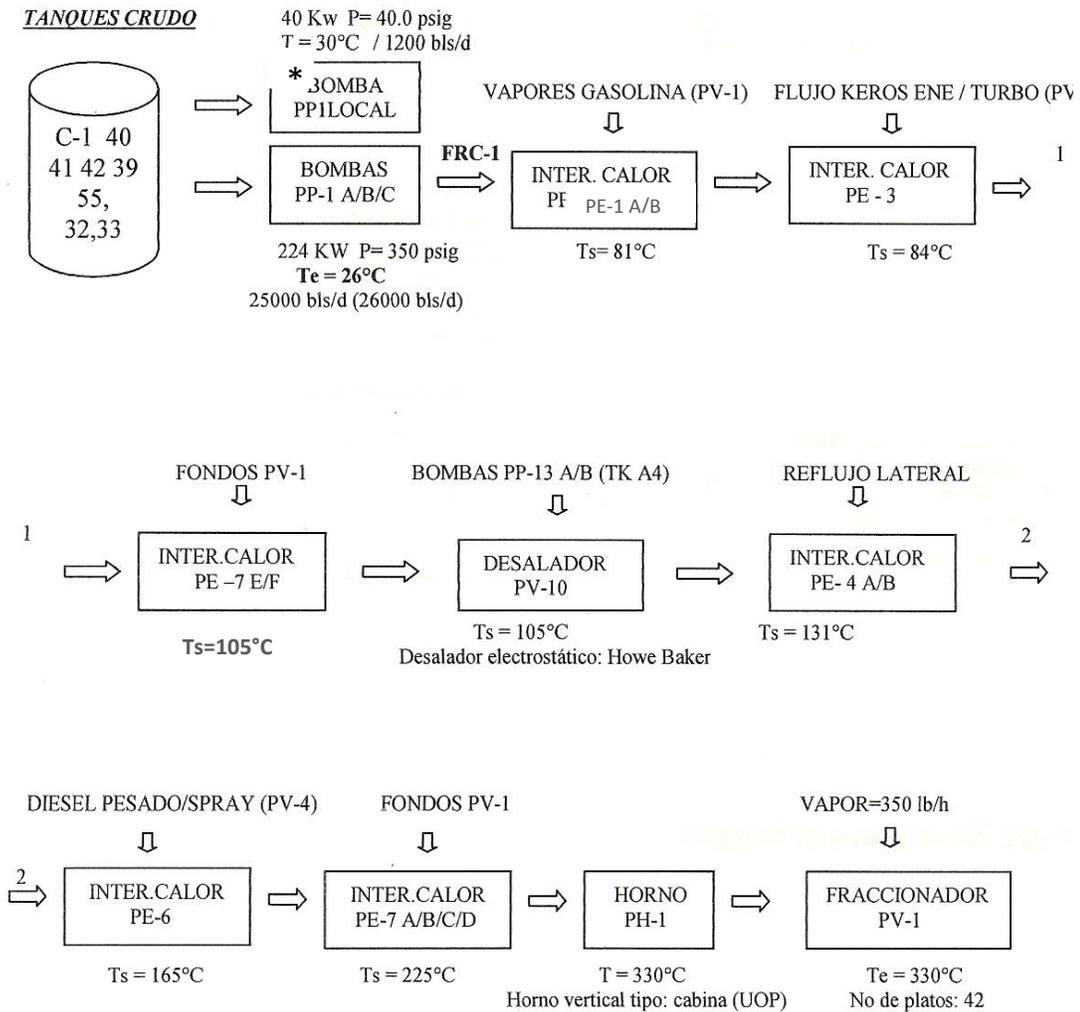
* Se refiere a una producción mínima

3.1.1.1. Diagramas de Flujo de productos en Planta Parsons

En la figuras 10, 11, 12,13, 14 y 15 se detalla los respectivos diagramas de flujos, tanto del crudo que se procesa en refinería Libertad y los diferentes productos que se obtiene:

PLANTA PARSONS

FLUJO CRUDO



NOTA: Intercambiadores de calor tipo: tubo-carcasa

*Bomba PP1Local, es a vapor funciona con calderas propias

Ts: Temperatura de salida del crudo

Figura 10: Diagrama de flujo crudo planta Parsons
Fuente: Refinería La Libertad

FLUJO GASOLINA

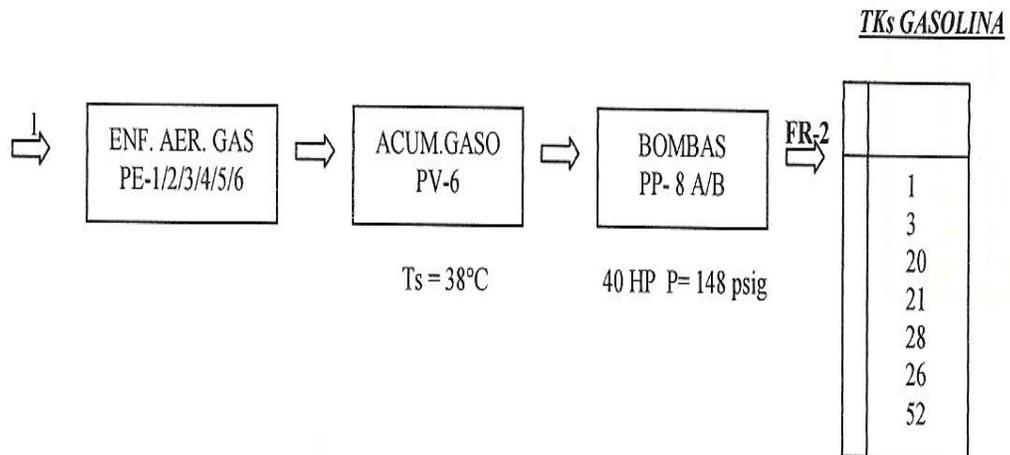
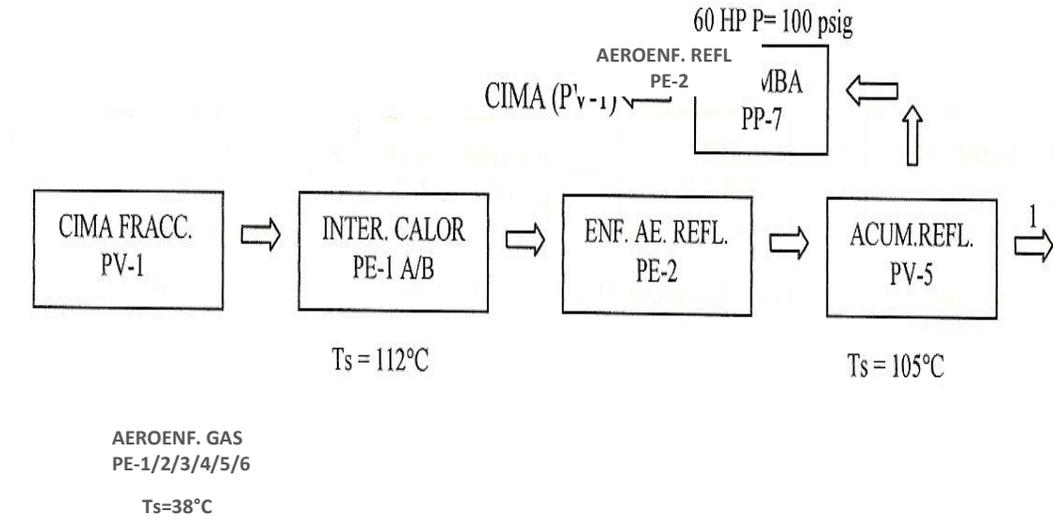
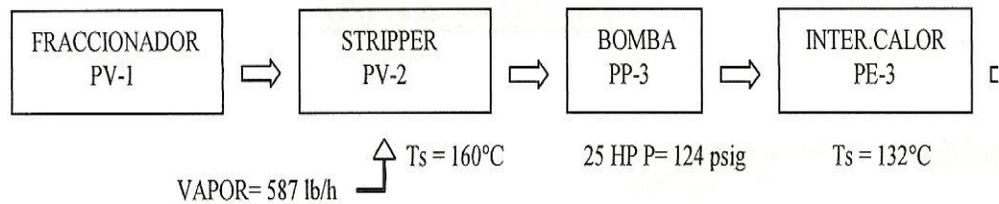


Figura 11: Flujo gasolina
Fuente: Refinería La Libertad

FLUJO KEROSENE / TURBO (PV-2)

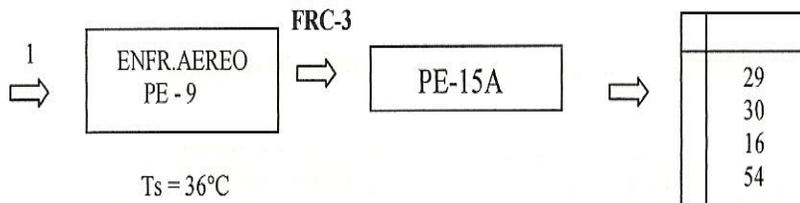


AEROENFR.
PE - 9

*
TKs KEROSENE

	23
	13

TKs TURBO FUEL

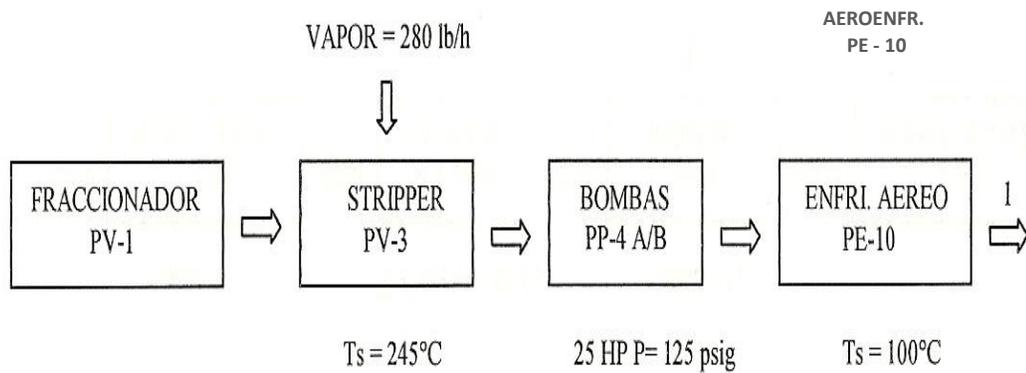


NOTA: No de platos en Stripper: 4

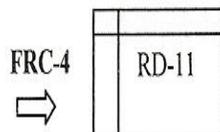
***Conocido también como JET FUEL**

**Figura 12: Flujo Kerosene/Turbo(PV-2)
Fuente: Refinería La Libertad**

FLUJO DIESEL LIVIANO (PV-3)



ABSORVER OIL



RD-11: Tanque de almacenamiento

Figura 13: Flujo diesel liviano (PV-3)
Fuente: Refinería La Libertad

DIESEL OIL # 2 / SPRAY (PV-4)

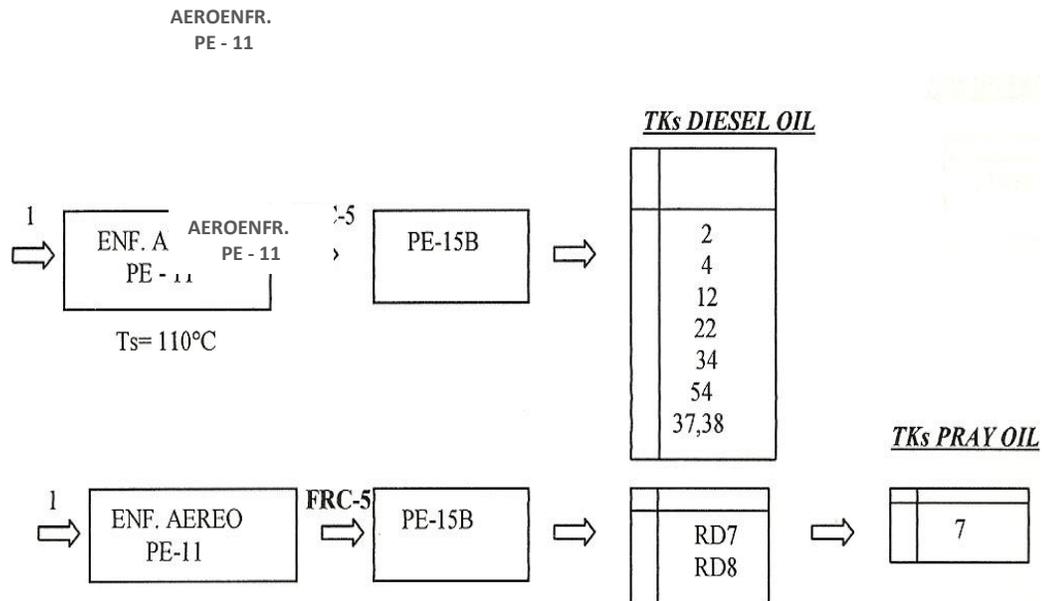
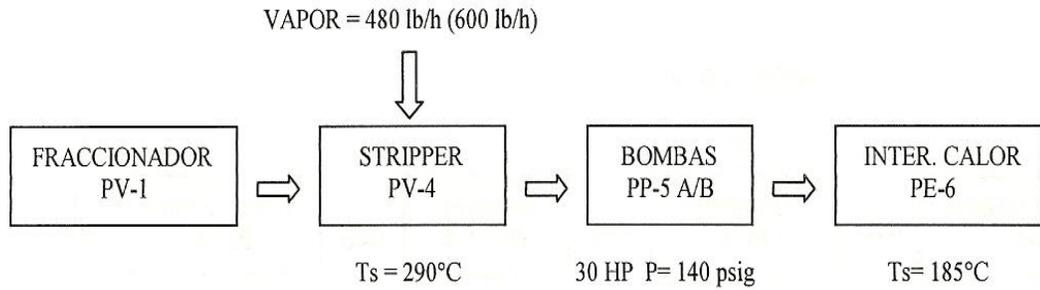


Figura 14: DieselOil #2/ Spray (PV-4)
Fuente: Refinería La Libertad

FLUJO RESIDUO

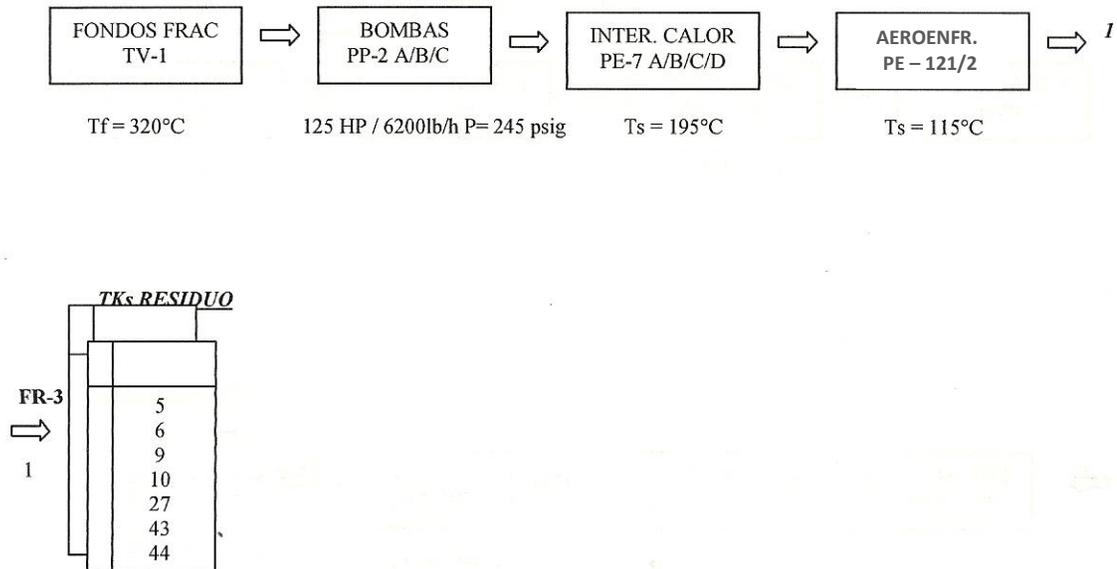


Figura 15: Flujo residuo
Fuente: Refinería La Libertad

3.2. Descripción del proceso de destilación al vacío

3.2.1. Destilación al Vacío

El objetivo de hacer vacío es permitir la evaporación de fracciones más pesadas que el diésel. Estas fracciones requerirían temperaturas mayores a 350°C para evaporarse en la torre de destilación atmosférica, sin embargo sobre esta temperatura el petróleo comienza a descomponerse térmicamente por lo que no es posible la separación de estas fracciones. La presión de vacío es de alrededor de 40mm Hg. [Refinería Esmeraldas, 2013]

El residuo que sale del fondo de la torre de destilación atmosférica ingresa a esta unidad cuyo propósito es maximizar la producción de combustibles ligeros del crudo, la destilación del crudo reducido es producida a una baja presión para minimizar la temperatura requerida en la destilación y así evitar la descomposición térmica. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Los fondos de vacío tiene tres destinos: producción de asfaltos, previos ajustes de las condiciones de la torre, carga a la unidad de visco reducción y preparación de Fuel Oil.

3.3. Equipos y componentes utilizados en una destilación al vacío.

La torre tiene características particulares, que la diferencian de las fraccionadoras atmosféricas. Los dispositivos o elementos mecánicos para producir el contacto líquido vapor, son rellenos especiales ubicados en lechos ordenados que permiten incrementar la superficie de interface, favoreciendo la transferencia de masa. [Refinería Esmeraldas, 2013]

El diámetro de la columna es diferente en zona de condensación, respecto de la zona superior o inferior de la misma. La zona de condensación o fraccionamiento tiene el mayor diámetro ya que las pérdidas de carga deben ser despreciables para mantener el vacío homogéneo en la totalidad de la torre. La zona de cabeza es de diámetro menor ya que el caudal de vapores en esta zona es muy bajo debido a que los productos solo son obtenidos lateralmente y no por cabeza. El fondo de la columna tiene el menor diámetro, ya que se debe minimizar el tiempo de residencia del asfalto para evitar la descomposición térmica y formación de carbón en la torre. [Refinería Esmeraldas, 2013]

3.3.1. Equipo productor de vacío

El vacío puede ser producido utilizando bombas de gas recíproco o rotatorio, pero en la Refinería se usa bombas de vacío de chorro de vapor más comúnmente llamados eyectores.

En un eyector, el vapor es inyectado a altas velocidades a través de una boquilla especialmente diseñada y transfiere suficiente energía a los gases el cabezal de descarga. La presión en el cabezal de descarga de la primera es más alta que la presión en el cabezal de succión, pero si la velocidad de vapor a través de la garganta del difusor es bastante alta, el gas no puede regresar al cabezal de succión. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Si un eyector es incapaz de elevar los gases a la presión atmosférica a la cual pueden ser venteados, el vapor es condensado y se requerirá etapas adicionales de eyectores que succionen los gases incondensables elevándose a mayor presión. Las dimensiones de un eyector son sumamente críticos de tal manera que un eyector dado debe ser únicamente operado dentro de un rango relativamente limitado. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Un cambio sustancial en las condiciones de succión o descarga demandaría probablemente un cambio en las dimensiones de la boquilla o del difusor, o de ambos.

Los efectos de cambio en las condiciones de operación pueden ser resumidos como siguen:

La presión de vapor debe ser mantenida tan cercana a lo que fue diseñado el equipo. Si la presión de vapor excede en mucho para lo cual fue diseñada la boquilla, la cantidad de vapor descargado dentro del difusor será mayor a la

que pueda pasar a través del mismo y el vapor regresará al cabezal de succión. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Está demostrado que el vapor húmedo causa fluctuaciones en el funcionamiento del eyector y adicionalmente erosionaría la boquilla y el difusor. Si la presión de descarga aumenta sobre la de diseño, aumentan las posibilidades de flujos inversos. Un aumento en la presión de descarga en un eyector descargando a la atmósfera es solamente posible si es que la descarga se obstruye. En las unidades de varias etapas, alta de presión de vapor dará como resultado un incremento de la presión de interetapa e inmediatamente afectará en el funcionamiento de la primera etapa de la unidad.

Una disminución de la carga (kg/hora de vapor de eyector) dará como resultado un incremento en la obtención de un alto vacío. Si la carga se aumenta encima de la de diseño, el vacío obtenido caerá rápidamente. [Refinería Esmeraldas, 2013].

La temperatura a la cual el vapor se condensa en los condensadores intermedio y final tiene un efecto relativo al vacío obtenido, pero substancialmente reduce la carga a lo que el sistema del eyector funciona óptimamente, puesto que un aumento en la temperatura de condensado aumenta la presión en las interetapas. Con el objeto de asegurar la flexibilidad un sistema de eyectores de refinería, generalmente están contruidos usando 2 juegos paralelos de distinta dimensión. Normalmente, se usará las mismas combinaciones de equipo con que se llevará a cabo un vacío satisfactorio.

Los vapores que fluyen del domo de la columna de vacío hacia los eyectores, consiste de aire de las fugas, de vapor inyectado en el fondo de la columna

de vacío, de hidrocarburos livianos, los compuestos de azufre y nitrógeno formados por descomposición térmica en el horno y cualquier hidrocarburo más ligero que la gasolina que no ha sido agotada desde la carga. El vapor y los hidrocarburos ligeros son condensados en el intercomunicador de tal manera que la primera etapa de los eyectores pueden ser cargados de pesados hasta condiciones en las cuales solamente carga liviana irá a la segunda etapa de eyectores. El craqueo en el horno producirá gases ligeros los cuales sobrecargarán muy rápidamente la segunda etapa de los eyectores. [Refinería Esmeraldas, 2013]

3.3.2. Puesta en marcha del equipo productor de vacío

Cuando se va a arrancar una unidad de vacío es práctica común vaporizar el horno y la torre y luego presionar la torre con vapor de 3.4 kg/ cm². Se asumirá en la siguiente discusión que todo esto se ha hecho y que todas las válvulas alrededor de los eyectores están cerradas. La secuencia normal de las operaciones debe ser como sigue:

- a) Cerrar el vapor a la torre.
- b) Ventear el vapor por el domo de la torre hasta que la presión sea aproximadamente 0.2 kg/cm² luego cerrar y bloquear el venteo del domo.
- c) Abrir las válvulas de entrada y salida del eyector de menor tamaño en cada etapa.
- d) Poner en marcha el flujo de agua de enfriamiento hasta los condensadores de cabeza.
- e) Abrir vapor hacia los eyectores.
- f) Comprobar que el vapor esté seco y que la presión de vapor corresponde a lo indicado por la placa del equipo. Tan pronto como aparezca nivel en el tanque estabilizador (V-V2) de condensados del

eyector, arranque la bomba de condensados y coloque el nivel sobre control.

- g) Dejar funcionar los eyectores hasta que se obtenga un vacío constante. La presencia de agua en la torre puede dar lugar inicialmente a un vacío pobre.
- h) Cargar la unidad de vacío y proseguir con operaciones normales.

3.3.3. Aumento de eyectores adicionales

Los operadores deben observar y llegar a conocer la presión de la inter etapa lo cual da operaciones más estables de un juego de eyectores.

Cuando el vacío de la torre decrece o llega a ser sensible a las condiciones de proceso debería aumentarse la capacidad con un eyector adicional; (si la presión de la interetapa se eleva el vacío medido en mm de Hg habrá decrecido), una segunda etapa adicional del eyector deberá ser añadida; la presión de la interetapa se mantiene invariable, pero la presión de la torre se eleva, una etapa adicional de eyector debe ser aumentada. [Refinería Esmeraldas, 2013]

3.3.4. Procedimiento

- a) Abra la válvula de descarga del eyector.
- b) Abra el vapor a la boquilla.
- c) Chequee que la presión de vapor de la boquilla sea la requerida.
- d) Abra la válvula de succión del eyector. Ocasionalmente, los eyectores no producen un vacío adecuado o funcionan defectuosamente.

Esto puede ser debido a:

a) Entrada de aire al sistema:

Es causado por los pernos calientes en las bridas y pases de hombre en la torre de vacío y en la línea del domo. Ajuste y lubrique todos los empaques, prensa estopa de las válvulas. Tape todos los venteos y válvulas de drenaje y ajuste todas las conexiones roscadas.

Chequee que la lubricación en el prensa estopa de la bomba esté ajustado para mantener una presión positiva en la misma. [Refinería Esmeraldas, 2013]

b) Entrada de aire interetapa

Esto será confirmado por un aumento de la presión de la interetapa.

Ajuste todas las bridas, sellos de bombas y conexiones roscadas.

Chequee que las trompas de condensado no se atasquen y purgue el aire después de la segunda etapa.

c) Fuga detrás de la boquilla

Cierto tipo de eyectores pueden permitir escapar aire a vapor a través de una fuga, en el punto donde la boquilla está conectada con el cuerpo.

d) Presión de vapor diferente a la de diseño del eyector

Chequee los datos de la placa de identificación del eyector y re posicione el controlador de presión.

e) Vapor húmedo

Causa funcionamiento defectuoso. Chequee el funcionamiento de las trampas de vapor, puesto que la presión de vapor excesiva causará una contrapresión en el eyector.

f) Desgaste de vapor obstruido

Es el resultado del uso de vapor húmedo.

g) Filtros de vapor obstruidos

Hay generalmente un filtro principal adelante del controlador de presión de vapor y un filtro en la boquilla de cada eyector.

h) Altas temperaturas de condensados

Es el resultado de un insuficiente flujo de agua de enfriamiento o el ensuciamiento de uno de los tubos de los lados de la carga de los condensadores.

i) Condensadores inundados

Es el resultado del mal funcionamiento de los controladores de nivel o de las trampas de drenes de los condensadores o de la falla de la bomba.

Si la bomba no tiene succión, chequee que el aire no esté penetrando en la prensa estopa.

j) Instalaciones defectuosas

Fallas en alineamiento de empaques y similares detalles que son normalmente insignificantes, puede atrapar bolsas de condensado o causar turbulencia que pueden afectar el funcionamiento del equipo de vacío. Si un juego de eyectores ha sido desmantelado cada boquilla debe ser reinstalada con el difusor correcto.

k) Contra-presión

Es debido a los depósitos en los condensadores, un taponamiento del arrastrado de llamas en el venteo, una bolsa de condensados en secciones posteriores de este manual. El crudo reducido atmosférico, son los productos de fondos provenientes de la columna de destilación atmosférica.

3.3.5. Vaporización instantánea del crudo reducido

El crudo reducido se alimenta a través de un horno a la columna de vacío, de la misma manera que el crudo se carga en la unidad de destilación atmosférica. Mientras que la vaporización instantánea de la columna atmosférica está entre 10 a 20 psig (0.7 - 1.4 kg/cm²), la presión en una columna de vacío, es mucho más baja y la temperatura de transferencia en el horno es usada para control. Por lo general la caída de presión a través de la línea de transferencia, hace que la temperatura en este punto no tenga mayor importancia, siendo más significativa la temperatura en la zona de vaporización. La temperatura de transferencia del horno y la zona de vaporización pueden ser variadas para encontrar la especificación del residuo, basadas en la gravedad específica o en la penetración. La penetración en un asfalto es la profundidad en 1/100 cm, en que una aguja soportando un peso de 100 gramos penetra dentro de una muestra a 25°C

en 5 segundos. A menor penetración el residuo es más duro. Los residuos muy duros son llamados asfaltos.

Si la temperatura en la zona de flash es demasiado elevada, el crudo reducido puede comenzar a desintegrarse y producir gases que sobre cargarán los eyectores y romperán el vacío. Cuando esto ocurre es necesario bajar la temperatura, y si es requerido un producto de fondos más pesado; debe intentarse obtener un mejor vacío. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Una ligera desintegración puede ocurrir sin romper el vacío y esto se detalla por los resultados positivos de la prueba de oliensis. La prueba de oliensis es una prueba simple de laboratorio cuyo propósito es indicar la presencia de componentes desintegrados, separándolos cuando una solución de 20% de asfalto en nafta gotea sobre un papel filtro. Algunos crudos siempre producen resultados positivos para la prueba de oliensis de asfaltos, prescindiendo de las condiciones del proceso. Si se requiere un resultado negativo de oliensis, se debe intentar operaciones a un vacío más alto y temperaturas más bajas. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Puesto que el grado de desintegración depende tanto de la temperatura y del tiempo durante el cual el crudo ha sido expuesto a esta temperatura, el nivel de residuo en el fondo de la torre se debe mantener al mínimo, y su temperatura disminuida recirculando parte del residuo desde la salida del intercambiador de residuo - crudo al fondo de la columna. A menudo se puede observar que cuando el nivel del fondo se eleva, el vacío de la columna cae, debido a la desintegración que se produce por el aumento de tiempo de residencia.

La temperatura en la zona de vaporización variará ampliamente, dependiendo del origen del crudo, especificaciones del residuo, de la

cantidad de productos tomados en el domo, y la temperatura en la zona de vaporización. Temperaturas desde 315 °C (600 °F) hasta 425 °C (800 °F) han sido usadas en operaciones comerciales. [Refinería Esmeraldas, 2013]

3.3.6. Manejo del residuo

El residuo debe ser manejado más cuidadosamente que la mayoría de productos de la refinería. Las bombas de residuo las cuales funcionan muy calientes y con materiales pesados tienen una tendencia a perder succión. Este problema puede ser minimizado por recirculación con una parte de residuo frío al fondo de la columna y por tanto reducir la tendencia de formación de vapor en la línea de succión. La pierna de asfalto en el fondo de la columna es pequeña en diámetro, de tal manera que el asfalto tendrá un corto tiempo de residencia. Si el tiempo de residencia es excesivo el asfalto puede craquear. Es también muy importante que los sellos prensaestopa de la bomba de residuo estén sellados de tal manera que se evite la entrada de aire. Se sugiere también la limitación de la temperatura de succión de la bomba que debe ser 382 °C. Puesto que la mayoría de los residuos son sólidos a temperaturas atmosféricas, todo el equipo que maneja el residuo debe estar en actividad una y otra vez, o lavado con gasóleo cuando se paran. Es inadecuado para mantener al residuo en fluidez colocar solamente venas de vapor. Pero si solo esto existe, debe utilizarse vapor con suficiente temperatura. Es a menudo deseable enviar el residuo a almacenamiento a alta temperatura para facilitar la mezcla. Cuando el residuo es enviado a almacenamiento sobre los 100 °C (212 °F), hay que tener mucho cuidado que el tanque esté libre de agua. El enfriador de residuo deberá siempre ser lavado con gasóleo inmediatamente después de que se pare el flujo de residuo, puesto que los contenidos de un enfriador pueden solidificarse provocando problemas posteriores. [Refinería Esmeraldas, 2013]

3.3.7. Condensación de productos

El vapor que se eleva desde la zona de vaporización es el producto y no se requiera su fraccionamiento posterior. Es solamente deseable condensar estos vapores tan eficientemente como sea posible. El método más eficiente es poner en contacto los vapores calientes con productos líquidos que han sido enfriados en los intercambiadores de calor y recirculados como reflujo. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Se deseará la recuperación útil del calor por medio del intercambio de calor con petróleo crudo; de esta manera el líquido circulante debe tener una temperatura suficientemente alta para permitir un eficiente intercambio de calor. Si la circulación de gasóleos es suficientemente grande para condensar todos los vapores, la temperatura del plato recolector del gasóleo será tan baja que tendremos intercambio de calor deficiente. Con el objeto de tener una adecuada temperatura en el recolector de gasóleo pesado de vacío es necesario reducir la razón de circulación hasta que algo de vapores escapen incondensados. Estos vapores incondensados son condenados por circulación fría de los gasóleos livianos de vacío en la sección superior de la columna llamada Sección de Condensación de Contacto. [Refinería Esmeraldas, 2013]

La razón de circulación de los gasóleos pesados de vacío es escogida para maximizar el intercambio de calor con crudo. El mejor camino para hacerlo en una unidad operando, es observar la temperatura del crudo saliendo del intercambiador, crudo/GOP, entonces bajar el rango de circulación de GOP un 10%. Si la temperatura del crudo se eleva, el efecto de la alta temperatura del plato recolector de GOP ha sido mayor que el efecto de la reducción de la circulación y una prueba posterior puede ser hecha. Si la temperatura del

crudo cae, un cambio de 10% en dirección opuesta puede ser probado. El producto frío de GOP es bombeado a la unidad de FCC a control de nivel del plato recolector de GOP. En la sección del GOL se produce la condensación final de los gases y normalmente la razón de circulación debe ser adecuada para conservar estos gases hacia los eyectores alrededor de 5,5 °C (10°F) sobre la temperatura de agua de enfriamiento. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Un aumento de la razón de reflujo disminuirá cualquier exceso de temperatura. El producto GOL es bombeado a la unidad de FCC a control de nivel del plato de extracción de GOL.

3.3.8. Intercambio de calor

Con el propósito de reducir el costo de operación de la unidad de vacío, en combinación con la unidad atmosférica de crudo, la mayor cantidad de calor posible es recobrada de las corrientes de productos calientes por intercambio de calor con las corrientes de crudo frío. En esta unidad el GOP y los fondos de la torre de vacío intercambian calor con la carga de crudo frío antes que el crudo entre al horno de destilación atmosférica. Un registro de las temperaturas de salida de los intercambiadores de calor se debe llevar de tal manera que las incrustaciones pueden ser detectadas y corregidas antes que la capacidad de la unidad sea afectada. [Refinería Esmeraldas, 2013]

3.4. Productos de las unidades de destilación al vacío

Generalmente los productos obtenidos de la destilación al vacío son los siguientes:

Producto	Destino
Gasóleos Ligeros y Pesados	Carga a la unidad de FCC
Cera Contaminada	Para mezcla con combustóleo (Fuel Oil)
Fondo de vacío	Carga a la unidad reductora de viscosidad y a la unidad de oxidación de asfalto

Fuente: Refinería La Libertad

Gasóleos: Los gasóleos ligeros de vacío, se procesan en un craqueador de hidrógeno o en un craqueador catalítico para producir gasolina y combustible diésel y de propulsión a chorro. Los gasóleos más pesados de vacío pueden utilizarse también como materias primas para las unidades de procesos de aceites lubricantes. [Refinería Esmeraldas, 2013]

Residuos: Los residuos de la columna de vacío pueden procesarse en un reductor de viscosidad, un coquizador, o una unidad de desasfaltado para producir Fuel Oil pesado o productos craqueados y/o base para lubricantes. Para crudos asfálticos, se pueden procesar posteriormente el residuo para producir asfaltos. [Refinería Esmeraldas, 2013]

3.5. Ventajas y desventajas de la destilación al vacío

Ventajas

- Maximiza la producción de combustibles ligeros del crudo.
- Los equipos que se utilizan en este proceso trabajan herméticamente, precautelando con esto, el medio ambiente.
- El vacío en la torre de destilación genera la disminución en el punto de ebullición del líquido, causando con esto una disminución en el consumo energético.

- Disminución de emisiones de compuestos orgánicos volátiles (COVs) de los disolventes.
- Disminución de residuos peligrosos (compuestos de azufre).

Desventajas

- Tendencia al craqueo del fondo de vacío, provocando una reducción en la succión de la bomba.
- Eyectores ocasionalmente con fallas por sobrecarga de gases livianos, generando un vacío no adecuado en la torre.
- Tendencia a obstrucción del enfriador de residuos del fondo de vacío (fluido pesado).

En la Figura No. 16 Detallamos el esquema de una destilación atmosférica y al vacío

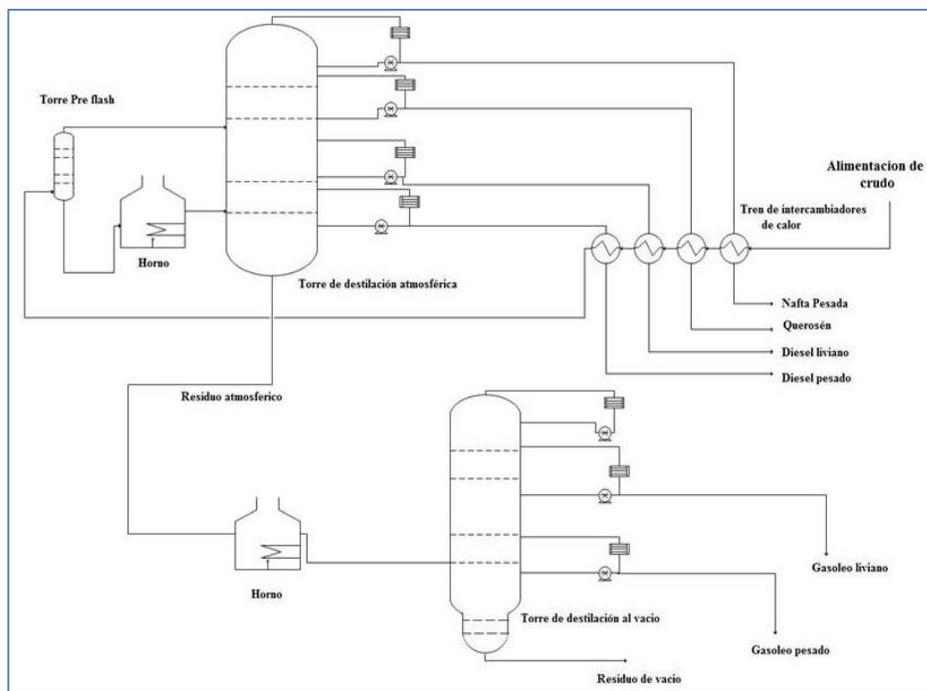


Figura 16: Esquema de una destilación atmosférica y al vacío

Fuente: Refinería Esmeraldas.

CAPITULO IV

4. INTERPRETACIÓN DE LAS CARACTERISTICAS DEL RESIDUO ATMOSFERICO Y LA RECUPERACION DE LOS PRODUCTOS LIVIANOS MEDIANTE UNA DESTILACION AL VACIO DE CRUDO

4.1. Características del residuo (crudo reducido) obtenido en la destilación atmosférica

Para nuestro estudio de factibilidad para la implementación de una destilación al vacío en refinería La Libertad citaremos a continuación las características del residuo obtenido en la destilación atmosférica:

El crudo reducido (Tabla No. 4) con un rendimiento de 48.81 %v, presenta una gravedad API de 13.2°, un contenido de azufre de 1.623 %w y un contenido de metales (Ni + V) de 291.00 ppm.

Tabla 4: Características fracción crudo reducido

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	13.2
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	977.1
Azufre	D 1552	% m	1.623
Residuo Carbón Micro	D 4530	% m	13.29
CONTENIDO DE METALES	D 5863		
Vanadio		Ppm	205.280
Niquel		Ppm	85.720
Sodio		Ppm	9.570
Hierro		Ppm	8.220
Cobre		Ppm	0.121
Aluminio		Ppm	2.140
Magnesio		Ppm	0.509
Calcio		Ppm	2.950
Insolubles n-C7	D3279	% m	9.4
Punto de fluidez	D 97	°C	33.0
Viscosidad @ 80 °C (176°F)	D 445	cSt	361.89
Viscosidad @ 100 °C (212°F)	D 445	cSt	127.00
Rendimiento/Crudo		% v	48.81
		% m	53.28
Nitrógeno Básico	UOP.269	% m	0.045

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.5653
Tipo de Carbono Aromático	UV-VIS		
Monoaromáticos		% m	4.57
Diaromáticos		% m	3.36
Triaromáticos		% m	4.19
Tetraaromáticos		% m	3.56
Ceras	DIN	% m	7.50
ANÁLISIS SARA	D 2549		
Saturados		% m	32.0
Aromáticos		% m	38.0
Resinas		% m	19.7
Asfaltenos		% m	10.3

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

4.2. Características de los productos recuperados en la destilación atmosférica y al vacío.

Para obtener la información requerida para nuestro estudio de factibilidad recurrimos a una evaluación del crudo Oriente utilizado como carga en refinería La Libertad realizada por la compañía ECOPETROL en Enero del 2006 con el siguiente análisis.

4.2.1. Evaluación tipo III- Crudo Oriente Refinería La Libertad

El crudo Oriente Refinería Libertad presenta una gravedad API de 27.1°, un contenido de azufre de 0.983 %w y un punto de fluidez de -2.8 °C. De acuerdo con los factores K (UOP) en los puntos medios de ebullición a 250 y 750 °F, este crudo es clasificado dentro del grupo de Base Intermedia.

A continuación detallamos las características obtenidas con la evaluación de ECOPETROL de los productos derivados con el crudo Oriente Refinería La Libertad:

Tabla 5: Características fracción nafta liviana 1

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	90.8
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	636.4
Punto inicial destilación	D 86	°C	25.3
5% Volumen recobrado a,		°C	29.5
10% Volumen recobrado a,		°C	30.3
20 Volumen recobrado a,		°C	31.6
30% Volumen recobrado a,		°C	32.8
40% Volumen recobrado a,		°C	34.0
50% Volumen recobrado a,		°C	35.1
60% Volumen recobrado a,		°C	36.4
70% Volumen recobrado a,		°C	37.9
80% Volumen recobrado a,		°C	40.1
90% Volumen recobrado a,		°C	44.3
95% Volumen recobrado a,		°C	50.2
Punto final		%v	73.1
Residuo			0.8
Rendimiento/Crudo		%v	1.76
		%m	1.32
Azufre	D 4294	% m	<0.015
Número de octano claro RON	D 2699		M.I.
Presión de vapor Reid	D 323	psi	18.47
Factor Mercaptano	UOP-375		12.92
	D 3227	%m	0.0003
ANALISIS PIANO			
Naftenos		%v	3.9
Parafinas		%v	51.3
Iso-Parafinas		%v	44.4
Aromáticos		%v	0.2

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos v Laboratorios, Enero 2006

Tabla 6: Características fracción nafta liviana 2

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	65.4
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	718.3
Punto Inicial destilación	D 86	°C	68.4
5% Volumen recobrado a,		°C	75.3
10% Volumen recobrado a,		°C	76.8
20 Volumen recobrado a,		°C	78.5
30% Volumen recobrado a,		°C	79.9
40% Volumen recobrado a,		°C	81.7
50% Volumen recobrado a,		°C	83.8
60% Volumen recobrado a,		°C	86.2
70% Volumen recobrado a,		°C	89.0
80% Volumen recobrado a,		°C	92.6
90% Volumen recobrado a,		°C	97.3
95% Volumen recobrado a,		°C	100.5
Punto final		°C	116.5
Residuo		%v	0.5
Rendimiento/Crudo		%v	4.84
		%m	4.11
Azufre	D 4294	%m	<0.015
Número de octano claro			
RON	D 2699		66.4
Presión de vapor Reid	D 323	psi	3.86
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Factor K	UOP-375		12.02
Azufre Mercaptano	D 3227	%m	0.0003
ANALISIS PIANO			
Naftenos		%v	40.3
Parafinas		%v	23.9
Iso-Parafinas		%v	32.6
Aromáticos		%v	3.2

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 7: Características fracción nafta media

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	57.9
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m3	756.7
Punto Inicial destilación	D 86	°C	108.2
5% Volumen recobrado a,		°C	116.5
10% Volumen recobrado a,		°C	117.7
20 Volumen recobrado a,		°C	119.4
30% Volumen recobrado a,		°C	121.3
40% Volumen recobrado a,		°C	123.4
50% Volumen recobrado a,		°C	125.7
60% Volumen recobrado a,		°C	128.3
70% Volumen recobrado a,		°C	131.0
80% Volumen recobrado a,		°C	134.6
90% Volumen recobrado a,		°C	140.0
95% Volumen recobrado a,		°C	144.7
Punto final		°C	162.6
Residuo		%v	0.6
Rendimiento/Crudo		%v	6.39
		%m	5.64
Azúfre	D 4294	%m	<0.015
Número de octano claro RON	D 2699		52.9
Presión de vapor Reid	D 323	psi	1.06
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Factor K	UOP-375		12.00
Naftalenos	D 1840	%v	0.03
Punto de congelación	D 2386	°C	<-75.0
Punto de humo	D 1322	mm	28.6
Azúfre Mercaptano	D 3227	%m	0.003
ANALISIS PIANO			
Naftenos		%v	35.9
Parafinas		%v	17.6
Iso-Parafinas		%v	36.5
Aromáticos		%v	8.7

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 8: Características fracción nafta pesada

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	47.1
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	791.8
Punto Inicial destilación	D 86	°C	153.6
5% Volumen recobrado a,		°C	157.2
10% Volumen recobrado a,		°C	158.7
20 Volumen recobrado a,		°C	161.2
30% Volumen recobrado a,		°C	163.0
40% Volumen recobrado a,		°C	164.9
50% Volumen recobrado a,		°C	167.0
60% Volumen recobrado a,		°C	169.0
70% Volumen recobrado a,		°C	172.4
80% Volumen recobrado a,		°C	175.9
90% Volumen recobrado a,		°C	180.8
95% Volumen recobrado a,		°C	185.1
Punto final		°C	202.8
Residuo		%v	0.6
Rendimiento/Crudo		%v	7.34
		%m	6.51
Azufre	D 4294	%m	0.016
Número de octano claro RON	D 2699		43.11
Presión de vapor Reid	D 323	psi	0.34
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Factor K	UOP-375		11.69
Color Saybolt	D 156		30
Naftalenos	D 1840	%v	0.13
Punto de congelación	D 2386	°C	<-75.0
Punto de inflamación	D 56	°C	37.0
Punto de humo	D 1322	mm	21.1
Punto de Nube	D 2500	°C	<-33.0
Índice de Cetano Calculado	D 4737		35.2
Azufre Mercaptano	D 3227	%m	<0.0003
ANALISIS PIANO			
Naftenos		%v	18.9
Parafinas		%v	16.1
Iso-Parafinas		%v	28.6
Aromáticos		%v	29.8

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 9: Características fracción kerosene

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	47.1
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m3	791.8
Punto Inicial destilación	D 86	°C	153.6
5% Volumen recobrado a,		°C	157.2
10% Volumen recobrado a,		°C	158.7
20 Volumen recobrado a,		°C	161.2
30% Volumen recobrado a,		°C	163.0
40% Volumen recobrado a,		°C	164.9
50% Volumen recobrado a,		°C	167.0
60% Volumen recobrado a,		°C	169.0
70% Volumen recobrado a,		°C	172.4
80% Volumen recobrado a,		°C	175.9
90% Volumen recobrado a,		°C	180.8
95% Volumen recobrado a,		°C	185.1
Punto final		°C	202.8
Residuo		%v	0.6
Rendimiento/Crudo		%v	7.34
		%m	6.51
Azufre	D 4294	%m	0.102
Color Saybolt	D 156		25
Indice de Cetano Calculado	D 4737		41.6
Factor K	UOP-375		11.63
Punto de fluidez	D 97	°C	<-33.0
Punto de congelación	D 2386	°C	-51
Punto de inflamación	D 56	°C	83.0
Punto de humo	D 1322	Mm	16.5
Punto de Nube	D 2500	°C	<-33.0
Naftalenos	D 1840	%v	3.01
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Nitrógeno Total	D 3228	%m	0.0003
Viscosidad @ 40 °C (104°F)	D 445	cSt	1.58
Viscosidad @ 50 °C (122°F)	D 445	cSt	1.58

Fuente: ECOPEPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 10: Características fracción a.c.p.m. liviano

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	34.5
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	852.2
Punto Inicial destilación	D 86	°C	260.4
5% Volumen recobrado a,		°C	264.9
10% Volumen recobrado a,		°C	265.6
20 Volumen recobrado a,		°C	267.3
30% Volumen recobrado a,		°C	269.3
40% Volumen recobrado a,		°C	271.3
50% Volumen recobrado a,		°C	273.7
60% Volumen recobrado a,		°C	276.4
70% Volumen recobrado a,		°C	280.1
80% Volumen recobrado a,		°C	284.5
90% Volumen recobrado a,		°C	290.5
95% Volumen recobrado a,		°C	294.9
Punto final		°C	304.8
Residuo		%v	1.1
Rendimiento/Crudo		%v	12.08
		%m	11.54
Azufre	D 4294	%m	0.453
Indice de Cetano Calculado	D 4737		50.6
Factor K	UOP-375		11.68
Punto de fluidez	D 97	°C	-21,0
Punto de inflamación	D 93	°C	123.0
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Punto de Nube	D 2500	°C	-20,0
Azufre Mercaptano	D 3227	%m	0.0003
Nitrógeno Total	D 3228	%m	0.0039
Viscosidad @ 40 °C (104 °F)	D 445	cSt	3.18
Viscosidad @ 50 °C (122 °F)	D 445	cSt	2.66

**Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios
Técnicos y Laboratorios, Enero 2006**

Tabla 11: Características fracción a.c.p.m. pesado

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	29.7
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	877.5
Punto Inicial destilación	D 86	°C	320.2
5% Volumen recobrado a,		°C	323.9
10% Volumen recobrado a,		°C	324.6
20 Volumen recobrado a,		°C	326.1
30% Volumen recobrado a,		°C	327.3
40% Volumen recobrado a,		°C	328.8
50% Volumen recobrado a,		°C	330.4
60% Volumen recobrado a,		°C	332.3
70% Volumen recobrado a,		°C	334.7
80% Volumen recobrado a,		°C	337.8
90% Volumen recobrado a,		°C	342.3
95% Volumen recobrado a,		°C	347.1
Punto final		°C	351.6
Residuo		%v	1.2
Rendimiento/Crudo		%v	9.51
		%m	9.36
Azufre	D 4294	%m	0.856
Indice de Cetano Calculado	D 4737		57.4
Factor K	UOP-375		11.72
Punto de fluidez	D 97	°C	3.0
Punto de inflamación	D 93	°C	168.0
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Nitrógeno Básico	UOP-269	%m	0.927
Nitrógeno Total	D 3228	%m	0.0304
Indice de Reagración @20 °C	D 1218	°C	1.489
Punto de Nube	D 2500		5.0
Viscosidad @ 40 °C (104 °F)	D 445	cSt	8.19
Viscosidad @ 50 °C (122 °F)	D 445	cSt	6.10

Fuente: ECOPEPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 12: Características fracción destilado liviano

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	24.7
Densidad a 15.0 °C	D 4052 D 2887	Kg/m ³	905.2
Destilación	Extendido		
Punto Inicial destilación		°C	347.6
5% Volumen recobrado a,		°C	365.0
10% Volumen recobrado a,		°C	371.0
20 Volumen recobrado a,		°C	380.0
30% Volumen recobrado a,		°C	386.1
40% Volumen recobrado a,		°C	392.9
50% Volumen recobrado a,		°C	399.3
60% Volumen recobrado a,		°C	406.4
70% Volumen recobrado a,		°C	415.0
80% Volumen recobrado a,		°C	425.9
90% Volumen recobrado a,		°C	442.3
95% Volumen recobrado a,		°C	457.7
Punto final		°C	508.0
Residuo		%v	0
Rendimiento/Crudo		%v	5.36
		%m	5.44
Azufre	D 4294	%m	1.086
Residuo Carbón Micro	D 4530	%m	<0.10
Factor K	UOP-375		11.78
Punto de fluidez	D 97	°C	27.0
CONTENIDO DE METALES	ICP-MS		
Vanadio		mg/kg	0.011
Níquel		mg/kg	0.006
Nitrógeno Básico	UOP-269	%m	0.036
Nitrógeno Total	D 3228	%m	0.1027
Índice de Refracción @70°C	D 1218		1.484
Tipo de Carbono Aromático	UV-VIS		
Monoaromáticos		%m	4.67
Diaromáticos		%m	3.74
Triaromáticos		%m	4.48
Tetraaromáticos		%m	1.69
Viscosidad @ 40 °C (104 °F)	D 445	cSt	28.09
Viscosidad @ 50 °C (122°F)	D 445	cSt	18.76

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 13: Características fracción destilado medio

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	23.1
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	914.6
Destilación	D 2887 Extendido		
Punto Inicial destilación		°C	360.6
5% Volumen recobrado a,		°C	380.8
10% Volumen recobrado a,		°C	391.4
20 Volumen recobrado a,		°C	405.6
30% Volumen recobrado a,		°C	417.5
40% Volumen recobrado a,		°C	427.3
50% Volumen recobrado a,		°C	436.3
60% Volumen recobrado a,		°C	445.4
70% Volumen recobrado a,		°C	455.1
80% Volumen recobrado a,		°C	467.1
90% Volumen recobrado a,		°C	484.3
95% Volumen recobrado a,		°C	500.3
Punto final		°C	545.9
Residuo		%v	0
Rendimiento/Crudo		%v	10.80
		%m	11.08
Azufre	D 4294	%m	1.076
Residuo Carbón Micro	D 4530	%m	<0.10
Factor K	UOP-375		11.85
Punto de fluidez	D 97	°C	36.0
CONTENIDO DE METALES	ICP-MS		
Vanadio		Ppm	0.033
Níquel		Ppm	0.015
Nitrógeno Básico	UOP-269	%m	0.045
Nitrógeno Total	D 3228	%m	0.1407
Indice de Refracción @70 °C	D 1218		1.489
Tipo de Carbono Aromático	UV-VIS		
Monoaromáticos		%m	4.5
Diaromáticos		%m	3.33
Triaromáticos		%m	4.05
Tetraaromáticos		%m	1.70
Viscosidad @ 40 °C (104 °F)	D 445	cSt	12.5
Viscosidad @ 50 °C (122 °F)	D 445	cSt	7.33

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 14: Características fracción destilado pesado

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	19.9
Densidad a 15.0° C	D 4052	Kg/m3	934.0
Destilación	D 6352		
Punto Inicial destilación		°C	387.2
5% Volumen recobrado a,		°C	439.2
10% Volumen recobrado a,		°C	451.5
20 Volumen recobrado a,		°C	465.6
30% Volumen recobrado a,		°C	475.8
40% Volumen recobrado a,		°C	484.7
50% Volumen recobrado a,		°C	493.4
60% Volumen recobrado a,		°C	501.4
70% Volumen recobrado a,		°C	510.0
80% Volumen recobrado a,		°C	521.5
90% Volumen recobrado a,		°C	537.0
95% Volumen recobrado a,		°C	551.4
Punto final		°C	605.0
Residuo		%v	0
Rendimiento/Crudo		%v	8.00
		%m	8.38
Azufre	D 4294	%m	1.260
Residuo Carbón Micro	D 4530	%m	0.53
Factor K	UOP-375		11.91
Punto de fluidez	D 97	°C	48.0
CONTENIDO DE METALES	ICP-MS		
Vanadio		mg/kg	0.259
Níquel		mg/kg	0.145
Nitrógeno Básico	UOP-269	%m	0.065
Nitrógeno Total	D 3228	%m	0.213
Indice de Refracción @70°C	D 1218		1.501
Tipo de Carbono Aromático	UV-VIS		
Monoaromáticos		%m	4.47
Diaromáticos		%m	3.18
Triaromáticos		%m	4.16
Tetraaromáticos		%m	2.27
Viscosidad @ 40° C (104 °F)	D 445	cSt	37.52
Viscosidad @ 50° C (122 °F)	D 445	cSt	18.16

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 15: Características fracción crudo reducido

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 ° C	Calculada	API	13.2
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	977.1
Azufre	D 1552	% m	1.623
Residuo Carbón Micro	D 4530	% m	13.29
CONTENIDO DE METALES			
Vanadio	D 5863	ppm	205.280
Niquel		ppm	85.720
Sodio		ppm	9.570
Hierro		ppm	8.220
Cobre		ppm	0.121
Aluminio		ppm	2.140
Magnesio		ppm	0.509
Calcio		ppm	2.950
Insolubles n-C7	D3279	% m	9.4
Punto de fluidez	D 97	°C	33.0
Viscosidad @ 80 °C (176 °F)	D 445	cSt	361.89
Viscosidad @ 100 °C (212 °F)	D 445	cSt	127.00
Rendimiento/Crudo		% v	48.81
		% m	53.28
Nitrógeno Básico	UOP.269	% m	0.045
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.5653
Tipo de Carbono Aromático			
Monoaromáticos	UV-VIS	% m	4.57
Diaromáticos		% m	3.36
Triaromáticos		% m	4.19
Tetraaromáticos		% m	3.56
Ceras	DIN	% m	7.50
ANÁLISIS SARA			
Saturados	D 2549	% m	32.0
Aromáticos		% m	38.0
Resinas		% m	19.7
Asfaltenos		% m	10.3

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

Tabla 16: Características fracción fondos de vacío

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C	Calculada	API	6.3
Densidad a 15.0 °C	D 70	Kg/m ³	1026.2
Azufre	D 1552	%m	2.070
Residuo Carbón Micro	D 4530	%m	25.26
CONTENIDO DE METALES	D 5863		
Vanadio		ppm	391.170
Níquel		ppm	159.260
Sodio		ppm	11.370
Hierro		ppm	13.550
Cobre		ppm	0.172
Aluminio		ppm	2.810
Magnesio		ppm	0.721
Calcio		ppm	4.110
Insolubles n-C7	D 3279	%m	18.4
Punto de ablandamiento	D 36	°C	65.0
Punto de Fluidez	D 97	°C	84.0
Penetración @25 °C	D 5	MM/10	5.3
Viscosidad @ 120 °C (248 °F)	PTE- 27006(ICP)	cSt	6977.97
Viscosidad @ 140 °C (248 °F)	PTE- 27006(ICP)	cSt	1652.54
Rendimiento/Crudo		%v	24.65
		%m	28.38
Nitrógeno Básico	UOP-269	%m	0.203
Nitrógeno Total	D 3228	%m	0.7499
Ceras	DIN	%m	4.36
ANALISIS SARA	D 2549		
Saturados		%m	11.4
Aromáticos		%m	47.2
Resinas		%m	24.3
Asfaltenos		%m	17.1

Fuente: ECOPELROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios
Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

A continuación en la tabla 19 se muestra un resumen de las características, así como los porcentajes en volúmenes de los productos obtenidos en la evaluación. Fecha de muestreo: Agosto 29 de 2005 – Punto de muestreo: Bomba descarga pp lb. Refinería Libertad

Tabla 17: RESUMEN CRUDO ORIENTE REFINERÍA LIBERTAD
Código SILAB 100047582

ANÁLISIS	CRUDO	Nafta 1	Nafta 2	Nafta 3	Nafta 4	KER	ACL	ACP	DL	DM	DP	CRED	FON
	°C	15-60	60.107	107-152	152-199	199-249	249-315	315-371	371-427	427-482	482-533	371.1+	533+
	°F	59-140	140-225	225-305	305-390	390-480	480-600	600-700	700-800	800-900	900-992	700+	992+
API 15.6° C (60 °F)	27.1	90.8	65.4	57.9	47.1	39.9	34.5	29.7	24.7	23.1	19.9	13.2	6.3
Densidad a 15.0 °C(g/cc)	0.8916	0.6364	0.7183	0.7567	0.7918	0.8253	0.8522	0.8775	0.9052	0.9146	0.9340	0.9771	1.0262
Azufre (%w)	0.983	<0.015	<0.015	<0.015	0.016	0.102	0.453	0.856	1.086	1.076	1.260	1.623	2.070
RCC (%w)	7.02								<0.1	<0.1	0.53	13.29	25.26
N.N. (mgKOH/g)	<0.1		<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1					
RVP (psi)	4.23	18.47	3.86	1.06	0.34								
Pto. Fluidez(°C)	-2,8					<-33.0	-21,00	3.0	27.0	36.0	48.0	33.0	84.0
VGC	0.852												
Ins n- C7 (%w)	5.4								0.22	0.03	0.04	9.4	18.4
Ins n- C5 (%w)													
Factor K (UOP)	11.80	12.92	12.02	12.00	11.69	11.63	11.68	11.72	11.78	11.85	11.91		
Temp 1 °C	40					40	40	40	40	80	80	80	120
Visc @t1 °C (cSt)	17.68					1.58	3.18	8.19	28.09	12.50	37.52	361.89	6977.96
Temp 2 °C	50					50	50	50	50	100	100	100	140
Visc @t2 °C (cSt)	13.00					1.38	2.66	6.10	18.76	7.33	18.16	127.00	1652.54
V50	21.10					3.82	10.35	16.84	23.04	25.21	30.15	37.27	48.53
Cenizas (%w)	0.027											0.0416	
BSW (%v)	0.10												
Sal (lb/1000Bl)	3.81												
Vanadio (ppm)	113.000											205.280	391.170
Níquel (ppm)	45.180								0.011	0.033	0.259	84.720	159.260
Níquel (ppm)									0.006	0.015	0.145		
Sodio (ppm)	10.580											9.570	11.370
Hierro (ppm)	5.430											8.220	13.550
Cobre (ppm)	0.112											0.121	0.172
Aluminio (ppm)	1.310											2.140	2.810
Arsénico (ppm)													
Magnesio (ppm)	0.448											0.509	0.721
Magnesio (ppb)													
Calcio (ppm)	2.570											2.950	4.110
Calcio (ppb)													
Ceras (%w)	5.20											7.50	4.36
Chispa(°C)	-6,0				37.0	83.0	123.0	168.0					

DESTILACIÓN	Simulada (°C)	D-86 (°C)							Simulada (°C)					
		25.3	68.4	108.2	153.6	206.8	260.4	320.2	347.6	360.6	387.2			
P.I.E.	2.4													
5% Vol a.	83.9	29.5	75.3	116.5	157.2	210.1	264.9	323.9	365.0	380.8	439.2			
10% Vol a.	118.2	30.3	75.8	117.7	158.7	211.1	265.6	324.6	371.0	391.4	451.5			
20% Vol a.	181.6	31.6	78.5	119.4	161.2	212.1	267.3	326.1	380.0	405.6	465.6			
30% Vol a.	246.6	32.8	79.9	121.3	163.0	213.7	269.3	327.3	386.1	417.5	475.8			
40% Vol a.	302.3	334.0	81.7	123.4	164.9	215.4	271.3	328.8	392.9	427.3	484.7			
50% Vol a.	357.1	35.1	83.8	125.7	167.0	217.2	273.7	330.4	399.3	436.3	493.4			
60% Vol a.	420.2	36.4	86.2	128.3	169.4	219.3	276.4	332.3	406.4	445.4	501.4			
70% Vol a.	483.5	37.9	89.0	131.0	172.4	221.8	280.1	334.7	415.0	445.4	501.4			
80% Vol a.		40.1	92.6	134.6	175.9	224.8	284.5	337.8	425.9	467.1	521.5			
90% Vol a.		44.3	97.3	140.0	180.8	229.4	290.5	342.3	442.3	484.3	537.0			
95% Vol a.		50.2	100.5	144.7	185.1	233.2	294.9	347.1	457.7	500.3	551.4			
P.F.E.	554.3	73.1	116.5	162.6	202.8	239.6	304.8	351.6	508.0	545.9	605.0			
Residuo	20.8	0.8	0.5	0.6	0.6	1.0	1.1	1.2						
Rendimiento %v		1.76	4.84	6.39	7.34	7.99	12.08	9.51	5.36	10.80	8.00	48.81	24.65	
Rendimiento %w		1.32	4.11	5.64	6.51	7.40	11.54	9.36	5.44	11.08	8.38	53.28	28.38	
MON		M.I.	M.I.	M.I.	M.I.									
RON		M.I.	66.40	52.91	43.11									
Nitrógeno Básico (%w)								0.027	0.036	0.045	0.065	0.045	0.203	
Nitrógeno Total (%w)	0.2489					0.0003	0.0039	0.0304	0.1027	0.1407	0.2130	0.5653	0.7499	
Indice de Refracción @ t(20 °C)								14.890						
Indice de Refracción @ t(70 °C)									1,4841	1,4892	1,5016			
Pto. Anilina (°C)														
Naftenos (%V)		3.9	40.3	35.9	18.9									
Parafinas (%v)		51.3	23.9	17.6	16.1									
Iso-Parafinas(%v)		44.4	32.6	36.5	28.6									
Aromáticas (%v)		0.2	3.2	8.7	29.8									
Color					30	25								
Naftalenos (%v)				0.03	0.13	3.01								
Podcalórico (BTU/lb)														
Pto. Congelación (°C)				<-75.0	<-75.0	-51,0								
Pto. Humo (mm)				28.6	21.1	16.5								
Ind. Cetano					35.2	41.6	50.6	57.4						
Punto de Nube (°C)					<-33.0	<-33.0	-20	5.0						
Pto. Ablandamiento (°C)		0.0003	0.0003										65.0	
Penetración a 25°C (mm/10)													5.3	
Azufre Mercaptano (%w)				0.0003	<0.0003	<0.0003	<0.0003							
Densidad a 70°C (g/cc)														
Tipo de Carbono Aromático														
Monoaromáticos (%w)									4.67	4.50	4.47	4.57		
Diaromáticos (%w)									3.74	3.33	3.18	3.36		
Triaromáticos (%w)									4.48	4.05	4.16	4.19		
Tetraaromáticos + (%w)									1.69	1.70	2.27	3.56		
ANALISIS S.A.R.A.														
Saturados (%w)												32.0	11.4	
Aromáticos (%w)												38.0	47.2	
Resinas (%w)												19.7	24.3	
Asfaltenos (%w)												10.3	17.1	

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

4.3. Algunas propiedades importantes

En la tabla No. 18 se presentan las propiedades fisicoquímicas del crudo. De acuerdo con estos resultados, el crudo es clasificado dentro del grupo de base Intermedia con una gravedad API de 27.1°, un contenido de azufre de 0.983 %w y un contenido de metales (Ni + V) de 158.18 ppm.

Tabla 18: Características fisicoquímicas del crudo

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6 °C(60°F)	Calculada	API	27.1
Densidad a 15.0 °C	D 5002	Kg/m3	891.6
Azufre	D 4294	%m	0.983
Residuo Carbón Micro	D 4530	%m	7.02
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Presión de Vapor	D 323	Psi	4.23
Punto de Fluidez	D 97	°C	-2,8
Constante grav/visc., VGC	D 2501		0.852
Insolubles n-C7	D 3279	%m	5.4
Factor de Caracterización K	UOP-375		11.80
Viscosidad @40 °C (104°F)	D 445	cSt	17.68
Viscosidad @50 °C (122°F)	D 445	cSt	13.00
Cenizas	D 482	% m	0.027
Agua y Sedimento	D 96	% v	0.10
Sal	ARUBA	lb/1000BlS	3.81
CONTENIDO DE METALES	D 5863		
Vanadio		ppm	113.000
Níquel		ppm	45.180
Sodio		ppm	10.580
Hierro		ppm	5.430
Cobre		ppm	0.112
Aluminio		ppm	1.310
Magnesio		ppm	0.448
Calcio		ppm	2.570
Punto de inflamación	D 56	°C	-6,0
Ceras	UOP-46 Mod.	%m	5.20

Fuente: ECOPETROL-Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

4.4. Simulación de las condiciones operacionales para un proceso de destilación al vacío

El crudo Oriente Refinería Libertad fue muestreado directamente por personal del ICP, el día 29 de Agosto de 2005 bajo las siguientes condiciones:

Estación/Campo: Refinería Libertad (Ecuador)

Punto de muestreo: Bomba Descarga PP1B

Temperatura (°F): 78.0

Gravedad API: 27.5° *

La muestra del Crudo Oriente Refinería Libertad fue recibida en el ICP el 27 de Octubre de 2005 y enviada posteriormente a los laboratorios del Instituto para su respectivo análisis. (ECOPETROL, 2006)

4.4.1. Determinación de las fracciones del petróleo crudo con el empleo de la destilación simulada por cromatografía gaseosa. Procedimiento de análisis empleado.

En la industria petrolera es muy importante conocer la composición de los crudos, ya que esta varía dependiendo de su origen. Resulta factible y provechosa su separación industrial por destilación en fracciones de diferentes intervalos de ebullición para sus diferentes aplicaciones. Antes de llevar a cabo el proceso industrial es preciso determinar en el laboratorio la composición de cada fracción para su adecuación. Usualmente esto se realiza por destilación a presión atmosférica y reducida de la muestra de crudo, pero es posible realizarlo por destilación simulada mediante cromatografía gaseosa. El fraccionamiento de la muestra fue realizado en las unidades de destilación atmosférica y de Vacío, siguiendo los lineamientos

de las normas ASTM D 2892 y D 5236 respectivamente. La destilación preparativa en el laboratorio está descrita en la norma ASTM D2892-05, la cual corresponde a una técnica, definida por una columna de 15 a 18 platos teóricos con relación de flujo 5:1 y se le conoce bajo el nombre de Curva de Verdaderos Puntos de Ebullición (TBP True Boiling Point). Se trata de una verdadera destilación fraccionada, a escala reducida. El método requiere de 0,5 a 30 L de muestra y ejecuta la destilación a presión atmosférica y a presión reducida. Si se sobrepasa la temperatura de 340 °C en el matraz de destilación se produce un craqueo térmico del residuo. En este punto de la destilación, el residuo contenido en el matraz constituye el residuo atmosférico. Para poder continuar la destilación, ha de hacerse vacío. La destilación se continúa hasta un punto de ebullición correspondiente a 510 °C si la operación se hubiese realizado a presión atmosférica. El residuo del matraz constituye el residuo de vacío. Esta destilación corresponde al método ASTM D86-057 donde los productos tienen puntos de ebullición entre 0 y 400 °C. Cuando se realiza el análisis cromatográfico de una muestra de hidrocarburos, la separación sucede en orden ascendente de sus temperaturas de ebullición con el tiempo, las cuales a su vez, se corresponden con el número de átomos de carbono presente en las moléculas. Esto brinda la posibilidad de simular la destilación de muestras de crudos de petróleo, con la ventaja de utilizar cantidades de muestra del orden de los microlitros o fracciones en un tiempo relativamente corto.

La cantidad de los gases fue determinada gravimétricamente y su composición fue establecida a partir de la composición de livianos obtenida por el análisis cromatográfico del crudo. Este análisis fue realizado en un cromatógrafo de gases provisto de una válvula de fraccionamiento y de una columna capilar de 100 m de longitud.

4.4.2. Procedimiento de Análisis Empleado

La caracterización de la muestra de crudo Oriente Refinería Libertad y de sus fracciones fue realizada siguiendo las normas definidas en la tabla No. 19.

El fraccionamiento de la muestra fue realizado en las unidades de destilación atmosférica de 50 Litros y de Vacío Potstill, siguiendo los lineamientos de las normas ASTM D 2892 y D 5236 respectivamente.

La cantidad de los gases fue determinada gravimétricamente y su composición fue establecida a partir de la composición de livianos (lighthends) obtenida por el análisis cromatográfico del crudo. Este análisis fue realizado en un cromatógrafo de gases provisto de una válvula de fraccionamiento y de una columna capilar de 100 m de longitud. En la tabla No. 19 describimos los análisis y normas realizadas para la simulación de la muestra de crudo oriente de refinería La Libertad

Tabla 19: Análisis realizados y normas utilizadas

Prueba	Norma
Destilación Atmosférica	ASTM D-2892
Destilación al Vacío	ASTM D-5236
Densidad	ASTM D-5002/4052
Gravedad API	Calculada
Azufre Horiba	ASTM D-4294
Residuo Carbón Micro	ASTM D-4530
Número de Acido	ASTM D-664
Presión de vapor REID	ASTM D-323
Insolubles en n-C7	ASTM D-3279
Factor K	UOP 375
Viscosidad Cinemática	ASTM D-445
Agua y Sedimento	ASTM D-96
Destilación Simulada	ASTM D-5307/2887/6352
Punto de Fluidez	ASTM D-97
Análisis PIANO	ASTM D-6623
Mercaptanos en Combustibles	ASTM D-3227

Prueba	Norma
Naftalenos en JP por UV-VIS	ASTM D-1840
Punto de Congelación	ASTM D-2386
Punto de Humo	ASTM D-1322
Destilación de Productos de Petróleo	ASTM D-86
Índice de Cetano	Calculado
Punto de Nube	ASTM D-2500
Nitrógeno Total en Lubricantes	ASTM D-3238
Nitrógeno Básico en Hidrocarburos	UOP 269
Análisis Cuantitativo de Crudos	ASTM D-5863
Cenizas en Productos del Petróleo	ASTM D-482
Tipo de Carbón Aromático	UV-VIS
Análisis SARA	ASTM D-2549

Fuente: ECOPEL- Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

4.5. Resultados obtenidos

4.5.1. Rendimiento de las fracciones obtenidas a partir de la destilación simulada

En la tabla No. 20 se detallan los rendimientos de las fracciones obtenidas a partir de la destilación simulada que fueron los siguientes:

Tabla 20: Rendimiento de las fracciones obtenidas a partir de la destilación simulada

FRACCIONES	CORTES °C	% PESO	% VOLUMEN
Gases	0 – 15	0,84	1,28
Nafta 1	15 – 60	1,32	1,76
Nafta 2	60 – 107	4,11	4,84
Nafta Media 3	107 – 152	5,64	6,39
Nafta Pesada 4	152 – 199	6,51	7,34
Kerosene	199 – 249	7,40	7,99
A.C.P.M. Liviano	249 – 315	11,54	12,08
A.C.P.M. Pesado	315 – 371	9,36	9,51
Destilado Liviano	371 – 427	5,44	5,36
Destilado Medio	427 – 482	11,08	10,80
Destilado Pesado	482 – 533	8,38	8,00
Fondos de Vacío	533+	28,38	24,65
Crudo Reducido	371+	53,28	48,81

Fuente: ECOPEL- Instituto Colombiano de Petróleo, Servicios Técnicos y Laboratorios, Enero 2006

En la tabla No. 21 demostramos el rendimiento en BPD de Crudo Oriente Procesado por Destilación al vacío propuesta para RLL

Tabla 21: Unidad de Destilación Al Vacío Propuesta para procesar el Crudo Reducido de ambas Plantas

Unidad de Destilación Al Vacío Propuesta para procesar el Crudo Reducido de ambas Plantas		
Cantidad Procesada	17491,8933	BPD
Producción Obtenida, BPD		
Destilado Liviano	1920,84711	BPD
Destilado Medio	3870,3636	BPD
Destilado Pesado	2866,936	BPD
Fondos de Vacío	8833,74655	BPD
	17491,8933	

Fuente: Refinería La Libertad

4.5.2. Esquemas y Balances de Materia de las Unidades de Destilación Atmosférica y al Vacío

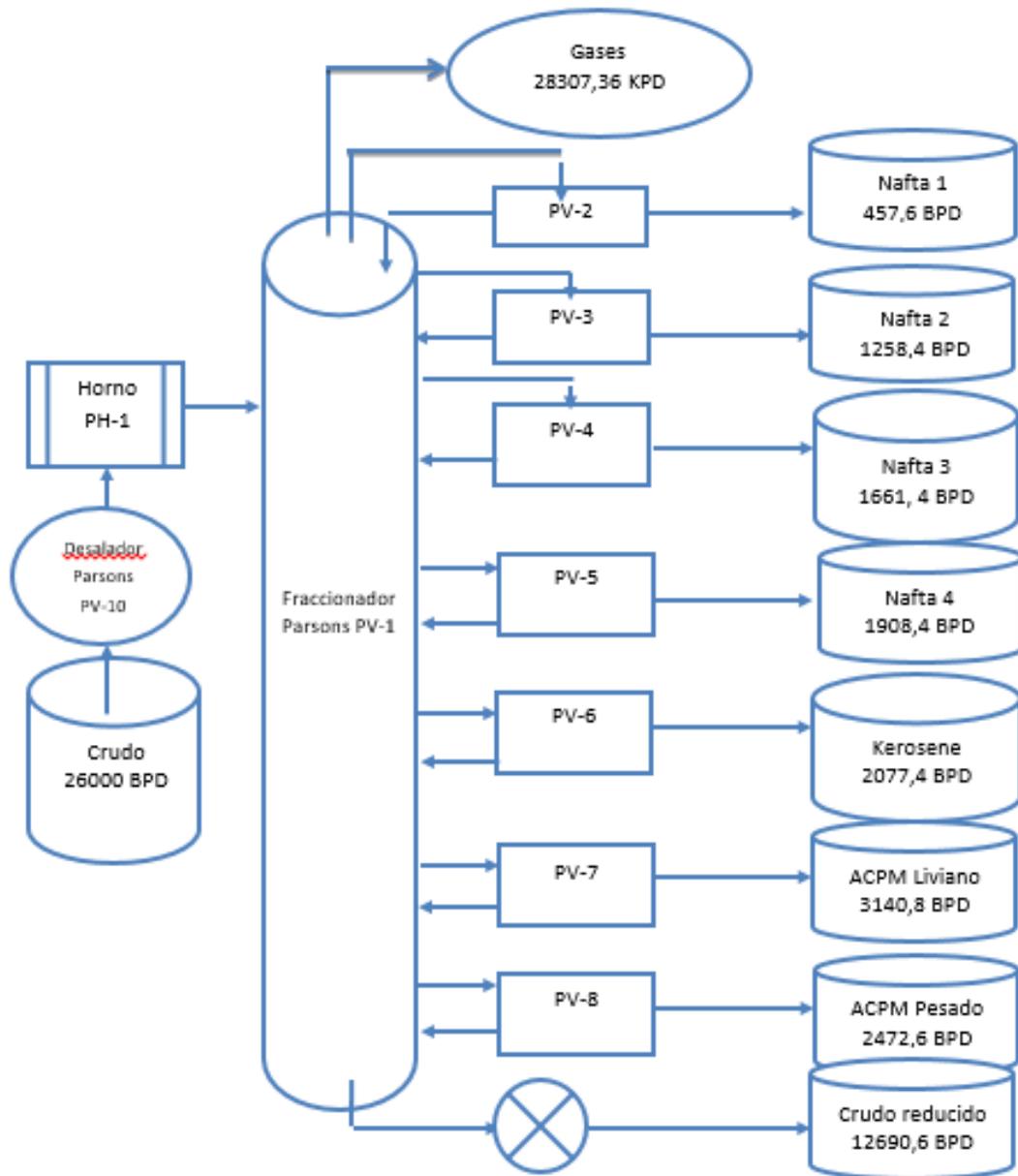
Considerando los resultados de la destilación simulada proyectamos los respectivos balances que se obtendrían de las unidades de destilación atmosférica y al vacío de Refinería La Libertad.

4.5.2.1. Esquema y Balance de Materia de las Unidades de Destilación Atmosférica Plantas Parsons y Universal de Refinería La Libertad

Con la simulación realizada por ECOPETROL y tomando como base los resultados en cuanto al rendimiento de las fracciones de crudo de RLL, a continuación se realiza un balance de materia considerando la carga actual

de planta PARSONS 26.000 BPD y planta UNIVERSAL 9.836 BPD detallados en las Figuras No. 17 y 18 respectivamente.

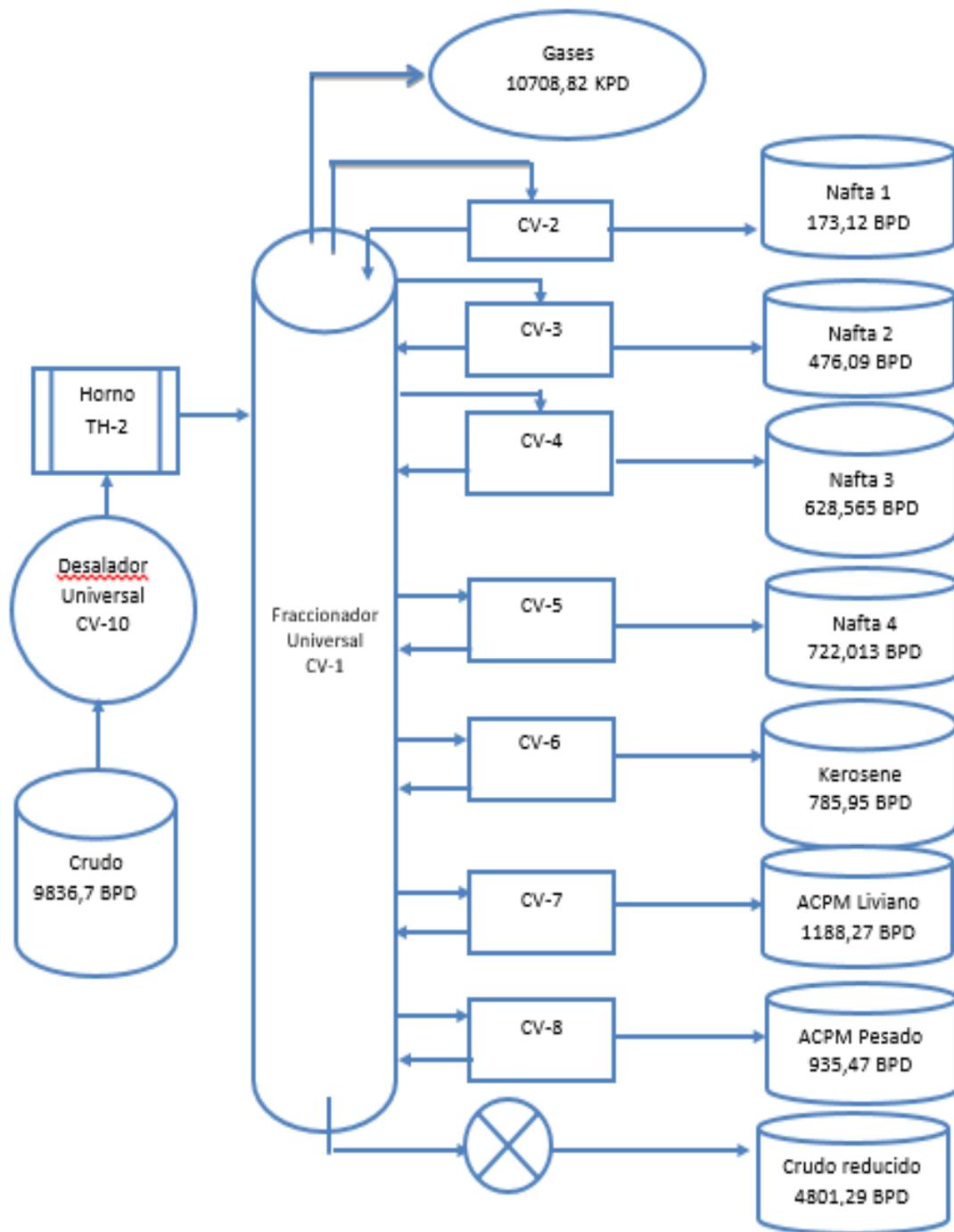
Figura 17: ESQUEMA DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA EN LA PLANTA PARSONS CON SU RESPECTIVO BALANCE DE MATERIA



Fuente: Refinería La Libertad

Elaboración Propia

Figura 18: ESQUEMA DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA EN LA PLANTA UNIVERSAL CON SU RESPECTIVO BALANCE DE MATERIA



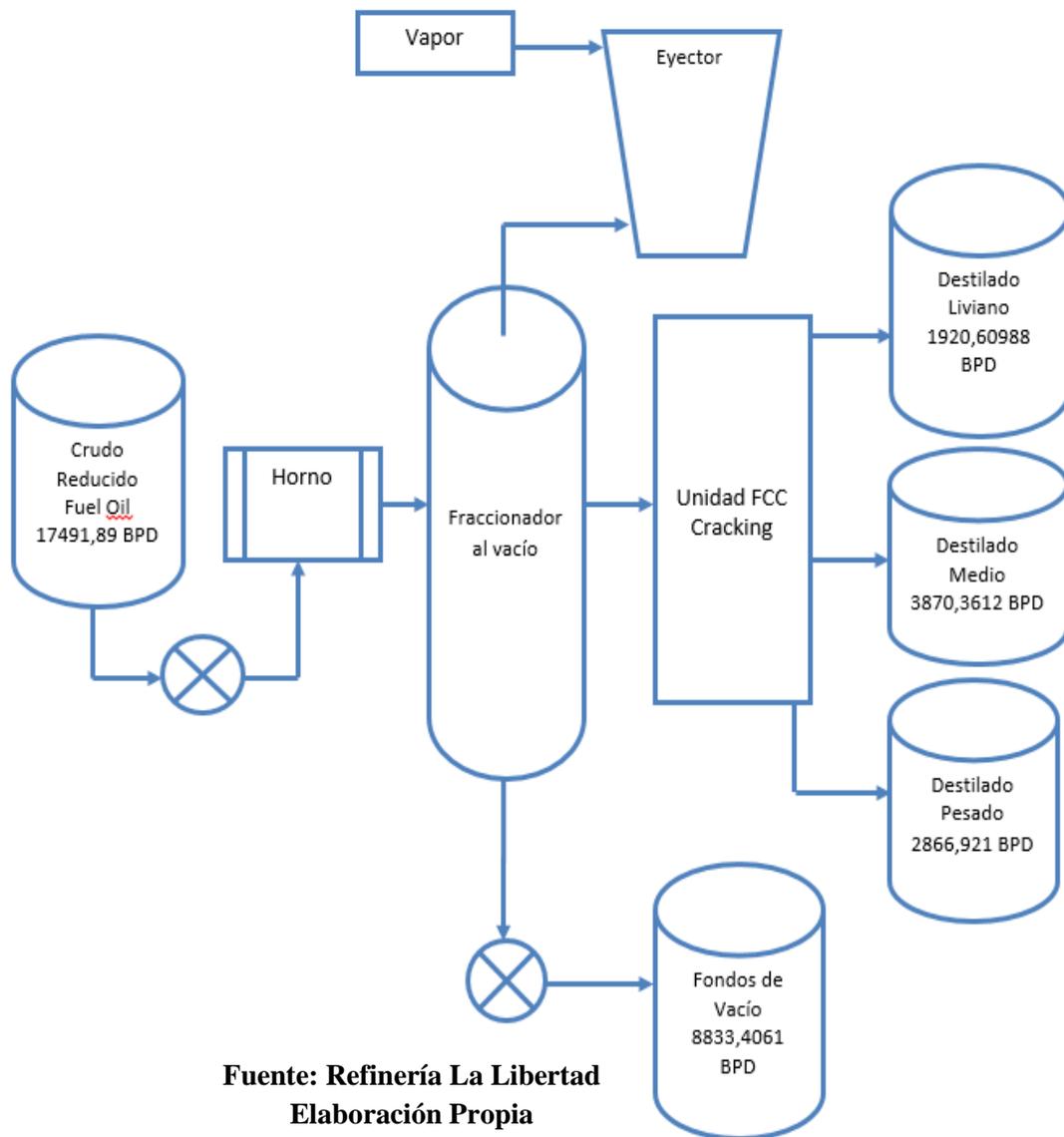
Fuente: Refinería La Libertad

Elaboración Propia

4.5.2.2. Esquema y Balance de Materia de la Unidad de Destilación al vacío propuesta para Refinería La Libertad

En el esquema siguiente de la figura No. 19 se realiza un balance másico considerando como carga la producción de crudo reducido en las plantas Parsons y Universal de RLL con su respectiva producción

Figura 19: ESQUEMA DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO PROPUESTA CON SU RESPECTIVO BALANCE MÁSICO



CAPÍTULO V

5. ANÁLISIS ECONOMICO DE LA RELACION COSTO - BENEFICIO DEL PROYECTO

5.1. Estimación del monto estructural del Proyecto

Para la estimación del monto estructural del Proyecto se hizo uso del Índice de Complejidad de Nelson que permite medir la capacidad de conversión de una refinería de petróleo con relación a la capacidad de destilación primaria.

El Índice de complejidad Nelson asigna un factor de complejidad a cada parte (planta) de la refinería de acuerdo a su complejidad y el costo comparándolo con la destilación de crudo (topping) a quien se le asigna un factor igual a 1. La complejidad de cada parte es luego calculada multiplicando su factor por su relación de carga como porcentaje de la capacidad de destilación de crudo. Sumando los valores de complejidad asignados (los calculados incluyendo la destilación) se determina la complejidad de la refinería según el índice de complejidad Nelson.

Tabla 22: Cálculo Básico del Costo Total Estimado para el Proyecto

Costos estimados de Inversiones requeridas

Unidad	Capacidad Barriles / día	Costo * US\$ / barril	Costo ref.* US\$	Costo ** US\$	% COSTO TOTAL
Unidad de Destilación al Vacío	17.500	2.000	35.000.000	47.000.000	46,99%
Inversión Plantas Principales en Límite de Batería				47.000.000	46,99%
Servicios Auxiliares en Límite de Batería				10.810.000	10,81%
Total en Refinería: Plantas e Instalaciones Auxiliares				57.810.000	57,80%
Aranceles, Transporte, Seguro		35%		20.233.500	20,23%
Costos Indirectos, Construcción, Instalación y Puesta en Servicio		38%		21.967.800	21,97%
Total Inversiones (Obras en Operación)				100.011.300	100%

Nota: Costos estimados con una variación de +/- 30%

Elaboración: Propia

Fuente:

2005 U.S. Gulf Coast, Colorado School of Mines

Actualizado a Septiembre 2014 (Oil&Gas Journal, Nelson Farrar Inflation Index:

Set2014/2005 = 2,569.8/1,918.8)

Este índice no sólo indica la inversión necesaria o el costo de una refinería sino también el valor agregado potencial. Por lo tanto, cuanto más grande sea su índice, mayor será el valor de la refinería y mayor el valor de sus productos.

En la tabla anterior se determina el Costo total estimado calculado para la ejecución de este Proyecto utilizando costos procesados por la Escuela de Minas de Colorado, para la Costa del Golfo (EE.UU.) para el 2005; actualizados a Septiembre de 2014, utilizando los índices de Nelson Farrar, publicados por Oil&Gas Journal.

La carga es el crudo reducido de las plantas Parsons y Universal: 17.500 bpd.

5.2. Estimación del costo de operación y mantenimiento

Para la estimación del costo de operación y mantenimiento se consideran los costos generados por gasto de personal, servicios de operación y mantenimiento, materiales y suministros. No consideramos depreciaciones ni gastos financieros.

Para la evaluación económica se consideran precios internacionales correspondientes a Septiembre de 2014.

Al hacer una evaluación económica, es importante tomar costos del mismo período, para reducir el margen de error, más aún en este tiempo en que los precios del petróleo y de los combustibles están sufriendo cambios considerables.

Para la determinación de los gastos de operación y mantenimiento se ha tomado como referencia el costo típico de refinación por barril procesado en Refinería La Libertad.

5.3. Estimación de Ingresos del proyecto

Para la estimación de los ingresos generados por el proyecto, consideramos como carga a la unidad de vacío, el crudo reducido generado por las plantas Parsons y Universal.

La unidad de vacío generará gasóleos y fondos de vacío. Los gasóleos servirán como carga a la unidad de Craqueamiento Catalítico Fluido, FCC, diseñada por UOP, con Reactor y Regenerador nuevos, cuya capacidad ha sido incrementada de 18.000 a 20.000 bpd.

Los productos que se obtendrán de FCC, serán LPG (gas licuado de petróleo), Gasolina de Alto Octano y Diluyentes. Los fondos de vacío pueden ser utilizados como asfalto, por lo que aplicamos el precio internacional de este producto. (Engineering Design Information, Project 951636, Basis and scope of design, 24 Sep 2009, UOP LLC)).

Consideramos dos escenarios:

- Los 8700 bpd de gasóleos se procesan en la unidad de FCC de Refinería Esmeraldas. Este caso se dará cuando Refinería Esmeraldas tenga fuera de servicio una de sus unidades no catalíticas (crudo, vacío y viscorreducción).
- Se procesan 3000 bpd de gasóleos, para completar la carga de gasóleos para FCC, sustituyendo al crudo reducido. Este es el peor escenario.

En la práctica, la cantidad de gasóleo procesado en FCC, estará entre estos dos valores.

5.4. Estimación de Egresos del proyecto

En los egresos consideramos:

Materia prima.- La materia prima es el crudo reducido de las unidades Parsons y Universal, 17.500 bpd. Para establecer el costo, utilizamos el precio del fuel oil, pues se lo comercializa como este producto.

Costos de Operación y Mantenimiento.- Aplicamos el costo de refinación de Refinería La Libertad, \$3,628/bbl.

Gastos e Imprevistos.- Para este rubro asignamos un 2% del total de ingresos por producción.

Primer Escenario:

8.700 bpd de gasóleos procesados en FCC de Refinería Esmeraldas

La proyección la realizamos para tres años.

Tabla 23 PROYECTO: INSTALACION DE UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN REFINERÍA LA LIBERTAD – Primer Escenario
INDICADORES ECONÓMICOS DE RENTABILIDAD

Base: Enero - Diciembre

Días = 330

Ingresos por Proyecto	Produc (bpd)	Costos (US\$)	1	2	3
LPG	3.135	61,07	63.189.642	62.241.797	61.308.170
Gasolina alto octano	5.884	123,39	239.599.286	236.005.296	232.465.217
Diluyente	2.313	114,10	87.075.627	85.769.493	84.482.950
Fondos de vacío (asfalto)	8.800	89,03	258.551.941	254.673.662	250.853.557
Total Ingresos Producción			648.416.496	638.690.249	629.109.895

Egresos					
Materia prima	17.500	93,31	538.865.250	538.865.250	538.865.250
Costos de Operación y Mantenimiento	17.500	3,628	20.951.700	21.999.285	23.099.249
Gastos e Imprevistos			12.968.330	12.773.805	12.582.198
Total Egresos			572.785.280	573.638.340	574.546.697
Utilidad Bruta			75.631.216	65.051.909	54.563.198

Indicadores Económicos	Concepto	Inversión	Inicio de Operación y Producción		
		0	1	2	3
		-			
	Flujo de Caja	100.01		65.051.90	54.563.19
		1.300	75.631.216	9	8
		-			
	Flujo Acumulado	100.01		40.671.82	95.235.02
		1.300	-24.380.084	5	3

Elaboración: Propia

Fuente: Refinería Esmeraldas

Segundo Escenario:

3.000 bpd de gasóleos procesados en FCC de Refinería Esmeraldas
La proyección la realizamos para cuatro años.

**Tabla 24 PROYECTO: INSTALACION DE UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO
EN REFINERÍA LA LIBERTAD – Segundo Escenario
INDICADORES ECONÓMICOS DE RENTABILIDAD**

Base: Enero –

Diciembre

Días = 330

Procesando 3000 bpd en FCC de
Refinería Esmeraldas

Ingresos por Proyecto	Produc. (bpd)	Costos (US\$)	1	2	3	4
LPG	1.081	61,07	21.789.53 2	21.789. 532	21.789.53 2	21.789. 532
Gasolina alto octano	2.029	123,39	82.620.44 3	82.620. 443	82.620.44 3	82.620. 443
Diluyente	797	114,10	30.026.07 8	30.026. 078	30.026.07 8	30.026. 078
Gasóleo	5.700	114,10	214.622.1 00	214.622 .100	214.622.1 00	214.622 .100
Fondos de vacío (asfalto)	8.800	89,03	258.551.9 41	258.551 .941	258.551.9 41	258.551 .941
Total Ingresos Producción			607.610.0 95	607.610 .095	607.610.0 95	607.610 .095

Egresos						
Materia prima	17.500	93,31	538.865.2 50	538.865 .250	538.865.2 50	538.865 .250
Costos de Operación y Mantenimiento	17.500	3,628	20.951.70 0	21.999. 285	23.099.24 9	24.254. 212
Gastos e Imprevistos			12.152.20 2	12.152. 202	12.152.20 2	12.152. 202
Total Egresos			571.969.1 52	573.016 .737	574.116.7 01	575.271 .664
Utilidad Bruta			35.640.94 3	34.593. 358	33.493.39 3	32.338. 431

Indicadores Económicos	Inversión	Inicio de Operación y Producción				
		0	1	2	3	4
Concepto						
Flujo de Caja	-100.011.300	35.640.94 3	34.593. 358	33.493.39 3	32.338. 431	
Flujo Acumulado	-100.011.300	64.370.35 7	29.777. 000	3.716.394	36.054. 825	

Elaboración Propia

Fuente: Refinería Esmeraldas

5.5. Evaluación económica del proyecto

Considerando las tablas anteriores se determina la Evaluación económica del proyecto.

Primer Escenario:

8.700 bpd de gasóleos procesados en FCC de Refinería Esmeraldas

Tabla 25: Análisis de Costo Beneficio: Resumen

Resumen

Período de Recuperación	15,1	Meses
Tasa de Descuento	12%	
VAN	\$ 79.278.408	
TIR	54,6%	
Beneficio/Costo	1,13	

Elaboración Propia

Fuente: Refinería Esmeraldas

Para la evaluación se consideraron los tres primeros años de operación de la unidad de vacío propuesta.

Los resultados muestran que la inversión se recupera en 15.1 meses.

Con una tasa de descuento de 12%, el valor actual neto, VAN, en este período de tiempo, es de \$ 79.278.408.

La tasa interna de retorno, TIR, es de 54,6%., excelente para un proyecto de alta inversión.

Finalmente, la relación Beneficio/Costo, en este período de tiempo, es de 1,13. Una relación mayor a 1, nos ratifica la conveniencia económica del proyecto.

El gráfico siguiente muestra el flujo de caja acumulado, en el que se puede ver el punto de recuperación de la inversión.

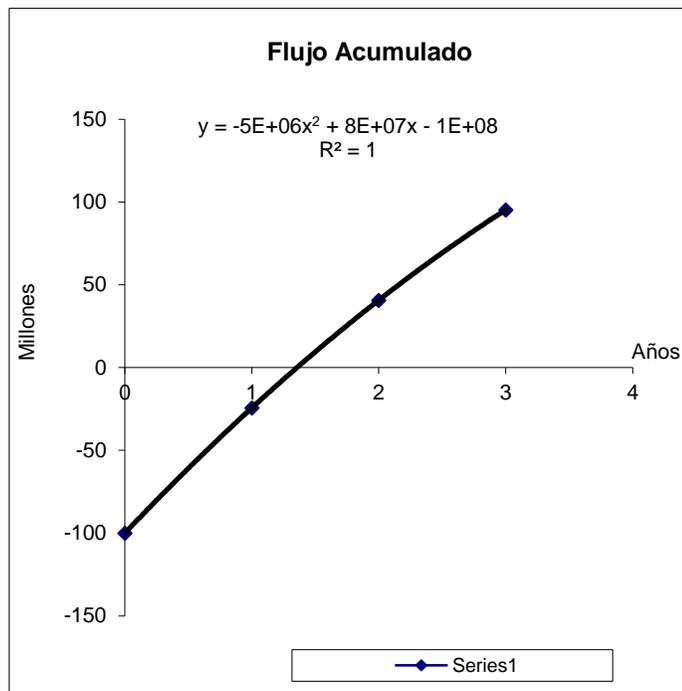


Gráfico No. 1: Flujo de caja Acumulado – Primer Escenario

Fuente: Refinería Esmeralda

Segundo Escenario:

3.000 bpd de gasóleos procesados en FCC de Refinería Esmeraldas

Resumen

Período de Recuperación	31,1	Meses
Tasa de Descuento	12%	
VAN	\$ 3.780.177	
TIR	13,8%	
Beneficio/Costo	1,06	

Para la evaluación se consideraron los cuatro primeros años de operación de la unidad de vacío propuesta.

Los resultados muestran que la inversión se recupera en 31.1 meses.

Con una tasa de descuento de 12%, el valor actual neto, VAN, en este período de tiempo, es de \$ 3.780.177.

La tasa interna de retorno, TIR, es de 13,8%., bueno para un proyecto de alta inversión.

Finalmente, la relación Beneficio/Costo, en este período de tiempo, es de 1,06. Una relación mayor a 1, nos ratifica la conveniencia económica del proyecto.

El gráfico siguiente muestra el flujo de caja acumulado, en el que se puede ver el punto de recuperación de la inversión.

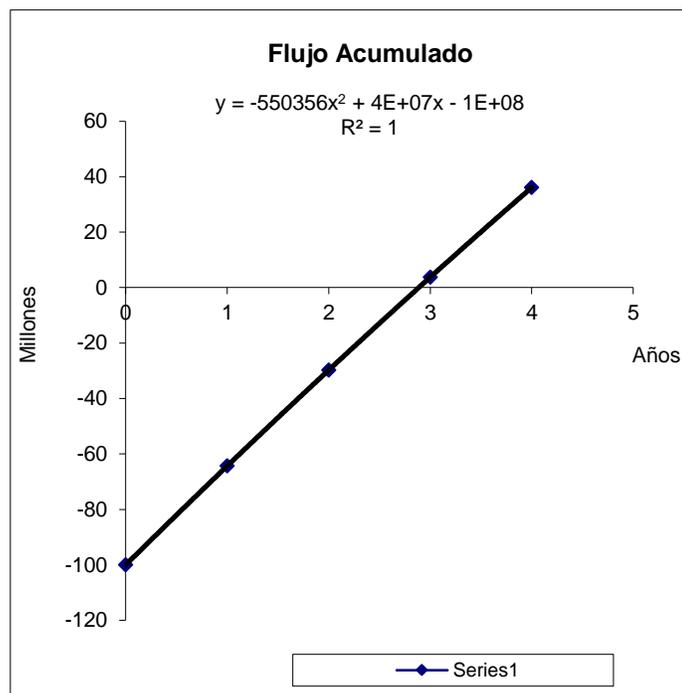


Gráfico No. 2 Flujo acumulado – Segundo escenario

Fuente: Refinería Esmeralda

Es importante anotar que para estas evaluaciones, se consideran solamente 330 días de operación, pues las buenas prácticas de ingeniería, recomiendan dedicar 30 días al año para mantenimiento de las unidades de proceso. De esta manera se garantiza el óptimo rendimientos de estas unidades y, consecuentemente, de la producción.

CAPÍTULO VI

6.1. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1.1. CONCLUSIONES

- ✓ La eventual implementación de un proceso de destilación al vacío en RLL, según los balances operacionales realizados demuestran que el proyecto es rentable, en razón a que el valor actualizado de los flujos es superior a la inversión.
- ✓ La evaluación económica del proyecto demuestra la conveniencia de su implementación, con otros beneficios adicionales:
 - Reducción de importaciones de nafta de alto octano y cutter stock, con el consecuente ahorro de divisas.
 - Mayor vida útil del catalizador de FCC. Los gasóleos obtenidos del proyecto permitirán que FCC opere con carga 100% gasóleos, con 0,6 ppm de Níquel y 0,4 ppm de Vanadio. Sin el proyecto, tendría que operar con 20% de crudo reducido, con un contenido de 25,6 ppm de Níquel y 51,8 ppm de Vanadio, metales que son veneno para el catalizador, reduciendo su vida útil. (Engineering Design Information, Project 951636, Basis and scope of design, 24 Sep 2009, UOP LLC).
 - Incremento de 2,5% en la producción de GLP.
 - Incremento del 5% en la producción de gasolina de alto octano.

- Creación de puestos de trabajo. La nueva unidad requerirá la creación de puestos de operadores de planta y personal de mantenimiento, beneficiando a la población de la zona.
- ✓ En la evaluación económica se han considerado dos escenarios:
 - El óptimo cuando todos los gasóleos, 8.700 bpd, se procesen en la unidad de FCC de Refinería Esmeraldas.
 - El peor, cuando solamente se procesen 3.000 bpd.
- ✓ Aún en el peor escenario este proyecto es rentable y, por tanto, conveniente para el país.

6.1.2. RECOMENDACIONES

- ✓ Es importante recomendar la implementación de este proyecto de Destilación al Vacío en la Refinería La Libertad, ya que los resultados han demostrado una mayor rentabilidad incrementando la producción de productos livianos a partir de la refinación del crudo.
- ✓ El país necesita de proyectos altamente rentables como éste, por lo que se recomienda su implementación para beneficio de la economía del país y de los ecuatorianos.
- ✓ En el tema ambiental se sugiere la implementación de este proceso en la Refinería La Libertad ya que reduciría considerablemente las emisiones de compuestos orgánicos volátiles y los residuos peligrosos de compuestos de azufre.

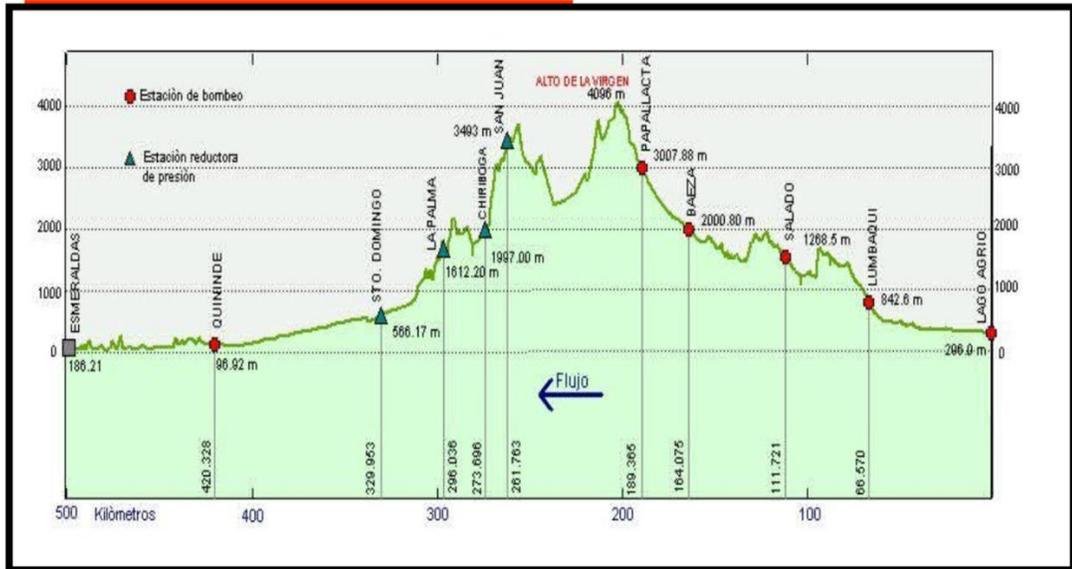
- ✓ Para la ubicación de las instalaciones que comprende este proyecto se recomienda utilizar una locación vacía situada en la parte de la Planta Universal y Parsons a efecto de aprovechar las instalaciones ya existentes, ahorrando de esta manera recursos como por ejemplo tuberías y accesorios. Además se podría aprovechar la temperatura del residuo de ambas plantas, para ser utilizada como carga de la destilación al vacío.

BIBLIOGRAFÍA

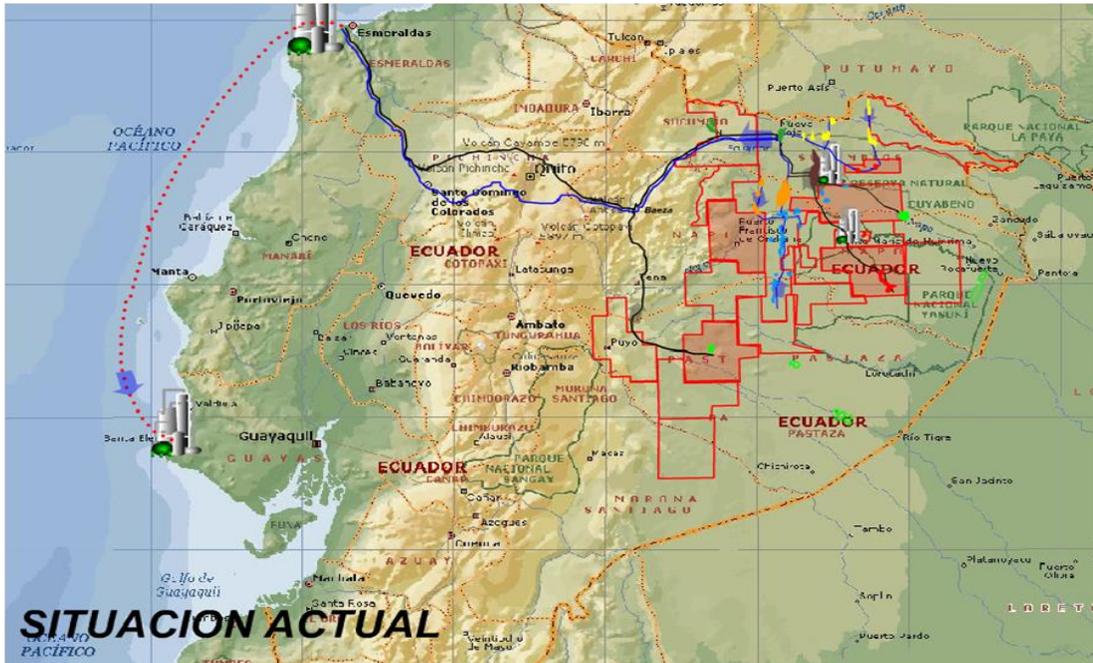
1. Cientificos.com, T. (06 de 05 de 2006). Textos Cientificos.com. Recuperado el 05 de 02 de 2015, de <http://www.textoscientificos.com/energia/combustibles/petroleo>
2. *ClubEnsayos*. (11 de Mayo de 2011). Recuperado el 5 de Febrero de 2015, de <http://clubensayos.com/Ciencia/Caracterizacion-De-Crudos-Analisis-Sara/6860.html>
3. ECOPETROL. (2006). *INFORME TECNICO - EVALUACIÓN TIPO III - CRUDO ORIENTE*. COLOMBIA.
4. Manual de operaciones de Planta Parsons, 2013
5. Manual de la unidad no catalítica, de Refinería Esmeraldas, 2010
6. Schlumberger. (s.f.). *Schlumberger*. Recuperado el 05 de 02 de 2015, de http://www.glossary.oilfield.slb.com/es/Terms/s/sara_analysis.aspx
7. 2005 U.S. GulfCoast, Colorado School of Mines, Actualizado a Septiembre 2014 (Oil&Gas Journal, Nelson Farrar Inflation Index: Set2014/2005 = 2,569.8/1,918.8)
8. <http://letravirtual.usbctg.edu.co/index.php/ingeniator/article>
9. <http://www.muchapasta.com/b/var/Destilacion%20petroleo.php>
10. <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/claudiag/DocuIPQ/IPQ%20La%20d%20estilacion.pdf>
11. <http://www.sinorg.uji.es/Docencia/FUNDQO/TEMA11FQO.pdf>

ANEXOS

ANEXO N° 1 DIAGRAMA DEL OLEODUCTO TRANSECUTARIO "SOTE"



ANEXO N° 2 TRANSPORTE DE CRUDO DEL PUERTO BALAO A LA LIBERTAD



ANEXO N° 3 REFIENRIA LA LIBERTAD



ANEXO N° 4 TUBERIAS DE INGRESO Y ALIMENTACIÓN DE CRUDO A PLANTA PARSONS DE RLL



ANEXO N° 5 BOMBA DE CARGA O ALIMENTACIÓN DE LA PLANTA PP A/B/C



ANEXO N° 6 PRIEMR INTERCAMBIADOR DE CALOR DEL CRUDO



ANEXO N° 7 EQUIPO DE DESALADO DEL CRUDO



ANEXO N° 8 SEGUNDO INTERCAMBIO DE CALOR DEL CRUDO



ANEXO N° 9 ULTIMO INTERCAMBIO DE CALOR DEL CRUDO CON LOS PRODUCTOS



ANEXO N° 10 HORNO DE PLANTA PARSONS.

HORNO PH-1



ANEXO N° 11 TORRE DE PLANTA PARSONS – SALIDA DE GASES.



ANEXO N° 12 RECEPTORES DE GASOLINA DE PLANTA PARSONS



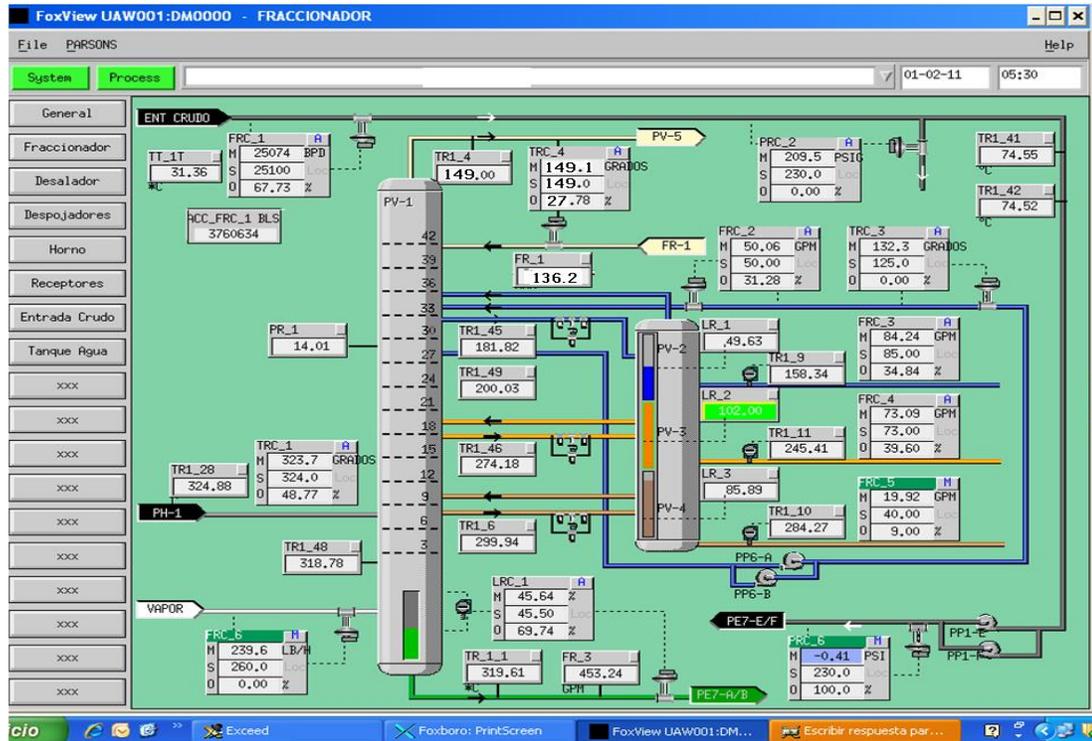
ANEXO N° 13 SISTEMA DE BOMBEO DE PRODUCTOS DE PLANTA PARSONS



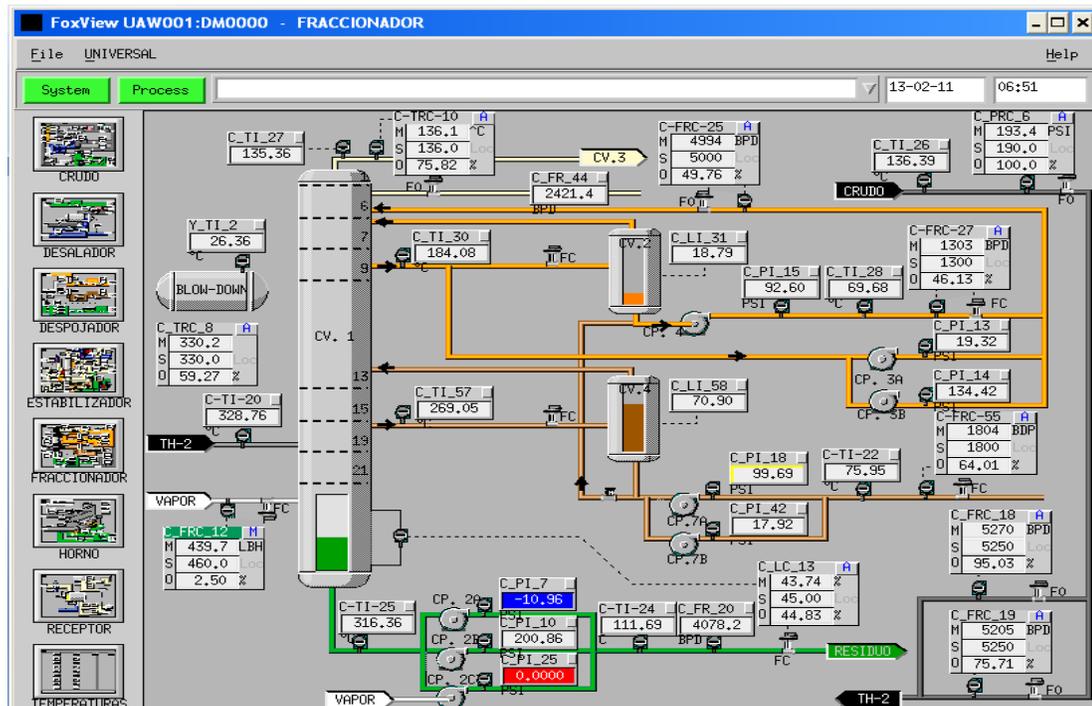
ANEXO N° 14 TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE REFINERIA LA LIBERTAD



ANEXO N° 17 ESQUEMA DEL PROCESO EN PLANTA PARSONS



ANEXO N° 18 ESQUEMA DEL PROCESO EN PLANTA UNIVERSAL



ANEXO N° 19 DATOS DE RESULTADOS DE ANÁLISIS DEL FUEL OIL OBTENIDOS EN REFINERÍA LA LIBERTAD



INFORME DE RESULTADOS

Laboratorio de ensayo acreditado por el CAE, con acreditación No. OAE LE C 11-008

COORDINACIÓN GENERAL DE CONTROL DE CALIDAD REFINERÍA LA LIBERTAD

FUEL OIL 4A

Reporte No. AH-RLL-CCA-1293-2013

DATOS DEL CLIENTE	
Nombre:	Ing. Geovanny Salazar (Intendente de Refinación)
Dirección:	Refinería La Libertad
Teléfono:	04 3803000 Ext 7001
Solicitado Por:	Sr. Oswaldo Barzallo (Supervisor)

DATOS DE LA MUESTRA			
Tipo de muestra:	Fuel Oil 4A	Cantidad	4 Litros
Identificación:	CH-1293	Hora de muestreo:	00h30
Lugar de Toma:	TQ. 44	Punto de Muestreo:	BOCA DE AFORO
Fecha de muestreo:	05-Oct-13	Fecha Recepción muestra:	05-Oct-13

DATOS DEL ANÁLISIS			
Temperatura:	21 °C	Humedad:	57%
Fecha Inicio del Análisis:	05-Oct-13	Fecha de Emisión Informe:	05-Oct-13
Fecha Fin del Análisis:	05-Oct-13		

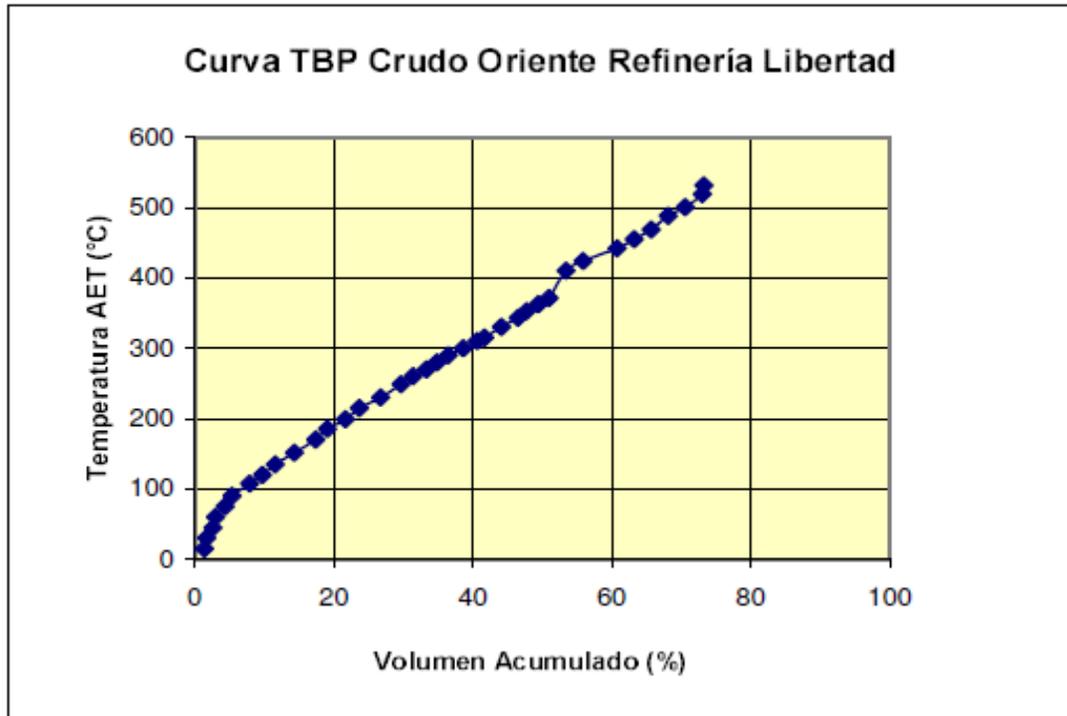
PARAMETROS	UNIDAD	METODO		ESPECIFICACION	RESULTADO	INCERTIDUMBRE (U) K=2
		ASTM	INEN			
Gravedad específica, 60/60°F *	-	D-1298	-	Reporte	0,8574	
Gravedad API, 60/60°F *	%API	D-1298	-	Reporte	16,3	
Punto de Inflamación	°C	D-83	1493	MIN. = 60	92	5,52
Agua y Sedimento *	%V	D-1796	1494	MAX. = 0.5	0,1	
Viscosidad Redwood a 37.8 °C *	s	Ver Nota # 1		3820 - 5030	4502	
Viscosidad Saybolt Furol a 50 °C *	s	Ver Nota # 1		188,8 - 241	218,0	
Viscosidad Cinemática a 50 °C	mm²/s	D-445	810	400 - 510	462,0	2,033
Cenizas *	%P	D-482	1492	MAX. = 0.1	0,03	
Punto de Escurecimiento *	°C	D-87	1982	MAX. = 12	6	
Azufre	%P	D-4294		MAX. = 1.5	1,44	0,04

OBSERVACIONES GENERALES

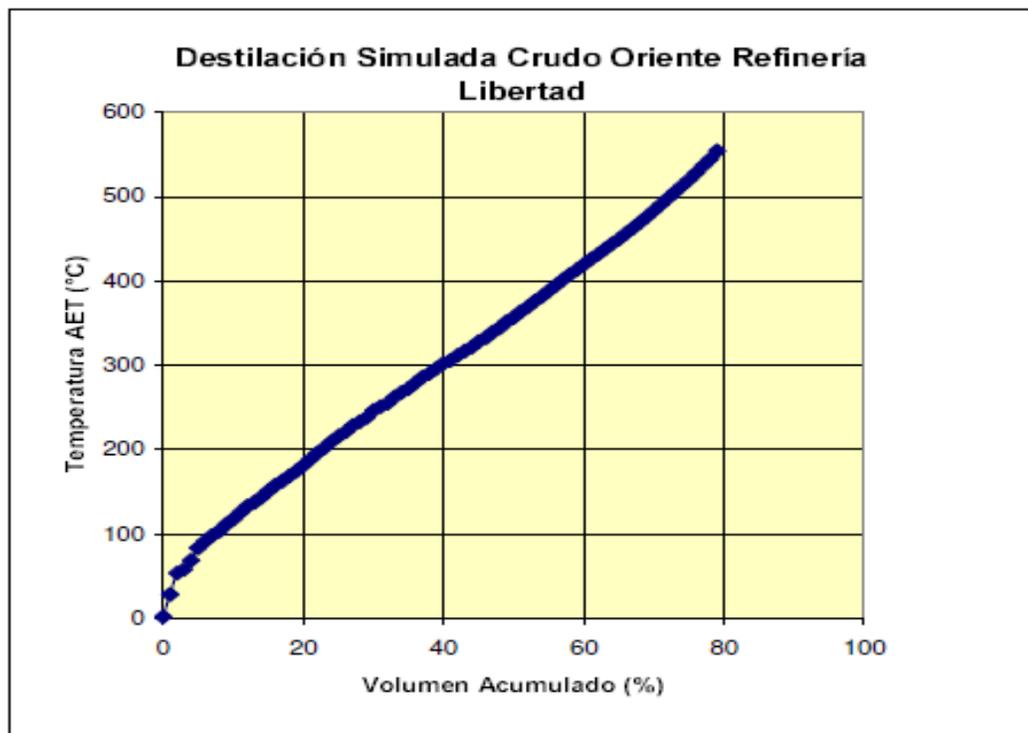
**ANEXO N° 20 TORRE DE DESTILACIÓN AL VACIO - CRUDO UNO- REFINERÍA
ESMERALDAS**



ANEXO N° 21

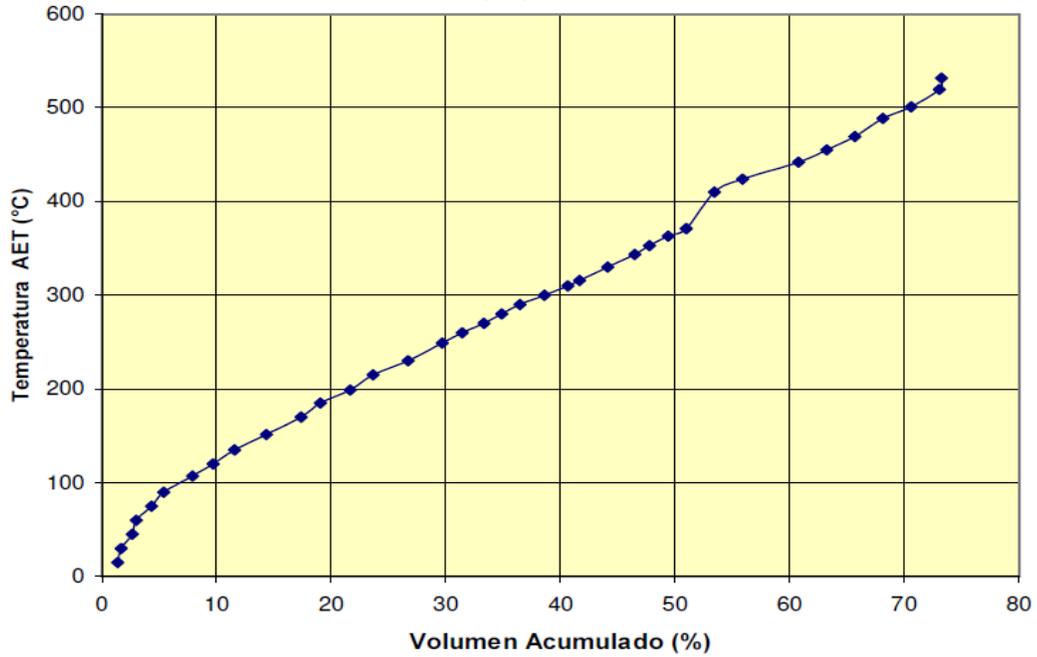


ANEXO N° 22



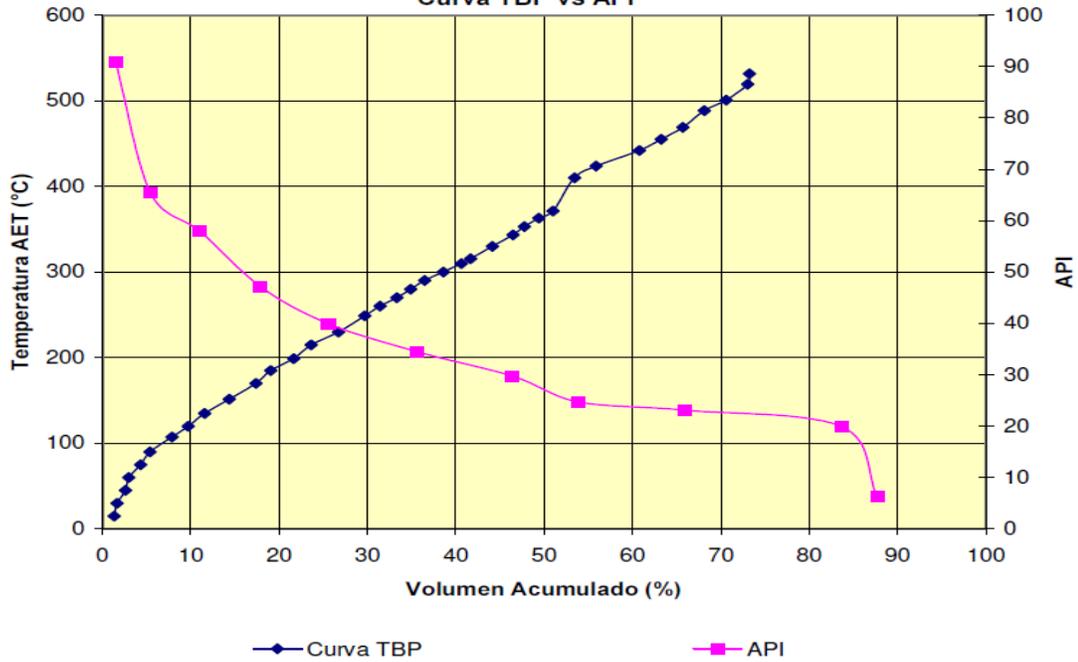
ANEXO N° 23

Crudo Oriente Refinería Libertad
Curva TBP



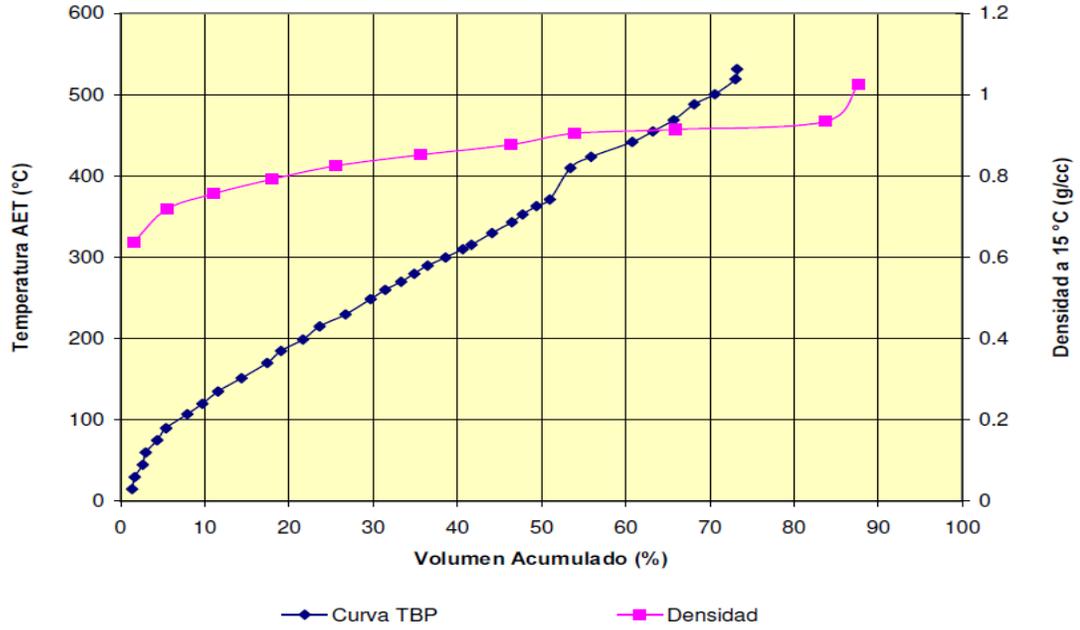
ANEXO N° 24

Crudo Oriente Refinería Libertad
Curva TBP vs API



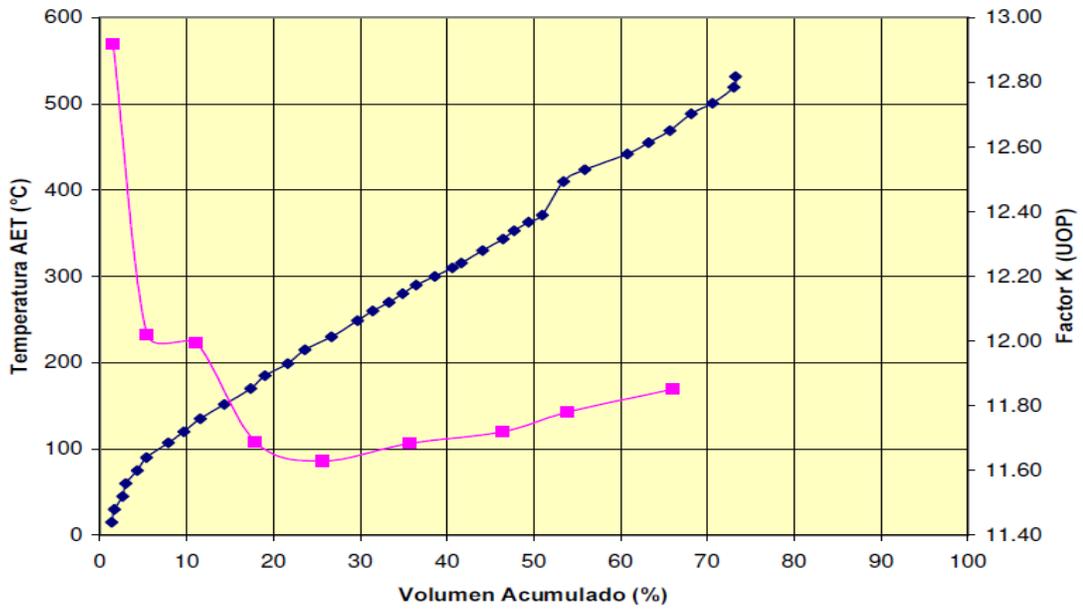
ANEXO N° 25

Crudo Oriente Refinería Libertad
Curva TBP vs Densidad



ANEXO N° 26

Crudo Oriente Refinería Libertad
Curva TBP vs Factor K (UOP)



ANEXO N° 27

Crudo Oriente Refinería Libertad Curva TBP vs Destilación Simulada

