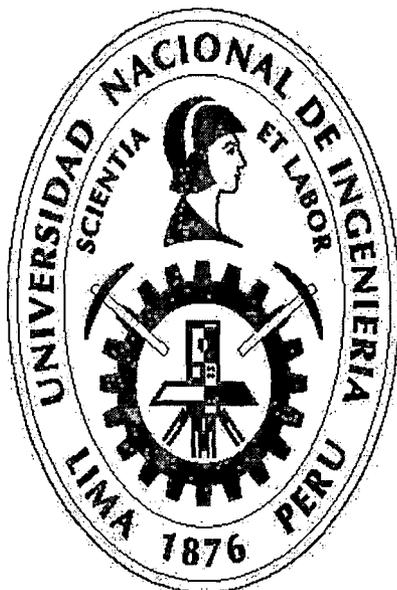


**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA  
FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO,  
GAS NATURAL Y PETROQUÍMICA**



**“SIMULACIÓN DEL USO DE REFLUJO CIRCULANTE DE  
DIESEL EN LA COLUMNA ATMOSFÉRICA T-101 DE  
REFINERIA TALARA PARA MEJORAR EL  
FRACCIONAMIENTO DIESEL CRUDO REDUCIDO”**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO PETROQUÍMICO**

**ELABORADO POR:**

**JORGE ALONSO NAKAMATSU SCHIAFFINO**

**PROMOCION 2011-2**

**LIMA – PERU**

**Digitalizado por:**

**2013**

## SUMARIO

En el siguiente trabajo se ha realizado un estudio técnico-económico del uso de un reflujo circulante de diesel en la columna de destilación primaria T-101, con el propósito de mejorar incrementar el reflujo interno en la zona comprendida entre el plato de extracción de diesel (plato N°30) y la zona flash y de esta forma mejorar el fraccionamiento entre el diesel y el crudo reducido e incrementar la producción de diesel.

En el **Capítulo I** se muestran los antecedentes relacionados al esquema de refinación de Refinería Talara y a la configuración de su Unidad de Destilación Primaria, así como un pequeño análisis del contenido de diesel en el crudo reducido. Dentro de este capítulo también se plantean los problemas a solucionar, la hipótesis para dar solución a dicho problema y los objetivos trazados.

En el **Capítulo II** desarrolla el marco teórico referente al proceso de destilación, en el que se tocan temas como el grado de fraccionamiento, las variables operativas que deben controlarse en una unidad de destilación primaria, entre otros.

En el **Capítulo III** se hace una descripción de la Unidad de Destilación Primaria de Refinería Talara, desde el suministro de crudo para la unidad, su paso por el primer tren de intercambio térmico, el proceso de desalado, el segundo tren de intercambio térmico, el calentamiento en el horno HS-101, hasta su procesamiento en la columna de destilación atmosférica T-101. Así mismo, se detalla cómo se realiza el control operativo de la UDP

En el **Capítulo IV** se realiza el análisis técnico de la modificación propuesta. Para esto primero se realizará una simulación base en función a datos tomados en planta. Una vez terminada esta primera etapa, se prosigue a realizar la simulación de los escenarios propuestos referidos al uso de un reflujo de diesel equivalente al 1, 2, 3, 4 y 5% vol. de la producción de diesel a las temperaturas de salida de los intercambiadores E-110 y E-113 A y al incremento en la temperatura del crudo a la salida del horno HS-101 necesaria para mantener el perfil térmico en la columna. Se evalúa el incremento en la producción de diesel que puede alcanzarse, así como el efecto en el precalentamiento del crudo.

En el **Capítulo V** se realiza el estudio económico de la propuesta realizada. Para esto se determina el margen de refinación bruto y neto de la columna T-101 con el uso del reflujo circulante de diesel y se compara con el correspondiente sin el uso de dicho reflujo.

En el **Capítulo VI** se detallan las conclusiones y recomendaciones del estudio realizado.

## INDICE

<b>SUMARIO.....</b>	<b>i</b>
<b>INDICE .....</b>	<b>iii</b>
<b>LISTA DE GRAFICOS.....</b>	<b>vi</b>
<b>LISTA DE CUADROS .....</b>	<b>vii</b>
<b>GLOSARIO .....</b>	<b>viii</b>
<b>INTRODUCCION.....</b>	<b>1</b>
<b>CAPITULO I – PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....</b>	<b>3</b>
1.1 Antecedentes .....	3
1.1.1 Esquema de Refinería Talara .....	3
1.1.2 Configuración de la Unidad de Destilación Primaria .....	5
1.1.3 Contenido de Diesel en Crudo Reducido .....	6
1.2 Justificación de la Tesis.....	6
1.3 Planteamiento del Problema.....	6
1.3.1 Problema Principal .....	6
1.3.2 Problemas Especificos .....	7
1.4 Objetivos .....	7
1.4.1 Objetivo General.....	7
1.4.2 Objetivos Específicos .....	7
1.5 Formulación de Hipótesis.....	8
1.6 Matriz de Control Operacional .....	9
<b>CAPITULO II – MARCO TEORICO.....</b>	<b>10</b>
2.1 Principios de Destilación .....	10
2.1.1 Destilación Simple .....	11
2.1.2 Destilación Flash .....	11
2.1.3 Destilación por arrastre de vapor .....	11
2.1.4 Destilación fraccionada.....	11
2.2 Fraccionamiento.....	12
2.2.1 Pumpharound (Reflujo circulante).....	15
2.2.2 Overflash .....	16
2.3 Grado de Fraccionamiento.....	16
2.3.1 GAP.....	17
2.3.2 OVERLAP .....	18
2.3.3 Punto de Corte (Cut Point) .....	18
2.3.4 Calidad de Fraccionamiento .....	19

<b>CAPITULO III – UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA DE REFINERIA TALARA .</b>	<b>20</b>
3.1 Descripción de la UDP .....	20
3.2 Productos de la UDP .....	30
3.3 Control Operativo de la UDP .....	33
3.3.1 Temperatura de los platos .....	33
3.3.2 Vapor de despojamiento .....	33
3.3.3 Presión .....	33
3.3.4 Reflujos .....	34
<b>CAPITULO IV – EVALUACION TECNICA .....</b>	<b>35</b>
4.1 Criterios para la simulación .....	36
4.1.1 Datos de diseño.....	36
4.1.2 Variables de Operación .....	36
4.1.3 Caracterización de la Carga .....	37
4.1.4 Condiciones de Operación .....	38
4.2 Primera Etapa: Simulación Base .....	39
4.2.1 Perfil Térmico .....	39
4.2.2 Perfil de Presiones .....	40
4.2.3 Perfil de flujo de líquidos.....	40
4.2.4 Curvas de Destilación.....	41
4.3 Segunda Etapa: Simulaciones Preliminar.....	44
4.3.1 Caso 1: Reflujo de Diesel a temperatura de salida de T-102 .....	45
4.3.2 Caso 2: Reflujo de Diesel a temperatura de salida de E-110 .....	48
4.3.3 Caso 3: Reflujo de Diesel a temperatura de salida de E-113 .....	51
4.4 Tercera Etapa: Simulación Final.....	53
4.4.1 Característica del diesel .....	55
4.4.2 característica del Crudo Reducido .....	56
4.4.3 Perfil de Térmico .....	56
4.4.4 Perfil de Presiones .....	57
4.4.5 Perfil de flujo de líquidos.....	58
4.4.6 Curvas de Destilación.....	58
<b>CAPITULO V – EVALUACION ECONOMICA.....</b>	<b>61</b>
5.1 Evaluación Inicial.....	61
5.1.1 Precios de productos de UDP.....	61

5.1.2 Margen de Refinación Bruto .....	62
5.1.3 Precios del Gas Combustible.....	63
5.1.4 Precios del Vapor de despojamiento .....	63
5.1.5 Margen de Refinación Neto .....	64
5.2 Evaluación de propuesta.....	65
5.2.1 Margen de Refinación Bruto .....	65
5.2.2 Margen de Refinación Neto .....	65
<b>CAPITULO VI – CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>67</b>
6.1 Conclusiones.....	67
6.2 Recomendaciones.....	68
6.2.1 Corrida de Prueba .....	68
<b>CAPITULO VII - BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>70</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>71</b>
I. Tipos de destilación realizados en laboratorio .....	71
1. TBP .....	71
2. ASTM D86.....	71
3. ASTM D1160.....	72
II. Resultados de ensayos del 17-03-2012 .....	73
III.1 Resultados Simulación Base .....	74
III.2 Curvas de Destilación – Caso Base .....	75
IV.1 Resultados Simulación Caso 1A .....	76
IV.2 Resultados Simulación Caso 1B .....	77
IV.3 Resultados Simulación Caso 1C .....	78
IV.4 Resultados Simulación Caso 1D .....	79
IV.5 Resultados Simulación Caso 1E .....	80
V.1 Resultados Simulación Caso 2A .....	81
V.2 Resultados Simulación Caso 2B .....	82
V.3 Resultados Simulación Caso 2C .....	83
V.4 Resultados Simulación Caso 2D .....	84
V.5 Resultados Simulación Caso 2E .....	85
VI.1 Resultados Simulación Caso 3A .....	86
VI.2 Resultados Simulación Caso 3B .....	87
VI.3 Resultados Simulación Caso 3C .....	88
VI.4 Resultados Simulación Caso 3D .....	89

VI.5 Resultados Simulación Caso 3E .....	90
VI.5 Curvas de Destilación Caso 3A .....	91
VII. Resultados Simulación Caso 4 .....	92

## LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico N°1 – Esquema simplificado de Refinería Talara.....	4
Gráfico N°2 – Configuración de la columna T-101 .....	5
Gráfico N°3 – Contenido de Diesel en el Crudo Reducido .....	6
Gráfico N°4 – Copa de burbujeo .....	13
Gráfico N°5 – Flujo de Vapores y líquidos en la columna de destilación .....	14
Gráfico N°6 – Gap .....	17
Gráfico N°7 – Overlap.....	18
Gráfico N°8 - Suministro de crudo y bombas de mezcla .....	21
Gráfico N°9 – Intercambio de calor antes de la desaladora .....	22
Gráfico N°10 – Sistema de desalado .....	24
Gráfico N°11 – Intercambio de calor después de la desaladora.....	25
Gráfico N°12 – Sistema de tope de la fraccionadora.....	27
Gráfico N°13 – Cortes laterales de la UDP .....	29
Gráfico N°14 – Circuito de fondos de la fraccionadora.....	30
Gráfico N°15 – Temperatura vs. # de Plato.....	39
Gráfico N°16 – Presión vs. # de Plato.....	40
Gráfico N°17 – Flujo de líquidos vs. # de Plato.....	40
Gráfico N°18 – Curva de destilación de la Nafta Liviana.....	41
Gráfico N°19 – Curva de destilación de la Nafta Pesada .....	42
Gráfico N°20 – Curva de destilación del Turbo A-1.....	42
Gráfico N°21 – Curva de destilación del Diesel.....	43
Gráfico N°22 – Curva de destilación del Crudo Reducido .....	44
Gráfico N°23 – Modificaciones propuestas .....	44
Gráfico N°24 – Temperatura vs. # de Plato .....	57
Gráfico N°25 – Presión vs. # de Plato.....	57
Gráfico N°26 – Flujo de líquidos vs. # de Plato .....	58
Gráfico N°27 – Curva de destilación del Diesel.....	58
Gráfico N°28 – Curva TBP del Crudo Reducido.....	59

## LISTADO DE CUADROS

Cuadro N°1 – Mercado Nacional de Diesel.....	1
Cuadro N°2 – Gap's recomendados .....	17
Cuadro N°3 – Puntos de corte de los destilados .....	18
Cuadro N°4 – Distribución de tanques de almacenamiento .....	20
Cuadro N°5 – Composición promedio de GLP de Refinería Talara.....	30
Cuadro N°6 – Especificaciones del Diesel 2 .....	32
Cuadro N°7 – Caracterización de la carga .....	37
Cuadro N°8 – Condiciones de operación: Caso Base .....	38
Cuadro N°9 – Reflujo de Diesel a temperatura de salida de T-102 C.....	46
Cuadro N°10 – Reflujo de Diesel a temperatura de salida del E-110 .....	49
Cuadro N°11 – Reflujo de Diesel a temperatura de salida del E-113A.....	52
Cuadro N°12 – Comparación de resultados.....	54
Cuadro N°13 – Características del corte de diesel .....	55
Cuadro N°14 – Características del crudo reducido .....	56
Cuadro N°15 – Puntos de corte TBP del crudo reducido .....	59
Cuadro N°16 – Lista Precios Productos.....	61
Cuadro N°17 – Margen de Refinación Bruto – Caso Base.....	62
Cuadro N°18 – Características del Gas Combustible.....	63
Cuadro N°19 – Precio del Gas Combustible .....	63
Cuadro N°20 – Precio del vapor de media presión .....	64
Cuadro N°21 – Margen de Refinación Bruto – Caso Base.....	64
Cuadro N°22 – Margen de Refinación Bruto – Propuesta .....	65
Cuadro N°23 – Margen de Refinación Neto – Propuesta .....	65

## GLOSARIO

**ASTM:** Siglas de la American Society for Testing and Materials.

**ASTM D86:** Método normalizado de destilación atmosférica a nivel laboratorio.

**ASTM D1160:** Método normalizado de destilación al vacío a nivel laboratorio.

**bpd:** barriles por día, unidad de medida de flujo volumétrico.

**COE:** Crudo Oriente Ecuatoriano.

**Drum:** Recipiente diseñado para proveer un tiempo de residencia a un fluido y que este fluya a través de él.

**Gap:** Diferencia positiva entre la temperatura ASTM del 5% vol. recuperado de la fracción pesada y la temperatura ASTM del 95% vol. recuperado de la fracción ligera. Indica que el fraccionamiento es bueno.

**Margen de Refinación Bruto:** Diferencia entre el ingreso total por ventas menos el costo de la materia prima.

**Margen de Refinación Neto:** Diferencia entre el margen de refinación bruto menos el costo operativo.

**Nafta Craqueada:** Nafta que se obtiene a partir del proceso de craqueo catalítico fluidizado (FCC) y que se caracteriza por su alto octanaje. Se utiliza en la formulación de gasolinas de alto octanaje.

**Osinermin:** Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería. Institución pública encargada de regular y supervisar que las empresas del sector eléctrico, hidrocarburos y minero cumplan con las disposiciones legales de las actividades que desarrollan.

**Overflash:** Líquido que entra a la zona flash desde el plato superior. Se consigue por vaporización de un porcentaje del crudo reducido (típicamente de 3 a 5% vol.) en la zona flash.

**Overlap:** Diferencia negativa entre la temperatura ASTM del 5% vol. recuperado de la fracción pesada y la temperatura ASTM del 95% vol. recuperado de la fracción ligera. Indica que el fraccionamiento es malo.

**Pool:** Mezcla de hidrocarburos. Por ejemplo, el pool de diésel se refiere a todos los hidrocarburos (nafta pesada, DPM, GOL, LCO) que conforman la mezcla final de diésel

**Pumparound:** Líquido retirado en un punto por debajo de un plato de producción y que es enfriado (por intercambio de calor con crudo). Este relujo se retorna a la columna unas bandejas por encima del plato de extracción.

**RFTL:** Siglas de Refinería Talara

**TBP:** Siglas de "True Boiling Point" o Punto de ebullición real. Método de destilación (a escala de laboratorio) en la que se utiliza un columna de varios platos y alto reflujo.

**UCC:** Unidad de Craqueo Catalítico

**UDP:** Unidad de Destilación Primaria

**UDV:** Unidad de Destilación al Vacío

**UOP:** Siglas de Universal Oil Product, empresa internacional suministrador y licenciante de tecnología de procesos, catalizadores, etc.

**URG:** Unidad de Recuperación de Gases.

## INTRODUCCION

En el Perú existe una creciente demanda por los combustibles líquidos. De acuerdo al informe preparado por la Gerencia de Fiscalización de Hidrocarburos de Osinergmin, en setiembre del 2011 se registró que el consumo de combustibles líquidos fue de 152440 barriles diarios. , de los cuales el 62% (94510 barriles diarios) correspondieron al diesel, el cual es consumido tanto en el sector automotriz, industrial y energético (para la generación de energía eléctrica).

	2005	2011
<b>Producción (MBPD)</b>	46.2	77.2
<b>Demanda (MBPD)</b>	58.6	94.1
<b>Importación (MBPD)</b>	12.4	17.0

### CUADRO N° 1 – Mercado Nacional de Diesel

Fuente: Osinergmin. Elaboración Propia.

En los últimos años el consumo de diesel se ha incrementado considerablemente, impulsado por el crecimiento del sector automovilístico e industrial. La demanda de este producto se ha incrementado de 58600 bpd en el año 2005 a 94100 bpd al 2011. Sin embargo, la producción de diesel (77200 bpd al 2011) no logra satisfacer los requerimientos nacionales por lo que ha sido necesaria la importación de producto (17000 bpd al 2011).

La Unidad de Destilación Primaria (UDP) de Refinería Talara procesa un máximo de 65000 barriles por día, siendo el rendimiento promedio de diesel de aproximadamente 25%, es decir, 16000 barriles. En el año 2003 se realizaron diversas modificaciones en la UDP, entre las que destacan el remplazo de intercambiadores de calor, reemplazo del horno de destilación primaria HS-101, entre otros.

Adicionalmente, se han llevado a cabo diversos proyectos y mejoras para poder maximizar el rendimiento de destilados medios y de esta forma incrementar el pool de diesel, el cual está conformado por nafta pesada, destilado para mezclas (DPM) y diesel provenientes de la Unidad de Destilación Primaria (UDP), gasóleo liviano (GOL) proveniente de la Unidad de Destilación al Vacío (UDV-I) y aceite cíclico ligero (LCO) proveniente de la Unidad de Craqueo Catalítico (UCC).

Entre estos proyectos estuvo la extracción de gasóleo atmosférico (AGO), ya que la UDP cuenta con las facilidades (líneas, despojador T-103) para la obtención de dicho corte. En el año 2005 se realizaron diversas corridas de prueba; sin embargo, el AGO mostró una calidad muy diferente al gasóleo pesado (GOP) extraído en la UDV. La composición promedio del AGO fue de 44% de diesel, 22.5% de GOL y 33.5% de GOP; es por este motivo que no se extrae AGO de la UDP.

Pese a los esfuerzos realizados, el crudo reducido sigue conteniendo aproximadamente 10% de diesel, disminuyendo así el rendimiento de destilados medios y la rentabilidad de la UDP. Debido a lo mencionado es que en esta tesis se plantea el uso de un reflujo de diesel hacia la zona comprendida entre el plato de extracción de diesel y la zona flash (zona de ingreso del crudo) con el propósito de incrementar el reflujo interno en dicha zona y de esta manera mejorar el fraccionamiento diesel-crudo reducido, permitiendo así maximizar la extracción de diesel, reduciendo su contenido en el crudo reducido.

## CAPITULO I

# PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

## 1.1. Antecedentes

### 1.1.1. Esquema de Refinería Talara

La Unidad de Destilación Primaria (UDP) de Refinería Talara cuenta con una capacidad de procesamiento de 65000 bpd, una Unidad de Destilación al Vacío I (UDV - I) de 29000 bpd, una Unidad de Destilación al Vacío II (UDV-II) de 4000 bpd y una Unidad de Craqueo Catalítico (UCC) de 19000 bpd, que es la más grande del país.

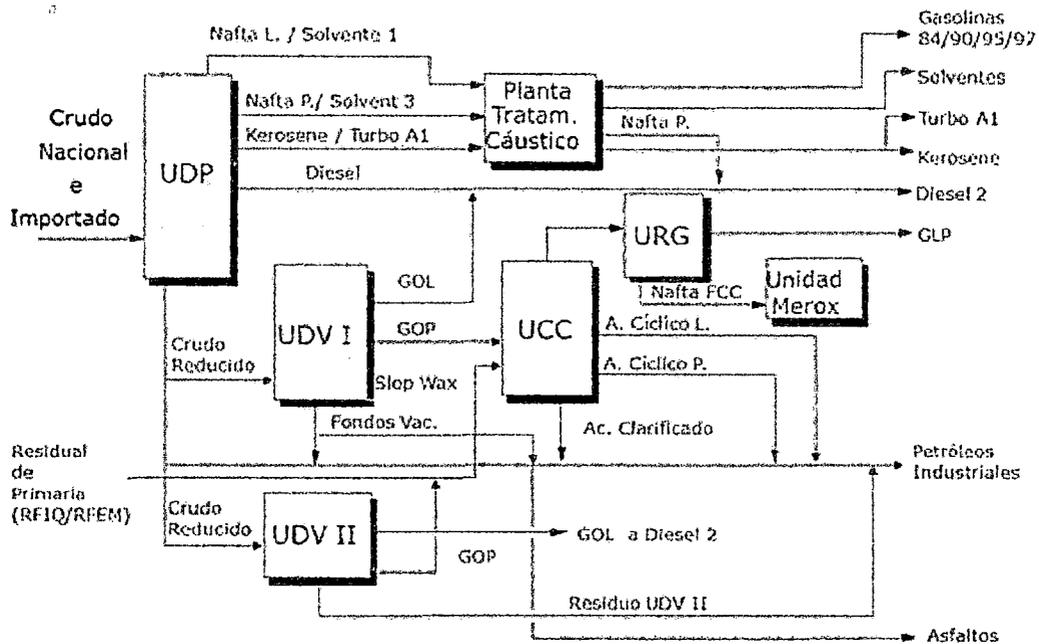
En la UDP se procesa crudo nacional (Crudo Talara) y crudo importado (COE, Vasconia, Albacora), de donde se obtienen los cortes de nafta liviana, nafta pesada, solventes 1 y 3, destilados para mezclas (DPM), turbo A-1, diesel y residual primario. Los destilados medios (sin incluir el diesel) deben ser enviados a Planta de Tratamientos donde se busca disminuir su corrosión, acidez, mejorar su estabilidad, olor y color.

En la Unidad de Destilación al Vacío I (UDV-I) se procesa los fondos de la UDP. De aquí se obtienen los cortes de Gasóleo Ligero (GOL), que se integra al pool de diesel, Gasóleo Pesado (GOP), que junto con el Residual Primario de las refinerías Iquitos y El Milagro sirven como carga a la UCC. Adicionalmente, se obtiene el corte de Slop Wax y Fondos de Vacío, que sirven como base para la preparación de Petróleos Industriales.

Por otro lado, los fondos de la UDP se procesan en la Unidad de Destilación al Vacío II (UDV-II), donde se obtiene un GOL que sirve como material de

corte en los petróleos industriales, un GOP que se procesa en la UCC y un residuo que sirve para la elaboración de asfaltos y/o petróleos industriales.

La UCC produce Gas Húmedo que posteriormente pasa al a Unidad de Recuperación de Gases (URG), en donde se separan los componentes y se obtiene GLP y nafta craqueada (de alto octanaje). De la UCC también se obtiene Aceite cíclico Ligero (LCO), de la cual una parte se integra al pool de diesel, Aceite Cíclico Pesado (HCO) que se emplea como material de corte de los petróleos industriales. El producto de fondos se denomina Aceite Clarificado, producto que también se emplea para la producción de petróleos industriales.

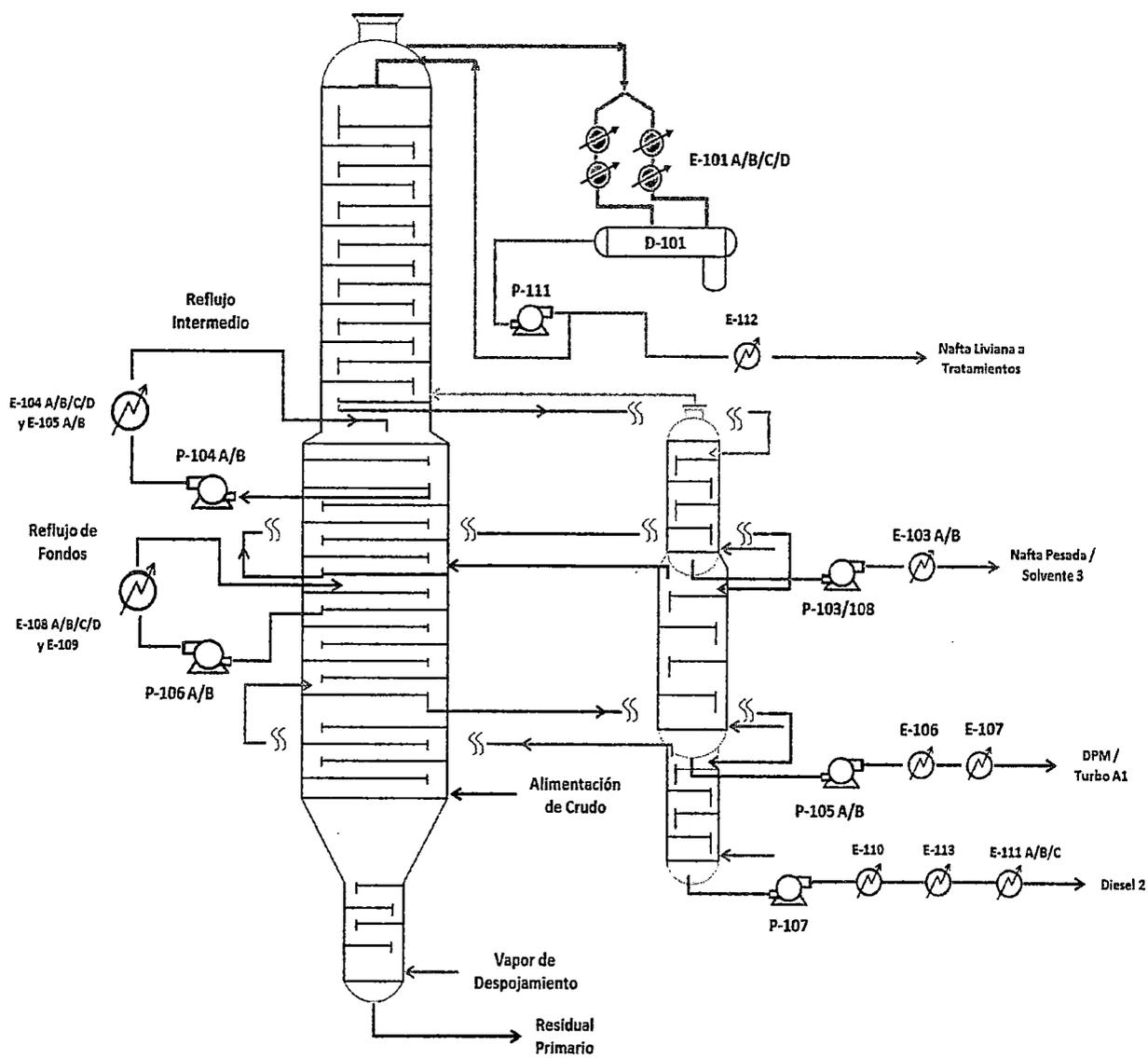


**GRÁFICO N° 1 – Esquema Simplificado de Refinería Talara**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

### 1.1.2. Configuración de la Unidad de Destilación Primaria

En el siguiente gráfico se muestra la configuración de la UDP.

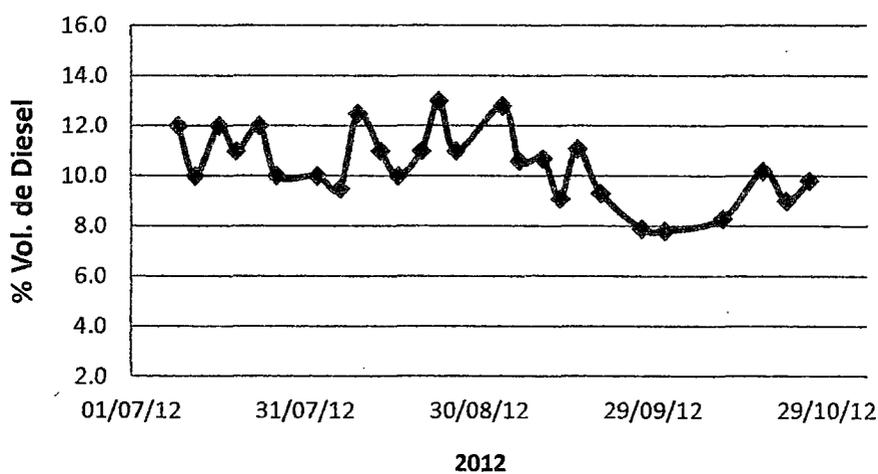


**GRÁFICO N° 2 - Configuración de la columna T-101**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

**1.1.3. Contenido de Diesel en Crudo Reducido**

A partir de los datos de destilación ASTM D-1160 (Destilación al vacío) reportados por la Unidad Laboratorio, y teniendo en cuenta que el punto final de corte de diesel se maneja en RFTL es de 640°F, se determinó que el contenido de diesel en el crudo reducido para el periodo julio - octubre del 2012, osciló entre 8% y 13%, siendo el valor promedio en dicho periodo de 10%.



**GRÁFICO N° 3 - Contenido de Diesel en el crudo reducido**

Fuente: Unidad Laboratorio Refinería Talara. Elaboración Propia.

## 1.2. Justificación de la Tesis

Esta tesis surge por la necesidad por parte de Refinería Talara de buscar alternativas que apunten a mejorar el fraccionamiento entre el diesel y el crudo reducido, y así aumentar la producción de diesel en la UDP.

## 1.3. Planteamiento del problema

### 1.3.1. Problema Principal

¿Es posible mejorar el fraccionamiento diesel – crudo reducido en la Unidad de Destilación Primaria?

### 1.3.2. Problemas Específicos

Se ha planteado emplear un reflujo circulante de diesel (después de intercambiadores) en la columna de destilación primaria T-101 con el propósito de mejorar el fraccionamiento entre el diesel y el crudo reducido.

Las interrogantes que surgen a partir de esta modificación son:

- ¿Cuál es el reflujo óptimo de diesel y la temperatura de ingreso a la columna T-101?
- ¿Qué efecto tiene sobre el perfil térmico de la columna T-101?
- ¿En cuánto debe incrementar la temperatura del crudo a la salida del Horno HS-101 para mantener el perfil térmico en la columna T-101?
- ¿Se puede incrementar la producción de diesel en la columna T-101?
- ¿Qué efectos económicos tiene sobre el margen de refinación?

## **1.4. Objetivos**

### **1.4.1. Objetivo General**

Simulación del uso de un reflujo circulante de diesel (a temperatura de salida del despojador T-102C, intercambiadores E-110 o E-113) a la columna T-101 de Refinería Talara para mejorar el fraccionamiento diesel-crudo reducido.

### **1.4.2. Objetivos Específicos**

- Establecer las condiciones óptimas del reflujo circulante de diesel y del horno HS-101 que permitan maximizar la producción de diesel.
- Evaluación económica del uso del reflujo circulante de diesel.

## **1.5. Formulación de Hipótesis**

Incrementar la producción de diesel a partir del uso de un reflujo circulante de diesel, a través de la simulación del proceso de destilación en la columna de destilación atmosférica T-101 de Refinería Talara.

## 1.6. Matriz de Control Operacional

Problema	Objetivos	Hipótesis	Metodología
<p><b>Problema General</b></p> <p>¿Es posible mejorar el fraccionamiento diesel- crudo reducido en la columna de destilación atmosférica T-101 de Refinería Talara?</p> <p><b>Problemas Específicos</b></p> <p>Se ha planteado emplear un reflujo circulante de diesel (luego de intercambiadores) a la columna de destilación atmosférica T-101 con el propósito de mejorar el fraccionamiento entre el diesel y el crudo reducido.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- ¿Cuál es el reflujo óptimo de diesel y la temperatura de ingreso a la -101?</li> <li>- ¿Qué efecto tiene sobre el perfil térmico de la T-101?</li> <li>- ¿En cuánto debe incrementar la temperatura del crudo a la salida del horno HS-101 para mantener el perfil térmico en la T-101?</li> <li>- ¿Se puede incrementar la producción de diesel en la T-101?</li> <li>- ¿Qué efectos económicos tiene sobre el margen de refinación?</li> </ul>	<p><b>Objetivo General</b></p> <p>Simulación del uso de reflujo de diesel (a temperatura de salida de intercambiadores E-110 o E-113) a la columna T-101 de Refinería Talara para incrementar la producción de Diesel.</p> <p><b>Objetivos Específicos</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Establecer las condiciones óptimas del reflujo de diesel y del horno HS-101 que permitan incrementar la producción de diesel.</li> <li>- Evaluación económica de los resultados.</li> </ul>	<p><b>Hipótesis General</b></p> <p>Incrementar la producción de diesel a partir del uso de un reflujo de diesel frío, a través de la simulación del proceso de destilación en la columna de destilación atmosférica T-101 de Refinería Talara.</p> <p><b>Identificación de variables</b></p> <p><b>VARIABLES OPERATIVAS</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Reflujo circulante de diesel (% vol. de diesel)</li> <li>- Temperatura de ingreso del diesel frío a la columna T-101.</li> <li>- Temperatura del crudo a la salida del horno HS-101</li> </ul> <p><b>VARIABLES ECONÓMICAS</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Rendimiento de diesel y residual primario (antes y después de emplear el reflujo)</li> <li>- Precio del crudo y productos</li> </ul>	<p><b>1. Tipo de Investigación:</b></p> <p>De acuerdo al propósito de la investigación, naturaleza del problema y objetivos formulados, el presente estudio reúne las condiciones para ser calificado como una investigación exploratoria, empleando diversas metodologías</p> <p><b>2. Metodología de la Investigación</b></p> <p>Método descriptivo y experimental (simulación del proceso), el mismo que se complementará con el estadístico, analítico y deductivo entre otros.</p> <p><b>3. Población</b></p> <p>VARIABLES Y RESULTADOS OPERATIVOS DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA QUE TIENEN INFERENCIA DIRECTA SOBRE EL ESCENARIO DE MODIFICACIÓN PROPUESTO.</p> <p><b>4. Muestras</b></p> <p>Datos y resultados operativos de aquellas corridas de prueba realizadas sobre la propuesta hecha para el estudio, así como de variables operativas de diversas corridas que se dan en Refinería Talara (corrida de Solvente 3, Turbo A-1, Máximos Destilados Medios).</p> <p><b>5. Instrumentos</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Datos operativos de las corridas de pruebas realizadas en la refinería.</li> <li>- Informes Técnicos relacionados a las corridas de prueba.</li> <li>- Bibliografía técnica relacionada a los equipos que intervienen en la operación.</li> <li>- Publicaciones en internet.</li> </ul>

## **CAPITULO II**

### **MARCO TEORICO**

#### **2.1 Principios de Destilación**

La destilación es una operación física cuyo fin es la separación de los componentes líquidos miscibles de una mezcla inicial. Cada compuesto en estado líquido tiene una temperatura de ebullición característica, la cual se aprovecha poder separarlo de los otros compuestos.

Cuando se hierve un líquido (ligero) para separarlo de otro (pesado), se vaporiza también parte del pesado. Mientras menor sea la diferencia entre los puntos de ebullición, mayor será la cantidad de líquido pesado que se vaporiza.

Los procesos físicos involucrados en la destilación son dos: evaporación y condensación; de esta forma la operación requiere de dos etapas:

- Calentamiento inicial de la mezcla hasta lograr el porcentaje de vaporización requerido para la separación.
- Enfriamiento gradual de los vapores, los cuales van condensando parcialmente a medida que atraviesan el equipo de destilación.

Existen diversos tipos de destilación como son la destilación simple, destilación flash, destilación por arrastre con vapor y destilación por fraccionamiento.

### **2.1.1 Destilación simple**

La operación se realiza calentando la mezcla líquida inicial hasta su temperatura de ebullición y retirando continuamente los vapores producidos. Este tipo de separación tiene baja eficiencia y generalmente se realiza por "batch" (por lotes). Su uso industrial es poco frecuente.

### **2.1.2 Destilación flash**

En este caso la mezcla inicial es calentada a una temperatura intermedia en su rango de ebullición, dejando que la fase de ebullición formada alcance el equilibrio con la fase líquida (a dicha temperatura) en un recipiente separador. Finalmente se separa la mezcla, descargando el líquido por el fondo y el vapor por la parte superior, llevándolo a un condensador. Este tipo de destilación es bastante aplicada en la separación preliminar del petróleo.

### **2.1.3 Destilación por arrastre con vapor**

Típicamente constituye una destilación simple, en la cual el medio de calentamiento es vapor de agua, el cual es inyectado directamente a la mezcla.

### **2.1.4 Destilación por fraccionamiento**

El fraccionamiento es la separación progresiva de una mezcla de sustancias en componentes individuales, utilizando la diferencia en sus temperaturas de ebullición (básicamente es una sucesión de varias destilaciones simples).

Una parte del líquido condensado retorna a la etapa anterior para ser redistilado. Esta corriente se llamada reflujo. La eficiencia de separación depende del número de etapas y de la razón de reflujo empleada.

Las proporciones separadas (fracciones) durante el proceso de destilación fraccionada no se caracterizan por un punto de ebullición definido sino por un cierto intervalo de ebullición.

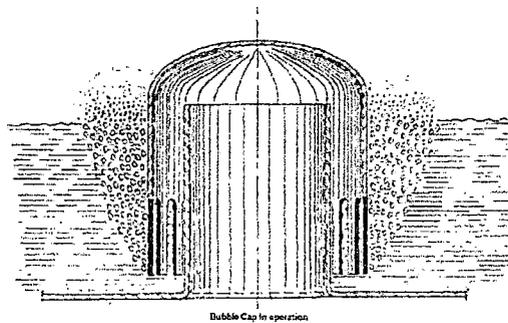
## 2.2 Fraccionamiento

La era moderna de la destilación comenzó con el uso de la "torre de fraccionamiento" o también llamada "torre de burbujeo". Esta última definición ha llegado a ser común porque en ella los vapores (hidrocarburos en el estado gaseoso) burbujean a través del líquido contenido en varias bandejas o platos. Esto da lugar a que los vapores ascendentes sean lavados por el aceite descendente en cada una de las bandejas.

En el interior de la torre se encuentran de 3 hasta 60 bandejas colocadas en posición horizontal y generalmente puestas a intervalos equidistantes una de otra a todo lo largo de la torre. Las bandejas circulares de igual diámetro a la del interior de su torre misma son fijadas a la pared, formando así secciones en número conforme al número de bandejas.

Cada bandeja tiene un gran número de perforaciones (de 2 a 3"Ø) a lo largo de la bandeja. Colocados en estos huecos hay un tubo corto (de 2 a 3" de largo) que son aprisionados o soldados firmemente. Estos tubos se llaman Chimeneas.

Cada chimenea es cubierta y rodeada por un casquete de burbujeo. Este casquete no es otra cosa que un tipo de copa de acero sujeta en posición invertida sobre la chimenea y tiene un perímetro dentado o con una serie de ranuras. Los vapores ascienden dentro de las chimeneas, rebotan contra el techo del casquete forzando su bajada en el espacio anular entre la chimenea y el casquete para poder lograr su salida pasando por las ranuras o filetes del casquete.



#### **Gráfico N° 4 - Copa de Burbujeo**

Fuente: Jiangsu Reason Huaxin Chemical Machine Co., Ltd.

[http://www.alibaba.com/product-gs/270902855/Bubble\\_Cap\\_Tray.html](http://www.alibaba.com/product-gs/270902855/Bubble_Cap_Tray.html)

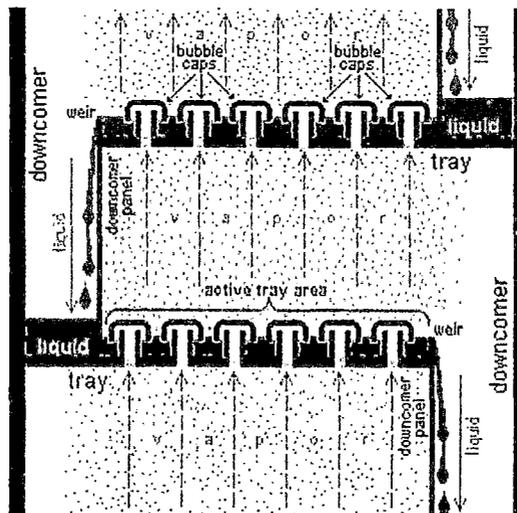
Los vapores que ascienden en la torre encuentran que al pasar de bandeja en bandeja la temperatura de éstas, sucesivamente está bajando. Ciertos hidrocarburos a medida que avanzan, al encontrar menos calor, alcanzan su punto de condensación y allí se licúan formando así un nivel de aceite líquido encima de esa bandeja. Para que la bandeja no se llene mucho de líquido hay un tubo de descenso que lo conduce a la bandeja inferior.

La parte superior del tubo se extiende 2 a 4 pulgadas encima de la bandeja con el fin de hacer acumular un nivel de aceite para casi sumergir a los casquetes. La acumulación de más aceite naturalmente comienza a derramarse por el tubo a la siguiente bandeja inferior. El tubo de descenso alcanza hasta casi 2 pulgadas de la siguiente bandeja para que el aceite que va descendiendo ingrese al líquido acumulado en ésta.

Los tubos de descenso en cada bandeja están colocados, en cada uno, de los lados opuestos de éstas para hacer fluir el líquido formado por los hidrocarburos condensados a un lado de la bandeja, sobre toda su superficie hasta el lado

opuesto, asegurándose así que todas las ranuras o filetes de los casquetes estén cubiertos con aceite.

Así es como los vapores ascendentes burbujan en el líquido y simplemente se puede decir que se lavan en el acto. Esta acción permite al aceite encima de la bandeja, capturar hidrocarburos similares de los vapores para formar un conjunto más homogéneo en una bandeja



**Gráfico N° 5 – Flujo de Vapores y líquidos en la columna de destilación**

Fuente: Wikipedia

[http://en.wikipedia.org/wiki/Fractionating\\_column](http://en.wikipedia.org/wiki/Fractionating_column)

Entonces se tiene que los vapores calientes ascienden y, según donde encuentran su punto de condensación, se licúan en aceite que es también caliente pero de menos temperatura que los vapores ascendentes. Este aceite que desciende se llama "*Reflujo Interno*".

La zona donde entra la carga, previamente calentada, a la torre de fraccionamiento se denomina "zona flash" o zona de vaporización instantánea. En este punto los hidrocarburos que tienen su temperatura de ebullición más abajo

de esta temperatura, al entrar a la torre destellan al estado gaseoso formando así los vapores que ascienden.

En el fondo de la zona de despojamiento se inyecta vapor sobrecalentado con el propósito de despojar al crudo reducido de cualquier hidrocarburo ligero y para disminuir la presión parcial de los vapores de hidrocarburos en la zona flash. Con esto se logra disminuir el punto de ebullición de los hidrocarburos, lográndose que más hidrocarburos puedan ebullicir y ascender por la columna para que eventualmente, condensen y sean retirados como corrientes laterales.

### **2.2.1 Pumparound (Reflujo circulante)**

Es un líquido retirado en un punto por debajo de un plato de producción (de corte lateral) y que es enfriado por intercambio de calor con el crudo, que servirá como alimentación a la columna de destilación, como parte del tren de precalentamiento. Este reflujo circulante se retorna a la columna unas bandejas por encima del plato de extracción.

Este enfriamiento realiza un número de tareas. En primer lugar, el líquido frío condensa más vapores ascendentes proporcionando así más reflujo para compensar la extracción de los diversos cortes de la columna.

Segundo, se retira calor de la columna a una temperatura superior. Esto, en adición al retiro de calor por el condensador, que tiene lugar a temperaturas más bajas, mejora la eficiencia térmica de la columna, reduciéndose el duty requerido por el horno.

Tercero, las corrientes de reflujo reducen la tasa de flujo de vapor a lo largo de la columna, por lo que el diámetro requerido por la columna se reduce, en comparación al diámetro requerido si no hubiese reflujo.

La desventaja de usar mayor número de reflujos es que tienden a empobrecer el fraccionamiento debido a que un líquido más rico (con mayor grado de fraccionamiento) se mezcla, después de enfriarse, con un líquido más pobre (con menor grado de fraccionamiento).

### 2.2.2 Overflash

La temperatura de salida del horno debe ser suficiente para vaporizar todos los productos que se extraen por encima de la zona flash más un 3 a 5% vol. del crudo reducido. Este overflash tiene la función de proveer líquido que sirve para el lavado de los vapores que ascienden por la columna desde la zona flash, previniendo la deposición de coque en los platos de la zona de lavado (sección comprendida entre la zona flash y los fondos).

## 2.3 Grado de fraccionamiento

El grado de fraccionamiento es determinado mediante el gap y/o overlap entre dos cortes laterales adyacentes. En el caso ideal no habría overlap entre dos cortes y el punto final de ebullición del corte ligero sería el punto inicial de ebullición del corte pesado.

El grado de fraccionamiento se puede determinar de la siguiente forma:

$$\text{Grado de Fraccionamiento} = T_H^5 - T_L^{95}$$

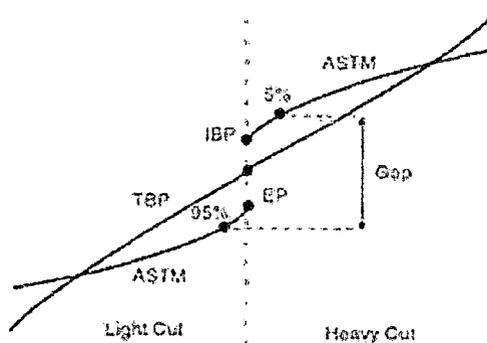
Dónde:

- $T_H^5$  = Temperatura ASTM del 5% vol. recuperado de la fracción pesada.

- $T_L^{95}$  = Temperatura ASTM del 95% vol. recuperado de la fracción ligera.

### 2.3.1 GAP

Si el grado de fraccionamiento es positivo se tiene un *gap*, indicando que el fraccionamiento es bueno.



**Gráfico N° 6 – GAP entre dos cortes**

Fuente: J. P. Wauquier, 1998. *Petroleum Refining Separation Processes, Vol 2*, Insitut Francais du Pétrole Publications, pág 225

De acuerdo a las recomendaciones dadas por Watkins, el Gap entre los diferentes cortes debería controlarse en:

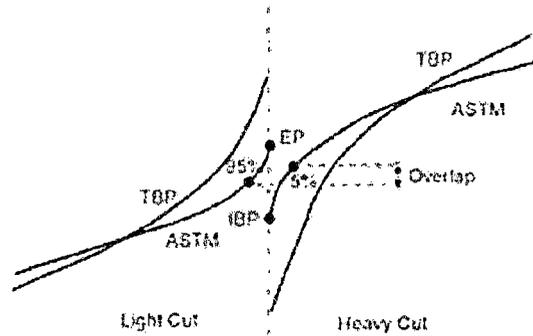
SEPARACIÓN	GAP (°F)
Nafta liviana a nafta pesada	+20 a +30
Nafta pesada a DPM	+25 a +50
DPM a diesel	0 a +10

**Cuadro N° 2 – Gap's recomendados**

Fuente: Petroleum Refinery Distillation – Watkins. Elaboración Propia

### 2.3.2 OVERLAP

Si el grado de fraccionamiento es negativo se tiene un *overlap*, indicando que el fraccionamiento es malo, es decir, que el producto pesado contiene parte del producto ligero y viceversa



**Gráfico N° 7 – OVERLAP entre dos cortes**

Fuente: J. P. Wauquier, 1998. *Petroleum Refining Separation Processes, Vol 2*, Insitut Francais du Pétorle Publications, pág 225.

### 2.3.3 Cut Point (Punto de corte)

Los puntos de corte se controlan con la temperatura de los vapores de tope, los cuales determinan cuanto vapor va al condensador para producir nafta liviana y por los flujos de los productos a lo largo de la columna o los despojadores.

Puntos de Corte	°F
Gas	77
Nafta Liviana	291
Nafta Pesada	316
Turbo A-1	500
Destilado para Mezclas (DPM)	566
Diesel	646
Gasóleo Ligero (GOL)	696

**Cuadro N° 3 – Puntos de Corte de los destilados**

Fuente: Manual UDP Refinería Talara. Elaboración Propia.

### 2.3.4 Calidad de Fraccionamiento

La calidad de fraccionamiento entre dos corrientes consecutivas se ve afectado por diversos factores tales como las tasas de flujo de vapores y líquidos en la zona de la columna comprendida entre dichas corrientes, el número de etapas (platos) y el calor extraído por el pumparoud (si lo hubiera).

*Grado de fraccionamiento = f (# etapas, reflujo interno, calor extraído)*

Para el caso de la columna T-101 de Refinería Talara, la zona comprendida entre el plato de extracción de diesel (plato N°30) y la zona flash no cuenta con un reflujo externo, por lo que el grado de fraccionamiento será:

*Grado de fraccionamiento = f (# etapas, reflujo interno)*

Debido a que el número de etapas es constante, la única forma de mejorar el grado de fraccionamiento entre el diesel y el crudo reducido es incrementando el reflujo interno en esta zona.

### **CAPITULO III**

## UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA DE REFINERIA TALARA

### 3.1 Descripción de la Unidad de Destilación Primaria de Refinería Talara

El crudo local (Crudo Talara) proveniente de los tanques de "Patio Tanques Tablazo" es recibido a través de dos líneas de 12" de diámetro en el tanque "pulmón" TQ-50, cuyo objetivo es eliminar las fluctuaciones de presión en el sistema por las operaciones asociadas a la transferencia de crudo desde el campo.

Para el manejo de crudo foráneo existe una línea de 16"Ø que interconecta con todos los tanques de crudo asociados al sistema de carga. Estas líneas, junto con la de 12" Ø para el crudo local, son las encargadas de alimentar los cabezales de succión de las bombas de mezcla P-100 A/B/C.

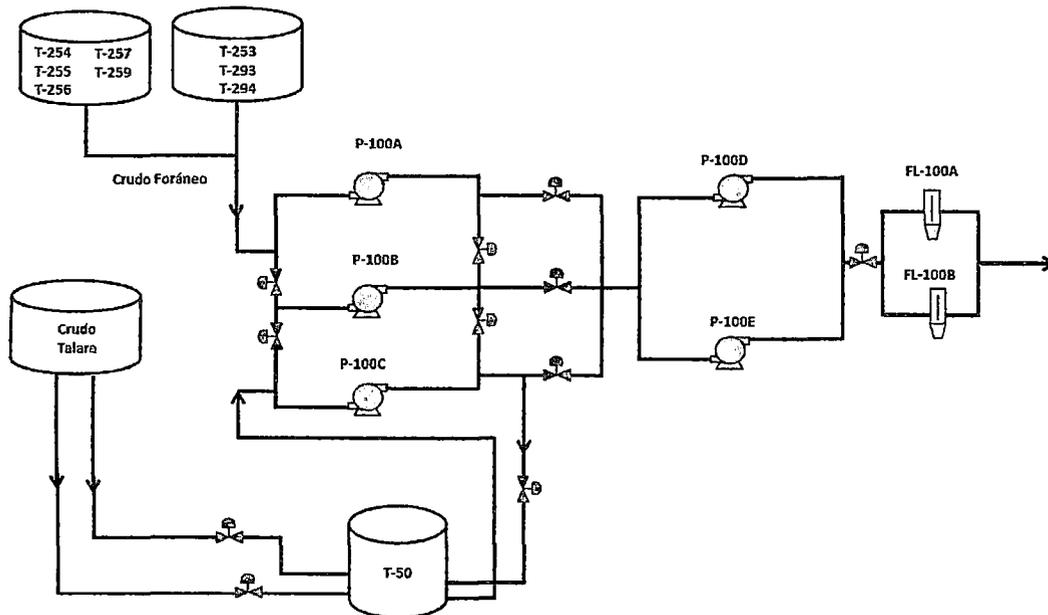
Nº Local	Servicio	Capacidad (MBLS)
253	Crudo Foráneo	63.631
254	Crudo Foráneo	83.684
255	Crudo Foráneo	81.852
256	Crudo Foráneo	82.124
257	Crudo Foráneo	83.481
259	Crudo Foráneo	90.195
293	Crudo Foráneo	51.316
294	Crudo Foráneo	47.220
50	Crudo Talara	3.788

#### CUADRO N° 4 - Distribución de Tanques de Almacenamiento de Crudo

Fuente: Manual de UDP 2007 – Refinería Talara. Elaboración Propia.

Estas dos líneas (16" y 12") son las encargadas de alimentar los cabezales de succión de las bombas de mezcla P-100A/B/C. En caso de estar operando UDP con 100% de cualquiera de los crudos (foráneo o Talara), estas líneas se

encuentran también interconectadas por doble válvula directamente a la línea de succión de las bombas de carga P-100D/E.



**Gráfico N° 8 - Suministro de Crudo y Bombas de Mezcla**

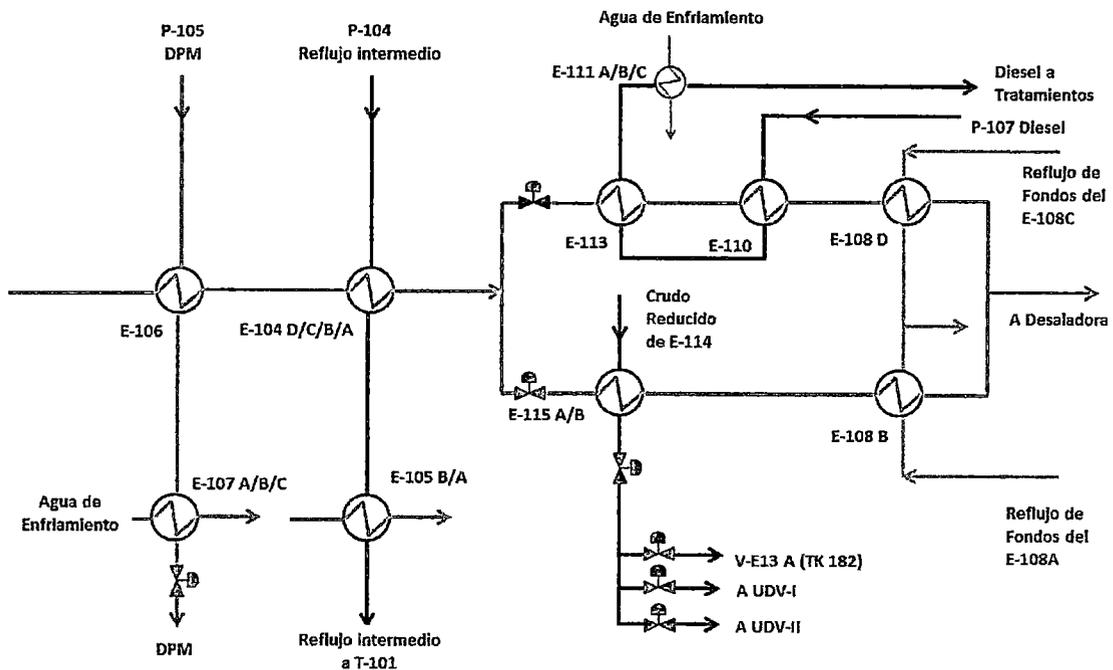
Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

La bomba P-100 A impulsa crudo foráneo, la bomba P-100 C impulsa crudo local (Talara), mientras que la bomba P-100 B tiene la posibilidad de impulsar indistintamente crudo foráneo o Talara mediante la manipulación de las válvulas de succión y descarga. Estas bombas tienen como función recibir el crudo desde tanques e impulsarlo a baja presión (30 psig) al punto de mezcla.

Los dos cabezales de descarga se unen en un cabezal común logrando la mezcla de los crudos en la proporción determinada. Este cabezal alimenta la bomba de carga P-100 D/E que proveen de crudo mezcla a la desaladora, pasando

previamente por uno de los dos filtros FL-100 A/B (uno en operación y el otro en reserva).

Las bombas de carga P-100 D/E impulsan el crudo a presión (400 psig aproximadamente) iniciando su precalentamiento en el intercambiador de calor DPM–Crudo E-106, seguidamente recibe calor de la corriente de reflujo intermedio en los intercambiadores E-104 D/C/B/A.



**Gráfico N° 9 – Intercambio de calor antes de la desaladora**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

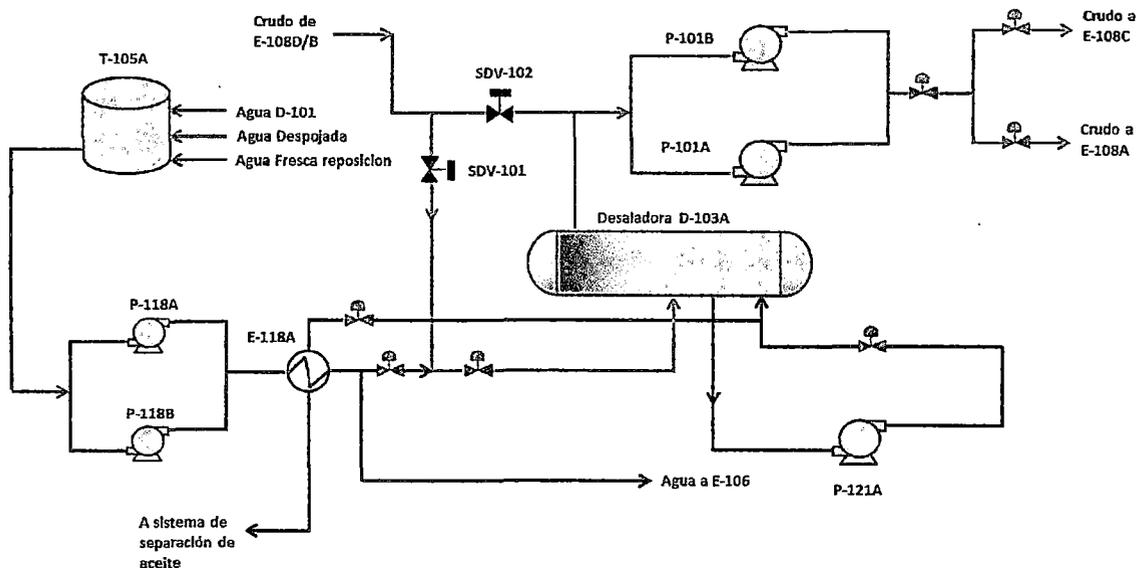
Al salir de estos intercambiadores el flujo se divide en dos corrientes. Una de ellas llamada "circuito A", pasa a través de los intercambiadores diesel – crudo E-113 A y E-110 para luego ir al intercambiador de reflujo de fondos – crudo E-108 D, el

cual utiliza como fluido calefactor el reflujo de fondos proveniente del intercambiador E-108 C. Al salir de este equipo el crudo de este circuito alcanzará una temperatura dentro del rango de 260 y 300 °F con la cual ingresa al sistema de desalado.

La otra corriente llamada "circuito B" pasa a través de los intercambiadores de Crudo Reducido – Crudo E-115 B/A, y luego por el intercambiador de reflujo de fondos – Crudo E-108 B, el cual utiliza como medio calefactor el reflujo de fondos proveniente del intercambiador E-108 A. Al salir de este equipo el crudo de este circuito alcanzará, también, una temperatura dentro del rango de 260 y 300 °F, con la cual ingresa al sistema de desalado.

El crudo de los circuitos A y B se recibe en un cabezal, para, posteriormente mezclarse con la corriente de agua para el desalado, alcanzando un alto grado de homogenización, debido a la acción de válvula de mezcla (PDIC-120) dispuesta para tal fin.

El crudo precalentado se mezcla con agua proveniente del tanque de agua para desalado T-105 A, la cual, ha sido precalentada en el intercambiador de agua para desalado – salmuera (E-118 A). Para asegurar una mezcla homogénea crudo/agua y en algunos casos optimizar la eficiencia de desalado, parte del agua requerida (normalmente 20%, aunque puede variar desde el 0 al 100 % del total) proveniente del E-118 A se inyecta el crudo antes de iniciar precalentamiento en el intercambiador E-106. El resto del agua es mezclada con el crudo mediante la válvula PDV-120. La emulsión formada (crudo – agua) entra a la desaladora D-103 A por la parte inferior y se distribuye a través de todo el equipo mediante un cabezal.



**Gráfico N° 10 - Sistema de Desalado**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

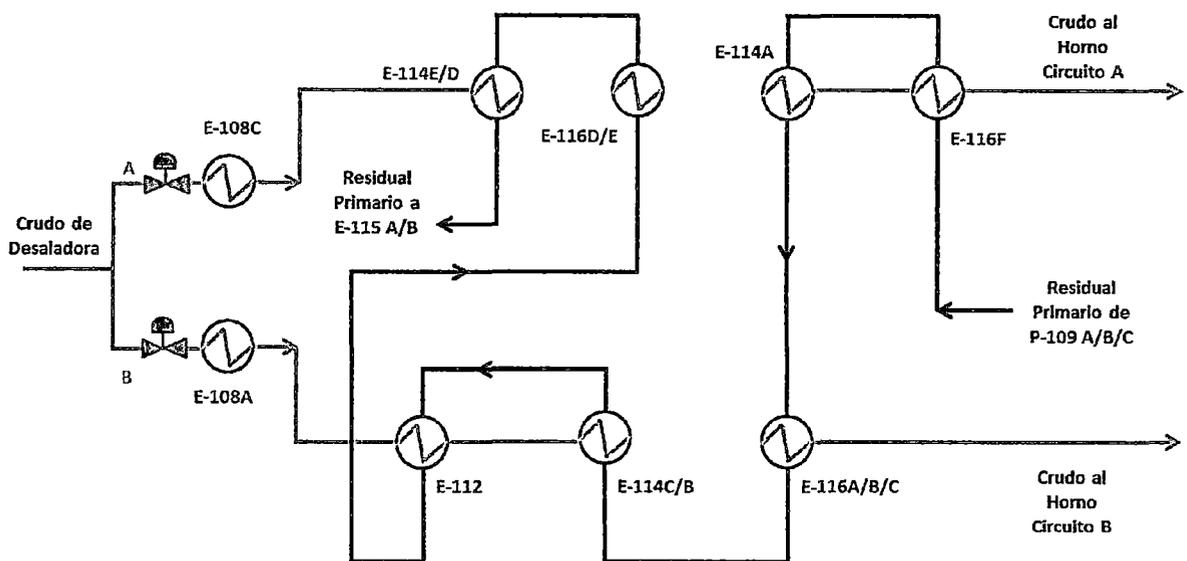
El crudo y el agua se separan instantáneamente atendiendo a las diferencias de las densidades existente entre ambos fluidos. La sal, inicialmente mezclada con el crudo se disuelve en el agua dejando el crudo con un contenido mínimo de sales solubles.

Las gotas de agua que han quedado atrapadas en el crudo debido a la tensión superficial y al pequeño diámetro de partícula son removidas por acción del agente desemulsificante inyectado en la succión de las bombas de carga de crudo (P-100 D/E) y al efecto electrostático generado por las parrillas eléctricas instaladas en el interior del equipo, dejando el crudo sin agua y desalado.

El crudo proveniente de la desaladora D-103 A, es bombeado con una de las bombas P-101 A/B, dividiéndose el flujo en dos corrientes. El "circuito A", cuyo flujo corresponde al 50% del crudo total, se calienta en el intercambiador de calor reflujo de fondos – crudos E-108 C el cual emplea como fluido calefactor el reflujo

de fondos más caliente proveniente de las bombas P-106 A/B. El crudo precalentado en el E-108 C, ingresa a los intercambiadores de Crudo Reducido – Crudo, E-114 E/D, E-116 D/E, E-114 A, E-116 F y posteriormente se alimenta al horno HS-101 con una temperatura mínima de 430 °F.

La otra corriente llamada “Circuito B” pasa a través del intercambiador de reflujo de Fondos – Crudo E-108 A y que emplea como fluido calefactor el reflujo de fondos más calientes provenientes de la bombas de reflujo de fondo P-106 A/B. El crudo precalentado en el E-108 A ingresa a los intercambiadores de crudo reducido-crudo, E-112, E-114 C/B, E-116 A/B/C y finalmente al horno HS-101.



**Gráfico N° 11 – Intercambio de calor después de la desaladora**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

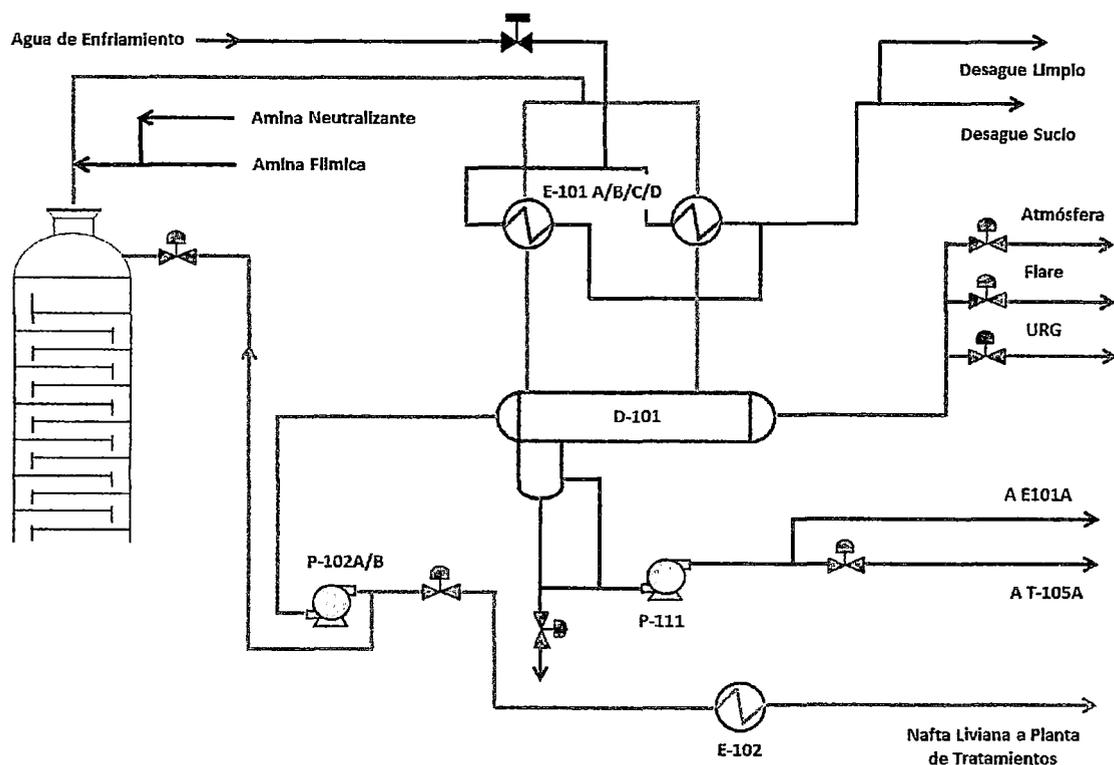
La torre de destilación T-101 consta de 38 platos y de tres secciones de diferentes diámetros. La sección superior y la del centro fraccionan destilados y la sección inferior despoja el crudo reducido.

Por el tope de la torre T-101, a través de la línea de vapores, fluyen, la nafta liviana y los gases al acumulador de nafta liviana D-101, pasando antes por los condensadores de tope E-101 A/B/C/D. Para combatir la corrosión se inyecta amina neutralizante con inhibidor fílmico. Los condensadores se lavan con agua dulce periódicamente para así evitar la obstrucción con sales de amoníaco, no solubles en el destilado pero sí en agua

El gas no condensado en los condensadores de tope E-101 A/B/C/D es enviado del Drum D-101 a la Unidad de Recuperación de Gases (en el Complejo de Craqueo Catalítico). En situaciones de emergencia operativa este gas se envía al sistema de purga (blow down, flare).

La nafta liviana del D-101 es bombeada con una de las bombas P-102 A/B. Parte de la nafta liviana es enviada como reflujo de tope al plato N°1 de la columna T-101. La otra parte de nafta liviana es enviada como producción a la Planta de Tratamientos pasando previamente a través del enfriador E-102.

El condensado de vapor de agua se separa y se retira por la parte inferior del acumulador D-101 hacia el drenaje o hacia el tanque de almacenamiento de agua para desalado T-105 A, a través de la bomba P-111.



**Gráfico N° 12 – Sistema de Tope de la Fraccionadora**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

El primer corte lateral de la torre se extrae del plato N°15, que es de extracción total ubicado en el fondo de la sección superior de la torre. Este primer corte denominado Nafta Pesada es despojado con vapor sobrecalentado en el despojador T-102 A. El producto es retirado usando la bomba P-103 para ser enviado a la Planta de Tratamiento pasando previamente por los enfriadores E-103 A/B.

En corrida especial, el primer corte se denomina Solvente N°3, la producción de se realiza siguiendo el mismo circuito descrito anteriormente y en adición se deriva parte de la extracción de la torre al plato N°19.

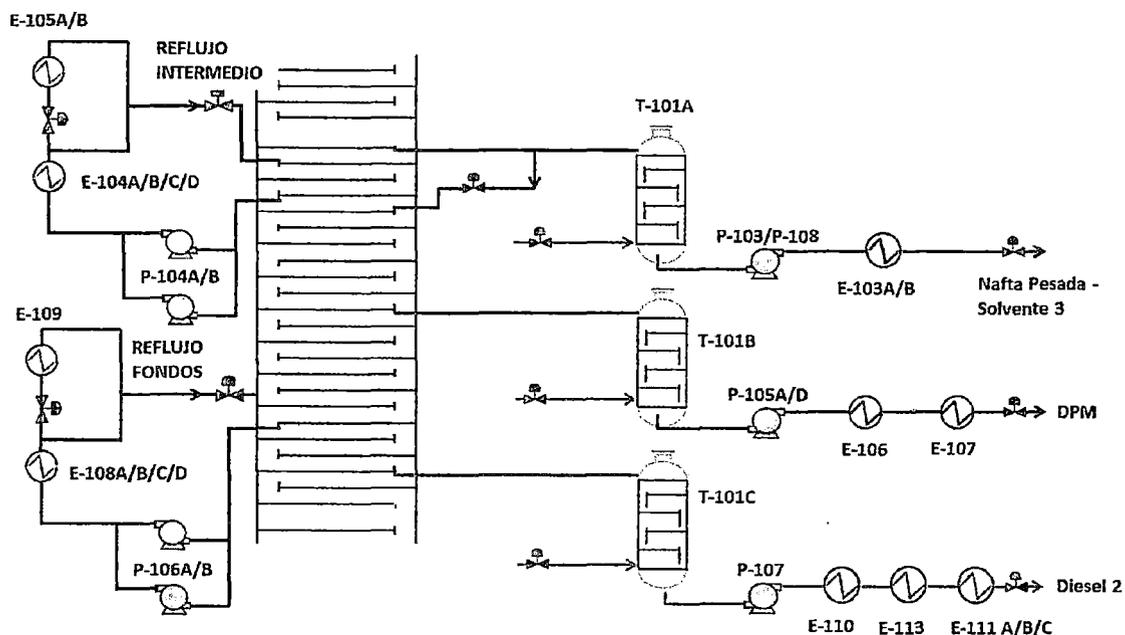
El reflujo intermedio sale del plato N°18 y es circulado con las bombas P-104 A/B a través de los intercambiadores de reflujo intermedio - crudo E-104 A/B/C/D y de los enfriadores E-105 A/B, de ser necesario, regresando al plato N° 16 de la torre.

El segundo corte lateral de la torre, denominado "destilado para mezcla" (antes kerosene), se extrae del plato N°23. Este corte es despojado con vapor sobrecalentado en el despojador T-102 B. El producto es retirado usando una de las bombas P-105 A/B para ser enviado a la Planta de Tratamiento Cáustico pasando previamente por el intercambiador Kerosene - Crudo E-106 y los enfriadores E-107 A/B/C.

En corrida especial el segundo corte se denomina Turbo A-1 o Turbo JP-5. La producción de cualquiera de estos productos se realiza siguiendo el mismo circuito descrito anteriormente.

El reflujo de fondos sale del plato N°25 y es circulado con las bombas P-106 A/B, a través de los intercambiadores de reflujo de fondos - crudo E-108 A/B/C/D y del enfriador E-109, de ser necesario, regresando al plato N°24 de la torre.

El tercer corte lateral de la torre se extrae del plato N°30, que es de extracción parcial ubicado en la zona baja de la sección media de la torre. Este tercer corte denominado "Diesel" es despojado con vapor sobrecalentado en el despojador T-102 C. El producto es retirado usando la bomba P-107 para ser enviado a la planta de Tratamiento Cáustico pasando previamente por los intercambiadores de calor Diesel-Crudo E113 A, E-110 y, por los enfriadores E-111 A/B/C.

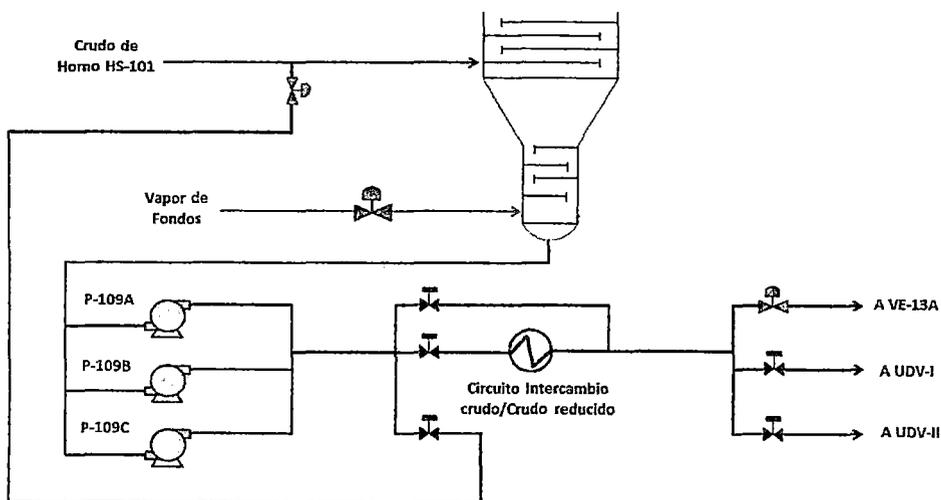


**Gráfico N° 13 – Cortes Laterales de la UDP**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

El crudo reducido que desciende de la zona flash de la torre T-101 es despojado con vapor sobrecalentado en los platos del N°35 al N°38, situados en la sección inferior de la torre. Dependiendo de los requerimientos, el crudo reducido es enviado a la UDV-I, a la UCC (2000 bpd aproximadamente), a la UDV-II (preparación de asfaltos), mientras que los excedentes se envían al enfriador VE-13 A para su posterior almacenamiento en el tanque NL 182.

El crudo reducido durante su recorrido desde la descarga de las bombas de fondos P-109 A/B/C entrega calor al crudo en los siguientes intercambiadores crudo reducido - carga: E-116F, E-114A, E-116 C/B/A, E-114 B/C. E-112, E-116 E/D, E-114D/E y los E-115 A/B.



**Gráfico N° 14 – Circuito de Fondos de la Fraccionadora**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

### 3.2 Productos de la UDP

#### - Gas UDP

Los hidrocarburos gaseosos del petróleo son separados en el “Drum” decantador D-101. El volumen total producido es enviado a la Unidad de Recuperación de gases del Complejo de Craqueo Catalítico para la obtención de gas licuado de petróleo (GLP). La composición de esta corriente varía con la calidad del crudo.

COMPONENTES	% VOL.
Metano	14.8
Etano	7.2
Propano	16.0
I-Butano	10.3
N-Butano	17.9
I-Pentano	11.6
N-Pentano	8.7
Hexano	7.3
Gravedad Específica @ 60 °F	1.75

**CUADRO N° 5 – Composición promedio del GLP de Refinería Talara**

Fuente: Manual de UDP 2007 – Refinería Talara

- Solvente N° 1:

Se produce en corridas especiales, y se extrae el tope de la fraccionadora. Es el destilado más liviano que se obtiene en la UDP, presenta alta volatilidad y es inflamable a la temperatura ambiente. Presenta un rango de destilación de 100°F a 290°F.

- Nafta Liviana:

Se obtiene en la corriente de tope y está constituida por hidrocarburos comprendidos en el rango de C<sub>4</sub> (Butano) a C<sub>10</sub> (decanos). Su curva de destilación está en el rango de 96°F a 200°F y sale de la Planta con un octanaje en el rango de 60 a 65. Se utiliza como base para la preparación de gasolina motor 84 octanos.

- Nafta Pesada:

Se extrae por el primer corte lateral de la Unidad. Presenta una curva de destilación en el rango de 220°F a 330°F. La producción total de este corte (normalmente 2.0% vol. de la carga) se incluye en la producción de diesel. Su principal especificación es el punto de inflamación (65°F mínimo).

- Solvente N° 3:

Se obtiene en corridas especiales y se extrae por el primer corte lateral de la Unidad. Su curva de destilación está en el rango de 300°F a 410°F. Es incoloro, ligeramente volátil y de olor parecido a una gasolina común. Se usa como disolvente de pintura, grasas y aceites, se emplea en la fabricación de lacas.

- Turbo A-1:

Se obtiene en corridas especiales y se extrae por el segundo corte lateral. Su curva de destilación está en el rango de 305°F a 490°F. Es un producto incoloro poco volátil, inflamable, de baja presión de vapor para evitar su vaporización a grandes alturas, exento de agua y con bajo punto de congelamiento. Se utiliza como combustible en los aviones de reacción.

- Destilado para mezclas (DPM):

Antiguamente llamado Kerosene, se extrae por el segundo corte lateral de la Unidad. Su curva de destilación se ubica en el rango de 315°F a 450°F. En la refinería se incluye al pool de Diesel o se emplea como material de corte en la elaboración de combustibles marinos y/o industriales.

- Diesel:

Constituye el tercer corte lateral de la unidad. Es un producto de color verdoso amarillento, algo viscoso y libre de compuestos volátiles. Su curva de destilación está en el rango de 410°F a 725°F. Se utiliza en motores diesel de alta velocidad y camiones que requieren encendido casi instantáneo. A continuación se muestran las especificaciones de viscosidad y destilación (90% vol. recuperado) de Petroperú para el Diesel 2.

Característica	Unidad	Especificaciones	
		Mín.	Máx.
Destilación (a 760 mmHg) 90% recuperado	°F	540	680
Viscosidad @ 40°C	cSt	1.7	4.1

**CUADRO N° 6 – Especificaciones del Diesel 2**

Fuente: Petroperú. Elaboración Propia

- Crudo Reducido:

Constituido por los fondos de la unidad. Es un producto oscuro, viscoso y de alto punto de inflamación. Su curva de destilación se ubica en el rango de 550°F a + 1000°F.

### **3.3 Control Operativo de la Torre de Destilación Primaria**

#### **3.3.1 Temperatura de los platos**

El incremento de temperatura de los platos de extracción ocasiona mayores temperaturas en la curva de destilación del producto; se consigue mayor densidad y punto final de ebullición. El punto de inflamación se incrementa rápidamente.

#### **3.3.2 Vapor de despojamiento**

Un mayor flujo de vapor de despojamiento incrementa el punto de inflamación. La relación entre estas dos variables es exponencial y, para variaciones mayores a 10°F, se recomienda modificar la temperatura del plato de extracción

#### **3.3.3 Presión**

El incremento de presión modifica las curvas de destilación de todos los productos (menores recuperados y punto final de ebullición), la condensación de los vapores de tope se incrementa y la operación de los condensadores E-101 A/B/C/D se ve favorecida. Este efecto generalmente se usa para mejorar la calidad de los solventes 1 y 3.

### **3.3.4 Reflujos**

- **Nafta Liviana:** Controla la temperatura de tope y establece el reflujo interno en la primera sección de la torre.
- **Intermedio y Fondos:** Controlan la temperatura de los platos N°16 y N°24 respectivamente.
- **Nafta Pesada:** Favorece el fraccionamiento entre la nafta liviana y el primer corte lateral. Se utiliza en operación de solvente 3.

## CAPITULO IV

### ANALISIS TECNICO

El análisis técnico se ha dividido en tres etapas:

- (1) A partir de datos de planta se ha realizado una primera simulación (Simulación base) con el propósito de comparar los resultados obtenidos con los tomados en refinería y de esta forma validar la simulación.
- (2) Diversas simulaciones empleando diferentes reflujos de diesel (1 a 5% vol. de la producción de diesel) a las temperaturas correspondientes a la salida del despojador T-102 C, a la salida del intercambiador E-110 y a la salida del intercambiador E-113 A. Estas simulaciones se hacen con el propósito de determinar el incremento en la producción de diesel que podría lograrse, así como el efecto en el precalentamiento del crudo y las necesidades de incremento de la temperatura del crudo a la salida del horno HS-101.
- (3) Una vez determinadas las condiciones óptimas de reflujo y temperatura que permiten maximizar la producción de diesel, se realiza una simulación en la que se incrementa la producción de diesel (en la misma proporción que el caso anterior) pero sin emplear el reflujo circulante, para de esta forma realizar una comparación entre ambos casos.

## **4.1. Criterios para la simulación**

### **4.1.1. Datos de diseño**

- Número de platos de la columna T-101: 34 de contacto (copas) y 4 platos con orificio (en el fondo de la torre).
- Número de platos de cada despojador: 4 platos de contacto
- Entrada de la carga a la columna T-101: Plato N°34
- Salida de la línea al despojador T-102 A (Nafta Pesada): Plato N°15
- Retorno de línea de balance del despojador T-102A: Plato N°14
- Salida de la línea al despojador T-102B (DPM): Plato N°23
- Retorno de línea de balance del despojador T-102B: Plato N°22
- Salida de la línea al despojador T-102 C (Diesel): Plato N°30
- Retorno de línea de balance del despojador T-102C: Plato N°29
- Salida de la línea del reflujo intermedio: Plato N°18
- Retorno de la línea del reflujo intermedio: Plato N°16
- Salida de la línea del reflujo de fondos: Plato N°25
- Retorno de la línea del reflujo de fondos: Plato N°24
- Retorno de la línea de reflujo de diesel: Plato N°32

### **4.1.2. Variables de operación**

- Presión del Drum D-101, zona flash, T-102 A/B/C
- Temperatura del Drum D-101
- Temperatura del Tope y Fondos
- Volumen de reflujo de tope, intermedio y fondos
- Temperatura de retorno de reflujo intermedio y fondos
- Volumen de producción de Nafta Pesada, Diésel, DPM y Fondos
- Flujo de vapor de despojamiento a T-101 y T-102 A/B/C.
- Temperatura del crudo a la entrada y salida del E-113A
- Temperatura del crudo a la salida del E-110.

### 4.1.3. Caracterización de la carga

El primer paso para la simulación es la caracterización de la carga que se procesa en la refinería. Para esto se emplean datos de °API, destilación y datos de viscosidad.

La dieta consiste en una mezcla de composición:

- 70% Talara (43400 barriles)
- 30% COE (18600 barriles),

Esta es una dieta típica en Refinería Talara. Los datos corresponden a los tomados en planta el día 7 de marzo del 2012.

Propiedad	Unidad	Valor
Gravedad API @ 60°F		30.6
Viscosidad @ 122°F	cSt	8.15
Agua y Sedimentos	%vol.	0.05
<b>Destilación</b>		
PIE	°F	163
5% recuperado	°F	241
10% recuperado	°F	275
20% recuperado	°F	356
30% recuperado	°F	464
40% recuperado	°F	536
50% recuperado	°F	608
60% recuperado	°F	680
70% recuperado	°F	716
80% recuperado	°F	734

### Cuadro N° 7 – Caracterización de la carga

Fuente: Unidad Laboratorio Refinería Talara. Elaboración propia

#### 4.1.4. Condiciones de Operación

Los parámetros de operación considerados son los que se muestran a continuación.

Parámetro	Unidad	Valor
Carga de Crudo a T-101	bpd	62000
Temperatura de Salida del Horno	°F	660
Presión Drum D-101	psia	17.70
Presión Flash	psia	25.60
Temperatura Tope	°F	208
Temperatura Fondos	°F	614
Temperatura Plato 16	°F	274
Temperatura Plato 24	°F	415
Temperatura Zona Flash	°F	630
Producción Gas UDP	bpd	680
Producción Nafta Ligera	bpd	7520
Producción Nafta Pesada	bpd	2416
Producción DPM	bpd	11356
Producción Diesel	bpd	13772
Producción Crudo Reducido	bpd	25854
Reflujo de Tope	bpd	16274
Reflujo Intermedio	bpd	36556
Reflujo de Fondos	bpd	40414
Vapor a T-102 A	lb/h	2600
Vapor a T-102 B	lb/h	1400
Vapor a T-102 C	lb/h	410
Vapor de Fondos	lb/h	6000
Temperatura Crudo a entrada del E-113	°F	180
Temperatura Crudo a salida del E-113	°F	240
Temperatura Crudo a salida del E-110	°F	300
Temperatura Diesel a salida del E-110	°F	430
Temperatura Diesel a salida del E-113	°F	326

**Cuadro N° 8: Condiciones de operación Caso Base**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia.

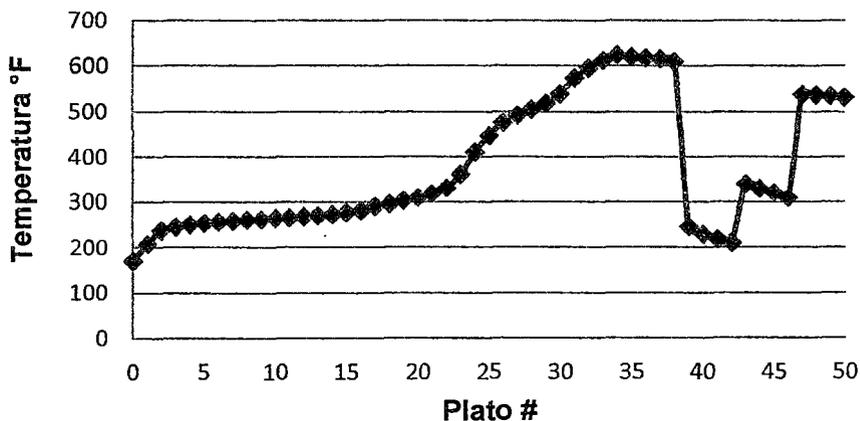
## 4.2. Primera Etapa: Simulación Base

La simulación se llevó a cabo empleando un simulador comercial. Como se dijo al inicio del capítulo, esta simulación se realiza con el propósito de verificar que los resultados de la simulación sean lo más próximo a los datos de planta y de esta forma validarla.

A continuación se mostrarán el perfil térmico, perfil de presiones y el perfil del flujo de fluidos en la columna T-101 y en los despojadores T-102 A, T-102 B y T-102 C. Así mismo, se muestran las curvas de destilación ASTM D86 para la nafta liviana, nafta pesada, turbo A-1 y diesel reportados por laboratorio y por la simulación. Para el caso del crudo reducido, se muestra la curva de destilación ASTM D1160 y la curva de destilación TBP.

Los resultados se muestran en el *Anexo III.1 – Resultados de Simulación Base*.

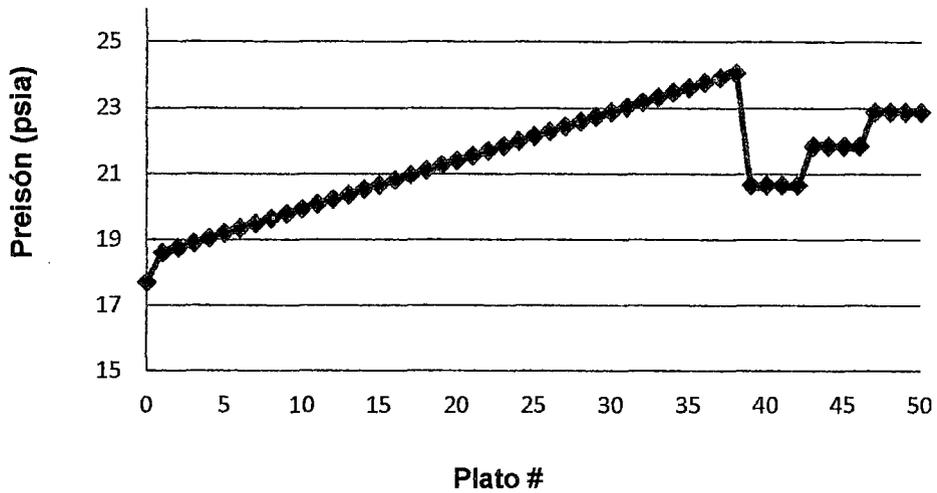
### 4.2.1 Perfil Térmico



**Gráfico N°15 – Temperatura Vs. # de plato**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

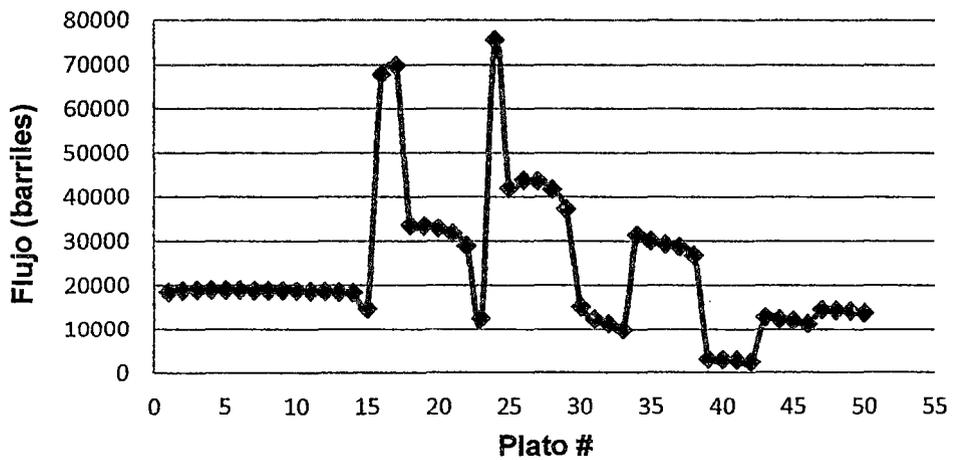
#### 4.2.2 Perfil de Presiones



**Gráfico N°16 – Presión Vs. # de plato**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

#### 4.2.3 Perfil de flujo de líquidos



**Gráfico N°17 – Flujo de líquidos Vs. # de plato**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

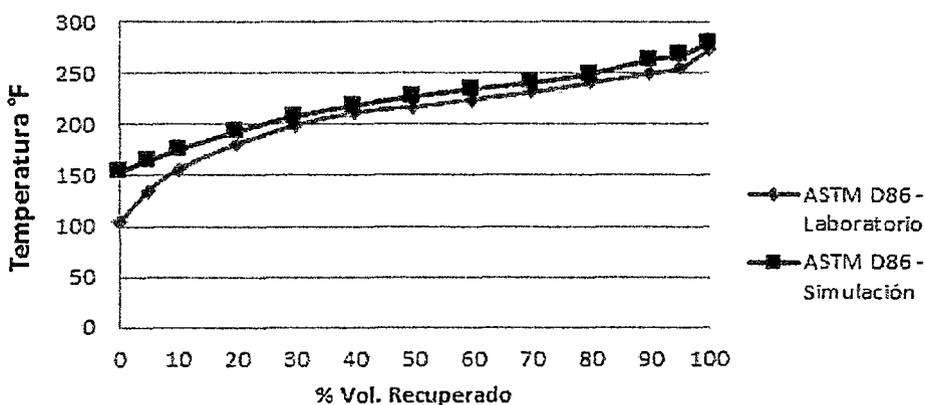
Los picos que se observan en la gráfica pertenecen a los platos de retorno del reflujo intermedio (plato N° 16), del reflujo de fondos (plato N° 24) y al plato de la carga de crudo (plato N° 34).

#### 4.2.4 Curvas de Destilación

Lo siguiente es realizar una comparación de las curvas de destilación de los diferentes cortes obtenidos por simulación con los datos de destilación reportados por la Unidad de Laboratorio. Es importante mencionar que los gases incondensables no aparecen como destilados, se evalúan por diferencia entre los volúmenes de la carga del destilado y del residuo que queda sin destilar a la temperatura final del ensayo.

Los resultados se muestran en el *Anexo III.2 – Curvas de Destilación de Simulación Base*.

##### - Nafta Liviana



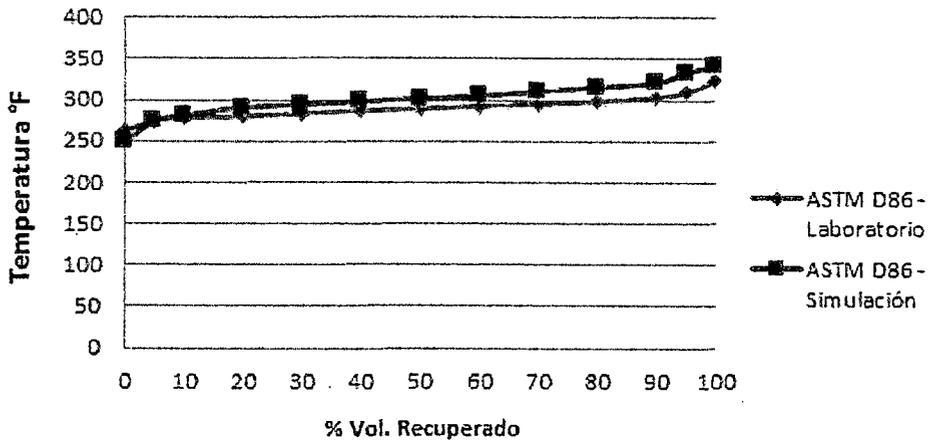
**Gráfico N°18: Curva de destilación de la Nafta Liviana**

Fuente: Unidad Laboratorio Refinería Talara / Simulador Comercial.

Elaboración Propia

Para la destilación de la nafta liviana (producto de tope de la UDP) se ha de tener una consideración importante. Los componentes más livianos de la muestra no son condensados y son reportados como pérdida. Es por este motivo que para efectos de evaluación se suelen utilizar los resultados de destilación a partir del 10% de volumen recuperado, ya que estos datos son más confiables.

- Nafta Pesada

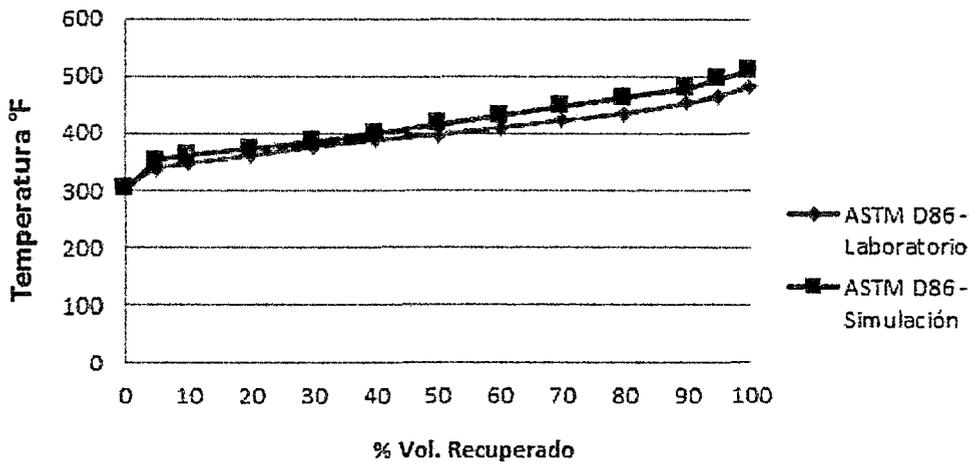


**Gráfico N°19: Curva de destilación de la Nafta Pesada**

Fuente: Unidad Laboratorio Refinería Talara / Simulador Comercial.

Elaboración Propia

- Turbo A-1

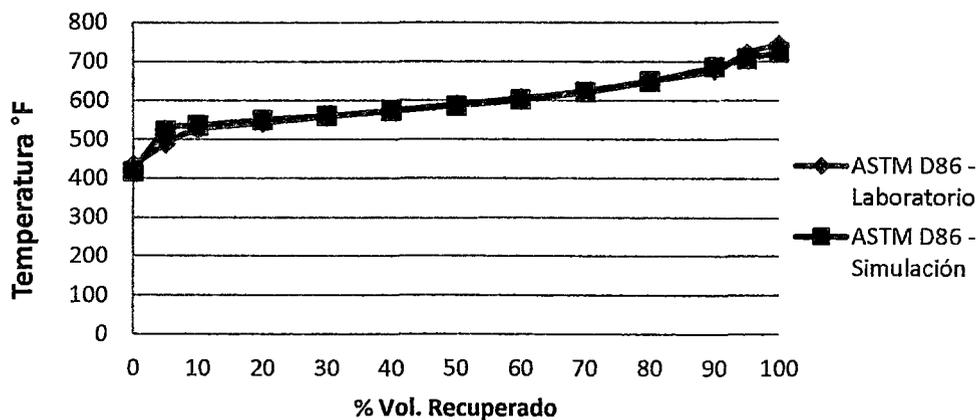


**Gráfico N°20: Curva de destilación del Turbo A-1**

Fuente: Unidad Laboratorio Refinería Talara / Simulador Comercial.

Elaboración Propia

- Diesel



**Gráfico N°21: Curva de destilación del Diesel**

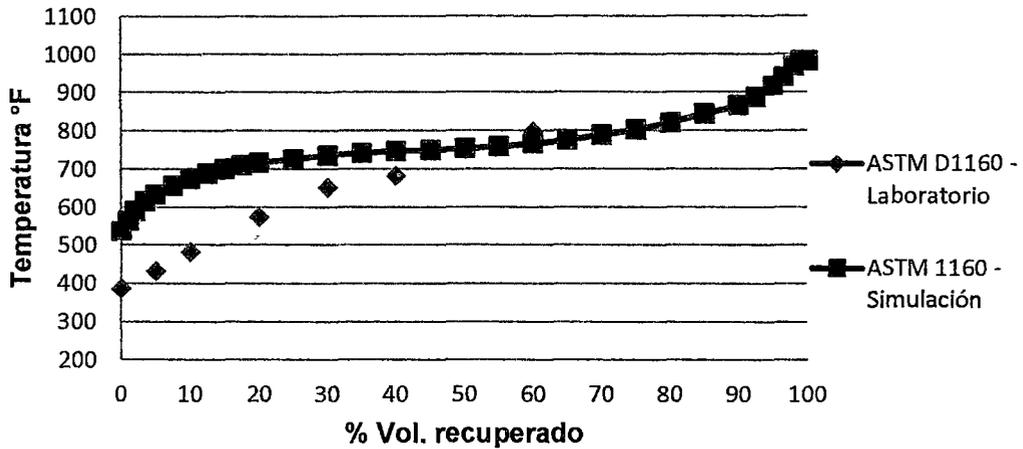
Fuente: Unidad Laboratorio Refinería Talara / Simulador Comercial.

Elaboración Propia

Se observa que los resultados de destilación por el ASTM D86 a nivel laboratorio para el diesel son muy similares a los obtenidos por la simulación.

- Crudo Reducido

En el caso del crudo reducido, en laboratorio se le realiza la destilación ASTM D1160 (Destilación al vacío). La complicación de este ensayo hace que, para efectos de evaluación, se suelen utilizar los resultados de destilación a partir del 10% (incluso 20%) de volumen recuperado, ya que estos datos son más confiables.



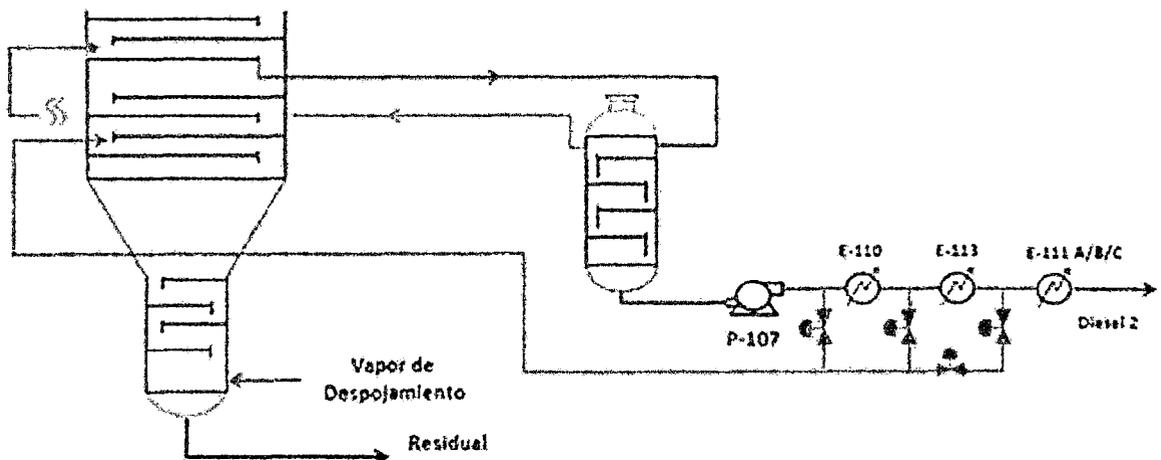
**Gráfico N°22: Curva de destilación del Crudo Reducido**

Fuente: Unidad Laboratorio Refinería Talara / Simulador Comercial.

Elaboración Propia

### 4.3. Segunda Etapa: Simulaciones Preliminares

Se han realizado diversas simulaciones variando el reflujo circulante de diesel con el propósito de determinar el incremento en la producción de diesel, así como el efecto en el precalentamiento del crudo y las necesidades de incremento de temperatura del crudo a la salida del horno HS-101.



**Gráfico N°23: Modificación propuesta**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

El reflujo circulante, al ingresar a una temperatura menor a la correspondiente al plato N°32, condensa más vapores en dicho plato y enfría la zona de fondos. Para mantener el flujo de vapores y el perfil térmico, es necesario que la carga ingrese a la columna a una temperatura mayor.

#### **4.3.1 Caso 1: Reflujo de Diesel a temperatura de salida del T-102 C**

Se evaluó el efecto del reflujo circulante de diesel a diferentes proporciones (1, 2, 3, 4 y 5% de la producción de diesel), a la temperatura de salida del despojador T-102 C. Así mismo, se evaluó el efecto en el precalentamiento del crudo y las necesidades de incremento de la temperatura del crudo a la salida del horno HS-101 para mantener el perfil térmico de la columna T-101.

Los resultados se muestran en los anexos:

- *Anexo IV.1 – Resultados de Simulación Caso 1A*
- *Anexo IV.2 – Resultados de Simulación Caso 1B*
- *Anexo IV.3 – Resultados de Simulación Caso 1C*
- *Anexo IV.4 – Resultados de Simulación Caso 1D*
- *Anexo IV.5 – Resultados de Simulación Caso 1E*

	Caso Base	Caso 1A	Caso 1B	Caso 1C	Caso 1D	Caso 1E
Reflujo (%)	-	1	2	3	4	5
Reflujo (bbl)	-	140	280	420	550	690
Flujo Líquido a Plato N°30 (bbl)	15275	15652.5	15495.8	15422.6	15334	15397
Producción de diesel (bbl)	13772	14032	14042	14002	13992	13892
Líquido remanente en el plato luego de extracción (bbl)	1503	1480.4	1174.9	1000.5	791	814.5
Incremento en producción (%)	-	1.89	1.95	1.67	1.59	0.87
Incremento producción Diesel (bbl)	-	260	270	230	220	120
Temperatura crudo a salida del HS-101 (°F)	660	662	663	664	668	672
Temperatura diesel a salida del T-102 (°F)	537.0	542.1	542.2	541.6	542.2	541.9
Temperatura diesel a salida del E-110 (°F)	430.0	432.9	432.9	433.9	433.3	433.8
Temperatura diesel a salida del E-113 (°F)	326.0	327.1	327.2	326.5	326.9	326.6
Temperatura crudo a entrada del E-113 (°F)	180.0	180.0	180.0	180.0	180.0	180.0
Temperatura crudo a salida del E-113 (°F)	240.0	240.8	240.6	240.9	241.5	241.0
Temperatura crudo a salida del E-110 (°F)	306.0	306.4	306.3	306.7	307.1	306.8

**Cuadro N°9 – Reflujo a temperatura de salida del T-102 C**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

El caso 1B, reflujo circulante de diesel igual a 1% (140 bbl) de la producción original de diesel a una temperatura de 541°F, es el que produjo mejores resultados. Se incrementó la temperatura del crudo a la salida del horno en 2°F (a 662°F) para mantener el perfil térmico en la columna. Se logró incrementar la producción de diesel en 270 barriles, así mismo, se asegura que habrá líquido remanente en el plato N°30 luego de la extracción, evitándose así que este se seque.

Al emplear un reflujo mayor al 2% (280 barriles) el incremento en la producción de diesel disminuye en comparación al caso 1B, además es necesario incrementar la temperatura del horno, por lo que el consumo de gas natural crece. De igual manera, se corre el riesgo de secar el plato ya que la diferencia entre el flujo de líquidos al plato N°30 y la producción de diesel se reduce considerablemente a un promedio de 791 barriles, lo que podría ocasionar que parte de la cabeza del crudo reducido pase a la cola del diesel, incrementando el punto final de ebullición del diesel, además de “mancharlo”.

#### **4.3.2 Caso 2: Reflujo de Diesel a temperatura de salida del E-110**

Se evaluó el efecto del reflujo circulante de diesel a diferentes proporciones (1, 2, 3, 4 y 5% de la producción de diesel), a la temperatura de salida del intercambiador E-110, así como el efecto en el precalentamiento del crudo y las necesidades de incremento de la temperatura del crudo a la salida del horno HS-101 para mantener el perfil térmico de la columna T-101.

Los resultados se muestran en los anexos:

- *Anexo V.1 – Resultados de Simulación Caso 2A*
- *Anexo V.2 – Resultados de Simulación Caso 2B*
- *Anexo V.3 – Resultados de Simulación Caso 2C*
- *Anexo V.4 – Resultados de Simulación Caso 2D*
- *Anexo V.5 – Resultados de Simulación Caso 2E*

	Caso Base	Caso 2A	Caso 2B	Caso 2C	Caso 2D	Caso 2E
Reflujo (%)		1	2	3	4	5
Reflujo (bbl)	-	140	280	420	550	690
Flujo Líquido a Plato N°30 (bbl)	15275	15418	15343	15289.1	15338.5	15399.
Producción de diesel (bbl)	13772	14152	14122	14082	14012	13917
Líquido remanente en el plato luego de extracción (bbl)	1503	1126	943.4	787.4	776.5	791.7
Incremento en producción (%)	-	2.76	2.52	2.25	1.74	1.05
Incremento producción Diesel (bbl)	-	380	348	310	240	115
Temperatura crudo a salida del HS-101 (°F)	660	663	665	668	613	616
Temperatura diesel a salida del T-102 (°F)	537.0	542.5	541.0	542.1	542.2	541.9
Temperatura diesel a salida del E-110 (°F)	430.0	432.4	432.6	432.8	433.2	433.7
Temperatura diesel a salida del E-113 (°F)	326.0	327.5	327.4	326.8	327.0	326.7
Temperatura crudo a entrada del E-113 (°F)	180.0	180.0	180.0	180.0	180.0	180.0
Temperatura crudo a salida del E-113 (°F)	240.0	242.1	241.8	241.9	242.2	242.0
Temperatura crudo a salida del E-110 (°F)	306.0	307.3	307.1	306.8	307.5	306.6

**Cuadro N°10 – Reflujo a temperatura de salida del E-110**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

El caso 2A, reflujo circulante de diesel igual a 1% (140 bbl) de la producción original de diesel a una temperatura de 431°F con una temperatura del crudo a la salida del horno HS-101 de 663°F (incremento en 3°F) para mantener el perfil térmico en la columna, permite incrementar la producción de diesel en 380 barriles, así mismo, se asegura que habrá líquido remanente en el plato N°30 luego de la extracción, evitándose así que este se seque.

De igual manera, al emplear un reflujo mayor al 2% (280 barriles) la necesidad de incrementar la temperatura del crudo a la salida del horno se hace mayor. Así mismo, el incremento en la producción de diesel disminuye en comparación al caso 2A. Se corre el riesgo de secar el plato ya que la diferencia entre el flujo de líquidos al plato N°30 y la producción de diesel se reduce de 1500 barriles para el caso base a 790 barriles para el caso 2E.

El precalentamiento del crudo se vio afectado en un incremento de aproximadamente 2°F a la salida del intercambiador de calor E-110.

#### **4.3.3 Caso 3: Reflujo de Diesel a temperatura de salida del E-113**

Se evaluó el efecto del reflujo circulante de diesel a diferentes proporciones (1, 2, 3, 4 y 5% de la producción de diesel) a la temperatura de salida del intercambiador E-113, así como el efecto en el precalentamiento del crudo y las necesidades de incremento de la temperatura del crudo a la salida del horno HS-101 para mantener el perfil térmico de la columna T-101.

Los resultados se muestran en los anexos:

- *Anexo VI.1 – Resultados de Simulación Caso 3A*
- *Anexo VI.2 – Resultados de Simulación Caso 3B*
- *Anexo VI.3 – Resultados de Simulación Caso 3C*
- *Anexo VI.4 – Resultados de Simulación Caso 3D*
- *Anexo VI.5 – Resultados de Simulación Caso 3E*

	Caso Base	Caso 3A	Caso 3B	Caso 3C	Caso 3D	Caso 3E
Reflujo (%)		1	2	3	4	5
Reflujo (bbl)	-	140	280	420	550	690
Flujo Líquido a Plato N°30 (bbl)	15275	15311.5	15360.4	15406.1	15460.1	15431.6
Producción de diesel (bbl)	13772	14222	14132	14052	13972	13852
Líquido remanente en el plato luego de extracción (bbl)	1503	1089	944	934	937	889
Incremento en producción (%)	-	3.26	2.61	2.02	1.45	0.58
Incremento producción Diesel (bbl)	-	450	360	280	200	80
Temperatura crudo a salida del HS-101 (°F)	660	664	667	670	674	677
Temperatura diesel a salida del T-102 (°F)	537.0	542.7	542.5	542.3	542.0	542.1
Temperatura diesel a salida del E-110 (°F)	430.0	431.5	431.3	431.5	430.8	430.2
Temperatura diesel a salida del E-113 (°F)	326.0	328.1	328.2	328.4	328.5	328.6
Temperatura crudo a entrada del E-113 (°F)	180.0	180	180	180	180	180
Temperatura crudo a salida del E-113 (°F)	240.0	241.5	241.5	241.6	241.4	241.7
Temperatura crudo a salida del E-110 (°F)	306.0	306.7	306.6	306.7	306.9	307.0

**Cuadro N°11 – Reflujo a temperatura de salida del E-113**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

El caso 3A, reflujo circulante de diesel igual a 1% (140 bbl) de la producción original de diesel a una temperatura de 329°F e incrementando la temperatura del crudo a la salida del horno en 4°F (664°F) para mantener el perfil térmico en la columna, es el que produjo mejores resultados. Se logró incrementar la producción de diesel en 450 barriles, así mismo, se asegura que habrá líquido remanente en el plato N°30 luego de la extracción, evitándose así que este se seque.

Un reflujo mayor al 2% (280 barriles) merma el incremento en la producción de diesel y se necesita más combustible para incrementar la temperatura en el horno HS-101.

#### **4.4. Tercera Etapa: Simulación Final**

De la evaluación anterior se ha determinado que el caso que permite maximizar la producción de diesel es el caso 3A, en el cual, al incrementar la temperatura del horno HS-101 en 4°F y emplear un reflujo circulante de diesel igual al 1% (140 barriles) a una temperatura de 329°F (a la salida del intercambiador E-113). El incremento que se logra a partir de este reflujo es de 450 barriles.

A continuación se realizará una simulación (caso 4) incrementando la temperatura del horno HS-101 en 4°F y la producción de diesel en 450 barriles sin el uso del reflujo circulante de diesel. Los resultados de esta simulación se compararán con los resultados del caso base y el caso 3A.

Los resultados se muestran en el *Anexo VII – Resultados de Simulación Caso 4*.

	Caso Base	Caso 3A	Caso 4
Reflujo (bbl)	-	140	-
Flujo Líquido a Plato #°30 (bbl)	15275	15311.5	14290.6
Producción de diesel (bbl)	13772	14222	14222
Líquido remanente en el plato luego de extracción (bbl)	1503	1089	68
Incremento en producción (%)	-	3.26	3.26
Incremento producción Diesel (bbl)	-	450	450
Temperatura crudo a salida del HS-101 (°F)	660	664	664
Temperatura diesel a salida del T-102 (°F)	537.0	542.7	544.5
Temperatura diesel a salida del E-110 (°F)	430.0	431.5	433.1
Temperatura diesel a salida del E-113 (°F)	326.0	328.1	329.3
Temperatura crudo a entrada del E-113 (°F)	180.0	180	180
Temperatura crudo a salida del E-113 (°F)	240.0	241.5	241.9
Temperatura crudo a salida del E-110 (°F)	306.0	306.7	306.8

### Cuadro N°12 – Comparación de resultados

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

De acuerdo a la simulación (Caso 4), si se incrementa la temperatura del horno a 664°F y la producción de diesel en 450 barriles sin el uso del reflujo circulante, se observa que luego de la extracción, el líquido en el plato N°30 es muy bajo (está prácticamente seco). El punto final de ebullición del diesel se incrementará, arrastrará crudo reducido, manchándose y estará fuera de especificación.

#### 4.4.1 Características del Diesel

Característica	Caso base	Caso 3A
° API	35.1	34.7
Temp. 90% vol. recuperado, °F (ASTM D86)	678	685

#### Cuadro N°13 – Características del corte de diesel

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

- °API

La °API disminuye de 35.1 para el caso base a 34.7 para el caso 3A. A medida que se incrementa la producción de diesel, este corte arrastra compuestos más pesados del crudo reducido, haciendo que la °API disminuya. Sin embargo, se observa que la variación no es grande.

- Temp. 90% vol recuperado

Se observa que la temperatura del 90% vol. recuperado se incrementa de 678°F para el caso base a 685°F para el caso 3.A Esto indica que si bien el incremento en la producción de diesel mediante el uso de un reflujo hace que la temperatura del 90% vol. recuperado supere el límite máximo de especificación, el diesel que se obtiene es apto para incluirse en el pool de diesel.

#### 4.4.2 Características del Crudo Reducido

Característica	Caso base	Caso 3A
° API	28.3	27.9
Temp. 5% vol. recuperado, °F (TBP)	628	633

#### Cuadro N°14 – Característica del corte de crudo reducido

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

- °API

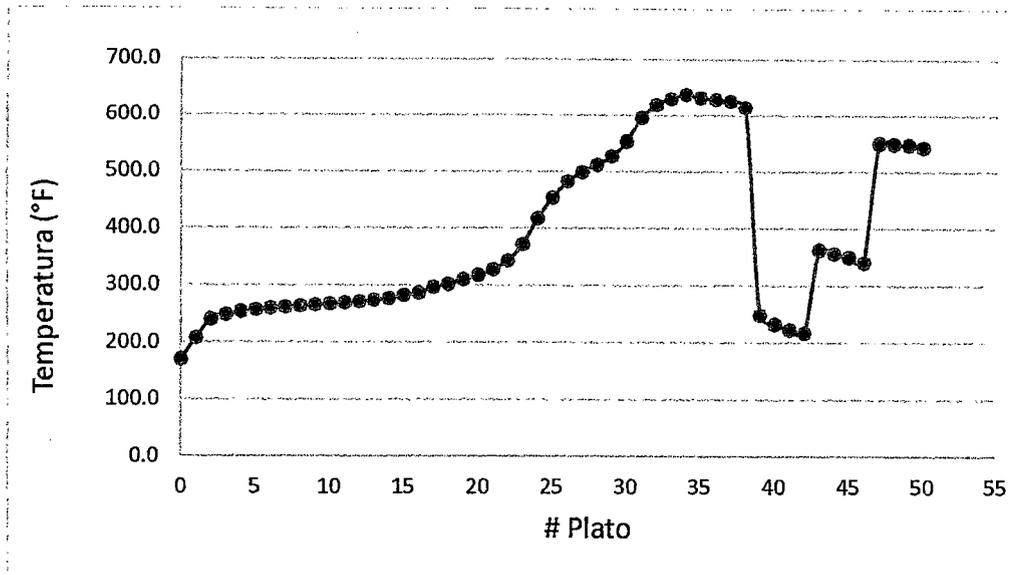
La °API disminuye de 28.3 para el caso base a 27.9 para el caso 3A. A medida que se incrementa la extracción de diesel, el crudo reducido pierde sus componentes más ligeros, lo que trae como consecuencia que la °API disminuya.

- Temp. 5% vol recuperado

Se observa que la temperatura TBP del 5% vol. recuperado se incrementa de 628°F para el caso base a 633°F caso 3A. El incremento se debe a que el crudo reducido pierde sus componentes más ligeros, por lo que se vuelve más pesado.

#### 4.4.3 Perfil Térmico

Del gráfico se observa que el perfil térmico del caso 3A no ha sufrido mayores cambios en comparación con el caso base (Gráfico N°15), a pesar del incremento en 4°F de la temperatura de salida del crudo del horno (664°F).

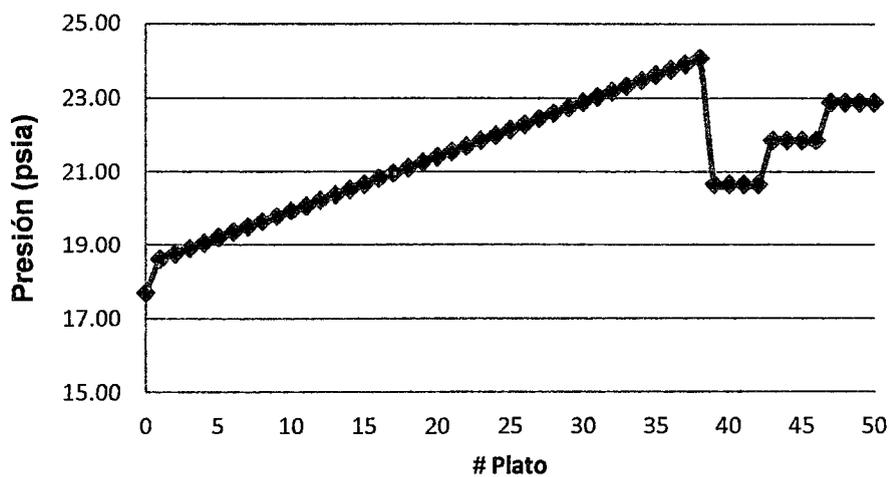


**Gráfico N°24 – Temperatura Vs. # de plato**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

#### 4.4.4 Perfil de Presiones

Del mismo modo se observa que el perfil de presiones de la columna T-101 para el caso 3A no presenta variaciones en comparación con el caso base (Gráfico N°16).



**Gráfico N°25 – Presión Vs. # de plato**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

#### 4.4.5 Perfil de flujo de líquidos

Del gráfico se observa que el perfil de flujo de líquidos para el caso 3A no ha sufrido mayores cambios en comparación con el caso base (Gráfico N°17).

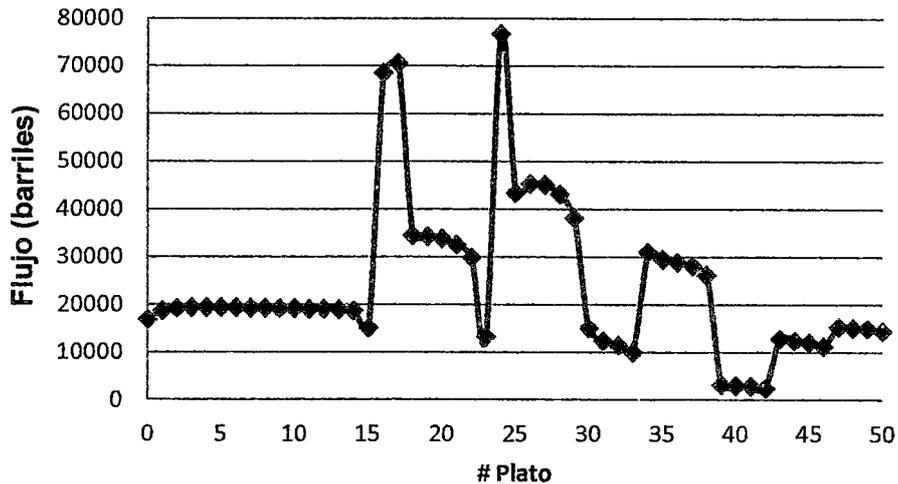


Gráfico N°26 – Flujo de fluidos Vs. # de plato

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

#### 4.4.6 Curvas de Destilación

Los resultados se muestran en el *Anexo VI.7 – Curvas de Destilación Caso 3A*

- Diesel

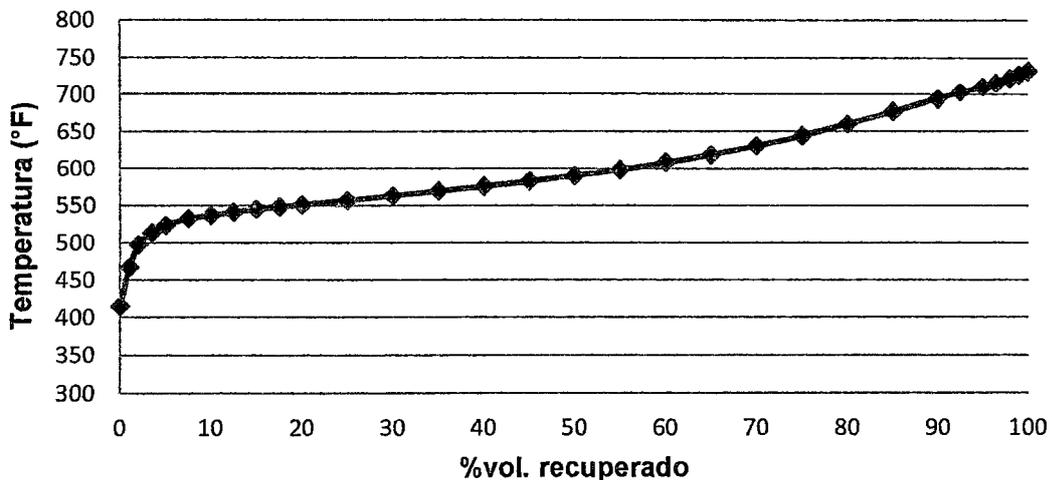


Gráfico N°27: Curva de destilación Diesel

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

Se observa que la curva de destilación ASTM D86 para el diésel es muy similar que en el caso base (Gráfico N°21), la única diferencia es que el punto final de ebullición se ha incrementado a 733°F.

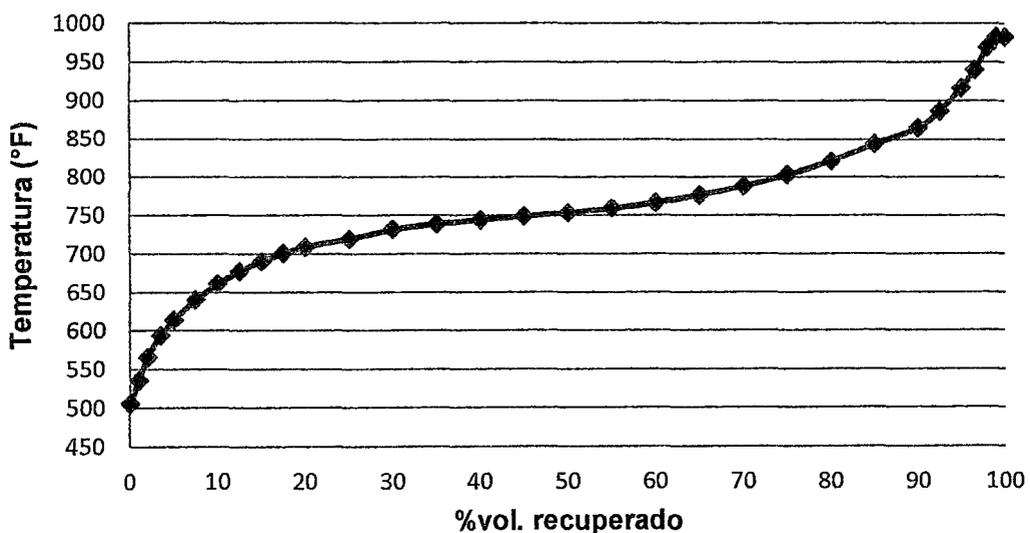
- Crudo Reducido

A continuación se muestran los puntos de ebullición del crudo reducido

Punto Corte (% Vol)	Caso Base	Simulación
	Temperatura °F	Temperatura °F
0.00	505	515
1.00	535	544
2.00	565	576
3.50	594	605
5.00	614	625
7.50	640	650
10.00	661	671
12.50	677	685
15.00	690	697

**Cuadro N°15: Puntos de corte TBP del Crudo Reducido**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia



**Gráfico N°28: Curva TBP del Crudo Reducido**

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

Como se observa, si se toma en cuenta que el punto de corte del diesel es de 646°F, el contenido de diesel en el crudo reducido es de aproximadamente 7.2%. Esto indica que se ha podido disminuir el contenido de diesel en casi 1%.

# CAPITULO V

## ANALISIS ECONOMICO

El siguiente paso es realizar la evaluación económica. Para esto se realizará una comparación del margen de refinación del escenario base y el caso seleccionado (3A) como el más óptimo.

### 5.1 Evaluación Inicial

#### 5.1.1 Precios de productos de UDP

En Refinería Talara no se cuenta con precios para los productos intermedios (como las corrientes que se obtienen en la UDP); sin embargo, para efectos de cálculos se han tomado los precios de los productos finales como los correspondientes a los productos intermedios.

Tipo de Crudo	Precio (US\$/bbl)
ONO	101.2420
COE	102.0200
Producto Proveniente de la UDP	Precios (US\$/bbl)
GLP	53.9700
Nafta Liviana	133.0140
Destilado para mezcla	111.1950
Turbo A-1	113.0140
Diesel	111.1950
Crudo Reducido	94.9500

**Cuadro N°16: Lista de Precios de Productos**

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

Los precios que se muestran corresponden al 19 de abril del 2013.

### 5.1.2 Margen de Refinación Bruto

El margen de refinación bruto es la diferencia entre los ingresos totales por ventas menos el costo total de la materia prima.

Teniendo en cuenta que la nafta pesada se integra en su totalidad al pool de diesel su precio, al igual que el DPM, se considera igual al precio del diesel.

A continuación se prosigue con el cálculo del margen de refinación bruto para el caso base.

	%	bbl/d	US\$/bbl	US\$/día
<b>Alimentación</b>				
ONO	70.00	43400	101.2420	4,393,902.80
COE	30.00	18600	102.0200	1,897,572.00
<b>Producción</b>				
Gas UDP	0.48	297	53.97	16,061.47
Nafta Liviana	12.12	7514	133.014	999,520.40
Nafta Pesada	3.89	2411	111.195	268,180.10
Turbo A-1	18.31	11352	113.014	1,282,957.53
Diesel	22.2	13764	111.195	1,530,487.98
Crudo Reducido	43.01	26665	94.95	2,531,955.69
<b>TOTAL</b>				<b>337,688.37</b>

#### Cuadro N°17 - Margen de Refinación Bruto – Caso Base

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

Se tiene que el margen de refinación bruto asciende a US\$ 337,688.37 lo que equivale a 5.44 US\$/bbl

### 5.1.3 Precios del Gas Combustible

Las características del gas combustible son las siguientes:

Característica	Unidad	Valor
Gravedad específica @ 60°F		0.65
Poder calorífico	Btu/pie <sup>3</sup>	975
Temperatura	°F	85
Presión	psig	91

### Cuadro N°18 - Características del Gas Combustible

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

Para poder calcular el margen de refinación neto, es necesario primero hallar el consumo del gas combustible usado en el horno HS-101 para calentar el crudo a una temperatura de 660°F.

	Unidad	Valor
Precio	US\$/MMBTU	12.49
Poder calorífico	(MMBTU/MMSCF)	975.00
<b>Total</b>	<b>US\$/MMSCF</b>	<b>12177.75</b>

### Cuadro N°19 - Precio del Gas Combustible

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

### 5.1.4 Precios del vapor de despojamiento

Así mismo, es importante considerar el consumo de vapor de despojamiento (vapor de mediana presión) utilizado para el despojamiento de los fondos y en los diferentes despojadores.

	Unidad	Valor
Precio del vapor de mediana presión (150 psig)	US\$/100lb	3.0

#### Cuadro N°20 - Precio del vapor de mediana presión

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

#### 5.1.5 Margen de Refinación Neto

El margen de refinación neto es la diferencia entre el margen de refinación bruto menos el costo operativo (Vapor de despojamiento, gas combustible). No se ha considerado dentro del costo operativo los gastos por electricidad, agua, productos químicos, etc.

A continuación se prosigue con el cálculo del margen de refinación neto para el caso base.

	Cantidad	Precio Unitario	US\$/día
<b>Gas Combustible HS-101</b>	3.012 MMSCFD	12177.75 US\$/MMSCF	36679.4
<b>Vapor a T-101</b>	6000 lb/h	3.0 US\$/100lb	4320
<b>Vapor a T-102 A</b>	2600 lb/h	3.0 US\$/100lb	1872
<b>Vapor a T-102 B</b>	1400 lb/h	3.0 US\$/100lb	1008
<b>Vapor a T-102 C</b>	410 lb/h	3.0 US\$/100lb	295.2
		<b>Total</b>	<b>44,174.6</b>
<b>Margen de Refinación Bruto, US\$/día</b>			<b>337,688.35</b>
<b>Margen de Refinación Neto, US\$/día</b>			<b>293,513.76</b>
<b>Margen de Refinación Neto, US\$/bbl</b>			<b>4.734</b>

#### Cuadro N°21 - Margen de Refinación Neto – Caso Base

Fuente: Refinería Talara. Elaboración Propia

Del cálculo se tiene que el margen de refinación neto asciende a un valor de US\$ 293,513.76, lo que equivale a 4.734 US\$/bbl.

## 5.2 Evaluación de propuesta

### 5.2.1 Margen de Refinación Bruto

A continuación se presenta el cálculo del margen de refinación bruto para el caso 3A. Las producciones se pueden observar en el *Anexo VI.1 – Resultados Simulación Caso 3A*

	%	bbl/d	US\$/bbl	US\$/día
<b>Alimentación</b>		62000		
ONO	70.00	43400	101.2420	4,393,902.80
COE	30.00	18600	102.0200	1,897,572.00
<b>Producción</b>				
Gas UDP	0.34	208.8	53.9700	11268.936
Nafta Virgen	12.13	7520.0	133.0140	1000265.28
Destilado para mezcla	3.90	2415.9	111.1950	268636.001
Turbo A-1	18.32	11355.8	113.0140	1283364.38
Diesel	23.16	14362.2	111.1950	1597004.83
Crudo Reducido	42.44	26310.8	94.9500	2498210.46
			<b>TOTAL</b>	<b>367,275.09</b>

#### Cuadro N°22 - Margen de Refinación Bruto – Propuesta

Fuente: Elaboración Propia

### 5.2.2 Margen de Refinación Neto

	Cantidad	Precio Unitario	US\$/día
<b>Gas Combustible HS-101</b>	3.012 MMSCFD	12177.75 US\$/MMSCF	40442.3078
Vapor a T-101	6000 lb/h	3.0 US\$/100lb	4320
Vapor a T-102 A	2600 lb/h	3.0 US\$/100lb	1872
Vapor a T-102 B	1400 lb/h	3.0 US\$/100lb	1008
Vapor a T-102 C	410 lb/h	3.0 US\$/100lb	295.2
		<b>Total</b>	<b>47,937.51</b>
<b>Margen de Refinación Bruto, US\$/día</b>			<b>367,275.09</b>
<b>Margen de Refinación Neto, US\$/día</b>			<b>319,337.58</b>
<b>Margen de Refinación Neto, US\$/bbl</b>			<b>5.150</b>

#### Cuadro N°23 - Margen de Refinación Neto – Propuesta

Fuente: Elaboración Propia

Del cálculo se tiene que el margen de refinación neto asciende a un valor de US\$ 319,337.58, lo que equivale a 5.150 US\$/bbl.

Se observa que el uso del reflujo circulante de diesel (140 barriles) a la temperatura de salida del intercambiador E-113A (aproximadamente 329°F) eleva el margen de refinación en 0.416 US\$/bbl, lo que equivale a US\$ 25,829.58 al día

## CAPITULO VI

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 6.1 Conclusiones

- El incremento en la temperatura del horno HS-101 en 4°F genera mayor vaporización de los fondos de la UDP, haciendo que el tráfico de vapores hacia los platos superiores se incremente. El ingreso del reflujo circulante de diesel al palto 32 y a la temperatura de salida del intercambiador E-113A (329°F) a la columna de destilación T-101 incrementa el reflujo interno en la zona flash, permite condensar los componentes más pesados y deja que fluyen hacia arriba los componentes más ligeros. Se incrementa la acumulación de líquidos en el plato de extracción, permitiendo incrementar la producción de diesel.
- De acuerdo a la simulación se logró incrementar la producción de diesel en 3.26% vol. (450 barriles), con una temperatura del 90% de vol. recuperado de 684°F. 3
- Si bien el uso del reflujo circulante de diesel en la columna T-101 disminuye la temperatura de los platos inferiores (32 a 38), el incremento en la temperatura de salida del horno HS-101 logra compensar esta pérdida. De acuerdo a la simulación no se han observado variaciones significativas en los perfiles de presión y térmicos.
-

A partir del uso de un reflujo de diesel a la columna T-101 se obtiene un incremento en el margen de refinación neto de 0.416 US\$/bbl, lo que equivale a US\$ 25,829.58 al día

## 6.2 Recomendaciones

- Interconectar a la salida de los intercambiadores de calor crudo – diesel E-110 y E-113A una línea que se una a la línea perteneciente a la extracción de AGO (plato N°32 de la columna T-101), la cual se encuentra fuera de servicio desde el año 2005.
- Realizar una corrida de prueba para evaluar las incidencias del uso del reflujo de diesel en el fraccionamiento diesel-crudo reducido de la unidad de destilación primaria. Así mismo, analizar la performance para determinar la máxima producción de diesel y establecer las limitaciones del sistema.

### Bases de la corrida

Las condiciones de operación de la unidad serán las correspondientes a las empleadas en la simulación.

La carga a la unidad deberá tener una estructura de crudos y régimen constantes.

La temperatura de salida del horno se deberá mantener en 660°F como mínimo, con una inyección de vapor de despojamiento a los fondos de 6000 lb/h.

Etapas de la corrida:

- Etapa N°1:

Se acondicionará la unidad para condiciones de operación patrones. Obtener los datos de operación y calidad de los productos que sirvan como referencia a las etapas siguientes.

- Etapa N°2:

Se operará la unidad con reflujo circulante caliente (a temperatura de salida del intercambiador E-110) dirigido hacia el plato N°32, a una razón de reflujo de 5% vol. Se irá incrementando gradualmente la producción de diesel, tomando muestras para cada incremento y derivándolo al laboratorio para respectivo análisis.

- Etapa N°3:

Se operará la unidad con reflujo frío (saliendo del intercambiador E-113A) dirigido hacia el plato N°32, a una razón de reflujo de 5%. Se irá incrementando gradualmente la producción de diesel, tomando muestras para cada incremento y derivándolo al laboratorio para respectivo análisis.

## **CAPITULO VII**

### **BIBLIOGRAFIA**

- Fahim M., Al-Sahhaf T., Elkilani A. (2010). Fundamentals of Petroleum Refining, 1ra. Ed., Edit. Elsevier, India
  
- Kister H. (1990). Distillation Operation, 1st Ed., Edit. McGraw-Hill.
  
- Parkash S. (2003). Refining Process Handbook, 1st Ed., Edit Elsevier, India
  
- Aspen Hysys (2009). Tutorials and Applications. Version Number V7.1.USA
  
- Fernandez Diego., Sucla Franklin. (2012). Optimización en la producción de destilados medios y producción en línea de solvente 3 en la UDP de RFTL.
  
- UOP Engineering Seminar (1984)

## ANEXOS

### ANEXO I – TIPOS DE DESTILACION REALIZADOS EN LABORATORIO

#### 1. True Boiling Point (TBP)

La destilación TBP es un método bastante cercano a una separación “componente por componente”, ya que se utiliza una pequeña columna de destilación a escala laboratorio, que posee una gran cantidad de etapas teóricas (de 15 a 18 etapas teóricas) y un reflujo casi total (en proporción de 5 a 1). Las curvas de destilación resultantes se usan directamente para determinar los promedios de puntos de ebullición para los pseudo-componentes. Las destilaciones TBP son normalmente reportadas en una base de 760mmHg, aunque incluso se realizan frecuentemente a presiones reducidas.

#### 2. ASTM D86

Diseñada para gasolinas y destilados livianos. Una muestra del fluido es colocada en un tubo de destilación de vidrio, el cual es calentado progresivamente (según el método), y el material que va condensando es recolectado en un recipiente a la presión del laboratorio. Se registre la temperatura versus la cantidad recolectada. El punto inicial de ebullición (PIE) es definido como la temperatura a la cual se recolecta la primera gota de líquido. El punto final de ebullición (PFE) es definido como la máxima temperatura alcanzada durante la destilación.

El material más pesado de la muestra usualmente permanece en el recipiente y es reportado como residuo. De igual manera, el material más liviano de la muestra, y que no es condensado, es reportado como pérdida. Por estas razones, la destilación ASTM D86 debe ser ajustada por algún método de conversión a una

base TBP antes de ser utilizada para definir los puntos de ebullición promedios para los pseudo-componentes de petróleos.

### **3. ASTM D1160**

Es una prueba de laboratorio diseñada para destilados pesados y corrientes residuales. Una muestra del fluido es colocada en un recipiente y destilada a presiones reducidas o al vacío. Se registra la temperatura versus la cantidad destilada.

Este test es similar al ASTM D86 en la mayoría de los aspectos. Es económica, de igual reproducibilidad y tampoco determina la porción más ligera y la más pesada de la muestra, por lo que igualmente debe ser convertida a una base TBP.

Debido a que estas pruebas son realizadas a muy bajas presiones (típicamente 1 a 10mmHg), sus resultados aproximan muy bien los rangos medios y altos de la curva de destilación. De hecho, la ASTM D1160 es frecuentemente usada para extender los datos de una destilación convencional TBP de crudos de altos puntos de ebullición, debido a que las bajas presiones manejadas por la ASTM D1160 permiten una destilación más completa de los materiales más pesados de las muestras.

## ANEXO II – INFORME DE ENSAYO DEL 07-03-2012



### EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

RFTL-LAB-01739-2012

CARGA:					FECHA DE MUESTREO:	07/03/2012			
MEZCLA DE CRUDOS:	70% ONO - 30% COE				HORA DE MUESTREO:	8:00:00 a.m.			
CONDICION:	18% DPM - 3.7% NP				FECHA DE REPORTE:				
	METODO	CRUDO TALARA	CRUDO ORIENTE	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	TURBO A-1 UDP	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
<b>INSPECCIONES</b>	<b>ASTM</b>								
Gravedad API, a 15.6 °C	D-1298	35.6	23.9	30.6	64.0	52	43.6	33.4	18.5
Punto de Inflamación, °C	D-93					18	41 000	92	135
Viscosidad, cst a -20 °C	D-445								
Viscosidad, cst a 40 °C	D-445	-	-	-				5.51	612.3
Viscosidad, cst a 50 °C	D-445	3.70	27.5	8.15					467
Viscosidad, cst a 100 °C	D-445								21.4
Punto de Congelamiento	D-2386								
Color Saybolt	D-156				+30	+30	+30		
Color ASTM	D-1500							<1.0	
Azúfre Total, % peso	D-4294	0.0813	1.510	0.52	11ppm	0.0008	0.0342	0.246	0.978
Azúfre como Mercaptanos	D-3227								
Corrosión 2 hrs. a 100 °C. Tratam.	D-130								
Corrosión 3 hrs. a 100 °C. Tratam.									
Punto de Humo, mm	D-1322-97								
Estabilidad Térmica (JFTOT)	D-3241-06								
Caída de presión en el filtro, KPa (mmHg)									
Depósito en el precalentador									
Prueba Doctor	D-4952								
Gomas existentes	D-381								
Contenido de sólidos, mg/L	D-2276-08								
Índice de Separación al agua (WSIM)	D-3948-07								
Valor Kauri Butanol	D-1133								
Absorción en ácido sulfúrico	D-483								
Agua y Sedimentos, % vol.	D-96	0.05	0.10	0.05					
Astaltenos, % peso	IP-183	-	-	-					-
Residuo de carbón Conradson	D-189	1.22	9.62	3.88					-
Níquel, ppm	ICP	1.0	67.5	26.6					53.2
Sodio, ppm	ICP	5.1	18.3	2.3					6.0
Vanadio, ppm	ICP	1.4	158.0	61.5					122.8
Cenizas, %m									
Sal, LB/MB (Antes de desalado)	D-3230	5.2	4.6	4.0					
Sal, LB/MB (Después de desalado)	D-3230			2.0					
Nº Neut. antes Trat., mg KOH / gr.	D- 974	1.450	4.170	2.26			0.13	0.40	
Nº Neut. después Trat., mg KOH / gr	D- 974			7.000					
Índice de cetano	D- 976							-	
Número de Bromo, g Br- /100 gr	D-1159								
Nitrogeno Total, % peso	D-3228	-	-	-					
Nitrógeno básico, %peso									
<b>COMPOSICION (PIONA) :</b>	D6623								
Parafinas, %vol.					19.7				
Isoparafinas, %vol.					36.8				
Olefinas, % vol.					0.0				
Naftenos, % vol.					40.6				
Aromáticos, % vol.					2.9				
Naftenos + Aromáticos (N+A)					43.5				
RVP	D-323				9.1				
RON '0'	D-2699				69.4				
PNA - Método n-d-m	D-3238								
Punto de anilina, °C	D-611								70.0
% Carbon Parafínico, Cp.									27.5
% Carbon Naftenico, Cn.									29.4
% Carbon Aromatico, Ca.									43.1
Índice de Refracción a 20 °C	D-1218								1.5353
Peso Molecular	D-2502								113
Factor caracterización (KUOP)									10.6
<b>DESTILACION, °C</b>									
Punto Inicial de Ebullición		65.0	73.0	73	40.0	128.0	153.0	224.0	197.0
5% Rec. a		105.0	111.0	116	57.0	135.0	170.0	254.0	22.0
10% Rec. a		127.0	150.0	135	69.0	137.0	175.0	274.0	250.0
20% Rec. a		167.0	226.0	180	83.0	139.0	183.0	284.0	301.0
30% Rec. a		212.0	285.0	240	93.0	140.0	191.0	293.0	344.0
40% Rec. a		259.0	303.0	280	100.0	142.0	189.0	301.0	361.0
50% Rec. a		298.0	370.0 (al 45%)	320	103.0	143.0	203.0	310.0	400.0
60% Rec. a		338.0	-	360	107.0	145.0	210.0	319.0	425.0
70% Rec. a		362.0	-	380	111.0	146.0	217.0	329.0	-
80% Rec. a		397.0	-	390	116.0	148.0	224.0	344.0	-
90% Rec. a		-	-	-	121.0	151.0	234.0	359.0	-
95% Rec. a		-	-	-	124.0	154.0	241.0	393.0	-
Punto Final Ebullición		-	-	-	134.0	162.0	249.0	395.0	-
% Recuperado		-	-	-	97.5	98.5	98.0	97.5	-
% Residuo		-	-	-	1.0	1.0	1.0	2.0	-
ELABORADO POR:					APROBADO POR:				
VIARIOS									

### ANEXO III.1: RESULTADOS SIMULACIÓN BASE

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)
0	17.7	170.0	16767.0	159.3
1	18.6	208.0	18446.4	25160.0
2	18.8	239.9	18874.3	26839.4
3	18.9	248.0	18983.5	27267.3
4	19.1	252.8	18997.3	27376.5
5	19.2	256.3	18984.3	27390.3
6	19.3	258.9	18962.5	27377.2
7	19.5	261.1	18935.6	27355.4
8	19.6	263.0	18903.0	27328.5
9	19.8	264.8	18863.0	27295.9
10	19.9	266.5	18813.3	27255.9
11	20.1	268.4	18751.5	27206.2
12	20.2	270.4	18675.1	27144.5
13	20.4	272.8	18581.0	27068.1
14	20.5	275.5	18417.9	26974.0
15	20.7	281.2	14790.0	25372.9
16	20.8	285.4	67810.3	25420.8
17	21.0	295.1	69833.7	41881.9
18	21.1	300.9	33661.7	43905.4
19	21.3	308.8	33481.9	44292.5
20	21.4	316.6	32973.8	44112.7
21	21.6	326.0	31764.8	43604.6
22	21.7	340.9	29061.6	42395.6
23	21.9	370.4	12477.8	37441.1
24	22.0	417.3	75625.9	34368.6
25	22.1	453.4	42091.5	57099.5
26	22.3	481.6	43895.0	63982.3
27	22.4	497.4	43728.1	65785.8
28	22.6	510.1	41918.8	65618.9
29	22.7	525.1	37351.6	63809.6
30	22.9	550.0	15275.3	58109.3
31	23.0	592.7	12462.9	50910.2
32	23.2	616.6	11310.1	48097.8
33	23.3	627.5	9856.3	46945.0
34	23.5	635.2	31495.6	45491.2
35	23.6	629.9	30096.9	5098.7
36	23.8	627.1	29443.3	3700.0
37	23.9	623.8	28759.0	3046.5
38	24.1	614.0	26808.5	2362.1
39	20.7	247.5	3179.4	1438.0
40	20.7	231.8	2992.8	941.6
41	20.7	222.6	2889.5	755.0
42	20.7	217.3	2416.2	651.7
43	21.9	360.5	12827.0	2251.2
44	21.9	354.6	12451.8	1567.0
45	21.9	348.7	12100.9	1191.8
46	21.9	339.7	11356.0	840.9
47	22.9	547.4	14595.8	1133.1
48	22.9	545.9	14437.7	851.7
49	22.9	544.2	14266.0	693.6
50	22.9	539.7	13772.2	521.9

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

### ANEXO III.2: CURVAS DE DESTILACIÓN CASO BASE

% Vol Recuperado	ASTM D86 (°F)				TBP (°F)
	Nafta Liviana	Nafta Pesada	Turbo A-1	Diesel	Crudo Reducido
0	156	247	299	416	524
1	158	256	316	468	558
2	160	263	329	498	586
3.5	163	269	340	513	616
5	166	272	345	522	628
7.5	170	276	352	529	650
10	175	279	359	535	670
12.5	180	281	362	540	685
15	184	282	365	543	697
17.5	188	283	368	546	706
20	192	285	371	549	713
25	200	290	377	555	726
30	206	291	383	560	735
35	212	293	390	566	741
40	217	295	397	573	746
45	222	297	404	579	750
50	226	298	412	586	755
55	230	300	420	594	761
60	233	302	429	602	769
65	236	304	437	612	779
70	239	307	445	623	791
75	243	311	453	636	806
80	247	314	461	652	824
85	252	317	470	669	847
90	259	321	478	678	868
92.5	263	322	484	688	890
95	267	327	494	698	920
96.5	269	331	500	704	943
98	269	335	506	714	970
99	269	338	510	720	983
100	269	341	513	725	983

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO IV.1: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 1A

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16939.3	211.7	
1	18.6	208.0	18755.0	25381.5	
2	18.8	240.4	19229.7	27197.3	
3	18.9	248.5	19355.7	27672.0	
4	19.1	253.4	19376.8	27798.0	
5	19.2	256.9	19366.9	27819.0	
6	19.3	259.5	19345.8	27809.1	
7	19.5	261.7	19318.3	27788.1	
8	19.6	263.7	19284.2	27760.5	
9	19.8	265.5	19242.2	27726.4	
10	19.9	267.4	19190.7	27684.5	
11	20.1	269.3	19127.6	27632.9	
12	20.2	271.4	19050.6	27569.8	
13	20.4	273.8	18956.9	27492.9	
14	20.5	276.6	18792.9	27399.1	
15	20.7	282.3	15141.6	25765.6	
16	20.8	286.6	68477.7	25821.4	
17	21.0	296.5	70590.4	42601.6	
18	21.1	302.3	34453.5	44714.3	
19	21.3	310.4	34277.0	45133.3	
20	21.4	318.2	33756.1	44956.9	
21	21.6	327.8	32523.0	44435.9	
22	21.7	342.9	29844.3	43202.9	
23	21.9	372.1	13285.0	38218.9	
24	22.0	417.7	76790.4	35224.8	
25	22.1	453.8	43318.3	58316.1	
26	22.3	482.3	45184.5	65258.1	
27	22.4	498.5	45015.9	67124.3	
28	22.6	511.6	43094.0	66955.7	
29	22.7	527.0	38291.4	65033.7	
30	22.9	552.2	15652.5	59057.7	
31	23.0	594.5	12848.3	51736.2	
32	23.2	617.8	11793.8	48932.0	
33	23.3	628.6	10254.1	47739.6	
34	23.5	636.4	31347.1	46199.8	
35	23.6	631.0	29910.1	5261.1	
36	23.8	628.1	29235.5	3824.1	
37	23.9	624.7	28528.2	3149.6	
38	24.1	614.0	26497.6	2442.2	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.6	3008.9	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.8	2416.0	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12868.1	2305.3
	48	21.9	356.2	12484.5	1608.1
	49	21.9	350.3	12124.8	1224.6
	50	21.9	341.1	11356.0	864.8
T-102C	47	22.9	549.7	15028.8	1173.5
	48	22.9	548.3	14865.4	884.8
	49	22.9	546.5	14687.3	721.4
	50	22.9	542.1	14172.1	543.3

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO IV.2: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 1B

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16939.8	211.9	
1	18.6	208.0	18755.8	25382.2	
2	18.8	240.4	19230.5	27198.2	
3	18.9	248.5	19356.5	27672.9	
4	19.1	253.4	19377.7	27798.9	
5	19.2	256.9	19367.8	27820.1	
6	19.3	259.5	19346.9	27810.2	
7	19.5	261.8	19319.4	27789.3	
8	19.6	263.7	19285.4	27761.8	
9	19.8	265.5	19243.6	27727.8	
10	19.9	267.4	19192.1	27686.0	
11	20.1	269.3	19129.0	27634.5	
12	20.2	271.4	19052.1	27571.4	
13	20.4	273.8	18958.3	27494.5	
14	20.5	276.6	18794.2	27400.7	
15	20.7	282.3	15142.8	25767.0	
16	20.8	286.6	68480.5	25822.8	
17	21.0	296.5	70594.6	42604.0	
18	21.1	302.3	34456.5	44718.1	
19	21.3	310.4	34280.1	45136.5	
20	21.4	318.3	33759.2	44960.2	
21	21.6	327.8	32526.0	44439.3	
22	21.7	342.9	29846.6	43206.0	
23	21.9	372.1	13286.4	38221.3	
24	22.0	417.7	76800.4	35226.9	
25	22.1	453.8	43329.2	58323.6	
26	22.3	482.3	45196.9	65269.7	
27	22.4	498.6	45028.0	67137.5	
28	22.6	511.7	43103.5	66968.6	
29	22.7	527.0	38293.9	65044.0	
30	22.9	552.3	15495.8	59056.3	
31	23.0	594.6	12715.8	51729.0	
32	23.2	617.6	11793.1	48949.0	
33	23.3	628.6	10253.2	47748.3	
34	23.5	636.4	31337.7	46208.5	
35	23.6	631.0	29900.6	5261.3	
36	23.8	628.1	29226.0	3824.2	
37	23.9	624.7	28518.6	3149.6	
38	24.1	614.0	26488.1	2442.2	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.4	1469.7
	40	20.7	232.7	3009.0	962.7
	41	20.7	223.2	2902.6	771.3
	42	20.7	217.9	2416.1	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12868.6	2305.4
	48	21.9	356.2	12485.1	1608.2
	49	21.9	350.3	12125.3	1224.6
	50	21.9	341.1	11356.5	864.9
T-102C	47	22.9	549.8	15181.4	1178.1
	48	22.9	548.3	15017.3	888.6
	49	22.9	546.6	14838.4	724.5
	50	22.9	542.2	14320.9	545.7

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

### ANEXO IV.3: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 1C

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16934.0	210.3	
1	18.6	208.0	18747.8	25374.8	
2	18.8	240.4	19222.2	27188.6	
3	18.9	248.5	19348.0	27663.0	
4	19.1	253.4	19368.9	27788.8	
5	19.2	256.8	19358.9	27809.7	
6	19.3	259.5	19337.9	27799.7	
7	19.5	261.7	19310.3	27778.7	
8	19.6	263.7	19276.3	27751.1	
9	19.8	265.5	19234.6	27717.2	
10	19.9	267.3	19183.2	27675.4	
11	20.1	269.3	19120.2	27624.0	
12	20.2	271.4	19043.4	27561.0	
13	20.4	273.8	18949.7	27484.2	
14	20.5	276.6	18785.8	27390.5	
15	20.7	282.3	15134.5	25757.1	
16	20.8	286.5	68466.6	25812.9	
17	21.0	296.4	70579.5	42589.8	
18	21.1	302.3	34443.2	44702.8	
19	21.3	310.4	34266.7	45121.6	
20	21.4	318.2	33745.9	44945.1	
21	21.6	327.8	32513.3	44424.3	
22	21.7	342.9	29834.9	43191.7	
23	21.9	372.1	13275.3	38208.2	
24	22.0	417.7	76777.2	35213.6	
25	22.1	453.8	43308.1	58303.0	
26	22.3	482.3	45174.7	65246.4	
27	22.4	498.6	45007.2	67113.0	
28	22.6	511.6	43090.7	66945.5	
29	22.7	527.0	38305.5	65029.0	
30	22.9	552.2	15422.6	59062.3	
31	23.0	594.4	12644.6	51754.8	
32	23.2	617.3	11845.8	48976.9	
33	23.3	628.5	10298.2	47761.1	
34	23.5	636.4	31381.3	46213.4	
35	23.6	631.0	29943.5	5264.9	
36	23.8	628.0	29268.4	3827.0	
37	23.9	624.7	28560.5	3152.0	
38	24.1	614.0	26528.1	2444.0	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.2	1469.5
	40	20.7	232.6	3008.8	962.6
	41	20.7	223.2	2902.5	771.2
	42	20.7	217.8	2415.9	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12867.9	2305.0
	48	21.9	356.2	12484.4	1608.0
	49	21.9	350.3	12124.7	1224.5
	50	21.9	341.1	11356.0	864.8
T-102C	47	22.9	549.7	15285.4	1181.5
	48	22.9	548.2	15120.8	891.5
	49	22.9	546.5	14941.3	726.9
	50	22.9	542.1	14422.1	547.4

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

### ANEXO IV.4: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 1D

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16939.5	211.8	
1	18.6	208.0	18755.5	25381.8	
2	18.8	240.4	19230.3	27197.8	
3	18.9	248.5	19356.4	27672.6	
4	19.1	253.4	19377.6	27798.7	
5	19.2	256.9	19367.8	27819.9	
6	19.3	259.5	19346.8	27810.1	
7	19.5	261.8	19319.3	27789.2	
8	19.6	263.7	19285.2	27761.6	
9	19.8	265.5	19243.3	27727.5	
10	19.9	267.4	19191.7	27685.6	
11	20.1	269.3	19128.4	27634.0	
12	20.2	271.4	19051.4	27570.8	
13	20.4	273.8	18957.5	27493.7	
14	20.5	276.6	18793.4	27399.8	
15	20.7	282.3	15142.0	25766.1	
16	20.8	286.6	68480.1	25821.9	
17	21.0	296.5	70593.6	42604.2	
18	21.1	302.3	34456.5	44717.7	
19	21.3	310.4	34280.0	45136.5	
20	21.4	318.3	33759.0	44960.0	
21	21.6	327.8	32525.5	44438.9	
22	21.7	343.0	29845.5	43205.4	
23	21.9	372.1	13285.5	38220.2	
24	22.0	417.7	76798.0	35225.3	
25	22.1	453.8	43331.0	58323.5	
26	22.3	482.4	45199.2	65270.8	
27	22.4	498.6	45032.2	67139.0	
28	22.6	511.7	43116.5	66972.1	
29	22.7	527.0	38336.7	65056.4	
30	22.9	552.2	15333.5	59090.8	
31	23.0	594.3	12565.3	51787.3	
32	23.2	617.1	11884.2	49019.1	
33	23.3	628.4	10331.6	47787.0	
34	23.5	636.4	31397.1	46234.4	
35	23.6	631.0	29958.3	5268.2	
36	23.8	628.1	29282.9	3829.5	
37	23.9	624.7	28574.4	3154.0	
38	24.1	614.0	26540.5	2445.5	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.7	3008.9	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.9	2416.0	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12868.0	2305.2
	48	21.9	356.2	12484.5	1608.1
	49	21.9	350.3	12124.8	1224.6
	50	21.9	341.2	11356.0	864.8
T-102C	47	22.9	549.7	15408.9	1185.7
	48	22.9	548.3	15243.7	894.9
	49	22.9	546.6	15063.5	729.7
	50	22.9	542.2	14542.1	549.5

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

### ANEXO IV.5: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 1E

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16938.3	211.5	
1	18.6	208.0	18753.7	25380.2	
2	18.8	240.4	19228.4	27195.7	
3	18.9	248.5	19354.4	27670.3	
4	19.1	253.4	19375.5	27796.3	
5	19.2	256.9	19365.6	27817.4	
6	19.3	259.5	19344.6	27807.6	
7	19.5	261.7	19317.0	27786.6	
8	19.6	263.7	19283.0	27759.0	
9	19.8	265.5	19241.1	27725.0	
10	19.9	267.4	19189.6	27683.1	
11	20.1	269.3	19126.4	27631.5	
12	20.2	271.4	19049.4	27568.4	
13	20.4	273.8	18955.7	27491.4	
14	20.5	276.6	18791.6	27397.6	
15	20.7	282.3	15140.3	25764.0	
16	20.8	286.6	68476.8	25819.8	
17	21.0	296.5	70590.0	42600.8	
18	21.1	302.3	34453.4	44714.1	
19	21.3	310.4	34276.9	45133.0	
20	21.4	318.3	33755.9	44956.5	
21	21.6	327.8	32522.5	44435.4	
22	21.7	342.9	29843.0	43202.0	
23	21.9	372.1	13283.6	38217.3	
24	22.0	417.7	76791.5	35222.9	
25	22.1	453.8	43324.5	58318.3	
26	22.3	482.3	45192.8	65263.8	
27	22.4	498.6	45028.8	67132.1	
28	22.6	511.6	43127.3	66968.1	
29	22.7	526.9	38396.8	65066.6	
30	22.9	551.9	15397.0	59147.2	
31	23.0	593.7	12606.9	51890.7	
32	23.2	616.5	12040.6	49100.6	
33	23.3	628.2	10467.7	47845.3	
34	23.5	636.4	31507.0	46272.4	
35	23.6	631.0	30065.4	5279.9	
36	23.8	628.1	29388.5	3838.4	
37	23.9	624.7	28678.2	3161.4	
38	24.1	614.0	26638.7	2451.1	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.6	3008.8	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.9	2416.0	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12867.8	2305.2
	48	21.9	356.2	12484.3	1608.1
	49	21.9	350.3	12124.6	1224.6
	50	21.9	341.2	11355.8	864.8
T-102C	47	22.9	549.4	15451.7	1188.8
	48	22.9	548.0	15286.0	897.3
	49	22.9	546.3	15105.2	731.6
	50	22.9	541.9	14582.5	550.8

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO V.1: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 2A

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16939.4	211.7	
1	18.6	208.0	18755.2	25381.7	
2	18.8	240.4	19229.9	27197.4	
3	18.9	248.5	19355.9	27672.1	
4	19.1	253.4	19377.0	27798.1	
5	19.2	256.9	19367.1	27819.2	
6	19.3	259.5	19346.1	27809.3	
7	19.5	261.7	19318.6	27788.4	
8	19.6	263.7	19284.5	27760.8	
9	19.8	265.5	19242.6	27726.8	
10	19.9	267.4	19191.1	27684.9	
11	20.1	269.3	19128.0	27633.4	
12	20.2	271.4	19051.1	27570.3	
13	20.4	273.8	18957.3	27493.3	
14	20.5	276.6	18793.2	27399.6	
15	20.7	282.3	15141.9	25766.0	
16	20.8	286.6	68478.5	25821.8	
17	21.0	296.5	70591.4	42602.4	
18	21.1	302.3	34454.4	44715.4	
19	21.3	310.4	34277.9	45134.3	
20	21.4	318.3	33756.9	44957.8	
21	21.6	327.8	32523.7	44436.8	
22	21.7	342.9	29844.1	43203.6	
23	21.9	372.1	13283.4	38218.7	
24	22.0	417.7	76792.3	35223.3	
25	22.1	453.8	43323.4	58318.2	
26	22.3	482.3	45189.5	65263.2	
27	22.4	498.6	45017.3	67129.3	
28	22.6	511.7	43079.5	66957.1	
29	22.7	527.1	38223.3	65019.3	
30	22.9	552.6	15418.2	58988.1	
31	23.0	595.2	12663.1	51621.9	
32	23.2	618.2	11686.4	48866.8	
33	23.3	629.0	10166.7	47752.1	
34	23.5	636.7	31220.0	46232.4	
35	23.6	631.2	29784.9	5254.0	
36	23.8	628.3	29111.2	3818.9	
37	23.9	624.9	28404.8	3145.2	
38	24.1	614.0	26377.7	2438.8	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.6	3008.9	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.9	2416.0	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12868.0	2305.2
	48	21.9	356.2	12484.5	1608.1
	49	21.9	350.3	12124.8	1224.6
	50	21.9	341.1	11356.0	864.8
T-102C	47	22.9	550.1	15150.1	1175.0
	48	22.9	548.6	14986.5	886.2
	49	22.9	546.9	14808.1	722.6
	50	22.9	542.5	14292.0	544.3

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO V.2: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 2B

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16937.1	211.0	
1	18.6	208.0	18752.0	25378.8	
2	18.8	240.4	19226.7	27193.7	
3	18.9	248.5	19352.7	27668.4	
4	19.1	253.4	19373.9	27794.4	
5	19.2	256.9	19364.0	27815.5	
6	19.3	259.5	19343.0	27805.7	
7	19.5	261.7	19315.5	27784.7	
8	19.6	263.7	19281.4	27757.2	
9	19.8	265.5	19239.5	27723.1	
10	19.9	267.3	19187.9	27681.2	
11	20.1	269.3	19124.7	27629.6	
12	20.2	271.4	19047.7	27566.4	
13	20.4	273.8	18953.9	27489.4	
14	20.5	276.6	18789.8	27395.5	
15	20.7	282.3	15138.3	25761.9	
16	20.8	286.5	68473.5	25817.6	
17	21.0	296.5	70586.6	42597.1	
18	21.1	302.3	34449.8	44710.1	
19	21.3	310.4	34273.4	45129.1	
20	21.4	318.2	33752.6	44952.7	
21	21.6	327.8	32519.7	44431.9	
22	21.7	342.9	29840.5	43199.0	
23	21.9	372.1	13279.4	38214.6	
24	22.0	417.7	76789.7	35219.1	
25	22.1	453.8	43320.0	58313.1	
26	22.3	482.4	45186.6	65259.7	
27	22.4	498.6	45015.2	67126.4	
28	22.6	511.7	43081.6	66955.0	
29	22.7	527.1	38243.4	65021.4	
30	22.9	552.5	15343.8	59004.2	
31	23.0	595.0	12596.4	51655.8	
32	23.2	617.9	11792.1	48908.4	
33	23.3	629.0	10262.7	47829.1	
34	23.5	636.8	31257.1	46299.8	
35	23.6	631.4	29820.2	5262.5	
36	23.8	628.5	29145.4	3825.5	
37	23.9	625.1	28437.6	3150.7	
38	24.1	614.0	26406.3	2443.0	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.6	3008.9	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.8	2416.0	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12868.5	2305.2
	48	21.9	356.2	12485.0	1608.0
	49	21.9	350.3	12125.3	1224.5
	50	21.9	341.1	11356.6	864.8
T-102C	47	22.9	550.0	15261.8	1179.0
	48	22.9	548.5	15097.5	889.5
	49	22.9	546.9	14918.5	725.3
	50	22.9	542.5	14400.4	546.3

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

### ANEXO V.3: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 2C

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16935.0	210.4	
1	18.6	208.0	18749.1	25376.1	
2	18.8	240.4	19223.6	27190.2	
3	18.9	248.5	19349.5	27664.7	
4	19.1	253.4	19370.5	27790.6	
5	19.2	256.8	19360.6	27811.6	
6	19.3	259.5	19339.6	27801.7	
7	19.5	261.7	19312.0	27780.6	
8	19.6	263.7	19277.9	27753.1	
9	19.8	265.5	19236.0	27719.0	
10	19.9	267.3	19184.5	27677.1	
11	20.1	269.3	19121.4	27625.6	
12	20.2	271.4	19044.5	27562.5	
13	20.4	273.8	18950.7	27485.6	
14	20.5	276.6	18786.7	27391.8	
15	20.7	282.3	15135.4	25758.3	
16	20.8	286.5	68468.8	25814.1	
17	21.0	296.5	70581.8	42592.0	
18	21.1	302.3	34445.5	44705.0	
19	21.3	310.4	34269.1	45124.1	
20	21.4	318.2	33748.3	44947.7	
21	21.6	327.8	32515.4	44426.9	
22	21.7	342.9	29836.2	43194.0	
23	21.9	372.1	13275.7	38209.8	
24	22.0	417.7	76784.8	35214.5	
25	22.1	453.8	43315.9	58308.4	
26	22.3	482.3	45182.2	65254.7	
27	22.4	498.6	45011.9	67121.0	
28	22.6	511.7	43085.1	66950.7	
29	22.7	527.0	38271.7	65023.9	
30	22.9	552.3	15289.1	59027.7	
31	23.0	594.7	12541.2	51701.4	
32	23.2	617.5	11902.7	48953.5	
33	23.3	629.0	10364.8	47902.1	
34	23.5	637.0	31303.9	46364.1	
35	23.6	631.5	29864.9	5271.5	
36	23.8	628.6	29188.9	3832.5	
37	23.9	625.2	28479.7	3156.6	
38	24.1	614.0	26444.0	2447.4	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.2	1469.5
	40	20.7	232.6	3008.8	962.6
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.8	2416.0	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12868.1	2305.0
	48	21.9	356.2	12484.7	1608.0
	49	21.9	350.3	12124.9	1224.5
	50	21.9	341.1	11356.2	864.8
T-102C	47	22.9	549.9	15366.2	1182.8
	48	22.9	548.4	15201.4	892.6
	49	22.9	546.8	15021.7	727.8
	50	22.9	542.4	14501.7	548.1

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO V.4: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 2D

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16939.8	211.8	
1	18.6	208.0	18755.7	25382.2	
2	18.8	240.4	19230.3	27198.1	
3	18.9	248.5	19356.3	27672.7	
4	19.1	253.4	19377.3	27798.7	
5	19.2	256.9	19367.3	27819.7	
6	19.3	259.5	19346.3	27809.7	
7	19.5	261.8	19318.7	27788.7	
8	19.6	263.7	19284.6	27761.0	
9	19.8	265.5	19242.7	27727.0	
10	19.9	267.4	19191.2	27685.1	
11	20.1	269.3	19128.1	27633.6	
12	20.2	271.4	19051.2	27570.5	
13	20.4	273.8	18957.4	27493.5	
14	20.5	276.6	18793.5	27399.8	
15	20.7	282.3	15142.1	25766.2	
16	20.8	286.6	68480.5	25822.1	
17	21.0	296.5	70594.0	42604.4	
18	21.1	302.3	34456.8	44717.9	
19	21.3	310.4	34280.4	45136.8	
20	21.4	318.3	33759.3	44960.4	
21	21.6	327.9	32525.6	44439.3	
22	21.7	343.0	29845.4	43205.6	
23	21.9	372.1	13284.8	38220.2	
24	22.0	417.7	76797.5	35224.8	
25	22.1	453.8	43331.2	58323.5	
26	22.3	482.4	45199.2	65271.2	
27	22.4	498.6	45031.6	67139.2	
28	22.6	511.7	43116.0	66971.5	
29	22.7	527.0	38344.7	65056.0	
30	22.9	552.2	15338.5	59098.1	
31	23.0	594.2	12572.7	51812.2	
32	23.2	616.9	12090.1	49046.5	
33	23.3	628.9	10533.1	48012.9	
34	23.5	637.2	31395.3	46455.9	
35	23.6	631.7	29952.9	5286.4	
36	23.8	628.8	29275.1	3844.0	
37	23.9	625.4	28563.5	3166.2	
38	24.1	614.0	26520.6	2454.6	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.7	3008.9	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.9	2416.0	664.9
T-102B	43	21.9	362.2	12868.1	2305.2
	44	21.9	356.2	12484.6	1608.1
	45	21.9	350.3	12124.8	1224.6
	46	21.9	341.2	11356.0	864.8
T-102C	47	22.9	549.7	15429.4	1186.5
	48	22.9	548.2	15264.0	895.5
	49	22.9	546.6	15083.7	730.2
	50	22.9	542.2	14561.9	549.9

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO V.6: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 2E

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16937.0	211.1	
1	18.6	208.0	18751.8	25378.6	
2	18.8	240.4	19226.4	27193.4	
3	18.9	248.5	19352.3	27668.0	
4	19.1	253.4	19373.3	27793.9	
5	19.2	256.9	19363.4	27814.9	
6	19.3	259.5	19342.4	27805.0	
7	19.5	261.7	19314.8	27784.0	
8	19.6	263.7	19280.8	27756.4	
9	19.8	265.5	19238.9	27722.4	
10	19.9	267.4	19187.4	27680.5	
11	20.1	269.3	19124.3	27629.0	
12	20.2	271.4	19047.4	27565.9	
13	20.4	273.8	18953.6	27489.0	
14	20.5	276.6	18789.6	27395.2	
15	20.7	282.3	15138.3	25761.7	
16	20.8	286.5	68473.1	25817.5	
17	21.0	296.5	70586.4	42597.3	
18	21.1	302.3	34450.2	44710.6	
19	21.3	310.4	34273.7	45129.4	
20	21.4	318.2	33752.8	44952.9	
21	21.6	327.8	32519.5	44431.9	
22	21.7	342.9	29840.2	43198.7	
23	21.9	372.1	13281.0	38214.2	
24	22.0	417.7	76786.9	35219.8	
25	22.1	453.8	43320.9	58314.1	
26	22.3	482.3	45188.5	65259.6	
27	22.4	498.6	45023.7	67127.3	
28	22.6	511.7	43122.8	66962.4	
29	22.7	526.9	38403.9	65061.5	
30	22.9	551.9	15399.3	59152.9	
31	23.0	593.6	12611.0	51917.6	
32	23.2	616.3	12295.4	49129.3	
33	23.3	628.8	10717.7	48124.7	
34	23.5	637.3	31504.9	46547.0	
35	23.6	631.8	30058.8	5302.5	
36	23.8	628.9	29378.9	3856.4	
37	23.9	625.5	28664.8	3176.5	
38	24.1	614.0	26614.1	2462.4	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.2	1469.5
	40	20.7	232.6	3008.8	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.8	2415.9	664.9
T-102B	43	21.9	362.2	12867.6	2305.1
	44	21.9	356.2	12484.1	1608.0
	45	21.9	350.3	12124.4	1224.5
	46	21.9	341.1	11355.7	864.8
T-102C	47	22.9	549.4	15477.6	1189.7
	48	22.9	548.0	15311.8	898.1
	49	22.9	546.3	15130.9	732.2
	50	22.9	541.9	14607.7	551.3

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO VI.1: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 3A

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16928.7	208.8	
1	18.6	208.0	18740.6	25368.1	
2	18.8	240.4	19214.8	27180.0	
3	18.9	248.5	19340.6	27654.2	
4	19.1	253.4	19361.5	27779.9	
5	19.2	256.8	19351.5	27800.8	
6	19.3	259.5	19330.4	27790.8	
7	19.5	261.7	19302.9	27769.8	
8	19.6	263.7	19268.8	27742.2	
9	19.8	265.5	19227.0	27708.2	
10	19.9	267.3	19175.6	27666.3	
11	20.1	269.2	19112.6	27614.9	
12	20.2	271.4	19035.7	27551.9	
13	20.4	273.8	18942.0	27475.0	
14	20.5	276.6	18778.1	27381.3	
15	20.7	282.3	15127.1	25748.1	
16	20.8	286.5	68452.3	25803.9	
17	21.0	296.4	70564.8	42575.1	
18	21.1	302.3	34429.5	44687.6	
19	21.3	310.3	34253.1	45106.3	
20	21.4	318.2	33732.6	44929.9	
21	21.6	327.8	32500.6	44409.4	
22	21.7	342.9	29822.8	43177.4	
23	21.9	372.0	13262.7	38194.9	
24	22.0	417.7	76757.1	35199.2	
25	22.1	453.8	43287.7	58282.2	
26	22.3	482.3	45151.1	65224.2	
27	22.4	498.6	44976.5	67087.6	
28	22.6	511.7	43031.4	66913.0	
29	22.7	527.1	38149.0	64968.0	
30	22.9	552.7	15252.4	58910.3	
31	23.0	595.5	12527.8	51523.0	
32	23.2	618.4	11611.6	48798.4	
33	23.3	629.2	10105.7	47744.2	
34	23.5	636.8	31147.4	46238.3	
35	23.6	631.3	29714.0	5248.2	
36	23.8	628.4	29041.1	3814.9	
37	23.9	625.0	28335.5	3141.9	
38	24.1	614.0	26310.8	2436.4	
T-102A	39	20.7	248.4	3200.0	1469.3
	40	20.7	232.6	3008.7	962.6
	41	20.7	223.2	2902.4	771.2
	42	20.7	217.8	2415.9	664.9
T-102B	43	21.9	362.1	12867.5	2304.7
	44	21.9	356.2	12484.1	1607.8
	45	21.9	350.3	12124.4	1224.4
	46	21.9	341.1	11355.8	864.7
T-102C	47	22.9	550.2	15220.6	1175.3
	48	22.9	548.8	15057.0	886.6
	49	22.9	547.1	14878.7	723.0
	50	22.9	542.7	14362.2	544.6

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO VI.2: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 3B

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16940.0	211.9	
1	18.6	208.0	18756.1	25382.5	
2	18.8	240.4	19230.9	27198.6	
3	18.9	248.5	19356.9	27673.3	
4	19.1	253.4	19378.1	27799.4	
5	19.2	256.9	19368.2	27820.5	
6	19.3	259.5	19347.2	27810.7	
7	19.5	261.8	19319.7	27789.7	
8	19.6	263.7	19285.6	27762.2	
9	19.8	265.5	19243.7	27728.1	
10	19.9	267.4	19192.2	27686.2	
11	20.1	269.3	19129.0	27634.6	
12	20.2	271.4	19052.0	27571.5	
13	20.4	273.8	18958.2	27494.5	
14	20.5	276.6	18794.1	27400.7	
15	20.7	282.3	15142.7	25767.0	
16	20.8	286.6	68481.2	25822.8	
17	21.0	296.5	70594.4	42604.9	
18	21.1	302.3	34457.1	44718.1	
19	21.3	310.4	34280.8	45137.2	
20	21.4	318.3	33759.8	44960.9	
21	21.6	327.8	32526.3	44439.9	
22	21.7	342.9	29846.2	43206.5	
23	21.9	372.1	13285.4	38221.0	
24	22.0	417.7	76800.4	35225.9	
25	22.1	453.8	43332.1	58324.2	
26	22.3	482.4	45199.6	65272.6	
27	22.4	498.6	45027.9	67140.0	
28	22.6	511.7	43093.8	66968.4	
29	22.7	527.1	38258.1	65034.2	
30	22.9	552.5	15355.8	59019.0	
31	23.0	594.9	12607.1	51679.2	
32	23.2	617.8	11895.4	48930.5	
33	23.3	629.3	10364.2	47942.8	
34	23.5	637.2	31256.0	46411.6	
35	23.6	631.7	29817.1	5271.8	
36	23.8	628.8	29141.1	3832.9	
37	23.9	625.4	28431.8	3156.9	
38	24.1	614.0	26395.9	2447.5	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.7	3008.9	962.7
	41	20.7	223.2	2902.6	771.3
	42	20.7	217.9	2416.0	664.9
T-102B	43	21.9	362.2	12868.4	2305.3
	44	21.9	356.2	12484.9	1608.1
	45	21.9	350.3	12125.2	1224.6
	46	21.9	341.2	11356.4	864.8
T-102C	47	22.9	550.0	15272.9	1179.6
	48	22.9	548.6	15108.7	890.0
	49	22.9	546.9	14929.6	725.7
	50	22.9	542.5	14411.1	546.6

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

### ANEXO VI.3: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 3C

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16942.1	212.5	
1	18.6	208.0	18758.8	25385.1	
2	18.8	240.4	19233.6	27201.8	
3	18.9	248.5	19359.6	27676.6	
4	19.1	253.4	19380.7	27802.6	
5	19.2	256.9	19370.8	27823.7	
6	19.3	259.5	19349.8	27813.8	
7	19.5	261.8	19322.2	27792.8	
8	19.6	263.7	19288.2	27765.3	
9	19.8	265.5	19246.3	27731.2	
10	19.9	267.4	19194.9	27689.4	
11	20.1	269.3	19131.8	27637.9	
12	20.2	271.4	19054.9	27574.8	
13	20.4	273.9	18961.1	27497.9	
14	20.5	276.7	18797.1	27404.2	
15	20.7	282.3	15145.7	25770.5	
16	20.8	286.6	68486.8	25826.4	
17	21.0	296.5	70600.3	42610.6	
18	21.1	302.4	34462.4	44724.1	
19	21.3	310.4	34285.9	45143.1	
20	21.4	318.3	33764.8	44966.6	
21	21.6	327.9	32530.9	44445.5	
22	21.7	343.0	29850.2	43211.6	
23	21.9	372.1	13289.3	38225.6	
24	22.0	417.7	76806.1	35230.1	
25	22.1	453.8	43338.9	58331.4	
26	22.3	482.4	45206.8	65279.7	
27	22.4	498.6	45037.4	67147.6	
28	22.6	511.7	43115.6	66978.2	
29	22.7	527.0	38327.9	65056.5	
30	22.9	552.3	15406.1	59085.4	
31	23.0	594.4	12638.1	51790.5	
32	23.2	617.2	12127.7	49022.5	
33	23.3	629.3	10577.0	48098.1	
34	23.5	637.5	31352.0	46547.5	
35	23.6	632.0	29908.8	5290.7	
36	23.8	629.1	29230.4	3847.5	
37	23.9	625.7	28518.0	3169.1	
38	24.1	614.0	26473.0	2456.7	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.4	1469.7
	40	20.7	232.7	3009.0	962.7
	41	20.7	223.2	2902.6	771.3
	42	20.7	217.9	2416.1	664.9
T-102B	43	21.9	362.2	12868.3	2305.4
	44	21.9	356.3	12484.8	1608.2
	45	21.9	350.3	12125.0	1224.6
	46	21.9	341.2	11356.2	864.9
T-102C	47	22.9	549.8	15336.5	1183.3
	48	22.9	548.3	15171.6	892.9
	49	22.9	546.6	14991.8	728.1
	50	22.9	542.3	14471.7	548.3

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

**ANEXO VI.4: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 3D**

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16939.7	211.9	
1	18.6	208.0	18755.7	25382.1	
2	18.8	240.4	19230.5	27198.1	
3	18.9	248.5	19356.5	27672.9	
4	19.1	253.4	19377.7	27798.9	
5	19.2	256.9	19367.9	27820.1	
6	19.3	259.5	19346.9	27810.2	
7	19.5	261.8	19319.3	27789.3	
8	19.6	263.7	19285.3	27761.7	
9	19.8	265.5	19243.3	27727.6	
10	19.9	267.4	19191.8	27685.7	
11	20.1	269.3	19128.6	27634.1	
12	20.2	271.4	19051.5	27571.0	
13	20.4	273.8	18957.7	27493.9	
14	20.5	276.6	18793.6	27400.1	
15	20.7	282.3	15142.3	25766.4	
16	20.8	286.6	68479.8	25822.2	
17	21.0	296.5	70592.8	42604.2	
18	21.1	302.3	34456.5	44717.3	
19	21.3	310.4	34280.1	45136.4	
20	21.4	318.3	33759.0	44960.1	
21	21.6	327.9	32525.5	44439.0	
22	21.7	343.0	29845.6	43205.5	
23	21.9	372.1	13286.0	38220.4	
24	22.0	417.7	76796.2	35225.8	
25	22.1	453.8	43329.2	58323.0	
26	22.3	482.3	45196.6	65269.0	
27	22.4	498.6	45029.9	67136.4	
28	22.6	511.7	43122.5	66969.7	
29	22.7	527.0	38386.3	65062.3	
30	22.9	552.0	15460.1	59139.6	
31	23.0	593.8	12671.1	51894.0	
32	23.2	616.6	12356.6	49105.0	
33	23.3	629.3	10786.1	48240.5	
34	23.5	637.8	31456.8	46670.0	
35	23.6	632.3	30009.5	5309.0	
36	23.8	629.4	29328.8	3861.7	
37	23.9	626.0	28613.5	3181.0	
38	24.1	614.0	26559.5	2465.7	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.3	1469.6
	40	20.7	232.7	3008.9	962.7
	41	20.7	223.2	2902.5	771.3
	42	20.7	217.9	2416.0	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12867.9	2305.2
	48	21.9	356.2	12484.4	1608.1
	49	21.9	350.3	12124.6	1224.6
	50	21.9	341.2	11355.9	864.8
T-102C	47	22.9	549.5	15389.6	1186.6
	48	22.9	548.1	15224.2	895.5
	49	22.9	546.4	15043.9	730.1
	50	22.9	542.0	14522.2	549.8

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

### ANEXO VI.5: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 3E

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16943.2	212.8	
1	18.6	208.0	18760.4	25386.5	
2	18.8	240.4	19235.3	27203.8	
3	18.9	248.6	19361.5	27678.7	
4	19.1	253.4	19382.7	27804.8	
5	19.2	256.9	19372.8	27826.0	
6	19.3	259.6	19351.9	27816.2	
7	19.5	261.8	19324.4	27795.3	
8	19.6	263.7	19290.3	27767.7	
9	19.8	265.5	19248.4	27733.7	
10	19.9	267.4	19196.9	27691.8	
11	20.1	269.3	19133.7	27640.2	
12	20.2	271.4	19056.7	27577.1	
13	20.4	273.9	18962.9	27500.0	
14	20.5	276.7	18798.8	27406.2	
15	20.7	282.3	15147.3	25772.4	
16	20.8	286.6	68490.0	25828.3	
17	21.0	296.5	70603.6	42613.9	
18	21.1	302.4	34465.6	44727.5	
19	21.3	310.4	34289.1	45146.6	
20	21.4	318.3	33767.9	44970.2	
21	21.6	327.9	32533.7	44448.9	
22	21.7	343.0	29852.8	43214.7	
23	21.9	372.1	13292.1	38228.4	
24	22.0	417.7	76811.5	35233.3	
25	22.1	453.8	43344.5	58336.6	
26	22.3	482.4	45213.1	65285.7	
27	22.4	498.6	45045.7	67154.3	
28	22.6	511.7	43134.2	66986.9	
29	22.7	527.0	38386.9	65075.5	
30	22.9	552.1	15431.6	59141.0	
31	23.0	593.9	12650.3	51886.5	
32	23.2	616.7	12339.4	49105.1	
33	23.3	629.3	10771.2	48242.3	
34	23.5	637.8	31436.8	46674.1	
35	23.6	632.3	29989.7	5308.0	
36	23.8	629.4	29309.1	3860.9	
37	23.9	626.0	28593.9	3180.3	
38	24.1	614.0	26540.5	2465.1	
T-102A	39	20.7	248.5	3200.4	1469.7
	40	20.7	232.7	3009.0	962.7
	41	20.7	223.3	2902.6	771.3
	42	20.7	217.9	2416.1	664.9
T-102B	47	21.9	362.2	12868.4	2305.4
	48	21.9	356.3	12484.8	1608.2
	49	21.9	350.3	12125.1	1224.6
	50	21.9	341.2	11356.2	864.9
T-102C	47	22.9	549.6	15409.6	1187.1
	48	22.9	548.1	15244.2	896.0
	49	22.9	546.5	15063.7	730.5
	50	22.9	542.1	14541.8	550.1

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO VI.6: CURVAS DE DESTILACIÓN CASO 3A

% Vol Recuperado	ASTM D86 (°F)				ASTM D1160 (°F)
	Nafta Liviana	Nafta Pesada	Turbo A-1	Diesel	Crudo Reducido
0	156	247	299	414	523
1	158	256	316	466	553
2	160	263	330	496	585
3.5	163	270	340	513	623
5	166	272	346	523	633
7.5	171	276	353	532	650
10	176	280	359	537	670
12.5	180	281	363	541	685
15	185	283	365	545	697
17.5	189	284	369	548	706
20	193	286	372	551	713
25	201	291	378	557	726
30	207	292	384	563	735
35	213	294	391	569	741
40	218	296	398	576	746
45	223	298	406	583	750
50	227	299	413	590	755
55	230	301	422	598	761
60	234	303	430	607	769
65	237	306	438	617	779
70	240	309	446	629	791
75	243	312	454	643	806
80	248	315	462	659	824
85	253	318	470	676	847
90	260	319	479	685	868
92.5	264	324	486	694	890
95	267	330	495	703	920
96.5	269	334	501	711	943
98	269	339	507	716	970
99	270	342	511	722	983
100	270	346	515	727	983

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia

## ANEXO VII: RESULTADOS SIMULACIÓN CASO 4

Plato #	Presión (psia)	Temperatura (°F)	Flujo de Líquidos (bpd)	Flujo de Vapores (bpd)	
0	17.7	170.0	16752.5	154.8	
1	18.6	208.0	18426.2	25141.4	
2	18.8	239.8	18853.2	26815.1	
3	18.9	247.9	18961.9	27242.1	
4	19.1	252.8	18975.3	27350.8	
5	19.2	256.2	18962.0	27364.2	
6	19.3	258.9	18940.1	27350.9	
7	19.5	261.1	18913.2	27329.0	
8	19.6	263.0	18880.7	27302.0	
9	19.8	264.7	18840.8	27269.5	
10	19.9	266.5	18791.3	27229.7	
11	20.1	268.3	18729.8	27180.2	
12	20.2	270.4	18653.7	27118.7	
13	20.4	272.7	18559.7	27042.5	
14	20.5	275.5	18396.7	26948.6	
15	20.7	281.1	14769.2	25348.0	
16	20.8	285.3	67774.4	25395.7	
17	21.0	295.1	69797.5	41844.4	
18	21.1	300.8	33627.7	43867.6	
19	21.3	308.8	33447.8	44254.3	
20	21.4	316.5	32940.4	44074.4	
21	21.6	325.9	31732.8	43566.9	
22	21.7	340.8	29029.7	42359.3	
23	21.9	370.3	12443.5	37405.9	
24	22.0	417.3	75579.9	34329.5	
25	22.1	453.5	42053.3	57053.4	
26	22.3	481.7	43853.3	63939.4	
27	22.4	497.5	43674.8	65739.3	
28	22.6	510.3	41811.7	65560.8	
29	22.7	525.4	37030.4	63697.7	
30	22.9	551.2	14290.6	57779.3	
31	23.0	595.5	11680.4	50371.1	
32	23.2	618.4	10634.9	47760.9	
33	23.3	628.3	9270.1	46715.4	
34	23.5	635.3	31000.7	45350.7	
35	23.6	630.0	29614.1	5049.5	
36	23.8	627.1	28966.7	3662.9	
37	23.9	623.8	28289.8	3015.5	
38	24.1	625.0	26362.8	2338.6	
T-102A	39	20.7	247.4	3179.1	1437.6
	40	20.7	231.8	2992.6	941.5
	41	20.7	222.5	2889.3	754.9
	42	20.7	217.3	2416.0	651.7
T-102B	47	21.9	360.5	12826.0	2250.3
	48	21.9	354.6	12450.9	1566.5
	49	21.9	348.7	12100.1	1191.4
	50	21.9	339.7	11355.6	840.6
T-102C	47	22.9	548.7	15050.2	1137.1
	48	22.9	547.3	14891.7	855.7
	49	22.9	545.6	14719.4	697.2
	50	22.9	541.2	14222.7	524.9

Fuente: Simulador Comercial. Elaboración Propia