

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



“OPTIMIZACIÓN EN LA PRODUCCIÓN DE
DESTILADOS MEDIOS Y PRODUCCIÓN EN
LÍNEA DE SOLVENTE 3, EN LA UNIDAD DE
DESTILACIÓN PRIMARIA - REFINERÍA
TALARA”

TITULACIÓN POR TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO
PROFESIONAL DE INGENIERO PETROQUÍMICO

ELABORADO POR:
FRANKLIN SANTIAGO A. SUCLLA PODESTÁ
DIEGO JEANCARLO FERNANDEZ ROSALES

PROMOCIÓN: 2009-2
LIMA - PERU

2012

DEDICATORIA

*A nuestros padres y amigos, por el empuje,
paciencia y apoyo brindado; y a todos quienes
contribuyen día con día en nuestro desarrollo.*

INTRODUCCIÓN

La utilización creciente de diesel en el autotransporte a nivel mundial es resultado de la convergencia de un conjunto de factores de índole diversa pero interrelacionados, de los cuales podemos destacar a dos como los más importantes:

a) La creciente dificultad de extraer petróleo y los costos asociados con el proceso de refinación de mezclas más pesadas, lo que ha incidido en el precio del barril de petróleo y, en particular, en la modificación de los precios relativos gasolina/diesel. En todo el mundo se ha registrado una mayor penetración del diesel en el consumo de combustibles vehiculares, basado esto en su menor precio en comparación con el de la gasolina. Hoy en día se le considera una alternativa de ahorro cada vez más justificable en términos netos, pues el diferencial entre el precio de este y la gasolina es cada vez mayor.

b) La mayor conciencia sobre el impacto ambiental. Desde el punto de vista ecológico se justifica económicamente el desarrollo de nuevas tecnologías que generen menores problemas ambientales para garantizar con ello el menor costo social en la utilización de combustibles. En este sentido se encuentra también la conveniencia de utilizar el diesel en lugar de la gasolina como combustible en el autotransporte, ya que los motores a diesel presentan diversas ventajas respecto a los que utilizan gasolina.

Al mismo tiempo, Refinería Talara así como las demás refinerías del Perú tienen la obligación de cubrir la demanda nacional de combustibles y productos derivados del petróleo, sin importar la variación negativa que estos generen en el margen de refinación actual. Uno de estos productos es el Solvente 3, el cual causa una pérdida en el margen de refinación cada vez que se produce en Refinería Talara.

El estudio realizado en la presente Tesis corresponde a la optimización de destilados medios y producción en línea de Solvente 3 en la Unidad de Destilación Primaria, con el fin de operar esta Unidad siempre en condición de máxima producción de Destilados Medios sin descuidar la demanda de Solvente 3, lo cual permitirá aumentar el margen de refinación actual de Refinería Talara.

Además, se plantean controles de operación basados en correlaciones matemáticas para la Unidad de Destilación Primaria con la finalidad de asegurar la máxima producción de Destilados Medios sin descuidar los parámetros de calidad del Pool de Diesel, destino final de los destilados medios.

**OPTIMIZACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE DESTILADOS MEDIOS Y PRODUCCIÓN
EN LINEA DE SOLVENTE 3 EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA
REFINERÍA TALARA**

DEDICATORIA	2
INTRODUCCIÓN	3
INDICE	5
1. CAPITULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	10
1.1. Antecedentes	10
1.1.1. Ubicación Refinería Talara	10
1.1.2. Esquema de Refinería Talara	10
1.1.3. Suministro de Crudo a Refinería Talara	11
1.1.4. Producción de Refinería Talara	12
1.1.5. Instalaciones Portuarias de Refinería Talara	12
1.1.6. Tanques de almacenamiento de hidrocarburo	13
1.1.7. Plantas de Ventas	13
1.1.8. Mercados	13
1.2. Justificaciones	14
1.3. Planteamiento del Problema	14
1.4. Objetivos	16
1.5. Formulación de Hipótesis	17
1.5.1. Producción de Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios	17
1.5.2. Capacidad Operativa de la Unidad de Destilación Primaria	17
1.5.3. Matriz de Consistencia	18

2. CAPITULO II: MARCO TEÓRICO	20
2.1. Parámetros de Diseño de la Columna de Destilación Primaria	20
2.2. La Unidad de Destilación Primaria como Proceso	26
2.2.1. Principios de Destilación	26
2.2.2. Descripción del Procesamiento de Crudo en la Unidad de Destilación Primaria	28
2.2.3. Especificaciones de los Equipos y Detalles de Operación	39
2.2.4. Productos de la Unidad de Destilación Primaria	46
2.2.5. Control Automatizado de la Unidad de Destilación Primaria	48
2.2.6. Principales Variables de Operación	50
2.2.7. Condiciones de Operación de la Unidad de Destilación Primaria	50
2.3. Fundamentos Técnicos de la Unidad de Destilación Primaria	54
2.3.1. Determinación de la composición y grado de separación de los Productos	54
2.3.2. Criterios de Control Operativo	55
2.4. Definición de Términos y Conceptos de una Torre de Destilación	56
2.4.1. Altura y Diámetro de la Torre	56
2.4.2. Bajantes	57
2.4.3. Algunas Definiciones Sobre Distribución de Platos	57
3. CAPITULO III: MARCO LEGAL	65
3.1. Ley Orgánica de Hidrocarburos y Reglamento de Protección Ambiental	65
3.2. Normas Legales Referentes	66

4. CAPITULO IV: ESCENARIO DE LA OPTIMIZACIÓN DE DESTILADOS MEDIOS Y PRODUCCIÓN EN LINEA DE SOLVENTE 3	68
4.1. Uso del Despojador de Gasóleo Atmosférico T-103 para la producción de Solvente 3 en Línea	68
4.2. Aumento de la Capacidad de Producción de la Unidad de Destilación Primaria de 65 a 70 MBPD.	70
5. CAPITULO V: EVALUACIÓN TECNICA	72
5.1. Evaluación del Proceso en Estado Estacionario	72
5.1.1. Desarrollo de la Evaluación de la Simulación	72
5.1.2. Análisis de Resultados de la Simulación	75
5.2. Evaluación del Proceso en Estado Dinámico	89
5.2.1. Etapas de la Evaluación	89
5.2.2. Evaluación de la tercera etapa en Estado Estacionario	94
5.2.3. Evaluación del dimensionamiento de la tercera etapa en Estado Estacionario	99
5.2.4. Evaluación de la Tercera etapa en Estado Dinámico	104
5.2.5. Evaluación de la Segunda etapa en Estado Dinámico	110
5.2.6. Evaluación de la Primera etapa en Estado Dinámico	118
5.2.7. Corrida Especial en Estado Dinámico	124
5.2.8. Consumo de Vapor en Estado Dinámico	126
5.2.9. Balance de Energía en Estado Dinámico	126
5.2.10. Especificación Técnica de Productos de Destilados Medios – Petroperú	130
5.2.11. Calidad de Fraccionamiento	131
5.2.12. Porcentaje de Inundación de las Bandejas de la T-101	131
5.3. Obtención de Correlaciones para el control de las propiedades de los principales productos de la Unidad de Destilación Primaria	135

5.3.1. Información Base	135
5.3.2. Modelamiento Matemático	135
5.3.3. Obtención de las correlaciones de las propiedades del Diesel	136
5.3.4. Obtención de las correlaciones de las propiedades de la Nafta Pesada	143
5.3.5. Obtención de las correlaciones de las propiedades del Turbo A-1	148
6. CAPITULO VI: EVALUACIÓN ECONÓMICA	153
6.1. Evaluación Económica de la Utilización del Despojador T-103 para la producción de 3 en línea	153
6.1.1. Precios del Crudo y sus derivados	154
6.1.2. Cálculo del Margen de Refinación Bruto	154
6.1.3. Precio del Gas Combustible y Vapor de Mediana Presión	156
6.1.4. Cálculo del Margen de Refinación Neto	157
6.2. Evaluación Económica de la Utilización del Despojador T-103 para aumentar la producción de Destilados Medios	158
6.2.1. Cálculo del Margen de Refinación Bruto	159
6.2.2. Cálculo del Margen de Refinación Neto	161
6.3. Cálculo del Margen de Utilidades Global y los indicadores de inversión más importantes	163
6.3.1. Cálculo de los gastos de inversión y operación	163
6.3.2. Cálculo del margen de utilidades global	164
6.3.3. Cálculo del Valor Actual Neto, la Tasa Interna y el Tiempo de Retorno	164
7. CAPITULO VII: CONCLUSIONES	167
8. CAPITULO VIII: RECOMENDACIONES	171

9. CAPITULO IX: GLOSARIO	172
10. CAPITULO X: BIBLIOGRAFIA	178
11. CAPITULO XI: ANEXOS	179

OPTIMIZACIÓN EN LA PRODUCCIÓN DE DESTILADOS MEDIOS Y PRODUCCIÓN EN LINEA DE SOLVENTE 3 EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA DE REFINERÍA TALARA

1. CAPITULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 Antecedentes

1.1.1 Ubicación Refinería Talara

La refinería se localiza en el distrito de Pariñas, provincia de Talara, región de Piura a 1185 km al norte de la ciudad de Lima, Perú, Latitud Sur 4°34' – Longitud Oeste 81°17'. Ver figura N° 1.

FIGURA N° 1: UBICACIÓN DE REFINERÍA TALARA



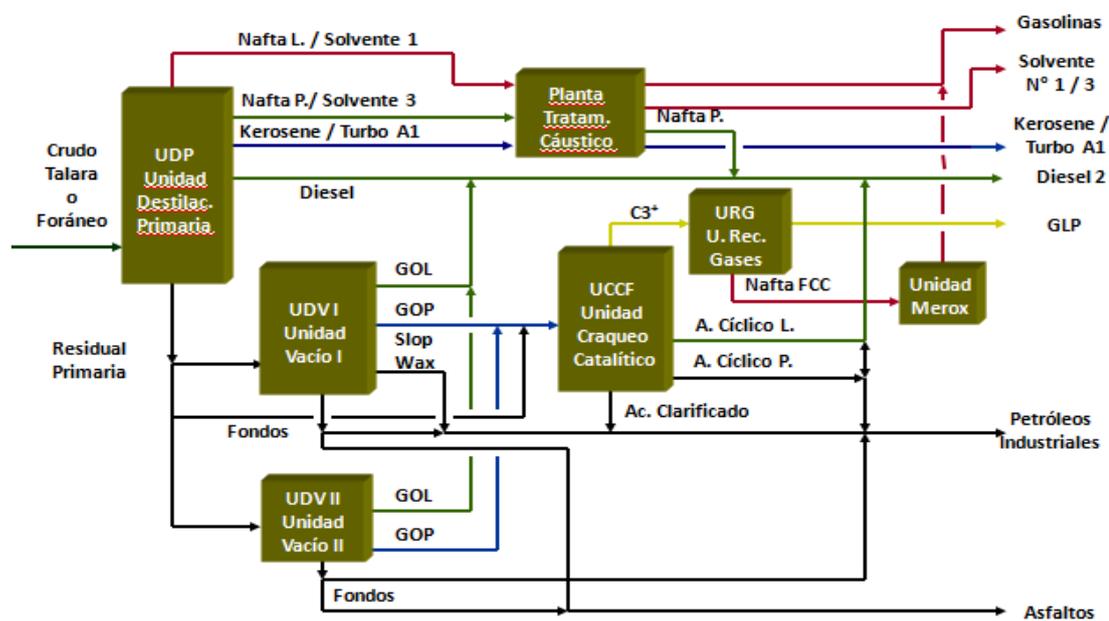
1.1.2 Esquema de la Refinería Talara

El Esquema de las Unidades de Proceso de la Refinería está constituido principalmente por procesos físicos, químicos y catalíticos. Así mismo, se dispone de unidades de soporte operativo: Servicios Industriales, Suministro de Aire para Instrumentación, Patio de Tanques de Almacenamiento de Crudo y Productos, entre otros.

En el 2003 la refinería realizó el proyecto “Reemplazo de Equipos y Mejoras en las Unidades de Destilación Primaria y Vacío”. Entre las modificaciones realizadas estuvieron el reemplazo del horno atmosférico, la implementación de un sistema para desalado de crudo, bombas del sistema de carga y el reemplazo del haz de tubos de los Intercambiadores de Reflujo de Fondos, (E-108 A/B/C/D), de la torre de destilación Primaria para una capacidad de 90 MBPD.

Actualmente se procesa 65 MBPD como carga promedio debido a las limitaciones de diseño de la torre de destilación primaria.

DIAGRAMA N° 1: UNIDADES DE PROCESO DE REFINERÍA TALARA



1.1.3 Suministro de Crudo a Refinería Talara

El total de la producción regional de petróleo crudo del noroeste del país es procesado en la refinería, complementándose con crudos nacionales de selva norte, así como, importados de Ecuador, Colombia, Venezuela y Argentina. En el Cuadro N° 1 se muestran las empresas operadoras encargadas del suministro de crudo local.

**CUADRO N° 1: SUMINISTRO DE CRUDO POR LOTES EN EL NOROESTE
A JUNIO 2010**

LOTE	COMPAÑÍA	PRODUCCIÓN PROMEDIO (BPD)
LOTE X	PETROBRAS	13 320
LOTE Z-2B	SAVIA PERÚ	9820
LOTE I y V	GMP	909
LOTE II ,XV y XX	PETROMONT	640
LOTE III y IV	INTEROIL	3200
LOTE VI / VII	SAPET	3550
LOTE IX	UNIPETRO	174
LOTE XIII	OLYMPIC	3 970
LOTE Z-1	BPZ	960
OTRAS CONTRATISTAS		487
TOTAL		36833

Fuente: Petroperú

1.1.4 Producción de Refinería Talara

Actualmente la Refinería Talara procesa una carga promedio de 65 MBPD, obteniendo productos principales como GLP, Turbo A-1, Gasolina de 84, 90, 95 y 97, Diesel, Asfaltos Líquidos y Sólidos, Solventes, Acido Nafténico, Combustibles Marinos, entre otros; los que conforman el 44% de la producción nacional.

**CUADRO N° 2: PRODUCCIÓN POR REFINERÍAS DE PETRÓLEO
JUNIO 2010**

PRODUCTOS	RFTL, MBPD	PAIS, MBPD	% RFTL
GLP	4,41	6,00	73,5%
GASOLINAS	18,92	30,03	63,00%
BIODIESEL B2	26,35	69,50	37,91%
COMBUSTIBLES INDUSTRIALES	12,83	33,48	38,32%
TURBO A-1	6,78	14,77	45,90%
ASFALTOS LÍQUIDOS	0,85	4,68	18,16%
TOTAL	70,14	158,73	44,19%

Fuente: Petroperú

1.1.5 Instalaciones Portuarias de Refinería Talara

La producción de la refinería está destinada principalmente al abastecimiento de la demanda nacional a través de los terminales en el litoral peruano. Aproximadamente el 50% de la carga a las Unidades de Procesamiento es

suministrado por buques/tanque. Refinería Talara presenta con las siguientes instalaciones portuarias:

Muelle de Carga Líquida.- Presenta facilidades para la recepción de crudo y despacho de GLP, Gasolinas, Asfaltos Líquidos, Solventes, Destilados medios y Combustibles Industriales. Se realizan operaciones de cabotaje y exportación.

Terminal Submarino Multiboyas Punta Arenas.- Presenta con dos líneas submarinas de 12"Ø y 1,5 km de longitud, por donde se recibe crudo y despacha combustibles industriales. Se realizan operaciones de cabotaje, exportación e importación. En el 2013 se proyecta instalar nuevas líneas submarinas de 30"Ø y 3,2 km de longitud.

1.1.6 Tanques de Almacenamiento de Hidrocarburo

La refinería cuenta con 119 tanques de almacenamiento de crudo y productos con una capacidad de 3,7 MMBLS. Se dispone de sistemas de bombeo para la preparación y despacho de productos.

1.1.7 Plantas de Ventas

Para la atención de la demanda local y regional se cuenta con 2 (dos) plantas de ventas: Planta de Ventas Talara y Planta de Ventas Piura. Esta última es abastecida mediante camiones cisterna.

1.1.8 Mercados

La producción está orientada al abastecimiento del mercado nacional: las plantas de ventas de la zona (Piura y Talara) y los terminales de la costa peruana. Las transferencias de productos intermedios y terminados son enviadas a las refinerías

Conchán, Iquitos y El Milagro. Los productos excedentes (naftas y combustibles industriales) se exportan.

1.2 Justificaciones

La inclusión de reflujo intermedio por el despojador de AGO (T-103) de la Unidad de Destilación Primaria de Refinería Talara permitirá:

- Producir Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios, manteniendo y/o aumentando el porcentaje de producción de destilados medios.
- Aumentar la Capacidad de Operación de la Unidad de Destilación Primaria de 65 a 70 MBPD, en condición de Máxima Producción de Destilados Medios, teniendo en cuenta los parámetros de diseño y de control de la operación de la columna.

El desarrollo de lo descrito anteriormente en ambos enunciados permitirá aumentar las utilidades de la refinería.

1.3 Planteamiento del Problema

1.3.1 Esquema Actual de Procesamiento y Producción de la Unidad de Destilación Primaria

Actualmente la Unidad de Destilación Primaria procesa un total de 65 MBPD, teniendo como dieta de carga diferentes tipos de mezclas de crudos; entre las más comunes tenemos: 60% Crudo Talara - 40% Crudo Oriente Ecuatorial (COE), 70% Crudo Talara - 30% COE, etc; dependiendo del tipo de condición de operación en el cual se encuentre la torre. Los productos obtenidos de la Unidad de Destilación Primaria son los siguientes:

CUADRO N° 3: PRODUCCIÓN DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

PRODUCTOS	SALIDA DE LA TORRE
Gas + gasolina liviana/Solvente 1	Producto de Tope
Nafta pesada/Solvente 3	Corte Lateral N° 1
Destilado para Mezcla/Turbo A-1	Corte Lateral N° 2
Diesel 2	Corte Lateral N° 3
Residual Primaria	Fondos

Fuente: Petroperú

Además de los 3 cortes laterales mencionados anteriormente, la Unidad de Destilación Primaria también cuenta con un 4to corte lateral por donde se extraía anteriormente gasóleo atmosférico (AGO), el cual se encuentra inoperativo a la fecha debido a que el producto salía fuera de especificación.

Debido a la demanda diversa de combustibles del país, La Unidad de Destilación Primaria trabaja en 4 tipos de condiciones de operación diferentes: Producción de Solvente 1, Producción de Solvente 3, Producción de Turbo A-1 y Máxima Producción de Destilados Medios.

Sin embargo, no todas estas condiciones de operación generan las mismas utilidades para la planta, razón por la cual se ve la necesidad de cubrir con la demanda de combustibles del país sin afectar de manera directa la obtención de las mayores utilidades posibles que pueda generar la Unidad.

Además del planteamiento anterior, el objetivo actual de la Unidad es maximizar la producción de destilados medios, todos utilizados para la producción de Diesel-2, sin alterar variables de calidad del producto como punto flash, viscosidad, % de Azufre entre otros.

**CUADRO Nº 4: CONDICIONES TÍPICAS DE OPERACIÓN DE LA TORRE DE
DESTILACIÓN PRIMARIA**

VARIABLE		SOLVENTE 1	SOLVENTE 3	TURBO A-1	DESTILADOS MEDIOS
SALIDA DE HORNO	°F	630-670	625-630	630-645	630-670
PLATO 24	°F	370-385	410-420	385	410
PLATO 16	°F	275-285	310-325	270-272	260-270
TOPE	°F	212-215	237-240	209	209
	Psig	4.2-4.5	2.8-3	3	2.5

Fuente: Petroperú

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General:

- Aumentar las utilidades de la Refinería.

1.4.2 Objetivos Específicos:

- Aprovechar las facilidades mecánicas existentes en la columna de destilación, así como el despojador T-103; antes utilizado para el corte de Gasóleo Atmosférico.
- Determinar la factibilidad de producir solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios.
- Determinar la Máxima Capacidad Operativa de la UDP, para la condición de Máxima Producción de Destilados Medios.
- Garantizar la Estabilidad Operativa de la UDP para una capacidad de operación mayor a la actual.
- Determinar correlaciones de las principales propiedades de los destilados medios

1.5 Formulación de Hipótesis

1.5.1 Producción de Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios

Aunque la Producción de Solvente 3 y la Máxima Producción de Destilados Medios son 2 condiciones de operación diferentes en la columna de destilación, se podría llegar a producir Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios, teniendo en cuenta los siguientes puntos:

- El corte de Reflujo Intermedio de la columna de destilación en condición de Máxima Producción de Destilados Medios presenta una curva de destilación similar a la del Solvente 3.
- Para lograr la especificación del corte de Reflujo Intermedio en Solvente 3, se puede utilizar el despojador T-103 que se encuentra actualmente fuera de servicio. Este despojador antes se usaba para lograr la especificación del gasóleo atmosférico que producía la columna de destilación.
- Controlando el porcentaje de extracción del corte de Reflujo Intermedio y regulando el flujo de vapor de despojamiento en el despojador T-103, finalmente se podría lograr la especificación del corte de Reflujo Intermedio en Solvente 3 y por ende la producción del mismo en condición de Máxima Producción de Destilados Medios.

1.5.2 Capacidad Operativa de la Unidad de Destilación Primaria

Aunque la Capacidad de Diseño de la Columna de Destilación es de 45 MBPD, la Capacidad Operativa de dicha columna podría llegar hasta 70 MBPD, teniendo en cuenta los siguientes puntos:

- Generalmente, equipos como una columna de destilación cuentan con un % de sobre-diseño entre 30-40% (Fuente: Cías. Exxon Mobil y UOP).

- La calidad del crudo procesado actualmente en la Columna de Destilación Primaria es distinta a la calidad del crudo que fue considerada para el diseño de la misma. La composición del crudo usado como carga anteriormente consistía sólo en Crudo Talara ($^{\circ}\text{API}= 36-38$), mientras que la composición del crudo usado como carga actualmente es una mezcla de Crudo Talara con Crudos Pesados ($^{\circ}\text{API}= 30-32$).

1.5.3 Matriz de Consistencia

A continuación se presenta una Matriz de consistencia desarrollada a partir de las justificaciones, objetivos e hipótesis antes descritas:

MATRIZ Nº1: MATRIZ DE CONSISTENCIA DESARROLLADA PARA LA PRESENTE TESIS

JUSTIFICACIONES	OBJETIVOS	HIPÓTESIS	VARIABLES
<p>1.1 Producir Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios, manteniendo y/o aumentando el % de Producción de Destilados Medios.</p> <p>1.2 Aumentar la Capacidad de Operación de la Unidad de Destilación Primaria (UDP) de 65 a 70 MBPD, en condición de Máxima Producción de Destilados Medios; teniendo en cuenta los parámetros de diseño y de control de la operación de la columna.</p>	<p>2.1 Aumentar las utilidades de la Refinería.</p> <p>2.2 Aprovechar las facilidades mecánicas existentes en la columna de destilación, así como el despojador T-103; antes utilizado para el corte de Gasóleo Atmosférico.</p> <p>2.3 Determinar la factibilidad de producir Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios.</p> <p>2.4 Determinar la Máxima Capacidad Operativa de la UDP, para la condición de Máxima Producción de Destilados Medios.</p> <p>2.5 Garantizar la Estabilidad Operativa de la UDP para una capacidad de operación mayor a la actual.</p> <p>2.6 Determinar correlaciones de las principales propiedades de los destilados medios.</p>	<p>3.1 Producción de Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios Aunque la Producción de Solvente 3 y la Máxima Producción de Destilados Medios son 2 condiciones de operación diferentes en la columna de destilación, se podría llegar a producir Solvente 3 en condición de Máxima Producción de Destilados Medios, teniendo en cuenta los siguientes puntos:</p> <p>3.1.1 El corte de Reflujo Intermedio de la columna de destilación en condición de Máxima Producción de Destilados Medios presenta una curva de destilación similar a la del Solvente 3.</p> <p>3.1.2 Para lograr la especificación del corte de Reflujo Intermedio en Solvente 3, se puede utilizar el despojador T-103 que se encuentra actualmente fuera de servicio. Este despojador antes se usaba para lograr la especificación del gasóleo atmosférico que producía la columna de destilación.</p> <p>3.1.3 Controlando el porcentaje de extracción del corte de Reflujo Intermedio y regulando el flujo de vapor de despojamiento en el despojador T-103, finalmente se podría lograr la especificación del corte de Reflujo Intermedio en Solvente 3 y por ende la producción del mismo en condición de Máxima Producción de Destilados Medios.</p> <p>3.2 Capacidad Operativa de la Unidad de Destilación Primaria Aunque la Capacidad de Diseño de la Columna de Destilación es de 45 MBPD, la Capacidad Operativa de dicha columna podría llegar hasta 70 MBPD, teniendo en cuenta los siguientes puntos:</p> <p>3.2.1 La calidad del crudo procesado actualmente en la Columna de Destilación Primaria es distinta a la calidad del crudo que fue considerada para el diseño de la misma. La composición del crudo usado como carga anteriormente consistía sólo en Crudo Talara ($^{\circ}$API= 36-38), mientras que la composición del crudo usado como</p>	<p>4.1 Temperatura de Horno.</p> <p>4.2 Temperatura y P de Separador Trifásico</p> <p>4.3 Caudal y Temp de Reflujo de Tope.</p> <p>4.4 Caudal y Temp de Reflujo Intermedio.</p> <p>4.5 Caudal y Temp de Reflujo de Fondo.</p> <p>4.6 Perfil Térmico de la Destilación.</p> <p>4.7 Perfil de Presión de Destilación.</p> <p>4.8 % de Inundación de la Columna de D</p> <p>4.9 Vapor de Despojar Columna de Desti Despojadores.</p> <p>4.10 Temperatura y P de Zona Flash de la Co</p> <p>4.11 % de Producción d destilado por la colu</p> <p>4.12 Gap y Overlap entre los cortes de la Columna.</p> <p>4.13 Propiedades de Destilados: PPM</p>

2 CAPITULO II: MARCO TEÓRICO

2.1 Parámetros de Diseño de la Columna de Destilación Primaria

El diseño de la columna de destilación de la Refinería Talara T-101 actualmente toma como base los datos de la compañía licenciadora Arthur G. Mckee & Co. La construcción se inició en agosto de 1953 y culminó el 1° de julio 1954. Así como para los despojadores T-102, se detalla en los cuadros N° 5, 6 y gráficos N° 1, 2, 3 y 4.

La Unidad operó por primera vez el 4 de julio 1954 por el cual fue diseñada para procesar 45 MBPD. Los equipos fueron diseñados con cierta flexibilidad o sobre diseño que permitió incrementar su capacidad. Así, el primer año se logró procesar hasta 49 MBPD de crudo y posteriormente se logró maximizar la carga hasta 54 MBPD. El factor limitante de carga en ese entonces era la capacidad de las bombas.

CUADRO N° 5: PARAMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101

Nº PLATOS	Nº COPAS POR PLATO	DOWNFLOW AREA Ø TOP	DOWNFLOW AREA Ø BOTT	WEIR LENGHT	WEIR HEIGHT	CLEAR UNDER DOWNCOMER
1 a 3	172	7.4	7.4	127 1/2"	3"	1 1/2"
4 a 7	172	7.4	7.4	127 1/2"	3"	1 1/2"
8 & 9	172	7.4	7.4	127 1/2"	3"	1 1/2"
10	172	7.4	7.4	127 1/2"	3"	1 1/2"
11 a 15	172	7.4	7.4	127 1/2"	3"	1 1/2"
16 & 17	302	17.2	9.8	177"	1 1/2"	3 1/2"
18		9.8	9.8	Inlet 173 1/4" Outlet 166"	Inlet 6" Outlet 8"	1 1/2"
19 a 23	316	9.8	9.8	166"	2"	1 1/2"
24	286	17.2	9.8	Inlet 174 1/2" Outlet 177"	Inlet 3" Outlet 1 1/2 "	4"
25	302	17.2	9.8	177"	1 1/2"	4"
26	300	9.8	9.8	Inlet 174 1/2" Outlet 166"	Inlet 6" Outlet 2"	2"
27 a 29	316	9.8	9.8	166"	2"	2"
30	316	9.8	9.8	166"	2"	2"
31 & 32	316	9.8	9.8	166"	2 1/2"	1 1/2"
33 & 34	316	9.8	9.8	166"	2 1/2"	1 1/2"
35 & 36	27	3	3	51 - 3/8"	1 1/2"	3 1/2"
37	27	3	3	51 - 3/8"	1 1/2"	3 1/2"
38	27	3	3	51 - 3/8"	1 1/2"	3 1/2"

1 a 3 - Carbon Steel - Trays , caps an Riser Assemblies 1/4" thk .caps to be 3/16" thk
4 a 32 -Carbon Steel
33 a 36 - Alloy Type 410 (12%Cr)
37 a 38 -Carbon Steel
Shell for Carbon Steel Trays are to be 5/8" min . Thk.

Fuente: Petroperú

GRAFICO N° 1: PARAMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101

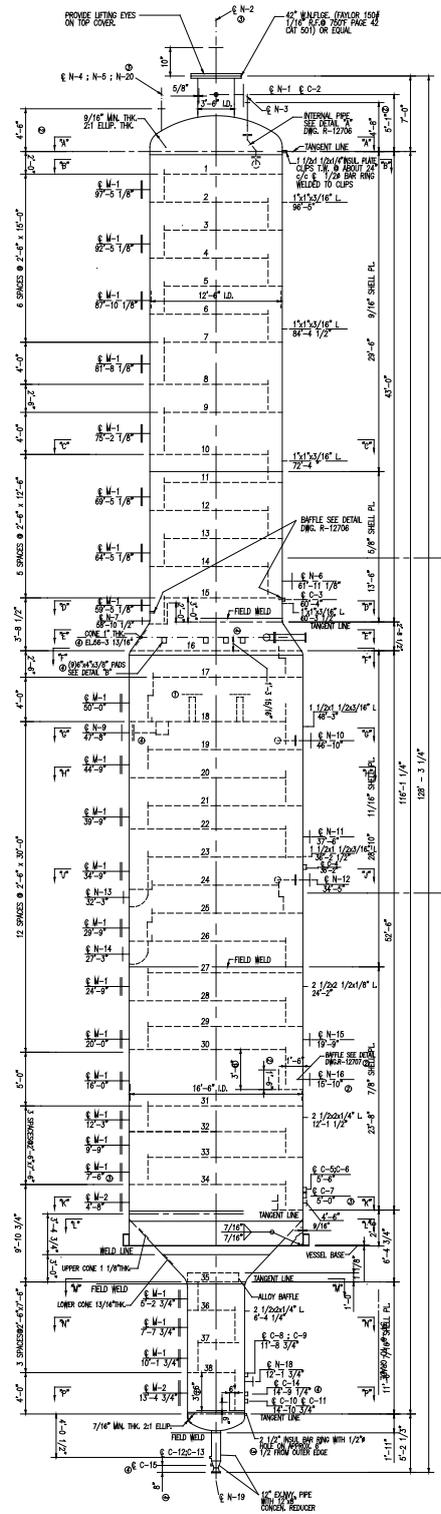
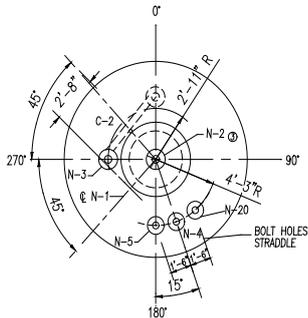
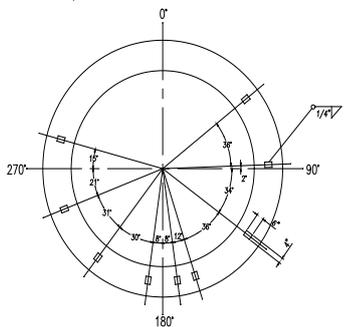
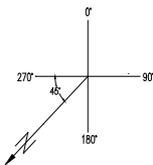


GRAFICO N° 2: PARAMETROS DE DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN T-101



PLAN



DETAIL "B"

FIELD NOTE :

- ① I. INTERNAL PIPES @ NOZZLES N.B. C. N-12 TO BE INSTALLED IN VESSEL BEFORE INSTALLING TRAY FLOORS AS THESE TWO PIPES WILL NOT PASS THRU 12" x 27" MANWAYS .

GENERAL NOTES :

- I. ALL DIMENSIONS FOR TRAYS IN ELEVATION ARE TO TOP OF TRAY SUPPORT RING, UNLESS OTHERWISE NOTED.

DESIGN NOTES :

FACTOR OF SAFETY:	_____
MAX. ALLOW. STRESS @ DESIGN TEMP.	13,750 PSIG
VESSEL TO BE SHIPPED IN 5 SECTIONS.	_____
W.T. 12'-6" SECTION	63,700 #
W.T. UPPER 16'-6" SECTION	71,400 #
W.T. LOWER 16'-6" SECTION	79,000 #
W.T. 6'-6" SECTION	8,800 #
W.T. 12" PIPE SECTION	230 #

GENERAL NOTES :

VESSEL TO BE CONSTRUCTED IN ACCORDANCE WITH A.G. MCKEE CO. SPECIFICATION VS-1-2429 @ S.O.D. SPEC. IC2 W-4 CLASS W-4A @ API-ASME CODE 1931 EDITION
 STAMP REQUIRED? YES PAINTING : NONE
 NOZZLES AND MANWAYS TO BE FACED AND DRILLED IN ACCORDANCE WITH A.S.A.S.D. BIGE WITH 1/16" RASSED FACE, UNLESS OTHERWISE NOTED.
 LOCATION OF ATTACHMENT SHOWN ON ELEVATION REFER TO VESSEL BASE
 NOZZLE AND MANWAY NECKS TO PROJECT FROM THE OUTSIDE OF THE SHELL AS FOLLOWS :
 8" AND SMALLER 8" : 10" AND LARGER 10" UNLESS OTHERWISE NOTED. (PROJECTION IS TO FACE OF FLANGE)
 NOZZLE AND MANWAY NECKS TO BE FLUSH ON THE INSIDE OF THE VESSEL.
 CONNECTIONS IN HEADS TO PROJECT AS SHOWN
 INSULATION (NOT BY VESSEL FABRICATOR) : 1 1/2", 2" Y 3" THICK
 TRAYS, SEAL PANS, SUPPORTS & BOLTING BARS FOR SAME TO BE FURNISHED BY THEERS.
 ALL MATERIAL SHOWN AND CALLED FOR ON THIS DRAWING TO BE FURNISHED BY THE VESSEL FABRICATOR UNLESS OTHERWISE NOTED.

DESIGN DATA

VESSEL MARK	OPERATING		DESIGN		TEST		CORR. ALLOW	STRESS REL.	RADIO GRAPH	JOINT SPF	REMARKS
	PRES. PSI	TEMP °F	PRES. PSI	TEMP °F	HEAD	WALL					
T-1			50 PLUS 2/3 HORO WESSEL	650	100 @ TOP OF WESSEL	ATMOS			NO		SEE ABOVE

*** RING JOINT FLANGE**

NO.	MARK	SIZE	RATING	SERVICE	REMARKS	MARK	No. REQ'D	SIZE	RATING	SERVICE	REMARKS
③	N*21	1 12"	300#	CHARGE INLET	* WELDING NECK FLANGE & PIPE	M-2	2	24"	150#		WELDING NECK
③	N*20	1 6"	150#	RELIEF VALVE	* FLANGE & PIPE	M-1	22	2x27"	75#		OB ROUND
	N*19	1 8"	150#	BUTLER	* FLANGE	MANWAYS :					
	N*18	1 3"	150#	STEAM INLET	WELDING NECK	C-15	1	3/4"		GG	④
③	N*17	1 12"	300#	CHARGE INLET	* WELDING NECK FLANGE & PIPE	C-14	1	3/4"		GG	④
	N*16	1 8"	150#	DRAW-OFF		C-13	1	3/4"		LIC	
	N*15	1 8"	150#	BALANCE LINE		C-12	1	3/4"		LIC	
	N*14	1 16"	150#	BOTTOM PUMP DISCH. INLET		C-11	1	3/4"		LIC	
B	N*13	1 8"	150#	DRAW-OFF		C-10	1	3/4"		LIC	
	N*12	1 8"	150#	BOTTOM PUMP DISCH. INLET		C-9	1	3/4"		PI	
	N*11	1 8"	150#	BALANCE LINE		C-8	1	1"		TI	
	N*10	1 6"	150#	REFLUX		C-7	1	1"		SPARE	
	N*9	1 10"	150#	WB. PUMP DISCH. INLET	WELDING NECK	C-6	1	3/4"		PI	
	N*8	1 8"	150#	WB. PUMP DISCH. INLET	WELDING NECK FLANGE & PIPE	C-5	1	1"		TRC @ TI	①
	N*7	1 10"	150#	DRY. WERTINA DISCH. INLET		C-4	1	1"		TRC @ TI	①
	N*6	1 8"	150#	BALANCE LINE	WELDING NECK	C-3	1	1"		TRC @ TI	①
③	N*5	1 6"	150#	RELIEF VALVE		C-2	1	1"	6000# F.S.	TRC @ TI	①
	N*4	1 6"	150#	RELIEF VALVE		C-1	1	1"		① ③	
	N*3	1 6"	150#	LIGHT WERTINA REFLUX INLET		COUPLINGS :					
	N*2	1 6"	150#	VENT.	WELDING NECK FLANGE & PIPE						
A	N*1	1 20"	150#	VAPOR OUTLET	WELDING NECK						

NOZZLES :

MARK	No. REQ'D	SIZE	RATING	SERVICE	REMARKS	MARK	No. REQ'D	SIZE	RATING	SERVICE	REMARKS
CONNECTIONS & MANWAYS						CONNECTIONS & MANWAYS					

MATERIAL SPECIFICATIONS :

SHELL AND HEAD PLATES : ASTM-A 283 GR "C" FIREBOX QUALITY
 SKIRT AND BASL PLATES : ASTM-A 283 GR "C"
 PIPE : ASTM-A 106 GR "A" OR "B"
 FORGING : ASTM 181 GR "A"
 BOLTS : ASTM-A 193 - B ?
 GASKETS : (FOR MANWAYS) CORR ANCO IRON DOUBLE JACKETED ASBESTOS FILLED I.D.
 TRAYS & SEAL PANS (BY OTHERS) : 33 TO 36 INCL. ALLOY TYPE #410
 TRAY SUPPORTS (BT OTHER) : ALL OTHERS CARBON STEEL
 LINING : NONE
 STRUCTURAL SHAPES : ASTM-A 7
 INTERNAL P 5 C BAFFLES - ASTM-A 283 GR. "C" EXCEPT ALLOY WHICH IS TYPE # 410

REMARKS :

- 1.- TRAY SUPPORT RING, DOWNCOMER BOLTING BARS E SEAL PAN SUPPORTS TO BE INSTALLED IN VESSEL BY VESSEL FABRICATOR .
- 2.- FABRICATOR TO SUPPLY 9 PADS (6"x4"x1/8") WELDED TO UPPER CONICAL SECTION SEE DETAIL "B".
- 3.- MANWAYS TO HAVE NO HINGES OR DAVITS BUT TO BE PROVIDED WITH LIFTING EYES
- 4.- FOR TRAYS SEE S/N 39.

ONE REQ'D APPROX. WT. 223, 100

REFERENCE DRAWINGS OR SPECIFICATIONS

DESCRIPTION	DRAWING OR SPECIFICATION
VESSEL SPEC'S.	VS-1-2429
REINF. PADS	DS-450-DS451, RD-348
MANWAY OBROUND	C-1094 (UNLINED)
PLATFORMS	VS-1-2429
COUPLING	VS-1-2429
SKIRT DETAILS	RC-371, TYPE "B"
INT. ATTACHMENTS	C-1070

MAXIMUM ALLOWABLE PRESSURE @ 650°F WITHOUT CORROSION = 82 4/0" DUTED BY 12'-6" I.D. SHELL												DESIGN DATA						
TOP HEAD		SHELL (12'-6" LD.)		TOP CONE		SHELL (16'-6" LD.)		UPPER SECT.		BOTTOM CONE		BOTTOM HEAD		RETD. THK	CORR. ALLOW	STRESS	JOINT EFF.	
THICKNESS IN.	PRESSURE PSI	THICKNESS IN.	PRESSURE PSI	THICKNESS IN.	PRESSURE PSI	THICKNESS IN.	PRESSURE PSI	THICKNESS IN.	PRESSURE PSI	THICKNESS IN.	PRESSURE PSI	THICKNESS IN.	PRESSURE PSI	0.285"	0.271"	NO	100%	
9/16"	103	5/8"	91	1"	85	7/8"	97	1 1/8"	100	13/16"	100	7/16"	180	12'-6" SHELL	UPPER SECT. 0.415"	0.147"	NO	80%
1/2"	91	9/16"	82	15/16"	79	13/16"	90	1 1/16"	94	3/4"	41	3/8"	124	TOP CONE	UPPER SECT. 0.727"	0.148"	NO	80%
7/16"	80	1/2"	73	3/4"	74	3/4"	83	1"	88	11/16"	81	3/16"	103	16'-6" SHELL	UPPER SECT. 0.668"	0.148"	NO	80%
3/8"	68	7/16"	64	13/16"	69	11/16"	76	15/16"	83	5/8"	70	3/4"	83	BOTT HEAD	UPPER SECT. 0.984"	0.178"	YES	80%
		3/8"	55				69					1/4"	103	5'-6" SHELL	LOWER SECT. 0.259"	0.146"	NO	80%
														BOTTOM HEAD	LOWER SECT. 0.267"	0.230"	NO	100%

CUADRO N° 6: PARAMETROS DE DISEÑO DE LOS DESPOJADORES T-102 A/B/C

Diseño T-102 Refinería Talara

MARK N°	Nº PLATOS	Nº COPAS POR PLATO	DOWNFLOW AREA Φ TOP	WEIR LENGHT	WEIR HEIGHT	CLEAR UNDER DOWNCOMER
T-102A	1 a 3	14	1.76	38 1/4"	1 1/2"	2"
	4	14	1.76	38 1/4"	1 1/2"	-
T-102B	1 a 3	32	1.85	42-7/8"	1 1/2"	3 1/2"
	4	32	1.85	42-7/8"	1 1/2"	-
T-102C	1 a 3	14	1.76	38 1/4"	1 1/2"	3 1/2"
	4	14	1.76	38 1/4"	1 1/2"	-

Trays ,cap and Riser Assemblies 10 GA Carbon Steel . Tray Support Rings And Bolting Bars 5/8" min Thk.

Fuente: Petroperú

GRAFICO N° 3: PARAMETROS DE DISEÑO DE LOS DESPOJADORES T-102 A/B/C

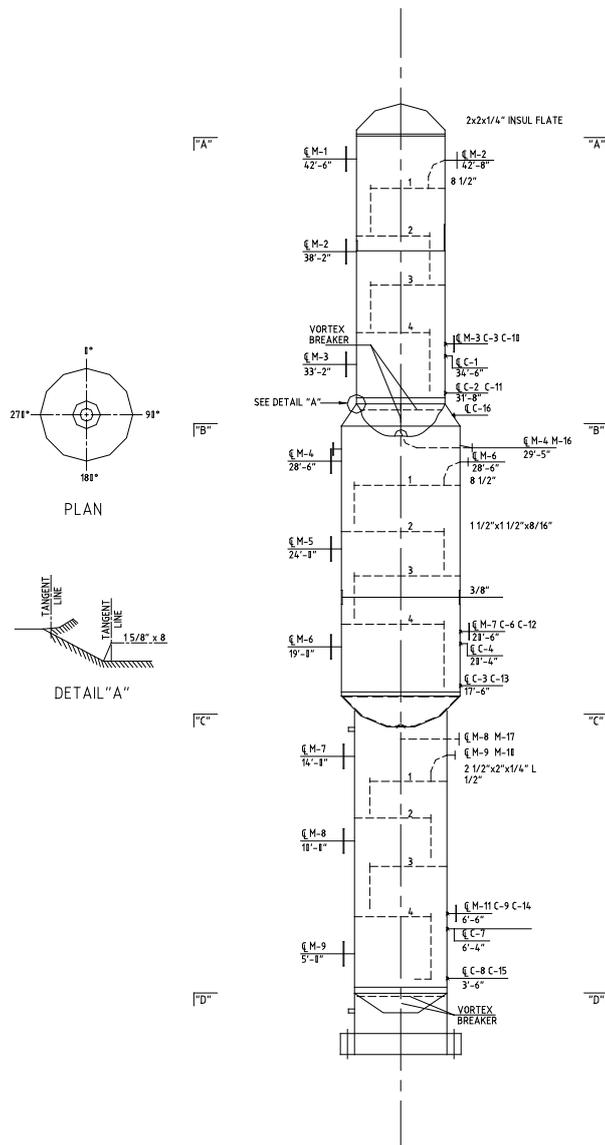
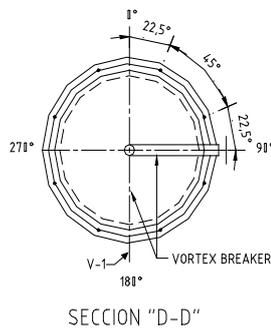
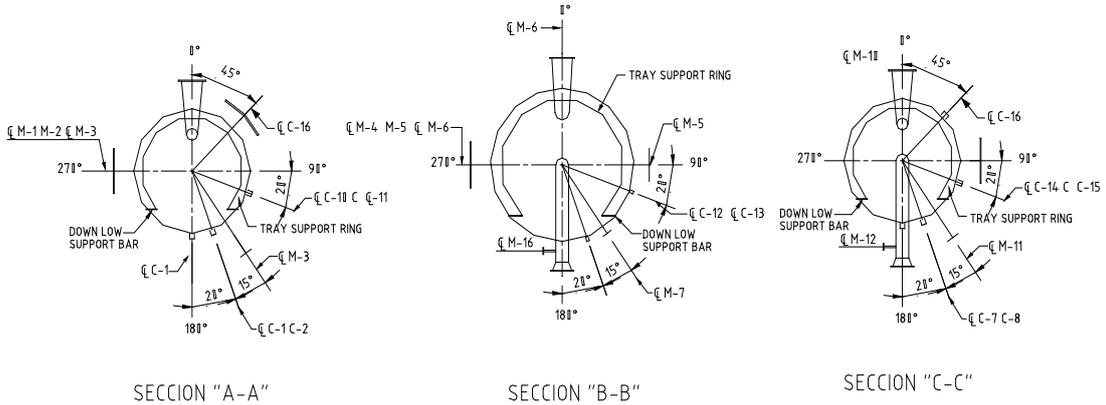


GRAFICO N° 4: PARAMETROS DE DISEÑO DE LOS DESPOJADORES T-102 A/B/C



MANWAYS										
WELDING NECK										
N° 17	1	2"	150#	WATER INLET		C-17	1	3/4"	VENT.	②
N° 16	1	2"	150#	WATER INLET	WELDING NECK FLANGE WITH PIPE	C-16	1	3/4"	VENT.	②
N° 15						C-15	1	3/4"	LIC	②
N° 14						C-14	1	3/4"	LIC	②
N° 13						C-13	1	3/4"	LIC	②
N° 12	1	6"		OIL OUTLET	WELDING NECK FLANGE WITH PIPE	C-12	1	3/4"	LIC	②
N° 11	1	2"		STEAM		C-11	1	3/4"	LIC	②
N° 10	1	8"		FEED INLET		C-10	1	3/4"	LIC	②
N° 9	1	8"		BALANCE LINE	WELDING NECK	C-9	1	3/4"	PI	
N° 8	1	8"		OIL OUTLET	WELDING N FLGGE	C-8	1	3/4"	GG	
N° 7	1	3"		STEAM		C-7	1	3/4"	GG	
N° 6	1	8"		FEED INLET		C-6	1	3/4"	PI	
N° 5	1	8"		BALANCE LINE	WELDING NECK	C-5	1	3/4"	GG	
N° 4	1	6"		OIL OUTLET	WELDING N FLGGE	C-4	1	3/4"	GG	
N° 3	1	2"		STEAM		C-3	1	3/4"	PI	
N° 2	1	8"		FEED INLET		C-2	1	3/4"	GG	
N° 1	1	8"	150#	BALANCE LINE	WELDING NECK	C-1	1	3/4"	GG	

NOZZLES						COUPLINGS					
MARK	No. REQ. D	SIZE	RATING	SERVICE	REMARKS	MARK	No. REQ. D	SIZE	RATING	SERVICE	REMARKS
CONNECTIONS & MANWAYS						CONNECTIONS & MANWAYS					

MAXIMUM ALLOWABLE PRESURRE @ 650° F WITHOUT CORROSION = 136 PSI LIMITES BY I.D. SHELL										DESIGN DATA					
HEADS TOP & BOTTOM		SHELL (4'-4" ID)		INTERNAL HEAD (4'-4" ID)		CONE		SHELL (5'-4" ID)		INTERNAL HEAD (5'-4" ID)		REQ D	THICK	CORR. ALLOW	JOINT EFF
THICKNESS IN	PRESSURE PSI	THICKNESS IN	PRESSURE PSI	THICKNESS IN	PRESSURE PSI	THICKNESS IN	PRESSURE PSI	THICKNESS IN	PRESSURE PSI	THICKNESS IN	PRESSURE PSI				
3/16"	179	5/16"	142	11/16"	236	7/16"	140	3/8"	136	3/4"	137	1.194"	1.211"	1.18%	
1/4"	143	1/4"	114	9/16"	192	3/8"	120	5/16"	113	3/8"	114	1.311"	1.292"	83%	
3/16"	187	3/16"	85	7/16"	158	5/16"	110	1/4"	91	1/2"	91	1.234"	1.283"	81%	
1/8"	71	1/8"	57	5/16"	94	1/4"	80	3/16"	668	3/8"	68	1.234"	1.164"	81%	
												1.165"	1.147"	80%	
												1.192"	1.181"	100%	
FACTOR OF SAFETY: 4 MAX. ALLOW STRESS O DESIGN TEMP: 13,750 PSI															

- NOTES :**
- TRAY SUPPORT RINGS TO HAVE 5/16" CONTINUOUS FILLET WELDS TO Q BOTTOM
 - DOWNFLOW SUPPORT BARS TO HAVE CONTINUOUS FILLET WELDS
 - ALL DIMENSIONS FOR TRAYS IN ELEVATION ARE TO TOP OF TRAY SUPPORT RING UNLESS OTHER NOTES
 - ALL INTERNALS TO PASS THRU 70" ID MANWAY

FIELD NOTE :
DO NOT FILL UPPER SHELL T-2A WITHOUT ORSI ALLING T-2C C T-28

MATERIAL SPECIFICATIONS :
SHELL AND HEAD PLATES: ASTM-A 283 GR "C" FIREBOX QUALITY SKIRT AND BASE PLATES: ASTM-A 283 "C"
PIPE: ASTM-A 106 GR "A" OR "R"
FORCING: ASTM 181 GR "I"
BOLTS: ASTM-A 193 - 577
GASKETS: IFOR MANWAYS) CORR ANCO IRON DOUBLE JACKETED ASBESTOS FILLED ID.
TRAYS & SEAL PANS (BY OTHERS) A-283 GR "C"
TRAY SUPPORTS (BY OTHERS) A-283 GR "C"
LINING NONE
STRUCTURAL SHAPES: ASTM-A

REMARKS :

ONE REQ'D		APPROX. WT 22.10	
REFERENCE DRAWINGS OR SPECIFICATIONS			
DESCRIPTION	DRAWING OR SPECIFICATION		
VESSEL SPEC S.	VS-1-2429		
REINF PADS	DS-651-DS451 SD-343		
MANWAY MINGE	C-1094 (UNLINED)		
MANWAY			
PLATFORMS			
COUPLING			
SKIRT DETAILS	RC-		
INT ATTACHMENTS			

En el año 1965 se amplió la capacidad a 60 MBPD, para esto se instalaron nuevas bombas y se modificó el diseño de algunos intercambiadores. En 1970, con la instalación de tubos de superficie extendida y cambio de material de algunos tubos de las zonas radiantes, la carga se maximizó a 65 MBPD.

En 1992, durante la parada de Inspección General, se efectuó el cambio total del techo del Horno de material de ladrillo refractario por material de fibra cerámica. El factor limitante de carga a la Unidad era la capacidad del Horno F-101. Este tenía una Energía de Aporte ó “duty” máximo de diseño igual a 126.4 MM Btu/hr. Para las condiciones promedio de operación del momento, este valor se alcanzaba con una carga de 62 MBPD.

Sin embargo, por la alta densidad calórica radiante mayor de 20.00 BTU/hr/pie² generado en su interior, la carga se limitó a 59 MBPD, aún cuando se tenía flexibilidad para procesar hasta 55 MBPD de crudo con alto contenido de Hidrocarburos Nafténicos (LCT), con un 32-33 °API.

En 2003, debido a las restricciones en cuanto a la capacidad de carga al horno, a su deterioro y a la disminución en la producción de crudo local con alto contenido de Hidrocarburos Parafínicos (HCT), la Refinería realizó el proyecto “Reemplazo de Equipos y Mejoras en las Unidades de Destilación Primaria y Destilación al Vacío” a cargo del consorcio Otepi - Tulsa Heaters – Cosapi (OTC). Los trabajos realizados se resumen a continuación:

- Reemplazo de las bombas del sistema de carga y cambio de la configuración de las mismas permitiendo la mezcla de crudo local e importado en diversas proporciones

- Reemplazo del horno atmosférico (F-101) por uno con capacidad de calentamiento de 90 MBPD (HS-101). El nuevo horno tiene flexibilidad operativa de utilización de combustible tanto de gas como fuel oil, para contrarrestar el efecto de interrupción externa de gas, que ha sucedido en el pasado.
- Implementación de un sistema para desalado de crudo con capacidad de 90 MBPD, con el fin de tratar cargas de crudo importado a la unidad, los cuales contienen un mayor contenido de sal.
- Reemplazo del haz de tubos de los E-108 A/B/C/D por áreas de tubos con mayor superficie (tubos trenzados) para mejorar la transferencia de calor en la zona de reflujo de fondos de la Unidad de Destilación Primaria.

2.2 Unidad de Destilación Primaria como proceso

2.2.1 Principios de Destilación

La Destilación es una operación física cuya finalidad es separar los compuestos líquidos miscibles de una mezcla inicial. Cada compuesto en estado líquido tiene una temperatura de ebullición que lo caracteriza, esta propiedad se aprovecha para poder separarlo de otros compuestos.

Cuando se hace hervir un líquido liviano para separarlo de uno pesado, se vaporiza también parte del pesado. Mientras menor sea la diferencia entre puntos de ebullición mayor será la cantidad de líquido pesado que se vaporiza. En todo caso, el vapor de la vaporización parcial será siempre más rico en contenido del componente más liviano.

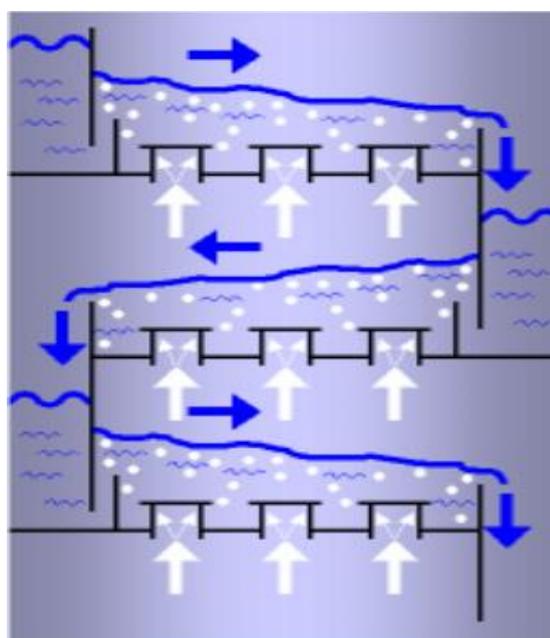
Los procesos físicos involucrados en la Destilación son dos: evaporación y condensación; de esta forma la operación requiere de las 2 etapas siguientes:

Calentamiento inicial de la mezcla hasta lograr el porcentaje de vaporización requerido para la separación.- Para calentar el crudo se aprovecha al máximo el calor de los flujos de productos empleando intercambiadores de calor y finalmente un horno, para llegar a la temperatura requerida (655 °F).

Enfriamiento gradual de los vapores.- Los vapores se van condensando parcialmente a medida que atraviesan el equipo de destilación; estos líquidos recuperados tendrán diferentes características.

Casi todos los adelantos industriales en destilación son productos de la experiencia en procesamiento de petróleo. Como se sabe, el petróleo es una mezcla líquida constituida por miles de hidrocarburos que difieren en estructura, pesos moleculares y temperaturas de ebullición. Su refinación tiene por objeto separar fracciones de menor rango de ebullición y no necesariamente la obtención de hidrocarburos puros.

FIGURA Nº 2: FLUJO DE LÍQUIDO Y VAPOR EN UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN CON PLATOS



2.2.2. Descripción del Procesamiento de Crudo en la Unidad de Destilación Primaria

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 NL-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 importado existen dos líneas denominadas 1 y 2 de 12”Ø cada una y una línea denominada utilidad de 8”, uso exclusivo de la Unidad de Movimiento de Productos y Almacenaje (UMPA) para el recibo y transferencia de crudo en el patio de taques de refinería.

Estas líneas son complementadas por una línea de 16”Ø que pega en todos los tanques de crudo asociados al sistema de carga (T-253, T-254, T-255, T-256, T-257, T-259, T-293, T-294) y por otra línea nueva de 12”Ø que recibe en forma exclusiva la descarga del crudo talara del tanque pulmón TQ NL-50. Estas 2 líneas son las encargadas de alimentar los cabezales de succión de las bombas de mezcla P-100 A/B/C.

Adicionalmente, se tiene una línea de sobrepaso del tanque TQ NL-50 en 12”, la cual está conectada en la línea B que viene del Tablazo antes de llegar a la SDV-100 B con sus válvulas de aislamiento, y el sobrepaso se conecta a la línea de 12” antes mencionada con una válvula de aislamiento a la succión de P-100 A.

Cuando se tienen definidas bajas proporciones de mezcla con el crudo COE (menores al 30%), se debe interconectar (por medio de válvulas) la salida del TQ-50 con la línea de 16” aguas debajo de la válvulas de 16” bloqueada, y la nueva línea de 12” con un tramo de la antigua línea 2 conectándose con la línea de

16" (utilizando una de las líneas de entrada al TQ-259 en donde debe estar bloqueada su válvula, si este no es el alineado), para los tanques de COE conectados aguas arriba de la válvula de 16".

Estas dos nuevas líneas (16" y 12") son las encargadas de alimentar los cabezales de succión de las nuevas bombas de mezcla P-100 A/B/C. En caso de estar operando UDP con 100% de cualquiera de los crudos (COE o Talara), estas líneas están también interconectadas por doble válvula directamente a la línea de succión de las bombas de carga P-100 D/E.

Los tanques disponen de conexiones de tubería que les permiten recibir o transferir crudo por la línea 1 de 12" y la utilidad de 8". Los tanques de crudo COE, quedarán interconectados exclusivamente a través de la línea 2 de 12" con el cabezal de 16" para alimentar el crudo carga a las bombas de mezcla P-100 A/B/C.

La bomba P-100A bombea crudo Importado (COE), la bomba P-100 C bombea crudo local (Talara), mientras que la bomba P-100B tiene la posibilidad de bombear indistintamente crudo COE ó Talara mediante la manipulación de las válvulas de succión y descarga. Estas bombas tienen como función recibir el crudo desde tanques y bombearlo a baja presión (30 psig.) al punto de mezcla.

El sistema de mezcla cuenta con dos cabezales de descarga, uno para el crudo local y otro para el crudo importado, cada uno con un cuadro de control por flujo (FV-102 y FV-103, respectivamente) con el fin de regular la proporción de mezcla.

Adicionalmente del cabezal de crudo Talara sale una línea de recirculación de 8" con su respectivo cuadro de control por flujo (FV-101), cuya descarga comunica a la red de la llamada línea "Utilidad", por donde se recircula el exceso del crudo

Talara al tanque pulmón TQ NL-50 ó a cualquiera de los tanques de crudo importado permitiendo con ello operar la bomba P-100 C en su punto óptimo de flujo / presión, cuando se tiene baja proporciones a la mezcla de Talara o COE.

Los dos cabezales de descarga, aguas abajo del cuadro de control respectivo (FV-102 y FV-103), 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 un cuadro de control por flujo (FV-120) y uno de los dos filtros FL-100 A/B (uno en operación y el otro en reserva).

Los cabezales luego llegan a la Unidad de Destilación Primaria a través del medidor de coriolis y de los intercambiadores de calor E-106, E-104 A/B/C/D, E-110, E-113A, E-115 A/B y E-108 D/B, hasta llegar a la desaladora D-103A. En este sistema de carga opera una bomba y la otra permanece en reserva.

Las bombas de carga (P-100 D/E a desalado impulsan el crudo a presión (400 psig. aproximadamente) iniciando su precalentamiento en el intercambiador de Turbo A-1 y Crudo E-106, seguidamente recibe calor de la corriente de reflujo intermedio en los intercambiadores E-104 A/B/C/D.

Al salir de estos intercambiadores el flujo se divide en dos corrientes. Una de ellas llamada “circuito A”, cuyo flujo es controlado mediante la acción de una válvula reguladora asociada a un medidor de flujo (FIC-107), pasa a través de los intercambiadores Diesel – Crudo E-113 A y E-110 para luego ir al intercambiador de Reflujo de fondos y Crudo E-108 D, el cual utiliza como fluido calefactor el Reflujo de fondos proveniente del intercambiador E-108C.

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", cuyo flujo es controlado mediante la acción de una válvula reguladora asociada a un medidor de flujo (FIC-108) y corresponde a la mitad de la carga de crudo total pasa a través de los intercambiadores de Crudo Reducido – Crudo E-115 A/B, 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 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 este vapor puede variar desde el 0 al 100 % del total) proveniente del E-118 A se inyecta el crudo mediante la válvula de control FV-451 asociada el controlador de flujo FIC-451, antes de iniciar precalentamiento en el intercambiador E-106.

El resto del agua es controlada mediante la válvula FV-450 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.

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 nivel de la interfase salmuera – crudo es controlado permanentemente por una válvula de control asociada a un sensor – transmisor de nivel de tipo capacitivo (LV-455), mientras que la presión interna del equipo es asegurada por la acción de una válvula de control de presión (PV-122) ubicada en la descarga de las bombas de crudo desalado (P-101A/B) y, asociada a un transmisor de presión (PIT-122), ubicado en la línea de salida de la Desaladora.

La desaladora cuenta con un sistema de limpieza y remoción de sólidos, asociado a un bomba de recirculación de salmuera (P-101A), la salmuera se inyecta a través de un cabezal distribuidor con boquillas orientadas hacia el fondo de la Desaladora y su flujo es controlado con la válvula de Control de flujo FV-452 asociada al

control de flujo FIC-452. Con esto se logra la flotación de los sólidos y su remoción en la salmuera a través del sistema de tratamiento.

El agua salada (salmuera) con sólidos, es retirada constantemente del equipo y es enviada al intercambiador E-118A, donde reduce su temperatura mediante el precalentamiento del agua para desalado, posteriormente se enfría en el aeroenfriador E-119 A para ingresar al separador de platos corrugados SP-1A a una temperatura cercana a los 149 °F.

En el separador de platos corrugados SP-1A, se separan los sólidos pesados, el aceite y el agua gracias a la configuración interna del equipo, el cual cuenta con un paquete de platos corrugados y una distribución geométrica que aumenta la eficiencia de separación entre los distintos materiales atendiendo a su gravedad específica.

El agua es enviada al sistema de separadores gravimétricos tipo API⁽¹⁾ – CPI⁽²⁾ mediante las bombas centrífugas P-119 A/B, mientras que el aceite recuperado se envía al sistema de slop con las bombas neumáticas P-120 A/B. Los lodos (agua con contenido de sólidos entre 0.1 y 1 % en peso) se drenan periódicamente del equipo con las bombas neumáticas P-124 A/B enviándose al sistema API/CPI.

El crudo desalado 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 es controlado mediante la acción de la válvula reguladora FV-110 asociada a un medidor de flujo (FIC-110) y corresponde al 50% del crudo total, se calienta en

(1) Separador API: Separador gravimétrico según el diseño del Instituto Americano de Petróleo.

(2) Separador CPI: Separador gravimétrico de platos corrugados.

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-108C, 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”, cuyo flujo es controlado mediante la acción de una válvula reguladora FV-109 asociada a un medidor de flujo (FIC-109), pasa a través del intercambiador de Reflujo de fondos – Crudo E-108 A que tiene un nuevo haz de tubos aleteados equivalente a 2294 ft² de área 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 (antes de Diesel - Crudo), E-114 C/B, E-116 A/B/C y finalmente al Horno HS-101.

La temperatura del crudo que sale del horno es regulada por controladores de temperatura (TIC-140 A/B y TIC-141 A/B) que regulan el flujo de combustible (gas o combustóleo) a los quemadores.

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 serán lavados 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 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). Cada corriente posee una válvula de control automática (PV-200 A/B), asociada a un sensor - transmisor de presión (PIT-200) ubicado en la línea de salida de gases del acumulador D-101.

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 torre T-101. El flujo de esta corriente de reciclo es controlado por una válvula (TV-210), asociada a un sensor de temperatura (TIT-210) ubicado en el tope de la torre 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. La cantidad de producto es controlada por una válvula de control de nivel (LV-214), asociada a un transmisor (LIT-214), ubicado en el acumulador D-101 y medido por el FE-210.

El condensado se separa y se retira por la parte inferior del acumulador D-101 hacia el drenaje a través de una válvula de control de nivel LV-459 o hacia el tanque de almacenamiento de agua para desalado T - 105A, a través de la bomba P - 111, controlando el nivel de flujo en el acumulador D-101 con la válvula de control de nivel LV-452 que operan en rango dividido con la válvula LV-459 asociadas al transmisor (LIT - 452) ubicado en la bota del acumulador D-101.

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 supercalentado en el despojador T-102A.

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. El flujo es fijado a la salida de los enfriadores mediante la válvula de control de nivel (LV-251) asociada al transmisor (LIT-251) ubicado en el despojador T-102 A.

En corrida especial, el primer corte se denomina Solvente 3. La producción de este producto se realiza siguiendo el mismo circuito descrito anteriormente y en adición se deriva parte de la extracción de la torre al plato N° 19 como reflujo externo por gravedad, el reflujo es controlado con la válvula de control de flujo (FV-250) asociado a un medidor (FE-250) ubicado en la línea de retorno.

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 en caso de ser necesario, regresando al plato N° 16 de la torre. El reflujo es controlado por la válvula FV-550, asociado al medidor de flujo FE-550 ubicado en la línea de retorno a la T-101.

El segundo corte lateral de la torre se extrae del plato N° 23, que es de extracción parcial o en la zona alta de la sección media de la torre. El flujo retirado del plato N° 23 es regulado por la válvula de control de nivel (LV-301) asociada al transmisor (LT-301) del despojador T-102 B.

Este segundo corte, denominado Turbo A-1 es despojado con vapor supercalentado 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 Turbo A-1 - Crudo E-106 y los enfriadores E-107 A/B/C.

El flujo es regulado a la salida de los enfriadores mediante la válvula de control (FV-300) asociada al medidor de flujo (FE-300) ubicado en la línea de producción. En corrida especial, el segundo corte se denomina Turbo A-1 ó 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, en caso de ser necesario, regresando al plato N° 24 de la torre. El reflujo es controlado con la FV-602 asociado al medidor de flujo FE-602.

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. El flujo retirado del plato 30 es regulado por la válvula de control de nivel (LV-351) asociado al transmisor de nivel L T-351 situado en la parte inferior del despojador T-102C. Este tercer corte denominado Diesel es despojado con vapor súper calentado en el despojador T-102C.

El producto es retirado usando la bomba P-107 para ser enviado a la planta de Tratamiento Cáustico pasando previamente por los intercambiadores Diesel - Crudo E113 A (nuevo) y E-110 y, por los enfriadores E-111 A/B/C. El flujo es

regulado a la salida de los enfriadores mediante la válvula de control (FV-351) asociado al medidor de flujo (FE-351) ubicada en la línea de producción.

El Crudo Reducido que desciende de la zona flash de la torre T-101 es despojado con vapor supercalentado en los platos del N° 35 al N° 38, situados en la sección inferior de la torre. El Crudo Reducido es enviado a la Unidad de Destilación al Vacío I (24 MBPD aproximadamente) y a la Unidad de Craqueo Catalítico (20 MBPD aproximadamente), los excedentes, al V-E-13A para su posterior almacenamiento.

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 A/B/C, E-114 B/C. E-112, E-116 E/D, E-114 D/E Y los E-115 A/B.

La extracción en total que es medida en el medidor FE-401 es regulada por la válvula de control de nivel (LV-401), las válvulas de LV-401 y V-FV-200 están asociada al transistor de nivel LIT-401 ubicado en el fondo de la torre T-101 y en operación trabaja en rango dividido que envía el exceso de crudo reducido a tanques, la cual en operación normal actúa como rango de dividido asociada a la (LV-401), éstas válvulas están asociadas a un transmisor (LIT-401) ubicado en el fondo de la torre T-101 y el flujo es medido por el FE-401 con señal al Sistema de Control Distribuido (DCS).

Durante emergencias por corte de corriente eléctrica, los fondos son circulados hacia el horno HS-101 con la bomba P-109 B operada con turbina de vapor, la que entra en funcionamiento, mediante un mecanismo automático. En esta condición el control de nivel de la torre será mantenido por la válvula de control (LV-401) y el

exceso se envía por una línea que sobrepasa todo el tren de intercambio. La cantidad de reciclo al horno se mide en el FE-400.

2.2.3. Especificaciones de los Equipos y Detalles de Operación

Circuito de Carga

Refinería Talara cuenta con 9 tanques para almacenamiento de crudo, distribuidos de la siguiente manera:

CUADRO Nº 7: TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO IMPORTADO EN REFINERÍA TALARA

TANQUE	TIPO DE CRUDO	CAPACIDAD OPERATIVA (MBLS)	CAPACIDAD NOMINAL (MBLS)
253	Importado	63.3	65.5
254	Importado	79.0	83.7
255	Importado	79.0	78.2
256	Importado	79.0	81.5
257	Importado	79.0	80.5
259	Importado	83.0	85.3
293	Importado	49.1	51.2
294	Importado	46.6	47.6
50	LOCAL	3.8	4.2

Fuente: Petroperú

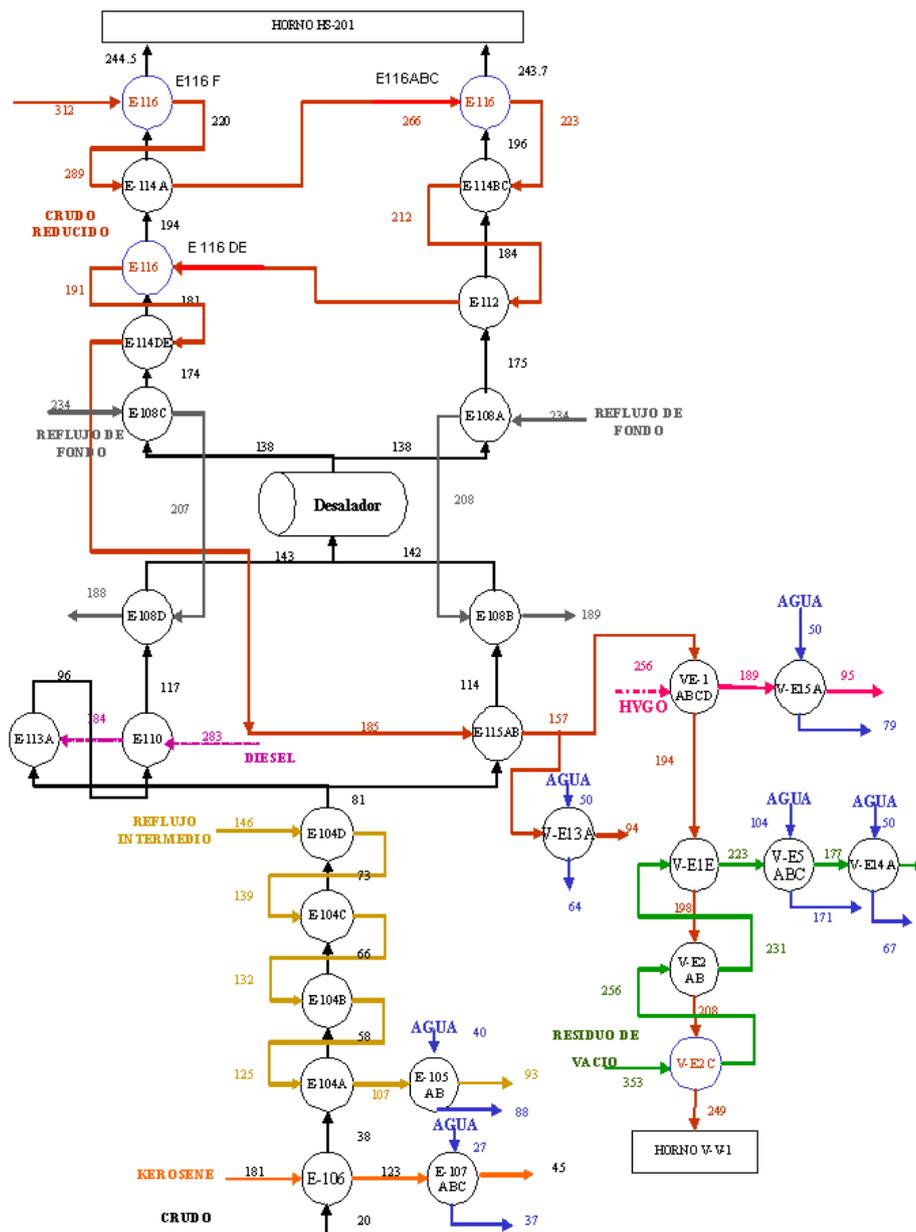
Cualquiera de estos tanques puede alimentar a la unidad. El tanque T-50 actúa como alimentador a la unidad y simultáneamente recibe crudo de tanques-Tablazo.

Sistema de Precaentamiento- Intercambiadores de Calor

El crudo ingresa a la unidad a una temperatura de ± 80 ° F. En su recorrido a través de la unidad, la temperatura se va incrementando progresivamente aprovechando el calor que acompaña a los productos que fluyen de la torre. De esta forma se logran los propósitos siguientes:

- a) Precalentar la carga antes de ingresar al Horno (aproximadamente a 460 °F)
- b) Enfriar los productos antes de ir a sus respectivos tanques de almacenamiento.
- c) Precalentar la carga antes de ingresar a la desaladora (aproximadamente a 280 °F).

FIGURA N° 3: 1^{er} Y 2^{do} TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

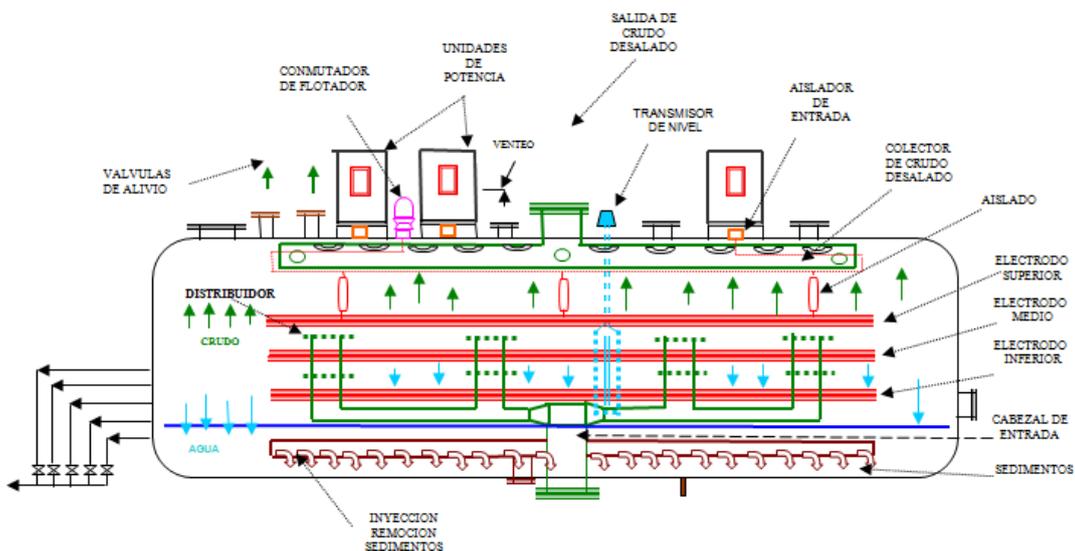


Desaladora D-103

En este equipo se produce la remoción de sal contenida en crudo, la cual de no ser removida causaría un efecto corrosivo en el sistema, además de ser perjudicial en los procesos subsiguientes como Craqueo Catalítico.

Para efectuarse el desalado, este equipo cuenta con tres transformadores, los cuales suministran tensión a tres juegos de parrillas aislados unos de otros, generándose entre ellos un campo eléctrico.

FIGURA Nº 4: DESALADORA DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA



Este campo eléctrico direcciona las gotas de agua con sal previamente atomizadas (mezcladas) al ingreso de la desaladora con agua de desalado; para que éstas se unan formando una gota de mayor tamaño y se precipite al fondo de la desaladora por su densidad (COALESER).

Horno HS-101

El horno es de tipo doble cabina, con 4 pasos (serpentes) por cada cabina (ocho pasos en total), con tubos horizontales de 6" de diámetro nominal, quemadores de alta eficiencia y serpentes de sobrecalentamiento de vapor de media presión.

Está diseñado para el caso más exigente, es decir, operar normalmente con 90 MBPD.

Las líneas de 8" de carga por cabina. Llegan a cada una distribuyendo a dos sub cabezales de 6" de manera simétrica y luego en cuatro líneas de 4" de diámetro nominal cada una. Para entrar a cada serpentín del horno por la zona alta de convección en donde el crudo se calienta mediante el calor de los gases de combustión y luego entra a la zona de radiación, donde alcanza la temperatura de reacción.

La carga al Horno viene de los intercambiadores E-116 F a la cabina A y del E-116 C a la cabina B; a través de una tubería de 8" y antes de llegar al horno se encuentran con las válvulas de control para cada uno de los cuatro pasos por cabina del horno.

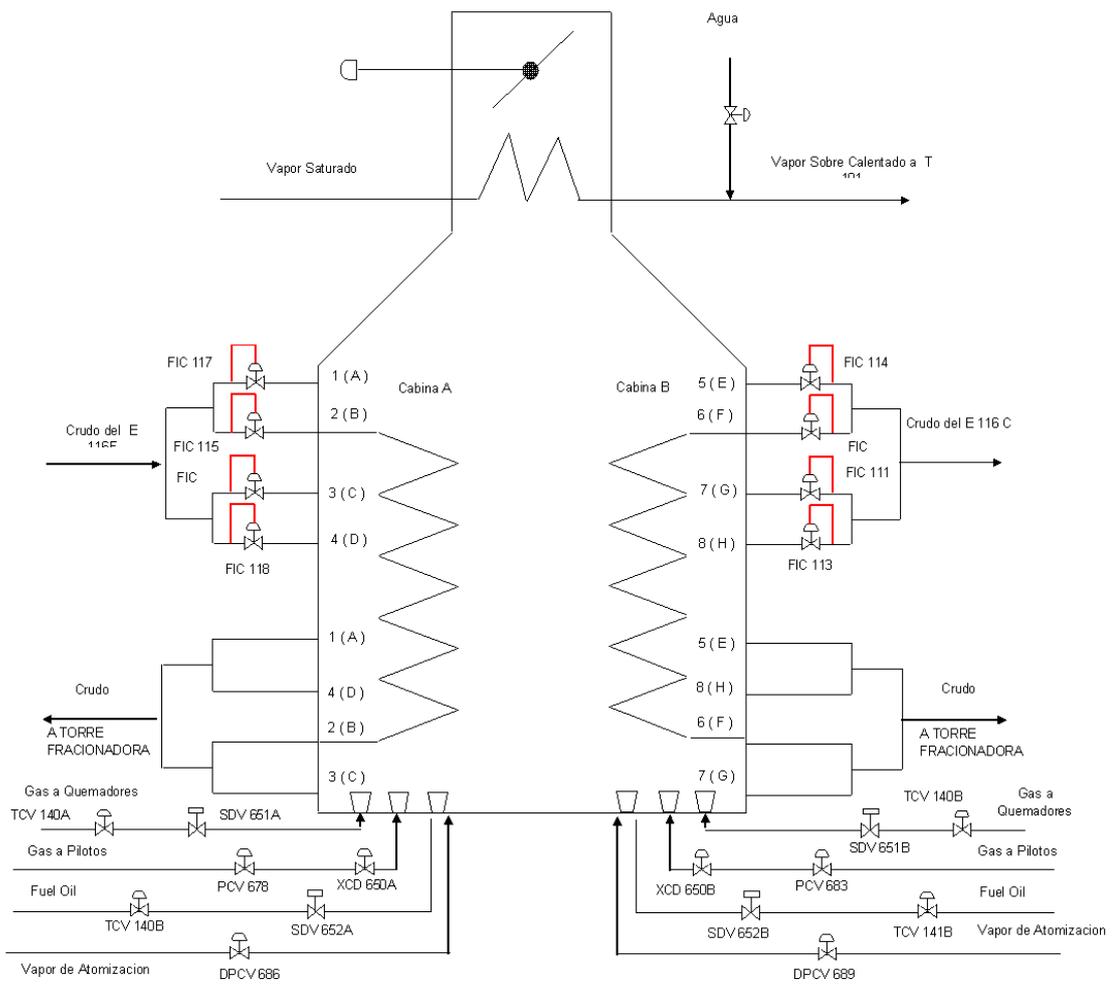
En las tuberías principales de alimentación a cada cabina, está conectada una tubería que viene desde la bomba P-109 C impulsada por la turbina. Esta tubería permite mantener una recirculación entre el horno y los fondos de la torre atmosférica T-101 en caso de parada del horno o corte del fluido eléctrico, manteniendo una circulación de crudo constante a través del horno.

Adicionalmente, en las tuberías de 8" principales de alimentación a cada cabina, se tiene por cada línea una válvula manual de alimentación de vapor de media presión para el barrido a los serpentines del horno H-101, que deben ser abiertas en el caso de un tiempo prolongado de falla del sistema de recirculación, ó en una contingencia en donde no se pueda usar la recirculación de crudo en el horno, por ejemplo, rotura de un serpentín dentro del horno.

La temperatura del crudo se monitorea a la entrada y salida del horno, y en la superficie del tubo, en cuatro puntos diferentes de cada uno de los serpentines a lo largo de la zona radiante.

La temperatura recomendada a la salida del horno es de 627.5 °F, tomando como base 615.2 °F a la llegada de la T-101, según el estudio de simulación de la torre y el de la línea de transferencia.

FIGURA N° 5: HORNO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA



La Torre de Destilación T-101

Puede dividirse en 3 secciones:

- a) La sección inferior se extiende desde la zona flash hasta el fondo de la torre donde se extraen las fracciones más pesadas. Esta sección consta de 4 platos cuyo diseño original fue del tipo "casquetes de burbujeo" (27 capas de 6" de diámetro) y posteriormente en 1979 fueron cambiados a tipo "SIDE TO SIDE PAN". En su parte baja existe una conexión para vapor de despojamiento.
- b) La sección central se extiende desde la zona flash hasta la bandeja N° 16. Esta sección consta de 19 platos con 316 copas de 6" de diámetro en cada uno de ellos. De esta zona se extraen los cortes de diesel y Turbo A-1, existen además 2 reflujo circulantes (intermedio y fondos) usados para controlar temperaturas y 2 reflujo extremos (nafta pesada y diesel) usados para mejorar el fraccionamiento.
- c) La sección superior es la parte entre la bandeja N° 15 y el tope de la torre. Consta de 15 bandejas con 288 copas en cada una de ellas. De esta sección se extraen los productos más livianos: nafta pesada, nafta liviana y gas. La nafta pesada sale del plato N° 15. Este plato se caracteriza por ser de "Extracción total", es decir no tiene tubo de descenso.

Despojadores

Su función principal es controlar el punto de inflamación de los destilados medios, usando vapor sobrecalentado como medio de despojamiento. Existen 3 despojadores, los cuales están ubicados encima de otro formando una sola torre denominada T-102. Cada uno de ellos, cuenta con 4 bandejas de 14 copas, con excepción del de Turbo A-1 que tiene 36 copas.

El vapor sobrecalentado, inyectado abajo de la primera bandeja, arrastra las fracciones livianas hacia el tope y éstas salen por la línea de balance para ser devueltas a la torre. Con excepción del despojador N° 1 (nafta pesada), la cantidad de producto que entra al despojador es controlada con el nivel del recipiente.

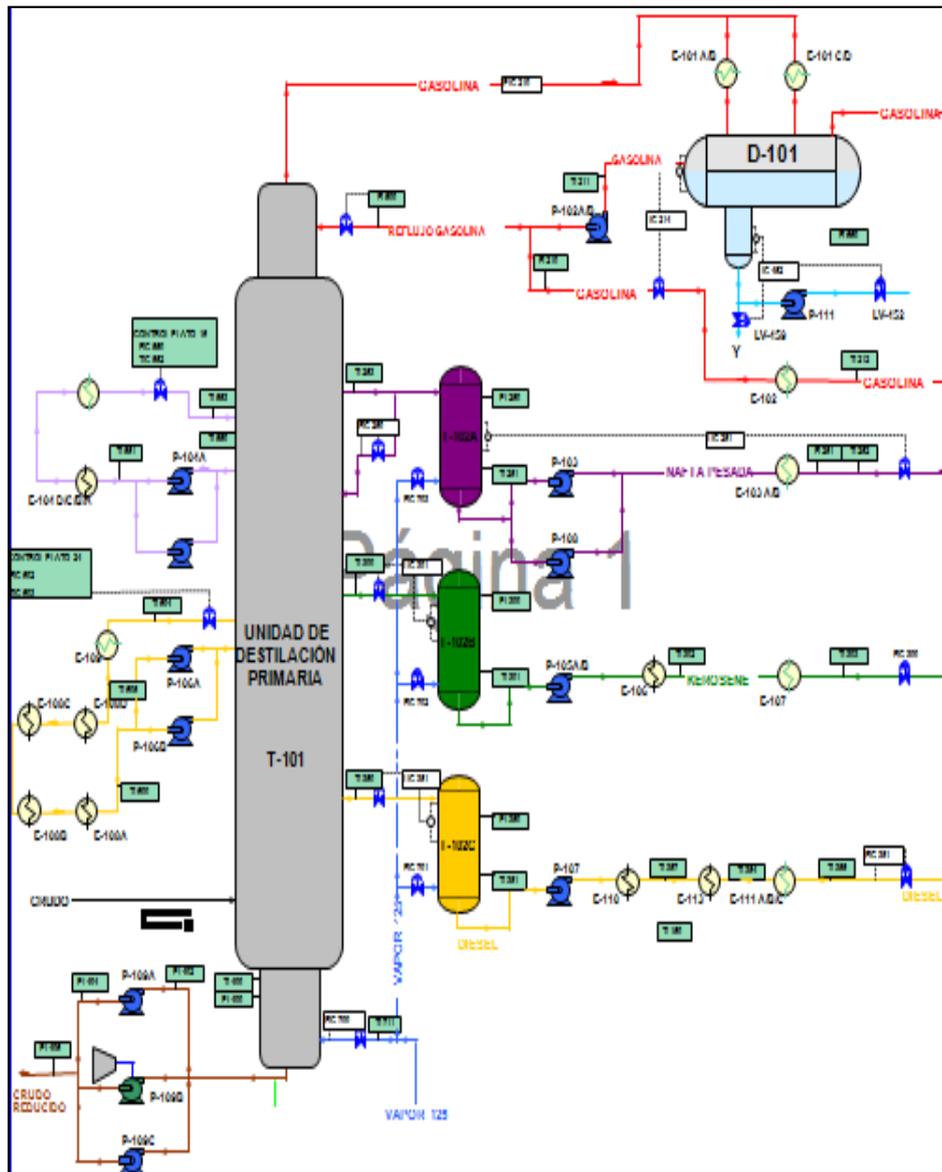
Acumulador Decantador D-101

Este recipiente recibe los productos de tope de la columna fraccionadora, previamente condensados en los E-101's. Este flujo está constituido por gases incondensables, gasolina y agua proveniente del vapor de despojamiento. Por diferencia de densidades e inmiscibilidad, estos productos se separan en 3 fases:

Los gases no condensables (fase superior) son retirados a la Unidad de Recuperación de Gases (Complejo de Craqueo Catalítico) donde se produce GLP.

La gasolina liviana (fase intermedia) es bombeada a través del E-102 a la Planta de Tratamientos; la misma bomba envía el reflujo frío para controlar la temperatura de tope. El agua condensada (fase inferior) es desechada al desagüe y su flujo es controlado de acuerdo al nivel de esta fase en el Drum. La presión y temperatura promedios para este drum son 3.0 psig y 115 °F respectivamente.

FIGURA N° 6: CONFIGURACIÓN ACTUAL DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA



2.2.4. Productos de la Unidad de Destilación Primaria

La capacidad actual de procesamiento de la Unidad de Destilación Primaria (UDP) es de 65.0 MBPD en refinería Talara obteniéndose las siguientes fracciones:

Gas Producido

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).

Solvente 1

Se produce en corridas especiales, y se extrae por la corriente de tope. 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 á 290 °F. Se utiliza como disolvente de pintura, agente de limpieza, en el “lavado en seco”. Se le conoce también con el nombre de “Flama”.

Nafta Liviana

Se obtiene en la corriente de tope y está constituida por hidrocarburos comprendidos en el rango de C4 (Butano) a C10 (decanos). Su curva de destilación está en el rango de 96°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 curva de destilación en el rango de 220 á 330 °F. La producción total de este corte (normalmente 2.0% vol. de la carga) se incluye a tanques de diesel. Su principal especificación es el punto de inflamación (65 °F mínimo).

Solvente 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 á 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. También se le conoce con el nombre de Varsol.

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. El turbo A-1 es usado como combustible en los aviones de reacción.

Diesel Liviano

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 como los empleados en ómnibuses y camiones que requieren encendido casi instantáneo.

Residual Primario.-

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

2.2.5 Control Automatizado de la Unidad de Destilación Primaria

La UDP de refinería Talara ha sido automatizada en su totalidad con el proyecto de Modernización de UDP-UDV del 2003-2004, por lo que cuenta con un Sistema de Control Distribuido (DCS) para el control del proceso y con un Sistema de Parada de Planta de Emergencia (ESD) para efectuar las paradas seguras en caso de contingencia.

DIAGRAMA N° 2: ESQUEMA DEL SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

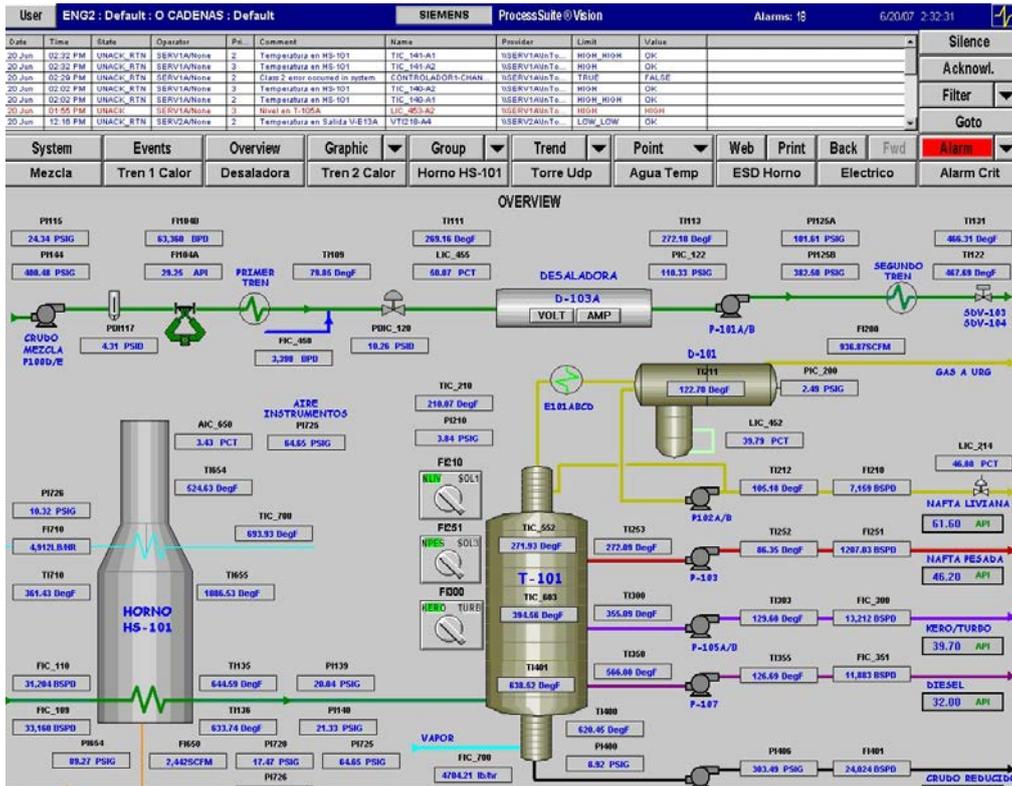


DIAGRAMA N° 3: ALARMAS CRÍTICAS QUE ACTIVAN EL "EMERGENCY SHUT DOWN" DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

User: ENG2 : Default : O CADENAS : Default										SIEMENS		ProcessSuite@Vision		Alarms: 16		6/20/07 2:31:10	
Date	Time	Status	Operator	Pr.	Comment	Name	Provider	Limit	Value								
20 Jun	02:29 PM	UNACK_RTN	SERVIANONE	2	Clas 2 error occurred in system	CONTROLADOR1-CHAN	SSERVAUTO	TRUE	FALSE								
20 Jun	02:25 PM	UNACK_RTN	SERVIANONE	3	Temperatura en HS-101	TIC_141-A2	SSERVAUTO	HIGH	OK								
20 Jun	02:25 PM	UNACK_RTN	SERVIANONE	2	Temperatura en HS-101	TIC_141-A1	SSERVAUTO	HIGH	OK								
20 Jun	02:02 PM	UNACK_RTN	SERVIANONE	3	Temperatura en HS-101	TIC_140-A2	SSERVAUTO	HIGH	OK								
20 Jun	02:02 PM	UNACK_RTN	SERVIANONE	2	Temperatura en HS-101	TIC_140-A1	SSERVAUTO	HIGH	OK								
20 Jun	01:55 PM	UNACK_RTN	SERVIANONE	3	Nivel en T-105A	LIC_463-A2	SSERVAUTO	HIGH	OK								
20 Jun	12:16 PM	UNACK_RTN	SERVIANONE	2	Temperatura en Salida V-E13A	VTI010-A4	SSERVAUTO	LOW	LOW								

System	Events	Overview	Graphic	Group	Trend	Point	Web	Print	Back	Fwd	Alarm	
Mezcla	Tren 1 Calor	Desaladora	Tren 2 Calor	Horno HS-101	Torre Udp	Agua Temp	ESD Horno	Electrico				Alarm Crit

ALARMAS CRITICAS											
ALARMAS CRITICAS UDP						ALARMAS CRITICAS HORNO - HS-101					
Nivel de Agua D-101 Bajo	Presion de Gas Combustible Bajo	P-100A/B	P-109A/C	Detectores de Llama - Cab "A"	Presion Gas Combust. Cámara A Alto	Temperatura Salida Crudo Alto	TI148 / TI149				
Nivel de Gasolina D-101 Bajo	Presion de Aire Instrumentos Bajo	P-100B/C	P-106A/B	Detectores de Llama - Cab "B"	Presion Gas Combust. Cámara B Alto	Presion de Salida Crudo Bajo	PI157 / PI159 / PI159				
Nivel de Fondos T-101 Alto v Bajo	Presion Vapor 125 Psi Bajo	P-100D/E	P-104A/B	Flujo Crudo PreCalent Pass 7,6,8	Presion Horno	Presion de Salida Crudo Bajo	PI160 / PI161 / PI162				
Nivel de Gasolina T-102A Bajo	Presion de Agua Salada Bajo	P-101A/B	RESERVA	Flujo Crudo PreCalent Pass 5,3,2	Oxigeno en Chimenea Cabina A&B Alto	Presion de Salida Crudo Bajo	PI163 / PI164				
Nivel de Kerosene T-102B Bajo	Presion de Zona Flash Alto	RESERVA	RESERVA	Flujo Crudo PreCalent Pass 1,4	Temperatura Chimenea Alto	Temperatura Zona Rad-Convex Alto	T1652				
Nivel de Diesel T-102C Bajo	Agua Temperada V-D6A Bajo	Presion de Gas D-102	RESERVA	Presion Gas Combust. Cámara A Bajo	Temperatura Salida Crudo Alto	RESERVA					
Nivel Desaladora D-103 Alto v Bajo	Nivel de Crudo Talara T-50 Bajo	Nivel de Deolitor SP-1A Alto	Baja Presion Bomba Lubricación PLAN 54 - P109A	Presion Gas Combust. Cámara B Bajo	Temperatura Salida Crudo Alto	RESERVA					

2.2.6. Principales Variables de Operación de la Unidad de Destilación Primaria

Las principales variables de Operación que se utilizan en la Unidad de Destilación Primaria se detallan en el Cuadro N° 5.

CUADRO N° 8: PRINCIPALES VARIABLES DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

Parámetro	Mínimo	Máximo
Carga de Crudo a T-101, Bbls	55 000	68 000
Temperatura de Salida del Horno, °F	635	665
Presión de Salida del Horno, Psig	18	24
Presión Drum D-101, Psig	2	6
Presión Flash, Psig	7	12
Temperatura Tope, °F	208	215
Temperatura Fondos, °F	615	630
Temperatura Plato 15, °F	265	285
Temperatura Plato 16, °F	270	300
Temperatura Plato 18, °F	290	320
Temperatura Plato 23, °F	340	365
Temperatura Plato 24, °F	365	385
Temperatura Plato 25, °F	415	435
Temperatura Plato 30, °F	535	560
Producción Nafta Ligera, %	5	9
Producción Nafta Pesada, %	2	6
Producción DPM, %	13	18
Producción Diesel, %	19	25
Reflujo de Tope, %	3	7
Reflujo Intermedio, Bbls	23000	45000
Reflujo de Fondos, Bbls	26000	48000

Fuente: Petroperú

2.2.7 Condiciones de Operación de la Unidad de Destilación Primaria

El control en las variables de operación varía según la condición de operación en la cual se encuentre la Unidad de Destilación Primaria. Las condiciones de operación de la Unidad son:

Máxima Producción de Destilados Medios

El objetivo de esta condición de operación es obtener la mayor producción de destilados medios posible en la Unidad. Esta condición de operación es la que más utilidades produce debido a la demanda actual de diesel en el país.

Para poder extraer la máxima cantidad de destilados medios se controla la temperatura de salida del horno entre 630 a 670 °F, según la composición del crudo que entre como carga a la unidad.

El perfil de temperatura de la torre en esta condición es el más elevado de las 4 condiciones. Para esta condición de operación también se controla la presión del drum de separación trifásico entre 2 y 3 psig.

Producción de Turbo A-1

El objetivo de esta condición de operación es producir Turbo A-1, combustible usado para aviones. Esta condición de operación es la segunda que más utilidades produce debido a la demanda actual de Turbo A-1 en el país.

El turbo A-1 se extrae del corte lateral del mismo nombre (Plato N° 23), pero disminuyendo su extracción en 2 a 4% para garantizar el punto flash y el punto de congelamiento del mismo. En este caso la temperatura de salida del horno se controla en un valor ligeramente menor a la condición de máxima recuperación de destilados medios (entre 630 a 645 °F), según la composición del crudo que entre como carga a la unidad.

El perfil de temperatura de la torre en esta condición es un poco menor al de máxima recuperación de destilados medios. Para esta condición de operación también se controla la presión del drum de separación trifásico entre 3 y 3,5 psig.

Producción de Solvente 1

El objetivo de esta condición de operación es producir Solvente 1, utilizado como disolvente de pintura, agente de limpieza, etc. Esta condición de operación es la más difícil de mantener debido a las elevadas presiones que se controlan en el Drum de separación trifásico. Debido a la baja demanda de este producto, esta condición de operación se da rara vez en el programa mensual de la unidad de Destilación Primaria.

Producción de Solvente 3

El objetivo de esta condición de operación es producir Solvente 3, extraído por el corte de nafta pesada (plato N° 15), Este producto es usado como disolvente de pintura, grasas, aceites, etc. Para controlar el punto flash de este corte se utiliza una línea de retorno adicional en el plato N° 19, el cual garantiza la presencia de livianos en dicho corte.

En este caso la temperatura de salida del horno se controla en un valor ligeramente menor a la condición de Turbo A-1 (entre 625 a 630 °F), según la composición del crudo que entre como carga a la unidad.

El perfil de temperatura de la torre en esta condición es un poco menor al de máxima recuperación de destilados medios. Para esta condición de operación también se controla la presión del drum de separación trifásico entre 2,8 y 3,0 psig.

**CUADRO Nº 9: PRODUCCIÓN MENSUAL DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN
PRIMARIA – JUNIO 2010**

CONDICIÓN DE OPERACIÓN	MEZCLA	DIA	Gas a URG	Nafta Liviana	Solvente 1	Nafta Pesada	Solvente 3	DPM	Turbo A1	Diesel 2	Crudo Reducido	
DESTILADOS MEDIOS	Talara 50%, Oriente 30%,BPZ 20%	1	0,41%	11,97%	0,00%	2,51%	0,00%	6,50%	11,92%	32,38%	46,74%	
		2	0,35%	13,73%	0,00%	1,74%	0,00%	18,99%	0,00%	29,79%	44,95%	
		3	0,46%	16,74%	0,00%	2,54%	0,00%	18,46%	0,00%	26,90%	45,59%	
		4	0,31%	17,09%	0,00%	2,46%	0,00%	18,06%	0,00%	26,75%	44,59%	
		PROM	0,38%	14,88%	0,00%	2,31%	0,00%	15,50%	2,98%	28,96%	45,47%	
	Talara 65%,Oriente 20%,mezcla 15%	14	0,35%	18,45%	0,00%	3,80%	0,00%	13,23%	4,22%	25,20%	42,49%	
		15	0,23%	20,32%	0,00%	3,88%	0,00%	17,69%	0,00%	25,55%	41,85%	
		PROM	0,29%	19,39%	0,00%	3,84%	0,00%	15,46%	2,11%	25,37%	42,17%	
	Talara 60%,Oriente 20%, mezcla 20%	16	0,20%	18,52%	0,00%	3,72%	0,00%	18,64%	0,00%	26,26%	40,97%	
		17	0,32%	13,70%	0,00%	2,71%	0,00%	16,43%	0,00%	27,01%	41,99%	
		18	0,26%	15,67%	0,00%	2,50%	0,00%	15,28%	0,00%	26,41%	35,28%	
		PROM	0,26%	15,96%	0,00%	2,98%	0,00%	16,78%	0,00%	26,56%	39,41%	
	Talara 50%, Oriente/Loreto 30%,mezcla 20%	26	0,41%	11,96%	0,00%	4,13%	0,00%	12,56%	0,00%	19,26%	36,88%	
		27	0,44%	12,07%	0,00%	4,37%	0,00%	10,27%	0,00%	20,52%	36,37%	
		PROM	0,43%	12,02%	0,00%	4,25%	0,00%	11,41%	0,00%	19,89%	36,62%	
	Talara 70%, Oriente 30%	5	0,29%	17,42%	0,00%	2,60%	0,00%	17,43%	0,00%	26,65%	44,70%	
	TURBO A-1	Talara 70%, Oriente 30%	10	0,37%	19,44%	0,00%	1,95%	1,74%	11,11%	4,22%	24,18%	43,40%
			11	0,29%	18,91%	0,00%	4,40%	0,00%	0,00%	18,57%	25,86%	41,00%
12			0,34%	16,44%	0,00%	3,73%	0,00%	0,00%	17,96%	26,97%	43,27%	
13			0,32%	18,47%	0,00%	3,82%	0,00%	0,00%	16,39%	27,09%	42,68%	
25			0,37%	10,33%	0,00%	3,77%	0,00%	0,00%	13,25%	26,68%	37,55%	
PROM			0,33%	16,72%	0,00%	3,53%	0,35%	2,22%	14,07%	26,15%	41,58%	
Talara 80%, Oriente/Loreto 20%		19	0,25%	17,36%	0,00%	2,88%	0,00%	12,94%	2,11%	24,90%	31,87%	
Talara 75%, Oriente 25%		20	0,23%	12,60%	0,00%	2,51%	0,00%	0,00%	15,02%	23,28%	38,06%	
		21	0,26%	13,94%	0,00%	3,12%	0,00%	0,00%	14,29%	23,29%	36,85%	
		PROM	0,25%	13,27%	0,00%	2,81%	0,00%	0,00%	14,66%	23,28%	37,45%	
Talara 55%, Oriente/ Loreto 20%,BPZ 25%		22	0,30%	11,26%	0,00%	2,94%	0,00%	0,00%	13,31%	24,65%	39,65%	
		23	0,39%	11,32%	0,00%	3,41%	0,00%	0,00%	12,74%	27,62%	36,52%	
		24	0,43%	10,91%	0,00%	3,75%	0,00%	0,00%	12,51%	28,32%	35,94%	
		PROM	0,37%	11,16%	0,00%	3,37%	0,00%	0,00%	12,85%	26,86%	37,37%	
Talara 75%,Loreto25%		28	0,27%	10,06%	0,00%	2,14%	0,00%	0,00%	14,43%	25,04%	37,65%	
		29	0,28%	10,69%	0,00%	1,97%	0,00%	0,96%	13,44%	25,06%	37,19%	
		30	0,24%	17,62%	0,00%	3,51%	0,00%	8,50%	11,36%	27,35%	45,90%	
		PROM	0,27%	12,79%	0,00%	2,54%	0,00%	3,15%	13,08%	25,82%	40,25%	

CONDICIÓN DE OPERACIÓN	MEZCLA	DIA	Gas a URG	Nafta Liviana	Solvente 1	Nafta Pesada	Solvente 3	DPM	Turbo A1	Diesel 2	Crudo Reducido
SOLVENTE 3	Talara 65%, Oriente 35%	6	0,33%	22,48%	0,00%	2,99%	1,36%	15,14%	0,00%	21,94%	43,49%
		7	0,22%	21,96%	0,00%	0,00%	4,50%	14,80%	0,00%	20,98%	42,97%
		PROM	0,28%	22,22%	0,00%	1,50%	2,93%	14,97%	0,00%	21,46%	43,23%
	Talara 70 % , Oriente 30%	8	0,19%	21,01%	0,00%	1,15%	3,42%	14,60%	0,00%	21,16%	42,37%
		9	0,26%	22,06%	0,00%	1,45%	2,18%	14,66%	0,00%	20,27%	43,26%
		PROM	0,22%	21,54%	0,00%	1,30%	2,80%	14,63%	0,00%	20,72%	42,81%

Fuente: Petroperú

2.3 Fundamentos Teóricos de la Unidad de Destilación Primaria

2.3.1 Determinación de la composición y grado de separación de los productos

En las Refinerías se usan 2 términos para discutir la composición de productos y el grado de separación entre fracciones adyacentes. Estos son:

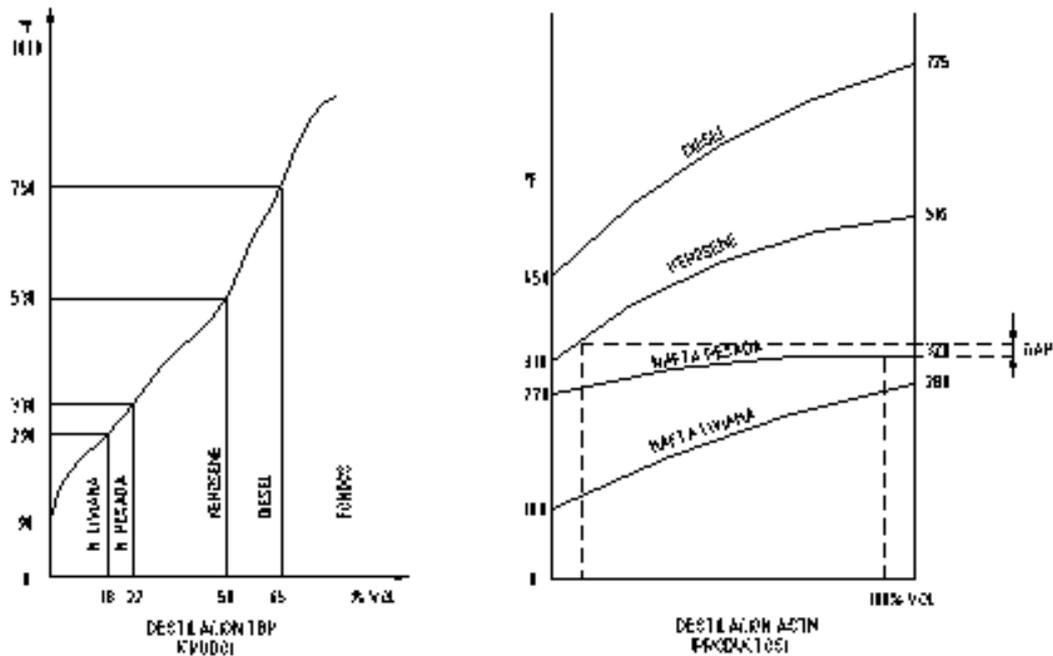
- a) Rango de ebullición ASTM, define la composición general de la fracción y es usualmente una de las normas de especificación para la mayoría de los destilados.
- b) GAP, define el grado relativo de separación entre 2 fracciones adyacentes. Está determinado por la sustracción entre la temperatura ASTM del 95% de una fracción y la temperatura ASTM del 5% vol. de la fracción adyacente más pesada. Se recomienda controlar los siguientes valores:

CUADRO Nº 10: GRADO RELATIVO DE SEPARACIÓN (GAP) DE LAS FRACCIONES DE LA TORRE DE DESTILACIÓN PRIMARIA

SEPARACIÓN	(5 - 95) GAP °F
Nafta liviana a nafta pesada	+ 20 á + 30
Nafta pesada a Turbo A-1	+ 25 á + 50
Turbo A-1 a diesel	0 á + 10
Diesel a gasóleo atmosférico	0 á + 10

Fuente: Petroperú

GRÁFICO Nº 5: CURVAS DE DESTILACION TÍPICAS – CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA/PRODUCTOS



2.3.2 Criterios de Control Operativo de la Unidad de Destilación Primaria

Torre de Destilación

Las condiciones de operación de la torre de fraccionamiento varían de acuerdo a los requerimientos y calidades de los productos que se extraen. Cuando se presentan desviaciones importantes en la calidad de la carga, estos valores son modificados según los siguientes criterios:

a) Temperatura de los platos

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

b) Valor de despojamiento

Mayor flujo de vapor a los despojadores incrementa el punto de inflamación. La relación entre estas 2 variables es exponencial y para variaciones mayores a 10 °F, se recomienda modificar la temperatura del plato de extracción.

c) Presión

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

d) Reflujos

De Nafta Liviana.- Controla la temperatura de tope y establece el reflujo interno en la primera sección de la torre.

Intermedio y fondos.- Llamados también “Reflujo circulantes”, controlan la temperatura de los platos N° 16 y N° 24, respectivamente. No tienen influencia en el fraccionamiento.

De Nafta Pesada.- Favorece el fraccionamiento entre la nafta liviana y el primer lateral. Se utiliza en operación Solvente 3, en la cual no hay inundación del plato de extracción.

De Diesel.- Deprime la viscosidad del diesel, sobre todo cuando la extracción de Turbo A-1 es alta.

2.4 Definición de Términos y Conceptos de una Torre de Destilación

2.4.1 Altura y Diámetro de la Torre

La primera se define con el número de platos teóricos, la eficiencia del plato y el espaciado entre platos; la segunda por las capacidades de flujo de

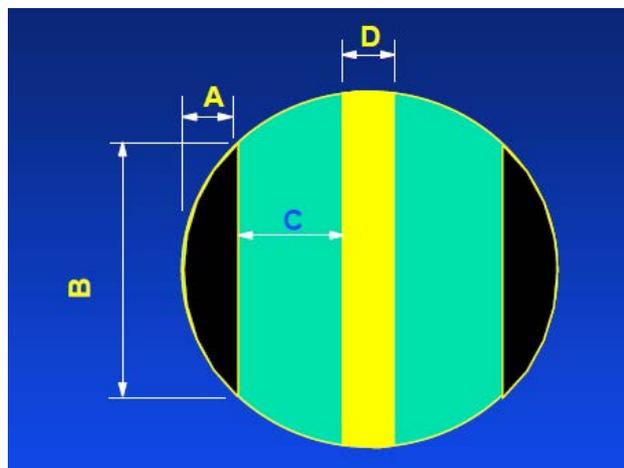
platos y bajantes, así como el contacto líquido-vapor en los platos necesarios para una óptima transferencia de masa que defina el valor de la eficiencia mencionada.

2.4.2 Bajantes

El área de la torre se distribuye principalmente en área de bajantes y área activa. Las bajantes sirven para conducir el líquido de un plato al inmediatamente inferior. Ocupan un área mínima para poder disponer de un área activa máxima para realizar el contacto líquido-vapor. Para sistemas espumantes se recomiendan velocidades en las bajantes tan bajas como 0.05 a 0.1 pies/seg; para sistemas no espumantes velocidades de 0.3 pies/seg son adecuadas.

2.4.3 Algunas Definiciones Sobre Distribución de Platos

FIGURA N° 7: PARTES DE UN PLATO DE UNA COLUMNA - VISTA PLANTA



A: Altura de la Cuerda.

B: Longitud de la cuerda o Longitud Weir.

C: Longitud de la Trayectoria del Flujo.

D: Amplitud de la Bajante.

Número de pasos del plato

Cuando se maneja gran cantidad de líquido en el plato, o cuando es necesario reducir el diámetro de la torre, puede aumentarse el número de pasos del líquido en el plato; sin embargo esto decrece el área activa, se incrementa la caída de presión y la cantidad de líquido en el bajante, disminuyéndose la eficiencia del plato, debido a que la longitud para la trayectoria del líquido en el área activa será menor.

Tipos de pasos

- Plato de un paso

FIGURA N° 8: PARTES DE UN PLATO DE UN PASO - VISTA PLANTA



FIGURA N° 9: PARTES DE UN PLATO DE UN PASO - VISTA ELEVACIÓN



Platos pares e impares son iguales pero rotados 180° el uno con el otro.

- **Plato de dos Pasos**

FIGURA Nº 10: PARTES DE UN PLATO DE DOS PASOS - VISTA PLANTA

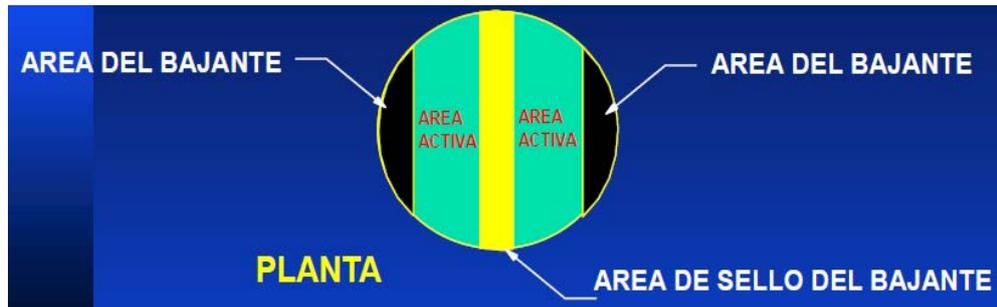
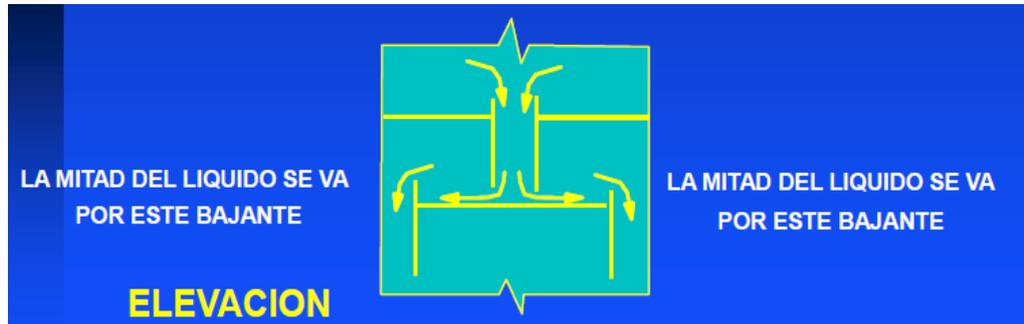


FIGURA Nº 11: PARTES DE UN PLATO DE DOS PASOS - VISTA ELEVACIÓN



Platos pares e impares no son iguales.

- **Plato de tres pasos**

FIGURA Nº 12: PARTES DE UN PLATO DE TRES PASOS - VISTA PLANTA

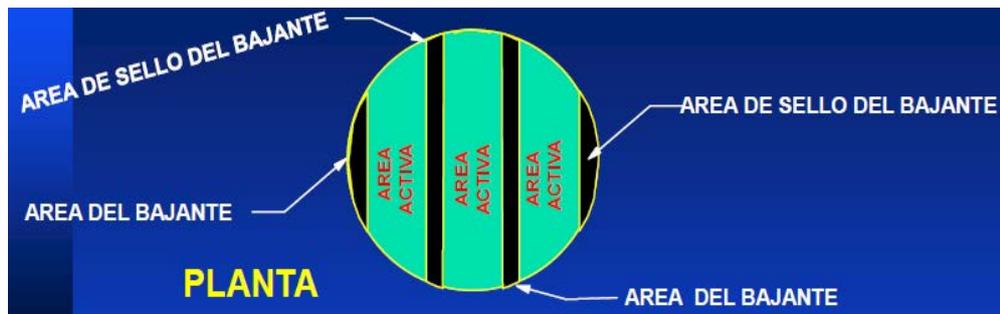


FIGURA Nº 13: PARTES DE UN PLATO DE TRES PASOS - VISTA ELEVACIÓN



Platos pares e impares son idénticos pero rotados 180° uno con el otro.

- **Plato de cuatro pasos**

FIGURA Nº 14: PARTES DE UN PLATO DE CUATRO PASOS - VISTA PLANTA

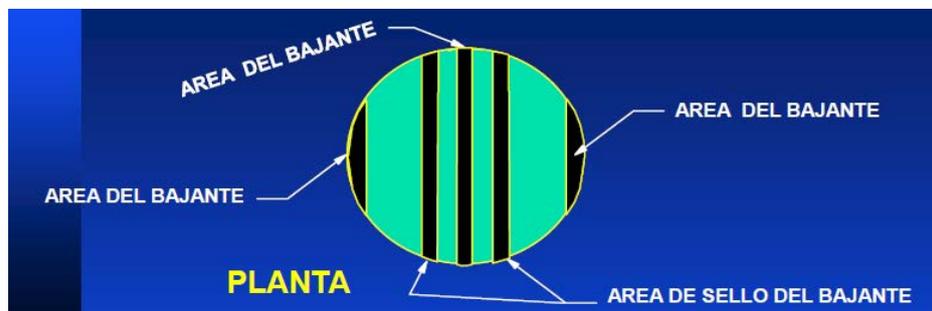
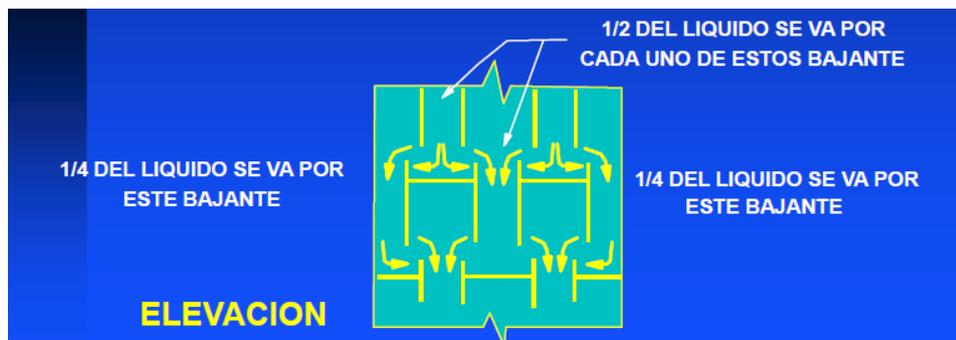


FIGURA Nº 15: PARTES DE UN PLATO DE CUATRO PASOS - VISTA ELEVACIÓN



Platos pares e impares no son idénticos.

Espaciamiento entre platos

Los platos deben separarse en una distancia tal que permita la separación del líquido y el vapor tanto en el bajante como en el área activa. El espaciamiento entre platos varía de 12 pulgadas en torres pequeñas a 48 pulgadas en grandes columnas de vacío. El espaciamiento más común es de 24 pulgadas.

Vertedero de salida

Tiene como función mantener una cabeza determinada de líquido en el plato, para que el vapor que fluye desde el plato inferior entre en contacto con el líquido antes de que pase al plato superior. Su altura oscila entre 2 y 4 pulgadas.

Lloriqueo (Weeping)

Corresponde al líquido que cae a través de los huecos del plato. Para sistemas con altas relaciones líquido-vapor, un pequeño escape de líquido no afecta la eficiencia del plato.

Huecos de drenaje

Son hechos en los platos para drenar el líquido que pueda acumularse en la torre. Algo de líquido puede escapar a través de estos huecos cuando la torre esté en operación, por eso su localización, tamaño y número deben ser cuidadosamente escogidos, puesto que a bajos rates de líquido una gran cantidad de escape puede pasar directamente al plato inferior.

Escape pronunciado (Dumping)

Ocurre cuando hay demasiado escape de líquido a través de los huecos del plato, afectándose notoriamente la eficiencia del plato.

Soplado (Blowing)

Es una fina dispersión o neblina en el plato, la cual es arrastrada al plato superior. Es causado por excesiva velocidad de los vapores a través de los huecos y a bajas ratas de líquido.

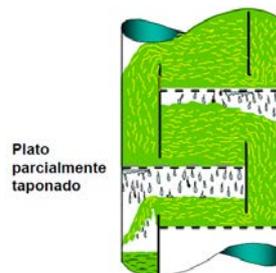
Inundación (Flooding)

Es una condición inestable a la cual la altura de líquido sobre el plato y en los bajantes sube hasta que la torre queda esencialmente llena de líquido. Hay dos causas de inundación: arrastre excesivo de gotas de líquido de un plato al plato superior y bajantes demasiados llenos. El problema más frecuente que tenemos en las refinerías es la inundación de las torres de destilación.

Inundación por arrastre (Jet Flooding)

Muchas veces no reconocemos esto como un problema porque la inundación suena como un concepto abstracto entre nosotros. Sin embargo cuando observamos que el fraccionamiento de una torre comienza a empeorar al aumentar el reflujo más allá del punto indicado, detectando que la separación entre el producto de cima y el producto de fondo comienza a empeorar estos son síntomas de inundación.

FIGURA N° 16: PLATO PARCIALMENTE INUNDADO



En la figura cuando el plato está parcialmente taponado, el flujo de vapores a través del plato se ve restringido parcialmente, la caída de presión del vapor que fluye a través del plato comienza a aumentar, el nivel de líquido en la bajante comienza a subir, el nivel de líquido del plato superior comienza a aumentar y la altura de spray de este plato golpea el plato de encima, se deduce que se está presentando el fenómeno llamado Inundación Incipiente.

Una manera de calcular el Factor de Inundación por plato en pulgadas de líquido es:

$$F. I. = \frac{\Delta P \times 28''H_2O}{NT \times TS \times SG}$$

F.I. = Factor de Inundación

NT = Número de platos

TS = Espaciamiento entre platos, pulgs.

SG = Gravedad específica

ΔP = Diferencial de presión

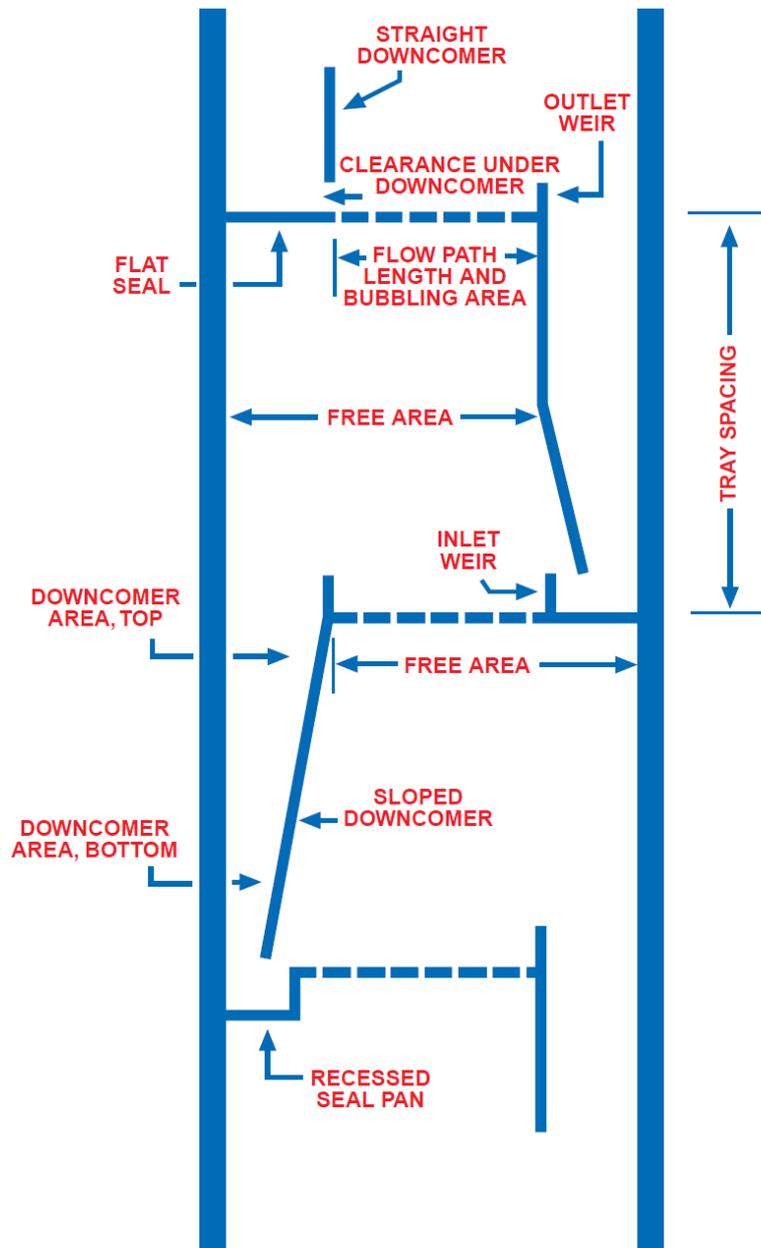
Escape de platos (Tray leakage)

Se refiere al escape que hay en un plato porque las piezas que lo conforman quedan mal armadas, los empaques entre piezas mal puestos o deteriorados, o por tornillos o sistemas de fijación flojos, quedando eliminado el plato y pasando solo vapor a través de él. La severidad con que se controla un escape está directamente relacionada con el grado de fraccionamiento deseado y por tanto con la pureza de los productos a obtener.

Sello de bajante (Downcomer seal)

Cuando no hay hermeticidad en el bajante, el vapor que fluye a través del líquido asciende por la bajante, causando excesivo retroceso del líquido y una prematura inundación.

FIGURA Nº 17: SECCIÓN DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN CON PLATOS



3 CAPITULO III: MARCO LEGAL

3.1 Ley Orgánica de Hidrocarburos y Reglamento de Protección Ambiental

La ley principal sobre la cual se rigen todas las actividades para extraer hidrocarburos se encuentra en la Ley N° 26221 Ley Orgánica de Hidrocarburos, publicado el 20/08/93, en cuyo Art. 87 dispone cumplir con las disposiciones sobre protección del Medio Ambiente.

El Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos D.S. 046-93-EM publicado el 12/11/93, especifica que corresponde a la Dirección General de Hidrocarburos (DGH), del Ministerio de Energía y Minas, velar por el cumplimiento de las normas ambientales en relación a las actividades mencionadas anteriormente.

Desde el punto de vista ambiental, los combustibles son normados con la Ley que regula el contenido de azufre en el combustible diesel Ley N° 28694. Debido a que se tendrá que adicionar equipos, sistemas de tuberías, etc. ya existente en planta para optimizar la producción de Destilados Medios en la Refinería Talara, no es sólo necesario un estudio Técnico- Económico sino que también un estudio Legal con el fin de cumplir lo establecido por el Ministerio de Energía y Minas y para cualquier evento futuro de fiscalización por Osinergmin.

Para ello, se tomó como Norma Legal el D.S. N° 051-93-EM, Refinación y Procesamiento de Hidrocarburos, centrándonos en el Artículo N° 20 - *TITULO V: DEL DISEÑO Y CONSTRUCCION* - *AMBITO DE REGLAS SOBRE DISEÑO Y CONSTRUCCION*. El cual menciona lo siguiente: Las normas y disposiciones del presente Reglamento sobre diseño y construcción, regirán tanto para las nuevas

refinerías y plantas de procesamiento de hidrocarburos, como para la renovación o ampliación de las refinerías y plantas de procesamiento existentes.

Las refinerías y plantas de procesamiento de hidrocarburos existentes a la fecha de Promulgación del presente Reglamento que no cumplan estrictamente con estas normas y disposiciones sobre diseño y construcción podrán continuar operando en su condición actual, sin que ello implique un reconocimiento o aceptación del riesgo que puedan existir para la vida, instalaciones o propiedades adyacentes.

Con respecto a los equipos, está de acuerdo al “*CAPITULO III: EQUIPOS Y SISTEMAS*”. Para ello, los equipos utilizados en el diseño cumplen con los siguientes estándares, según el D.S. N° 051-93-EM. La normativa para la presente Tesis debe estar relacionada a la producción y tendencia de la calidad de los combustibles comercializados.

3.2 Normas Legales Referentes

La relación de Normas Legales relativas al Medio Ambiente y producción de combustibles, se presentan a continuación:

- Constitución Política de 1993, Artículo 2° inciso 22°.
- Código del Medio Ambiente y los Recursos Naturales, Decreto Legislativo 613 (08-09-90).
- Ley Orgánica de Hidrocarburos, Ley N° 26221 (02-08-93).
- Reglamento de Protección Ambiental para las Actividades de Hidrocarburos D.S. N° 046-93 EM (12-11-93) y su modificatoria el D.S. N° 09-95-EM publicado el 10-05-95.

- D.S. N° 015-2006-EM del 03/03/2006. Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos.
- Reglamento para la Refinación y Procesamiento de Hidrocarburos D.S. N° 051-93-EM
- Ley que regula el contenido de azufre en el combustible diesel, Ley N° 28694.
- Cronograma de Reducción Progresiva del Contenido de Azufre en el Combustible Diesel N° 1 y 2, D.S. N° 025-2005-EM.
- Modificación del D.S. N° 025-2005-EM que aprueba el cronograma de reducción progresiva del contenido de Azufre en el combustible Diesel N° 1 y 2, D.S. N° 041-2005-EM, con fecha 14.10.2005.

4 CAPITULO IV: ESCENARIO DE LA OPTIMIZACIÓN DE DESTILADOS MEDIOS Y PRODUCCIÓN, EN LINEA, DE SOLVENTE 3

La Unidad de Destilación Primaria de Refinería Talara presenta cierta flexibilidad en su operación. Sin embargo, podría mejorarse dicha flexibilidad de la siguiente manera:

- Produciendo Solvente 3 en condición de Máxima producción de Destilados Medios, manteniendo y/o aumentando el porcentaje de producción de destilados medios.
- Aumentando la Capacidad de Producción de la Unidad de Destilación Primaria de 65 a 70 MBPD, en condición de Máxima producción de Destilados Medios, teniendo en cuenta los parámetros de diseño y de control de la operación de la columna

El desarrollo de lo descrito anteriormente en ambos enunciados permitirá aumentar las utilidades de la refinería.

4.1 Uso del Despojador de Gasóleo Atmosférico T-103 para la producción de Solvente 3 en Línea

Actualmente, para producir Solvente 3 en la Unidad de Destilación Primaria se deben de cambiar ciertas variables de operación como: el perfil térmico de la torre, la presión de tope, entre otras. Esto a su vez trae como consecuencia la disminución del porcentaje de producción de los destilados medios en 2- 3%, de tal forma que se pueda obtener Solvente 3 en especificación.

CUADRO N° 11: DIFERENCIA ENTRE LAS PRINCIPALES VARIABLES DE OPERACIÓN A DIFERENTES CONDICIONES

VARIABLE		SOLVENTE 1	SOLVENTE 3	TURBO A-1	DESTILADOS MEDIOS
SALIDA DE HORNO	°F	630-670	625-630	630-645	630-670
PLATO 24	°F	370-385	410-420	385	410
PLATO 16	°F	275-285	310-325	270-272	260-270
TOPE	°F	212-215	237-240	209	209
	PSIG	4.2-4.5	2.8-3	3	2.5

Fuente: Petroperú

Sin embargo, el reflujo Intermedio de la columna en condiciones de máxima producción de Destilados Medios presenta una curva de destilación similar a la del Solvente 3, tal y como se puede apreciar en el Cuadro N° 12.

Dado que las únicas variables para producir Solvente 3 en especificación son las que se aprecian en el Cuadro N° 13 y a medida que se disponga de un despojador para su rectificación sería factible dicha modificación. Esto se podría lograr controlando el porcentaje de extracción y regulando el vapor de despojamiento en dicho despojador.

CUADRO N° 12: CURVAS DE DESTILACIÓN DE REFLUJO INTERMEDIO Y DE SOLVENTE 3

% VOLUMEN RECUPERADO	SOLVENTE 3	REFLUJO INTERMEDIO
Punto Inicial de Ebullición	153,0	138,0
5%	159,0	140,0
10%	161,0	144,0
20%	164,0	151,0
30%	166,0	156,0
40%	168,0	159,0
50%	170,0	160,0
60%	171,0	162,0
70%	173,0	164,0
80%	176,0	167,0
90%	179,0	170,0
95%	182,0	175,0
Punto Final Ebullición	190,0	184,0
% Recuperado	98,5	98,5
% Perdida	1,0	1,0

Fuente: Petroperú

CUADRO N° 13: ESPECIFICACIONES PARA PRODUCCIÓN DE SOLVENTE 3

PROPIEDAD	LIMITE	SOLVENTE 3
Gravedad API a 15.6°C		Reportar
Apariencia		Clara y Brillante
Color Saybolt	min	21
Punto de Inflamación, °C	min	37,8
Corr. Lam. Cu, 2h, 100°C	max	1,0
Valor Kauri Butanol	min	29
N° de Bromo	max	1,0
Destilación ASTM D 86		
PIE	min	149
10%	max	-
50%	max	177
90%	max	190
PFE	max	210
Residuo	max	1,5
Azufre total, %masa	max	0,10
Absorc. Ac. Sulfúrico	max	5

Fuente: Petroperú

Es por esta razón que utilizando el despojador, que antes se usaba para rectificar el gasóleo atmosférico (T-103), y que ahora está fuera de servicio; se podrá producir Solvente 3 en condiciones de máxima producción de destilados medios; así mismo, se podría incrementar, de cierta manera, la capacidad de la columna, siempre y cuando, se controle el % de inundación de los platos involucrados en dicha maniobra.

4.2 Aumento de la Capacidad de Producción de la Unidad de Destilación Primaria de 65 a 70 MBPD

No obstante, producir Solvente 3 en línea no es la única mejora que se podría realizar en la Unidad de Destilación Primaria. Según estudios previos, se ha demostrado que la capacidad de diseño de la torre cubre una producción de hasta 70 MBPD; siempre y cuando, se controlen algunas variables importantes, como:

- Porcentaje de inundación de los platos de la columna.
- Porcentaje de Reflujo de Tope, Intermedio y de Fondos.

- API máximo de la Carga Procesada, así como su composición.
- Temperatura de Salida del Horno y Presión de la Zona Flash de la Columna.
- Temperatura y Presión de Tope.
- Nivel de Fondos de la Torre.
- Flujo de Vapor de inyección por el fondo de la Columna.

Teniendo en cuenta todas las consideraciones y criterios antes mencionados, se plantea el siguiente método de análisis para realizar la evaluación técnica y demostrar que es factible producir Solvente 3 en línea y/o aumentar la capacidad de producción de la Unidad de Destilación Primaria:

a) Evaluación de la UDP en Estado Estacionario

Esta evaluación permitirá establecer un 1^{er} modelamiento de la UDP, en el cual se verificará el perfil térmico, % de producción y especificación de productos, comprobando la consistencia de la data y aplicabilidad del simulador para el desarrollo de esta Tesis.

b) Dimensionamiento de la UDP

La evaluación del dimensionamiento de la UDP permitirá determinar la máxima capacidad a la cual puede trabajar dicha unidad. Este es el 1^{er} paso para la simulación en estado dinámico.

c) Evaluación de la UDP en Estado Dinámico

Esta evaluación permitirá evaluar la estabilidad entre otros factores de la máxima capacidad de procesamiento de la UDP y ajustar los resultados obtenidos en la evaluación en estado estacionario.

d) Formulación de Correlaciones de la UDP

Con la formulación de correlaciones a base de las principales propiedades de los productos de la UDP se podrá supervisar en tiempo real dichas propiedades y obtener productos en especificación en menor tiempo.

5 CAPITULO V: EVALUACIÓN TÉCNICA

5.1 Evaluación del Proceso en Estado Estacionario

Para la evaluación Técnica primero se evaluó si la inclusión del reflujo intermedio por el despojador de AGO (T-103) generaba alguna variación considerable tanto en el perfil de temperaturas de la torre como en las condiciones de operación necesarias para tal modificación.

Debido a que la línea de retorno del despojador de AGO (T-103) ingresa a la torre por un plato 150 °C más caliente que la temperatura del reflujo intermedio, se estudió si se produce algún flasheo en esta zona, así como una posible variación en el perfil de presión de la torre.

Para tal análisis se utilizó el software de simulación HYSYS V 7.0, el cual permitió analizar los cambios en las condiciones de operación de la torre, así como el aumento de producción de destilados medios y/o producción de Solvente 3 en línea, garantizando las especificaciones de los productos finales.

Posterior al análisis realizado por la simulación, se procedió a analizar los beneficios económicos obtenidos por la producción de Solvente 3 en línea, así como por el aumento en la producción de destilados medios.

5.1.1 Desarrollo de la Evaluación de la Simulación

Se procedió a realizar la simulación de la Unidad de Destilación Primaria para la obtención del perfil térmico y presión normal de operación. Los datos de diseño utilizados para realizar esta simulación fueron los siguientes:

- a. Número de Platos de la Torre: 34 platos de contacto (copas) y 4 platos con orificio (en el fondo de la torre)

- b. Número de Platos de cada despojador: 4 platos de contacto
- c. Entrada de la Carga a la Torre T-101: Plato N° 34
- d. Salida de la línea del despojador T-102 A: Plato N° 15
- e. Salida de la línea del despojador T-102 B: Plato N° 23
- f. Salida de la línea del despojador T-102 C: Plato N° 30
- g. Salida de la línea del reflujo Intermedio: Plato N° 18
- h. Retorno de la línea del reflujo Intermedio: Plato N° 16
- i. Salida de la línea del reflujo de Fondos: Plato N° 25
- j. Retorno de la línea del reflujo Intermedio: Plato N° 24

Para la simulación, se analizaron varios tipos de cargas y mezclas, entre los que podemos citar:

- a. Volúmenes de carga a la unidad: 60 MBPD, 65 MBPD, 68 MBPD y 70 MBPD.
- b. Mezcla de crudos: 60% Talara - 40% Oriente,
70% Talara - 30% BPZ,
50% Talara - 30% Oriente - 20% Corvina y
60% Talara - 40% Leona 24.

Las variables de operación que fueron consideradas, se recopilaron en los días de evaluación realizada por la Unidad de Laboratorio, los cuales se pueden apreciar en el Anexo N° 1. En total se registraron diez (10) tomas de datos, entre los que tenemos:

- a. Presión: drum D-101, zona flash, T-102 A/B/C.
- b. Temperatura del Drum D-102
- c. Temperatura del Tope de la Torre T-101
- d. Temperatura de los platos N°: 15, 16, 18, 19, 23, 24, 25, 30, zona flash y fondo.

- e. Volumen de reflujos de la Torre T-101: gasolina, intermedio y fondos.
- f. Volumen de producción de Gases del Drum D-102
- g. Volumen de producción de Nafta Pesada
- h. Volumen de producción de Destilado para mezcla (DPM)
- i. Volumen de producción de Diesel
- j. Volumen de Producción de Residual Primaria
- k. Volumen de Circulación de Reflujo Intermedio
- l. Volumen de Circulación de Reflujo de Fondos

Cabe mencionar que el corte llamado anteriormente kerosene ahora se conoce como corte de Destilados para Mezcla (DPM), debido a que ya no se produce el Kerosene comercialmente.

Se realizaron diez (10) corridas en el software de simulación (HYSYS V 7.0) con el fin de obtener un correcto perfil térmico y de presión de la torre T-101. Cada simulación presentó un error de aproximadamente 5%, pero al determinar un factor de corrección promedio de todas las simulaciones realizadas se logró disminuir este error a un 2.5%.

Una vez obtenido el perfil de temperatura de la torre se procedió a realizar la simulación considerando la inclusión del reflujo intermedio al Despojador de AGO (T-103) conservando estables las condiciones de operación de la unidad.

El diagrama principal de la simulación de la Unidad de Destilación Primaria y de la Torre T-101 actual se muestra en el Anexo N° 2. Los gráficos de las destilaciones ASTM D-86 de las simulaciones se muestran en el Anexo N° 3. Los factores de corrección de los puntos de destilación para la simulación se muestran en el Anexo N° 4.

5.1.2 Análisis de Resultados de la Simulación

Caso N° 1: Obtención de Solvente 3 en condición de máximo destilados medios

Los parámetros de operación considerados para esta simulación fueron los siguientes:

CUADRO N° 14: PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA CONSIDERADOS PARA LA SIMULACIÓN

Parámetro	Valor
Carga de Crudo a T-101, Bbls	68 000
Temperatura de Salida del Horno, °F	660
Presión de Salida del Horno, Psig	22
Presión Drum D-101, Psig	2,4
Presión Flash, Psig	9,7
Temperatura Tope, °F	211,85
Temperatura Fondos, °F	623,3
Temperatura Plato 15, °F	286
Temperatura Plato 16, °F	272
Temperatura Plato 18, °F	301
Temperatura Plato 23, °F	364
Temperatura Plato 24, °F	381
Temperatura Plato 25, °F	435
Temperatura Plato 30, °F	557
Producción Nafta Ligera, Bbls	7 900 (11,62%)
Producción Nafta Pesada, Bbls	1 930 (2,84%)
Producción DPM, Bbls	12 680 (18,65%)
Producción Diesel, Bbls	16 100 (23,68%)
Producción Corte de Reflujo Int., Bbls	1 300 (1,91%)
Reflujo de Tope, Bbls	3 230
Reflujo Intermedio, Bbls	44 850
Reflujo de Fondos, Bbls	48 960

Fuente: Petroperú

De la evaluación realizada considerando una producción de 1300 BPD de Reflujo Intermedio con características de Solvente 3 se obtuvo el Cuadro N° 15.

CUADRO N° 15: DESTILACIÓN ASTM D-86 OBTENIDA POR LA SIMULACIÓN

Productos	Destilación ASTM D-86												
	0%	5%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98,5%
Nafta Liviana	62,87	79,37	90,35	104,6	113,5	119	124,2	128,7	132,9	139	146,4	153,3	158,6
Nafta Pesada	130,3	145,5	149,1	155,7	160,1	163,4	166,1	168,4	172,7	174,2	181,6	185,1	189,8
Reflujo Intermedio	133,8	147	153,5	159,1	162,5	167,6	169,8	170,7	174,8	177,3	184,6	188,9	197,1
Solvente N° 3	141,2	152,7	157,7	163,8	167,5	170	172,2	174,6	177,7	182,4	185,9	194	201,5
Destilados para mezcla	162,8	191,5	198,8	206,8	213,4	220	227	234,3	241,9	250,1	259,9	269,7	278,6
Reflujo Fondos	175,7	202,2	239,7	221,5	249	254,9	259,7	263,8	268	273,7	279,7	286,9	295,4
Diesel	202,3	276	290,3	302,3	311,4	320,3	329,2	336,9	345,2	359,7	386,6	408,3	430,2
Residual Primaria	287,3	333,2	350	373,4	396,2	413,7	432,5	458,1	483,7	535,7	619,4	659,7	716,5

Fuente Propia

Aplicando el factor de corrección obtenido de las 10 simulaciones realizadas, se obtuvo el Cuadro N° 16.

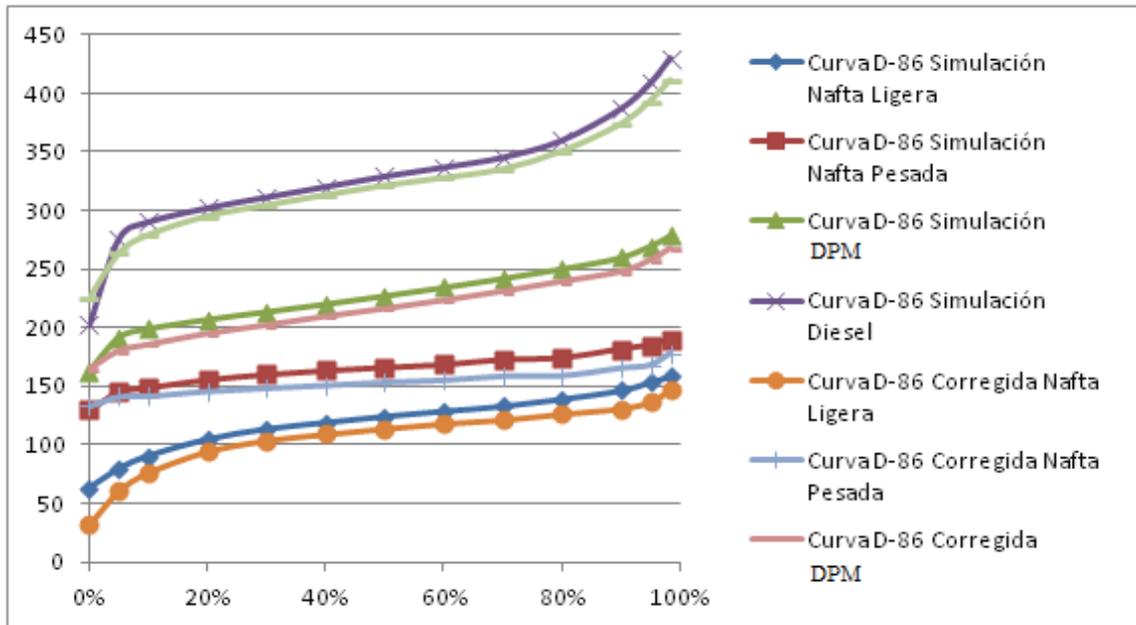
CUADRO N° 16: DESTILACIÓN ASTM D-86 CORREGIDA POR EL FACTOR DE CORRECCIÓN

Productos	Destilación ASTM D-86												
	0%	5%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98,5%
Nafta Liviana	32,14	60,87	76,48	94,46	103,89	109,21	113,93	118,22	121,41	126,35	131,01	136,59	146,75
Nafta Pesada	133,60	141,40	142,01	145,97	148,58	150,94	153,51	151,17	154,61	159,03	165,30	167,85	177,75
Reflujo Intermedio	135,35	144,73	146,69	150,10	152,32	155,32	158,12	159,46	161,88	164,43	166,72	172,53	183,70
Solvente N °3	143,75	144,95	147,46	152,88	156,03	158,47	160,39	162,37	165,08	169,33	171,55	179,21	189,95
Destilados para mezcla	164,59	180,10	185,41	194,68	201,97	209,39	215,97	223,06	230,74	239,12	247,50	257,36	267,55
Reflujo Fondos	206,92	195,10	221,18	198,68	226,45	233,24	238,08	243,02	247,42	253,53	256,74	265,06	273,47
Diesel	225,14	263,07	278,63	294,70	303,98	312,68	320,74	327,35	334,62	349,84	373,15	392,59	410,82
Residual Primaria	253,44	317,78	348,17	391,33	431,64	462,71	490,47	523,35	567,09	-	-	-	-

Fuente Propia

En el Gráfico N° 6, se observa la curva de destilación de cada corte, acompañada de una curva que aplica el factor de corrección obtenido de la simulación.

GRÁFICO N° 6: CURVA DE DESTILACIÓN SIMULADA Y CURVA DE DESTILACIÓN SIMULADA CORREGIDA



Los resultados obtenidos a partir de la simulación corregida, los comparamos con los resultados de la Unidad Laboratorio obteniendo los siguientes datos:

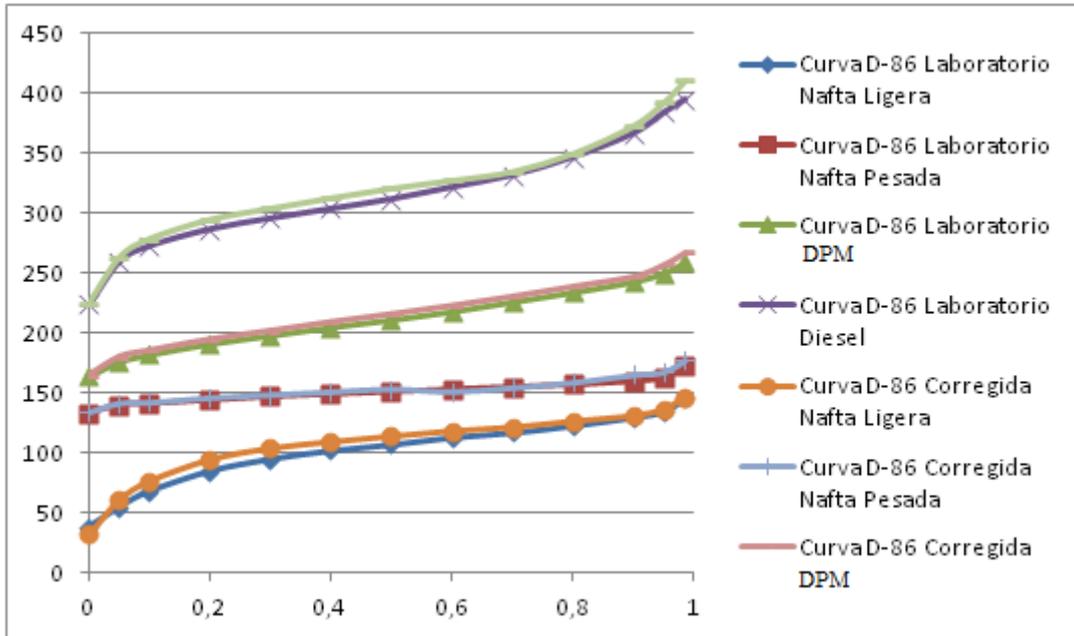
CUADRO N° 17: DESTILACIÓN ASTM D-86 UNIDAD LABORATORIO

Productos	Destilación ASTM D-86												
	0%	5%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98,5%
Nafta Liviana	38	55	68	85	95	102	107	113	117	123	130	135	146
Nafta Pesada	133	140	141	144	147	149	151	153	155	157	160	163	172
Reflujo Intermedio	136	138	143	145	148	151	153	155	158	160	163	166	175
Solvente N° 3	153	159	161	164	166	168	170	171	173	176	179	182	190
DPM	164	176	182	191	198	205	211	218	226	234	243	250	259
Reflujo Fondos	172	190	196	210	225	230	236	240	244	249	254	259	265
Diesel	224	260	273	287	296	304	312	322	332	347	367	384	395
Residual Primaria	203	301	336	379	411	431	444	447	-	-	-	-	-

Fuente Propia

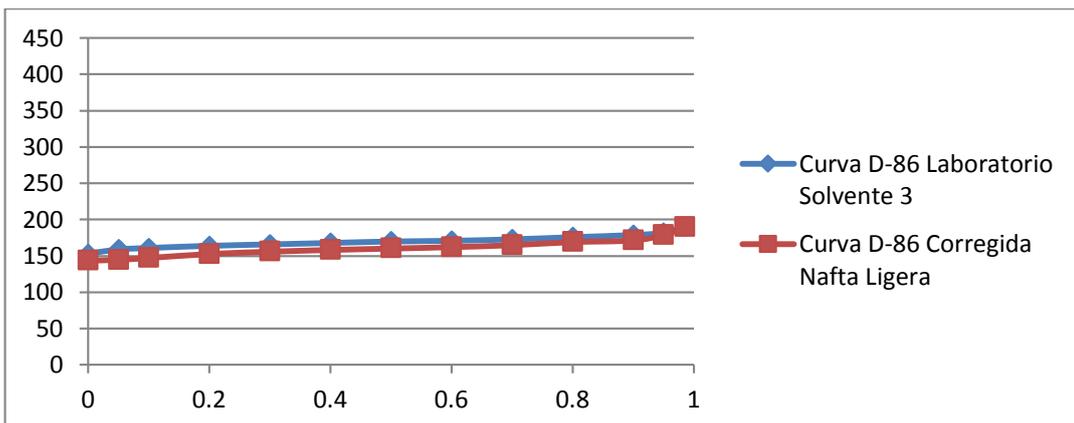
En el Gráfico N° 7, se observa la curva de destilación de Unidad Laboratorio, acompañada de la curva que aplica el factor de corrección obtenido de la simulación.

GRÁFICO N° 7: CURVA DE DESTILACIÓN UNIDAD LABORATORIO Y CURVA DE DESTILACIÓN SIMULADA CORREGIDA



En el Gráfico N° 8 se presenta la Destilación ASTM D-86 del Solvente 3 obtenida por la simulación previamente corregida comparándola con una curva obtenida de la Unidad Laboratorio.

GRÁFICO N° 8: CURVA DE DESTILACIÓN SOLVENTE N° 3 UNIDAD LABORATORIO Y CURVA DE DESTILACIÓN SOLVENTE N° 3 SIMULADA CORREGIDA.



En los casos anteriores observamos que generalmente la curva simulada corregida está ligeramente por debajo de las curvas de laboratorio; esta curva puede ser corregida mediante la variación de las extracciones o temperatura del plato N° 16 siempre y cuando estas acciones no afecten a los demás cortes de la torre.

Los resultados obtenidos por la simulación muestran que la operación de la Unidad de Destilación Primaria se desarrollaría sin presentarse problema alguno, produciendo Solvente 3 en condición de Máximo Destilados Medios.

En las gráficas N° 9 y N° 10 se observa el perfil de temperatura en condiciones normales y con la inclusión de reflujo intermedio al despojador de AGO, en ambas se nota que el perfil térmico permanece sin algún cambio significativo.

GRÁFICO N° 9: PERFIL DE TEMPERATURAS TORRE T-101 EN CONDICIONES NORMALES

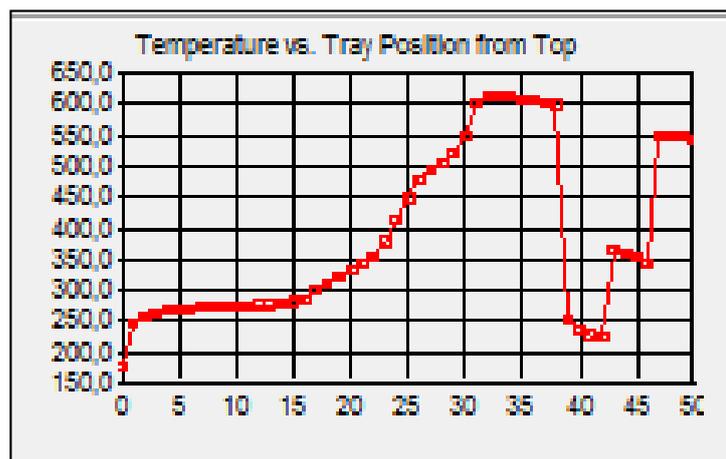
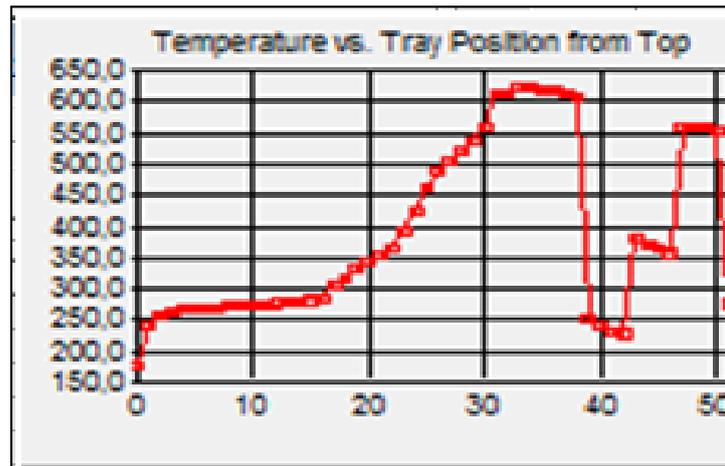


GRÁFICO N° 10: PERFIL DE TEMPERATURAS TORRE T-101 CON INCLUSIÓN DE REFLUJO INTERMEDIO AL DESPOJADOR DE AGO T-101



En los Gráficos N° 11 y N° 12 se observa el perfil de presiones en condiciones normales y con la inclusión de reflujo intermedio al despojador de AGO, en ambas se aprecia que el perfil de presiones permanece sin un cambio significativo. Además, se descarta algún problema de sobrepresión en la torre causado por la descarga de la línea de balance con vapores fríos de reflujo intermedio al plato de AGO.

GRÁFICO N° 11: PERFIL DE PRESIONES TORRE T-101 EN CONDICIONES NORMALES

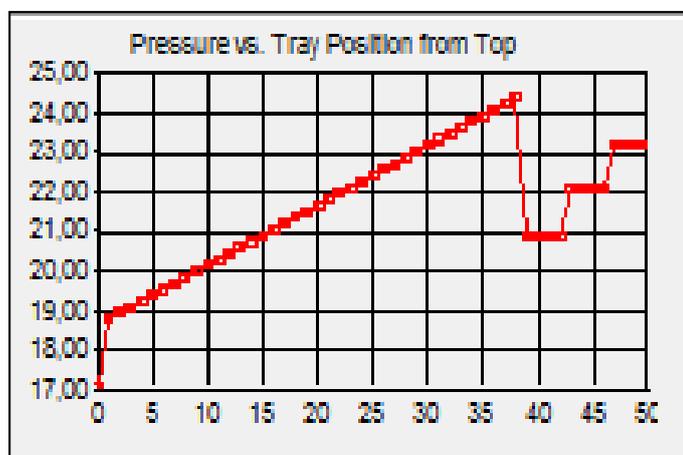
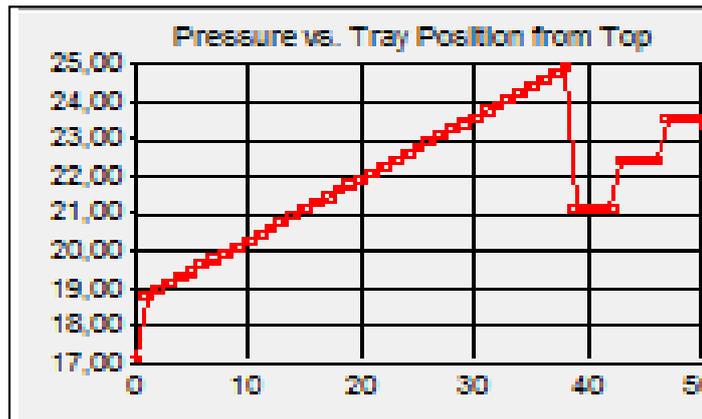


GRÁFICO N° 12: PERFIL DE PRESIONES TORRE T-101 CON INCLUSIÓN DE REFLUJO INTERMEDIO AL DESPOJADOR DE AGO T-101.



El diagrama principal de la simulación de la Torre T-101 con la modificación realizada se muestra en el Anexo N° 5.

Caso N° 2: Inclusión de reflujo intermedio con alto punto flash y una extracción de 6,0% de nafta pesada al pool de diesel en condición Turbo A-1

Los parámetros de operación considerados para esta simulación fueron los siguientes:

CUADRO N° 18 PARÁMETROS DE OPERACIÓN CONSIDERADOS PARA LA SIMULACIÓN

Parámetro	Valor
Carga de Crudo a T-101, Bbls	68 000
Temperatura de Salida del Horno, °F	660
Presión de Salida del Horno, Psig	22
Presión Drum D-101, Psig	2,4
Presión Flash, Psig	9,7
Temperatura Tope, °F	213,35
Temperatura Fondos, °F	626,4
Temperatura Plato 15, °F	285
Temperatura Plato 16, °F	273
Temperatura Plato 18, °F	308
Temperatura Plato 23, °F	368
Temperatura Plato 24, °F	379
Temperatura Plato 25, °F	431
Temperatura Plato 30, °F	552
Producción Nafta Ligera, Bbls	7 900 (11,62%)
Producción Nafta Pesada, Bbls	4080 (6,00%)
Producción Turbo A-1, Bbls	10500 (15,44%)
Producción Diesel, Bbls	16 100 (23,67%)
Producción Corte de Reflujo Int., Bbls	1 300 (1,91%)
Reflujo de Tope, Bbls	3 230
Reflujo Intermedio , Bbls	44 850
Reflujo de Fondos, Bbls	48 960

Fuente: Petroperú

De la evaluación realizada considerando una producción de 1300 BPD de Reflujo Intermedio con características de Solvente 3; además, de un aumento en la producción de nafta pesada a 6,0%, se obtuvo el Cuadro N° 19.

CUADRO N° 19: DESTILACIÓN ASTM D-86 OBTENIDA POR LA SIMULACIÓN

Productos	Destilación ASTM D-86												
	0%	5%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98,5%
Nafta Liviana	62,19	74,9	84,9	99,41	109,4	115,7	121	126,1	130,6	136,6	144,6	152,2	158,1
Nafta Pesada	125,5	142	148,2	155,4	160,8	164,9	168,3	171,4	175	180,2	185,1	193,7	200,5
Reflujo Intermedio	126,2	142,8	149,7	158,4	164,6	169,3	173,2	177,1	181,7	185,9	194,6	199,2	207,2
S-3	147,3	159,8	165,4	171	174,5	177,8	180,9	183,7	187,1	192	199	205,1	213,5
Turbo A-1	167,9	197,4	206,4	214,7	220,6	226,2	231,9	237,8	244,1	250,9	261,1	268,5	278,2
Reflujo Fondos	169,1	201	219,6	236,7	245,7	251,5	256,2	260,3	264,3	269,4	277,5	283,5	293
Diesel	200,4	273,3	287,2	299	307,9	317,1	326,4	334,6	343	357	383,7	405,4	427,4
Residual Primaria	287,3	333,2	350	373,4	396,2	413,7	432,5	458,1	483,7	535,7	619,4	659,7	716,5

Fuente Propia

Aplicando el factor de corrección obtenido de las 10 simulaciones realizadas, se obtuvo el Cuadro N° 20.

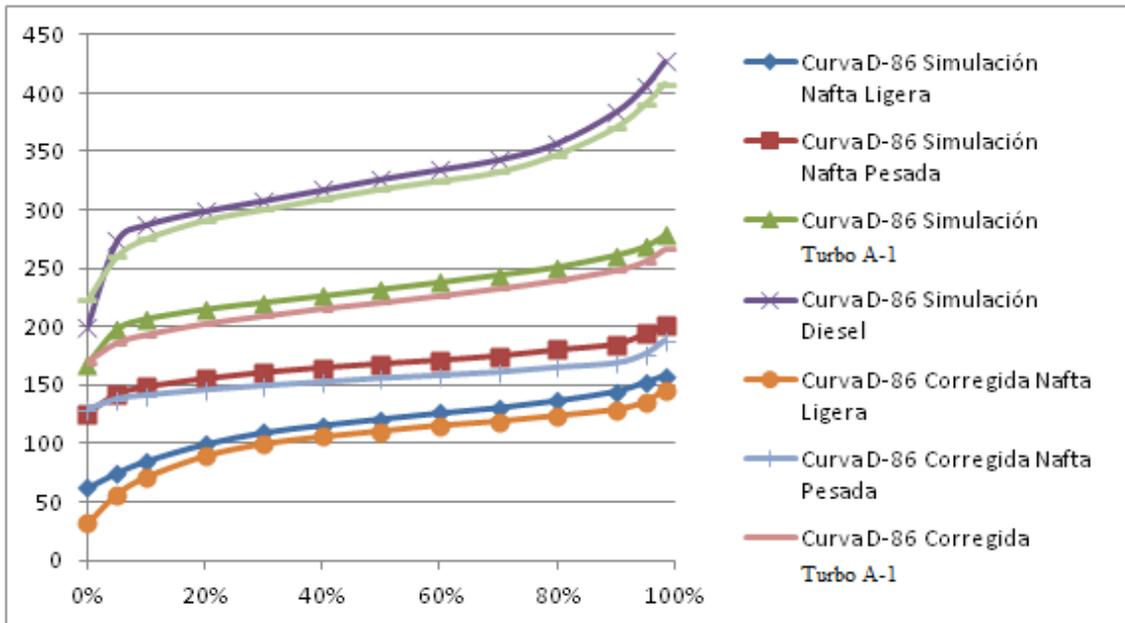
CUADRO N° 20: DESTILACIÓN ASTM D-86 CORREGIDA POR EL FACTOR DE CORRECCIÓN

Productos	Destilación ASTM D-86												
	0%	5%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98,5%
Nafta Liviana	31,46	56,40	71,03	89,27	99,79	105,91	110,73	115,62	119,11	123,95	129,21	135,49	146,25
Nafta Pesada	128,80	137,90	141,11	145,67	149,28	152,44	155,71	158,17	160,91	165,03	168,80	176,45	188,45
Reflujo Intermedio	138,35	140,83	142,59	148,20	151,92	155,82	159,52	162,06	165,78	168,53	175,22	179,63	192,60
S-3	149,85	152,05	155,16	160,08	163,03	166,27	169,09	171,47	174,48	178,93	184,65	190,31	201,95
Turbo A-1	169,69	186,00	193,01	202,58	209,17	215,59	220,87	226,56	232,94	239,92	248,70	256,16	267,15
Reflujo Fondos	176,92	193,90	201,08	213,88	223,15	229,84	234,58	239,52	243,72	249,23	254,54	261,66	271,07
Diesel	223,24	260,37	275,53	291,40	300,48	309,48	317,94	325,05	332,42	347,14	370,25	389,69	408,02
Residual Primaria	253,44	317,78	348,17	391,33	431,64	462,71	490,47	523,35	567,09	-	-	-	-

Fuente Propia

En el Gráfico N° 13, se observa la curva de destilación de cada corte, acompañada de una curva que aplica el factor de corrección obtenido de la simulación.

GRÁFICO N° 13: CURVA DE DESTILACIÓN SIMULADA Y CURVA DE DESTILACIÓN SIMULADA CORREGIDA



Los resultados obtenidos a partir de la simulación corregida, los comparamos con los resultados de la Unidad Laboratorio obteniendo los siguientes resultados:

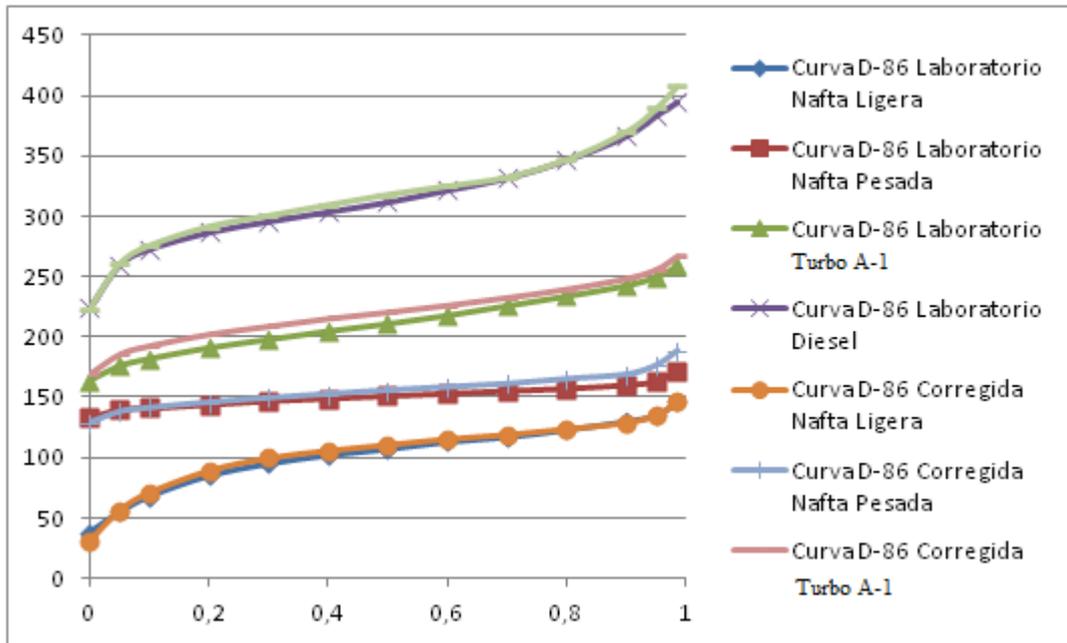
CUADRO N° 21: DESTILACIÓN ASTM D-86 UNIDAD LABORATORIO

Productos	Destilación ASTM D-86													
	0%	5%	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	95%	98,5%	
Nafta Liviana	38	55	68	85	95	102	107	113	117	123	130	135	146	
Nafta Pesada	133	140	141	144	147	149	151	153	155	157	160	163	172	
Reflujo Intermedio	136	138	143	145	148	151	153	155	158	160	163	166	175	
Solvente 3	153	159	161	164	166	168	170	171	173	176	179	182	190	
DPM	164	176	182	191	198	205	211	218	226	234	243	250	259	
Reflujo Fondos	172	190	196	210	225	230	236	240	244	249	254	259	265	
Diesel	224	260	273	287	296	304	312	322	332	347	367	384	395	
Residual Primaria	203	301	336	379	411	431	444	447	-	-	-	-	-	

Fuente Propia

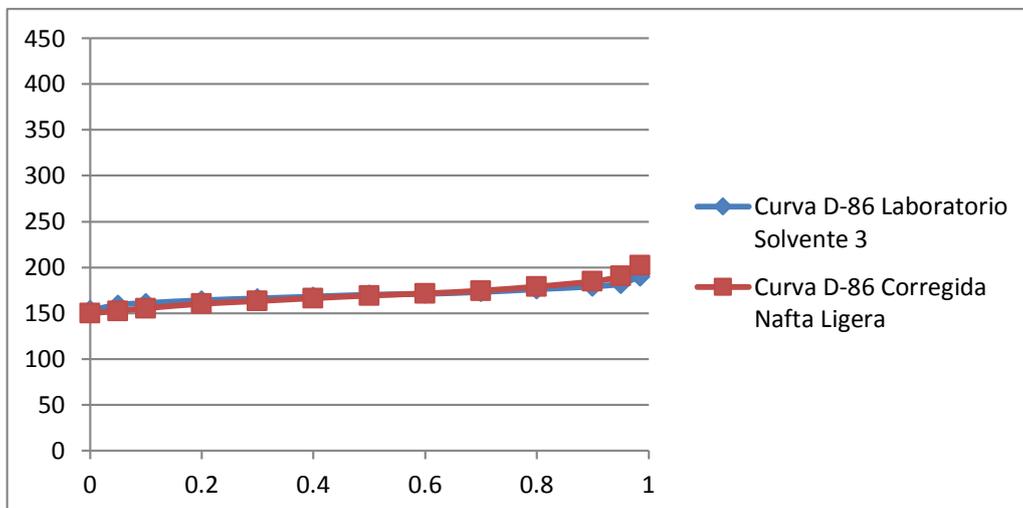
En el Gráfico N° 14, se observa la curva de destilación de Unidad Laboratorio, acompañada de la curva que aplica el factor de corrección obtenido de la simulación.

GRÁFICO N° 14: CURVA DE DESTILACIÓN UNIDAD LABORATORIO Y CURVA DE DESTILACIÓN SIMULADA CORREGIDA



En el Gráfico N° 15 se presenta la Destilación ASTM D-86 del Solvente 3 obtenida por la simulación previamente corregida comparándola con una curva obtenido de la Unidad Laboratorio.

GRÁFICO N° 15: CURVA DE DESTILACIÓN SOLVENTE N° 3 UNIDAD LABORATORIO Y CURVA DE DESTILACIÓN SOLVENTE N° 3 SIMULADA CORREGIDA



En los casos anteriores observamos que generalmente la curva simulada corregida se encuentra superpuesta a la curva de laboratorio, un mejor resultado con respecto al obtenido en el primer caso, por el contrario, se obtuvo una curva de Turbo A-1 con los primeros puntos de destilación elevados y una curva de nafta pesada con los últimos puntos de destilación elevados; esta curva puede ser corregida mediante la variación de las extracciones o temperatura del plato N° 16 siempre y cuando estas acciones no afecten a los demás cortes de la torre.

Los resultados obtenidos por la simulación muestran que la producción de Turbo A-1 en estas condiciones no podría ser garantizada del todo, por lo cual dicho corte deberá ser segregado al pool de diesel como Destilado para mezcla, además del corte de reflujo Intermedio.

Durante la condición de Máximo Destilados Medios, el corte de Destilados para mezcla es segregado al pool de diesel (nafta pesada, DPM, diesel y gasóleo liviano), manteniendo las especificaciones (punto flash, viscosidad, destilación). Esto no sucede al estar en la condición de Turbo A-1, donde el Turbo A-1 (DPM) se segrega a otro tanque, esto provoca que el pool de diesel sea más pesado, y en ciertas ocasiones salga fuera de especificación por viscosidad.

Ante este problema, la extracción de nafta pesada se ha incrementado para corregir la viscosidad, esto se consigue mediante la disminución de la extracción de Turbo A-1. Es posible evaluar la inclusión de reflujo intermedio al pool de Turbo A-1, siempre y cuando se pueda mantener la especificación de punto de inflamación.

En los Gráficos N° 16 y N° 17 se observa el perfil de temperatura en condiciones normales y con la inclusión de reflujo intermedio al despojador de AGO, en ambas se nota que el perfil térmico permanece sin algún cambio significativo.

GRÁFICO N° 16: PERFIL DE TEMPERATURAS TORRE T-101 EN CONDICIONES NORMALES

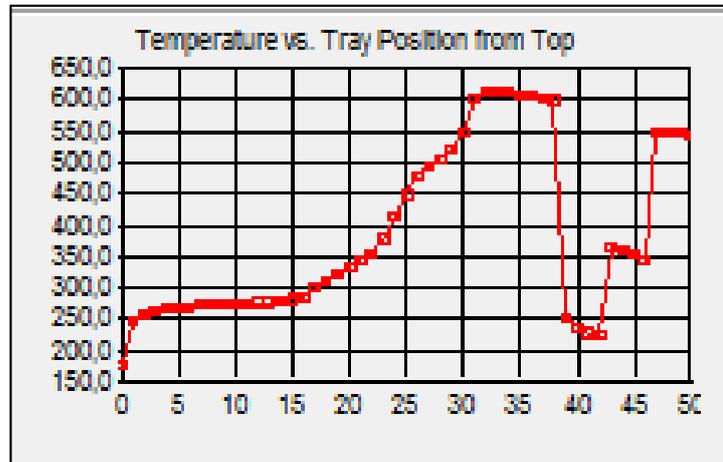
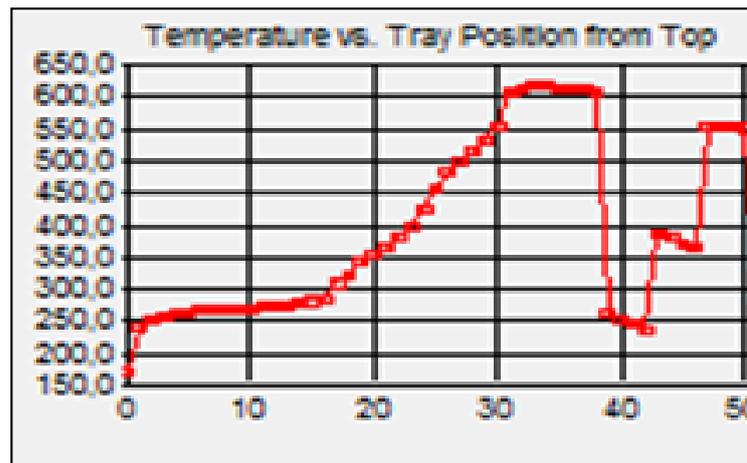


GRÁFICO N° 17: PERFIL DE TEMPERATURAS TORRE T-101 CON INCLUSIÓN DE REFLUJO INTERMEDIO AL DESPOJADOR DE AGO T-101



En los Gráficos N° 18 y N° 19 se observa el perfil de presiones en condiciones normales y con la inclusión de reflujo intermedio al despojador de AGO, en ambas se nota que el perfil de presiones permanece sin algún cambio significativo. Además se descarta algún problema de sobrepresión en la torre causado por la

descarga de la línea de balance con vapores fríos de reflujo intermedio con vapor al plato de AGO.

GRÁFICO N° 18: PERFIL DE PRESIONES TORRE T-101 EN CONDICIONES NORMALES.

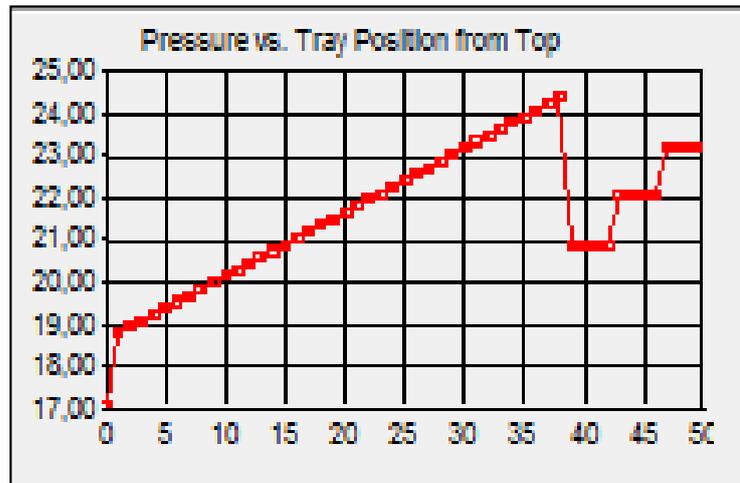
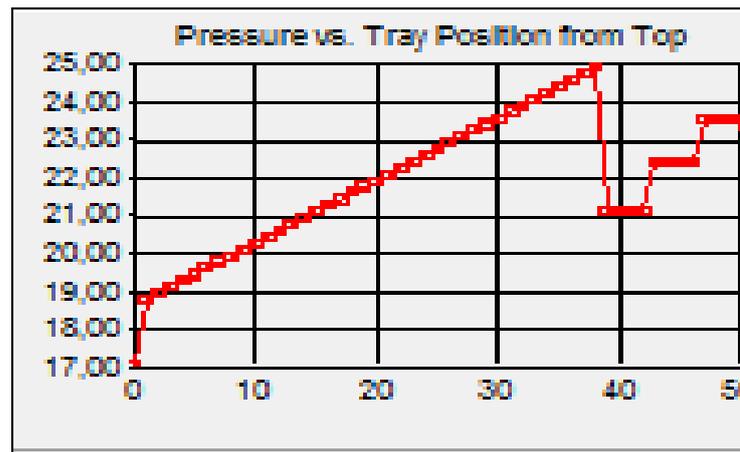


GRÁFICO N° 19: PERFIL DE PRESIONES TORRE T-101 CON INCLUSIÓN DE REFLUJO INTERMEDIO AL DESPOJADOR DE AGO T-101.



El diagrama principal de la simulación del a Torre T-101 con la modificación realizada se muestra en el Anexo N° 5.

5.2 Evaluación del Proceso en Estado Dinámico

Después de hacer una primera evaluación del Proceso en estado estacionario y constatar que es posible extraer solvente 3 en especificación, sin alterar considerablemente el perfil térmico y de la presión de la torre de destilación, se procede a realizar la evaluación en estado dinámico, en el cual se evalúa si las dimensiones actuales de la columna sirven para procesar hasta 70 MBD de Crudo, y/o procesar solvente 3 en línea.

Para ello, se tomará como referencia el Informe Técnico N° TECT-IP-017-2010 “Determinación del Máximo Nivel de Carga Procesable en la Unidad de Destilación Primaria”, elaborado previamente en la Superintendencia Técnica de Operaciones Talara. Al igual que en la evaluación en Estado Estacionario, se utilizó el software ASPEN HYSYS, V 7.0.

5.2.1 Etapas de la Evaluación

La evaluación fue desarrollada en tres etapas, en las que se procesaron las cargas que se indican en el siguiente cuadro:

CUADRO N°22: CARGAS A LAS UNIDADES DE PROCESO

	PRIMERA	SEGUNDA	TERCERA
Cargas, MBD	66	68	70

Fuente Propia

La mezcla de crudo para todas las etapas de evaluación fue 60% Talara - 40 % Oriente, debido a que este tipo de carga es el más común que se procesa en la Unidad de Destilación Primaria. Se tomaron como datos de partida para esta evaluación, en específico, el reporte de laboratorio RFTL-LAB-01841-2010 realizado el 27/02/10, que se puede apreciar en el Anexo N°1.

Los resultados del Assay - Blend realizadas por el simulador para el crudo se muestran en los siguientes cuadros:

CUADRO N° 23: RESULTADOS DEL ASSAY - BLEND

ITEM	Moles	T ° ebul (F°)	Peso Molecular	Densidad (lb/ft³)	Viscosidad a 37.8 C° (Cp)	Viscosidad 98.9 C° (Cp)
0	0	155,714009	82,4426765	41,25716116	0,269820372	0,173229559
1	2,18E-02	202,181366	100,0590594	45,73108863	0,379473321	0,226453588
2	2,11E-02	235,002152	104,2407263	46,18505627	0,440309901	0,256365703
3	2,06E-02	248,662398	107,6393224	46,52693521	0,471888279	0,271352596
4	2,02E-02	259,04934	110,2725916	46,78373757	0,497697025	0,283432669
5	1,99E-02	267,18792	112,4456962	46,98535083	0,520323042	0,295904036
6	1,96E-02	274,179755	114,5059098	47,16436529	0,539621158	0,304774851
7	1,93E-02	281,64313	116,9609081	47,37397507	0,561359824	0,314724756
8	1,90E-02	290,053878	119,6157024	47,58910602	0,58667381	0,326196249
9	1,86E-02	299,042581	122,5744706	47,81593968	0,615021175	0,338936887
10	1,82E-02	308,931541	125,8913552	48,05712144	0,647731173	0,353499647
11	4,30E-02	327,459868	134,8249116	48,64796181	0,715563176	0,383796221
12	4,06E-02	354,250982	144,2698116	49,18908507	0,827771399	0,42999951
13	3,84E-02	380,755747	154,2330905	49,68835546	0,976763123	0,483959747
14	3,63E-02	407,037086	164,7014338	50,15158814	1,156246134	0,545294793
15	3,44E-02	432,878195	175,4807136	50,5781055	1,370799008	0,614411157
16	3,27E-02	457,24019	185,8985347	50,9520949	1,615523855	0,688752245
17	3,12E-02	479,272848	195,813723	51,28079811	1,881083602	0,765036005
18	2,99E-02	499,867184	205,8152835	51,59073663	2,176803154	0,845507053
19	2,87E-02	519,782918	215,8809168	51,8853244	2,515455793	0,932789812
20	2,74E-02	539,680619	226,6857259	52,18575761	2,918574813	1,030974906
21	2,62E-02	560,653268	238,5109079	52,50013799	3,428835596	1,147871993
22	2,51E-02	582,248097	250,6646324	52,81152507	4,065680141	1,284399747
23	2,41E-02	603,41167	262,6737678	53,11045874	4,828807087	1,436921666
24	2,32E-02	623,302461	273,7672859	53,3816818	5,701725775	1,599619625
25	2,26E-02	640,310051	282,8089279	53,60062349	6,592140999	1,755323118
26	2,21E-02	653,942811	290,3072941	53,78176015	7,43177835	1,89392095
27	2,16E-02	666,197705	297,6604252	53,95976812	8,312734973	2,031635268
28	2,12E-02	678,391441	305,0306261	54,13936935	9,320653268	2,181320718
29	2,06E-02	691,943896	313,8305309	54,35654519	10,64556616	2,36647009
30	2,01E-02	708,512908	324,0315463	54,6150939	12,5805518	2,618986596
31	1,96E-02	727,047137	334,3608914	54,88719507	15,23768382	2,938941855
32	1,89E-02	746,432447	348,6503489	55,16927781	18,77300968	3,326555716
33	1,82E-02	766,028173	363,8819787	55,44291044	23,35443401	3,781609994
34	1,76E-02	784,696537	377,8621197	55,6978965	28,99181718	4,287100426
35	1,70E-02	802,785577	391,8275324	55,95101608	36,12975864	4,862182469
36	1,65E-02	821,488842	406,516305	56,21390917	45,85396287	5,562148525
37	1,59E-02	841,842092	422,9757621	56,50084379	60,22788525	6,473323607
38	1,53E-02	866,265371	443,4368996	56,84055565	85,07130223	7,822392388
39	1,46E-02	895,42098	466,6987502	57,19491054	130,1358744	9,857512189
40	1,40E-02	926,212996	490,4142274	57,50773639	206,1533616	12,6464817
41	8,18E-03	949,506923	504,0045061	57,65526657	287,4937097	15,18966114
42	8,00E-03	965,040325	517,1759657	57,81558841	371,6728788	17,40112538
43	7,71E-03	987,722692	540,30153	58,22705593	599,8170742	22,07341441
44	7,33E-03	1025,00346	573,6399136	58,78442411	1339,107475	32,84597024
45	6,95E-03	1067,49036	610,826606	59,35775621	3613,639733	53,20130446
46	6,39E-03	1125,73685	674,8642842	60,26320703	8880,100049	115,5156509
47	5,89E-03	1200,04011	743,2803183	61,18389474	27750,33113	339,764434
48	5,37E-03	1280,60354	830,3552353	62,30293769	142943,7595	1440,05282
49	4,70E-03	1412,04007	976,569498	64,18999978	2748149,981	9441,863416
50	4,14E-03	1604,00484	1148,322154	66,41704361	103297035,5	37848,88226

Fuente Propia

CUADRO Nº 24: PROPIEDADES FÍSICAS DEL CRUDO

NOMBRE DEL COMPONENTE	TEMPERATURA CRITICA (° C)	PRESION CRITICA (Psig)	FAC ACENTRICO	K WATSON
NBP_77	243,860376	396,7442633	0,302882046	12,764924
NBP_93	263,7203613	393,144276	0,325623095	12,51481
NBP_104	282,3305908	421,9491669	0,331152171	11,97544
NBP_120	299,1480347	398,2086979	0,359200299	11,983236
NBP_133	313,6523071	383,3967228	0,381662995	11,94376
NBP_147	328,3669067	367,6170389	0,406132251	11,917969
NBP_162	343,6269775	351,0055482	0,43315196	11,901147
NBP_176	358,2622314	334,9414544	0,460731536	11,89362
NBP_191	372,4518677	319,2945918	0,48914361	11,894006
NBP_205	386,3520752	304,094563	0,518516362	11,89984
NBP_219	400,049585	289,3468209	0,548933566	11,909816
NBP_234	413,5597778	275,1431649	0,580295086	11,92251
NBP_248	426,7268921	261,6609971	0,612158358	11,937198
NBP_262	439,6966187	248,8349337	0,644668102	11,952612
NBP_276	452,4575439	236,6608141	0,677728117	11,968485
NBP_291	465,2015625	225,0331353	0,711633265	11,983773
NBP_305	477,9618164	213,9382647	0,746382654	11,998043
NBP_320	490,6153809	203,4502791	0,78161478	12,011222
NBP_334	503,4880615	193,3619439	0,818042994	12,022586
NBP_348	515,5810181	184,2807107	0,853028715	12,032932
NBP_362	527,2702881	175,9856237	0,887196541	12,040763
NBP_377	539,8200928	167,5398157	0,924321592	12,047417
NBP_391	552,2242676	159,5522078	0,958677888	12,053479
NBP_406	564,5645996	151,9944193	0,993326187	12,058267
NBP_420	576,641626	144,8775688	1,027069926	12,062978
NBP_440	593,4764648	135,3679326	1,073911309	12,070097
NBP_468	616,3193604	122,9276922	1,138004541	12,08531
NBP_497	639,6653076	110,4236702	1,205478549	12,113584
NBP_521	658,1601196	100,2629578	1,2622751	12,153677
NBP_552	683,5641724	90,03822486	1,327634454	12,154019
NBP_578	704,9994751	81,95443569	1,382159591	12,155904
NBP_607	727,9179321	74,04412698	1,438718438	12,154736
NBP_635	750,5713745	66,90696907	1,492806435	12,150379
NBP_674	781,3282715	57,83520795	1,565507054	12,148669
NBP_731	825,749292	45,56631452	1,671692252	12,165029
NBP_788	870,4400879	35,65826287	1,768877387	12,158807
NBP_844	914,1206299	27,14433122	1,861370325	12,158466
NBP_899	957,2711426	20,25374139	1,945265651	12,143923

Fuente Propia

GRAFICO N° 20: RESULTADOS DEL SIMULADOR DE LAS CURVAS TBP Y ASTM-D86

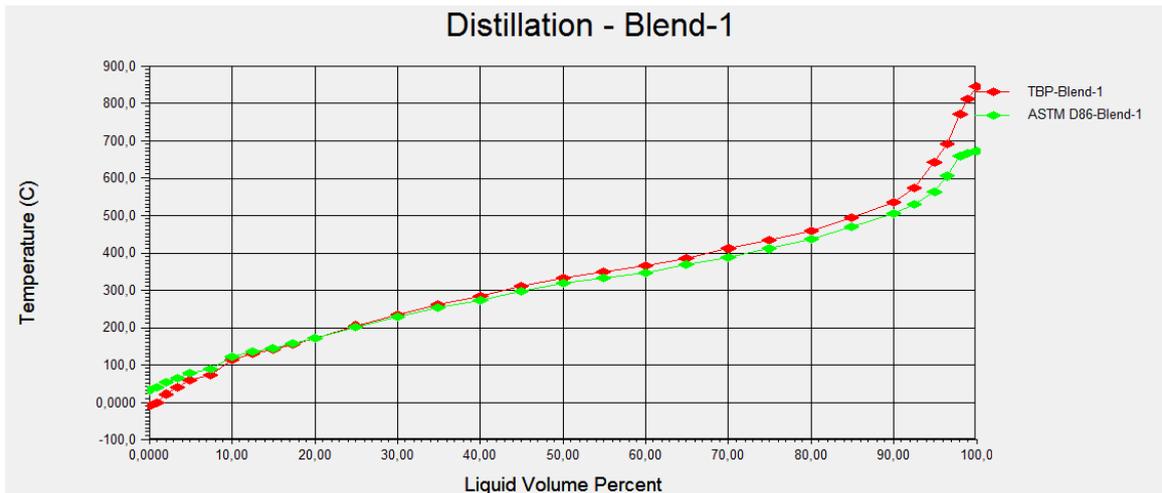


GRAFICO N° 21: COMPARACIÓN DE LAS CURVAS ASTM-D86 ENTRE LOS DE LABORATORIO Y EL CALCULADO POR EL SIMULADOR.

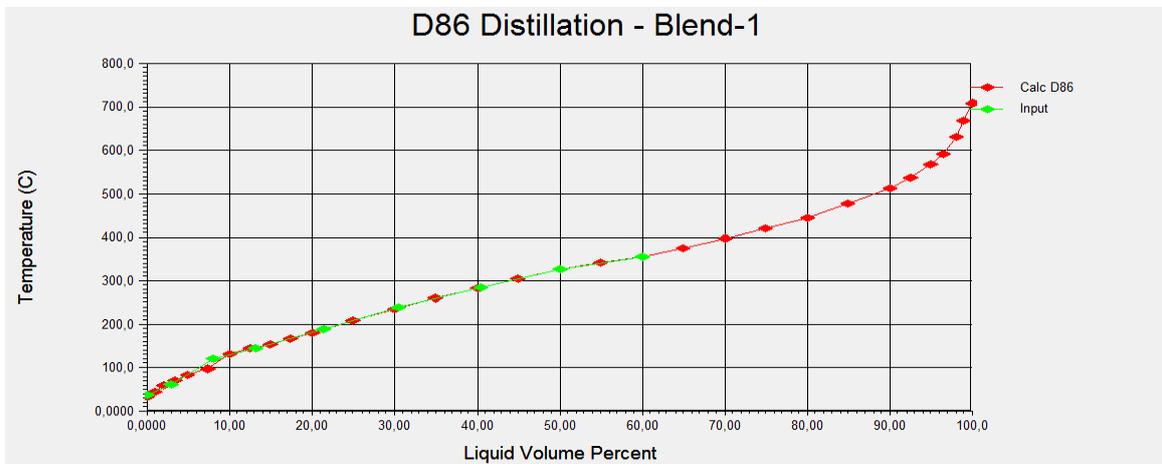
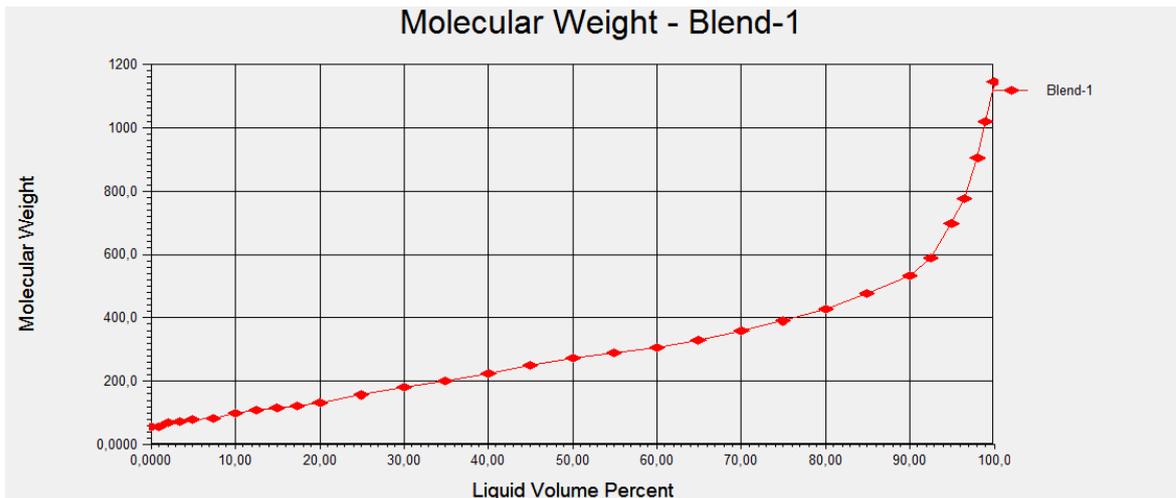


GRAFICO N° 22: RESULTADO DEL SIMULADOR CURVA PESO MOLECULAR.

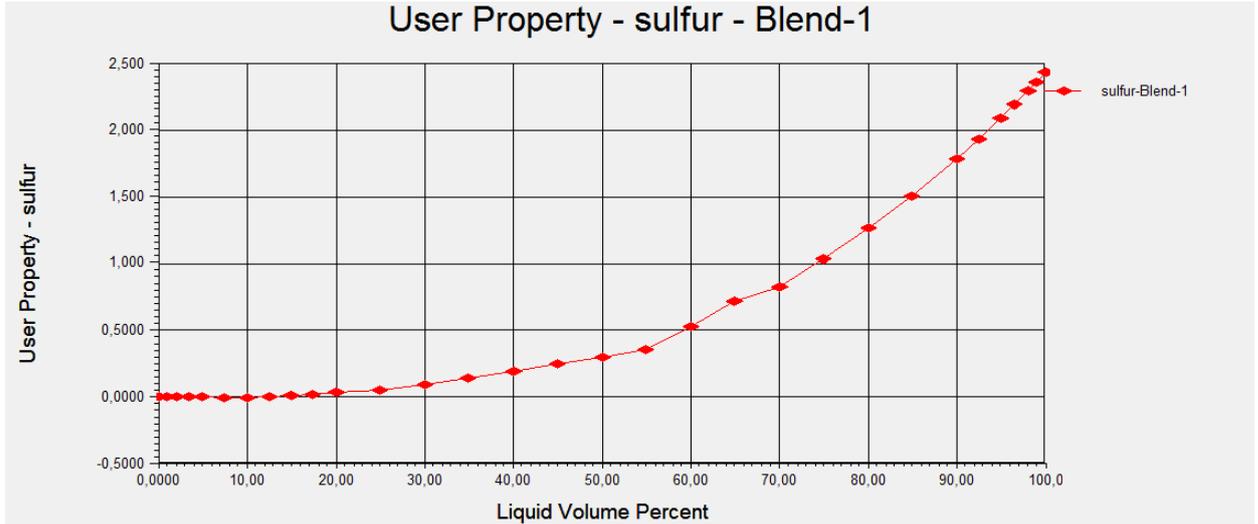


CUADRO Nº 25: COMPARACIÓN DE RESULTADOS DE PORCENTAJE DE AZUFRE

	% Azufre Laboratorio	% Azufre Simulación	% Error
CARGA A UDP	0,666	0,6796	-2,03666

Fuente Propia

GRAFICO Nº 23: RESULTADO DEL SIMULADOR CURVA PORCENTAJE DE AZUFRE



La evaluación se inició con la simulación de la tercera etapa en estado estacionario a fin de determinar el dimensionamiento de la columna, ya que se procesa con máxima carga proyectada de 70 MBPD, determinándose los parámetros de dimensionamiento para luego evaluar y analizar; los rendimientos de los productos, variables de control del proceso, sin olvidar las especificaciones de calidad de los productos.

La evaluación se realizó en forma descendente de la siguiente manera: tercera, segunda y primera etapa en estado dinámico, en las tres etapas se busca obtener Solvente 3 en especificación en el despojador T-103, si no fuere el caso se va al pool de diesel, es por tal motivo que se evalúa de mayor a menor carga en la torre T-101.

Cabe mencionar que el corte llamado anteriormente kerosene ahora se conoce como corte de Destilados para Mezcla (DPM), debido a que ya no se produce el Kerosene comercialmente.

5.2.2.- Evaluación de la tercera etapa en Estado Estacionario

En la tercera etapa se realizaron las siguientes evaluaciones: rendimientos a volúmenes de Planta, Perfil de temperatura, ver Cuadro N° 26, N° 27 y N° 28.

CUADRO N° 26: COMPARACIÓN DE RENDIMIENTOS

A VOLUMENES DE PLANTA			
CORRIENTES	70.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	70.0 MBD SIN T-103 (SIMULACION)	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION)
GAS UDP	0,43	0,5	0,504
NAFTA LIVIANA	13,65	13,66	13,83
NAFTA PESADA	2,32	2,83	2,83
SOLVENTE -3	-----	-----	1,65
KEROSENE	17,51	17,98	17,3
DIESEL	23,55	23,56	23,15
RESIDUAL PRIMARIO	41,06	40,87	40,3

Fuente Propia

CUADRO N° 27: COMPARACIÓN DEL PERFIL DE TEMPERATURAS

PERFIL DE TEMPERATURAS (°F) de la Columna T-101

CORRIENTES	70.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	70.0 MBD SIN T-103 (SIMULACION)	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION)
D-101	104	104,5	105
TOPE	212	211,94	211,19
PLATO N° 16	273	277,94	283,26
PLATO N° 24	392	415,2	422,24
FLASH	637	636,33	637,33
FONDOS	623	623,87	624,79

Fuente Propia

CUADRO N° 28: COMPARACIÓN CUADRO RESUMEN

CUADRO RESUMEN DE PRINCIPALES CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA UDP

CORRIENTES	70.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	70.0 MBD SIN T-103 (SIMULACION)	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION)
OPERACIÓN	MRDM	MRDM	MRDM
%ORIENTE	40	40	40
%TALARA	60	60	60
CARGA , MBD	70,3	70	70
TEMPERATURA, ° F			
SALIDA DE HORNO	665	664,7	664,7
D-101	104	104,5	105
TOPE	212	211,94	211,19
PLATO N° 16	273	277,94	283,26
PLATO N° 24	392	415,2	422,24
FLASH	637	636,33	637,33
FONDOS	623	623,87	624,79
PRESIONES , Psig			
SALIDA DE HORNO HS-101	22	22	22
ZONA FLASH	10,4	9,1	9,193
D-101	2,4	2,3	2,3
REFLUJOS,% de la Carga			
TOPE	17,5	18,56	20,38
INTERMEDIO	63,4	63,87	62,11
FONDOS	69,4	70,09	68,57

Fuente Propia

La comparación entre los resultados de Laboratorio y simulación (ver Cuadro N° 29 y N° 30; Gráfico N° 24, N° 25, N° 26, N° 27, N° 28 y N°29 Temp.°C VS % Vol.).

CUADRO N° 29: RESULTADOS DE LABORATORIO

LABORATORIO	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullicion	38	133	153	136	164	172	224	203
5%	55	140	159	138	176	190	260	301
10%	68	141	161	143	182	196	273	336
20%	85	144	164	145	191	210	287	379
30%	95	147	166	148	198	225	296	411
40%	102	149	168	151	205	230	304	431
50%	107	151	170	153	211	236	312	444
60%	113	153	171	155	218	240	322	447
70%	117	155	173	158	226	244	332	--
80%	123	157	176	160	234	249	347	--
90%	130	160	179	163	243	254	367	--
95%	135	163	182	166	250	259	384	--
Punto Final Ebullición	146	172	190	175	259	265	395	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

CUADRO N° 30: RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN ESTACIONARIO

SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullición	17,65798594	130,0872472	139,1300308	103,2085928	169,3471758	165,3885635	233,598605	312,9674009
5%	27,15410536	135,9076441	143,928672	135,8284672	182,398676	201,3368099	269,982301	347,1739208
10%	36,1076667	139,3070577	145,9052349	140,1713095	187,6223753	214,654364	278,90405	361,4698692
20%	49,94305235	142,075339	149,6552902	144,6997114	196,479499	228,3967193	287,303081	384,0702792
30%	59,44357113	145,6285756	152,7435473	148,4831924	202,3378461	239,2225734	298,837952	414,8643156
40%	70,67962069	146,8053828	155,3830516	150,8943487	209,1543657	244,8682787	307,954078	434,7524962
50%	74,23472178	148,70502	157,8875192	153,4291411	216,3376822	249,3124709	317,152884	453,9968701
60%	85,7812594	150,9551112	162,3985727	156,1220756	223,6758109	253,0684844	325,051353	479,695683
70%	108,4545573	153,9201474	163,941711	159,8632925	231,0988922	256,8110395	332,343431	--
80%	116,9406078	158,6536521	166,7410643	162,1459201	238,7756401	261,6490832	345,260172	--
90%	123,7091214	163,8841062	174,231524	167,7942156	248,6396471	267,3547233	365,445216	--
95%	128,9252747	168,4861236	177,5866209	173,6568069	256,5294194	274,157627	381,402399	--
Punto Final Ebullición	132,3965507	175,1005952	184,2621422	180,5154867	268,6563035	285,1471224	401,185951	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

GRÁFICO N° 24: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM D - 86

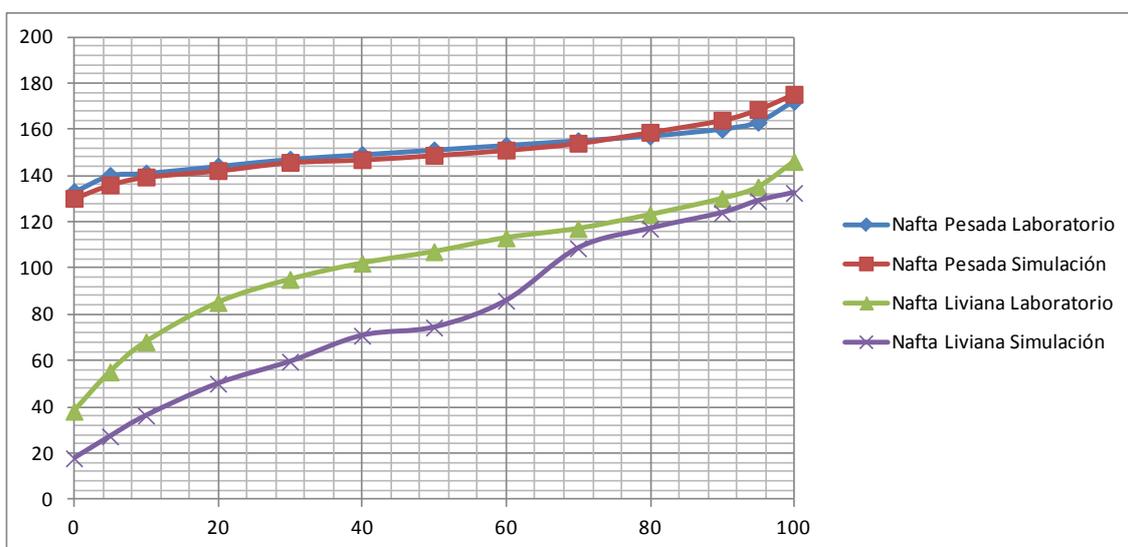


GRÁFICO N° 25: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM D - 86

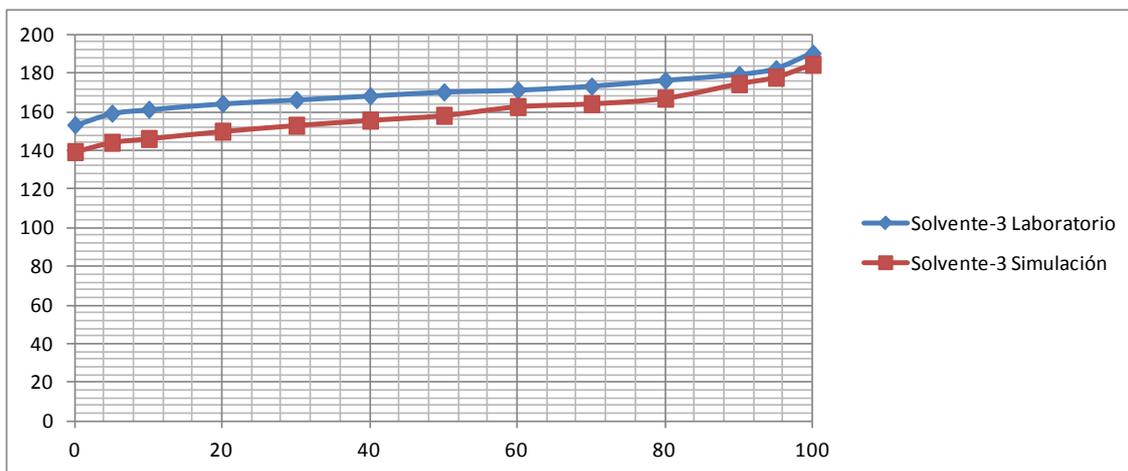


GRÁFICO N° 26: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM D - 86

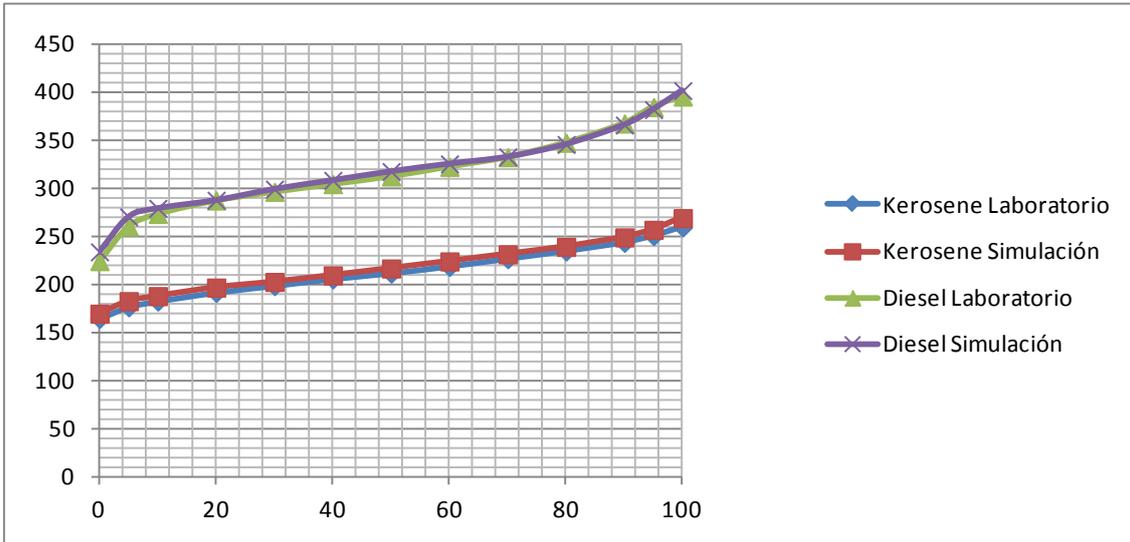


GRÁFICO N° 27: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM D - 86

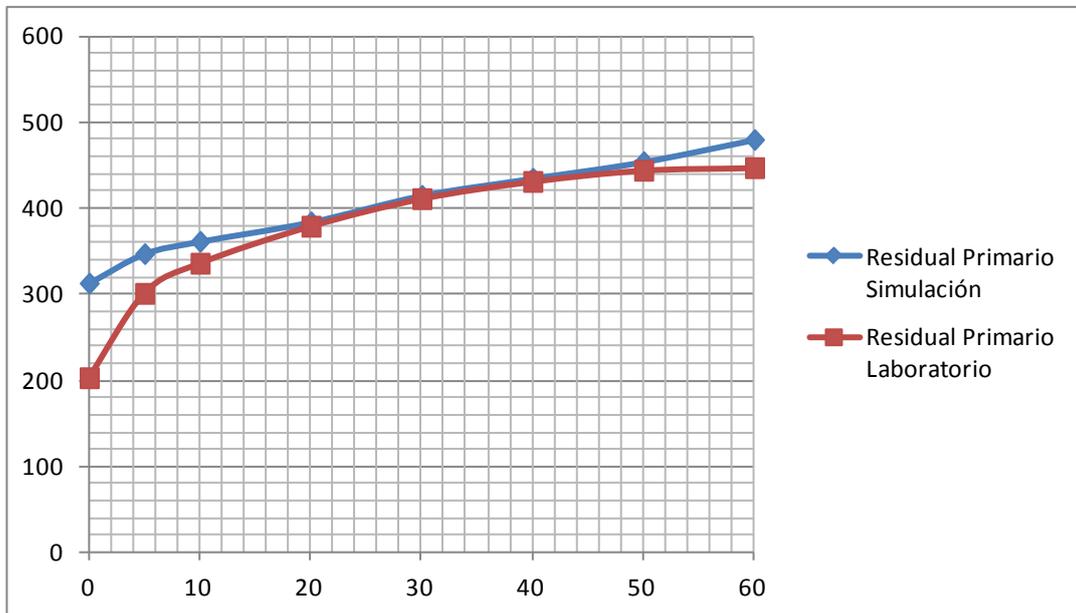
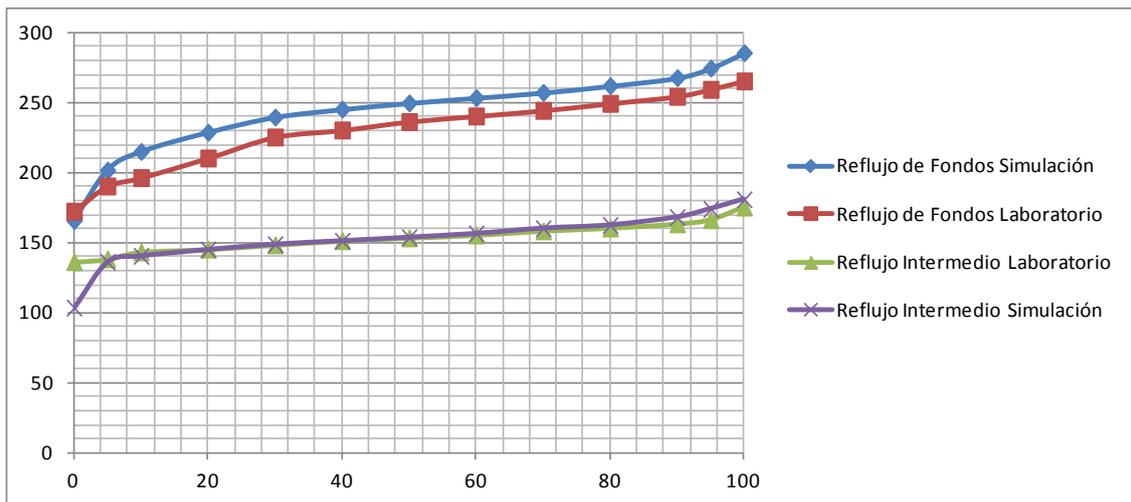


GRÁFICO N° 28: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM D - 86



CUADRO N° 31: COMPARACIÓN DE RESULTADOS PORCENTAJE EN AZUFRE

	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	KEROSENE	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
Azufre Total, %masa-Laboratorio	0,666	0,00180	0,016	0,1 MAX	0,0795	0,353	1,23
Azufre Total, %masa- Simulación	0,6796	0,00173	0,0192	0,0256	0,0914	0,3808	1,3080
% Error	-2,0367	3,6792	-20,0565	-----	-15,0286	-7,8827	-6,3419

Fuente Propia

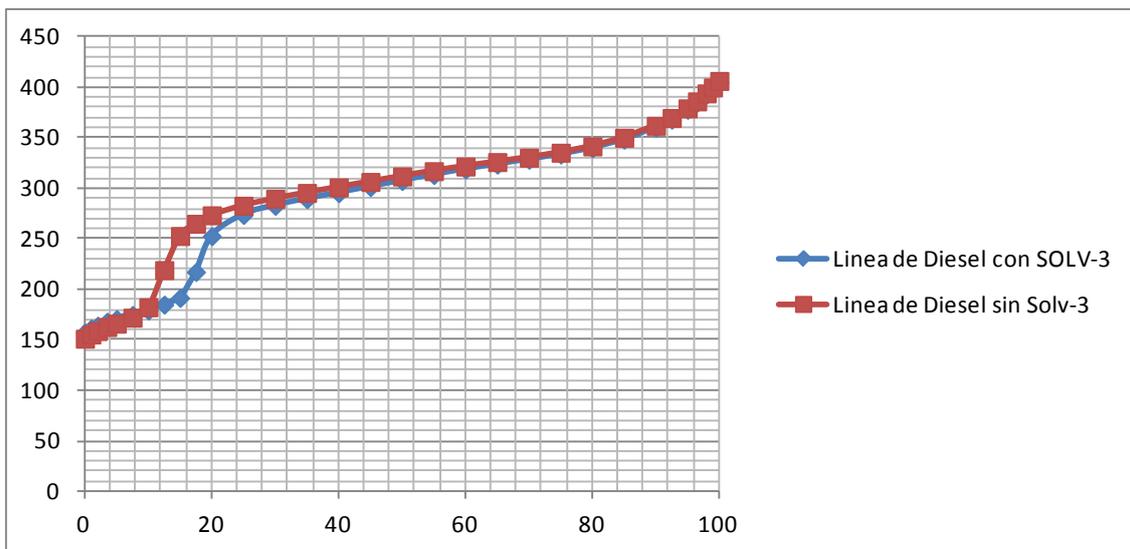
Evaluación de la Línea de Diesel (ver Cuadro N° 32 y Gráfico N° 29). Los resultados fueron favorables ya que permitieron tener un panorama general cuando se procesa con máxima carga, permitiendo obtener mayor producción en la Línea de Diesel, con bajo porcentaje en azufre, baja viscosidad, y además, estar en especificación, de acuerdo a Laboratorio, como la Destilación al 90% de recuperado, que es máximo 360 °C; al igual como la producción de Solvente 3 en Línea, aunque hay que analizar en el reflujo de fondo para poder obtener resultados óptimos, esto se corrigió en el estado dinámico.

CUADRO Nº 32: EVALUACIÓN DE LA LÍNEA DE DIESEL

SIMULACION	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	DIESEL	L-D CON SOLVENTE -3	L-D SIN SOLVENTE -3
Azufre Total, %masa	0,0192	0,0256	0,3808	0,3274	0,3450
Producción (B/d) de 70 MBD CARGA	2000	1165	16300	19470	18300
Viscosidad a 37,8 °C (cp)	0,6174	0,6653	5,7804	3,8918	4,5305
Destilación (°C) 90%V recuperado	-----	174,2315	-----	360,2949	362,0929

Fuente Propia

GRÁFICO Nº 29: RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN PARA LA LÍNEA DE DIESEL CURVAS ASTM



5.2.3. Evaluación del dimensionamiento de la tercera etapa en Estado Estacionario

De acuerdo al dimensionamiento se evaluó con el simulador la torre T-101; despojadores T-102-A, B, C y T-103.

Al evaluar el dimensionamiento en la Torre T-101, se presentó inundación entre las secciones de los platos Nº 24 a Nº 29, la sección del plato Nº 25 fue la más afectada con un 96.04% de inundación mayor al teórico que es de 80%, esto se debe ya que se

trabajo con alto reflujo de fondos en el estado estacionario, este resultado se corrige cuando se trabaje en la simulación en estado dinámico. Ver Cuadro N° 33.

Respecto a los despojadores T-102 A, B, C, y T-103, no se presentaron problemas, ver Cuadro N° 34.

CUADRO N° 33: RESULTADOS PARÁMETROS DE DIMENSIONAMIENTO DEL T-101

Section	Section_1	Section_2	Section_3	Section_4	Section_5	Section_6	Section_7	Section_8
Tipo de Plato	Bubble Cap							
Diametro de la sección (ft)	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5
Max Flooding %	68,9329565	63,6055022	64,3167173	64,4353756	64,416539	64,3674918	64,3098946	57,4035944
X- section Area (ft ²)	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458
Section Height (ft)	2	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	3,91666667
Section DeltaP [psi]	0,20297249	0,2115088	0,21324953	0,21353877	0,21347888	0,21333136	0,2131528	0,21451834
Number of Flow Paths	1	1	1	1	1	1	1	1
Flow Length [in]	118	116,5	116,5	116,5	116,5	116,5	116,5	115
Flow Width [in]	132,622414	133,125468	133,125468	133,125468	133,125468	133,125468	133,125468	133,617517
Max DC Backup [%]	54,540185	45,1303399	45,4601846	45,5046831	45,4844368	45,4510465	45,4144199	29,0369869
Max Weir Load [USGPM/ft]	66,5539995	70,0790412	71,2748741	71,4993723	71,4997128	71,4511009	71,387814	69,9625028
Max DP/Tray [psi]	0,20297249	0,2115088	0,21324953	0,21353877	0,21347888	0,21333136	0,2131528	0,21451834
Tray Spacing [in]	24	30	30	30	30	30	30	47
Total Weir Length [in]	92,6066952	94,4867716	94,4867716	94,4867716	94,4867716	94,4867716	94,4867716	96,3068014
Weir Height [in]	3	3	3	3	3	3	3	3
Active Area [ft ²]	108,676696	107,702197	107,702197	107,702197	107,702197	107,702197	107,702197	106,70843
DC Clearance [in]	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
DC Area [ft ²]	7,02088123	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	8,00501418
Side Weir Length [ft]	7,7172246	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	8,02556679
Hole Area [ft ²]	16,6275345	16,4784361	16,4784361	16,4784361	16,4784361	16,4784361	16,4784361	16,3263898
Estimated # of Holes/Valves	498	494	494	494	494	494	494	489
Side DC Top Width [in]	16	16,75	16,75	16,75	16,75	16,75	16,75	17,5
Side DC Btm Width [in]	16	16,75	16,75	16,75	16,75	16,75	16,75	17,5
Side DC Top Length [ft]	7,7172246	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	8,02556679
Side DC Btm Length [ft]	7,7172246	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	8,02556679
Side DC Top Area [ft ²]	7,02088123	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	8,00501418
Side DC Btm Area [ft ²]	7,02088123	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	8,00501418

Fuente Propia

Section	Section_9	Section_10	Section_11	Section_12	Section_13	Section_14	Section_15	Section_16
Tipo de Plato	Bubble Cap							
Diametro de la sección (ft)	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	12,5	16,5
Max Flooding %	64,1685018	57,219955	63,5811477	63,1934114	62,7573454	62,7271927	52,5178274	64,9595441
X- section Area (ft ²)	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	122,718458	213,824642
Section Height (ft)	2,5	3,91666667	2,5	2,5	2,5	2,5	3,7	2,5
Section DeltaP [psi]	0,21270877	0,21386513	0,21080076	0,20940477	0,2078831	0,20775858	0,19624877	0,19462009
Number of Flow Paths	1	1	1	1	1	1	1	1
Flow Length [in]	116,5	115	116,5	116,5	116,5	116,5	113,5	140,5
Flow Width [in]	133,125468	133,617517	133,125468	133,125468	133,125468	133,125468	134,098898	179,82389
Max DC Backup [%]	45,328538	28,9603835	45,0158333	44,8051254	44,5657939	44,4913988	28,8709965	48,1641784
Max Weir Load [USGPM/ft]	71,2097839	69,7104113	70,687152	70,398527	70,0005656	69,2760123	66,4594254	213,816384
Max DP/Tray [psi]	0,21270877	0,21386513	0,21080076	0,20940477	0,2078831	0,20775858	0,19624877	0,19462009
Tray Spacing [in]	30	47	30	30	30	30	44,4	30
Total Weir Length [in]	94,4867716	96,3068014	94,4867716	94,4867716	94,4867716	94,4867716	98,070128	139,512544
Weir Height [in]	3	3	3	3	3	3	3	1,5
Active Area [ft2]	107,702197	106,70843	107,702197	107,702197	107,702197	107,702197	105,696002	175,453164
DC Clearance [in]	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
DC Area [ft2]	7,50813062	8,00501418	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	8,51122801	19,1857388
Side Weir Length [ft]	7,87389763	8,02556679	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	8,17251066	11,6260454
Hole Area [ft2]	16,4784361	16,3263898	16,4784361	16,4784361	16,4784361	16,4784361	16,1714883	26,8443341
Estimated # of Holes/Valves	494	489	494	494	494	494	485	805
Side DC Top Width [in]	16,75	17,5	16,75	16,75	16,75	16,75	18,25	28,75
Side DC Btm Width [in]	16,75	17,5	16,75	16,75	16,75	16,75	18,25	28,75
Side DC Top Length [ft]	7,87389763	8,02556679	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	8,17251066	11,6260454
Side DC Btm Length [ft]	7,87389763	8,02556679	7,87389763	7,87389763	7,87389763	7,87389763	8,17251066	11,6260454
Side DC Top Area [ft2]	7,50813062	8,00501418	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	8,51122801	19,1857388
Side DC Btm Area [ft2]	7,50813062	8,00501418	7,50813062	7,50813062	7,50813062	7,50813062	8,51122801	19,1857388

Fuente Propia

Section	Section_17	Section_18	Section_19	Section_20	Section_21	Section_22	Section_23	Section_24
Tipo de Plato	Bubble Cap							
Diametro de la sección (ft)	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5
Max Flooding %	62,3149451	71,2577325	60,8300093	60,0411965	58,2788555	57,635132	47,7625043	85,0284116
X- section Area (ft ²)	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642
Section Height (ft)	3,91666667	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
Section DeltaP [psi]	2,08E-01	0,27463852	0,18806412	0,18532575	0,17929875	0,17712438	0,14747691	0,26273281
Number of Flow Paths	1	1	1	1	1	1	1	1
Flow Length [in]	140,5	140,5	148	148	149,5	151	148	140,5
Flow Width [in]	179,82389	179,82389	177,58255	177,58255	177,111946	176,633531	177,58255	179,82389
Max DC Backup [%]	32,6633113	75,8340801	40,7713331	40,2709457	39,2512223	38,4782402	33,591646	62,672491
Max Weir Load [USGPM/ft]	225,678141	228,732304	100,792305	99,1857417	96,8059261	90,6344465	79,9394872	248,68218
Max DP/Tray [psi]	2,08E-01	0,27463852	0,18806412	0,18532575	0,17929875	0,17712438	0,14747691	0,26273281
Tray Spacing [in]	47	30	30	30	30	30	30	30
Total Weir Length [in]	139,512544	139,512544	131,529464	131,529464	129,821994	128,074197	131,529464	139,512544
Weir Height [in]	1,5	6	2	2	2	2	2	2,25
Active Area [ft2]	175,453164	175,453164	182,515391	182,515391	183,876631	185,219876	182,515391	175,453164
DC Clearance [in]	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,7
DC Area [ft2]	19,1857388	19,1857388	15,6546252	15,6546252	14,9740053	14,3023828	15,6546252	19,1857388
Side Weir Length [ft]	11,6260454	11,6260454	10,9607887	10,9607887	10,8184995	10,6728498	10,9607887	11,6260454
Hole Area [ft2]	26,8443341	26,8443341	27,9248549	27,9248549	28,1331246	28,3386411	27,9248549	26,8443341
Estimated # of Holes/Valves	805	805	837	837	843	850	837	805
Side DC Top Width [in]	28,75	28,75	25,75	25,75	25,75	24,25	26,5	28,75
Side DC Btm Width [in]	28,75	28,75	25,75	25,75	25,75	24,25	26,5	28,75
Side DC Top Length [ft]	11,6260454	11,6260454	11,0998467	11,0998467	11,0998467	10,8184995	11,2357935	11,6260454
Side DC Btm Length [ft]	11,6260454	11,6260454	11,0998467	11,0998467	11,0998467	10,8184995	11,2357935	11,6260454
Side DC Top Area [ft2]	19,1857388	19,1857388	16,3440365	16,3440365	16,3440365	14,9740053	17,0420411	19,1857388
Side DC Btm Area [ft2]	19,1857388	19,1857388	16,3440365	16,3440365	16,3440365	14,9740053	17,0420411	19,1857388
Centre DC Top Length [ft]	0	0	16	16	15,5	15,5	13,5	17,5
Centre DC Btm Length [ft]	0	0	16	16	15,5	15,5	13,5	17,5
O.C. DC Top Length [ft]	0	0	14,725	14,725	14,725	14,725	17,1	16,625
O.C. DC Btm Length [ft]	0	0	14,725	14,725	14,725	14,725	17,1	16,625

Fuente Propia

Section	Section_25	Section_26	Section_27	Section_28	Section_29	Section_30	Section_31	Section_32
Tipo de Plato	Bubble Cap							
Diametro de la sección (ft)	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5	16,5
Max Flooding %	96,0484533	85,7972507	85,0422629	81,9354117	80,4180977	59,0214233	56,6004001	54,8063059
X- section Area (ft ²)	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642	213,824642
Section Height (ft)	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	3,91666667	2,5	2,5
Section DeltaP [psi]	0,27873246	0,27491809	0,24944422	0,23853598	0,2328489	0,19008337	0,15844857	0,15242421
Number of Flow Paths	1	1	1	1	1	1	1	1
Flow Length [in]	140	149,5	149,5	149,5	152,5	151	181	184
Flow Width [in]	179,966962	177,111946	177,111946	177,111946	176,147131	176,633531	165,043827	163,604487
Max DC Backup [%]	64,3007693	61,3341583	53,0333991	50,9181956	49,1127666	26,2072608	34,190048	32,868739
Max Weir Load [USGPM/ft]	275,657408	140,515766	138,742653	130,40675	116,560026	90,2607789	31,739885	26,3741847
Max DP/Tray [psi]	0,27873246	0,27491809	0,24944422	0,23853598	0,2328489	0,19008337	0,15844857	0,15242421
Tray Spacing [in]	30	30	30	30	30	47	30	30
Total Weir Length [in]	140,014285	129,821994	129,821994	129,821994	126,284401	128,074197	80,2683001	73,1300212
Weir Height [in]	1,5	3,5	2	2	2	2	2,5	2,5
Active Area [ft ²]	174,967873	183,876631	183,876631	183,876631	186,544698	185,219876	207,450914	209,05017
DC Clearance [in]	4	3,8	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5	3,5
DC Area [ft ²]	19,4283841	14,9740053	14,9740053	14,9740053	13,639972	14,3023828	3,18686389	2,38723583
Side Weir Length [ft]	11,6678571	10,8184995	10,8184995	10,8184995	10,5237001	10,6728498	6,68902501	6,09416843
Hole Area [ft ²]	26,7700846	28,1331246	28,1331246	28,1331246	28,5413387	28,3386411	31,7399898	31,984676
Estimated # of Holes/Valves	803	843	843	843	856	850	952	959
Side DC Top Width [in]	35	25	25	24,25	22,75	23,5	8,5	7
Side DC Btm Width [in]	35	25	25	24,25	22,75	23,5	8,5	7
Side DC Top Length [ft]	12,5885751	10,9607887	10,9607887	10,8184995	10,5237001	10,6728498	6,68902501	6,09416843
Side DC Btm Length [ft]	12,5885751	10,9607887	10,9607887	10,8184995	10,5237001	10,6728498	6,68902501	6,09416843
Side DC Top Area [ft ²]	25,4988377	15,6546252	15,6546252	14,9740053	13,639972	14,3023828	3,18686389	2,38723583
Side DC Btm Area [ft ²]	25,4988377	15,6546252	15,6546252	14,9740053	13,639972	14,3023828	3,18686389	2,38723583
Centre DC Top Length [ft]	18	18	18	17,5	17,5	15	14,5	14
Centre DC Btm Length [ft]	18	18	18	17,5	17,5	15	14,5	14
O.C. DC Top Length [ft]	16,625	16,625	16,625	16,15	16,15	17,1	17,1	17,1
O.C. DC Btm Length [ft]	16,625	16,625	16,625	16,15	16,15	17,1	17,1	17,1

Fuente Propia

Section	Section_33	Section_34	Section_35	Section_36	Section_37	Section_38
Tipo de Plato	Bubble Cap	Bubble Cap	Sieve	Sieve	Sieve	Sieve
Diametro de la sección (ft)	16,5	16,5	5,5	5,5	5,5	5,5
Max Flooding %	54,2805937	13,9097455	89,8064083	83,3276769	75,8299095	61,4677523
X- section Area (ft ²)	213,824642	213,824642	23,7582935	23,7582935	23,7582935	23,7582935
Section Height (ft)	2,5	2,5	9,9	2,5	2,5	2,5
Section DeltaP [psi]	0,14935519	7,84E-02	9,10E-02	8,84E-02	8,60E-02	8,23E-02
Number of Flow Paths	1	1	1	1	1	1
Flow Length [in]	188,5	94	31	29,5	29,5	25
Flow Width [in]	161,300273	190,288044	63,4858191	63,7313277	63,7313277	64,3858763
Max DC Backup [%]	31,8338729	16,4756971	35,4411199	34,6354697	34,19896	32,2362717
Max Weir Load [USGPM/ft]	19,7490223	84,9517731	243,9946	236,228263	231,909249	213,467755
Max DP/Tray [psi]	0,14935519	7,84E-02	9,10E-02	8,84E-02	8,60E-02	8,23E-02
Tray Spacing [in]	30	30	118,8	30	30	30
Total Weir Length [in]	60,5949668	174,264167	58,2666285	59,0402405	59,0402405	61,0819122
Weir Height [in]	2,5	2,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Active Area [ft ²]	211,14653	124,215802	13,6670855	13,0560701	13,0560701	11,1781031
DC Clearance [in]	3,5	3,5	3,8	3,7	3,6	3,5
DC Area [ft ²]	1,33905593	44,8044199	5,045604	5,35111171	5,35111171	6,29009522
Side Weir Length [ft]	5,04958057	14,5220139	4,85555238	4,92002004	4,92002004	5,09015935
Hole Area [ft ²]	32,3054191	19,0050177	1,74319405	1,66526094	1,66526094	1,42573212
Estimated # of Holes/Valves	969	570	9091	8684	8684	7435
Side DC Top Width [in]	6,25	52	17,5	18,25	18,25	20,5
Side DC Btm Width [in]	6,25	52	17,5	18,25	18,25	20,5
Side DC Top Length [ft]	5,76974268	14,5220139	4,85555238	4,92002004	4,92002004	5,09015935
Side DC Btm Length [ft]	5,76974268	14,5220139	4,85555238	4,92002004	4,92002004	5,09015935
Side DC Btm Area [ft ²]	2,0163825	44,8044199	5,045604	5,35111171	5,35111171	6,29009522
Side DC Top Area [ft ²]	2,0163825	44,8044199	5,045604	5,35111171	5,35111171	6,29009522
Centre DC Top Length [ft]	13,5	8	0	0	0	0
Centre DC Btm Length [ft]	13,5	8	0	0	0	0
O.C. DC Top Length [ft]	17,1	7,6	0	0	0	0
O.C. DC Btm Length [ft]	17,1	7,6	0	0	0	0

Fuente Propia

CUADRO Nº 34: RESULTADOS PARÁMETROS DE DIMENSIONAMIENTO DEL T-102 Y T-103

T-102 A	
Section	Section_1
Tipo de Plato	Bubble Cap
Diametro de la sección (ft)	4
Max Flooding %	35,2482779
X- section Area (ft ²)	12,5663701
Section Height (ft)	8
Section DeltaP [psi]	0,26928844
Number of Flow Paths	1
Flow Length [in]	32,5
Flow Width [in]	44,0263183
Max DC Backup [%]	23,6391005
Max Weir Load [USGPM/ft]	28,3527347
Max DP/Tray [psi]	7,98E-02
Tray Spacing [in]	24
Total Weir Length [in]	35,3235049
Weir Height [in]	1,5
Active Area [ft2]	9,93649506
DC Clearance [in]	2
DC Area [ft2]	1,31493753
Side Weir Length [ft]	2,94362541
Hole Area [ft2]	1,52028374
Estimated # of Holes/Valves	45
Side DC Top Width [in]	7,75
Side DC Btm Width [in]	7,75
Side DC Top Length [ft]	2,94362541
Side DC Btm Length [ft]	2,94362541
Side DC Btm Area [ft2]	1,31493753
Side DC Top Area [ft2]	1,31493753
O.C. DC Top Length [ft]	0
O.C. DC Btm Length [ft]	0

T-102 B	
Section	Section_1
Tipo de Plato	Bubble Cap
Diametro de la sección (ft)	5
Max Flooding %	77,0926698
X- section Area (ft ²)	19,6349533
Section Height (ft)	8
Section DeltaP [psi]	0,42945136
Number of Flow Paths	1
Flow Length [in]	31
Flow Width [in]	57,2119095
Max DC Backup [%]	41,3152778
Max Weir Load [USGPM/ft]	113,142262
Max DP/Tray [psi]	1,40E-01
Tray Spacing [in]	24
Total Weir Length [in]	51,3711982
Weir Height [in]	1,5
Active Area [ft2]	12,3164523
DC Clearance [in]	3,5
DC Area [ft2]	3,65925053
Side Weir Length [ft]	4,28093318
Hole Area [ft2]	1,8844172
Estimated # of Holes/Valves	56
Side DC Top Width [in]	14,5
Side DC Btm Width [in]	14,5
Side DC Top Length [ft]	4,28093318
Side DC Btm Length [ft]	4,28093318
Side DC Btm Area [ft2]	3,65925053
Side DC Top Area [ft2]	3,65925053
O.C. DC Top Length [ft]	5
O.C. DC Btm Length [ft]	5

T-102 C	
Section	Section_1
Tipo de Plato	Bubble Cap
Diametro de la sección (ft)	4
Max Flooding %	16,9428406
X- section Area (ft ²)	12,5663701
Section Height (ft)	8
Section DeltaP [psi]	0,35761533
Number of Flow Paths	1
Flow Length [in]	14,5
Flow Width [in]	47,2596315
Max DC Backup [%]	40,7779654
Max Weir Load [USGPM/ft]	169,662143
Max DP/Tray [psi]	1,04E-01
Tray Spacing [in]	24
Total Weir Length [in]	45,757513
Weir Height [in]	1,5
Active Area [ft2]	4,75878216
DC Clearance [in]	3,5
DC Area [ft2]	3,90379399
Side Weir Length [ft]	3,81312609
Hole Area [ft2]	0,72809367
Estimated # of Holes/Valves	21
Side DC Top Width [in]	16,75
Side DC Btm Width [in]	16,75
Side DC Top Length [ft]	3,81312609
Side DC Btm Length [ft]	3,81312609
Side DC Btm Area [ft2]	3,90379399
Side DC Top Area [ft2]	3,90379399
O.C. DC Top Length [ft]	5
O.C. DC Btm Length [ft]	5

T-103	
Section	Section_1
Tipo de Plato	Bubble Cap
Diametro de la sección (ft)	4
Max Flooding %	27,47302049
X- section Area (ft ²)	12,56637013
Section Height (ft)	8
Section DeltaP [psi]	0,222327903
Number of Flow Paths	1
Flow Length [in]	34
Flow Width [in]	43,61103577
Max DC Backup [%]	20,03655145
Max Weir Load [USGPM/ft]	19,065919
Max DP/Tray [psi]	6,44E-02
Tray Spacing [in]	24
Total Weir Length [in]	33,88214869
Weir Height [in]	1,5
Active Area [ft2]	10,29704971
DC Clearance [in]	2
DC Area [ft2]	1,134660208
Side Weir Length [ft]	2,823512391
Hole Area [ft2]	1,575448606
Estimated # of Holes/Valves	47
Side DC Top Width [in]	7
Side DC Btm Width [in]	7
Side DC Top Length [ft]	2,823512391
Side DC Btm Length [ft]	2,823512391
Side DC Btm Area [ft2]	1,134660208
Side DC Top Area [ft2]	1,134660208
O.C. DC Top Length [ft]	0
O.C. DC Btm Length [ft]	0

5.2.4. Evaluación de la Tercera Etapa en Estado Dinámico

En esta tercera etapa dinámica las variables de operación cambian con el tiempo, permitiendo maniobrar los controles de acuerdo a las especificaciones de los productos, rendimientos y condición de operación.

Para la etapa tercera en estado dinámico se realizó las siguientes maniobras:

- Se redujo el reflujo de tope ligeramente, con el fin de calentar la sección de los platos del N° 1 al N° 15; plato N° 15 colector de nafta pesada, y por ende aumentar el punto flash de la nafta pesada; seguidamente se aumentó el reflujo intermedio ligeramente (el reflujo intermedio sale del plato N° 18 al plato N° 16 previamente intercambiando calor en el primer tren de intercambio de la carga de la Unidad de Destilación Primaria luego pasa a los enfriadores con agua de mar si es necesario, esto se controla con el TIC-552); pero se mantuvo la temperatura del plato 16 con el controlador de temperatura TIC-552 (enfriador con agua de mar).

Esta maniobra también contribuyó en el Solvente 3 para que sea más pesado ya que se aumentó el reflujo intermedio con la misma temperatura volviéndolo a ello pesado, recordando que nosotros obtenemos Solvente 3 a partir del reflujo intermedio.

- Se redujo el reflujo de fondos (el reflujo fondos sale del plato N° 25 al plato N° 24 previamente intercambiando calor en el primer y segundo tren de intercambio de la carga de la Unidad de Destilación Primaria luego pasa a los enfriadores con agua de mar si es necesario, esto se controla con el TIC-603), pero se mantuvo la temperatura del plato N° 24 con la TIC-603 con el fin de que sea más liviano y me permita extraer unos barriles más de

diesel y que este en especificación ,estos barriles extraídos serian de fondos ,pero al ser esta maniobra se satura la zona flash aumentando la temperatura a 642 °F y el efecto presentado en la temperatura de la zona fondos fue de 630 °F evidenciando que por los fondos está más pesado, ver Cuadro N° 35 en la cual se comparan la tercera etapa en estado dinámico y el estado estacionario perfiles de temperatura, rendimientos a condiciones de planta.

CUADRO N° 35: RESULTADOS DE LA TERCERA ETAPA EN EL ESTADO DINÁMICO Y COMPARACIÓN CON EL ESTADO ESTACIONARIO

PERFIL DE RENDIMIENTOS, %Vol

A VOLUMENES DE PLANTA		
CORRIENTES	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION ESTACIONARIO)	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)
GAS UDP	0,504	0,27
NAFTA LIVIANA	13,83	13,7
NAFTA PESADA	2,83	2,94
SOLVENTE -3	1,65	1,78
KEROSENE	17,3	16,42
DIESEL	23,15	24,07
RESIDUAL PRIMARIO	40,3	40,25

PERFIL DE TEMPERATURAS (°F) de la Columna T-101

CORRIENTES	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION ESTACIONARIO)	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)
D-101	105	105,69
TOPE	211,19	211,46
PLATO N° 16	283,26	287,51
PLATO N° 24	422,24	399,13
FLASH	637,33	642
FONDOS	624,79	630,47

CUADRO RESUMEN DE PRINCIPALES CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA UDP

CORRIENTES	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION ESTACIONARIO)	70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)
OPERACIÓN	MRDM	MRDM
%ORIENTE	41	41
%TALARA	61	61
CARGA, MBD	70	70
TEMPERATURA, ° F		
SALIDA DE HORNO	664,7	664,7
D-101	105	105,69
TOPE	211,19	211,46
PLATO N° 16	283,26	287,51
PLATO N° 24	422,24	399,13
FLASH	637,33	642
FONDOS	624,79	630,47
PRESIONES, Psig		
SALIDA DE HORNO HS-101	22	22
ZONA FLASH	9,193	10,928
D-101	2,3	2,65
REFLUJOS, % de la Carga		
TOPE	20,38	17,24
INTERMEDIO	62,11	63,64
FONDOS	68,57	68,19

Fuente Propia

Especificaciones de los productos, ver Gráfico N° 30, N° 31, N° 32, N° 33, N° 34 y Cuadro N° 36.

GRÁFICO N° 30: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS LA TERCERA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA

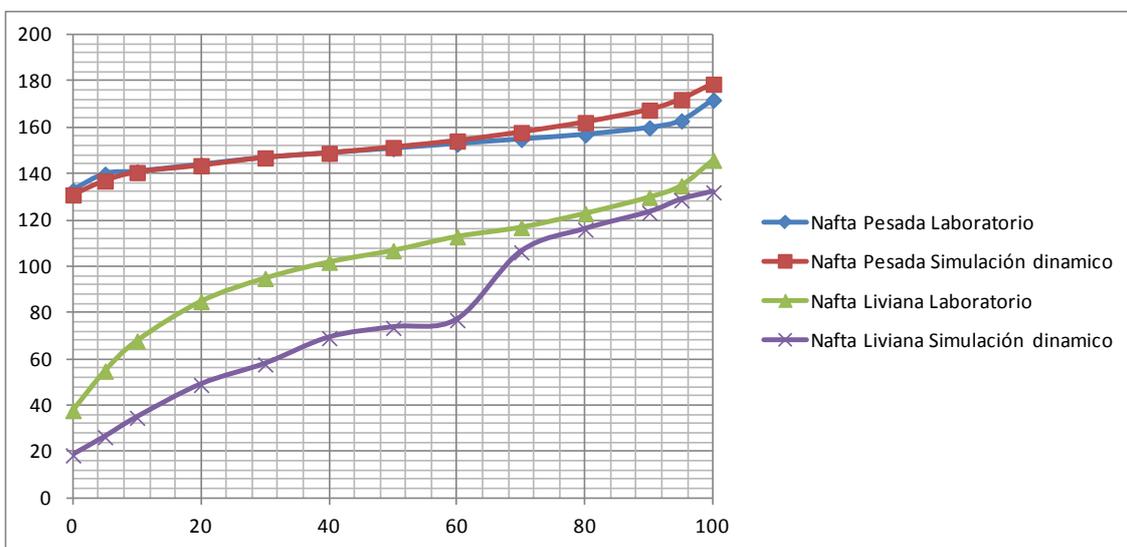


GRÁFICO N° 31: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS LA TERCERA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA

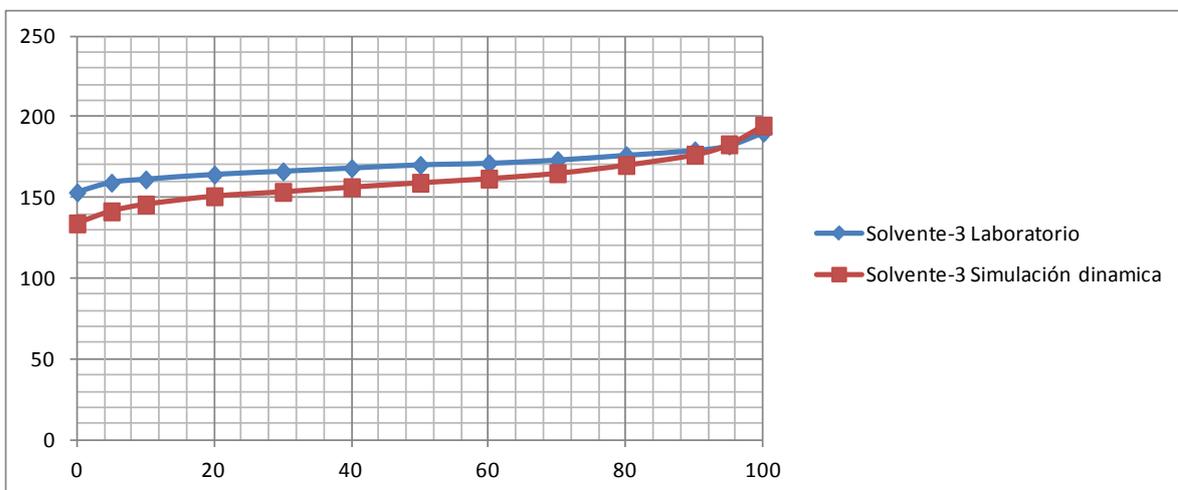


GRÁFICO Nº 32: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS TERCERA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA

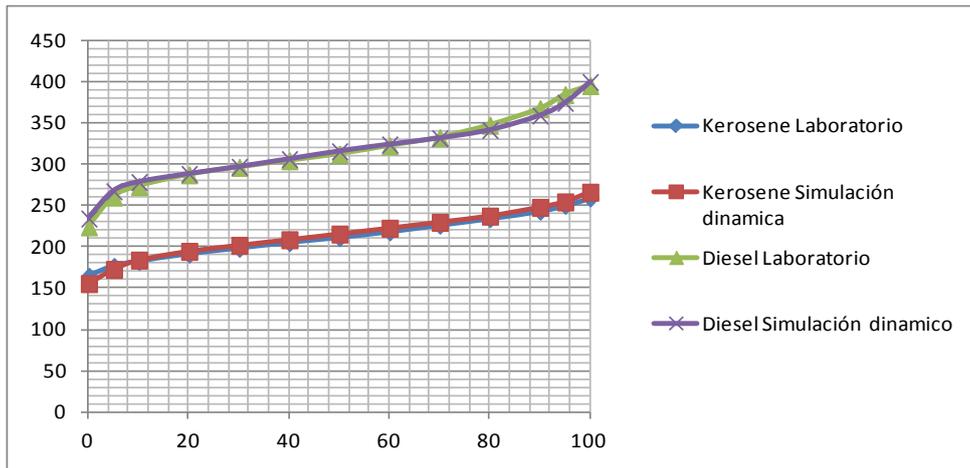


GRÁFICO Nº 33: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS SIMULACIÓN DINÁMICA

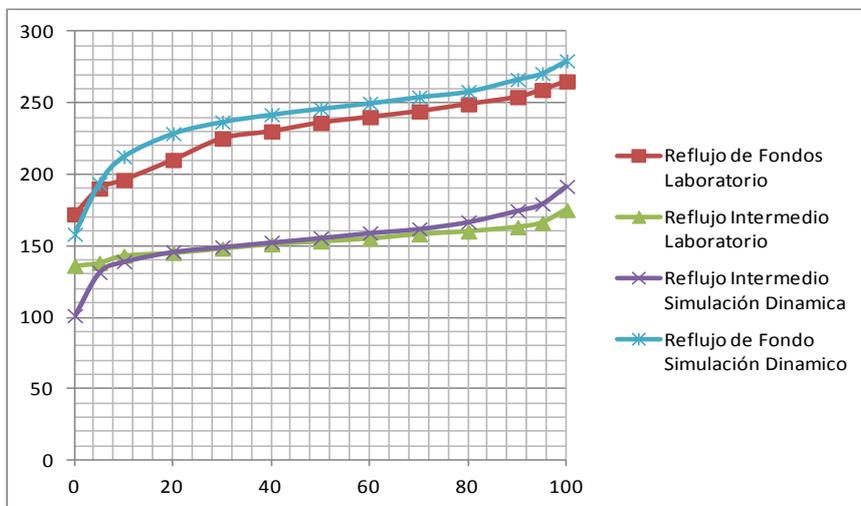
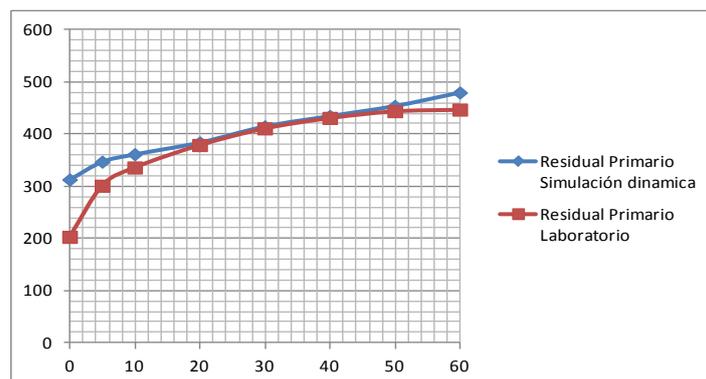


GRÁFICO Nº 34: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS TERCERA ETAPASIMULACIÓN DINÁMICA



CUADRO N° 36: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA TERCERA ETAPA ESTADO DINÁMICO

SIMULACION	NAFTA	NAFTA	SOLVENTE -3	REFLUJO	KEROSENE	REFLUJO	DIESEL	RESIDUAL
	LIVIANA	PESADA		INTERMEDIO		DE FONDOS		PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160					
Punto Inicial de Ebullicion	18,67369311	131,0661561	133,7792635	101,096266	155,2336359	158,0594285	234,013668	322,9127217
5%	26,48728394	137,0575947	141,2334194	131,3230481	172,3983845	193,4373228	267,017104	352,0939614
10%	34,87542407	140,715001	145,466819	138,9400719	183,6976959	212,3410323	278,100859	368,6214965
20%	49,02957953	143,6723007	150,5797377	145,7806493	194,2923747	228,4377842	287,996485	398,676511
30%	57,90831626	147,0307859	153,2828055	149,1961367	201,5522315	236,5575851	296,62562	422,1659439
40%	69,24322758	149,0194531	156,1897666	152,4121591	208,3350755	241,7192846	305,943917	439,9380897
50%	73,66318872	151,5139421	158,9287445	155,5127878	215,2167114	245,8964717	315,447859	459,4504296
60%	77,01561317	154,2966632	161,5163036	158,9276962	222,2838868	249,6737263	323,691961	487,1694199
70%	106,2909768	157,9630811	164,8434322	161,8171828	229,4419921	254,0335466	331,263152	--
80%	116,0532579	162,2624938	169,9273322	166,6260737	236,9146597	257,8946408	341,138642	--
90%	123,3313543	167,6277164	176,3570513	174,4380845	247,5295005	266,3564832	358,817212	--
95%	128,7736721	172,1864251	182,7513076	179,1105843	254,1330381	270,5225463	374,148369	--
Punto Final Ebullición	132,1611382	178,8332704	194,3739811	191,5223288	265,8931242	279,3622032	399,335701	--

Fuente Propia

El análisis de la línea de Diesel se puede observar en la Cuadro N° 37. Con respecto a los parámetros de dimensionamiento no se presentó problemas salvo cuando se hizo una de las maniobras al extraer más barriles de diesel de fondos , una cantidad de 17.2 MBPD, presento unos inconvenientes en el despojador T-102 C, ya que se encontraba con alto flash se decidió aumentar la cantidad de vapor con el controlador FIC-351 a 309.94.90 Lb/h reduciendo la producción de diesel a 17 MBPD pero se presentó un problema de inundación con una cantidad de 163.63%, debido a este percance se decidió buscar el flujo de vapor óptimo para reducir la inundación y controlar que el diesel este en especificación, la evaluación se presenta en el cuadro N°38, lo cual el resultado de la evaluación fue de 303.05 Lb/h con una producción de diesel de 16.843 MBPD.

CUADRO Nº 37: RESULTADOS Y COMPARACIÓN DE PROPIEDADES DE LA SIMULACIÓN ESTACIONARIA Y DINÁMICA

	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA SIMULACION ESTACIONARIA	NAFTA LIVIANA SIMULACION DINAMICA	NAFTA PESADA SIMULACION ESTACIONARIA	NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA	SOLVENTE 3 SIMULACION ESTACIONARIA	SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICA	KEROSENE SIMULACION ESTACIONARIA	KEROSENE SIMULACION DINAMICA	DIESEL SIMULACION ESTACIONARIA	DIESEL SIMULACION DINAMICA	RESIDUAL SIMULACION ESTACIONARIA	RESIDUAL SIMULACION DINAMICA
Azufre Total, %masa-Laboratorio	0,666	0,00180	0,00180	0,016	0,016	0,1 MAX	0,1 MAX	0,0795	0,0795	0,353	0,353	1,23	1,23
Azufre Total, %masa- Simulación	0,680	0,002	0,002	0,019	0,021	0,026	0,027	0,091	0,086	0,381	0,351	1,308	1,315
% Error	-2,037	3,679	4,467	-20,056	-33,063	-----	-----	-15,029	-7,786	-7,883	0,595	-6,342	-6,870

	NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA	NAFTA PESADA SIMULACION ESTACIONARIA	SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICA	SOLVENTE 3 SIMULACION ESTACIONARIA	DIESEL SIMULACION DINAMICA	DIESEL SIMULACION ESTACIONARIA	L-D CON SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICO	L-D CON SOLVENTE 3 SIMULACION ESTACIONARIO	L-D SIN SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICO	L-D SIN SOLVENTE 3 SIMULACION ESTACIONARIO
Azufre Total , %masa	0,021	0,019	0,027	0,026	0,351	0,381	0,308	0,327	0,325	0,345
Producción (B/d) de 70 MBD Carga	2060	2000	1246	1165	16842	16300	20290	19470	19030	18300
Viscosidad a 37,8 ° C (cp)	0,631	0,617	0,667	0,665	5,455	5,780	3,648	3,892	4,530	4,530
Destilación (° C) 90%V recuperado	-----	-----	176,357	174,232	-----	-----	354,099	360,295	355,711	362,093

Fuente Propia

**CUADRO N° 38: EVALUACIÓN PARA EL VAPOR ÓPTIMO EN EL DESPOJADOR
T-102-C**

Producción Diesel (B/D) con carga de 70.0 MBD en el despojador T-102-C	%Max Inundacion (80% por teoria)	Flujo de Vapor (Lb/h)
17000	163,63	309,94
17000	126,95	306,49
17000	126,52	299,6
17000	126,1	292,72
16852	126,72	303,05
16843	26,7	303,05

Fuente Propia

5.2.5. Evaluación de la Segunda etapa en Estado Dinámico

En esta etapa las condiciones de operación son favorables para la corrida de destilados medios para una carga de 68 MBPD analizando tres casos A, A*y B, ver Cuadro N° 39 y Cuadro N° 40.

**CUADRO N° 39: PERFIL DE RENDIMIENTOS Y TEMPERATURA DE LA SEGUNDA
Y TERCERA ETAPA**

PERFIL DE RENDIMIENTOS, %Vol

A VOLUMENES DE PLANTA				
CORRIENTES	70 . 0 MBD 3 ° ETAPA	68.0 MBD 2º ETAPA		68.0 MBD 2º ETAPA- B
		A	A*	
GAS UDP	0,27	0,26	0,26	0,17
NAFTA LIVIANA	13,7	13,80	13,47	14,00
NAFTA PESADA	2,94	2,50	2,46	2,54
SOLVENTE -3	1,78	1,58	1,59	1,40
KEROSENE	16,42	15,70	15,72	15,61
DIESEL	24,07	25,6	25,80	25,93
RESIDUAL PRIMARIO	40,25	40,23	40,11	39,94

PERFIL DE TEMPERATURAS (°F) de la Columna T-101

CORRIENTES	70 . 0 MBD 3 ° ETAPA	68.0 MBD 2º ETAPA		68.0 MBD 2º ETAPA- B
		A	A*	
D-101	105,69	118,02	117,62	107,58
TOPE	211,46	211,46	211,12	211,7
PLATO N° 16	287,51	278,9	279,36	285,02
PLATO N° 24	399,13	386,77	386,75	385,66
FLASH	642	644,35	644,41	644,08
FONDOS	630,47	628,55	628,6	629

Fuente Propia

CUADRO N° 40: CUADRO RESUMEN

CUADRO RESUMEN DE PRINCIPALES CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA UDP

CORRIENTES	70.0 MBD 3 ^º ETAPA	68.0 MBD 2 ^º ETAPA- A *		68.0 MBD 2 ^º ETAPA- B
		A	A*	
OPERACIÓN	MRDM	MRDM		MRDM
%ORIENTE	41	40		40
%TALARA	61	60		60
CARGA, MBD	70	68		68
TEMPERATURA, ° F				
SALIDA DE HORNO	664,7	664,7		664,7
D-101	105,69	118,02	117,62	107,58
TOPE	211,46	211,46	211,12	211,7
PLATO N° 16	287,51	278,9	279,36	285,02
PLATO N° 24	399,13	386,77	386,75	385,66
FLASH	642	644,35	644,41	644,08
FONDOS	630,47	628,55	628,6	629
PRESIONES, Psig				
SALIDA DE HORNO HS-101	22	22		22
ZONA FLASH	10,928	10,678	10,677	10,702
D-101	2,65	2,61	2,6295	2,44
REFLUJOS, % de la Carga				
REFLUJO TOPE	17,24	14,83	14,84	17,23
REFLUJO INTERMEDIO	63,64	69,03	68,89	63,28
REFLUJO FONDOS	68,19	71,09	70,89	70,19

Fuente Propia

Con respecto a la especificación de los productos en la destilación ASTM D-86 ver Cuadro N° 41 y N° 42.

CUADRO N° 41: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA SEGUNDA ETAPA ESTADO DINÁMICO- A

SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullicion	24,2428816	130,074075	130,7800756	96,52141495	149,040102	154,3045829	230,5776026	313,3770724
5%	27,5872274	135,893279	139,1444864	127,797605	166,8116833	187,5741011	263,1407523	337,3024581
10%	36,9252216	139,126768	143,4641596	136,4354108	177,579616	205,8822369	272,4986671	351,2522928
20%	49,7369763	142,51833	148,1748676	142,5260505	188,7471449	221,6504958	282,3435078	377,1218211
30%	59,2190415	147,856362	150,5460324	146,8511634	195,9955792	229,786242	291,0374478	396,9271884
40%	70,4261373	149,019453	153,3743777	149,74296	202,5528234	235,1213204	300,8011095	411,4237922
50%	74,0886083	150,205348	156,0873231	152,7611844	209,1581054	239,1685234	311,1331597	428,1131239
60%	83,00265	152,833494	159,2248369	155,8909432	215,9813612	242,8118537	320,6135703	451,865428
70%	108,033233	156,166525	162,7950137	159,9775789	223,0572104	246,7073435	328,9634465	--
80%	117,107333	160,747186	166,0239579	163,1495761	230,6241226	252,1099107	338,8476751	--
90%	124,239063	164,900652	173,8561992	171,5349389	239,4680206	257,3426796	356,0289984	--
95%	129,447241	172,569956	177,7545636	175,6707748	248,8601776	264,6501732	371,2270289	--
Punto Final Ebullición	132,378912	177,937285	188,9669038	185,9584039	259,6433642	276,8941409	397,0453562	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

**CUADRO Nº 42: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA SEGUNDA
ETAPA ESTADO DINÁMICO- A***

SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullicion	24,1635044	130,0740746	131,2266441	96,85234571	148,7989105	154,3320221	230,7632888	313,4336909
5%	27,4343316	136,1848506	139,4481943	127,9966428	172,9078936	187,6087304	263,2966971	337,314483
10%	36,6274363	139,4988667	143,7929035	136,6183577	177,3037005	205,9114673	272,6996787	351,2862252
20%	49,5154717	142,8803133	148,60576	142,7335762	188,3630714	221,6803005	282,5888261	377,2968783
30%	58,8013318	146,350697	151,0987157	147,0892618	195,5407137	229,8173751	291,3626231	397,1634841
40%	69,9992441	148,3093425	153,9635575	150,032147	202,0781229	235,153998	301,2189656	411,6776995
50%	73,9104508	150,7270036	156,6800564	153,0708571	208,6956473	239,1997363	311,6162258	428,4166599
60%	79,8991855	153,4016076	159,8449205	156,2088554	215,5745019	242,8459261	321,0675218	452,1710764
70%	107,256813	156,8275258	162,1129299	160,2956021	222,7399312	246,743532	329,4097639	--
80%	116,826892	161,2270301	166,6345526	163,5143185	230,3689545	252,1479245	339,4924914	--
90%	124,217901	165,5360603	174,2959097	171,8540625	239,2786291	257,396391	357,2431606	--
95%	129,508775	172,8965705	178,2437186	175,9374574	248,7232983	264,6777834	372,8210588	--
Punto Final Ebullición	132,31269	177,024132	189,441047	186,3686826	259,6059907	276,9216864	398,5378521	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

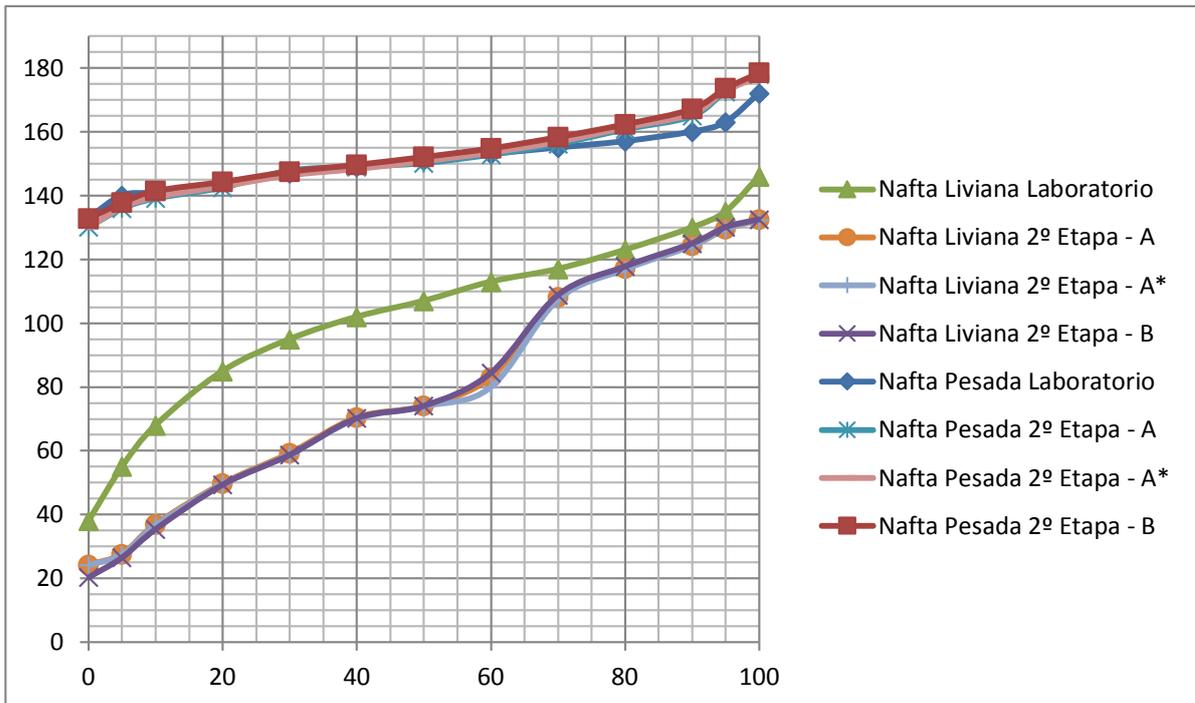
Fuente Propia

**CUADRO Nº 43: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA SEGUNDA
ETAPA ESTADO DINÁMICO- B**

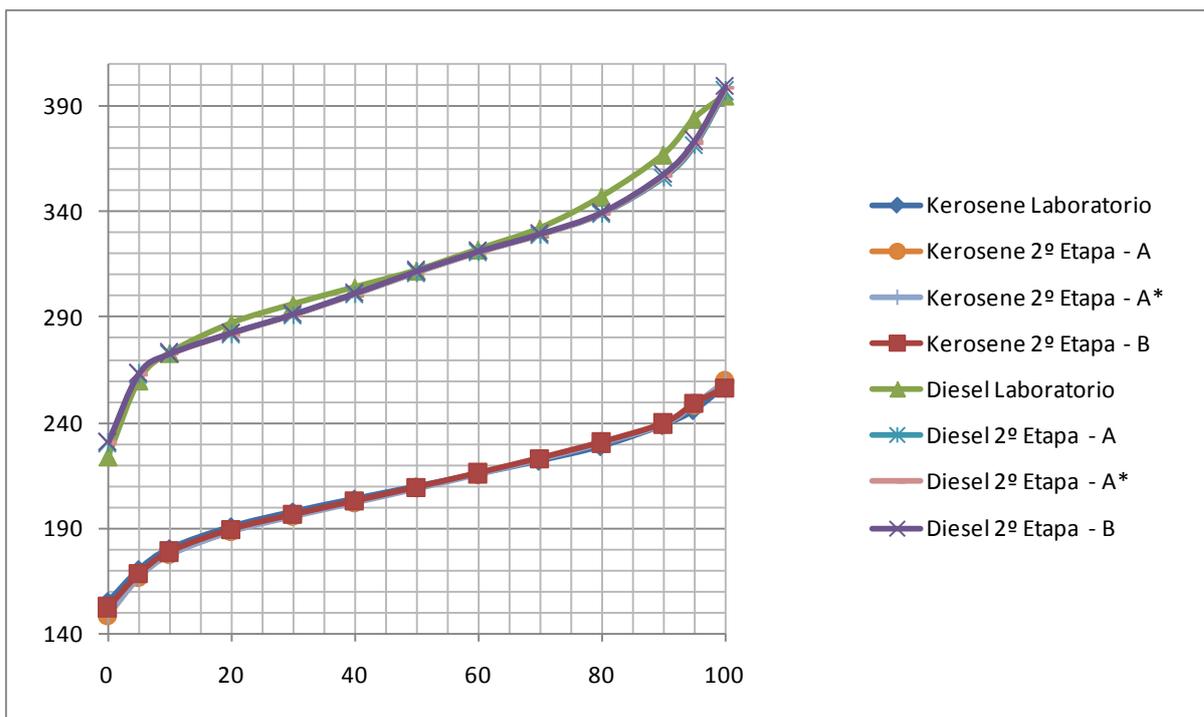
SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullicion	20,35916148	132,7494721	138,1665856	100,2048347	152,721159	154,5357278	231,0753418	313,6717213
5%	26,55813598	137,7323009	144,350429	130,5206839	173,6027807	187,6892654	263,6014451	337,4723761
10%	35,43299056	141,4590211	146,599185	138,4919784	179,01274	206,0655492	273,0534523	351,4677531
20%	49,38942933	144,3073633	151,4926819	145,4050372	189,5781707	221,9261264	282,9389167	377,6684237
30%	58,73699655	147,520362	154,3757355	148,8757411	196,5502441	230,0766612	291,7541316	397,543116
40%	70,22287475	149,6664077	157,0012762	151,963464	202,9400093	235,4138776	301,6529052	412,0431929
50%	74,09370416	152,121868	159,4925653	154,9186922	209,4543491	239,4317957	312,0615271	428,8313521
60%	84,41222556	154,810504	161,6838757	158,0930759	216,2196508	243,0836811	321,4476473	452,57989
70%	108,7680181	158,3307263	164,7738029	161,9127681	223,2563633	246,9798779	329,7518628	--
80%	117,760754	162,3544148	169,6279456	165,2238878	230,8192457	252,3785573	339,9405486	--
90%	124,987943	167,1388766	176,1124654	173,2570945	239,6856401	257,6748028	357,9903238	--
95%	130,0668626	173,5849721	180,9200659	177,2385934	249,0343546	264,823334	373,722115	--
Punto Final Ebullición	132,5214748	178,4730393	193,2412425	188,1747746	256,5671234	277,011014	399,3588802	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

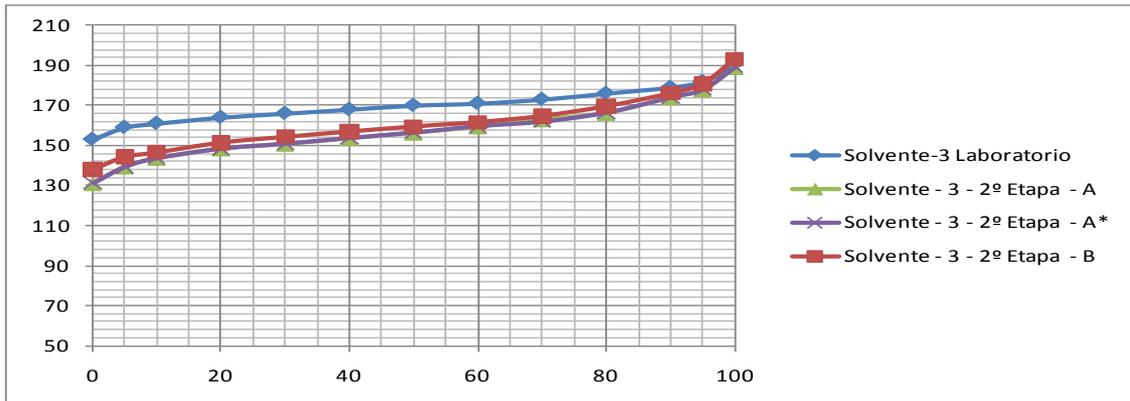
**GRÁFICO Nº 35: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS SEGUNDA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA**



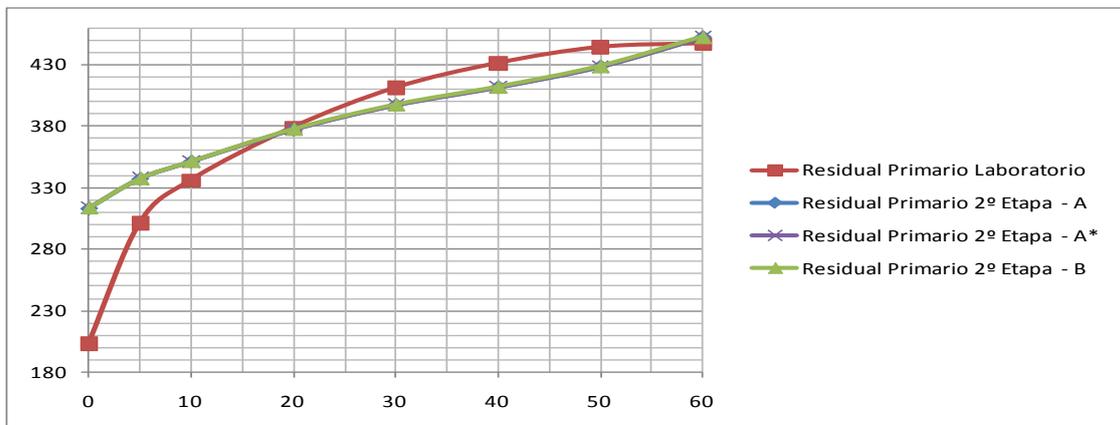
**GRÁFICO Nº 36: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS SEGUNDA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA**



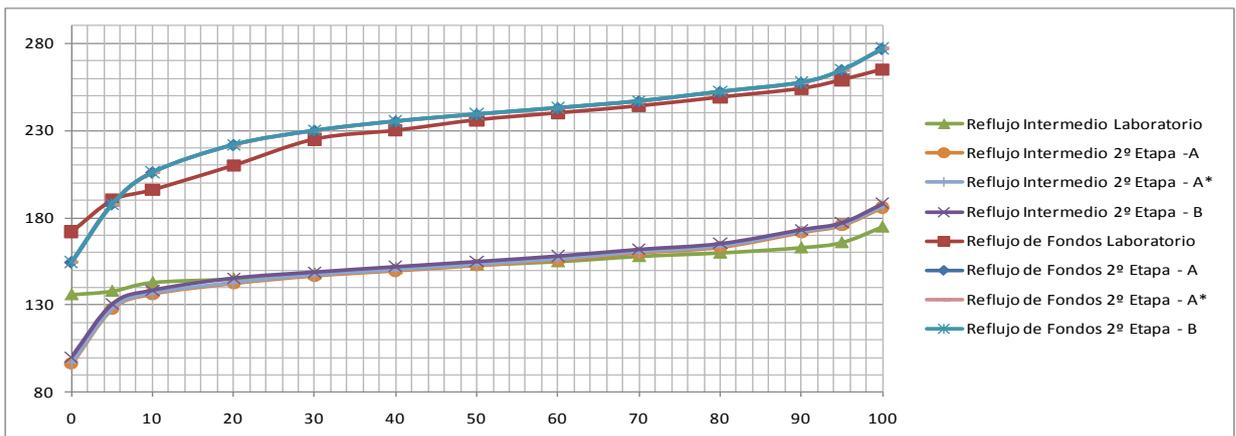
**GRÁFICO Nº 37: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS SEGUNDA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA**



**GRÁFICO Nº 38: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS SEGUNDA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA**



**GRÁFICO Nº 39: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS SEGUNDA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA**



En la Segunda etapa - A se redujo aun más el reflujo de tope, así como también la producción de Nafta Pesada, Solvente 3 y DPM unos cuantos barriles ,en consecuencia estos barriles son ganados en el Diesel con unos barriles extraídos de la zona fondos.

En esta etapa las temperaturas del reflujo intermedio y de fondos son menores respecto a la tercera etapa dinámica pero los flujos de los reflujo intermedio y fondos son ligeramente mayores a la tercera etapa dinámica y son controlados con la TIC-552 para el plato N° 16 y el plato 24 TIC-603 pero este calor perdido fue ganado en el Drum D-101 con una temperatura más alta respecto a la tercera etapa dinámica.

Los resultados de las propiedades fisicoquímicas fueron convenientes para los destilados medios y para la línea de diesel, ver Cuadro N° 45.

En los parámetros de dimensionamiento no se presento problemas en la torre T-101, ni en los despojadores T-103, T-102 A y T-102-B pero en el T-102C presento inconvenientes de inundación, debido a esto se analizo el caso A* con el fin de corregir, para lo cual se evaluó con diferentes flujos de vapor (lb/h), buscando el optimo, ver Cuadro N° 44.

CUADRO N° 44: FLUJO DE VAPOR ÓPTIMO

Producción Diesel (B/D)	%Max Inundacion	Flujo de Vapor (Lb/h)
17392	153,41	413,25
17547	27,76	309,94

Fuente Propia

En la Segunda etapa dinámica caso B se disminuyo ligeramente el reflujo de tope, así como también la producción de Nafta pesada, Solvente 3 y DPM unos cuantos barriles, con el fin de que estos barriles sean ganados para determinar el punto inicial

de la curva ASTM D-86 del Diesel y con unos barriles extraídos de la zona fondos para definir el punto final.

En esta etapa las temperaturas del reflujo intermedio y de fondos son menores respecto a la tercera etapa dinámica, el flujo del reflujo intermedio es ligeramente menor y el flujo del reflujo fondo ligeramente mayor y son controlados con la TIC-552 para el plato N° 16 y el plato N° 24 TIC-603 respectivamente pero este calor perdido fue ganado en el Drum con una temperatura ligeramente mayor respecto a la tercera etapa, los resultados fisicoquímicos fueron correctos para los destilados medios de acuerdo a especificación en consecuencia se obtuvo propiedades fisicoquímicas convenientes para la Línea de Diesel, ver Cuadro N °45.

CUADRO Nº 45: RESULTADOS Y COMPARACIÓN DE PROPIEDADES DE LA SEGUNDA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA

	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			SOLVENTE - 3 SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			KEROSENE SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			DIESEL SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			RESIDUAL SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD		
		A	A*	B	A	A*	B	A	A*	B	A	A*	B	A	A*	B	A	A*	B
Azufre Total, %masa-Laboratorio	0,666	0,002	0,002	0,002	0,016	0,016	0,016	0,1 MAX	0,1 MAX	0,1 MAX	0,080	0,080	0,080	0,353	0,353	0,353	1,230	1,230	1,230
Azufre Total, %masa- Simulación	0,680	0,002	0,002	0,002	0,020	0,021	0,021	0,024	0,025	0,027	0,077	0,077	0,077	0,347	0,348	0,350	1,317	1,319	1,322
% Error	-2,037	-1,522	-2,111	-7,661	-26,169	-28,150	-34,200	-----	-----	-----	3,243	3,716	2,639	1,773	1,507	0,856	-7,081	-7,236	-7,455

	NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			DIESEL SIMULACION DINAMICA 68.0 MBD			L-D CON SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICO 68.0 MBD			L-D SIN SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICO 68.0 MBD		
	A	A*	B	A	A*	B	A	A*	B	A	A*	B	A	A*	B
Azufre Total, %masa	0,020	0,021	0,021	0,024	0,025	0,027	0,347	0,348	0,350	0,306	0,307	0,310	0,320	0,322	0,321
Producción (B/d) de 68 MBD Carga	1677,5	1676,0	1730,5	1077,1	1079,2	954,08	17392	17547	17635	20280	20430	20450	19190	19340	19480
Viscosidad a 37,8 ° C (cp)	0,626	0,628	0,633	0,650	0,653	0,672	5,220	5,215	5,247	3,721	3,730	3,809	4,251	4,257	4,274
Destilación (°C) 90%V recuperado	-----	-----	-----	173,856	174,296	176,112	-----	-----	-----	352,936	353,503	354,289	354,261	354,847	355,494

Fuente Propia

3.2.6. Evaluación de la Primera etapa en Estado Dinámico

En esta etapa las condiciones de operación son favorables para la condición de destilados medios, analizando los casos A, B, C y D; los resultados fueron favorables, ver Cuadro N° 46, N° 47, N° 48, N° 49, N° 50 y N° 51.

CUADRO N° 46: PERFIL DE RENDIMIENTOS Y TEMPERATURA DE LA PRIMERA ETAPA

PERFIL DE RENDIMIENTOS, %Vol				
A VOLUMENES DE PLANTA				
CORRIENTES	66.0 MBD 1º ETAPA- A SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- B SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- C SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- D SIMULACION DINAMICA
GAS UDP	0,20	0,24	0,24	0,27
NAFTA LIVIANA	13,48	13,56	13,5295	13,491
NAFTA PESADA	2,24	1,82	1,83	1,84
SOLVENTE -3	1,34	1,35	1,236	1,1136
KEROSENE	15,70	15,91	15,53	15,52
DIESEL	27,1	26,9984	27,1621	27,2075
RESIDUAL PRIMARIO	39,97	39,72	39,87	39,74

PERFIL DE TEMPERATURAS (°F) de la Columna T-101				
CORRIENTES	66.0 MBD 1º ETAPA- A SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- B SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- C SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- D SIMULACION DINAMICA
D-101	105,14	108,52	109,06	110,91
TOPE	211,32	211,28	211,3	211,32
PLATO N° 16	287,19	288,27	289,72	289,98
PLATO N° 24	382,77	385,87	382,97	383,01
FLASH	645,50	648,17	648,05	648,18
FONDOS	632,01	632,31	632,21	632,34

Fuente Propia

CUADRO N° 47: CUADRO RESUMEN

CUADRO RESUMEN DE PRINCIPALES CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA UDP				
CORRIENTES	66.0 MBD 1º ETAPA- A SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- B SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- C SIMULACION DINAMICA	66.0 MBD 1º ETAPA- D SIMULACION DINAMICA
OPERACIÓN	MRDM	MRDM	MRDM	MRDM
%ORIENTE	40	40	40	40
%TALARA	60	60	60	60
CARGA , MBD	66	66	66	66
TEMPERATURA, ° F				
SALIDA DE HORNO	664,7	664,7	664,7	664,7
D-101	105,14	108,52	109,06	110,91
TOPE	211,32	211,28	211,3	211,32
PLATO N° 16	287,19	288,27	289,72	289,98
PLATO N° 24	382,77	385,87	382,97	383,01
FLASH	645,5	648,17	648,05	648,18
FONDOS	632,01	632,31	632,21	632,34
PRESIONES , P_{sig}				
SALIDA DE HORNO HS-101	22	22	22	22
ZONA FLASH	10,83	10,893	10,944	11,068
D-101	2,47	2,5622	2,5572	2,6492
REFLUJOS, % de la Carga				
REFLUJO TOPE	21,31	18,79	18,4378	17,8484
REFLUJO INTERMEDIO	54,19	61,95	61,8363	61,1469
REFLUJO FONDOS	69,54	69,21	69,6575	69,8348

Fuente Propia

**CUADRO Nº 48: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA PRIMERA ETAPA
ESTADO DINÁMICO- A**

SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullición	20,42876189	123,0425485	138,9823628	100,6174305	155,2675046	155,8133299	229,2087899	312,0366924
5%	33,22644368	133,042289	144,0461808	130,0194007	170,4583573	188,1289937	261,0093655	336,255521
10%	35,43299056	137,7189236	146,4813879	136,7608961	180,3959661	206,7128297	271,8348275	350,8347576
20%	47,73795803	140,0613783	150,7495528	142,3984713	190,7605263	220,4907746	281,5886091	376,3055786
30%	62,60613158	143,5567687	153,5799317	146,3067756	197,8058852	227,6847273	290,2010234	395,9761008
40%	75,22570489	145,1020923	155,7577439	149,1327803	203,9098274	232,7651006	299,8331817	410,6872069
50%	82,90538699	147,2155964	157,8439345	151,7160434	209,7589834	236,8002426	310,1390857	427,7925798
60%	101,0934065	149,6009115	160,2423769	154,6033919	215,717101	240,6411182	319,9111788	451,6648363
70%	109,1041959	152,6977207	163,3523641	158,2973683	221,9607133	244,9915119	328,693075	--
80%	114,6938818	157,1596855	168,244242	161,4203906	228,8752024	248,9065914	339,1646709	--
90%	121,953724	161,0776243	172,2876343	169,4686188	238,8731273	257,4144781	357,1605705	--
95%	126,9694649	168,5275366	180,0445375	173,7662956	245,992913	261,7072853	372,6581547	--
Punto Final Ebullición	129,5873069	174,2071477	190,9030786	186,2477705	257,518605	275,2198861	398,4153906	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

CUADRO Nº 49: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA PRIMERA ETAPA ESTADO DINÁMICO- B

SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullición	21,7433706	131,9850608	140,3209376	104,9814774	156,2334787	156,7841069	230,0849093	312,0187603
5%	26,09680678	137,0732426	145,190163	131,0912686	172,0393773	189,7181537	262,9966939	336,2099817
10%	34,58923009	140,5156186	148,0565816	138,5556774	182,0075482	208,2353294	273,2441246	350,8364145
20%	49,45606401	143,5827406	151,7147856	144,5531779	192,2029101	222,1011529	283,0662311	376,5548648
30%	67,15323071	146,4685028	155,1920373	147,6293386	199,2147467	229,3401703	291,7685685	396,3813731
40%	78,18073098	148,822629	157,0876445	150,5973239	205,300349	234,3831431	301,4320652	411,1790282
50%	91,41879957	151,1075874	159,309707	153,1827817	211,1693755	238,508006	311,6092947	428,4208539
60%	105,1718113	153,548387	161,8292501	156,226895	217,1836028	242,3638403	321,0898312	452,2977514
70%	111,4580086	156,9093432	165,0003705	158,5014317	223,5079587	246,0214874	329,70928	--
80%	117,346062	160,3092861	169,8592415	163,0603699	230,462549	250,8414261	340,3770499	--
90%	124,6162325	165,9231785	174,5700668	170,7797695	240,8414187	259,1136642	358,9583515	--
95%	128,9972877	170,5827765	181,2711356	170,7797695	247,3543489	263,6644953	374,7857752	--
Punto Final Ebullición	130,1630986	175,9640613	191,7342411	189,1053511	259,9179076	278,2741271	400,4568528	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

CUADRO Nº 50: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA PRIMERA ETAPA ESTADO DINÁMICO- C

SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullición	21,79239473	132,9508865	143,6286145	105,4467217	156,060537	156,0236452	229,1246807	311,8491945
5%	26,17941065	139,477673	147,490278	131,7454998	171,8688846	188,3317218	261,2571639	336,0882601
10%	34,84615431	141,5054056	151,127341	139,3742509	181,8906517	206,8773936	272,2074786	350,7106341
20%	49,88789028	144,9449273	153,8599202	145,5987465	192,137071	220,832924	281,9873526	376,3096453
30%	68,51205684	147,9380281	157,2193781	148,9314199	199,0824629	228,0868807	290,6329778	396,1086597
40%	78,9199239	150,3436623	159,0083542	151,901969	205,0376883	233,1810319	300,3022854	410,886135
50%	93,20539971	152,5986306	161,3287647	154,3952527	210,752528	237,2510939	310,6116026	428,0643451
60%	106,2387963	155,148307	163,9378567	157,4991137	216,6145756	241,1105037	320,3251737	451,9429653
70%	112,3863612	158,2603873	167,4164821	159,7858281	222,782277	245,4948023	329,0908678	--
80%	118,4773192	161,3724676	171,6687524	164,6006588	229,6089815	249,459215	339,6963433	--
90%	126,8762344	167,4196188	177,2368271	171,714026	239,7340329	257,9135015	358,0425387	--
95%	129,9340526	171,3954178	182,3874566	177,9045001	246,5395699	262,2049079	373,7642571	--
Punto Final Ebullición	130,5633228	176,765168	192,7820919	189,5631458	258,309602	275,9440017	399,486338	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

CUADRO Nº 51: RESULTADOS PUNTOS DE DESTILACIÓN DE LA PRIMERA ETAPA ESTADO DINÁMICO- D

SIMULACION	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	SOLVENTE -3	REFLUJO INTERMEDIO	KEROSENE	REFLUJO DE FONDOS	DIESEL	RESIDUAL PRIMARIO
DESTILACION ASTM, °C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D1160
Punto Inicial de Ebullicion	22,38460787	133,2791497	145,5084693	105,7886592	156,2522864	156,1877364	229,0061656	311,6482486
5%	26,44604297	139,7647216	149,1761214	132,0665766	172,1615879	188,4373263	261,4899127	335,9060817
10%	35,19989327	141,8715102	152,4446927	139,7189162	182,1781615	207,0808399	272,5635594	350,5725452
20%	50,38792975	145,4718975	155,230777	146,010693	192,4785964	221,1800879	282,3983568	376,3070834
30%	70,10203953	148,4862455	158,1849374	149,4246502	199,4749841	228,4788863	291,1002967	396,2491581
40%	79,82606039	150,8910797	160,3792235	152,3700203	205,4528121	233,5766484	300,8211136	411,1080433
50%	95,8748423	153,1113656	162,7436299	154,8038187	211,176856	237,6728241	311,1331288	428,3784048
60%	107,352218	155,6822955	165,3632818	157,9142023	217,0460401	241,5382533	320,7819457	452,2675526
70%	113,2489897	158,6998504	168,9037032	160,1964496	223,2251856	245,9386207	329,5263392	--
80%	119,2611951	160,25658	172,7878654	165,0758206	230,0504907	249,9391838	340,2895192	--
90%	127,479948	167,8856174	178,7871023	171,9836752	240,2628375	258,3366255	359,0525603	--
95%	130,3288815	171,6743928	183,1541204	178,3540072	246,897523	262,6729116	375,021968	--
Punto Final Ebullicion	130,9284734	177,1067211	193,727481	190,2891543	258,9165582	276,658324	400,7903729	--
% Recuperado	98,5	98,5	98,5	98,5	98,5	98	98,5	--
% Perdida	1	1	1	1	1	1,5	1	--

Fuente Propia

GRÁFICO Nº 40: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS PRIMERA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA

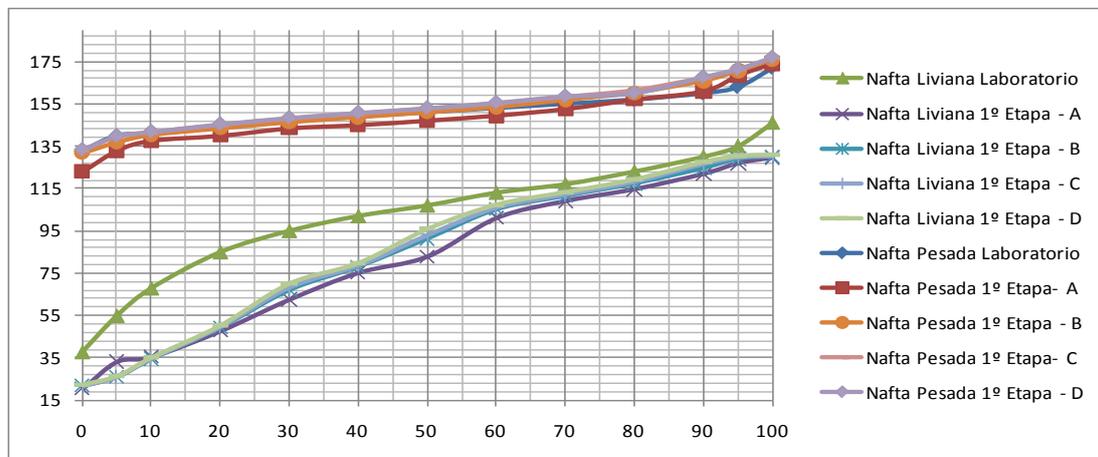
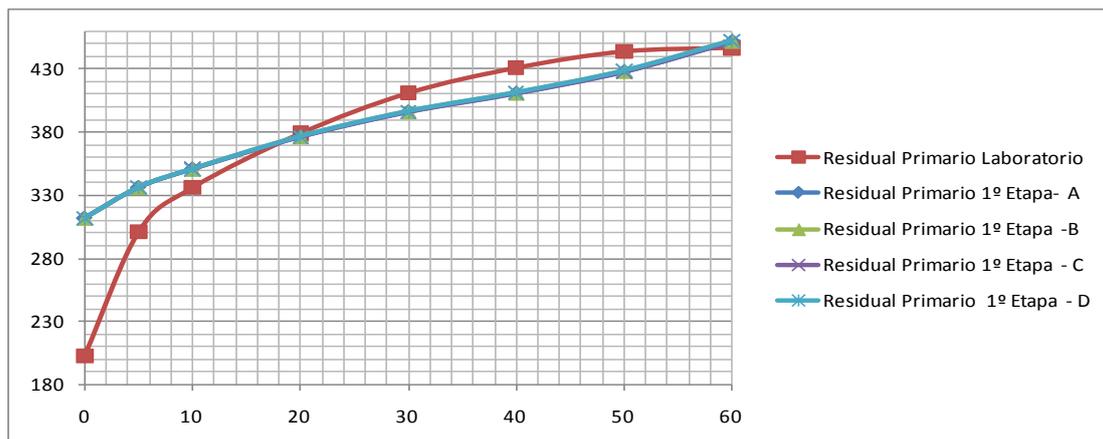
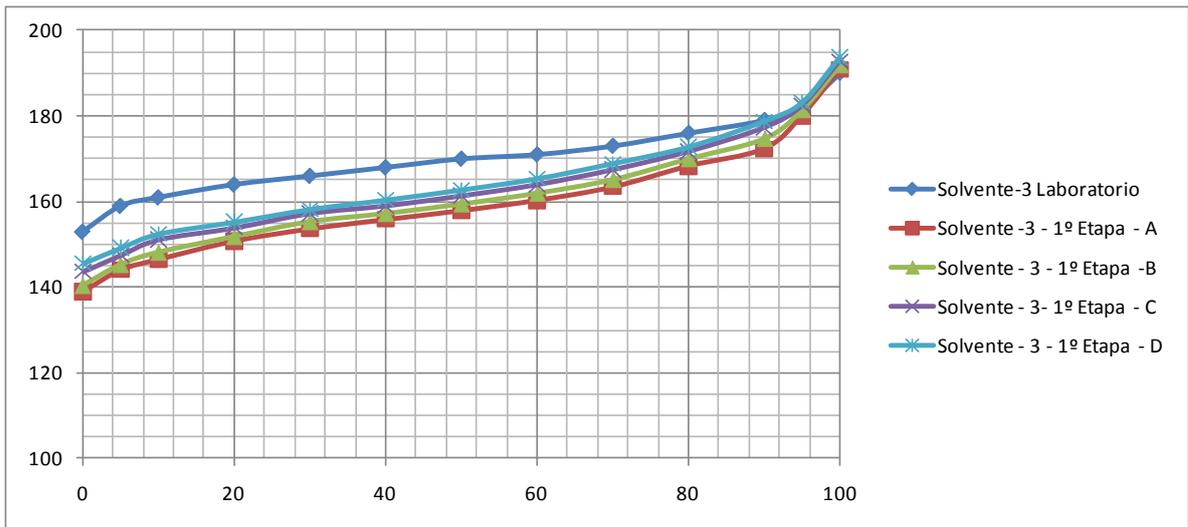


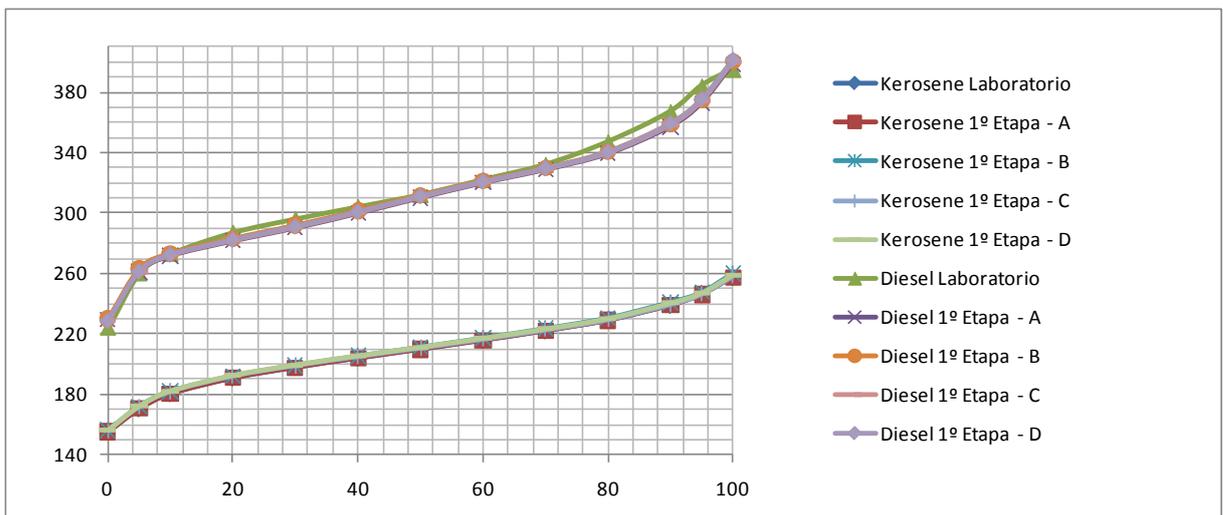
GRÁFICO Nº 41: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS PRIMERA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA



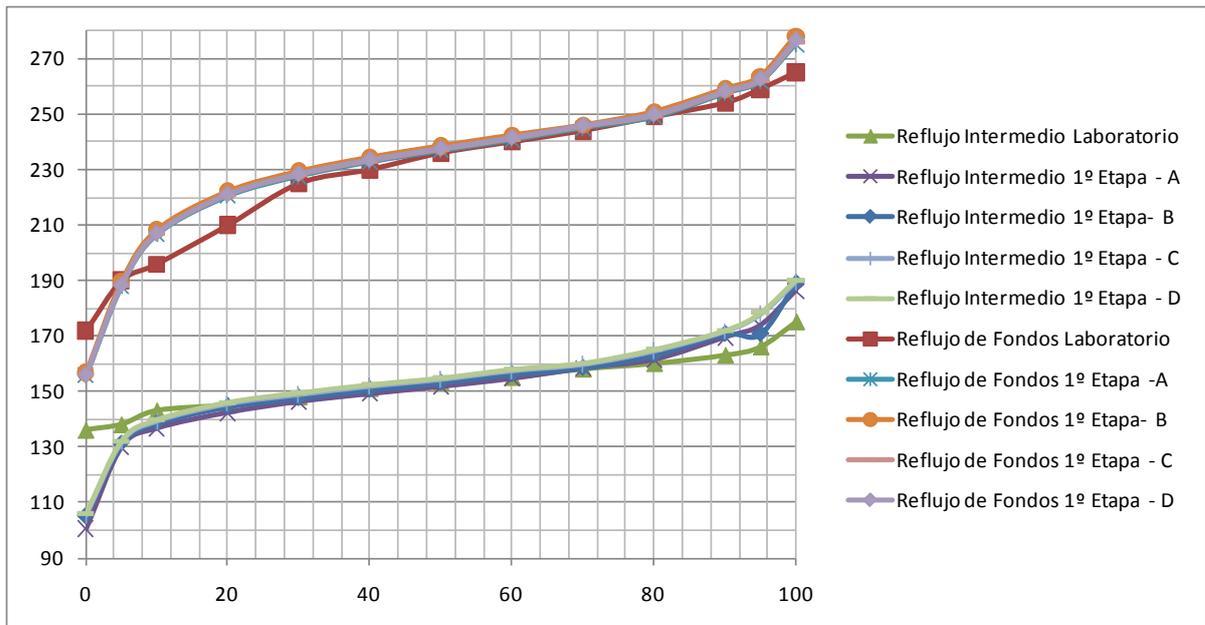
**GRÁFICO Nº 42: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS PRIMERA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA**



**GRÁFICO Nº 43: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS SIMULACIÓN DINÁMICA**



**GRÁFICO N° 44: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS SIMULACIÓN DINÁMICA**



En la Primera etapa se aumento más el reflujo de tope respecto a la segunda etapa para mantener frio la sección de los platos del N° 1 al N° 15 y producir en especificación la nafta pesada, y al mismo tiempo aumentar la temperatura en el plato N° 16 con la reducción del reflujo intermedio, por tal motivo el rendimiento de nafta pesada y Solvente 3 disminuyo; pero manteniendo el rendimiento del DPM y en el diesel se obtuvo mayor rendimiento, manteniendo el reflujo de fondos como en la segunda etapa, lo cual fueron extraídos de la zona fondos por ende disminuyo el rendimiento del residual primario.

En esta etapa es de importancia la temperatura del Drum (D-101) por ser baja y un alto reflujo de tope respecto a la segunda etapa, los resultados fueron convenientes, ver Cuadro N° 52.

CUADRO N° 52: RESULTADOS Y COMPARACIÓN DE PROPIEDADES DE LA PRIMERA ETAPA SIMULACIÓN DINÁMICA

	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD				NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD				SOLVENTE -3 SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD			
		A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D
Azufre Total, %masa-Laboratorio	0,666	0,00180	0,00180	0,00180	0,00180	0,016	0,016	0,016	0,016	0,1 MAX	0,1 MAX	0,1 MAX	0,1 MAX
Azufre Total, %masa- Simulación	0,6796	0,00219	0,00259	0,00274	0,00283	0,0194	0,0217	0,0225	0,0228	0,0268	0,0278	0,0292	0,0302
% Error	-2,03666	-21,48889	-43,92222	-52,22778	-57,26111	-21,03750	-35,54375	-40,83750	-42,65625	-----	-----	-----	-----

Fuente Propia

	KEROSENE SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD				DIESEL SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD				RESIDUAL SIMULACION DINAMICA 66,0 MBD			
	A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D
Azufre Total, %masa-Laboratorio	0,0795	0,0795	0,0795	0,0795	0,353	0,353	0,353	0,353	1,23	1,23	1,23	1,23
Azufre Total, %masa- Simulación	0,0772	0,0795	0,0785	0,0791	0,3719	0,3789	0,3747	0,3779	1,3307	1,3341	1,3319	1,3334
% Error	2,84528	0,03019	1,25912	0,49560	-5,35127	-7,33711	-6,14731	-7,03966	-8,18699	-8,46341	-8,28455	-8,40650

Fuente Propia

	NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD				SOLVENTE-3 SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD				DIESEL SIMULACION DINAMICA 66.0 MBD				L-D CON SOLVENTE -3 SIMULACION DINAMICO 66.0 MBD				L-D SIN SOLVENTE -3 SIMULACION DINAMICO 66.0 MBD			
	A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D	A	B	C	D
Azufre Total, %masa	0,0194	0,0217	0,0225	0,0228	0,0268	0,0278	0,0292	0,0302	0,3719	0,3789	0,3747	0,3779	0,3345	0,3448	0,3448	0,3448	0,3474	0,3583	0,3543	0,3572
Producción (B/d) de 66 MBD de carga	1476,9	1198,4	1209	1216,1	884,07	889,03	815,79	734,99	17903	17819	17927	17957	20400	20000	20080	20040	19500	19140	19260	19290
Viscosidad a 37,8° C (cp)	0,5980	0,6214	0,6259	0,6281	0,6611	0,6697	0,6818	0,6903	5,1330	5,2334	5,1673	5,2056	3,8448	4,0912	4,0744	4,1554	4,2848	4,5911	4,5171	4,5607
Destilación (°C) 90%V recuperado	-----	-----	-----	-----	172,300	174,570	177,237	178,787	-----	-----	-----	-----	354,100	356,075	355,308	356,353	355,200	357,232	356,340	357,306

Fuente Propia

5.2.7. Corrida Especial en Estado Dinámico

En esta corrida especial se evaluó con una carga de 65.0 MBPD cuyo fin es reducir el error de las curvas ASTM D-86 de la tercera, segunda y primera etapa de la simulación dinámica, respecto al Solvente 3 sin descuidar la optimización en el rendimiento del diesel y demás productos. Los resultados se pueden observar en los siguientes cuadros ver Cuadros N° 53 y N° 54.

CUADRO N° 53: PERFIL DE RENDIMIENTOS Y TEMPERATURA CORRIDA ESPECIAL

PERFIL DE RENDIMIENTOS, %Vol

A VOLUMENES DE PLANTA	
CORRIENTES	65.0 MBD CORRIDA ESPECIAL SIMULACION DINAMICO
GAS UDP	0,14
NAFTA LIVIANA	14,47
NAFTA PESADA	1,89
SOLVENTE -3	1,14
KEROSENE	15,32
DIESEL	27,13
RESIDUAL PRIMARIO	39,82

PERFIL DE TEMPERATURAS (°F) de la Columna T-101

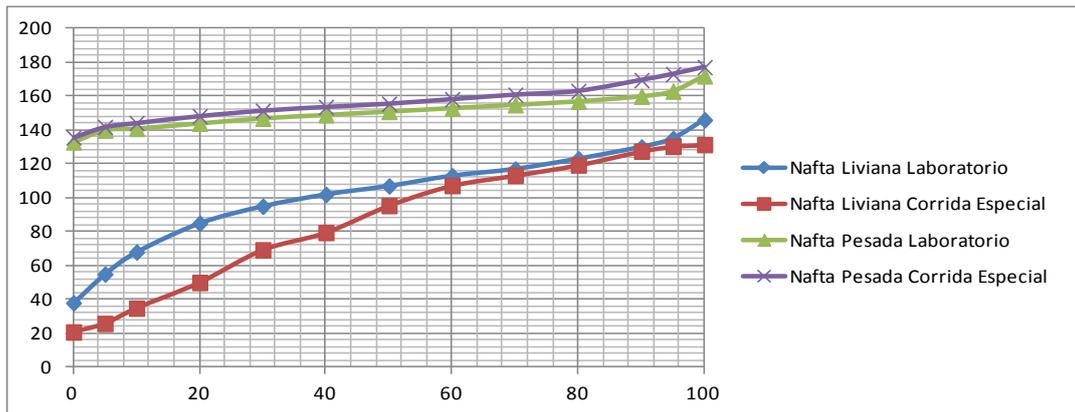
CORRIENTES	65.0 MBD CORRIDA ESPECIAL SIMULACION DINAMICO
D-101	106,70
TOPE	211,65
PLATO N° 16	295,89
PLATO N° 24	382,25
FLASH	647,94
FONDOS	631,98

CUADRO RESUMEN DE PRINCIPALES CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA UDP

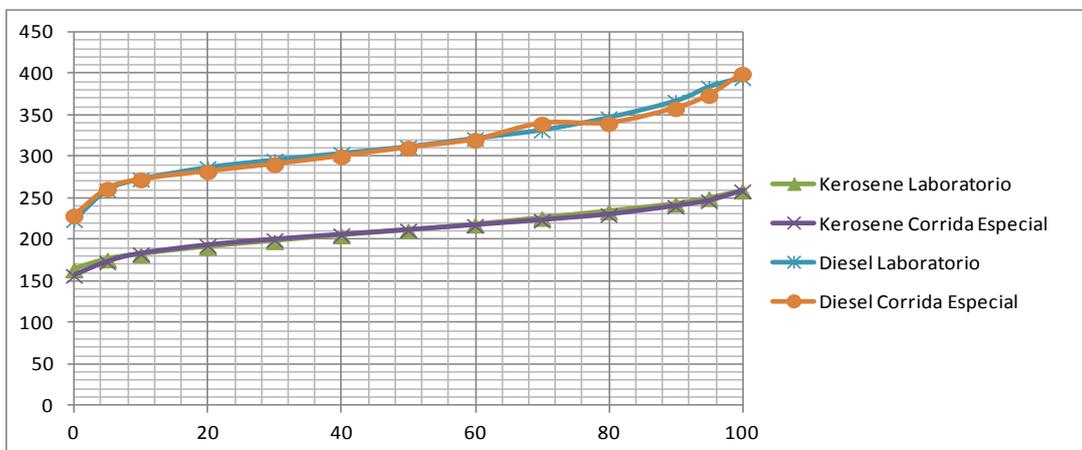
CORRIENTES	65.0 MBD CORRIDA ESPECIAL SIMULACION DINAMICO
OPERACIÓN	MRDM
%ORIENTE	40
%TALARA	60
CARGA , MBD	65
TEMPERATURA, ° F	
SALIDA DE HORNO	664,7
D-101	106,70
TOPE	211,65
PLATO N° 16	295,89
PLATO N° 24	382,25
FLASH	647,94
FONDOS	631,98
PRESIONES , Psig	
SALIDA DE HORNO HS-101	22,00
ZONA FLASH	10,91
D-101	2,45
REFLUJOS,% de la Carga	
REFLUJO TOPE	19,84
REFLUJO INTERMEDIO	60,61
REFLUJO FONDOS	70,39

Fuente Propia

**GRÁFICO Nº 45: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS CORRIDA ESPECIAL SIMULACIÓN DINÁMICA**



**GRÁFICO Nº 46: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS CORRIDA ESPECIAL SIMULACIÓN DINÁMICA**



**GRÁFICO Nº 47: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM
LABORATORIO VS CORRIDA ESPECIAL SIMULACIÓN DINÁMICA**

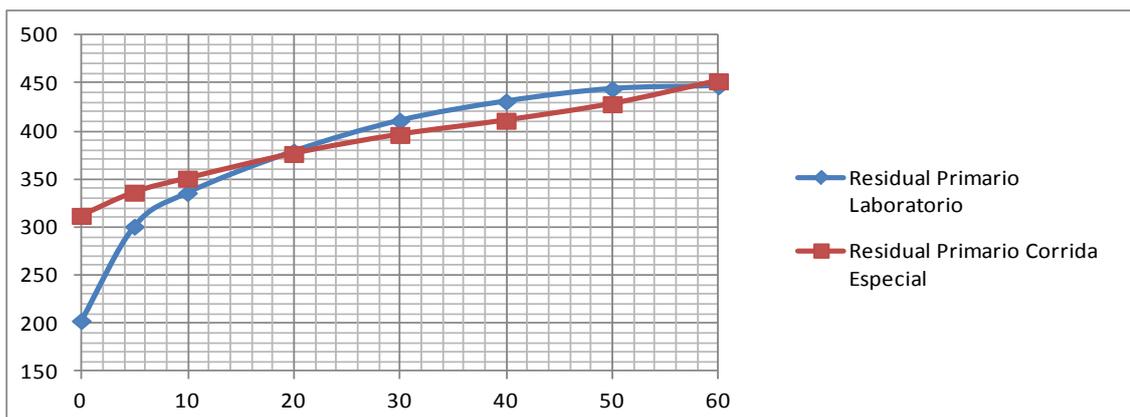


GRÁFICO N° 48: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS CORRIDA ESPECIAL SIMULACIÓN DINÁMICA

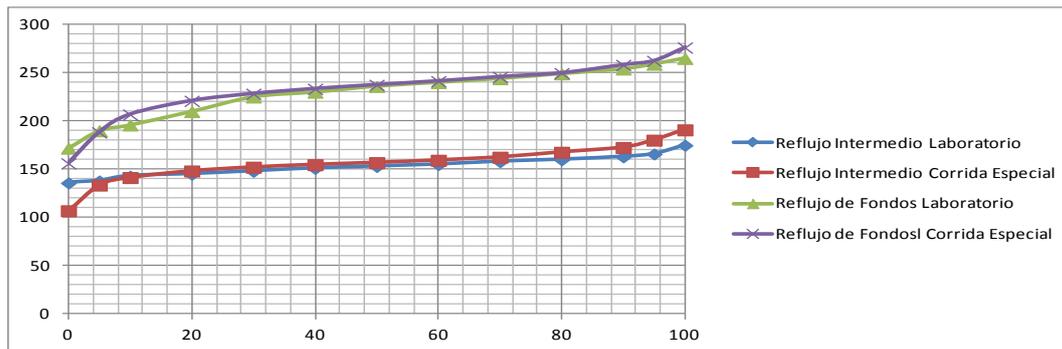
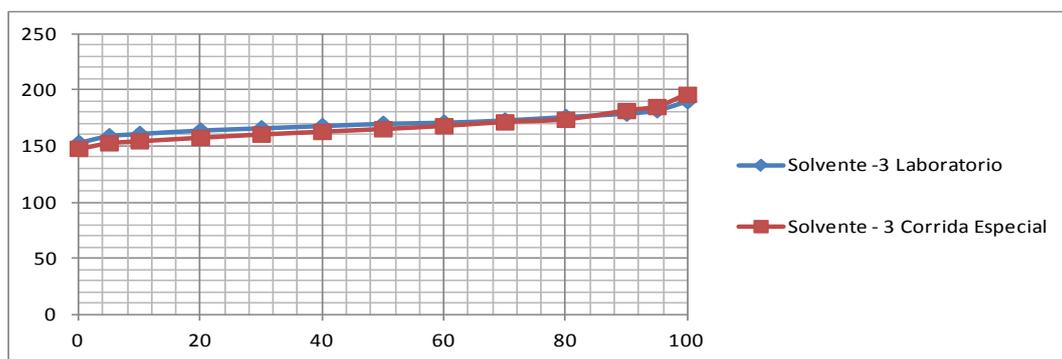


GRÁFICO N° 49: COMPARACIÓN DE RESULTADOS CURVAS ASTM LABORATORIO VS CORRIDA ESPECIAL SIMULACIÓN DINÁMICA.



5.2.8 Consumo de Vapor en Estado Dinámico

El vapor ingresa al sistema por los despojadores (T-102-A, B, C y T-103) y por el fondo de la torre de destilación (T-101). Las condiciones del vapor es sobre calentado de presión (150 psig) y temperatura (650° -665 °F). En la Cuadro N° 55 se muestra los resultados para las diferentes etapas.

5.2.9 Balance de Energía en Estado Dinámico

El balance se realizo en función a las entalpias y flujo molar para las diferentes etapas y casos; considerando que no hay pérdidas al medio ambiente además no hay generación de calor solo que hay acumulación. En la Cuadro N° 56 se muestra los resultados para la carga, productos, vapores de agua, agua líquida, calores (en el condensador, Enfriadores) y el Trim Duty.

CUADRO Nº 54: RESULTADOS Y COMPARACIÓN DE PROPIEDADES DE LA CORRIDA ESPECIAL SIMULACIÓN DINÁMICA

	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA SIMULACION DINAMICA 65 MBD	NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA 65 MBD	SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICA 65 MBD	KEROSENE SIMULACION DINAMICA 65 MBD	DIESEL SIMULACION DINAMICA 65 MBD	RESIDUAL SIMULACION DINAMICA 65 MBD
Azufre Total, %masa-Laboratorio	0,666	0,00180	0,016	0,1 MAX	0,0795	0,353	1,23
Azufre Total, %masa- Simulación	0,6796	0,00290	0,0245	0,0318	0,0795	0,3757	1,3333
% Error	-2,03666	-60,94444	-53,12500	-----	0,06289	-6,43059	-8,39837

	NAFTA PESADA SIMULACION DINAMICA 65 MBD	SOLVENTE 3 SIMULACION DINAMICA 65 MBD	DIESEL SIMULACION DINAMICA 65 MBD	L-D CON SOLVENTE 3 SIMULACIÓN DINAMICA 65 MBD	L-D SIN SOLVENTE 3 SIMULACIÓN DINAMICA 65 MBD
Azufre Total, %masa	0,0245	0,0318	0,3757	0,3435	0,3545
Producción (B/d) de 65 MBD de carga	1227,7	742,7	17635	19730	18980
Viscosidad 37,8 °C (cp)	0,6416	0,7044	5,1814	4,1193	4,5190
Destilación (°C) 90%V recuperado	-----	181,3359	-----	355,5243	356,4251

Fuente Propia

CUADRO N° 55: CUADRO RESUMEN - CONSUMO DE VAPOR SIMULACIÓN DINÁMICA

PRODUCCIONES DE VAPORES (Lb/h)

LINEA DE VAPORES	70 . 0 MBD 3 º ETAPA SIMULACION DINAMICA CON T - 103	68.0 MBD 2º ETAPA SIMULACION DINAMICA CON T-103		68.0 MBD 2º ETAPA- B SIMULACION DINAMICA CON T-103	66.0 MBD 1º ETAPA- A SIMULACION DINAMICA CON T-103	66.0 MBD 1º ETAPA- B SIMULACION DINAMICA CON T-103	66.0 MBD 1º ETAPA- C SIMULACION DINAMICA CON T-103	66.0 MBD 1º ETAPA- D SIMULACION DINAMICA CON T-103	65.0 MBD CORRIDA ESPECIAL SIMULACION DINAMICA CON T-103
		A	A*						
Nafta Pesada (T-102-A)	2807,7	2807,7	2807,7	2807,7	584,95	2339,8	2339,8	2339,8	2339,8
Kerosene (T-102-B)	891,57	713,25	713,25	998,56	1943,6	1943,6	1943,6	1943,6	1943,6
Diesel (T-102-C)	303,05	413,25	309,94	323,71	292,72	292,72	292,72	292,72	292,72
Solvente 3 (T-103)	858,61	858,6	858,6	1545,5	4121,3	4121,3	4722,3	5350	5350
Fondos (T-101)	6285,9	6714,5	6714,5	6714,5	6000,2	6000,2	6000,2	6000,2	6000,2
Total	11146,83	11507,3	11403,99	12389,97	12942,8	14697,62	15298,62	15926,32	15926,32

Fuente Propia

Nota: Cuando se realizó la simulación dinámica para una carga de 68.0 MBPD – A, se presentó Inundación en el despojador T-102- C por lo cual se evaluó y se concluyó que el flujo de vapor (resaltado en la Cuadro N°55) en el T-102- C no era el adecuado; por lo tanto se realizó con un flujo de vapor optimo en la simulación dinámica 68.0 MBPD – A*, sin presentar inundación.

CUADRO N° 56: RESULTADOS Y COMPARACIÓN - BALANCE DE ENERGÍA SIMULACIÓN DINÁMICA

BALANCE DE ENERGIA

ETAPAS	CARGA			NAFTA LIGERA			NAFTA PESADA			SOLVENTE - 3			GASES			AGUA del D101		
	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h
3º	-113043,0787	3935,336235	-4,45E+08	-86020,5487	1096,70131	-9,43E+07	-107844,275	189,5173556	-2,04E+07	-108875,209	111,885588	-1,22E+07	-62194,6797	28,3855677	-1,77E+06	-122520,612	599,354296	-7,34E+07
2º - A	-113449,5868	3811,474977	-4,32E+08	-85976,67453	1065,02863	-9,16E+07	-107547,886	157,0539896	-1,69E+07	-108127,422	97,7960916	-1,06E+07	-65051,1882	25,4534493	-1,66E+06	-122291,048	617,451955	-7,55E+07
2º - A*	-113449,5571	3811,474977	-4,32E+08	-85898,15955	1043,75143	-8,97E+07	-107716,185	156,3726844	-1,68E+07	-108321,255	97,7992961	-1,06E+07	-64992,3005	25,9862118	-1,69E+06	-122298,401	611,927729	-7,48E+07
2º - B	-113170,3600	3821,575386	-4,32E+08	-86391,97124	1090,01144	-9,42E+07	-108213,02	158,9465994	-1,72E+07	-110245,054	85,488692	-9,42E+06	-62480,1772	17,67128	-1,10E+06	-122485,36	672,156118	-8,23E+07
1º - A	-117569,8078	3656,491211	-4,30E+08	-87261,66447	1059,01423	-9,24E+07	-104958,513	137,1290337	-1,44E+07	-110897,297	78,7243739	-8,73E+06	-60553,3091	19,7907607	-1,20E+06	-122530,669	661,869751	-8,11E+07
1º - B	-117562,3852	3656,491211	-4,30E+08	-90837,60853	1147,03286	-1,04E+08	-108204,109	110,5786104	-1,20E+07	-111523,445	78,7008264	-8,78E+06	-60997,0286	24,3964001	-1,49E+06	-122467,836	661,395435	-8,10E+07
1º - C	-117577,453	3656,491211	-4,30E+08	-92001,80888	1173,90893	-1,08E+08	-108699,455	110,1881857	-1,20E+07	-112392,642	71,6243273	-8,05E+06	-61028,2569	24,1693676	-1,48E+06	-122457,793	661,215448	-8,10E+07
1º - D	-117586,2066	3656,491211	-4,30E+08	-93131,55753	1203,67537	-1,12E+08	-108860,935	110,6534968	-1,09E+05	-112968,587	64,1632469	-7,25E+06	-61320,5722	27,9564367	-1,71E+06	-122423,304	661,168519	-8,09E+07
C - E	-117586,7816	3601,268371	-4,23E+08	-92999,84358	1262,88061	-1,17E+08	-109901,541	110,5833887	-1,22E+07	-113958,853	64,2216135	-7,32E+06	-60418,4673	13,8316903	-8,36E+05	-122501,609	661,315563	-8,10E+07

ETAPAS	KEROSENE			DIESEL			RESIDUAL PRIMARIO		
	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h
3º	-129373,5523	829,5753415	-1,07E+08	-167684,1493	814,953863	-1,37E+08	-251913,745	885,6544927	-2,23E+08
2º - A	-126774,3586	787,3539938	-9,98E+07	-167173,45	852,287126	-1,42E+08	-253736,918	858,3695948	-2,18E+08
2º - A*	-126619,0695	791,6036598	-1,00E+08	-166669,6144	860,544538	-1,43E+08	-253953,732	855,088385	-2,17E+08
2º - B	-127568,4051	783,5264179	-1,00E+08	-167044,7002	863,493241	-1,44E+08	-254191,017	850,4828668	-2,16E+08
1º - A	-129405,1888	758,7528083	-9,82E+07	-166990,0898	874,611144	-1,46E+08	-252529,708	822,8407371	-2,08E+08
1º - B	-130014,6887	763,9822916	-9,93E+07	-167591,1889	865,836376	-1,45E+08	-252890,505	816,3901408	-2,06E+08
1º - C	-129873,9293	747,4779307	-9,71E+07	-167241,0539	874,339663	-1,46E+08	-252631,029	820,2505357	-2,07E+08
1º - D	-130045,1187	745,7770358	-9,6985638,93	-167531,756	874,235382	-1,46463662	-252752,517	817,1328974	-2,06534475
C - E	-130332,5384	723,2779521	-94267461,77	-167492,1435	859,473636	-143956506	-252912,049	806,1323275	-203882626

ETAPAS	T-102-A			T-102-B			T-102-C			T-103			Vapor de Fondos		
	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h	Entalpia (Btu/Lb-mol)	Lb-mol/h	Btu/h									
3º	-99339,4857	155,854966	-1,55E+07	-99339,4857	49,490017	-4,92E+06	-99339,4857	16,8219277	-1,67E+06	-99339,4857	47,6604272	-4,73E+06	-99204,1226	348,923581	-3,46E+07
2º - A	-99339,4857	155,854967	-1,55E+07	-99339,4857	39,5920137	-3,93E+06	-99339,4857	22,9389925	-2,28E+06	-99339,4857	47,6604275	-4,73E+06	-99204,1226	372,713827	-3,70E+07
2º - A*	-99339,4857	155,854965	-1,55E+07	-99339,4857	39,5920133	-3,93E+06	-99339,4857	17,2042442	-1,71E+06	-99339,4857	47,660427	-4,73E+06	-99204,1226	372,713823	-3,70E+07
2º - B	-99339,4857	155,854964	-1,55E+07	-99339,4857	55,4288183	-5,51E+06	-99339,4857	17,9688771	-1,79E+06	-99339,4857	85,7887681	-8,52E+06	-99204,1226	372,713821	-3,70E+07
1º - A	-99339,4857	32,4697843	-3,23E+06	-99339,4857	107,888236	-1,07E+07	-99339,4857	16,2484529	-1,61E+06	-99339,4857	228,77005	-2,27E+07	-99204,1226	333,063417	-3,30E+07
1º - B	-99339,4857	129,879137	-1,29E+07	-99339,4857	107,888236	-1,07E+07	-99339,4857	16,2484528	-1,61E+06	-99339,4857	228,770049	-2,27E+07	-99204,1226	333,063416	-3,30E+07
1º - C	-99339,4857	129,879136	-1,29E+07	-99339,4857	107,888235	-1,07E+07	-99339,4857	16,2484527	-1,61E+06	-99339,4857	262,132346	-2,60E+07	-99204,1226	333,063413	-3,30E+07
1º - D	-99339,4857	129,879135	-1,2902256,3	-99339,4857	107,888235	-1,0717669,6	-99339,4857	16,2484526	-1,614129,17	-99339,4857	300,260686	-2,9828042,3	-99204,1226	333,063412	-3,3041596
C - E	-99339,4857	129,879135	-1,2902256,3	-99339,4857	107,888235	-1,0717669,6	-99339,4857	16,2484526	-1,614129,17	-99339,4857	300,260686	-2,9828042,3	-99204,1226	333,063412	-3,3041596

Fuente Propia

El Cuadro N° 56 además muestra una comparación de las Energías entrantes y salientes así como la Acumulación.

CUADRO N° 56: RESULTADOS Y COMPARACIÓN - BALANCE DE ENERGÍA SIMULACIÓN DINÁMICA

ETAPAS	Enfriadores Al plato 16	Enfriadores Al plato 24	Condensador Al Drump 101	Trim Duty	Energía IN	Energía OUT	Acumulación
	Btu/h	Btu/h	Btu/h	Btu/h	Btu/h	Btu/h	Btu/h
3º	1,57E+07	7,97E+07	6,17E+07	-1,37E+07	-5,20E+08	-5,12E+08	-7,81E+06
2º - A	1,61E+07	8,08E+07	5,49E+07	-1,37E+07	-5,09E+08	-5,05E+08	-4,95E+06
2º - A*	1,60E+07	8,05E+07	5,46E+07	-1,37E+07	-5,09E+08	-5,03E+08	-5,58E+06
2º - B	1,25E+07	8,10E+07	6,01E+07	-1,37E+07	-5,14E+08	-5,11E+08	-3,40E+06
1º - A	5,22E+06	8,00E+07	6,73E+07	2,94E+05	-5,01E+08	-4,97E+08	-3,57E+06
1º - B	6,98E+06	7,92E+07	6,98E+07	2,94E+05	-5,11E+08	-5,02E+08	-8,25E+06
1º - C	6,00E+06	7,98E+07	7,71E+07	2,94E+05	-5,14E+08	-4,98E+08	-1,58E+07
1º - D	6,12E+06	7,96E+07	8,25E+07	2,94E+05	-5,18E+08	-4,84E+08	-3,39E+07
C - E	2,77E+06	7,87E+07	7,58E+07	2,94E+05	-5,11E+08	-5,04E+08	-7,73E+06

Fuente Propia

5.2.10 Especificación Técnica de Productos de Destilados Medios – Petroperú

Los productos a comercializar en Refinería Talara sin pasar por otros procesos, previo con tratamiento químico que se obtienen de la Unidad de Destilación Primaria son el Solvente 1, y Solvente 3. Sin embargo, la Nafta pesada y el Diesel se mezclan en una línea cuyo nombre se dice en planta “La Línea de Diesel” con dirección al Pool de Diesel para luego ser mezclado con LVGO producto que se obtiene de la Unidad Destilación al Vacío, LCO producto que se obtiene de la Unidad de FCC, DPM y Biodiesel.

Los resultados de especificación que se obtienen de la evaluación de la tercera, segunda y primera (Etapa-Casos) en estado dinámico y corrida especial serán comparadas con la especificación técnica de productos de Petroperú ver Cuadro N° 57, en este cuadro se observara el Solvente 3, DPM y la Línea de Diesel que se analizara en dos casos:

- Línea de Diesel (Nafta Pesada + Diesel).
- Línea de Diesel (Nafta Pesada + Diesel + Solvente 3).

Este análisis se había realizado respectivamente en cada (Etapa – Caso) de una manera ilustrativa solo para la línea de Diesel sin embargo en la Cuadro N° 57 es un análisis para los Destilados Medios.

5.2.11 Calidad de Fraccionamiento

Para evaluar la calidad de fraccionamiento se utilizara un procedimiento práctico para definir el grado de fraccionamiento entre dos corrientes laterales consecutivas (productos) de la Unidad de Destilación Primaria, consiste en determinar la diferencia de Temperaturas (en curvas ASTM) entre la del 95% de destilado del producto más ligero y la del 5% de destilado del producto más pesado.

Si la Temperatura del 5% es mayor que la del 95% esta diferencia se denomina GAP y si la Temperatura del 5% es menor que la del 95% esta diferencia se denomina OVERLAP.

La evaluación se realizo para todas las Etapas – Casos en estado dinámico y se comparo con el informe Técnico N° TECT-IP-017-2010, ver Cuadro N° 59.

5.2.12 Porcentaje de Inundación de las Bandejas de la T-101

La evaluación de la simulación en estado dinámico para cada Etapa – caso, analiza en cada bandeja el máximo porcentaje de Inundación y en consecuencia un análisis de bandejas entre los cortes laterales, ver Cuadro N° 58 y Cuadro N° 60.

CUADRO Nº 57: CUADRO RESUMEN ESPECIFICACIÓN TÉCNICA DE PRODUCTOS DE DESTILADOS MEDIOS – PETROPERÚ

ESPECIFICACIÓN DE PRODUCTOS			70.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)	68.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO) - A*	68.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO) - B	66.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)-A	66.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)-B	66.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)-C	66.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)-D	65.0 MBD CON T-103 (SIMULACION DINAMICO)									
SOLVENTE - 3	Min	Max																	
	Punto de Inflamación	37,8	-	32,0199	30,7583	32,8707	32,7823	33,9624	36,2505	37,2271	38,7021								
	Destilación, °C																		
	50% V recuperado	-	177	158,9287	156,6801	159,4926	157,8439	159,3097	161,3288	162,7436	166,3960								
	90% V recuperado	-	190	176,3571	174,2959	176,1125	172,3000	174,5701	177,2368	178,7871	181,3359								
Azufre total,% masa	-	0.1	0,0266	0,0245	0,0266	0,0268	0,0278	0,0292	0,0302	0,0318									
KEROSENE	Min	Max																	
	Punto de Inflamación	43	-	59,4521	55,0577	56,2402	57,1931	58,2984	58,2184	58,4151	59,0605								
	Destilación, °C																		
	10% V recuperado	-	200	183,6977	177,3037	179,0127	180,3960	182,0075	181,8907	182,1782	183,1231								
	Punto Final		300	265,8931	259,6060	259,7328	257,5186	259,9179	258,3096	258,9166	258,8545								
Azufre total,% masa	-	0,25	0,0857	0,0765	0,0774	0,0772	0,0795	0,0785	0,0791	0,0795									
DIESEL	Min	Max	L-D + sol-3	L-D sin sol-3	L-D + sol-3	L-D sin sol-3	L-D + sol-3	L-D sin sol-3	L-D + sol-3	L-D sin sol-3	L-D + sol-3	L-D sin sol-3	L-D + sol-3	L-D sin sol-3	L-D + sol-3	L-D sin sol-3			
	Punto de Inflamación, °C	52.0	-	52,0876	59,8684	54,8928	76,0352	56,3320	72,9116	56,5365	89,3412	62,8179	99,4321	63,6833	98,9227	65,9499	98,7949	65,6706	97,9575
	Destilación, °C																		
	90% V recuperado	282	360	354,0993	355,7108	353,5030	354,8469	354,2892	355,4938	354,1000	355,2000	356,0747	357,2316	355,3079	356,3398	356,3534	357,3062	355,5243	356,4251
	Número de Cetano	45	-	56,4085	55,0969	55,6214	54,4488	55,4848	54,4772	55,8352	54,8400	55,4552	54,3711	55,3003	54,3545	55,1946	54,3490	55,1624	54,3368
	Azufre total,% masa	-	0,5	0,3083	0,3254	0,3070	0,3216	0,3103	0,3213	0,3345	0,3474	0,3448	0,3583	0,3448	0,3543	0,3448	0,3572	0,3435	0,3545
viscosidad Cinematica a 40 °c	1.7	4.1	Viscosidad 37,8 °c (cp)		Viscosidad 37,8 °c (cp)		Viscosidad 37,8 °c (cp)		Viscosidad 37,8 °c (cp)		Viscosidad 37,8 °c (cp)		Viscosidad 37,8 °c (cp)		Viscosidad 37,8 °c (cp)		Viscosidad 37,8 °c (cp)		
			3,6482	4,5305	3,7302	4,2569	3,8093	4,2738	3,8448	4,2848	4,0912	4,5911	4,0744	4,5171	4,1554	4,5607	4,1193	4,5190	

Fuente Propia

Nota: La Línea de Diesel (L-D) está compuesta por Nafta Pesada + Diesel, cortes laterales de la Torre de Destilación Primaria (T-101).

**CUADRO N° 58: MAX PORCENTAJE DE INUNDACIÓN DE BANDEJAS
SIMULACIÓN ESTADO DINÁMICO DE LA T-101**

Sección Max % Inundación	Tipo de Plato	70 . 0 MBD 3º ETAPA	68.0 MBD 2º ETAPA- A *	68.0 MBD 2º ETAPA- B	66.0 MBD 1º ETAPA- A	66.0 MBD 1º ETAPA- B	66.0 MBD 1º ETAPA- C	66.0 MBD 1º ETAPA- D	65.0 MBD CORRIDA ESPECIAL
1	Bubble Cap	68,9348791	68,93487909	68,9348791	77,50265158	77,5026516	77,50265158	77,50265158	77,50265158
2	Bubble Cap	63,6074049	63,60740495	63,6074049	66,06860181	66,0686018	66,06860181	66,06860181	66,06860181
3	Bubble Cap	64,3186919	64,31869193	64,3186919	66,73686223	66,7368622	66,73686223	66,73686223	66,73686223
4	Bubble Cap	64,4373727	64,43737274	64,4373727	66,86516611	66,8651661	66,86516611	66,86516611	66,86516611
5	Bubble Cap	64,4185473	64,41854731	64,4185473	66,87048942	66,8704894	66,87048942	66,87048942	66,87048942
6	Bubble Cap	64,36951100	64,369511	64,369511	66,8413232	66,8413232	66,8413232	66,8413232	66,8413232
7	Bubble Cap	64,3119261	64,31192607	64,3119261	66,79609559	66,7960956	66,79609559	66,79609559	66,79609559
8	Bubble Cap	57,4054096	57,40540963	57,4054096	59,60403715	59,6040371	59,60403715	59,60403715	59,60403715
9	Bubble Cap	64,1705676	64,17056756	64,1705676	66,65906167	66,6590617	66,65906167	66,65906167	66,65906167
10	Bubble Cap	57,2217715	57,22177155	57,2217715	59,41162091	59,4116209	59,41162091	59,41162091	59,41162091
11	Bubble Cap	63,5832167	63,58321668	63,5832167	66,03691081	66,0369108	66,03691081	66,03691081	66,03691081
12	Bubble Cap	63,1954971	63,19549715	63,1954971	65,62420365	65,6242036	65,62420365	65,62420365	65,62420365
13	Bubble Cap	62,7594143	62,75941433	62,7594143	65,14939314	65,1493931	65,14939314	65,14939314	65,14939314
14	Bubble Cap	62,7292625	62,72926254	62,7292625	65,11148837	65,1114884	65,11148837	65,11148837	65,11148837
15	Bubble Cap	52,5196253	52,51962535	52,5196253	54,38693639	54,3869364	54,38693639	54,38693639	54,38693639
N. Ligera - N Pesada		62,5322065	62,53220652	62,5322065	65,31098947	65,3109895	65,31098947	65,31098947	65,31098947
16	Bubble Cap	64,9614911	64,96149114	64,9614911	66,17711947	66,1771195	66,17711947	66,17711947	66,17711947
17	Bubble Cap	62,3166737	62,31667375	62,3166737	63,05511382	63,0551138	63,05511382	63,05511382	63,05511382
18	Bubble Cap	71,2596498	71,25964983	71,2596498	71,78938536	71,7893854	71,78938536	71,78938536	71,78938536
19	Bubble Cap	60,8318426	60,83184265	60,8318426	61,32760315	61,3276031	61,32760315	61,32760315	61,32760315
20	Bubble Cap	60,0430086	60,04300863	60,0430086	60,46647754	60,4664775	60,46647754	60,46647754	60,46647754
21	Bubble Cap	58,2806037	58,28060374	58,2806037	58,94996658	58,9499666	58,94996658	58,94996658	58,94996658
22	Bubble Cap	57,6368658	57,63686584	57,6368658	58,44062915	58,4406292	58,44062915	58,44062915	58,44062915
23	Bubble Cap	47,7640994	47,76409937	47,7640994	49,61474586	49,6147459	49,61474586	49,61474586	49,61474586
N.Pesada- Kerosene		60,3867794	60,38677937	60,3867794	61,22763012	61,2276301	61,22763012	61,22763012	61,22763012
24	Bubble Cap	85,0313295	85,03132947	85,0313295	87,07719406	87,0771941	87,07719406	87,07719406	87,07719406
25	Bubble Cap	96,0518333	96,05183328	96,0518333	97,13241769	97,1324177	97,13241769	97,13241769	97,13241769
26	Bubble Cap	85,8006802	85,8006802	85,8006802	87,26339118	87,2633912	87,26339118	87,26339118	87,26339118
27	Bubble Cap	85,045735	85,04573499	85,045735	86,55206965	86,5520697	86,55206965	86,55206965	86,55206965
28	Bubble Cap	81,9387077	81,93870775	81,9387077	83,61084717	83,6108472	83,61084717	83,61084717	83,61084717
29	Bubble Cap	80,421334	80,42133402	80,421334	82,16006165	82,1600616	82,16006165	82,16006165	82,16006165
30	Bubble Cap	59,0239736	59,02397363	59,0239736	61,69700678	61,6970068	61,69700678	61,69700678	61,69700678
Kerosene - Diesel		81,9019419	81,90194191	81,9019419	83,64185546	83,6418555	83,64185546	83,64185546	83,64185546
31	Bubble Cap	56,6027769	56,60277687	56,6027769	59,545736	59,545736	59,545736	59,545736	59,545736
32	Bubble Cap	54,8081255	54,80812551	54,8081255	57,0564498	57,0564498	57,0564498	57,0564498	57,0564498
33	Bubble Cap	54,2823853	54,2823853	54,2823853	55,96015397	55,960154	55,96015397	55,96015397	55,96015397
34	Bubble Cap	13,9098325	13,90983249	13,9098325	14,70228426	14,7022843	14,70228426	14,70228426	14,70228426
Diesel - Zona Flash		44,90078	44,90078004	44,90078	46,81615601	46,816156	46,81615601	46,81615601	46,81615601
35	Sieve	89,8071096	89,80710959	89,8071096	95,17881703	95,178817	95,17881703	95,17881703	95,17881703
36	Sieve	83,3281696	83,32816955	83,3281696	86,58209455	86,5820945	86,58209455	86,58209455	86,58209455
37	Sieve	75,8302194	75,83021938	75,8302194	79,83263809	79,8326381	79,83263809	79,83263809	79,83263809
38	Sieve	61,4674326	61,46743258	61,4674326	64,73441811	64,7344181	64,73441811	64,73441811	64,73441811
Zona Flash - Fondos		77,6082328	77,60823278	77,6082328	81,58199194	81,5819919	81,58199194	81,58199194	81,58199194

Fuente Propia

CUADRO N° 59: FRACCIONAMIENTO ENTRE CORTES DE LA COLUMNA T-101 EXPRESADO EN TÉRMINOS DE GAP / OVERLAP (°C)

GAP / OVERLAP (°C)	70 . 0 MBD 3 ° ETAPA	70.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	68.0 MBD 2º ETAPA- A *	68.0 MBD 2º ETAPA- B	68.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	66.0 MBD 1º ETAPA- A	66.0 MBD 1º ETAPA- B	66.0 MBD 1º ETAPA- C	66.0 MBD 1º ETAPA- D	66.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	65.0 MBD CORRIDA ESPECIAL
Nafta Liviana - Nafta Pesada	8,284	5	6,676	7,665	4	6,073	8,076	9,544	9,436	1	11,410
Nafta Pesada - Solvente- 3	-30,953	-----	-33,448	-29,235	-----	-24,481	-25,393	-23,905	-22,498	-----	-20,353
Solvente -3 - Kerosene	-10,353	-----	-5,336	-7,317	-----	-7,317	-9,232	-10,519	-10,993	-----	-11,677
Nafta Pesada - Kerosene	0,212	13	0,011	0,018	11	1,931	1,457	0,473	0,487	8	0,189
Kerosene - Diesel	12,884	10	14,573	14,567	12	15,642	15,642	14,718	14,592	9	14,523
Diesel - Residual Primario	-39,716	-83	-47,252	-36,250	-80	-36,403	-38,576	-37,676	-39,116	-77	-37,770

Fuente Propia

CUADRO N° 60: PORCENTAJE DE INUNDACIÓN SIMULACIÓN ESTADO DINÁMICO VS INFORME TÉCNICO N° TECT-IP-017-2010

Porcentaje de Inundación	70 . 0 MBD 3 ° ETAPA	70.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	68.0 MBD 2º ETAPA- A *	68.0 MBD 2º ETAPA- B	68.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	66.0 MBD 1º ETAPA- A	66.0 MBD 1º ETAPA- B	66.0 MBD 1º ETAPA- C	66.0 MBD 1º ETAPA- D	66.0 MBD (TECT-IP-017-2010)	65.0 MBD CORRIDA ESPECIAL
Nafta Liviana - Nafta Pesada	62,532	81,7	62,532	62,532		65,311	65,311	65,311	65,311	69,8	65,311
Nafta Pesada - Kerosene	60,387	62,8	60,387	60,387	59,5	61,228	61,228	61,228	61,228	56,9	61,228
Kerosene - Diesel	81,902	73,2	81,902	81,902	70,8	83,642	83,642	83,642	83,642	68,9	83,642
Diesel -Zona Flash	44,901	39,8	44,901	44,901	38,6	46,816	46,816	46,816	46,816	37,6	46,816
Zona Flash - Fondos	77,608	110,3	77,608	77,608	106,9	81,582	81,582	81,582	81,582	104,2	81,582

Fuente Propia

5.3. Obtención de Correlaciones para el control de las propiedades de los destilados medios de la Unidad de Destilación Primaria

5.3.1 Información Base

Se utiliza como base de datos las corridas de prueba realizada en la UDP entre los meses de Febrero 2009 y Junio 2010, las cuales presentan diferentes características como dieta en la carga, °API, volumen de carga entre otros. Las condiciones de Operación Generales se muestran en el cuadro N° 61:

CUADRO N° 61: CORRIDAS DE PRUEBA EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

# DE PRUEBA	PARÁMETROS DE OPERACIÓN
1	Tipo de Dieta: 60% Talara + 40% Oriente Volumen:68 MBbbs, API Carga: 29,9
2	Tipo de Dieta: 60% Talara + 40% Oriente Volumen:70 MBbbs, API Carga: 29,7
3	Tipo de Dieta: 50 % Talara + 30 %Oriente+ 20% Corvina Albacora Volumen:65 MBbbs, API Carga: 30,1
4	Tipo de Dieta: 50 % Talara + 30 %Oriente+ 20% Corvina Albacora Volumen:68 MBbbs, API Carga: 30,0
5	Tipo de Dieta: 50 % Talara + 30 %Oriente+ 20% Corvina Albacora Volumen:68 MBbbs, API Carga: 31,0
6	Tipo de Dieta: 70% Talara + 30% BPZ Volumen: 60 MBbbs, API Carga: 32,4
7	Tipo de Dieta: 70% Talara + 30% BPZ Volumen: 60 MBbbs, API Carga: 32,5
8	Tipo de Dieta: 70% Talara + 30% BPZ Volumen: 60 MBbbs, API Carga: 32,6
9	Tipo de Dieta: 70% Talara + 30% BPZ Volumen: 60 MBbbs, API Carga: 32,4
10	Tipo de Dieta: 60% Talara - 40% Leona 24 Volumen: 60 MBbbs, API Carga: 31,5

Fuente: Petroperú

5.3.2 Modelamiento Matemático

Mediante el control estadístico de los procesos la Refinería puede crear sus propios modelos sencillos de aplicación puntual, específicos para cada proceso. Suponiendo que la ecuación, la cual debemos, resolver tenga esta forma:

$$y = m_1 \times x_1 + m_2 \times x_2 + m_3 \times x_3 + b$$

Debemos utilizar la regresión lineal múltiple, resolviéndola mediante el método de los mínimos cuadrados. Las ecuaciones a resolver serían las siguientes:

$$\begin{aligned} \sum y &= nb + m_1 \sum x_1 + m_2 \sum x_2 + m_3 \sum x_3 \\ \sum x_1 y &= b \sum x_1 + m_1 \sum x_1^2 + m_2 \sum x_1 x_2 + m_3 \sum x_1 x_3 \\ \sum x_2 y &= b \sum x_2 + m_1 \sum x_1 x_2 + m_2 \sum x_2^2 + m_3 \sum x_2 x_3 \\ \sum x_3 y &= b \sum x_3 + m_1 \sum x_1 x_3 + m_2 \sum x_2 x_3 + m_3 \sum x_3^2 \end{aligned}$$

El coeficiente de determinación múltiple (r^2), compara los valores y calculados y reales, y los rangos con valor de 0 a 1. Si es 1, hay una correlación perfecta en la muestra, es decir, no hay diferencia entre el valor y calculado y el valor y real. En el otro extremo, si el coeficiente de determinación es 0, la ecuación de regresión no es útil para predecir un valor. Existen otros parámetros de evaluación para determinar si al obtener un r^2 alto, la correlación obtenida no ha sido producida al azar, suponiendo que en la realidad no exista ninguna correlación.

5.3.3 Obtención de las correlaciones de las propiedades del Diesel

Dado los resultados obtenidos, mediante regresión lineal múltiple se puede simular con ecuaciones obtenidas de datos reales cual será el valor del API, %Azufre del Diesel, Viscosidad cinemática, Punto de Inflamación y 90% vol. recuperado; en función de las principales características de la carga y condiciones de operación de la unidad.

Correlación para el °API del Diesel

En el cuadro N° 62 reunimos los datos de °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 30, Temperatura de Tope, Presión en el drum D-101, Presión del Despojador de Diesel, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de Diesel y % de extracción del Diesel; y luego los correlacionamos con el resultado del API del Diesel:

CUADRO N° 62: DATOS PARA ECUACIÓN N° 1 (PREDICCIÓN DEL API_{DIESEL})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 30}	T _{TOPE}	P _{D-101}	P _{D-102C}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DIESEL}	°API _{DIESEL}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	
1	29,9	549,6	211,09	2,38	10,37	4592,53	228,9	24,24	32,9
2	29,7	531,8	211,27	2,4	10,14	4804,88	231,6	24,15	32,5
3	30,1	544,1	208,98	2,4	10,4	4807,11	250,7	26,16	31,6
4	30	548,8	211,09	2,4	10,68	4856,33	252	26,39	31
5	31	552,1	210,92	2,4	12,32	4900,94	249,4	24,07	34
6	32,4	557,2	213,38	2,49	10,28	4511,94	230,2	31,67	29,9
7	32,5	559,8	210,21	2,49	11,75	4487,4	229,6	34,47	30,3
8	32,6	547,5	212,15	2,51	9,24	4496,32	250,7	29,5	30,8
9	32,4	555,94	212,15	2,51	9,89	4489,63	231,6	32,12	29,7
10	31,5	540,7	212,15	2,3	10,62	4478,47	232,2	23,56	31,7

Fuente: Petroperú

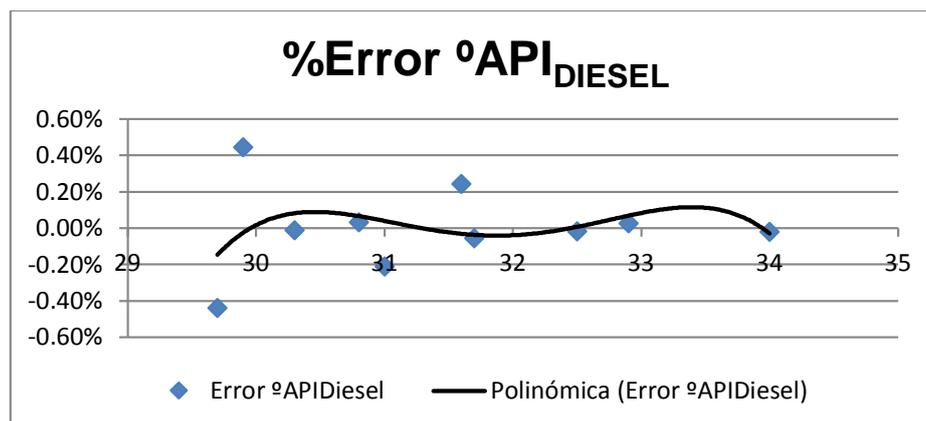
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N°62, se obtiene la siguiente ecuación N° 1:

$$\begin{aligned} \text{°API}_{\text{DIESEL}} = & -0,30334065 \cdot (\text{°API}_{\text{CARGA}}) - 0,01871945 \cdot (\text{T}_{\text{PLATO } 30}) - 0,16771701 \cdot (\text{T}_{\text{TOPE}}) + \\ & 24,5534467 \cdot (\text{P}_{\text{D-101}}) + 1,2110787 \cdot (\text{P}_{\text{D-102C}}) - 0,00479061 \cdot (\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) - 0,00086166 \cdot (\text{V}_{\text{VAPOR}} \\ & \text{DESP.}) - 0,64815769 \cdot (\text{\%P}_{\text{DIESEL}}) + 54,565992 \end{aligned}$$

$$r^2=0,9974$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos el °API_{DIESEL} calculado con el °API_{DIESEL} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N°50.

GRÁFICO N°50: % DE ERROR DEL API DIESEL



Correlación para el contenido de Azufre en el Diesel

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para el contenido de azufre en el Diesel; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 30, Temperatura de Tope, Presión en el drum D-101, Presión del Despojador de Diesel, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de Diesel y % de extracción del Diesel; y luego los correlacionamos con el resultado del contenido de azufre en el Diesel:

CUADRO N° 63: DATOS PARA ECUACIÓN N° 2 (PREDICCIÓN DE PPM S_{DIESEL})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 30}	T _{TOPE}	P _{D-101}	P _{D-102C}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DIESEL}	PPM S _{DIESEL}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	
1	29,9	549,6	211,09	2,38	10,37	4592,53	228,9	24,24	3400
2	29,7	531,8	211,27	2,4	10,14	4804,88	231,6	24,15	3530
3	30,1	544,1	208,98	2,4	10,4	4807,11	250,7	26,16	2820
4	30	548,8	211,09	2,4	10,68	4856,33	252	26,39	2600
5	31	552,1	210,92	2,4	12,32	4900,94	249,4	24,07	3340
6	32,4	557,2	213,38	2,49	10,28	4511,94	230,2	31,67	970
7	32,5	559,8	210,21	2,49	11,75	4487,4	229,6	34,47	750
8	32,6	547,5	212,15	2,51	9,24	4496,32	250,7	29,5	890
9	32,4	555,94	212,15	2,51	9,89	4489,63	231,6	32,12	850
10	31,5	540,7	212,15	2,3	10,62	4478,47	232,2	23,56	4590

Fuente: Petroperú

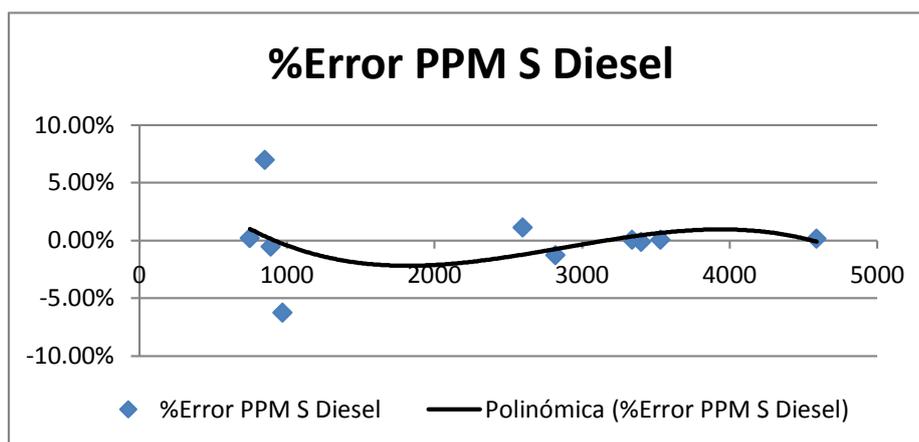
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 63, se obtiene la siguiente ecuación N° 2:

$$\text{PPM S}_{\text{DIESEL}} = 281,107377*(\text{°API CARGA}) - 7,79222819*(\text{T}_{\text{PLATO 30}}) - 98,1784827*(\text{T}_{\text{TOPE}}) - 11556,427*(\text{P}_{\text{D-101}}) - 45,356172*(\text{P}_{\text{D-102C}}) + 1,5943794*(\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) - 28,141779*(\text{V}_{\text{VAPOR DESP.}}) - 183,031113*(\text{%P}_{\text{DIESEL}}) + 51536,83779$$

$$r^2 = 0,9995$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos la PPM S_{DIESEL} calculada con la PPM S_{DIESEL} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 51.

GRÁFICO N° 51: % DE ERROR DEL CONTENIDO DE AZUFRE DEL DIESEL



Correlación para la Viscosidad Cinemática del Diesel

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para la viscosidad cinemática del Diesel; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 30, Temperatura de Tope, Presión en la zona Flash, Presión del Despojador de Diesel, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de Diesel y % de extracción del Diesel; y luego los correlacionamos con el resultado la viscosidad cinemática del Diesel:

CUADRO N° 64: DATOS PARA ECUACIÓN N° 3 (PREDICCIÓN DE LA VISC-DIESEL)

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 30}	T _{TOPE}	P _{ZONA FLASH}	P _{D-102C}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DIESEL}	VISCOSIDAD _{DIESEL}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	CST
1	29,9	549,6	211,09	9,78	10,37	4592,53	228,9	24,24	5,88
2	29,7	531,8	211,27	9,53	10,14	4804,88	231,6	24,15	5,68
3	30,1	544,1	208,98	9,83	10,4	4807,11	250,7	26,16	5,93
4	30	548,8	211,09	10,03	10,68	4856,33	252	26,39	5,51
5	31	552,1	210,92	11,71	12,32	4900,94	249,4	24,07	5,72
6	32,4	557,2	213,38	9,8	10,28	4511,94	230,2	31,67	6,95
7	32,5	559,8	210,21	11,11	11,75	4487,4	229,6	34,47	6,15
8	32,6	547,5	212,15	8,83	9,24	4496,32	250,7	29,5	5,53
9	32,4	555,94	212,15	9,39	9,89	4489,63	231,6	32,12	6,45
10	31,5	540,7	212,15	10,31	10,62	4478,47	232,2	23,56	6,17

Fuente: Petroperú

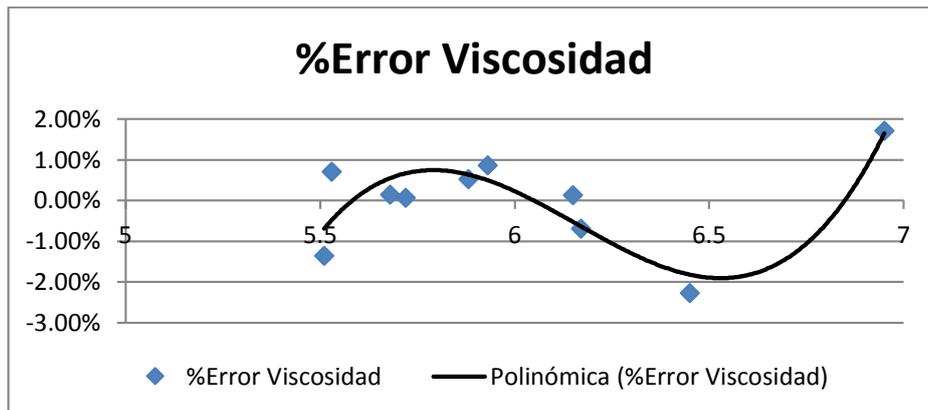
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 64, se obtiene la siguiente ecuación N° 3:

$$\begin{aligned} \text{VISCOSIDAD}_{\text{DIESEL}} = & -0,27753246*(\text{°API}_{\text{CARGA}}) + 0,05006778*(\text{T}_{\text{PLATO 30}}) - \\ & 0,05896904*(\text{T}_{\text{TOPE}}) + 7,55520704*(\text{P}_{\text{ZONAFLASH}}) - 7,60802047*(\text{P}_{\text{D-102c}}) + \\ & 0,00453687*(\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) - 0,05287208*(\text{V}_{\text{VAPOR DESP.}}) + 0,13844615*(\text{\%P}_{\text{DIESEL}}) - \\ & 8,006625698 \end{aligned}$$

$$r^2 = 0,9733$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos la $\text{VISCOSIDAD}_{\text{DIESEL}}$ calculada con la $\text{VISCOSIDAD}_{\text{DIESEL}}$ real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 52.

GRÁFICO N° 52: % DE ERROR DE LA VISCOSIDAD DEL DIESEL



Correlación para el Punto Flash del Diesel

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para el punto FLASH del Diesel; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 30, Temperatura de Tope, Presión en la zona Flash, Presión del Despojador de Diesel, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del

despojador de Diesel y % de extracción del Diesel; y luego los correlacionamos con el resultado del punto de FLASH del Diesel:

CUADRO N° 65: DATOS PARA ECUACIÓN N° 4 (PREDICCIÓN DEL FLASH_{DIESEL})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 30}	T _{TOPE}	P _{ZONA FLASH}	P _{D-102C}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DIESEL}	FLASH _{DIESEL}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	°C
1	29,9	549,6	211,09	9,78	10,37	4592,53	228,9	24,24	89
2	29,7	531,8	211,27	9,53	10,14	4804,88	231,6	24,15	92
3	30,1	544,1	208,98	9,83	10,4	4807,11	250,7	26,16	97
4	30	548,8	211,09	10,03	10,68	4856,33	252	26,39	88
5	31	552,1	210,92	11,71	12,32	4900,94	249,4	24,07	92
6	32,4	557,2	213,38	9,8	10,28	4511,94	230,2	31,67	93
7	32,5	559,8	210,21	11,11	11,75	4487,4	229,6	34,47	92
8	32,6	547,5	212,15	8,83	9,24	4496,32	250,7	29,5	90
9	32,4	555,94	212,15	9,39	9,89	4489,63	231,6	32,12	96
10	31,5	540,7	212,15	10,31	10,62	4478,47	232,2	23,56	86

Fuente: Petroperú

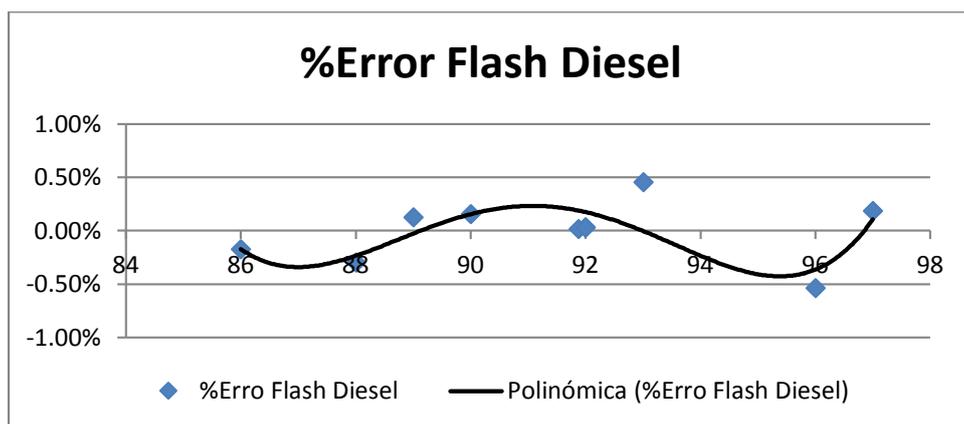
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N°65, se obtiene la siguiente ecuación N° 4:

$$\text{FLASH}_{\text{DIESEL}} = 5,508892559*(\text{°API}_{\text{CARGA}}) + 0,453335815*(\text{T}_{\text{PLATO 30}}) - 4,07629472*(\text{T}_{\text{TOPE}}) + 26,8400443*(\text{P}_{\text{ZONAFLASH}}) - 33,0236687*(\text{P}_{\text{D-102C}}) + 0,06447824*(\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) - 0,59727566*(\text{V}_{\text{VAPOR DESP.}}) - 0,23286254*(\text{%P}_{\text{DIESEL}}) + 461,6876258$$

$$r^2 = 0,9942$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos el FLASH_{DIESEL} calculado con el FLASH_{DIESEL} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 53.

GRÁFICO N° 53: % DE ERROR DEL PUNTO FLASH DEL DIESEL



Correlación para el 90% Volumen Recuperado del Diesel

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para el 90%Vol. de destilación recuperado del Diesel; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 30, Temperatura de Tope, Presión en la zona Flash, Presión del Despojador de Diesel, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de Diesel y % de extracción del Diesel; y luego los correlacionamos con el resultado del 90%Vol. de destilación del Diesel:

CUADRO N° 66: DATOS PARA ECUACIÓN N° 5 (PREDICCIÓN DEL 90% Vol._{DIESEL})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 30}	T _{TOPE}	P _{ZONA FLASH}	P _{D-102C}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DIESEL}	90%Vol. _{DIESEL}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	°C
1	29,9	549,6	211,09	9,78	10,37	4592,53	228,9	24,24	358
2	29,7	531,8	211,27	9,53	10,14	4804,88	231,6	24,15	367
3	30,1	544,1	208,98	9,83	10,4	4807,11	250,7	26,16	357
4	30	548,8	211,09	10,03	10,68	4856,33	252	26,39	360
5	31	552,1	210,92	11,71	12,32	4900,94	249,4	24,07	351
6	32,4	557,2	213,38	9,8	10,28	4511,94	230,2	31,67	373
7	32,5	559,8	210,21	11,11	11,75	4487,4	229,6	34,47	361
8	32,6	547,5	212,15	8,83	9,24	4496,32	250,7	29,5	342
9	32,4	555,94	212,15	9,39	9,89	4489,63	231,6	32,12	360
10	31,5	540,7	212,15	10,31	10,62	4478,47	232,2	23,56	371

Fuente: Petroperú

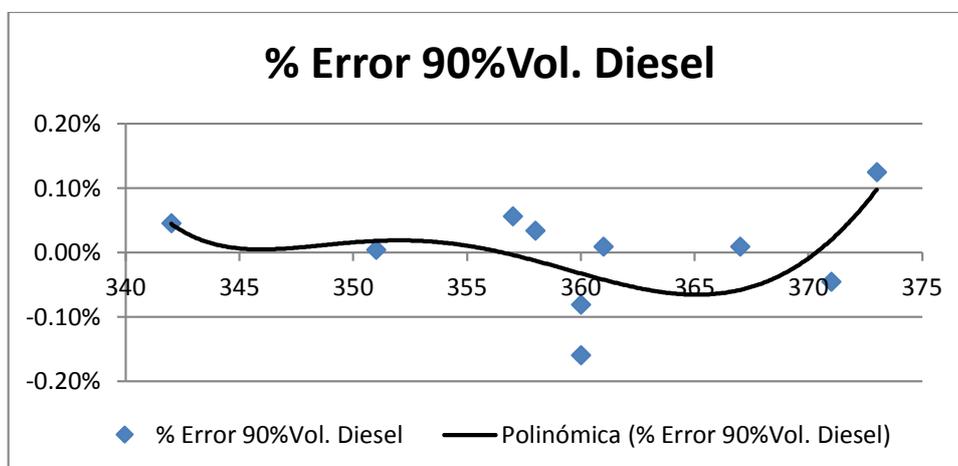
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 66, se obtiene la siguiente ecuación N° 5:

$$90\%Vol_{\text{-DIESEL}} = -21,22501072*(^{\circ}API_{\text{ CARGA}}) - 0,282095308*(T_{\text{PLATO 30}}) + 4,88803113*(T_{\text{TOPE}}) + 163,812463*(P_{\text{ZONAFLASH}}) - 152,508642*(P_{\text{D-102C}}) + 0,03103062*(V_{\text{VAPOR T-101}}) - 0,45466109*(V_{\text{VAPOR DESP.}}) + 6,02389747*(\%P_{\text{DIESEL}}) - 89,2975682$$

$$r^2 = 0,9990$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos el 90% Vol._{DIESEL} calculado con el 90% Vol._{DIESEL} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 54.

GRÁFICO N° 54: % DE ERROR DEL 90% VOL. DEL DIESEL



5.3.4 Obtención de las correlaciones de las propiedades de la Nafta Pesada

Dado los resultados obtenidos, mediante regresión lineal múltiple se puede simular con ecuaciones obtenidas de datos reales cual será el valor del API, %Azufre de la Nafta Pesada y Punto de Inflamación; en función de las principales características de la carga y condiciones de operación de la unidad.

Correlación para el °API de la Nafta Pesada

En el cuadro N° 67 reunimos los datos de °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 15, Temperatura de Tope, Presión en el drum D-101, Presión del Despojador de Nafta Pesada, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de Nafta Pesada y % de extracción de la Nafta Pesada; y luego los correlacionamos con el resultado del API de la Nafta Pesada:

CUADRO N° 67: DATOS PARA ECUACIÓN N° 6 (PREDICCIÓN DEL API_{NAFTAPESADA})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 15}	T _{TOPE}	P _{D-101}	P _{D-102A}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{N.PESADA}	°API _{N.PESADA}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	
1	29,9	289,4	211,09	2,38	7,12	4592,53	2502,6	2,79	50,1
2	29,7	286,4	211,27	2,4	6,81	4804,88	2500,6	2,88	50,3
3	30,1	277,9	208,98	2,4	7,16	4807,11	1997,76	2,73	50,9
4	30	277,4	211,09	2,4	7,51	4856,33	2600,7	2,44	50,9
5	31	281,6	210,92	2,4	8,84	4900,94	2653,8	2,15	50,3
6	32,4	274,4	213,38	2,49	5,76	4511,94	2581,1	4,06	50,9
7	32,5	270,3	210,21	2,49	5,65	4487,4	2604,8	4,23	48,8
8	32,6	273	212,15	2,51	5,9	4496,32	2899,4	4,05	51,1
9	32,4	274,4	212,15	2,51	6,41	4489,63	2351,3	3,97	51,5
10	31,5	273,3	212,15	2,3	7,51	4478,47	2687,2	2,56	51,4

Fuente: Petroperú

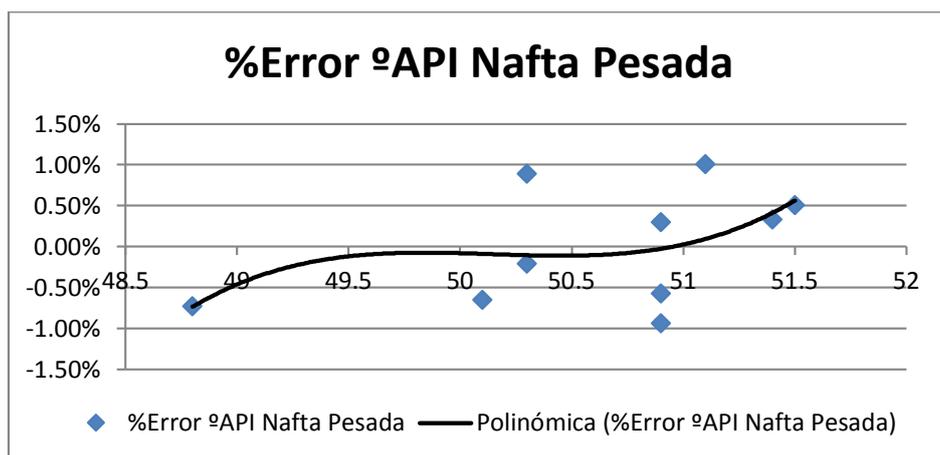
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 67, se obtiene la siguiente ecuación N° 6:

$$\begin{aligned} \text{°API}_{N.PESADA} = & 0,7063078 * (\text{°API}_{CARGA}) - 0,02921273 * (T_{PLATO15}) + 0,49456261 * (T_{TOPE}) + \\ & 28,2615066 * (P_{D-101}) - 2,17157666 * (P_{D-102A}) - 0,0058208 * (V_{VAPOR T-101}) - \\ & 0,00246959 * (V_{VAPOR DESP.}) - 6,86774773 * (\%P_{N.PESADA}) - 66,363692 \end{aligned}$$

$$r^2 = 0,7972$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos el °API_{N.PESADA} calculado con el °API_{N.PESADA} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 55.

GRÁFICO N° 55: % DE ERROR DEL API DE LA NAFTA PESADA



Correlación para el contenido de Azufre en la Nafta Pesada

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para el contenido de azufre en la Nafta Pesada; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 15, Temperatura de Tope, Presión en el drum D-101, Presión del Despojador de Nafta Pesada, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de Nafta Pesada y % de extracción de la Nafta Pesada; y luego los correlacionamos con el resultado del contenido de azufre en la Nafta Pesada:

CUADRO N° 68: DATOS PARA ECUACIÓN N° 7 (PREDICCIÓN DE PPM S_{NAFTAPESADA})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 15}	T _{TOPE}	P _{D-101}	P _{D-102A}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{N.PESADA}	PPM S _{N.PESADA}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	
1	29,9	289,4	211,09	2,38	7,12	4592,53	2502,6	2,79	170
2	29,7	286,4	211,27	2,4	6,81	4804,88	2500,6	2,88	160
3	30,1	277,9	208,98	2,4	7,16	4807,11	1997,76	2,73	174
4	30	277,4	211,09	2,4	7,51	4856,33	2600,7	2,44	183
5	31	281,6	210,92	2,4	8,84	4900,94	2653,8	2,15	172
6	32,4	274,4	213,38	2,49	5,76	4511,94	2581,1	4,06	140
7	32,5	270,3	210,21	2,49	5,65	4487,4	2604,8	4,23	50
8	32,6	273	212,15	2,51	5,9	4496,32	2899,4	4,05	150
9	32,4	274,4	212,15	2,51	6,41	4489,63	2351,3	3,97	140
10	31,5	273,3	212,15	2,3	7,51	4478,47	2687,2	2,56	239

Fuente: Petroperú

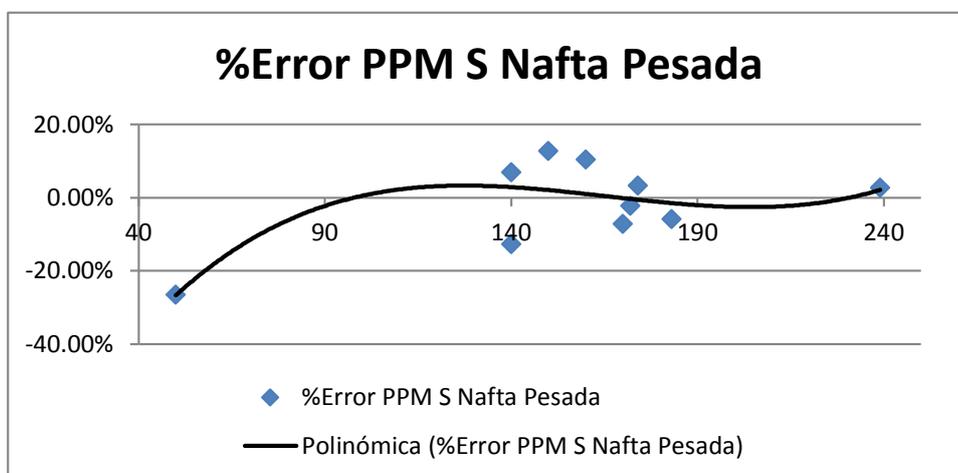
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 68, se obtiene la siguiente ecuación N° 7:

$$\text{PPM } S_{N.PESADA} = 60,3017063*(\text{°API } CARGA) + 1,91663302*(T_{PLATO 15}) + 14,7601042*(T_{TOPE}) + 972,315061*(P_{D-101}) - 134,622592*(P_{D-102A}) - 0,23974168*(V_{VAPOR T-101}) - 0,08287454*(V_{VAPOR DESP.}) - 380,310735*(\%P_{N.PESADA}) - 4277,375975$$

$$r^2 = 0,9210$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos la PPM $S_{N.PESADA}$ calculada con la PPM $S_{N.PESADA}$ real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 56.

GRÁFICO N° 56: % DE ERROR DEL CONTENIDO DE AZUFRE DE LA NAFTA PESADA



Correlación para el Punto Flash de la Nafta Pesada

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para el punto Flash de la Nafta Pesada; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 15, Temperatura de Tope, Presión en la zona Flash, Presión del Despojador de Nafta Pesada, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de Nafta Pesada y % de extracción de la Nafta Pesada; y luego los correlacionamos con el resultado del punto de FLASH de la Nafta Pesada:

CUADRO N° 69: DATOS PARA ECUACIÓN N° 8 (PREDICCIÓN DEL FLASH_{NAFTAPESADA})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 15}	T _{TOPE}	P _{ZONA FLASH}	P _{D-102A}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{N.PESADA}	FLASH _{N.PESADA}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	°C
1	29,9	289,4	211,09	9,78	7,12	4592,53	2502,6	2,79	23
2	29,7	286,4	211,27	9,53	6,81	4804,88	2500,6	2,88	23
3	30,1	277,9	208,98	9,83	7,16	4807,11	1997,76	2,73	20
4	30	277,4	211,09	10,03	7,51	4856,33	2600,7	2,44	23
5	31	281,6	210,92	11,71	8,84	4900,94	2653,8	2,15	23
6	32,4	274,4	213,38	9,8	5,76	4511,94	2581,1	4,06	19
7	32,5	270,3	210,21	11,11	5,65	4487,4	2604,8	4,23	22
8	32,6	273	212,15	8,83	5,9	4496,32	2899,4	4,05	20
9	32,4	274,4	212,15	9,39	6,41	4489,63	2351,3	3,97	17
10	31,5	273,3	212,15	10,31	7,51	4478,47	2687,2	2,56	22

Fuente: Petroperú

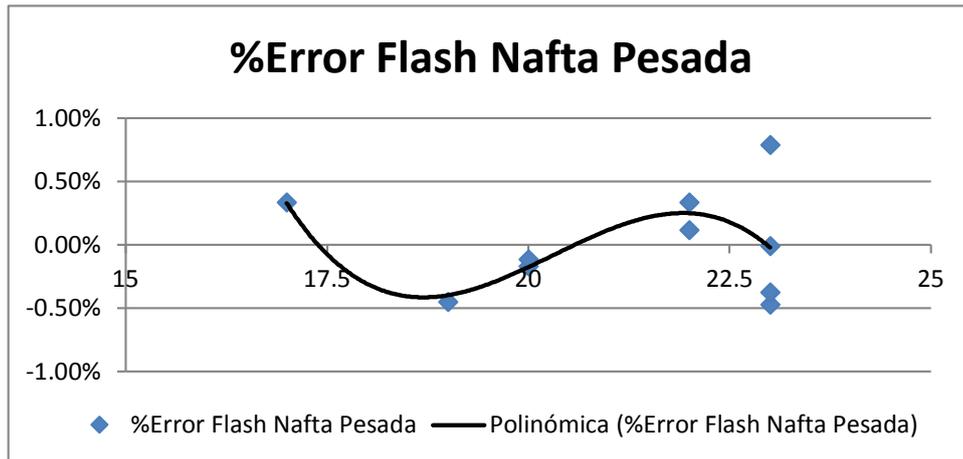
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 69, se obtiene la siguiente ecuación N° 8:

$$\text{FLASH}_{\text{N.PESADA}} = - 1,18639924 * (\text{°API CARGA}) + 0,03624151 * (\text{T}_{\text{PLATO 15}}) - 0,46595059 * (\text{T}_{\text{TOPE}}) + 1,22766669 * (\text{P}_{\text{ZONAFLASH}}) - 1,45105776 * (\text{P}_{\text{D-102A}}) - 0,00150177 * (\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) + 0,00630359 * (\text{V}_{\text{VAPOR DESP.}}) - 1,62220876 * (\text{%P}_{\text{N.PESADA}}) + 140,4236199$$

$$r^2 = 0,9982$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos el FLASH_{NAFTAPESADA} calculado con el FLASH_{NAFTAPESADA} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 57.

GRÁFICO N° 57: % DE ERROR DEL PUNTO FLASH DE LA NAFTA PESADA



5.3.5 Obtención de las correlaciones de las propiedades del DPM

Dado los resultados obtenidos, mediante regresión lineal múltiple se puede simular con ecuaciones obtenidas de datos reales cual será el valor del API, %Azufre del DPM y Punto de Inflamación; en función de las principales características de la carga y condiciones de operación de la unidad.

Correlación para el °API del DPM

En el cuadro N° 70 reunimos los datos de °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 23, Temperatura de Tope, Presión en el drum D-101, Presión del Despojador de DPM, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de DPM y % de extracción del DPM; y luego los correlacionamos con el resultado del API del DPM:

CUADRO N° 70: DATOS PARA ECUACIÓN N° 9 (PREDICCIÓN DEL API_{DPM})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 23}	T _{TOPE}	P _{D-101}	P _{D-102B}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DPM}	°API _{DPM}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	
1	29,9	360,45	211,09	2,38	8,68	4592,53	2507,97	17,68	42,6
2	29,7	359,88	211,27	2,4	8,37	4804,88	2397,89	18,98	42,1
3	30,1	339,54	208,98	2,4	9,37	4807,11	4377,48	17,87	41,5
4	30	336,15	211,09	2,4	9,16	4856,33	4205,27	17,02	40,8
5	31	359,88	210,92	2,4	11,28	4900,94	4191,1	16,19	43,1
6	32,4	379,94	213,38	2,49	9,96	4511,94	4223,63	17,82	40,1
7	32,5	373,44	210,21	2,49	11,65	4487,4	4409,36	18,4	40,1
8	32,6	359,04	212,15	2,51	8,42	4496,32	4223,63	19,85	40
9	32,4	358,76	212,15	2,51	9,05	4489,63	4156,86	20,87	39,7
10	31,5	345,48	212,15	2,3	10,22	4478,47	4507,17	18,04	42,3

Fuente: Petroperú

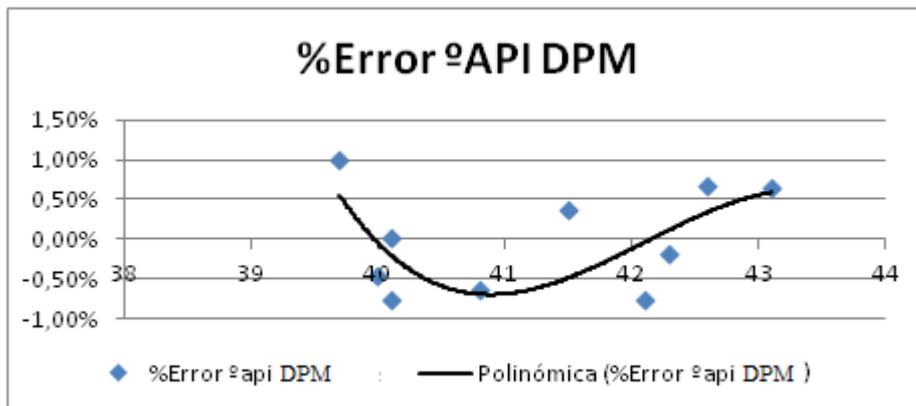
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 70, se obtiene la siguiente ecuación N° 9:

$$\begin{aligned} \text{°API}_{\text{DPM}} = & 1,76314589 \cdot (\text{°API}_{\text{CARGA}}) + 0,00894728 \cdot (\text{T}_{\text{PLATO23}}) - 0,44653693 \cdot (\text{T}_{\text{TOPE}}) - \\ & 23,0011273 \cdot (\text{P}_{\text{D-101}}) - 0,38463124 \cdot (\text{P}_{\text{D-102B}}) + 0,00552216 \cdot (\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) - \\ & 0,00132145 \cdot (\text{V}_{\text{VAPOR DESP.}}) - 0,32773873 \cdot (\% \text{P}_{\text{DPM}}) + 122,45343 \end{aligned}$$

$$r^2 = 0,9541$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos el °API_{DPM} calculado con el °API_{DPM} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 58.

GRÁFICO N° 58: % DE ERROR DEL API DEL DPM



Correlación para el contenido de Azufre en el DPM

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para el contenido de azufre en el DPM; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 23, Temperatura de Tope, Presión en el drum D-101, Presión del Despojador del DPM, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de DPM y % de extracción del DPM; y luego los correlacionamos con el resultado del contenido de azufre en el DPM:

CUADRO N° 71: DATOS PARA ECUACIÓN N° 10 (PREDICCIÓN DE PPM S_{DPM})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 23}	T _{TOPE}	P _{D-101}	P _{D-102B}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DPM}	PPM S _{DPM}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR	%	
1	29,9	360,45	211,09	2,38	8,68	4592,53	2507,97	17,68	711
2	29,7	359,88	211,27	2,4	8,37	4804,88	2397,89	18,98	795
3	30,1	339,54	208,98	2,4	9,37	4807,11	4377,48	17,87	549
4	30	336,15	211,09	2,4	9,16	4856,33	4205,27	17,02	330
5	31	359,88	210,92	2,4	11,28	4900,94	4191,1	16,19	665
6	32,4	379,94	213,38	2,49	9,96	4511,94	4223,63	17,82	200
7	32,5	373,44	210,21	2,49	11,65	4487,4	4409,36	18,4	160
8	32,6	359,04	212,15	2,51	8,42	4496,32	4223,63	19,85	310
9	32,4	358,76	212,15	2,51	9,05	4489,63	4156,86	20,87	290
10	31,5	345,48	212,15	2,3	10,22	4478,47	4507,17	18,04	970

Fuente: Petroperú

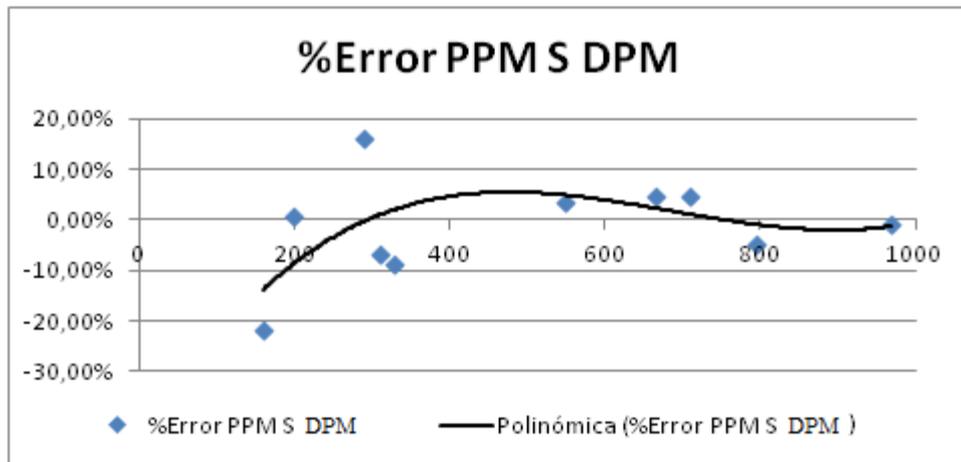
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 71, se obtiene la siguiente ecuación N° 10:

$$\text{PPM S}_{\text{DPM}} = 318,102822*(\text{°API CARGA}) + 8,5567821*(\text{T}_{\text{PLATO 23}}) - 80,4042237*(\text{T}_{\text{TOPE}}) - 7156,29169*(\text{P}_{\text{D-101}}) - 127,000474*(\text{P}_{\text{D-102B}}) + 1,1973817*(\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) - 0,12712424*(\text{V}_{\text{VAPOR DESP.}}) + 56,8206613*(\text{\%P}_{\text{DPM}}) + 17003,50425$$

$$r^2 = 0,9875$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos la PPM S_{DPM} calculada con la PPM S_{DPM} real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 59.

GRÁFICO N° 59: % DE ERROR DEL CONTENIDO DE AZUFRE DEL DPM



Correlación para el Punto Flash del DPM

Ahora, aplicamos el mismo análisis para la obtención de una ecuación para el punto FLASH del DPM; en este caso consideramos °API de la carga a UDP, Temperatura del plato N° 23, Temperatura de Tope, Presión en la zona Flash, Presión del Despojador del DPM, Vapor de inyección a la Torre, vapor de despojamiento del despojador de DPM y % de extracción de la DPM; y luego los correlacionamos con el resultado del punto de FLASH de la DPM:

CUADRO N° 72: DATOS PARA ECUACIÓN N° 11 (PREDICCIÓN DEL FLASH_{DPM})

# DE PRUEBA	°API CARGA	T _{PLATO 23}	T _{TOPE}	P _{D-101}	P _{D-102B}	V _{VAPOR T-101}	V _{VAPOR DESP.}	%P _{DPM}	FLASH _{DPM}
		°F	°F	PSIG	PSIG	LB/HR	LB/HR		
1	29,9	360,45	211,09	2,38	8,68	4592,53	2507,97	17,68	47
2	29,7	359,88	211,27	2,4	8,37	4804,88	2397,89	18,98	47
3	30,1	339,54	208,98	2,4	9,37	4807,11	4377,48	17,87	51
4	30	336,15	211,09	2,4	9,16	4856,33	4205,27	17,02	53
5	31	359,88	210,92	2,4	11,28	4900,94	4191,1	16,19	49
6	32,4	379,94	213,38	2,49	9,96	4511,94	4223,63	17,82	53
7	32,5	373,44	210,21	2,49	11,65	4487,4	4409,36	18,4	49
8	32,6	359,04	212,15	2,51	8,42	4496,32	4223,63	19,85	52
9	32,4	358,76	212,15	2,51	9,05	4489,63	4156,86	20,87	50
10	31,5	345,48	212,15	2,3	10,22	4478,47	4507,17	18,04	45

Fuente: Petroperú

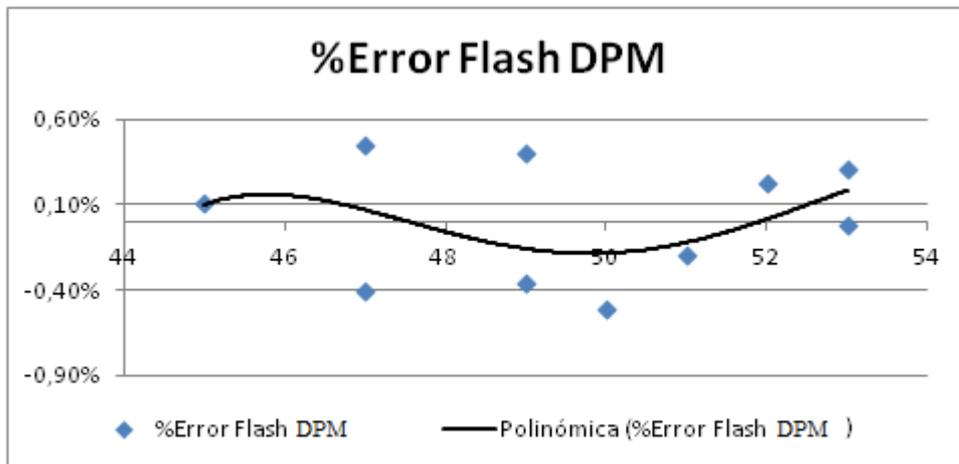
Mediante regresión lineal de los datos del cuadro N° 72, se obtiene la siguiente ecuación N° 11:

$$\text{FLASH}_{\text{DPM}} = -2,43166203 \cdot (^{\circ}\text{API}_{\text{CARGA}}) + 0,0323527 \cdot (\text{T}_{\text{PLATO } 23}) + 0,56045209 \cdot (\text{T}_{\text{TOPE}}) + 47,4202441 \cdot (\text{P}_{\text{ZONAFLASH}}) - 1,23943529 \cdot (\text{P}_{\text{D-102B}}) - 0,00237826 \cdot (\text{V}_{\text{VAPOR T-101}}) + 0,00367918 \cdot (\text{V}_{\text{VAPOR DESP.}}) - 1,06864962 \cdot (\% \text{P}_{\text{DPM}}) - 91,58431467$$

$$r^2 = 0,9959$$

Para comprobar la exactitud de la ecuación obtenida, comparamos el $\text{FLASH}_{\text{DPM}}$ calculado con el $\text{FLASH}_{\text{DPM}}$ real, obteniéndose lo siguiente. Ver gráfico N° 60.

GRÁFICO N° 60: % DE ERROR DEL PUNTO FLASH DEL DPM



6 CAPITULO VI: EVALUACIÓN ECONÓMICA

Una vez determinado los escenarios de optimización de la Unidad de Destilación Primaria utilizando el Despojador T-103 y después de realizar la evaluación técnica de cada uno, se procederá a realizar la evaluación económica y determinar si el proyecto es del todo viable según el valor obtenido para los indicadores de inversión: el Valor Actual Neto (VAN), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el tiempo de retorno de la Inversión (Pay Out).

6.1 Evaluación Económica de la Utilización del Despojador T-103 para la producción de Solvente 3 en línea

En la evaluación técnica se determinó que la producción de Solvente 3 en línea se logra para una capacidad máxima de producción de 65 MBPD. Esto se debe a que a capacidades de producción por encima de dicho valor no se logra controlar el punto inicial del Solvente 3.

Además sólo se logra un Porcentaje de Producción de 1.1% a comparación del 3.2% de producción promedio de Solvente 3 a 65 MBPD logrado hasta la fecha. Debido a esto, el promedio de la cantidad de días de producción de Solvente 3 al año subirá de 30 días a 87 días.

Todos los parámetros mencionados anteriormente se aprecian en el siguiente cuadro:

CUADRO N° 73: PARÁMETROS DE PRODUCCIÓN DE SOLVENTE 3 ⁽¹⁾

PARÁMETROS	ACTUAL	PLANTEADO
% DE PRODUCCIÓN	3.2	1.1
N° DE DÍAS DE PRODUCCIÓN	30	87

⁽¹⁾ Con fecha 01/04/12. Fuente: Petroperú

6.1.1 Precios del Crudo y sus Productos

En la siguiente tabla se pueden apreciar los precios de los tipos de crudo que conforman la carga típica de la Unidad de Destilación Primaria, así como los diferentes productos obtenidos en esta Unidad:

CUADRO N° 74: PRECIOS DE CRUDOS Y SUS PRODUCTOS

TIPO DE CRUDOS	PRECIOS 2010-2012 (US\$/BI)
CRUDO ONO	76,34
CRUDO COE	77,79
PRODUCTOS PROVENIENTES DE UDP	PRECIOS 2010-2012 (US\$/BI)
GLP	42,73
NAFTA VIRGEN	81,65
DESTILADO PARA MEZCLA	86,94
TURBO A-1	91,15
DIESEL	86,94
SOLVENTE 1	86,40
SOLVENTE 3	110,86
CRUDO REDUCIDO	69,37

Fuente: Petroperú

6.1.2 Cálculo del Margen de Refinación Bruto

Teniendo en consideración los precios de los crudos que conforman la mezcla típica como carga a la Unidad de Destilación Primaria, así como el precio de los productos provenientes del fraccionamiento de los mismos; se calculó el Margen de Refinación Bruto, tanto para el caso actual como para el caso propuesto:

**CUADRO Nº 75: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION BRUTO DEL CASO
ACTUAL⁽¹⁾ ESCENARIO 1**

TIPO DE CRUDOS	% DE CADA TIPO DE CRUDO EN EL BLENDING	PRECIOS 2010-2012 (US\$/BI)
CRUDO ONO	40%	76,34
CRUDO COE	60%	77,79
CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACION		76,92
PRODUCTOS PROVENIENTES DE UDP	VOLUMEN (%)	PRECIOS 2010-2012 (US\$/Bls)
NAFTA LIVIANA	14,9	81,65
NAFTA PESADA	0,0	-
SOLVENTE 3	3,2	110,86
REFLUJO INTERMEDIO	0,0	-
DESTILADO PARA MEZCLA	14,7	86,94
DIESEL	25,7	86,94
CRUDO REDUCIDO	41,5	69,37
TOTAL	100,0	79,71
MARGEN DE REFINACIÓN BRUTO	US\$/Bls	2,79
	Bls/Día	65 000
	US\$/Día	181350

(1) Con fecha 01/04/12. Fuente Propia.

**CUADRO Nº 76: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION BRUTO DEL CASO
PROPUESTO - ESCENARIO 1**

TIPO DE CRUDOS	% DE CADA TIPO DE CRUDO EN EL BLENDING	PRECIOS 2010-2012 (US\$/BI)
CRUDO ONO	40%	76,34
CRUDO COE	60%	77,79
CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACION		76,92

PRODUCTOS PROVENIENTES DE UDP	VOLUMEN (%)	PRECIOS 2010-2012 (US\$/BI)
NAFTA LIVIANA	14,5	81,65
NAFTA PESADA	1,9	86,94
SOLVENTE 3	0,0	-
REFLUJO INTERMEDIO	1,1	110,86
DESTILADO PARA MEZCLA	15,3	86,94
DIESEL	27,1	86,94
CRUDO REDUCIDO	40,0	69,37
TOTAL	100,0	79,46
MARGEN DE REFINACIÓN BRUTO	US\$/Bl	2,54
	Bl/Día	65 000
	US\$/Día	165 315,35

Fuente Propia.

6.1.3 Precio del Gas Combustible y Vapor de Mediana Presión

En la siguiente tabla se pueden apreciar el precio del gas combustible utilizado para calentamiento del crudo en el horno HS - 101, previo al ingreso a la torre de destilación; así como el precio del vapor de mediana presión, que es utilizado como vapor de despojamiento tanto en la columna como en los despojadores.

CUADRO N° 77: COSTO DEL GAS COMBUSTIBLE

VALORIZACION DEL GAS COMBUSTIBLE	
PRECIO DEL GAS EN US\$/MMBTU	12,49
PODER CALORIFICO PROMEDIO DEL GAS COMBUSTIBLE MMBTU/MMSCF	950,35
PRECIO DEL GAS EN US\$/MMSCF	11 869,87

Fuente: Petroperú

CUADRO Nº 78: COSTO DEL VAPOR DE MEDIANA PRESION

TIPO DE VAPOR	US\$/1000 Lb VAPOR
VAPOR DE MEDIANA PRESIÓN (150 PSIG)	4,2
CONDENSADO RECUPERADO	1,2
COSTO DEL VAPOR DE MEDIANA PRESION	3,0

Fuente: Petroperú

6.1.4 Cálculo del Margen de Refinación Neto

Para determinar el Margen de Refinación Neto se calcularon los gastos en gas combustible y vapor de despojamiento para cada caso y se restaron respectivamente a los Márgenes de Refinación Bruto, calculados anteriormente:

**CUADRO Nº 79: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION NETO DEL CASO
ACTUAL⁽¹⁾ - ESCENARIO 1**

CARGA A LA UDP MBPD	CONSUMO DE GAS EN EL HORNO PARA 65 MBPD, MMSCFD	(US\$/DIA)
65	6,0	71 219,22
EQUIPO	CONSUMO DE VAPOR, Lb/Hr	(US\$/DIA)
T-101	4850	349,2
T-102 A	3500	252,0
T-102 B	2450	176,4
T-102 C	350	25,2
T-103	-	-
TOTAL	11150	802,8
MARGEN DE REFINACIÓN BRUTO, US\$/DÍA		
		181 311,51
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/DÍA		
		109 289,49
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/Bbl		
		1,68

(1) Con fecha 01/04/12

**CUADRO N° 80: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION NETO DEL CASO
PLANTEADO - ESCENARIO 1**

CARGA A LA UDP MBPD	CONSUMO DE GAS EN EL HORNO PARA 65 MBPD, MMSCFD	(US\$/DIA)
65	6,0	71 219,22
EQUIPO	CONSUMO DE VAPOR, Lb/Hr	(US\$/DIA)
T-101	6000	432,0
T-102 A	2340	168,48
T-102 B	1944	139,96
T-102 C	293	21,10
T-103	5350	385,2
TOTAL	15927	1 146,74
MARGEN DE REFINACIÓN BRUTO, US\$/DÍA		
		165 315,35
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/DÍA		
		92 949,39
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/Bbl		
		1,43

Fuente Propia.

6.2 Evaluación Económica de la Utilización del Despojador T-103 para aumentar la producción de Destilados Medios

En la evaluación Técnica se determinó que la producción de Destilados Medios se puede maximizar, incluso hasta una capacidad máxima de producción de 70 MBPD.

Debido a que se necesitarían 57 días adicionales a los 30 días ya utilizados para producir Solvente 3 en línea, si los ingresos obtenidos (**US\$/Bls**) en los días de producción de Solvente 3 en línea superan a los ingresos obtenidos en los días de máxima producción de destilados medios, sería viable disminuir los días de la última condición de operación antes mencionada de 112 a 55 días; caso contrario,

se optaría por utilizar el Despojador T-103 sólo para aumentar la producción de destilados medios y seguir produciendo Solvente 3 como una corrida especial.

6.2.1 Cálculo del Margen de Refinación Bruto

Teniendo en consideración los precios de los crudos que conforman la mezcla típica como carga a la Unidad de Destilación Primaria, así como el precio de los productos provenientes del fraccionamiento de los mismos; se calculó el Margen de Refinación Bruto, tanto para el caso actual como para el caso propuesto.

CUADRO Nº 81: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION BRUTO DEL CASO ACTUAL⁽¹⁾
ESCENARIO 2

TIPO DE CRUDOS	% DE CADA TIPO DE CRUDO EN EL BLENDING	PRECIOS 2010-2011 (US\$/BI)
CRUDO ONO	40%	76,34
CRUDO COE	60%	77,79
CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACION		76,92
PRODUCTOS PROVENIENTES DE UDP	VOLUMEN (%)	PRECIOS 2010-2011 (US\$/BI)
NAFTA LIVIANA	13,7	81,65
NAFTA PESADA	2,3	86,94
SOLVENTE 3	0,0	-
REFLUJO INTERMEDIO	0,0	-
DESTILADO PARA MEZCLA	17,5	86,94
DIESEL	23,6	86,94
CRUDO REDUCIDO	43,0	69,37
TOTAL	100,0	78,77
MARGEN DE REFINACIÓN	US\$/Bls	1,85

BRUTO	Bls/Día	70 000
	US\$/Día	129 374,24

(1) Con fecha 01/04/12. Fuente Propia.

**CUADRO Nº 82: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION BRUTO DEL CASO
PROPUESTO - ESCENARIO 2**

TIPO DE CRUDOS	% DE CADA TIPO DE CRUDO EN EL BLENDING	PRECIOS 2010-2011 (US\$/BI)
CRUDO ONO	40%	76,34
CRUDO COE	60%	77,79
CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACION		76,92
PRODUCTOS PROVENIENTES DE UDP	VOLUMEN (%)	PRECIOS 2010-2011 (US\$/BI)
NAFTA LIVIANA	13,7	81,65
NAFTA PESADA	2,9	86,94
SOLVENTE 3	0,0	-
REFLUJO INTERMEDIO	1,8	86,94
DESTILADO PARA MEZCLA	16,4	86,94
DIESEL	24,1	86,94
CRUDO REDUCIDO	41,1	69,37
TOTAL	100,0	79,09
MARGEN DE REFINACIÓN BRUTO	US\$/BLS	2,17
	BLS/DIA	70 000
	US\$/DÍA	151 879,94

Fuente Propia

6.2.2 Cálculo del Margen de Refinación Neto

Para determinar el Margen de Refinación Neto se calcularon los gastos en gas combustible y vapor para cada caso y se restaron respectivamente a los Márgenes de Refinación Bruto calculados anteriormente:

**CUADRO N° 83: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION NETO DEL CASO
ACTUAL⁽¹⁾ ESCENARIO 2**

CARGA A LA UDP MBPD	CONSUMO DE GAS EN EL HORNO PARA 65 MBPD, MMSCFD	(US\$/DIA)
70	6,5	77 154,16
EQUIPO	CONSUMO DE VAPOR, Lb/Hr	(US\$/DIA)
T-101	4805	345,96
T-102 A	2501	180,07
T-102 B	2398	172,66
T-102 C	232	16,70
T-103	-	-
TOTAL	9936	715,39
MARGEN DE REFINACIÓN BRUTO, US\$/DÍA		
		129 374,24
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/DÍA		
		51 504,69
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/Bbl		
		0,74

(1) Con fecha 01/04/12. Fuente Propia.

**CUADRO N° 84: CALCULO DEL MARGEN DE REFINACION NETO DEL CASO
PLANTEADO - ESCENARIO 2**

CARGA A LA UDP MBPD	CONSUMO DE GAS EN EL HORNO PARA 65 MBPD, MMSCFD	(US\$/DIA)
70	6,5	77 154,16
EQUIPO	CONSUMO DE VAPOR, Lb/Hr	(US\$/DIA)
T-101	6286	452,59
T-102 A	2808	202,18

T-102 B	892	64,22
T-102 C	303	21,82
T-103	859	61,85
TOTAL	11148	802,66
MARGEN DE REFINACIÓN BRUTO, US\$/DÍA		
		151 879,94
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/DÍA		
		73 923,12
MARGEN DE REFINACIÓN NETO, US\$/Bbl		
		1,06

Fuente Propia.

Si comparamos el margen de refinación en **US\$/Bls** de los escenarios planteados nos damos cuenta que el escenario 1 presenta mayores utilidades. Es por esta razón que se optará por producir Solvente 3 en línea por 87 días y maximizar la producción de destilados medios durante los 55 días restantes. Estos resultados los observamos en los siguientes cuadros:

CUADRO Nº 85: CALCULO DE VIABILIDAD ECONÓMICA ENTRE AMBOS ESCENARIOS PLANTEADOS

	MARGEN DE REFINACIÓN NETO ESCENARIO 1	MARGEN DE REFINACIÓN NETO ESCENARIO 2
US\$/DÍA	92 949,39	73 923,12
Bbl/DIA	65 000	70 000
US\$/Bbl	1,43	1,06

Fuente Propia.

CUADRO Nº 86: DISTRIBUCIÓN DE DÍAS DE OPERACIÓN DE CADA CONDICION

CONDICION DE OPERACION	DISTRIBUCION DE DIAS ACTUAL⁽¹⁾	DISTRIBUCION DE DIAS SEGÚN ESCENARIO 1 Y 2
PRODUCCION DE SOLVENTE 3	30	87 ⁽²⁾
MAXIMA PRODUCCION DE DESTILADOS MEDIOS	112	55 ⁽³⁾
PRODUCCION DE TURBO A-1	223	223
TOTAL	365	365

⁽¹⁾ Con fecha 01/04/12. Fuente Propia.

⁽²⁾ Estos días se operaría según lo planteado en el escenario 1.

⁽³⁾ Estos días se operaría según lo planteado en el escenario 2.

6.3 Cálculo del Margen de Utilidades Global, VAN, TIR y Pay Out

6.3.1 Cálculo de los gastos de inversión y operación

El cálculo de los gastos operativos ya fue considerado en el cálculo del margen de refinación neto para ambos escenarios. Los gastos correspondientes a la compra de los equipos, tuberías y accesorios requeridos para la implementación del Despojador T-103, transporte del destilado, control de las variables operativas de esta sección, instalación y supervisión fueron estimados. El cálculo de los gastos de inversión se muestra a continuación:

CUADRO Nº 87: CÁLCULO DE LOS GASTOS DE INVERSION

EQUIPOS Y ACCESORIOS	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	TOTAL
Válvulas de compuerta	10	1009,64	10096,40
Válvulas check	6	630,04	3780,24
Codos	20	17,60	352,00
Tees	8	54,50	436,00
Válvulas de control	3	17547,00	52641,00
Medidor de flujo	2	1850,50	3701,00
Bombas	4	1788,00	7152,00
Ind. De nivel	1	1640,00	1640,00
Termocuplas	3	462,00	1386,00
Medidor de presión	1	1496,30	1496,30
Tubería de 6" - 150# (mt)	200	30,63	6125,81
Brida de 6"	8	89,65	717,20
Tubería de 8" - 150# (mt)	700	46,87	32811,11
Brida de 8"	8	98,07	784,56
Brida de 4"	8	48,96	391,68
Tubería de 4" - 150# (mt)	100	16,65	1665,04
Instalación y Supervisión	30%		37552,90
% de Seguridad	10%		16272,92
TOTAL			179002,16

Fuente Propia.

6.3.2 Cálculo del Margen de Utilidades Global

Una vez determinado el Margen de Refinación Neto de cada uno de los Escenarios planteados y la distribución óptima de los días de operación dedicados a cada uno de ellos, se procedió a calcular el Margen de Utilidades Global:

CUADRO Nº 88: CÁLCULO DEL MARGEN DE UTILIDADES GLOBAL

ESCENARIOS	Nº DE DIAS	CASO ACTUAL ⁽¹⁾	Nº DE DIAS	CASO PLANTEADO	DIFERENCIA US\$/DÍA	TOTAL US\$
ESCENARIO 1	30	109 289,49	87	92 949,39	-16 340,1	-490 203
	112	51 504,69			41 444,7	2 362 347,9
ESCENARIO 2			55	73 923,12	22 418,43	1 233 013,7
TOTAL US\$/AÑO						3 105 158,6

(1) Con fecha 01/04/12. Fuente Propia.

6.3.3 Cálculo del Valor Actual Neto, la Tasa Interna y el Tiempo de Retorno

Una vez determinado el Margen de Utilidades Global, así como los gastos de inversión; se procedió a calcular el flujo de caja para un período de 5 años, en el cual se estima se terminará de implementar las nuevas unidades en la Refinería Talara. El Flujo de Caja se muestra en el siguiente Cuadro:

CUADRO Nº 89: CÁLCULO DEL FLUJO DE CAJA

FLUJO DE CAJA						
	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5
Ganancia Bruta	0	2806572,35	2806572,35	2806572,35	2806572,35	2806572,35
Inversion (CAPEX)	179002,16	0	0	0	0	0
Gastos Operativos (OPEX)	0	295444,93	295444,93	295444,93	295444,93	295444,93
Total	-179002,16	2511127,42	2511127,42	2511127,42	2511127,42	2511127,42

Fuente Propia.

Una vez determinado el flujo de caja, se procedió a calcular los principales indicadores de inversión:

Valor Actual Neto (VAN)

La fórmula que nos permite calcular el Valor Actual Neto es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0$$

Donde:

V_t representa los flujos de caja en cada periodo t.

I_0 es el valor del desembolso inicial de la inversión.

n es el número de periodos considerado.

K = Tasa de descuento

Para este caso:

$I_0 = 179\,002,16$ US\$

$V_i = 2,51$ MM US\$/Año

$k = 0,15$

$n = 5$ años

Donde: **VAN = 8.24 MM US\$**

Se consideró una tasa de descuento del 15% debido a que si bien en los últimos años la moneda no ha sufrido una baja considerable, este valor representa el peor escenario económico debido a la coyuntura mundial.

Tasa Interna de Retorno (TIR)

La fórmula que nos permite calcular la Tasa Interna de Retorno es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_{Ft}}{(1+TIR)^t} - I_0 = 0$$

Aplicando la función “**solver**” calculamos el valor del TIR:

TIR = 1403%

Tiempo de Retorno (Pay Out)

La fórmula que nos permite calcular el Tiempo de Retorno es:

$$Pay\ Out = \frac{\text{Monto de la Inversión}}{\text{Utilidad Anual}}$$

Para este caso:

Monto de la Inversión: 0,18 MMUS\$

Utilidad Anual: 2,51 MMUS\$

Donde: **Pay Out = 0,071 Años = 26 Días**

7 CAPITULO VII: CONCLUSIONES

- La producción de Solvente 3 en línea a través del despojador T-103 se logra a una capacidad de procesamiento de 65 MBPD. A capacidades mayores se obtiene Solvente 3 con alto punto flash y por lo tanto fuera de especificación.
- La mayor capacidad de procesamiento obtenida considerando la implementación del despojador T-103, en condición de Máxima Producción de Destilados Medios, es de 70 MBPD. Por encima de este valor, tanto la columna como el despojador de Diesel quedan sub-dimensionados y los porcentajes de inundación en los platos sobrepasa el 85%, que es el máximo recomendado.
- Considerando la implementación del despojador T-103 y utilizándolo tanto para la producción de Solvente 3 en línea como para la maximización de la capacidad de procesamiento de la columna, designando la cantidad de días dedicado a cada condición según lo indicado en el Cuadro N° 88, se logra obtener un VAN de 10.22 MMUS\$, un TIR de 1733% y un Pay Out de 21 Días.
- La acción del flujo de vapor en los despojadores está limitado por el dimensionamiento del despojador. Esto se puede observar en el despojador T-102-C, ya que se trabaja con altas producciones de Diesel y en consecuencia se da la inundación del T-102-C.
- En la 2º Etapa – A y A* en las cuales se trabajó con altos reflujos intermedio y fondos, se estableció una resistencia al flujo de vapor respectivo al plato N° 16 y N° 24, evitando el flujo de hidrocarburos ligeros

hacia el tope de la torre. Esto se evidencia por una ligera disminución en el rendimiento de Nafta ligera, Nafta Pesada, Solvente 3 y DPM. Sin embargo, esto beneficia en un alto rendimiento de Diesel en especificación.

- En todas las evaluaciones realizadas al aumentar la producción de diesel en el proceso aumenta la temperatura en la zona flash, debido a que se extrae productos pesados, correspondientes a la “cola” en la curva ASTM, lo cual hay que tener cuenta ya que podría manchar el diesel. Observar el ANEXO N° 6 (Rendimientos vs Etapas - casos).
- El perfil de temperatura en la Torre de Destilación Primaria (T - 101) y en el Drum (D - 101) no presentó inconvenientes al agregar el cuarto despojador (T - 103). Sin embargo, si se realiza una comparación con el perfil de temperaturas del informe Técnico N° TECT-IP-017-2010, se podrá observar que en la Zona Flash y Fondos las temperaturas son altas en la simulación en estado dinámico porque se extrajo más Diesel y sobre todo se generó una vaporización adicional (Overflash) que, al no ser retirada, se condensará y retornará a la Zona Flash. Su propósito es prevenir la formación de coque en los platos de la sección de lavado y arrastre de coque en los productos laterales bajos, ver ANEXO N° 7.
- Respecto a los reflujos Tope, Intermedio y Fondos se evaluó para dar las siguientes conclusiones, para mas detalles ver ANEXO N° 9:
 - Reflujo Tope en todas las Etapas – Casos de la simulación dinámica el objetivo es controlar la temperatura de tope de la torre de destilación (T-101), ya que la temperatura de tope es un indicador del punto final de la Nafta Ligera así como también permite indicar si se mantiene el estado de fase del vapor de agua, en la sección interna de la torre.

Además el reflujo de Tope tiene una influencia en la cabeza y en el intermedio de la curva ASTM D-86 de la Nafta Pesada.

- Reflujo Intermedio en la evaluación de todas las Etapas – Casos de la simulación dinámica se busco que sea el óptimo ya sea para el buen rendimiento y especificación de la Nafta Pesada, DPM y/o para la obtención de Solvente 3, aun cuando se aumente la temperatura en el plato N° 16, para la corrida especial; evaluación que se observa en ítems anteriores.
- Reflujo de Fondos en la evaluación de todas las Etapas – Casos de la simulación dinámica cumple una función importante en la zona de extracción del Diesel y la Zona Flash, como se busca obtener un Overflash es decir se genere un vapor adicional que en consecuencia luego esto se condensara por la influencia del aumento del Reflujo de Fondos lo cual me permitirá controlar el perfil térmico y obtener buen rendimiento en el Diesel.
- El Destilado para Mezcla en la especificación técnica no presento ningún inconveniente al realizar la evaluación en la simulación dinámica esto se observa en el ANEXO N° 10. Sin embargo, en el Solvente 3 se presentó en el punto de inflamación ciertos inconvenientes, lo cual se corrigió a través de la evaluación hasta llegar a la corrida especial (ver ANEXO N° 11) con el aumento del flujo de vapor de agua en su respectivo despojador (T-103) y sobre todo un aumento de temperatura en la sección del plato 16 del T-101 (ver ANEXO N° 8), tomando en cuenta de no perder el rendimiento en los demás destilados medios como se mencionó en los ítems anteriores.

- La obtención de datos característicos de los destilados medios como son API, %Azufre, Viscosidad, Punto de Inflamación y 90%Vol. Recuperado a partir de datos del DCS nos permitirá obtener resultados inmediatos a fin de optimizar la operación de la Unidad.
- Con las técnicas de control estadístico de los Procesos, la Refinería puede crear sus propios modelos sencillos de aplicación puntual, específicos para cada unidad.
- La obtención de datos de operación directamente del DCS de la Unidad de Destilación Primaria, nos permitirá obtener resultados inmediatos de las diferentes variables que cuenten con una ecuación obtenida de la aplicación de regresión lineal multivariable; utilizadas para modelar el proceso y poder hacer ajustes en línea.

8 CAPÍTULO VIII: RECOMENDACIONES

- Evaluar los flujos de vapor de los despojadores y de la torre de destilación obtener el óptimo sobre todo en los productos donde se tenga más extracción.
- Evaluar los reflujos de tope, intermedios y de fondos cuando estén en máximos flujo, para aportar mayor calor al 1er tren de calentamiento y minimizar el consumo de gas en el horno.
- Considerar la interrelación de los parámetros de dimensionamiento, control de proceso y especificaciones de laboratorio para desarrollar correlaciones que permitan una optimización en el proceso para futuras mejoras ó evaluaciones.
- Elaborar una base de datos a fin de mejorar las correlaciones obtenidas para el modelamiento de las Unidades de Proceso, mediante el control estadístico, facilitando la información para la maximización económica de la empresa.
- Comprobar en la operación, la aplicación de las correlaciones obtenidas, y generar más información para la obtención de un mejor modelamiento y control del proceso.
- Implementar la instrumentación digital en el Despojador de AGO (T-103) y llevar las señales a las pantallas del DCS, para su monitoreo y control.

9 CAPITULO IX: GLOSARIO

- **Informe Técnico N° TECT-IP-017-2010:** Informe realizado en Refinería Talara, en la Superintendencia Técnica – Unidad Ingeniería Procesos, con fecha 27.02.10 y titulo” Determinación del Máximo Nivel de Carga procesable en la Unidad de Destilación Primaria”, consiste en evaluar máximas cargas de 66 ,68 y 70 MBD respectivamente, para una mezcla de carga 60% crudo Talara – 40% crudo Oriente.
- **Reporte RFTL-LAB-01841-2010:** Antecedente que toma refinería talara para la realización del Informe Técnico N° TECT-IP-017-2010, así como también nosotros tomamos los datos de dicho reporte de pruebas realizadas en laboratorio, con el fin de tener el mismo punto de partida y luego comparar resultados.
- **Assay – Blend:** Término usado en la simulación para caracterizar crudos o productos.
- **UDP:** Unidad de Destilación Primaria.
- **UDV:** Unidad de Destilación al Vacío.
- **UFCC:** Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.
- **URG:** Unidad de Recuperación de Gases.
- **USSIE:** Unidad de Servicios Industriales y Especialidades.

- **UMPA:** Unidad de Movimiento de Producto y Almacenaje.
- **UMCA:** Unidad de Movimiento de Crudo y Agua.
- **Crudo COE:** Crudo Oriente Ecuatorial.
- **Crudo ONO:** Crudo Operaciones Nor-Oeste.
- **Duty:** Energía Requerida o Aportada por un equipo o unidad de la Planta.
- **DCS:** Sistema de Control Distribuido.
- **ESD:** Sistema de Parada de Emergencia.
- **Gap:** Mide el grado de buen fraccionamiento entre 2 productos cercanos. Este valor siempre da positivo.
- **Overlap:** Mide el grado de mal fraccionamiento entre 2 productos cercanos. Este valor siempre da negativo.
- **Overflash:** Expresa el exceso de líquido por flasheo en el plato inmediato superior a la zona flash de la columna.
- **AGO:** Gasóleo Atmosférico.
- **LCO:** Aceite Cíclico Ligero.
- **LVGO:** Gasóleo Liviano de Vacío.

- **HVGO:** Gasóleo Pesado de Vacío.
- **T-101:** Tag ó código conocido para la torre de destilación primaria.
- **T-102- A,B y C:** Tag ó código conocido para los despojadores de los productos Nafta Pesada, Turbo A-1 o (DPM), Diesel respectivamente a los códigos mencionados.
- **T-103:** Tag o código conocido para el despojador, por el cual se producirá Solvente 3.
- **L-D:** Línea de Diesel, el cual es la mezcla de Nafta Pesada y Diesel obtenidos de la torre de destilación primaria en dirección al pool de Diesel.
- **L-D con T-103:** Línea de Diesel, en el cual se incluye Solvente 3, un producto más en la mezcla, con el fin de analizar las especificaciones para la mezcla total.
- **L-D sin T-103:** Línea de Diesel, en el cual no se incluye Solvente 3, en la mezcla total.
- **D-101:** Tag o código asignado al drum, en el cual se condensan todos los gases de la T-101, de los cuales se obtiene reflujo en dirección al tope, Nafta Ligera como producto y en la bota agua.
- **HS-101:** Tag o código asignado al horno, en el cual se calienta el crudo proveniente de los trenes de precalentamiento, para luego dirigirlo a la torre de destilación T-101.

- **Ppm:** Partes por millón de un elemento o sustancia comprendida en otra.
- **BSW:** Contenido de Agua y sedimentos en el Crudo, expresado en %.
- **Trim Duty:** Término usado en la simulación, el cual tiene la función de compensar una cantidad de energía para la realización de la simulación y por ende halla un correcto balance de energía.
- **% Max flooding:** Máximo porcentaje de inundación que se tolera en el plato.
- **Section height (ft):** Altura entre dos platos en pies.
- **Section delta P (Psi):** Caída de presión en la sección de platos.
- **Number of flow paths:** Números de pasos, distribución del flujo a través del plato.
- **Tray spacing (in):** Espacio entre platos.
- **Tray thickness (in):** Espesor de la bandeja.
- **Bubble cap slot height (in):** Altura de la capa de burbujeo en la bandeja.
- **Side weir type:** Tipo del lado del vertedero.
- **Max weir loading (USGPM/ft):** Máxima carga del vertedero.
- **Downcomer:** Sección que comunica entre platos por el cual fluye liquido de arriba hacia abajo.

- **Downcomer clearance (in):** Espacio entre el downcomer y la bandeja.
- **Maximun Downcomer Backup%:** Máxima porcentaje de reserva o espacio.
- **Weir height (in):** Altura del vertedero.
- **Activa Area (ft²):** Area del plato donde se da la mayor transferencia de masa.
- **Side weir lenght:** Longitud del lado del vertedero.
- **Hole area (ft²):** Area de los agujeros en el plato.
- **Downcomer area (ft²):** Area del Downcomer.
- **Side DC Top width (in):** Ancho del tope Downcomer.
- **Side DC Btm width (in):** Ancho del fondo del Downcomer.
- **Side DC Top length (in):** Longitud del tope Downcomer.
- **Side DC Btm length (in):** Longitud del fondo del Downcomer.
- **Side DC Btm area (ft²):** Area del fondo del Downcomer
- **Side DC Top area (ft²):** Area del tope Downcomer.

- **Valor Actual Neto:** Procede de la expresión inglesa Net Present Value. El acrónimo es NPV en inglés y VAN en español. Es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. La metodología consiste en descontar al momento actual (es decir, actualizar mediante una tasa) todos los flujos de caja futuros del proyecto. A este valor se le resta la inversión inicial, de tal modo que el valor obtenido es el valor actual neto del proyecto.
- **Tasa Interna de Retorno:** La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una inversión, está definida como la tasa de interés con la cual el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero. El VAN o VPN es calculado a partir del flujo de caja anual, trasladando todas las cantidades futuras al presente. Es un indicador de la rentabilidad de un proyecto, a mayor TIR, mayor rentabilidad.
- **Tiempo de Retorno:** El Tiempo de Retorno o *Pay Out* es el tiempo en el cual se recupera el monto de la inversión realizada. Se calcula dividiendo el Monto de la Inversión entre las Utilidades generadas en cada año.

10 CAPITULO X: BIBLIOGRAFÍA

- HANDBOOK OF PETROLEUM REFINING PROCESSES TERCERA EDICION, ROBERT A. MEYERS -McGRAW-HILL-2004.
- DISTILLATION CONTROL & OPTIMIZATION – MYNAH -2007.
- TROUBLESHOOTING PROCESS PLANT CONTROL - NORMAN P. LIEBERMAN – WILEY-2009.
- PROYECTO "REEMPLAZO DE EQUIPOS Y MEJORAS UDP - UDV REFINERIA TALARA"-2004.
- ESPECIFICACIONES TECNICAS DEL PROYECTO "REEMPLAZO DE EQUIPOS Y MEJORAS UDP - UDV REFINERIA TALARA"-2004.
- MANUAL DE OPERACIÓN UNIDAD DESTILACION PRIMARIA-UDP- PETROPERU-2006.
- DISEÑO DE LA TORRE DESTILACION PRIMARIA Y DESPOJADORES DE REFINERIA TALARA – ARTHUR G. MCKEE &CO CLEVELAND. OHIO -1952.
- TROUBLESHOOTING EN TORRES DE DESTILACION Y EQUIPOS ASOCIADOS - Preparado por: ING. Qco. GUILLERMO PALENCIA RUIZ- PETROTIGER-2010.
- HANDBOOK – DESTILLATION – 4ta EDITION.

11 CAPITULO XI: ANEXOS

ANEXO 1: EVALUACIONES REALIZADAS POR LA UNIDAD LABORATORIO

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA (MRDM)

CARGA:					68000			FECHA DE MUESTREO:							
MEZCLA DE CRUDOS:					TALARA		60%		ORIENTE		40%		HORA DE MUESTREO :		
CONDICION:					Destilados Medios							FECHA DE REPORTE:			
					METODO	CRUDO	CRUDO	CARGA	NAFTA	NAFTA	REFLUJO				
INSPECCIONES					ASTM	TALARA	ORIENTE	UDP	LIVIANA	PESADA	INTERMEDIO				
Gravedad API, á 15,6 °C					D-1298	34,7	23,6	29,9	63,5	50,1	50,1				
Punto de Inflamación, °C					D-93/56					23,0					
Viscosidad, cst a -20 °C					D-445										
Viscosidad, cst a 40 °C					D-445	5,300	55,3	11,0							
Viscosidad,cst a 50 °C					D-445	4,25	36,2	8,4							
Viscosidad, cst a 100 °C					D-445										
Punto de Congelamiento					D-2386										
Punto de escurrimiento					D-97-06										
Color Saybolt					D-156				+30	+30	+30				
Color ASTM					D-1500										
Azufre Total, % peso					D-4294	0,091	1,58	0,677	0,00690	0,017					
Azufre como Mercaptanos					D-3227										
Corrosión 2 hrs. a 100 °C Tratam.					D- 130										
Corrosión 3 hrs. a 100 °C Tratam.					D- 130										
Punto de Humo, mm					D-1322-97										
Est. A la oxidación, m/100ml					D-2274-03a										
Prueba Doctor					D-4952										
Gomas existentes					D-381										

Sal, LB/MB (Antes de desalado)	C-010-C						
Sal, LB/MB(Despues de desalado)	C-010-C						
Nº Neut. antes Trat., mg KOH / gr.	D- 974						
Nº Neut. después Trat., mg KOH / gr	D- 974						
Número de cetano	D-613-05						
Indice de cetano	D-4737-04						
Número de Bromo, g Br- /100 gr	D-1159						
Valor Kauri butanol	D-1133-04						
Absorción en ácido sulfúrico	D-483-04						
Acidez del residuo de la destilaciín	D-1093-04						
Nitrogeno Total, % peso	D-3228						
COMPOSICION (PIONA) :	D6623						
Parafinas, %vol.					18,52		
Isoparafinas, %vol.					38,01		
Olefinas, % vol.					0,02		
Naftenos, % vol.					38,11		
Aromáticos, % vol.					5,34		
Naftenos + Aromáticos (N+A)					43,45		
R V P	D-323				8,2		
RON "0"	D-2699				67,3		
DESTILACION ASTM, °C		ASTM D86					
Punto Inicial de Ebullicion		69,0	106,0	64,0	38,0	136,0	124,0
5% Rec.a		117,0	125,0	125,0	57,0	142,0	135,0
10% Rec. á		139,0	161,0	149,0	70,0	143,0	137,0
20% Rec. á		177,0	230,0	197,0	86,0	146,0	145,0
30% Rec. á		224,0	298,0	247,0	95,0	148,0	150,0
40% Rec. á		263,0	342,0	291,0	102,0	150,0	153,0
50% Rec. á		297,0	--	330,0	107,0	152,0	154,0
60% Rec. á		333,0	--	353,0	111,0	154,0	156,0
70% Rec. á		372,0	--	365,0	116,0	156,0	158,0
80% Rec. á		379,0	--	--	122,0	158,0	161,0
90% Rec. á		--	--	--	129,0	161,0	164,0

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA (MRDM)

CARGA: 70000					FECHA DE MUESTREO:		
MEZCLA DE CRUDOS: TALARA 60%		ORIENTE 40%		HORA DE MUESTREO :			
CONDICION: Destilados Medios					FECHA DE REPORTE:		
	METODO	CRUDO	CRUDO	CARGA	NAFTA	NAFTA	REFLUJO
INSPECCIONES	ASTM	TALARA	ORIENTE	UDP	LIVIANA	PESADA	INTERMEDIO
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	34,2	23,2	29,7	62,6	50,3	51,1
Punto de Inflamación, °C	D-93					23,0	
Viscosidad, cst a -20 °C	D-445						
Viscosidad, cst a 40 °C	D-445	5,430	50,6	11,1			
Viscosidad, cst a 50 °C	D-445	4,25	32,3	8,2			
Viscosidad, cst a 100 °C	D-445						
Punto de Congelamiento	D-2386						
Punto de escurrimiento	D-97-06						
Color Saybolt	D-156				+30	+30	+30
Color ASTM	D-1500						
Azufre Total, % peso	D-4294	0,0894	1,59	0,666	0,00180	0,016	
Azufre como Mercaptanos	D-3227						
Corrosión 2 hrs. a 100 °C Tratam.	D- 130						
Corrosión 3 hrs. a 100 °C Tratam.	D- 130						
Punto de Humo, mm	D-1322-97						
Est. A la oxidación, m/100ml	D-2274-03a						
Prueba Doctor	D-4952						
Gomas existentes	D-381						
Contenido de sólidos, mg/L	D-2276-06						
Tiempo de filtración, minutos	D-2276-00						
Índice de Separación al agua (WSIM)	D-3948-07						
Aqua v Sedimentos. % vol.	D-96						

Nº Neut. después Trat., mg KOH / gr	D- 974						
Número de cetano	D-613-05						
Indice de cetano	D-4737-04						
Número de Bromo, g Br- /100 gr	D-1159						
Valor Kauri butanol	D-1133-04						
Absorción en ácido sulfúrico	D-483-04						
Acidez del residuo de la destilación	D-1093-04						
Nitrogeno Total, % peso	D-3228						
COMPOSICION (PIONA) :	D6623						
Parafinas, %vol.					18,40		
Isoparafinas, %vol.					38,55		
Olefinas, % vol.					0,02		
Naftenos, % vol.					38,02		
Aromáticos, % vol.					5,01		
Naftenos + Aromáticos (N+A)					43,03		
R V P	D-323				8,5		
RON "0"	D-2699				67,3		
DESTILACION ASTM, °C		ASTM D86					
Punto Inicial de Ebullicion		69,0	106,0	64,0	38,0	133,0	136,0
5% Rec.a		117,0	125,0	122,0	55,0	140,0	138,0
10% Rec. á		139,0	161,0	145,0	68,0	141,0	143,0
20% Rec. á		177,0	230,0	190,0	85,0	144,0	145,0
30% Rec. á		224,0	298,0	241,0	95,0	147,0	148,0
40% Rec. á		263,0	342,0	285,0	102,0	149,0	151,0
50% Rec. á		297,0	--	328,0	107,0	151,0	153,0
60% Rec. á		333,0	--	357,0	113,0	153,0	155,0
70% Rec. á		372,0	--	---	117,0	155,0	158,0
80% Rec. á		379,0	--	--	123,0	157,0	160,0
90% Rec. á		--	--	--	130,0	160,0	163,0
95% Rec. á		--	--	--	135,0	163,0	166,0
Punto Final Ebullición		--	--	--	146,0	172,0	175,0
% Recuperado		--	--	--	98.5	98.5	98.5

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:						FECHA DE MUESTREO:			
MEZCLA DE CRUDOS: 50 % Talara + 30 %Oriente+ 20% (Corvina Albacora)						HORA DE MUESTREO :			
CONDICION: Maximo Rendimiento Destilados Medios						FECHA DE REPORTE:			
INSPECCIONES	METODO ASTM	CRUDO TALARA	CRUDO ORIENTE	CRUDO BPZ	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	REFLUJO INTERMEDIO	DESTILADO PARA MEZCLA UDP
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	37,1	24,5	22,6	30,1	63,8	50,9	50,7	41,5
Punto de Inflamación, °C	D-56						20,00		51
Punto de Inflamación, °C	D-93								
Viscosidad,cst a 40 °C	D-445	3,76	49,90	14,70	9,00				
Viscocidad,cst a 50 °C	D-445	3,20	33,50	11,20	6,50				
Viscocidad,cst a 100 °C	D-445								
Color Saybolt	D-156					+30	+30		+30
Color ASTM	D-1500								
Azufre Total, % peso	D-4294	0,0764	1,57	0,187	0,571	0,0053	0,0174	0,0085	0,0549
Azufre como Mercaptanos	D-3227								
Corrosión	D-130					1a	1a		
Agua y sedimentos, % vol	D96	0,025	0,100	0,050	0,100				
Asfaltenos, % peso	IP-183				1,91				
Niquel, ppm	ICP								
Sodio, ppm	ICP								

Olefinas, % vol.						0,00			
Naftenos, % vol.						39,80			
Aromáticos, % vol.						4,12			
Naftenos + Aromáticos (N+A)						43,90			
RVP	D-323					7,7			
RON "0"	D-2699					66,1			
DESTILACION ASTM, °C		ASTM D86							
Punto Inicial de Ebullicion		77,0	64,0	33,0	68,0	45,0	123,0	117,0	176,0
5% Rec.a		108,0	128,0	119,0	115,0	69,0	133,0	139,0	183,0
10% Rec. á		124,0	164,0	147,0	145,0	85,0	136,0	148,0	186,0
20% Rec. á		160,0	239,0	194,0	195,0	98,0	141,0	150,0	193,0
30% Rec. á		196,0	297,0	249,0	235,0	104,0	144,0	150,0	198,0
40% Rec. á		235,0	344,0	289,0	275,0	111,0	146,0	151,0	204,0
50% Rec. á		270,0	359,0	327,0	310,0	115,0	149,0	153,0	210,0
60% Rec. á		310,0	---	359,0	350,0	120,0	151,0	155,0	216,0
70% Rec. á		353,0	---	372,0	375,0	122,0	153,0	157,0	223,0
80% Rec. á		390,0	---	---	---	125,0	156,0	159,0	230,0
90% Rec. á		--	---	---	---	128,0	159,0	163,0	239,0
95% Rec. á		--	---	---	---	134,0	163,0	166,0	247,0
Punto Final Ebullición		--	---	---	---	146,0	170,0	176,0	257,0
% Recuperado		--	--	---	---	97,5	98,5	98,0	98,0
% Perdida		--	---	---	---	1,0	0,5	0,5	0,5

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:						FECHA DE MUESTREO:			
MEZCLA DE CRUDOS: 50 % Talara + 30 %Oriente+ 20% (Corvina Albacora)						HORA DE MUESTREO :			
CONDICION: Maximo Rendimiento Destilados Medios						FECHA DE REPORTE:			
INSPECCIONES	METODO	CRUDO	CRUDO	CRUDO	CARGA	NAFTA	NAFTA	REFLUJO INTERMEDIO	DESTILADO PARCIAL O MEZCLA
	ASTM	TALARA	ORIENTE	BPZ	UDP	LIVIANA	PESADA	O	UDP
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	35,8	23,4	22,8	30,0	62,9	50,9	51,1	40,8
Punto de Inflamación, °C	D-56						23,0		
Punto de Inflamación, °C	D-93								
Viscosidad,cst a 40 °C	D-445	3,56	49,10	14,75	9,10				
Viscosidad,cst a 50 °C	D-445	3,20	33,50	11,04	6,61				
Viscosidad,cst a 100 °C	D-445								
Color Saybolt	D-156					+30	+30		
Color ASTM	D-1500								
Azufre Total, % peso	D-4294	0,0776	1,564	0,197	0,592	0,0064	0,0183		
Azufre como Mercaptanos	D-3227								
Agua y sedimentos, % vol	D96				0,05				
Asfaltenos, % peso	IP-183								
Niquel, ppm	ICP								
Sodio, ppm	ICP								
Vanadio, ppm	ICP								
Sal LB/MB (Antes de decolorar)		6,10	0,10	6,20	8,00				

Aromáticos, % vol.						4,10			
Naftenos + Aromáticos (N+A)						43,70			
RVP	D-323								
RON "0"	D-2699								
DESTILACION ASTM, °C		ASTM D86							
Punto Inicial de Ebullicion		61,0	64,0	218,0	33,0	41,0	133,0	119,0	163,0
5% Rec.a		110,0	128,0	246,0	119,0	64,0	134,0	131,0	175,0
10% Rec. á		130,0	164,0	256,0	147,0	71,0	140,0	134,0	180,0
20% Rec. á		165,0	239,0	271,0	194,0	86,0	143,0	140,0	188,0
30% Rec. á		210,0	297,0	285,0	249,0	97,0	144,0	142,0	196,0
40% Rec. á		253,0	344,0	300,0	289,0	102,0	146,0	145,0	204,0
50% Rec. á		294,0	359,0	318,0	327,0	106,0	148,0	148,0	211,0
60% Rec. á		334,0	---	340,0	359,0	112,0	149,0	149,0	216,0
70% Rec. á		376,0	---	365,0	372,0	116,0	151,0	151,0	223,0
80% Rec. á		391,0	---	378,0	---	121,0	153,0	154,0	230,0
90% Rec. á		---	---	---	---	126,0	156,0	158,0	238,0
95% Rec. á		---	---	---	---	131,0	159,0	161,0	245,0
Punto Final Ebullición		---	---	---	---	140,0	166,0	172,0	253,0
% Recuperado		---	---	---	---	98,0	98,0	98,0	98,0
% Perdida		---	---	---	---	1,5	1,5	1,5	1,5

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:						FECHA DE MUESTREO:			
MEZCLA DE CRUDOS: 50 % Talara + 30 %Oriente+ 20% (Corvina Albacora)						HORA DE MUESTREO :			
CONDICION: Maximo Rendimiento Destilados Medios						FECHA DE REPORTE:			
INSPECCIONES	METOD O	CRUDO TALARA	CRUDO ORIENTE	CRUDO BPZ	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	REFLUJO INTERMEDI O	DESTIL O PAR MEZC UDF
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	34,6	23,5	33,6	31,0	63,5	50,3		43,1
Punto de Inflamación, °C	D-56						23,00		49
Punto de Inflamación, °C	D-93								
Viscosidad,cst a 40 °C	D-445	3,56	48,40	14,70	8,90				
Viscocidad,cst a 50 °C	D-445	3,00	32,30	11,20	6,70				
Viscocidad,cst a 100 °C	D-445								
Color Saybolt	D-156					+30	+30		+30
Color ASTM	D-1500								
Azufre Total, % peso	D-4294	0,0823	1,56	0,525	0,640	0,0170	0,0172		0,066
Azufre como Mercaptanos	D-3227								
Agua y sedimentos, % vol	D96								
Asfaltenos, % peso	IP-183								
Niquel, ppm	ICP								
Sodio, ppm	ICP								
Vanadio, ppm	ICP								

Naftenos, % vol.						39,60			
Aromáticos, % vol.						4,00			
Naftenos + Aromáticos (N+A)						43,60			
RVP	D-323					8,4			
RON "0"	D-2699								
DESTILACION ASTM, °C		ASTM D86							
Punto Inicial de Ebullicion		61,0	64,0	218,0	65,0	37,0	124,0		160,0
5% Rec.a		110,0	128,0	246,0	108,0	54,0	137,0		172,0
10% Rec. á		130,0	164,0	256,0	132,0	67,0	140,0		177,0
20% Rec. á		165,0	239,0	271,0	176,0	83,0	144,0		184,0
30% Rec. á		210,0	297,0	285,0	236,0	92,0	146,0		191,0
40% Rec. á		253,0	344,0	300,0	283,0	101,0	148,0		196,0
50% Rec. á		294,0	359,0	318,0	324,0	106,0	151,0		202,0
60% Rec. á		334,0	---	340,0	346,0	112,0	153,0		208,0
70% Rec. á		376,0	---	365,0	355,0	118,0	155,0		215,0
80% Rec. á		391,0	---	378,0	---	124,0	157,0		223,0
90% Rec. á		---	---	---	---	131,0	160,0		233,0
95% Rec. á		---	---	---	---	137,0	163,0		242,0
Punto Final Ebullición		---	---	---	---	149,0	172,0		251,0
% Recuperado		---	---	---	---	98,0	98,0		98,0
% Perdida		---	---	---	---	1,5	1,5		1,5

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:					60000 MBSD		FECHA DE MUESTREO:
MEZCLA DE CRUDOS:					70% TALARA - 30% BPZ		HORA DE MUESTREO :
CONDICION:					FECHA DE REPORTE:		
INSPECCIONES	METODO	CRUDO	CRUDO	CARGA	NAFTA	NAFTA	DI
	ASTM	TALARA	BPZ	UDP	LIVIANA	PESADA	
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	36,1	23,4	32,4	63,0	50,9	
Punto de Inflamación, °C	D-93					19,0	
Viscosidad, cst a 40 °C	D-445						
Viscosidad,cst a 50 °C	D-445						
Viscosidad, cst a 100 °C	D-445						
Color Saybolt	D-156				>+30	>+30	
Color ASTM	D-6045						
Azufre Total, % peso	D-4294	0,0722	0,1602	0,101	0,011	0,014	
Agua y Sedimentos, % vol.	D-96	0,05	0,05	0,10			
Asfaltenos , % peso	IP-183	0,21					
Residuo de carbón conradson	D-189	1,01	1,73	1,42			
Niquel , ppm	ICP	2,1	5,4	3,4			
Sodio , ppm	ICP	3,0	4,9	3,5			
Vanadio , ppm	ICP	1,4	1,3	1,3			
Sal, LB/MB (Antes de desalado)	D-3230	0,6	2,1	2,2			
Sal, LB/MB(Despues de desalado)	D-3230			1,1			
Nº Neut. antes Trat., mg KOH / gr.	D- 974						

RON "0"	D-2699				70,0		
PNA - Método n-d-m	D-3238						
Punto de anilina, °C	D-611						
% Carbon Parafinico , Cp.							
% Carbon Naftenico, Cn.							
% Carbon Aromatico, Ca.							
Indice de Refraccion a 20 °C	D-1218						
Peso Molecular	D-2502						
Factor caracterización (KUOP)							
DESTILACION ASTM, °C		D-86	D-86	D-86	D-86	D-86	
Punto Inicial de Ebullicion		79,0	206,0	84	37,0	126,0	
5% Rec.a		110,0	228,0	121	55,0	134,0	
10% Rec. á		130,0	248,0	142	67,0	137,0	
20% Rec. á		164,0	265,0	193	83,0	140,0	
30% Rec. á		204,0	280,0	240	93,0	143,0	
40% Rec. á		242,0	295,0	270	99,0	146,0	
50% Rec. á		286,0	311,0	299	104,0	148,0	
60% Rec. á		329,0	332,0	328	109,0	150,0	
70% Rec. á		369,0	355,0	362	113,0	153,0	
80% Rec. á		390,0	376,0	389	118,0	156,0	
90% Rec. á		-	388,0	-	125,0	160,0	
95% Rec. á		-	-	-	130,0	167,0	
Punto Final Ebullición		-	-	-	138,0	187,0	
% Recuperado		-	-	-	98,0	98,0	
% Perdida		-	-	-	1,5	1,5	

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:					60000 MBSD		FECHA DE MUESTREO:
MEZCLA DE CRUDOS:					70% TALARA - 30% BPZ		HORA DE MUESTREO :
CONDICION:					FECHA DE REPORTE:		
INSPECCIONES	METODO ASTM	CRUDO TALARA	CRUDO BPZ	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	DI
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	36,5	23,6	32,5	63,9	48,8	
Punto de Inflamación, °C	D-93					22,0	
Viscosidad, cst a 40 °C	D-445						
Viscosidad,cst a 50 °C	D-445						
Viscosidad, cst a 100 °C	D-445						
Color Saybolt	D-156				>+30	+24	
Color ASTM	D-6045						
Azufre Total, % peso	D-4294	0,069	0,168	0,105	0,001	0,005	
Agua y Sedimentos, % vol.	D-96	0,05	0,05	0,05			
Asfaltenos , % peso	IP-183	0,21					
Residuo de carbón conradson	D-189	0,96	1,89	1,40			
Niquel , ppm	ICP	2,4	5,5	3,7			
Sodio , ppm	ICP	3,4	4,4	3,7			
Vanadio , ppm	ICP	1,3	1,3	1,3			
Sal, LB/MB (Antes de desalado)	D-3230	0,9	2,1	2,6			
Sal, LB/MB(Despues de desalado)	D-3230			1,2			
Nº Neut. antes Trat., mg KOH / gr.	D- 974						
Nº Neut después Trat mg KOH / gr	D- 974						

RON "0"	D-2699				70,3		
PNA - Método n-d-m	D-3238						
Punto de anilina, °C	D-611						
% Carbon Parafinico , Cp.							
% Carbon Naftenico, Cn.							
% Carbon Aromatico, Ca.							
Indice de Refraccion a 20 °C	D-1218						
Peso Molecular	D-2502						
Factor caracterización (KUOP)							
DESTILACION ASTM, °C		D-86	D-86	D-86	D-86	D-86	
Punto Inicial de Ebullicion		79,0	206,0	84	38,0	125,0	
5% Rec.a		110,0	228,0	121	64,0	137,0	
10% Rec. á		130,0	248,0	142	74,0	139,0	
20% Rec. á		164,0	265,0	193	87,0	145,0	
30% Rec. á		204,0	280,0	240	95,0	149,0	
40% Rec. á		242,0	295,0	270	101,0	153,0	
50% Rec. á		286,0	311,0	299	107,0	157,0	
60% Rec. á		329,0	332,0	328	112,0	161,0	
70% Rec. á		369,0	355,0	362	117,0	165,0	
80% Rec. á		390,0	376,0	389	123,0	170,0	
90% Rec. á		-	388,0	-	128,0	179,0	
95% Rec. á		-	-	-	135,0	187,0	
Punto Final Ebullición		-	-	-	142,0	194,0	
% Recuperado		-	-	-	98,0	98,5	
% Perdida		-	-	-	1,0	0,5	

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:					60000 MBSD		FECHA DE MUESTREO:	
MEZCLA DE CRUDOS:					70% TALARA - 30% BPZ		HORA DE MUESTREO :	
CONDICION:							FECHA DE REPORTE:	
INSPECCIONES	METODO ASTM	CRUDO TALARA	CRUDO BPZ	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	DE	
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	36,6	23,5	32,6	63,2	51,1		
Punto de Inflamación, °C	D-93					20,0		
Viscosidad, cst a 40 °C	D-445							
Viscosidad,cst a 50 °C	D-445							
Viscosidad, cst a 100 °C	D-445							
Color Saybolt	D-156				>+30	+30		
Color ASTM	D-6045							
Azufre Total, % peso	D-4294	0,070	0,168	0,099	0,012	0,015		
Agua y Sedimentos, % vol.	D-96	0,05	0,05	0,05				
Asfaltenos , % peso	IP-183	0,20						
Residuo de carbón conradson	D-189	0,98	1,50	1,35				
Niquel , ppm	ICP	2,0	5,2	2,5				
Sodio , ppm	ICP	3,2	4,5	3,4				
Vanadio , ppm	ICP	1,2	1,1	1,1				
Sal, LB/MB (Antes de desalado)	D-3230	0,8	2,0	1,9				
Sal, LB/MB(Despues de desalado)	D-3230			1,0				
Nº Neut. antes Trat., mg KOH / gr.	D- 974							
Nº Neut. despues de Trat., mg KOH / gr.	D- 974							

RON "0"	D-2699				70,4		
PNA - Método n-d-m	D-3238						
Punto de anilina, °C	D-611						
% Carbon Parafinico , Cp.							
% Carbon Naftenico, Cn.							
% Carbon Aromatico, Ca.							
Indice de Refraccion a 20 °C	D-1218						
Peso Molecular	D-2502						
Factor caracterización (KUOP)							
DESTILACION ASTM, °C		D-86	D-86	D-86	D-86	D-86	
Punto Inicial de Ebullicion		79,0	206,0	84	38,0	123,0	
5% Rec.a		110,0	228,0	121	57,0	133,0	
10% Rec. á		130,0	248,0	142	69,0	136,0	
20% Rec. á		164,0	265,0	193	83,0	139,0	
30% Rec. á		204,0	280,0	240	92,0	141,0	
40% Rec. á		242,0	295,0	270	97,0	143,0	
50% Rec. á		286,0	311,0	299	102,0	146,0	
60% Rec. á		329,0	332,0	328	107,0	147,0	
70% Rec. á		369,0	355,0	362	112,0	149,0	
80% Rec. á		390,0	376,0	389	117,0	152,0	
90% Rec. á		-	388,0	-	123,0	155,0	
95% Rec. á		-	-	-	129,0	158,0	
Punto Final Ebullición		-	-	-	139,0	167,0	
% Recuperado		-	-	-	98,0	98,0	
% Perdida		-	-	-	1,0	1,0	

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:					60000 MBSD		FECHA DE MUESTREO:
MEZCLA DE CRUDOS:					70% TALARA - 30% BPZ		HORA DE MUESTREO :
CONDICION:					FECHA DE REPORTE:		
INSPECCIONES	METODO ASTM	CRUDO TALARA	CRUDO BPZ	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	DI
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	36,3	22,4	32,4	63,1	51,5	
Punto de Inflamación, °C	D-93					17,0	
Viscosidad, cst a 40 °C	D-445						
Viscosidad,cst a 50 °C	D-445						
Viscosidad, cst a 100 °C	D-445						
Color Saybolt	D-156				+30	+30	
Color ASTM	D-6045						
Azufre Total, % peso	D-4294	0,074	0,180	0,103	0,011	0,014	
Agua y Sedimentos, % vol.	D-96	0,05	0,05	0,05			
Asfaltenos , % peso	IP-183	0,24					
Residuo de carbón conradson	D-189	1,20	1,88	1,41			
Niquel , ppm	ICP	3,4	4,0	3,6			
Sodio , ppm	ICP	4,5	4,0	4,2			
Vanadio , ppm	ICP	1,8	1,1	1,7			
Sal, LB/MB (Antes de desalado)	D-3230	1,3	2,6	3,6			
Sal, LB/MB(Despues de desalado)	D-3230			1,4			
Nº Neut. antes Trat., mg KOH / gr.	D- 974						
Nº Neut después Trat mg KOH / gr	D- 974						

RON "0"	D-2699				70,4		
PNA - Método n-d-m	D-3238						
Punto de anilina, °C	D-611						
% Carbon Parafinico , Cp.							
% Carbon Naftenico, Cn.							
% Carbon Aromatico, Ca.							
Indice de Refraccion a 20 °C	D-1218						
Peso Molecular	D-2502						
Factor caracterización (KUOP)							
DESTILACION ASTM, °C		D-86	D-86	D-86	D-86	D-86	
Punto Inicial de Ebullicion		79,0	206,0	84	38,0	131,0	
5% Rec.a		110,0	228,0	121	58,0	135,0	
10% Rec. á		130,0	248,0	142	69,0	137,0	
20% Rec. á		164,0	265,0	193	84,0	139,0	
30% Rec. á		204,0	280,0	240	93,0	141,0	
40% Rec. á		242,0	295,0	270	98,0	143,0	
50% Rec. á		286,0	311,0	299	103,0	145,0	
60% Rec. á		329,0	332,0	328	108,0	147,0	
70% Rec. á		369,0	355,0	362	112,0	148,0	
80% Rec. á		390,0	376,0	389	117,0	150,0	
90% Rec. á		-	388,0	-	123,0	153,0	
95% Rec. á		-	-	-	127,0	156,0	
Punto Final Ebullición		-	-	-	136,0	165,0	
% Recuperado		-	-	-	97,5	98,0	
% Perdida		-	-	-	1,5	1,5	

EVALUACION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

CARGA:					60000 MBSD		FECHA DE MUESTREO:
MEZCLA DE CRUDOS:					60% TALARA - 40% LEONA 24		HORA DE MUESTREO :
CONDICION:					FECHA DE REPORTE:		
INSPECCIONES	METODO ASTM	CRUDO TALARA	CRUDO LEONA 24	CARGA UDP	NAFTA LIVIANA	NAFTA PESADA	DI
Gravedad API, á 15,6 °C	D-1298	36,6	23,8	31,5	62,9	51,4	
Punto de Inflamación, °C	D-93					22,0	
Viscosidad, cst a 40 °C	D-445	3,7	31,3	7,3			
Viscosidad,cst a 50 °C	D-445	3,0	21,5	5,8			
Viscosidad, cst a 100 °C	D-445						
Color Saybolt	D-156				>+30	>+30	
Color ASTM	D-6045						
Azufre Total, % peso	D-4294	0,0634	1,83	0,724	0,0053	0,0239	
Gomas existentes	D-381						
Agua y Sedimentos, % vol.	D-96	0,05	0,10	0,05			
Asfaltenos , % peso	IP-183	2,28	5,79	0,27			
Residuo de carbón conradson	D-189	1,12	7,79	3,81			
Niquel , ppm	ICP	2,4	45,0	18,0			
Sodio , ppm	ICP	4,5	8,1	4,7			
Vanadio , ppm	ICP	0,7	129,0	53,0			
Sal, LB/MB (Antes de desalado)	D-3230	3,5	11,1	4,8			
Sal, LB/MB(Despues de desalado)	D-3230			2,4			
Nº Neut antes Trat mg KOH / gr	D- 974				0,012	0,016	

Naftenos, % vol.					0,10		
R V P	D-323				7,9		
RON "0"	D-2699				96,2		
PNA - Método n-d-m	D-3238						
Punto de anilina, °C	D-611						
% Carbon Parafinico , Cp.							
% Carbon Naftenico, Cn.							
% Carbon Aromatico, Ca.							
Indice de Refraccion a 20 °C	D-1218						
Peso Molecular	D-2502						
Factor caracterización (KUOP)							
DESTILACION ASTM, °C		D-86	D-86	D-86	D-86	D-86	
Punto Inicial de Ebullicion		66,0	72,0	68	40,0	132,0	
5% Rec.a		95,0	113,0	104	59,0	136,0	
10% Rec. á		112,0	153,0	128	71,0	137,0	
20% Rec. á		146,0	230,0	172	86,0	140,0	
30% Rec. á		192,0	285,0	227	94,0	142,0	
40% Rec. á		236,0	327,0	272	100,0	144,0	
50% Rec. á		278,0	346,0	316	106,0	146,0	
60% Rec. á		318,0	352,0	348	110,0	147,0	
70% Rec. á		362,0	-	360	115,0	149,0	
80% Rec. á		380,0	-	-	120,0	151,0	
90% Rec. á		-	-	-	127,0	154,0	
95% Rec. á		-	-	-	132,0	156,0	
Punto Final Ebullición		-	-	-	140,0	165,0	
% Recuperado					99,5	99,5	

ANEXO 2 – DIAGRAMA SIMULADO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN PRIMARIA

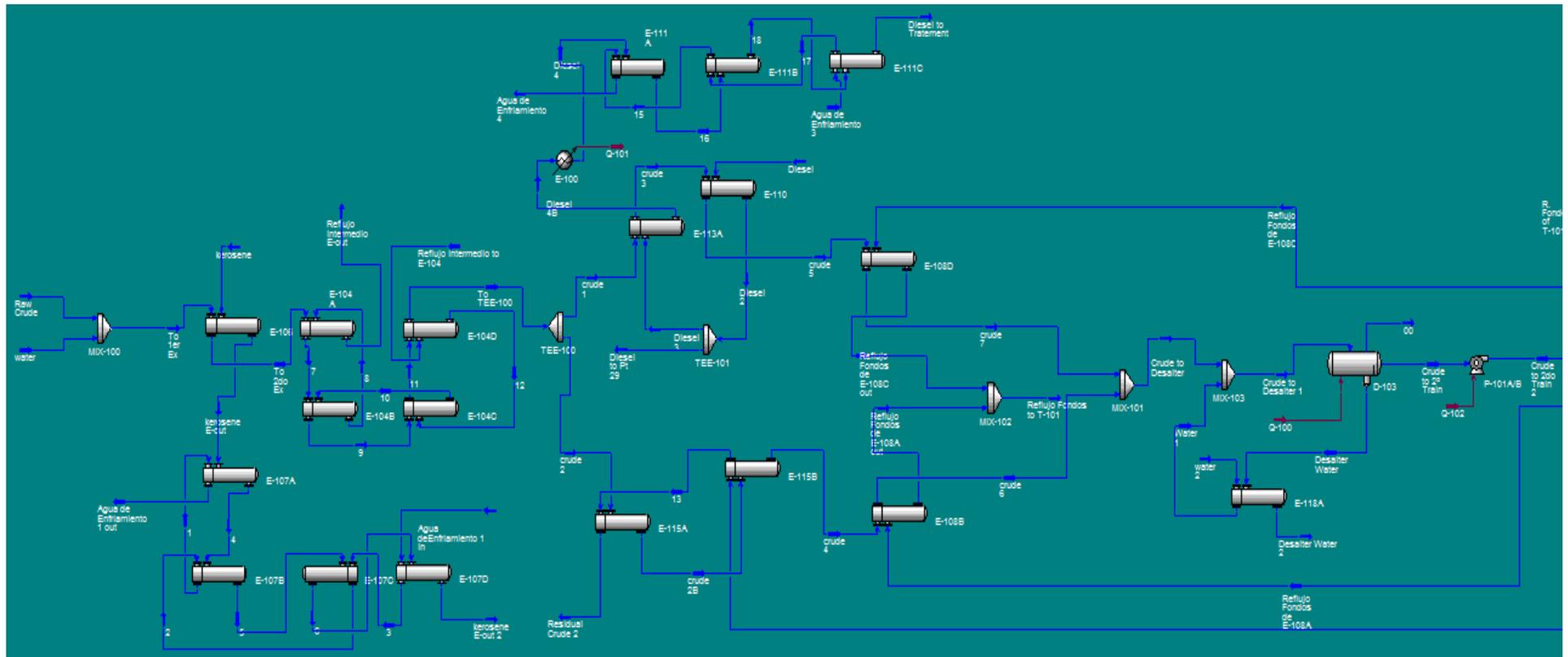


Gráfico 1: Primer Tren de Pre calentamiento y Desaladora - Unidad de Destilación Primaria

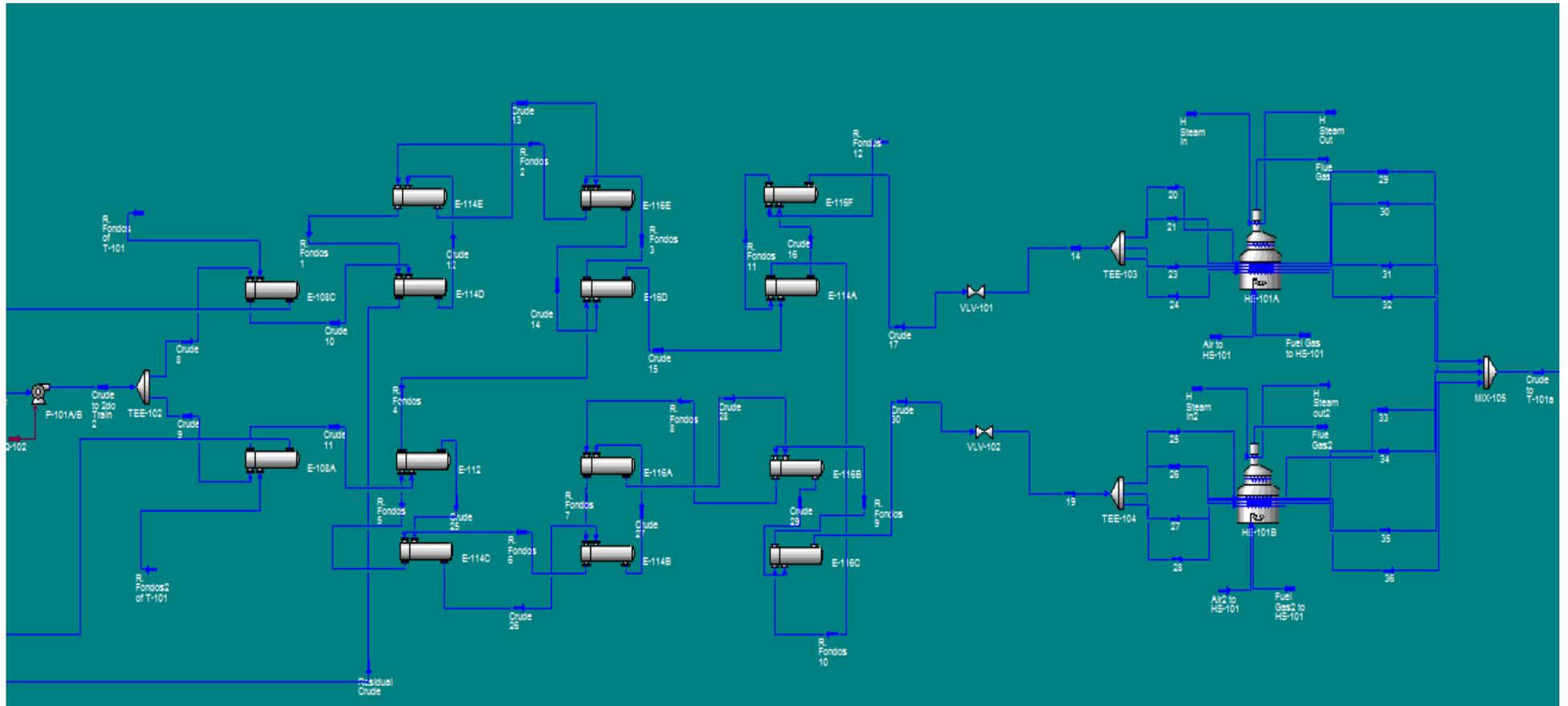


Gráfico 2: Segundo Tren de Pre calentamiento, Cabina A y Cabina B del Horno- Unidad de Destilación Primaria

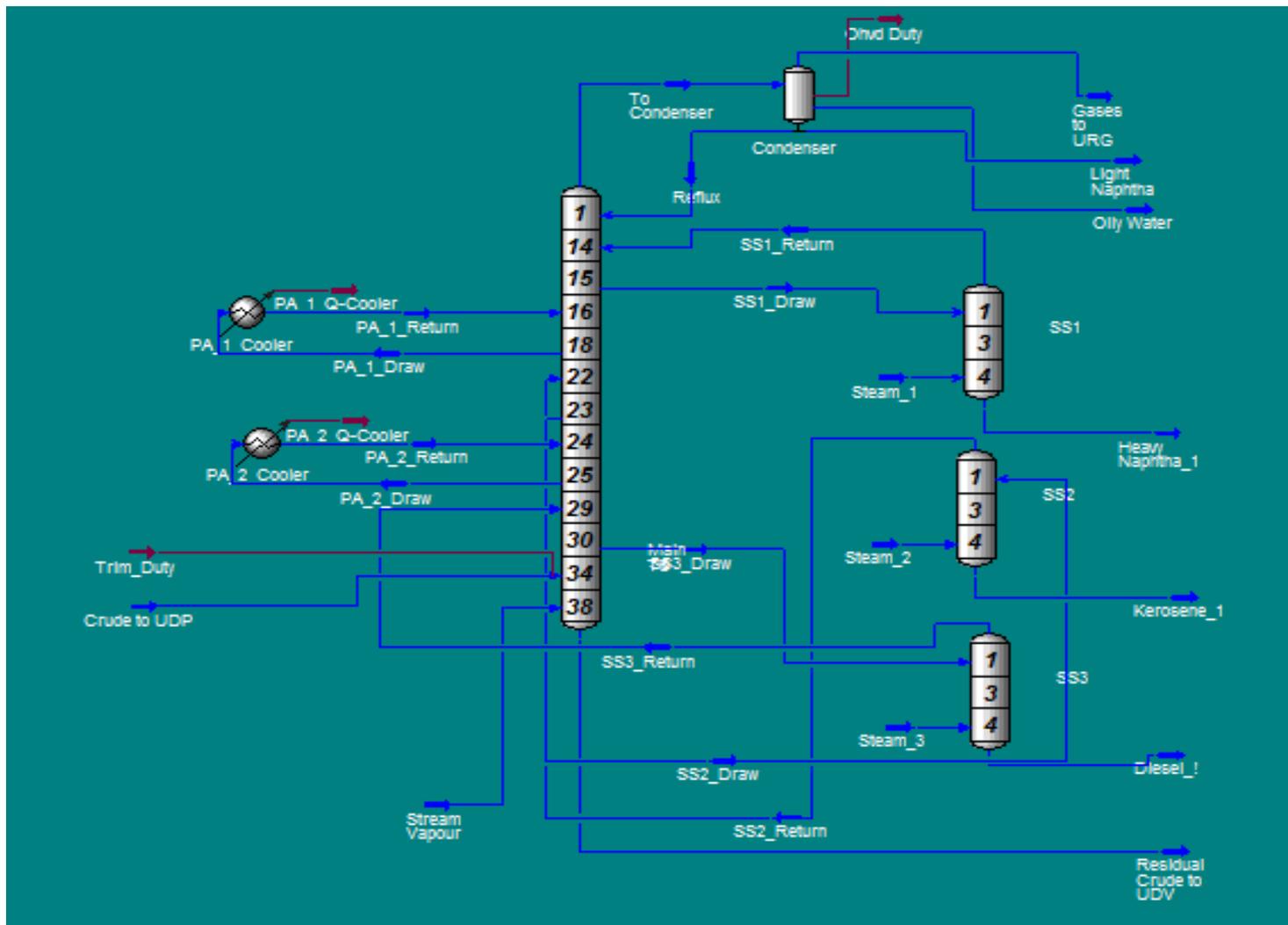
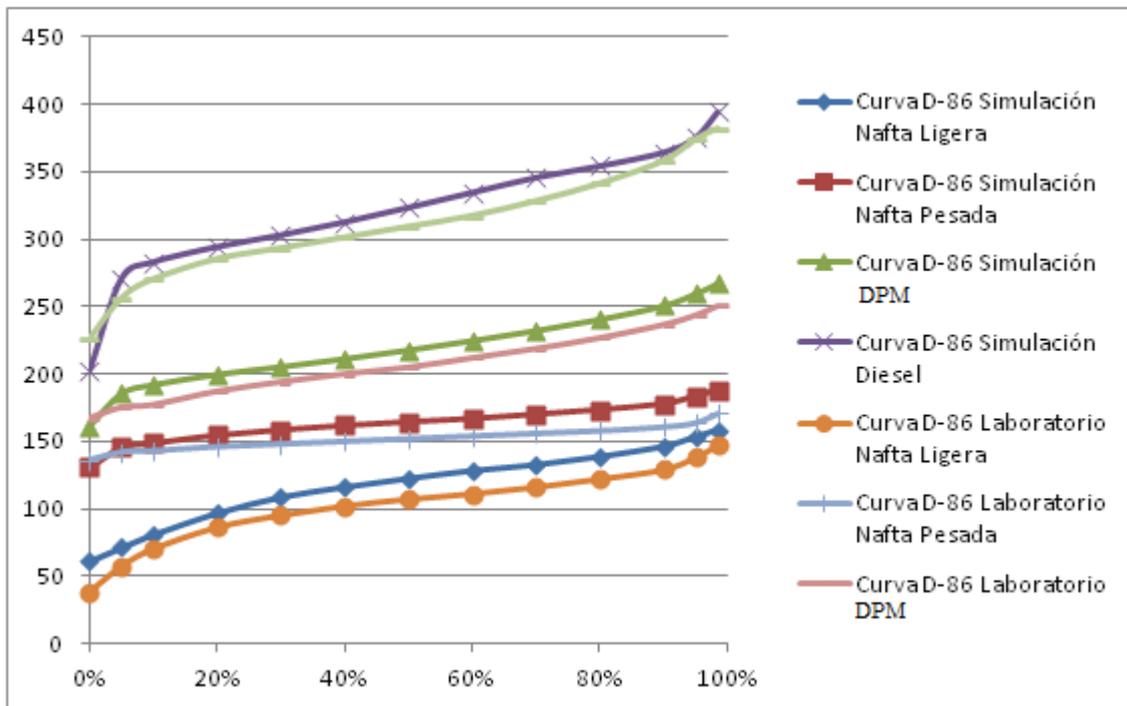
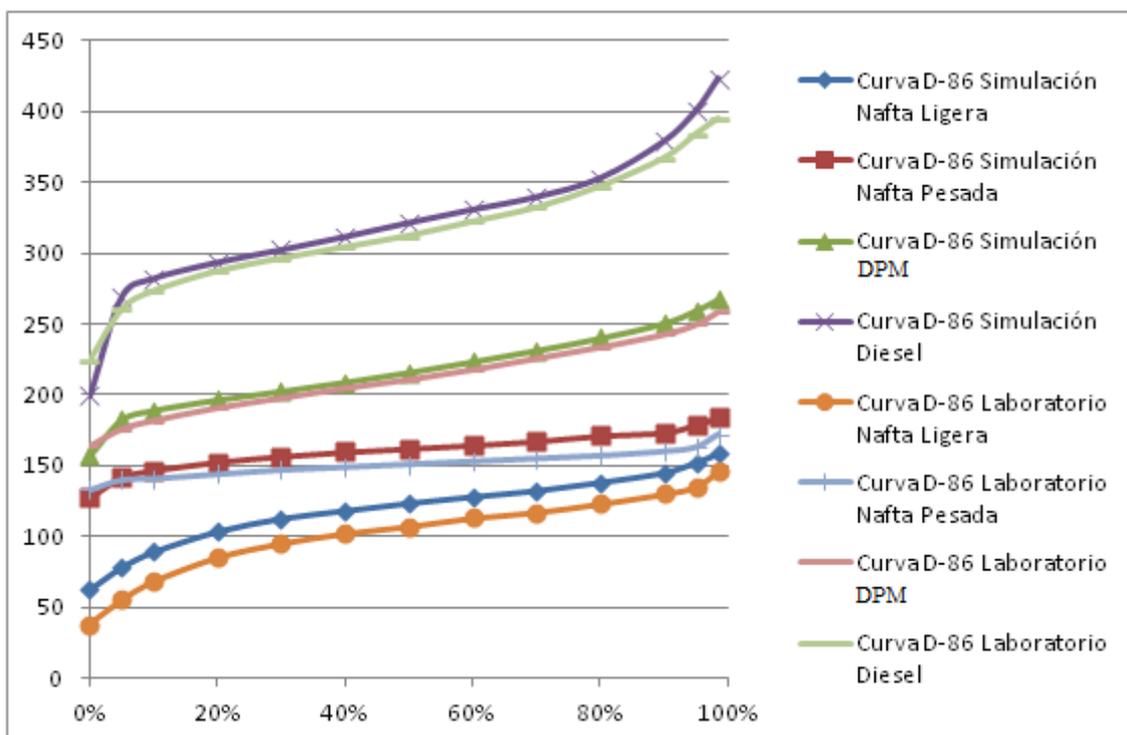


Gráfico 3: Torre T-101, Drum de separación Trifásica D-101 y Despojadores T-102 A/B/C – Unidad de Destilación Primaria.

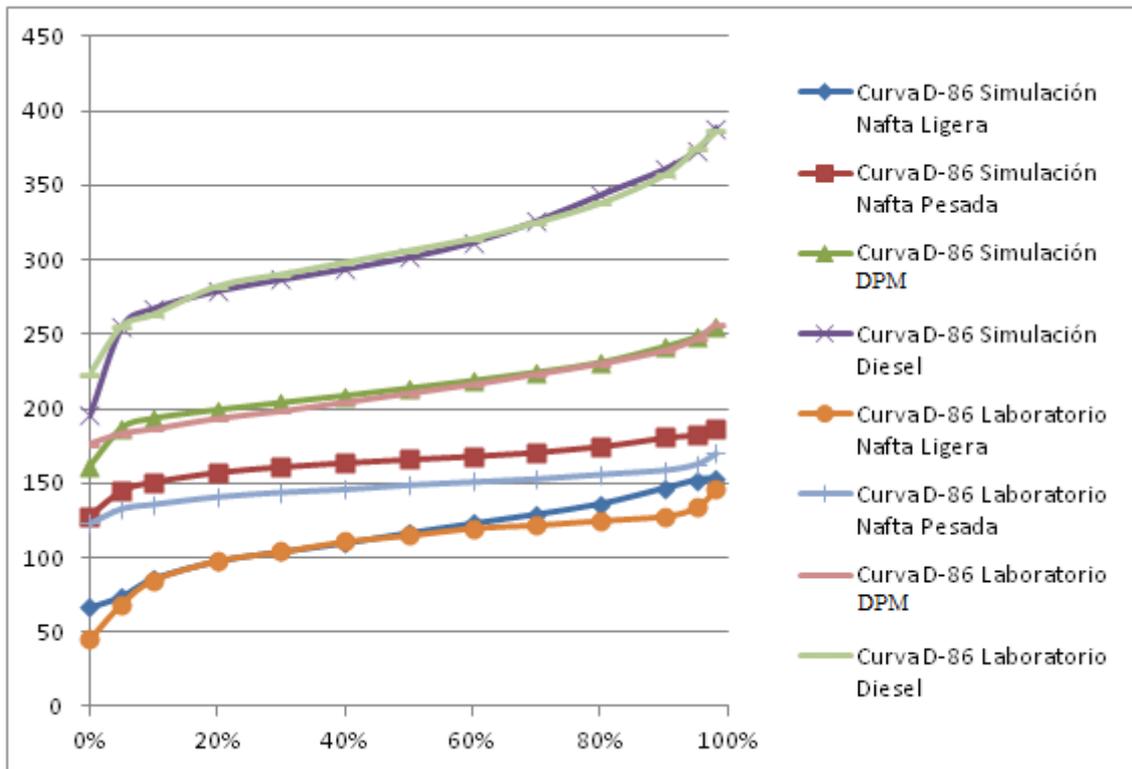
ANEXO 3 – CURVAS DE DESTILACIÓN DE LABORATORIO VS CURVAS OBTENIDAS POR LA SIMULACIÓN



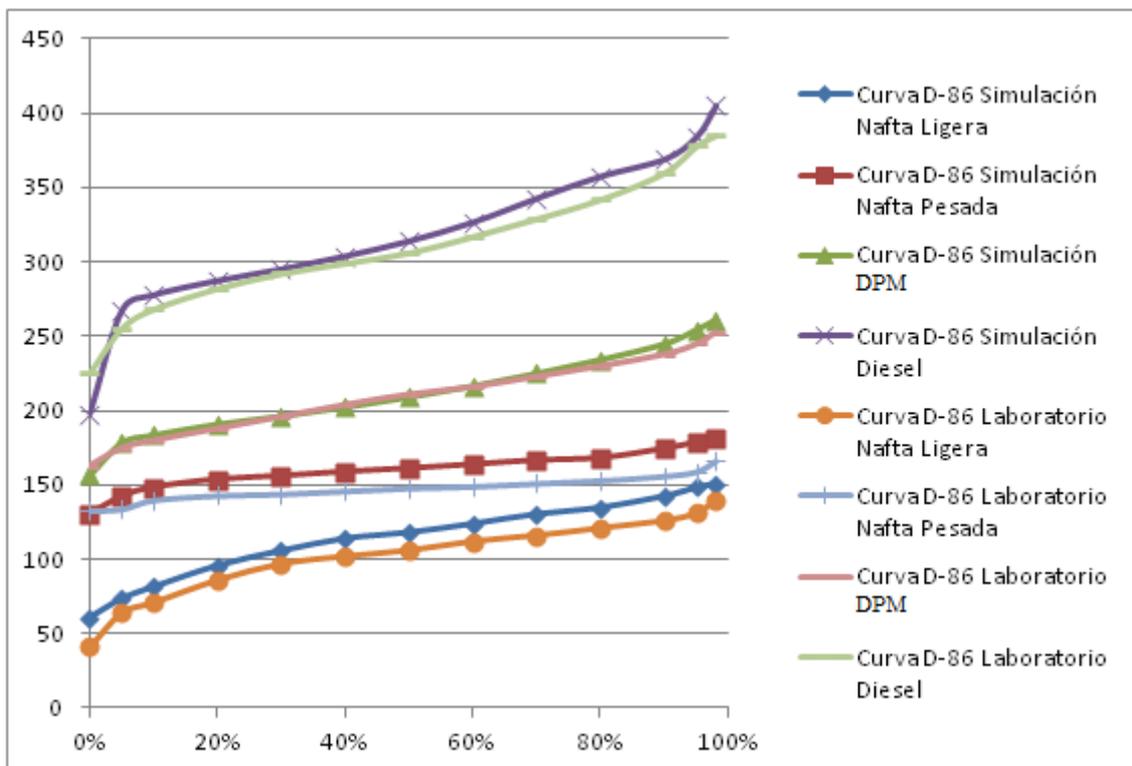
Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 26/02/10 con la Simulación Respectiva.



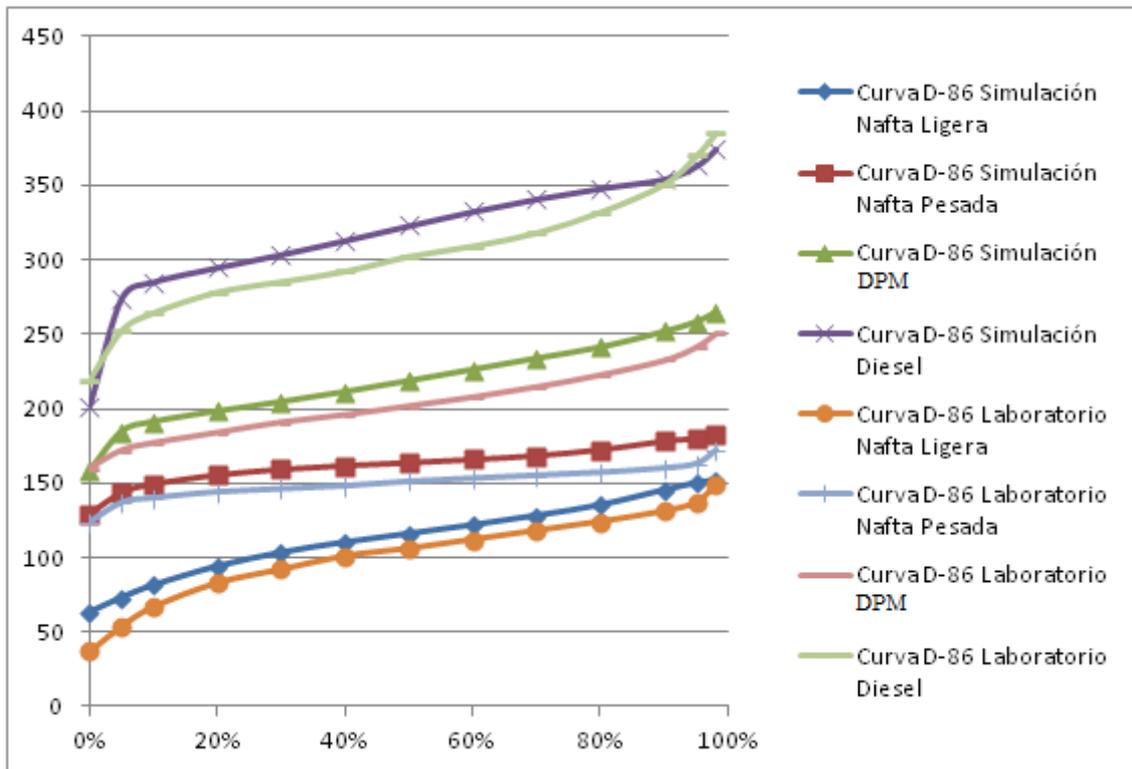
Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 27/02/10 con la Simulación Respectiva.



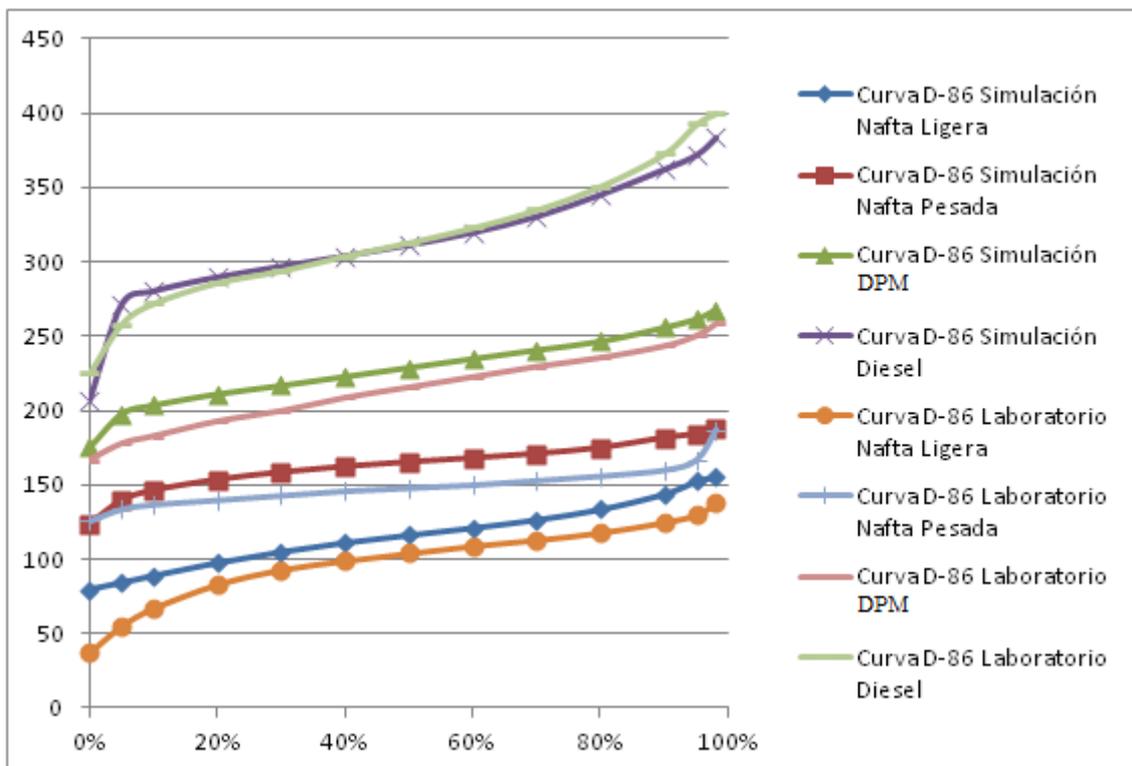
Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 02/06/10 con la Simulación Respectiva.



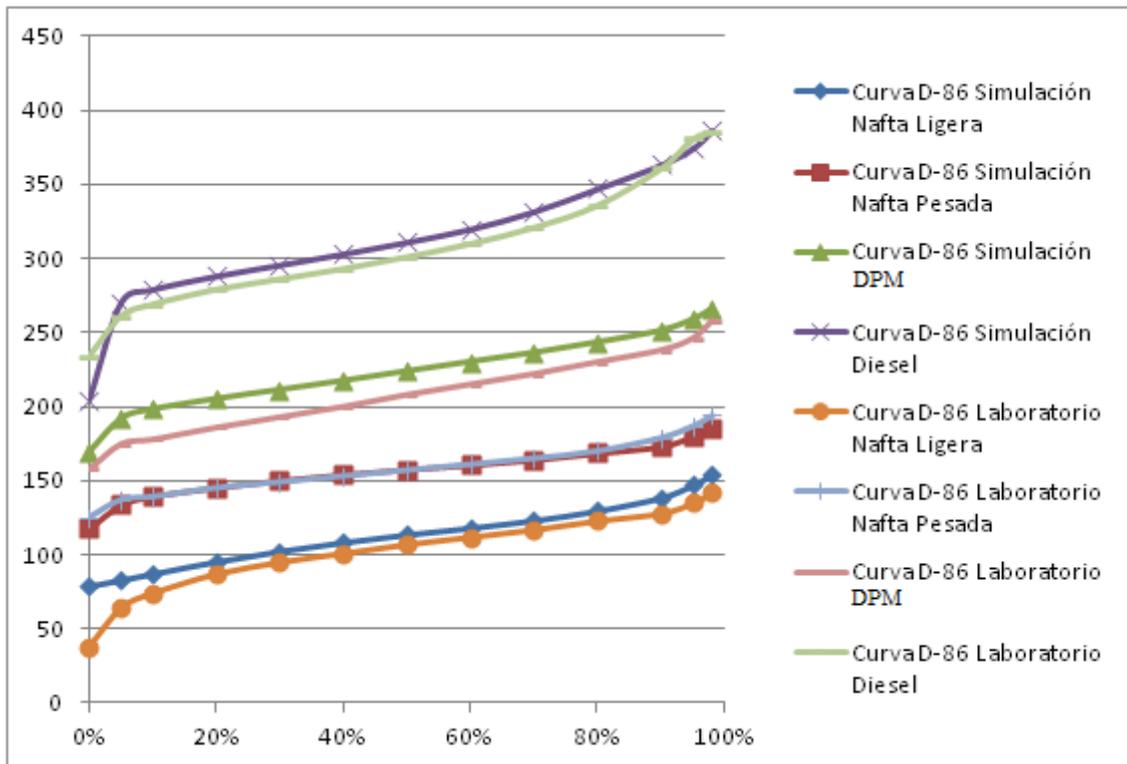
Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 03/06/10 con la Simulación Respectiva.



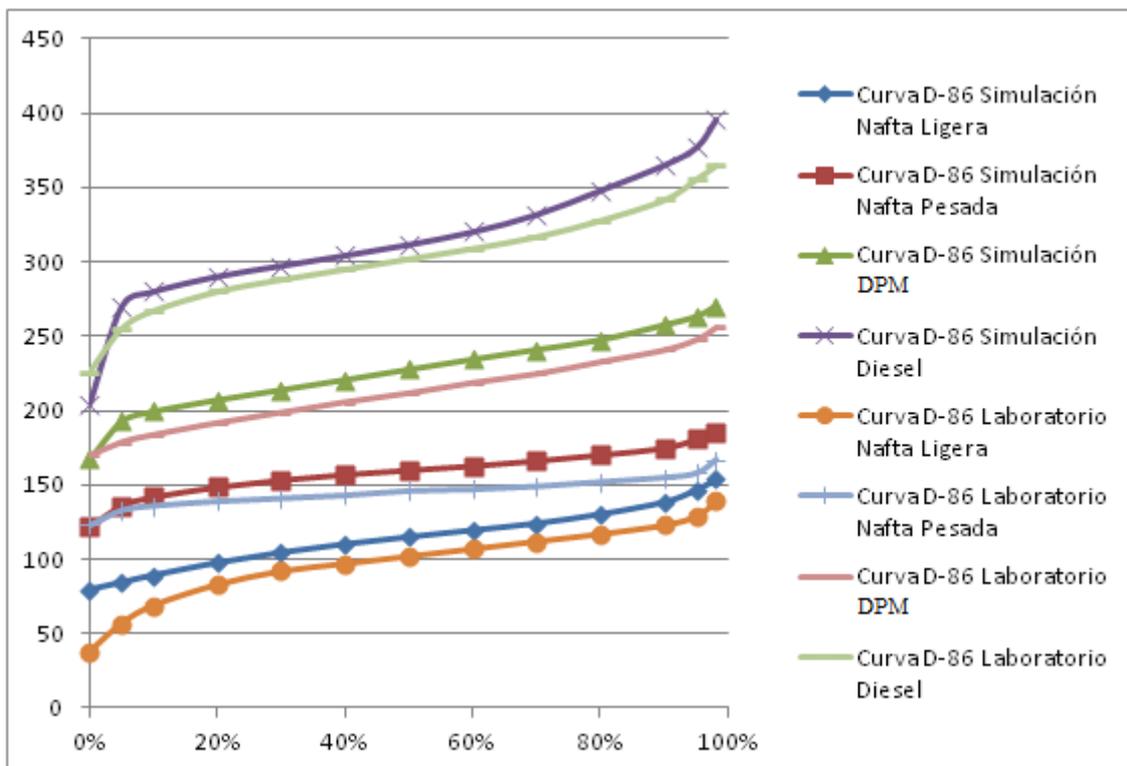
Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 04/06/10 con la Simulación Respectiva.



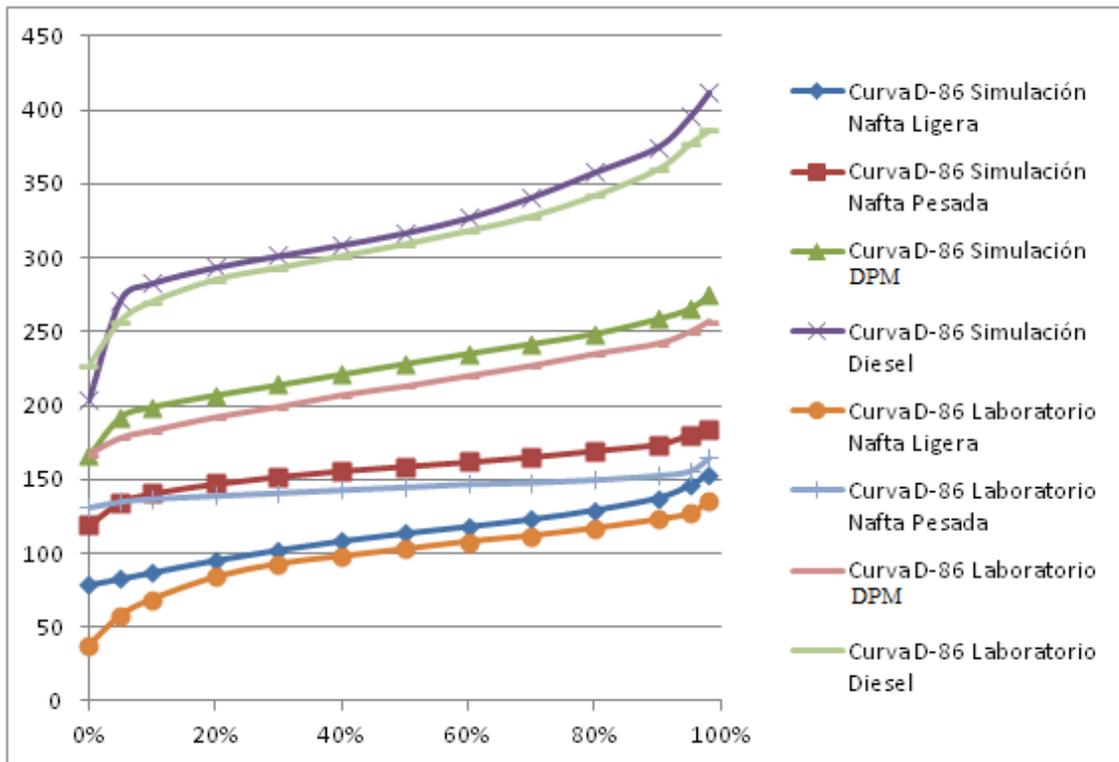
Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 20/01/09 con la Simulación Respectiva.



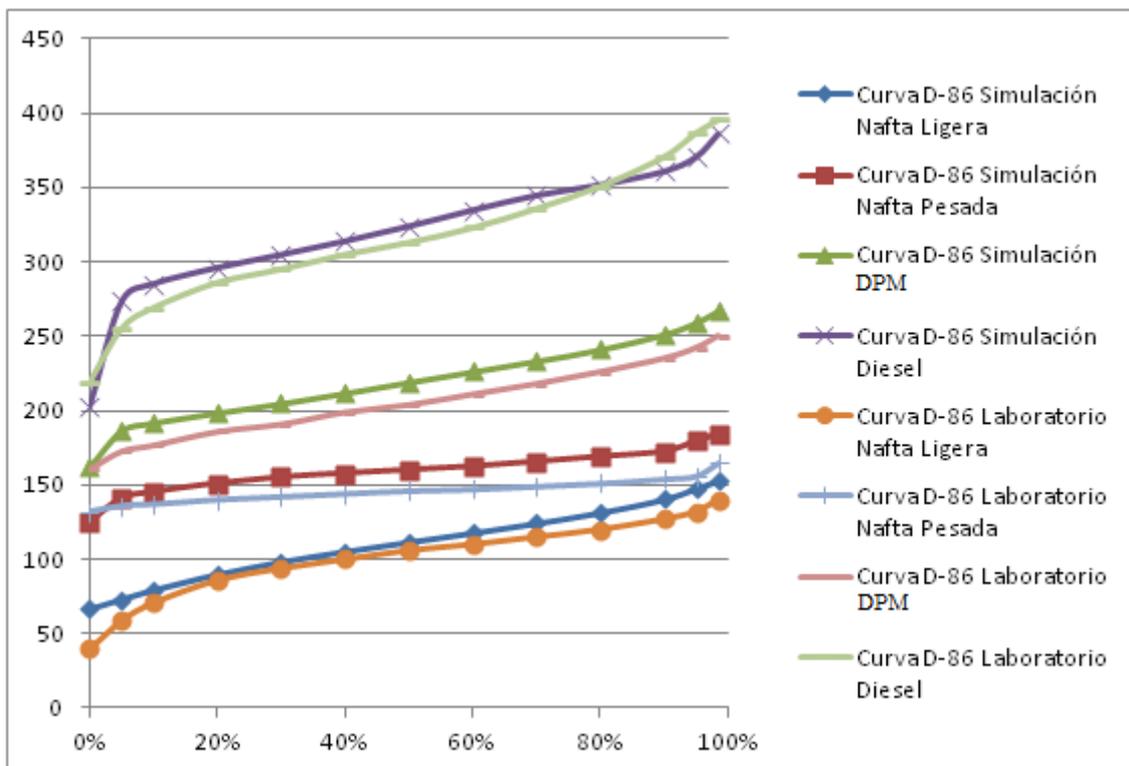
Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 20/01/09 (diferente hora) con la Simulación Respectiva.



Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 21/01/09 (diferente hora) con la Simulación Respectiva.



Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 22/01/09 (diferente hora) con la Simulación Respectiva.



Comparación de Curvas de Destilación del Ensayo de Laboratorio del Día 13/02/09 (diferente hora) con la Simulación Respectiva.

ANEXO 4: FACTORES DE CORRECCIÓN PARA LAS CURVAS DE DESTILACIÓN OBTENIDAS POR LAS SIMULACIONES

Factores de Corrección para los puntos de Destilación de las Simulaciones

Productos	Destilación												
	0,0%	5,0%	10,0%	20,0%	30,0%	40,0%	50,0%	60,0%	70,0%	80,0%	90,0%	95,0%	98,5%
Nafta Liviana	30,73	18,50	13,87	10,14	9,60	9,79	10,27	10,48	11,49	12,65	15,39	16,71	11,85
Nafta Pesada	-3,3	4,1	7,09	9,73	11,52	12,46	12,59	13,23	14,09	15,17	16,3	17,25	12,05
Reflujo Intermedio	-25,50	1,97	7,11	10,2	12,68	13,48	13,68	15,04	15,92	17,37	19,38	19,57	14,6
Destilado para Mezcla	-1,79	11,4	13,39	12,12	11,43	10,61	11,03	11,24	11,16	10,98	12,4	12,34	11,05
Reflujo Fondos	-31,22	7,1	18,52	22,82	22,55	21,66	21,62	20,78	20,58	20,17	22,96	21,84	21,93
Diesel	-22,84	12,93	11,67	7,6	7,42	7,62	8,46	9,55	10,58	9,86	13,45	15,71	19,38

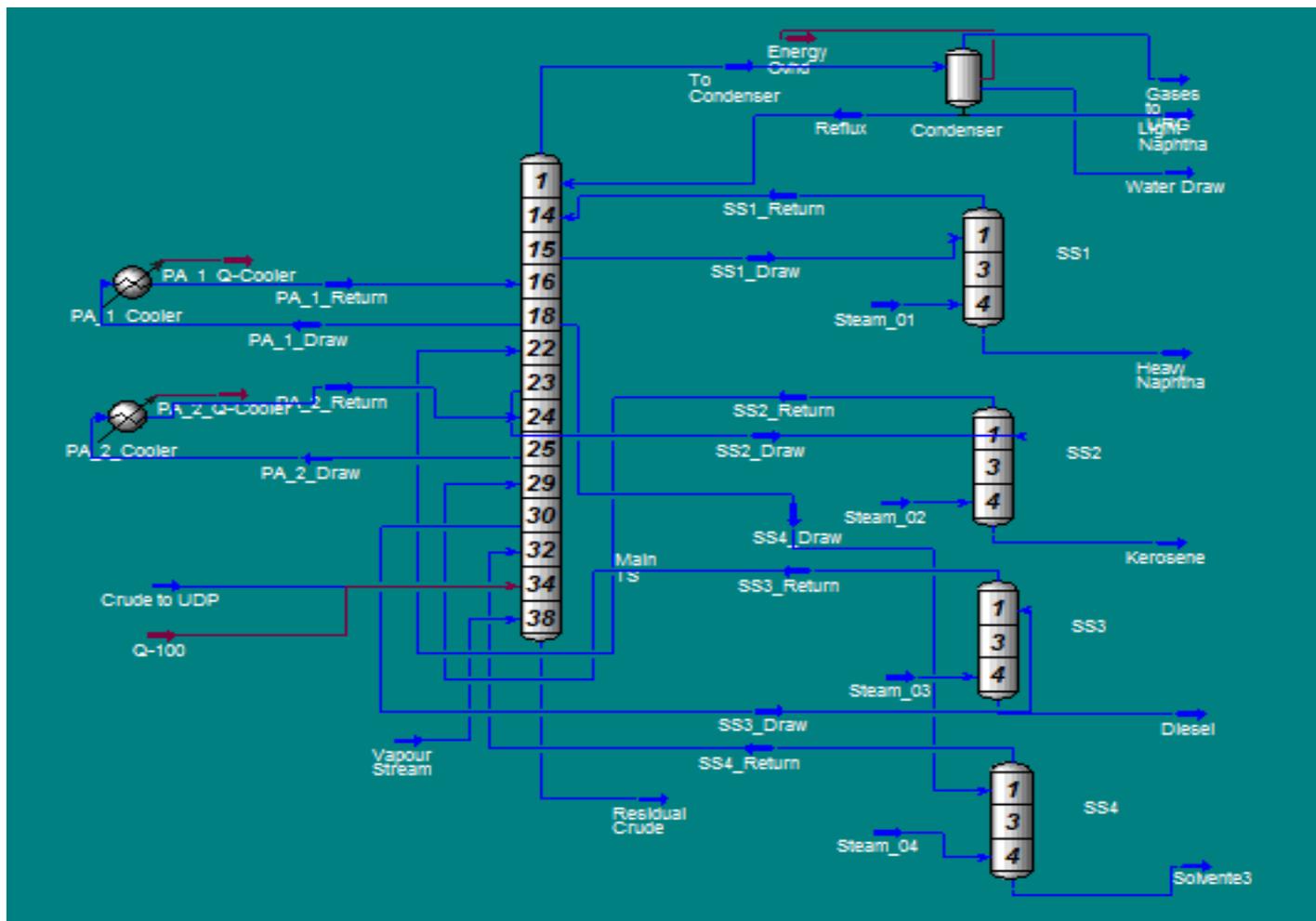
Fuente Propia.

Desviación estándar entre los puntos de Destilación de las simulaciones

Productos	Destilación												
	0,0%	5,0%	10,0%	20,0%	30,0%	40,0%	50,0%	60,0%	70,0%	80,0%	90,0%	95,0%	98,5%
Nafta Liviana	8,99	7,70	6,50	5,42	4,77	4,80	4,21	3,47	2,97	2,52	2,49	2,98	4,37
Nafta Pesada	5,24	4,28	3,79	4,08	4,23	4,45	4,63	5,17	5,61	6,14	8,20	8,97	8,99
Reflujo Intermedio	5,26	2,02	3,48	2,32	2,50	2,34	1,93	2,21	2,44	2,38	2,42	1,59	1,49
Destilado para Mezcla	7,49	5,48	5,64	5,55	5,93	6,21	6,51	6,14	6,15	5,46	5,25	4,80	5,68
Reflujo Fondos	2,05	3,69	7,00	7,54	8,76	8,00	8,14	7,58	7,06	6,35	6,90	6,07	6,30
Diesel	4,62	5,99	4,59	5,06	5,72	6,63	6,93	7,49	7,55	8,02	6,83	8,34	9,34

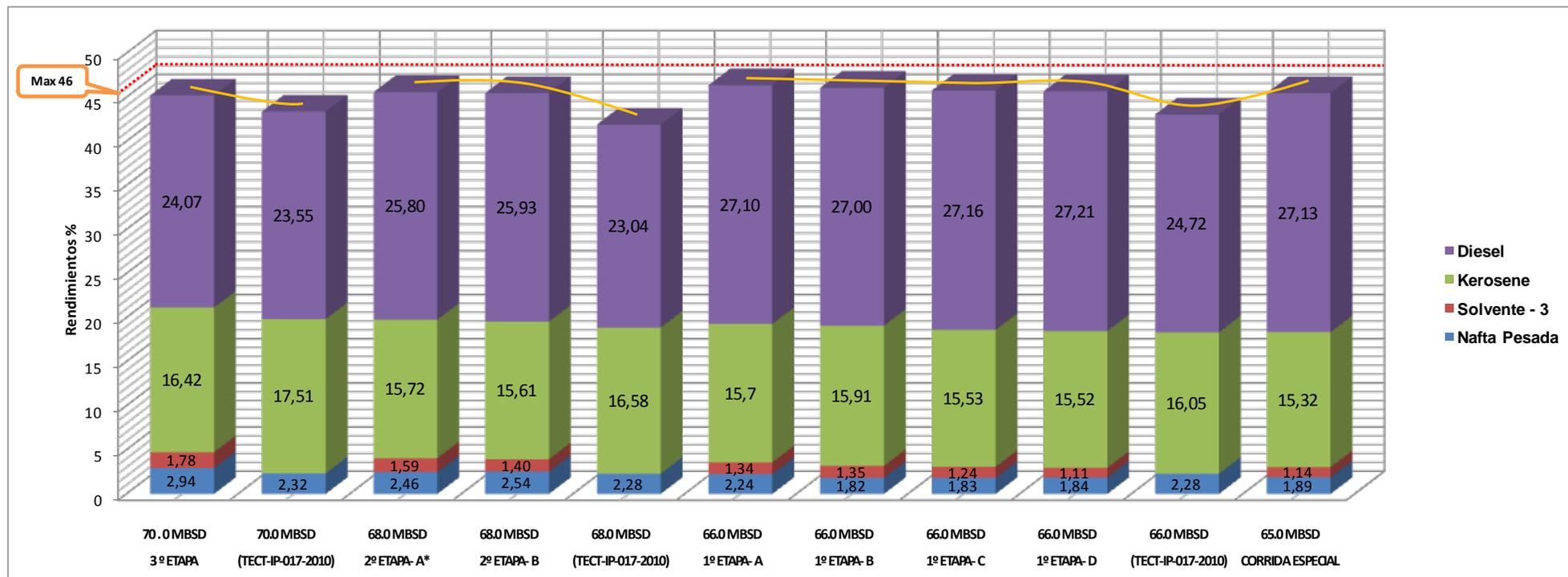
Fuente Propia.

ANEXO 5: DIAGRAMA SIMULADO DE LA TORRE T-101 CON LA INCLUSIÓN DE REFLUJO INTERMEDIO POR EL DESPOJADOR DE AGO (T-103)



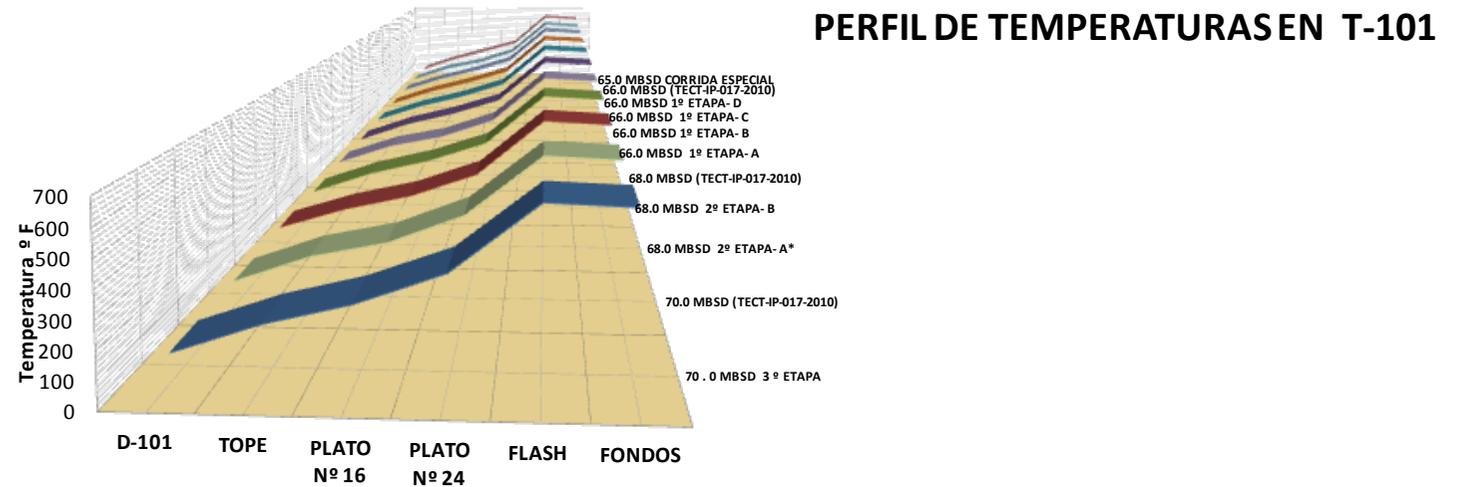
ANEXO 6: INFORME TÉCNICO N° TECT-IP-017-2010 RFTL VS SIMULACIÓN ESTADO DINÁMICO

RENDIMIENTO DESTILADOS MEDIOS



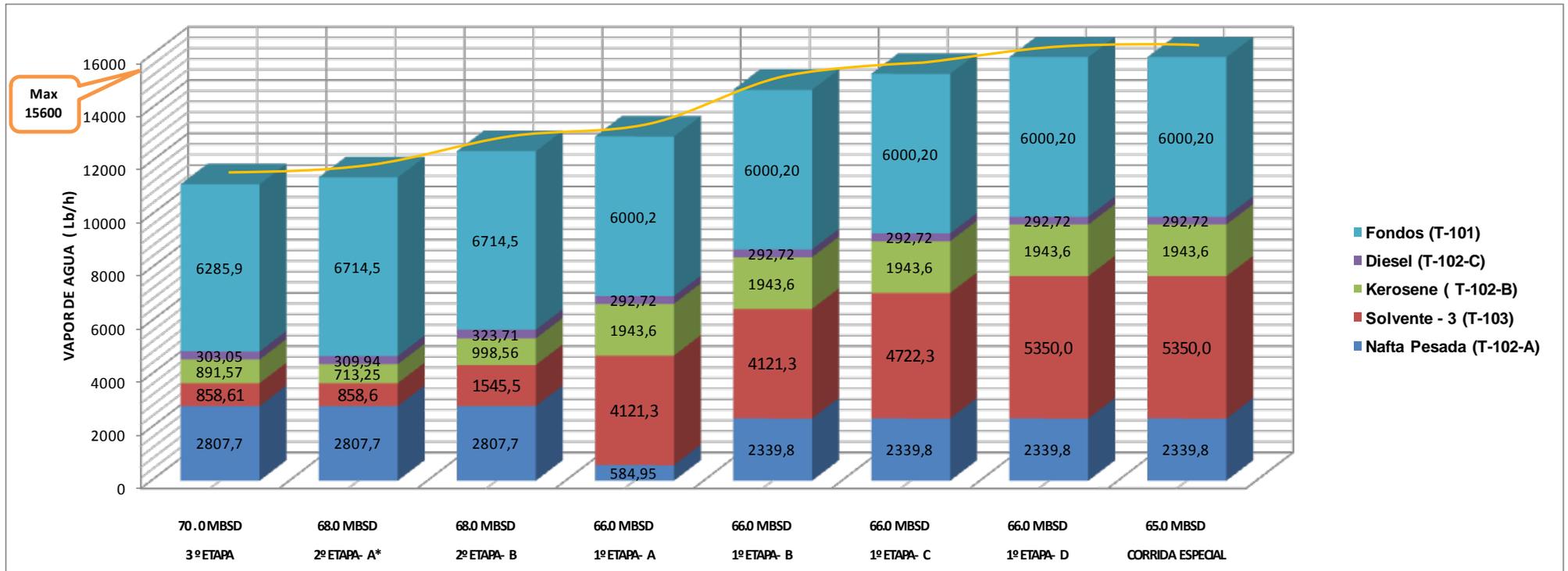
Nota: Se concluye que al procesar con altas cargas a la Unidad de Destilación Primaria y con un cuarto despojador (T-103) respectivo al Solvente 3, se optimiza los rendimientos en los Destilados Medios.

ANEXO 7: INFORME TÉCNICO N° TECT-IP-017-2010 RFTL VS SIMULACIÓN ESTADO DINÁMICO



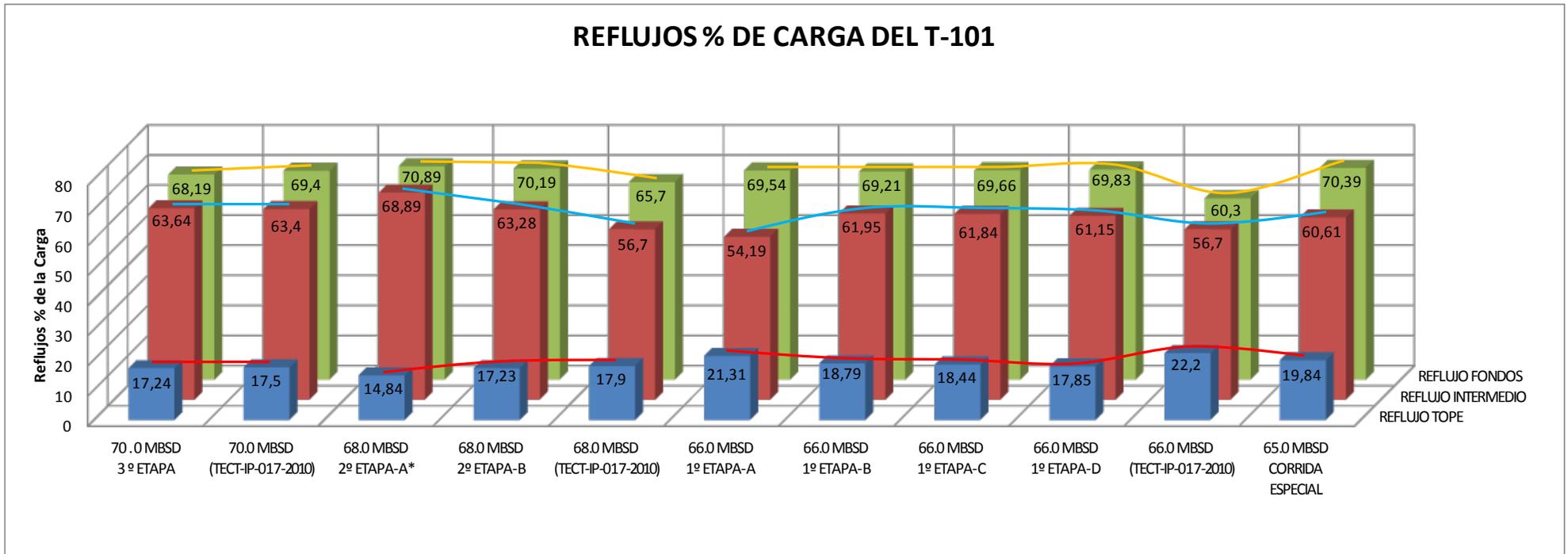
	D-101	TOPE	PLATO N° 16	PLATO N° 24	FLASH	FONDOS
70.0 MBSD 3º ETAPA	105,69	211,46	287,51	399,13	642	630,47
70.0 MBSD (TECT-IP-017-2010)	104	212	274	392	637	624
68.0 MBSD 2º ETAPA- A*	117,62	211,12	279,36	386,75	644,41	628,6
68.0 MBSD 2º ETAPA- B	107,58	211,7	285,02	385,66	644,08	629
68.0 MBSD (TECT-IP-017-2010)	109	212	273	377	638	624
66.0 MBSD 1º ETAPA- A	105,14	211,32	287,19	382,77	645,5	632,01
66.0 MBSD 1º ETAPA- B	108,52	211,28	288,27	385,87	648,17	632,31
66.0 MBSD 1º ETAPA- C	109,06	211,30	289,72	382,97	648,05	632,21
66.0 MBSD 1º ETAPA- D	110,91	211,32	289,98	383,01	648,18	632,34
66.0 MBSD (TECT-IP-017-2010)	107	211	274	375	638	623
65.0 MBSD CORRIDA ESPECIAL	106,70	211,65	295,89	382,25	647,94	631,98

ANEXO 8: EVALUACIÓN - FLUJO DE VAPOR DE AGUA EN LA SIMULACIÓN ESTADO DINÁMICO



Nota: Las condiciones del vapor de agua para el T-101, T-102-A, T-102-B, T-102-C y T-103 son con una presión de 150 psig - vapor sobrecalentado.

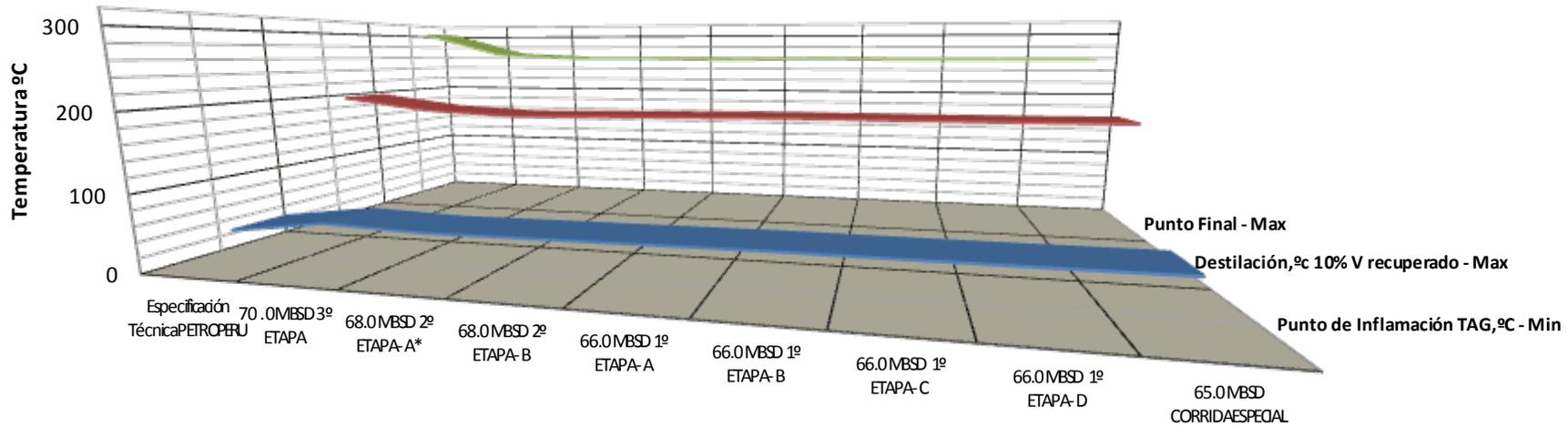
ANEXO 9: EVALUACIÓN - REFLUJOS EN LA SIMULACIÓN ESTADO DINÁMICO



Nota: Los reflujo % de carga al T-101 son evaluados desde el punto de vista operativo, puesto que desde el punto Técnico u Teórico son diferentes lo cual, para el reflujo intermedio es de 90% y el reflujo de Fondos es de 140% de la carga.

ANEXO 10: EVALUACIÓN SIMULACIÓN DINÁMICA – ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

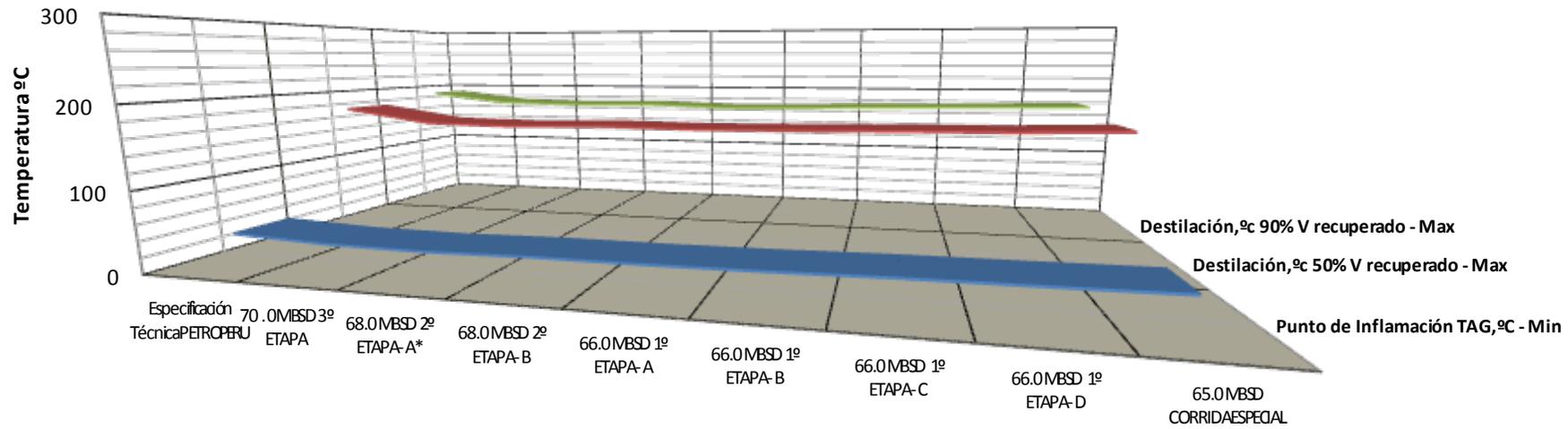
KEROSENE



	Especificación Técnica PETROPERU	70.0 MBSD 3º ETAPA	68.0 MBSD 2º ETAPA- A*	68.0 MBSD 2º ETAPA- B	66.0 MBSD 1º ETAPA- A	66.0 MBSD 1º ETAPA- B	66.0 MBSD 1º ETAPA- C	66.0 MBSD 1º ETAPA- D	65.0 MBSD CORRIDA ESPECIAL
■ Punto de Inflamación TAG, °C - Min	43	59,4521	55,0577	56,2402	57,1931	58,2984	58,2184	58,4151	59,0605
■ Destilación, °C 10% V recuperado - Max	200	183,6977	177,3037	179,0127	180,3960	182,0075	181,8907	182,1782	183,1231
■ Punto Final - Max	300	265,8931	259,6060	259,7328	257,5186	259,9179	258,3096	258,9166	258,8545

ANEXO 11: EVALUACIÓN SIMULACIÓN DINÁMICA – ESPECIFICACIÓN TÉCNICA

SOLVENTE - 3



	Especificación Técnica PETROPERU	70.0 MBSD 3º ETAPA	68.0 MBSD 2º ETAPA- A*	68.0 MBSD 2º ETAPA- B	66.0 MBSD 1º ETAPA- A	66.0 MBSD 1º ETAPA- B	66.0 MBSD 1º ETAPA- C	66.0 MBSD 1º ETAPA- D	65.0 MBSD CORRIDA ESPECIAL
■ Punto de Inflamación TAG, °C - Min	37,8	32,0199	30,7583	32,8707	32,7823	33,9624	36,2505	37,2271	38,7021
■ Destilación, °c 50% V recuperado - Max	177	158,9287	156,6801	159,4926	157,8439	159,3097	161,3288	162,7436	166,3960
■ Destilación, °c 90% V recuperado - Max	190	176,3571	174,2959	176,1125	172,3000	174,5701	177,2368	178,7871	181,3359

