

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



**“PROCESAMIENTO DE LA MEZCLA CRUDO Y MEDIUM DISTILLATE
FOR BLENDING STOCK (MDBS) PARA AUMENTAR LA
PRODUCCIÓN DE DESTILADOS MEDIOS”**

**TITULACIÓN POR TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL
DE INGENIERO PETROQUÍMICO**

ELABORADO POR:

CARLOS DAVID ENRIQUE FEIJOO RUIZ

PROMOCIÓN: 2009-II

LIMA – PERÚ

2012

DEDICATORIA

A Dios por darme el conocimiento necesario para la elaboración de este trabajo.

A mis padres y hermanos, por su paciencia, amor y apoyo incondicional.

AGRADECIMIENTO

Al Ing. Jhan Carlos Paiva López de
Petróleos del Perú – PETROPERU;
por su tiempo, enseñanza, apoyo
técnico y logístico necesario para
concretar este trabajo.

A mi alma máter, la Universidad
Nacional de Ingeniería y
especialmente al Ing. Luis Felipe
Gonzales Cruz por la enseñanza de
este valioso software de Procesos
(*Hysys*).

ÍNDICE

	Página
CAPITULO I: INTRODUCCION	
1.1 Sumario.....	6
1.2 Reseña Histórica.....	7
CAPITULO II: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	
2.1 Antecedentes.....	10
2.2 Justificación.....	11
2.3 Objetivos.....	12
2.3.1 Objetivo General	
2.3.2 Objetivos Específicos	
CAPÍTULO III: MARCO TEORICO	
3.1 Bases Teóricas.....	13
3.1.1 Composición Química del Petróleo.....	13
3.1.2 Caracterización de un Crudo.....	14
3.1.3 Mezclas de Crudos.....	20
3.1.3.1 Reglas ó Leyes Mezcla.	
3.2 Caracterización del Fraccionamiento de una Columna de Destilación.....	21
3.2.1 Destilación	
3.2.2 Curvas de Destilación TBP y ASTM	
3.3 Unidades de Acondicionamiento y Fraccionamiento de Crudo.....	30
3.3.1 Circuitos de Pre calentamiento en OPC	
3.3.2 Hornos de Carga	
3.3.3 Aeroenfriadores	
3.3.4 Separadores de Tope	
3.3.5 Destilación Atmosférica	

3.3.6	Sección de Vacío	
3.3.7	Diseño Actual de la Unidad de Fraccionamiento de Crudo	
3.4	Variables de Operación.....	32
3.5	Productos Obtenidos y Blending en OPC.....	40
3.6	Descripción del Proceso de Destilación en Operaciones Conchán.....	45
3.6.1	Descripción y Detalle del Proceso.	
3.6.2	Columna de Destilación Primaria.	
CAPÍTULO IV: FRACCIONAMIENTO DEL MDBS		
4.1	Caracterización del MDBS.....	48
4.2	Productos Obtenidos del Fraccionamiento.....	49
4.3	Procedimiento de Ingreso de Datos al Simulador....	51
4.4	Análisis de los Resultados de la Simulación.....	52
4.5	Simulación de la Planta.....	54
4.6	Resultados de la Simulación.....	61
CAPÍTULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES		
5.1	Conclusiones.....	65
5.2	Recomendaciones.....	66
ANEXOS.....		67
BIBLIOGRAFÍA.....		114

CAPITULO I

INTRODUCCION

1.1 Sumario

El uso de simuladores de procesos a nivel mundial es muy utilizado en diversas áreas como estudios de pre - factibilidad, diseño y optimización de procesos debido a la gran aproximación a la realidad.

Este proyecto tiene por finalidad incrementar la producción de destilados medios tomando como materia prima la mezcla Crudo Loreto y Medium Distillate for Blending Stock (MDBS) a fin de obtener Solvente N° 3 y Diesel N° 2 (en especificación), utilizando un Simulador de Procesos y tomando como base el procesamiento de MDBS en la Refinería Conchán, como una alternativa para obtener mayores ingresos por ventas de combustibles ya que actualmente el MDBS se deriva hacia el sistema de blending obteniéndose Diesel N° 2 con menos de 50 y 2500 ppm de azufre.

La simulación utiliza como equipo principal la columna de destilación primaria de la Refinería Conchán C-1, además de implementar un sistema de precalentamiento con intercambiadores de calor tipo casco y tubo, y un horno para alcanzar la temperatura necesaria de ingreso a la columna, asimismo se incluyen otros equipos tales como bombas, aerofriadores y despojadores (strippers).

Se evalúan diferentes porcentajes de mezcla, para obtener una adecuada capacidad de procesamiento de acuerdo a las condiciones de la columna C1, así como también establecer las condiciones de operación óptimas para el procesamiento de la mezcla teniendo en cuenta el número y espaciado de platos de la columna y los platos de extracción de los productos. La simulación nos permite estimar datos como:

- Capacidad de Procesamiento de la columna con esta mezcla.

- Inyección de vapor.
- Reflujo externo y strippers.
- Las calidades de los productos obtenidos en cada una de las simulaciones.

Los datos que se introducirán al simulador son:

- La caracterización del Crudo Loreto y del MDBS con datos de la destilación ASTM-D86, Gravedad API y viscosidad cinemática.
- El número de platos de la columna.
- El espaciamiento de platos.
- La presión de operación de la columna.
- Las condiciones de entrada del MDBS a la columna, como presión, temperatura, flujo y reflujo interno.

La actual demanda creciente de Solvente N° 3 y las legislaciones actuales con respecto a la comercialización de Diesel B5 (Decretos Supremos N° 061-2009-EM y N° 092-2009-EM) hacen que el objetivo principal sea obtener Solvente 3, además de producir Diesel N° 2 de bajo azufre.

La calidad de los productos obtenidos es verificada con el mismo simulador. La validación del software se ha realizado con el procesamiento de MDBS llevado a cabo en la Refinería Conchán.

1.2 Reseña Histórica

La Refinería Conchán comenzó a operar en el año 1961 con una capacidad de 4.6 MBD en la Unidad de Destilación Primaria, procesando un crudo con una gravedad de 41° API y con 2.0 MBD en la Unidad Flash de Crudo Boscan (venezolano) de 10° API. Esta Refinería se construyó para abastecer la creciente demanda de combustibles destilados del petróleo crudo y Residual N° 6 en la Región de Lima Metropolitana, la ubicación fue seleccionada por su proximidad a la mayor consumidora de Residual N° 6 que era la fábrica de Cementos Lima, ubicada en Atocongo y debido a que la playa ofrecía una

ventaja natural para la instalación de un amarradero para barcos de hasta 60 pies de calado, 600 pies de eslora y 40000 DWT a una distancia de 600 m del borde de la playa.

El primer dueño de estas instalaciones fue la Compañía Conchán Chevron California, quien hizo el diseño de procesos y luego contrató a la Compañía Flúor Corporation LTD de Canadá para la etapa de construcción y montaje así como para proveer la maquinaria y equipos necesarios.

Luego de este inicio, la Refinería Conchán sufrió cambios importantes, en el año 1967 se construyó la Unidad de Destilación al Vacío con una capacidad de 4.4 MBD, esta Unidad incluyó un tren de precalentamiento de crudo con los productos laterales y de fondo, lo cual permitió aumentar la capacidad de la Unidad de Destilación Primaria a 8.0 MBD para crudos de 41° API, consecuentemente las capacidades del tancaje y las unidades de servicios industriales también fueron ampliadas. En ese mismo año la Empresa Petrolera Fiscal puso en marcha la Refinería Pampilla con una capacidad de 20.0 MBD en la Unidad de Destilación Primaria, constituyéndose de esta manera en la segunda Refinería para abastecer el mercado de Lima Metropolitana.

La Refinería Conchán operó con ambas unidades hasta que fue adquirida por la empresa Petróleos del Perú - Petroperú S.A., en remate público del 18 de Agosto de 1973. Petroperú continuó las operaciones hasta Junio de 1977, fecha en la cual se puso fuera de servicio porque su operación como productora de combustibles, bajo el nivel de precios imperantes en esa fecha, no resultaba rentable, en esta situación permaneció hasta Junio de 1980 en el que se puso en servicio solamente la Unidad de Destilación al Vacío para abastecer la demanda de Asfaltos de Pavimentación. En el año 1983 reinició la operación de la Unidad de Destilación Primaria para abastecer la creciente demanda de combustibles en la región Metropolitana y en esta situación ha permanecido hasta la fecha.

En el año 1997, se ejecutaron proyectos de importancia para la modernización y ampliación de la Refinería; llegando a procesar una carga de 8.0 MBDO en la Unidad de Destilación Primaria con crudo de 20° API y 5.6 MBDO en la Unidad de Destilación al Vacío, abasteciendo combustibles y asfaltos al mercado nacional e internacional.

En la actualidad se siguen ejecutando proyectos adicionales para la diversificación de productos e incremento de carga, habiendo alcanzado cargas hasta 13.500 BPD en la Unidad de Destilación Primaria y 10.000 BPD en la Unidad de Destilación al Vacío; la producción depende de la programación semanal; para lo cual se tiene una planta con alta flexibilidad, procesando crudos desde un 18° API (crudo Loreto) hasta un 35° API (crudo HCTONO) e incluso se ha desarrollado corridas de destilación de NFCC (nafta proveniente de la unidad de craqueo catalítico fluidizado), Gasolina y Condensados de Gas Natural (MDBS), proveniente de la Planta de Fraccionamiento Pisco que opera la empresa Pluspetrol Corporation S.A.; así como también mezcla de Crudos con la finalidad de obtener los productos deseados.

CAPITULO II

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

2.1 Antecedentes

El 25 de febrero del 2005 se publicó el D.S. 012-2005-PCM, donde se ordena tomar las previsiones del caso para la comercialización de Diesel con contenido de azufre. Luego se publicó el D.S N° 061-2009-EM donde se prohíbe la comercialización de Diesel B2 con un contenido mayor de 50 ppm. Con el D.S N° 092-2009-EM, se establecieron las nuevas especificaciones de calidad para el Diesel B2. En cumplimiento a estas nuevas especificaciones de los productos combustibles y con la finalidad de mantener su participación creciente en el mercado nacional de combustibles, las refinerías de petróleo productoras de diesel, se encuentran en la necesidad de importar diesel de bajo azufre a precio internacional para abastecer el mercado de Lima y Callao, dado que dentro de su esquema de refinación no cuentan con un proceso de desulfurización de diesel.

Aunque existen varios procesos para obtener diesel de bajo azufre, las maneras típicas de obtenerlas son a través de procesos complejos de Hidrocracking o Hidrotratamiento, con los que se obtienen diesel con un contenido de azufre entre 10 y 50 ppm. En general, los procesos mencionados anteriormente requieren hidrógeno y altos volúmenes de catalizadores, con lo cual se elevan los costos de capital y operación.

Con el fin de optimizar el uso de los condensados de gas natural proveniente de los campos de Camisea, se realizan estudios para fraccionar estos condensados y producir un diesel con bajo contenido de azufre y Solvente N° 3.

En los Anexos N° I al IV, se realiza un análisis de la oferta y demanda nacional de diesel N° 2, diesel B2 y diesel B2 S50, comparándolos con otros

combustibles que son comercializados en el país. En dicho anexo se puede advertir la demanda creciente de estos combustibles.

Operaciones Conchán procesa mayoritariamente crudos intermedios (entre 20 - 30° API) y busca mejorar la calidad de los destilados a través de mezclas de Crudos. En el Anexo N° V – Crudos Procesados en Operaciones Conchán, se observa también que en el tiempo para un mismo crudo la gravedad API disminuye.

2.2 Justificación

En la industria del petróleo, cada vez se va encontrando reservas de crudo con baja gravedad API, lo que significa en refinación una disminución en el rendimiento de destilados medios, por lo que resulta necesario la búsqueda de nuevas estrategias, como el caso de la mezcla crudo y MDBS; con el fin de cubrir la demanda de productos (destilados medios) en el mercado nacional.

Los líquidos del gas natural (LGN), son mezclas de hidrocarburos de peso molecular mayor que el del metano y etano. Los LGN son una valiosa fuente de componentes que pueden ser utilizados como combustibles o en la industria petroquímica.

Debido al contenido de componentes ligeros de los líquidos, en la planta de fraccionamiento de Pisco, operada por Pluspetrol, se obtienen el propano, butano, nafta y un “diesel” (MDBS) que se encuentra fuera de especificación por presentar componentes livianos, por lo que al destilarlo o fraccionarlo, podría obtenerse estos productos livianos y Diesel N° 2 en especificación.

Una gran ventaja a lo anterior, es que los condensados de los campos de Camisea, presentan muy bajo contenido de azufre, con lo cual, sus productos derivados también tendrían bajo contenido de azufre. El valor promedio de contenido de azufre del MDBS es de 42 ppm (mg/l).

El procesamiento de la mezcla de crudo con MDBS, favorece el incremento de destilados medios como Solvente N° 3, Kerosene y Diesel N° 2, debido a los componentes ligeros presentes en el MDBS. Asimismo, se espera obtener productos con menor cantidad de azufre.

2.3 Objetivos

2.3.1 Objetivo General

Incrementar la producción de destilados medios, tomando como referencia las características técnicas de la columna de destilación primaria de Refinería Conchán.

2.3.2 Objetivos Específicos

- Obtener un diesel con menor contenido de azufre con respecto diesel producido a través de la refinación del crudo sin mezclar con el MDBS.
- Dar a conocer la importancia del MDBS como materia prima para la producción de destilados medios.
- Dar valor agregado al MDBS.
- Evaluar las condiciones de operación óptimas en la Unidad de Proceso de Destilación Primaria de la Refinería Conchan.
- Evaluar las calidades de los productos de la corrida.

CAPÍTULO III

MARCO TEORICO

3.1 Bases teóricas

3.1.1 Composición Química del Petróleo

El petróleo crudo es una mezcla compleja de productos fundamentalmente constituidos por hidrocarburos que abarcan un amplio rango de ebullición, que son extraídos de lechos geológicos continentales o marítimos. Es un líquido oscuro con una viscosidad a 40°C que puede oscilar entre 5 y 3000 centistock. El petróleo líquido está compuesto por cantidades diferentes de gases disueltos y líquidos. El petróleo sólido y semi-sólido, está compuesto por arenas aceitosas y material bituminoso (hidrocarburos de alto peso molecular), comúnmente llamado bitumen o asfalto.

El petróleo crudo no es un compuesto químico; es una mezcla muy compleja de hidrocarburos, donde el carbono constituye entre 83 - 86% en masa, el hidrógeno entre 10 - 14%, el azufre entre 0.05 - 6.0%, el nitrógeno entre 0.001 - 0.1% y finalmente los metales entre 0.001 - 0.1%, principalmente níquel, vanadio, sodio, calcio y cobre. Una parte mínima aproximada 0.1% que incluye gases incondensables, tales como CH₄, C₂H₆ y H₂S. Así como también una parte aproximada < 1% consistente en agua, proveniente del pozo o de las limpiezas en los buques-tanque. Esta fase acuosa suele presentarse emulsionada en la fase orgánica y lleva en disolución a las sales minerales existentes, entre las cuales las más importantes son NaCl, MgCl₂ y CaCl₂.

Así mismo, los heteroátomos (azufre, nitrógeno, oxígeno, níquel y vanadio) están concentrados en las fracciones más pesadas. El crudo por ser una mezcla compleja de hidrocarburos, presenta una

distribución muy grande de pesos moleculares y a diferencia de los compuestos químicos puros, tiene un amplio rango de temperaturas de ebullición. Este fenómeno de separación física es el más usado en la industria de la refinación del petróleo y se conoce como destilación.

3.1.2 Caracterización de un Crudo

El valor de un crudo depende de los rendimientos que pueda ofrecer en productos comerciales tras su fraccionamiento y de los costos que origine la eliminación de las impurezas presentes en el mismo, tales como azufre y sales minerales.

Con el fin de establecer una forma científica para determinar las calidades de los diversos petróleos crudos, es necesario recopilar los resultados de una serie de ensayos que se consideran definitorios y que a continuación se especifican:

a. Densidad

Da idea de la proporción de productos ligeros, es decir de alto valor comercial, presentes en la mezcla.

Se suele expresar en Grados API ($^{\circ}$ API), cuya relación con la densidad específica ($Sp-Gr$), es:

$$API = \frac{141.5}{Sp - Gr} - 131.5$$

Es decir, a mayor valor API corresponde una menor densidad.

b. Residuo de carbón

Está relacionado al contenido de asfalto del crudo y a la calidad de la fracción de base lubricante que puede ser recuperado. En la

mayoría de los casos, los crudos con menores valores de residuo de carbón son los de mayor valor.

c. Viscosidad cinemática

Da idea de la calidad de los fueloil obtenibles tras su fraccionamiento y por tanto de las necesidades de fluidificación de los mismos. Se suele expresar en centistokes a dos temperaturas.

d. Contenido de azufre

Indica la necesidad de desulfuración de destilados, así como la calidad de los productos residuales. El término “ácido” se utiliza para nominar aquellos crudos con alto contenido de azufre y por lo tanto requiere de un procesamiento especial. No existe una línea de división clara entre crudos dulces y ácidos aunque frecuentemente se utiliza al 0.5% de contenido de azufre como criterio. Se expresa como porcentaje en peso o en partes por millón.

e. Contenido de nitrógeno

Los compuestos de nitrógeno orgánico causan severo envenenamiento a los catalizadores utilizados en el procesamiento del crudo. Si el contenido de nitrógeno es superior al 0.25% en peso, el crudo requerirá un procesamiento especial para su remoción.

f. Presión de vapor Reid

Da idea de la proporción de hidrocarburos ligeros, inferiores o butano y por tanto, de la necesidad de estabilización. Se suele expresar en psi.

g. Contenido de agua y sedimentos

Indica las necesidades de deshidratación y problemas de ensuciamiento. Se denomina BS&W y se expresa como porcentaje en volumen.

h. Contenido de sales

Da idea de la necesidad de desalado y de los problemas de corrosión asociados. Se suele expresar en PPTB, es decir, en libras por mil barriles.

i. Curva TBP (True Boiling Point)

Es una herramienta de trabajo muy apreciada debido a que proporciona una indicación de la cantidad (rendimiento) de los productos presentes en el petróleo crudo.

Para estudiar los crudos y sus fracciones por tipo de componente, especialmente las fracciones pesadas, es necesario referirse a cuatro grandes familias, el análisis o la separación correspondiente se conoce como análisis SARA, cuya sigla identifica a estas familias.

- Saturados (S): Corresponde a la suma de los hidrocarburos parafínicos y cicloparafínicos.
- Aromáticos (A): Son todos aquellos hidrocarburos que en su estructura tiene por lo menos un anillo bencénico.
- Resinas (R): Son hidrocarburos de naturaleza aromática, cuya estructura tiene entre 4 a 87 anillos bencénicos, con la presencia de heteroátomos, especialmente nitrógeno, azufre, oxígeno y pequeñas cantidades de metales.

La tabla N° 3.1, presenta la composición química de los dos tipos de resina extraídas del fondo de vacío de un crudo pesado. Según

estos resultados, estos materiales tienen pesos moleculares que pueden oscilar entre 500 - 1500 g/mol.

Tabla N° 3.1: Número de isómeros de las parafinas

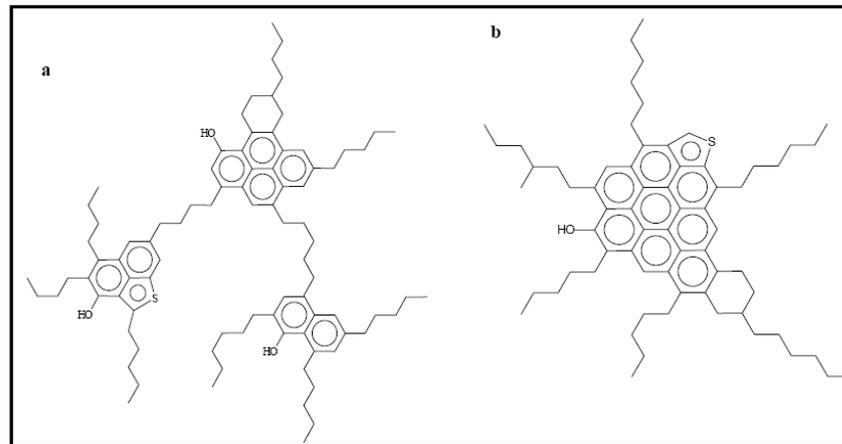
Análisis Elemental	Resina I	Resina II
Carbono, % peso	83,6	81,8
Hidrógeno, % peso	10,4	9,5
Relación H/C	1,49	1,40
Azufre, % peso	3,56	3,76
Nitrógeno, % peso	0,50	1,04
Oxígeno, % peso	2,0	3,9
Vanadio, ppm	111,25	257,1
Níquel, ppm	40,40	73,9

Fuente: Centro de Desarrollo Tecnológico del Gas- Colombia

Con el análisis elemental, el peso molecular y el análisis de resonancia magnética nuclear (RMN) de hidrógeno y carbono, se propusieron estructuras para los dos tipos de resinas presentes en un crudo.

En la figura N° 3.1 se observa que los dos tipos de resinas propuestas, son química y estructuralmente diferentes, pero quizá lo más importantes que presentan diferente reactividad, por ejemplo, en condiciones de cracking térmico la resina “a”, puede romperse en tres pequeñas moléculas, mientras que las resinas “b”, solo se rompen las cadenas laterales, quedando una estructura altamente aromática y difícil de manejar. Este aspecto muestra la verdadera importancia de conocer los tipos de estructuras y las moléculas que se manejan en los procesos del fondo del barril, pues permite entender mejor estos procesos. La presencia de heteroátomos y los anillos poliaromáticos le conceden a las resinas ciertos puntos polares, que las habilitan para interactuar molecularmente con otras estructuras presentes en los crudos y formar macromoléculas más complejas.

Figura N° 3.1: Tipo de resinas en un tipo de crudo (a: resina II, b: resina I)

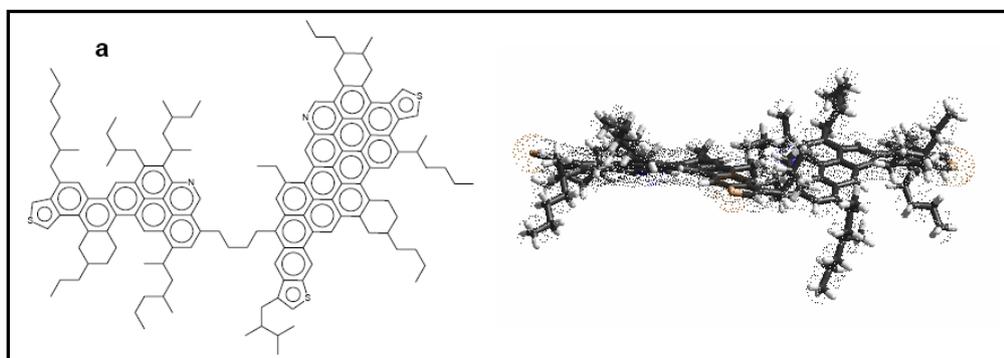


Fuente: Centro de Desarrollo Tecnológico del Gas-Colombia

- **Asfaltenos (A):** Son las estructuras de hidrocarburos más complejas y de mayor peso molecular presentes en el crudo. Por definición, asfalteno es todo aquel material insoluble en n-heptano, pero soluble en tolueno. Se encuentra concentrado en las fracciones con punto de ebullición superior a 550°C (1022°F), contiene la mayor cantidad de heteroátomos del petróleo crudo, lo que le concede mayor número de puntos polares, ofreciendo mayores posibilidades de formar agregados de alto peso molecular.

En la figura N° 3.2 se presenta una de las tantas posibles estructuras de asfaltenos de un crudo pesado.

Figura N° 3.2: Vista frontal y lateral del asfalteno de un crudo pesado

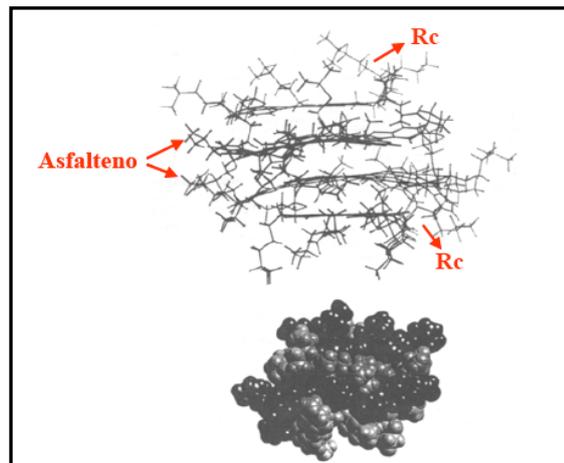


Fuente: Centro de Desarrollo Tecnológico del Gas-Colombia

La gran dificultad de estas estructuras es acomodar o insertar los metales más importantes presentes en estos materiales (níquel y vanadio), por lo que solo aparecen el oxígeno, azufre y nitrógeno. Como se puede observar, los anillos aromáticos de los asfaltenos, constituyen una estructura plana, ofreciendo la posibilidad de formar agregados moleculares más complejos.

En la figura N° 3.3 permite observar la formación de un agregado molecular de asfalteno, constituido por cuatro grandes moléculas de este componente. Entre estas moléculas se encuentran incrustadas moléculas más pequeñas, posiblemente resinas que ayudan a estabilizar el agregado, el cual, para que se forme es necesario que existan puntos de contacto precisos entre los centros polares de estos componentes.

Figura N° 3.3: Agregados de Asfaltenos



Fuente: Centro de Desarrollo Tecnológico del Gas-Colombia

Es importante entender estos comportamientos, pues una vez formado el agregado, el asfalteno precipita, lo que puede generar grandes taponamientos e incrustaciones en equipos, intercambiadores de calor, bombas, etc., ocasionando pérdidas económicas y problemas operacionales en las refinerías y en el transporte.

Si se conoce en detalle la composición química de un crudo y de cada una de sus diferentes fracciones, es más fácil hacer un correcto uso del crudo en refinería, es posible desarrollar y utilizar mejor los modelos de proceso, aumentar la eficiencia, reconocer y predecir con mayor precisión los problemas en los procesos catalíticos, tales como taponamiento y desactivación de los catalizadores por los contaminantes presentes en la carga. Por otro lado, se pueden detectar, entender y resolver los problemas de calidad de cada uno de los productos principales.

3.1.3 Mezclas de Crudos

Los crudos normalmente no se procesan “puros” pues, la optimización de la producción o la propia logística exige su mezcla previa antes de su procesamiento. Obviamente son las reglas o leyes de mezcla las que determinan las características de un crudo mezcla.

3.1.3.1 Reglas o leyes de mezcla

El resultado de la mezcla de varios componentes viene dado por los siguientes sistemas de ecuaciones:

$$\begin{aligned} C_1p_1 + C_2p_2 + \dots + C_np_n &= C_p \\ C_1 + C_2 + \dots + C_n &= C \end{aligned}$$

Donde, C_i es el peso (o volumen) de cada uno de los componentes de la mezcla y p_i , es la propiedad considerada para cada componente.

Estas ecuaciones son funciones lineales y por lo tanto las propiedades deben permitir su adición lineal. Cuando esto no ocurre así, deben utilizarse funciones de mezcla no lineales o bien, utilizar determinados índices de mezcla representativos

de la propiedad a calcular de tal manera que permitan ser adicionados linealmente.

Los índices de mezcla son correlaciones empíricas calculadas a partir del tratamiento de cientos de datos y que no necesariamente pueden ser únicos para una misma propiedad dependiendo de los autores o laboratorios que los hayan desarrollado. Al mismo tiempo la precisión de los resultados obtenidos en su aplicación, puede depender del tipo de componentes de la mezcla. En ocasiones se dan distintos índices en función del tipo de los componentes de la mezcla. En cualquier caso, es necesario utilizar índices homogéneos para cada uno de los componentes.

Son aditivas en peso o en volumen todas aquellas características medidas en unidades de masa o de volumen como densidad, contenido de azufre, contenido en metales, composición hidrocarbonada (aromáticos, olefinas, naftenos, parafinas), curva TBP, etc.

Otras propiedades como viscosidad, características de frío (punto de niebla, cristalización, congelación y POFF, índices de octano y cetano, presión de vapor, punto de inflamación, etc. necesitan ser transformadas en índices de mezcla lineales para el cálculo de su mezcla.

3.2 Caracterización del Fraccionamiento de una Columna

3.2.1 Destilación

La destilación es una antigua operación unitaria ampliamente usada. La primera columna de destilación continua fue desarrollada por Cellier-Blumenthal en Francia en el año 1813. Perrier introdujo una

versión inicial de los platos con copas de burbujeo en Inglaterra en 1822.

Los empaques fueron usados en 1820 por un tecnólogo llamado Clement quién usó bolas de vidrio. Coffey desarrolló los primeros platos perforados en 1830. El primer libro sobre los fundamentos de destilación fue *La Rectification del' alcohol* por Ernest Sorel en 1893.

Durante el primer cuarto del siglo XX la aplicación de la destilación se expande hasta ser la principal técnica de separación en la industria química. Esta expansión se acelera cuando se reconoce que la destilación es un efectivo método para la separación del crudo en varios productos. Desde ahí la aplicación de la destilación se esparció en la mayoría de los procesos químicos.

La destilación es un proceso de separación física que separa una mezcla en dos o más productos que tienen diferentes puntos de ebullición. Cuando una mezcla líquida de dos componentes volátiles con calentados, el vapor que se forma tendrá una alta concentración de componentes volátiles (moléculas de bajo punto de ebullición) que la corriente original de dónde provino.

A la inversa, si el vapor es enfriado, los componentes menos volátiles (moléculas de alto punto de ebullición) tienen la tendencia a condensar en mayor proporción que los componentes más volátiles.

La destilación permite la separación, o según la aceptación generalizada, el fraccionamiento de los componentes de una mezcla, en función de sus temperaturas de ebullición, aprovechando las diferencias de las volatilidades de los mismos. La sencillez del procedimiento y su precio relativamente módico la convierten en una operación básica de los procesos de refinación del petróleo.

El proceso consiste en vaporizar los hidrocarburos del crudo y luego condensarlos en cortes definidos, modificando fundamentalmente la temperatura a lo largo de la columna de fraccionamiento.

La vaporización o fase vapor se produce en la zona de carga de la columna de fraccionamiento, en dicha zona se disminuye la presión del sistema produciéndose el flash de la carga o alimentación, obteniéndose la vaporización definitiva.

La fase líquida se obtiene con reflujos de hidrocarburos retornados a la torre. Estos reflujos son corrientes líquidas de hidrocarburos que se enfrían por intercambio con el crudo antes de su fraccionamiento o con fluidos refrigerantes. La función u objetivo principal de estos es eliminar o disipar en forma controlada la energía de los hidrocarburos vaporizados que ascienden a lo largo de la columna, de esta manera se enfría y condensa la carga vaporizada en cortes o fracciones de hidrocarburos específicos, obteniéndose los combustibles correspondientes.

La columna de destilación primaria posee bandejas o platos donde se produce el equilibrio entre los vapores ascendentes y los líquidos descendentes. En puntos o alturas exactamente calculadas existen platos colectores desde los que se extraen los combustibles destilados. La columna de destilación primaria opera con presiones ligeramente superiores a la presión atmosférica (10332 kg/m²).

3.2.2 Curvas de destilación TBP y ASTM

Todas ellas consisten esencialmente en curvas de vaporización. El equipo y condiciones de proceso son los factores que determinan las diferencias entre ellas.

a. Curva de Destilación TBP

Su nombre, True Boiling Point, indica ya su significado. Es la curva que representa los puntos de ebullición verdaderos.

Esta buena aproximación a la realidad se consigue mediante la destilación de la mezcla en una columna de relleno con un elevado número de platos teóricos (aproximadamente 50) y con altas relaciones de reflujo (10:1).

En el caso de fracciones pesadas, puede efectuarse al vacío, llegando incluso a presiones de 5 mmHg. Este es el caso de los crudos, para los cuales la curva TBP se considera como la única curva de vaporización representativa de la calidad del crudo.

Como en el caso de las demás curvas, la TBP se representa gráficamente como % volumen recuperado frente a temperatura, por lo que previamente hay que evaluar las pérdidas.

b. Curva de Destilación ASTM

Se conoce como tal al resultado de la aplicación del método ASTM D86. Este estándar es aplicado al proceso de destilación desarrollado a presión atmosférica. En el caso de fracciones más pesadas se emplea el estándar ASTM D1160. Entre ambas existe una correlación de conversión.

Esta curva se caracteriza por ser menos realista que la TBP, ya que se efectúa en una columna sin platos. El efecto de fraccionamiento se debe al escaso reflujo generado por la condensación de vapores en el cuello del matraz.

c. Punto de corte

Se define como punto de corte la temperatura a la que, sobre la curva TBP, se obtiene el rendimiento deseado de un determinado producto.

Es decir, si se pretende obtener un 50% de destilado y este rendimiento corresponde sobre la curva TBP de la alimentación a una temperatura de 90°C, se dirá que el punto de corte deseado es 90°C.

Por supuesto el establecer un punto de corte no implica en absoluto ningún grado de calidad en los productos. Este grado de calidad vendrá definido por el fraccionamiento.

d. Calidad del fraccionamiento

La calidad del fraccionamiento es la que condiciona la mayor o menor presencia de componentes ligeros en el residuo y de pesados en el destilado. Por tanto, para el análisis de la operación de una columna se pueden establecer en principio tres posibles formas de definir la calidad del fraccionamiento.

d.1 La composición de los dos productos es conocida

Es el caso de una Depropanizadora de GLP. La calidad del fraccionamiento vendrá fácilmente definida por la concentración de (iC₄ + nC₄) en el destilado y/o de C₃ en el residuo, según los fines que se persigan.

d.2 Sólo la concentración de uno de los dos productos es conocida

Es el caso de una Estabilizadora. Para estos casos, la forma de caracterización más usual es aquella que da la concentración de (iC₅ + nC₅) en el destilado y/o por la

concentración de (iC₄ + nC₄) en el residuo, según los fines que se persigan.

En este caso, donde dada la complejidad de la composición del residuo, la práctica usual aconseja la introducción permanente de un ensayo normalizado que, aunque no pueda ser directamente correlacionado, da una idea clara de la calidad del producto. Concretamente, en este caso se utiliza el ensayo de Presión de Vapor Reid.

d.3 No se conoce ninguna de las composiciones

Caso de una columna de destilación primaria de crudo. Para estos casos y dada la complejidad de la composición de los dos productos, es absolutamente necesario disponer de un ensayo normalizado que represente la calidad de ambos productos simultáneamente.

Esta condición la cumplen las curvas de destilación. Debido a la complejidad de la realización de la curva TBP y a la falta de representatividad de otras curvas como la EFV (Equilibrium Flash Vaporization), se ha escogido la curva ASTM que une a su fácil realización (ya automatizada) una representatividad suficientemente buena de la calidad del producto analizado.

e. GAP y Overlap

Se define como GAP a la diferencia entre las temperaturas del 5% del producto pesado y la del 95% del producto liviano de la curva ASTM.

Cuando el valor de esta diferencia resulta negativo se aplica la denominación de OVERLAP.

La razón de haber escogido los puntos del 5% y el 95%, cuando en principio deberían ser más representativas el inicial y el final, estriba en que la fiabilidad de la determinación de estos dos puntos es muy baja.

f. Significado físico del GAP y OVERLAP

Una diferencia de temperaturas positiva o GAP, significa un buen fraccionamiento entre los productos en la operación real de la columna, en términos generales. Una diferencia de temperatura negativa u OVERLAP significa contrariamente un mal fraccionamiento.

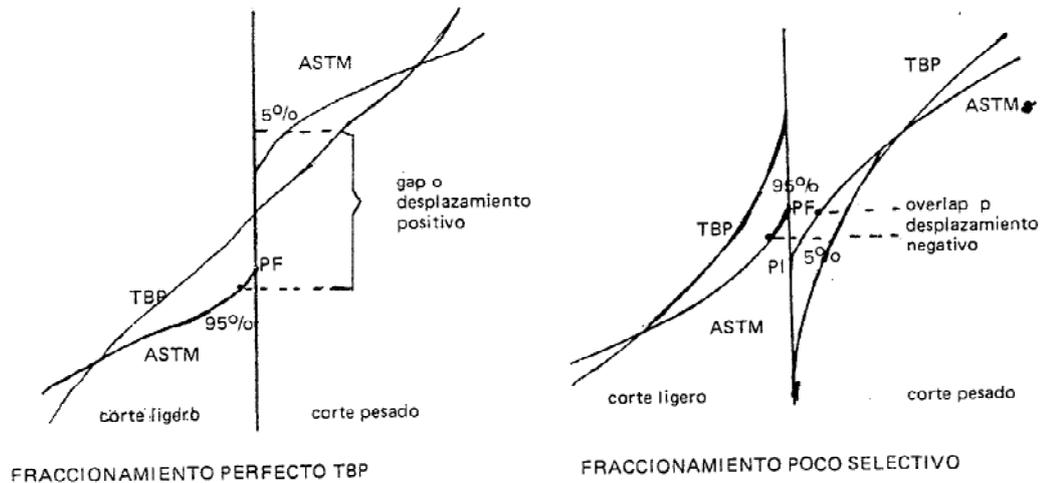
Sin embargo, no se debe olvidar que para el diseño de la columna, se especifica una calidad determinada en los productos, pudiendo darse el caso entonces de que el GAP obtenido en la realidad sea inferior al de diseño, con lo que a pesar de tener un valor positivo, representaría un mal fraccionamiento y habría que investigar las causas.

Tabla N° 3.2: Valores Referenciales de Gap (°F) para productos de Destilación Primaria

Producto	Gap °F
Overhead - Kerosene	20-30
Kerosene - Diesel	10-20
Diesel - Gasóleo Atmosférico	0-10

Fuente: Documento de la UOP – Crude Characterization

Figura N° 3.4: Diferencia entre GAP y OVERLAP



Fuente: Manual de Operaciones de Refinería Conchán

g. Overflash

El overflash consiste en la vaporización de una fracción mayor de crudo que la requerida por el balance de masa, con la finalidad de asegurar que una cantidad adecuada de reflujo esté disponible en los platos ubicados entre la zona de expansión y el plato de extracción de producto más cercano. El overflash es medido como porcentaje en volumen de crudo de alimentación a la columna.

El valor de overflash para ser considerado en el diseño debería estar entre 0.2% a 5% en volumen, sin embargo un valor ampliamente recomendado es de 2%. (UOP - Crude Characterization).

h. Fraccionamiento máximo y óptimo

h.1 Fraccionamiento máximo

Es el que corresponde a una línea de corte totalmente plana. Este fraccionamiento perfecto es inalcanzable en la realidad, de forma que para una columna, carga y productos dados, el

fraccionamiento máximo real será aquel que permita las mayores relaciones de reflujo y revaporización sin provocar problemas de inundación o secado de platos.

h.2 Fraccionamiento óptimo

El fraccionamiento óptimo es siempre el mínimo que permite cumplir con las especificaciones de los productos.

Esta aseveración se basa en consideraciones económicas simples. Cualquier incremento de las relaciones de reflujo y/o de revaporización lleva consigo un incremento en el consumo energético y por tanto un gasto extra.

Este gasto extra repercutirá lógicamente sobre el costo de los productos, tendiendo a minimizar el margen de beneficio.

Sobre la calidad del fraccionamiento influirán dos variables íntimamente relacionadas:

- Presión del sistema
- Estado de ensuciamiento del equipo

Ambas variables deberán aproximarse al mínimo posible.

Para el caso de la presión, la forma de reducirla es mediante sofisticados sistemas de control. La rentabilidad de instalación de los mismos deberá calcularse en función del ahorro energético conseguido.

Para el caso del ensuciamiento del equipo (platos, bajantes, etc.), al igual que para problemas mecánicos (rotura de platos, etc.), la forma de eliminarlo es mediante parada de la planta y limpieza mecánica. Deberá calcularse la

rentabilidad de esta operación para proceder a la parada en el momento adecuado.

3.3 Unidades de Acondicionamiento y Fraccionamiento del Crudo

Las unidades de acondicionamiento y fraccionamiento de crudo se componen fundamentalmente de lo siguiente:

3.3.1 Circuitos de precalentamiento

Se trata de un conjunto de intercambiadores de calor, dispuestos en serie, en los que la carga se precalienta, eliminando el calor de las corrientes de los productos calientes que se dirigen a almacenamiento o a otras unidades de proceso.

Refinería Conchán cuenta con dos circuitos o conjunto de intercambiadores de calor, como se detalla en el Anexo N° VI.

3.3.2 Hornos de carga

Su cometido es elevar la condición térmica de la carga hasta aportar el calor requerido por el proceso de destilación. La Refinería Conchán cuenta con dos hornos de Carga, F-1 (Destilación atmosférica) y F-2 (Destilación al vacío).

En la Anexo N° VII, se describe las condiciones de operación de cada uno de estos hornos.

3.3.3 Aeroenfriadores

Son equipos que permiten el enfriamiento de corrientes de proceso, y emplean aire como fluido de enfriamiento. Son utilizados principalmente para retirar el calor remanente que no se pudo transferir al crudo en sus circuitos de precalentamiento.

En Refinería Conchán los enfriadores atmosféricos o aerorefrigerantes son de tiro forzado. Las características de cada uno de estos equipos se describen en el Anexo VIII.

3.3.4 Separadores de tope

Son recipientes horizontales trifásicos, que permiten la obtención de condensado, gasolina y gases. En la UDP de la Refinería Conchán se dispone de dos separadores, uno para gasolina pesada (V-1) y otro para liviana (V-2).

En el Anexo N° X se describe brevemente el funcionamiento de los separadores en Refinería Conchán.

3.3.5 Destilación atmosférica

Son los equipos donde se realiza el verdadero proceso de destilación. Corresponde a un conjunto que incluye la columna de destilación atmosférica, comúnmente denominada columna de destilación primaria o “Topping”, los Strippers laterales y los sistemas de reflujo, que incluyen los condensadores y acumuladores necesarios. La columna de destilación atmosférica dispone de tres o cuatro extracciones laterales, reflujo de cabeza y uno o más reflujos circulantes, comúnmente denominados “Pumparounds”.

3.3.6 Sección de vacío

Su finalidad es destilar a vacío el residuo de la columna atmosférica, con el fin de profundizar en el corte de gas-oil. Este gas-oil de vacío será posteriormente destinado a carga de unidades de cracking catalítico.

3.3.7 Diseño actual de la unidad de fraccionamiento de crudo

El esquema de una unidad de fraccionamiento de crudo debe corresponder al marco energético actual, es decir, baja oferta de crudos caros, precios exorbitantes de la energía y tendencia acelerada a la baja en el consumo del fuel-oil.

Por lo tanto los esquemas típicos actuales son diseñados con la finalidad de reducir los consumos energéticos y optimizar la extracción de destilados de alto valor agregado del crudo.

En el Anexo XI se muestra el esquema de destilación de Refinería Conchán.

3.4 Variables de operación

Las variables de operación más importantes en una columna de destilación de crudo son las presiones y las temperaturas a lo largo de ella y los caudales de alimentación y productos.

En principio se debe suponer una carga a la columna constante, eliminando así los efectos de variaciones en el caudal de alimentación, que son de poca importancia.

Una vez definido el caudal y la calidad de la carga, los caudales de los productos serán función del corte TBP que se desea obtener para cada uno. La variación de alguno ó algunos de ellos lleva a efectos complejos en donde se interrelacionan los balances de materia y energía.

3.4.1 Presión

La presión de operación de la columna depende de la existente en el acumulador de reflujo frío. Esta es igual a la tensión de vapor del

líquido que se encuentra en el acumulador. Por tratarse de dos productos inmiscibles, hidrocarburos y agua, será:

$P = \text{Presión de vapor de HC (corte de cabeza de columna)} + \text{Presión de vapor de H}_2\text{O}.$

Recorriendo el circuito hacia la columna, se deberá ir sumando las pérdidas de carga correspondientes a cada elemento, de forma que la presión en la zona de expansión de la columna (zona flash) será igual a la del acumulador más todas las pérdidas de carga del circuito.

Es decir, la presión de operación de la columna depende, en orden de importancia, de:

- Temperatura alcanzada en el acumulador de reflujo.
- Caudal de vapores en la columna y corte de cabeza. Su variación dará lugar a ligeras variaciones en la presión total.
- La dependencia del caudal de vapor de stripping es totalmente despreciable.

3.4.2 Temperatura de cabeza de la columna

Es igual a la temperatura de rocío de los vapores que abandonan la cabeza de la columna. Esta temperatura según sea el caso se divide en:

a. Condensación en una sola etapa

En este caso, la temperatura de cabeza es la temperatura de rocío del corte de cabeza a su presión parcial (es decir descontando la presión parcial debida a los vapores de agua).

Esta temperatura depende:

- La calidad del producto de cabeza. Aumentará cuando este se haga más pesado.
- Para un producto de calidad fija, depende de la presión parcial de hidrocarburo, es decir, del caudal total de vapor de agua. Cuando disminuya el caudal total de vapor de agua, el producto de cabeza será más ligero y la temperatura disminuirá.

Como conclusión, para una presión fija, podrá regularse el punto final del corte de cabeza variando la temperatura de la misma. Este es el caso de la columna Pre-Flash.

b. Condensación en dos etapas

Es el caso de la columna atmosférica. En este caso, la temperatura de rocío del corte de cabeza a su presión parcial es la del reflujo caliente, y por tanto, en rigor, será esta y no la de la cabeza de columna, la que determine la calidad del producto de cabeza (gasolina atmosférica).

3.4.3 Temperaturas de extracción

Dan una idea de la calidad del producto extraído, correspondiendo a la temperatura de burbuja del mismo bajo su presión parcial.

A presión fija, una mayor temperatura indicará un producto más pesado y viceversa. No hay que olvidar, sin embargo, la acción posterior del stripping.

3.4.4 Temperatura de la Alimentación

A presión fija da idea del porcentaje de vaporizado. El porcentaje de vaporizado de la alimentación será, en principio, del mismo orden que la suma de extracciones superiores, de ahí su importancia. A presión fija, aumenta el porcentaje de vaporizado al aumentar la temperatura.

A temperatura fija, aumenta el porcentaje de vaporizado al disminuir la presión parcial de hidrocarburo.

3.4.5 Temperatura de Fondo

Se trata siempre de la temperatura de burbuja del líquido efluente a su presión parcial. En principio es inferior a la temperatura de alimentación en el caso de la columna atmosférica, ya que el fondo de esta es en realidad un stripper.

3.4.6 Los Agotadores ó Strippers y el Fondo de la columna

Con el fin de poder cumplir las especificaciones de inflamabilidad de los productos comerciales, es necesario someter a las extracciones laterales de la columna a un proceso de destilación con arrastre por vapor, que elimine los componentes ligeros indeseables. En el caso del fondo de la columna, este arrastre con vapor cumple un doble cometido.

a. Agotadores ó Strippers

Son columnas de destilación que reciben como alimentación el producto de los cortes laterales y fondos de la columna de destilación atmosférica. Tienen un ingreso de vapor de agua por el fondo que arrastra los componentes ligeros de los líquidos descendentes llevándolos hacia arriba y haciéndolos retornar a la columna atmosférica en un plato superior, haciendo que el punto de inflamación (flash point) de los productos sea bajo y que la eficiencia en la recuperación de componentes ligeros sea menor. Para ello existen los agotadores de solvente, kerosene y diesel, en los cuales los componentes más ligeros son despojados por el arrastre del vapor de agua.

La principal variable de operación es el flujo de vapor, es decir, un aumento en el flujo al agotador aumentará la eficiencia, o, en

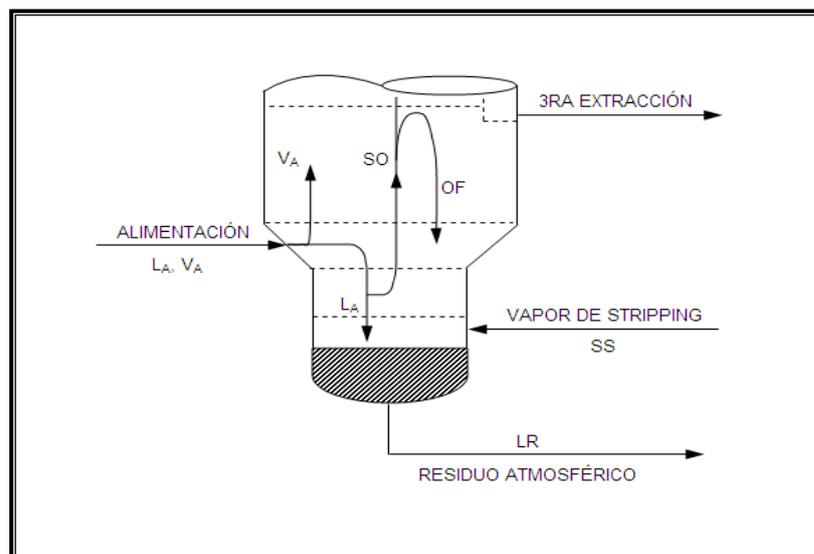
términos concretos, subirá el punto de inflamación de los productos (así como sus puntos iniciales de ebullición).

Cada agotador requiere vapor despojante en proporciones aproximadas de 0.1 lb/gal de producto de fondo del despojador. Sus características principales se muestran en el Anexo N° IX.

b. Fondo de la columna atmosférica

Se trata en esencia de un stripper. De la operación del mismo depende el reflujo interno en la zona comprendida entre la alimentación y la tercera extracción, tal como se muestra en la siguiente figura:

Figura N° 3.5: Fondo de la columna de destilación



Fuente: Manual de Operaciones de Refinería Conchán

El reflujo interno citado se suele denominar “overflash” (OF) debido a que, en efecto, se trata del excedente de vaporizado no extraído de la columna.

Para una alimentación determinada (Z_A , P_A , T_A), los vapores ascendentes estarán constituidos por los propios de la alimentación, V_A , más los revaporizados por la acción del vapor

de stripping, SS, sobre el líquido procedente de la alimentación, L_A . Este revaporizado se denomina “Strip-out”, SO.

De esta forma se puede establecer la ecuación:

$$OF = V_A + SO - \Sigma E$$

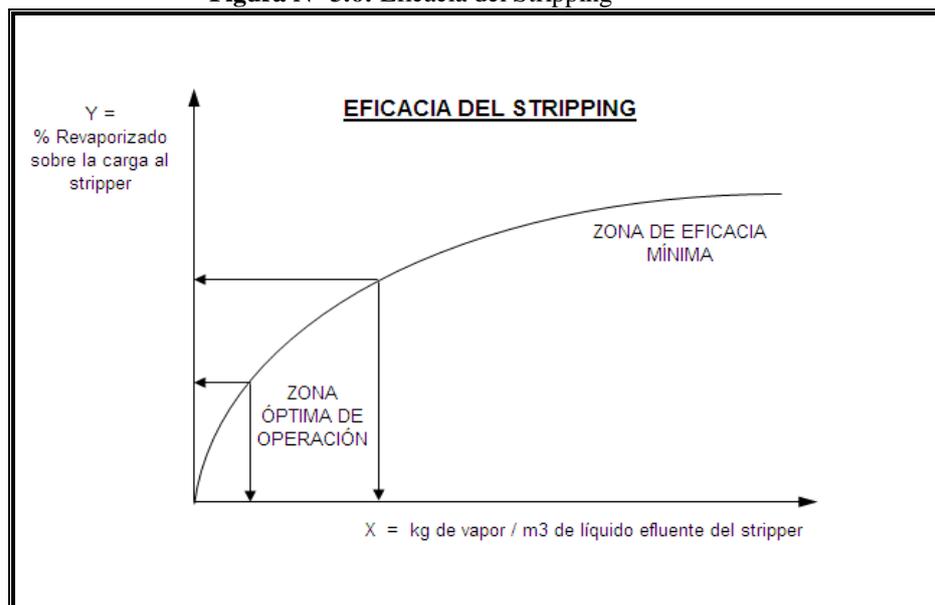
Donde: ΣE = Total de materia extraída por encima de la zona de vaporización.

Todos los términos se suelen expresar en porcentaje volumétrico sobre la alimentación a la columna.

c. Eficacia del stripping con vapor

Aunque en principio podría pensarse que la relación entre vaporizado y la inyección de vapor de stripping debería corresponder a la ecuación de una recta, experimentalmente ha quedado claramente demostrado que describe una curva de tipo semiparabólico, que toma la forma siguiente:

Figura N° 3.6: Eficacia del Stripping



Fuente: Manual de Operaciones de Refinería Conchán

Esta curva tiende, a partir de determinados valores de X a convertirse en una paralela al eje de las abscisas.

La relación “X” se expresa como kilogramos de vapor por metro cúbico de líquido efluente del stripper. En el caso del fondo de la columna atmosférica, se trata del Residuo Atmosférico.

Para cada tipo de alimentación al stripper existe una curva distinta, conservando siempre la misma forma básica. De ahí que se pueda afirmar la inoperancia de sobrepasar determinados límites en la inyección de vapor de stripping.

Para los stripper laterales, el valor óptimo de la inyección será el mínimo que consiga la inflamabilidad deseada. Este valor suele situarse entre 6 y 12 kg/m³.

En el caso del fondo de la columna atmosférica, el óptimo será aquel que dé lugar al reflujo interno, “overflash”, suficiente para conseguir el máximo agotamiento. Lógicamente este valor deberá encontrarse en la zona definida como “óptimo de operación”. De hecho la inyección al fondo suele situarse entre 12 y 24 kg/m³, siendo el límite máximo de la zona óptima de operación del orden de 30 kg/m³.

En diseño, los stripper generalmente presentan una relación de 24 kg/m³.

Cabe destacar, por último, que la acción del stripping se refleja de forma directamente proporcional a la revaporización sobre la temperatura del 5% de la curva ASTM del producto efluente, relacionada a su vez con el punto de inflamación de dicho corte.

3.4.7 Reflujos externos

Se les denomina también reflujo circulante y tienen la finalidad de eliminar calor a distintos niveles de la columna, desahogando la zona de cabeza; pues de no existir estos reflujo externos, sería necesario contar con un reflujo interno suficientemente grande como para retirar calor y condensar los vapores de cabeza de columna, lo que a su vez significaría tráfico enormes de líquidos y vapores en dicha zona, requiriendo un diseño de diámetro creciente para la misma.

a. Reflujo de cabeza

Generalmente, consiste en el líquido procedente del acumulador de reflujo caliente.

El esquema ideal en términos termodinámicos es aquel en que el reflujo se encuentre a una temperatura inferior en un infinitésimo a la del plato de recepción del mismo, ya que de esta manera no se producirían condensaciones indiscriminadas, mejorando por tanto el fraccionamiento.

La temperatura de este reflujo deberá ser por tanto la correspondiente al punto de rocío de la gasolina atmosférica.

Para las condiciones habituales se sitúa alrededor de 130°C, no existiendo por tanto riesgos de presencia de agua en el reflujo.

Una vez fijada la temperatura, el caudal viene controlado por la temperatura de cabeza de la columna que a su vez será función del calor eliminado anteriormente por el reflujo circulante.

b. Reflujos circulantes de 2° y 3° extracciones

Gran parte del producto líquido procedente de los platos de salida de la 2° y 3° extracciones de la columna es desviado, antes del stripping y utilizado para ceder calor en varios intercambiadores,

para retornar después a la columna sobre platos situados por encima de los respectivos platos de extracción.

El efecto de estos dos circuitos de reflujo circulante es eliminar calor de la columna en diferentes zonas de ésta, de modo que se aproveche al máximo la recuperación de calor a nivel térmico elevado, disminuyendo al mínimo el reflujo de cabeza de menor nivel térmico y menos optimizado energéticamente.

Los platos situados entre el retorno y la extracción de este reflujo se denominan de “intercambio de calor” y su poder de fraccionamiento es prácticamente nulo dado que el reflujo en su retorno penetra en la columna a una temperatura muy inferior a la de la zona, dando lugar con esto a una condensación brusca e indiscriminada de los vapores ascendentes (“reflujo inducido”).

Como resumen podemos decir que el reflujo óptimo es aquel que a lo largo de la columna permita el máximo poder de fraccionamiento y a su vez la mayor cantidad posible de calor de alto nivel térmico recuperado en el exterior de la columna mediante los reflujo circulantes.

3.5 Productos obtenidos y blending

En la Tabla N° 3.3, se muestra la relación y características de los productos que se obtienen de la destilación atmosférica en la Refinería Conchán.

La procedencia de los productos intermedios y su vía de obtención se detallan en la Tabla N° 3.4.

Los principales productos que comercializa la refinería son Biodiesel B5 y Biodiesel B5 S-50, estos productos se formulan mediante blending de productos intermedios con distintas calidades. La Refinería Conchán adquiere un Condensado proveniente del gas natural de Camisea, este Condensado

posee un rango de destilación entre kerosene y diesel, pero no cumple las especificaciones técnicas del kerosene o diesel por esto es utilizado en el blending para la formulación de diesel B5 y diesel B5 S50.

Tabla N° 3.3: Productos Obtenidos en la Unidad de Destilación Primaria de OPC

Productos obtenidos en la Unidad de Destilación Primaria	Descripción	Usos
GASOLINA PRIMARIA	Los vapores procedentes de la parte superior de la columna de fraccionamiento son condensados parcialmente en el E-1, E-1A, E-1B (Crudo vs. Gasolina), luego en el aerorefrigerante E-6, y recibidos en el separador de gasolina pesada V-1, donde se produce la separación de la mayor parte de condensado del agua que se inyectó como vapor por los fondos de la torre y agotadores, la cual es derivada de la “bota” del V-1 hacia el sistema de drenaje industrial.	Para blending con la finalidad de obtener gasolinas de 84, 90, 95 y 97 octanos.
SOLVENTE MC	Es extraído del plato N° 26 de la torre (plato acumulador). Toda la producción de solvente MC va al Agotador C-5. En el agotador, el producto entra en contacto con el vapor despojante que ingresa por el fondo y en cada plato es desorbido de los componentes volátiles, los cuales ascienden y salen por la línea de vapores hacia la columna, ingresando a la altura del plato N° 27.	Como material de corte en la elaboración de residuales y asfaltos.
SOLVENTE N 3	El Solvente N° 3 es extraído de forma similar al Solvente MC. La diferencia radica en sus especificaciones y tratamiento.	Solvente por excelencia para la industria del lavado en seco. Es empleado en gran escala en la limpieza de maquinarias, desengrasado de herramientas y usos similares.

KEROSENE	Es extraído del Plato N° 20 (Plato acumulador) de la Torre y enviado hacia el agotador C-2. En el agotador, el kerosene entra en contacto con el vapor despojante sobrecalentado que ingresa por el fondo y en cada plato va siendo desorbido de los componentes volátiles, los cuales ascienden hacia la parte superior y salen por la línea de vapores hacia la columna donde ingresa a la altura del plato 22.	Para blending en la obtención de Biodiesel B5 con 2500 ppm y 50 ppm de azufre.
DIESEL N° 2	Es extraído del Plato N° 12 (Plato acumulador) de la torre, una parte de la producción de diesel del C-1 y es transferido por medio de las bombas P-8/P-8A. Cede calor al crudo en el intercambiador de calor E-4 y es enviada como reflujo medio de retorno a la fraccionadora a la altura del Plato N° 14. El Diesel desorbido sale como producto en el fondo del agotador, y es transferido mediante las bombas P-8/P-8A para su enfriamiento, primero en el intercambiador de calor E-3A, donde cede energía calorífica al crudo que pasa por el circuito N° 1, y luego en el aerofriador E-10. Seguidamente es derivado a su sistema de tratamiento.	Para blending en la obtención de Biodiesel B5 con 2500 ppm y 50 ppm de azufre.
CRUDO REDUCIDO	Es extraído del fondo de la Torre mediante las bombas P-9 / P-9A / P-9B, transfiriéndolo hacia los intercambiadores de calor E-5A/E-5B para precalentar el crudo del circuito N° 1. Luego, es enviado hacia la zona radiante del horno de UDV F-2.	Carga para la alimentación de la columna de destilación al vacío C-6.

Fuente: Petróleos del Perú - Refinería Conchán

Tabla N° 3.4: Procedencia de los productos Intermedios y Vía de obtención

Productos Intermedios	Procedencia	Productos Terminado	Vía de Obtención
Gasolina Primaria	Refinería Topping	Gasolinas Comerciales (84, 90, 95 y 97 octanos)	Blending
Nafta craqueada	Refinería de Mediana Conversión		
Nafta de alto octanaje	Importado		
Alcohol Carburante	Nacional		
Diesel N° 2	Refinería Topping	Diesel B2 y Diesel B2 S50	Blending
Kerosene	Refinería Topping		
Diesel ULS	Importado		
Diesel Importado	Importado		
Biodiesel	Importado		
MDBS	Camisea		
-	Refinería Topping	Solvente N° 1	Refinación
-	Refinería Topping	Solvente N° 3	Refinación
Crudo Reducido	Refinería Topping	-	Refinación

Fuente: Petróleos del Perú - Refinería Conchán

La producción de Biodiesel B5 se realiza mediante mezclas de Diesel de producción, Condensado de Camisea, Biodiesel y Diesel Importado, mientras que la producción de Biodiesel B5 S-50 se realiza mediante mezclas de Diesel ULS Importado, Biodiesel y Condensado de Camisea. Los volúmenes en cada mezcla son tales que aseguren la calidad y especificación de los productos, los porcentajes volumétricos se muestran a continuación:

Tabla N° 3.5: Porcentaje volumétrico para la formulación de Biodiesel B5 y Biodiesel B5 S-50

Producto	Biodiesel B5	Biodiesel B5 S-50
Condensado de Camisea	29.2 %	42.4
Diesel Importado	43.2 %	-
Diesel ULS	-	52.6%
Diesel de producción	22.7 %	-
Biodiesel	5.0 %	5.0 %
Total	100.0 %	100.0 %

Fuente: Petróleos del Perú - Refinería Conchán

Como se puede observar actualmente el Condensado de Camisea MDBS se utiliza para la producción de Biodiesel B5, mientras que la producción de Biodiesel B5 S-50 se realiza íntegramente con productos importados.

3.6 Descripción del Proceso de Destilación en la Refinería Conchán

3.6.1 Descripción y detalle del proceso

La planta de procesos de refinería Conchán consta de dos bombas booster P-21/22, (presión de operación 35 a 90 psig.) que alimenta crudo a las bombas principales de carga P1/P1B (presión de operación 400 a 450 psig), y éstas a su vez descargan el crudo en dos trenes de intercambiadores de calor (un tren para cada circuito de petróleo crudo). El petróleo pasa por la zona convectiva de los dos hornos (F-1 y F-2) y a la salida de éstos, ambos flujos se unen para ingresar a la zona radiante del horno F-1 el cual calienta el crudo hasta unos 650° F, para luego, ser enviado a la columna de destilación atmosférica C-1. En esta unidad se obtiene la gasolina primaria, solventes, kerosene, diesel 2 y crudo reducido, el cual es transferido por las bombas P9/P9A/P9B hacia la zona radiante del horno F-2 el cual lo calienta hasta 730° F (según se produzca residual o asfalto), para luego ser enviado con las bombas P19/P19A hacia la Unidad de Destilación al Vacío, donde se obtiene Nafta de

Vacío, Gasóleo Liviano, Gasóleo pesado y Fondos de Vacío (Residual o Asfalto).

3.6.2 Columna de Destilación Primaria

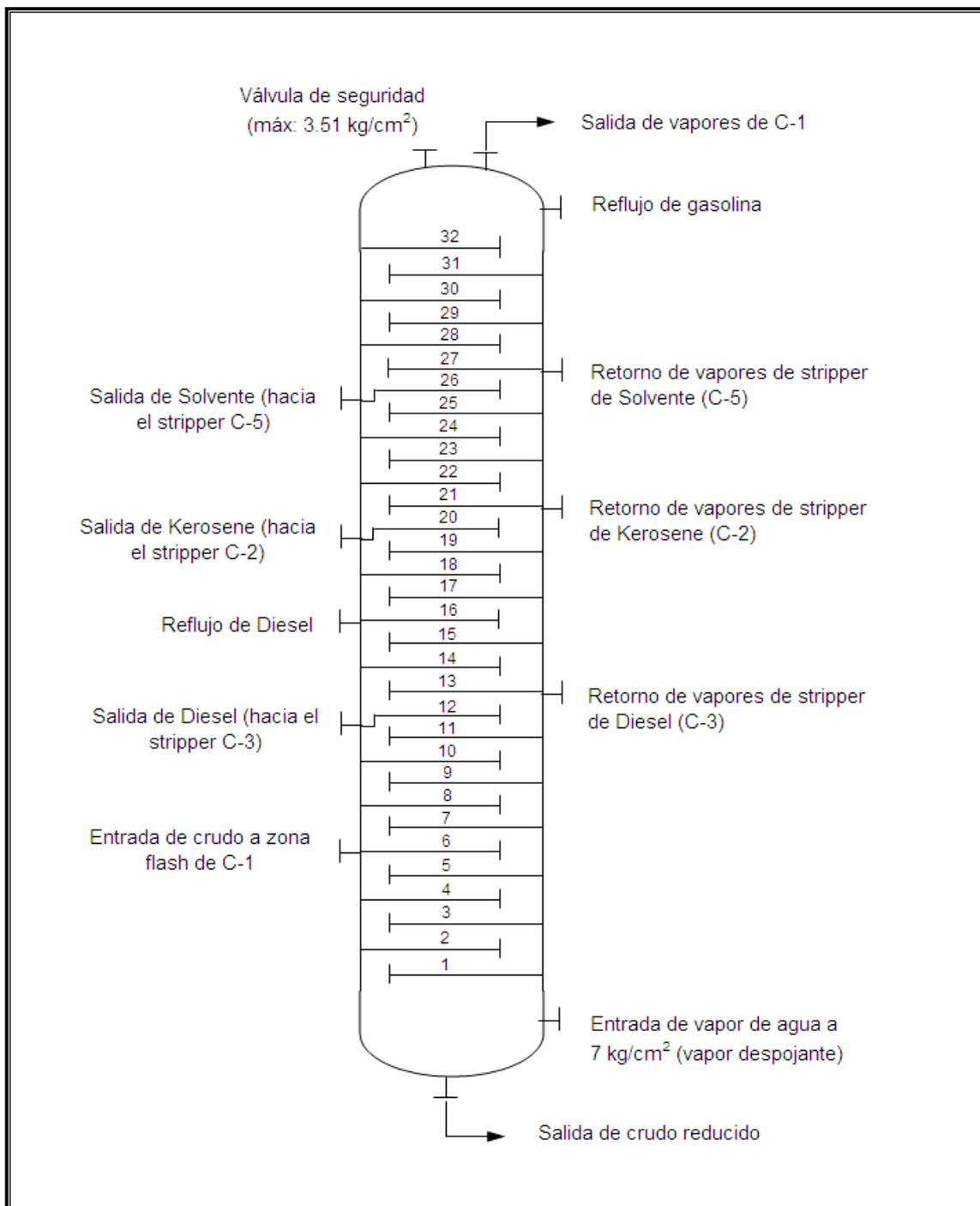
El crudo que sale del horno F-1 parcialmente vaporizado ingresa a la zona de vaporización o flash, localizada entre los platos 5 y 6 de la columna fraccionadora. En este punto los componentes ligeros ascenderán como vapores en contracorriente con el reflujo interno y externo, manteniéndose el equilibrio Vapor-Líquido en cada plato de la columna, de tal manera que el vapor que sale de cada plato es más rico en componentes ligeros que el vapor que entra; lográndose así que los vapores se enriquezcan de componentes livianos conforme asciende a los platos superiores. De manera similar, el líquido se va enriqueciendo en componentes pesados conforme desciende a los platos inferiores de la columna. Ver detalles de Extracción de productos de la Columna de destilación atmosférica en la tabla N° 3.6.

Tabla N° 3.6: Resumen de la columna de destilación atmosférica C-1

Extracción	Salida de columna C-1	Entrada a columna C-1
Vapores de Gasolina	Tope	
Reflujo de Gasolina		Plato 32
Balance agotador Solvente		Plato 26/27
Solvente	Plato 26	
Balance agotador Kerosene		Plato 20/21
Kerosene	Plato 20	
Balance agotador Diesel		Plato 12/13
Diesel	Plato 12	
Reflujo de Diesel		Plato 14
Crudo a columna (zona flash)	Plato 5	
Vapor despojante a C-1	Fondo (lateral)	
Fondos fraccionadora	Fondo	

Fuente: Petróleos del Perú - Refinería Conchán

Figura N° 3.7: Entradas y salidas de flujos de la Columna C-1 de OPC.



Fuente: Petróleos del Perú - Refinería Conchán

CAPITULO IV

FRACCIONAMIENTO DEL MDBS

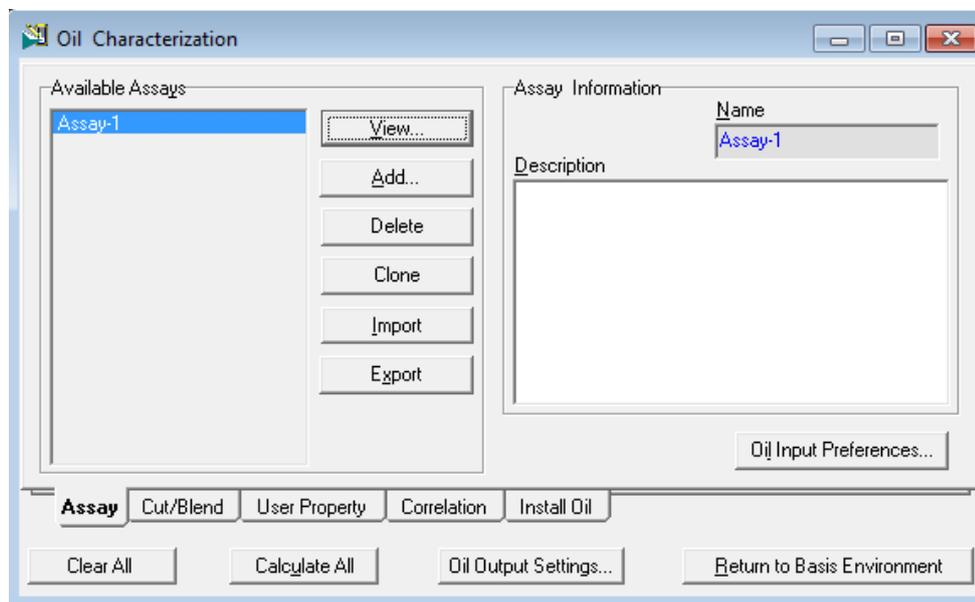
4.1 Caracterización del MDBS

En la simulación del Proceso de Fraccionamiento del MDBS se necesita la caracterización del producto a procesar, en este caso se utiliza la destilación ASTM D-86, la viscosidad cinemática y la gravedad API del MDBS.

La simulación se realiza utilizando el paquete termodinámico de Peng-Robinson, ecuación cúbica de estado muy empleada en el cálculo de propiedades termodinámicas o el equilibrio líquido - vapor, por adecuarse muy bien a sistemas con sustancias no polares como son los hidrocarburos. Se caracteriza el MDBS introduciendo sus valores promedios obtenidos (Tabla Propiedades del MDBS), agregando un Assay en el entorno de trabajo, tal como se muestra el Figura N° 4.1.

La Tabla N° 4.1 resume los datos utilizados para caracterizar la materia prima que se desea procesar (MDBS).

Figura N° 4.1: Caracterización del MDBS



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Luego de ingresar los valores promedios de la Tabla N° 4.1, el programa de simulación genera pseudo-componentes y la composición de cada uno de ellos en una corriente que se instala en el entorno del proceso, los cuales representan al MDBS y son independientes del flujo, la presión y temperatura en que se encuentre la corriente. Estos pseudo-componentes se muestran en la Figura N° 4.2.

Figura N° 4.2: Composición del MDBS

	Mole Fractions
H2O	0.000000
NBP(0)295*	0.055941
NBP(0)317*	0.187139
NBP(0)342*	0.164748
NBP(0)367*	0.137126
NBP(0)391*	0.077370
NBP(0)419*	0.059547
NBP(0)444*	0.066639
NBP(0)469*	0.062887
NBP(0)494*	0.059375
NBP(0)518*	0.057481
NBP(0)543*	0.020329
NBP(0)570*	0.017025
NBP(0)595*	0.017220
NBP(0)620*	0.017173
Total	1.00000

Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

4.2 Productos obtenidos del fraccionamiento

La destilación ASTM D86 del MDBS realizada en Refinería Conchán tuvo por objetivo conocer el rendimiento de Turbo en el producto.

Se realizaron pruebas tomando los volúmenes recuperados de la destilación del MDBS y sometidos nuevamente a otras destilaciones a fin de conocer el porcentaje de volumen recuperado que cumpla con las especificaciones de Turbo A-1.

Los resultados se muestran en la Tabla N° 4.2:

Tabla N° 4.1: Propiedades del MDBS

PROPIEDADES	02.01.2010	14.01.2010	12.02.2010	22.02.2010	16.03.2010	30.03.2010	26.04.2010	10.05.2010	PROM.
Gravedad API @ 15.5 °C	48.7	48.8	48.9	48.8	48.7	48.8	48.8	48.9	48.8
Gravedad Específica a 15.5°/15.5 °C	0.7852	0.7848	0.7844	0.7848	0.7852	0.7848	0.7848	0.7844	0.78
Punto de Inflamación, ° C	52.5	52.5	52	52	52	52	53	53	52.38
Destilación, a 760 mmHg, °C									
Punto Inicial de Ebullición	165.0	163.1	163.3	163.6	164.5	164.6	164.3	162.8	163.9
5% Vol. Recuperado	173.2	170.5	171.5	171.2	173.2	172.7	173.2	172.8	172.2
10% Vol. Recuperado	174.9	172.7	172.5	173.1	174.8	174.1	174.7	173.6	173.8
20% Vol. Recuperado	180.2	177.1	176.9	177.4	180.3	179.7	181	177.7	178.7
50% Vol. Recuperado	199.5	196.8	195.6	196.6	199	199	200	195.8	197.7
90% Vol. Recuperado	265.8	269.8	264.9	268.7	264.1	264.2	262.7	263.4	265.4
95% Vol. Recuperado	290.7	298.6	289.2	299.3	288.6	290.1	285.4	286.2	291.0
Punto Final de Ebullición	314.6	315.7	315.7	314.7	313.2	315.1	311.8	314	314.3
Azufre Total, ppm	46.3	56.3	52.0	44.0	35.0	39.0	38.0	20.0	41.3
Viscosidad Cinemática a 40°C, cSt	1.37	1.34	1.32	1.32	1.33	1.34	1.33	1.35	1.34

Fuente: Petróleos del Perú - Refinería Conchán

Tabla N° 4.2: Resultados de ensayos del MDBS

ENSAYOS	ENSAYOS				ESPECIF.	
	100% MDBS	90% Vol. Recup.	62.5% Vol. Recup.	50% Vol. Recup.	Mín.	Max.
Gravedad API	47					
Destilación ASTM D86, °C						
P.I.E	165	164	162	157		
5%	176	174	171	165		
10%	178	176	173	167		205
20%	182	180	177	170		
50%	202	197	188	179		
90%	271	248	233	215		
95%	294	266	248	231		
P.F.E	309	287	273	255		300
Punto de Congelamiento, °C	-19	-36	-39	-62		-47
Índice de Separación al agua	51		89	99	85	

Fuente: Petróleos del Perú - PETROPERÚ S.A.

De la tabla anterior, la destilación del 50% de volumen recuperado posee características de Turbo A-1 dentro de las especificaciones, lo cual indica el rendimiento de Turbo en el MDBS.

Los productos obtenidos del fraccionamiento fueron Turbo y Diesel.

4.3 Procedimiento de ingreso de datos al simulador

El programa elegido es el Software de Procesos Químicos *Aspen One Hysys 7.1* de la compañía *Aspen Tech* (empresa dedicada a soluciones para la optimización de los procesos durante más de 25 años) que es una herramienta de modelado de procesos para aplicaciones de ingeniería como el diseño conceptual, la optimización, planificación empresarial, refinado de petróleo, producción y procesamiento de gas natural.

En el Anexo N° XII se realiza una descripción del procedimiento para ingresar la información que se requiere en nuestras simulaciones.

4.4 Análisis de los resultados de la simulación

4.4.1 Validación del simulador

La validación del simulador se realiza ingresando información del MDBS y usando en el simulador, una columna de destilación y demás equipos que tienen las mismas características de los equipos que funcionan en la Refinería Conchán. Luego se compara los resultados de la simulación con los datos de las corridas de MDBS practicadas en la mencionada refinería.

Si los resultados de la simulación y los de la corrida en planta coinciden en un 85% (error 15%), podremos considerar que el simulador se ajusta a cualquier cambio que se pueda realizar para obtener un producto determinado o en su defecto, para optimizar una producción determinada.

Los datos de la corrida en planta se muestran en la Tabla N° 4.3.

Tabla N° 4.3: Datos de las corridas en la Refinería Conchán realizadas al MDBS

	Corte 1	Corte 2	Corte 3	Corte 4	Fondos	Turbo A-1
API	53.6	52.0	50.9	49.2	45.5	50.7
Punto de inflamación, °C	36.0	46.5	52.0	56.5	64.0	43.5
P.I.E.	146.1	161.9	168.4	172.6	179.1	156.5
10 % Vol. Rec.	154.1	168.5	176.4	181.5	190.8	166.0
50 % Vol. Rec.	160.5	175.2	186.9	200.2		
90 % Vol. Rec.	171.0	186.9	203.8	224.6	293.4	207.0
P.F.E.	185.9	198.4	219.6	238.4	334.8	234.1
Viscosidad @ 40 °C, cSt	0.8	1.0	1.1	1.3	1.8	
Punto de Congelamiento, °C						-58.6
Flujo, bbl/d	2118.0	709.4	1209.8	822.5	5250.4	4859.7

Fuente: Petróleos del Perú - PETROPERÚ S.A.

La corriente de Turbo A-1 es la mezcla de los cortes 1, 2, 3, 4.

4.4.2 Diagrama del proceso de fraccionamiento

Las condiciones de operación y los datos de rendimientos de los productos de destilación se tomaron de acuerdo a la corrida del MDBS realizado en la columna C-1 de la Refinería Conchán.

Las condiciones de operación más importantes para la simulación son:

Presión de ingreso a la Columna C-1:	23 psig
Temperatura de ingreso a la Columna C-1:	243°C
Presión de tope de la Columna C-1:	5 psig
Relación de Reflujo de tope:	1.1

En la figura del Anexo N° XI se muestra el diagrama de flujo de la Refinería Conchán, la misma que se ha utilizado para realizar la simulación. El diagrama de proceso incluye equipos principales como: intercambiadores de calor de casco y tubos, aerofriadores, bombas, acumulador y un horno de proceso.

En la figura N° 4.3 se muestra el diagrama de flujo de la Refinería Conchán dibujado en el simulador de procesos.

En la corrida del MDBS realizada en la columna C-1 de la Refinería Conchán se obtuvo productos tales como Solvente N° 3, Turbo A1 y Diesel N° 2. Para tal caso, en la mencionada refinería, existen dos tipos de operación:

Operación Solvente

Proceso en el cual se obtienen tres productos: el Solvente N° 3 conformado únicamente por el corte 2, el Turbo A-1 conformado por la mezcla del corte 1 y corte 3, el Diesel conformado por los fondos.

Operación Turbo

Proceso en el cual se obtienen dos productos: El Turbo A-1 conformado por la mezcla de los cortes 1, 2 y 3, Diesel conformado por los fondos.

La operación más conveniente es la segunda, debido a la actual creciente demanda de turbo A-1.

La comparación de los resultados de la simulación versus la corrida real del MDBS realizado en la columna C-1 de la Refinería Conchán a Operación Solvente se muestra en la Tabla N° 4.4. Mientras que los resultados a Operación Turbo se muestra en la Tabla N° 4.5.

En cada una de las simulaciones comparadas con las corridas desarrolladas en la Refinería Conchán, se puede notar que existe un error por debajo del 10% en las condiciones de operación así como en características de los productos, por lo que de esta manera, estaría quedando validado el simulador.

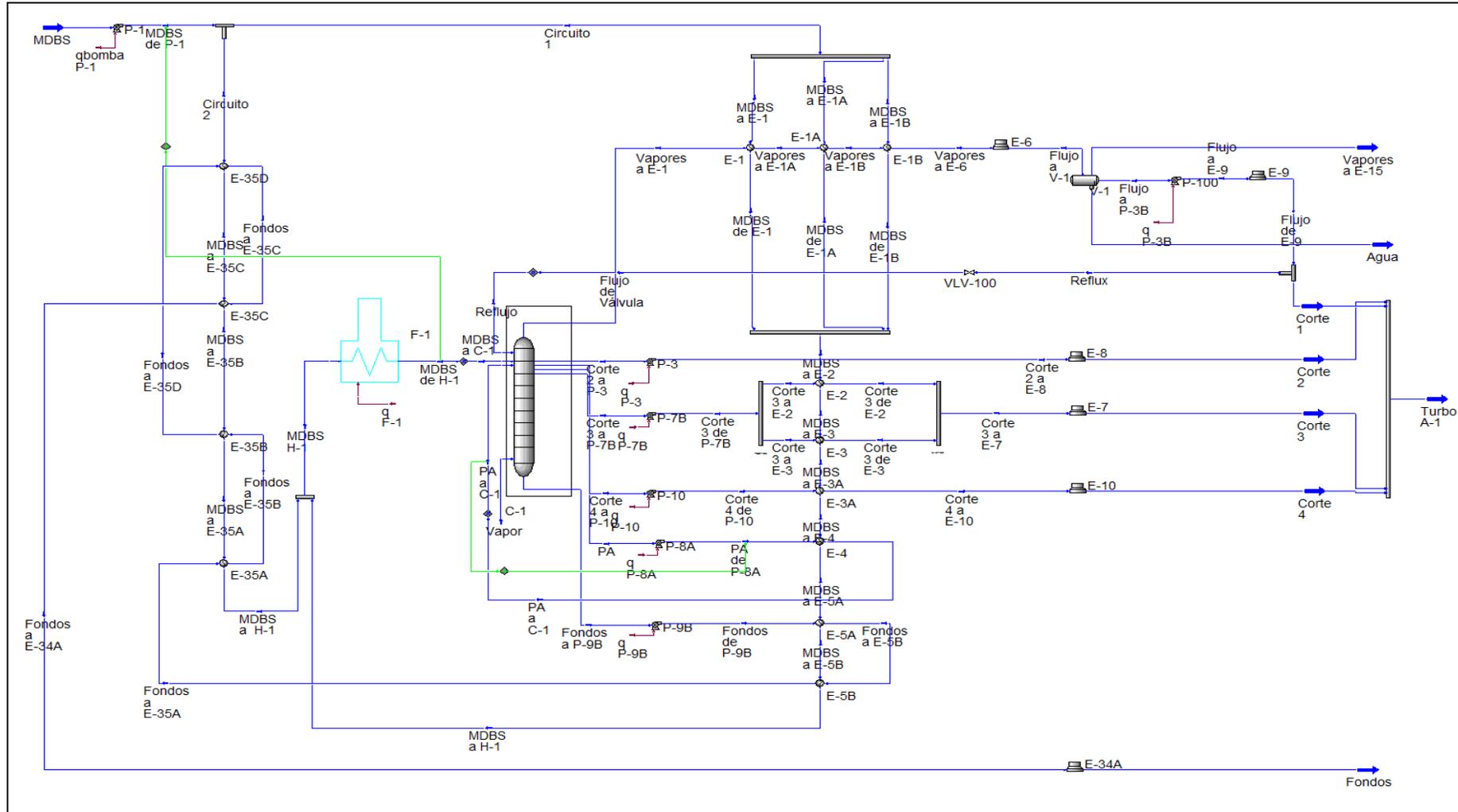
4.5 Simulación de la Planta

Inicialmente se obtiene un promedio de las cargas procesadas en Operaciones Conchán por día calendario en la última década, tal como se muestra en la Figura N° 4.4.

De la mencionada figura, se puede observar picos de carga que van desde 7,382 MBDC hasta 10,457 MBDC con un promedio de 8,5 MBDC.

A partir de esta carga promedio se inicia el proceso de simulación para la mezcla crudo y MDBS. Es decir a los 8,5 MBDC de crudo se le adiciona un porcentaje determinado de MDBS, hasta conseguir un óptimo en la calidad y cantidad de los productos.

FIGURA N° 4.3: Diagrama de Flujo del Fraccionamiento de MDBS en la Columna C-1



Fuente: Simulador de Procesos Hysys Aspen One

Tabla N° 4.4: Comparación Simulación versus Corrida Real de MDDBS en Refinería Conchán - Operación Solvente N° 3 - Carga: 10.44 MBDC.

	Corte 1			Corte 2			Corte 3			Corte 4			Fondos			Turbo A-1		
	Real	Simulado	% error	Real	Simulado	% error	Real	Simulado	% error									
Gravedad API	53.55	55.29	-3.25	52	53.16	-2.23	50.63	51.52	-1.76	48.73	48.99	-0.53	45.5	45.75	-0.55	51.6	52.76	-2.25
Punto de inflamación, °C	34.67	37.97	-9.52	46	48.49	-5.41	51.83	52.01	-0.35	58.67	59.55	-1.50	63.1	63.62	-0.82	41.3	45.02	-9.01
Punto Inicial de Ebullición.	147.7	148.64	-0.64	162.2	157.95	2.62	169.20	163.45	3.40	173.30	169.7	2.08	181.2	175.72	3.02	155.5	156.04	-0.35
10 % Vol. Recuperado	155.2	153.45	1.13	169.2	167.95	0.74	176.90	172.93	2.24	183.30	183.84	-0.29	192.4	189.87	1.31	164.9	163.12	1.08
50 % Vol. Recuperado	160.6	163.57	-1.85	176.5	179.32	-1.60	188.00	188.85	-0.45	208.40	213.01	-2.21	231	237.24	-2.70	177.8	176.24	0.88
90 % Vol. Recuperado	170.8	178.35	-4.42	188	195.56	-4.02	205.00	218.1	-6.39	240.60	243.44	-1.18	292.2	308.29	-5.51	208.5	217.08	-4.12
Punto Final de Ebullición.	183.5	185.65	-1.17	200	211.88	-5.94	219.90	238.72	-8.56	261.30	261.33	-0.01	334	373.6	11.86	236.4	251.02	-6.18
Viscosidad @ 40 °C, cSt	0.85	0.7	17.65		0.95			1.07		1.39	1.31	5.76	1.9	1.78	6.32		0.91	
Flujo, bbl/d	2150	2130	0.93	770	750.4	2.55	1510.00	1509.8	0.01	970.00	964.8	0.54	5040	5079.8	-0.79	4860	4604.6	5.26

Fuente: Simulador de Procesos Hysys Aspen One.

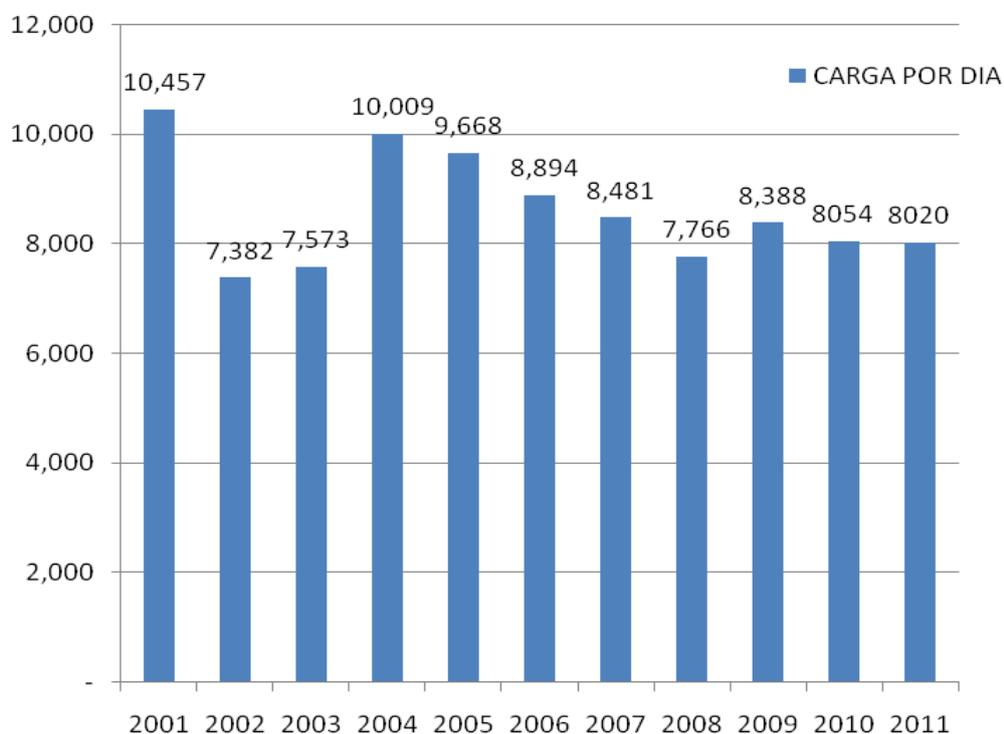
Tabla N° 4.5: Comparación Simulación versus Corrida Real de MDBS en Refinería Conchán - Operación Turbo - Carga: 10.11 MBDC.

	Corte 1			Corte 2			Corte 3			Corte 4			Fondos			Turbo A-1		
	Real	Simulado	% error	Real	Simulado	% error	Real	Simulado	% error									
Gravedad API	53.6	55.29	-3.15	52.05	53.16	-2.13	50.90	51.52	-1.22	49.25	48.99	0.53	45.5	45.75	-0.55	50.7	52.76	-4.06
Punto de inflamación, °C	36	37.97	-5.47	46.5	48.49	-4.28	52.00	52.01	-0.02	56.50	59.55	-5.40	64	63.62	0.59	43.5	45.02	-3.49
Punto Inicial de Ebullición.	146.1	148.64	-1.74	161.9	157.95	2.44	168.40	163.45	2.94	172.60	169.7	1.68	179.1	175.72	1.89	156.5	156.04	0.29
10 % Vol. Recuperado	154.1	153.45	0.42	168.5	167.95	0.33	176.40	172.93	1.97	181.50	183.84	-1.29	190.8	189.87	0.49	166	163.12	1.73
50 % Vol. Recuperado	160.5	163.57	-1.91	175.2	179.32	-2.35	186.90	188.85	-1.04	200.20	213.01	-6.40		237.24			176.24	
90 % Vol. Recuperado	171	178.35	-4.30	186.9	195.56	-4.63	203.80	218.1	-7.02	224.60	243.44	-8.39	293.4	308.29	-5.07	207	217.08	-4.87
Punto Final de Ebullición.	185.9	185.65	0.13	198.4	211.88	-6.79	219.60	238.72	-8.71	239.40	261.33	-9.16	334.8	373.6	11.59	234.1	251.02	-7.23
Viscosidad @ 40 °C, cSt	0.86	0.7	18.60	1	0.95	5.00	1.13	1.07	5.31	1.33	1.31	1.50	1.8	1.78	1.11		0.91	
Flujo, bbl/d	2120	2219	3.3	710	720	1.4	1210.00	1164	3.8	820.00	835.2	3.8	5250	5613	6.91	4860	4497.1	7.47

Fuente: Simulador de Procesos Hysys Aspen One

Figura N° 4.4: Carga Promedio por año de Crudo Procesado en Refinería Conchán

Carga de Crudo Procesado en MBDC



Fuente: Petróleos del Perú - Refinería Conchán

4.5.1 Datos del crudo

A continuación se describe las propiedades del crudo que hemos usado para nuestra simulación. En este caso, se trata del Crudo Loreto.

4.5.1.1 Curva ASTM y ppm de Azufre

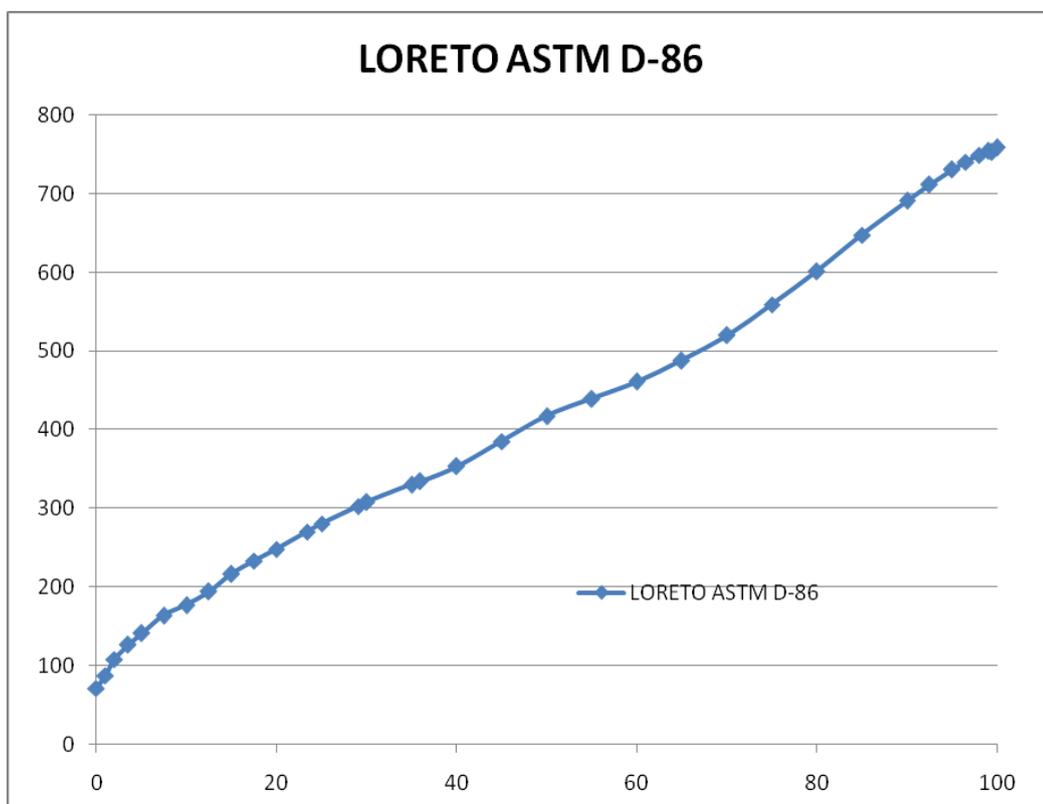
Tabla N° 4.6: Curva de destilación ASTM y el porcentaje de azufre en el crudo Loreto

Crudo Loreto					
% Volumen	ASTM D-86 (°C)	Azufre ppm	% Volumen	ASTM D-86 (°C)	Azufre ppm
0	70.9657079	0	40	353.17483	---
1	87.499715	---	45	385.031501	21877
2	107.881478	---	50	417.238563	---
3.5	126.610786	---	55	439.374883	---
5	141.193508	50	60	460.879512	---

Crudo Loreto					
% Volumen	ASTM D-86 (°C)	Azufre ppm	% Volumen	ASTM D-86 (°C)	Azufre ppm
7.5	163.622837	---	65	488.041559	---
10	176.882501	100	70	520.322151	---
12.5	194.248346	560	75	558.914342	---
15	216.733985	2307	80	601.560307	---
17.5	233.446301	---	85	647.673907	---
20	248.341033	---	90	691.233694	---
23.4	270.00203	3830	92.5	711.623774	---
25	280.195441	---	95	730.590086	---
29.07	302.890379	10470	96.5	740.703035	---
30	308.076201	---	98	749.611269	---
35	330.233916	---	99.44	752.808084	36790
35.92	334.455044	19390	100	759.254893	---

Fuente: Petróleos del Perú - Reporte 28 Mayo 2010

Figura N° 4.5: Curva ASTM D-86 (Crudo Loreto)



% Volumen de destilado vs. Temperatura (°C)

4.5.1.2 Propiedades del Crudo Loreto

Tabla N° 4.7: Propiedades del Crudo Loreto

Propiedad	Unidad	Valor
Gravedad	API	18.6
Azufre	Wt %	1.33
ASTM @ 10%	°C	177
ASTM @ 50%	°C	418
ASTM @ 90%	°C	692
Viscosidad @ 100°F	Centistokes	245.9
Viscosidad @ 210°F	Centistokes	17.76
Nitrógeno Total	ppm	3069
Mercaptano	ppm	14
Carbón Residual	Wt %	13.2
C1 - Metano	Vol %	0.01
C2 - Etano	Vol %	0.01
C3 - Propano	Vol %	0.05
iC4 - Isobutano	Vol %	0.07
nC4 - Normal Butano	Vol %	0.2
Contenido de Hierro	ppm	20.3
Contenido de Níquel	ppm	89.9
Contenido de Vanadio	ppm	213.6
Contenido de Cobre	ppm	0.1

Fuente: Petróleos del Perú-Reporte 28 Mayo 2010

4.5.2 Desempeño operativo de la Columna Fraccionadora

Para efectos de nuestra simulación, las condiciones de operación de la columna de destilación de la Refinería Conchán deben quedar fijadas, las mismas que se indican en las siguientes tablas.

Tabla N° 4.8: Condiciones de operación de la columna

Variable	Operación: Solvente	
	Temperatura (°F)	Presión (psig)
Acumulador V-2	variable	3.1
Acumulador V-1	variable	5.7
Tope	variable	12.3
Reflujo de Diesel	100 galones/minuto	
Vapor fondo de la (C1)	400 lb/hr	
Vapor a Stripper de Solvente (C5)	250 lb/hr	
Vapor a Stripper de Kerosene (C2)	60 lb/hr	
Vapor a Stripper de Diesel (C3)	22 lb/hr	

Fuente: Elaboración Propia. Teniendo en cuenta condiciones operativas de equipos de OPC.

4.6 Resultados de la simulación

Se realizaron simulaciones con diferentes porcentajes en volumen de MDBS respecto a una carga fija de Crudo Loreto de 8,5 MBPD (Carga Promedio por año de Crudo Procesado en Refinería Conchán - Figura N° 4.3).

Se obtuvieron 13 simulaciones (se fue incrementando la carga de MDBS hasta llegar al 12% respecto de la carga inicial de crudo) hasta llegar al porcentaje Máximo de Inundación (85%) recomendado por UOP y el **Simulador Hysys Aspen One 7.1**; criterio que se tomó en cuenta para fijar la carga Crudo Mezcla según condiciones de diseño para nuestra Columna.

A medida que aumenta el porcentaje (%) de MDBS en la Mezcla, la producción de incondensables disminuye; hasta un ligero aumento de los mismos al 12 % (de MDBS en el Crudo).

La producción de gasolina aumenta hasta 840 barriles, presentando aumento en su Gravedad API; así como también mejora en el Número de Octano Research de la misma (aumento del número de octano research).

De la misma forma se observa aumento en la producción de Solvente N° 3 en más de 3 veces (3.66 veces) del valor inicial (100% Crudo Loreto); con un incremento en su punto de inflamación.

La producción de Kerosene aumenta en casi 2 veces su valor inicial (con 100% Crudo Loreto), con incremento en su punto de inflamación.

La producción de Diesel se encuentra afectada (de manera positiva), incrementándose en 200 barriles, con incremento en su punto de inflamación.

Mientras la producción de Crudo Reducido sufre decremento en 168 barriles disminuyendo su viscosidad.

Cabe resaltar que las calidades de los productos se mantuvieron en especificación.

De igual forma el porcentaje de vaporizado en la carga presentó aumento haciéndose más ligera (de 18.5 a 21.4 API), pasando de ser un Crudo PESADO a un Crudo INTERMEDIO.

Asimismo el Duty del Horno y de los Intercambiadores de Calor aumentó en 3 MMBTU.

El porcentaje (%) máximo de inundación de la columna para un 12% de MDBS en el Crudo supera el máximo de 85% recomendado.

Los resultados de estos escenarios se muestran en la Tabla 4.9 y se detallan gráficamente en los Anexos N° XIII y XIV (Rendimiento de Productos según porcentaje de MDBS y Calidad de Productos según porcentaje de MDBS). Asimismo los Anexos N° VIII al XXI, muestran comparaciones de los resultados de la Simulación entre Crudo al 100% y la Mezcla con MDBS al 12% (Condiciones Optimas para el Procesamiento de esta mezcla).

Tabla N° 4.9: Data Ingresada al Simulador y Resultados de la Simulación para la Mezcla Crudo Loreto y MDBS

	ESC.1	ESC.2	ESC.3	ESC.4	ESC.5	ESC.6	ESC.7	ESC.8	ESC.9	ESC.10	ESC.11	ESC.12	ESC.13
Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Carga @ Std. Cond., bbl/d	8500	8585	8670	8755	8859	8925	9047	9095	9244	9265	9449	9435	9660
Temperatura entrada C-1, °F	650	650	650	650	650	650	650	650	650	650	650	650	650
Presión Tope C-1, psig	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3	12.3
Diámetro de la Columna, m	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5
Número de platos C-1	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32
Espaciamiento de platos, m	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609	0.609
Plato de Alimentación	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Reflujo de Diesel @ Std. Cond.glnes/mt.	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
Reflujo de Gasolina @ Std. Cond bles/d	1380	1460	1657	1778	1935	2024	2221	2340	2525	2679	2846	2998	3180
Flujo de vapor, lb/h a C-1	400	400	400	400	400	400	400	400	400	400	400	400	400
Temperatura de Tope, °F	281.3	281.4	281.5	282	282.7	282.9	283	283.1	283.3	283.4	283.6	283.8	283.9
Temperatura de Fondos, °C	618.12	619.20	620.31	620.80	621.00	621.88	622.80	623.3	623.66	623.88	623.97	624.44	625.8
Máximo % Inundación *	62.62	63.1	65.8	67.5	69.78	70.9	73.88	75.8	79.25	81.2	83.62	85.61	88.16
Máximo Weir Load, USGPM/ft **	61.60	59.5	58.67	58.61	58.59	58.62	58.49	57.99	56.8	57.2	58.11	59.1	59.48
Gasolina													
Gravedad, API @ 15.6 C	56.01	56.20	56.26	56.28	56.33	56.41	56.48	56.52	56.62	56.68	56.72	56.80	56.82
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	830.20	828.99	830.44	833.74	840.20	837.35	840.4	839.84	840.4	841.19	841.00	841.42	841.00
Solvente N° 3													
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	150	175	180	198	225	268	300	346	365	390	450	498	550
Punto de Inflamación, C	44.37	43.88	43.45	43.50	43.65	43.60	43.87	43.98	44.00	44.22	44.35	44.55	44.81
Kerosene													
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	780	797.61	958.00	936.56	1080	1067.43	1190.00	1190.20	1280.00	1304.89	1410.00	1411.49	1520.00
Diesel													
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	1122.00	1124.14	1170.00	1160.47	1190.00	1194.18	1210.00	1225.27	1270	1253.74	1280.00	1279.6	1300.00
Viscosidad @ 50 °C, cSt	5.65	7.2	7.83	7.22	7.46	7.30	7.06	6.56	6.16	6.10	5.89	5.72	5.58
Residual Primario													
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	5608.00	5592.17	5525.00	5548.35	5509.00	5512.35	5493.00	5484.14	5471.00	5463.77	5456.00	5451.19	5440
Viscosidad @ 50 °C, cSt	3055	3130	3236	3254	3287	3299	3341	3398	3406	3444	3460	3488	3518

Fuente: Elaboración Propia. Teniendo en cuenta condiciones operativas de equipos de OPC.

CAPITULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 Conclusiones

- El Simulador de Procesos *Hysys Aspen One V 7.1* permite estimar las propiedades del Crudo - Mezcla; así como también los flujos y calidades de los productos refinados.
- El procesamiento de la mezcla Crudo Loreto y MDBS permite el incremento de destilados medios hasta en un 13.7% más con respecto al Crudo Loreto 100%, manteniendo las mismas condiciones de Operación de la columna C-1.
- Se realizaron 13 corridas (simulaciones) a diferentes condiciones de operación, obteniéndose la máxima carga, 9660 MBD y un rendimiento de Solvente N° 3 de 5.7 %, en el Escenario 13.
- Con la utilización del simulador de Procesos Hysy Aspen One V 7.1, se obtienen los productos en la calidad especificada en las Normas Técnicas Peruanas y en la internacional ASTM, vigentes. La elección de la termodinámica de la simulación es muy importante, debido a que el simulador de procesos calcula las propiedades de las corrientes a partir de los datos introducidos al programa, por lo tanto, un producto mejor caracterizado arrojará componentes con propiedades semejantes a las reales.
- Al mezclar MDBS con Crudo Loreto las calidades de los productos mejoran, así por ejemplo: mejora el número de Octano Research de la gasolina, aumenta el punto de inflamación del solvente N° 3, aumenta el porcentaje de vaporizado de crudo manteniendo la misma temperatura de entrada.

- Al mezclar Crudo y MDDBS, el numero de Reynolds aumenta (la viscosidad mezcla disminuye) por lo tanto se incrementa la transferencia de calor en los intercambiadores.
- El Crudo Loreto, es un Crudo pesado (de 18.6 °API), con bajo porcentaje de destilados medios en comparación con otros crudos procesados en OPC, es por esto que se usó para evaluarlo en mezcla con el MDDBS.
- En el Simulador Hysys Aspen One V 7.1, existe la opción para caracterizar el % de azufre en el Crudo, mediante la data presentada en el presente trabajo; sin embargo debido a posibles problemas en el Software no se puede obtener resultados de esta forma.

5.2 Recomendaciones

- Para reforzar la consistencia de los datos de rendimientos y calidades obtenidos, no obstante a las limitaciones existentes, es conveniente completar la presente evaluación técnica, con una evaluación económica, para considerarlo una alternativa para la carga a las Unidades de Procesos.
- Hacer un estudio con el simulador para la obtención de los porcentajes de Azufre en las fracciones destiladas, lo cual serviría para la evaluación económica.
- Evaluar la mezcla de MDDBS con otros Crudos, según sus propiedades, productos que se deseen obtener y a diferentes condiciones de Operación.
- Operaciones Conchán está próximo a instalar una nueva columna de destilación primaria que permitirá un mejor fraccionamiento y control de la inundación de platos, por lo que se recomienda cumplir con el cronograma establecido para su fabricación e instalación.

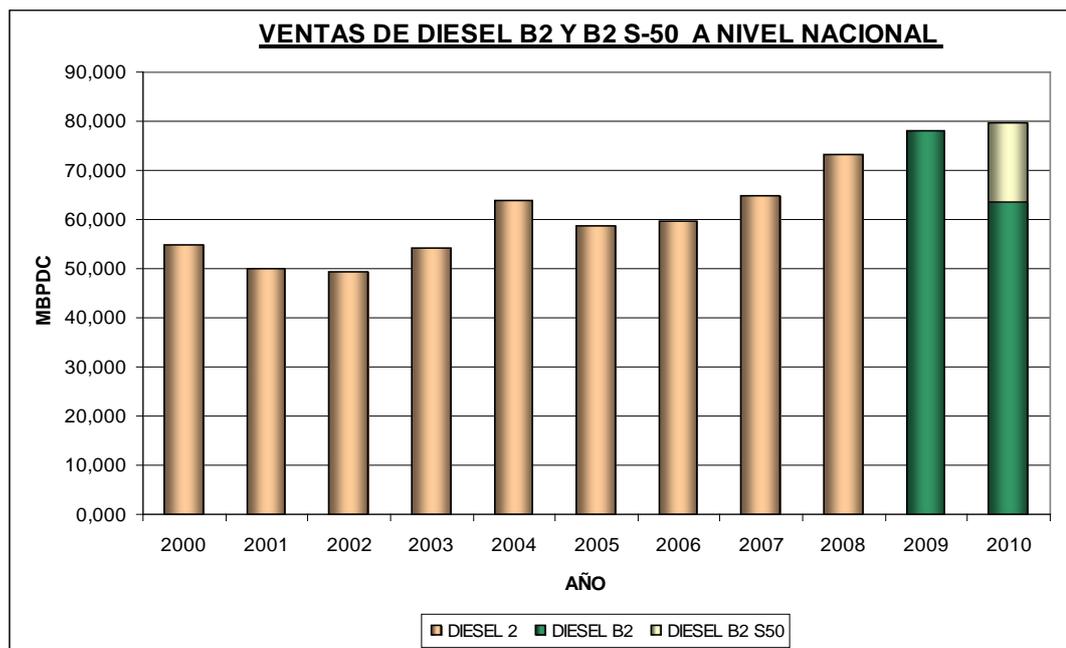
ANEXOS

ANEXO I: Análisis de la Oferta y Demanda nacional de diesel N° 2

Demanda Nacional de Diesel N° 2, Diesel B2 y Diesel B2 S50

Como se evidencia en el gráfico N° I.1 existe una tendencia creciente a la demanda de Diesel B2 y Diesel B2 S50 entre los años 2000 y 2011, debido al crecimiento del país en los sectores productivos, esto a pesar de fuerte ingreso del gas natural tanto en la industria como en el parque automotor desde el año 2004, que detuvo el aumento de la demanda entre los años 2002 y 2003. Además cabe resaltar que hasta el año 2008 se comercializaba Diesel N° 2, luego durante el año 2009 este fue reemplazado por Diesel B2 y desde el 1 de enero de 2010 se comercializa junto con el Diesel B2, el Diesel B2 S50 y desde el 2011 ya se usa Diesel B-5.

Gráfico N° I.1

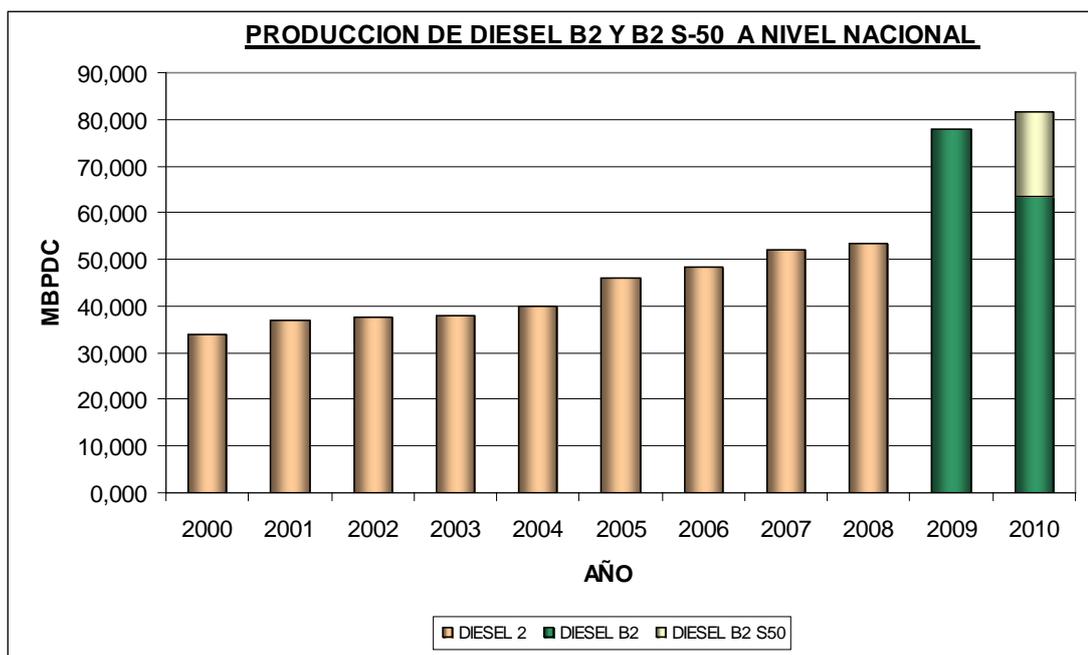


Fuente: Ministerio de Energía y Minas

Oferta Nacional de Diesel.

La producción de diesel en el Perú (gráfico N° I.2), presenta un creciente aumento esto por el inicio de las operaciones de extracción de líquidos de gas natural en Camisea.

Gráfico N° I.2

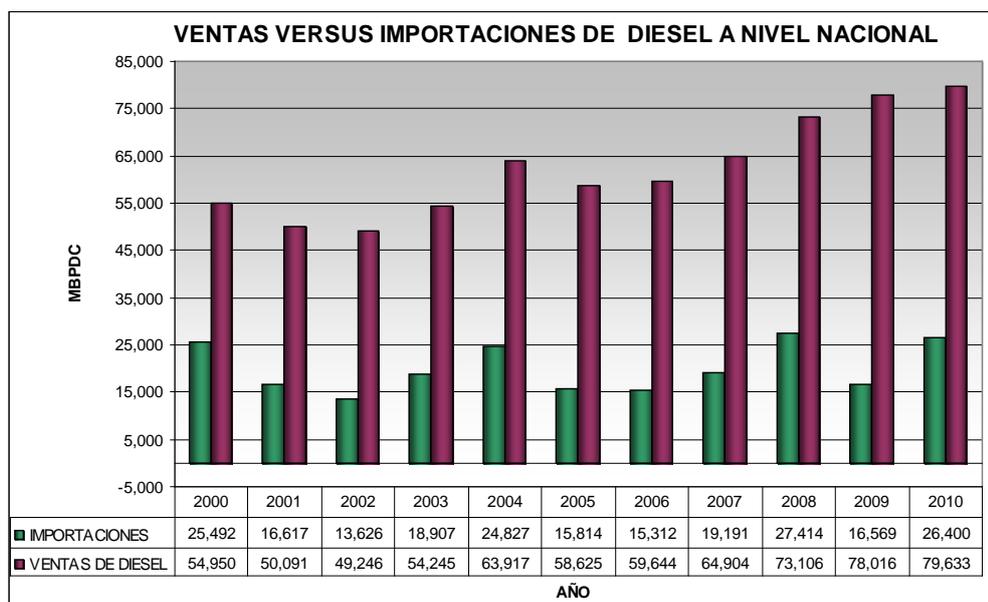


Fuente: Ministerio de Energía y Minas

Importación de Diesel a Nivel Nacional

Como evidencia el gráfico N° I.3, las importaciones de diesel son una fracción importante de las ventas de diesel, esto nos indica el déficit que existe en el país en la producción de Diesel y la dependencia que existe de este producto que tiene que importarse a precio internacional.

Gráfico N° I.3

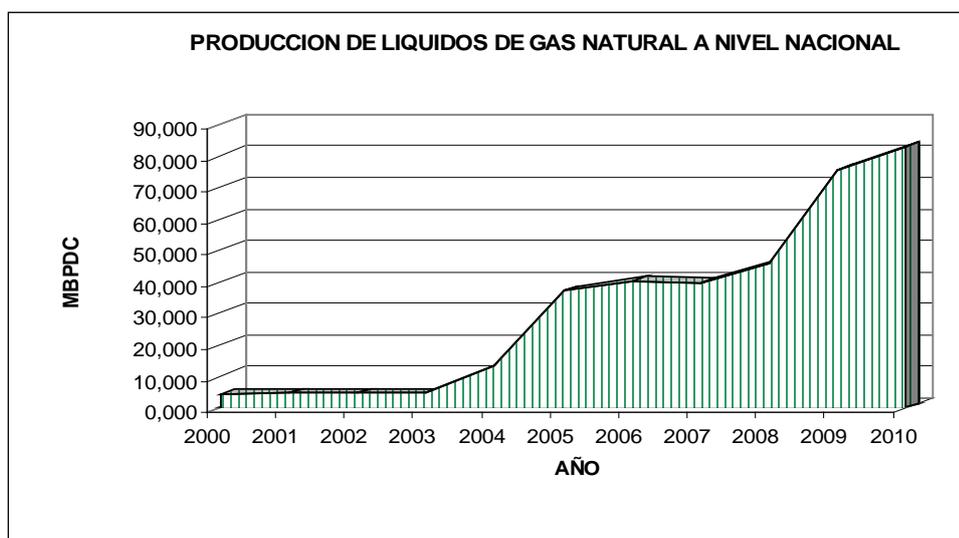


Fuente: Ministerio de Energía y Minas

ANEXO N° II: Producción de líquidos de Gas Natural y Condensados de Gas Natural (MDBS)

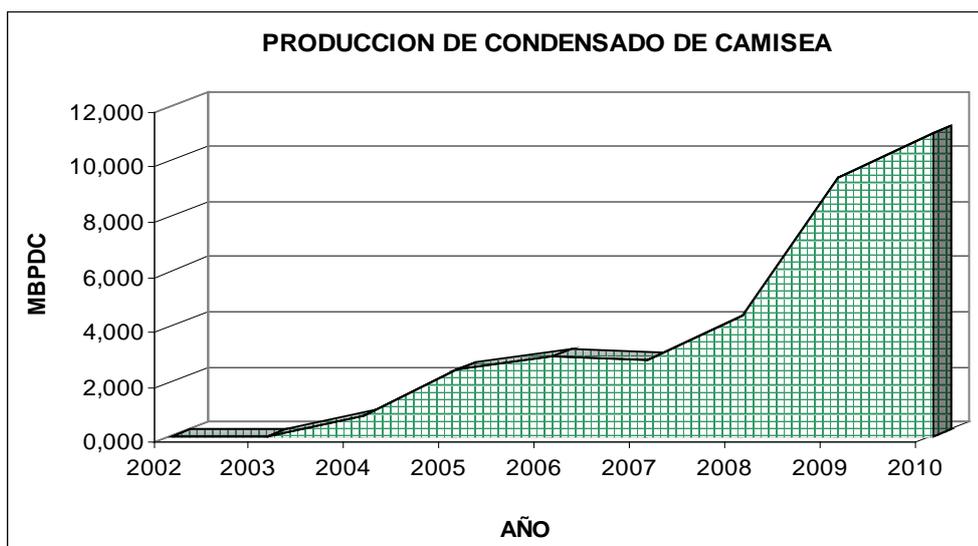
Como se evidencia en los gráficos N° II.1 y N° II.2 la producción de líquidos de Gas Natural y Condensado de Camisea presenta una tendencia al aumento, esto por el inicio de las operaciones en Camisea y en la Planta de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural.

Gráfico N° II.1



Fuente: Ministerio de Energía y Minas

Gráfico N° II.2

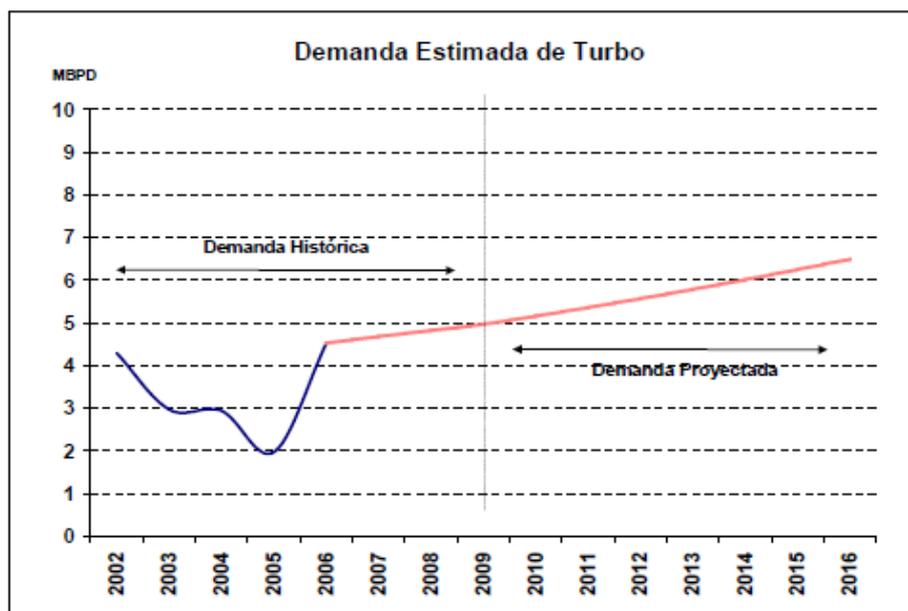


Fuente: Ministerio de Energía y Minas

ANEXO N° III: Demanda proyectada de Turbo A-1

Las demandas proyectadas de Turbo A-1 y Diesel, tienen una tendencia al aumento entre los años 2010 y 2016, esto indica que a pesar del creciente uso del gas natural los destilados medios no se ven afectados.

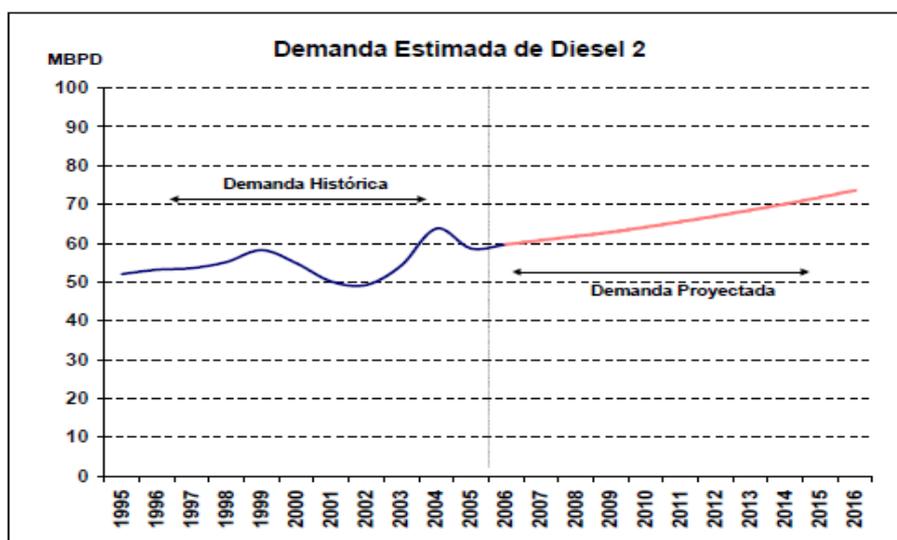
Gráfico N° III.1



Nota: A partir del año 2002 las ventas destinadas a vuelos internacionales se consideran como exportación

Fuente: Ministerio de Energía y Minas

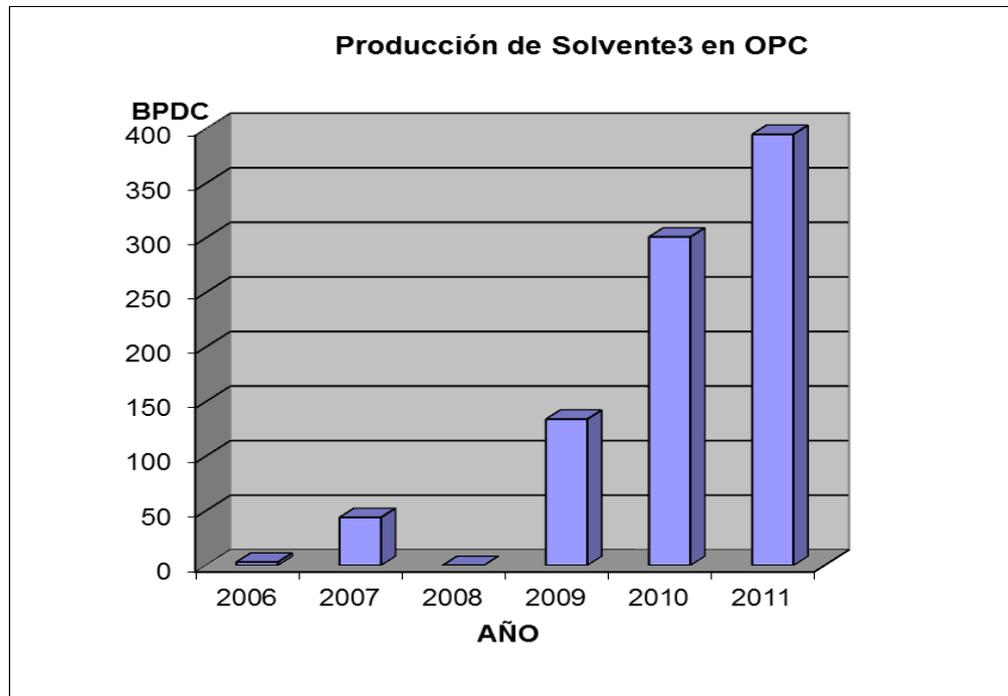
Gráfico N° III.2



Fuente: Ministerio de Energía y Minas

ANEXO N° IV: Demanda de Solvente N° 3

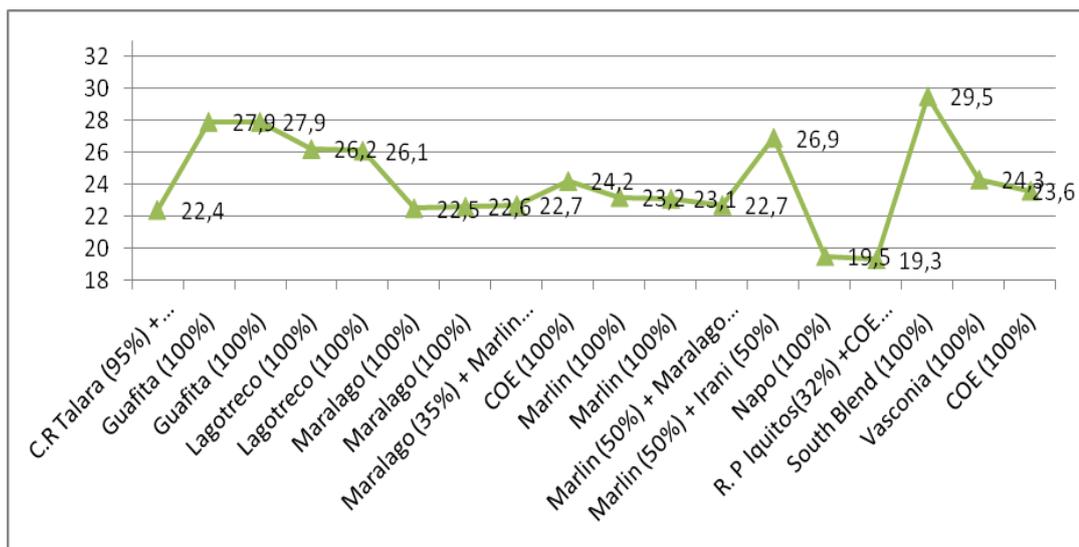
Gráfico N° IV.1: Demanda de Solvente N° 3 en el Tiempo



Fuente: Petróleos del Perú S.A. - Refinería Conchán

ANEXO N° V: Crudos procesados en Refinería Conchán

Gráfico N° V.1: Crudos Procesados en Refinería Conchán (°API vs. Crudos en el tiempo)



Fuente: Petróleos del Perú S.A. - Refinería Conchán

ANEXO N° VI: Condiciones de Operación de los circuitos de precalentamiento en Refinería Conchán

A. Circuito N° 1

El crudo intercambia calor con los productos de la Unidad de Destilación Primaria ingresando secuencialmente por los tubos de los intercambiadores E-1 hasta el E-5B, según se muestra en la Tabla N° VI.1. El crudo gana temperatura desde los 70-110°F, con que se alimenta de los tanques de crudo, hasta aproximadamente los 490°F con que se junta con el circuito N° 2 e ingresa a la zona convectiva del horno F-1.

Tabla N° VI.1: Circuito N° 1 - Intercambiadores de la Unidad de Destilación Primaria C-1

TAG	Tipo de fluido		Lado Tubos(°F)		Lado casco (°F)		N° tubos	N° pasos	Área ft ²	Duty MM BTU/hr
	Casco	Tubos	Ent.	Sal.	ent.	sal.				
E-1	Vapores gasolina	Crudo circ.1	110	150	260	230	128	6	655	3.6
E-1B	Vapores gasolina	Crudo circ.1	110	130	272	240	156	6	817	0.79
E-2	Kerosene	Crudo circ.1	150	165	390	150	6	3	783	0.88
E-3	Kerosene	Crudo circ.1	165	180	380	190	8	4	404	0.49
E-3A	Diesel	Crudo circ.1	180	220	436	429	72	10	368	1.63
E-4	Reflujo Diesel	Crudo circ.1	220	300	560	300	156	10	796	4.73
E-5 A	Crudo Reducido	Crudo circ.1	300	370	620	480	52	2	265	2.66
E-5 B	Crudo Reducido	Crudo circ.1	370	380	480	325	52	2	265	1.5

Fuente: Petróleos del Perú S.A. - Refinería Conchán

B. Circuito N° 2

El segundo circuito de carga consta de un tren de intercambiadores para calentar el crudo con productos de la Unidad de Vacío (principalmente), según se muestra en la tabla N° VI.2.

El crudo se precalienta en el E-1A y E-1B, previos a su intercambio con productos de la Unidad de Vacío. Luego, del E-1B pasa secuencialmente a los E-35D/E-35C, E-33A, E-33B y E-35A/E35-B. Este circuito gana temperatura hasta aprox. 500°F. Luego, se junta con el crudo proveniente del circuito N° 1, antes de ingresar a la zona convectiva del F-1.

Tabla N° VI.2: Circuito N° 2 - Intercambiadores de Destilación al Vacío

TAG	Tipo de fluido		Lado Tubos(°F)		Lado casco (°F)		N° tubos	N° pasos	Área ft ²	Duty MM BTU/hr.
	Casco	Tubos	Ent.	Sal.	Ent.	Sal.				
E-35 C	Fondos UDV	Crudo circ.2	130	241	560	443	240	10	1225	4.70
E-33-A	GOL/Reflujo GOL	Crudo circ.2	241	312	429	374	100	6	511	2.93
E-33-B	GOP/Reflujo GOP	Crudo circ.2	312	414	586	488	100	6	511	4.55
E-35 A	Fondos UDV	Crudo circ.2	414	488	670	587	162	10	830	3.67
E-35 B	Fondos UDV	Crudo circ.2	488	510	587	560	162	10	830	1.13

Fuente: Petróleos del Perú S.A. - Refinería Conchán

**ANEXO N° VII: Condiciones de Operaciones de los Hornos de Refinería
Conchán**

A. Horno de Destilación al Vacío F-1

El horno F-1 quema residual de 220 cSt. (a 50°C), atomizado con vapor de 100 psig. El crudo precalentado en los dos circuitos de intercambio ingresa a la zona convectiva del horno a una temperatura y presión aproximadas de 460°F y 200 psi. e intercambia calor con los gases de chimenea, subiendo su temperatura hasta aprox. 540 - 560°F. Luego pasa a la zona radiante donde incrementa su temperatura hasta aprox. los 650°F, para ingresar por la línea de transferencia a la zona de vaporización de la columna de destilación primaria.

Las características típicas del horno F-1 se muestran en la Tabla N° VII.1.

Tabla N° VII.1: Las características típicas del horno F-1

Tipo	Horno cilíndrico vertical con zona convectiva.
Proceso	
Duty de Diseño	30 MM BTU/hr.
Velocidad másica	200 lb/sec-ft ² (mínimo)
Zona Radiante	
Numero de Tubos	46
Diámetro / Longitud de tubos.	5" Sch 80, 30 ft.
Diametro de cilindro	15 ft.
Material de los tubos	Acero ASTM A-335 P9 (aleación 9 Cr- 1/2 Mo)
Material refractario	Refractario castable, 5" espesor
Zona Convectiva	
Numero de Tubos	46
Diámetro / Longitud de tubos.	5" Sch 80, 14 ft.
Tipo de aletas	Tetonadas.
Material de los tubos	Acero ASTM A-335 P9 (aleación 9 Cr- 1/2 Mo)
Quemadores	
Numero de Quemadores	4
Tipo de quemadores	Quemador Dual de bajo NOx.
Pilotos	4 pilotos de gas, uno para cada quemador.

Agente atomizante.	Vapor saturado de 200 psig.
Tiro	Natural
Combustible	Petróleo Industrial N° 6.
Porcentaje de aire en exceso.	20 – 30 %
Accesorios	
Termocuplas	(02) Tipo K para piel de tubos del horno F-1 (2 tubos)

Fuente: Petróleos del Perú S.A - Refinería Conchán

Asimismo, las condiciones de operación típicas del horno F-1, para una carga de 8.5 MBPD de crudo LORETO, son las siguientes:

Tabla N° VII.2. Las características típicas del horno F-1

Temperatura de entrada zona convectiva:	450-490°F.
Temperatura de salida zona convectiva:	550-560°F.
Temperatura de salida de zona radiante:	610-650°F
Temperatura de piel de tubos zona radiante:	760-915°F
Temperatura de salida de gases de chimenea:	818°F
Presión de Entrada crudo:	202 psig.
Presión de Salida (Crudo a C-1)	30 psig.

Fuente: Petróleos del Perú S.A - Refinería Conchán

B. Horno de Destilación al Vacío F-2

El crudo reducido proveniente de la Unidad de Destilación Primaria ingresa al horno F-2 para incrementar su temperatura desde los 510-545°F hasta 660-720°F, dependiendo del tipo de operación y crudo procesado. Adicionalmente, dentro del horno existen dos serpentines que se emplean para sobrecalentar el vapor saturado obtenido en las calderas. Parte de este vapor se usa en el eyector de vacío y la parte restante es empleada como vapor despojante en la columna UDP/UDV. El combustible usado es residual, que tiene una viscosidad de 220 cSt @ 50°C, el cual es transferido a los hornos F-1 y F-2 mediante la bomba P-111/P-120.

Tabla N° VII.3: Condiciones Típicas de Operación

Temperatura de Entrada	510-545°F
Temperatura de Salida	660-720°F
Temperatura de piel de tubos	1250°F
Presión de Entrada	46 psig.
Presión de Salida	16 psig.

Fuente: Petróleos del Perú S.A - Refinería Conchán

ANEXO N° VIII: Condiciones de operación de los Aeroenfriadores de Refinería Conchán

En la Refinería Conchán, los enfriadores atmosféricos o aeroenfriadores son de tiro forzado y cada uno de ellos es accionado por un motor eléctrico de 50 HP. Están conformados por cabinas con tubos aletados de 1"Ø, 14 BWG dispuestos horizontalmente. La longitud de los tubos es de 20 ft a excepción de los E-13 y E-14 que tienen tubos de 8 ft y 16 ft respectivamente. La distribución actual de aerorefrigerantes y sus características principales se muestran en la tabla N° VIII.1.

Tabla N° VIII.1: Distribución actual de Aerorefrigerantes y sus Principales Características

Item	Producto	Num.Tubos/ cuerpos/pasos	Duty MM BTU/hr	Área ft2	Temperatura ° F	Presión psi	Temperatura Ent/sal(° F)
E-6	Vapores de gasolina (tope C-1)	142 / 1 / 2	5.01	11900	280	50	253/190
E-7	Vapores de gasolina de V-2	54 / 1 / 4	0.63	4533	215	115	190/100
E-8	Solvente	22 / 1 / 4	0.33	1730	415	85	215/100
E-9	Kerosene	74 / 1 / 8	1.10	5830	500	135	260/100
E-10	Diesel	62 / 1 / 6	1.37	5205	305	115	280/120
E-11	Residuales	385 / 2 / 14	1.67	-----	340	135	314/140
E-32	Vapores tope C-6	142 / 1 / 1	1.88	15200	450	60	185/110

E-34	GOL/GOP	164 / 2 / 5	5.71	28200	450	150	290/120
E-13	F/S	102 / 1 / 4	1.20	3440	265	265	240/130
E-14	Residuales	480 / 2 / 5	2.29	----	300	135	274/140
E-15	Gasolina	90 / 1 / 4	1.06	7550	215	50	190/100

Fuente: Petróleos del Perú S.A - Refinería Conchán

ANEXO N° IX: Condiciones de operación de los despojadores (Strippers) de Refinería Conchán

Tabla N° IX.1: Características principales de los despojadores en OPC.

TAG	Producto	N° Platos	Presión Diseño	Temp. Diseño (° F)	Vapor Despoj.	Control de nivel	Diám (pulg.)	Altura (ft)
C-5	Solvente	6	143 psig.	450 °F	100 psig	LC-10	30	20
C-2	Kerosene	6	50 psig.	465 °F	100 psig	LC-3	30	42
C-3	Diesel	6	50 psig.	555 °F	100 psig	LC-2	30	42

Fuente: Petróleos del Perú S.A - Refinería Conchán

ANEXO N° X: Separadores de tope de Refinería Conchán

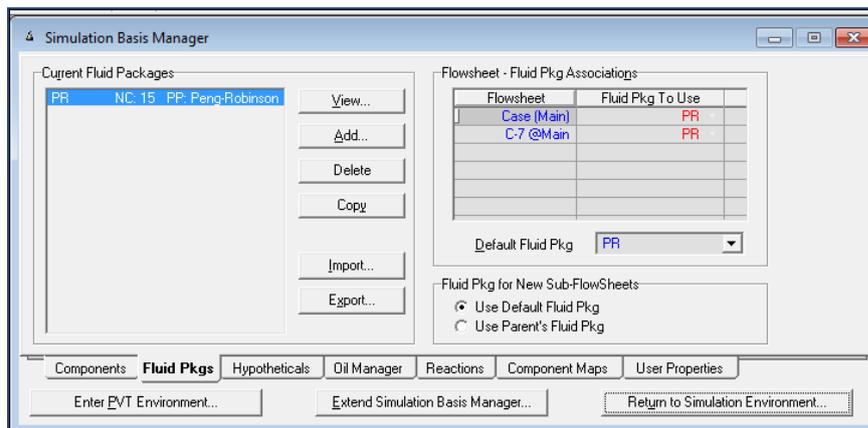
Cada separador cuenta con una “bota” de acumulación de condensado, cuyo nivel es controlado mediante un lazo automático y/o manual; la línea de salida del producto es de 3"Ø, situada a 10" de la base del separador, la cual minimiza el riesgo de enviar agua a la columna.

Parte de la gasolina pesada es transferida como reflujo a la columna UDP, el resto junto con la gasolina liviana, es enviada a su tanque de almacenamiento, mientras que los gases no condensados son derivados a la red de combustión del horno F-1.

ANEXO N° XII: Procedimiento de ingreso de datos al simulador

Primero elegimos la termodinámica a utilizar para nuestros componentes; la termodinámica recomendada es Peng-Robinson elegida en la pestaña “**Fluid Pkgs**” mostrada en la Figura N° XII.1:

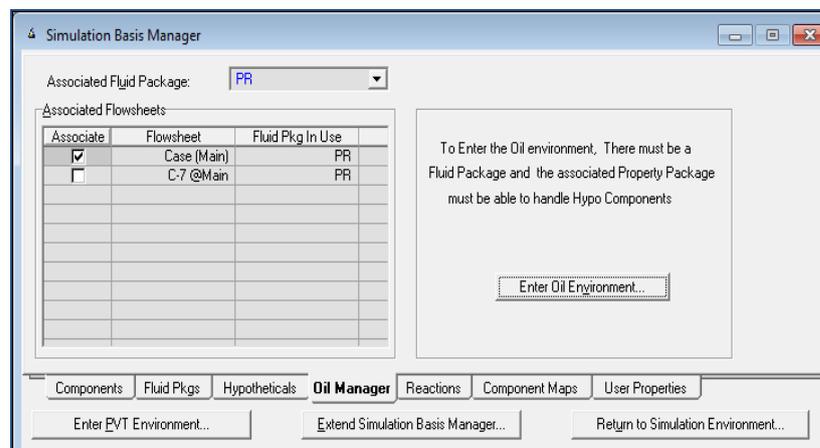
Figura N° XII.1: Especificación de la Termodinámica



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Los datos iniciales a ingresar para caracterizar el MDBS son: la destilación ASTM D-86, viscosidad cinemática y gravedad API ingresados desde la pestaña “**Oil Manager**”.

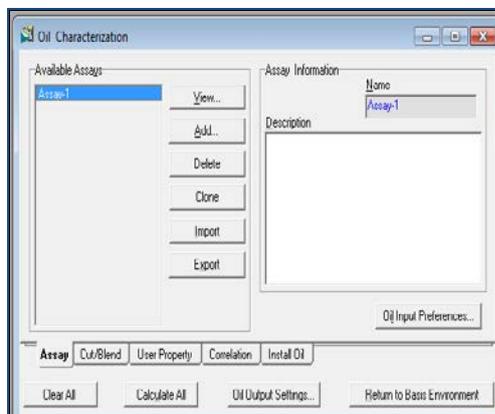
Figura N° XII.2: Especificación de Propiedades del MDBS



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Al ingresar en “Enter Oil Environment” aparece un cuadro donde se debe de agregar el “Assay” del MDBS necesario para caracterizarlo.

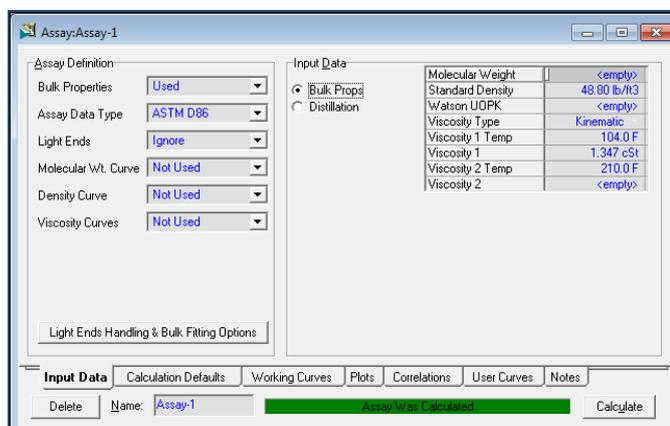
Figura N° XII.3: Ambiente del Petróleo



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

En el Bulk Props se muestran datos como densidad estándar, Factor Watson UOPK y viscosidad; llenamos los datos según nuestra data Assay del crudo y del MBDS.

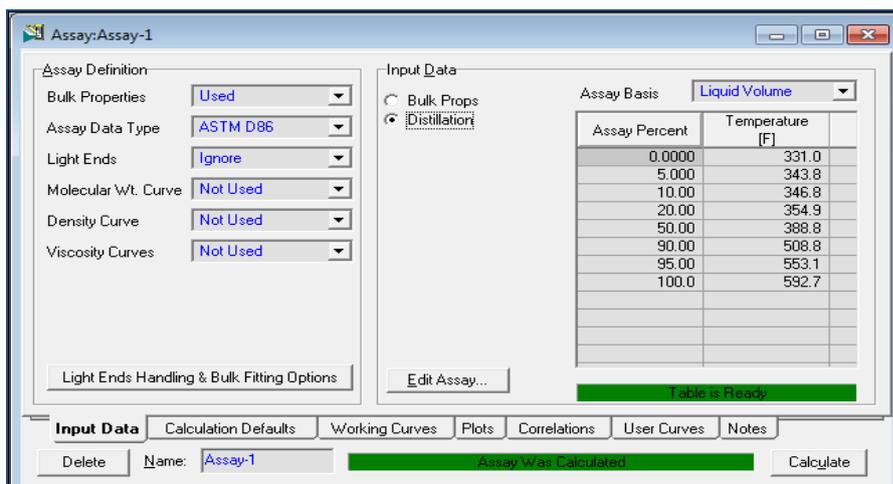
Figura N° XII.4: Assay - Bulk Props



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Para ingresar la destilación ASTM D-86 se elige “Distillation” y se completa la tabla de la derecha; así como se muestra en la tabla ASSAY - DESTILLATION. Al completar esta etapa se presiona “Calculate” para que el programa acepte los datos ingresados.

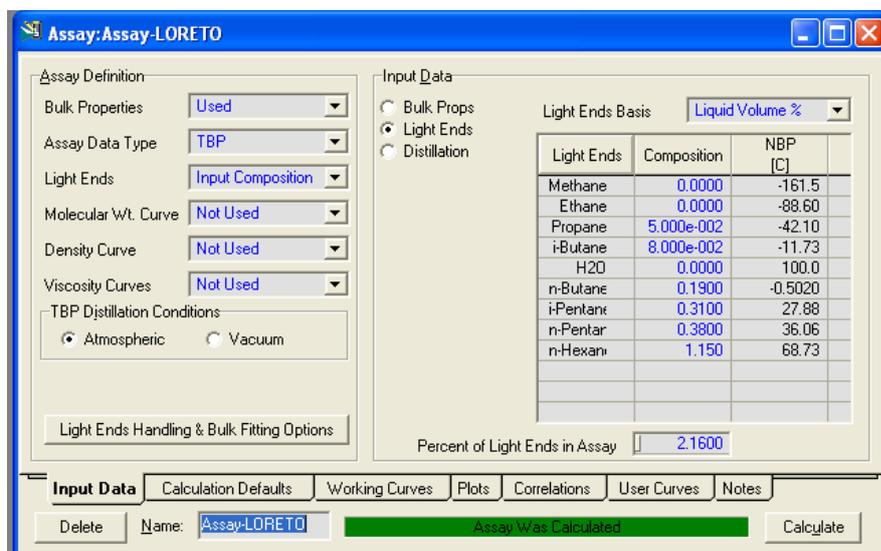
Figura N° XII.5: Assay - Distillation



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Para el caso del ingreso de datos del Crudo ingresamos los componentes ligeros o **Light Ends** según el Assay consultado:

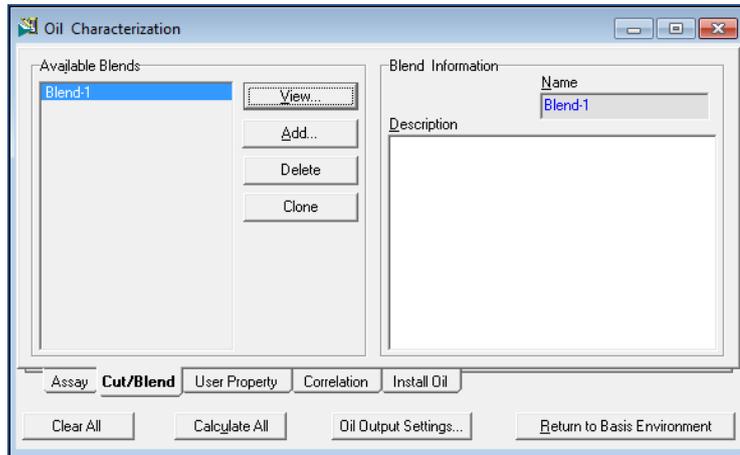
Figura N° XII.6: Componentes Ligeros según Assay



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

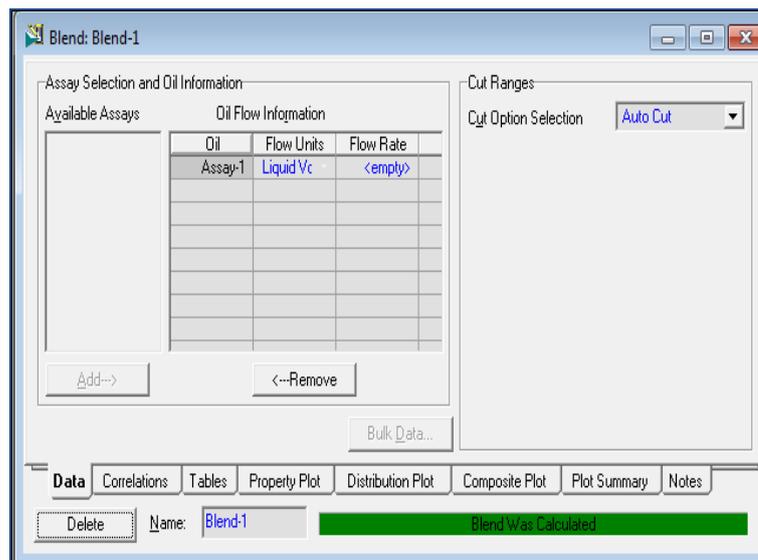
Luego ingresamos a la pestaña “Cut/Blend” para relacionar el “Assay” con el ambiente de la simulación, se “agrega” al cuadro “Oil Flow Information”.

Figura N° XII.7: Ambiente del Petróleo - Cut/Blend



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

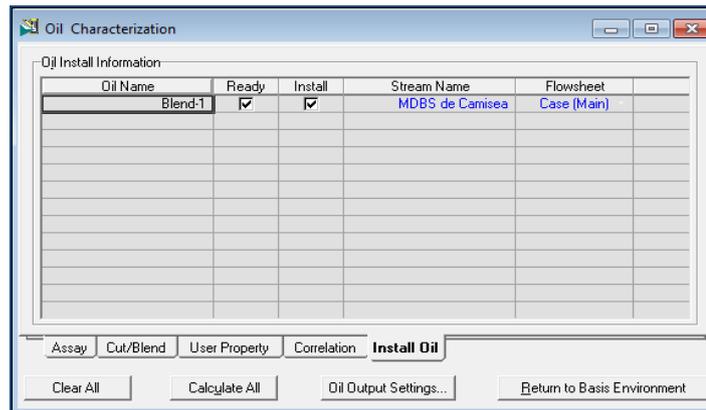
Figura N° XII.8: View Cut/Blend



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Finalmente se ingresa a la pestaña **“Install Oil”** para luego escribir el nombre de la corriente que tendrá la composición de los pseudo-componentes creados por el programa a partir de los datos ingresados.

Figura N° XII.9: Ambiente del Petróleo - Install Oil

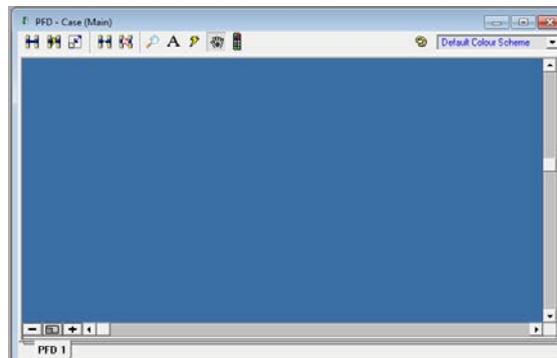


Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Entorno de la Simulación:

Se ingresa a “**Return to Basis Environment**” y luego a “**Enter to Simulation Environment**” (entorno de la simulación mostrado):

Figura N° XII.10: Entorno de la Simulación

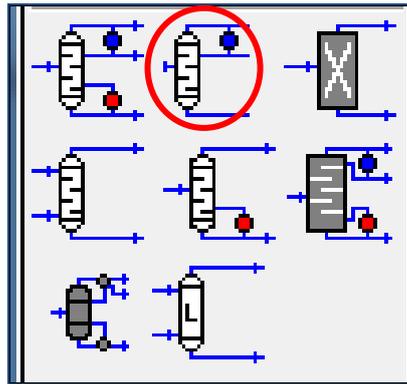


Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Los equipos más importantes en este proceso son las columnas de destilación, los equipos auxiliares serán simulados introduciendo datos tentativos de proceso. La única corriente que aparece es la del MDBS de Camisea, se comienza especificando las condiciones de operación al ingreso de la columna.

De la paleta de equipos se escoge el ícono “**Distillation Column**” como primer paso para crear nuestra Unidad de Destilación Primaria **UDP**.

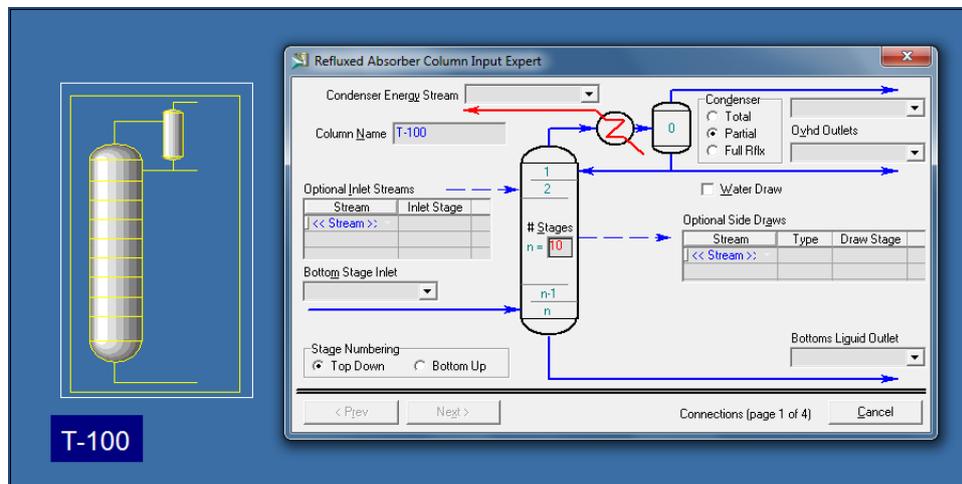
Figura N° XII.11: Paleta de Equipos de Destilación



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Se completa los nombres de todas las corrientes de la figura N° XII.12, así como el número de platos de la columna, la corriente de ingreso por la parte inferior de la columna se nombra como vapor (vapor de agua). Lo siguiente es introducir las presiones del tope y de los fondos del proceso, la presión de tope se mantendrá pero el programa en lo sucesivo calculará la presión de fondos.

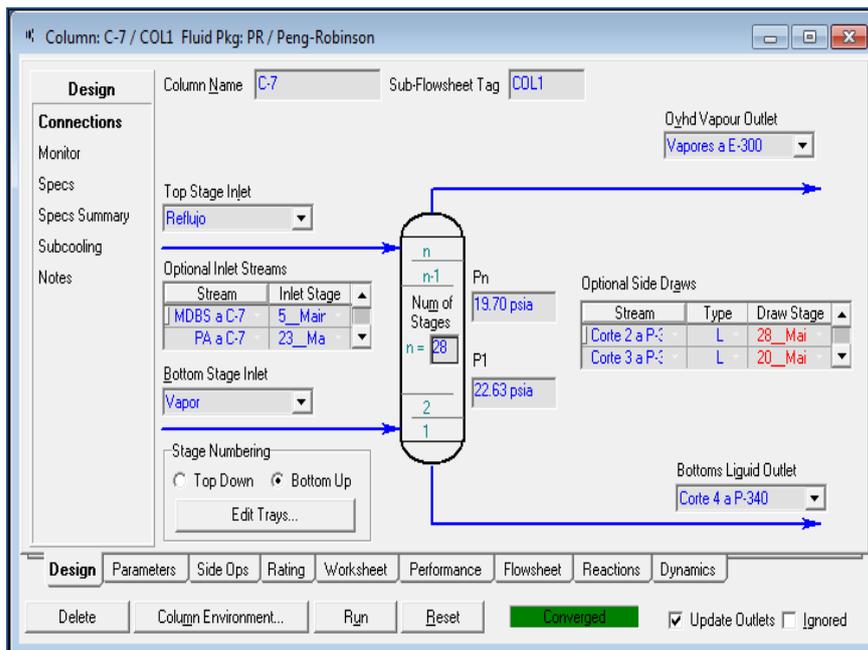
Figura N° XII.12: Propiedades Básicas de la Columna de Destilación



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Se presiona “Done” y se ingresa a la figura N° XII.13 en donde se especifica con detalle los rendimientos, eficiencia, producción, reflujos, etc.

Figura N° XII.13: Propiedades Avanzadas de la Columna de Destilación

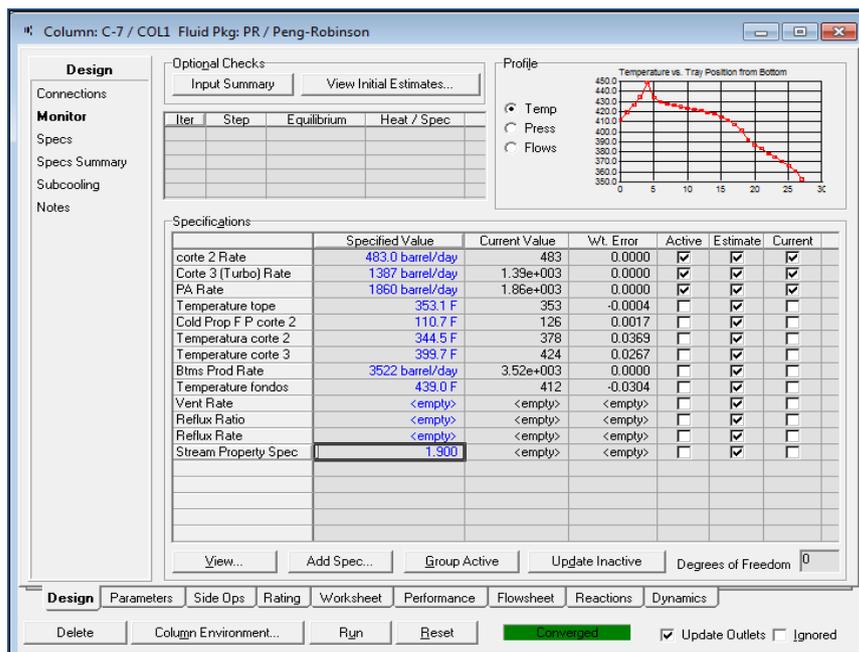


Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Luego de especificar las corrientes de salida y entrada en la figura N° XII.12, la columna presenta la configuración de la figura N° XII.13.

Las especificaciones de los productos se muestran en la figura N° XII.14.

Figura N° XII.14: Rendimiento de la Columna de Destilación



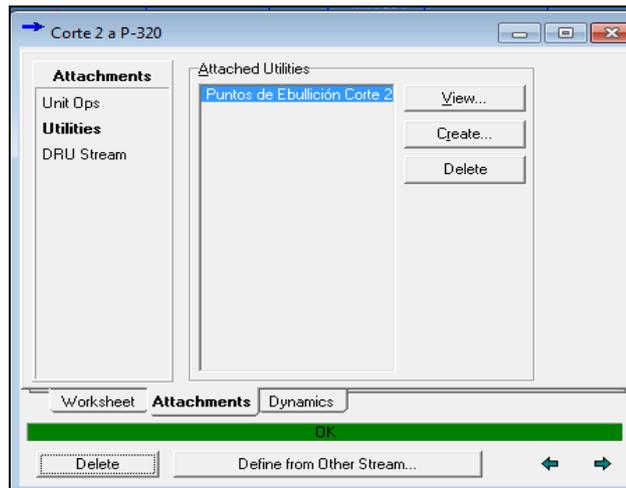
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Al presionar “Run” la columna comienza a iterar hasta que converge.

Obtención de los resultados de la simulación

Al hacer doble click en las corrientes a analizar, se escoge la pestaña “Attachments” y se selecciona “Utilities” (figura N° XII.15).

Figura N° XII.15: Propiedades de la corriente



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Luego se crea la utilidad “Boiling Point Curves”, en la pestaña “Performance” se muestra las temperaturas a diferentes porcentajes de volúmenes recuperados de lo obtenido.

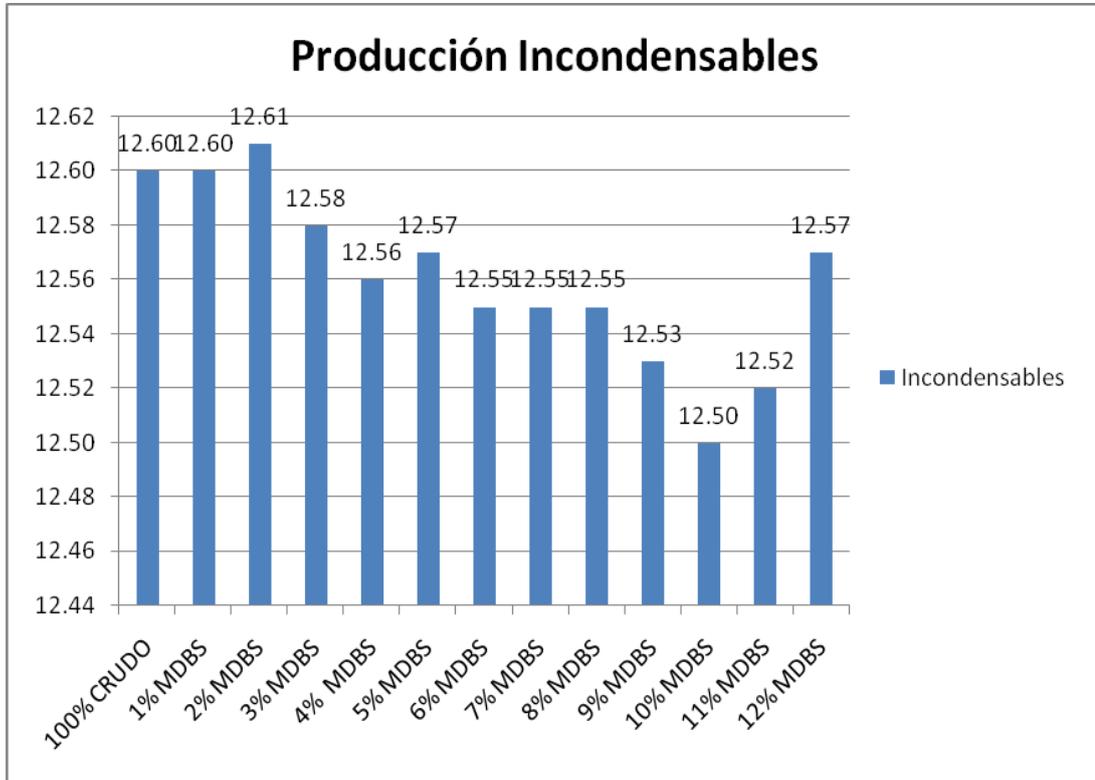
Figura N° XII.16: Temperatura de diferentes tipos de destilaciones

Cut Point [%]	TBP [F]	ASTM D86 [F]	D86 Crack Reduced [F]	ASTM
0.00	290.4	318.6		318.6
1.00	291.7	319.3		319.3
2.00	292.9	319.9		319.9
3.50	294.8	320.8		320.8
5.00	296.6	321.7		321.7
7.50	299.6	323.2		323.2
10.00	302.5	324.5		324.5
12.50	305.4	325.8		325.8
15.00	308.1	327.1		327.1
17.50	310.9	328.3		328.3
20.00	313.5	329.4		329.4
25.00	318.5	331.6		331.6
30.00	323.1	333.7		333.7
35.00	327.4	335.8		335.8
40.00	331.6	337.9		337.9
45.00	335.7	340.0		340.0
50.00	339.9	342.3		342.3
55.00	344.0	344.9		344.9
60.00	348.0	347.9		347.9
65.00	352.4	349.3		349.3
70.00	357.3	352.3		352.3
75.00	362.8	356.0		356.0
80.00	369.4	360.7		360.7
85.00	377.3	366.7		366.7
90.00	385.2	372.7		372.7
92.50	386.0	372.7		372.7
95.00	398.2	383.2		383.2

Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

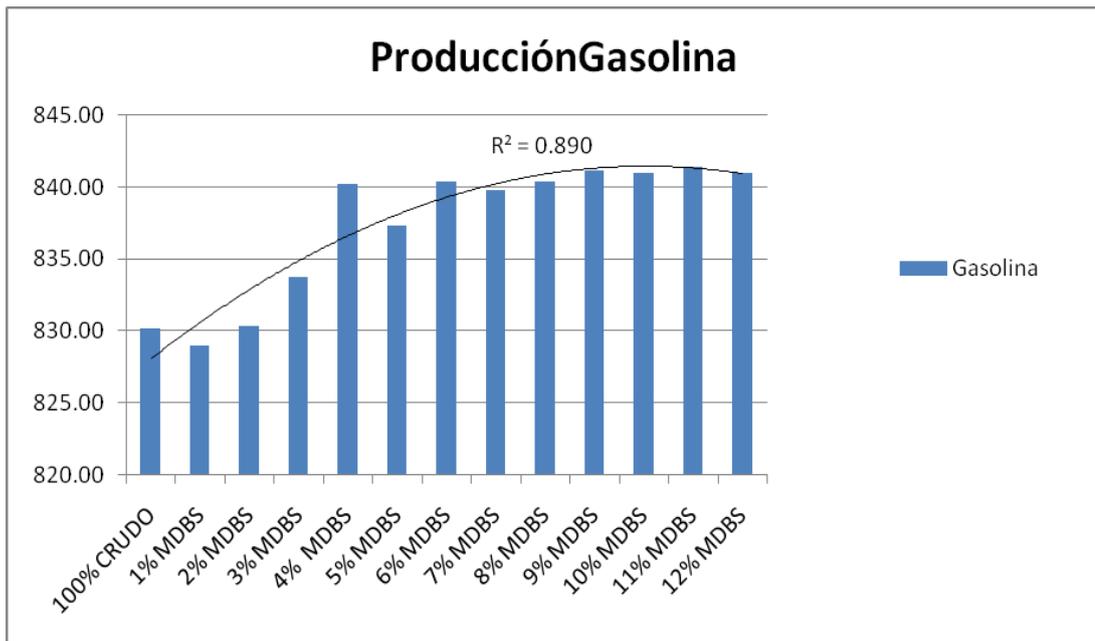
ANEXO N° XIII: Producción de productos obtenidos en Simulación (Hysys Aspen One V 7.1) en BPD según porcentaje de MDBS

Figura N° XII.1: Producción de gases incondensables vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIII.2: Producción de Gasolina vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIII.3: Producción de Solvente N° 3 vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo

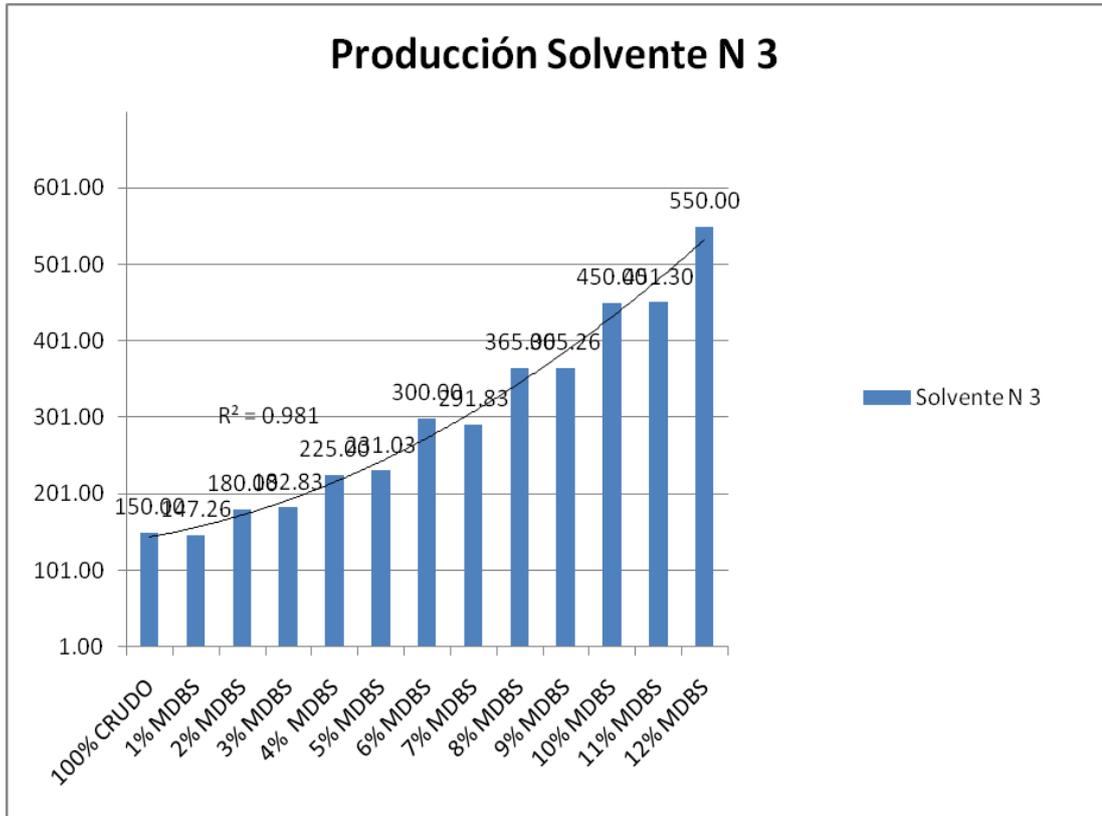


Figura N° XIII.4: Producción de Kerosene vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo

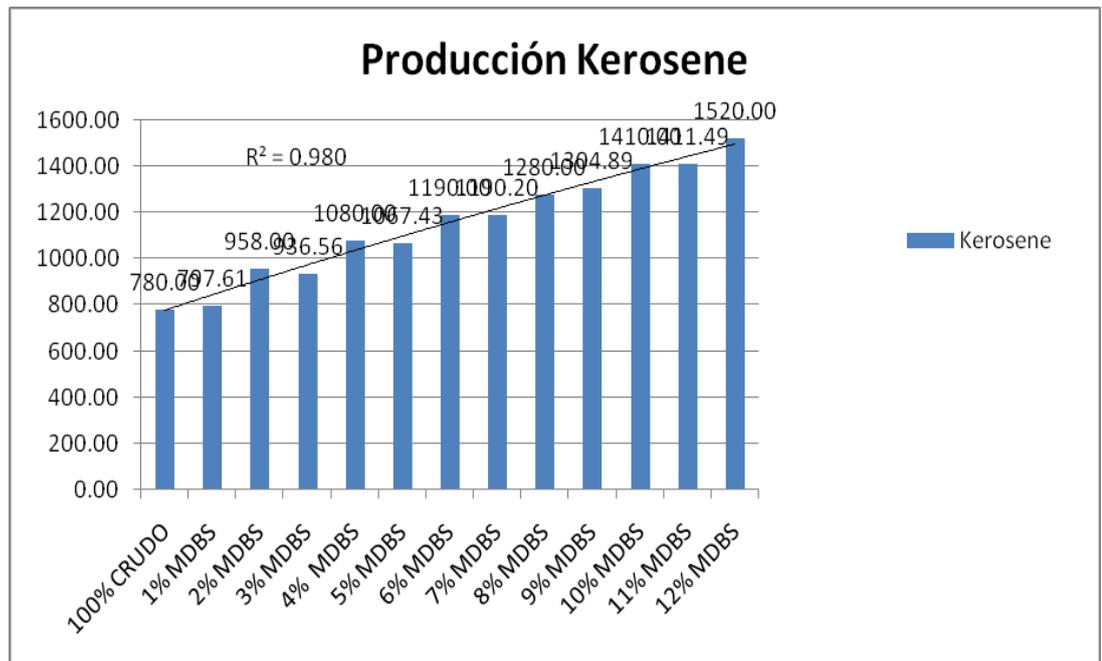
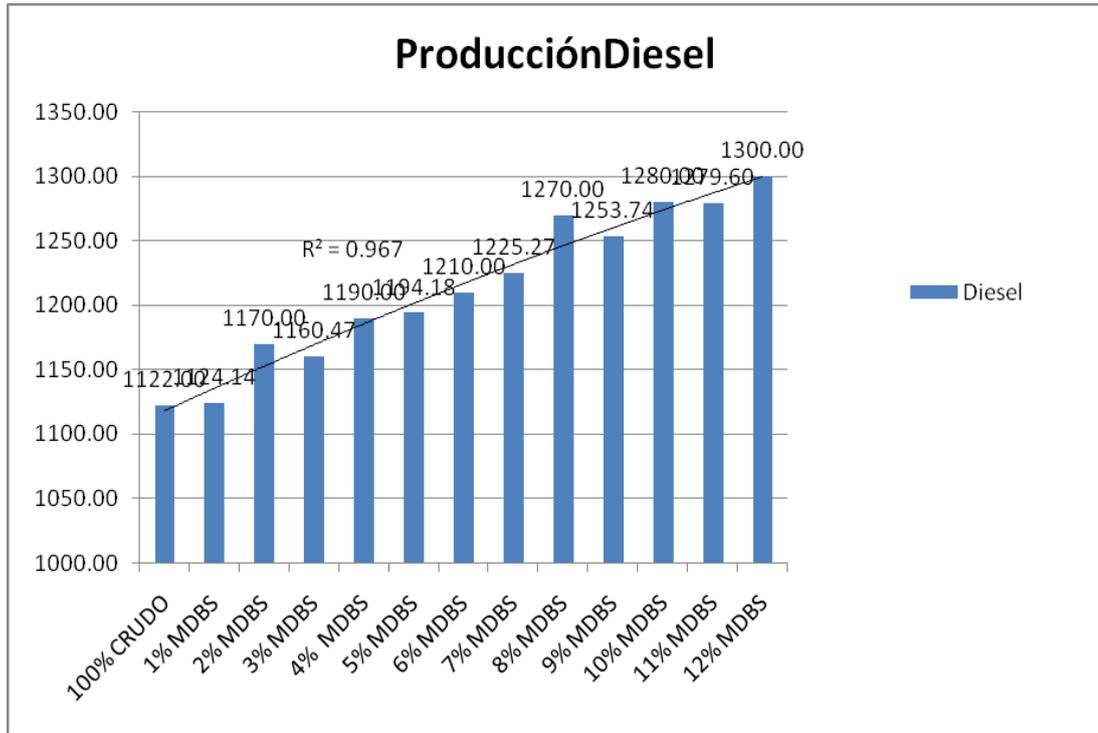
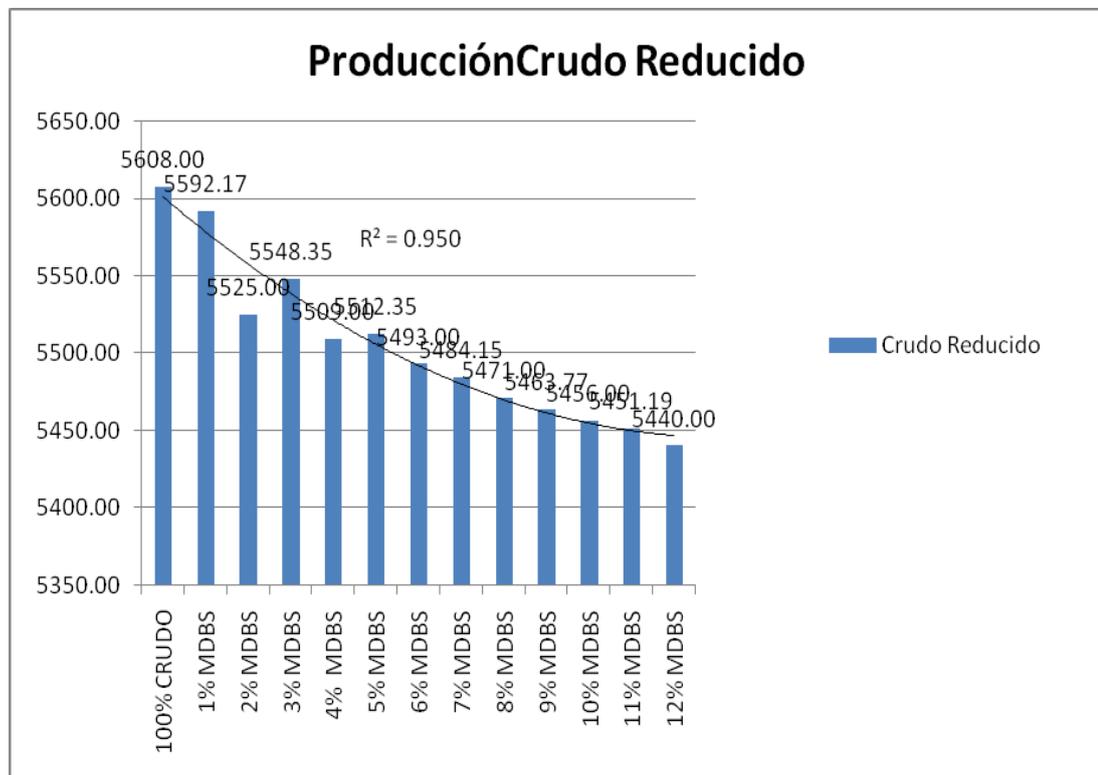


Figura N° XIII.5: Producción de Diesel vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

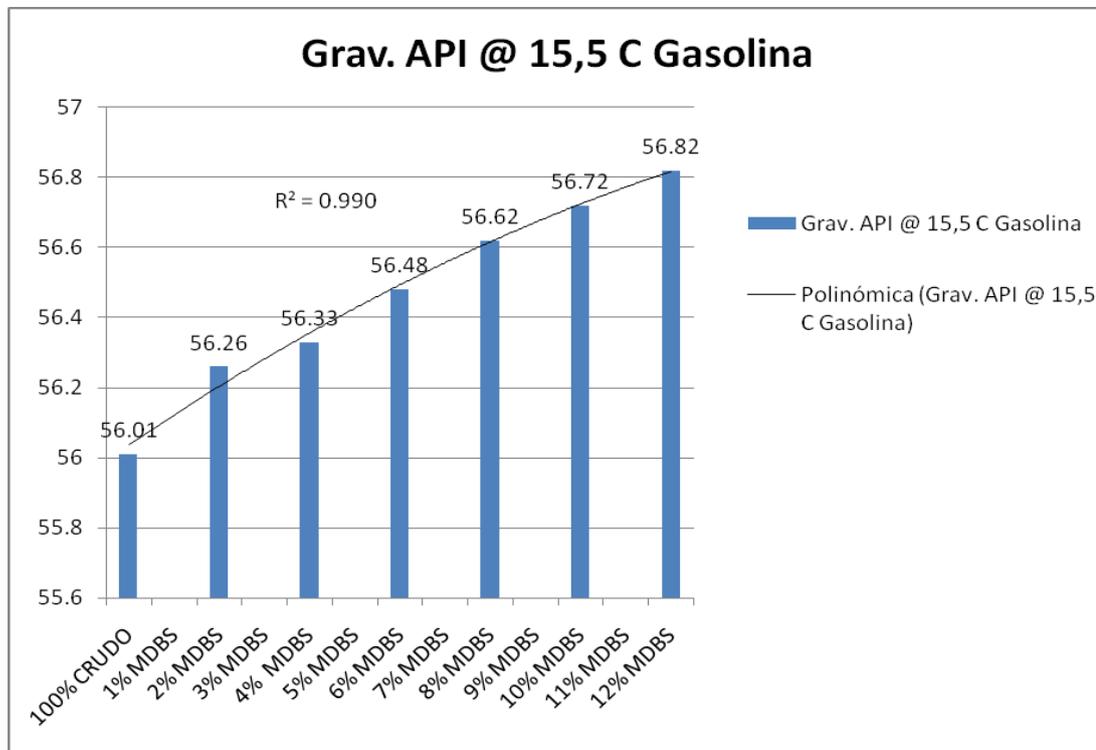
Figura N° XIII.6: Producción de Crudo Reducido vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

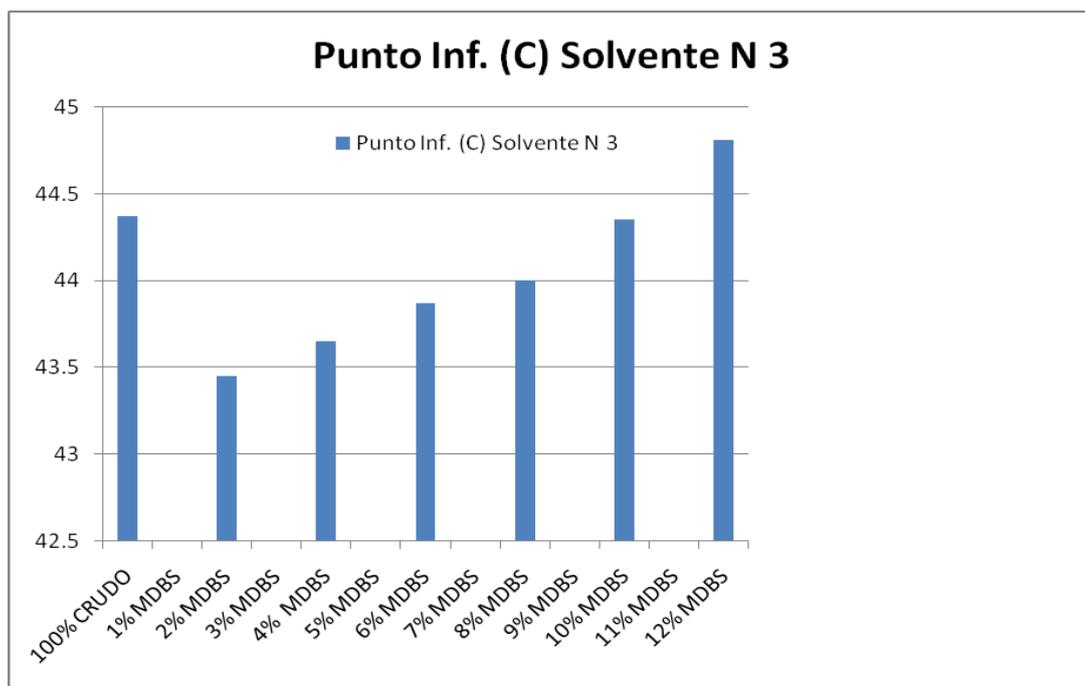
ANEXO N° XIV: CALIDAD DE PRODUCTOS SEGÚN PORCENTAJE DE MDBS

Figura N° XIV.1: Gravedad API (a 15.5 °C) - Gasolina vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



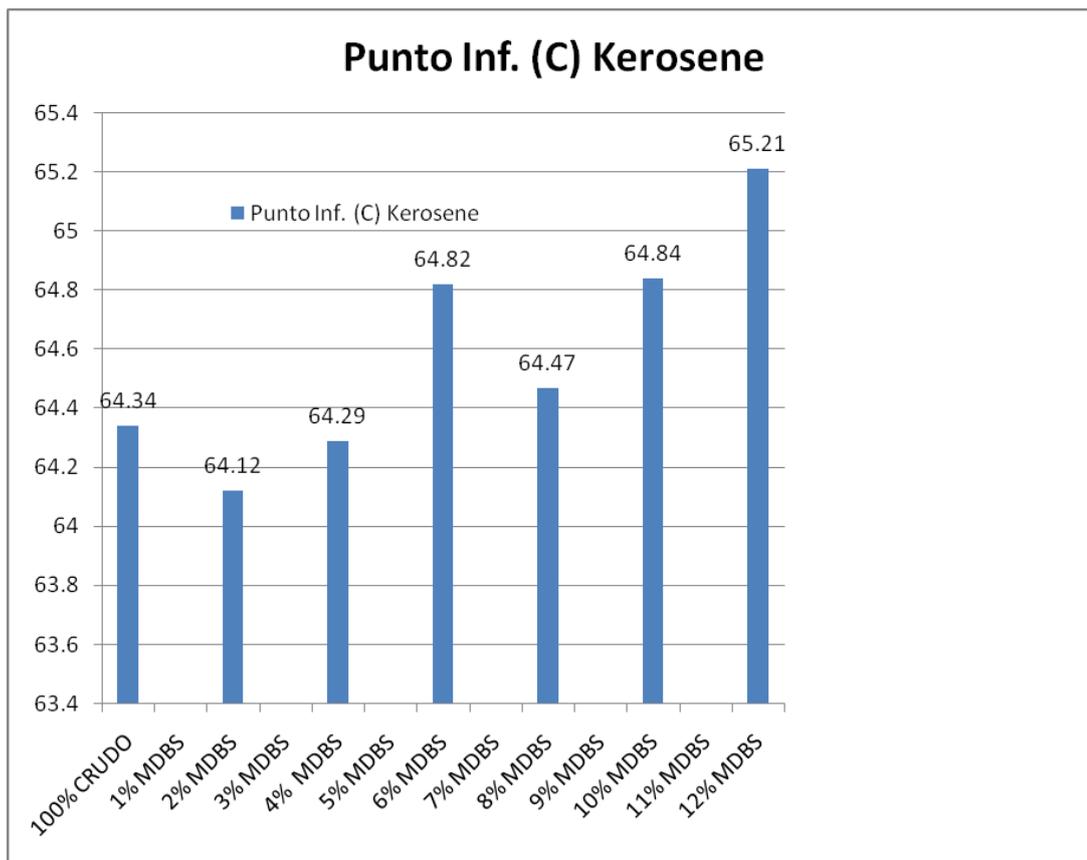
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.2: Punto de Inflamación del Solvente N°3 vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



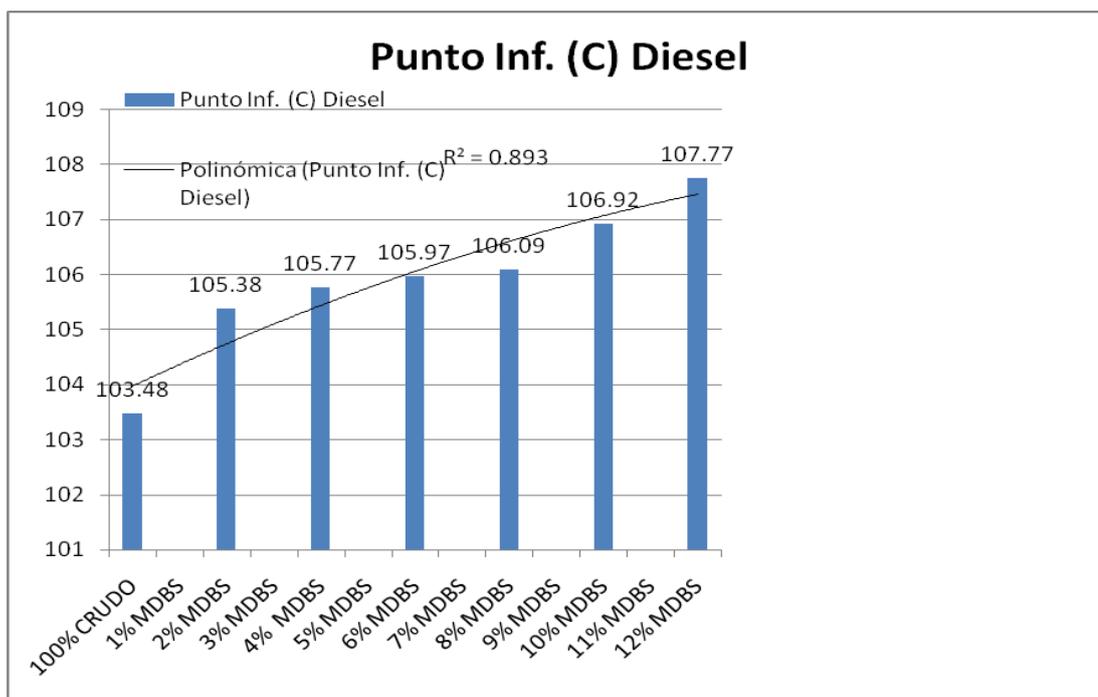
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.3: Punto de Inflamación del Kerosene vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



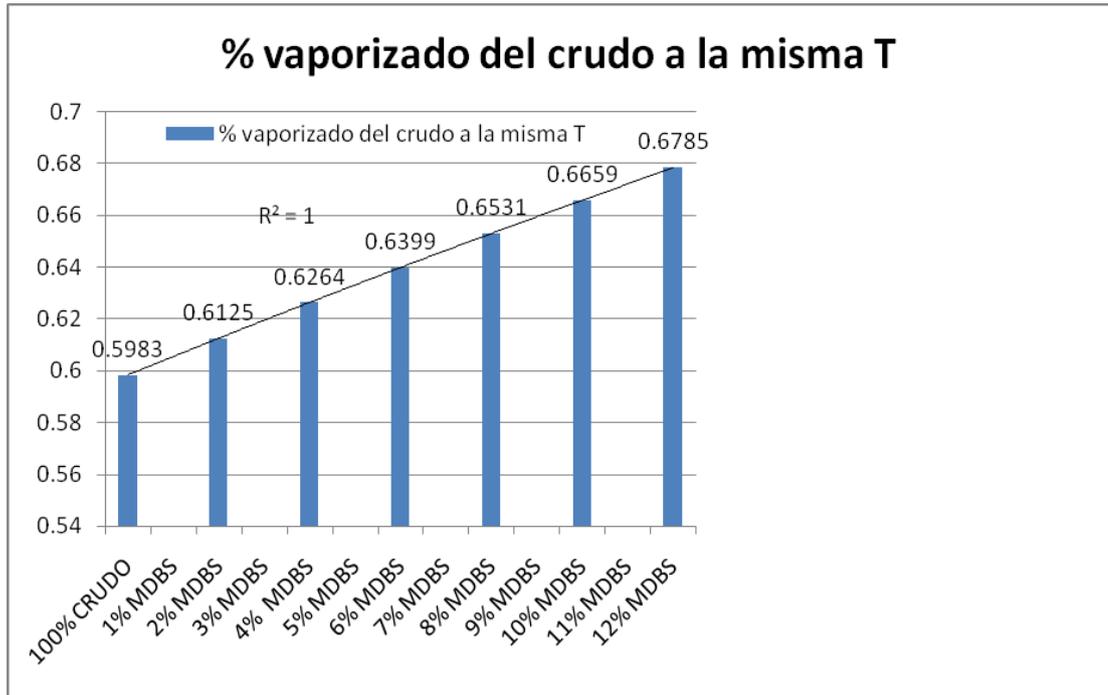
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.4: Punto de Inflamación del Diesel vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



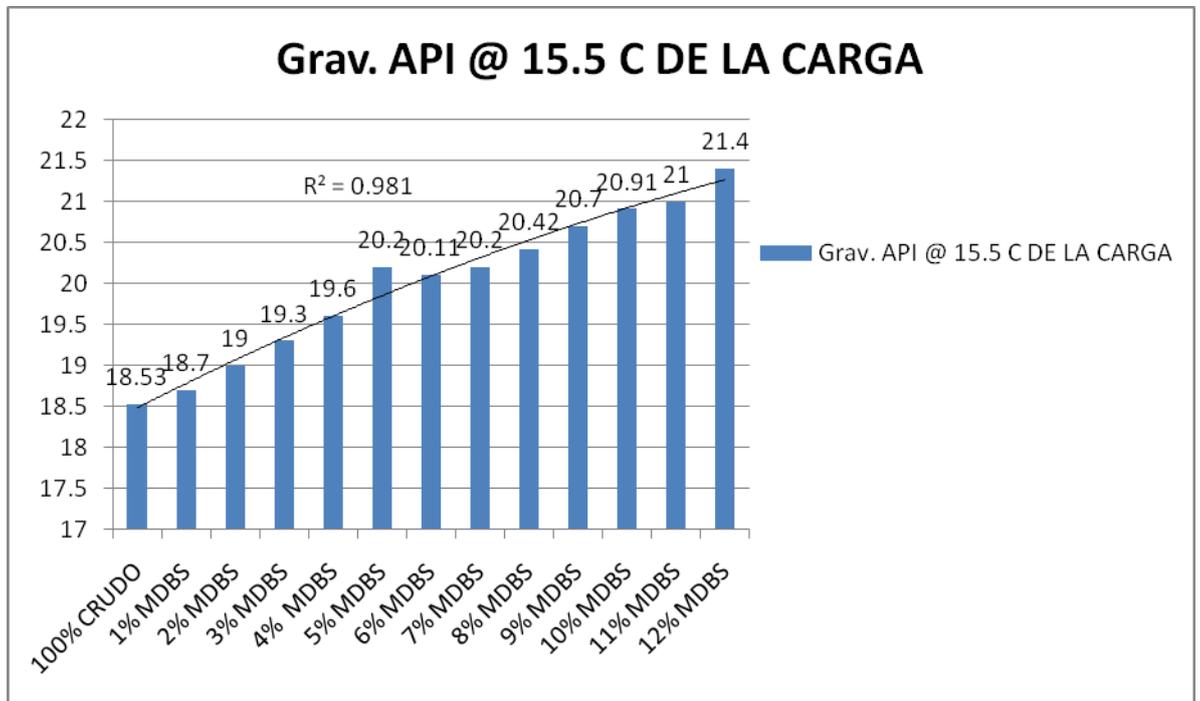
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.5: Porcentaje de Vaporizado del Crudo(a una misma Temperatura) vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



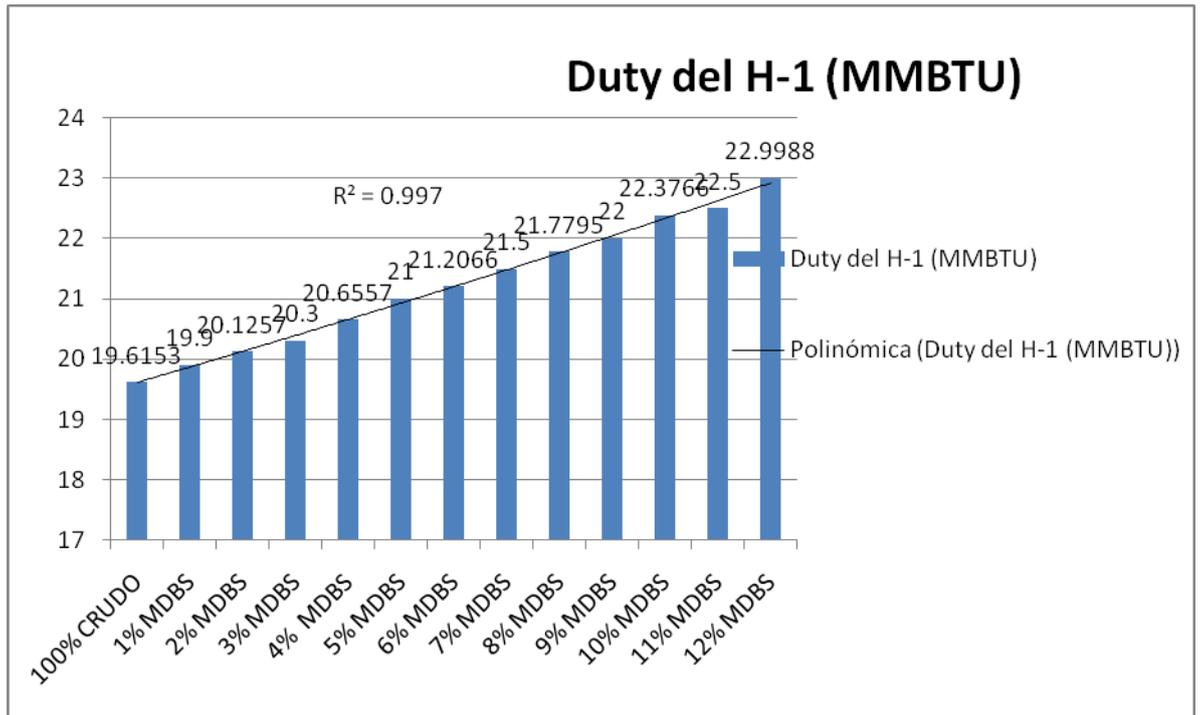
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.6: Gravedad API de la Carga (a 15.5°C) vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



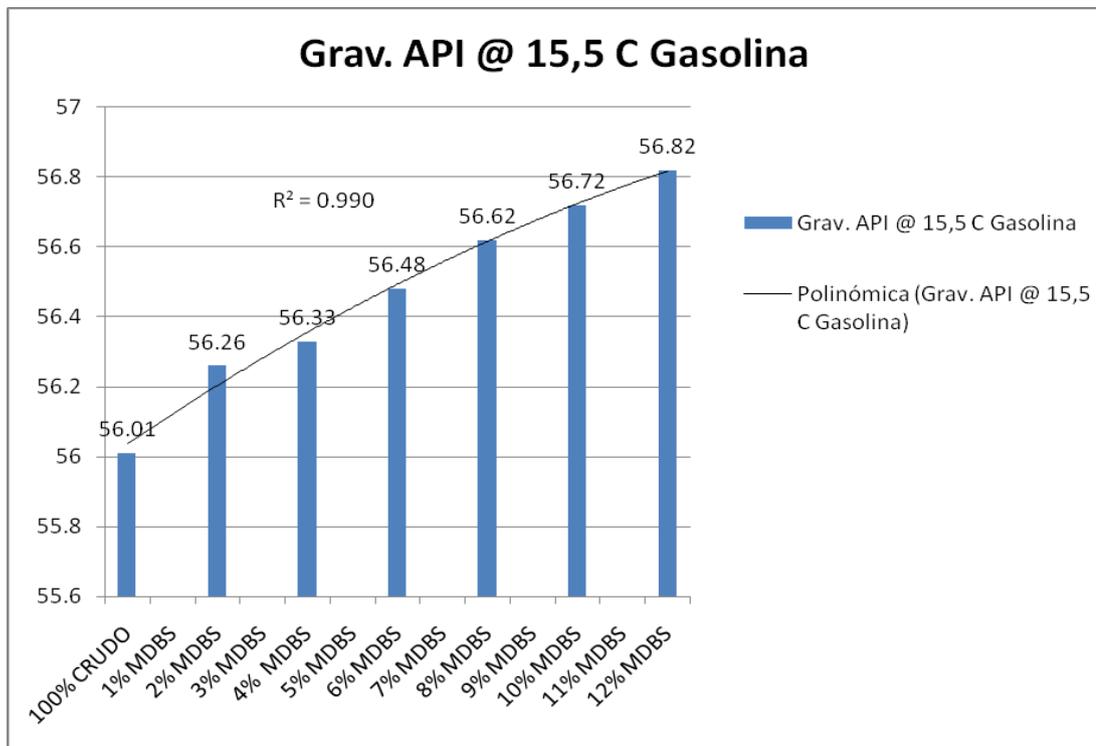
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.7: Duty del Horno H-1 (en MMBTU) vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



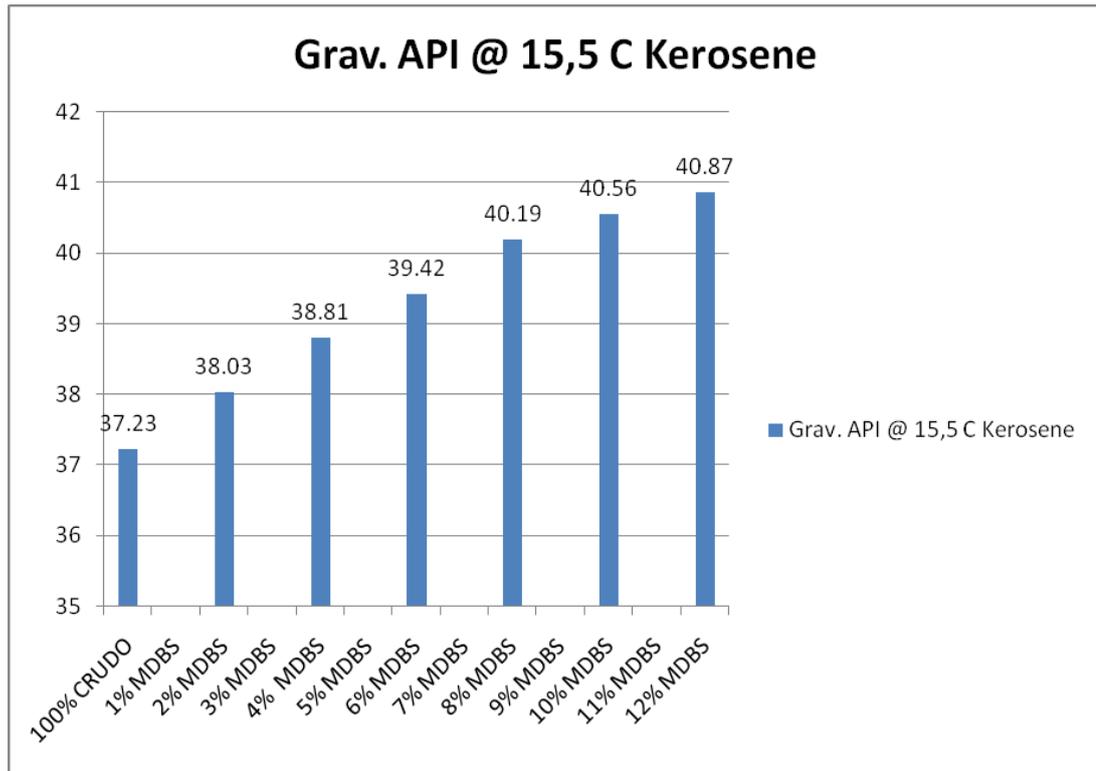
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.8: Gravedad API de la Gasolina (a 15.5°C) vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



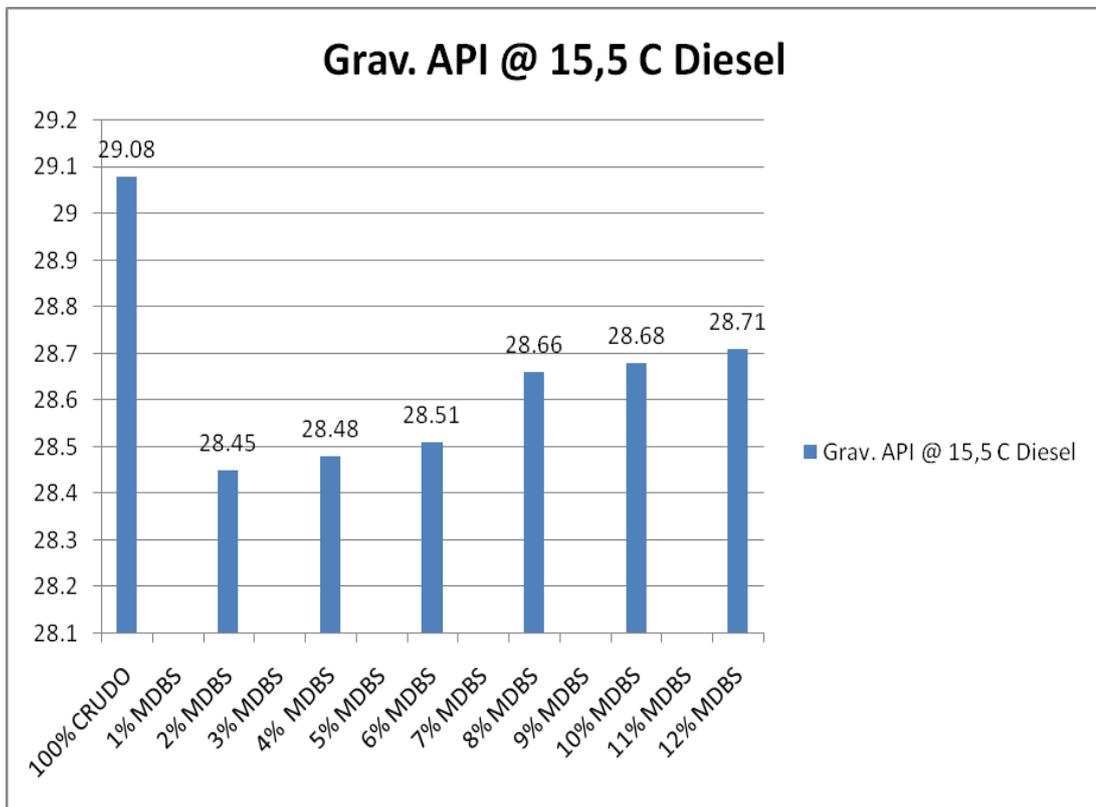
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.9: Gravedad API del Kerosene (a 15.5°C) vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



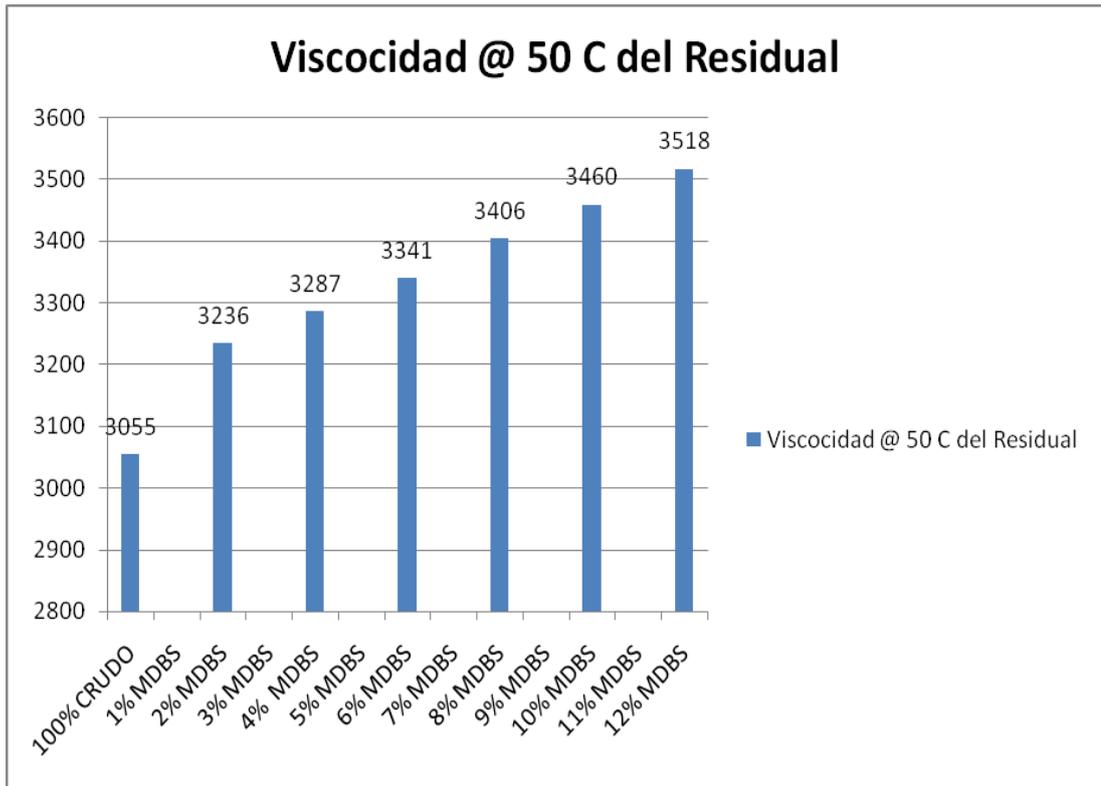
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.10: Gravedad API del Diesel (a 15.5°C) vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Figura N° XIV.11: Viscosidad (a 50°C) del Residual vs. Porcentaje (%) de MDBS en el Crudo



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

ANEXO N° XV: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE DESTILACION AL VACÍO:

Columna de Destilación al Vacío

El crudo reducido calentado en el Horno F-2 va hacia la zona flash de la columna de destilación al vacío (C-6) donde es separado en vapor y líquido. El vapor asciende a lo largo de toda la columna, contiene componentes ligeros y pesados no pueden ser separados completamente, debido a que aún no han sido rectificadas, una gran cantidad de los más ligeros (con mayor presión de vapor), permanecerán en fase vapor en cada plato de la columna, mientras que los productos más pesados (con menores presiones de vapor), quedarán contenidos en la fase líquida.

El vacío de operación de la columna es controlado con el PIC-101. Un valor típico en la Refinería Conchán es de 26 pulg. Hg. Ver detalles en **tabla XV.2**.

Tabla XV.1: Cuadro resumen de la columna de destilación al vacío C-6

Extracción	Salida de columna C-6	Entrada a columna C-6
Vapores/gases de tope	Tope	
Reflujo de Gasóleo Liviano		Plato 20
Salida de gasóleo liviano	Plato 17	
Reflujo de Gasóleo pesado		Plato 12
Salida de gasóleo pesado	Plato 9	
Entrada de crudo reducido		Plato 6
Salida de fondos de columna	Fondo	

Fuente: Petróleos del Perú S.A. – Operaciones Conchán – OPC

Tabla XV.2: Características principales de la Columna C-6

Característica	Valor o Descripción
Altura total neta, pies	62 pies recipiente, 71'11" total hasta el piso
Diámetro interno, pulg.	5 pies
Espesor nominal, pulg.	½ pulg, 7/16 pulg., 5/8 pulg. en zona rectificación ½ pulgada en zona stripping 7/16 pulg en casquetes de tope y fondo.
Nº platos	15 platos en zona de rectificación 5 platos en zona de stripping (fondos)
Presión de diseño, psig	60 psig
Temp. de Diseño	775° F
Material de construcción	Acero ASTM A-285 C
Capacidad del recipiente	1160 pies cúbicos
Nº de copas	86 copas/plato en zona rectificación, 2' espaciado entre platos. 17 copas/plato en zona de stripping.
Tipos de copas	Copas de burbujeo de 4" O.D.
Protegido por	Válv. Seguridad PSV-1902, seteado a 60 psig.

Fuente: Petróleos del Perú S.A. – Operaciones Conchán – OPC

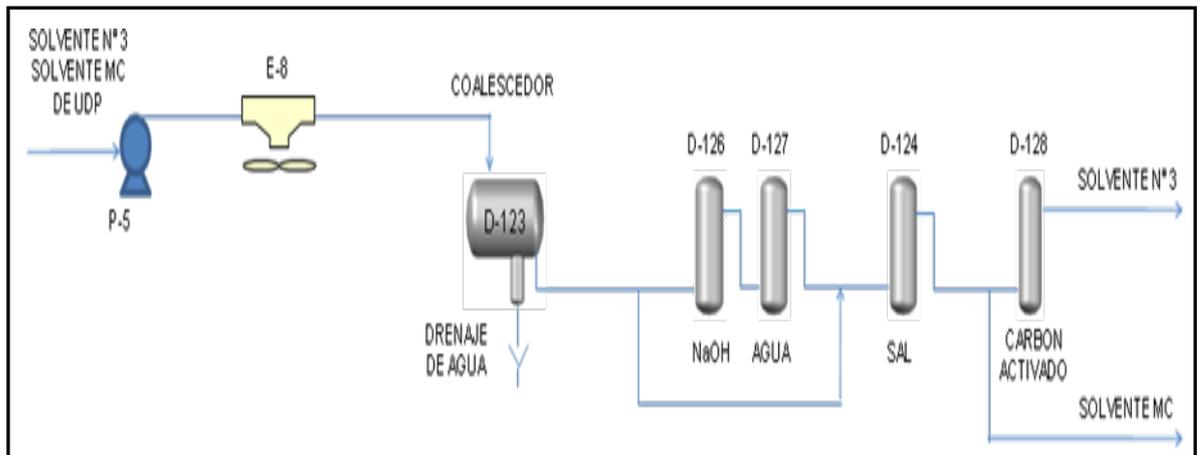
Eyectores de Vacío

Se dispone de un eyector que emplea 1,500 Lb/h de vapor sobre calentado para la generación de vacío, lográndose obtener una presión de operación de 26 pulg. de mercurio., permitiendo incrementar la temperatura de destilación por encima de los 700° F, sin el riesgo de craqueo que se produciría al destilar crudo en una unidad de destilación atmosférica a la temperatura señalada.

El eyector está conectado al separador de nafta de vacío, el cual tiene una capacidad de 3.5 m³ y se opera en 50% de nivel.

describe a continuación. La producción de Solvente N° 3 sale del agotador C-5, es bombeado a través del coalescedor D-123, y torre de lavado con soda D-126, torre de lavado con agua D-127, filtro de sal D-124 y finalmente filtro de carbón activado D-128, después del cual el producto es derivado a sus tanques.

Figura XVI.2: Sistema de tratamiento de Gasolina/Solvente N° 3



Fuente: Petróleos del Perú S.A. – Operaciones Conchán – OPC

ANEXO N° XVII: ESPECIFICACIONES DE CALIDAD PARA DESTILADOS MEDIOS

Tabla XVII.1: Especificaciones de Calidad para el Diesel N° 2

DIESEL N° 2 (DS 041 - 2005)			
ENSAYOS	ASTM	Mín.	Máx.
APARIENCIA		CLARA Y BRILLANTE	
Color ASTM	D 1500-07	3.0	
VOLATILIDAD			
Gravedad API a 60°F, °API	D 1298-99(05)	REPORTAR	
Gravedad específica a 60°/60°F	D 1298-99(05)		
Punto de Inflamación , °C	D 93-10	52	
90% Vol. Recuperado		282	360
95% Vol. Recuperado			
FLUIDEZ			
Viscosidad cinemática a 40°C, cSt	D 445-09	1.7	4.1
Punto de escurrimiento, ° C	D 97-09		+4
COMBUSTION			
Indice de cetano	D 4737-09a	40	
COMPOSICION			
Cenizas, % masa	D 482-07		0.01
Residuo carbón Ramsbotton, 10% fondos, % masa	D 524-09/D 189-06		0.35
CORROSIVIDAD			
Corrosión lámina de cobre, 3h, 50°C, N°	D 130-04 ^{ε1}		3
Azufre total, % masa	D-4294-10		0.5
CONTAMINANTES			
Agua y sedimentos, % Vol	D 1796-04		0.05

Fuente: D.S. 041 - 2005

Tabla XVII.2: Especificaciones de Calidad para el Kerosene

* KEROSENE NTP 321.001 1966		
ENSAYOS	METODOS	ESPECIFICACIONES
	ASTM	Mín. Máx.
APARIENCIA	VISUAL	LIMPIA Y BRILLANTE
COLOR SAYBOLT	D-156-07a	+15
VOLATILIDAD		
Gravedad API a 60°F, °API	D 1298-99(05)	REPORTAR
PUNTO DE INFLAMACION , °C	D 56-05	43
10% RECUPERADO		200
PUNTO FINAL		300
COMBUSTION		
PUNTO DE HUMO ,mm	D-1322-08	20
PRUEBA DE COMBUSTION, 16 Horas	D -187-08	PASA
CORROSIVIDAD		
AZUFRE TOTAL, % MASA	D-4294-10	0.25
CORROSION LÁMINA DE COBRE ,3h, 100 °C, N°	D-130-04 ^{e1}	3

Fuente: NTP 321.001 1966

***ACTUALMENTE LA VENTA DE KEROSENE ESTÁ PROHIBIDA.** OPERACIONES CONCHAN USA ESTE PRODUCTO PARA BLENDING O PARA LA OBTENCIÓN DE TURBO A-1. COMO SE EXPLICÓ EN LOS CAPITULOS ANTERIORES.

Tabla XVII.3: Especificaciones de Calidad para el Turbo A-1

TURBO A - 1				
CARACTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES		ASTM	NORMA TÉCNICA PERUANA
	MIN	MAX		
- Densidad a 15,6 °C, Kg/m ³	775	840	D 1298-99, D 4052-96	
- Punto de Inflamación, °C (1)	38		D 56-98a, D 3828-98	PNT 321.105
- Destilación, °C (a 760 mmHg)			D 86-99a	PNT 321.023
10% recuperado a		205		
50% recuperado a	REPORTAR			
90% recuperado a	REPORTAR			
Punto Final		300		
Residuo, % Vol		1,5		
Perdida, % Vol		1,5		
- Viscosidad Cinemática a -20 °C, cSt (2)		8	D 445-97	PNT 321.031
- Punto de Congelamiento, °C (3)		-47	D 2386-97, D 4305-98a (4), D 5901- 99, D 5972- 99	PNT 321.109
- Aromáticos, % Vol		25	D 1319-98	
- Acidez Total, mg KOH/g		0,10	D 3242-98	
- Azufre Total, % masa		0,30	D 1266-98, D 1552-95, D 2622-98, D 4294-98, D 5453-93	
- Mercaptanos como Azufre, % masa (5)		0,003	D 3227-99	
- Calor Neto de Combustión, MJ/Kg (6)	42,8		D 4809-95, D 4529-95, D 3338-95	
Uno de los siguientes requisitos debe cumplirse:				
- Punto de Humo, mm	25		D 1322-97	PNT 321.107
- Número Luminómetro	45		D 1740-96	
- Punto de Humo, mm y	18		D 1322-97 y	PNT 321.107
- Naftalenos, % Vol		3	D 1840-96	
CORROSIVIDAD				

- Corrosión Lámina de Cobre, 2 h, 100 °C, N°		1	D 130-94	PNTP 321.021
ESTABILIDAD TERMICA			D 3241-98 (7)	PNTP 321.132
- Caída de Presión en el Filtro, mmHg (8)		25		
- Deposito en el Precalentador, Código (9)		< 3		
- Gomas Existentes, mg/100mL		7	D 381-99	
- Reacción al Agua: Evaluación de Interfase		1b	D1094-99	PNTP 321.106
CONDUCTIVIDAD ELECTRICA, pS/m	(10)	(10)	D2624-98	

Fuente: Petróleos del Perú S.A. Operaciones Conchán - OPC – ASTM y NTP de la Tabla

Tabla XVII.3: Especificaciones de Calidad para el Solvente N°3

NORMA TECNICA PERUANA SOLVENTE N° 3			
ENSAYOS	METODOS ASTM	ESPECIFICACIONES	
		Mín.	Máx.
APARIENCIA		CLARA Y BRILLANTE	
COLOR SAYBOLT	D-156-07	+21	
OLOR	D 1296- 01(07)	Característico	
VOLATILIDAD			
Gravedad API a 60°F, °API	D 1298- 99(05)	REPORTAR	
GRAVEDAD ESPECIFICA a 60°/60°F	D 1298- 99(05)	REPORTAR	
50% Vol. RECUPERADO			177
90% Vol. RECUPERADO			190
PERDIDA % Vol.			
COMPOSICION			
AZUFRE TOTAL, % masa	D 4294-10		0.1
PRUEBA DOCTOR	D 4952-09	NEGATIVA	
VALOR KAURI BUTANOL	D 1133-09	29	45
ABSORCIÓN EN ACIDO SULFURICO	D 483-04		5
NUMERO DE BROMO	D-1159-07		1

CORROSIVIDAD		
CORROSION , Lámina de Cobre ,3 h, 100 °C, °N	D-130-04 ^{el}	1,0
CONTAMINANTE		
ACIDEZ DEL RESIDUO DE LA DESTILACION	D-1093- 04(07)	PASA

Fuente: Petróleos del Perú S.A. Operaciones Conchán - OPC – ASTM de la Tabla

ANEXO N° XVIII: COMPARACION DE PRODUCCIÓN ENTRE CRUDO LORETO 100% Y LA MEZCLA CRUDO LORETO CON MDBS AL 12% (Condiciones Optimas de Operación de la Columna C-1)

Tabla N° XVIII.1: Comparación de Producción entre Crudo Loreto al 100% y MDBS 12%

SIMULACIONES	100% CRUDO LORETO 8.5 MBDC		12% MDBS 9.66 MBDC		VARIACIÓN EN BPD
	Solvente N°3 DATA REAL BPD	% Rendimientos	Solvente N° 3 Simulado BPD	% Rendimientos	
C-1/Operación					
Incondensables	12.6	0.1	12.57	0.1	0.0
Gasolina	830.2	8.6	841	8.7	10.8
Solvente N 3	150	1.6	550	5.7	400.0
Kerosene	780	8.1	1520	15.7	740.0
Diesel	1122	11.6	1300	13.5	178.0
Crudo Reducido	5608	58.1	5440	56.3	-168.0
TOTAL	8502.8		9663.57		

Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Aumento en **1328.8 BPD** de destilados Medios lo que significa un porcentaje de **13.7%** más con respecto a la carga inicial.

ANEXO N° XIX: COMPARACION DE CALIDADES ENTRE CRUDO LORETO 100% Y LA MEZCLA CRUDO LORETO CON MDBS AL 12% (Condiciones Óptimas de Operación de la Columna C-1)

Tabla N° XIX.1: Comparación de Calidades entre Crudo Loreto al 100% y MDBS 12%

INSPECCIONES	GASOLINA 0% MDBS	GASOLINA 12% MDBS	SOLVENTE N° 3 0% MDBS	SOLVENTE N° 3 12% MDBS	KEROSENE 0% MDBS	KEROSENE 12% MDBS	DIESEL PRIMARIO	DIESEL 12% MDBS
Gravedad API @ 15.6 C	56.01	56.82	44.37	44.81	37.23	40.87	29.08	28.71
Punto Inflamación, C	-	-	44.37	44.81	64	65.21	103.48	107.77
Azufre Total % peso (ppm)	0.0094	0.005	0.304	0.015	0.313	0.187	0.842	0.618
Viscosidad @ 50 C	-	-	-	-	1.76	1.88	5.65	5.58
Destilación ASTM D-86, °C								
P.I.E.	43.5	37.01	155.3	149.11	180.8	168.65	184.30	206.70
10%	76.3	75.16	162.5	162.18	195.2	191.71	240.90	263.36
50%	113.2	123.40	169.8	170.81	225.5	221.32	308.20	312.97
90%	143.2	151.82	180.6	189.69	265.3	257.54	361.70	380.00
P.F.E.	162.3	161.86	209.3	205.10	291.4	282.92	381.50	399.00

Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

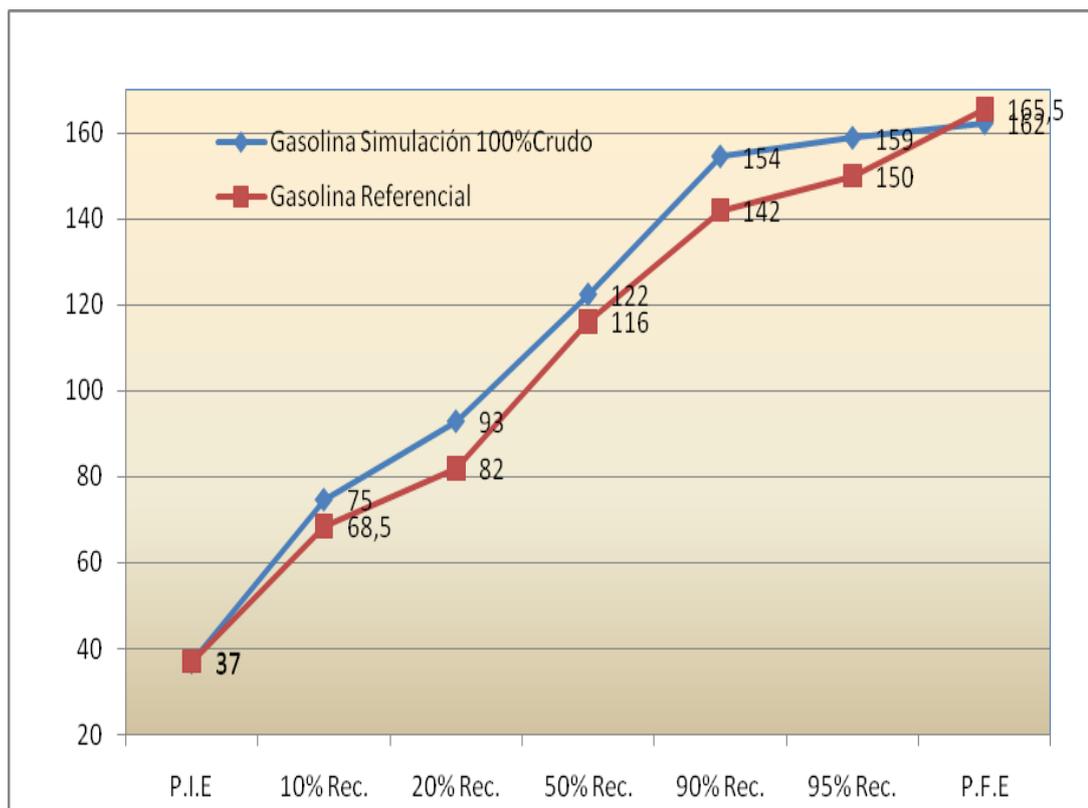
ANEXO N° XX: DESTILACION ASTM D-86 DE LA SIMULACIÓN DE CRUDO LORETO AL 100% (8500 BARRILES).

Tabla N° XX.1: Destilación ASTM D-86 – Simulación Crudo Loreto 100% (8500 barriles)

Destilación ASTM D-86, °C	Gasolina Simulación	Solvente N° 3 - Simulación	Kerosene Simulación	Diesel Simulación
P.I.E	37	151	161	202
10% Rec.	75	162	191	257
20% Rec.	93	166	207	273
50% Rec.	122	173	226	306
90% Rec.	154	194	265	360
95% Rec.	159	199	281	382
P.F.E	162	207	296	404

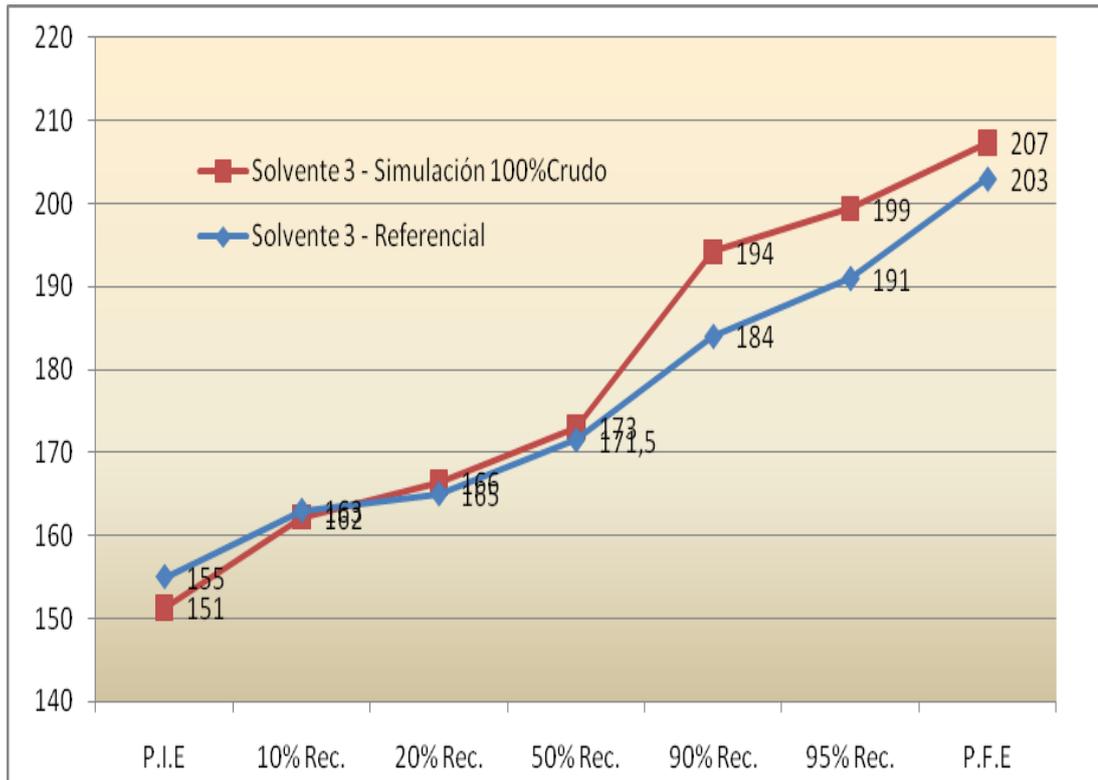
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XX.1: Curva ASTM D-86 - Gasolina – Simulación Crudo Loreto 100% (8500 barriles)



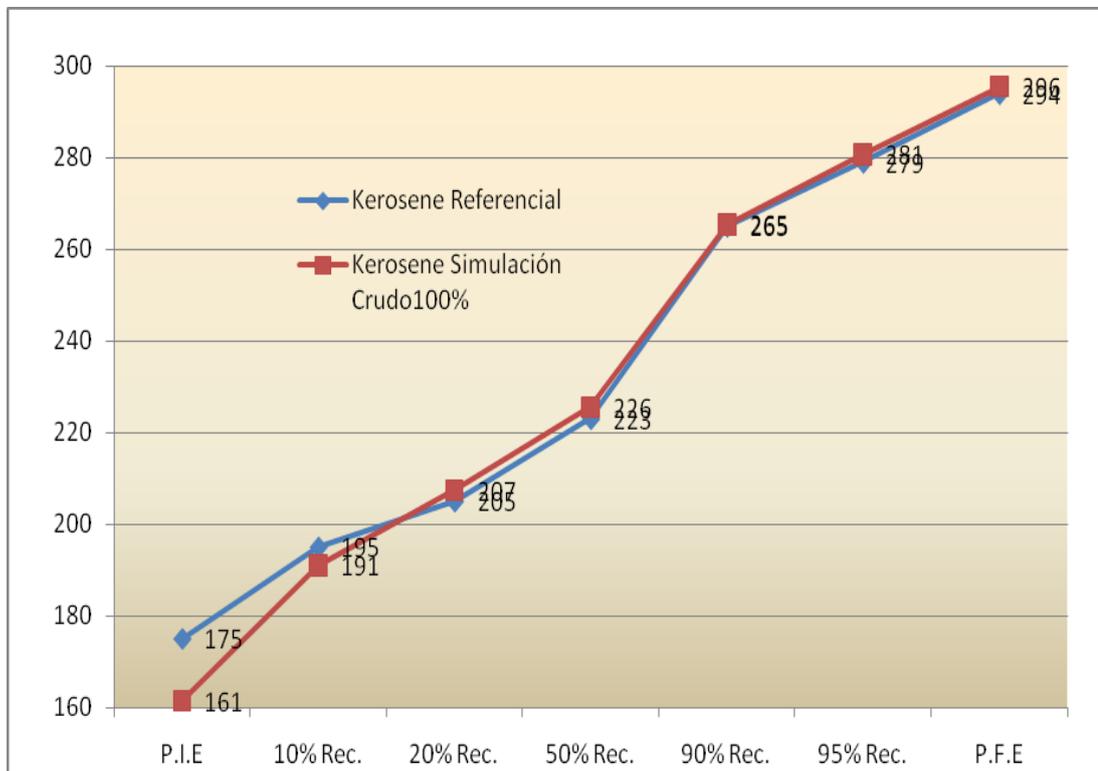
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XX.2: Curva ASTM D-86 – Solvente N° 3 – Simulación Crudo Loreto 100% (8500 barriles)



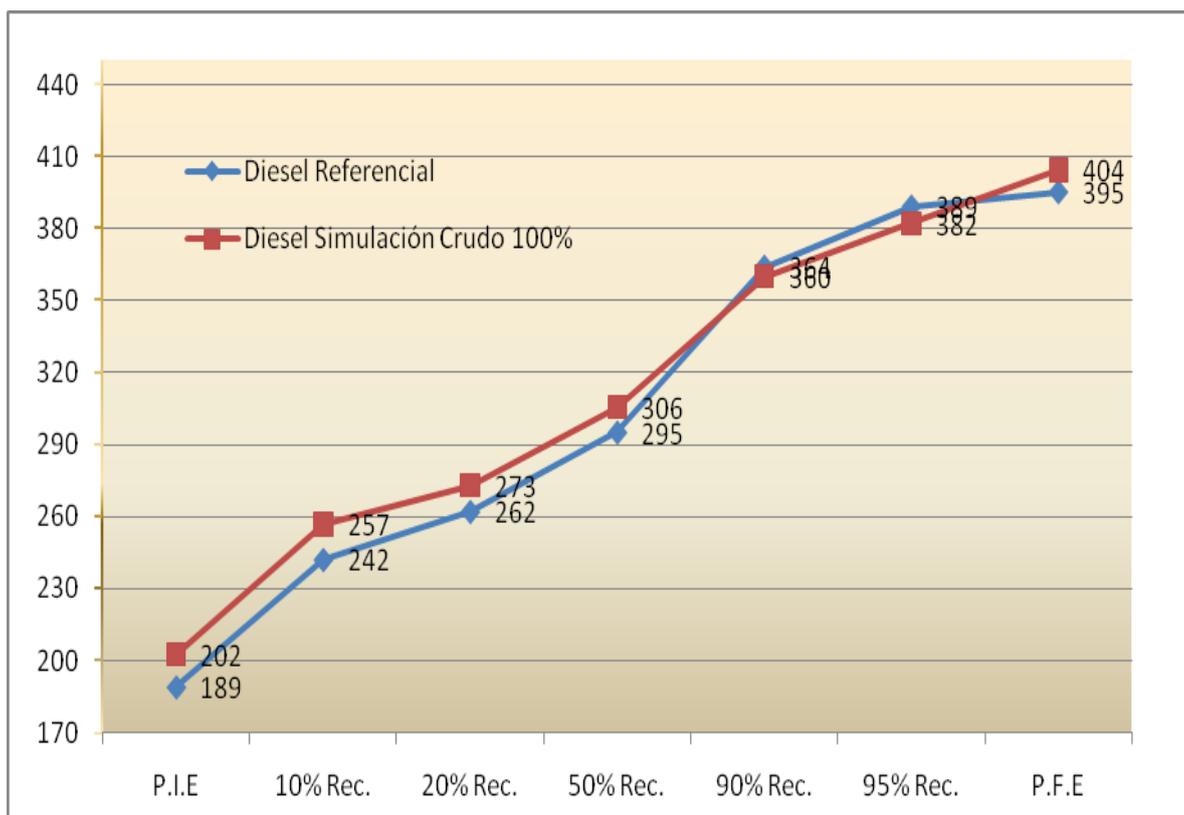
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XX.3: Curva ASTM D-86 – Kerosene – Simulación Crudo Loreto 100% (8500 barriles)



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XX.4: Curva ASTM D-86 – Diesel – Simulación Crudo Loreto 100% (8500 barriles)



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

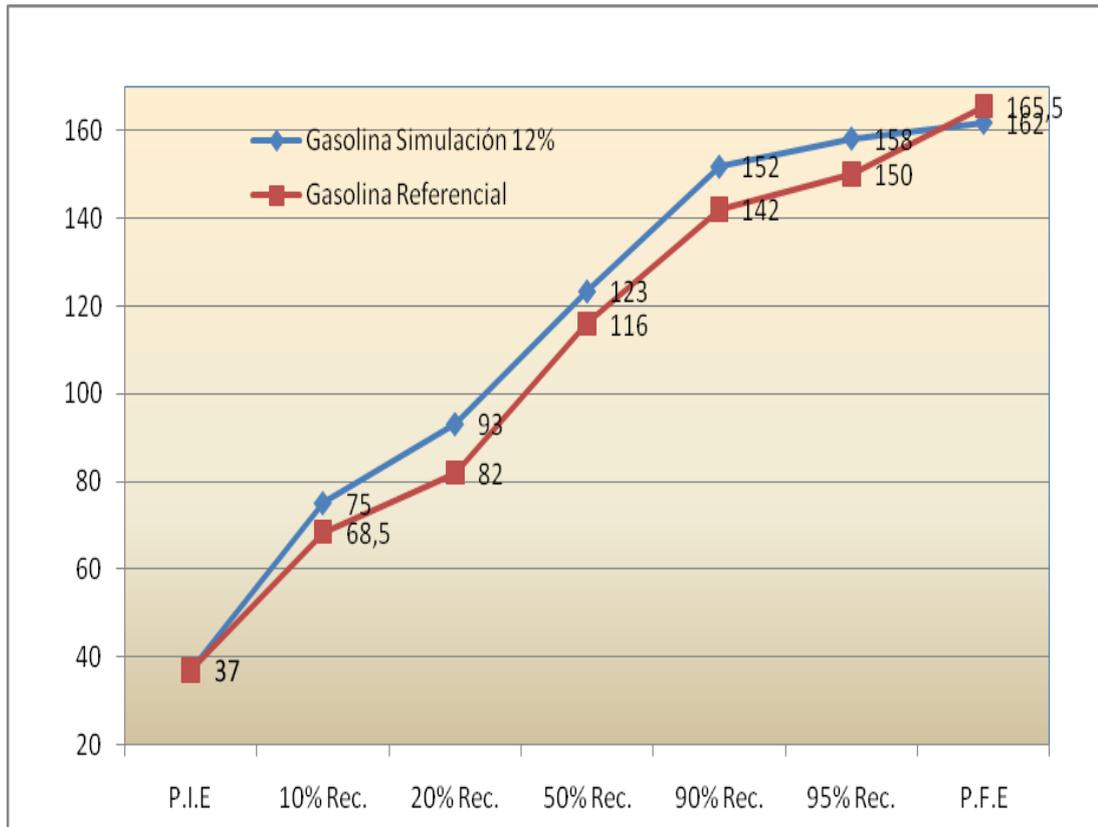
ANEXO XXI: DESTILACION ASTM D-86 DE LA SIMULACIÓN DE CRUDO LORETO CON MDBS AL 12%.

Tabla N° XXI.1: Destilación ASTM D-86 – Simulación Crudo Mezcla Loreto y MDBS al 12%

Destilación D-86, °C	Gasolina Simulación	Solvente N° 3 - Simulación	Kerosene Simulación	Diesel Simulación
P.I.E	37	149	169	191
10% Rec.	75	162	192	251
20% Rec.	93	166	202	276
50% Rec.	123	171	221	305
90% Rec.	152	190	258	363
95% Rec.	158	195	269	380
P.F.E	162	205	283	390

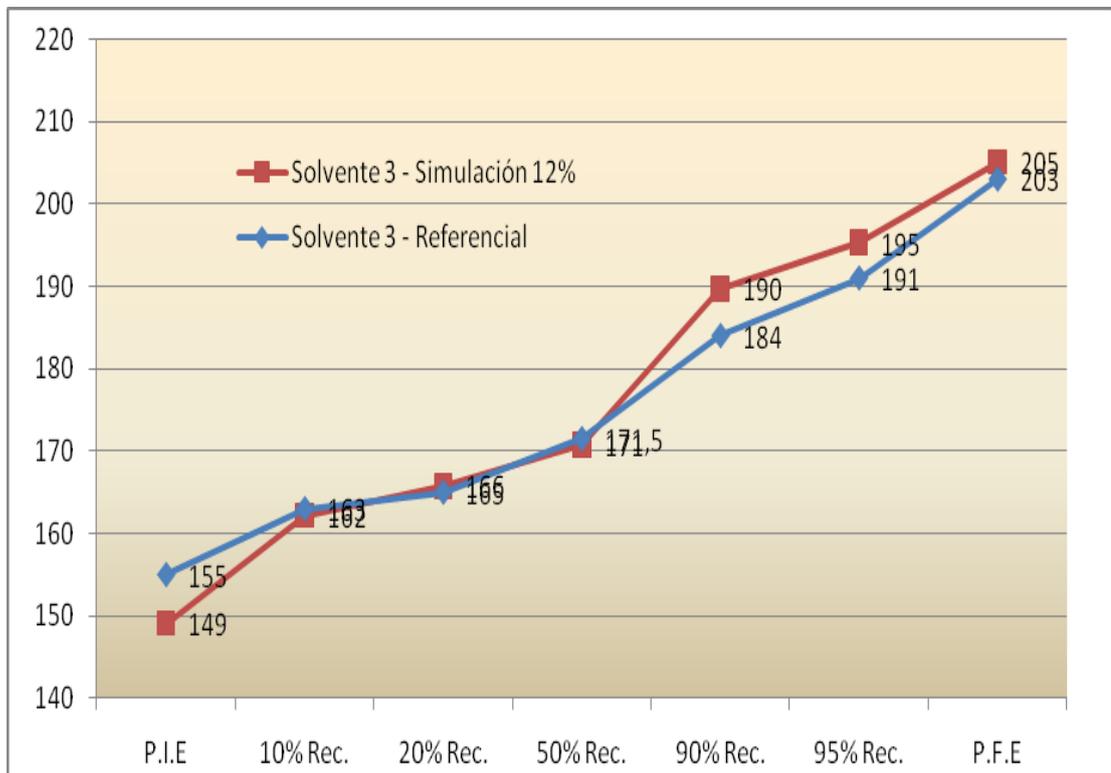
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XXI.1: Curva ASTM D-86 – Gasolina – Simulación Crudo Mezcla al 12%



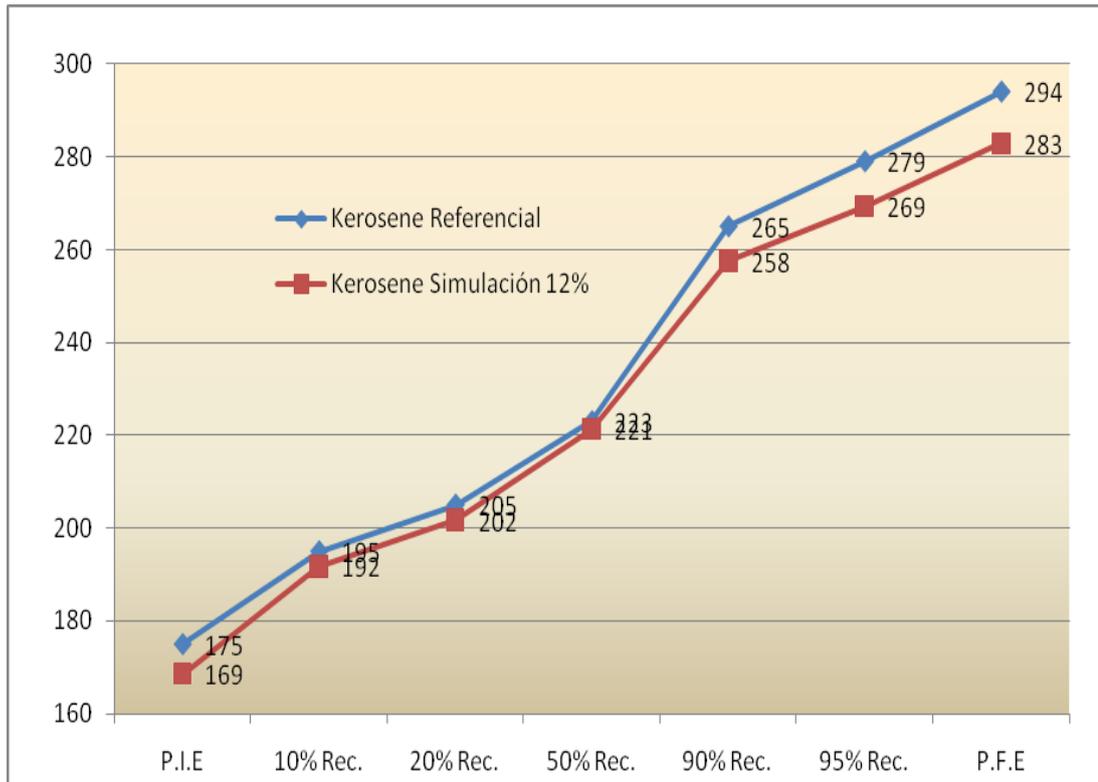
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XXI.2: Curva ASTM D-86 – Solvente N° 3 – Simulación Crudo Mezcla al 12%



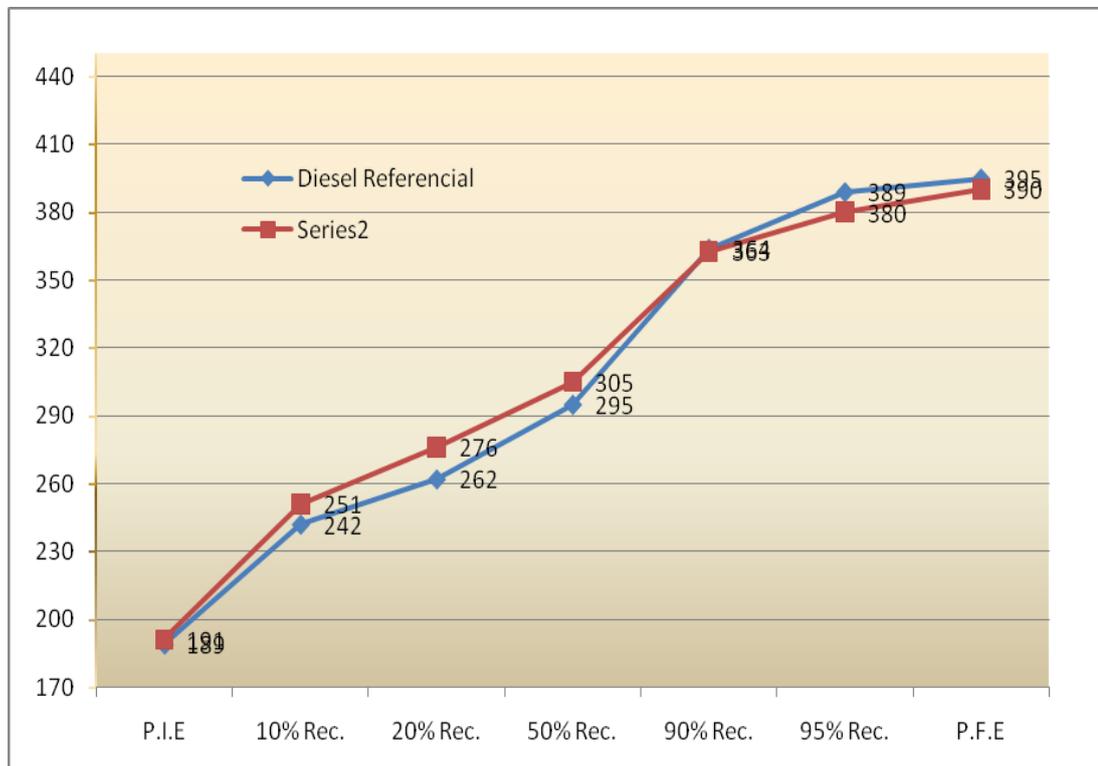
Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XXI.3: Curva ASTM D-86 – Kerosene – Simulación Crudo Mezcla al 12%



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Figura N° XXI.4: Curva ASTM D-86 – Diesel – Simulación Crudo Mezcla al 12%



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación – Hysys Aspen One V 7.1

Nota: Los valores referenciales de los destilados medios (para la destilación ASTM D-86) son tomados del promedio de productos obtenidos durante el año 2010 en OPC.

GLOSARIO Y DEFINICIONES

- API:** American Petroleum Institute; organización americana creadora de estándares para ensayos de productos derivados del petróleo. Gravedad API, magnitud empleada para medir la gravedad específica del petróleo y sus derivados. Gravedad API se emplea como medida inversa del peso específico.
- BPD:** Barriles por día.
- BWG:** Medida del espesor de pared de la tubería utilizada.
- CRUDO LORETO:** Crudo peruano, proveniente de la Región Loreto, pesado según su API.
- Duty:** En equipos de transferencia de calor, este término indica el calor aportado, retirado o transferido por un determinado equipo.
- ft:** Feet, unidad inglesa de longitud, cuyo equivalente en metros es 0.3048.
- GLP:** Gas licuado de petróleo, gas conformado por propano y butano.
- HP:** Por sus iniciales en inglés horse power, indica la unidad de potencia empleada.
- MATERIAL DE CORTE:** Producto de refinería, constituido por Solvente MC, Kerosene ó Diesel, el cual se adiciona a la producción de Fondos de Vacío y en algunos casos al Crudo Reducido para la preparación de combustibles residuales.
- MANIFOLD:** Tubería empleada como punto de convergencia de varias tuberías.
- MBPD:** Miles de barriles por día.
- MMT:** Tricarbonilo de Magnesio Metil Ciclopentadienilo, aditivo empleado para elevar el octanaje de las gasolinas.
- POFF:** Punto de Obturamiento de Filtro Frío, es una característica que mide el comportamiento en frío a tener en cuenta para los destilados medios de un crudo.

- NFCC: Nafta proveniente de la Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado.
- QUENCH: En la industria en general, el término es empleado para referirse a sistema de enfriamiento, y en la industria del petróleo en particular, parte de la corriente de salida de un determinado producto es retornado para disminuir la temperatura de dicha corriente.
- OPC: Término empleado por Petroperú S.A. para referirse a Operaciones Conchán.
- RON: Research Octane Number, indica el número de octanaje de una gasolina.
- SARA: Término formado por las iniciales las siguientes palabras: saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos.
- Slop: Término empleado para indicar que se trata de productos contaminados o con lodos u otros.
- Solvente MC: Segunda fracción que se obtiene por destilación atmosférica de petróleo.
- STRIPPER: Despojador, Agotador, equipo empleado para la separación de componentes livianos de un determinado producto, mediante el uso de vapor de agua.
- TBP: True boiling point, Punto de ebullición verdadero.
- UDP: Unidad de Destilación Primaria.
- UDV: Unidad de Destilación al Vacío.

BIBLIOGRAFÍA.

- Tovar, W., Cancino, J. (2005). Análisis y optimización de los rendimientos de productos de la unidad de topping - planta de fraccionamiento Pisco preparado para INGEPET 2005 (GAS-3-WT-33).
- Wauquier, J., (2005) El Refino del Petróleo, Petróleo crudo, Productos petrolíferos, esquemas de fabricación, Edit. Diaz de Santos, España.
- Santillana Soto, J., Taboada Carraza, J., Muñoz Ramos, A. (2003), Proceso de fraccionamiento de líquidos del gas natural de Camisea y su impacto en la economía de refinación de hidrocarburos en el Perú, TECNIA Vol. 13 N° 2 Diciembre 2003: 59-66.
- Cerutti, A., La Refinación del Petróleo, Edit. Instituto Argentino del Petróleo y del Gas.
- Castellanos, E., Garrido, A., Desulfurización del diesel con bajo azufre de la planta de fraccionamiento de líquidos de gas en Pisco preparado para INGEPET 2008 (GAS-2-EC-315).
- Plan referencial de Hidrocarburos 2007-2016 (2006), Edit. MINEM-DGH, Cap. 1,4 6.
- UOP Training Services (2004) - Tray Sizing Article.
- Manual de Movimientos de Productos (Actualización Junio 2006) - Operaciones Conchán.
- Manual de Procesos (Actualización Diciembre 2010) - Operaciones Conchán
- Precios Referenciales de combustibles.
<http://www2.osinerg.gob.pe/preciosreferencia/TarPreciosReferencia.html>
(Visitado el 2010-07-01).
- Precios de importación del Diesel.
<http://www.aduanet.gob.pe/operatividadAduana/index.html>
(Visitado el 2010-07-10).
- Simulador *Hysys Aspen One V 7.1*
<http://www.aspentech.com/hysys/>
- Página principal de *UOP a Honeywell Company*
<http://www.uop.com/processing-solutions>