

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



**SIMULACIÓN DEL FRACCIONAMIENTO DEL “MEDIUM DISTILLATE
FOR BLENDING STOCK” (MDBS) EN LA COLUMNA D-305 DE
REFINERÍA CONCHÁN**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO DE PROFESIONAL DE
INGENIERO PETROQUÍMICO**

ELABORADO POR:
CARLOS EDUARDO CISNEROS HUERTA

PROMOCIÓN: 2009-I
LIMA – PERÚ

2011

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 el fraccionamiento del Medium Distillate for Blending Stock (MDBS) a fin de obtener Turbo A-1 y Diesel, utilizando un Simulador de Procesos y tomando como base el procesamiento de MDBS en la Refinería Conchán, como un alternativa para obtener mayores ingresos por ventas de combustibles ya que actualmente el MDBS se deriva hacia el sistema de blending, una parte utilizada para la obtención de Diesel con menos de 50 ppm de azufre y la otra para la obtención de Diesel con menos de 2500 ppm de azufre.

La simulación utiliza como equipo principal la columna D-305 (ex-Planta Solventes de Talara), además de implementar un sistema de precalentamiento con intercambiadores de calor de casco y tubos y un horno para alcanzar la temperatura necesaria de ingreso a la columna, asimismo, se incluyen otros equipos.

Se evalúa las diferentes condiciones de operación con la simulación para obtener una adecuada capacidad de procesamiento de acuerdo a las condiciones actuales de la columna D-305, así como también establecer el número y espaciamiento de platos de la columna y los platos de extracción de los productos. De acuerdo a la simulación se obtendrían datos como:

- Los platos de extracción de los productos.
- Capacidad de Procesamiento de la columna.
- Probabilidad de adicionar reflujos externos y strippers.
- Probabilidad de inyección de vapor.
- Las calidades de los productos obtenidos.

La actual demanda creciente de Turbo A-1 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 Turbo A-1 además de producir Diesel de bajo azufre.

La calidad de los productos obtenidos es verificada con el mismo simulador y, además, se realiza una validación del procesamiento del MDBS llevado a cabo en la Refinería Conchán introduciendo los datos reales en el software.

AGRADECIMIENTO

A mi familia, por su apoyo incondicional, a los Ing° Sebastián Ernesto Barreda Tamayo, Alfredo Coronel Escobar, José Chambi Chambi y Máximo Angulo Silva, quienes me brindaron su apoyo técnico y logístico necesario para concretar el proyecto.

Asimismo agradezco a la Universidad Nacional de Ingeniería y al Ing. Luis Felipe Gonzáles por la enseñanza del valioso software de Procesos.

**SIMULACIÓN DEL FRACCIONAMIENTO DEL “MEDIUM DISTILLATE
FOR BLENDING STOCK” (MDBS) EN LA COLUMNA D-305 DE
REFINERÍA CONCHÁN**

ÍNDICE

SUMARIO.....	i
AGRADECIMIENTO	ii
ÍNDICE	iii
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	3
CAPÍTULO II.- DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA CONCHÁN	6
CAPÍTULO III.- MARCO TEÓRICO.....	7
1. Refinación.	7
2. Procesos de una refinería de petróleo.	10
3. Derivados y usos del petróleo.	12
4. Glosario y definiciones	21
CAPÍTULO IV.- FRACCIONAMIENTO DEL MDBS.....	23
1. Caracterización del MDBS	23
2. Productos obtenidos del fraccionamiento	25
3. Descripción de la columna D-305.	27
4. Diagrama del proceso de fraccionamiento	28
5. Resultados de la simulación.	34
6. Ubicación del área de los equipos	36
CAPÍTULO V.- ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN.....	38
1. Validación de la simulación.	38
2. Condiciones de operación propuestas y resultados.	45
3. Características de los productos obtenidos.	55
4. Rendimientos y control de calidad.	56
5. Limitaciones de la simulación.	58
CAPÍTULO VI.- EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	59
Análisis de sensibilidad	64
CAPÍTULO VII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	70
Conclusiones.	70
Recomendaciones	71
CAPÍTULO VIII.- BIBLIOGRAFÍA.....	72
CAPÍTULO IX.- ANEXOS	73

INTRODUCCIÓN

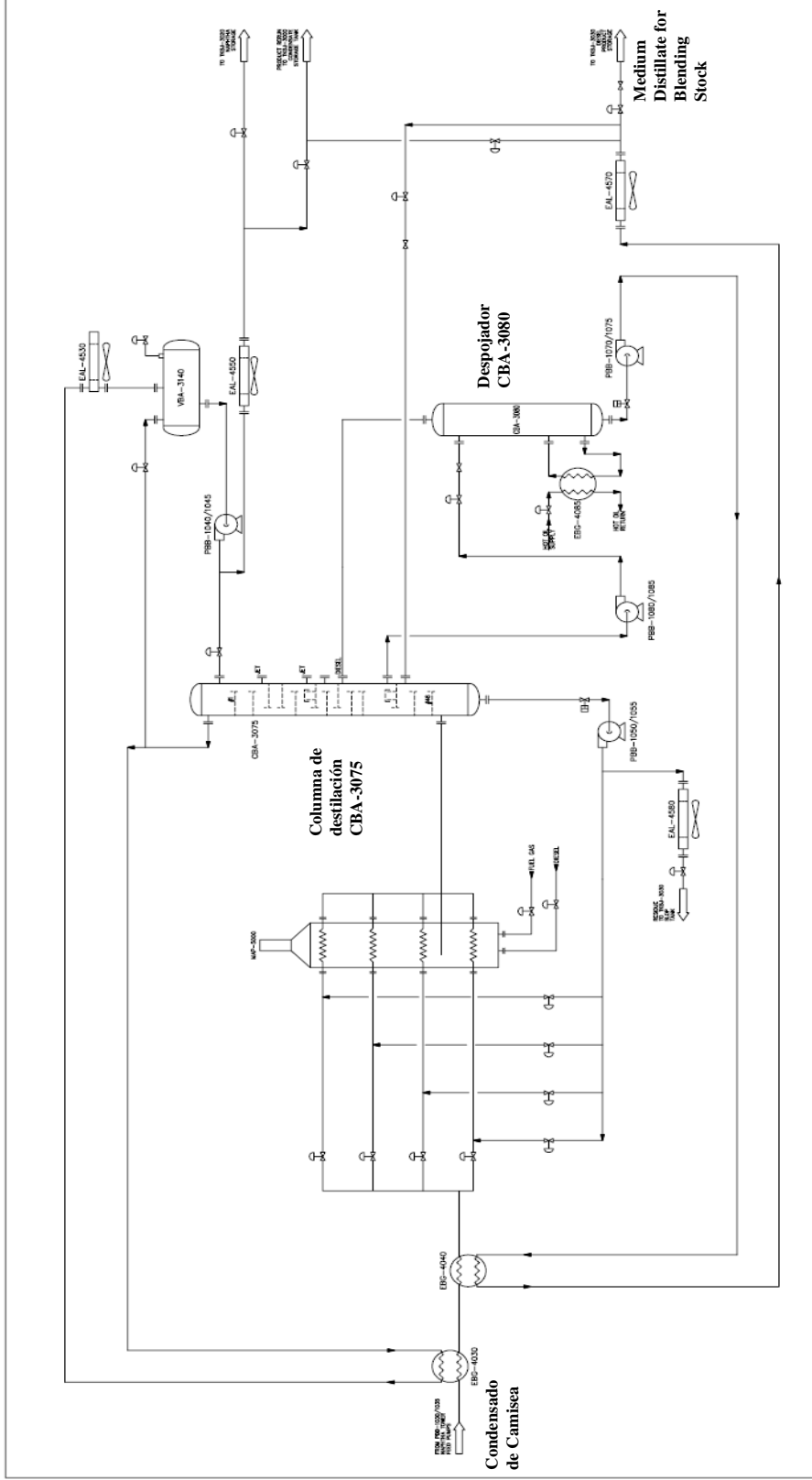
El Condensado de Camisea es separado en la Unidad de Topping de la Planta de Fraccionamiento de Pisco que consta de 46 platos tipo Válvula (columna CBA-3075), de diseño Sulzer, y un despojador (stripper CBA-3080) de diesel de 16 platos para ajustar la calidad de Flash Point del diesel producido.

La carga proveniente del Tanque de alimentación, pasa por un tren de precalentamiento y posteriormente por un horno de proceso, en el cual se calienta hasta la temperatura de 260 °C. La carga parcialmente vaporizada, luego, es enviada a la columna de destilación, en la cual se fracciona en nafta y diesel y una mínima corriente de slop, que se utiliza como reflujo circulante para disminuir el vaporizado en el Horno. La unidad cuenta con las conexiones necesarias para una futura extracción de Jet Fuel. Debido a las características del Diesel fuera de especificación, éste recibe el nombre de Medium Distillate for Blending Stock.

La figura 1 muestra el diagrama de procesos de la planta de fraccionamiento de Pisco, en donde el Medium Distillate for Blending Stock se obtiene por los fondos del despojador CBA - 3080.

Actualmente, el Medium Distillate for Blending Stock es utilizado como componente en el sistema de mezcla para la obtención de diesel de bajo azufre (menor a 50 ppm), sin embargo, este producto posee una mezcla de hidrocarburos que se encuentran en el rango del diesel, y componentes livianos que modifican la temperatura del 90% del volumen recuperado utilizando el método ASTM D-86, haciéndolo más ligero. Con el objetivo de separar la fracción ligera del Medium Distillate for Blending Stock, se analiza al proceso de destilación con el fin de obtener diesel en especificación de azufre, además de obtener Turbo A-1 como producto principal debido al elevado costo y aumento de la demanda de este combustible.

La compra del Medium Distillate for Blending Stock se dio con el contrato N° 009-2008-MEXT/PETROPERÚ, en donde Pluspetrol Perú Corporation S.A. se compromete a entregar a PETROPERÚ el volumen de 7'542,000 barriles de Medium Distillate for Blending Stock por un período de tres años.



**FIGURA 1 - LAYOUT DE LA UNIDAD DE TOPPING – PLANTA
FRACCIONAMIENTO PISCO**

Fuente: INGEPET 2005 (GAS-3-WT-33)

CAPÍTULO I.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1. Antecedentes

La Unidad de Topping de la Planta de Fraccionamiento de Pisco fue diseñada para el procesamiento de una carga de condensado de Camisea de 25000 barriles por día, y se obtiene como máximo un volumen de 7133 barriles por día de Medium Distillate for Blending Stock.

El Medium Distillate for Blending Stock no cumple las especificaciones técnicas como Diesel, debido a que la temperatura del 90% de volumen de líquido recuperado de la destilación ASTM D-86 es de 265 °C aproximadamente, siendo la temperatura de especificación del Diesel de 282 a 360 °C, esto ocurre por la presencia de hidrocarburos livianos (de bajo peso molecular) en su composición, que no han podido ser despojados, por lo mismo, presenta baja viscosidad, de 1.34 cSt, mientras que la Diesel se encuentra en el rango de 1.9 a 4.1 cSt. Es debido a esto a que este producto no puede ser comercializado como Diesel.

Al no contar con una Unidad de desulfurización para reducir la cantidad de azufre en el Diesel con el fin de cumplir las actuales legislaciones sobre la calidad de Diesel y disminuir el impacto ambiental de los componentes azufrados, Refinería Conchán compra el Medium Distillate for Blending Stock para la preparación de Diesel de bajo azufre (menor a 50 ppm), mezclándolo con el Diesel que la refinería produce que presenta más de 1000 ppm, ya que este producto presenta características semejantes al Diesel.

La corrida de prueba del procesamiento de Medium Distillate for Blending Stock, llevada a cabo en la columna de destilación C-1 de Refinería Conchán, obtuvo resultados óptimos con respecto a las especificaciones de los productos obtenidos, tales como Solvente 3, Turbo A-1 y Diesel, dando a conocer una alternativa para el procesamiento de Medium Distillate for Blending Stock; en vez de utilizarlo como componente de mezcla en la formulación de Diesel de alto y bajo azufre, fraccionarlo y producir Turbo A-1 debido su gran demanda. En Refinería Conchán se encuentra disponible la columna de destilación D-305, la que cuenta con todas las características necesarias para utilizarla y procesar el Medium Distillate for Blending Stock. Teniendo en cuenta sus menores

dimensiones de altura y diámetro, hará que la capacidad de procesamiento sea menor en 3200 barriles a la lograda en la columna C-1 de la refinera, de acuerdo a la corrida de prueba.

Las pruebas de esfuerzos demuestran que es suficiente ponerla en operacion pese al tiempo que lleva sin mantenimiento y uso (aproximadamente 19 años).

La simulación da a conocer las condiciones óptimas de procesamiento a fin de obtener producto dentro de especificación.

El fraccionamiento del Medium Distillate for Blending Stock se realizará utilizando un simulador de procesos tomando como equipo principal la columna de destilación D-305 de Refinería Conchán, considerándose la inclusión de otros equipos de procesos como bombas, intercambiadores de calor, aerorefrigerantes, etc.

2. Formulación del problema

El procesamiento de Medium Distillate for Blending Stock en la columna D-305 deberá obtener como sub-productos Diesel y Turbo A-1 en especificación.

Se requieren equipos secundarios como son bombas, intercambiadores de calor, recipientes de tratamiento, tanques de almacenaje, entre otros, los cuales se dimensionarán.

3. Justificación

Se justifica el procesamiento de Medium Distillate for Blending Stock para obtener Turbo A-1 debido a su mayor valor económico en el mercado, comparado con el Diesel, ya que el Medium Distillate for Blending Stock se utiliza en la mezcla para la obtención de diesel de bajo azufre.

4. Objetivos

- Simulación del fraccionamiento de Medium Distillate for Blending Stock en la columna D-305 para la obtención de Turbo A-1 en especificación, utilizando un simulador de procesos.
- Obtención de la carga óptima a la columna D-305 por simulación.

- Establecer las condiciones de operación para el procesamiento de Medium Distillate for Blending Stock con la obtención de Turbo A-1 como operación principal.
- Evaluación del rendimiento económico del procesamiento de Medium Distillate for Blending Stock para la obtención de Turbo A-1.

5. Hipótesis

Maximizar la producción de turbo A-1 para darle mayor valor agregado al “Medium Distillate for Blending Stock” (MDBS), a través de la simulación del proceso de destilación en la columna D-305 de Refinería Conchán.

6. Variables

El simulador toma las características físicas de la columna y luego se analiza el comportamiento que se presenta con diferentes cargas y condiciones de operación.

Los datos que se introducirán al simulador son:

- La caracterización de Medium Distillate for Blending Stock con datos de la destilación ASTM-D86, Gravedad API y la 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 Medium Distillate for Blending Stock a la columna, como presión, temperatura, flujo y reflujo interno.

CAPÍTULO II.- DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA CONCHÁN

La Refinería Conchán está ubicada en el Km. 26.5 de la Antigua Panamericana Sur, Distrito de Lurín, Provincia y Departamento de Lima.

El área de la Refinería es de 50 hectáreas, a orillas del mar, en el kilómetro 26,5 de la carretera Panamericana Sur, en el distrito de Lurín, departamento de Lima.

Refinería Conchán recibe en tanques el MDBS por un sistema de tuberías submarinas que en el momento de la descarga se conectan al buque anclado en el amarradero existente.

La descarga del MDBS se realiza de acuerdo al siguiente procedimiento:

- Personal de Operaciones efectúa el desplazamiento de las líneas submarinas de blancos con agua dulce de acuerdo a instrucciones del Supervisor de Turno-Movimiento de Productos (MDP).
- Se fiscaliza los tanques de recepción o carga. (medida, corte de agua, temperatura y muestra) al inicio y término de cada operación. Al final de la descarga vuelve a fiscalizar para realizar los cálculos del Certificado de Descarga.
- Se mantiene el nivel del tanque Slop (TK-4) en un volumen adecuado para recibir el desplazamiento de la línea submarina.
- Se realiza los desplazamientos necesarios del sistema previo a las operaciones de descarga.
- En las maniobras de descarga se efectúa las pruebas hidrostáticas, en coordinación con el Inspector del Buque, asegurándose primero de haber desplazado el aire de la línea submarina.
- Se controla el desplazamiento de agua de la Línea Submarina hacia el tanque 4 ú 8 y verifica en el drenaje la llegada de producto antes de alinearlos al tanque.
- Se calcula los regímenes de bombeo horarios y se compara con las cantidades del Inspector del Buque. Cuando las diferencias son mayores al 1% en volumen, reportará de inmediato al Supervisor de Turno. Así también se encarga del llenado del reporte de control de la descarga.
- Se muestrea la línea submarina, y en sus vueltas de rutina verifica los drenajes a fin de detectar cualquier anomalía en las operaciones de carga y descarga.
- Se verifica las presiones del sistema en las operaciones de carga y descarga.
- Al término de la descarga, realiza los cálculos previos para corregir el volumen a 15.5 °C (60 °F) recibido/embarcado y hacer las comparaciones finales respectivas.

CAPÍTULO III.- MARCO TEÓRICO

1. Refinación.

1.1. Función

La Refinería de Petróleo tiene la función de transformar los Crudos de Petróleo en productos comercializables, como gasolinas, gasóleos, etc., de una forma económica. Es, por lo tanto, un eslabón más en la cadena de un negocio integrado que se inicia con la exploración y sigue con la producción, venta-compra de crudo, transporte, **refino**, distribución y venta de productos terminados.

1.2. Esquemas de refino

Una Refinería de Petróleo está constituida por una serie de procesos en los que, mediante separaciones físicas o transformaciones químicas, se modifican las características de las materias primas hasta obtener los productos deseados.

Se denomina “**esquema de refino**” al conjunto de procesos que constituyen una Refinería de Petróleo. El Esquema de Refino puede variar de unas refinerías a otras en función de:

- Tipo de crudo o crudos a tratar.
- Especificaciones requeridas por el mercado.
- Demanda de los productos.
- Tecnología disponible.
- Flexibilidad requerida (estacionalidad, futuro, etc.)

En la relación de un esquema de refino se han de tener en consideración todas estas variables de una forma **económica**, es decir que el conjunto de costes de:

- Materias primas (crudo fundamentalmente).
- Inversión (coste fijo).
- Energías (coste variable: EE, agua, etc.).
- Otros costos operatorios.

optimice al margen económico de la operación (Figura 3.1). Esta selección no es fácil dada la volatilidad de los precios de los crudos, la frecuente modificación de las especificaciones de los productos y la variación de la demanda.

Por las anteriores razones se explica que existan Refinerías con distintos esquemas para adaptarse a las necesidades del mercado, crudo-demanda-calidad del área geográfica y que estos hayan sido modificados a lo largo del tiempo.

Los esquemas de Refino se suelen clasificar en función de su capacidad de conversión o reducción de residuo (Fuelóleos) transformándolos en destilados más ligeros (gasolinas, gasóleos):

- “Hydroskimming”
- Refinería con Conversión
- Refinería con Conversión Profunda

La Refinería “Hydroskimming” es la más simple y se limita a destilar el crudo y tratar los productos así obtenidos para que cumplan con las especificaciones exigidas. Este esquema es el más antiguo y se adaptaba a un mercado con alta demanda de fuelóleos y especificaciones poco rigurosas. Hoy en día tienden a desaparecer y su existencia se justifica en situaciones especiales.

La Refinería con conversión correspondiente a una etapa en que la demanda de fuelóleos se fue reduciendo haciendo necesaria la inclusión de procesos de conversión de residuo (fondo de destilación atmosférica) a otros productos comercializables.

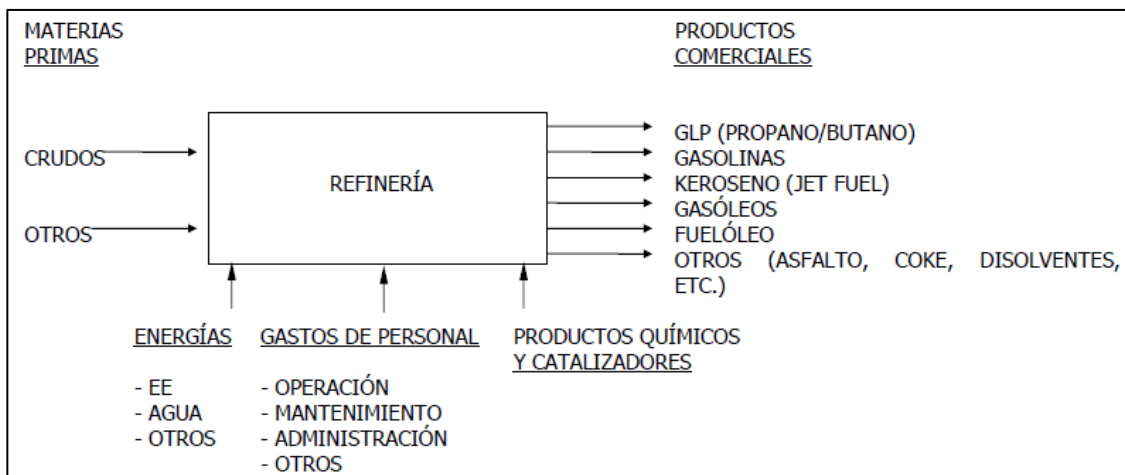
La Refinería de Conversión Profunda es la última etapa de desarrollo y permite operar una refinería con producción cero de Fuelóleos.

Es conveniente indicar que para la buena operación y gestión de una Refinería de Petróleo son necesarias otro tipo de unidades y servicios:

- “Blending”
- “Offsites”: Antorcha, tanques, chimeneas, etc.
- Energías: Tratamiento de aguas, generación de vapor, etc.
- Mantenimiento: Talleres, repuestos, etc.
- Gestión: Administración, Trasiegos, Programación, Compras, etc.
- Otras.

cuya buena coordinación permite la optimización del conjunto.

FIGURA 3.1 ESQUEMAS DE REFINO



2. Procesos de una refinería de petróleo.

2.1 Procesos de Separación

Los Procesos de separación dividen la carga en fracciones más simples. Los principales procesos de separación son:

- Destilación
- Absorción
- Extracción
- Cristalización
- Adsorción

El procedimiento de separación por excelencia es la destilación del crudo y en segundo lugar, si se considera una conversión más profunda, la extracción por disolventes (desalfatado).

La destilación es una antigua operación unitaria ampliamente usada. La primera columna de destilación continua fue desarrollada por Cellier-Blumenthal en Francia en 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 de l'alcohol* por Ernest Sorel en 1893.

Durante el primer cuarto del siglo veinte 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 (de bajo punto de ebullición) que la corriente original de donde provino.

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

2.2 Procesos de Transformación

Procesos de transformación son los que generan nuevos compuestos, con características apropiadas a la utilización del producto.

Son los procesos más importantes del refino y de la petroquímica. De esta gran familia, distinguimos los siguientes:

Procesos de mejora de características

Con reordenación molecular:

- Reformado catalítico
- Isomerización

Con intervención de otros reactivos:

- Alquilación.
- Síntesis de éteres.
- Oligomerización.

Procesos de conversión

Térmicos

- Viscoreducción.
- Coquización.

Catalíticos

- Craqueo catalítico.
- Reformado con vapor.
- Hidroconversión.

Procesos de acabado

Eliminan (normalmente por hidrogenación) los compuestos indeseables.

- Hidrotratamiento/ hidrogenación.
- Endulzamiento.

Procesos de protección del medio ambiente

Tratan los gases de refinería (fuel gas), los humos y las aguas residuales.

- Tratamiento de gases ácidos (que contienen azufre).
- Tratamiento de humos.
- Tratamiento de aguas residuales.

3. Derivados y usos del petróleo.

Se obtienen tres categorías de productos combustibles:

Gases a presión y temperatura ambiente.

- Gas natural
- Gas de Refinería
- Propano (comercializado como líquido).
- Butano (comercializado como líquido).

Líquidos

- Naftas.
- Kerosene (Kerosén), Solventes Industriales
- Combustibles para aviones a reacción (Jet Fuel).
- Gasóleo (Gas oil)
- Diesel (Diesel oil)
- Residuales (Fuel oil)

Sólidos

- Asfaltos.
- Coque de petróleo.

El gas natural no es un producto propio de la refinación en las refinerías, pero su obtención está vinculada a operaciones de estabilización y destilación en unidades próximas a los centros de producción, similares a las operaciones de una refinería. Estas plantas de recuperación de gases y compresoras, son diseñadas específicamente para tratar el material disponible en su zona de influencia; o sea, la producción local de gases y gasolina asociada al petróleo.

En lo que respecta a los productos líquidos en su mayoría son mezclas de las distintas corrientes provenientes de las unidades de operaciones y procesos de la refinería. Las mezclas se optimizan para lograr la calidad que el productor pretende, con el menor costo final.

1. Los gases del petróleo

Uno de los gases del petróleo es el denominado gas natural, que se encuentra asociado con el petróleo. Un tipo especial de yacimiento lo constituyen aquellas acumulaciones que solo contienen gas, generalmente asociado con gasolina natural. Entre amplios límites se pueden encontrar todas las variantes posibles de cantidad de gas en un yacimiento y las formas de explotación dependerán de los factores económicos locales.

La economía de la recuperación de gases está ligada a las posibilidades de transporte y distribución, cercanía a gasoductos, como a proyectos petroquímicos. En forma natural se presentan los hidrocarburos saturados, de los cuales los propanos y los butanos licúan con cierta facilidad en plantas compresoras. Operaciones de compresión más rigurosas, permiten obtener el etano líquido.

Si el gas está constituido casi exclusivamente de metano y etano, se le denomina "gas seco", mientras que si contiene propanos y superiores, en mayor cantidad, se le llama "gas húmedo".

Como impurezas, no hidrocarburos, se puede encontrar anhídrido carbónico, que cuando representa una proporción apreciable su presencia se debe a alguna actividad volcánica en algún momento del desarrollo del yacimiento (puede llegar a más del 90%).

Pequeñas cantidades de CO₂ por lo general están vinculadas a la acción bacteriana sobre los hidrocarburos. Otras impurezas comunes son el ácido sulfhídrico y el nitrógeno, el primero probablemente proveniente de la acción bacteriana y el último de bacterias o atmósferas fósiles atrapadas en los yacimientos. También es posible encontrar gases nobles como Helio o Argón, generalmente vinculados a alguna radioactividad en el área del yacimiento.

El gas de refinería está compuesto por los mismos hidrocarburos del gas natural, provenientes de los disueltos en el petróleo procesado en topping., más los producidos en los procesos de cracking, que aportan no saturados como el etileno. Al gas de refinería con una alta concentración de ácido sulfhídrico, se lo denomina gas agrio, debiendo ser sometido a procesos de desulfurización.

Existen operaciones de separación por destilación y combinaciones especiales con absorción, que permiten obtener las olefinas de los gases para fines petroquímicos.

1.1 Gas y gasolina natural

El gas y la gasolina natural resultan tanto de la estabilización de los petróleos, como directamente de los pozos gasíferos, aquellos con un alto porcentaje de gases. Cuando se trata de concentraciones económicamente interesantes de gases $C_1 + C_2$, normalmente son tratados con recuperación de los $C_3 + C_4$ y la gasolina asociada, en una operación denominada secado de los gases.

La gasolina proveniente de los petróleos (fracción de C_3 a C_7) debe ser a su vez estabilizada, dado que contiene C_1 y C_2 disueltos, junto con C_3 y C_4 (hasta un 30%) que le confieren alta presión de vapor. De esa estabilización pueden surgir cantidades aprovechables de gases, factibles de ser recuperados.

El gas seco, que conforma el verdadero gas natural, es inyectado a los gasoductos correspondientes. La gasolina estabilizada constituye un buen componente de mezcla para elaborar naftas para motor. La unidad de recuperación de gases, denominada así a la planta que realiza todas las operaciones anteriores, separa el propano y el butano, produciéndolos líquidos.

1.2 Gas de refinería

La producción de gases de una refinería está vinculada principalmente a los procesos de los cuales dispone. Son productoras de gases tanto las plantas de descomposición térmica, como el Coque Retardado, o las catalíticas, fundamentalmente el craqueo catalítico. Los C_1 , C_2 , C_3 ; C_4 y los C_{5+} en las modernas refinерías son enviados, desde las torres fraccionadoras de los productos de craqueo, a plantas de recuperación de gases.

1.3 Gases licuados

Se conoce como GLP, Gases Licuados de Petróleo, a los propanos y butanos líquidos.

Los GLP constituyen una fuente de energía calórica de fácil traslado, muy útil en zonas alejadas de gasoductos proveedores de gas natural. El envasado se realiza en los llamados tubos de gas, que en el caso del propano comercial son botellones capaces de soportar más de los 127 a 269 psig.

El butano comercial puede aparecer en botellones más pequeños, adosados a estufas o calentadores, que para iguales temperaturas tienen una variación de presión de unos 13.7 a 56.4 psig.

Si bien son denominados como Butano y Propano Comercial, en realidad tienen un grado técnico, conformando mezclas donde los hidrocarburos característicos representan la mayor parte.

Los hidrocarburos no saturados aparecerán cuando los GLP provengan de plantas de recuperación de gases de refinerías con procesos de conversión. En los propanos pueden aparecer trazas de C_2 y algunos butanos y butilenos. En general, en ambos casos la pureza puede llegar a un 98%, considerando todos los isómeros de cada clase.

1.4 Gasolina Natural

La gasolina natural, corte de bajo punto de ebullición, aproximadamente entre unos 35 °C y 170 °C, se encuentra asociada a los gases que van a recuperación, o también puede provenir de la estabilización del petróleo. En este último caso debe a su vez ser estabilizada para colocar su presión de vapor en términos seguros para almacenaje y transporte.

Cuando existen unidades de recuperación de gases, la gasolina se obtiene del fondo de la debutanizadora, por eso se la llama debutanizada.

El contenido de butano no recuperado como tal, queda en la gasolina aumentando su presión de vapor. Como el Número de Octano de la mezcla de butanos puede llegar a 95 RON, a mayor presión de vapor mayor RON.

El uso como combustible de los gases del petróleo tiene ventajas comparativas con respecto a los líquidos más pesados, ya que por su menor relación carbono hidrógeno forma menos CO_2 y, además, la posibilidad de conocer con exactitud su composición, hace posible regular la combustión minimizando el CO. Para consumo domiciliario deben ser odorizados a los efectos de que los usuarios detecten fugas. Como odorizante se usan generalmente mercaptanos.

2. Fuel – oil

La denominación de Fuel oil recae sobre los combustibles para ser quemados directamente en quemadores a llama en sistemas abiertos. Normalmente

formulados con los residuos de unidades de topping y vacío, deprimidos en su viscosidad (disminución de la viscosidad) con depresores residuales de procesos de cracking o materiales de corte.

Las especificaciones de los productos del petróleo tienen dos exigencias a cumplir, por un lado las legales, que se dictan por Decretos del Poder Ejecutivo Nacional, y por otro las propias de las empresas productoras, que constituyen su compromiso con los clientes y son parte importante de su promoción en el mercado consumidor.

Por ser un producto compuesto principalmente con no destilados, el fuel oil lleva impurezas, tales como los sedimentos, que son arrastrados por los fondos de destilaciones.

El fuel oil es utilizado en la forma de combustión externa en calderas, hornos, etc. Para las cuales la economía de cada diseño depende fundamentalmente de dos factores: grado de combustión y exceso de aire.

Como la combustión es función de la temperatura y de la concentración de las sustancias reaccionantes, mejoran el rendimiento precalentar el aire de combustión y aumentar su presión parcial en la reacción. El precalentamiento del aire se logra por intercambio con los gases de combustión, con lo cual también se disminuyen las pérdidas de calor por chimenea. En lo que respecta a la concentración de reactivos se puede aumentar la presión del aire insuflado, por ejemplo utilizar el concepto turbo, o emplear oxígeno puro, como en los sopletes oxi - acetilénicos.

Los combustibles derivados del petróleo están compuestos principalmente por carbono e hidrógeno, por lo tanto los productos de su combustión completa en aire son anhídrido carbónico, vapor de agua y nitrógeno ingresado con el aire.

3. Coque del Petróleo

El coque de petróleo es una sustancia de color entre gris y negro, dura y porosa, obtenida en las unidades de coque retardado por cracking intenso del crudo reducido de topping o vacío.

Químicamente el coque está formado por hidrocarburos de alto peso molecular, con una alta relación carbono - hidrógeno y una alta condensación de aromáticos. Cuando se encuentra en silos o en pilas a cielo abierto, se debe

controlar al igual que con las semillas, la temperatura interior, dado que las bacterias lo pueden llevar a auto ignición.

Hay otras tecnologías, como Fluid Coking, Flexicoking o Delayed Coker, con las mencionadas unidades se pueden obtener distintas calidades de coque:

Esponja (Sponge)

Material con apariencia de esponja negra, absorbente de agua por su alta área superficial. Con un 12% de volátiles. Poco material fino, con una granulometría entre 5 - 20 cm, con mayoría de gruesos.

Aguja (Needle)

Estructura fibrosa, parecida a agujas, con menor contenido de volátiles y mayor relación C/H₂.

Balines (Shot)

Trozos esféricos con tendencia a aglomerarse, de menor valor comercial. Generalmente la obtención de shot coke se debe a inconvenientes operativos, por ser una alternativa no deseada.

Los coques sin ningún tratamiento luego de su obtención, denominados verdes, se utilizan como combustible tal cual se presentan, pulverizados o en briquetas. El coque esponja verde, solo o mezclado con carbones naturales tiene aplicaciones metalúrgicas, tanto como en la industria de los carburos como en la del silicio.

Las dos calidades principales de coque, esponja o aguja, pueden ser calcinados, sometidos en hornos tubulares a temperatura de unos 1000 °C, esto reduce los volátiles a muy bajos niveles, dando lo que se denomina coque calcinado.

El coque calcinado tiene un buen mercado en la industria del aluminio, para producir los ánodos de las celdas de reducción electrolítica. Los electrodos de los hornos eléctricos son también manufacturados con coque calcinado, tanto para la industria del acero como en la obtención de metales en estado elemental.

4. Combustibles para motores

En términos generales los productos de petróleo, denominados también subproductos en la industria, son mezclas de distintas corrientes de las refinerías, que deben adaptarse a una especificación rigurosa para mantener una calidad competitiva en un mercado exigente.

Naftas

Los componentes de las naftas varían para cada productor según los procesos con que cuenta en su refinería, los componentes más comunes son:

- Butano. Puede llegar hasta un 10% en la mezcla, proviene del petróleo o de procesos de conversión. Aporta un buen Número de octano, usándose fundamentalmente para corregir la presión de vapor de la mezcla final.
- Nafta de Topping. Componente de bajo Número de Octano y alta estabilidad química, proveniente de la destilación directa, generalmente excedente de procesos como la reformación.
- Alquilados. Usados fundamentalmente en naftas de aviación, aporta alto Número de Octano, muy buena estabilidad y proviene de los procesos de alquilación.
- Reformado Térmico. Prácticamente fuera de uso, aporta un buen Número de Octano y cierta inestabilidad química.
- Reformado Catalítico. Aporta buen Número de Octano y buena estabilidad química.
- Naftas de Procesos de Pirólisis. En general no se usan en forma directa, siendo reformadas o hidrogenadas previamente, sin tratar aportan buen Número de Octano y gran inestabilidad química.
- Nafta Polimerizada. Prácticamente no se usa en forma directa en la actualidad, aporta buen Número de Octano y gran inestabilidad química. Por hidrogenación se obtiene un componente similar al alquilado.
- Nafta de Cracking Catalítico. Aporta buen Número de Octano y algo de inestabilidad química que es superada con aditivos estabilizantes.

Diesel

Los componentes de los combustibles para los motores Diesel, pueden ser los siguientes:

- Destilación directa. Corte tipo gas oil de topping. Es un buen componente de mezcla, utilizándose con exclusividad en la formulación del gas oil. Incluye los hidrocarburos entre 200 y 400 °C.
- Destilado medio de Craqueo Catalítico. Corte en el rango de destilación del gas oil de la torre fraccionadora de craqueo. Puede ser un componente de mezcla para el gas oil, dependiendo de la estabilidad química que le confiere al producto terminado. Por su composición química tiene bajo Número de Cetano, NC, que es el equivalente al número de octano en las naftas, lo que obliga a estudiar su comportamiento en la mezcla. Como diesel oil, es un componente de primera calidad.
- Destilados de Craqueo Térmico. Por la inestabilidad química y el bajo número de cetano, es un componente de mezcla clásico del diesel oil.
- Productos Hidrogenados. Cortes provenientes de unidades de craqueo, hidrogenados en unidades de alta tecnología, que les confieren la estabilidad y el alto número de cetano propios de los hidrocarburos parafínicos. Constituyen un componente de primera calidad para el gasoil.
- Destilados pesados de Craqueo (Térmico o Catalítico). Cortes de mayor punto de ebullición que el corte de gasoil típico, tomados platos abajo de este último. En general son utilizados como diluyentes de la viscosidad del fuel oil que se fabrica (depresores de viscosidad), siendo así mismo componente de mezcla del diesel oil.

5. Combustibles de aviación

Los grados de estos combustibles más frecuentemente preparados son los 80/87, 100/130 y 115/145, números que se refieren a calidad octánica y responden a un uso y costumbre generalizado. El primer grado corresponde a pequeños aviones comerciales o de instrucción, el segundo a los aviones del tipo de los viejos DC-3, aun en uso, y el siguiente, en general, tiene solo un uso militar,

Los números de octano mayores que 100 se logran comparando contra patrones de isooctano aditivando con Tricarbonil -Metilciclopentadienil de Manganeso (MMT), metil-ter-butil-eter (MTBE), entre otros.

6. Combustibles para turbinas de aviones a reacción

Los combustibles para aviones a reacción se denominan JP, de los cuales se fabrica, principalmente, el JP-4 para los vuelos comerciales. El JP-1 fue el primero, cuya especificación limitaba la cantidad a extraer del petróleo por ser un corte muy estrecho. El JP-5, con mayor densidad que el JP-4, se usa en aviones supersónicos que son más "calientes" y disminuyen las posibilidades de cristalizar el combustible, permitiendo aumentar la potencia y autonomía, críticas en máquinas de guerra. Se ha llegado hasta el JP-8, con una densidad máxima de $0,84 \text{ g/cm}^3$ a $15 \text{ }^\circ\text{C}$ y un punto final en la destilación ASTM de $330 \text{ }^\circ\text{C}$, que puede observarse supera el corte kerosene.

Las especificaciones por las que se rigen los contratos de suministro de combustibles para turbinas de aviación pueden tener dos fuentes:

- Militares de EEUU, denominación JP.
- Civiles del ASTM, denominación Jet A, Jet A-1, Jet-B

Con respecto a una equivalencia aproximada se puede decir que el Jet A es un intermedio entre los JP7 y JP 8, mientras que el Jet B, responde al JP 4.

Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A. es una empresa que se caracteriza por presentar sinergia entre sus diferentes instalaciones de procesamiento de crudo y otras cargas, la sinergia se debe sobre todo a la flexibilidad de las unidades de destilación primaria de las refinerías capaces de procesar crudos con diversos rangos de gravedad API obteniéndose productos de calidad dentro de las especificaciones del mercado, ya que, por ejemplo, la refinería Iquitos tiene la capacidad de procesar cargas con crudo reducido proveniente de la Refinería Talara, igualmente ocurre con Refinería Conchán produciéndose una utilización muy eficiente y eficaz de los recursos disponibles de la empresa para el bien de la corporación.

4. Glosario y definiciones

Stripper: Son pequeñas torres cuya función principal es despojar los componentes de bajo peso molecular (volátiles) de los combustibles extraídos lateralmente en las torres fraccionadoras, el principio físico en el que se basa su funcionamiento es la disminución de la presión parcial de los componentes por la inyección de un fluido (fase vapor) en el equipo.

Topping: En las unidades de Topping, el objetivo es obtener combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que serán procesados en otras unidades, para convertirlos en combustibles más valiosos.

Slop: Mezcla homogénea de sólidos finos, en suspensión sobre una emulsión agua-petróleo. En ella están englobadas las interfases y corrientes residuales de los distintos procesos de refinería, más los fondos de tanques y líquidos provenientes del lavado de suelos.

MDBS: Siglas de Medium Distillate for Blending Stock (en español, destilado medio para mezcla), es un sub-producto que se obtiene por el fondo de la columna de destilación en donde se procesa el condensado de Camisea.

ULSD: Siglas de Ultra Low Sulphur Diesel o Diesel de ultra bajo azufre (alrededor de 10 ppm)

Blending: Sistema de mezcla de productos para obtener uno en especificación de calidad de acuerdo a normas nacionales o internacionales.

MDP: Siglas de Movimiento de Productos, parte de la Unidad Operaciones del Departamento de Refinación de Refinería Conchán.

MMT: Siglas del aditivo químico, mejorador de octano de la gasolina, Metilciclopentadienil Manganeso Tricarbonil.

MTBE: Siglas de Metil Terbutil éter, líquido inflamable usado como aditivo en gasolina sin plomo.

Planos As-Built: Planos de un proyecto que documenten la condiciones actuales del mismo.

ASTM: American Society for Testing and Materials.

Assay: Paquete de datos utilizados para caracterizar y definir un componente o un fluido en un programa de simulación de procesos de refinación.

Manhole: Abertura generalmente circular en un equipo, utilizado para el ingreso de personas y herramientas, y realizar actividades ya sea de inspección y/o mantenimiento.

ASME: American Society of Mechanical Engineers.

Boquilla: Abertura circular, por donde se extrae un producto de destilación, o

utilizado como toma para medición de nivel, etc.

Manways: Espacio suficiente dentro de un equipo por donde una persona puede desplazarse.

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

TBP: Siglas de True Boiling Point.

PFD: Siglas de Process Flow Diagram o Diagrama de Flujo de Procesos.

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

Pump Around: Sistema por el cual se extrae líquido de un plato de una columna de destilación, para luego ser enfriado y enviado nuevamente a la misma columna a 3 platos superiores al de extracción, induciendo la condensación de vapores ascendentes.

Weir Load: Flujo líquido volumétrico por unidad horizontal del vertedero.

Oligomerización: Reacción que involucra el crecimiento en la molécula por condensación de dos olefinas para producir otra más pesada, por medio de un mecanismo carbocatiónico que requiere un catalizador con acidez moderada. Los productos de la reacción son una mezcla de olefinas más pesadas, parafinas, cicloalcanos y otros compuestos, ya que se dan reacciones paralelas a la oligomerización.

Psig: Unidad de medida de la presión manométrica

bbl/d: Barriles por día, unidad de medida de flujo volumétrico.

St: Stoke, unidad de medida de viscosidad cinemática a una determinada temperatura, a veces se expresa en centistokes (cSt).

HFRR: Dispositivo de Oscilación de Alta Frecuencia (High Frequency Reciprocating Rig).

pS/m: PicoSiemens por metro, unidad de medida de la conductividad eléctrica.

Ω: El ohmio u ohm es la unidad derivada de resistencia eléctrica en el Sistema Internacional de Unidades. Su nombre se deriva del apellido del físico alemán Georg Simon Ohm, autor de la Ley de Ohm.

USGPM/ft: Galones por minuto por pie de longitud horizontal del vertedero, unidad de medida del Weir Load.

VAN: Siglas de valor actual neto.

TIR: Siglas de tasa interna de retorno.

Payout: El tiempo de retorno estimado de una inversión.

CAPÍTULO IV.- FRACCIONAMIENTO DEL MDBS

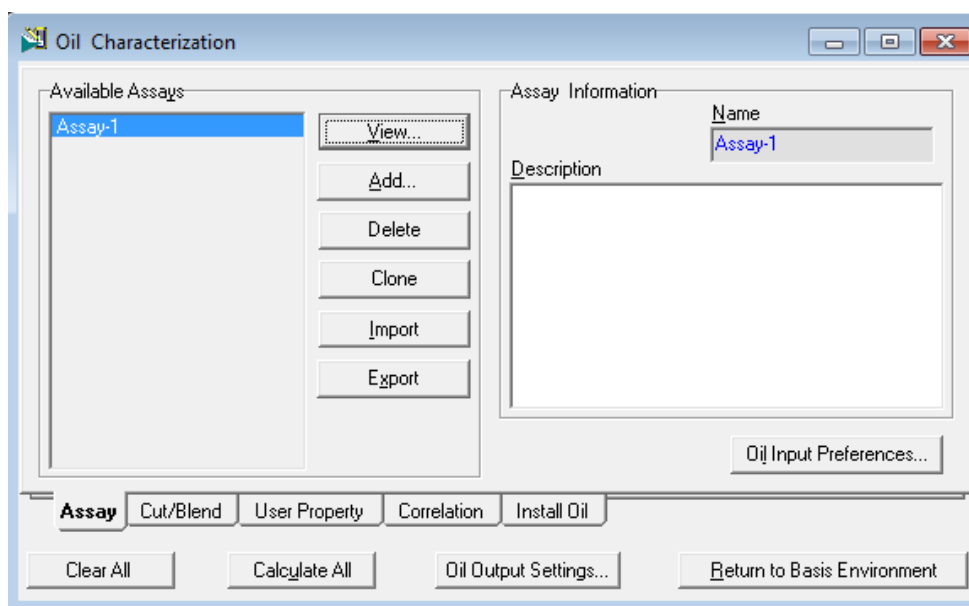
1. Caracterización del MDBS

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 tabla 4.1 resume los datos utilizados en la simulación del proceso.

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 los valores promedios de la tabla 4.1 agregando un assay en el entorno de trabajo.

FIGURA 4.1 – CARACTERIZACIÓN DEL MDBS



Fuente: Simulador de Procesos de Refinación

Luego de ingresar los valores promedios de la tabla 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.

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

TABLA 4.1 – PROPIEDADES DEL MDBS

Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A.

FIGURA 4.2 – COMPOSICIÓN DEL MDBS

Component	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

2. Productos obtenidos del fraccionamiento

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 procesamiento de Pisco, operada por Pluspetrol, se obtienen el propano, butano, nafta y un diesel (MDBS) que está fuera de especificación por el exceso de componentes ligeros que presenta, entonces al destilarlo se puede obtener productos más livianos y el propio Diesel en especificación de destilación.

Una gran ventaja es que el Gas de Camisea presenta muy bajo contenido de azufre, con lo cual, sus productos derivados también tendrán bajo contenido de azufre. El valor promedio de contenido de azufre del MDBS es de 42 ppm (mg/L).

La destilación ASTM D86 del MDBS realizada en la 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 cumple con las especificaciones de Turbo A-1.

Los resultados son los siguientes:

TABLA 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.

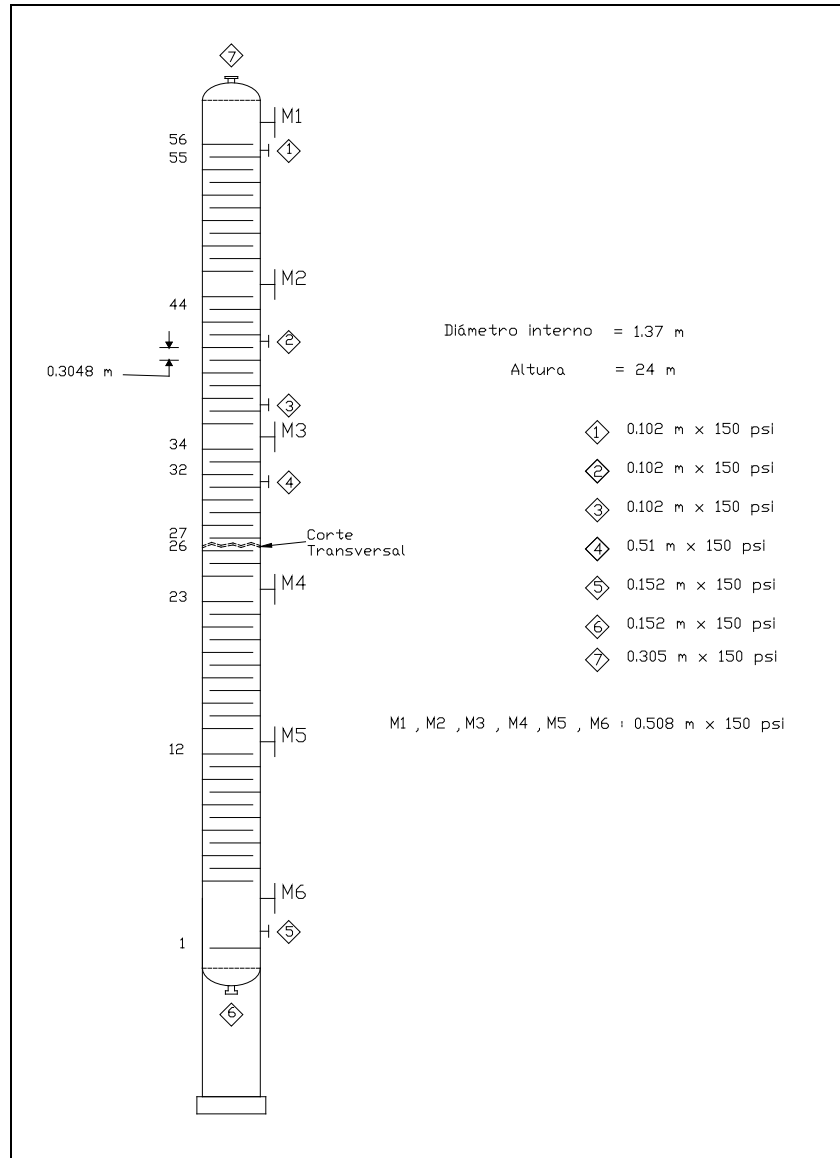
De la tabla anterior, la destilación del 50% de volumen recuperado posee características de Turbo A-1 dentro de las especificaciones, lo cual indica el rendimiento de Turbo en el MDBS.

Los productos obtenidos del fraccionamiento son Turbo y Diesel.

3. Descripción de la columna D-305.

La columna D-305 presenta las siguientes características físicas:

FIGURA 4.3 – CARACTERÍSTICAS DE LA COLUMNA D-305



Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A.

Fue utilizada en la refinería Talara para procesar solventes, presenta un diámetro de 1.37 m y altura de 24 m con 55 platos espaciados 0.304 m, que disminuye su capacidad de procesamiento.

La columna D-305 se encuentra seccionada por la mitad; la inspección realizada muestra los siguientes resultados: “el espesor promedio de la columna es de 10 mm lo cual indica alta resistencia a presiones de más de 20 psi, las boquillas están en malas condiciones, los manholes están en condiciones aceptables, sin

embargo ambos no tienen plancha de refuerzo, según ASME, Sección VIII División 1, los manways y platos Flexitray están faltantes y aún posee el faldón en buenas condiciones”.

4. 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 Refinería Conchán en el mes de marzo del 2010.

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

La figura 4.4 muestra el diagrama de flujo de la corrida de MDBS en la columna C-1.

En la corrida de MDBS realizada en la columna C-1 se obtuvo productos tales como Solvente 3, Turbo A – 1 y Diesel; para la simulación los productos son Turbo A - 1 y Diesel (Ver figura 4.4).

El diagrama de proceso incluye equipos principales como: Intercambiadores de calor de casco y tubos, aerorefrigerantes, bombas, acumulador y un horno de proceso.

Se toma como base el esquema de la Refinería Conchán durante la corrida del MDBS para la elaboración del diagrama del procesamiento de MDBS.

El circuito se inicia con la bomba de carga P-300, luego se separan en una proporción de 40% y 60%. Por el circuito A fluye el 40% de la carga, se dividen en tres corrientes y fluyen por los intercambiadores E-300, E-301 y E302, luego se unen y fluyen por los tubos del E-310, E-320, E-330 y E-340 para unirse con el otro circuito antes de entrar al horno.

El circuito B representa el 60% de la carga, intercambia calor con los fondos (corte de Diesel) de la columna D-305, fluyendo por los tubos de los intercambiadores E-334, E-343, E-342 y E-341, luego se une con la otra

corriente para ingresar al horno, y elevar su temperatura hasta aproximadamente 243 °C e ingresar a la zona flash de la columna.

Los vapores de tope de la columna fluyen por el casco de los intercambiadores E-300, E-301 y E302, luego por el aerorefrigerante E-305, el líquido condensado se acumula en el V-300 en donde se separa el agua de los hidrocarburos.

La bomba P-310 proporciona energía al líquido, parte de este líquido retorna al tope a la columna como reflujo y la otra fluye al aerorefrigerante E-306 como producto (corte 1).

El corte 2 es succionado por la bomba P-320, fluye por el casco del intercambiador E-310 y aerorefrigerante E-315.

La bomba P-330 succiona el corte 3, fluye por el casco del intercambiador E-320 y el aerorefrigerante E-325.

Los cortes 1, 2 y 3 se mezclan y se tratan en un filtro de sal (Drum D-304) para luego ser almacenado en tanque.

Un flujo circulante es succionado por la bomba P-335, fluye por el casco del intercambiador E-330 y retorna a la columna.

Los fondos (Diesel) de la columna son succionados por la bomba P-340, fluye por los cascos del E-340, E-341, E-342, E-343 y aerorefrigerante E-345 para luego fluir al tanque de almacenamiento.

Existen dos tipos de operaciones:

Operación Solvente

En el primero se obtienen tres productos: el Solvente 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

En el segundo 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.

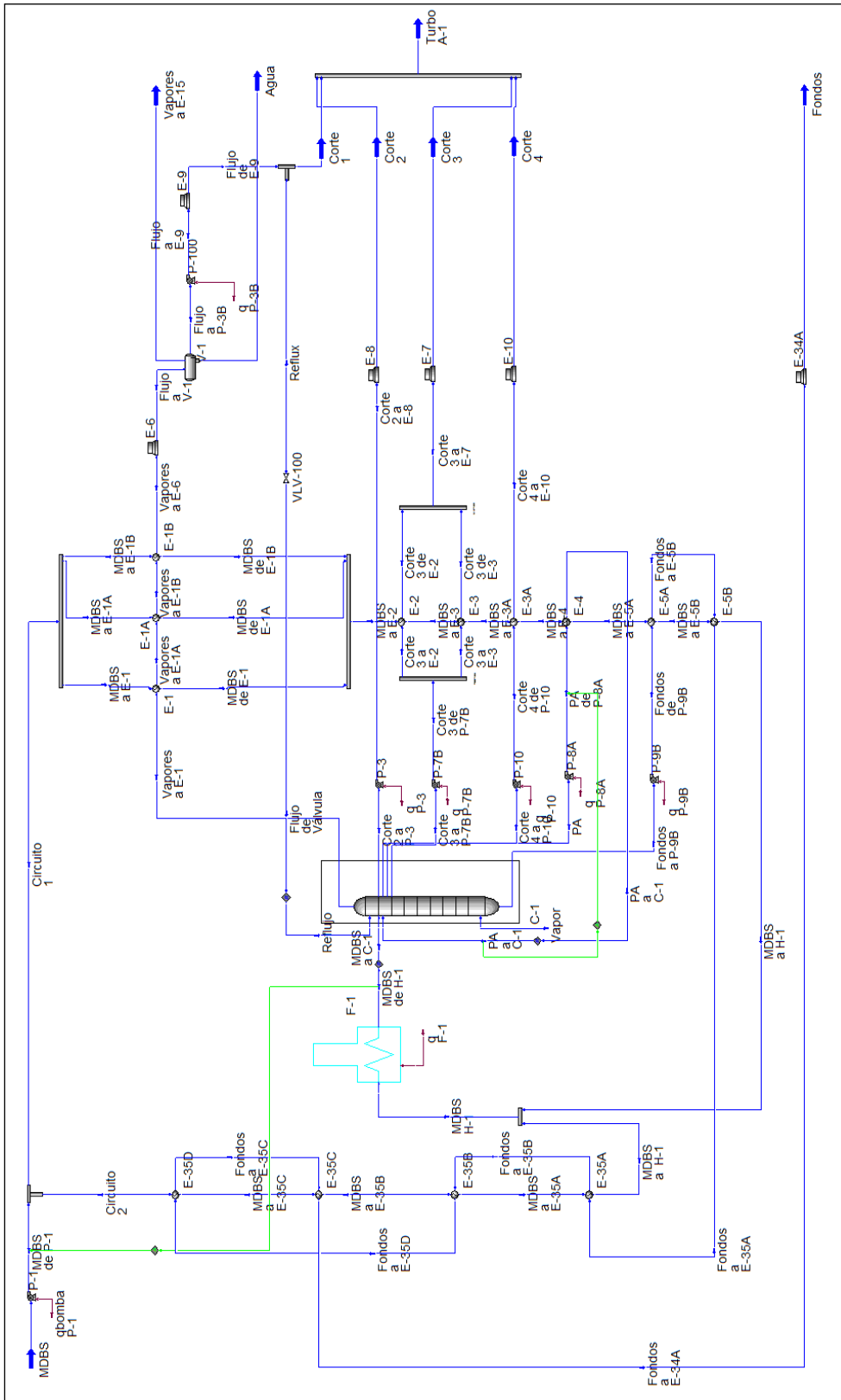


FIGURA 4.4 –DIAGRAMA DE FLUJO DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS EN LA COLUMNA C-1

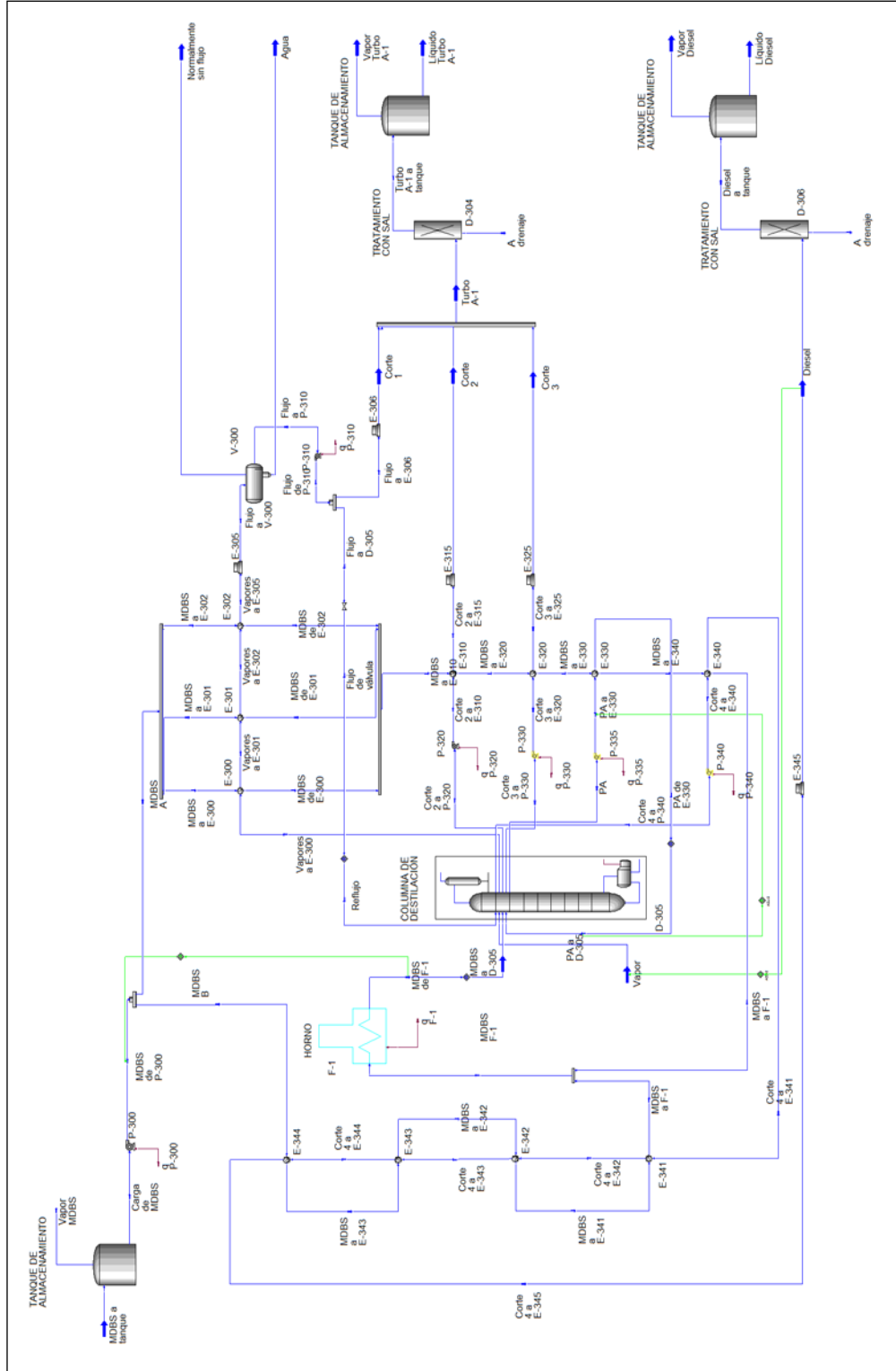


FIGURA 4.5 –DIAGRAMA DE FLUJO DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS EN LA COLUMNA D-305

Nombre	Agua	Carga de MDBS	Corte 1	Corte 2	Corte 3	Corte 2 a E-310	Corte 2 a E-315	Corte 2 a P-320
Fracción de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura, °C	56.67	25.00	40.00	40.00	40.00	178.61	141.53	178.18
Presión, psig	0.20	19.00	95.00	95.00	90.00	105.00	100.00	5.00
Flujo másico, lb/h	242.59	78766.60	16701.62	5367.57	15686.41	5367.57	5367.57	5367.57
Flujo volumétrico, bbl/d	16.64	6900.00	1509.27	483.00	1386.90	483.00	483.00	483.00
Flujo de calor, Btu/h	-1638034.32	-73246836.16	-15399963.61	-4939573.34	-14404977.10	-4182638.46	-4405942.48	-4186018.78
Nombre	Corte 3 a E-320	Corte 3 a E-325	Corte 3 a P-330	Corte 4 a E-340	Corte 4 a E-341	Corte 4 a E-342	Corte 4 a E-343	Corte 4 a E-344
Fracción de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura, °C	200.57	171.26	199.95	211.36	205.06	171.11	127.66	91.48
Presión, psig	100.00	95.00	5.87	100.00	95.00	90.00	85.00	80.00
Flujo másico, lb/h	15686.41	15686.41	15686.41	41033.16	41033.16	41033.16	41033.16	41033.16
Flujo volumétrico, bbl/d	1386.90	1386.90	1386.90	3522.35	3522.35	3522.35	3522.35	3522.35
Flujo de calor, Btu/h	-11809191.05	-12343341.07	-11820041.93	-30393182.97	-30699677.18	-32296141.59	-34208712.75	-35689935.90
Nombre	Corte 4 a E-345	Corte 4 a P-340	Diesel	Reflujo	Flujo a E-306	Flujo a P-310	Flujo a V-300	Flujo de P-310
Fracción de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura, °C	54.01	210.72	40.00	56.68	56.68	56.67	56.67	56.68
Presión, psig	75.00	7.94	70.00	5.00	100.00	0.20	0.20	100.00
Flujo másico, lb/h	41033.16	41033.16	41033.16	18113.41	16701.62	34815.01	35057.60	34815.01
Flujo volumétrico, bbl/d	3522.35	3522.35	3522.35	1636.84	1509.27	3146.11	3162.75	3146.11
Flujo de calor, Btu/h	-37125403.77	-30422961.54	-37633388.59	-16429209.42	-15148686.34	-31578790.32	-33216824.64	-31577883.66
Nombre	MDBS a F-1	MDBS A	MDBS a D-305	MDBS a E-300	MDBS a E-301	MDBS a E-302	MDBS a E-310	MDBS a E-320
Fracción de vapor	0.00	0.00	0.43	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura, °C	164.58	25.24	243.33	25.24	25.24	25.24	74.85	82.37
Presión, psig	115.00	135.00	23.00	135.00	135.00	135.00	130.00	125.00
Flujo másico, lb/h	47259.96	31506.64	78766.60	10712.26	10397.19	10397.19	31506.64	31506.64
Flujo volumétrico, bbl/d	4140.00	2760.00	6900.00	938.40	910.80	910.80	2760.00	2760.00
Flujo de calor, Btu/h	-37494409.07	-29280090.43	-51991109.29	-9955230.75	-9662429.84	-9662429.84	-27891252.96	-27667950.81

**TABLA 4.3-CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA SIMULACIÓN DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS
EN LA COLUMNA D-305**

Nombre	MDBS a E-330	MDBS a E-340	MDBS a E-341	MDBS a E-342	MDBS a E-343	MDBS a F-1	MDBS B	MDBS de E-300
Fracción de vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Temperatura, °C	99.89	129.89	133.33	93.33	60.00	139.14	25.24	78.18
Presión, psig	120.00	115.00	120.00	125.00	130.00	110.00	135.00	130.00
Flujo másico, lb/h	31506.64	31506.64	47259.96	47259.96	47259.96	31506.64	47259.96	10712.26
Flujo volumétrico, bbl/d	2760.00	2760.00	4140.00	4140.00	4140.00	2760.00	4140.00	938.40
Flujo de calor, Btu/h	-27133800.12	-26174624.03	-39090873.48	-41003444.63	-42484667.78	-25868129.25	-43920135.65	-9449507.00
Nombre	MDBS de E-301	MDBS de E-302	MDBS de F-1	MDBS de P-300	MDBS F-1	Normalmente sin flujo	PA	PA a D-305
Fracción de vapor	0.00	0.00	0.43	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
Temperatura, °C	74.82	71.44	243.33	25.24	154.55	56.67	199.95	160.56
Presión, psig	130.00	130.00	23.00	135.00	110.00	0.20	5.87	6.00
Flujo másico, lb/h	10397.19	10397.19	78766.60	78766.60	78766.60	0.00	21037.37	21037.34
Flujo volumétrico, bbl/d	910.80	910.80	69000.00	69000.00	69000.00	0.00	1860.00	1860.00
Flujo de calor, Btu/h	-9204432.55	-9237313.41	-51991109.29	-73200226.08	-63362538.31	0.00	-15852100.36	-16810459.65
Nombre	PA a E-330	PA de E-330	Turbo A-1	Vapor	Vapores a E-300	Vapores a E-301	Vapores a E-302	Vapores a E-305
Fracción de vapor	0.00	0.00	0	1.00	1.00	0.91	0.83	0.76
Temperatura, °C	200.11	160.56	39.95	170.03	178.18	174.82	171.43	167.96
Presión, psig	11.00	6.00	90	100.00	5.00	3.80	2.60	1.40
Flujo másico, lb/h	21037.37	21037.37	39074.37	264.76	35057.60	35057.60	35057.60	35057.60
Flujo volumétrico, bbl/d	1860.00	1860.00	3492.37	18.17	3162.75	3162.75	3162.75	3162.75
Flujo de calor, Btu/h	-15851307.36	-16810483.45	-35946301.88	-1494306.16	-24444236.79	-24949971.47	-25407965.60	-25833080.51
Nombre	q P-340	q F-1	q P-300	q P-310	q P-320	q P-330	q P-335	
Flujo de calor, Btu/h	29778.57	11371429.02	46610.08	906.66	3380.33	10850.88	793.00	

TABLA 4.3-CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA SIMULACIÓN DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS EN LA COLUMNA D-305 - CONTINUACIÓN

5. Resultados de la simulación.

Se obtuvieron 17 escenarios con diferentes condiciones de operación:

TABLA 4.4 – RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES EN LA COLUMNA D-305

	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	ESC.14	ESC.15	ESC.16	ESC.17
Carga @ Std. Cond., bbl/d	10115	10115	10115	8000	8000	8000	8000	8000	8000	8000	8000	8000	6700	6900	6900	6900	6900
Temperatura a D-305, °C	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243	243
Presión a D-305, psig	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23
Diámetro de la Columna, m	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37	1.37
Número de platos D-305	55	28	55	55	28	55	55	28	55	55	28	55	28	28	28	28	28
Espaciamiento de platos, m	0.304	0.608	0.608	0.304	0.608	0.608	0.304	0.608	0.608	0.304	0.608	0.608	0.608	0.608	0.608	0.608	0.608
Plato de Alimentación	1	1	1	1	1	1	1	1	1	2	2	2	2	2	3	4	5
Reflujo Externo @ Std. Cond., bbl/d	1564	1965	1774	1562	1605	1408	1594	1666	1596	2248	2137	2176	1478	1715	1352	1338	1637
Flujo Circulante @ Std. Cond., bbl/d	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2874	1860	1860	1860	1860
Flujo de vapor, lb/h	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1706	614.7	1029	1486	1083	456.8	301.2	264.8
Temperatura de Tope, °C	175.9	178.1	177.8	178.4	178.3	177.4	181.8	182.3	181.6	172.0	178.0	175.3	167.1	172.6	176.4	177.8	178.2
Temperatura de Fondos, °C	235.3	232.4	236.5	234.4	230.7	233.8	238.5	235.8	238.5	213.1	214.4	213.9	207.8	211.9	212.3	212.0	210.9
Presión de Tope, psig	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00
Presión de Fondos, psig	10.79	8.57	10.99	9.54	7.66	9.67	9.29	7.47	9.30	12.48	8.80	12.16	8.36	8.22	7.86	7.77	7.94
Máximo % Inundación *	115.76	86.19	79.03	103.53	70.52	65.77	106.09	76.14	73.11	148.36	97.82	97.86	91.38	86.14	84.48	83.77	83.42
Máximo Weir Load, USGPM/ft **	47.13	44.83	46.12	35.58	35.07	36.31	53.60	51.27	53.61	58.53	50.63	54.27	75.01	59.46	66.74	66.99	58.02
Corte 1																	
Punto Inflamación, °C	39.4	40.3	40.2	40.4	40.3	40.0	41.1	41.2	41.1	41.4	41.3	41.3	40.3	40.9	40.6	40.6	40.6
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	1440	1812	1636	1437	1482	1297	1468	1539	1468	2064	1965	2002	1361	1578	1247	1233	1505
Corte 2																	
Plato de Extracción							55	28	55	55	28	55	28	28	28	28	28
Flujo @ Std. Cond., bbl/d							543.5	558.5	528.5	558.4	558.5	558.4	467.6	481.6	854.8	854.8	481.7
Corte 3																	
Plato de Extracción							40	20	40	40	20	40	20	20	20	20	20
Flujo @ Std. Cond., bbl/d							1530	1606	1548	1605	1605	1605	1344	1384	1328	1328	1384
Corte Diesel																	
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	8671	8297	8473	6562	6511	6700	4454	4283	4454	3767	3863	3824	3517	3448	3423	3436	3521
Viscosidad @ 40 °C, cSt	1.50	1.53	1.51	1.53	1.58	1.52	1.66	1.69	1.66	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90	1.90

En la simulación se utiliza platos tipo válvula Flexitray en vez de copas de burbujeo, ya que son los que generan un excelente contacto líquido – vapor para proveer alta eficiencia y, además, éstos se usaron originalmente en la columna D-305.

Se comenzó la simulación con una carga igual a la de la corrida del MDBS notándose la gran inundación que se genera ya sea por el espaciamiento de los platos de sólo 0.304 m y el diámetro de la columna, que es una gran limitante, respecto a la capacidad de procesamiento; la disminución de carga implica la disminución de la inundación, asimismo, trabajando con 28 platos la inundación es menor ya que los platos están espaciados 0.608 m dejando al líquido de la bajante fluir evitando su acumulación en el plato.

La inyección de vapor por los fondos de la columna es una variable importante para obtener Diesel con una viscosidad a 40 °C de 1.9 cSt mínima (según Decreto Supremo N° 092-2009-EM), sin embargo, este vapor aumenta la inundación trayendo como consecuencia el deterioro de los componentes internos de la columna debido al aumento de la caída de presión, además de reducir la eficiencia de la destilación.

El plato de ingreso a la columna también está relacionado con la inundación, al ingresar a un nivel superior la inundación disminuye, haciendo que sea factible una mayor carga a la columna.

Teniendo en cuenta estos factores que causan la inundación, la mejor carga a utilizar es la que se presenta en el escenario 17, en donde el diesel está dentro de especificación en destilación utilizando un mínimo de flujo de vapor por los fondos (264.8 libras/h) generando una inundación aceptable dentro de lo recomendado por el simulador.

*El simulador de procesos y la Universal Oil Product (UOP) recomiendan una inundación máxima de 85%.

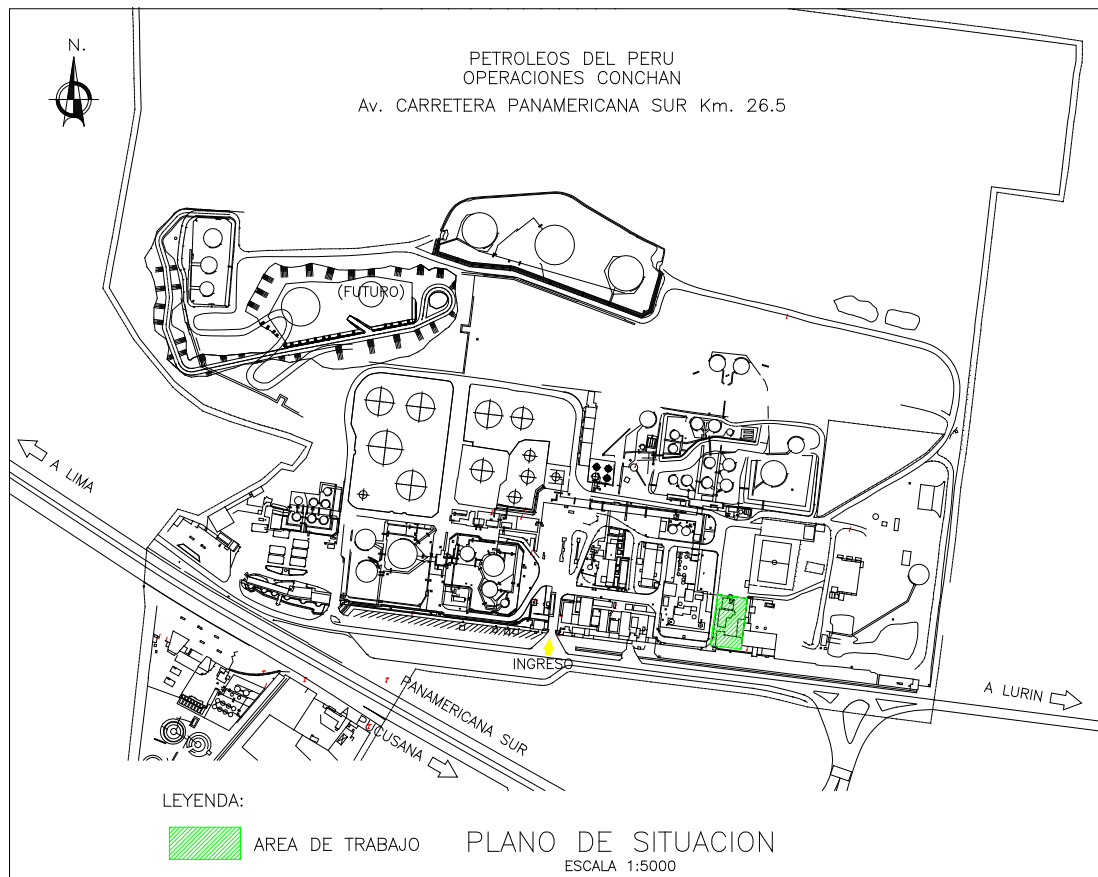
**Máximo Weir Load (flujo líquido volumétrico por unidad horizontal del vertedero) de 120 USGPM/ft recomendado por el simulador de procesos y la UOP.

6. Ubicación del área de los equipos

Refinería Conchán posee una gran área utilizable para su expansión, la ubicación de los equipos implicará demoler edificios, construir nuevas vías de acceso.

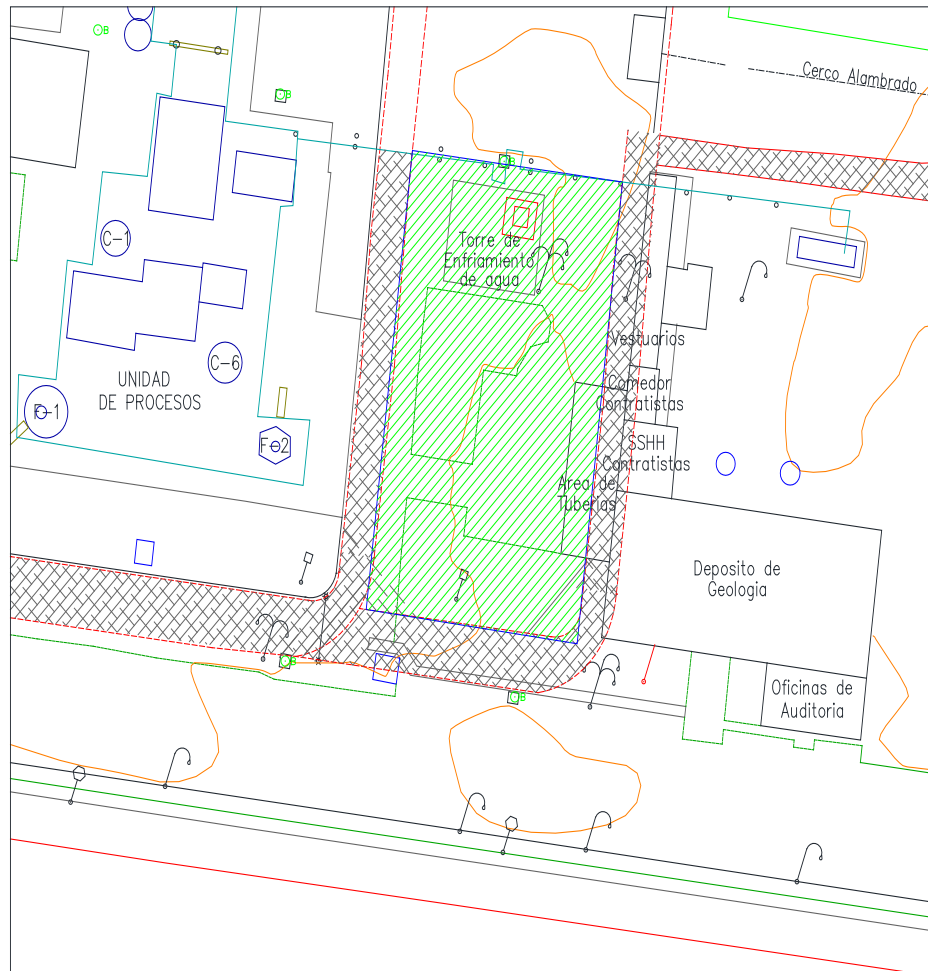
La figura 4.6 muestra la ubicación tentativa del área a utilizar para la instalación de los nuevos equipos para el procesamiento de MDBS.

FIGURA 4.6 - VISTA DE PLANTA DE LA REFINERÍA CONCHÁN



Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A.

FIGURA 4.7 - UBICACIÓN DE LOS EQUIPOS DE PROCESAMIENTO



Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A.

La ubicación de los equipos debe estar acorde con las normativas ambientales para no afectar a las poblaciones aledañas y normas de seguridad en relación a la distancia entre los equipos existentes y vías de acceso en caso de algún accidente.

CAPÍTULO V.- ANÁLISIS DE RESULTADOS DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN

1. Validación de la simulación.

La validación de la simulación se realiza simulando la corrida de MDBS realizada en operaciones Conchán, tomando datos reales e introduciéndolos al software.

Los datos reales se muestran en la siguiente tabla:

TABLA 5.1 - RESULTADOS REALES DE LOS CORTES DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS EN LA COLUMNA C-1

	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.

El corte de Turbo A-1 es la mezcla de los cortes 1, 2, 3, 4.

El Decreto Supremo N° 092-2009-EM y la Norma Técnica Peruana NTP 321.006 2001 establecen las especificaciones del Diesel y Turbo A-1, respectivamente:

TABLA 5.2a - ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL DIESEL B5 (*) (DB5 S-50)

DECRETO SUPREMO N° 092-2009-EM

CARACTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES		MÉTODOS DE ENSAYO		
	Mínimo	Máximo	ASTM	ISO	UNE EN
VOLATILIDAD					
Destilación, °C (a 760 mmHg)			D 86	3405	
90 % recuperado, °C	282	360			
Punto de Inflamación Pensky Martens, °C	52		D 93	2719	
Densidad a 15 °C, Kg/m ³	Reportar		D 1298 D 4052	3675	
FLUIDEZ					
Viscosidad Cinemática a 40 °C, cSt. (A)	1.9	4.1	D 445	3104	
Punto de Escurrimiento, °C (B)		4	D 97	3016	
COMPOSICIÓN					
Número de Cetano (C)	45		D 613	5165	
Índice de Cetano	45		D 4737 D 976 (**)	4264	
Cenizas, % masa		0.01	D 482	6245	
Residuo de Carbón Ramsbottom, 10% fondos, % masa (D)		0.35	D 524 D 189	4262 6615	
Azufre total, mg/Kg (ppm)		50	D 4294 D 5453 D 2622	14596 4260	
CORROSIVIDAD					
Corrosión a la lamina de Cobre, 3h, 50 °C, N°		3	D 130	2160	
CONTAMINANTES					
Agua y Sedimentos, % Vol.		0.05	D 1796 D 2709	3734	
LUBRICIDAD					
Lubricidad, diámetro rasgado de uso corregido, HFRR a 60 °C, micron		520	D 6079	12156	
REQUERIMIENTOS DE OPERATIVIDAD					
Punto Obstrucción del Filtro, Flujo en Frío, °C (CFPP) o (POFF)		-8	D 6371		116
CONDUCTIVIDAD					
Conductividad, pS/m (E)	25		D 2624 D 4308		
BIODIESEL 100 (B100)					
Contenido, % Vol.	2 (***)		D7371		14078

Notas:

(A): El resultado del Método de Ensayo de la Viscosidad Cinemática a 40 °C puede ser 1.7 cSt, si se tiene una temperatura de Punto de Nube menor que – 12 °C.

(B): Cuando el cliente lo requiera, se determinara el Punto de Nube por Método de Ensayo ASTM D 2500.

(C): En caso de no contar con el equipo del Método de Ensayo D 631 (Número de Cetano), se calculará el Índice de Cetano con el Método de Ensayo ASTM D 4737

(D): En caso de no contar con el equipo, se calculará esta propiedad utilizando el Apéndice X1 del Método de Ensayo ASTM D 524, que relaciona el ensayo de Carbón Conradson (Método de Ensayo ASTM D 189) con el Carbón Ramsbottom.

(E): El resultado del Método de Ensayo de la Conductividad Eléctrica se determinará para cada lote de producto a la temperatura de entrega del combustible. El requerimiento mínimo de conductividad 25 pS/m, aplicará para los casos de transferencias a alta velocidad (7 m/s) y baja velocidad (transportes móviles: cisternas, barcazas, etc).

(*) Las Especificaciones establecidas en el presente cuadro son válidas para el Diesel N° 2 con contenido máximo de 50 ppm de Azufre, excepto en el contenido de Biodiesel 100 (B100) o FAME (Metil Ester del Ácido Graso), cuya concentración debe ser 0,0 % en volumen.

(**) El Método de Ensayo ASTM D 976, se usara únicamente para combustibles Diesel de rango Número de Cetano entre 56.5 a 60.

(***) A partir del 01 de enero de 2011, el contenido de B100 será 5 % en volumen.

**TABLA 5.2b - ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL DIESEL B5
DECRETO SUPREMO N° 041-2005-EM**

CARÁCTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES	
	DIESEL N° 2	
	Min.	Máx.
VOLATILIDAD		
Densidad a 15 °C, kg/m ³	Reportar	
Destilación, °C (a 760 mm Hg)		
90 % recuperado a	282	360
Punto de Inflamación Pensky Martens, °C	52	
FLUIDEZ		
Viscosidad Cinemática a 40 °C, cSt	1.7	4.1
Punto de escurrimiento, °C		+4
COMPOSICIÓN		
Número de Cetano	45	
índice de Cetano	40	
Cenizas, % masa		0.01
Residuos Carbón Ramsbotton 10% Fondos, % masa		0.35
CORROSIVIDAD		
Corrosión Lámina de Cobre 3 h. 50 °C, N°		3
Azufre Total, % masa		0.5
CONTAMINANTES		
Agua y Sedimentos, % Vol.		0.05

TABLA 5.3 - ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL TURBO A-1

CARACTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES		MÉTODO DE ENSAYO		
	MIN	MAX	ASTM	ISO	NORMA TÉCNICA PERUANA
VOLATILIDAD					
- Densidad a 15,6 °C, Kg/m ³	775	840	D 1298-99, D 4052-96	3675:1998 12185:1996	
- Punto de Inflamación, °C (1)	38		D 56-98a, D 3828-98		PNTTP 321.105
- Destilación, °C (a 760 mmHg)			D 86-99a	3405:1988	PNTTP 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			
FLUIDEZ					
- Viscosidad Cinemática a -20 °C, cSt (2)		8	D 445-97	3104:1994	PNTTP 321.031
- Punto de Congelamiento, °C (3)		-47	D 2386-97, D 4305-98a (4), D 5901-99, D 5972-99	3013:1997	PNTTP 321.109
COMPOSICIÓN					
- Aromáticos, % Vol		25	D 1319-98	3837:1993	
- 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	8754:1992	
- Mercaptanos como Azufre, % masa (5)		0,003	D 3227-99	3012:1991	
COMBUSTION					
- Calor Neto de Combustión, MJ/Kg (6)	42,8		D 4809-95, D 4529-95, D 3338-95	3648:1994	
Uno de los siguientes requisitos debe cumplirse:					
- Punto de Humo, mm	25		D 1322-97	3014:1993	PNTTP 321.107
- Número Luminómetro	45		D 1740-96		
- Punto de Humo, mm y	18		D 1322-97 y		PNTTP 321.107
- Naftalenos, % Vol		3	D 1840-96		
CORROSIVIDAD					
- Corrosión Lámina de Cobre, 2 h, 100 °C, N°		1	D 130-94	2160:1998	PNTTP 321.021
ESTABILIDAD TERMICA					
- Caída de Presión en el Filtro, mmHg (8)		25			
- Deposito en el Pre calentador, Código (9)		< 3			
CONTAMINANTES					
- Gomas Existentes, mg/100mL		7	D 381-99	6246:1995	
- Reacción al Agua: Evaluación de Interfase		1b	D1094-99	6250:1997	PNTTP 321.106
CONDUCTIVIDAD ELECTRICA, pS/m	(10)	(10)	D2624-98	6297:1997	

Observación: Estas especificaciones técnicas son el resultado de tomar como referencia: Norma ASTM D 1655 (En Vigencia), NTP 321.003 PETRÓLEO Y DERIVADOS. Combustibles para turbinas de aviación.

Notas:

(1) Los resultados obtenidos mediante el Método de Ensayo ASTM D 3828 pueden ser hasta 2 °C más bajos que los obtenidos por el Método de Ensayo ASTM D 56 que es el método recomendado. En caso de discrepancia deberá usarse el Método de Ensayo ASTM D 56.

(2) 1cSt = 1 mm²/s.

(3) El proveedor y el comprador pueden acordar otros valores para el punto de congelación

(4) Cuando se emplee el Método de Ensayo ASTM D 4305, usar sólo el Procedimiento A. El Método de Ensayo ASTM D 4305 no se usará en muestras con viscosidades mayores que 5,0 mm²/s a -20 °C. Debe medirse la viscosidad, si ésta no se conoce o no puede obtenerse el certificado del lote. La viscosidad se informará junto con los resultados obtenidos con el Método de Ensayo ASTM D 4305. En caso de discrepancia deberá usarse el Método de Ensayo ASTM D 2386 como método de arbitraje.

(5) Se puede prescindir de este ensayo, si el combustible es considerado dulce en la Prueba Doctor ASTM D 4952.

(6) Es aceptable usar la Ecuación 1 ó la Tabla 1 del Método de Ensayo ASTM D 4529 ó la Ecuación 2 del Método de Ensayo ASTM D 3338. El Método de Ensayo ASTM D 4809 se puede utilizar como una alternativa. En caso de discrepancia el Método de Ensayo ASTM D 4809 será utilizado como método de arbitraje.

(7) Si los requerimientos del Anexo A no son satisfechos al reevaluar el combustible después de salir de la Refinería, el ensayo se puede realizar por 2,5 horas a 245 °C, pero en este caso se deben informar los resultados a ambas temperaturas. Esta nota expirará el 31 de Diciembre del 2001.

(8) Las unidades preferidas del SI son 3,3 kPa como máximo.

(9) La apreciación de los depósitos en el pre-calentador se informará siempre por el Método Visual. Es deseable pero no obligatorio utilizar para esta apreciación el método de densidad óptica TDR (Tasa de Depósito en Tubo).

(10) Si se usa aditivo de conductividad eléctrica la conductividad no debe exceder 450 pS/m en el punto de uso del combustible. Cuando el comprador especifica el aditivo de conductividad eléctrica, la conductividad deberá estar entre 50 y 450 pS/m en el punto de entrega.

$$1\text{pS/m} = 1 \times 10^{-12} \Omega^{-1} \text{ m}^{-1}$$

Los resultados obtenidos con el simulador se muestran en la tabla 5.4.

	Corte 1		Corte 2		Corte 3		Corte 4		Fondos		Turbo A-1	
	Simulado	% error	Simulado	% error	Simulado	% error	Simulado	% error	Simulado	% error	Simulado	% error
Gravedad API	55.29	-3.15	53.16	-2.14	51.52	-1.21	48.99	0.52	45.75	-0.55	52.76	-4.06
Punto de inflamación, °C	37.97	-5.48	48.49	-4.28	52.01	-0.01	59.55	-5.40	63.62	0.60	45.02	-3.50
Punto Inicial de Ebullición.	148.64	-1.74	157.95	2.44	163.45	2.94	169.70	1.68	175.72	1.89	156.04	0.30
10 % Vol. Recuperado	153.45	0.42	167.95	0.32	172.93	1.97	183.84	-1.29	189.87	0.49	163.12	1.74
50 % Vol. Recuperado	163.57	-1.91	179.32	-2.35	188.85	-1.04	213.01	-6.40	237.24		176.24	
90 % Vol. Recuperado	178.35	-4.30	195.56	-4.64	218.10	-7.02	243.44	-8.39	308.29	-5.07	217.08	-4.87
Punto Final de Ebullición.	185.65	0.13	211.88	-6.80	238.72	-8.71	261.33	-9.62	373.60	-11.59	251.02	-7.23
Viscosidad @ 40 °C, cSt	0.70	19.09	0.95	4.92	1.07	4.97	1.31	1.29	1.78	1.07	0.91	
Punto de Congelamiento, °C	-75.81		-67.80		-61.54		-51.61		-38.91		-66.52	-13.52
Flujo, bbl/d	1755.40	17.13	709.4	0.00	1209.80	0.00	822.50	0.00	5613.00	-6.91	4497.10	7.46

TABLA 5.4 - RESULTADOS SIMULADOS DE LOS CORTES DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS EN LA COLUMNA C-1

2. Condiciones de operación propuestas y resultados.

Para la obtención de resultados óptimos en la simulación del proceso, se analizan diferentes escenarios mostrados en la tabla 4.4, los cuales varían en cuanto a la carga la columna, cantidad y espaciamento de platos, plato de alimentación, etc., con el fin de encontrar el escenario más adecuado para el procesamiento.

Los rendimientos de los cortes laterales se especificaron de acuerdo a la corrida de MDBS realizada en la Refinería Conchán.

Las condiciones de los principales escenarios son:

Escenario 1

Columna de Destilación sin cortes laterales

TABLA 5.5 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL ESCENARIO 1

Carga @ Std. Cond., bbl/día	10115
Temperatura a C-7, °C	243
Presión a C-7, psig	23
Diámetro de la Columna, m	1.37
Número de platos C-7	55
Espaciamento de platos, m	0.304
Plato de Alimentación	1
Flujo de vapor, lb/h	0
Temperatura de Tope, °C	175.85
Temperatura de Fondos, °C	235.25
Presión de Tope, psig	5.00
Presión de Fondos, psig	10.79
Máximo % Inundación	115.76
Máximo Weir Load, USGPM/ft	47.13

Con una carga de 10115 bbl/d y con 55 platos espaciados 0.304 m, la máxima inundación que se presenta a lo largo de la columna es de 115%.

Perfil de temperatura en la columna

El perfil de temperaturas muestra la distribución del calor a lo largo de la columna, se considera la temperatura de extracción del Solvente 3 aproximadamente 176 °C y la del Turbo A-1 de 187.7 °C, en base a los datos reales de la corrida de MDBS de la Refinería Conchán.

TABLA 5.6 – PERFIL DE TEMPERATURAS DEL ESCENARIO 1

Plato	Presión, psig	Temperatura, °C
55	5.00	175.9
54	5.11	177.9
53	5.21	179.6
52	5.32	180.9
51	5.43	182.0
46	5.96	185.5
45	6.07	186.0
44	6.18	186.4
43	6.29	186.8
42	6.39	187.2
41	6.50	187.5
40	6.61	187.8
39	6.71	188.1
38	6.82	188.4
37	6.93	188.7
36	7.04	188.9
29	7.79	190.7
28	7.89	190.9

Escenario 2

Columna de Destilación sin cortes laterales

TABLA 5.7 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL ESCENARIO 2

Carga @ Std. Cond., bbl/día.	10115
Temperatura a C-7, °C	243
Presión a C-7, psig	23
Diámetro de la Columna, m	1.37
Número de platos C-7	28
Espaciamiento de platos, m	0.608
Plato de Alimentación	1
Flujo de vapor, lb/h	0
Temperatura de Tope, °C	178.13
Temperatura de Fondos, °C	232.35
Presión de Tope, psig	5.00
Presión de Fondos, psig	8.57
Máximo % Inundación	86.19
Máximo Weir Load, USGPM/ft	44.83

Se aumenta el espaciamiento de los platos a 0.608 m, la inundación disminuye pero el valor continúa siendo mayor que el máximo recomendado. Esto se soluciona disminuyendo el flujo de MDDBS a la columna D-305.

Perfil de temperatura en la columna

TABLA 5.8– PERFIL DE TEMPERATURAS DEL ESCENARIO 2

Plato	Presión, psig	Temperatura, °C
28	5.00	178.1
27	5.13	180.7
26	5.26	182.6
25	5.40	184.0
24	5.53	185.2
23	5.66	186.2
22	5.79	187.0
20	6.06	188.3
19	6.19	188.9
18	6.32	189.4
17	6.45	189.9
16	6.59	190.4
15	6.72	190.9

Los resultados de la tabla 5.8 indican que las extracciones estarían en los platos 28 y 20.

Los escenarios del 3 al 6 fueron simulados sin considerar cortes laterales, en donde se resalta la menor inundación que se presenta, al utilizar 28 platos espaciados 0.608 m. El escenario 7 incluye cortes laterales y 55 platos separados 0.304 m, lo cual resulta en una alta inundación.

Escenario 8

Columna de destilación con cortes laterales

TABLA 5.9 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL ESCENARIO 8

Carga @ Std. Cond., bbl/día	8000
Temperatura a C-7, °C	243
Presión a C-7, psig	23
Diámetro de la Columna, m	1.37
Número de platos C-7	28
Espaciamiento de platos, m	0.608
Plato de Alimentación	1
Flujo de vapor, lb/h	0
Temperatura de Tope, °C	182.2
Temperatura de Fondos, °C	235.8
Presión de Tope, psig	5.00
Presión de Fondos, psig	7.47
Máximo % Inundación	76.14
Máximo Weir Load, USGPM/ft	51.27

Se disminuye la carga a fin de evitar que la inundación máxima sobrepase el 85%, con 8000 bbl/día la inundación máxima es de 76.14%, valor dentro de lo recomendado. A continuación se muestra los rendimientos de los cortes.

**TABLA 5.10 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS CORTES DEL
ESCENARIO 8**

Corte 1	
Punto Inflamación, °C	41.16
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	1539
Corte 2	
Plato de Extracción	28
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	558.5
Corte 3	
Plato de Extracción	20
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	1606
Corte Diesel	
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	4283
Viscosidad @ 40 °C, cSt	1.69

Como se observa, la viscosidad del Diesel (corte de fondos) es menor de la especificación mínima de 1.9 cSt (@ 40 °C) debido a la presencia de componentes ligeros que disminuyen la viscosidad, por lo tanto se necesita de un medio para aumentar dicha viscosidad, se utiliza vapor sobrecalentado con 100 psig y 237 °C, se especifica la viscosidad de los fondos en 1.9 cSt y el simulador calcula la cantidad necesaria de vapor.

La máxima inundación en el escenario 9 es de 73.11 %, se encuentra dentro de los valores permitidos, sin embargo, la viscosidad del Diesel no es la mínima requerida, mejorándose en el escenario 10 con la inyección de vapor por los fondos.

Escenario 11

TABLA 5.11 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL ESCENARIO 11

Carga @ Std. Cond., bbl/día	8000
Temperatura a C-7, °C	243
Presión a C-7, psig	23
Diámetro de la Columna, m	1.37
Número de platos C-7	28
Espaciamiento de platos, m	0.608
Plato de Alimentación	2
Flujo de vapor, lb/h	614.7
Temperatura de Tope, °C	178
Temperatura de Fondos, °C	214
Presión de Tope, psig	5.00
Presión de Fondos, psig	8.80
Máximo % Inundación *	97.82
Máximo Weir Load, USGPM/ft **	50.63

Se requiere de 614.7 lb/h de vapor sobrecalentado para obtener una viscosidad del Diesel de 1.9 cSt (@40 °C), sin embargo, la inundación aumentó a 97.82%, lo cual indica el exceso de carga la columna.

Escenario 14

TABLA 5.12 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL ESCENARIO 14

Carga @ Std. Cond., bbl/día	6900
Temperatura a C-7, °C	243
Presión a C-7, psig	23
Diámetro de la Columna, m	1.37
Número de platos C-7	28
Espaciamiento de platos, m	0.608
Plato de Alimentación	2
Flujo de vapor, lb/h	1083
Temperatura de Tope, °C	172.6
Temperatura de Fondos, °C	211.9
Presión de Tope, psig	5.00
Presión de Fondos, psig	8.22
Máximo % Inundación	86.14
Máximo Weir Load, USGPM/ft	59.46

En el escenario 12, se especifica una columna con 55 platos espaciados 0.608 m, esto es, el doble de tamaño de la actual columna, no obstante, se obtiene una máxima inundación de 97.86 %, mayor a lo recomendado.

En el escenario 13, se disminuye la carga debido a la alta inundación, se considera una carga de 6700 bbl/d, con el plato de ingreso N° 2, además se considera un reflujo circulante (o pump around) del plato 20 al plato 23, para mejorar el sistema de precalentamiento de la carga a D-305, lo cual hace que la inundación aumente.

El escenario 14, con una carga de 6900 bbl/día, se tiene una inundación máxima de 86.14% debido a la disminución del flujo del pump around, asimismo, el ingreso a la columna es por el plato N° 2 (comenzando de los fondos).

En los escenarios 15 y 16, se modifica el plato de ingreso a la columna, notándose que la inundación disminuye cuando aumenta el plato de ingreso a la columna.

Escenario 17

TABLA 5.13 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DEL ESCENARIO 17

Carga @ Std. Cond., bbl/día	6900
Temperatura a C-7, °C	243
Presión a C-7, psig	23
Diámetro de la Columna, m	1.37
Número de platos C-7	28
Espaciamiento de platos, m	0.608
Plato de Alimentación	5
Flujo de vapor, lb/h	264.8
Temperatura de Tope, °C	178.1
Temperatura de Fondos, °C	210.8
Presión de Tope, psig	5.00
Presión de Fondos, psig	7.94
Máximo % Inundación	83.42
Máximo Weir Load, USGPM/ft	58.02

El ingreso de la carga a la columna es ahora por el plato N° 5, lográndose disminuir la inundación, a 83.42 %, y disminuir la cantidad de vapor que ingresa por los fondos para lograr una viscosidad del Diesel de 1.9 cSt a 40 °C.

Esto indica que se requiere menor costo de operación debido a la menor cantidad de vapor inyectado a la columna.

**TABLA 5.14 – CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS CORTES DEL
ESCENARIO 17**

Corte 1	
Punto Inflamación, °C	40.6
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	1505
Corte 2	
Plato de Extracción	28
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	481.7
Corte 3	
Plato de Extracción	20
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	1384
Corte Diesel	
Flujo @ Std. Cond., bbl/d	3521
Viscosidad @ 40 °C, cSt	1.90

3. Características de los productos obtenidos.

Las calidades y rendimientos del escenario 17 de las dos operaciones probables se resumen en la siguiente tabla:

TABLA 5.15 – CALIDADES Y RENDIMIENTOS DE LOS PRODUCTOS OBTENIDOS

OPERACIÓN PRODUCTOS	SOLVENTE					TURBO				
	Solvente 3	Turbo A-1			Diesel	Corte 1	Corte 2	Corte 3	Mezcla	Diesel
		Corte 2	Corte 3	Mezcla						
Cortes	482	1384	2889	3521	1505	482	1384	3371	3521	
Flujo @ Cond. Est., bbl/d	7.0%	20.1%	41.9%	51.1%	21.8%	7.0%	20.1%	48.9%	51.1%	
Rendimiento	53.94	50.85	52.9	45.86	54.70	53.94	50.85	53.05	45.86	
API a 15.5 °C	44.59	40.61	45.90	68.63	40.61	44.59	54.82	45.67	68.63	
Punto de Inflamación, °C	159.20	154.80	160.80	182.80	154.80	159.20	169.80	160.50	182.80	
P.I.E.	162.50	157.00	164.30	197.50	157.00	162.50	177.00	164.00	197.50	
10% Vol. Rec.	172.40	166.00	176.60	244.60	166.00	172.40	194.60	175.80	244.60	
50% Vol. Rec.	189.30	182.50	213.50	292.00	182.50	189.30	224.20	210.10	292.00	
90% Vol. Rec.	210.30	197.10	238.90	317.30	197.10	210.30	244.00	237.50	317.30	
P.F.E.	0.94	0.90	1.03	1.90	0.90	0.94	1.20	1.01	1.90	
Viscosidad @ 40 °C, cSt										
Punto de Congelamiento, °C			-66.2					-66.81		

4. Rendimientos y control de calidad

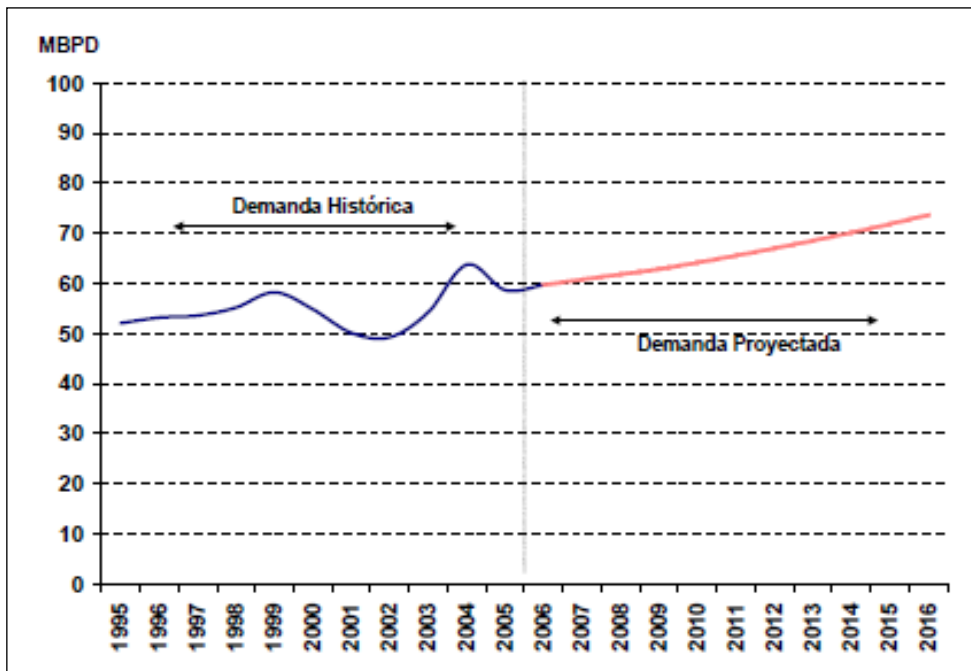
La operación Turbo produce un rendimiento de 48.9 %, es decir 3371 bbl/día de Turbo A-1, el producto cumple con las especificaciones de la Norma Técnica Peruana (NTP 321.006) (ver tabla 5.3).

TABLA 5.16 – ESPECIFICACIONES GENERALES DE CALIDAD DEL TURBO A-1

CARACTERÍSTICAS	ESPECIFICACIONES	
	MIN	MAX
Punto de inflamación, °C	38	
Temperatura a 10 % Vol. Recuperado , °C		205
Punto final de ebullición, °C		300
Punto de congelación, °C		-47

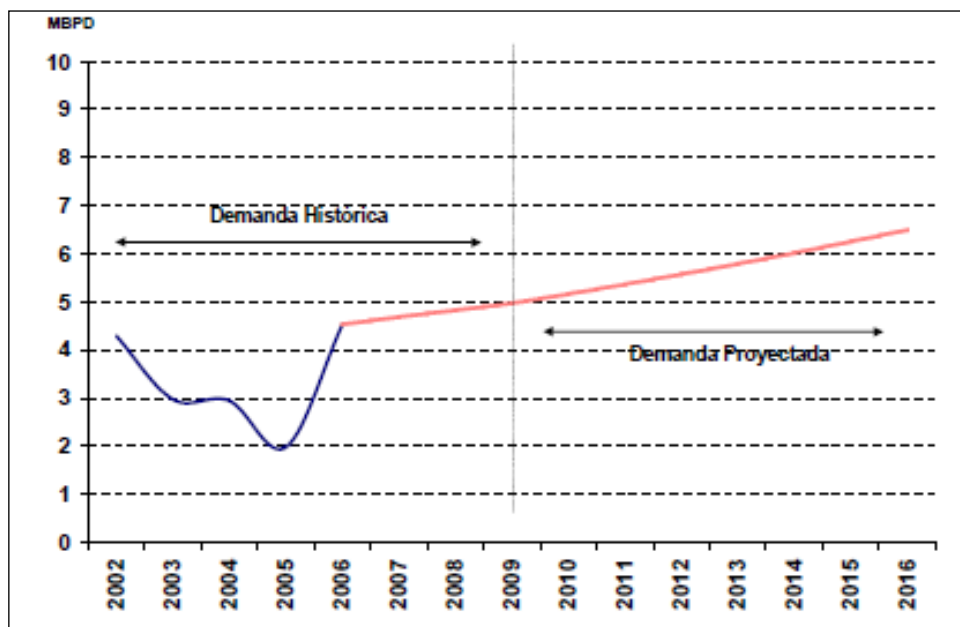
La demanda y el precio de este combustible están en aumento, según lo confirman las cifras incluidas en el Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016 lo cual indica que la operación más rentable es la obtención de Turbo A-1. En la misma operación se obtiene un 51.1 % de Diesel, que también cumple con las especificaciones técnicas del Decreto Supremo N° 041-2005-EM (ver tabla 5.2b).

FIGURA 5.1 – DEMANDA ESTIMADA DE DIESEL 2



Fuente: Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016

FIGURA 5.2 – DEMANDA ESTIMADA DE TURBO A-1



Fuente: Plan Referencial de Hidrocarburos 2007-2016

5. Limitaciones de la simulación.

- a) Los resultados de un simulador de procesos se aproximan a la realidad, pero estos resultados no son totalmente ciertos. Para que un proceso se refleje en una simulación se debe de proveer al software los datos suficientes para que éste pueda calcular propiedades que no han sido ingresadas.
- b) La elección de la termodinámica para representar las propiedades físicas, termodinámica, de transporte y el equilibrio de las fases es un factor muy relevante ya que de eso depende el éxito o fracaso de la simulación.
- c) Una desventaja es que el sistema no interactúa con el material de la columna de destilación y utiliza ecuaciones para predecir las propiedades en base a las características del fluido.
- d) El simulador de procesos no diseña, el ingeniero debe de surtir de diferentes escenarios (condiciones de operación) al simulador de manera de optimizar el proceso y evaluar escenarios futuros.
- e) El programa no calcula los números de platos de una columna, la presión de tope de la fraccionadora, los tubos de un intercambiador de calor; sin embargo, sugiere alternativas y, solo con la prueba y error, se llega a una conclusión, que debe ser analizada con criterio, teniendo en cuenta el factor económico.
- f) Las simulaciones realizadas se llevaron a cabo en estado estacionario, una mejor aproximación a la realidad es en estado dinámico, en donde, en tiempo real, se puede perturbar algunas condiciones y observar el comportamiento de diferentes parámetros que están relacionados entre sí, hasta que el sistema se estabilice.
- g) En general, los simuladores son herramientas de cálculos de procesos industriales que facilitan la predicción de propiedades ya que cuentan con extensos paquetes de información.

CAPÍTULO VI.- EVALUACIÓN ECONÓMICA

La alternativa de procesar el MDBS en vez de venderlo como Diesel es rentable debido al aumento de la demanda de Turbo y su alto valor en el mercado respecto al del Diesel. La presente evaluación económica muestra todo los gastos que incurren en este proyecto, así como también, la rentabilidad que genera el mismo.

Equipos

TABLA 6.1 - LISTADO DE BOMBAS

TAG	Tipo	Material	Precio Unitario (US\$)	Cantidad	Costo (US\$)
P-300/ P-301	Centrífuga	Acero al carbono	37642	2	75284
P-310/ P-311	Centrífuga	Acero al carbono	29163	2	58326
P-320/ P-321	Centrífuga	Acero al carbono	24089	2	48178
P-330	Centrífuga	Acero al carbono	21802	1	21802
P-335/ P-336	Centrífuga	Acero al carbono	30994	2	61988
P-340	Centrífuga	Acero al carbono	20649	1	20649
Subtotal					286227

TABLA 6.2 - LISTADO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

TAG	Tipo	Material	Precio Unitario (US\$)	Cantidad	Costo (US\$)
E-300	Casco y tubos	Acero al carbono	83676	1	83676
E-301	Casco y tubos	Acero al carbono	83676	1	83676
E-302	Casco y tubos	Acero al carbono	83676	1	83676
E-310	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-320	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-330	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-340	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-341	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-342	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-343	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-344	Casco y tubos	Acero al carbono	83975	1	83975
E-305	Aerorefrigerante	Acero al carbono	57173	1	57173
E-306	Aerorefrigerante	Acero al carbono	57173	1	57173
E-315	Aerorefrigerante	Acero al carbono	57173	1	57173
E-325	Aerorefrigerante	Acero al carbono	57173	1	57173
E-345	Aerorefrigerante	Acero al carbono	57173	1	57173
Subtotal					1208693

TABLA 6.3 - LISTADO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Estimado de Inversión en Capacidad de Almacenaje				
Servicio	Cap. Nominal, MB	Cantidad	Costo, US\$/Bbl	Costo, MUS\$
MDBS	50	2	25	2500
Turbo A-1	50	2	25	2500
Diesel	50	2	25	2500
Total	150		Sub Total, MUS\$	7500

TABLA 6.4 - PRESUPUESTO ESTIMADO REFERENCIAL DEL PROYECTO

Item	Actividad	Parcial, US\$
1	Elaboración de estudios, Ingeniería Básica y Detallada	217,881
2	Adquisición de Software de Procesos y Aplicativos	280,000
3	Elaboración y Aprobación de Instrumento Ambiental	75,000
4	Adquisición e Instalación del Horno F-1	1,586,190
5	Rehabilitación e Instalación de Torre de Destilación (D-305)	320,029
6	Construcción e Instalación de 06 Tk`s de suministro y productos	7,500,000
7	Suministro de Instrumentación de campo	367,900
8	Suministro de Bombas de carga y procesos (10 EA)	286,227
9	Suministro de Intercambiadores y aerorefrigerantes (16 EA)	1,208,693
10	Fabricación e Instalación del Tratamiento de productos, filtros de sal (02 EA)	96,009
11	Suministro de Planchas, Tuberías y Accesorios	234,000
12	Preparación del Área de Procesamiento (demoliciones, reubicación de equipos, etc.)	50,000
13	Instalación de Equipos diversos (intercambiadores, bombas, drums de tratamiento, etc.) y tubería, etc (exc. horno y columna)	729,971
14	Elaboración y Aprobación de Estudio HAZOP/ EIA	120,000
15	Elaboración de Planos As-Built y preparación de manuales de entrega	40,000
16	Contratación de Personal (07 Operadores)	8,000
17	Capacitación y Adiestramiento	45,000

	SUB TOTAL	13,164,900
	IGV (19%)	2,501,331
	TOTAL, US\$	15,666,231

TABLA 6.5 - INGRESOS DEL PROCESAMIENTO DE MDBS

Producto	Rendimiento	Cantidad (bbl/d)	Costo (US\$/bbl)	Producción (bbl/año)	Costo total (US\$/año)
Turbo A1	49%	3374	120.54	1,197,806	144,383,475
Diesel 2 bajo azufre	51%	3526	94.98	1,251,695	118,885,944
Total	100%	6900	Subtotal	2,449,500	263,269,419

TABLA 6.6 - EGRESOS DEL PROCESAMIENTO DE MDBS

Producto	Cantidad (bbl/d)	Cantidad (bbl/año)	Costo (US\$/bbl)	Costo total (US\$/año)
Materia Prima, MDBS	6900	2,449,500	83.47	204,459,765
ULSD	532	188,860	99.13	18,721,691.80
Kerosene	552	195,960	84.9	16,637,004.00
Costo de Operación, US\$/bbl			2.2	5,388,900
Subtotal				245,207,361

Ingresos por ventas, US\$		18,062,058
---------------------------	--	-------------------

**TABLA 6.7 - EVALUACION ECONOMICA DEL FRACCIAMIENTO DE
MDBS**

AHORROS E INGRESOS

Ingresos por ventas: 18062.1 MUS\$

EGRESOS

GASTOS DE MANTENIMIENTO 2% DE LA INVERSION

DEPRECIACION ANUAL 10% DE LA INVERSION

INVERSION	<u>TOTAL</u>
TOTAL (MUS\$)	13164.9

AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSION											
TOTAL	13164.9										
INGRESOS											
TOTAL INGRESOS		18062.1	18062.1	18062.1	18062.1	18062.1	18062.1	18062.1	18062.1	18062.1	18062.1
EGRESOS											
GASTOS DE MANTENIMIENTO		263.3	263.3	263.3	263.3	263.3	263.3	263.3	263.3	263.3	263.3
DEPRECIACION		1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5
TOTAL EGRESOS		1579.8	1579.8	1579.8	1579.8	1579.8	1579.8	1579.8	1579.8	1579.8	1579.8
UTILIDAD BRUTA		16482.3	16482.3	16482.3	16482.3	16482.3	16482.3	16482.3	16482.3	16482.3	16482.3
UTILIDADES AL PERSONAL (10%)		1648.2	1648.2	1648.2	1648.2	1648.2	1648.2	1648.2	1648.2	1648.2	1648.2
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS		14834.0	14834.0	14834.0	14834.0	14834.0	14834.0	14834.0	14834.0	14834.0	14834.0
IMPUESTO A LA RENTA (30%)		4450.2	4450.2	4450.2	4450.2	4450.2	4450.2	4450.2	4450.2	4450.2	4450.2
UTILIDAD NETA		10383.8	10383.8	10383.8	10383.8	10383.8	10383.8	10383.8	10383.8	10383.8	10383.8
DEPRECIACION		1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5	1316.5
FLUJO DE FONDOS	(13164.9)	11700.3	11700.3	11700.3	11700.3	11700.3	11700.3	11700.3	11700.3	11700.3	11700.3
Valor Presente de Flujo de Fondos	(13164.9)	10446.7	9327.4	8328.1	7435.8	6639.1	5927.7	5292.6	4725.6	4219.3	3767.2
		-2718.2	6609.2	14937.3	22373.1	29012.1	34939.9	40232.5	44958.1	49177.3	52944.5
VAN AL	12%	\$52,944.5	MIUSS								
TIR		88.7%									
PAYOUT		1.29	AÑOS								

TABLA 6.7 - EVALUACION ECONOMICA DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS - Continuación

Análisis de sensibilidad

Se realizó una variación de los precios de los combustibles tomando en cuenta los datos de precios referenciales del Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería (Osinergmin), desde el 2005 hasta la actualidad.

La figura 6.1 muestra la variación de los precios de los combustibles Turbo, Diesel y MDBS, se observa que están relacionados entre sí, lo cual indica que un aumento o disminución de uno implicará lo mismo en los demás combustibles.

Asimismo, se grafica el precio del Turbo versus los precios de Diesel con diferente concentración de azufre para mostrar las correlaciones existentes.

El objetivo es encontrar relaciones matemáticas entre los precios de estos combustibles en nuestro País, para obtener nuevos precios con la variación de uno de ellos.

Las figuras 6.2, 6.3 y 6.4, de precios de Turbo versus precios de Diesel, muestran una tendencia casi lineal, lo mismo ocurre con el Turbo y MDBS.

Las relaciones empíricas derivadas de las gráficas correlacionan los precios del Diesel y Turbo con el precio del MDBS, a fin de observar el comportamiento de las herramientas financieras (Valor actual neto y Tasa interna de retorno) en función de la variación de los precios de los combustibles.

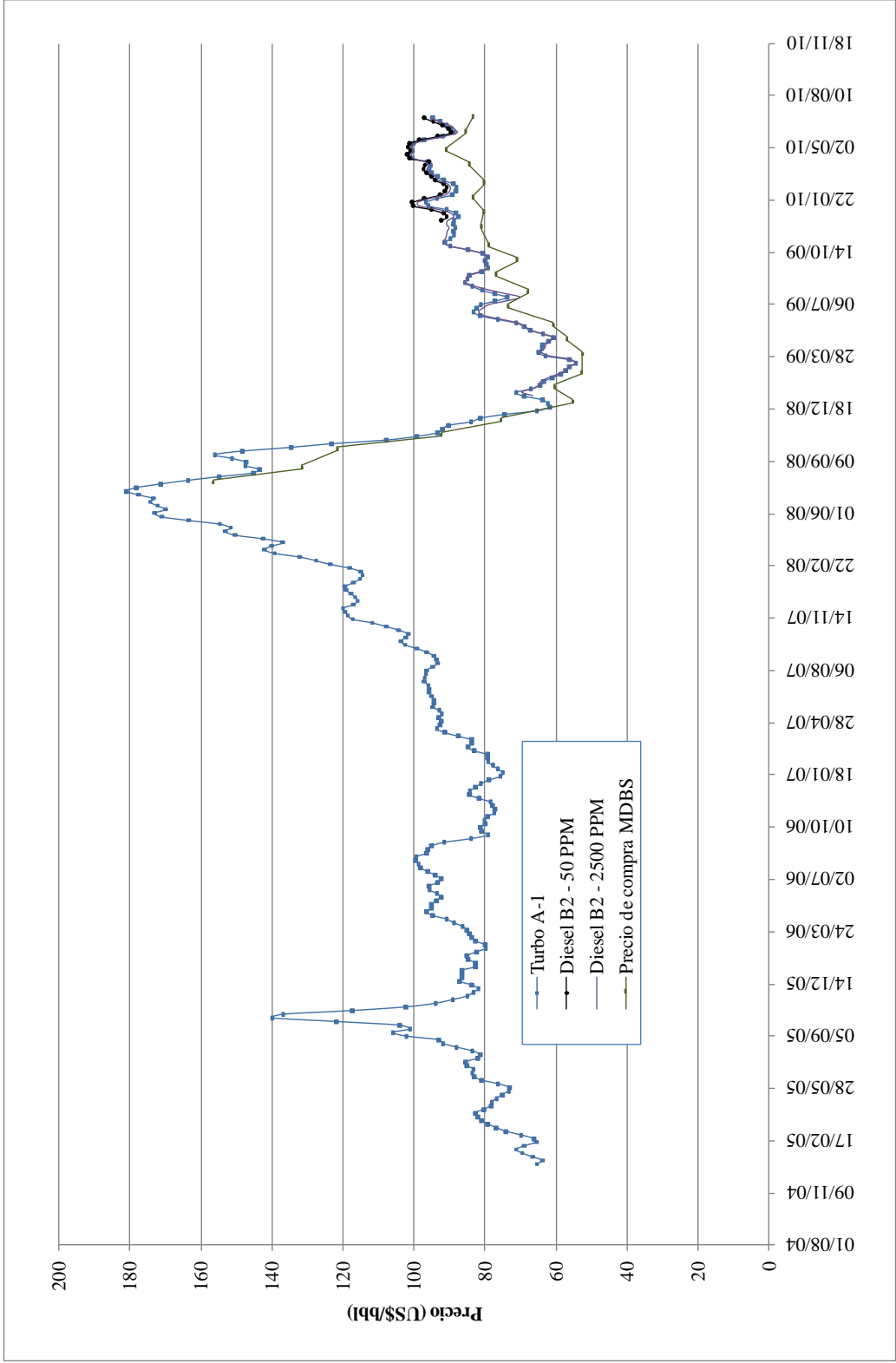
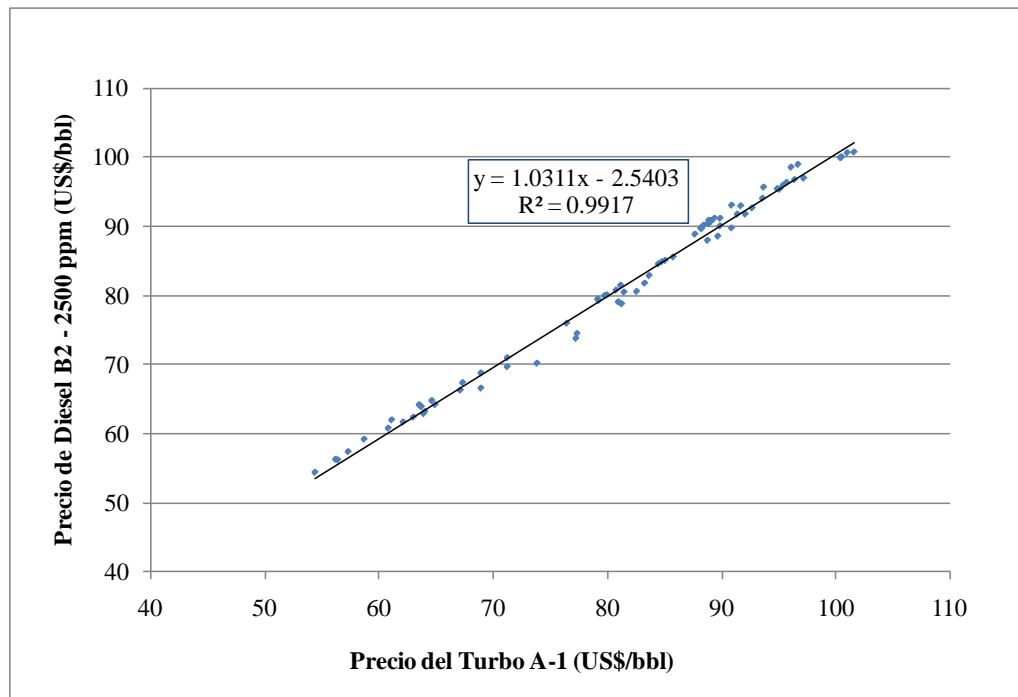


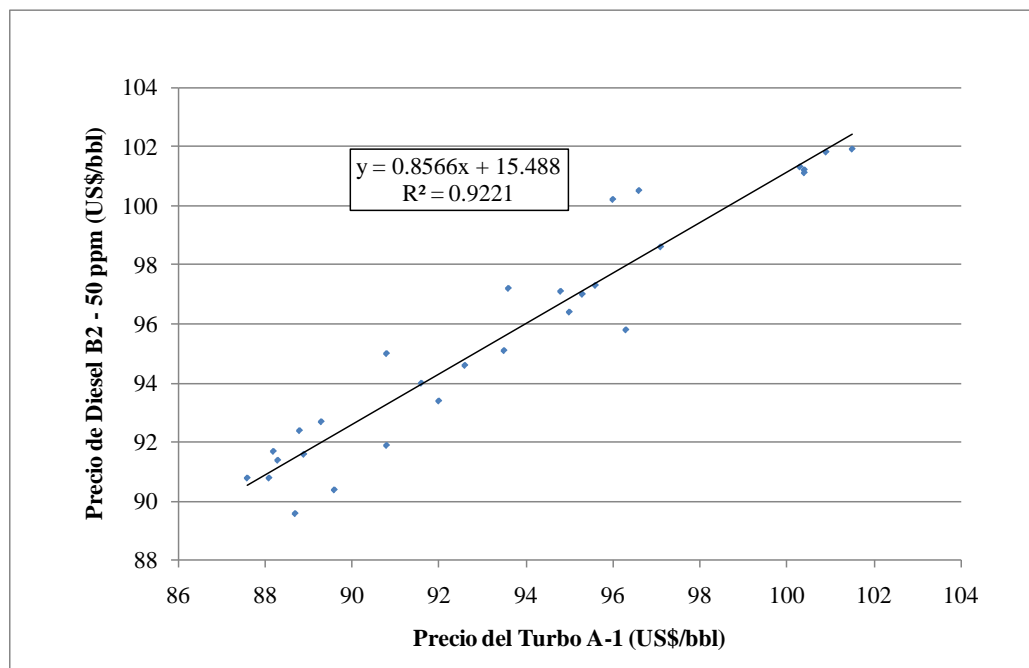
FIGURA 6.1 - PRECIO REFERENCIALES DE LOS COMBUSTIBLES 2005 - 2010

**FIGURA 6.2 GRÁFICO PRECIO DEL TURBO VS PRECIO DIESEL
B2 2500 ppm**



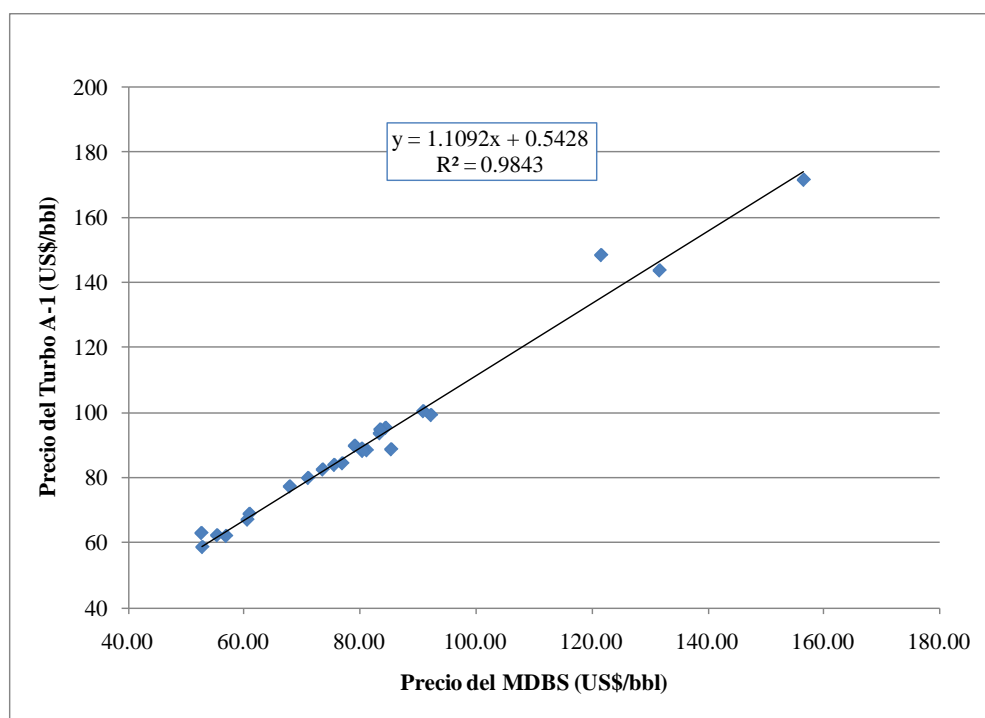
Fuente: Osinergmin.

**FIGURA 6.3 GRÁFICO PRECIO DEL TURBO VS PRECIO DEL
DIESEL B2 50 ppm**



Fuente: Osinergmin.

FIGURA 6.4 - GRÁFICO PRECIO DEL TURBO VS PRECIO DEL MDBS



Fuente: Osinergmin.

TABLA 6.8 - RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

PRECIO (US\$/bbl)					
MDBS	TURBO A-1	DIESEL BAJO AZUFRE	VAN AL 12% (MUS\$)	TIR (%)	PAYOUT (años)
83.47	120.54	94.98	52944.50	88.70	1.29
83.47	120.70	94.99	52890.90	88.90	1.29
85.00	122.88	96.61	53467.70	89.70	1.28
87.00	125.74	98.74	54221.70	90.70	1.26
89.00	128.59	100.86	54975.70	91.70	1.25
91.00	131.44	102.99	55729.70	92.70	1.23
93.00	134.29	105.11	56483.70	93.80	1.22
95.00	137.14	107.24	57237.70	94.80	1.20
97.00	139.99	109.36	57991.60	95.80	1.19
99.00	142.84	111.49	58745.60	96.80	1.17
101.00	145.69	113.61	59499.60	97.80	1.16
103.00	148.54	115.74	60253.60	98.90	1.15
113.00	162.80	126.36	64023.60	104.00	1.09
123.00	177.05	136.98	67793.50	109.10	1.03
133.00	191.31	147.61	71563.40	114.20	0.98
143.00	205.57	158.23	75333.40	119.30	0.94
153.00	219.82	168.86	79103.30	124.30	0.90
160.00	229.80	176.29	81742.30	127.90	0.88

FIGURA 6.5 - VARIACIÓN DEL PRECIO DE COMBUSTIBLES

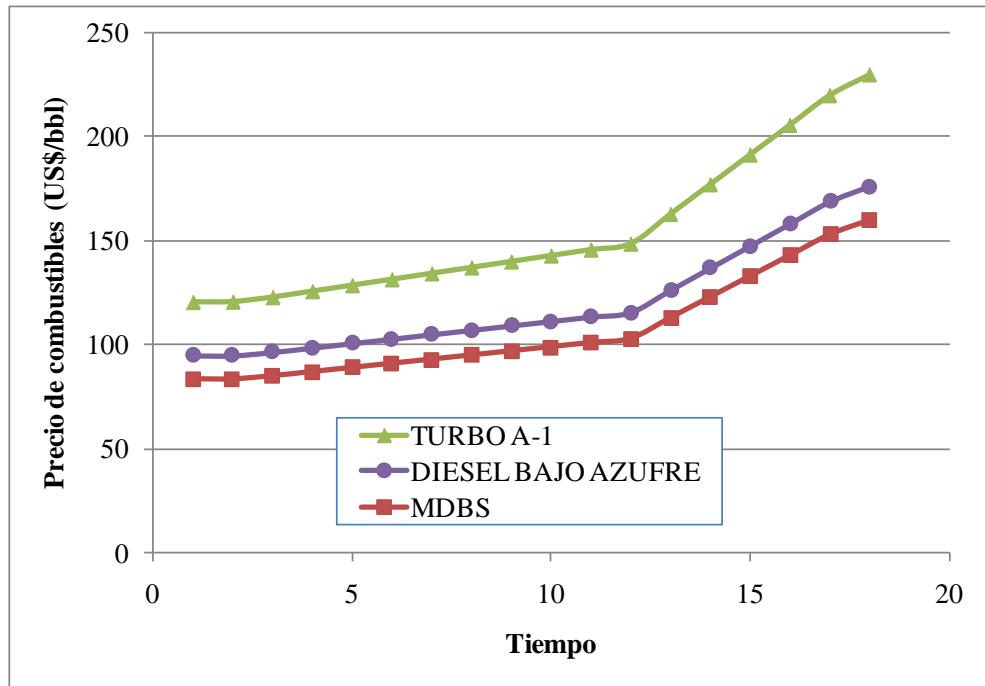


FIGURA 6.6 - VARIACIÓN DEL VAN

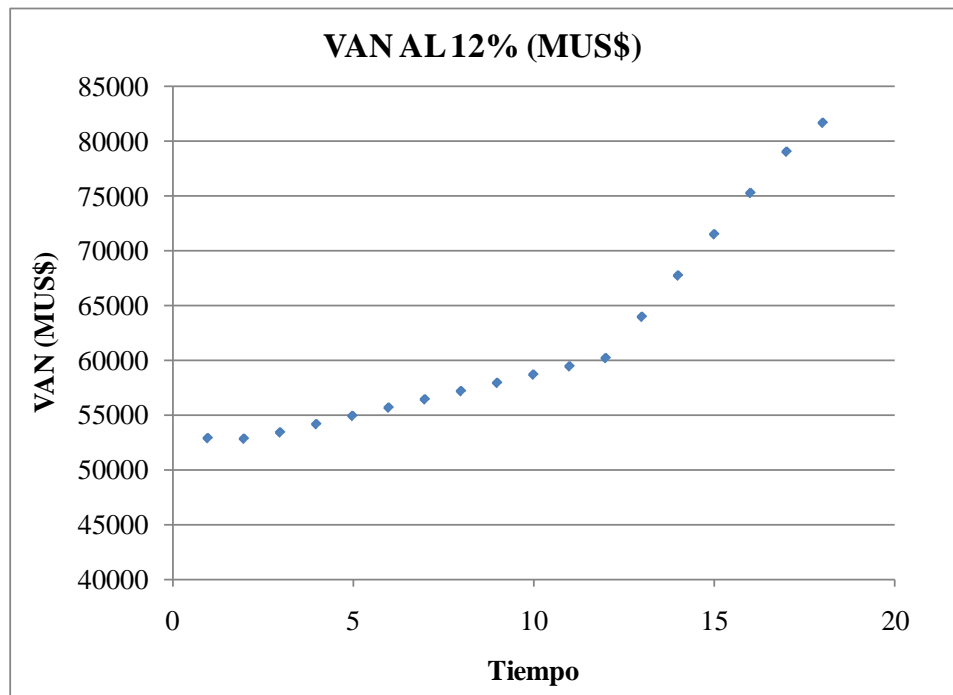
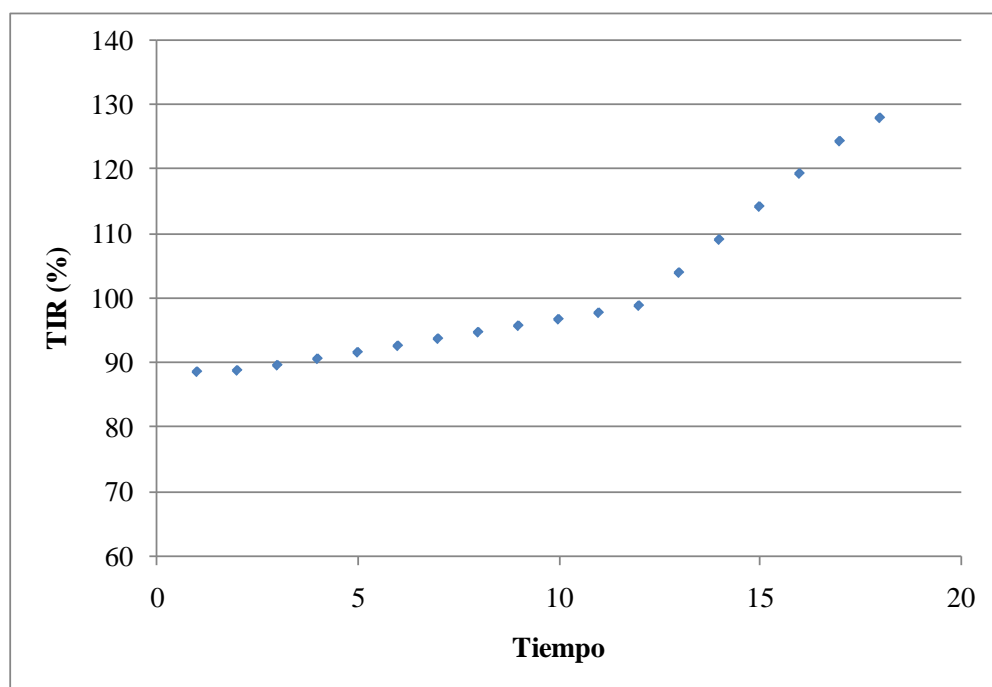


FIGURA 6.7 - VARIACIÓN DEL TIR



La tabla 6.8 muestra los resultados de la sensibilidad aplicada a los precios de los combustible en donde se aprecia que al aumentar el precio de un combustible, tendrá el mismo efecto en los demás combustibles (ver figura 6.1), asimismo, los valores de Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno varían en forma proporcional al precio de los combustibles.

CAPÍTULO VII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones.

- El proceso de destilación del Medium Distillate for Blending Stock optimiza el rendimiento económico en un 13.2 % con respecto al uso del MDDBS como combustible en el sistema de mezclado de diesel, para la obtención de diesel de bajo azufre.
- El uso del simulador Aspen Hysys presenta más ventajas que los simuladores Chemcad y Pro II, debido a la amplia base de datos que posee, a la gran cantidad de propiedades que predice y a la mayor aproximación de las mismas a la realidad, asimismo cabe resaltar que el simulador Aspen Hysys presenta un entorno más amigable e intuitivo para el usuario al momento de realizar la simulación.
- El proceso de fraccionamiento a realizarse en la columna D-305 permitirá obtener un rendimiento de 48.9 % de Turbo Combustible y 51.1 % de Diesel 2 para una carga de 6900 bbl/día de MDDBS.
- Con la utilización del simulador de procesos, se obtienen los productos en la calidad especificada en las Normas Técnicas Peruanas y en la Norma internacional ASTM, vigentes, (NTP 321.006 y la ASTM D 1655-10 para el Turbo A-1). 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.
- Se realizaron 17 corridas a diferentes condiciones de operación, obteniéndose la máxima carga, 6900 bbl/día, y un rendimiento de Turbo Combustible, 48.9 %, en el Escenario 17.
- El tiempo de recuperación de la inversión de este proyecto, de 13,164.9 MUS\$, es de aproximadamente 16 meses, siendo los valores del VAN de 52,944.5 MUS\$ y TIR de 88.7 %.

Recomendaciones

- Refinería Conchán dispone de una columna de fraccionamiento D-305 (ex - Planta Solventes – Refinería Talara), la cual debe ser habilitada para la puesta en marcha del presente proyecto (reacondicionar las boquillas, manholes, planchas de refuerzo, así como también completar los platos flexitray faltantes); asimismo, se deberá instalar equipos complementarios de separación de tope, intercambio térmico, bombeo, tancaje y tratamiento, que formarán parte de la ingeniería básica y de detalle; cumpliendo así con las normas de calidad, seguridad, medio ambiente y legales requeridas.
- Recomendar a Refinería Conchán (PETROPERÚ S.A.) invertir en la ingeniería, construcción, y puesta en servicio del proyecto Fraccionamiento de MDBS.
- Se recomienda realizar un análisis de reemplazo de platos por relleno estructurado para mejorar el fraccionamiento en la columna D-305 y la posibilidad de maximizar la carga a la unidad.
- Una alternativa al proyecto es plantear a Pluspetrol, proveedor de la materia prima, u otra empresa del sector hidrocarburo, ejecutar el presente proyecto, con lo cual se lograría una mayor rentabilidad.
- En el caso de que el proveedor disponga de una mayor producción en el futuro, Refinería Conchán debería estar en condiciones de procesar mayor carga para obtener el mismo rendimiento de Turbo Combustible.

CAPÍTULO VIII.- 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).
- 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).
- Kister, H., (1992) Distillation Design, 1ra Ed., Edit. McGraw – Hill, Nueva York, Estados Unidos.
- Procesos de Refino. Refino, Gas y Marketing. Instituto Superior de la Energía (ISE).
- Wauquier, J., (2005) El Refino del Petróleo, Petróleo crudo, Productos petrolíferos, esquemas de fabricación, Edit. Diaz de Santos, España.
- Cerutti, A., La Refinación del Petróleo, Edit. Instituto Argentino del Petróleo y del Gas
- 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 No 2 Diciembre 2003: 59-66.
- Plan referencial de Hidrocarburos 2007-2016 (2006), Edit. MINEM-DGH, Cap. 1,4 6.
- UOP Training Services (2004) - Tray Sizing Article.
- Resetarits, M., Ogundeji, A. (2009) On distillation tray Weir Loadings Fractionation Research, Inc. preparado para AIChE Spring Meeting.
- Manual de Movimientos de Productos (2006) Refinería Conchán – Junio 2006.
- 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).

CAPÍTULO IX.- ANEXOS

**ANEXO I. PROCEDIMIENTO DE LA SIMULACIÓN DEL
FRACCIONAMIENTO DE MDBS.**

**ANEXO II. CÁLCULO DE VOLÚMENES ADICIONALES DE KEROSENE
Y ULTRA LOW SULPHUR DIESEL (ULSD).**

ANEXO III. ANÁLISIS DE LOS PRECIOS DEL DIESEL

ANEXO I. PROCEDIMIENTO DE LA SIMULACIÓN DEL FRACCIONAMIENTO DE MDBS.

1. Ingreso de datos al simulador

Luego de ingresar al programa de simulación se crea un nuevo archivo de simulación, se ingresa solo el agua como compuesto inicial de la lista de la derecha de la figura I.1 debido a que el MDBS es una mezcla compleja de hidrocarburos, como se trabaja con hidrocarburos a relativamente bajas temperaturas (no alcanzan las temperaturas de fraccionamiento de crudo) la termodinámica recomendada es Peng-Robinson elegida en la pestaña “Fluid Pkgs” mostrada en la figura I.2.

FIGURA I.1 - ESPECIFICACIÓN DE COMPUESTOS

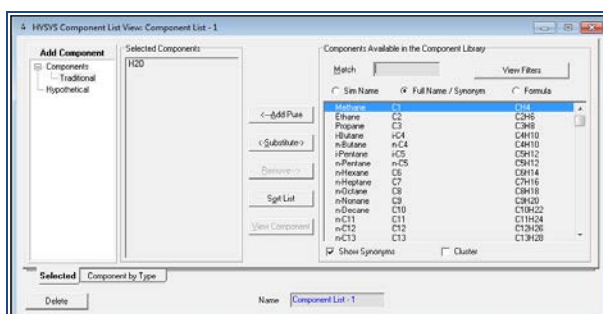
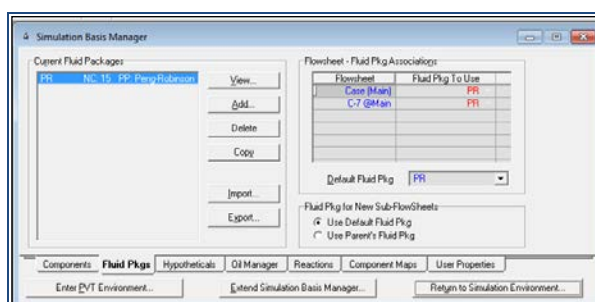
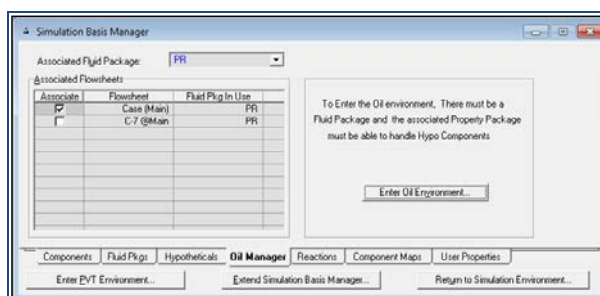


FIGURA I.2 - ESPECIFICACIÓN DE LA TERMODINÁMICA



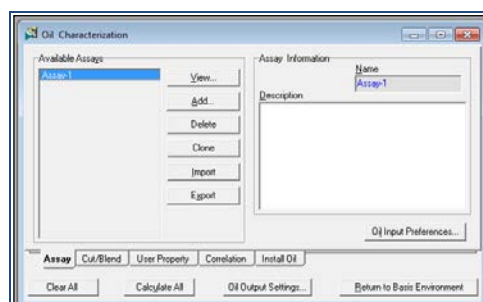
Los datos iniciales a ingresar para caracterizar el MDBS son: la destilación ASTM D-86, viscosidad cinemática y gravedad API ingresados desde la pestaña “Oil manager”.

FIGURA I.3 - ESPECIFICACIÓN DE PROPIEDADES DEL MDBS



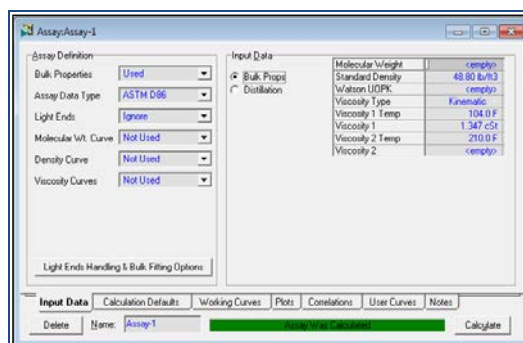
Al ingresar en “Enter Oil Environment” aparece la figura I.4 en donde se debe de agregar un ”Assay” para el MDBS necesario para caracterizarlo.

FIGURA I.4 - AMBIENTE DE PETRÓLEO



La figura I.5 muestra los datos de densidad estándar, ingresado como API a 15.5 °C y la viscosidad a 40°C (104 °F).

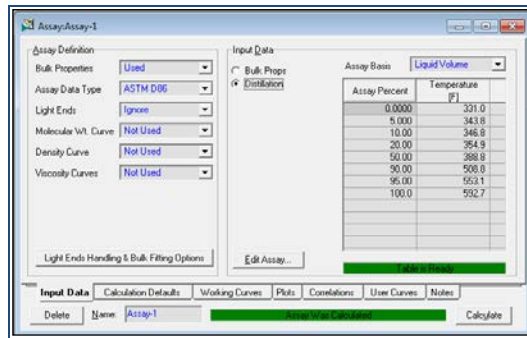
FIGURA I.5 - ASSAY – BULK PROPS



Para ingresar la destilación ASTM D-86 se elige “Distillation” de la figura I.5 y se completa la tabla de la derecha de la figura I.6.

Al completar esta etapa se presiona “Calculate” para que el programa acepte los datos ingresados.

FIGURA I.6 - ASSAY – DISTILLATION



Se regresa a la figura I.4 y se ingresa a la pestaña “Cut/Blend” para relacionar el “Assay” con el ambiente de la simulación (figura I.7), se agrega una nueva “mezcla” y en la figura I.8 se “agrega” al cuadro “Oil Flow Information”.

FIGURA I.7 - AMBIENTE DE PETRÓLEO – CUT/BLEND

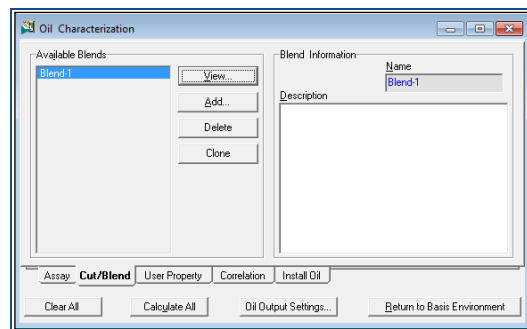
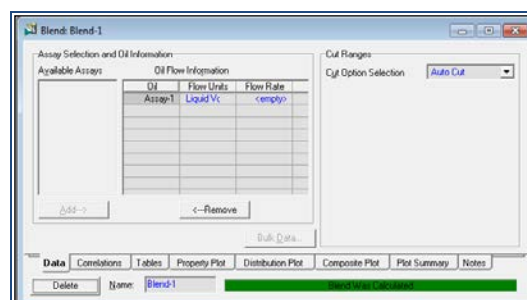
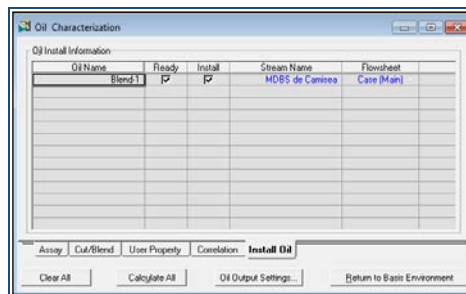


FIGURA I.8 - CUT/BLEND



Finalmente se regresa nuevamente a la figura I.4 y 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.

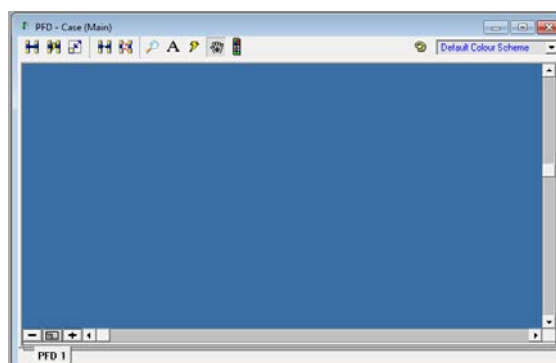
FIGURA I.9 - AMBIENTE DE PETRÓLEO - INSTALL OIL



2. La simulación – pfd

De la figura I.9 se presiona “Return to Basis Environment” y luego a “Enter to Simulation Environment” ingresando al entorno de la simulación mostrado en la figura I.10.

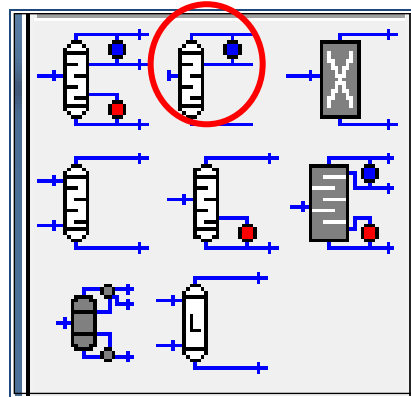
FIGURA I.10 - ENTORNO DE LA SIMULACIÓN



El equipo más importante en este proceso es la columna 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.

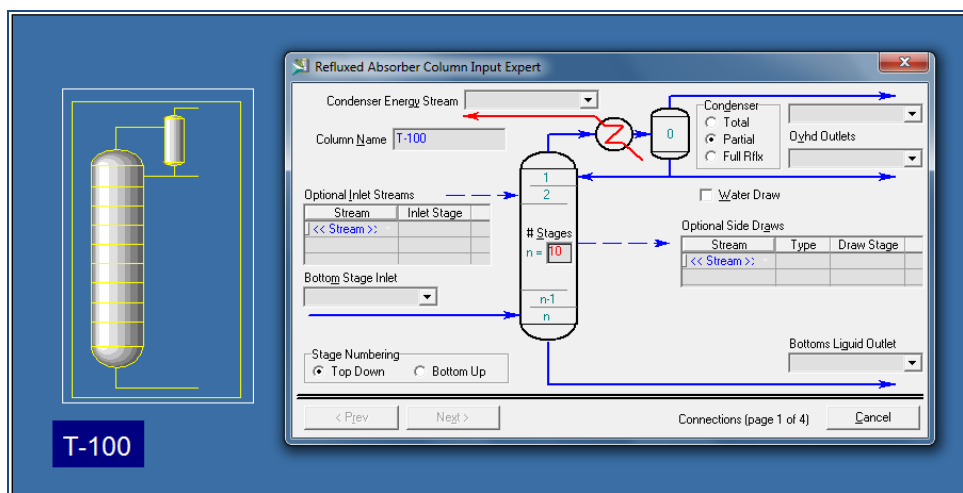
De la paleta de equipos se escoge la columna con solo condensador.

FIGURA I.11 - PALETA DE EQUIPOS DE DESTILACIÓN



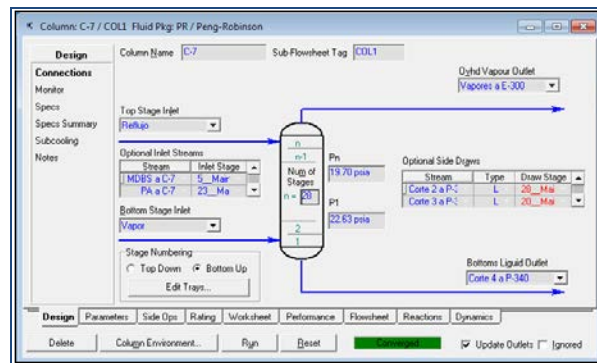
Se completa los nombres de todas las corrientes de la figura I.12 así como el número de platos de la columna, la corriente de ingreso por la parte inferior de la columna se nombra como vapor (vapor de agua). Lo siguiente es introducir las presiones del tope y de los fondos del proceso, la presión de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

FIGURA I.12 - PROPIEDADES BÁSICAS DE LA COLUMNA



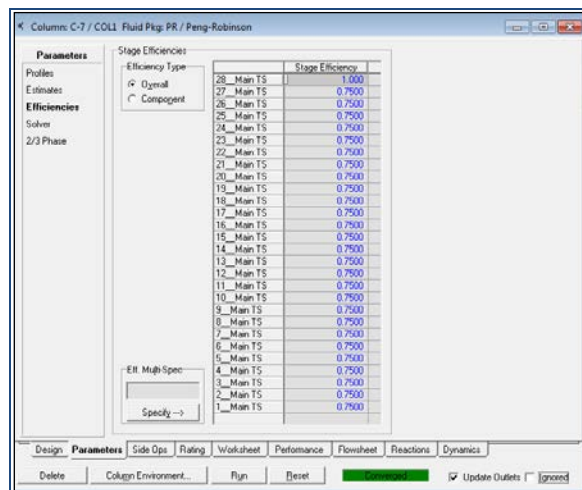
Se presiona “Done” y se ingresa a la figura I.13 en donde se especifica con detalle los rendimientos, eficiencia, producción, reflujos, etc.

FIGURA I.13 - PROPIEDADES AVANZADAS DE LA COLUMNA



La eficiencia se especifica en 75 % para todos los platos excepto para el plato de tope, debido a que el simulador, en esta etapa, con una eficiencia menor a 1 asume que por el tope fluye líquido debido a que el líquido y vapor no se encontrarían en equilibrio (los vapores arrastrarían líquido hacia el tope y algunas burbujas de vapor serían arrastradas por el líquido hacia el plato inmediato inferior).

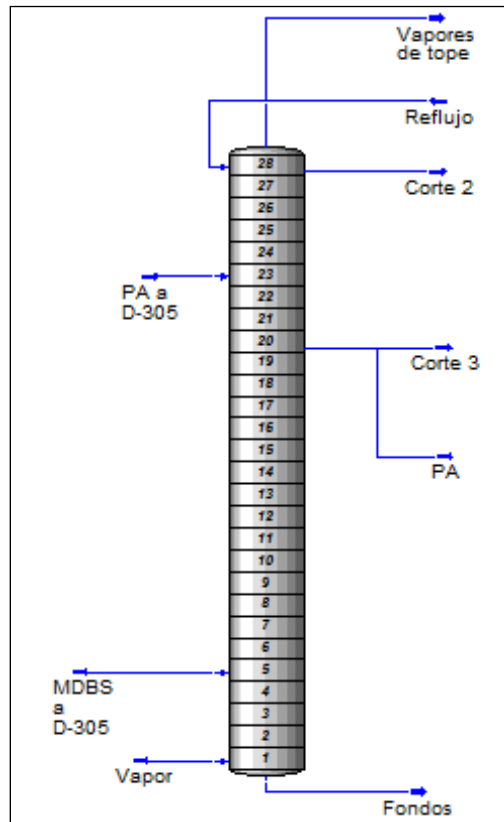
FIGURA I.14 - EFICIENCIA DE PLATOS DE LA COLUMNA



Luego se especificar las corrientes de salida y entrada en la figura I.13, la columna presenta la configuración de la figura I.15.

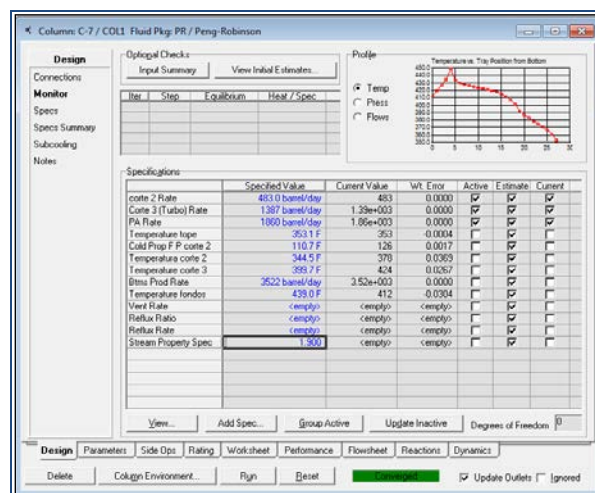
Se especificó una corriente como reflujo intermedio para aprovechar el calor y transferirlo al sistema de precalentamiento del proceso.

FIGURA I.15 - CONFIGURACIÓN DE LA COLUMNA D-305



Las especificaciones de los productos se muestran en la figura I.16.

FIGURA I.16 - RENDIMIENTOS DE LA COLUMNA

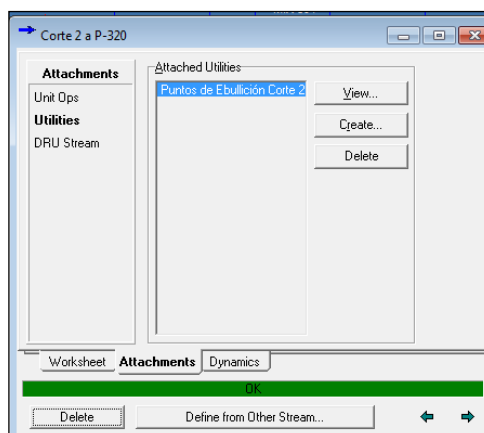


Al presionar “Run” la columna comienza a iterar hasta que converja.

3. 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 I.17).

FIGURA I.17 - PROPIEDADES DE LA CORRIENTE



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 I.18 – TEMPERATURAS DE DIFERENTES TIPOS DE DESTILACIONES

The screenshot shows a software window titled 'Boiling Point Curves: Puntos de Ebullición Corte 2 (Solvente 3)'. The 'Performance' tab is active, showing a table of results. The table has columns for 'Cut Point [%]', 'TBP [F]', 'ASTM D86 [F]', 'D86 Crack, Reduced [F]', and 'ASTM'. The data is as follows:

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	336.8		336.8
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	388.2	383.2		383.2

At the bottom, there are tabs for 'Design', 'Performance', and 'Dynamics', with 'Performance' being the active tab. Below the tabs is a green bar with 'OK' and a 'Delete' button. At the very bottom, there is an 'Ignore' checkbox.

Las propiedades tales como viscosidad, API, etc. se obtienen en la ventana de propiedades de la corriente.

ANEXO II. CÁLCULO DE VOLÚMENES ADICIONALES DE KEROSENE Y ULTRA LOW SULPHUR DIESEL (ULSD).

Los volúmenes adicionales de kerosene y ULSD son calculados mediante el simulador utilizando las curvas de destilación ASTM D-86, API, viscosidades y contenido de azufre (ppm) de los productos involucrados en el sistema de blending.

Escenario actual del sistema de blending - Diesel < 50 ppm de azufre

TABLA II.1 – ESCENARIO ACTUAL DE BLENDING (<50 ppm AZUFRE)

Producto	Volumen (bbl)	Azufre (ppm)	Viscosidad @ 40°C, cSt
MDBS	2023	41.3	1.348
ULSD	3543	10	2.8
Biodiesel (B 100)	113.6	2.1	11.49
Mezcla	5680	21.01	2.162

Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A.

Nuevo escenario del sistema de blending - Diesel < 50 ppm de azufre

TABLA II.2 – NUEVO ESCENARIO DE BLENDING (< 50 ppm AZUFRE)

Producto	Volumen (bbl)	Azufre (ppm)	Viscosidad @ 40°C, cSt
ULSD	4075	10	2.8
B 100	113.6	2.1	11.49
Corte de diesel del MDBS	1491	125	1.9
Mezcla	5680	39.86	2.577

En el nuevo escenario se reemplaza el MDBS por el Diesel derivado del fraccionamiento de MDBS y una cantidad adicional de ULSD que deberá ser importada.

Escenario actual del sistema de blending - Diesel > 50 ppm azufre

TABLA II.3 – ESCENARIO ACTUAL DE BLENDING (>50 ppm AZUFRE)

Producto	Volumen (bbl)	Azufre (ppm)	Viscosidad cSt a 40°C
MDBS	3613	41.3	1.348
Diesel importado	2100	989	3.07
Diesel UDP	270	9000	4.475
Gasóleo de alta viscosidad (GAV)	3500	2692	4.032
B-100	180	2.1	11.49
Mezcla	9663	1459	2.473

Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A.

Nuevo Escenario del sistema de blending - Diesel > 50 ppm de azufre

TABLA II.4 – NUEVO ESCENARIO DE BLENDING (> 50 ppm AZUFRE)

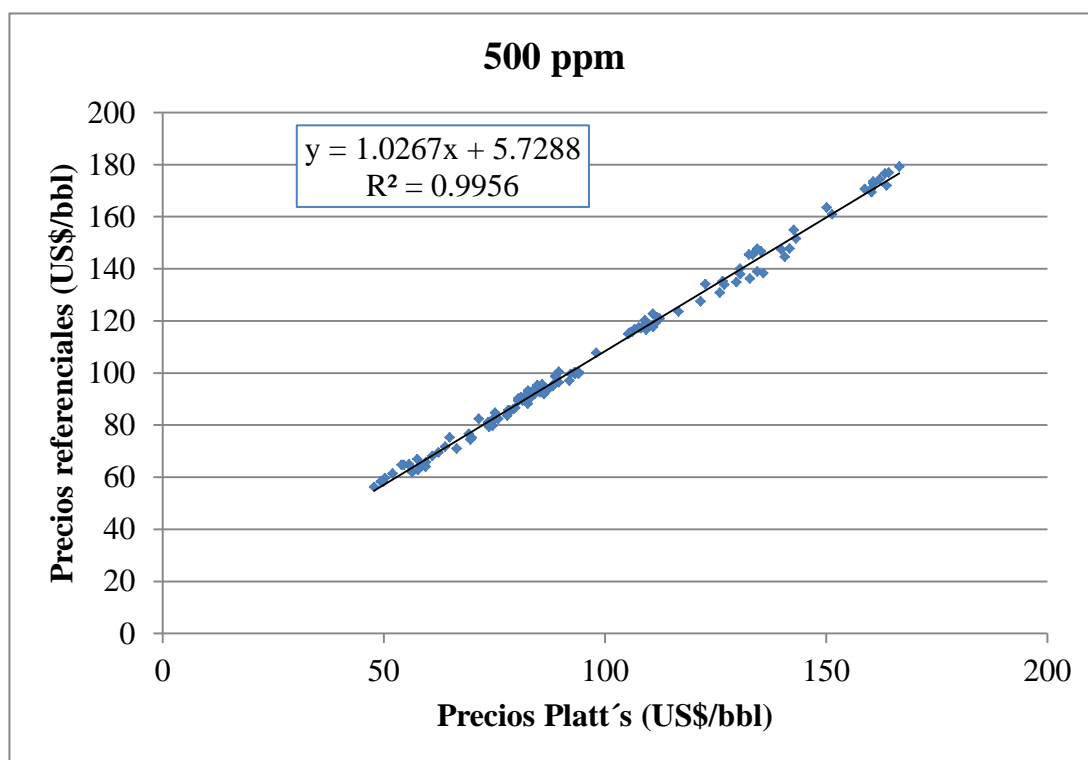
Producto	Volumen (bbl)	Azufre (ppm)	Viscosidad cSt a 40°C
MDBS	100	41.3	1.348
Diesel importado	2100	989	3.07
Diesel UDP	1201	9000	4.475
GAV	3500	2692	4.032
B 100	180	2.1	11.49
Kerosene	552	673	1.734
Diesel MDBS	2030	125	1.9
Mezcla	9663	2373	3.091

Este escenario aprovecha el MDBS no utilizado en el fraccionamiento, además de kerosene importado para mantener la venta del mismo volumen de Diesel, obteniéndose un producto con 3.091 cSt a 40 °C dentro de los valores especificados en Decreto Supremo N° 092-2009 EM como Diesel B5.

ANEXO III. ANÁLISIS DE LOS PRECIOS DEL DIESEL

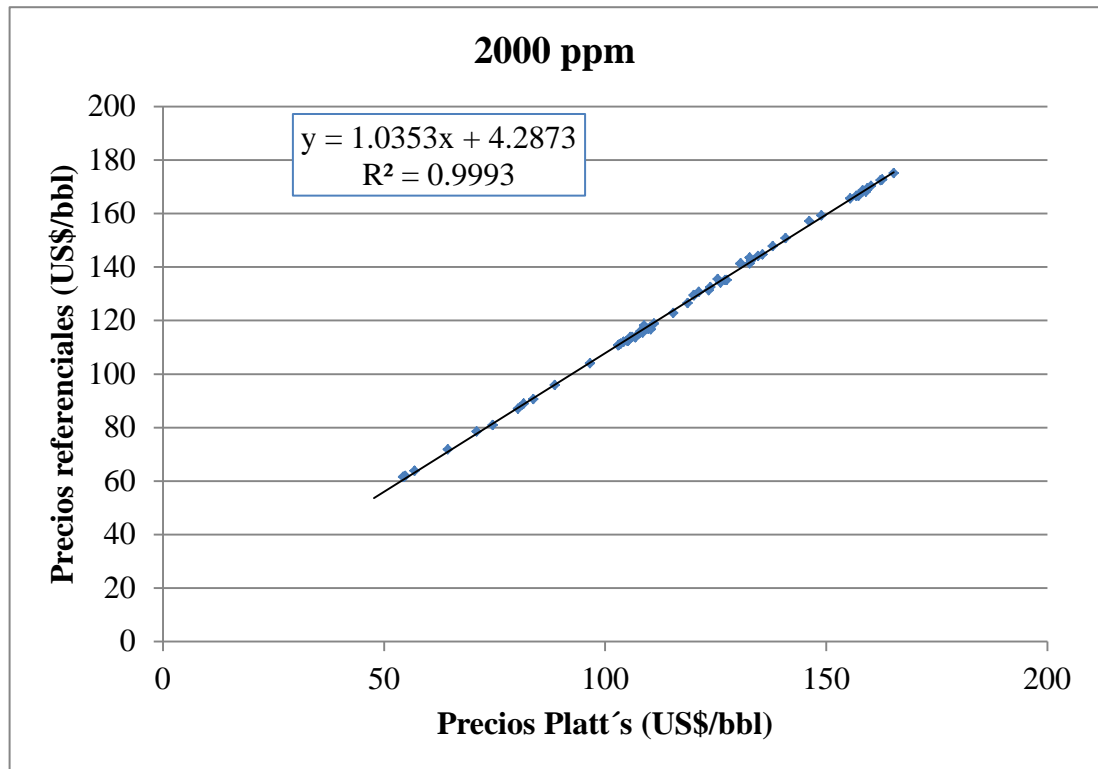
Los precios Platt's (precios internacionales) para el Diesel con 500 ppm de azufre muestran una relación lineal con los precios referenciales publicados por OSINERGMIN y éstos son mayores debido a los diversos impuestos que se aplican al combustible como flete, seguro, advalorem, gastos de importación, almacenamiento y despacho y la Ley 27332 según Resolución de Consejo Directivo Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería OSINERGMIN N° 103-2007-OS/CD. Lo mismo ocurre con los precios para el Diesel con 2000 ppm de azufre.

FIGURA III.1 RELACIÓN ENTRE PRECIOS PLATT'S Y PRECIOS REFERENCIALES OSINERGMIN- 500 ppm AZUFRE



Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A., Osinergmin

FIGURA III.2 RELACIÓN ENTRE PRECIOS PLATT'S Y PRECIOS REFERENCIALES OSINERGMIN- 2000 ppm AZUFRE

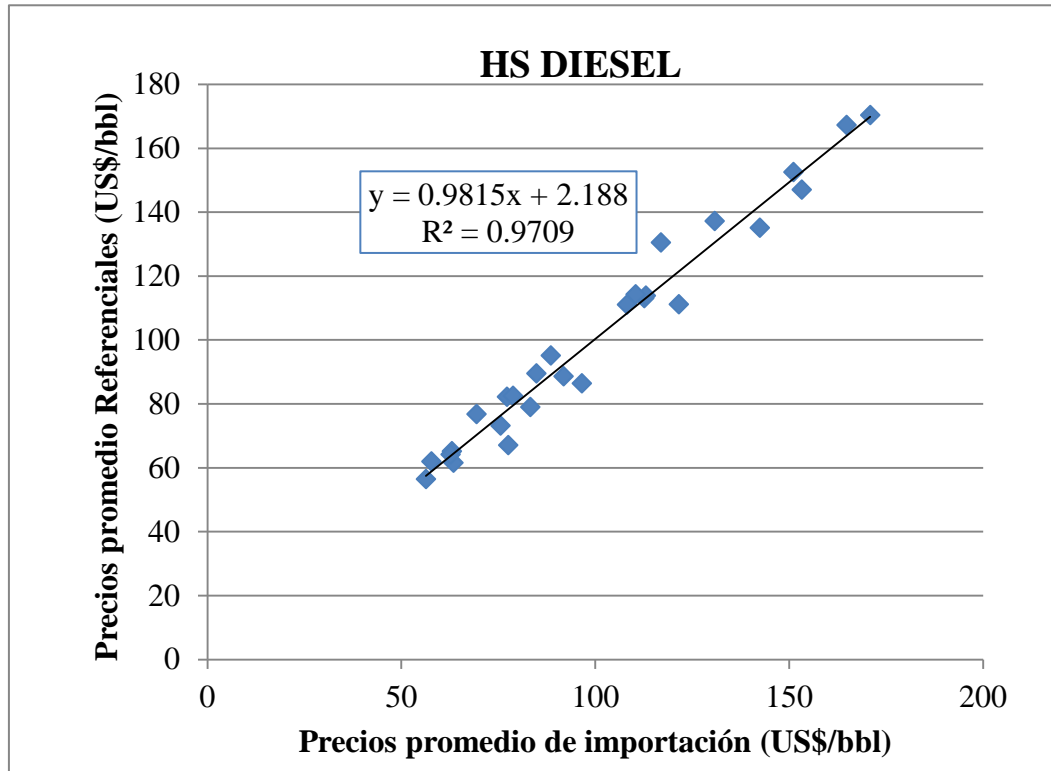


Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A., Osinergmin

Los precios de importación del Diesel de alto azufre se correlacionan linealmente con los precios referenciales de OSINERGMIN debido a que a partir de los precios Platt's se obtienen los precios referenciales, y existe un desplazamiento que equivale a los impuestos nacionales.

En la figura III.2 se muestra que los precios de importación del Diesel de alto azufre de los años 2008 - 2010 están correlacionados y los valores no son alejados entre sí, lo cual indica que los precios referenciales son aceptables.

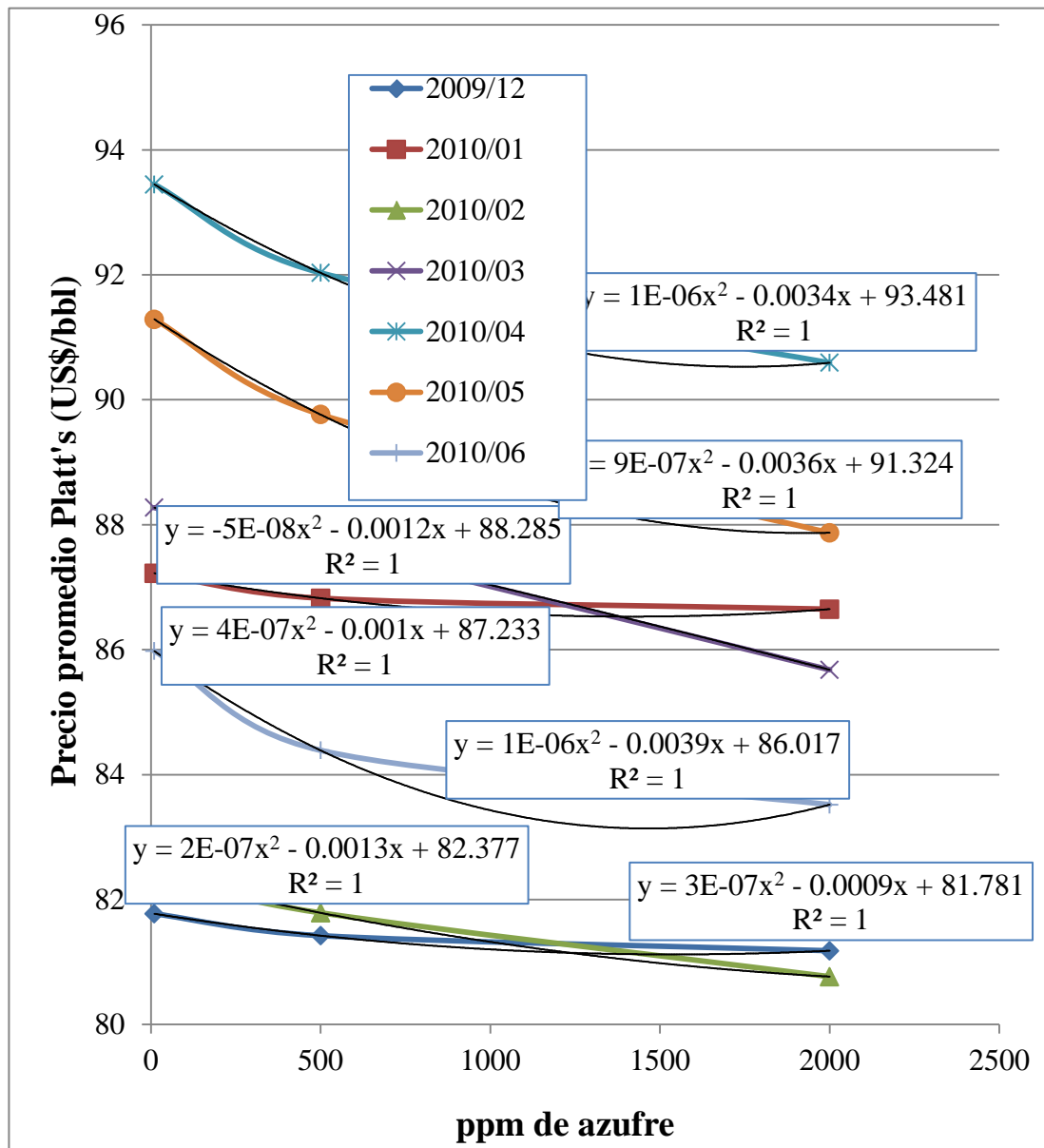
FIGURA III.3 PRECIOS DE IMPORTACIÓN VS PRECIOS REFERENCIALES



Fuente: Aduanet, Osinergmin

Los precios Platt's son usados para obtener los precios del Diesel de 50 ppm de azufre mediante correlaciones.

FIGURA III.4 PRECIOS PLATT'S SEGÚN EL CONTENIDO DE AZUFRE



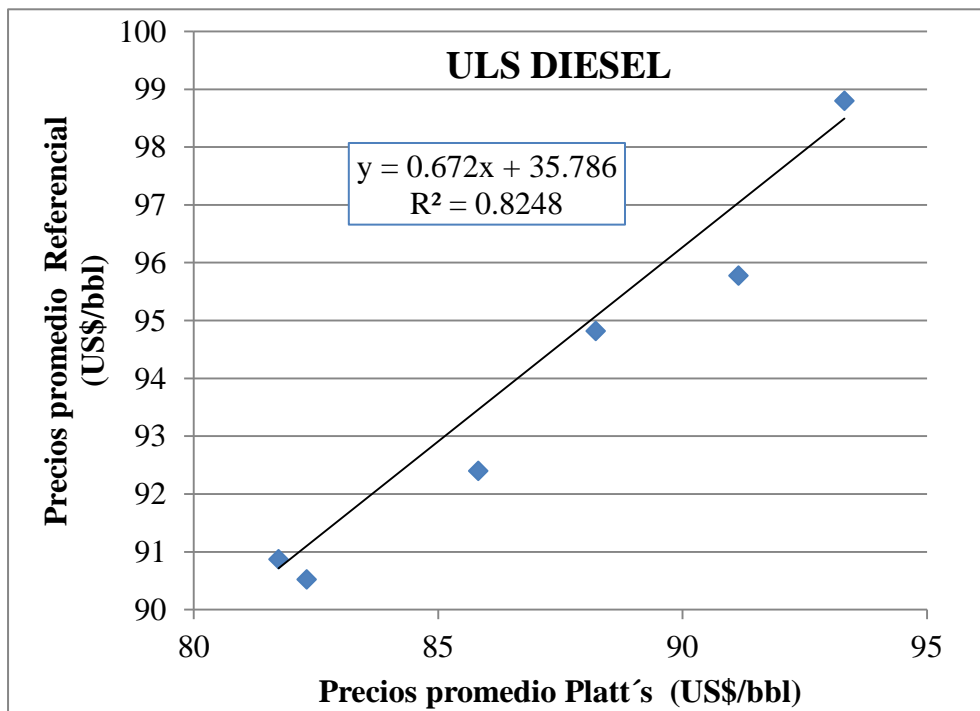
Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A.

Los precios promedios mensuales platt's para Diesel con 10 ppm, 500 ppm y 2000 ppm de azufre mostrados en la figura III.4 están correlacionados por ecuaciones cuadráticas las cuales se usan para obtener el precio promedio Platt's para el diesel de 50 ppm de azufre reemplazando en la respectiva fórmula, estos precios se muestran en la tabla III.1.

TABLA III.1 PRECIOS PLATT'S - DIESEL 50 ppm DE AZUFRE

Fecha	Precios Platt's 50 ppm
2009/12	81.7368
2010/01	87.1840
2010/02	82.3125
2010/03	88.2249
2010/04	93.3135
2010/05	91.1463
2010/06	85.8245

FIGURA III.5 PRECIOS PLATT'S VS PRECIOS REFERENCIALES

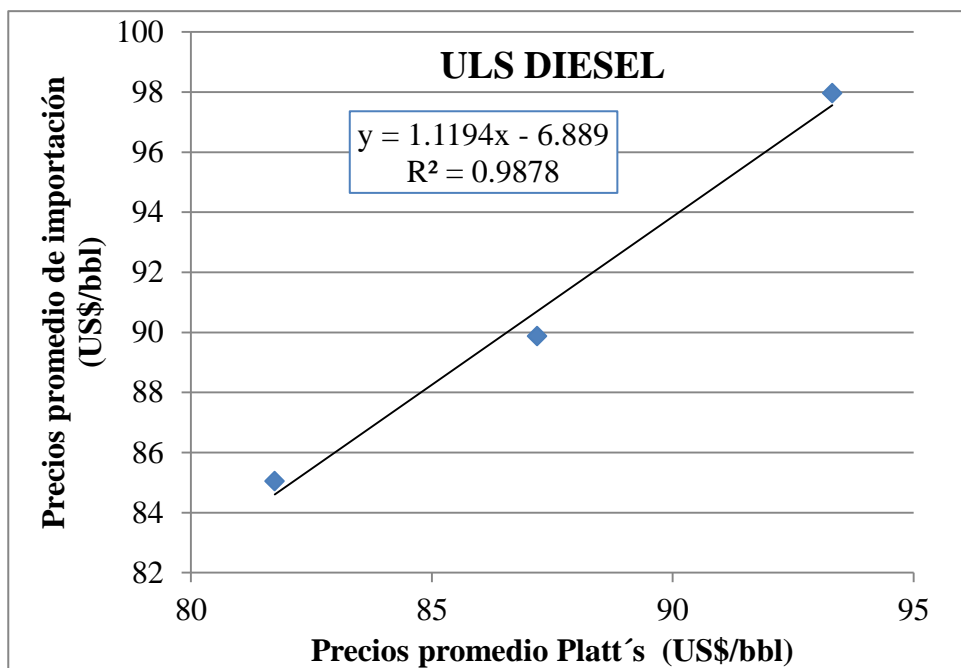


Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A., Osinergmin

La figura III.5 muestra la correlación entre los precios Platt's y los precios referenciales notándose la gran lejanía entre ellos lo cual hace suponer que los precios de OSINERGMIN son elevados o tal vez se necesiten más datos para obtener una mejor correlación como la mostrada en la figura III.3 para el Diesel de alto azufre.

La figura III.6 muestra una buena correlación entre los precios Platt's y precios de importación del Diesel de bajo azufre.

FIGURA III.6 PRECIOS PLATT'S VS PRECIOS DE IMPORTACIÓN



Fuente: Petróleos del Perú – PETROPERÚ S.A., Aduanet.