

**EVALUACIÓN TECNICOECONOMICA PARA REALIZAR HIDROCRaqueO A
UNA MEZCLA DE GASOLEO Y ACEITE LIVIANO DE CICLO EN LA PLANTA
UNIBON PARA PRODUCIR DIESEL DE BAJO AZUFRE EN LA REFINERIA DE
BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.**

YENNSY DAVIAN RAVELO ESPINDOLA



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

**EVALUACIÓN TECNICOECONOMICA PARA REALIZAR HIDROCRAQUEO A
UNA MEZCLA DE GASOLEO Y ACEITE LIVIANO DE CICLO EN LA PLANTA
UNIBON PARA PRODUCIR DIESEL DE BAJO AZUFRE EN LA REFINERIA DE
BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.**

YENNSY DAVIAN RAVELO ESPINDOLA

Trabajo de grado para optar al título de Magister en ingeniería Química

Director:

CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA

MSc. en Ingeniería Química

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

DEDICATORIA

A mi querida Refinería de Barrancabermeja en sus 95 AÑOS motor energético del país, para que perdure a través de los siglos y continúe generando riqueza para todos los Colombianos.

AGRADECIMIENTOS

A mí querida esposa Luz Adriana por acompañarme y apoyarme incondicionalmente en todo éste camino profesional y personal, por cubrir con mucho amor nuestro hogar en los periodos que he estado ausente.

A mis hijos Sergio y Santiago, por su fortaleza y comprensión en los momentos de ausencia de su padre y por ser la motivación más grande en mi vida.

A Orlando Diaz el maestro, por enseñarme con el ejemplo que la única forma de alcanzar los sueños es a través del trabajo apasionado y riguroso. Gracias por ayudarme a ser cada día mejor profesional y persona.

A mis amigos Elkin Carmona y Eivarth Caballero, por su pasión, integridad y paciencia en la ejecución del proyecto, gracias por entregarlo todo hasta el final.

Al profesor Crisóstomo Barajas por sentar las bases de mi carrera profesional desde el pregrado y ahora en maestría, gracias por su dedicación, apoyo y ejercer a cabalidad el buen oficio del maestro.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	17
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	20
2. OBJETIVOS	22
2.1 OBJETIVO GENERAL	22
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	22
3. MARCO TEÓRICO	23
3.1 PROCESOS DE REFINACIÓN	23
3.2 PROCESO DE HIDROTRATAMIENTO DE RESIDUOS RCD UNIBON DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.	27
3.3 PROCESO DE HIDROCRAQUEO	30
3.4 SOFTWARE DE SIMULACIÓN (PRO II)	35
3.4.1 Estudio de la unidad	36
3.4.2 Configuración del modelo de la planta	36
3.4.3 Simulación del escenario test run o corrida de la unidad.	36
3.4.4 Ajuste o sintonía del modelo con el caso test run	37
4. METODOLOGÍA	38
5. EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DEL SISTEMA CATALITICO	39
6. SIMULACIÓN RIGUROSA PLANTA UNIBON	46
6.1 CORRIDA A MÁXIMA CARGA EN UNIBON	46

6.2 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL	47
7. REINGENIERÍA	50
7.1. SISTEMA DE REACCIÓN	50
7.2. SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO	50
7.3. SISTEMA DE DESPOJO	55
7.4 SISTEMA DE PRECALIENTE	57
7.5. DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LOS CAMBIOS REALIZADOS	61
7.5.1. Precalentamiento de Gasóleo – GAO	61
7.5.2. Sección de despojo T-2652	62
7.5.3. Sección de fraccionamiento T-2653	63
7.5.4. Balance de masa y energía de la Unidad Unibon MHC	65
7.5.5. Revisión hidráulica de la Unidad Unibon MHC	65
7.5.6. Lazos de control propuestos para el nuevo esquema	65
8. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA INICIATIVA	67
9. ANÁLISIS DE RESULTADOS	73
10. CONCLUSIONES	77
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	79
BIBLIOGRAFIA	84
ANEXOS	89

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Perfil productos de la refinación	23
Figura 2. Configuración Refinería de Barrancabermeja antes del proyecto (15)	26
Figura 3. Diagrama proceso hidrotratamiento de residuos RCD Unibon (12)	28
Figura 4. Consumo hidrogeno para diferentes tipos de cargas (7)	32
Figura 5. Esquema catalítico de una unidad de hidrocrqueo HCK, MHC y HDT. (5)	33
Figura 6. Actividad y tolerancia a Nitrógeno orgánico de catalizadores HCK (5)	34
Figura 7. Diagrama metodología empleada. Fuente: el autor.	38
Figura 8. Esquema catalítico Unibon MHC.	43
Figura 9. Esquema catalítico Unibon MHC.	44
Figura 10. Simulación rigurosa PROII planta Unibon MHC.	49
Figura 11. Esquema del sistema de fraccionamiento actual (12)	52
Figura 12. Diagrama propuesto para la torre fraccionadora T2653	53
Figura 13. Diagrama de flujo sistema de fraccionamiento T2653	54
Figura 14. Diagrama de flujo sistema de despojo T2652 Unibon (12)	56
Figura 15. Diagrama de flujo sistema de despojo T2652 Unibon MHC	57
Figura 16. Diagrama de flujo sistema de precaliente Unibon MHC	60
Figura 17. Premisas de la evaluación económica	67
Figura 18. Resultados evaluación económica Unibon MHC	71
Figura 19. Condiciones inicio corrida reactores Unibon MHC	74
Figura 20. Especificaciones del diésel producto Unibon MHC	75
Figura 21. Rendimiento volumétrico diésel y nafta Unibon MHC	76

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Caracterización del DMO y DMOH de la Unidad de Unibon	28
Tabla 2. Caracterización del ACPM Producto de la unidad de Unibon	29
Tabla 3. Condiciones de operación de diferentes unidades de hidroproceso. (7)	31
Tabla 4. Sensibilidad al nitrógeno orgánico catalizadores HCK	34
Tabla 5. Distribución volumétrica componentes como cargas a unidades de craqueo catalítico y Unibon año 2016 -2020	39
Tabla 6. Propiedades gasóleo de carga a Unibon	40
Tabla 7. Condiciones operacionales de Unibon	41
Tabla 8. Resultado evaluación reactores con catalizador del proveedor Unibon	41
Tabla 9. Especificaciones de calidad de carga y productos	42
Tabla 10. Especificaciones diésel de carga a la torre de fraccionamiento T2653	51
Tabla 11. Rendimientos de las unidades FCC para diferentes tipos de cargas	70

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Balances de masa y energía	89
Anexo B. Cálculos hidráulicos	94
Anexo C. Cálculos platos torre T2653	97
Anexo D. Filosofía lazos de control nuevos Unibon MHC	100
Anexo E. Guías de control y ventanas operativas nuevas Unibon MHC	102
Anexo F. Resultados simulación horno H2651	103

GLOSARIO

Gravedad API:	Medida de densidad que, en comparación con el agua a temperaturas iguales, precisa cuán pesado o liviano es el petróleo.
SIMSCI:	Proveedor del software de simulación de procesos PROII.
PRO II:	Software para simulación de procesos petroquímicos especializado en Refinación de crudo.
ASTM:	American Society for Testing and Materials
Unibon:	Unidad de hidrotratamiento de Residuos – Licencia UOP
Topping	Unidad de Destilación Primaria
Demex:	Unidad Desasfaltado con Propano – Licencia UOP
Unibon:	Unidad de hidrotratamiento de Residuos – Licencia UOP
Viscorreductora:	Unidad de craqueo térmico
Cracking:	Unidades de craqueo catalítico
DMO:	Aceite Desmetalizado
DMOH:	Aceite Desmetalizado Hidrotratado

GAO:	Gasóleo
GAOH:	Gasóleo Hidrotratado
ACPM	Aceite Combustible Para Motores
Nafta:	Gasolina
GPL:	Gas Liquid Petroleum Gas Licuado de Petróleo
GRB:	Gerencia Refinería Barrancabermeja
HEN:	Heat exchanger network
JET-A:	Combustible para aviación
Lining:	Recubrimiento
MLP:	Mixed Linear Programming
PMRB:	Proyecto de Modernización de la Refinería
T95%:	Temperatura de recobro 95% volumen
SOR:	Inicio de corrida (Start Of Run)
EOR:	Final de corrida (End Of Run)
MHC:	Mild Hydrocracking o Hidrocraqueo Moderado

HCK:	HydrocraKing
HCM:	Hidrocraqueo Moderado, siglas en español
Tiempo de corrida	Período de tiempo que opera una unidad de proceso entre cada mantenimiento general, normalmente oscila entre 48 y 60 meses.
IBP:	Punto Inicial de Ebullición
EBP:	Punto Final de Ebullición
Bbl:	Barril
BPD:	Barriles por día, Barriles/día
MMPCSD:	Millones de pies cúbicos estándar día
DUTY:	Flujo de transferencia de calor
PUMPAROUND:	Flujo de recirculación
QUENCH:	Flujo de hidrogeno para enfriamiento.
NiMo:	Catalizador base Alúmina con Níquel y Molibdeno
CoMo:	Catalizador base Alúmina con Cobalto y Molibdeno
NiCoMo:	Catalizador trimetálico con Níquel, Cobalto y Molibdeno

RESUMEN

TÍTULO: EVALUACIÓN TECNICOECONOMICA PARA REALIZAR HIDROCRAQUEO A UNA MEZCLA DE GASOLEO Y ACEITE LIVIANO DE CICLO EN LA PLANTA UNIBON PARA PRODUCIR DIESEL DE BAJO AZUFRE EN LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.*

AUTORES: Yennsy Davian Ravelo Espindola **

PALABRAS CLAVES: Evaluacion, técnico económica, hidrocrqueo, gasóleo, liviano

RESUMEN:

En éste proyecto se realizó una evaluación técnica y económica para la conversión de la planta de hidrotratamiento de aceite desmetalizado de la refinería de Barrancabermeja Unibon en una unidad de hidrocrqueo moderado, el proyecto inicia con una evaluación a máxima carga de la unidad para identificación de cuellos de botella, posteriormente se realizó la simulación de la unidad en estado estacionario, a partir de la cual se rediseñó la unidad con el objetivo de mejorar los sistemas de precalentamiento y de fraccionamiento de la unidad. Con los cambios a estos dos sistemas se habilita la unidad para aumentar la carga de 22KBPD a 24KBPD y aumentar la producción diésel de 1KBPD a 7KBPD. Respecto al sistema catalítico se realizan las simulaciones con múltiples sistemas de catalizadores hasta obtener el sistema que permita la mayor conversión de diésel con consumo de hidrógeno inferior a 500PC/Bbl y con las condiciones operacionales del sistema de reacción de la unidad. La evaluación económica del nuevo esquema operacional se realizó teniendo en cuenta diferentes variables económicas como: Precio del crudo, Índice de precios al consumidor, tasa representativa del mercado, variación de precios de los productos por estacionalidad y especificación en el contenido de azufre del diésel, entre las más importantes.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química Maestría en Ingeniería Química. Director Crisóstomo Barajas Ferreira

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL-ECONOMIC EVALUATION FOR HYDROCRACKING TO A GAS MIX AND LIGHT CYCLE OIL ON THE UNIBON PLANT TO PRODUCE LOW SULFUR DIESEL AT THE BARRANCABERMEJA REFINERY, ECOPETROL S.A.*

AUTHORS: Yennsy Davian Ravelo Espindola **

KEY WORDS: Evaluation, economic technician, hydrocracking, gas oil, light

Description

In this project a technical and economic evaluation was carried out for the conversion of the demetallized oil hydrotreating plant Unibon of the Barrancabermeja Refinery into a moderate hydrocracking unit, the project begins with a maximum loading evaluation of the unit for bottlenecks identification, the unit was simulated at steady state, after that the unit was redesigned in order to improving the preheating and fractionation systems. With the changes to these two systems the unit is enabled to increase the loading from 22KBPD to 24KBPD and increase the diesel production from 1KBPD to 7KBPD. Regarding the catalytic system, the simulations are carried out with multiple catalyst systems until finding the one that allows the greater conversion of diesel with hydrogen consumption less than 500PC / Bbl and the operational conditions of the actual unit reaction system. The economic evaluation of the new operational scheme was made taking into account different economic variables such as: crude price, consumer price index, representative market rate, seasonal product price variation and specification of the diesel sulfur content, among the most important. The economic evaluation of the new operational scheme was made taking into account different economic variables such as: crude price, consumer price index, representative market rate, seasonal product price variation and specification of the diesel sulfur content, among the most important.

* Project of grade

** Physicochemical Faculty of Engineering. School of Engineering Chemical. Master of Chemical Engineering Director Crisóstomo Barajas Ferreira

INTRODUCCIÓN

La refinería de Barrancabermeja tiene una capacidad de procesamiento de crudos de 250 mil barriles por día [BPD] con una conversión de 72% y es la fuente más importante de combustibles líquidos en el país. Durante los últimos años ha experimentado diferentes cambios en sus unidades de proceso con el objetivo de mejorar su conversión y procesar dietas más económicas que aumenten el margen de refinación. (12)

El presente caso de estudio pretende realizar una evaluación técnico económico para convertir la planta de hidrotratamiento de residuos (RCD Unibon), en una planta de hidrocrqueo moderado de gasóleo - ALC para obtener la carga hidrotratada a Cracking y un rendimiento adicional de ACPM de bajo azufre.

Este proyecto involucra cambios en las dietas de diferentes unidades de proceso, cambios en los ruteos de las corrientes de gasóleo de la refinería, cambios en el 80% de las variables de proceso de la planta Unibon, revisión del desempeño hidráulico de las diferentes corrientes de Unibon, reingeniería de las torres de fraccionamiento y despojo de Unibon, reingeniería en los hornos de la unidad, cambio en el sistema catalítico de la unidad, cambios en la integración energética de la unidad, especificaciones de carga y producto de las unidades y en general un cambio en el diagrama de proceso de la refinería de Barrancabermeja.

Las unidades de hidrotratamiento son los procesos más comunes en las refinerías modernas, de hecho, la capacidad volumétrica de hidrotratamiento corresponde aproximadamente al 50% de la capacidad de los procesos de destilación atmosférica a nivel mundial. Una refinería típica en el occidente usualmente tiene tres hidrotratadoras para nafta, gasóleos livianos y gasóleos pesados.

Los procesos de hidrocraqueo son menos comunes que las hidrotratadoras en la industria, sin embargo, la necesidad de incrementar la conversión de las refinerías y el aumento en la demanda global de destilados medios ha llevado a las refinerías a modernizar su infraestructura y/o buscar oportunidades de incrementar los rendimientos de diésel usando la configuración existente y con mínimos costos de inversión. Paul Robinson & Geoffrey Dolbear *et al.* (2004)

Otra parte fundamental para la evaluación técnica económica del proyecto es la identificación de las condiciones a las cuales van a trabajar los equipos, los cuellos de botella de los sistemas y la reingeniería de los nuevos sistemas que me permitan alcanzar las especificaciones de productos requeridas; lo anterior se realiza a través de la simulación de procesos.

La simulación de procesos usando herramientas computacionales ha resultado fundamental en la solución de problemas (troubleshooting), evaluación y optimización de procesos y en el diseño o reingeniería de unidades de procesos químicos. En la industria de refinación, las herramientas informáticas permiten entender oportunidades de mejora, capacidades de respuesta, e identificar y evaluar variables críticas para la operación de los procesos químicos. Además, permite obtener rangos de operación óptimos de cara al proceso real y valorar escenarios de integración energética (Villafior *et al.*, 2008). Un ejemplo de lo anterior es dado en López *et al.* (2009) quienes modelaron para las unidades de destilación de crudo de la refinería de Barrancabermeja utilizando *Pro II* como instrumento informático, encontrando condiciones óptimas de operación para torres de destilación atmosférica. Finalmente, Vega *et al.* (2012) simularon la operación de una torre pre-flash usando *Aspen Hysys*, realizando un análisis de sensibilidad luego de reubicar los reflujos circulantes de la torre. A pesar que el uso de software de simulación de procesos están comprobados en la industria, es importante el conocimiento profundo de las correlaciones termodinámicas usadas en cada sistema, así como los fluidos involucrados en el proceso, para esto es

fundamental el conocimiento y dominio de los conceptos de termodinámica, cinética, y operaciones unitarias para obtener un modelo que refleje el comportamiento real del proceso.

Con el objetivo de realizar los análisis de éste proyecto se recurre a la simulación de procesos por medio de las herramientas informáticas PROII, donde se hace la simulación detallada de la planta Unibon realizando la correlación entre las variables operacionales, rendimiento de productos y calidades obtenidas en el simulador y comparándolas con los resultados reales obtenidos en la unidad. Para la simulación detallada de hornos se usó HTRI, FNRC, también se usó la herramienta informática de la compañía KochGlitsch KG-TOWER para rediseño de las torres involucradas en el estudio y la herramienta para diseño del lecho catalítico de la compañía ALBEMARLE. Adicional a lo anterior es fundamental para la interpretación de los datos y bases de diseño las mejores prácticas de diseño de Ecopetrol y la experiencia de los ingenieros expertos en rediseño de unidades de proceso.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la actualidad la refinería de Barrancabermeja tiene una capacidad instalada de procesamiento de crudos de 230 KBPD y es el complejo refinador más grande de Colombia, la refinería hace parte del Grupo Empresarial Ecopetrol el cual actualmente es socio mayoritario el Gobierno de Colombia. Como tal tiene un compromiso país de cumplir con las necesidades de inventario de Gasolina, Jet, y Diésel de todo el país. (12)

La configuración de la refinería la ubica como una refinería de conversión media (72% de conversión) de productos blancos que son los que se encuentran en el rango de ebullición entre 25 y 390 °C; como son: la gasolina, jet, diésel, gasóleo (Cheng, 2006). Actualmente su capacidad para el procesamiento de los nuevos hallazgos de crudo en el Magdalena Medio y en el país se ha visto limitada, teniendo en cuenta su gravedad API (menor de 20) y su contenido de contaminantes ácidos y Azufre (TAN, S), esto conlleva a realizar ingenierías en las unidades de proceso de la refinería que permita lograr un mayor aprovechamiento de dichos crudos. (11)

El procesamiento de crudos de menor gravedad API con la actual capacidad instalada en refinería genera una disminución en los rendimientos de productos medios como gasolina, jet y ACPM, generando una brecha que debe ser cubierta por importaciones de éstos combustibles, desequilibrando las finanzas de Ecopetrol S.A. toda vez que la compañía responde por el suministro de combustibles para el país.

La RCD UNIBON es una unidad orientada al hidrotratamiento de residuos que en el caso de la refinería es aceite desmetalizado DMO proveniente de la unidad de

desasfaltado Demex obteniendo DMO hidrotratado (DMOH) que se alimenta a las unidades de craqueo catalítico para producción de gasolinas. En las unidades de craqueo catalítico también se producen otros subproductos como el aceite liviano de ciclo y el slurry este último con un precio inferior al precio del crudo. (12)

Teniendo en cuenta que la demanda de diésel en el país es superior a la demanda de gasolinas, se hace necesario incrementar la producción del mismo en la refinería y de ésta manera disminuir el impacto financiero por las importaciones del combustible para cubrir el consumo interno.

La planta Unibon por sus especificaciones: metalurgia de equipos, presión de diseño, temperaturas de diseño, capacidades, tiene el potencial de convertirse a una unidad de hidrocraqueo de tal manera que cargando gasóleos se pueda incrementar la producción de diésel y a su vez siga cumpliendo su función de disminuir contaminantes de las unidades de craqueo catalítico.

Esta situación hace necesario realizar un estudio para reorientar la unidad de hidrotratamiento de residuo Unibon, de tal manera que utilizando otras cargas (gasóleos) se incremente la producción de diésel, manteniendo el rendimiento de gasolinas en las unidades de craqueo catalítico, se reduzcan las importaciones de diésel y de esta manera incrementar margen de refinación. Se debe realizar la evaluación técnico-económica del cambio de esquema en Unibon hacia el hidrocraqueo de gasóleo y teniendo en cuenta su impacto sobre la operación de la refinería.

Internamente en la planta Unibon se deben realizar diferentes adecuaciones al diseño, las cuales involucran cambios en el lecho catalítico y modificación de sistemas para la recuperación del diésel, teniendo en cuenta que los actuales presentan limitaciones de capacidad para recuperar el diésel adicional que se va a producir.

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar técnica y económicamente el esquema de operación de Unibon como una unidad de hidrocraqueo moderado y determinar los cambios que se deben realizar en los sistemas, equipos y variables operacionales para incrementar la producción de ACPM de bajo azufre en la unidad.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

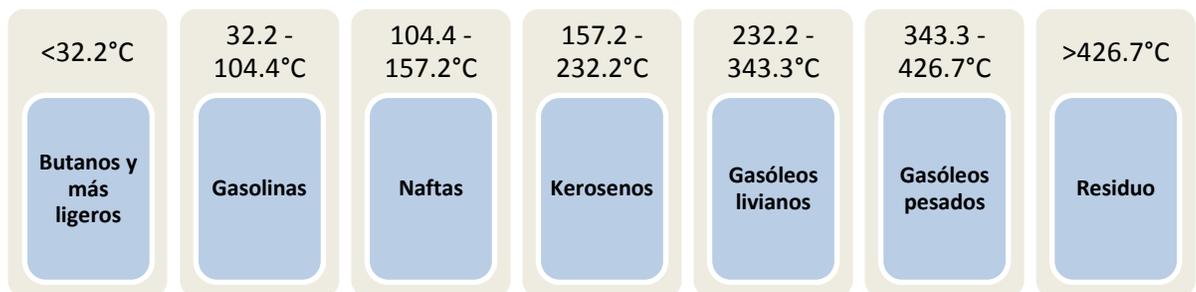
- Simular la planta de Unibon en estado estacionario en el software PRO II con las condiciones actuales de operación y compararlas con una corrida de planta en operación.
- Evaluar el sistema catalítico actual y proponer un nuevo sistema catalítico que permita incrementar el rendimiento de medios con diferentes composiciones de carga de gasóleo y aceite liviano de ciclo.
- Realizar los balances de masa y energía de la unidad Unibon en el nuevo esquema de operación.
- Identificar cuellos de botella con el nuevo esquema operacional de unidad Unibon.
- Proponer las soluciones de Ingeniería para los cuellos de botella encontrados en la evaluación de la unidad.
- Realizar un balance económico de la propuesta.

3. MARCO TEÓRICO

3.1 PROCESOS DE REFINACIÓN

La refinación se define como el conjunto de procesos que se aplican al petróleo crudo con el fin de separar sus componentes útiles, además de adecuar sus características a las necesidades de la sociedad (Valiente & Noriega, 1993). Por lo tanto, una refinería involucra las diferentes tipos de procesos como son: destilación atmosférica, destilación al vacío, craqueo catalítico, hidrotratamiento, craqueo térmico, extracción líquido-líquido, alquilación, reformación, isomerización, y el TAME y MTBE (Producción de éteres terciarios), blending o mezclado, entre los más importantes. La separación primaria de los compuestos valiosos del crudo se origina gracias a los distintos puntos de ebullición de los mismos usando la destilación atmosférica y al vacío, los cuales se pueden visualizar en la Figura 1, mostrando el perfil de refinación que se lleva a cabo en la GRB.

Figura 1. Perfil productos de la refinación



Fuente: ECOPETROL S.A. Manual de refinación de crudos de programación de producción GRB

En este orden de ideas, la refinación atmosférica consiste en la separación de la mezcla de hidrocarburos líquidos en componentes más específicos, mediante la

aplicación de calor hasta lograr vaporizar cada componente, aprovechando que cada uno de ellos posee diferente punto de ebullición. En las torres de destilación atmosférica, el crudo desalinizado se precalienta utilizando calor recuperado del proceso. Después, pasa a un calentador de carga de crudo de caldeo directo y desde allí, a la columna de destilación vertical a presiones ligeramente superiores a la atmosférica y a temperaturas comprendidas entre 343 °C y 371 °C (se evita el craqueo térmico a temperaturas superiores). Las fracciones ligeras (de bajo punto de ebullición) se difunden en la parte superior de la torre, de donde son extraídas continuamente y enviadas a otras unidades para tratamiento, mezcla y distribución. La nafta, o gasolina de destilación directa, se toma de la sección superior de la torre como corriente de productos de evaporación. Las fracciones del rango de ebullición intermedio (gasóleo, nafta pesada y destilados), se despojan de la sección intermedia de la torre como corrientes laterales, y se envían a las operaciones de acabado para su empleo como queroseno, gasóleo diésel, fuel, combustible para aviones de reacción, material de craqueo catalítico y productos para mezclas. Algunas de estas fracciones líquidas se devuelven a la torre como corrientes de reflujo descendentes. Las fracciones pesadas, de alto punto de ebullición (denominadas residuos o crudo reducido), que se condensan o permanecen en el fondo de la torre, se utilizan como fuel, para fabricar betún o como carga de craqueo, o bien se conducen a un calentador y a la torre de destilación al vacío (15).

Por otra parte, las torres de destilación al vacío proporcionan la presión reducida necesaria para evitar el craqueo térmico al destilar el residuo, o crudo reducido, que llega de la torre atmosférica a mayores temperaturas. La torre de vacío ordinaria origina gasóleos, material base para aceites lubricantes y residuos pesados (fondos de vacío) que se procesan en las unidades de proceso de balance; mientras que una torre de segunda fase, que trabaja con un nivel menor de vacío, se usa para separar productos de craqueo catalítico del residuo sobrante.

La Unidad de Balance está ubicada en un área de 43 hectáreas y cuenta con las siguientes unidades de proceso: Demex, viscorreductora, hidrógeno y unibón, unidades de tratamiento como amina, mercox, azufre y la unidad de ruptura catalítica UOP 1, con su área de almacenamiento y servicios industriales. Esta área entró en operación el 17 de diciembre de 1979, aumentando la capacidad a 140KBPD. La ingeniería y licencias de proceso para este proyecto se contrataron con la firma norteamericana Universal Oil Products (UOP) de Chicago. Esta firma diseñó la unidad en conjunto con el Instituto Mexicano del Petróleo.

El proceso de hidrotratamiento de residuos de la UOP (Unibon) es un proceso de hidrogenación que permite remover níquel, vanadio, azufre, sodio y carbón conradson de una corriente de aceite desmetalizado llamada por sus siglas en inglés DMO, la cual proviene de las unidad de extracción líquido-líquido Demex. Éste proceso de hidrotratamiento permite mejorar la calidad de la carga a las unidades de craqueo catalítico incrementando los rendimientos de gasolina y optimizando el consumo de catalizador.

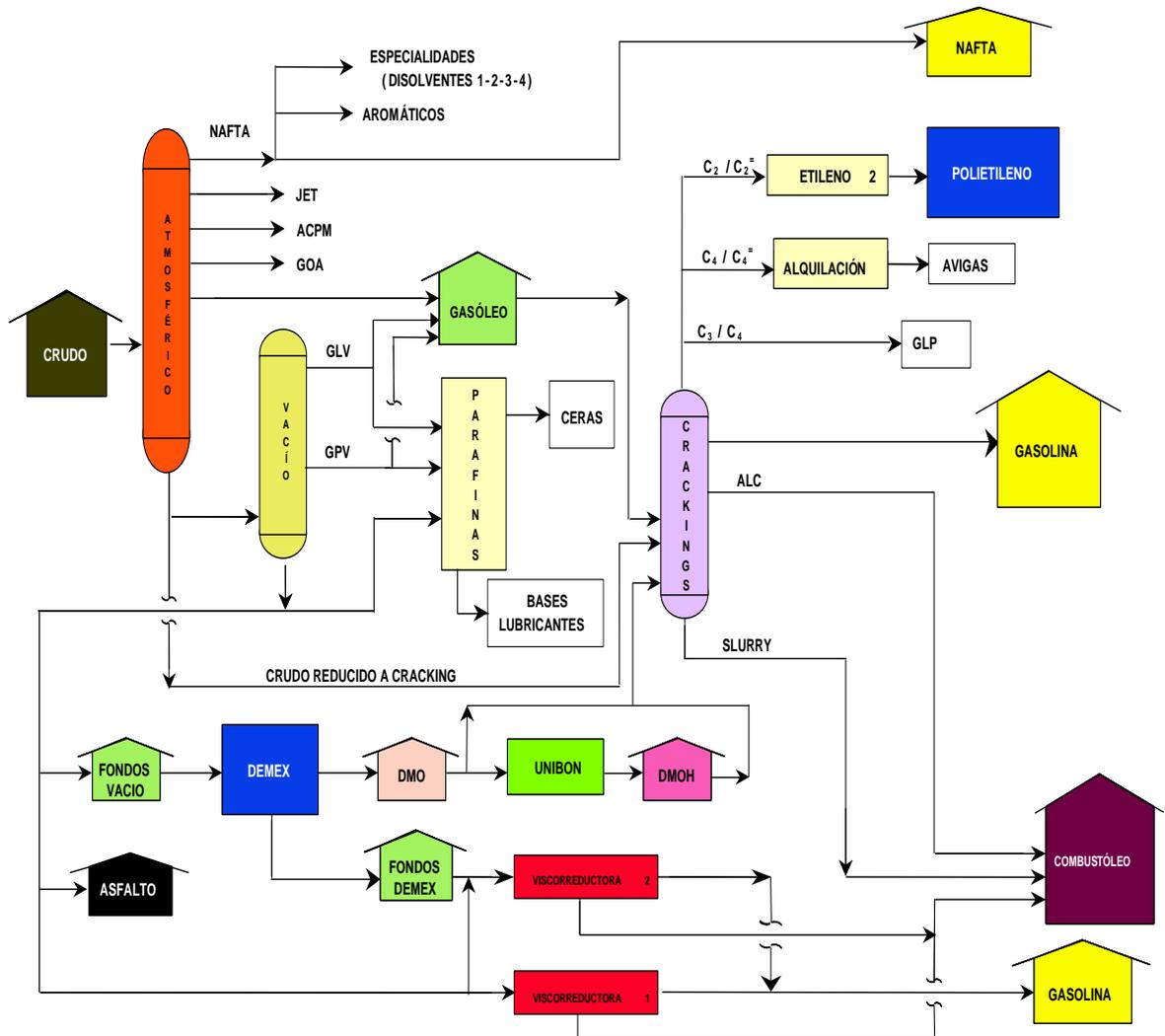
Las unidades de hidrotratamiento más comunes en la industria son las usadas para la remoción del azufre de combustibles líquidos como: gasolina y diésel, estos combustibles deben cumplir con especificaciones de calidad que dependen de la legislación ambiental vigente en cada país.

En la figura 2. Se muestra la configuración de la refinería de Barrancabermeja antes de la implementación del presente proyecto.

El objeto principal de éste proyecto involucra esencialmente las cargas a las unidades de craqueo catalítico fluidizado (FCC) y la unidad Unibon, donde se evidencia en el esquema actual que los gasóleos son cargados a las unidades de craqueo catalítico fluidizado (FCC) y cuyos productos más valiosos son las gasolinas y el aceite liviano de ciclo (ALC). Por otro lado el aceite desmetalizado

(DMO) es cargado a la unidad de hidrotratamiento de residuos (Unibon) para obtener DMOH que es mezclado con los gasóleos cuya mezcla constituye la carga a las FCC.

Figura 2. Configuración Refinería de Barrancabermeja antes del proyecto (15)



En la siguiente sección se revisará en detalle la planta Unibon iniciando por las especificaciones de la carga, sus productos, condiciones operacionales y filosofía de operación.

3.2 PROCESO DE HIDROTRATAMIENTO DE RESIDUOS RCD UNIBON DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.

En la figura 3. se muestra el esquema operacional de la planta RCD Unibon diseñada por UOP, la cual está constituida por 7 secciones:

Sección de Precalentamiento y carga

Sección de Reacción

Sección de separación de alta presión

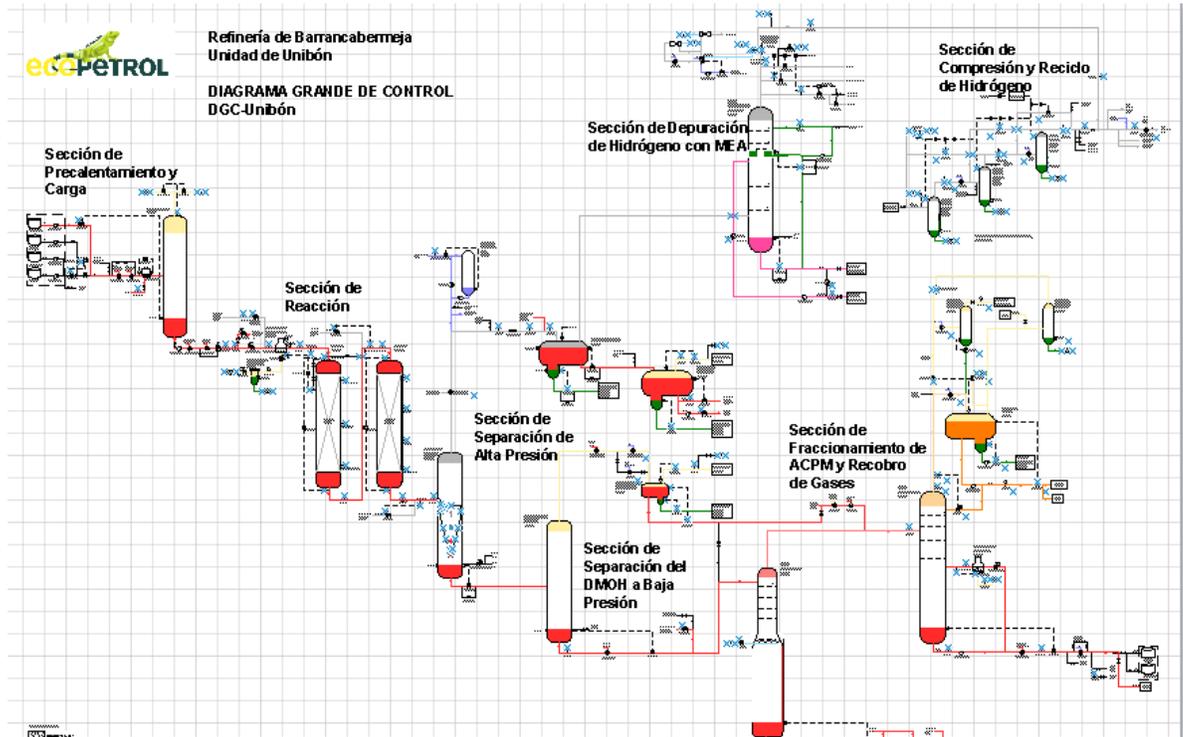
Sección de separación de baja presión

Sección de fraccionamiento de ACPM y recobro de gases

Sección de depuración de hidrógeno con amina

Sección de compresión y reciclo de hidrogeno

Figura 3. Diagrama proceso hidrotreatmento de residuos RCD Unibon (12)



A continuación se muestran las especificaciones de las cargas y productos de la unidad Unibon con el esquema operacional actual de la refinería de Barrancabermeja.

Tabla 1. Caracterización del DMO y DMOH de la Unidad de Unibon

Características	Valor DMO Carga	Valor DMOH producto
Flujo volumétrico (BPD)	22000	21800
Gravedad Especifica (°API)	15	17
Carbón Conradson (%p/p)	5,0	3,0
Níquel (ppm)	10	2,5
Vanadio (ppm)	10	2,5
Azufre (ppm)	1,40	0,30
Hierro (mg/kg)	1,67	1,02
Sodio (mg/kg)	7,8	1,3
Insolubles en nC7	0,05	

La tabla 2. Caracterización del ACPM Producto de la Unidad de Unibon, describe las especificaciones del ACPM producto de la unidad Unibon en corrida con DMO.

Tabla 2. Caracterización del ACPM Producto de la unidad de Unibon

Características	Valor
Rata de Producción (BPD)	1000
Gravedad Específica (°API)	29,2
Azufre (ppm)	0,13
Punto Inicial de Ebullición (°F)	418
Punto Final de Ebullición (°F)	757
Índice de Cetano	42
Chispa (°F)	231
Refractancia (%)	85
Color ASTM	3
Corrosión lámina cobre ASTM D130	1A

Condiciones operacionales de Unibon.

Las condiciones principales a las cuales opera la unidad RCD Unibon se muestran a continuación:

- Presión de operación de los reactores: 1500 psig
- Máxima temperatura de entrada al reactor 1: (final del ciclo - EOR): 700 °F
- Máxima temperatura de salida del reactor 2: 760 °F.
- Disponibilidad de Hidrógeno a la entrada de los reactores (make up + reciclo)
- Inicio de corrida SOR: 70 MMSCFD
- Final de corrida EOR: 60 MMSCFD
- Relación hidrógeno reciclo/carga que oscilan desde 3000 SCF/BL (614NM3/M3) SOR hasta 2600 SCF/BL (507 NM3/M3) EOR.
- Pureza del Hidrógeno de entrada a los reactores:
 - Mínimo: 90 %
 - Máximo: 94%

- Flujo hidrógeno de restitución (MAKE UP) incluyendo quench:
- MMSCFD de 97 % de pureza.
- Consumo de Hidrógeno químico de 250 SCF/BL.

3.3 PROCESO DE HIDROCRAQUEO

Es un proceso catalítico que convierte moléculas pesadas y aromáticas, de alto peso molecular a moléculas de menor peso molecular a través de la ruptura de los enlaces carbono-carbono, acompañado simultáneamente de hidrogenación. Hidrocraqueo es un proceso considerablemente flexible porque permite la conversión de un amplio rango de cargas con diferentes especificaciones obteniendo una variedad de productos. J. Scherzer and A Gruia (1996). (27)

El proceso catalítico de hidrocraqueo requiere diferentes tipos de catalizadores que operan a alta presión parcial de hidrogeno (725 a 2600psig) y moderada temperatura (350 a 430°C).

Las unidades de hidrocraqueo son alimentadas con gasóleos de vacío o corrientes con similares puntos de ebullición, su conversión normalmente es superior al 60% en peso. Si el aceite no convertido en la primera etapa es recirculado se puede alcanzar conversiones superiores a 95% en peso. Las unidades de hidrocraqueo moderado poseen al menos un lecho de hidrocraqueo el cual le permite alcanzar conversiones entre 20 y 40% en peso, el fondo no convertido es un hidrocarburo de alto valor y normalmente es direccionado como dieta a las unidades FCC o hacia plantas para producción de bases lubricantes.

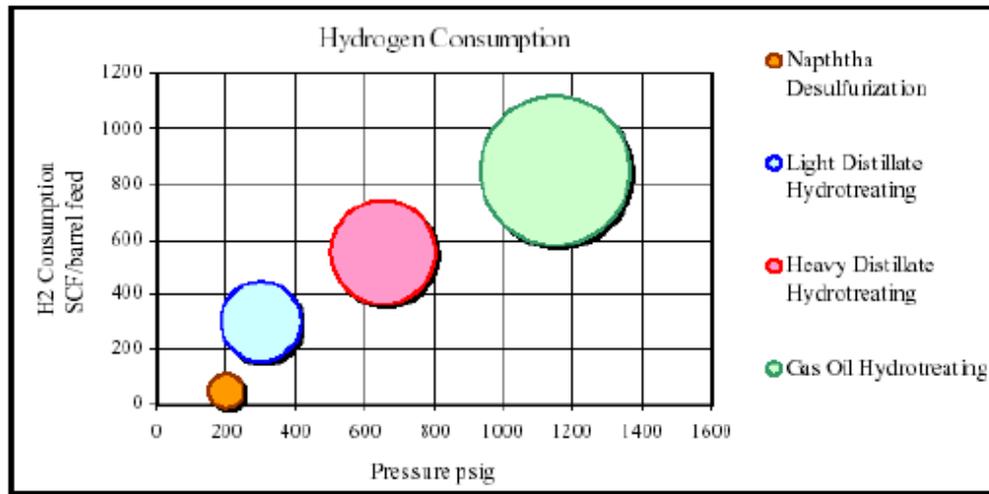
La diferencia entre las unidades de hidrocraqueo (HCK) e hidrocraqueo moderado (Mild Hydrocracking MHC) está en el número de lechos de craqueo catalítico cargado en los rectores y la presión parcial de hidrogeno; éstas dos variables

fundamentales hacen la diferencia en los rendimientos obtenidos en estas unidades. En la tabla 3 se muestran diferentes procesos con sus presiones de operación y conversión respectivamente.

Tabla 3. Condiciones de operación de diferentes unidades de hidroproceso.
(7)

Process, Feedstock Types	H ₂ Partial Pressure		Conversion wt%
	psig	kPa	
<i>Hydrotreating</i>			
Naphtha	250 to 450	1825 to 3204	0.5 to 5%
LGO (Kerosene)	250 to 600	1825 to 4238	0.5 to 5%
HGO (Diesel), LCO	600 to 800	4238 to 5617	5 to 15%
VGO, VBGO, DAO, CGO, HCO	800 to 2000	5617 to 13,891	5 to 15%
Residual Oil	2000 to 3000	13,891 to 20,786	5 to 15%
<i>Mild Hydrocracking</i>			
VGO, VBGO, DAO, CGO, LCO, HCO	800 to 1200	5617 to 8375	20 to 40%
<i>Once-Through Hydrocracking</i>			
VGO, VBGO, DAO, CGO, LCO, HCO	1500 to 2000	10,443 to 13,891	60 to 90%
Residual Oil	2000 to 3000	13,891 to 20,786	15 to 25%
<i>Recycle Hydrocracking</i>			
VGO, VBGO, DAO, CGO, LCO, HCO	1500 to 2000	10,443 to 13,891	80 to 99%
<i>Ebullated-Bed Hydrocracking</i>			
VGO, VBGO, DAO, HCO	2000	13,891	80 to 99%
Residual Oil	2000 to 3000	13,891 to 20,786	>50%
LGO = light gas oil	HGO = heavy gas oil		
LCO = FCC light cycle oil	HCO = FCC heavy cycle oil		
VGO = vacuum gas oil	VBGO = visbreaker gas oil		
DAO = deasphalted oil	CGO = coker gas oil		

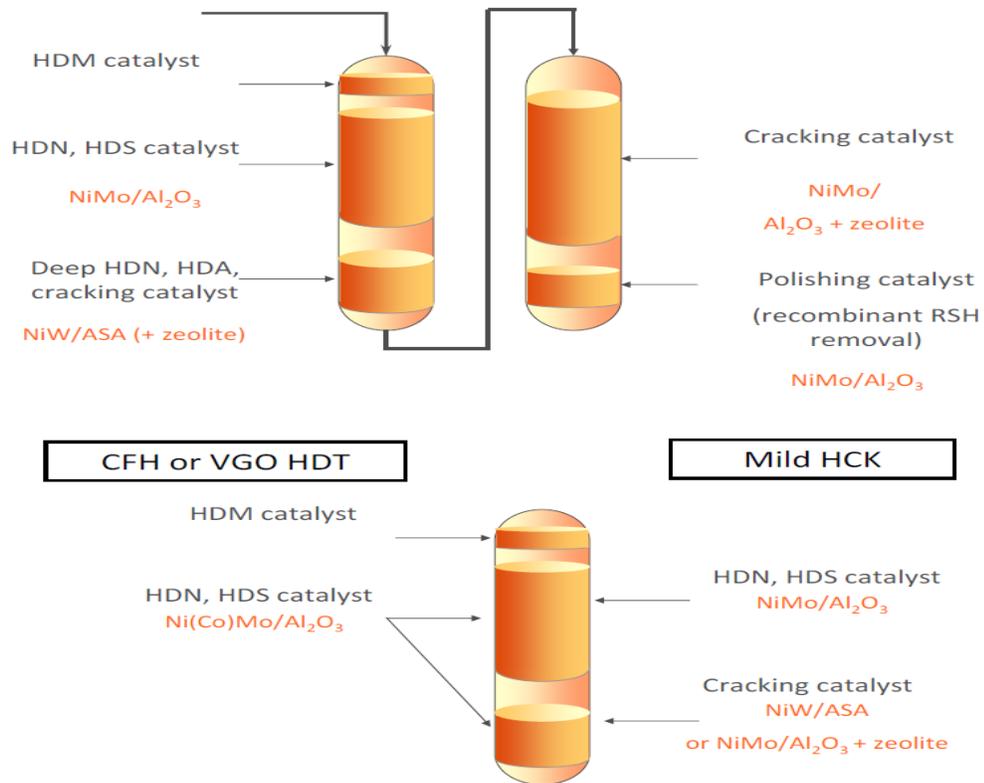
Figura 4. Consumo hidrogeno para diferentes tipos de cargas (7)



El consumo de hidrogeno es una variable fundamental para los procesos de hidroprocesamiento, la cual depende del peso molecular de la carga que se va a procesar, por ejemplo para hidrotreatmento de naftas usualmente existe un consumo de 100SCF/Bbl, en el caso del diésel es de 300SCF/Bbl, para el caso del gasóleo 600SCF/Bbl, un aceite liviano de ciclo ALC 900SCF/Bbl; en la gráfica 4 se ilustra los consumos de hidrogeno típicos y los niveles de presión requeridos dependiendo el tipo de carga a hidroprocesar.

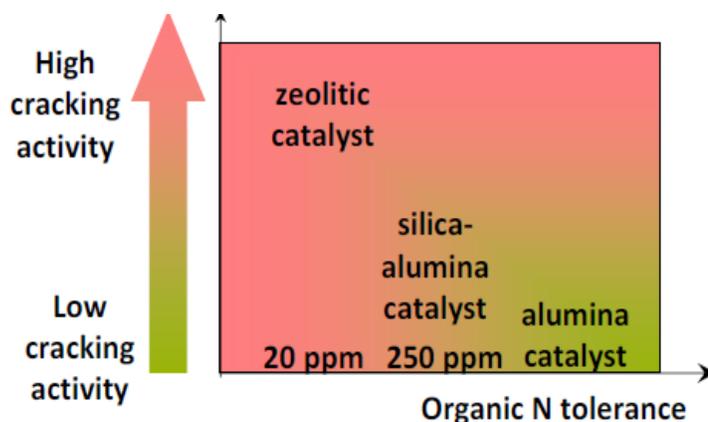
En la figura 5, se muestra el esquema catalítico típico usado para las unidades de hidrocrackeo HCK, hidrocrackeo moderado MHC y es comparado con un esquema catalítico de una unidad de hidrotreatmento. La diferencia básica está en el último lecho de catalizador del reactor que facilita las reacciones de hidrocrackeo, generalmente este catalizador está compuesto por Ni-W sobre Silica-alumina amorfa o Ni-Mo sobre zeolita. En la figura 5. Se ilustra un esquema catalítico de una unidad de hidrocrackeo HCK, MHC y HDT.

Figura 5. Esquema catalítico de una unidad de hidrocrackeo HCK, MHC y HDT. (5)



Los catalizadores con base zeolita son mucho más activos con tiempos de corrida mayores y más estables en tiempos de corrida, sin embargo son catalizadores muy sensibles al contenido de Nitrógeno orgánico en la carga y a los aromáticos polinucleares. En la figura 6. Se muestra la comparación entre tres tipos de catalizadores en cuanto a actividad y nitrógeno orgánico.

Figura 6. Actividad y tolerancia a Nitrógeno orgánico de catalizadores HCK (5)



A mayor actividad del catalizador, mayor conversión y a su vez mayor sensibilidad al Nitrógeno básico, en la tabla 4 se muestran las concentraciones máximas de nitrógeno orgánico permisible para diferentes tipos de catalizadores de HCK.

Tabla 4. Sensibilidad al nitrógeno orgánico catalizadores HCK

	VGO	HDT VGO 1	HDT VGO 2	HDT VGO 3 + distillation
N_{org} (ppm)	1000	70	10	≤ 5
NH_3 (ppm)	0	930	990	≤ 5
zeolite	poisoned	poisoned	80 - 100% conv. MD sel. > 60%	80 - 100% conv. max gasoline sel.
$SiO_2-Al_2O_3$	conv. < 20% MD sel. > 75 %	conv. < 40% MD sel. > 75 %	40-70% conv. MD sel. > 65 %	80 - 100% conv. MD sel. > 65%
Al_2O_3	conv. < 20% MD sel. > 75 %	conv. < 25% MD sel. > 75 %		

Finalizada esta breve revisión del proceso de hidrocrqueo se observa que en éste proceso son usados catalizadores para hidrotratamiento con el objetivo de remover el azufre y nitrógeno presentes en la carga y presenta un lecho de catalizador que cumple la función de facilitar el craqueo, dependiendo la base de

éste último lecho es más o menos sensible al nitrógeno orgánico y posee mayor o menor actividad.

A nivel global debido al incremento en la demanda de destilados medios, las refinerías han tenido que optar por tecnologías de hidrocraqueo catalítico a partir de la conversión de los gasóleos, sin desmeritar el mercado de la gasolina cuya producción se basa en las tecnologías de craqueo catalítico fluidizado FCC.

3.4 SOFTWARE DE SIMULACIÓN (PRO II)

PRO/II es una herramienta de simulación por computadora para ingenieros de procesos de la industria química, del petróleo, gas natural, manejo de sólidos y polímeros. Permite simular diversos tipos de procesos químicos y como tal, realiza todas las operaciones necesarias para encontrar una solución específica a lo establecido en el diagrama de proceso (Flowsheet) cada vez que se ejecuta.

En su algoritmo de cálculo PRO/II combina las fuentes de datos de una gran librería de componentes químicos y de métodos para predecir propiedades termodinámicas, con técnicas numéricas avanzadas y flexibles para cada una de las unidades de operación y a su vez suministra al Ingeniero de Procesos una herramienta para realizar todos los cálculos de balance de masa y energía para procesos en estado estable. PRO/II está diseñado para el uso de principiantes y expertos. Está basado en fundamentos integrales, confiables y precisos de simulación, es fácil de usar y el lenguaje de entrada es una extensión del lenguaje universal de Ingeniería Química.

Para llevar a cabo el proceso de simulación de cualquier planta o unidad, se requiere recopilar cierta cantidad de datos e información con el fin de tener una

aproximación al caso real; para este fin se exponen los pasos que se siguieron para realizar este proceso de simulación y sintonización.

3.4.1 Estudio de la unidad

- Estudiar los procesos unitarios presentes en la unidad para tener una visión global del funcionamiento de la planta.
- Estudiar los manuales de entrenamiento de la Unidad específica con el fin de conocer la descripción detallada del proceso de la misma.

3.4.2 Configuración del modelo de la planta

- Recolectar datos de diseño y condiciones de operación de los equipos por medio de manuales, datasheets y planos de la planta.
- Asegurar la caracterización de las corrientes de entrada por medio de pruebas de laboratorio o recopilación de información de las corrientes.
- Seleccionar el modelo termodinámico más adecuado para el proceso, según las características de la carga, las condiciones de operación y teniendo en cuenta recomendaciones de literatura o consulta de expertos.
- Correr el caso de diseño.
- Analizar los resultados obtenidos.

3.4.3 Simulación del escenario test run o corrida de la unidad.

- Recopilar y validar la información del Test run más reciente.
- Descargar datos de operación de la unidad para el periodo del test run por medio de la base de datos en tiempo real (BDTR).
- Configurar el modelo con los datos de la corrida de planta.
- Realizar una corrida de la simulación del caso test run.

- Analizar los resultados obtenidos.

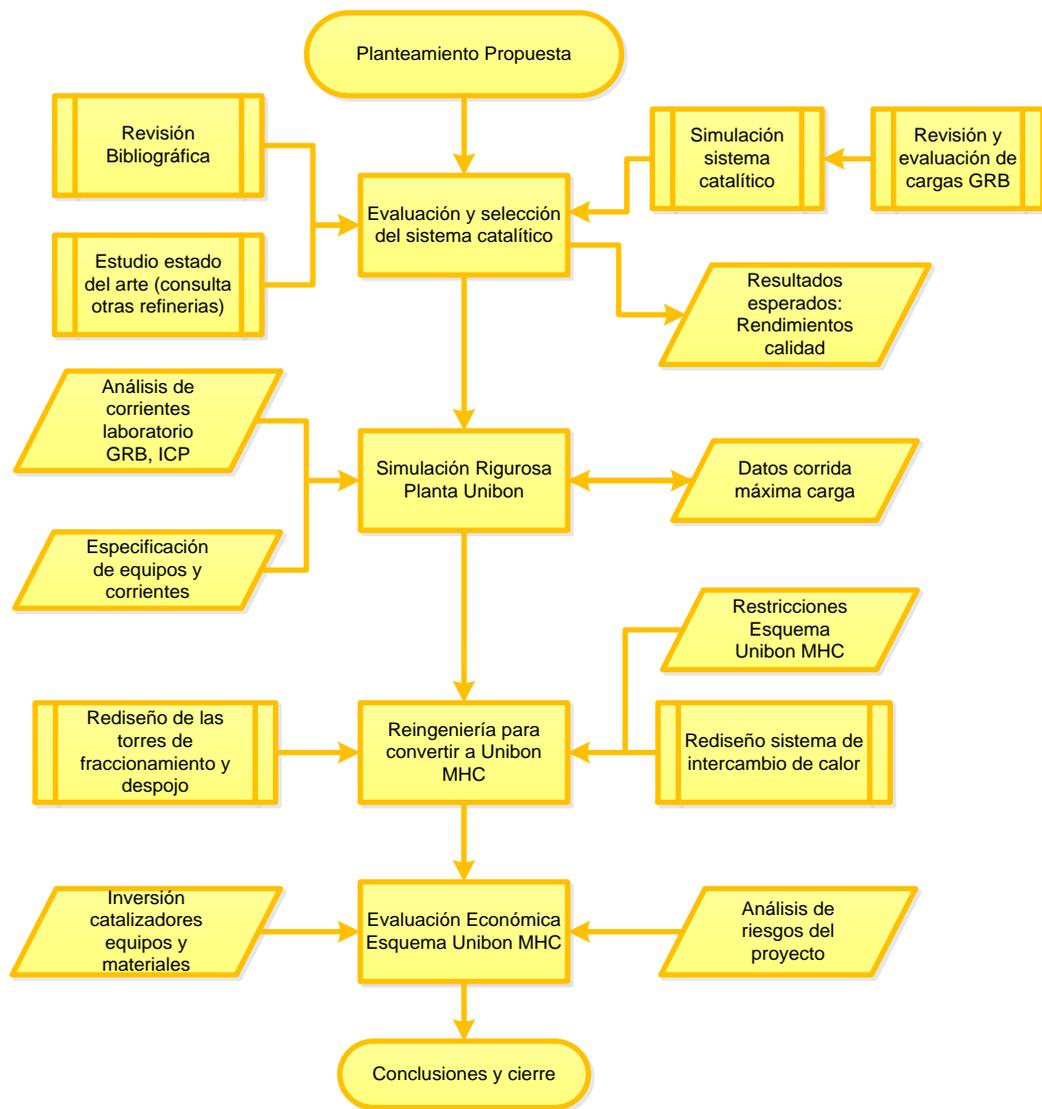
3.4.4 Ajuste o sintonía del modelo con el caso test run

- Sintonizar la simulación del caso test run a los datos obtenidos en planta o caso real.
- Realizar una reconciliación de los datos desviados y representarlos por medio de una tabla comparativa.
- Analizar y validar los resultados (6).

4. METODOLOGÍA

La Figura 7 muestra la metodológica que se utilizó para lograr los objetivos propuestos.

Figura 7. Diagrama metodología empleada. Fuente: el autor.



5. EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DEL SISTEMA CATALITICO

Se realizó una revisión del estado del arte de tres fuentes: artículos de publicaciones de la industria, a través de proveedores de catalizadores de hidrotratamiento, contactos con otras refinerías en visitas industriales y seminarios para intercambio de información.

Se realizó muestreo y caracterización de las corrientes de gasóleo que se producen la refinería de GRB, se realizó la proyección de las cargas a GRB para obtener una caracterización de los gasóleos probables a 5 años, para los cálculos fue usado el software de simulación de propiedad de Ecopetrol SA - SIGMAREF.

Tabla 5. Distribución volumétrica componentes como cargas a unidades de craqueo catalítico y Unibon año 2016 -2020

Cargas	UOPI [KBPD]	UOPII [KBPD]	Orthoflow [KBPD]	Unibon [KBPD]	Modelo IV [KBPD]
DMO	8	12,5	14,16	0	0
Gasóleo	6,8	6,6	5,05	24	0
GAOH	9	9	0	0	0
Total	23,8	28,1	19,21	24	0
CCR [%]	1,78	1,55	1,8	0,5	0
Ni [ppm]	6,12	5,92	7,87	1,1	0
Va [ppm]	4,89	4,49	5,66	0,9	0
Metales [ppm]	11,01	10,41	13,53	2	0

Cómo premisa fundamental el carbón conradson del DMO cambia de especificación de 6% CCR máximo a 5% CCR y se debe garantizar un

rendimiento máximo de 45% en la unidad para evitar afectación en carga de las unidades de craqueo catalítico.

Teniendo ya la composición de la carga proveniente de cada una de las unidades, se realizaron las simulaciones del sistema catalítico con el objetivo de encontrar el mayor rendimiento de diésel a las condiciones operacionales de la unidad. Para la simulación se utilizó el software especializado de la compañía ALBEMARLE proveedor del catalizador. Se tomó el resultado de los análisis para la mezcla de gasóleos con especificaciones de la carga promedio en contenido contaminantes y destilación, (ver Tabla 6), con las condiciones operacionales de la planta Unibon (Tabla 7.), y con un nivel de carga de 24KBPD; obteniendo los resultados presentados en las Tablas 8 y 9.

Tabla 6. Propiedades gasóleo de carga a Unibon

Propiedades de la carga		
Gravedad API	API	18,8
IBP	°F	540
10 %	°F	711
30 %	°F	788
50 %	°F	860
70 %	°F	907
90 %	°F	1010
EBP	°F	1170
Contenido de Azufre	wt%	1,1
Contenido de Nitrógeno	wppm	1500
Contenido Carbón Conradson	wt%	1,6
Monoaromáticos	%	25
Diaromáticos	%	20
Tri+ Aromáticos	%	10
Ni + V	wppm	1,4
Insolubles en n-heptano	ppm	0,1

Tabla 7. Condiciones operacionales de Unibon

Parámetros operacionales		
Active Catalyst Volume	ft3	4752
Active Catalyst Weight	Lb	226814
Feedrate	BPD	24000
WABT Total	°F	725
Hydrogen Consumption Max	[PCS/Bbl]	500
Total Gas Circulation	MMSCFD	80
Total gas hydrogen purity	%	94,4
Total gas H2S content	%	0,01
Quench Gas	MMSCFD	10
Quench Gas	%	13%
Quench Gas Temp	°F	185
Reactor inlet pressure	psig	1500,0
Makeup Gas Rate	MMSCFD	11
Makeup Gas hydrogen purity	%vol	97,0
Makeup Gas H2S content	%vol	0,01
Recycle Gas Rate	MMSCFD	70
Recycle hydrogen purity	%vol	94,0
Recycle H2S content	%vol	0,01

Tabla 8. Resultado evaluación reactores con catalizador del proveedor Unibon

SOR Especificaciones Producto		
API Gravity	API	28
Density Uplift	API	9
Sulfur	Wppm	240
Nitrogen	Wppm	110
Con Carbón	wt%	0
Aromatics Saturation	wt%	36,0
Ni+V	Wppm	0,14
IBP	°F	250
10%	°F	480
30%	°F	635
40%	°F	680

EOR Especificaciones Producto		
API Gravity	API	29
Density Uplift	API	10
Sulfur	wppm	300
Nitrogen	wppm	40
Con Carbón	wt%	0,2
Aromatics Saturation	wt%	34,0
Ni+V	wppm	0,14
IBP	°F	210
10%	°F	458
30%	°F	618
40%	°F	665

SOR Especificaciones Producto		
50%	°F	735
60%	°F	760
70%	°F	792
90%	°F	920
EBP	°F	1130
Conversión	wt%	27

EOR Especificaciones Producto		
50%	°F	700
60%	°F	755
70%	°F	777
90%	°F	907
EBP	°F	1115
Conversión	wt%	30

En la tabla 9. Se muestra las especificaciones de calidad de la carga y los productos con el nuevo esquema operacional. La primera tabla indica los resultados al inicio de corrida SOR (Start of Run) y la segunda indica al final de la corrida EOR (End Of Run).

Tabla 9. Especificaciones de calidad de carga y productos

Variable	CORRIENTES		
	GASOLEO	ACPM	GASOLEO HIDROTRATADO GAOH
CCR	<=1,6 %		Max. 1,2 %
Numero de Bromo	<= 3 mg Br/100g		
Azufre	Max. 13000 ppm	<= 200 ppm	Max. 2500 ppm
Color		ASTM máx. 3	
Metales	<=12 ppm		Max. 7 ppm
Corrosión lamina Cu		<= 2 en lámina de cobre	
Insolubles en n-heptano	<= 0,05%		
BSW	<= 0,5% Vol		
T-95		Max. 380 °C (715 °F)	
Punto de chispa		Min. 60 °C (140 °F)	

El esquema catalítico que permite obtener las especificaciones de calidad de los productos se muestra en la figura 8. En los reactores R2651 y R2652 se orienta a la remoción de azufre y nitrógeno con catalizadores tipo NiMo y CoMo, en la parte inferior del lecho catalítico del reactor R2652 se colocaron 910mm de catalizador zeolita que es el catalizador de hidrocrqueo responsable de incrementar el rendimiento de diésel.

Figura 8. Esquema catalítico Unibon MHC.

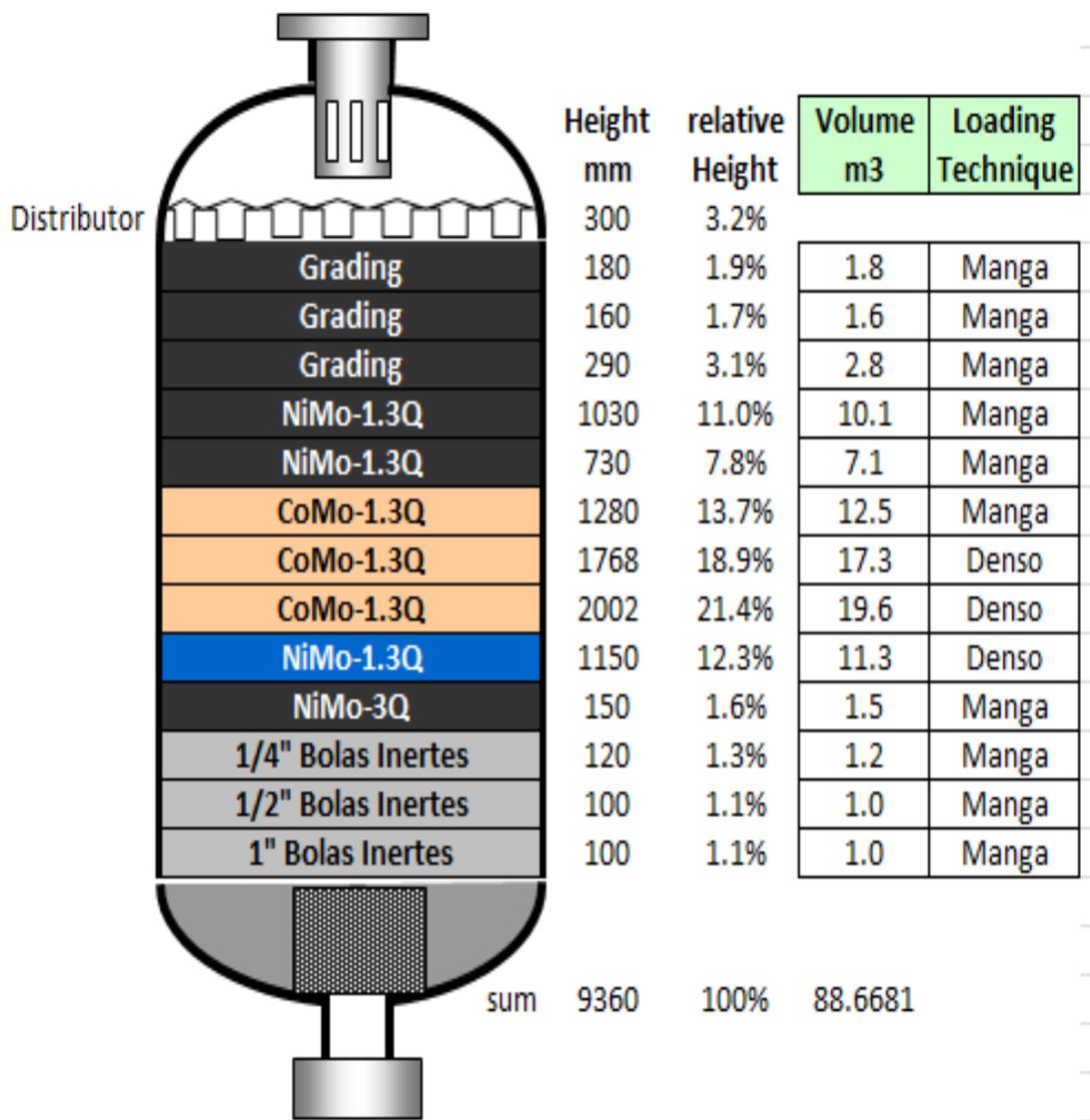
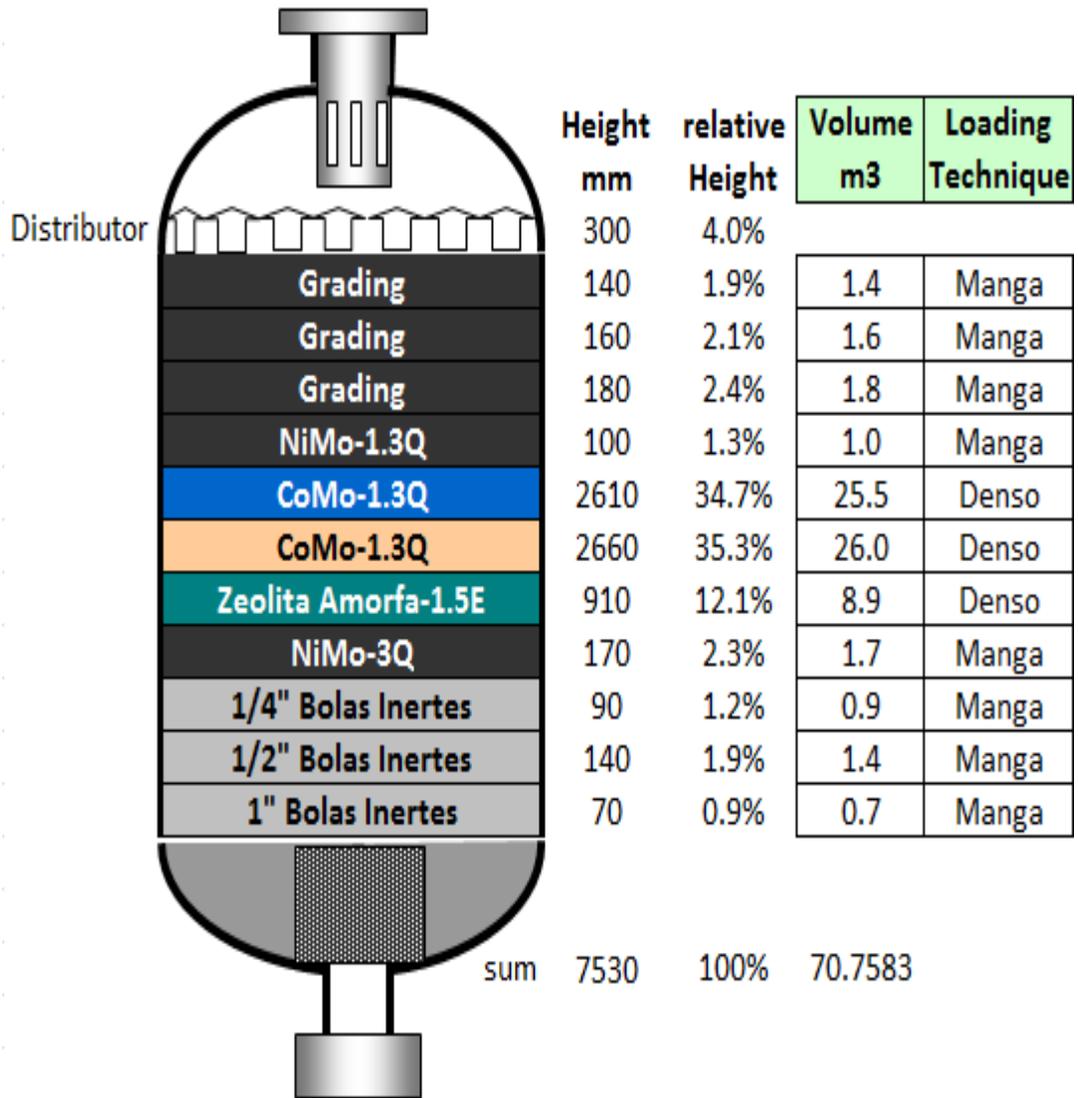


Figura 9. Esquema catalítico Unibon MHC.



De los resultados anteriores se tienen las siguientes conclusiones:

Con disponibilidad de hidrogeno de 10MMPCSD se tiene una capacidad de carga de 24KBPD de gasóleo en la unidad, obteniendo una producción de diésel de bajo azufre (menor a 300ppm) del 27% a inicio de corrida (SOR) y 30% a final de corrida (EOR); éstos rendimientos son alcanzados con temperaturas de inicio de corrida de 725°F y final de corrida de 760°F.

Se usan catalizadores NiMo, CoMo y un lecho de catalizador MHC teniendo en cuenta la disponibilidad de hidrógeno en la unidad, las condiciones de diseño, velocidad espacial; obteniendo un consumo químico de hidrógeno en la reacción de 450PC/Bbl.

6. SIMULACIÓN RIGUROSA PLANTA UNIBON

6.1 CORRIDA A MÁXIMA CARGA EN UNIBON

El primer paso para realizar el proyecto es realizar la corrida a máxima carga en el esquema anterior cuyo objetivo es realizar una evaluación hidráulica y de transferencia de calor de la unidad e identificar las restricciones que se presentan con carga de 24KBPD en Unibon. Esta corrida también se usa para ajustar la simulación rigurosa de la unidad que posteriormente va a ser usada en el rediseño de la misma.

Se realiza la evaluación a máxima carga de la planta Unibon dando una capacidad máxima de carga de 24KBPD y como principales cuellos de botella encontrados son los siguientes:

- Capacidad del sistema de precalentamiento para alcanzar la temperatura de reacción (700°F) a máxima carga, en el cual se evidencia la necesidad de incrementar la transferencia en el horno de calentamiento de carga H2651 cuya capacidad de diseño es de 41MMBTU/h y se requiere 50MMBTU/h para alcanzar la temperatura de reacción deseada.
- Capacidad de fraccionamiento para separar el 26% del diésel adicional que sale en la corriente de gasóleo hidrotratado producto en la unidad y que actualmente no se está recuperando. Este cambio involucra el rediseño de las torres de fraccionamiento y despojo del sistema fraccionamiento de ACPM y recobro de gases.

Con el objetivo de recuperar el mayor contenido de diésel de bajo azufre obtenido en el lecho catalítico fue necesario realizar cambios en las secciones de:

Pre calentamiento y carga, rectificación de ACPM y recobro de Gases y en la torre Despojadora T-2652.

Revisión a balances de masa y energía y revisión de la hidráulica de todos los sistemas de la unidad.

6.2 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL

Para la elaboración de la simulación rigurosa fueron usadas las hojas de especificaciones de los equipos, tales como: la torre de fraccionamiento, torre de despojo, intercambiadores de calor, tambores, bombas y válvulas de control. La herramienta de simulación de procesos usada para éste proyecto es PROII de SIMSCI.

Las especificaciones de las corrientes producto de los reactores fueron tomadas de la simulación realizada en la herramienta computacional del proveedor del catalizador (ver tabla 9), estos datos fueron alimentados a la simulación rigurosa de la unidad.

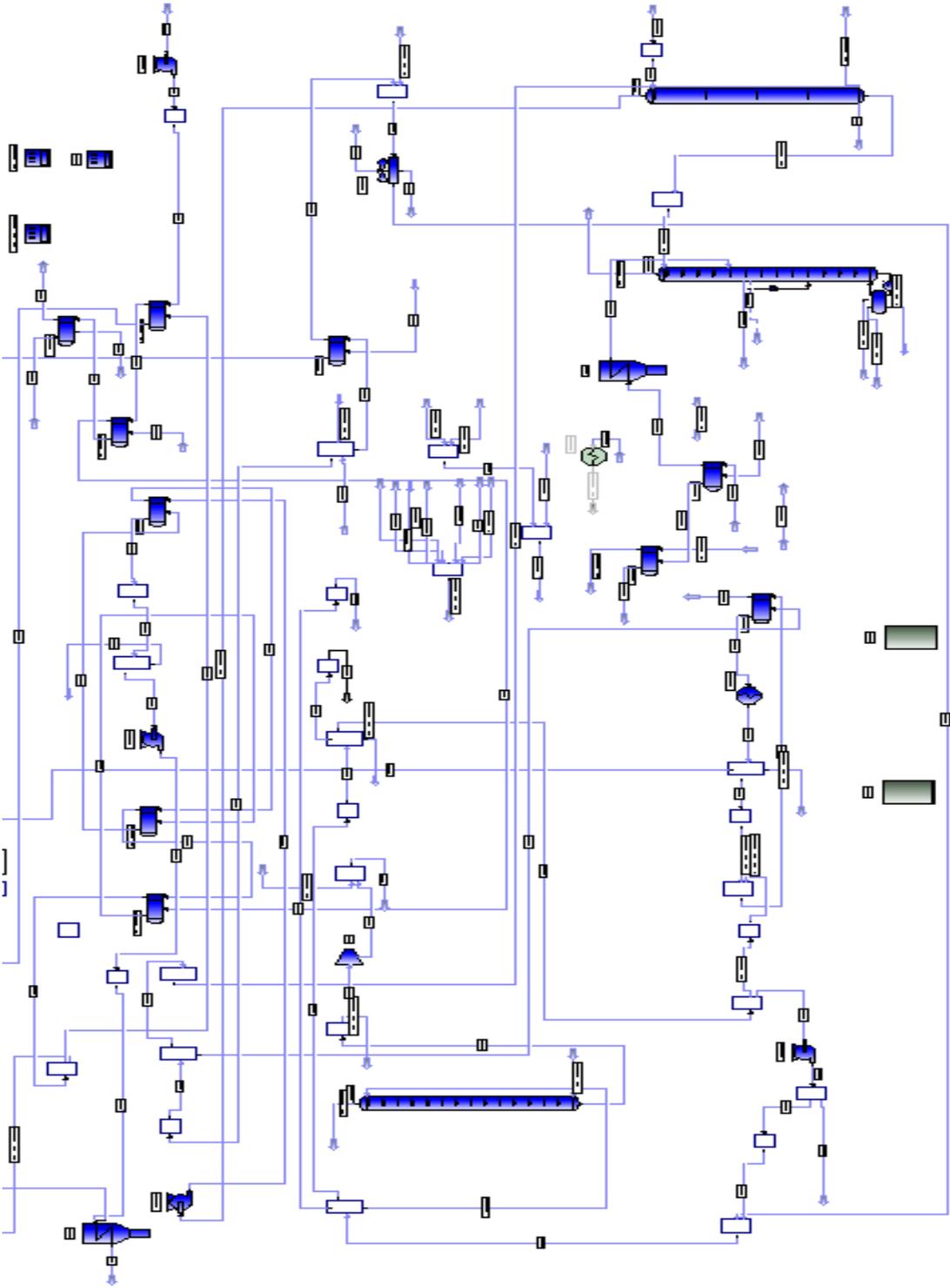
La simulación queda regida por variables manipuladas como temperatura de salida de reactores, flujo de carga, fracción de reflujo de cima, vapor de despojo, flujo de quench a salida de reactores y temperatura de rehervidor de la torre fraccionadora. Posteriormente, se fueron ajustando las variables hasta conseguir, en la corrida computacional, la calidad de productos finales similares a las del proceso real.

Al final se obtuvo la simulación completa del proceso, evaluada para diferentes cambios de las variables operacionales de la unidad, con los respectivos rendimientos y calidades de productos, en éste caso gasóleo hidrotratado, diésel y

nafta. La fidelidad de los resultados obtenidos en el modelo computacional fueron sensibilizados y ajustados con los datos obtenidos en la corrida a máxima carga de la unidad.

En la figura 13. se muestra la simulación de Unibon en forma rigurosa incluyendo todos los equipos de proceso de la unidad.

Figura 10. Simulación rigurosa PROII planta Unibon MHC.



7. REINGENIERÍA

La conversión de la unidad Unibon cambia la filosofía de proceso de una unidad de hidrotratamiento de residuos a una unidad de hidrocraqueo moderado MHC cuyo objetivo es hacer hidrogenación e hidrocraqueo de gasóleo obteniendo 30% de diésel de bajo azufre y retirando los contaminantes del gasóleo: azufre, níquel, vanadio, sodio y carbón, para mejorar la calidad de la carga a las unidades de craqueo catalítico.

Para cumplir con éste objetivo se parte de la simulación rigurosa de la unidad y se realizan las modificaciones en la unidad en cuatro sistemas de la planta específicamente:

7.1. SISTEMA DE REACCIÓN

En éste sistema se especifica un nuevo diagrama de cargue con las especificaciones de catalizador ya discutidas en la sección 5. Evaluación y selección del sistema catalítico.

7.2. SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO

En la figura 11 se muestra el sistema de fraccionamiento antes del proyecto donde se observan las siguientes limitaciones:

1. La corriente de carga a la torre T2653 tiene 71% de diésel con especificación de destilación 95% de 370°C y el 29% de gasóleo, tal como se muestra en la Tabla 10.

El diseño actual de la torre T2653 cuenta con 16 platos de válvulas móviles; por la cima se recuperan los gases y la nafta y por el fondo se obtiene la corriente diésel/gasóleo. En el fondo cuenta con un horno rehervidor que suministra la energía requerida para el fraccionamiento.

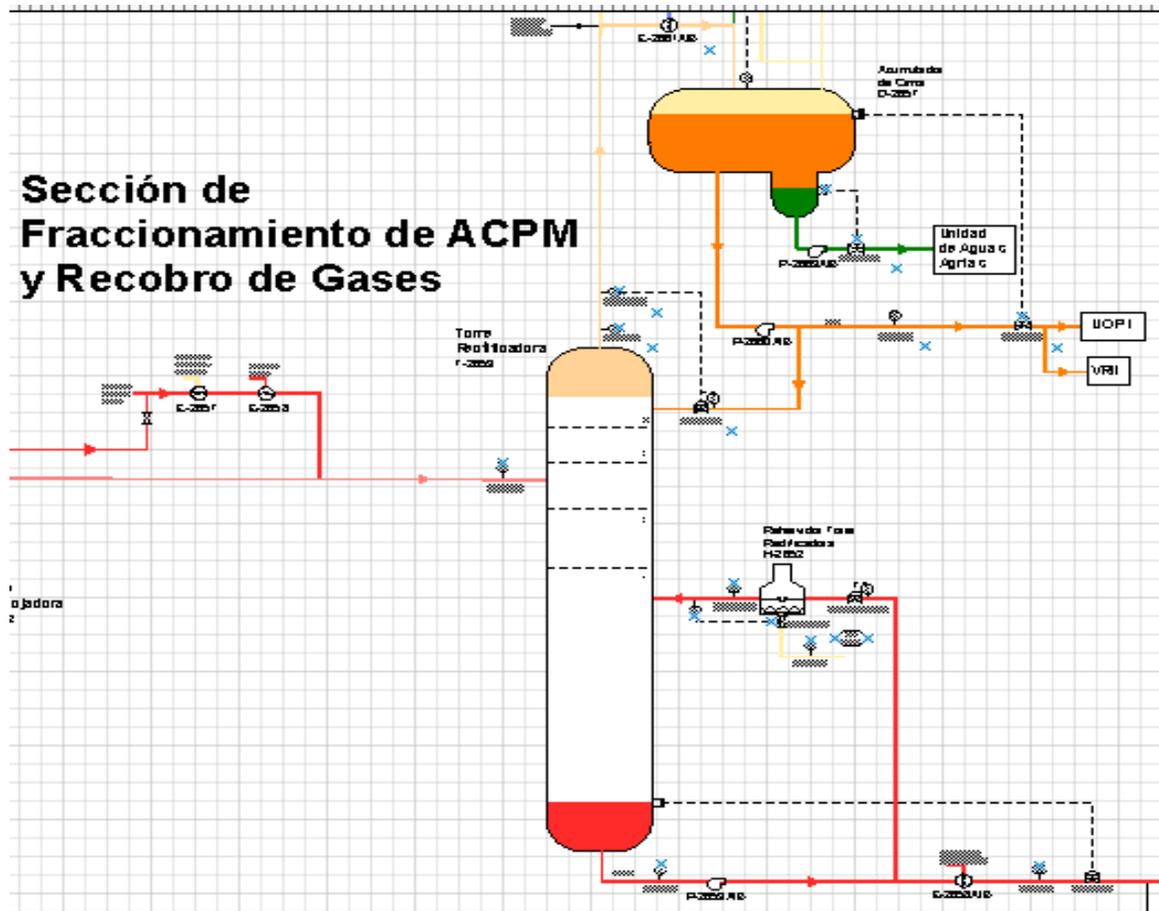
Teniendo en cuenta que la torre T2653 está diseñada sólo para el fraccionamiento de diésel y nafta, no cuenta con una sección para separar la fracción de gasóleo presente en el diésel, por tal razón es necesario rediseñar internamente la torre adicionando otra zona para fraccionamiento gasóleo/diésel.

Tabla 10. Especificaciones diésel de carga a la torre de fraccionamiento T2653

AZUFRE	0,12	g/100g
AZUFRE EN PPM	1200	mg/kg
GRAVEDAD API	27,8	Grados API
DENSIDAD A 15 C	887,9	kg/m3
DENSIDAD A 15 C.	0,888	N/A
PTO INICIAL DE EBULLICION	373,8	°F
PTO INICIAL DE EBULLICION	189,9	°C
5% vol. RECOBRADO	442,9	°F
5% vol. RECOBRADO	228,3	°C
10% vol. RECOBRADO	475,9	°F
10% vol. RECOBRADO	246,6	°C
50% vol. RECOBRADO	620,6	°F
50% vol. RECOBRADO	327	°C
70% vol. RECOBRADO	375	°C
70% vol. RECOBRADO	703,4	°C
90% vol. RECOBRADO	761	°F
90% vol. RECOBRADO	405	°C

95% vol. RECOBRADO	786	°F
95% vol. RECOBRADO	418,9	°C
PTO FINAL DE EBULLICION	786,4	°F
PTO FINAL DE EBULLICION	419,1	°C
GRAVEDAD API.	27,8	Grados API

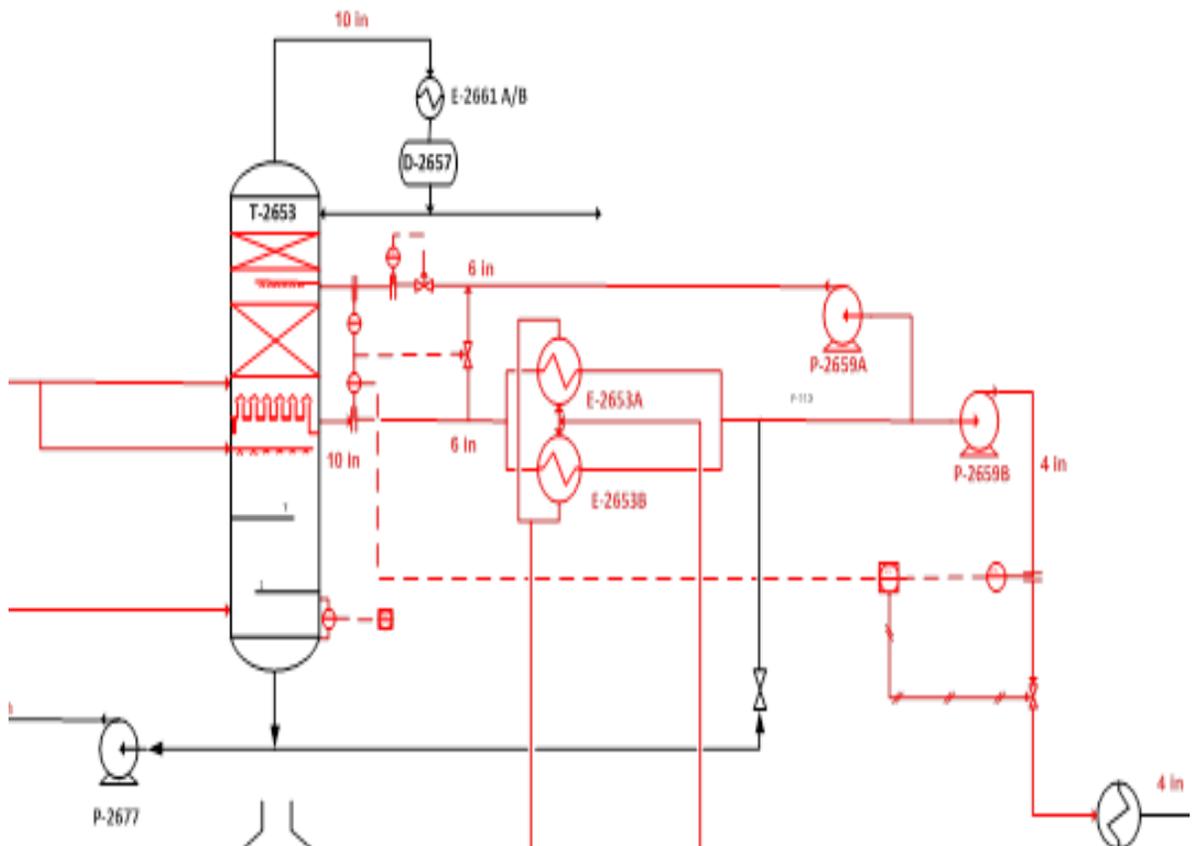
Figura 11. Esquema del sistema de fraccionamiento actual (12)



2. Los resultados obtenidos de las corridas de los reactores (tabla 9.) muestran un incremento en la producción de diésel de 1,0KBPD actuales a 7KBPD, los cuales deben ser separados del gasóleo en la torre de fraccionamiento existente T2653.

Teniendo en cuenta las limitaciones hidráulicas en el sistema y la limitación para la separación de diésel del gasóleo se procede a revisar varias alternativas para el rediseño del sistema. Se analizaron 23 alternativas y se obtuvo el mayor rendimiento de diésel el esquema mostrado en la figura 15.

Figura 12. Diagrama propuesto para la torre fraccionadora T2653



En éste nuevo sistema propuesto para la torre T2653 se instala un plato colector en la zona media de la torre para permitir separación del diésel en ésta sección y de ésta forma separarlo del gasóleo que se obtiene en la parte inferior de la torre. La torre propuesta consta de tres zonas: la zona inferior compuesta por cinco platos de alta eficiencia con mayor área activa y dimensiones adecuadas para un alto tráfico de líquido, en el anexo 3 se muestra resumen de los cálculos

7.3. SISTEMA DE DESPOJO

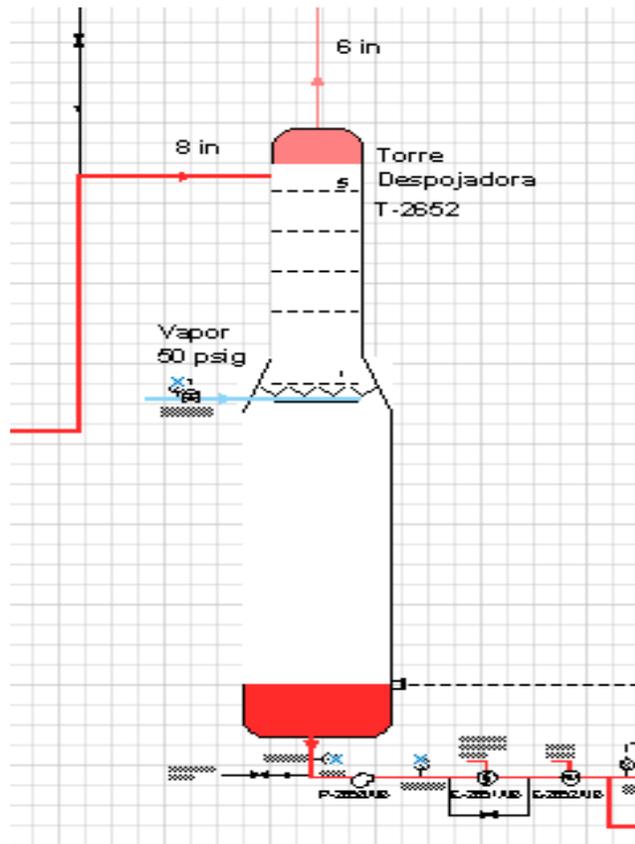
El sistema de despojo presenta las siguientes limitaciones:

La temperatura de la corriente de llegada a la torre es de 640°F y para lograr una vaporización adecuada la corriente debe llegar a una temperatura mínima de 730°F.

Se debe considerar mayor tráfico líquido vapor en la torre de despojo teniendo en cuenta que la recuperación de diésel es mayor, el flujo de vapor de despojo debe ser mayor y la temperatura del vapor de despojo debe ser de 700°F.

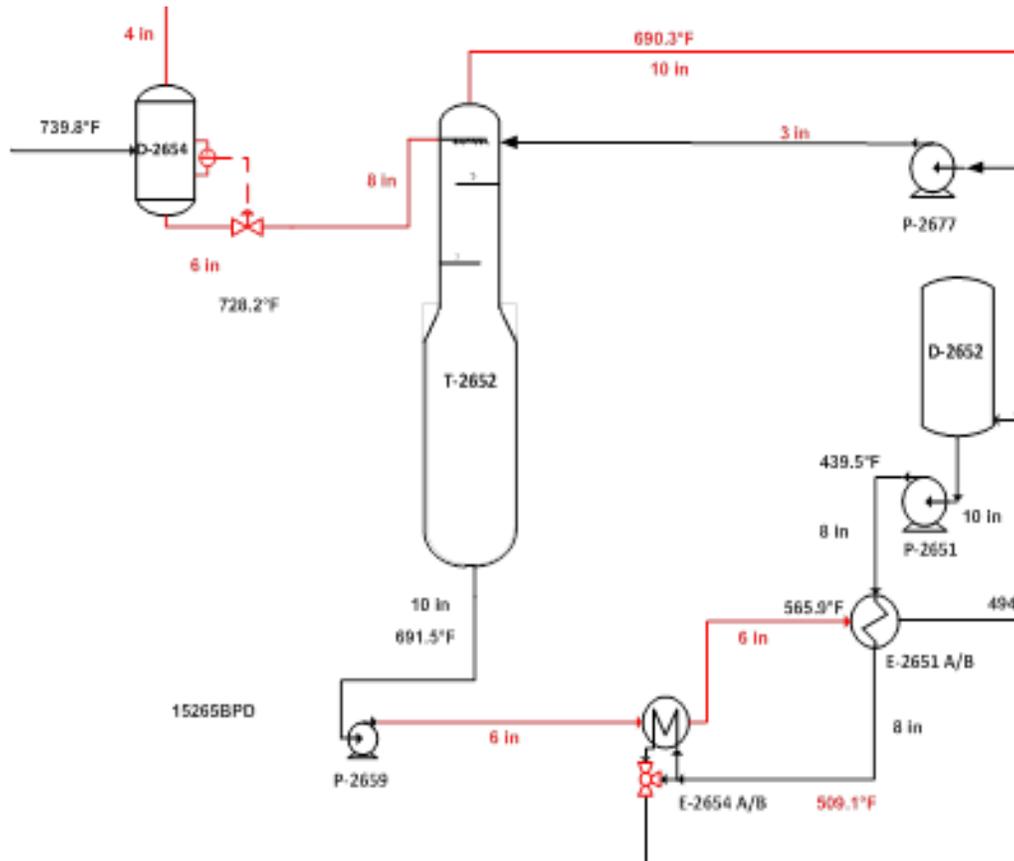
Al recuperarse mayor flujo de vapores en la cima de la torre, la línea de cima debe cambiar el diámetro.

Figura 14. Diagrama de flujo sistema de despojo T2652 Unibon (12)



Los cambios en ésta sección es la instalación de un bypass en el lado casco de los intercambiadores E-2654, cambio en la tecnología de los cinco platos de la torre con mayor área de transferencia, aumento en el diámetro de la línea cima y conectar el retorno de gasóleo de fondo de la torre T2653 hacia la carga de torre T2652.

Figura 15 Diagrama de flujo sistema de despojo T2652 Unibon MHC



7.4 SISTEMA DE PRECALIENTE

En ésta sección se tienen en cuenta la hoja de especificación de los intercambiadores de calor existentes y se realizaron los cálculos de transferencia de calor para conocer el duty requerido para alcanzar la temperatura de reacción de diseño 720°F.

De la simulación rigurosa se obtiene que la máxima temperatura que se obtiene con el sistema actual de 690°F siendo esta una limitación para alcanzar la energía de reacción al final de corrida. Este diferencial de temperatura de 30°F para

24KBPD de gasóleo de carga corresponde a 10MMBTU/día requeridos para alcanzar dicha temperatura. Para lo cual se toman las siguientes acciones:

- Se cambia de servicio al sistema SE2660 que en el diseño original funciona como enfriador con agua de la corriente de DMOH o producto más pesado. Teniendo en cuenta el requerimiento energético en el precaliente queda intercambiando calor entre la carga a la unidad y el producto GAOH con esto se aprovecha toda la energía que posee el producto y se ahorra consumo de agua de enfriamiento.
- En el anexo 6. Se muestra los resultados de la simulación del horno H2651 donde se concluye que tiene una eficiencia muy baja 73% vs 80% de diseño, generando altas temperaturas de piel de tubos 1100°F vs 900°F de diseño, por lo tanto, se recomienda hacer una limpieza mecánica a los tubos (pigging).
- El cambio de servicio del horno H2652 con capacidad de 5MMBTU/día, deja de ser usarse como rehervidor en la torre T2653 y se usa como parte del precaliente de la unidad.
- La instalación de una pareja de intercambiadores nuevos en la zona de precalentamiento de la unidad SE2678A/B, éstos equipos fueron seleccionados entre diferentes sistemas disponibles en la bodega de materiales y otras plantas de la refinería; lo anterior con el objetivo de disminuir costos de inversión a la refinería y tiempos de ejecución del proyecto. Finalmente se adaptaron al sistema los intercambiadores SE233C/D con 3500ft² de área cada uno y se nombraron de acuerdo a la nomenclatura de la unidad SE2678A/B.

Para el ejercicio de integración energética se utilizó el modelo de red de intercambiadores de calor propuesto por *Aspen plus*, conocido como *HEN*

(Sandler, 2015), y acompañado del método de programación lineal que también incluye dicha herramienta.

En la figura 16. Diagrama Unibon MHC se muestra la configuración del precaliente propuesta para la unidad, logrando eliminar los cuellos de botella evidenciados en el balance energético de la unidad con el esquema actual.

7.5. DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LOS CAMBIOS REALIZADOS

La descripción de las modificaciones en cada una de las secciones de la unidad se describe a continuación:

7.5.1. Pre calentamiento de Gasóleo – GAO Instalación de un sistema de intercambiadores nuevos los SE2678A/B, cuyo uso en el sistema de precaliente de la carga de acuerdo a lo mostrado en la figura 19. Diagrama de flujo Unibon MHC. La ubicación en el plot plan debe ser en el área entre el H2652 y los transformadores eléctricos en el acceso occidental del bloque II, ver anexo 3.

La línea de carga 8" GAL-301-006 se debe conectar con el lado casco del nuevo sistema de intercambio de calor SE2678A/B, la salida lado casco de los intercambiadores se vuelve a conectar con la misma línea que posteriormente van hacia el cuadro de control FICV26505.

La línea 8" GAL-301-006 proveniente del FICV26505 se debe conectar con la línea 8" TRW-305-320 lado tubos del SE2660 que cambia de servicio de enfriamiento con agua a enfriamiento con la carga.

La línea de salida lado tubos de los SE2660A/B (gasóleo de carga) se conecta con el lado casco de los intercambiadores SE2653A/B que trabajan en paralelo y continúan en flujo de proceso actual hacia los E2652A/B.

El flujo de gasóleo de salida de los intercambiadores SE2652A/B línea 8" GAL-301-007 se divide en dos corrientes una va para el PDIC 26502 y la otra corriente se alimenta al horno H2652 cuya función es calentar 5KBPD de carga, posteriormente se conectan y se dirigen hacia los filtros SF2651.

Cambio en el servicio del sistema de intercambiadores SE2653A/B que actualmente intercambia calor por el lado tubos con GAOH, se debe conectar con la corriente de diésel del plato colector de la torre T2653 (línea nueva) y la salida se debe conectar con la succión de las bombas SP2659A/B (línea nueva).

La corriente de diésel de pumparound de la torre T2653 (descarga P225A/B) se debe interconectar con la boquilla superior del lado tubos del sistema SE233, la salida con la boquilla superior del lado tubos del E2653A y la salida de éste sistema una parte al pumparound y la otra parte con la línea de entrada lado tubos del intercambiador E2677 3" GAL-306-008.

La salida lado tubos de los intercambiadores SE2678A/B se debe conectar con la línea 8" GAL-301-006 que va hacia el lado casco de los intercambiadores SE2652A/B y que posteriormente el fluido va hacia el drum de carga D2652.

7.5.2. Sección de despojo T-2652 Realizar las interconexiones para el precalentamiento de la corriente de carga de GAO con la corriente de GAOH producto del fondo de la T-2652 en el intercambiador E-2654 A/B. Ver anexo 2. Diagrama de flujo Unibon MHC.

Instalar línea de bypass de los intercambiadores SE2654 lado casco conectando directamente la línea que viene desde el D2654 6" GAL-305-003 con la línea de llegada a la T2652 6"GAL-301-033, ésta conexión se realizará en línea de 6" y se deben realizar los análisis de esfuerzos y soportes necesarios. Debe quedar totalmente independizado el intercambiador de la línea 6" GAL-305-003 para permitir la conexión del intercambiador lado casco con el fluido proveniente de la descarga de P2658A/B.

Realizar las modificaciones internas en la torre despojadora T-2652 de la unidad Unibón U-2650 para cargar GAOH del D-2654. Se debe cambiar los platos existentes por platos de mayor eficiencia tipo PROVALVE.

Cambiar la boquilla y la línea de salida de cima de la T2652 6" GAL-305-026 de diámetro 6" actual y pasar a diámetro de 10".

La línea de descarga de la bomba SP2658 GAOH producto se debe interconectar en línea de 6in de diámetro con la boquilla superior del lado casco del intercambiador SE2654, a la salida del lado casco boquilla inferior se interconectará con la línea 6" GAL-305-008 que va hacia los intercambiadores SE2651.

Conectar línea de llegada de vapor de despojo de la torre T-2652 a cabezal de 170psig proveniente de la unidad de generación de hidrogeno.

7.5.3. Sección de fraccionamiento T-2653 Realizar las interconexiones para recibir GAOH de la torre T-2653.

Independizar las líneas de la descarga de la bomba P-2659A/B de las líneas de alimentación al horno H-2652. El producto de fondo de la T2653 (2200BPD aprox.) se debe recircular hacia la línea de entrada de carga a la torre T2652. Realizar interconexión desde la línea de descarga de la SP2659 6" GAL-306-004 con línea de 3in hacia la línea de entrada de carga a la T2652 6"GAL-301-033.

El intercambiador E2657 lado casco va a operar en serie con los intercambiadores E2658A/B para lo cual se realizarán las siguientes conexiones:

La línea de salida del E2657A/B lado casco 3"-GAL-305-016 se debe interconectar con los intercambiadores E-2658A/B lado casco con tubería de 3in y la salida de

estos intercambiadores se interconecta con los enfriadores E2659 línea 3"-GAL-305-016 en tubería de 3 in de diámetro.

La salida lado tubos de los intercambiadores SE2658 6"-GAL-306-001 se debe conectar con la línea de alimentación al horno H2652 6"-GAL-306-004. La línea de salida del H2652 8" GAL-306-002 se conectará con una boquilla Q nueva (8in) que estará ubicada a en la parte inferior del plato colector de la T2653.

Realizar las modificaciones internas en la torre fraccionadora T-2653 de la unidad Unibón U-2650, para cargar GAOH.

Se deben retirar los platos del 1 al 5 y en su lugar instalar platos de alta eficiencia SUPERFRAC cambiando la distancia entre platos de 24" a 27", por debajo del plato 1 se debe instalar la boquilla de alimentación de los vapores provenientes de la cima de la torre T-2652 (diámetro 12in).

Entre los platos 5 y 6 se debe instalar un plato distribuidor para la corriente de diésel proveniente del horno H-2652. En el plato 6 se debe instalar un colector parcial y conectar boquilla (12in) para retiro lateral de diésel a través de las bombas SP-225A/B.

Se deben retirar los platos del 8 al 11 y en su lugar instalar empaque estructurado FLEXIPAC 4X y entre los platos 11 y 12 se debe instalar un distribuidor para la corriente de diésel de pumparound fría de la T-2653.

Se deben retirar los platos del 12 al 16 y en su lugar instalar empaque estructurado FLEXIPAC 250Y HC.

En la parte superior de la torre se debe instalar distribuidor tipo Trough para distribuir el fluido hacia el empaque instalado en la parte superior de la torre.

Realizar las interconexiones para instalar un sistema de bomba e intercambiador de calor como pumparound en la torre fraccionadora T-2653 de la unidad Unibón U-2650.

En el plato 6 se instalará nueva boquilla “P” de 12in de diámetro y líneas de succión de la bomba de pumparound cuya descarga se conectará con el lado tubos boquilla superior del sistema SE233 y E2653A estas conexiones en tubería de 6in de diámetro. A partir de aquí se divide el flujo en dos tuberías, una en 6in que es el pumparound (retorno frio) hacia la boquilla nueva “O” ubicada debajo del lecho superior de la T2653 y otra línea de 4in que debe conectarse al intercambiador E2677 para el diésel producto de la unidad.

La temperatura del plato colector parcial 6, se controla a través del retiro de producto con válvula de control ubicada en línea de 4in antes del intercambiador E2678A/B.

7.5.4. Balance de masa y energía de la Unidad Unibon MHC En el anexo. 1 se adjuntan los balances de masa y energía de corrientes principales para la configuración propuesta de la unidad.

7.5.5. Revisión hidráulica de la Unidad Unibon MHC Los cálculos hidráulicos se realizaron usando la herramienta de simulación INPLANT 4.4 con la cual se revisaron líneas existentes y se dimensionaron las nuevas líneas requeridas en la unidad. En el anexo 2. Se adjuntan los resultados de los cálculos hidráulicos.

7.5.6. Lazos de control propuestos para el nuevo esquema En el anexo 4 se muestra la filosofía de control de los lazos de control adicionales requeridos en el nuevo esquema operacional de Unibon MHC.

En el anexo 5. Se muestra el listado de los cambios en las guías de control y ventanas operativas de las principales variables involucradas en la modificación del esquema operacional de Unibon MHC.

8. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA INICIATIVA

El esquema de MHC en Unibon tiene un potencial de beneficio económico, debido al incremento en la producción de diésel de bajo azufre que se aumentaría de 12% actual a 30% en el segundo semestre de 2016. Sin embargo, existen otras variables técnicas como el cambio en los rendimientos de las unidades FCC, cambios en tiempos de corrida y variables macroeconómicas que influyen en la evaluación económica de la iniciativa. A continuación se detallan cada una de éstas variables y se analiza su impacto en el resultado de la evaluación.

La evaluación económica de la iniciativa se realiza bajo las siguientes premisas:

Figura 17. Premisas de la evaluación económica

PREMISAS EVALUACION ECONOMICA

Periodo de evaluación		1 Año		
IPC		7% e.a.		
TRM		3000 \$COP/\$USD		
Precios	GRB	Brent 30	Invierno	U\$/B
		Brent 40	Verano	U\$/B
		Brent 50	Año	U\$/B
Catalizador de FCC		3800 \$USD/T		
		380 °C		
T95			370 °C	
			360 °C	
S en diésel producto			100 ppm	
			150 ppm	
			200 ppm	

Período de evaluación: Se toma como período de evaluación 1 año teniendo en cuenta que éste proyecto tiene retorno potencial inferior a 1 año.

IPC: Índice de precios al consumidor

TRM: Tasa representativa del mercado vigente en el momento de realizar la evaluación.

Precios: En el momento de realizar la evaluación el precio del crudo Brent estaba en 30USD/Bbl, para realizar la evaluación se tienen en cuenta 3 escenarios de precios 30USD/Bbl, 40USD/Bbl, 50USD/Bbl.

Estacionalidad: Teniendo en cuenta que las diferencias en precio entre la gasolina y el diésel dependen directamente de las estaciones del año, debido a las fuerzas de oferta y demanda, se hizo una proyección del comportamiento de la diferencia de precios durante los últimos 5 años dependiendo de la estacionalidad y se incluyó en el modelo económico.

Precio del catalizador de FCC: Las unidades de craqueo catalítico tendrán un consumo adicional de catalizador, debido a que la carga tiene un incremento en la composición de níquel y vanadio. El precio del catalizador es el promedio en la industria colombiana para el año 2015. El consumo adicional de catalizador fue el promedio del segundo semestre de 2015 donde se tuvo una carga similar en una de las unidades de craqueo catalítico.

Destilación T95: es la temperatura a la cual destila el 95% de volumen del diésel producto de la unidad. Se tienen tres rangos posibles de destilación incluidas en el modelo: 360°C, 370°C y 380°C.

Contenido de azufre S: Es el contenido de azufre en el diésel producto en partes por millón [ppm]. Se establecen tres valores en el modelo 100ppm, 150ppm y 200 ppm.

Tiempo de corrida en las unidades de craqueo catalítico: Teniendo en cuenta que la unidad tiene una carga con mayor contenido de níquel, vanadio y mayor potencial de formación de coque, se incluyó dentro del modelo una afectación económica por menor tiempo de corrida en las unidades de 6, 12 y 18 meses.

Costo financiero de las importaciones de diésel: Debido a los volúmenes de diésel que Ecopetrol SA importa para cubrir la demanda nacional, se generan movimientos financieros por cambios de divisas y otros cargos logísticos. Este valor es tomado de datos reales del año 2015.

Costo por cambio de catalizador: Teniendo en cuenta que la planta Unibon incrementa su tiempo de corrida para cambio de catalizador de 8 meses a 24 meses, también genera un ahorro adicional por menor costo de catalizador y menor costo de mantenimiento anualizado.

Adicional a lo anterior se tiene en cuenta los rendimientos de productos en las unidades de craqueo catalítico con los diferentes tipos de carga: gasóleo (GAO), gasóleo hidrotratado (GAOH), aceite desmetalizado (DMO) y aceite desmetalizado hidrotratado (DMOH). En la Tabla 11 se muestran estos rendimientos los cuales fueron tomados usando un modelo de simulación de refinerías de Ecopetrol llamado SIGMAREF y se incluyeron en el modelo para el cálculo económico.

Tabla 11. Rendimientos de las unidades FCC para diferentes tipos de cargas

Rendimientos en las unidades de craqueo catalítico											
U\$/B	Dieta	KBPD	API	S.G.	Gas Seco	GLP	Gasolina	ALC	Slurry	Total	U\$/B
	PRECIO	US\$/b			6	26	65	57	36		
48,6	GAO		20	0,934	6%	26%	56%	18%	8%	113%	49,8
	GAOH		26	0,898	5%	26%	61%	13%	7%	112%	50,7
44,4	DMO		16	0,959	10%	23%	48%	18%	11%	111%	47,1
	DMOH		20	0,934	8%	24%	51%	19%	9%	111%	48,6

Teniendo en cuenta la Tabla 11 se realizan las proporciones de carga que se van a obtener en el escenario base y en el escenario futuro para tener el margen operacional por mayor rendimiento de productos.

En la figura 21 se muestra el resultado de la evaluación económica teniendo en cuenta los diferentes escenarios.

Las variables que tienen mayor influencia en la evaluación son el precio del crudo Brent, la calidad de la destilación T95 exigida por el ministerio de medio ambiente en Colombia para las cuales se muestra la sensibilidad en la figura 12.

También es importante resaltar que se toman como valores más probables teniendo en cuenta las simulaciones y análisis técnicos realizados los siguientes valores: tiempo máximo de disminución de corrida en FCC 12 meses, contenido de azufre máximo en el diésel 200ppm.

Figura 18. Resultados evaluación económica Unibon MHC

		Sensibilidades		
	Millones USD/A	T95 370		
Diferencial de realización de la GOA/DMO	25,6	BRENT 40		
Mayor Costo Catalizador FCC	-6,2	Año		
Mayor Costo Mantto FCC	-8,4	12 meses		
Costo financiero importaciones	2,41	200 ppm S		
Costo cambio catalizador Unibon	2.00			
TOTAL	15.4	SET		
	Millones USD/Año	T95 380	T95 370	T95 360
	Brent 30	8,8	8,0	7,3
	Brent 40	16,5	15,4	14,3
	Brent 50	23,6	22,1	20,7
6 meses		11,5		
18 meses		3,1		
100 ppm		15,3		
300 ppm		5,2		

De la figura 18 se concluye que la iniciativa tiene un potencial económico mínimo de 7.3 millones de dólares por año en el escenario con precio de crudo Brent de 30USD/Bbl, destilación T95 exigida por el ministerio del medio ambiente de 360°C, disminución en 12 meses de corrida de las FCC, diésel producto con 200ppm contenido de azufre.

En el escenario más optimista con precio de crudo Brent de 50USD/Bbl, destilación T95 exigida por el ministerio del medio ambiente de 380°C, disminución en 12 meses de corrida de las FCC, diésel producto con 200ppm contenido de azufre, la iniciativa tiene un potencial económico de 23.6 millones de dólares por año.

Y en el escenario intermedio con precio de crudo Brent de 40USD/Bbl, destilación T95 exigida por el ministerio del medio ambiente de 370°C, disminución en 12 meses de corrida de las FCC, diésel producto con 200ppm contenido de azufre, la iniciativa tiene un potencial económico de 15.4 millones de dólares por año.

Teniendo en cuenta ésta evaluación económica basado en rendimientos y variables macroeconómicas se continúa con la etapa de evaluación técnica para obtener la inversión real capital y obtener la tasa interna de retorno del proyecto.

Para realizar el esquema de operación en Unibon como MHC, cambia totalmente la filosofía de operación de la unidad y el catalizador que se debe utilizar tiene características muy diferentes al usado actualmente. El catalizador actual contiene puntos activos de Níquel Molibdeno NiMo y orientado a hidrotratamiento de residuo DMO con tiempos de corrida de 8 meses, mientras el catalizador propuesto es base alúmina con metales Níquel Molibdeno (NiMo), Cobalto Molibdeno (CoMo) y de Mild hidrocracking MHC orientado a maximizar hidrotratamiento y conversión del gasóleo para maximizar el rendimiento de diésel.

De acuerdo al balance de masa y los crudos proyectados a 2016, se cumplen las ventanas operativas de las cargas a las unidades de craqueo catalítico cumpliendo la especificación para la cual fueron diseñadas. Se debe garantizar la segregación de las cargas de acuerdo a la Tabla 4. y garantizar la especificación de carbón conradson en el DMO para evitar superar las ventanas operativas de las cargas a las unidades de craqueo catalítico.

9. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Teniendo en cuenta que éste proyecto fue ejecutado en la refinería de Barrancabermeja, se puede realizar la validación de los datos en términos de volumen y calidad de los productos valiosos como son: nafta y diésel y condiciones de inicio de corrida para validar la efectividad del lecho catalítico diseñado para ésta aplicación.

En la gráfica 19 se muestran las temperaturas promedio de inicio de corrida de los dos reactores de la planta, (WABT: weight average bed temperature) con valor de 730°F ligeramente superior al 725°F que fue simulado durante la fase de diseño (ver tabla 8). Estas temperaturas muestran un buen inicio de corrida y es necesario continuar haciendo seguimiento a la velocidad de desactivación del catalizador para proyectar el tiempo de vida útil del mismo y planear con anticipación el proceso de compra.

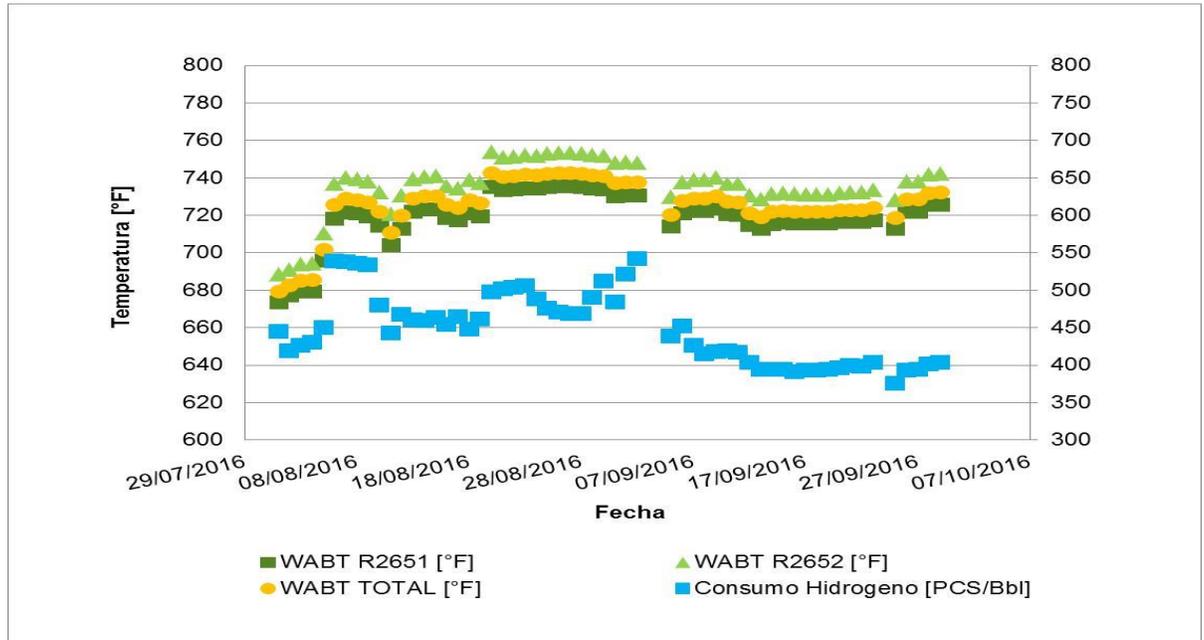
El comportamiento de las temperaturas promedio de los dos lechos es bastante estable y muestran una correlación directa con los rendimientos y calidad de los productos.

En la gráfica 19 también se muestra la tendencia del consumo de hidrógeno en pies cúbicos estándar de hidrógeno por barril de gasóleo cargado a la unidad, éste valor es en promedio de 450PCS/Bbl al inicio de corrida que comparando con el diseño 500PCS/Bbl es muy similar y su variación se debe básicamente a las características del gasóleo cargado.

Es muy importante mantener el consumo de hidrógeno inferior a 550PCS/Bbl teniendo en cuenta la baja disponibilidad de hidrógeno en la refinería de

Barrancabermeja, con un consumo superior a éste valor limitaría la capacidad de carga de gasóleo a la unidad.

Figura 19. Condiciones inicio corrida reactores Unibon MHC



En la figura 20 se muestran dos de las especificaciones más importantes del diésel producto, el contenido de azufre muestra valores promedios de 175ppm cumpliendo con los valores requeridos para la mezcla en el blending de combustibles, éste valor es ajustado con la severidad en los reactores y depende del WABT promedio.

La destilación del 95% en volumen del diésel muestra un promedio de 400°F siendo superior a la esperada (380°F) durante el diseño, lo anterior debido a un incremento en la producción de diésel en la unidad, teniendo en cuenta que el blending de productos corrige ésta especificación y mantener ésta especificación alta en la unidad permite incrementar el volumen del producto desde 7000 BPD hasta 8000BPD.

El rendimiento volumétrico de la unidad de acuerdo a lo mostrado en la figura 21 es de 38% muy superior al especificado durante el diseño 30%, lo anterior debido al diseño adecuado del lecho catalítico, al incremento en la especificación destilación 95%vol y demuestra que la reingeniería realizada a la unidad en su conjunto generó excelentes resultados.

Figura 20. Especificaciones del diésel producto Unibon MHC

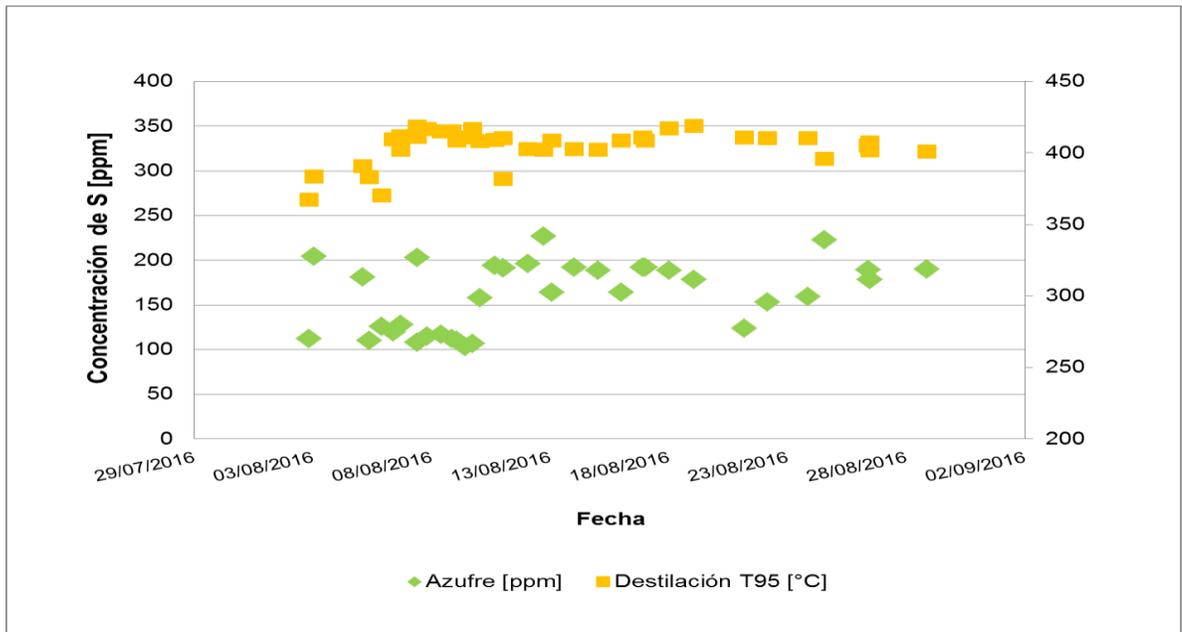
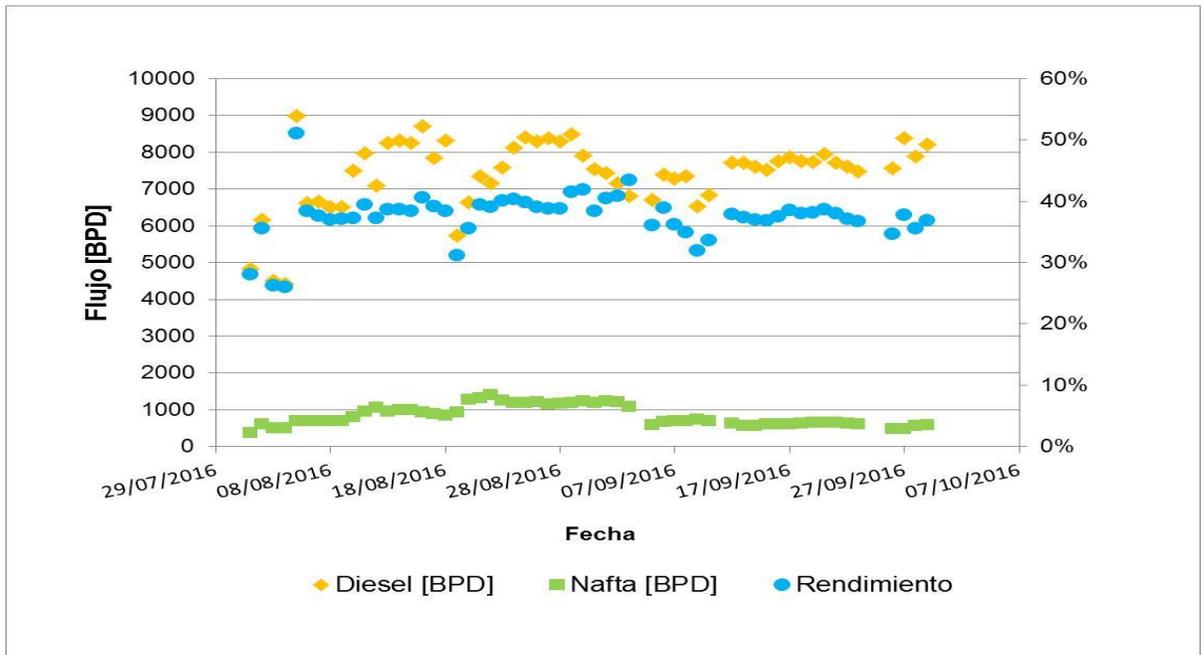


Figura 21. Rendimiento volumétrico diésel y nafta Unibon MHC



10. CONCLUSIONES

1. El sistema catalítico es el apropiado para la especificación de los gasóleos obtenidos en la refinería de Barrancabermeja, obteniendo un consumo de Hidrógeno de 450Ft³/Bbl 10% inferior al especificado en el diseño 500Ft³/Bbl.
2. Con temperatura promedio de inicio de corrida WABT (730°F) se alcanzaron las especificaciones de calidad del diésel y se superaron los rendimientos esperados, se debe continuar haciendo el seguimiento a la velocidad de desactivación del catalizador para proyectar el tiempo de vida útil y realizar la gestión de compra para el próximo cargue.
3. La especificación de contenido de Azufre en el diésel (175 ppm promedio) se cumple de acuerdo al diseño del lecho catalítico (200ppm), ésta especificación se garantiza ajustando la temperatura de reacción (WABT) y se puede manipular de acuerdo a la necesidad del blending de diésel para el manejo del contenido de azufre en el producto final.
4. La especificación de destilación T95 para el diésel es ligeramente superior a la esperada 400°C vs 380°C, teniendo en cuenta que éste incremento nos ha permitido aumentar el rendimiento de diésel en la unidad un 12%, sin afectación en el producto final teniendo en cuenta que dicha especificación es corregida en el blending de diésel con la mezcla de los otros componentes.
5. Los rendimientos volumétricos de diésel y gasolina son del 35% y 3% respectivamente cumpliendo las expectativas planteadas en el diseño 30% y 1.2%.

6. Los beneficios económicos calculados posterior al proyecto oscilan entre 8 millones de dólares y 20 millones de dólares por año dependiendo de las diferencias de precio entre la gasolina y el diésel, teniendo en cuenta que la inversión en el proyecto fue de 4 millones de dólares se deduce que el retorno a la inversión es de 6 meses; lo anterior demuestra el éxito del proyecto cumpliendo su promesa de valor generando una rentabilidad aproximada de 1400%.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. ALHAJREE I., ZAHEDI, G., Manan, Z., & ZADEH, S. M. (2011). Modeling and optimization of an industrial hydrocracker plant. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 78, 627-636.
2. AL- NAJEM, N. M. y DIAB, J. M. Energy-exergy analysis of a diesel engine. 1992, *Heat Recovery Systems and CHP*, Vol. 12 (6), págs. 525-529.
3. ANNAKOU, O., & Mizsey, P. (1996). Rigorous Comparative Study of Energy-Integrated Distillation Schemes. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 35(6), 1877–1885. <http://doi.org/10.1021/ie950445+>
4. BAGAJEWICZ, M., & Ji, S. (2001). Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I: Targeting. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 40(2), 617–626. <http://doi.org/10.1021/ie000302+>
5. BONDUELLE A, BOUCHY C. IFP TRAINING. Hydroprocessing Catalysts, Hydrocracking processes and catalysts, Part 6, June 2011.
6. CABALLERO E, M ALVAREZ, Manual de usuario, modelo de simulación PRO/II v 9.2 UNIDAD U-2000.
7. COLORADO SCHOOL OF MINES, Hydroprocessing: Hydrotreating & Hydrocracking, January 26 2016, chapters 7 & 9.

8. CHAVEZ, L. M., Alonso, F., & Ancheyta, J. (2014). Vapor–liquid equilibrium of hydrogen–hydrocarbon systems and its effects on hydroprocessing reactors. *Fuel*, 156-175.
9. CHENG L. I. Actualización de las especificaciones de los productos blancos del mercado de exportación de petróleos de Venezuela S.A. Tesis de grado en ingeniería de petróleos. Universidad Central de Venezuela. Caracas, 2006.
10. LOPEZ D, C. MAHECHA A, HOYOS L., ACEVEDO L. y VILLAMIZAR J.F. «Optimization model of a system of crude oil distillation units with heat integration and metal modeling,» *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro*, vol. 3, nº 5, pp. 159-173, Diciembre 2009.
11. D PAPPAL, M HUNTER, L GROENEVELD. Converting VGO HDS units to moderate pressure Hydrocracking, *PTQ-Q3-1997*, www.digitalrefining.com/article/1000688.
12. ECOPETROL, Refinería Barrancabermeja, Manual de descripción de proceso de la unidad RCD UNIBON, Febrero 2014.
13. ECOPETROL, Proyecto Refinería Cartagena, Documento aspectos generales, Julio 2012.
14. ECOPETROL, Refinería Barrancabermeja, Manual de descripción de proceso de la unidad U200, Febrero 2010.
15. HEIDARI, A., & Hashemabadi, S. H. (2014). CFD simulation of isothermal diesel oil hydrodesulfurization and hydrodearomatization in trickle bed reactor. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 45, 1389-1402.

16. M. VEGA, J. Martínez, L. A. Ruiz, E. Tarifa y E. Erdmann, «Análisis de la destilación primaria de petróleo. Torre Tipo II,» Montevideo, 2012.
17. GIL, I. (2010). Análisis y simulación de procesos en estado estable y dinámico. Obtenido de http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html
18. FAHIM, M. A. (2010). Fundamentals of petroleum refining. Amsterdam; London: Elsevier Science. Retrieved from <http://site.ebrary.com/id/10378873>
19. JANA, A. K. (2010). Heat integrated distillation operation. Applied Energy, 87(5), 1477–1494. <http://doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.10.014>
20. JI, S., & Bagajewicz, M. (2002c). On the Energy Efficiency of Stripping-Type Crude Distillation. Industrial & Engineering Chemistry Research, 41(23), 5819–5825. <http://doi.org/10.1021/ie010968j>
21. MANE, A., & Jana, A. K. (2010). A New Intensified Heat Integration in Distillation Column. Industrial & Engineering Chemistry Research, 49(19), 9534–9541. <http://doi.org/10.1021/ie100942p>.
22. MEYERS, Robert, Petroleum Refining Processes, Mc Graw Hill, Third Edition, 2003. Pag. 123 – 454.
23. MENOUFY, M. F., Ahmed, H. S., Betiha, M. A., & Sayed, M. A. (2014). A Comparative study on hydrocracking and hydrovisbreaking combination for heavy vacuum residue conversion. Fuel, 119, 106–110. <http://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.11.017>.

24. MITROVIC, J. (2005). On the Mass and Energy Balances of Two-Phase Systems. *Heat Transfer Engineering*, 26(8), 63–68. <http://doi.org/10.1080/01457630591003835>.
25. PERRY, Robert, *Manual del Ingeniero Química*, Mc Graw Hill, Sexta Edición, México 2004, Tomo 2, Páginas 11.1 – 15.48, Tomo 4, Páginas 22.11 – 23.18
26. P. ROBINSON, G. DOLBEAR. *Hydrotreating and Hydrocracking: Fundamentals*, Chapter 7. 2004.
27. SCHERZER, J.; GRUIA, A. J.; R., *Hydrocracking Science and Technology*, Marcell Dekker, Inc. New York, 1996.
28. SHAH, N. K., Li, Z., & Ierapetritou, M. G. (2011). Petroleum Refining Operations: Key Issues, Advances, and Opportunities. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 50(3), 1161–1170. <http://doi.org/10.1021/ie1010004>.
29. SHINSKEY, F. Greg, *Distillation Control*, Mc Graw Hill, Second Edition, 1997. Pag. 36 – 165.
30. SAHU, R., Song, B. J., Im, J. S., Jeon, Y.-P., & Lee, C. W. (2015). A review of recent advances in catalytic hydrocracking of heavy residues. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*.
31. SOARES Pinto, F., Zemp, R., Jobson, M., & Smith, R. (2011). Thermodynamic optimisation of distillation columns. *Chemical Engineering Science*, 66(13), 2920–2934. <http://doi.org/10.1016/j.ces.2011.03.022>

32. SPEIGHT, J. G. (2010). Refinery of the Future. Binghamton, NY, USA: William Andrew. Recuperado a partir de <http://site.ebrary.com/lib/alltitles/docDetail.action?docID=10447958>.
33. TANIGUCHI, H., MOURIB, K. NAKAHARAC, T. y ARAID, N. Exergy analysis on combustion and energy conversion processes. 2005, Energy, Vol. 30 (2-4), págs. 111-117.
34. TALENS, L., VILLALBA, G. y GABARRELL, X. Exergy analysis applied to biodiesel production. 2007, Resources, Conservation and Recycling, Vol. 51 (2), págs. 397-407.
35. TORRES Robles Rafael, & Castro Arellano, J. J. (2003). Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo. México: Alfaomega.
36. VARGAS Villamil, F., Marroquín, J., de la Paz, C., & Rodríguez, E. (2004). A catalytic distillation process for light gas oil hydrodesulfurization. Chemical Engineering and Processing, 43, 1309-1316.
37. WANKAT, P. C. (2007). Reducing Diameters of Distillation Columns with Largest Calculated Diameter at the Bottom. Industrial & Engineering Chemistry Research, 46(26), 9223–9231. <http://doi.org/10.1021/ie0709887>

BIBLIOGRAFIA

AL- NAJEM, N. M. y DIAB, J. M. Energy-exergy analysis of a diesel engine. 1992, Heat Recovery Systems and CHP, Vol. 12 (6), págs. 525-529.

ALHAJREE I., ZAHEDI, G., Manan, Z., & ZADEH, S. M. Modeling and optimization of an industrial hydrocracker plant. Journal of Petroleum Science and Engineering, 78, 627-636. 2011

ANNAKOU, O., & Mizsey, P. Rigorous Comparative Study of Energy-Integrated Distillation Schemes. Industrial & Engineering Chemistry Research, 35(6), 1877–1885. 1996 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie950445+>

BAGAJEWICZ, M., & Ji, S. Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I: Targeting. Industrial & Engineering Chemistry Research, 40(2), 617–626. 2001 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie000302+>

BONDUELLE A, BOUCHY C. IFP TRAINING. Hydroprocessing Catalysts, Hydrocracking processes and catalysts, Part 6, June 2011.

CABALLERO E, M ALVAREZ, Manual de usuario, modelo de simulación PRO/II v 9.2 UNIDAD U-2000.

CHAVEZ, L. M., Alonso, F., & Ancheyta, J. Vapor–liquid equilibrium of hydrogen–hydrocarbon systems and its effects on hydroprocessing reactors. Fuel, 156-175. 2014

CHENG L. I. Actualización de las especificaciones de los productos blancos del mercado de exportación de petróleos de Venezuela S.A. Tesis de grado en ingeniería de petróleos. Universidad Central de Venezuela. Caracas, 2006.

COLORADO SCHOOL OF MINES, Hydroprocessing: Hydrotreating & Hydrocracking, January 26 2016, chapters 7 & 9.

D PAPPAL, M HUNTER, L GROENEVELD. Converting VGO HDS units to moderate pressure Hydrocracking, PTQ-Q3-1997, [en línea] disponible en: www.digital.refining.com/article/1000688.

ECOPETROL, Proyecto Refinería Cartagena, Documento aspectos generales, Julio 2012.

ECOPETROL, Refinería Barrancabermeja, Manual de descripción de proceso de la unidad RCD UNIBON, Febrero 2014.

ECOPETROL, Refinería Barrancabermeja, Manual de descripción de proceso de la unidad U200, Febrero 2010.

FAHIM, M. A. Fundamentals of petroleum refining. Amsterdam; London: Elsevier Science. 2010 [en línea] disponible en: <http://site.ebrary.com/id/10378873>

GIL, I. Análisis y simulación de procesos en estado estable y dinámico. 2010 [en línea] disponible en: http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html

HEIDARI, A., & Hashemabadi, S. H. CFD simulation of isothermal diesel oil hydrodesulfurization and hydrodearomatization in trickle bed reactor. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 45, 1389-1402. 2014

JANA, A. K. Heat integrated distillation operation. *Applied Energy*, 87(5), 1477–1494. 2010 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.10.014>

Jl, S., & Bagajewicz, M. On the Energy Efficiency of Stripping-Type Crude Distillation. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41(23), 5819–5825. 2002c [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie010968j>

LOPEZ D, C. MAHECHA A, HOYOS L., ACEVEDO L. y VILLAMIZAR J.F. «Optimization model of a system of crude oil distillation units with heat integration and metal modeling,» *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro*, vol. 3, nº 5, pp. 159-173, Diciembre 2009.

M. VEGA, J. MARTÍNEZ, L. A. RUIZ, E. TARIFA Y E. ERDMANN, «Análisis de la destilación primaria de petróleo. Torre Tipo II,» Montevideo, 2012.

MANE, A., & Jana, A. K. A New Intensified Heat Integration in Distillation Column. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 49(19), 9534–9541 2010. [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie100942p>.

MENOUFY, M. F., AHMED, H. S., BETIHA, M. A., & SAYED, M. A. A Comparative study on hydrocracking and hydrovisbreaking combination for heavy vacuum residue conversion. *Fuel*, 119, 106–110. 2014 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.11.017>.

MEYERS, Robert, *Petroleum Refining Processes*, Mc Graw Hill, Third Edition, 2003. Pag. 123 – 454.

MITROVIC, J. (). On the Mass and Energy Balances of Two-Phase Systems. Heat Transfer Engineering, 26(8), 63–68. 2005 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1080/01457630591003835>.

P ROBINSON, G DOLBEAR. Hydrotreating and Hydrocracking: Fundamentals, Chapter 7. 2004.

PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Química, Mc Graw Hill, Sexta Edición, México 2004, Tomo 2, Paginas 11.1 – 15.48, Tomo 4, Paginas 22.11 – 23.18

SAHU, R., SONG, B. J., IM, J. S., JEON, Y.-P., & LEE, C. W. A review of recent advances in catalytic hydrocracking of heavy residues. Journal of Industrial and Engineering Chemistry. 2015

SCHERZER, J.; GRUIA, A. J.; R., Hydrocracking Science and Technology, Marcell Dekker, Inc. New York, 1996.

SHAH, N. K., Li, Z., & Ierapetritou, M. G. Petroleum Refining Operations: Key Issues, Advances, and Opportunities. Industrial & Engineering Chemistry Research, 50(3), 1161–1170. 2011 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie1010004>.

SHINSKEY, F. Greg, Distillation Control, Mc Graw Hill, Second Edition, 1997. Pag. 36 – 165.

SOARES Pinto, F., ZEMP, R., JOBSON, M., & SMITH, R. Thermodynamic optimisation of distillation columns. Chemical Engineering Science, 66(13), 2920–2934. 2011 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.ces.2011.03.022>

SPEIGHT, J. G. Refinery of the Future. Binghamton, NY, USA: William Andrew. 2010 [en línea] disponible en: <http://site.ebrary.com/lib/alltitles/docDetail.action?docID=10447958>.

TALENS, L., VILLALBA, G. y GABARRELL, X. Exergy analysis applied to biodiesel production. 2007, Resources, Conservation and Recycling, Vol. 51 (2), págs. 397-407.

TANIGUCHI, H., MOURIB, K. NAKAHARAC, T. y ARAID, N. Exergy analysis on combustion and energy conversion processes. 2005, Energy, Vol. 30 (2-4), págs. 111-117.

TORRES Robles Rafael, & Castro Arellano, J. J. Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo. México: Alfaomega. 2003

VARGAS Villamil, F., Marroquín, J., de la Paz, C., & Rodríguez, E. A catalytic distillation process for light gas oil hydrodesulfurization. Chemical Engineering and Processing, 43, 1309-1316. 2004

WANKAT, P. C. (). Reducing Diameters of Distillation Columns with Largest Calculated Diameter at the Bottom. Industrial & Engineering Chemistry Research, 46(26), 9223–9231. 2007 [en línea] disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie0709887>

ANEXOS

Anexo A. Balances de masa y energía

BALANCE DE MASA Y ENERGÍA Julio 12, 2016						
CONVERSIÓN DE LA UNIDAD - RCD UNIBON EN UNA PLANTA DE HIDROCRaqueo MODERADO - HCM						
Stream Name		1	2	3	4	5
Stream Description		GAO Carga, a Succión P2663	GAO, Descarga P2663 a E2678AB	GAO, Salida de E2678AB Carcasa a FV505	GAO, de FV505 a Entrada a E2660AB Tubos	GAO, de Tubos E2660 a Entrada E2653AB Carcasa
Stream Phase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	F	130.0	132.4	204.2	204.1	274.3
Pressure	PSIG	10.0	105.0	102.9	82.9	81.5
Total Mass Rate	lb/hr	325161.3	325161.3	325161.3	325161.3	325161.3
Liquid Mass Rate	lb/hr	325161.3	325161.3	325161.3	325161.3	325161.3
Vapor Mass Rate	lb/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Total Molar Rate	lb-mol/h	866.7	866.7	866.7	866.7	866.7
Total Std. Liq. Rate	bbl/day	24000.0	24000.0	24000.0	24000.0	24000.0
Vapor Std. Vol. Rate	ft3/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Vapor Pressure	PSIA	0.0015	0.0016			
Total Enthalpy	x 10 ⁶ BT	11.342	11.498	22.362	22.362	33.826
Vapor Weight Fraction		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Liquid Weight Fraction		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Total Molecular Weight		375.186	375.186	375.186	375.186	375.186
Vapor Molecular Weight		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquid Molecular Weight		375.186	375.186	375.186	375.186	375.186
Total Std. Liq. Density	lb/ft3	57.9	57.9	57.9	57.9	57.9
Total Std. API		20.9	20.9	20.9	20.9	20.9
Liquid Std. Sp. Gr.		0.929	0.929	0.929	0.929	0.929
Liquid Act. Density	lb/ft3	56.5	56.5	55.1	55.1	53.8
Liquid Act. Density	g/cm3	0.905	0.905	0.883	0.883	0.861
Liquid Viscosity	cP	25.4343	24.5412	7.2618	7.2571	3.3196
Vapor Viscosity	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Liquid Surface Tension.	dyne/cm	32.6862	32.5913	29.7393	29.7455	27.0025
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	F					
IBP		509.90	509.90	509.90	509.90	509.90
5%		612.70	612.70	612.70	612.70	612.70
10%		651.29	651.29	651.29	651.29	651.29
30%		746.94	746.94	746.94	746.94	746.94
50%		809.61	809.61	809.61	809.61	809.61
70%		863.13	863.13	863.13	863.13	863.13
90%		949.17	949.17	949.17	949.17	949.17
95%		991.28	991.28	991.28	991.28	991.28
EBP		1064.56	1064.56	1064.56	1064.56	1064.56
Total Weight Comp. Rates	lb/hr					
H2O		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
GASES		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
AMINA-MEA		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
HC LIQUIDS		325161.28	325161.28	325161.28	325161.28	325161.28

33	34	35	36	37	38	39	40	41	41R	41V	42
GAOH, salida PDICV501	GAOH, Bypass E2660AB	GAOH a E2660AB	GAOH, Entrada a E2660AB Carcasa	GAOH, Salida Carcasa E2660AB a PICV511	GAOH hacia Salida de PICV511 y F2651	GAOH, Producto a E2678AB	GAOH, Producto de E2678AB	Vapores Cima T2653 a E2661AB	Nafta y Reflujo Cima, Salida Casco de E2661AB	Gases D2657 de T2653	Nafta Producto, D2667
Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Mixed	Vapor	Liquid
403.6	403.6	403.6	403.5	302.1	301.6	301.7	195.7	229.7	98.5	103.0	103.0
140.1	140.1	140.1	120.1	117.5	65.0	65.0	54.4	10.1	9.2	9.0	9.0
200141.4	200.1	199941.2	199941.2	199941.2	199941.2	200141.4	200141.4	37287.3	37287.3	1883.9	4826.1
200141.4	200.1	199941.2	199941.2	199941.2	199941.2	200141.4	200141.4	n/a	35512.4	n/a	4826.1
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	37287.3	1774.8	1883.9	n/a
507.9	0.5	507.4	507.4	507.4	507.4	507.9	507.9	578.1	578.1	71.4	48.3
14975.7	15.0	14960.7	14960.7	14960.7	14960.7	14975.7	14975.7	3450.0	3450.0	231.5	450.0
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	219375.7	26439.7	27095.0	n/a
35.570	0.036	35.534	35.534	24.039	24.039	24.075	13.170	11.746	1.520	0.270	0.169
0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.048	1.000	0.000
1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	0.000	0.952	0.000	1.000
394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	64.500	64.500	26.384	99.837
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	64.500	25.474	26.384	n/a
394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	394.082	n/a	69.848	n/a	99.837
57.1	57.1	57.1	57.1	57.1	57.1	57.1	57.1	46.2	46.2	34.8	45.8
23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	23.0	59.5	59.5	122.2	61.0
0.916	0.916	0.916	0.916	0.916	0.916	0.916	0.916	n/a	0.754	n/a	0.735
50.7	50.7	50.7	50.6	52.6	52.5	52.5	54.5	n/a	46.0	n/a	44.6
0.812	0.812	0.812	0.811	0.842	0.841	0.841	0.873	n/a	0.736	n/a	0.715
1.1778	1.1778	1.1778	1.1762	2.2310	2.2251	2.2233	6.3898	n/a	0.5043	n/a	0.4032
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.0096	0.0135	0.0134	n/a
21.9178	21.9178	21.9178	21.9247	25.7713	25.7908	25.7867	29.9023	n/a	38.8874	n/a	20.6595
636.55	636.55	636.55	636.55	636.55	636.55	636.55	636.55	-419.91	-419.91	-410.67	60.56
667.84	667.84	667.84	667.84	667.84	667.84	667.84	667.84	46.55	46.55	-410.67	188.89
684.05	684.05	684.05	684.05	684.05	684.05	684.05	684.05	189.26	189.26	-410.67	194.77
758.60	758.60	758.60	758.60	758.60	758.60	758.60	758.60	196.69	196.69	-332.36	203.70
796.99	796.99	796.99	796.99	796.99	796.99	796.99	796.99	215.09	215.09	-274.26	219.61
833.04	833.04	833.04	833.04	833.04	833.04	833.04	833.04	238.55	238.55	67.72	241.43
999.55	999.55	999.55	999.55	999.55	999.55	999.55	999.55	266.16	266.16	186.06	267.54
1061.79	1061.79	1061.79	1061.79	1061.79	1061.79	1061.79	1061.79	286.39	286.39	220.63	287.95
1101.55	1101.55	1101.55	1101.55	1101.55	1101.55	1101.55	1101.55	305.77	305.77	254.27	305.94
72.13	0.07	72.06	72.06	72.06	72.06	72.13	72.13	3406.23	3406.23	56.44	0.99
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	53.68	53.68	53.39	0.04
1.24	0.00	1.24	1.24	1.24	1.24	1.24	1.24	2877.50	2877.50	1182.22	255.19
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
200068.00	200.07	199867.94	199867.94	199867.94	199867.94	200068.00	200068.00	30949.86	30949.86	591.83	4569.82

46	47	47A	48	49	50	50P	51	51P	53
Diesel y PA, de T2653 a E2653AB	Diesel y PA, Entrada Tubos E2653AB	Diesel y PA, Bypass E2653AB	Diesel y PA, Salida Tubos E2653AB	Diesel y PA, Salida Tubos E2653AB	Diesel Product, a succion de P2659B	Diesel Producto, descarga de P2659B	Diesel PA, a succion de P2659A	Diesel PA, descarga de de P2659A	Diesel, Retorno PA a T2653
Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
450.0	450.0	450.0	351.4	351.4	351.4	353.1	351.4	353.2	352.9
19.5	19.5	19.5	13.8	10.5	10.5	143.1	10.5	152.1	40.0
253077.3	253052.0	25.3	253052.0	253077.3	105067.3	105067.3	148010.0	148010.0	148010.0
253077.3	253052.0	25.3	253052.0	253077.3	105067.3	105067.3	148010.0	148010.0	148010.0
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
1118.6	1118.5	0.1	1118.5	1118.6	464.4	464.4	654.2	654.2	654.2
20518.4	20516.3	2.1	20516.3	20518.4	8518.4	8518.4	12000.0	12000.0	12000.0
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
				14.3162	14.3162		14.3162		
54.996	54.990	0.005	39.860	39.865	16.550	16.636	23.315	23.444	23.444
0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251	226.251
52.7	52.7	52.7	52.7	52.7	52.7	52.7	52.7	52.7	52.7
35.9	35.9	35.9	35.9	35.9	35.9	35.9	35.9	35.9	35.9
0.845	0.845	0.845	0.845	0.845	0.845	0.845	0.845	0.845	0.845
43.5	43.5	43.5	46.2	46.2	46.2	46.3	46.2	46.3	46.2
0.697	0.697	0.697	0.739	0.739	0.739	0.741	0.739	0.741	0.739
0.3435	0.3435	0.3435	0.5223	0.5221	0.5221	0.5257	0.5221	0.5260	0.5202
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
13.8355	13.8355	13.8355	17.9824	17.9819	17.9819	17.9099	17.9819	17.9056	17.9181
313.81	313.81	313.81	313.81	313.81	313.81	313.81	313.81	313.81	313.81
371.87	371.87	371.87	371.87	371.87	371.87	371.87	371.87	371.87	371.87
412.75	412.75	412.75	412.75	412.75	412.75	412.75	412.75	412.75	412.75
497.71	497.71	497.71	497.71	497.71	497.71	497.71	497.71	497.71	497.71
560.67	560.67	560.67	560.67	560.67	560.67	560.67	560.67	560.67	560.67
611.31	611.31	611.31	611.31	611.31	611.31	611.31	611.31	611.31	611.31
676.50	676.50	676.50	676.50	676.50	676.50	676.50	676.50	676.50	676.50
715.00	715.00	715.00	715.00	715.00	715.00	715.00	715.00	715.00	715.00
747.43	747.43	747.43	747.43	747.43	747.43	747.43	747.43	747.43	747.43
84.42	84.41	0.01	84.41	84.42	35.05	35.05	49.37	49.37	49.37
0.28	0.28	0.00	0.28	0.28	0.12	0.12	0.16	0.16	0.16
110.35	110.34	0.01	110.34	110.35	45.81	45.81	64.54	64.54	64.54
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
252882.21	252856.93	25.29	252856.93	252882.21	104986.27	104986.27	147895.94	147895.94	147895.94

53R	54	55	57	58	59	59V	60	61	62	63	64
Diesel, Retorno PA a T2653	Diesel Prod. Salida FICV527 al E2677	Diesel Prod. Salida E2677	HC del D2654, Salida Carcasa E2657	HC del D2654, Salida Carcasa E2658AB	HC del D2654, Salida del E2659	Gases D2656	HC del D2656 a LV511	HC del D2656, Salida LICV511	HC D2656, Entrada Tubos E2657	HC D2656 de E2657	HC D2656, del E2658AB entrada T2653 Boquilla K
Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Mixed
352.8	353.1	184.4	480.7	285.2	168.0	168.3	168.3	168.8	120.2	251.3	327.5
16.3	128.1	121.6	178.5	176.3	169.5	215.0	215.0	75.0	75.0	72.0	69.1
148010.0	105067.3	105067.3	14734.6	14734.6	14734.6	1180.5	13554.0	13554.0	53485.8	53485.8	53485.8
148010.0	105067.3	105067.3	9808.7	12952.5	13518.9	n/a	13554.0	13548.8	53479.8	53469.2	53425.1
n/a	n/a	n/a	4925.9	1782.0	1215.7	1180.5	n/a	5.3	5.9	16.6	60.7
654.2	464.4	464.4	322.3	322.3	322.3	256.8	65.5	65.5	281.7	281.7	281.7
12000.0	8518.4	8518.4	1654.7	1654.7	1654.7	544.7	1110.0	1110.0	4440.8	4440.8	4440.8
n/a	n/a	n/a	106783.4	99489.9	97704.9	97461.6	n/a	263.6	303.8	346.5	684.6
23.441	16.636	7.040	4.499	2.222	1.100	0.266	0.834	0.834	2.111	5.643	7.920
0.000	0.000	0.000	0.334	0.121	0.083	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001
1.000	1.000	1.000	0.666	0.879	0.917	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000	0.999
226.251	226.251	226.251	45.715	45.715	45.715	4.597	206.991	206.991	189.834	189.834	189.834
n/a	n/a	n/a	17.505	6.797	4.722	4.597	n/a	7.617	7.395	18.144	33.626
226.251	226.251	226.251	239.725	215.387	208.495	n/a	206.991	209.129	190.354	190.392	190.841
52.7	52.7	52.7	38.1	38.1	38.1	9.3	52.2	52.2	51.5	51.5	51.5
35.9	35.9	35.9	100.3	100.3	100.3	821.1	37.6	37.6	39.9	39.9	39.9
0.845	0.845	0.845	0.855	0.842	0.838	n/a	0.837	0.838	0.826	0.826	0.826
46.1	46.3	50.1	43.3	47.4	49.9	n/a	49.9	49.8	50.1	47.0	45.0
0.739	0.741	0.803	0.694	0.760	0.799	n/a	0.799	0.798	0.803	0.753	0.721
0.5189	0.5248	1.4229	0.3568	0.7105	1.4745	n/a	1.4686	1.4503	1.8006	0.6909	0.4667
n/a	n/a	n/a	0.0191	0.0144	0.0118	0.0118	n/a	0.0135	0.0121	0.0147	0.0145
17.9193	17.9099	25.3618	12.3525	19.5271	24.5857	n/a	24.4135	24.6802	26.0407	19.7689	16.3204
313.81	313.81	313.81	-410.67	-410.67	-410.67	-410.67	200.24	200.24	87.57	87.57	87.57
371.87	371.87	371.87	-410.67	-410.67	-410.67	-410.67	274.72	274.72	227.07	227.07	227.07
412.75	412.75	412.75	-410.67	-410.67	-410.67	-410.67	341.03	341.03	288.43	288.43	288.43
497.71	497.71	497.71	-252.24	-252.24	-252.24	-417.53	462.44	462.44	425.92	425.92	425.92
560.67	560.67	560.67	430.19	430.19	430.19	-401.10	537.96	537.96	501.95	501.95	501.95
611.31	611.31	611.31	550.38	550.38	550.38	-353.17	611.47	611.47	582.70	582.70	582.70
676.50	676.50	676.50	681.14	681.14	681.14	-273.81	722.95	722.95	693.69	693.69	693.69
715.00	715.00	715.00	737.64	737.64	737.64	-129.25	760.25	760.25	741.10	741.10	741.10
747.43	747.43	747.43	784.01	784.01	784.01	178.96	800.98	800.98	784.70	784.70	784.70
49.37	35.05	35.05	0.09	0.09	0.09	0.09	0.01	0.01	6.77	6.77	6.77
0.16	0.12	0.12	470.13	470.13	470.13	468.40	1.73	1.73	3.42	3.42	3.42
64.54	45.81	45.81	655.37	655.37	655.37	581.89	73.47	73.47	641.66	641.66	641.66
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
147895.94	104986.27	104986.27	13608.99	13608.99	13608.99	130.16	13478.83	13478.83	52833.92	52833.92	52833.92

42AP	42P	42R	43	43AP	43P	43R	44	45	45P
HC D2667, a succion P2660AB	HC D2667, Nafta y Reflujo de Cima, Descarga P2660AB	Nafta, Reflujo de Cima a T2653*	Fondos T2653 a Succion P2677	HC, Fondos T2653 a Succion P2677	HC, Descarga P2677 a LICV513	Diesel PA de boquilla P T2653 a succión P2659AB	Pumparound T2653	Diesel Prod, T2653	Diesel y PA, de T2653 a E2653AB
Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
103.1	104.4	103.0	683.0	683.0	684.0	683.7	449.9	449.9	450.0
14.3	114.3	9.0	11.2	16.9	96.9	25.0	10.6	10.6	19.5
32060.2	32060.2	27234.2	34375.6	34375.6	34375.6	34375.6	148010.0	105067.3	253077.3
32060.2	32060.2	27234.2	34375.6	34375.6	34375.6	34375.6	148010.0	105067.3	253077.3
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
321.1	321.1	272.8	102.3	102.3	102.3	102.3	654.2	464.4	1118.6
2989.4	2989.4	2539.4	2636.3	2636.3	2636.3	2636.3	12000.0	8518.4	20518.4
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
				26.2037	26.2037				
1.126	1.147	0.956	12.561	12.562	12.581	12.581	32.156	22.826	54.996
0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
99.837	99.837	99.837	336.050	336.050	336.050	336.050	226.251	226.251	226.251
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
99.837	99.837	99.837	336.050	336.050	336.050	336.050	226.251	226.251	226.251
45.8	45.8	45.8	55.7	55.7	55.7	55.7	52.7	52.7	52.7
61.0	61.0	61.0	26.8	26.8	26.8	26.8	35.9	35.9	35.9
0.735	0.735	0.735	0.894	0.894	0.894	0.894	0.845	0.845	0.845
44.6	44.7	44.6	41.7	41.7	42.0	41.7	43.5	43.5	43.5
0.715	0.715	0.715	0.668	0.668	0.672	0.668	0.697	0.697	0.697
0.4033	0.4039	0.4032	0.3023	0.3026	0.3057	0.3023	0.3432	0.3432	0.3435
n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
20.6565	20.5813	20.6595	9.9833	9.9829	9.9496	9.9587	13.8379	13.8379	13.8355
60.56	60.56	60.56	530.30	530.30	530.30	530.30	313.81	313.81	313.81
188.89	188.89	188.89	600.86	600.86	600.86	600.86	371.87	371.87	371.87
194.77	194.77	194.77	631.14	631.14	631.14	631.14	412.75	412.75	412.75
203.70	203.70	203.70	694.56	694.56	694.56	694.56	497.71	497.71	497.71
219.61	219.61	219.61	738.44	738.44	738.44	738.44	560.67	560.67	560.67
241.43	241.43	241.43	758.63	758.63	758.63	758.63	611.31	611.31	611.31
267.54	267.54	267.54	812.61	812.61	812.61	812.61	676.50	676.50	676.50
287.95	287.95	287.95	824.98	824.98	824.98	824.98	715.00	715.00	715.00
305.94	305.94	305.94	849.74	849.74	849.74	849.74	747.43	747.43	747.43
6.61	6.61	5.61	5.22	5.22	5.22	5.22	49.37	35.05	84.42
0.30	0.30	0.25	0.04	0.04	0.04	0.04	0.16	0.12	0.28
1695.28	1695.28	1440.09	11.61	11.61	11.61	11.61	64.54	45.81	110.35
0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
30358.03	30358.03	25788.21	34358.77	34358.77	34358.77	34358.77	147895.94	104986.27	252882.21

21	LICV 26502 Salida	D2654 Entrada	2272994.5	257017.4	15977.1	21377.5	124265.5	739.8	225.0	38.932	0.2880	8	40	100	0	5.581	1212.65	0.360	0.360	Linea 8" Existente
22	D2654 Salida Gases	E2658AB Shell In	14734.8	n/a	14734.8	1654.7	122,312.0	730.0	225.0	0.859	0.0217	4	40	100	0	53.17	2428.44	1.300	1.300	Linea 4" Existente a E2657 TieIn
23	D2654 Salida HC	LICV-510 Entrada	258259.8	258259.8	n/a	19722.8	n/a	730.0	225.0	39.265	0.2959	6	40	260	0	8.72	2985.64	2.250	5.550	Linea 6" Existente
24	LICV-510 Salida	Tee 8" a T2652	258259.8	247879.9	10379.9	19722.8	29314.4	728.2	50.0	40.226	0.2963	8	40	100	44	21.34	18318.57	12.325	12.325	Linea 8" Existente Fijado 2Ph
24A	Tee 8" a T2652	T2652 Feed	289416.9	280462.1	8954.7	22105.2	26311.7	724.3	50.0	40.305	0.2955	8	40	100	0	22.53	20458.93	0.055	0.055	Linea 8" Tee nueva
25	MPS HEADER	FCV 26515	3500.0	n/a	n/a	239.9	73,725.5	700.0	150.0	0.243	0.0233	3	40	100	0	1-PH	0.00		0.000	Linea 3" Existente
25A	FCV 26515	T2652 Steam In	3500.0	n/a	n/a	239.9	73,725.5	686.0	20.0	0.243	0.0230	3	40	100	0	1-PH	0.00		0.000	Linea 3" Existente
25B	MPS HEADER	T2653 Steam In	3500.0	n/a	n/a	239.9	73,725.5	686.0	20.0	0.243	0.0233	3	40	100	0	1-PH	0.00		0.000	Linea 3" Nueva
26	T2653 BTM	Succión P2659	31157.2	31157.2	n/a	2382.4	n/a	690.3	11.6	41.755	0.3088	8	40	100	-20	0.59	14.53	5.800	5.800	Linea 8" Existente a Succión P2659
26A	P2659 Descarga	Tee 8" a T2652	31157.2	31157.2	n/a	2382.4	n/a	690.3	50.0	41.897	0.3108	2	40	100	44	8.84	3274.07	9.900	9.900	Linea 2" Nueva Descarga P2659
27	T2653 OVH Nozzle C	T2653 Feed Nozzle F	95516.7	n/a	92016.7	7584.1	223,185.4	710.7	15.0	0.396	0.0126	10	40	88	-26	78.4	2434.04	1.419	1.249	Nueva Linea 10"
28	T2652 BTM Nozzle G	Succión P2658	197400.2	197400.2	n/a	14761.0	n/a	691.5	15.4	43.908	0.3764	10	40	100	-20	2.28	228.25	-6.100	-6.100	Linea 10" Existente Succión P2658
29	P2658 Descarga	E2654AB Shell In	197400.2	197400.2	n/a	14761.0	n/a	692.6	200.0	44.481	0.3862	6	40	100	4	6.14	1676.93	1.800	1.800	Tie In Linea 6" Existente P2658 a E2651
30	E2654AB Shell Out	E2651AB Shell In	197400.2	197400.2	n/a	14761.0	n/a	565.9	189.9	47.444	0.5906	6	40	100	0	5.77	1579.56	1.900	1.900	Tie In Linea 6" Existente P2658 a E2651
31	E2651AB Shell Out	E2652AB Tube In	197400.2	197400.2	n/a	14761.0	n/a	494.5	184.8	48.955	0.7811	6	40	100	0	5.6	1535.24	1.900	1.900	Linea 6" Existente
32	E2652AB Tube Out	PDICV501 In	197400.2	197400.2	n/a	14761.0	n/a	422.4	180.7	50.400	1.0866	6	40	100	0	3.211	519.65	0.184	0.184	Linea 6" Existente a PDICV501
32A	PDICV501 Out	Tee Bypass E2653B	197400.2	197400.2	n/a	14761.0	n/a	422.1	140.7	50.351	1.0830	6	40	100	0	3.211	519.14	0.184	0.184	Linea 6" Existente de PDICV501
33	Tee Bypass E2653B	Tee Salida PICV 26511	9870.0	9870.0	n/a	738.0	n/a	422.1	140.7	50.351	1.0830	3	40	100	0	2.394	288.57	0.568	0.568	Linea 3" Existente
34	Tee Bypass E2653B Tube	E2653B Tube In	187530.2	187530.2	n/a	14022.9	n/a	422.1	140.7	50.351	1.0830	6	40	100	0	5.283	1405.30	0.649	0.649	Linea 6" Existente
35	E2653B Tube Out	LICV512 Entrada	187530.2	187530.2	n/a	14022.9	n/a	314.8	127.3	52.392	2.0587	6	40	100	0	5.137	1382.57	0.669	0.669	Linea 6" Existente
36	LICV512 Salida	E2660 Shell In	187530.2	187530.2	n/a	14022.9	n/a	314.6	107.3	52.373	2.0568	8	40	100	0	5.137	1382.05	0.669	0.669	Linea 8" Existente
37	E2660 Shell Out	PICV511 Entrada	187530.2	187530.2	n/a	14022.9	n/a	157.4	104.6	55.324	11.5426	8	40	100	0	4.2829	1014.82	0.894	0.894	Linea 8" Existente
38	PICV511 Salida	Tee Salida PICV 26511	187530.2	187530.2	n/a	14022.9	n/a	156.9	65.0	55.297	11.5779	8	40	100	0	4.834	1292.16	0.896	0.896	Linea 8" Existente
39	Tee Salida PICV 26511	GAOH Producto a Tanque	197400.2	197400.2	n/a	14761.0	n/a	171.9	65.0	55.010	9.1182	8	40	100	0	5.112	1437.55	0.938	0.938	Linea 8" Existente
40	T2653 OVH	E2661 Shell In	43129.1	n/a	43129.1	3993.1	241,641.0	234.0	10.1	0.231	0.0095	10	40	100	0	75.46	1315.36	0.514	0.514	Linea 10" Existente

41	E2661 Shell Out D2657	Entrada D2657	43129.1	41371.8	1757.3	3993.1	26302.0	97.8	9.0	45.822	0.4977	8	40	100	0	0.7768	27.65	0.011	0.011	Línea 8" Existente
41P	HC Salida D2661	Succión P2660	32887.9	32887.9	n/a	3543.1	n/a	111.0	9.0	44.429	0.3864	4	40	100	0	3.484	539.30	0.386	0.386	Línea 4" Existente PumpSuct
42	P2660 Descarga	Nafta Prod a Tanque	4828.9	4828.9	n/a	450.0	n/a	111.0	109.0	44.429	0.3864	1.5	40	100	0	2.135	202.52	0.476	0.476	Línea 1.5" Existente
42R	P2660 Descarga	T2653 Reflujo Nafta Nozzle D	32887.9	32887.9	n/a	3093.1	n/a	111.0	109.0	44.429	0.3864	3	40	100	0	5.412	1301.33	1.250	1.250	Línea 3" Existente
43	Gases del D2657	Succión C2653	2075.4	n/a	2075.4	249.6	28.223.6	111.0	9.0	0.108	0.0132	6	40	100	0					Línea 6" Existente Succión C2651
43P	T2653 Colector PA Nozzle P	Nueva P2650XX Succión	307116.3	307116.3	n/a	24876.9	n/a	468.4	10.8	43.285	0.3305	10	40	164	-32	4.54	892.18	0.170	0.279	Nueva Línea 10"
46	Descarga de P2650XX	Tee TVC hacia E233CD	307116.3	307116.3	n/a	24876.9	n/a	468.4	150.0	43.285	0.3305	6	40	100	0	9.86	4208.16	1.400	1.400	Nueva Línea 6"
47	Tee TVC hacia E233CD	E233CD Entr. Tubos	261048.8	261048.8	n/a	21145.4	n/a	468.4	150.0	43.285	0.3305	6	40	100	0	9.33	3767.92	1.300	1.300	Nueva Línea 6"
48	E233CD Salida Tubos	E2653A Entr. Tubos	261048.8	261048.8	n/a	21145.4	n/a	359.5	137.9	46.176	0.5192	6	40	100	0	9.33	4019.56	1.300	1.300	Nueva Línea 6"
49	E2653A Salida Tubos	Tee Diesel a E2677	261048.8	261048.8	n/a	21145.4	n/a	259.8	132.5	48.516	0.8706	6	40	100	0	8.87	3817.11	1.300	1.300	Nueva Línea 6"
50	Tee Salida E2653A Lado Tubos	E2677 Entrada Carcasa	107726.6	107726.6	n/a	8726.0	n/a	259.8	132.5	48.516	0.8706	6	40	100	0	3.12	472.28	0.200	0.200	Nueva Línea 6"
51	Tee TVC hacia E233CD	Tee Salida del TVC	153322.2	153322.2	n/a	12419.3	n/a	259.8	132.5	48.516	0.8706	6	40	100	0	5.32	1373.13	0.500	0.500	Nueva Línea 6"
52	Tee Diesel a E2677	Tee Salida del TVC	46067.4	46067.4	n/a	3731.5	n/a	468.4	150.0	43.285	0.3305	2	40	100	0	4.02	699.51	1.000	1.000	Nueva Línea 2"
53	Tee Salida del TVC	PA Retorno a FICV26XX	199389.6	199389.6	n/a	16150.9	n/a	311.3	132.5	47.332	0.6553	6	40	100	0	5.75	1564.91	0.500	0.500	Nueva Línea 6"
54	PA Salida FICV26XX	PA Retorno FICV26XX Nozzle O	199389.6	199389.6	n/a	16150.9	n/a	311.0	12.0	47.217	0.6478	6	40	100	0	5.75	1561.10	0.500	0.500	Nueva Línea 6"
55	E2677 Salida Casco	Caberal 6" a Tanque DSL Producto	107726.6	107726.6	n/a	8726.0	n/a	158.3	110.9	50.718	1.8152	4	40	100	0	7.66	2975.93	1.810	1.810	Nueva Línea 4" Existente en 3"
56	E2658AB Salida Casco	E2659 Entrada Casco	14734.8	13384.2	1350.6	1654.7	98.025.1	222.9	219.7	48.700	0.9993	3	40	100	0	46.4	104848.95	4.400	4.400	Línea 3" Existente 2Ph Flow
57	E2659 Salida Casco	D2656 Entrada D2660	14734.8	13674.3	1060.5	1654.7	97.009.0	100.0	214.7	51.335	2.8484	3	40	100	0	39.23	79004.16	3.800	3.800	Nueva Línea 3" 2Ph Flow
58	Gases D2656	Entrada D2660	1060.4	n/a	1060.4	533.1	97.007.8	100.0	215.0	0.157	0.0106	2	40	100	-6	80.42	1015.38	1.300	1.300	Línea 2" Existente
59	D2656 Salida HC	LICV 26511 Entrada	13674.4	13674.4	n/a	1121.6	n/a	100.0	215.0	51.335	2.8483	2	40	50	-20	3.17	515.86	12.000	6.000	Línea 2" Existente
60	LICV 26511 Salida	Tee Entrada E2658AB	13674.4	13670.7	3.7	1121.6	214.4	100.2	75.0	51.292	2.8155	2	40	50	12	3.18	518.68	9.000	4.500	Línea 2" Existente

Anexo C. Cálculos platos torre T2653

LOADINGS

Project Name: _____ Date: 10-May-16
 Tower Name: T-2653 By: _____
 Case Name: U2650_MHC_Caso H_PADT150_Q21_9-mayo-2016 Revision: _____

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Zone					
Description					
Tray or Bed Number	6	7			

Vapor

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Mass Rate lb/hr	68172.4	121571.7	0	0	0
Density lb/ft3	0.3016	0.3545	0.0735	0.0735	0.0735
Std. Actual Vol. Flow ACFS	62.79	95.27	0.00	0.00	0.00
Viscosity cP	0.010731	0.011578	0.0070	0.0070	0.0070
Min. Rate %	90.00	90.00	0.00	0.00	0.00
Max. Rate %	110.00	110.00	0.00	0.00	0.00

Liquid

	Load 1	Load 2	Load 3	Load 4	Load 5
Mass Rate lb/hr	206060.1	244710	0	0	0
Density lb/ft3	45.600	43.57837	62.428	62.428	62.428
Volume Rate gpm	563.391	700.102	0.000	0.000	0.000
Surface Tension dyne/cm	17.6359	14.59817	18.713	18.713	18.713
Viscosity cP	0.488855	0.333659	0.9963	0.9963	0.9963
Min. Rate %	90.00	90.00	0.00	0.00	0.00
Max. Rate %	110.00	110.00	0.00	0.00	0.00

System Factor: 1.00 Load OK Load OK Load not active Load not active Load not active

Rates:

Select Design:

TRAY DESIGN

Project Name: _____ Date: 10-May-16
 Tower Name: T-2653 By: _____
 Case Name: U2650_MHC_Caso H_PADT150_Q21_9-mayo-2016 Revision: _____

Tray Information
 Tray Type: VALVE
 Tower Diameter: 60.00 in
 Number of Passes: 2
 Active Area
 Valve Type: Type-A (V-1)
 Valve Quantity: 126
 Valve Density: 10.08 #/ft2
 Active Area: 12.439 ft2
 Open Area: 8.22 %

Downcomers and Weirs

	Side	Center
Width Top	8.50	9.00
Kickback	0.00	0.00
Width Bottom	8.50	9.00
Swept Back Weir	0.00	0.00
Swept Weir Clearance	0.00	0.00
Sump Depth	0.00	0.00
Sump Width	0.00	0.00
Weir Height	2.00	2.00
Downcomer Clearance	1.50	1.50
Downcomer Radius	8.50	9.00

Downcomer Areas

	Side	Center
Net Top Area	3.400	3.736
Gross Top Area	3.400	3.736
Net Bottom Area	3.400	3.736
Exit Area	0.436	0.618
Receive Area	3.400	3.736

Weir Lengths

	Side	Center
Top Weir Length	41.84	59.32
Override Weir Length	41.84	59.32
% Blocked	0.00	0.00
Bottom Edge Length	41.84	59.32
Override Edge Length	41.84	59.32
% Blocked	0.00	0.00

Inlet Weirs

	Side	Center
Height	4.02	4.02
Inlet Width	8.50	9.00

Tray Details:

Design O.K.

TRAY RESULTS

	Load 1	Load 2
Zone		
Description		
Tray Number	6	7
Jet Flood %	108.77	125.05
Downcomer Flood %	63.74	79.21
Downcomer Backup in liq	31.53	41.84
DC Exit Velocity ft/s	1.44	1.79
Dry Tray DP in liq	20.69	27.05
Total Tray DP in liq	24.70	34.02
Total Tray DP mm Hg	33.72	44.39
Cf. Active Area ft/s	0.6017	0.6902
Weir Load gpm/ft	80.78	100.38
Crest in liq	1.71	1.98
DC Backup % (TS+W)	83.0	110.1
Max DC Loading gpm/ft2	165.72	205.93
Head Loss Under DC in liq	0.40	0.62
DC Residence Time sec	8.6	6.9
Blow Rating %	N/A	N/A
System Limit %	78	95
Turndown %	11	10
Unit Reference %	369	413
Equation 13 %	131	152

Rates:

Show High Performance Tray Results:

HIGH PERFORMANCE TRAY RESULTS

	Load 1	Load 2
Zone		
Description		
Tray Number	6	7

Expected range of Jet Flood to be achieved using SUPERFRAC® trays

Jet Flood Range %

Minimum Rates % of Design based on the final design rates.

	Load 1	Load 2
Total Tray DP in liq	6.85	8.89
Total Tray DP mm Hg	9.36	11.60

Users may expect typical SUPERFRAC® tray applications to achieve 15% to 25% more capacity than valve trays with the same diameter and tray spacing. Results shown above are based on the Jet Flood model only and may be somewhat conservative compared to the results that are achieved from an optimized design utilizing the various capacity & efficiency enhancement tray features. Please consult a Koch-Glitsch engineer for a more accurate evaluation.

Rates: Note: High performance tray design cannot be saved. See Help for details.

Select High Performance Tray: TRITON® SUPERFRAC® ULTRA-FRAC®



**PROCESS DATA SHEET
TOWERS**

PIT-00-F-057

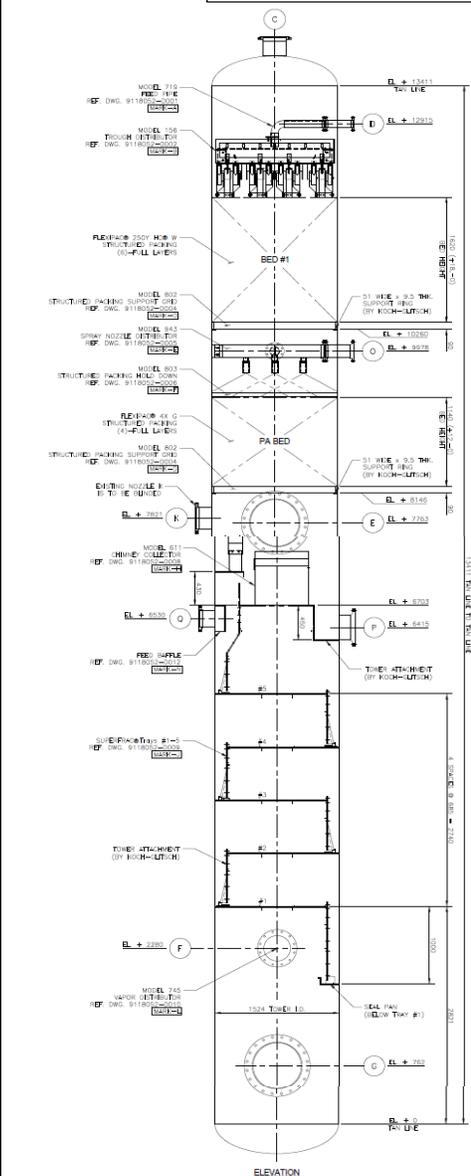
GERENCIA REFINERIA BARRANCABERMEJA

PLANT: U2650

TAG T2653

PROJECT: UNIT: U2650 DOC. TYPE: PROGR: REV. 0 SHEET 1 OF 5 DATE: 06/06/16

1	Service				Item	T-2653
2	CONDITIONS		Temperature	Pressure	MR	
3			°F	PSIG		
4	Operating	Shell	240/690 (1)	10.10/11.54 (1)		
5						
6			780	int. 60		
7	Design	Shell		ext.		
8						
9						
10	Fluid	GASOLEOS				
11	Density	41.63		lb / ft3		
12	Postweld Heat treatment (for process)		Yes	No		
13	MATERIALS		C.A.		(in.)	
14	Shell	SA - 515 - Gr 60		(2)		
15						
16	Heads	Top	SA - 515 - Gr 60		(2)	
17		Btm	SA - 515 - Gr 60		(2)	
18	INTERNALS					
19	Lining					
20						
21	Insulation	Yes	X	No		
22	Heat Conservation	Cold		Hot	X	
23	Fire Protection	Personnel Protection				
24	Steam Tracing	Yes		No	X	
25	NOZZLES					
26	Item	No.	Size in.	Rat. & Fac.	Service	
27	A	1	24"	150# RF	MANWAY	
28	B	1	3"	150# RF	VENT	
29	C	1	10"	150# RF	VAPORS OUTLET	
30	D	1	3"	150# RF	TOP REFLUX INLET	
31	E	1	24"	150# RF	MANWAY (3)	
32	F	1	12"	150# RF	VAPORS FEED / REBOILER	
33	G	1	24"	150# RF	MANWAY	
34	H	1	8"	150# RF	BOTTOM LIQUID OUTLET	
35	J 1-2	2	1 1/2"	150# RF	LC-26513	
36	K	1	10"	150# RF	ELIMINATED (4)	
37	L	1	1 1/2"	150# RF	STEAM OUT	
38	M 1-2	2	1"	150# RF	LC-26514	
39	N	1	1"	150# RF	PI-26551	
40	O	1	6"	150# RF	PUMPAROUND RETURN	
41	P	1	10"	150# RF	LIQ. DIESEL / PA DRAW	
42	Q	1	8"	150# RF	LIQUIDS FEED INLET	
43	R 1-2	2	1 1/2"	150# RF	LC-265XX COLECTOR TRAY	
44						
45						
46						
47						
48						
49						



NOTES: (1) TOP/BOTTOM
 (2) SEE DRAWING (SHEET 1/2)
 (3) MANWAY RELOCATED IN ORIENTATION, REVAMP 2016
 (4) THIS NOZZLE WAS ELIMINATED, REVAMP 2016

56													
57													
58	0	COLUMN REVAMP, 2016	15-Jun-2016	EFCD	ECC	YDRE							
59	Rev	Description	Date	Prd.	Ckd.	App.	Rev	Description	Date	Prd.	Ckd.	App.	



DATA SHEET OF TRAYS
FOR DISTILLATION TOWERS

PIT-00-F-058

GERENCIA REFINERIA BARRANCABERMEJA

PLANT: RCD UNIBON - MILD HIDROCRACKING TAG T2653

PROJECT:	UNIT: U2650	DOC. TYPE:	PROGR:	REV. 0	SHEET 1 OF 2	DATE: 20/06/16
1	TOWER ITEM		T2653	T2653	T2653	
2	SERVICE		GASOLEOS	GASOLEOS	GASOLEOS	
3	TRAYS NUMBERED FROM	TOP <input type="checkbox"/> BOTTOM <input checked="" type="checkbox"/>				
4	NUMBER OF TRAYS/SECTION		2	2	1	
5	PROCESS DATA					
6	LOADINGS AT TRAY NO.					
7	FLUID		1	3	5	
8	VAPOR DESIGN RATE, lb./hr.		95512	104967	105625	
9	DENSITY AT P.T. lb./ft.3		0.349	0.371	0.370	
10	MOL. WEIGHT		162.39	168.99	167.29	
11	COMPR. FACTOR		0.969	0.968	0.969	
12	LIQUID DESIGN RATE, lb./hr.		40620	41280	35335	
13	DENSITY AT T. lb./ft.3		41.629	41.827	42.573	
14	MOL. WEIGHT		328.0	307.8	248.2	
15	VISCOSITY, cP		0.299	0.290	0.312	
16	SURF. TENSION, DYNES/CM		10.015	10.476	12.140	
17	OPERATING TEMPERATURE					
18	VAPOR °F		710	690	674	
19	LIQUID °F		674	638	519	
20	OPERATING PRESSURE	<input type="checkbox"/> mmHg <input checked="" type="checkbox"/> Psig	11.54	11.53	11.35	
21	SYSTEM (FOAM) FACTOR					
22	MAX. FLOODING FACTOR %		90.0	90.0	90.0	
23	MAX Δ P/TRAY	<input type="checkbox"/> mmHg <input checked="" type="checkbox"/> Psi	0.20	0.20	0.50	
24	MIN. DOWNC. RESIDENCE TIME SEC					
25	MIN./MAX. RATE % (1)		60/110	60/110	60/110	
26	FOULING					
27	MECHANICAL DATA					
28	TRAY DIAMETER ft.		60"	60"	60"	
29	TRAY TYPE		SUPERFRAC	SUPERFRAC	SUPERFRAC	
30	TRAY SPACING, INCHES		26.97	26.97	26.97	
31	NUMBER OF PASSES PREFERRED (2)		1	1	1	
32	MATERIALS					
33	TRAY DECK	MAT'L C.A.	410S SS	410S SS	410S SS	
34	DOWNCOMER	MAT'L C.A.	410S SS	410S SS	410S SS	
35	VALVES	MAT'L C.A.	410S SS	410S SS	410S SS	
36	NOTES: (1) MIN. AND MAX. RATES ARE GIVEN AS PERCENT OF DESIGN RATES THE TRAY PERFORMANCE SHALL BE GUARANTEED WITHIN THE SPECIFIED RANGE AT CONSTANT L/V. IF NOT SPECIFIED THE OPERATION AT 50% OF THE DESIGN LOADS SHALL BE GUARANTEED.					
37	(2) THE SPECIFIED No. OF PASSES ACCORDING TO MANUFACTURER DESIGN. (KOCH-GLITSCH)					
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48	0	COLUMN REVAMP, 2016	15-Jun-2016	EFCD	ECC	YDRE
49	Rev	Description	Date	Prd.	Ckd.	App.
	Rev	Description	Date	Prd.	Ckd.	App.

Anexo D. Filosofía lazos de control nuevos Unibon MHC

NUEVOS LAZOS DE CONTROL UNIBON HCM		
Número y nombre de etiqueta	Rango de operación normal	Objeto de control / Consecuencia de la desviación (Alta/Baja)
PDIC26510	15psi - 25psi	<p>Indica y controla la presión diferencial en el sistema de bypass del horno H2652. Objetivo garantizar el flujo mínimo de gasóleo a través del horno H2652.</p> <p>Alta diferencial presión: Aumenta el flujo a través del horno H2652, aumentando el requerimiento de gas combustible y generando puntos calientes en la tubería o deficiencia de oxígeno en el mismo.</p> <p>Baja diferencial presión: Disminuye el flujo de gasóleo a través del H2652, disminuyendo el consumo de gas combustible generando corte por bajo flujo de gas en el horno H2652.</p>
TIC26559/FIC26545	5KBPD - 8KBPD	<p>Controla la temperatura del plato colector TIC26559 de la torre T2653 en cascada el flujo de salida de diésel producto FIC26545.</p> <p>Alto flujo FV26545: Aumenta el perfil de temperatura de la torre T2653 y aumenta la producción de diésel producto. Alta producción de diésel genera aumento en la temperatura T95 del diésel (380 ° C máximo).</p> <p>Bajo flujo FV26545: Baja el perfil de temperatura de la torre T2653 y disminuye la producción de diésel</p>

NUEVOS LAZOS DE CONTROL UNIBON HCM

		<p>producto, disminuye el punto de chispa del diésel producto (mínimo 60°C).</p>
LIC26519/FIC26545	5KBPD - 8KBPD	<p>Controla el nivel del plato colector LIC26519 de la torre T2653 en cascada el flujo de salida de diésel producto FIC26545.</p> <p>Este lazo de control tiene como objetivo principal proteger el sistema de bombeo SP2659 por bajo nivel del plato colector durante momentos de inestabilidad, arrancada o apagada de la unidad.</p>
FIC26547	6KBPD - 14KBPD	<p>Indica y controla el flujo del reflujo frío de la torre T2653 a través de la válvula de control FV26547. Objetivo es controlar el perfil de temperatura de la torre T2653.</p> <p>Alto flujo FV26547: Baja el perfil de temperatura de la torre T2653 y disminuye la producción de diésel producto.</p> <p>Bajo flujo FV26547: Aumenta el perfil de temperatura de la torre T2653 y aumenta la producción de diésel producto. Alta producción de diésel genera aumento en el temperatura T95 del diésel.</p>

Anexo E. Guías de control y ventanas operativas nuevas Unibon MHC

TAG	EQUIPO	DESCRIPCIÓN	UNIDAD	GUÍAS OPERACIONALES		VENTANAS DE INTEGRIDAD	
				Baja	Alta	Baja	Alta
FIC26501	H-2651	Carga a H2651 SERPA	BPD	8100	13250	--	14000
FIC26502	H-2651	Carga a H2651 SERPB	BPD	8100	13250	--	14000
PIC26501	H2651	Presión Gas combustible	PSI	5	22	3	23
FI26526	H2651	Consumo de gas	PCSH	9000	60000	--	67480
ET26504	R2651	Diferencial promedio temperatura	°F	6	35	--	50
ET26506	R2652	Diferencial promedio temperatura	°F	6	35	--	50
LIC26502	D2651	Nivel del tambor	%	40	75	15	85
TI26558	T2653	Temperatura del fondo	°F	660	750	--	760
TI26554	T2652	Temperatura entrada	°F	660	750	--	790
TI26559	T2653	Temperatura plato colector parcial	°F	380	510	340	550
TI26556	T2652	Temperatura fondo	°F	660	750	--	760
FIC26515	T2652	Vapor despojo	LB/H	2500	4500	--	5400
FIC26547	T2653	Flujo reflujo P/A frio	BPD	5000	17000	3000	--
FIC26545	U-2650	Flujo Diesel Producto	BPD	2500	10000	--	--
FIC26550	D-2666	GLP DEL D-2505	PCEH	2000	12000	--	--
PDIC26510	H2652	Diferencial de presión	psi	10	50	5	70
TT26592	T2653	Temperatura retomo del P/A	°F	280	400	250	430
LI26519	T2653	nivel plato colector	%	50	--	--	--

Anexo F. Resultados simulación horno H2651

		Output Summary				Page 1
Released to the following HTRI Member Company: <i>Ecopetrol</i> <i>Eivarth Caballero</i>						
Xfh 7.2.1 21/04/2016 22:17 SN: 01962-391546228121 Performance Eval 2016 H2651					US Units	
Overall Performance						
Heat duty	(MM Btu/hr)	31.218	Excess air	(%)	15.0	
Efficiency (LHV)	(%)	73.8	Pressure drop	(psi)	66.357	
Heat release (Total)	(MM Btu/hr)	42.326	Fuel (LHV)	(Btu/lb)	21387	
Heat release (LHV)	(MM Btu/hr)	42.000	Gas spaces	(-)	3	
Convection setting loss	(%)	0.0				
Type	(-)	Box				
		<u>Inlet</u>	<u>Crossover</u>	<u>Outlet</u>		
Temperature	(F)	570.08	593.22	719.99		
Pressure	(psia)	1731.4	1702.5	1665.0		
Liquid	(lb/hr)	293522	291692	273087		
Vapor	(lb/hr)	25580	27410	46015		
Radiant Section						
		<u>Total</u>	<u>GS1</u>	<u>GS2</u>	<u>GS3</u>	
Flue gas temperature out	(F)	1360.0	1185.8	1413.6	1317.3	
Surface	(ft2)	1891.0	945.52	472.76	472.76	
Average flux rate	(Btu/hr ft2)	13181	7280.6	24304	13858	
Maximum flux rate	(Btu/hr ft2)	48647				
Duty	(MM Btu/hr)	24.925	6.8839	11.490	6.5515	
Max tube metal temp.	(F)	1175.4				
Average gas temperature	(F)	1591.4	1393.7	1743.8	1502.2	
Draft @ floor	(inH2O)	0.457	0.446	0.466	0.453	
Number of passes	(-)	2				
Convection Section						
Flue gas temperature in	(F)	1360.0	Number of fluids	(-)	2	
Flue gas temperature out	(F)	853.05	Convection duty	(MM Btu/hr)	6.2926	
Average velocity	(ft/sec)	13.53	Shock tube duty	(MM Btu/hr)		
Outside film coefficient	(Btu/ft2-hr-F)	4.40	Surface area	(ft2)	3200.9	
Inside film coefficient	(Btu/ft2-hr-F)	1110.0	EMTD	(F)	485.9	
U (Calc)	(Btu/ft2-hr-F)	4.05	Stack height	(ft)	69.938	
Max fin temperature	(F)	741.70	Total draft	(inH2O)	0.019	
Max tube metal temp.	(F)	653.60	Draft @ bridgewall	(inH2O)	0.100	
Burners						
Firing direction	(-)	Floor	Number	(-)	12	
Flame length	(ft)	5.249	Fuel rate	(lb/hr)	1963.9	
Throat diameter	(inch)	3.3691	Oxidant rate	(lb/hr)	39227	
Throat velocity	(ft/sec)	200.00				