

**MODELAMIENTO DETALLADO DE LA PLANTA VISCORREDUCTORA COMO
UNIDAD DESTILADORA DE CRUDO EN LA REFINERIA DE
BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.**

ELKIN YESID GRIMALDOS JAIMES

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

2016

**MODELAMIENTO DETALLADO DE LA PLANTA VISCORREDUCTORA COMO
UNIDAD DESTILADORA DE CRUDO EN LA REFINERIA DE
BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.**

ELKIN YESID GRIMALDOS JAIMES

**Trabajo presentado como requisito parcial para optar al título de Magister en
ingeniería Química – Modalidad profundización. Convenio UIS -Ecopetrol
S.A.**

Director:

**Prof. CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA, M.Sc.
M.Sc. Ingeniería Química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRIA EN INGENIERIA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2016**

DEDICATORIA

Este proyecto es dedicado al Señor Jesús Cristo y a su Santa madre María, quienes han hecho en mí sus obras.

A mi esposa por su comprensión constante en este proceso de estudio y su apoyo total.

A mis padres que en mucho tiempo los dejé de visitar, pero aun así estaban más cerca que nunca.

Elkin Grimaldos

AGRADECIMIENTOS

A la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL S.A. que vio en sus funcionarios el potencial de capitalizar el conocimiento adquirido en virtud de aumentar la prosperidad en los colombianos.

Al Msc. Crisóstomo Barajas Ferreira por sus conocimientos técnicos y su aporte a este proyecto.

A German Castellanos y su familia que me acepto durante buen tiempo en su hogar logrando materializar este proyecto.

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 PROCESO DE REFINACIÓN.....	23
3.2 REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	28
3.3 SOFTWARE DE SIMULACIÓN (ASPEN PLUS).....	36
3.4 ANÁLISIS DE VARIANZA.....	38
3.5 MODELO DE REGRESIÓN LINEAL.....	38
4. METODOLOGÍA.....	40
4.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	41
4.2 VERIFICACIÓN DEL MODELO TERMODINÁMICO.....	41
4.3 SIMULACIÓN BÁSICA.....	42
4.4 SIMULACIÓN RIGUROSA.....	43
4.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	47
4.6 ANÁLIS ENERGÉTICO.....	49
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	51
5.1. SIMULACIÓN BÁSICA Y DETALLADA.....	51

5.2 ANÁLISIS DE VARIABILIDAD Y TENDENCIAS.....	56
5.3 ANÁLISIS DE RECUPERACIÓN ENERGÉTICA.....	62
6. CONCLUSIONES	67
BIBLIOGRAFÍA.....	69
ANEXOS.....	81

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Caracterización de una corrida normal de fondos Demex.	27
Tabla 2. ANOVA y aleatoriedad de toma de datos para el 90% de nafta.	48
Tabla 3. ANOVA y aleatoriedad de toma de datos para el 95% de diésel.	48
Tabla 4. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación para diésel.	51
Tabla 5. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación para nafta.	52
Tabla 6. Análisis de Varianza para T90% de nafta	53
Tabla 7. Análisis de Varianza para T95% de diésel.	54
Tabla 8. Evaluación de validez de los términos de la regresión.	57
Tabla 9. Evaluación de validez de los términos de la regresión para el T95% del diésel.	60
Tabla 10. Comparativa entre el proceso simulado optimizado y proceso simulado con recuperación de calor.	65
Tabla 11. Evaluación del margen bruto de refinación de crudo	66

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Manual de refinación de crudos de programación de producción GRB. .	23
Figura 2. Diagrama de flujo simplificado de unidad viscorreductora.	26
Figura 3. Balance general de la unidad viscorreductora en corrida normal.	28
Figura 4. Balance general de la unidad viscorreductora en corrida especial.	28
Figura 5. Red de intercambio de calor.	29
Figura 6. División de intervalos para la red de intercambio de calor.	31
Figura 7. Comportamiento de los costos para una red de integración energética.	35
Figura 8. Diagrama de flujo para estimar los costos de una red de intercambio de calor.	36
Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.	37
Figura 10. Diagrama metodológico empleado.	40
Figura 11. Curva de TBP en peso del crudo cargado a la unidad.	41
Figura 12. Gráfica de perfiles de crudo casabe simulado.	42
Figura 13. Diagrama de simulación básica de la unidad viscorreductora como destiladora de crudo.	43
Figura 14. Ambiente de simulación para la sección de carga, hornos y bombas. .	44
Figura 15. Ambiente de simulación para la sección de destilación inicial.	44
Figura 16. Ambiente de simulación para el condensador de cima.	45
Figura 17. Ambiente de simulación para el generador de vapor con reflujo medio.	45
Figura 18. Ambiente de simulación completa de la unidad viscorreductora.	46
Figura 19. Ambiente de simulación para la sección optimizada con precalentamiento.	50
Figura 20. Gráfico de dispersión para la destilación T90% de nafta.	53
Figura 21. Gráfico de interacciones y tendencias para la nafta.	54
Figura 22. Gráfico de dispersión para la destilación T95% de diésel.	55

Figura 23. Gráfico de interacciones y tendencias para el diésel.	55
Figura 24. Gráfica de contorno para la T90% de nafta.	57
Figura 25. Superficie de optimización para la T90% de nafta.	58
Figura 26. Gráfica de contorno para la T95% del diésel.	61
Figura 27. Superficie de optimización para la T95% del diésel.	61
Figura 28. Resultados de la evaluación energética: ahorro de energía.	64
Figura 29. Resultados de ahorro expresado en dólares.	64

ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Simulación del Assay de crudo Casabe.	81
Anexo B. Fracciones de componentes livianos.....	82
Anexo C. Curva de destilación del fraccionamiento de crudo.	83
Anexo D. Propiedades del crudo.	84
Anexo E. Datasheet de los intercambiadores de calor.	85
Anexo F. Balance de materia y energía de la simulación básica.	86
Anexo G.. Especificaciones mecánicas del Firebox del horno.....	89
Anexo H. Especificaciones de los tubos de Firebox del horno.	90
Anexo I. Configuración del horno.....	91
Anexo J. Especificaciones de la torre como platos, ubicaciones de las corrientes	92
Anexo K. Nuevo intercambiador incluido E-2800.....	93
Anexo L.. Cambio de intercambiador propuesto AirCooled.	94
Anexo M. Intercambiador de calor del reflujo medio de la primera torre, recuperador de calor.....	95
Anexo N. Intercambiador de calor del reflujo medio dela primera torre, recuperador de calor.....	96
Anexo Ñ. Ubicación de corrientes de la segunda torre de fraccionamiento.....	97
Anexo O. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.	98
Anexo P. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.	99
Anexo Q. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.	100

Anexo R. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.	101
Anexo S. Análisis de sensibilidad de para variaciones de carga y reflujo de cima	102
Anexo T. Análisis de integración energética.	103
Anexo U. Diagrama de integración de energética entre corrientes calientes y corrientes frías.	104
Anexo V. Curva de temperatura y entalpia del perfil de calor de la integración energética.	105
Anexo W. Propuesta de intercambiadores adicional para recobrar energía	106
Anexo X. Análisis energético de precalentar crudo con vapores de nafta.	107
Anexo Y. Análisis de precalentar crudo con reflujo medio de la primera torre.	108
Anexo Z. Diagrama esquemático de la vista en planta de la unidad de viscorreductora como destiladora de crudo	109

GLOSARIO

ACPM	Acrónimo de Aceite para motor también conocido como Diésel.
ANOVA:	Análisis de la varianza con un factor
Aspentech:	Proveedor de la fabricación de software inteligente y de gestión de cadena de suministro y servicios para las industrias de procesos
ASTM	American Society for Testing and Materials
CDU:	Crude oil distillation unit
EDR:	Exchanger Design and Rating
GAO:	Gasóleo
GLP:	Gas Liquid Petroleum Gas Licuado de Petróleo
Gravedad API:	Medida de densidad que, en comparación con el agua a temperaturas iguales, precisa cuán pesado o liviano es el petróleo.
GRB:	Gerencia Refinería Barrancabermeja
HEN:	Heat exchange network
JET-A:	Combustible para aviación
Lining:	Recubrimiento
MLP:	Mixed Linear Programming
PMRB:	Proyecto de Modernización de la Refinería
Rendimiento	Porcentaje Producción de ACPM (DIESEL) sobre Crudo procesado en la unidad.
T95% (T90%):	Temperatura máxima del 95%(90%) del volumen recobrado (T95) en la destilación
Topping	Destilación primaria
VBK:	Viscorreductora

RESUMEN

TÍTULO, MODELAMIENTO DETALLADO DE LA PLANTA VISCORREDUCTORA COMO UNIDAD DESTILADORA DE CRUDO EN LA REFINERIA DE BARRANCABERMEJA, ECOPETROL S.A.*

AUTORES: Elkin Yesid Grimaldos Jaimes**

PALABRAS CLAVES:

Simulación, destilación, Viscorreductora, integración energética.

DESCRIPCION DEL CONTENIDO

Este proyecto analiza la solución de problemas, optimización operacional y ahorro energético de la operación de la unidad de Viscorreductora como destiladora de crudo, desarrollando una simulación rigurosa donde se tuvo en cuenta las especificaciones de equipos y los cambios implementados.

El modelamiento riguroso permitió asegurar que un activo fijo cambiara su modo de operación para otras temperaturas y servicios, dentro de parámetros de seguridad.

El modelamiento se desarrolló bajo los modelos de crudo utilizando el método de Graysson, definido de por árbol de decisiones y las recomendaciones de ASPENTECH en el uso de cada modelo termodinámico.

Para precisar cálculos de intercambiadores de calor se utilizó simulación de diseño riguroso bajo la herramienta EDR (Exchanger Design & Rating) tomando datos exactos de planta con todas las configuraciones mecánicas.

Se determinaron relaciones entre variables para definir rangos de operación óptimos y de estabilidad, se plantearon variables como flujo de carga, carga térmica, reflujos y rendimientos todo esto apoyados bajo teorías definidas como Fenske, Underwood y propias de Aspentech.

El uso de análisis de sensibilidad enfoca la simulación hacia mayores rendimientos de productos además de asegurar el mejor perfil hidráulico para las torres simuladas evitando fenómenos como secamiento de platos o altas velocidades de gases.

Aprovechando la energía para cerrar el ciclo de optimización en la simulación, fue necesario enfocar métodos HEN y MILP logrando recuperación energética y el máximo aprovechamiento de energía para lograr menores costos de operación manteniendo el mejor rendimiento.

Se concluye que las plantas de viscorreducción pueden operar destilando crudo, pero debe asegurarse un análisis exhaustivo y determinar rango de operación para lograr los mayores rendimientos a los más bajos costos, teniendo en cuenta la significancia y la capacidad de las torres frente a variaciones de reflujo medio y cima.

* Trabajo de grado.

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

ABSTRACT

TITLE: DETAILED MODELING OF THE PLANT VISBREAKER AS A CRUDE DISTILLER UNIT IN THE REFINERY OF BARRANCABERMEJA, ECOPEPETROL S.A.*

AUTHORS: Elkin Yesid Grimaldos Jaimes**

KEY WORDS: Simulation, distillation, Visbreaker, energy integration

This project analyzes problem solving, operational optimization and energy saving operation of the unit Viscorredutora as crude distiller, developing a rigorous simulation which took into account the specifications of equipment and the changes implemented.

The rigorous modeling helped ensure that a fixed asset change its mode of operation for other temperatures and services within safety parameters.

The modeling was developed under the crude models using the method Grayson, defined by decision tree ASPENTECH and recommendations on the use of each thermodynamic model.

Rigorous design simulation was used under the (Exchanger Design & Rating) tool EDR taking accurate plant data with all mechanical configurations to precise calculations of heat exchangers. Relationships between variables were determined to define optimal ranges of operation and stability, variables such as load flow, thermal load, ebbs and yields all this supported under theories defined as Fenske, Underwood and raised AspenTech own.

The use of sensitivity analysis focuses simulation to higher product yields while ensuring the best hydraulic profile for simulated towers avoiding phenomena such as drying plates or high gas velocities.

Enabling the power to close the cycle simulation optimization was necessary to focus HEN MILP methods and achieving energy recovery and maximum use of energy to achieve lower operating costs while maintaining the best performance.

It is concluded that plants visbreakers can operate distilling crude, but must ensure a thorough analysis and determine operating range to achieve higher yields at lower costs, taking into account the significance and the ability of towers to variations reflux middle and top.

* Degree work.

** Faculty of Engineering Physicochemical. Master of Chemical Engineering. Msc Chrysostom Barajas Ferreira.

INTRODUCCIÓN

La adaptación de recursos existentes a nuevos oficios requiere de un estudio de verificación y viabilidad técnica que avalen las modificaciones a realizar en el proceso. En este orden de ideas, el cambio en la filosofía de una planta busca su optimización energética y el aprovechamiento de la materia prima para conseguir el mayor rendimiento posible.

El presente caso de estudio evalúa la conversión de una unidad viscorreductora a una unidad de destilación de crudo, donde la gran cantidad de parámetros y variables significativas de proceso representan inconvenientes para llevar a cabo dicha transformación. Dentro de los problemas de reingeniería se encuentra la integración energética, el reacomodo de las variables de proceso (por ejemplo: el reflujo de cima y medio), el desempeño hidráulico de las torres, la calidad de productos valiosos (Jet, Diésel y gasolina) y el asegurar la mayor estabilidad de parámetros como la temperatura de horno y la presión de la torre.

En concordancia con lo expresado en el párrafo anterior, la simulación computacional ha resultado determinante para las evaluaciones y diagnósticos de procesos dentro del desarrollo de la ingeniería. En la industria de refinación, las herramientas informáticas han consentido entender oportunidades de mejoras, capacidades de respuesta, e identificar y evaluar variables críticas para la operación de las torres en destilación de crudo; además, permite obtener rangos de operación óptimos de cara al proceso real y valorar escenarios de integración energética (Villaflor *et al.*, 2008). Dentro de la bibliografía se reportan trabajos de simulación enfocados a la optimización en línea de unidades de destilación, haciendo énfasis en la importancia de la caracterización del crudo (Saraf *et al.*, 2002). Por otra parte, Uppaluri *et al.* (2010) exponen la simulación de una unidad de destilación

considerando tres tipos de crudo como alimento, empleando *Aspen plus* como herramienta computacional. También, Ali *et al.* (2013) aplicaron las ventajas de *Aspen plus* como software de simulación, pero dirigido a un tren de torre preflash y torre atmosférica, analizando el efecto de una mezcla de crudos como alimento. Así mismo, autores como Gadalla *et al.* (2013) reportan la optimización de una columna de destilación, maximizando el empleo de equipos al realizar integración energética, valorando las interacciones entre el proceso y el sistema de recuperación de calor. Por otro lado, López *et al.* (2009) proponen un modelo de optimización 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.

Debido a que una reingeniería en línea conlleva consecuencias no favorables para rendimiento y la estabilidad del proceso, la simulación computacional permite evaluar soluciones a problemas como la conversión de la unidad de viscorreducción de la refinería de Barrancabermeja a unidad destiladora de crudo y la estimación de su respectiva integración energética. Por tal razón, el presente trabajo presenta la simulación la viscorreductora valorando escenarios de optimización y estimando nuevos márgenes de refinación, en comparación con el proceso que actualmente se realiza. Inicialmente, se presenta una simulación preliminar de la unidad, con el objetivo de obtener las condiciones operacionales de los flujos de salida, necesarias para la simulación detallada del proceso que se muestra a continuación. Seguidamente, se establece el efecto de las variables de proceso sobre los parámetros de y se determinan los rangos óptimos de operación. Luego, se valora computacionalmente la integración energética del proceso, se evalúa el escenario arrojado y se calcula el margen de refinación para la reingeniería propuesta. Así mismo, vale aclarar que el presente estudio no contempló realizar hacer cambios

físicos en dicha unidad. Todo el desarrollo se realizó empleando *Aspen plus* como paquete de software.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La economía de una refinería se relaciona directamente con la capacidad de transformación de su materia prima en productos valiosos, tales como el diésel, la nafta, la gasolina para avión (Jet-A) y, además, derivados petroquímicos. Por esta razón, las refinerías se pueden categorizar como de baja, media o alta conversión, según el nivel de transformación de materia prima en productos llamados blancos o limpios, los cuales son aquellos que resultan de la destilación del crudo y cubren rangos de ebullición entre 25 y 390 °C; por ejemplo: la gasolina, el gasóleo o el diésel ¹.

En este orden de ideas, Gerencia Refinería Barrancabermeja (GRB), se clasifica como un complejo de media, donde se obtiene un 70% de conversión en productos blancos. Sin embargo, en los últimos años el petróleo utilizado como alimento a la GRB ha pasado de ser crudo liviano a crudo pesado (mayor gravedad API) y ácido, generando una disminución en el rendimiento de las unidades de destilación atmosféricas (*topping*) e influyendo en el margen económico de refinación. Por lo anterior, se requiere una readecuación en las unidades de destilación de crudo (CDU), y a fin de evitar los problemas de corrosión, efectuar cambios en los materiales de las tuberías y recubrimientos (*Lining*).

La unidad U-200 de destilación primaria, perteneciente a la GRB, es una de las plantas que requiere las adecuaciones arriba mencionadas. Dicha unidad puede procesar hasta 82000 Barriles/día de crudo mezclado, y considerando que la carga de la refinería es de 250000 Barriles/día, se prevé que su cede de actividad, con el

¹ 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.

fin de realizar los ajustes requeridos, representaría una disminución del 32% en el procesamiento de crudos del país y, por ende, una importante caída en los márgenes de refinación. Para evitar esta situación, se ha propuesto el uso de la unidad viscorreductora de la refinería como una destiladora de crudo, en la cual, actualmente, se reduce por tratamiento térmico la viscosidad de los fondos *Demex* (productos semipesados del asfalto)².

Por lo expresado anteriormente, es necesario buscar el aumento de la carga de procesamiento de la GRB, durante el periodo de tiempo en el que se realicen las adecuaciones en las unidades de refinación de crudo. Así mismo, se requiere la identificación del uso a futuro de los activos pertenecientes a la unidad de viscorreducción, proyectando su salida de servicio para el procesamiento de fondos de vacío, debido a la entrada en operación de la nueva planta de coquización retardada (*Delay Coking*), cuya construcción y puesta en servicio está siendo contemplada en el Proyecto de Modernización de la Refinería de Barrancabermeja (PMRB).

² ECOPETROL S.A.. Manual de descripción de procesos de la unidad Viscorreductora II. Barrancabermeja. 2010b

2. OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GENERAL

Simular detalladamente la planta de Viscorreductora II, la configuración actual de los equipos y las variables de la operación que permitan determinar el uso de la planta Viscorreductora como una destiladora de crudo pesado.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

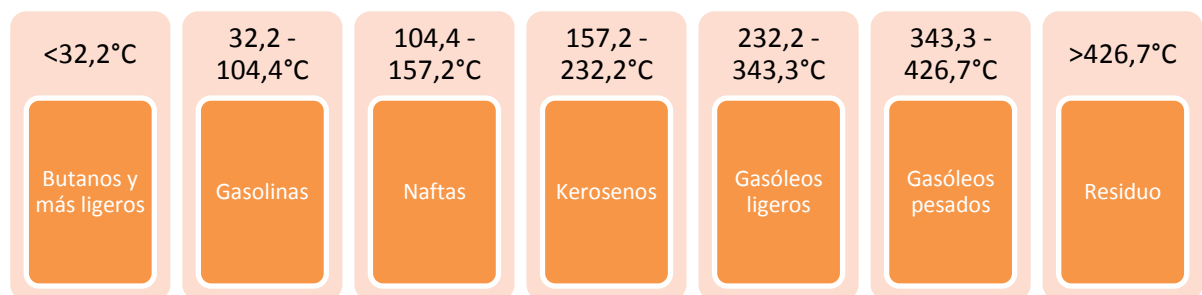
- Establecer, mediante simulación computacional, las condiciones de operación que permitan a la unidad viscorreductora producir corrientes con estándares de combustible.
- Fijar los ajustes de diseño y equipos que permitirían operar la viscorreductora bajo las condiciones de trabajo determinadas anteriormente.
- Configurar las condiciones de operación de la unidad de viscorreducción a fin de obtener un rendimiento de medios mayor a 35%.
- Evaluar la integración térmica y la recuperación de calor en la planta.

3. MARCO TEÓRICO

3.1 PROCESO 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 engloba operaciones como: fraccionar, desintegrar, combinar, tratar y mezclar. Así mismo, la separación de los compuestos valiosos del crudo se origina gracias a los distintos puntos de ebullición de los mismos, los cuales se pueden visualizar en la Figura 1, mostrando el perfil de refinación que se lleva a cabo en la GRB.

Figura 1. Manual de refinación de crudos de programación de producción GRB.



Fuente: ECOPETROL S.A. Manual de descripción de procesos de la unidad Viscorreductora II. Barrancabermeja.2010b

Por otra parte, dentro de los procesos de refinación se tienen la destilación atmosférica, la destilación al vacío, el hidrotratamiento o hidrosulfurización, la

desintegración catalítica, la reducción de viscosidad, la coquización, alquilación, reformación, isomerización, y el TAME y MTBE (Producción de éteres terciarios), (Leprince, 2001). Sin embargo, de acuerdo a los objetivos del presente trabajo, se valoran las etapas de refinación atmosférica y al vacío, etapas de la U-200, así como la unidad para la reducción de viscosidad (viscorreductora).

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 vacío³.

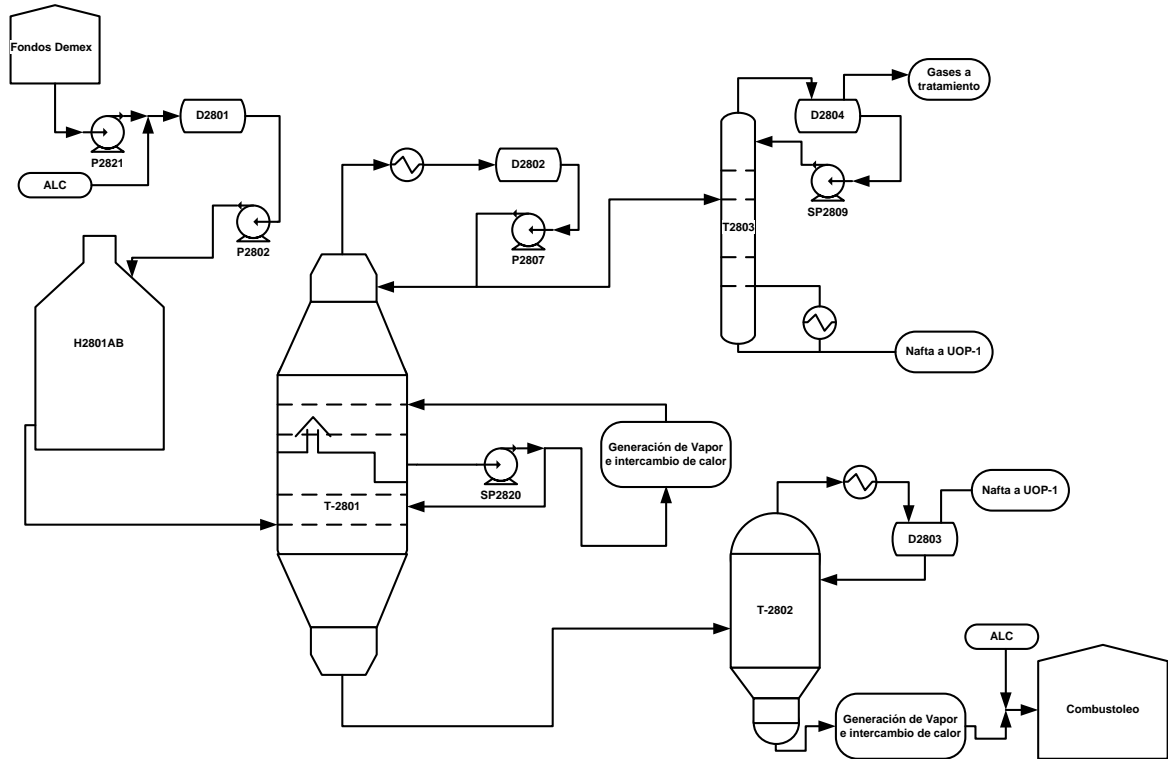
³ ECOPETROL S.A. Manual de descripción de procesos de la unidad 200. Barrancabermeja.2010a

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 para desasfaltación de propano; 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. Asimismo, los despojos de las torres de vacío pueden enviarse a un coquizador, utilizarse como material para lubricantes o asfalto, o desulfurizarse y mezclarse para obtener fuel bajo en azufre⁴

Por último, y tal como se mencionó en la sección anterior, en la unidad de reducción de viscosidad se descomponen los fondos de vacío y/o fondos Demex, a través de una exposición a altas temperaturas para producir gases y líquidos más livianos (nafta y/o gasóleos), y un producto de fondo llamado brea (Ecopetrol S.A., 2010). La Figura 2 esquematiza el proceso.

⁴ Ibid

Figura 2. Diagrama de flujo simplificado de unidad viscorreductora.



Fuente: ECOPEPETROL S.A. Manual de descripción de procesos de la unidad 200. Barrancabermeja. 2010a

Así mismo, en la Tabla 1 se muestra una carga normal a la viscorreductora, revelando que la composición de los fondos de vacío llega hasta una gravedad específica de 2 °API, lo cual implica que dicha unidad está diseñada para trabajar con componentes extra-pesados de la industria del petróleo. Teniendo en cuenta esta particularidad de carga, es el planteamiento de que, luego del proceso de reingeniería, la viscorreductora opere como una destiladora de crudo pesado, para lo cual se propone como carga el crudo Casabe, de alta producción en la región y que cuenta con una característica de 21,9 °API a 60 °F [15,5°C]. (1)

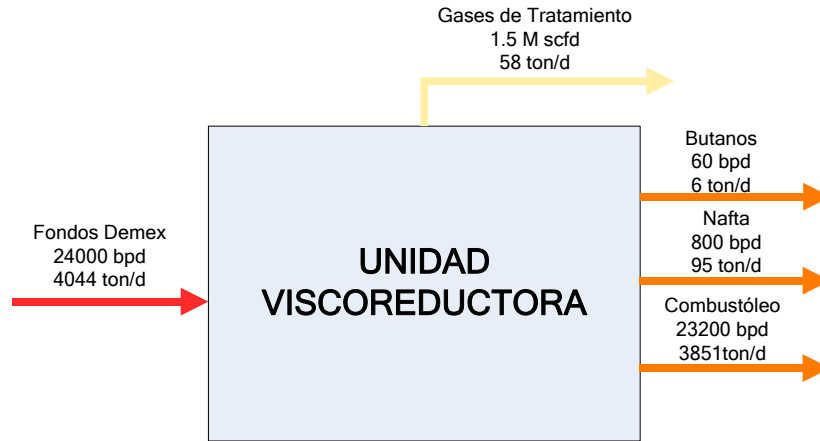
Tabla 1. Caracterización de una corrida normal de fondos Demex.

Características	Valor
Velocidad de carga (BPD)	24000
Gravedad específica (°API)	-2 a 2
Níquel (ppm)	150
Vanadio (ppm)	300
Hierro (ppm)	40 – 45
Calcio (ppm)	250
Sodio (ppm)	80 – 100
Azufre (% en peso)	2,5
Ablandamiento (°F)	180 - 220
Viscosidad (SSF* a 350 °F [176,6°C])	390
Insolubles en NC7	21 - 23
*Segundos Saybolt Furol	

Fuente: Manual de descripción de procesos de la unidad Viscorreductora II. Barrancabermeja.2010b.

Así mismo, en una corrida normal, la unidad carga aproximadamente 24000 BPD (4044 ton/d) de fondos Demex o mezcla con fondos de vacío. En corrida especial, la unidad carga, aproximadamente, de 18000 a 20000 BPD de fondos Demex o mezcla con fondos de vacío, los cuales son diluidos con aceite liviano de ciclo (ALC) en una relación de 0,60 BBL por Barril de fondos Demex. Por otra parte, en corrida normal, la unidad produce 23200 BPD de combustóleo, 800 BPD de nafta del fondo, 60 BPD de butanos líquidos y 1,5 MPCED de gases para tratamiento con amina. En corrida especial, la unidad produce 28000BPD (4585 ton/d) de combustóleo. Las Figuras 3 y 4 esquematizan los balances de masa generales para la unidad.

Figura 3. Balance general de la unidad viscorreductora en corrida normal.



Fuente: Manual de descripción de procesos de la unidad Viscoreductora II. Barrancabermeja.2010b

Figura 4. Balance general de la unidad viscorreductora en corrida especial.



Fuente: Manual de descripción de procesos de la unidad Viscoreductora II. Barrancabermeja.2010b

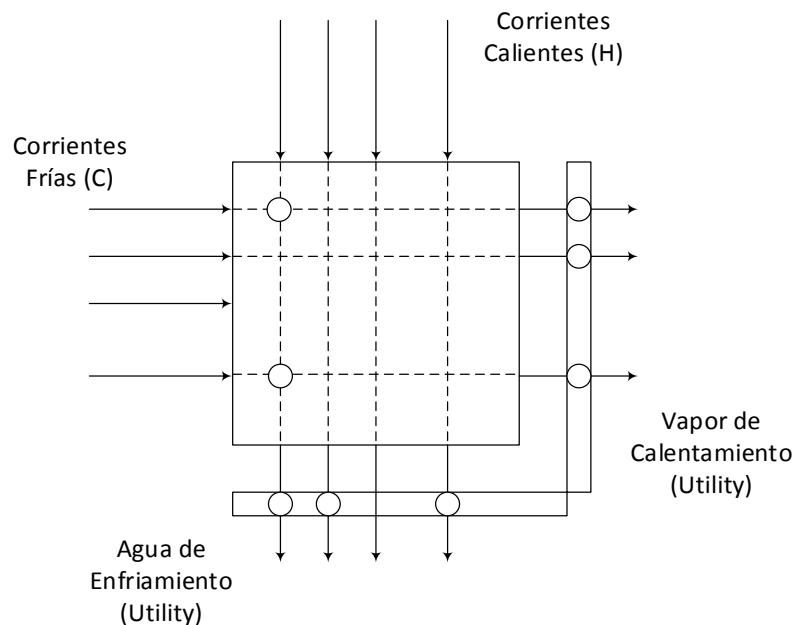
3.2 REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

Disminuir el consumo de energía y la optimización de costos en área de transferencia de calor son los objetivos de la integración energética de calor. Por

ello, varios algoritmos han sido desarrollados con el fin de disminuir los consumos de servicios industriales, dentro de una línea de procesos productivos⁵

En este orden de ideas, la integración energética consiste en planificar una serie de etapas de intercambio de calor, de tal manera que las corrientes a enfriar lo hagan cediendo calor a las corrientes que deben ser calentadas⁶ (Elvers *et al.*, 1996). El enfoque teórico del proceso de integración de calor se basa en la primera y segunda ley de la termodinámica, en particular respetando el postulado de Clausius: Cualquier proceso, que consista sólo en la transferencia de Calor desde una temperatura baja a otra más alta, es imposible. La Figura 5 muestra un arreglo típico de red para intercambio de calor.

Figura 5. Red de intercambio de calor.



⁵ COULSON, J. M., Richardson, J. F., BACKHURST, J., & HARKER, J. Ingeniería química: unidades SI. T. 2, T. 2., Barcelona [etc: Reverté.1981.

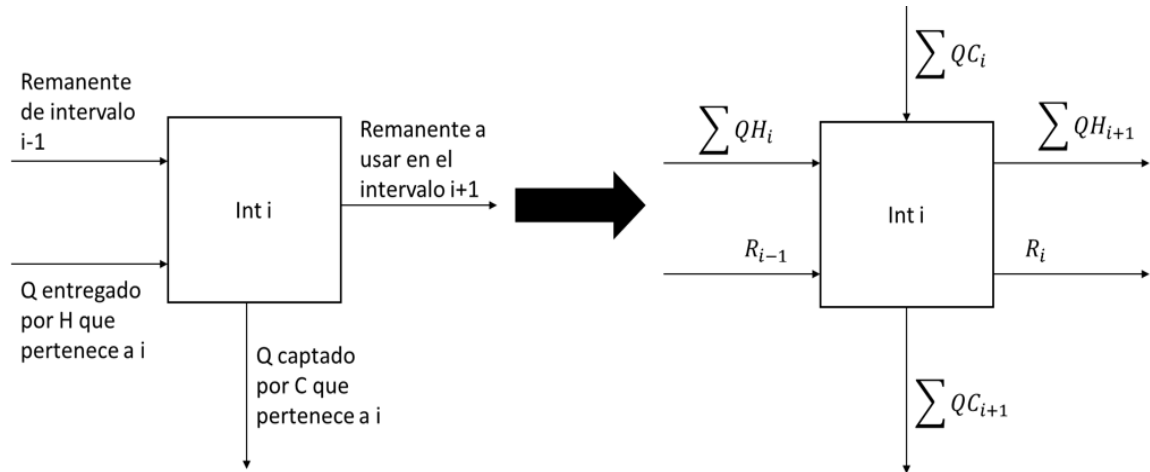
⁶ ELVERS, B., BUCHHOLZ, H., & ULLMANN, F. (Eds.). Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry. Index, Index to vol. A1 - A28, B1 - B8: (Abrasives to Zirconium and Zirconium compounds, fundamentals of chemical engineering, unit operations I and II, principles of chemical reaction engineering and plant design, analytical methods I and II, process control engineering, and environmental protection and industrial safety I and II) (5., completely ed). Weinheim: VCH.1996

En particular, el problema para realizar la integración energética radica en cuán cercanas podrán estar las temperaturas de entrada y salida de las corrientes de proceso. Un acercamiento muy grande entre las temperaturas, disminuye los costos de servicios, pero genera intercambiadores de calor muy grandes con altos costos de inversión. Por otra parte, grandes diferencias entre temperaturas disminuyen las áreas de intercambio de calor, reduciendo el costo de inversión, pero aumenta el consumo de servicios y encarece el costo de operación (Shenoy, 1995). Por lo tanto, para obtener una red económica de intercambio de calor, se pueden plantear dos enfoques:

- I. Mínimos de utilidades.
- II. Configuración óptima de intercambio de calor para estos mínimos de utilidades (enfrentamiento de corrientes).

Por su parte, Linnhoff & Flower (1978) proponen determinar el mínimo de uso de servicios mediante una división en intervalos de temperatura disponibles, y se generan bloques discretizados donde puede ocurrir la transferencia de calor dado un acercamiento mínimo de temperatura. Este método comienza por ajustar, de manera arbitraria, las temperaturas de las corrientes, disminuyendo sus diferenciales con una cantidad igual (conocida como ΔT_{\min}) y manteniendo las corrientes frías. Luego, las temperaturas ajustadas deben ser ordenadas de mayor a menor, desde T_n hasta T_0 , generando intervalos de temperatura donde se realizarán los balances de energía respectivos. Así, el primer intervalo sería entre T_0 y T_1 , el segundo entre T_1 y T_2 , y así sucesivamente. La Figura 6 muestra la división en intervalos mencionada.

Figura 6. División de intervalos para la red de intercambio de calor.



De acuerdo a la figura y a la descripción del párrafo precedente, para el primer intervalo se tiene:

$$mCp_{H_1}(T_0 - T_1) = R_1 \quad (1)$$

Para el intervalo 2, el balance sería:

$$mCp_{H_1}(T_1 - T_2) + mCp_{H_2}(T_1 - T_2) - mCp_{C_2}(T_1 - T_2) + R_1 = R_2 \quad (2)$$

Así mismo, el balance para tercer intervalo se expresa como:

$$\begin{aligned} mCp_{H_1}(T_2 - T_3) + mCp_{H_2}(T_2 - T_3) - mCp_{C_2}(T_2 - T_3) - mCp_{C_1}(T_2 - T_3) + R_2 \\ = R_3 \quad (3) \end{aligned}$$

Y sucesivamente hasta lograr el cierre del balance energético. Finalmente, después de obtener todos los balances, se observará un punto donde existe déficit de

energía, el cual debe ser cubierto con vapor. Este punto de pliegue se conoce como punto de *pinch*⁷

Por otra parte, una alternativa para encontrar el mínimo consumo de servicios industriales, corresponde a un enfoque de optimización. Para ello, se genera un problema de programación lineal para resolver las ecuaciones planteadas anteriormente ⁸(Floudas & Pardalos, 2009). Por ejemplo, las siguientes ecuaciones proponen una programación lineal asociada a la minimización del consumo de servicios (vapor), ligados a la integración energética.

$$\min(Q_s) \tag{4}$$

Sujeto a:

$$Q_s + 30 - R_1 = 0 \tag{4a}$$

$$R_1 - R_2 - 2.5 = 0 \tag{4b}$$

$$R_2 - R_3 - 82.5 = 0 \tag{4c}$$

$$R_4 - Q_{CW} - 15 = 0 \tag{4d}$$

$$Q_s, Q_{CW}, R_1, R_2, R_3, R_4 \geq 0 \tag{4e}$$

De forma análoga al requerimiento de vapor, se minimiza la cantidad de agua de refrigeración necesaria. Posteriormente, una vez obtenida la cantidad mínima de calor necesario por agua de refrigeración y por vapor, se busca el número mínimo de intercambiadores de calor para la red de integración energética; para esto, se utiliza el modelo propuesto por Papoulias y Grossmann (Ravagnani & Caballero, 2012), el cual plantea el problema de minimización con una función objetivo

⁷ KEMP, I. C. Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy (2nd ed). Amsterdam ; Boston: Butterworth-Heinemann.2007

⁸ FLOUDAS, C. A., & PARDALOS, P. M. (Eds.). (2009). Encyclopedia of optimization (2nd ed). New York: Springer.

(unidades de intercambio de calor) correspondiente a una sumatoria de variables binarias (y_{ij}):

$$\min_z = \sum_i \sum_j w_{ij} y_{ij} \quad (5)$$

Sujeto a:

$$R_{i,k} - R_{i,k-1} + \sum_{j \in C_k} Q_{ijk} = Q_{ik}^H \quad i \in H_k \quad k = 1, \dots, K \quad (5a)$$

$$\sum_{i \in H_k} Q_{ijk} = Q_{jk}^C \quad j \in C_k \quad k = 1, \dots, K \quad (5b)$$

$$\sum_k Q_{ijk} - y_{ij} \cdot U_{ij} \leq 0 \quad j \in H \quad j \in C \quad (5d)$$

$$R_{i,k} \geq 0 \quad Q_{ijk} \geq 0 \quad y_{ij} \in \{0,1\} \quad (5e)$$

$$U_{ij} = \min(Q_i, Q_j) \quad (5f)$$

$$R_{i,0} = R_{i,K} = 0 \quad (5g)$$

Para la solución de este tipo de problemas, se emplea método MILP (*Mixed Integer Linear Programming*), propuesto por *Branch & Bounds* (1960) y mejorado por Land & Doig (1960)⁹. Así mismo, el punto óptimo de unidades de transferencia de calor se encuentra considerando la minimización del número de unidades, el precio relativo de combustible respecto al costo de compra de intercambiadores de calor, el aumento de los servicios y el flujo de energía a través del uso de la metodología

⁹ LAND, A. H., & DOIG, A. G. An Automatic Method of Solving Discrete Programming Problems. *Econometrica*, 1960. 28(3), 497.[en línea] [citado 15 de septiembre de 2016] disponible en: <http://doi.org/10.2307/1910129>

pinch, entre otras. Considerando esto, Hohmann¹⁰ (Klemeš *et al.*, 2014) propone las siguientes ecuaciones:

$$N_{HX,min} = N_s + N_u - 1 \quad (6)$$

Donde, N_s es el número de corrientes; N_u es el número de servicios; N_{HX} es el número de intercambiadores de calor; $N_{HX,min}$ es el número mínimo de intercambiadores de calor; y N_{HL} es el número de redes de intercambio de calor. Así mismo, para todos estos sistemas se asume $\Delta T_{min} = 10^\circ\text{C}$ ¹¹. (Linnhoff & Hindmarsh, 1983)

Por otra parte, para la evaluación del costo de la red de intercambio de calor (CTI), se tomará como suma de los costos de cada uno de los intercambiadores, los cuales se obtendrán a partir de su área de intercambio de calor (A).

$$A = \frac{Q}{U} F_T \Delta T_{ml} \quad (7)$$

Donde, la ecuación de costo para el equipo está dado por la ecuación (8) (Linnhoff & Hindmarsh, 1983).

$$Cp = K(A)^b \quad (8)$$

Finalmente, se puede estimar el costo de los servicios industriales mediante la siguiente ecuación (Linnhoff & Hindmarsh, 1983):

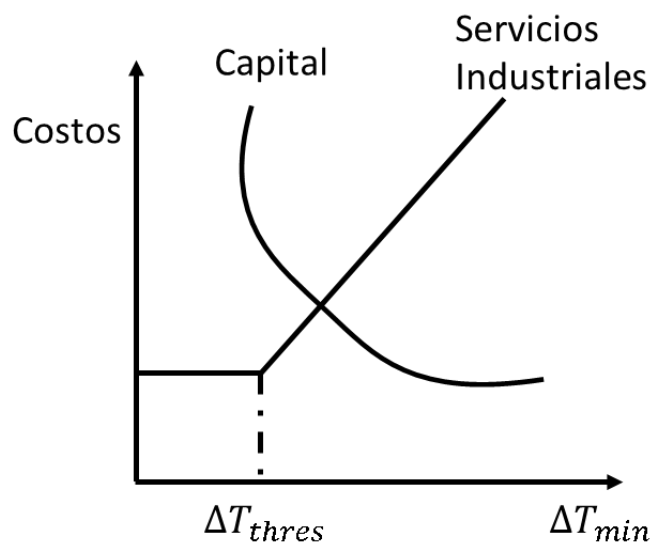
$$C_A = r \left(\sum Cp_{interior} + \sum Cp_{exterior} \right) + (C_s F_s) + (C_w F_{CW}) \quad (9)$$

¹⁰ KLEMEŠ, J. J., VARBANOV, P. S., WAN ALWI, S. R., & MANAN, Z. A. (Eds.). Process integration and intensification: saving energy, water and resources. Berlin: De Gruyter.2014

¹¹ LINNHOF, B., & HINDMARSH, E. (1983). The pinch design method for heat exchanger networks. Chemical Engineering Science, 38(5), 745–763. [http://doi.org/10.1016/0009-2509\(83\)80185-7](http://doi.org/10.1016/0009-2509(83)80185-7)

Donde, C_S y C_W corresponden a los costos asociados a los servicios de calentamiento y enfriamiento, respectivamente. Así mismo, el comportamiento de una red se estima por representación gráfica, donde los costos están en función con la variable independiente ΔT_{MIN} , tal y como lo muestra la Figura 7.

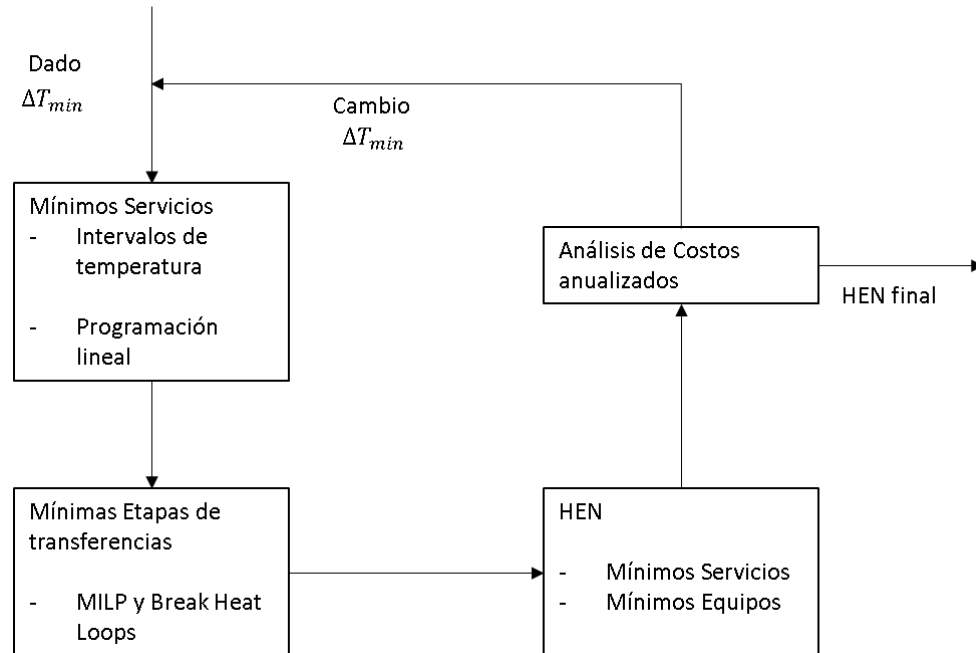
Figura 7. Comportamiento de los costos para una red de integración energética.



Fuente: PERRY, R. H., & GREEN, D. W. Perry's chemical engineers' handbook. New York: McGraw-Hill.2008. [en línea] [citado 18 de septiembre de 2016] disponible en: <http://accessengineeringlibrary.com/browse/perrys-chemical-engineers-handbook-eighth-edition>

De acuerdo con todo lo anterior, la estrategia de diseño definida para minimizar costos en red de intercambio de calor, debe cumplir con el ciclo que se muestra en la Figura 6.

Figura 8. Diagrama de flujo para estimar los costos de una red de intercambio de calor.



Fuente: PERRY, R. H., & GREEN, D. W. Perry's chemical engineers' handbook. New York: McGraw-Hill.2008. [en línea] [citado 18 de septiembre de 2016] disponible en: <http://accessengineeringlibrary.com/browse/perrys-chemical-engineers-handbook-eighth-edition>

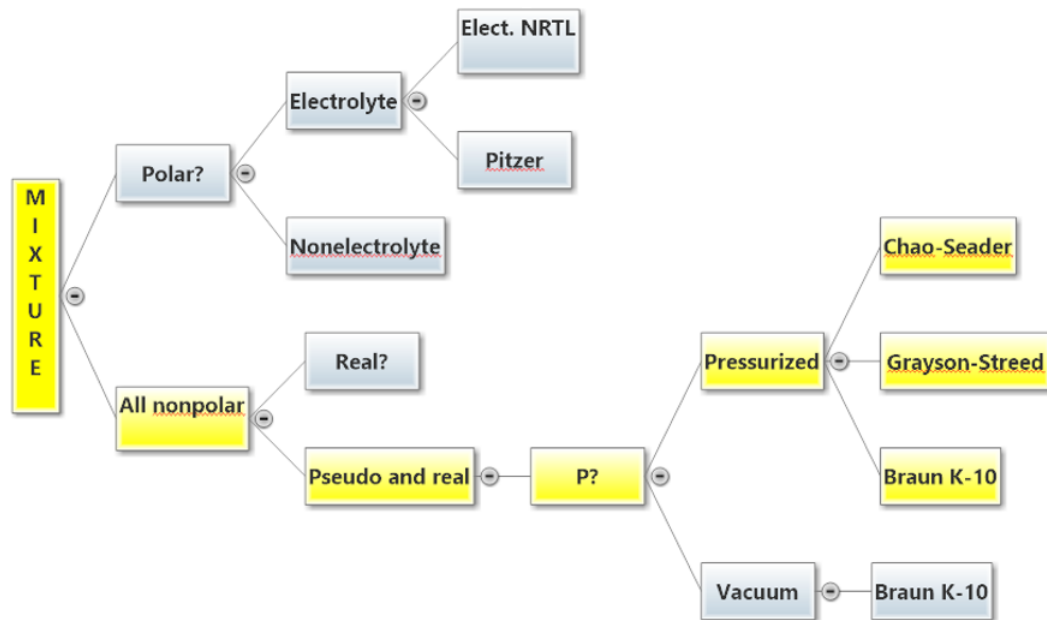
Todo el esquema de integración energética presentado es desarrollado por simulación computacional, utilizando el software *Aspen plus*, cuyos aspectos relevantes se proceden a explicar.

3.3 SOFTWARE DE SIMULACIÓN (ASPEN PLUS)

Dentro de los simuladores de procesos comerciales más utilizados en la actualidad, se encuentran *Chemcad*, *Aspen Plus*, *Aspen Hysys* y *Pro II*. En particular, *Aspen Plus* permite el diseño y optimización de procesos petroquímicos y permite modelar

más de 50 operaciones unitarias, usando una base de datos de más de 2000 compuestos, además de incluir correlaciones específicas para fracciones de petróleo. Por otra parte, para efectuar la simulación es necesaria la elección de paquetes termodinámicos, que permiten el cálculo de las propiedades físicas de las sustancias involucradas en el proceso a modelar.

Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.



Fuente: RING Terry A. property prediction. [en línea] [citado 1 de marzo de 2016]
 Disponible en: <http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>

En este orden de ideas, la Figura 8 expone el diagrama propuesto por Carlson (Ring, 2013) para la elección del paquete termodinámico. De acuerdo a la clase de sustancia, el camino resaltado de color amarillo muestra, dentro de las posibles alternativas para el presente trabajo, los modelos de Chao-Seader, Grayson-Streed (GS) y Braun k-10. Sin embargo, *Aspen tech* sugiere que, de acuerdo al tipo de operación a modelar, el modelo de GS es el modelo termodinámico apropiado para la simulación de torres atmosféricas y de vacío (*Aspe tech*, 2011). Por otro lado, la caracterización del crudo en *Aspen Plus* se realiza mediante la herramienta

Assay/Blend, ubicada en el entorno de simulación y la cual requiere las curvas de destilación, la composición de livianos y propiedades másicas de la carga. Todos estos datos fueron facilitados por GRB.

En lo respectivo al diseño de la red de intercambio de calor, la simulación de los intercambiadores se realiza empleando la herramienta *Exchanger Design* (EDR), la cual es un instrumento dentro del paquete *Aspen Plus* que permite definir la geometría de los intercambiadores de calor, proporcionando un modelado térmico e hidráulico que genera mayor precisión en los datos simulados computacionalmente.

3.4 ANÁLISIS DE VARIANZA

El análisis de varianza es una técnica que se puede utilizar para decidir si las medias de dos o más poblaciones son iguales. La prueba se basa en una muestra única, obtenida a partir de cada población. El análisis de varianza puede servir para determinar si las diferencias entre las medias muestrales revelan las verdaderas diferencias entre los valores medios de cada una de las poblaciones, o si las diferencias entre los valores medios de la muestra son más indicativas de una variabilidad de muestreo. Los datos para el análisis de varianza se obtienen tomando una muestra de cada población y calculando la media muestral y la variancia en el caso de cada muestra (3)

3.5 MODELO DE REGRESIÓN LINEAL

La regresión lineal múltiple es un modelo matemático simplificado que tienen como objetivo el explicar las interacciones existentes entre un grupo determinado de variables independientes con una variable dependiente. En la ecuación que se

muestra a continuación, β_i son el conjunto de coeficientes de regresión de las variables predictoras (x_i), y ε es el error entre la predicción y el valor real.

$$y = \beta_0 + \sum_{i=1}^k \beta_i x_i + \varepsilon$$

$$= \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \beta_3 x_3 + \dots + \beta_{k-1} x_{k-1} + \beta_k x_k + \varepsilon \quad (10)$$

En este método se supone que el error (ε) es independiente, posee una distribución normal, tiene una media cero y una varianza en común para cualquier valor de x_i . Así mismo, se minimiza la suma de los cuadrados de las diferencias entre la variable de respuesta y la predicción obtenida. El resultado de la minimización reporta los valores de los coeficientes de regresión (3):

$$\beta = (X'X)^{-1}X'y \quad (12)$$

Donde X y y son la matriz de datos iniciales, X' es la matriz transpuesta de X y β es el vector de coeficientes de regresión. La significancia del modelo pueden ser verificada por medio de un análisis de varianza. Por otra parte, el coeficiente de determinación R^2 establece el porcentaje de predicción de la varianza de la variable dependiente, el cual se calcula de acuerdo a la ecuación (13).

$$R^2 = 1 - \frac{SSR}{SST} \quad (13)$$

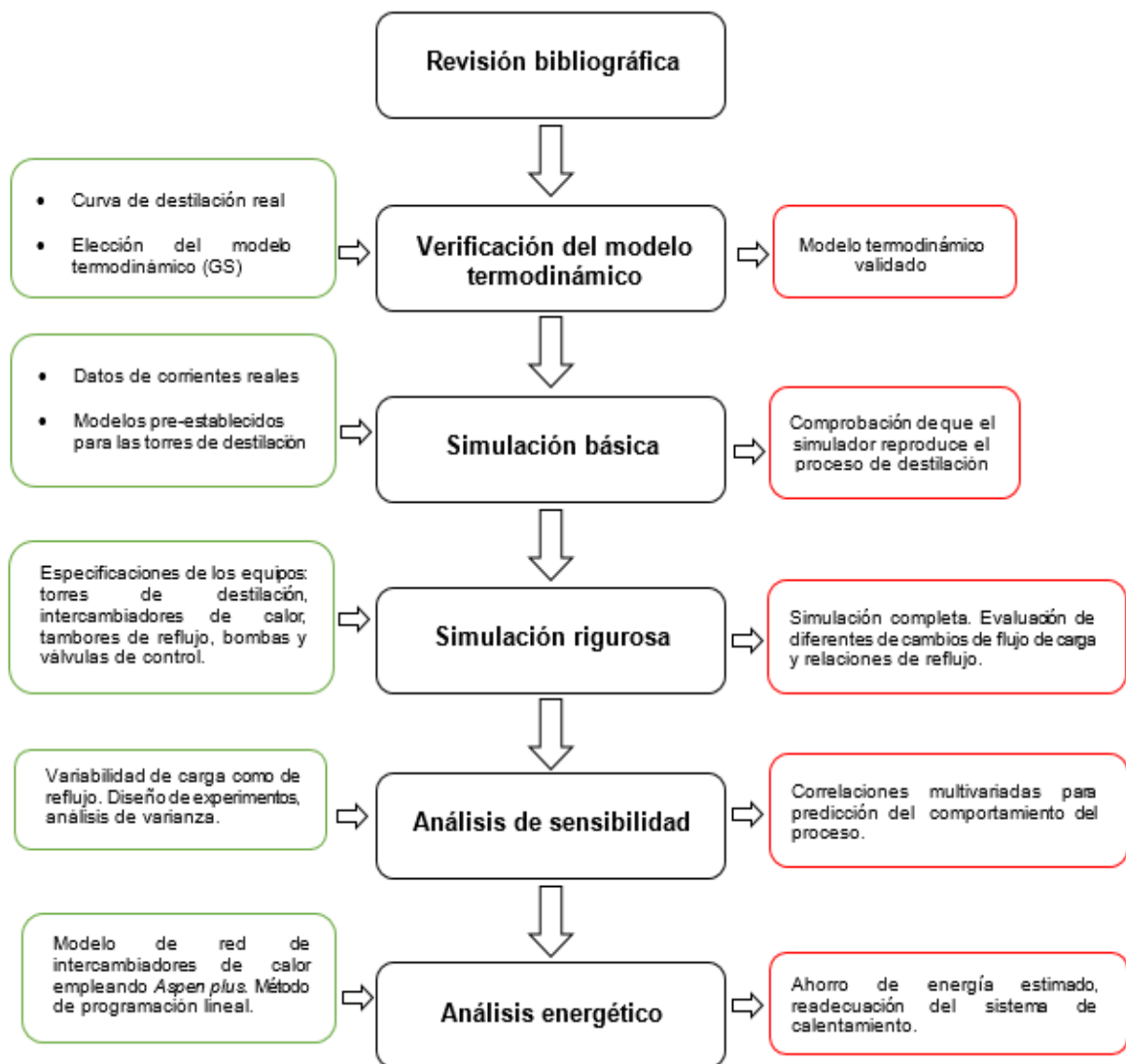
Donde SSR es la suma de los cuadrados de los errores y SST es la varianza total de los datos. Debido a que el coeficiente de determinación no está en función de la cantidad de variables del modelo, puede llevar a un valor incorrecto y es necesario determinar un coeficiente ajustado teniendo en cuenta las variables independientes:

$$R^2_{ajustado} = \bar{R}^2 = 1 - \frac{SSR/(n-k-1)}{SST/(n-1)} \quad (14)$$

4. METODOLOGÍA

La Figura 10 muestra la secuencia metodológica que se utilizó para lograr los objetivos propuestos.

Figura 10. Diagrama metodológico empleado.



4.1 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Inicialmente, se realizó la toma de datos y caracterización del crudo Casabe. Así mismo, se recolectaron las hojas de especificaciones de equipos y diagramas de bandera para diferentes situaciones del proceso, con el fin de tener referencias disponibles y poder asegurar escenarios comparativos entre la situación real y la simulación.

4.2 VERIFICACIÓN DEL MODELO TERMODINÁMICO

Se cargaron en el software las propiedades y los perfiles de destilación del crudo, con el fin de corroborar similitud entre los análisis de laboratorio y la simulación, empleando el modelo termodinámico anteriormente definido (GS). Las Figuras 11 y 12 muestran las curvas tanto para el crudo real y el crudo simulado, respectivamente.

Figura 11. Curva de TBP en peso del crudo cargado a la unidad.

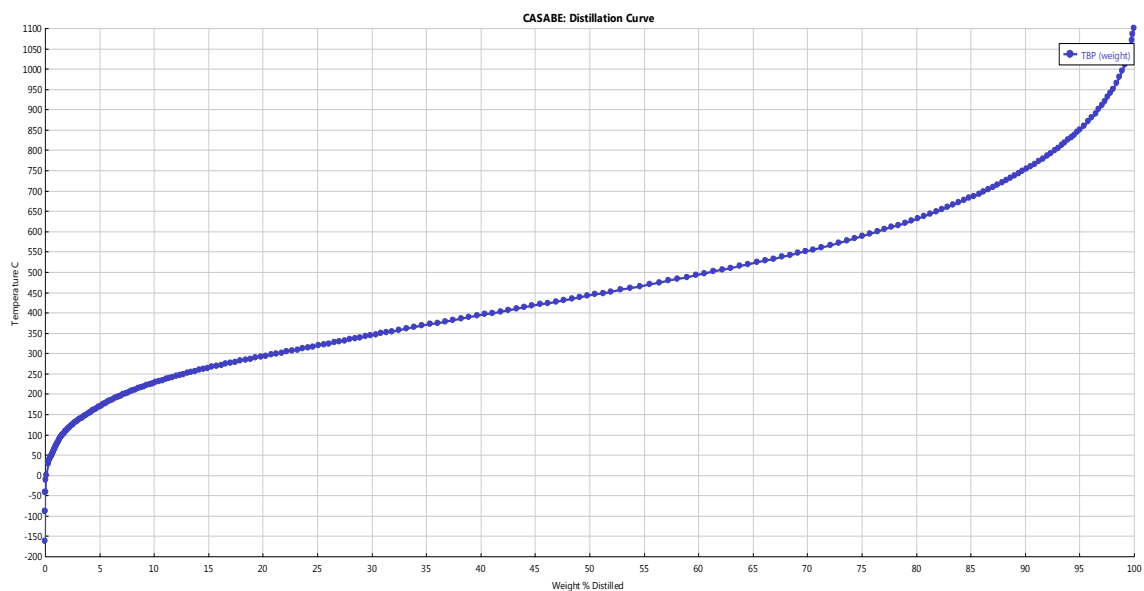
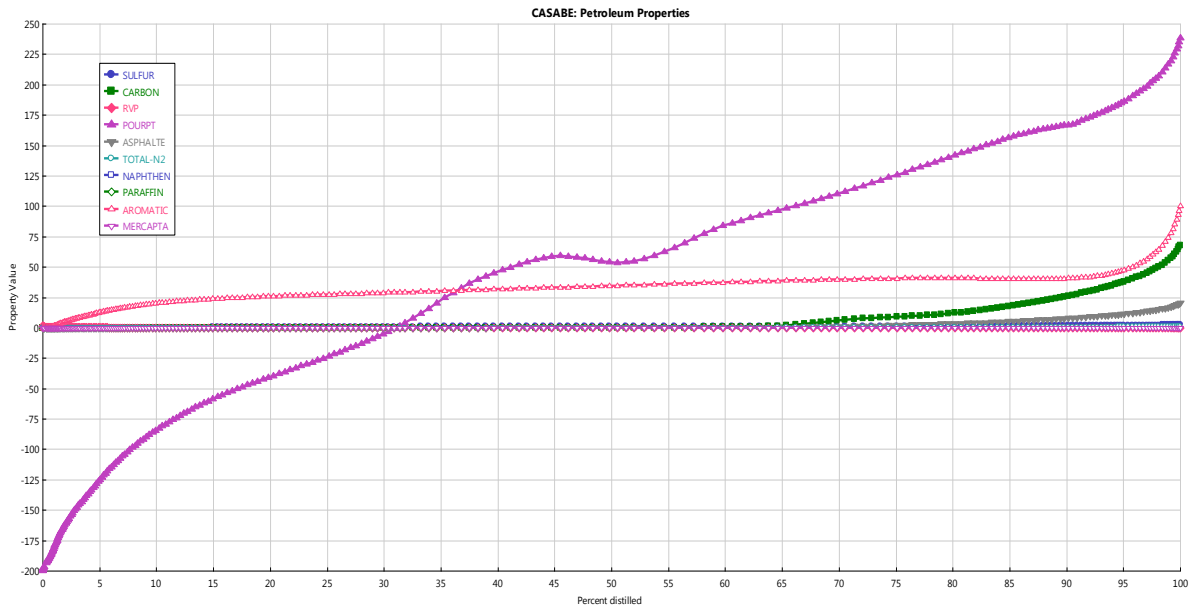


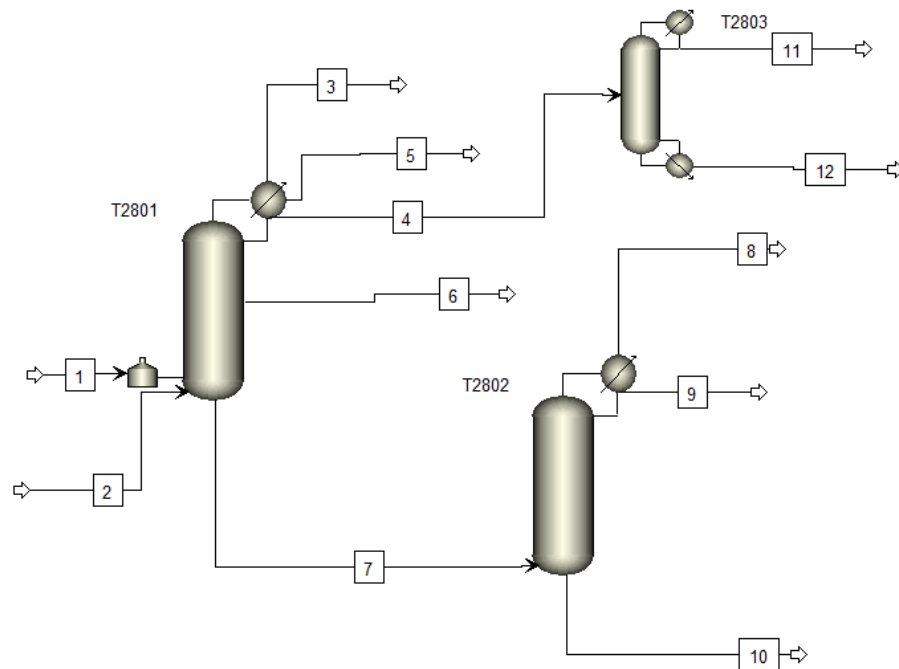
Figura 12. Gráfica de perfiles de crudo casabe simulado.



4.3 SIMULACIÓN BÁSICA

La simulación básica consistió en simular de forma sencilla la obtención de productos como Nafta y ACPM, utilizando los modelos preestablecidos por *Aspen plus*, como la torre de prefraccionamiento, para la torre inicial, y un modelo de torre sencilla atmosférica, para la torre final. Al desarrollar la simulación resumida, se plantearon como variables de salida la temperatura del 95% de destilación del diésel, fijando como variables manipuladas el reflujo medio y el reflujo de cima. Así mismo, gracias a esta simulación preliminar se realizó la primera comparación entre la operación real de la unidad y los resultados obtenidos computacionalmente. De acuerdo a esto, se realizaron ajustes de reflujo de cima y reflujo medio, hasta conseguir condiciones de destilación similar a las que se obtienen en planta. La Figura 12 presenta el ambiente de la simulación básica.

Figura 13. Diagrama de simulación básica de la unidad viscorreductora como destiladora de crudo.



4.4 SIMULACIÓN RIGUROSA

Se procedió a realizar la simulación rigurosa guiada por la simulación básica. Sumado a esto, las hojas de especificaciones de los equipos, tales como torres de destilación, intercambiadores de calor, tambores de reflujo, bombas y válvulas de control, fueron incluidas en el ambiente computacional. Se construyó, inicialmente, la primera torre de destilación teniendo en cuenta el precalentamiento inicial de la carga; además, se simularon las relaciones de reflujo medio y de cima de acuerdo con las condiciones de planta, los balances de masa y los resultados finales de calidad. Las Figuras 14 y 15 muestran el ambiente de simulación.

Figura 14. Ambiente de simulación para la sección de carga, hornos y bombas.

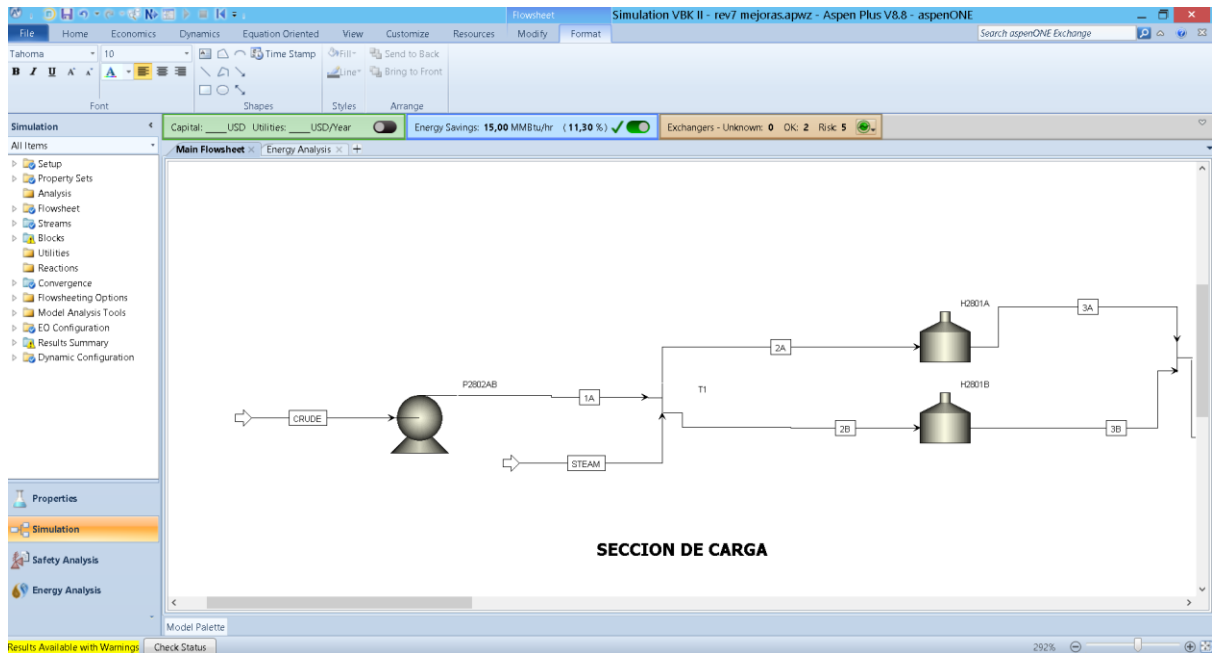
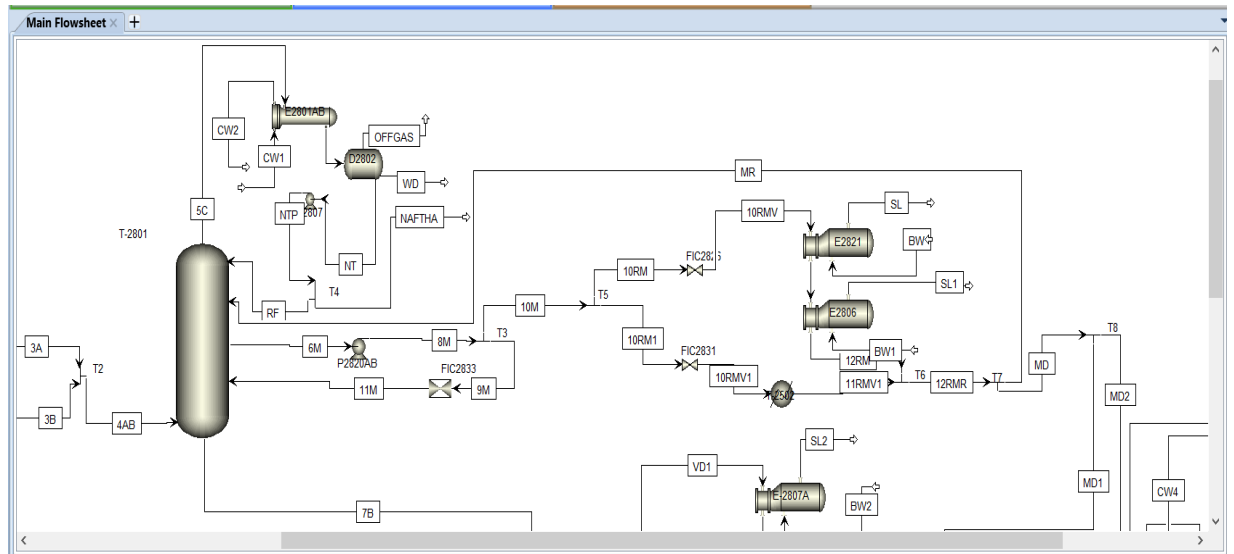


Figura 15. Ambiente de simulación para la sección de destilación inicial.



La simulación de los intercambiadores de calor se fundamentó en los planos de los equipos, además de considerar todas las advertencias sobre velocidad, vibración y limitaciones por condiciones de diseño, tales como temperatura, presión y

transferencia de calor. Los parámetros de construcción de estos equipos se muestran en el anexo A5. Las Figuras 16 y 17 muestran los ambientes de simulación para tales equipos.

Figura 16. Ambiente de simulación para el condensador de cima.

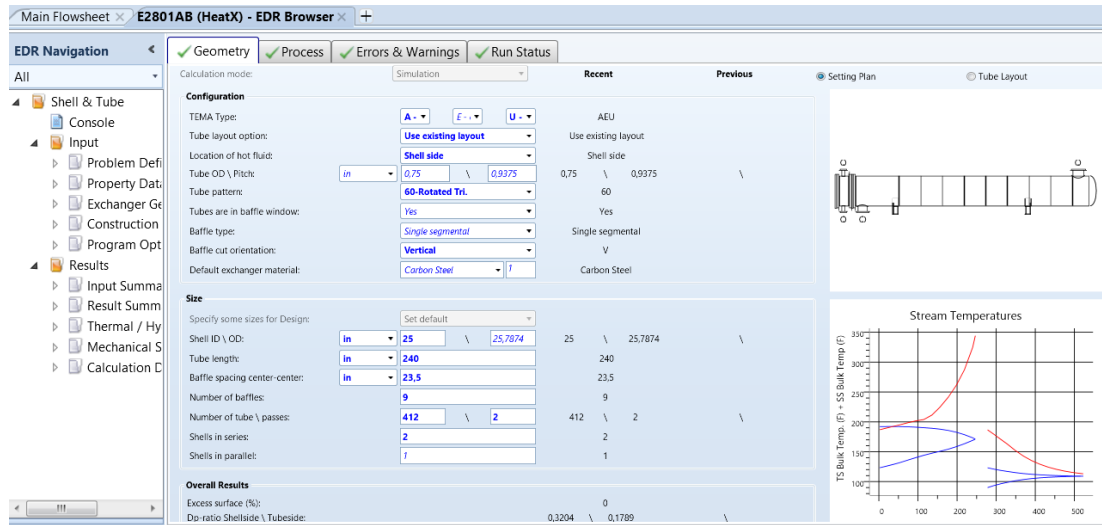
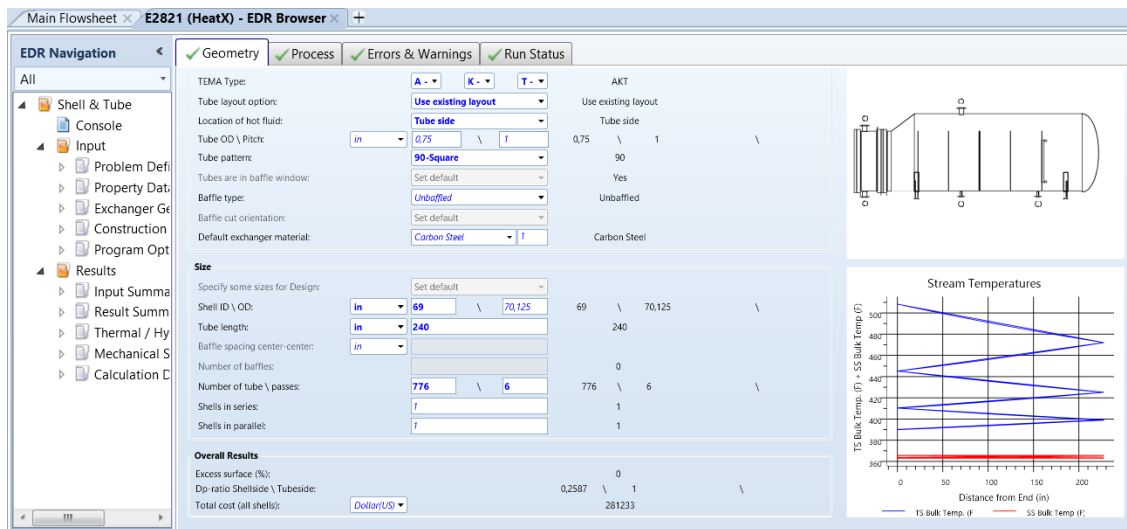


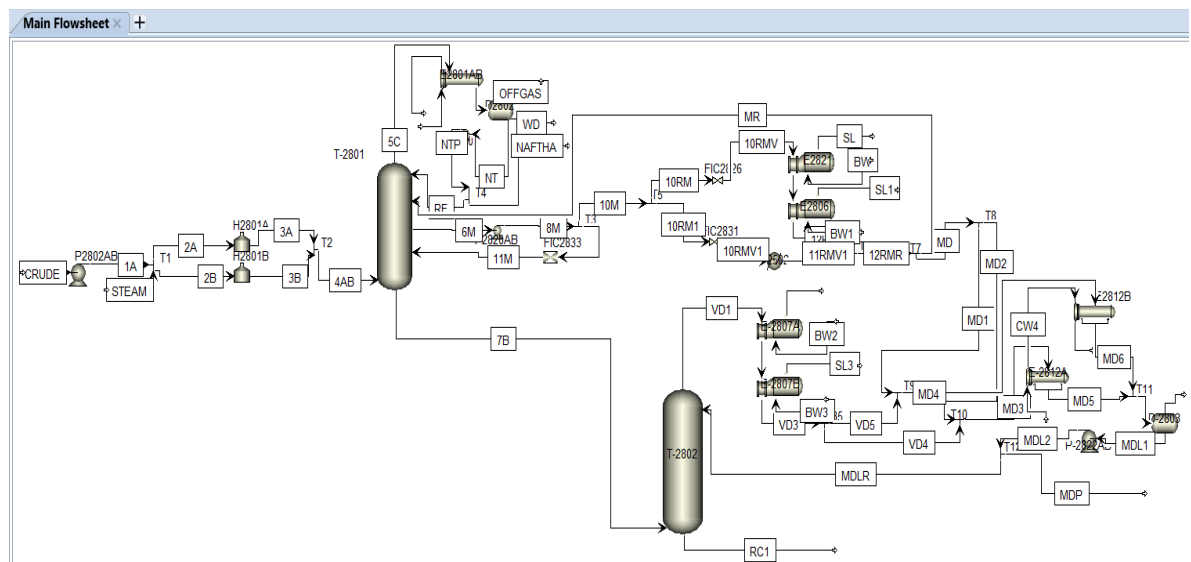
Figura 17. Ambiente de simulación para el generador de vapor con reflujó medio.



La simulación queda regida por variables manipuladas como flujo de carga, fracción de reflujo de cima y fracción de reflujo medio. Posteriormente, se fueron ajustando las variables hasta conseguir, en la corrida computacional, la calidad de productos finales similares a las del proceso real. Para la segunda torre, se plantea el esquema de simulación integrando, también, *Aspen EDR* y *Aspen plus*, evaluando para este caso la producción de diésel

Finalmente, se obtuvo la simulación completa del proceso, evaluada para diferentes de cambios de flujo de carga y relaciones de reflujo tanto para cima como para la parte media de las torres, la calidad de las corrientes de diésel y nafta. La Figura 18 muestra el esquema del proceso completo simulado.

Figura 18. Ambiente de simulación completa de la unidad viscorreductora.



Para mayor detalle de la simulación rigurosa, consultar los anexos A1 al A17. Así mismo, los resultados de los balances de masa y energía se muestran al detalle en la Tabla A6 de los anexos.

4.5 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Después de someter la simulación a variabilidad tanto de carga como de reflujo medio y de cima, además de los cambios por variaciones de presión y temperatura, se determinó un diseño de experimentos con el fin de realizar un análisis de varianza, y así definir estadísticamente, con un intervalo de 95% de confianza, correlaciones entre las variables de respuesta y de entrada al proceso.

Como variables dependientes se definieron la calidad de los productos, donde resulta clave para la nafta y el diésel el 90% y 95% de la destilación, respectivamente. Se definió el caudal de producción como variable indirecta a la relación de reflujo. Las variables independientes, las cuales son los factores sometidos a variabilidad, son el reflujo de cima, reflujo medio y la carga de crudo, tal como se mencionó en el párrafo anterior. Así mismo, se desarrolló un diseño de experimentos del tipo 2^k , dando importancia a la aleatoriedad en la toma de datos para evitar sesgos; además de alcanzar una repetitividad y reproducibilidad que dieron total validez al espacio muestral y al diseño propuesto. También se aseguró que la simulación sea la representación del proceso al ser comparados dichos resultados con valores reales de planta y su respectiva desviación. Para el diseño de experimentos mencionado, cada dato escogido representa el promedio de cada tres datos, con perturbaciones normales de planta, que son representadas en la simulación mediante la variabilidad de los factores relevantes en el proceso.

En las Tablas 2 y 3 se muestran las tablas resumen del diseño de experimento para desarrollar la ANOVA, con el orden aleatorio de los datos y donde cada resultante es el promedio de seis datos, tomados al someter el proceso a la sensibilidad de cada factor y las perturbaciones por restricciones de diseño de intercambiadores y demás equipos simulados.

La variabilidad del proceso fue planteada con tres cargas posibles (20, 22 y 24 KBD) y tres variaciones de relación de reflujo de cima (0,55, 0,65 y 0,75), manteniendo el reflujo medio constante. Luego para las mismas variaciones de carga, se emplearon tres variaciones de reflujo medio (0,3, 0,33 y 0,36), manteniendo constante el reflujo de cima. Finalmente, con el ANOVA se evaluó la interacción entre las dos variables, reflujo de cima y reflujo medio, para determinar su significancia estadística frente al comportamiento de variables resultantes (temperatura del 95% para diésel y del 90% para la nafta). Adicionalmente, se evaluaron las perturbaciones en el horno y en el agua de enfriamiento frente a las variaciones de cada factor, pues dichas perturbaciones son las comunes en la operación diaria de la planta.

Tabla 2. ANOVA y aleatoriedad de toma de datos para el 90% de nafta.

Carga (KBD)	Relación de Reflujo de cima		
	0,55	0,65	0,75
24	27	3	24
	11	9	14
	6	18	7
22	2	26	16
	23	4	25
	15	21	12
20	20	13	8
	19	17	22
	10	5	1

Tabla 3. ANOVA y aleatoriedad de toma de datos para el 95% de diésel.

Carga (KBD)	Relación de Reflujo de cima		
	0,55	0,65	0,75
24	27	18	23
	4	21	3
	10	12	16
22	20	13	9
	8	1	15
	19	25	22
20	14	6	11

Carga (KBD)	Relación de Reflujo de cima		
	0,55	0,65	0,75
	5	17	2
24	7	26	

Con los resultados arrojados, se construyó en campo muestral de análisis, determinando tendencias, proporcionalidad entre variables y evaluación de superficie de respuesta. Con la optimización de dicha superficie, se encontraron los intervalos de control óptimos de reflujos de cima y medio, que arrojan el mejor desempeño de la planta viscorreductora como unidad destiladora de crudo.

4.6 ANÁLIS ENERGÉTICO

Esta etapa se realizó con el fin de determinar los puntos de mejora que permitan la reducción de costos; es decir, optimizar la integración energética para asegurar los menores consumos de servicios para la condición óptima de operación definida por el diseño de experimentos.

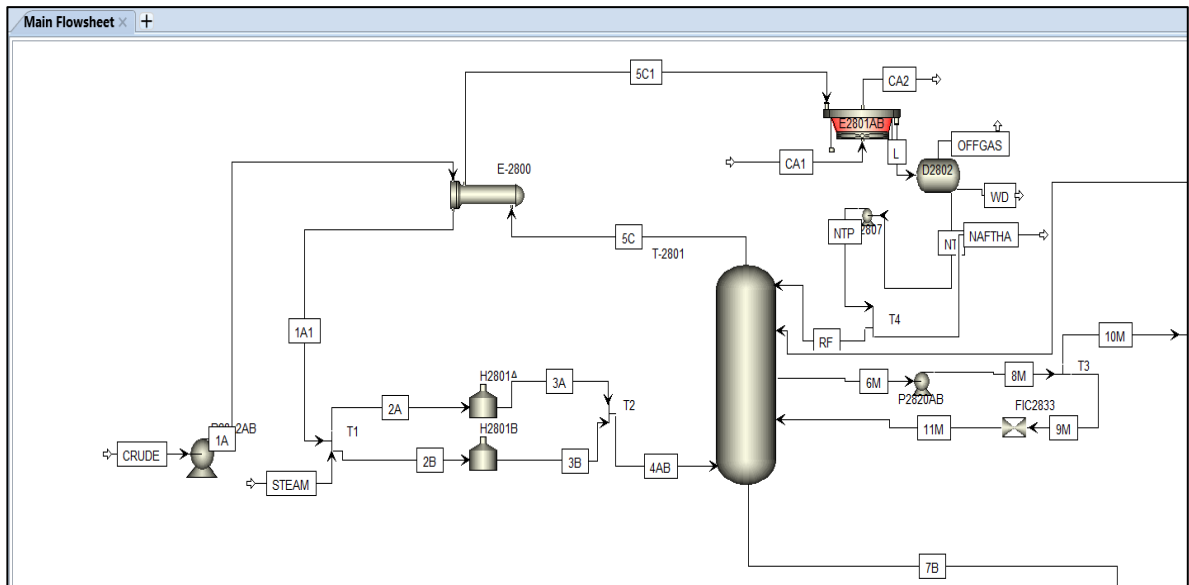
Para la integración energética se utilizó el modelo de red de intercambiadores de calor propuesto por *Aspen plus*, conocido como *HEN* (Sandler, 2015), y acompañado del método de programación lineal que también incluye dicha herramienta. La simulación arrojó que sería posible un ahorro en energía del 18% después obtener mayor precalentamiento de crudo, al instalar un intercambiador de calor para enfriar la nafta en la cima y, a su vez, reemplazar el condensador de cima por unidades de enfriamiento con uso de aire.

Posteriormente, se procedió a incluir en la simulación los equipos propuestos por análisis energético, además de emplear los parámetros óptimos encontrados con el análisis de variabilidad y sensibilidad. Así mismo, se diseñó el intercambiador de acuerdo con las recomendaciones de área estimadas en la integración energética,

haciendo pasar crudo por el lado tubos y la nafta por el lado casco. Seguidamente, se procedió al cambio de los condensadores de cima por unidades de intercambio de calor refrigeradas por aire. La Figura 18 muestra la simulación de acuerdo con los cambios sugeridos.

Finalmente se realizaron observaciones de desempeño, comparando las simulaciones antes y después de la evaluación energética, manteniendo los rangos óptimos de variabilidad del proceso obtenidos por el análisis ANOVA y la optimización de superficie de respuesta. Así mismo, se cotejaron los resultados de las simulaciones frente al proceso real, con el fin de determinar el diferencial en valorización de materia prima y margen bruto de refinación, y así fijar las metas para una futura oportunidad de operación de la unidad de viscorreducción como destiladora de crudo, alcanzando mayor rendimiento y aprovechamiento del crudo Casabe.

Figura 19. Ambiente de simulación para la sección optimizada con precalentamiento.



5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

5.1. SIMULACIÓN BÁSICA Y DETALLADA

Se crearon tablas comparativas de la destilación y algunas propiedades de la nafta y el diésel, obtenidos tanto por la simulación básica como del proceso. Como valores experimentales se tomaron promedios de datos reales de proceso, basados en análisis de laboratorio bajo las norma ASTM D86 para destilaciones (McKetta & Cunningham, 1976)¹², y estos se cotejaron con los datos simulados evaluando la desviación estándar, determinando si los valores reales y simulados se encuentran dentro del mismo espacio.

Tabla 4. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación para diésel.

%Evaporado	T (°F) real	T (°F) sim. detallada	Límite inferior (°F)	Límite superior (°F)
0	254,9	238,1	222,09	254,03
5	357,9	358,6	346,55	370,65
10	392,4	404,7	389,05	420,35
50	554,0	570,0	563,21	576,87
90	740,5	744,6	733,72	755,48
95	790,9	801,0	788,92	813,08
100	878,5	876,8	863,35	890,25

¹² MCKETTA, J. J., & CUNNINGHAM, W. A. (Eds.). (1976). Encyclopedia of chemical processing and design. New York: M. Dekker.

Tabla 5. Comparación entre valores reales de proceso y datos de simulación para nafta.

%Evaporado	T (°F) real	T (°F) Sim. detallada	Límite inferior (°F)	Límite superior (°F)
0	93,9	88,1	72,4	103,7
5	112,8	129,0	121,5	136,5
10	139,3	142,7	122,7	162,7
50	239,9	273,6	256,7	290,5
90	323,6	334,7	315,3	354,1
95	341,8	350,0	331,8	368,2
100	363,4	365,3	348,2	382,3

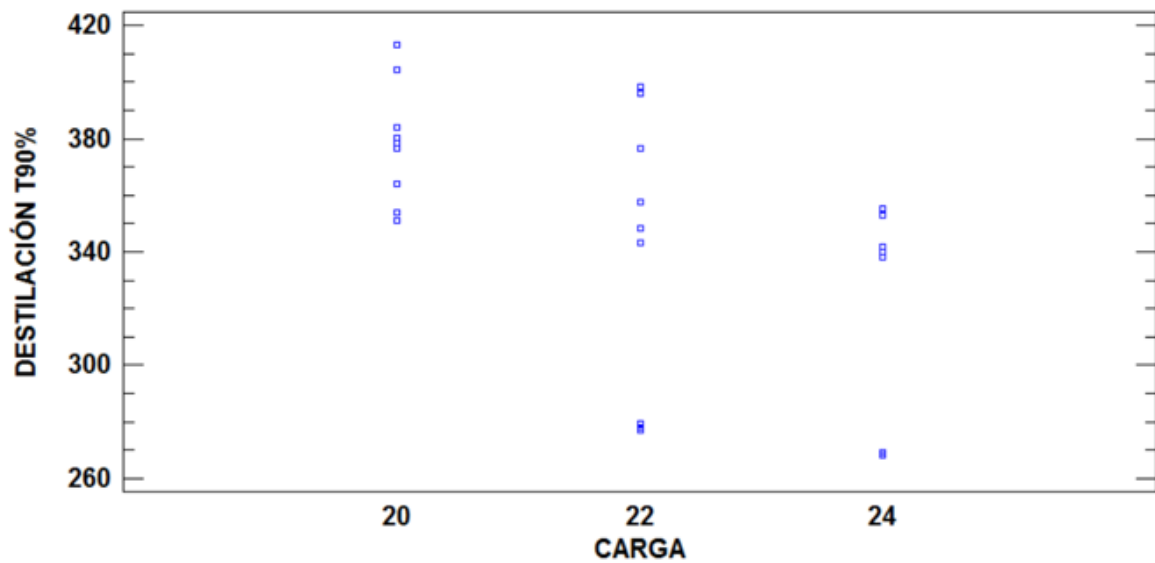
Las tablas 4 y 5 muestran la comparación entre los porcentajes de destilación obtenidos por simulación y datos reales de planta. Se obtiene que las corridas computacionales manifiestan similitud con la destilación tanto para diésel como para nafta. Los resultados exponen que los datos de laboratorio se encuentran dentro de los intervalos de confianza de los valores dados por la simulación, lo cual indica que la simulación cumple con la estimación del proceso de refinación de crudo con un intervalo de confianza del 95%.

Respecto a la simulación detallada, para la nafta el análisis de varianza muestra que el parámetro de calidad (temperatura final del 90% de destilación) tiene una dependencia de las variables carga de crudo y de la fracción de reflujo de cima, pues se observa que el valor P es inferior a 0,05; concluyendo que dichas variables tienen una significancia estadística con intervalo de confianza del 95%, lo cual se detalla en la Tabla 5 y el grafico de dispersión (Figura 20).

Tabla 6. Análisis de Varianza para T90% de nafta

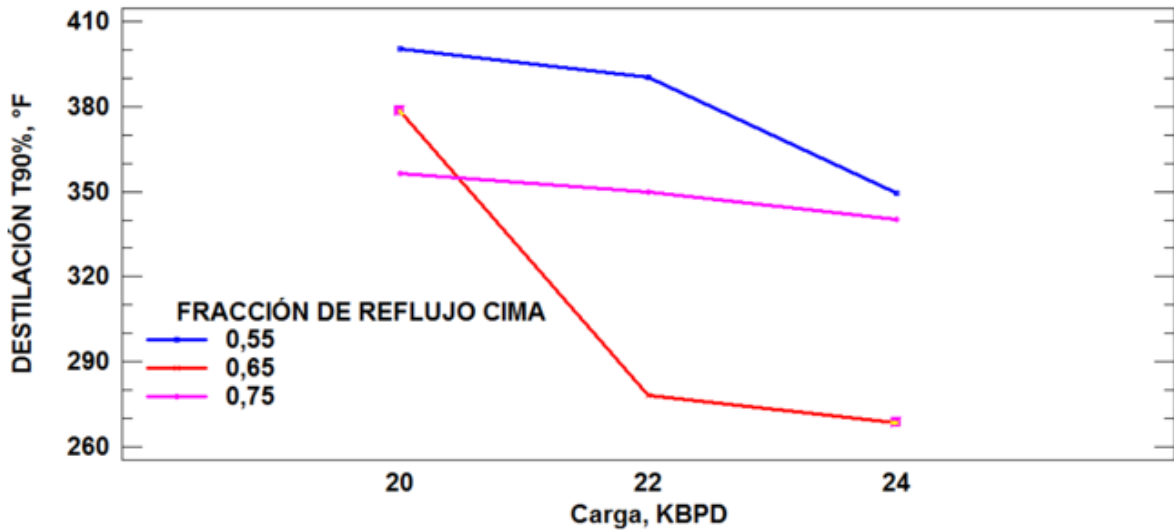
	Suma de Cuadrados	GI	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Efectos principales					
A: Carga	16247,0	2	8123,48	135,14	0,0000
B: Reflujo de cima	23303,3	2	11651,6	193,83	0,0000
Interacciones					
AB	10748,1	4	2687,03	44,70	0,0000
Residuos	1082,05	18	60,1136		
TOTAL (Corregido)	51380,4	26			

Figura 20. Gráfico de dispersión para la destilación T90% de nafta.



Por otra parte, el gráfico de interacciones (Figura 21) muestra que las variables de forma simultánea tienen incidencia en los resultados de la variable dependiente, y a su vez la tabla ANOVA expone que la interacción representa el comportamiento de la variable dentro de intervalo de confianza del 95%.

Figura 21. Gráfico de interacciones y tendencias para la nafta.

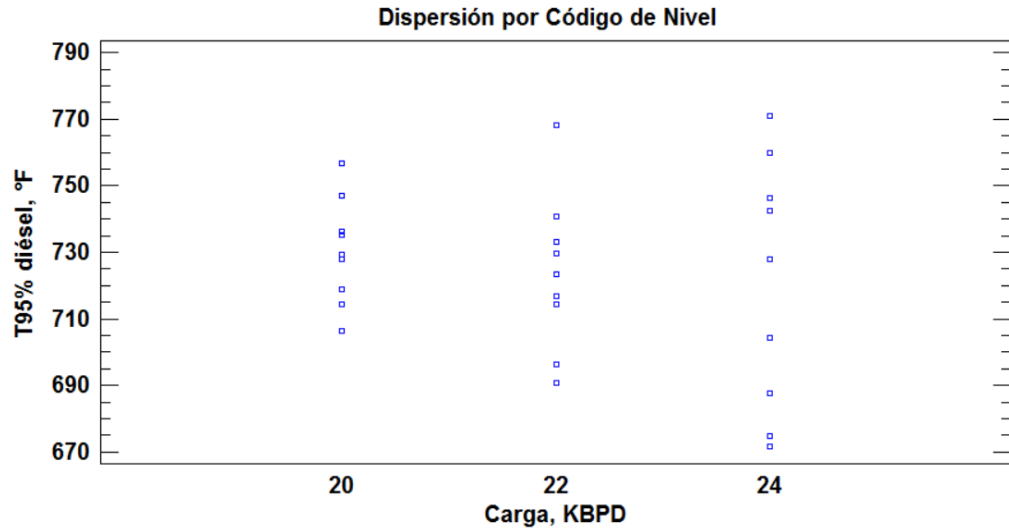


Por otra parte, el análisis ANOVA para el diésel muestra que la temperatura de ebullición del 95% tiene dependencia con la fracción de reflujo medio, pues se observa que el valor P de probabilidad es nulo, lo que determina una significancia estadística con intervalo de confianza del 95%, explicando el comportamiento de la variable resultante. Caso contrario ocurre con la variable carga, cuya incidencia en la variable resultante es baja, pues su valor P es mayor al 5%. Estos resultados se presentan en la Tabla 7 y en la Figura 22.

Tabla 7. Análisis de Varianza para T95% de diésel.

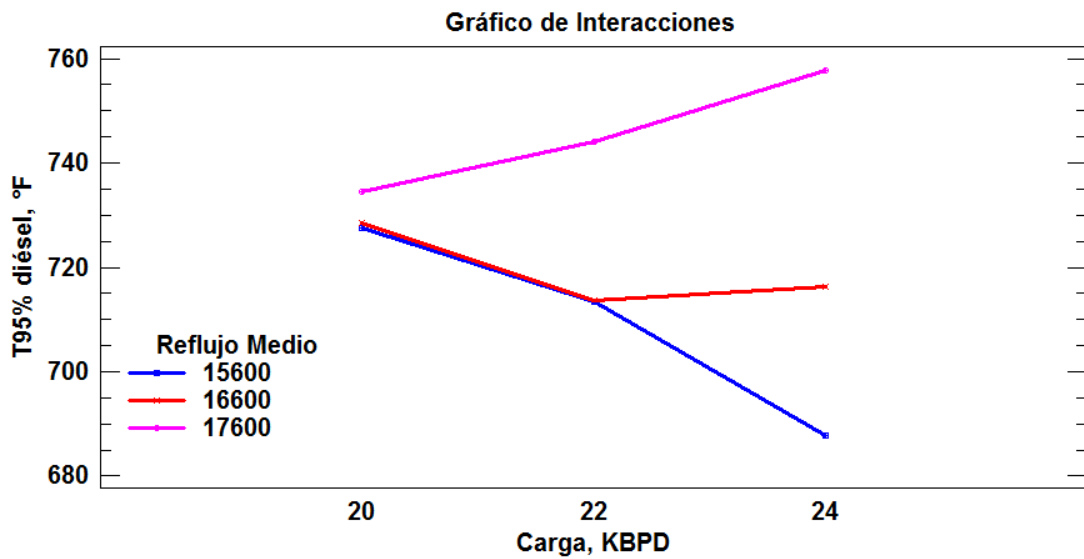
	Suma de Cuadrados	GI	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Efectos principales					
A: Carga	434,077	2	217,038	0,48	0,6257
B: Reflujo medio	6169,07	2	3084,53	6,84	0,0062
Interacciones					
AB	3197,22	4	799,306	1,77	0,1784
Residuos	8117,36	18	450,964		
TOTAL (Corregido)	17917,7	26			

Figura 22. Gráfico de dispersión para la destilación T95% de diésel.



Respecto al gráfico de interacciones, se observa que las variables de forma simultaneas tienen mayor incidencia en los resultados de la variable dependiente, lo cual también se resume en la tabla ANOVA, pues la interacción tiene mayor significancia estadística que la carga, con un comportamiento de la variable dependiente dentro de intervalo de confianza del 95%.

Figura 23. Gráfico de interacciones y tendencias para el diésel.



5.2 ANÁLISIS DE VARIABILIDAD Y TENDENCIAS

Durante el diseño de experimento y el estudio ANOVA, se pudo analizar que la T90% para la nafta tiene una dependencia significativa con respecto a la carga y a la relación de reflujo de cima. Manteniendo fijo el reflujo de cima, la T90% disminuye a medida que se incrementa la carga; es decir, proporcionalidad inversa. Este comportamiento se debe posiblemente a que, con mayor carga, el equilibrio líquido/vapor en las etapas está dominado por la fracción de líquido, la cual tiende a concentrarse del componente de menor volatilidad relativa a medida que descienden los líquidos plato a plato; por lo tanto, el horno resulta ser insuficiente para garantizar la fracción de vapor por encima del 28%, favoreciendo que fracciones ligeras de mayor densidad tiendan a quedarse en la parte inferior, junto con las fracciones pesadas ya que, posiblemente, las volatilidades tienden a igualarse por la reducción de gradiente de concentración y de temperatura.

Por otra parte, mediante regresión múltiple, se encontró que la ecuación (15) representa el comportamiento de variable dependiente ante los dos parámetros de entrada.

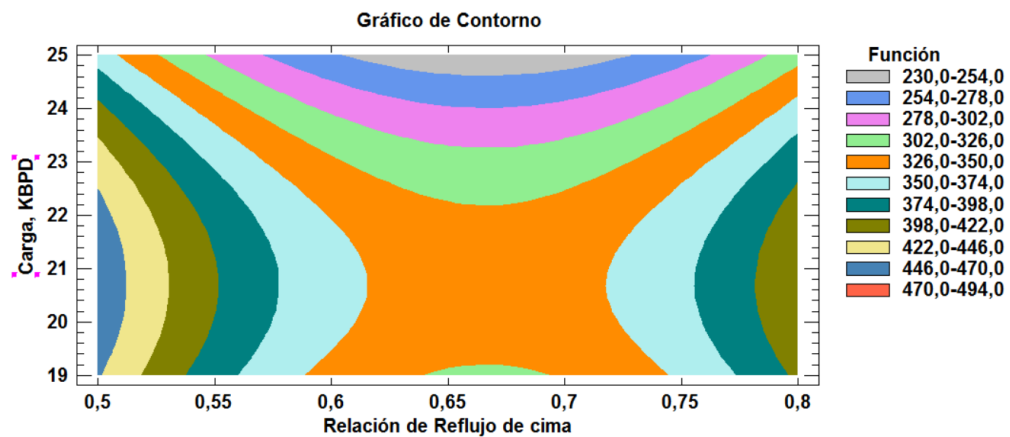
$$T90\% = -6030,9FR + 226,961C - 5,48303C^2 + 4522,78 \times FRC^2 \quad (15)$$

Donde, FR es la fracción de reciclaje; C es la carga; y FRC la interacción de ambas variables independientes. Así mismo, la ecuación de regresión tiene un R^2 ajustado de 99,368%, y el análisis ANOVA del modelo indica que cada término de la ecuación resulta significativo para la predicción de la variable con un intervalo de confianza del 95%. Así mismo, tal y como se resume en la Tabla 8, las variables explican en un 99,4% el comportamiento de la T90%.

Tabla 8. Evaluación de validez de los términos de la regresión

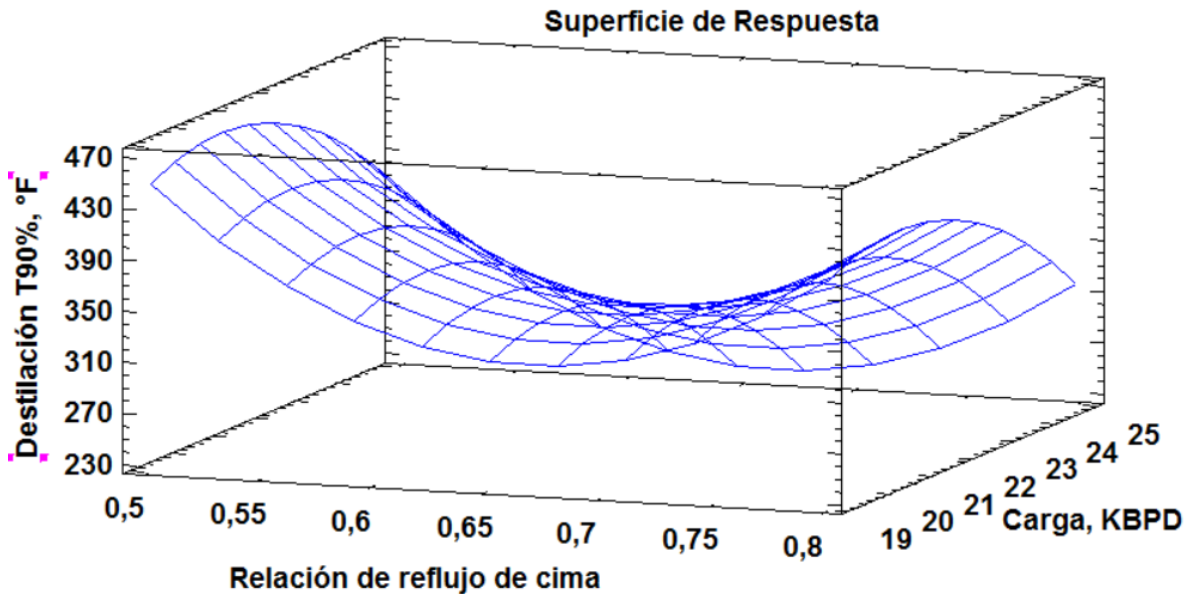
Parámetro	Estimación	Error estándar	Estadístico T	Valor-P
FR	-6030,9	1422,88	-4,23853	0,0003
C	226,961	41,8085	5,42859	0,0000
C ²	-5,48303	0,957995	-5,72345	0,0000
FRC ²	4522,78	1093,84	4,13479	0,0004

Figura 24. Gráfica de contorno para la T90% de nafta.



Por otra parte, la ecuación (11) permite estimar las superficies de contorno y de respuesta para la variable T90% de la nafta, mostradas en las Figuras 24 y 25, respectivamente.

Figura 25. Superficie de optimización para la T90% de nafta.



En las gráficas de contorno y superficie se observa que, para garantizar la T90% por debajo de los 310°F [154,4°C], se debe mantener la carga entre 23 a 24 KBPD, con reflujo de cima en un punto medio, en la región donde se observa el área de mínimos, comprendida entre valores de reflujo de 0,6 a 0,7 (respecto al flujo de vapor en la cima).

En este orden de ideas, al evaluar la simulación con valores de reflujo de cima por debajo de los antes mencionados, se observó que se fracciones con destilación entre 340°F [171°C] y 370°F [187,7°C] llegan a ser hasta del 20%, presentándose, también, condiciones de secamiento de platos medios entre el reflujo de cima y el reflujo medio; es decir, varias fracciones pesadas alcanzan volatilidades similares a fracciones livianas, logrando estar en equilibrio y saliendo como producto nafta en el destilado. Este comportamiento ocasiona que la nafta se concentra en aromáticos pesados, dificultando la producción de aromáticos valiosos como benceno, tolueno, xileno, entre otros, afectando, además, la concentración de aromáticos en la preparación de gasolina motor regular. Respecto a valores de reflujo por encima del

rango, se disminuye la producción de nafta y, de acuerdo con la composición del crudo, se logran menores temperaturas en el perfil de la torre, afectando el punto de chispa del producto medio: el diésel, ocasionando una pérdida del mismo como crudo reducido (menor rendimiento de producto medio).

Para el caso del diésel, con el análisis de variabilidad de la simulación, considerando perturbaciones de agua de enfriamiento y horno, se pudo determinar patrones de comportamiento para la T95%, mostrando una dependencia significativa con respecto a la carga y a la salida lateral de la torre. Respecto a esta última, la T95% aumenta con un incremento de la misma, con proporcionalidad directa debido a que los platos medios entran en condición de secamiento, manteniendo el máximo retiro de productos pesados medios en la parte media de la torre, llegando a arrastrar fracciones pesadas mayores al 5% en el final de ebullición en el producto medio; es decir, fracciones de gasóleo quedan en el diésel. Así mismo, a medida que se incrementa el retiro de salida lateral, debe asegurarse un mayor reflujo medio de torre para evitar la condición de equilibrio, donde la fracción de líquido en cada plato tiende a desaparecer y, por ende, evitar que menor cantidad de fracciones pesadas ligeras lleguen a concentrarse en la parte superior de la torre. Por otra parte, para el reflujo medio de la torre, la variable de respuesta presenta un comportamiento inverso; por lo tanto, si se quiere disminuir el punto final de ebullición y el 95% de destilación del diésel, debe incrementarse el reflujo medio. De acuerdo a esto, se encontró un rango óptimo de relación entre el flujo lateral y el reflujo medio, oscilando entre 0,632 y 0,622.

Respecto a la carga, para alimentaciones mayores a 25 KBPD, tiende a disminuir el T95% de destilación del diésel, y de la misma manera para flujos inferiores a 19 KBPD. Dicho comportamiento se debe, posiblemente, a que, ante una mayor carga, el equilibrio líquido-vapor en las etapas está dominado por una fracción de líquido, la cual tiende a concentrarse en componentes de menor volatilidad relativa con el descenso del líquido. Para cargas bajas, la torre queda en condición de insuficiencia

de líquidos, lo que origina un incremento en el reflujo para compensar la estabilidad de la torre; por lo tanto, un incremento de reflujo medio genera una disminución del punto final de ebullición del diésel. También cabe resaltar que, a medida que se aumenta la carga, el horno resulta ser insuficiente para garantizar la fracción de vapor por encima del 28%, lo que favorece que fracciones ligeras de mayor densidad tiendan a quedarse en la parte inferior junto con las fracciones pesadas, pues, probablemente, las volatilidades tienden a igualarse por la reducción de gradiente de concentración y de temperatura ante una carga mayor de crudo.

Es a resaltar que se encontró la ecuación de regresión que representa el comportamiento de la variable dependiente frente de la incidencia de las dos variables de entrada.

$$T_{95} = 41,0037C + 0,0181893RM - 0,984564C^2 \quad (16)$$

Dicha correlación arrojó un R^2 ajustado de 99,91%, y un análisis Anova indica que cada término de la ecuación resulta significativo para la predicción de la variable, con un intervalo de confianza del 95%. La tabla 8 muestra esta información.

Tabla 9. Evaluación de validez de los términos de la regresión para el T95% del diésel.

Parámetro	Estimación	Error estándar	Estadístico T	Valor-P
C	41,0037	8,36574	4,90138	0,0001
RM	0,0181893	0,0052304	3,47761	0,0019
C^2	-0,984564	0,216272	-4,55243	0,0001

Posteriormente, con la ecuación de regresión se obtuvieron las superficies de contorno y de respuesta para la T95% del diésel (Figuras 26 y 27, respectivamente), y así definir los límites óptimos de operatividad de factores.

Figura 26. Gráfica de contorno para la T95% del diésel.

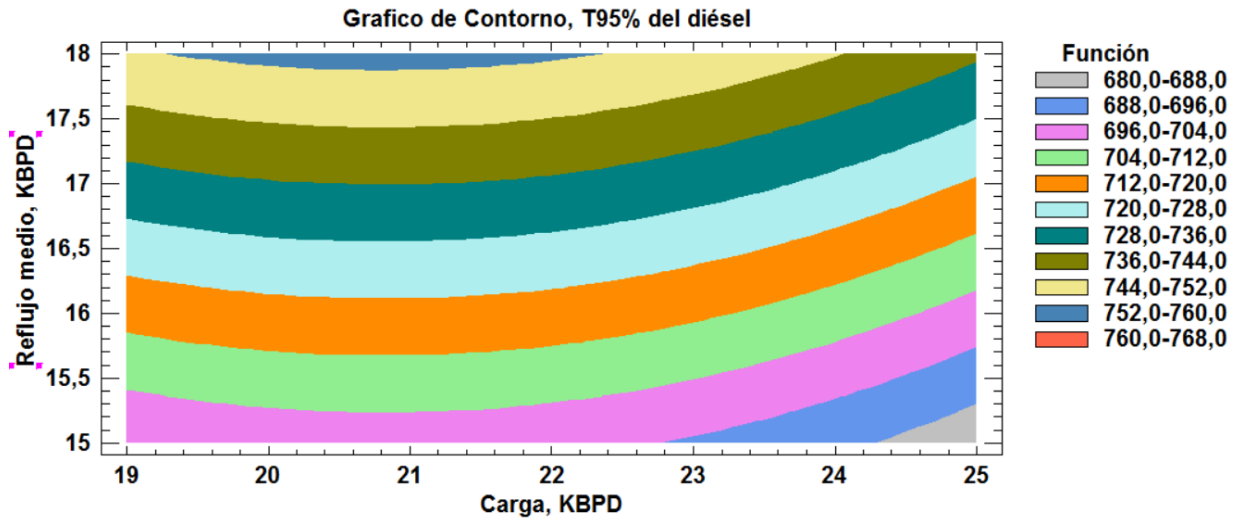
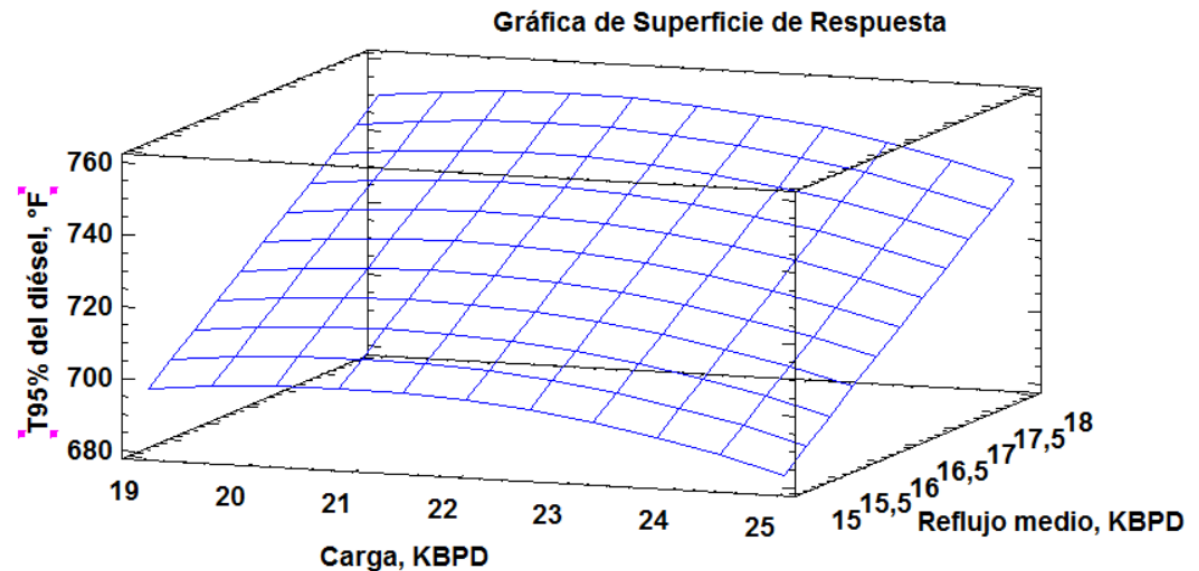


Figura 27. Superficie de optimización para la T95% del diésel.



Se observa que para garantizar la T95% entre 698°F [370°C] y 720°F [382,2°C], donde se logran rendimientos para el diésel entre el 28 y 30%, se obtiene con un rango de carga entre 21 y 24 KBPD, con reflujo medio de 15,2 a 17,0 KBPD. Para estas condiciones, se evitan problemas de secado de plantas o excesiva concentración de líquidos en el fondo de la torre, lo que ocasiona una tendencia hacia la desaparición de vapores ascendentes en la cima y/o en los platos medios.

Valores de reflujo por debajo del rango antes mencionado, origina un perfil de temperatura mayor tanto en la zona media como en la cima de la torre, así como una disminución en la producción de diésel y, por ende, más producción de gasolina con un incremento de fracciones pesadas. Para dicho escenario se obtiene una nafta fuera de calidad para preparación de productos aromáticos valiosos, en comparación con la gasolina motor regular.

5.3 ANÁLISIS DE RECUPERACIÓN ENERGÉTICA

Como se mencionó en la descripción metodológica, la integración energética se realizó empleando el software de simulación, el cual utiliza el método de programación lineal (MILP) de forma simultánea con el método de red de intercambiadores de calor (HEN). De esta etapa se obtuvo que la recuperación energética en condiciones actuales estuvo alrededor del 78,4%, mostrando que gran parte de las pérdidas de energía y los altos costos estaban concentrados en alto consumo de gas natural en el horno, debido a la falta de precalentamiento con una corriente con potencial de ceder calor. Así mismo, otra condición que incide en los costos es el alto consumo de agua de enfriamiento en la cima de la torre, debido a al gasto asociado por tratamiento de agua.

Por otra parte, la recuperación de energía en forma de calor esta alrededor de 11,4 MMBtu/h (2120 kWatts), llevando a cabo las recomendaciones de la integración

energética. Al implementarse este escenario, se recupera 5,75 MMBtu/h (1064 kWatts) por el de precalentamiento de crudo con corrientes calientes y la disminución de consumo de agua de enfriamiento. Así mismo, la propuesta de recuperación de energía requiere un intercambiador de calor capaz de precalentar el crudo de carga con los gases de cima de la torre, lo cual disminuye en un 14% el consumo de gas natural en el horno, equivalente a una recuperación del 4,58%. El intercambiador optimizado por el método de programación lineal, fue dimensionado con un área de 1434 ft² para generar un incremento de 50°F [10°C] en la temperatura del crudo. Luego de enfriar los gases de cima con el crudo, es posible retirar el calor residual para llevar la nafta a 103°F [39,4°C] con aero-enfriadores, eliminando un consumo de agua de 2200 BPD, equivalente a un 26% del consumo de agua de la planta.

Posteriormente, al analizar la simulación incluyendo los equipos propuestos por la evaluación energética, se puede detallar que la recuperación llega hasta el 92%. El 8,76% restante obedece a pérdidas de energía por ineficiencia en equipos de intercambio de calor y residuales de calor sensible en los productos finales (nafta, diésel y crudo reducido). Las Figuras 28, 29 y tabla 10, exponen estos resultados. En los anexos A17 al A23 se detalla el análisis realizado en *Aspen plus* para determinar recuperación de calor.

Figura 28. Resultados de la evaluación energética: ahorro de energía.

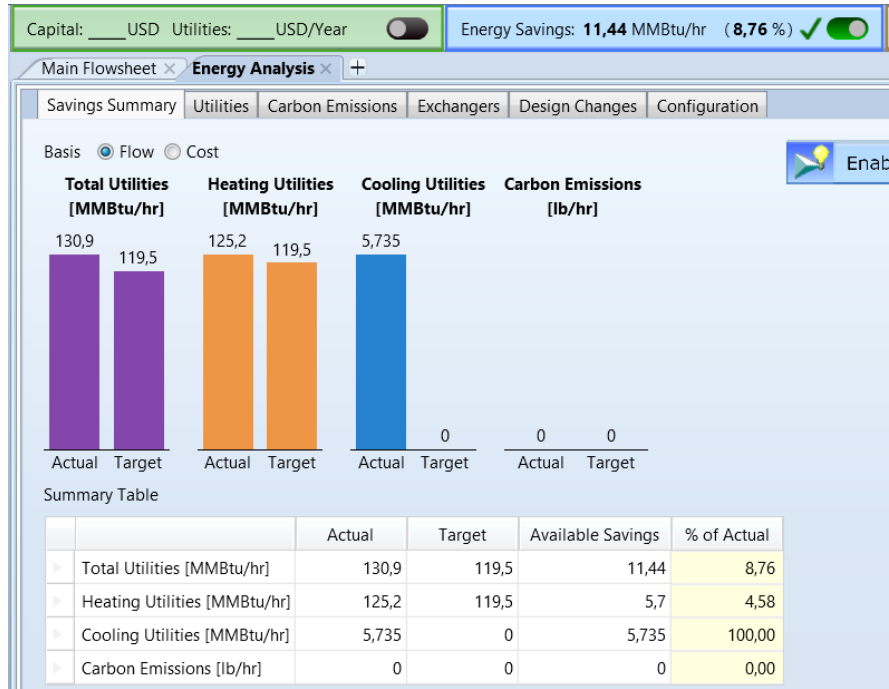


Figura 29. Resultados de ahorro expresado en dólares.



Posterior al análisis energético, se evaluó la simulación resultante teniendo en cuenta los rangos óptimos de variabilidad de factores independientes (reflujo de cima, reflujo medio y carga), frente a la T95% del diésel y T90% de la nafta, logrando los mayores rendimientos de ambos productos. En la Tabla 9 se compara el escenario real con la simulación propuesta, evidenciando que se logra un rendimiento del 30%, en cuanto productos medios valiosos, y del 6% respecto a la nafta con T90% entre 310°F [154,4°C] y 320°F [160°C], y respecto al diésel con T95% de 710°F [376,6°C], aproximadamente. Así mismo, la evaluación económica arroja que el margen bruto de refinación, en condición atmosférica, es un 21,3% mayor en comparación con la corrida real de la viscorreductora como unidad de destilación de diésel.

Tabla 10. Comparativa entre el proceso simulado optimizado y proceso simulado con recuperación de calor.

Items	Objetivo	Simulación detallada aplicando rangos óptimos de superficie de respuesta	Simulación detallada aplicando rangos óptimos de superficie de respuesta + Recuperación de calor
<i>Carga, KBPD</i>	24,000	24,000	24,000
<i>Reflujo medio, KBPD</i>	17,500	17,300	17,600
<i>Reflujo de cima, KBPD</i>	0,700	1,764	1,673
<i>Relación de RM</i>	0,378	0,367	0,375
<i>Relación de RC</i>	0,670	0,640	0,646
<i>T95% diesel, °C</i>	391,111	393,333	394,444
<i>Producción de diesel, KBPD</i>	7,200	6,980	7,291
<i>Rendimiento de medio, %</i>	30,000	29,083	30,380
<i>T90% nafta, °C</i>	161,667	160,000	163,889
<i>Producción de Nafta, KBPD</i>	0,824	0,792	0,928
<i>Rendimiento de Nafta</i>	3,433	3,300	3,867
<i>Crudo Reducido</i>	15,976	16,228	15,781
<i>Inicial de Crudo Red., °C</i>	218,889	211,111	222,222
<i>Consumo de GN, kWatt</i>		38383	36195
<i>Consumo de Agua de Enf. Bbl/día</i>		2300	0

En la Tabla 10 se detalla el incremento de 350 BPD de diésel y 150 BPD de nafta de acuerdo con las recomendaciones de variables optimizadas. De acuerdo con el valor actual del diésel, tal cantidad de barriles significan un incremento de margen de 2,1 MMUSD. Por otra parte, para la nafta también hay posibilidad de incrementar la producción hasta las metas propuestas de acuerdo con el Assay del crudo. Un incremento de 180 BPD en la nafta representa un valor agregado como realización del crudo, significando una ampliación el margen en 0,5 MM USD por año. Ver tabla de evaluación de margen de refinación.

Tabla 11. Evaluación del margen bruto de refinación de crudo

	Precio, US\$/BL	Producción de viscorreductora, KBD	Sim. Opt. Destilación de crudo casabe, KBD	Potencial, US\$/año	Sim. Opt. Destilación de crudo Casabe + recuperación de calor, KBD	Potencial, US\$/año
Diésel	51,2	6,4	7,3	3.693.600,0	7,65	5.310.000,0
Nafta	47,1	0	0,792	2.081.376,0	0,928	2.572.416,0
Total	98,3	6,4	8,092	5.774.976,0	8,578	7.882.416,0

6. CONCLUSIONES

La simulación explica en un 92% el comportamiento de la unidad viscorreductora como destiladora de crudo, resultando válida en un intervalo de confianza del 95%. Así mismo, la relación carga con reflujo medio debe mantenerse entre 0,45 y 0,55 para asegurar los mejores rendimientos y mayor estabilidad de la torre. Además, la producción y la calidad de la nafta dependen con proporcionalidad inversa del reflujo de cima y de la carga, los cuales se deben fijar entre 0.6 y 0.65, y entre 23 y 24 KBPD, respectivamente, para alcanzar condiciones óptimas. Por otra parte, el valor óptimo de salida lateral de la torre debe ser controlado entre 16800 y 17400 KBPD, con el fin de obtener la T95% para el diésel entre 698°F [370°C] y 715°F [379,4], logrando rendimientos entre el 29,5 al 30,7% (entre 400 a 570 barriles/día por encima de la producción real en planta).

Un incremento de 180 BPD en la nafta representa un valor agregado como realización del crudo, significando una ampliación el margen en 0,5 MM USD por año. La recuperación de calor se realiza precalentado el crudo antes del horno, aprovechando el calor de la cima por condensación del 33,67% de nafta. En términos económicos, esta operación significa ahorros entre los 1 y 1,2 millones de dólares anuales, debido a la reducción de consumo de gas natural en el horno y, a su vez, a la reducción del 26% de flujo de agua de enfriamiento.

Al optimizar la unidad viscorreductora como unidad destiladora de crudo, se obtiene un incremento de margen anual de 1,5 millones de dólares, aumentando hasta 4,6 millones de dólares/año al realizar la integración energética. Se determinó que el 76% del incremento en el rendimiento de medios obedece a las mejoras operaciones de transferencia de calor, al manejo de reflujo óptimos (reflujo de cima

y medio) y a la estabilización de la torre. El 24% restante se debe, en gran parte, a la operación del horno y la estabilidad del control regulatorio.

BIBLIOGRAFÍA

AITANI, A. M. Oil Refining and Products. En C. J. Cleveland (Ed.), Encyclopedia of Energy (pp. 715–729). New York: Elsevier.2004 [en línea] [citado 12 de agosto de 2016] Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B012176480X00259X>

ANNAKOU, O., & MIZSEY, P. Rigorous Comparative Study of Energy-Integrated Distillation Schemes. Industrial & Engineering Chemistry Research, 35(6), 1877–1885. 1996 [en línea] {citado 14 de agosto de 2016} 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. 2004 [en línea] {citado 15 de agosto de 2016} Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie000302+>

BAGAJEWICZ, M., & SOTO, J. Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part II: Heat Exchanger Network. Industrial & Engineering Chemistry Research, 40(2), 627–634. 2001 [en línea] {citado 14 de agosto de 2016} Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie0003032>

BAGAJEWICZ, M., LAMBETH, A., & VALTINSON, G. New Technologies To Enhance the Distillation Yield of Petroleum Fractionation. Industrial & Engineering Chemistry Research. 2014 [en línea] {citado 16 de agosto de 2016} Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie5000455>

BANDYOPADHYAY, S. Thermal Integration of a Distillation Column Through Side-Exchangers. Chemical Engineering Research & Design - CHEM ENG RES

DES, 85(1), 155–166. 2007 [en línea] {citado 17 de agosto de 2016} Disponible en: <http://doi.org/10.1205/cherd06108R1>

BENALI, T., TONDEUR, D., & JAUBERT, J. N. An improved crude oil atmospheric distillation process for energy integration: Part I: Energy and exergy analyses of the process when a flash is installed in the preheating train. *Applied Thermal Engineering*, 32, 125–131. 2012a [en línea] {citado 18 de agosto de 2016} Disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.08.038>

BENALI, T., TONDEUR, D., & JAUBERT, J. N. An improved crude oil atmospheric distillation process for energy integration: Part II: New approach for energy saving by use of residual heat. *Applied Thermal Engineering*, 40, 132–144. 2012b [en línea] {citado 19 de agosto de 2016} Disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2012.02.004>

BILLAUD, F., BERTHELIN, M., & FREUND, E. Thermal cracking of vacuum distillates. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 10(2), 139–151. 1986 2004 [en línea] {citado 20 de agosto de 2016} Disponible en: [http://doi.org/10.1016/0165-2370\(86\)85013-6](http://doi.org/10.1016/0165-2370(86)85013-6)

CABALLERO, J. A., MILÁN-YAÑEZ, D., & GROSSMANN, I. E. Rigorous Design of Distillation Columns: Integration of Disjunctive Programming and Process Simulators. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 44(17), 6760–6775. 2005 [en línea] {citado 24 de agosto de 2016} Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie050080l>

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.

COULSON, J. M., RICHARDSON, J. F., BACKHURST, J. ., & HARKER, J. Ingeniería química: unidades SI. T. 2, T. 2,. Barcelona [etc: Reverté.1981

DENTE, M., BOZZANO, G., & BUSSANI, G. A comprehensive program for visbreaking simulation: product amounts and their properties prediction. *Computers & Chemical Engineering*, 21(10), 1125–1134.1997 2004 [en línea] {citado 26 de agosto de 2016] Disponible en: [http://doi.org/10.1016/S0098-1354\(96\)00323-7](http://doi.org/10.1016/S0098-1354(96)00323-7)

ECOPETROL S.A. Manual de descripción de procesos de la unidad 200. Barrancabermeja. 2010a.

ECOPETROL S.A. Manual de descripción de procesos de la unidad Viscorreductora II. Barrancabermeja.2010b

ECOPETROL S.A. Proyectos De Crudo Pesado En Colombia, [en línea] [citado 13 de junio de 2016] Disponible en: <http://www.anh.gov.co/Sala-de-Prensa/Presentaciones/Proyectos%20de%20crudo%20pesado%20en%20Colombia.pdf>

ELVERS, B., BUCHHOLZ, H., & ULLMANN, F. (Eds.). *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*. Index, Index to vol. A1 - A28, B1 - B8: (Abrasives to Zirconium and Zirconium compounds, fundamentals of chemical engineering, unit operations I and II, principles of chemical reaction engineering and plant design, analytical methods I and II, process control engineering, and environmental protection and industrial safety I and II) (5., completely ed). Weinheim: VCH.1996

FAHIM, M. A. *Fundamentals of petroleum refining*. Amsterdam; London: Elsevier Science. 2010. [en línea] [citado 25 de agosto de 2016] Disponible en: <http://site.ebrary.com/id/10378873>

FAHIM, M. A., AL-SAHHAF, T. A., & ELKILANI, A. Fundamentals of Petroleum Refining. Elsevier.2009

FERREIRA, M. C., MEIRELLES, A. J. A., & BATISTA, E. A. C. Study of the Fusel Oil Distillation Process. Industrial & Engineering Chemistry Research, 52(6), 2336–2351. 2013. [en línea] [citado 26 de agosto de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie300665z>

FLOUDAS, C. A., & PARDALOS, P. M. (Eds.). Encyclopedia of optimization (2nd ed). New York: Springer.2009

GIL, I. Análisis y simulación de procesos en estado estable y dinámico. 2010. [en línea] [citado 26 de agosto de 2016] Disponible en: http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html

GUERRA, O. J., & LE ROUX, G. A. C. Improvements in Petroleum Refinery Planning: 1. Formulation of Process Models. Industrial & Engineering Chemistry Research, 50(23), 13403–13418.2011a. [en línea] [citado 27 de agosto de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie200303m>

GUERRA, O. J., & LE ROUX, G. A. C. Improvements in Petroleum Refinery Planning: 2. Case Studies. Industrial & Engineering Chemistry Research, 50(23), 13419–13426. 2011b. [en línea] [citado 28 de agosto de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie200304v>

HAYANC MICHAEL, Chemical process simluation and the Aspen HYSYS V 8.3 software. Capítulos 1, 2, 3. Lewisburg, 2013.

HILL, R. J., TANG, Y., KAPLAN, I. R., & JENDEN, P. D. The Influence of Pressure on the Thermal Cracking of Oil. *Energy & Fuels*, 10(4), 873–882.1996. [en línea] [citado 30 de agosto de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ef9501408>

HOU, L., DONG, N., & SUN, D. Heat transfer and thermal cracking behavior of hydrocarbon fuel. *Fuel*, 103, 1132–1137. 2013. [en línea] [citado 25 de agosto de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.fuel.2012.09.021>

J01 COMMITTEE, & ACTIVE STANDARD ASTM NACE/ASTMG193. Terminology and Acronyms Relating to Corrosion (p. 20). ASTM International.2012 [en línea] [citado 25 de agosto de 2016] Disponible en: <http://www.astm.org/doiLink.cgi?G193>

JANA, A. K. Heat integrated distillation operation. *Applied Energy*, 87(5), 1477–1494. 2010. [en línea] [citado 5 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.10.014>

JI, S., & BAGAJEWICZ, M. On the Energy Efficiency of Stripping-Type Crude Distillation. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41(23), 5819–5825. 2002c [en línea] [citado 15 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie010968j>

JI, S., & BAGAJEWICZ, M. Design of Crude Distillation Plants with Vacuum Units. II. Heat Exchanger Network Design. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41(24), 6100–6106.2002^a. [en línea] [citado 25 de agosto de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie011041m>

JI, S., & BAGAJEWICZ, M. Design of Crude Distillation Plants with Vacuum Units. I. Targeting. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 41(24), 6094–6099. 2002b

[en línea] [citado 6 de septiembre de 2016] Disponible en:
<http://doi.org/10.1021/ie011040u>

JOSHI, J. B., et al.. Petroleum Residue Upgradation via Visbreaking: A Review. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(23), 8960–8988. 2008. [en línea] [citado 25 de agosto de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie0710871>

KANO, M., MAKITA, H., & HASEBE, S. (2011). Prediction of Multiple Steady States in Distillation through Simple Mass and Heat Balance Analysis. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 50(3), 1346–1351. [en línea] [citado 12 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie1007823>

KANSHA, Y., KISHIMOTO, A., & TSUTSUMI, A. Application of the self-heat recuperation technology to crude oil distillation. *Applied Thermal Engineering*, 43, 153–157.2012 [en línea] [citado 15 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.10.022>

KARACAN, O., & KOK, M. V. Pyrolysis Analysis of Crude Oils and Their Fractions. *Energy & Fuels*, 11(2), 385–391. 1997. [en línea] [citado 12 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ef960162+>

KATARIA, K. L., KULKARNI, R. P., PANDIT, A. B., JOSHI, J. B., & KUMAR, M. Kinetic Studies of Low Severity Visbreaking. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 43(6), 1373–1387.2004 [en línea] [citado 12 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie0305723>

KEMP, I. C. Pinch analysis and process integration: a user guide on process integration for the efficient use of energy (2nd ed). Amsterdam ; Boston: Butterworth-Heinemann. 2007

KLEMEŠ, J. J., VARBANOV, P. S., WAN ALWI, S. R., & MANAN, Z. A. (Eds.). Process integration and intensification: saving energy, water and resources. Berlin: De Gruyter. 2014.

LAND, A. H., & DOIG, A. G. An Automatic Method of Solving Discrete Programming Problems. *Econometrica*, 28(3), 497.1960. [en línea] [citado 12 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.2307/1910129>

LINNHOFF, B., & HINDMARSH, E. The pinch design method for heat exchanger networks. *Chemical Engineering Science*, 38(5), 745–763. 1983. [en línea] [citado 17 de septiembre de 2016] Disponible en: [http://doi.org/10.1016/0009-2509\(83\)80185-7](http://doi.org/10.1016/0009-2509(83)80185-7)

LÓPEZ D. C., MAHECHA C. A., HOYOS, L. J. L. ACEVEDO Y J. F. VILLAMIZAR, «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.

LOZANO, M. A., & RAMOS, J. Thermodynamic and Economic Analysis of Simple Cogeneration Systems. *Información tecnológica*, 18(5), 75–84. 2007. [en línea] [citado 19 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.4067/S0718-07642007000500010>

M. GADALLA, D. KAMEL, F. ASHOUR Y H. NOUR EL DIN, «A New Optimisation Based Retrofit Approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation Unit,» *Energy Procedia*, vol. 36, pp. 455-464, 2013.

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] [citado 20 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie100942p>

MCKETTA, J. J., & CUNNINGHAM, W. A. (Eds.). . *Encyclopedia of chemical processing and design*. New York: M. Dekker. 1976

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] [citado 22 de septiembre de 2016] 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.

MIGUEL BAGAJEWICZ* AND SHUNCHENG JI, Rigorous procedure for the design of conventional atmospheric crude fractionation units. part i: targeting, *Ind. Eng. Chem. Res.*, Vol. 40, No. 2, 2001, pag 617-626.

MITROVIC, J. On the Mass and Energy Balances of Two-Phase Systems. *Heat Transfer Engineering*, 26(8), 63–68.2005 [en línea] [citado 22 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1080/01457630591003835>

NAVARRO Lina, ÁLVAREZ Mario, GROSSO Jorge, NAVARRO Uriel, Separación y caracterización de resinas y asfáltenos provenientes del crudo castilla. Evaluación de su interacción molecular, *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro - Vol. 2 Núm. 5 Dic. 2004*, pag (44-66).

PATEL, B., HILDEBRANDT, D., GLASSER, D., & HAUSBERGER, B. (2007). *Synthesis and Integration of Chemical Processes from a Mass, Energy, and Entropy*

Perspective. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 46(25), 8756–8766. [en línea] [citado 12 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie061554z>

PERRY, R. H., & GREEN, D. W. *Perry's chemical engineers' handbook*. New York: McGraw-Hill. 2008 [en línea] [citado 23 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://accessengineeringlibrary.com/browse/perrys-chemical-engineers-handbook-eighth-edition>

PERRY, Robert, *Manual del Ingeniero Química*, Mc Graw Hill, Sexta Edición, México 2004 Tomo 4, Páginas 22.11 – 23.18 .

RAVAGNANI, M. A. S. S., & CABALLERO SUÁREZ, J. A. *Redes de cambiadores de calor*. San Vicente del Raspeig: Publicaciones de la Universidad de Alicante. 2012.

ROBERTS, S. M., & LASPE, C. G. On-Line Computer Control of Thermal Cracking. *Industrial & Engineering Chemistry*, 53(5), 343–348.1961 [en línea] [citado 13 de junio de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie50617a019>

ROGEL, E. . Theoretical Approach to the Stability of Visbroken Residues. *Energy & Fuels*, 12(5), 875–880 1998.. [en línea] [citado 13 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ef970222r>

S. F. ALI, N. YUSOFF, S. GANGULY, M. Z. ABIDIN Y K. SIRAJ, «Profit Maximization of a Crude Distillation Unit,» de *Profit Maximization of a Crude Distillation Unit*, Kuala Lumpur, 2013

SANDLER, S. I. *Using Aspen plus in thermodynamics instructions: a step by step guide*. Hoboken, New Jersey: Wiley.2015

SARAF D. N., BASAK K., ABHILASH K. S. GANGULY Y S., «On-Line Optimization of a Crude Distillation Unit with Constraints,» Chemical & Engineering, vol. 41, nº 6, pp. 1557-1568, Febrero 2002.

SCHMID, B. K., & BEUTHER, H. Upgrading of Residues by Combinations of Residue Desulfurization and Visbreaking. Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development, 6(2), 207–212. 1967. [en línea] [citado 13 de septiembre de 2016] Disponible en:<http://doi.org/10.1021/i260022a009>

SHADBAHR, J., KHOSRAVANI, L., KHORASHEH. Development of a continuous kinetic model for visbreaking reactions. Scientia Iranica, Science Direct, Vol. 18 pag. 465-469.

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] [citado 18 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie1010004>

SHENOY, U. V. Heat exchanger network synthesis: process optimization by energy and resource analysis. Houston: Gulf Pub.1995.

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] [citado 23 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1016/j.ces.2011.03.022>

SPEIGHT, J. G. Visbreaking: A technology of the past and the future. *Scientia Iranica*, 19(3), 569–573.2012 [en línea] [citado 13 de septiembre de 2016] Disponible en:<http://doi.org/10.1016/j.scient.2011.12.014>

SPEIGHT, J. G. *Heavy and Extra-heavy Oil Upgrading Technologies*. St. Louis, MO, USA: Gulf Publishing Company. Recuperado a partir de 2013. [en línea] [citado 13 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://site.ebrary.com/lib/alltitles/docDetail.action?docID=10692778>

SPEIGHT, J. G. *Heavy Oil Production Processes*. Gulf Professional Publishing. 2013.

SPEIGHT, J. G. *Refinery of the Future*. Binghamton, NY, USA: William Andrew. Recuperado a partir de 2010. [en línea] [citado 13 de septiembre de 2016] Disponible en:<http://site.ebrary.com/lib/alltitles/docDetail.action?docID=10447958>

TORRES ROBLES RAFAEL, & CASTRO ARELLANO, J. J. (2003). *Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo*. México: Alfaomega.

TORRES ROBLES Rafael, & CASTRO ARELLANO, J. J. *Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo*. México: Alfaomega.2003.

UPPALURI, R. MORE R. K., BULASARA V. K. Y BANJARA V. R., «Optimization of crude distillation system using aspen plus:Effect of binary feed selection on grass-root design,» *Chemical Engineering*, vol. 88, pp. 121-134, 2010.

VALIENTE BARDERAS, A., & NORIEGA BERNECHEA, J. *Manual del ingeniero químico*. México: Limusa : Noriega. 1993

VILLAFLORES G., MORALES G. V. Y VELASCO J., «Variables Significativas del Proceso de Combustión del Gas Natural,» Información Tecnológica, vol. 19, nº 4, pp. 57-62, 2008.

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] [citado 26 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://doi.org/10.1021/ie0709887>

ANEXOS

Anexo A. Simulación del Assay de crudo Casabe.

Detalle de la configuración Assay en el software Aspen

Distillation curve

Distillation curve type: True boiling point (weight basis)

Pressure: 0,193335 psia

Bulk gravity value:

- Specific gravity: 0,9249
- API gravity

Percent distilled	Temperature (C)
0	-161,5
4,68e-06	-88,61
0,00468	-88,6
0,00475	-42,11
0,0748	-42,1
0,0749	-11,71
0,136	-0,51
0,316	27,89
0,344	36,09
0,371	36,1
0,42	38,5
0,468	41
0,515	43,5
0,562	46
0,608	48,5
0,654	51
0,699	53,5
0,743	56
0,787	58,5
0,827	61

Anexo B. Fracciones de componentes livianos

Properties < CASABE - Results x +

All Items ▾

- Setup
- ▲ Components
 - ▣ Specifications
 - Molecular Structure
 - ▲ Assay/Blend
 - ▲ CASABE
 - ▣ Basic Data
 - ▣ Property Curves
 - ▣ Results
 - ▣ Light End Properties
 - ▲ Petro Characterization
 - Generation
 - ▣ Analysis Options
 - ▢ Selected Methods
 - ▣ Results
 - ▣ Pseudocomponents

Light-Ends Analysis | Component Breakdown | Distillation Curves | Status

Specific gravity Density lb/cuft ▾

API gravity Molecular wt

	Component	Volume percent of assay	Weight percent of assay	Mole fraction
▸	C1	0	0	0
▸	C2A	0,0121526	0,0046757	0,0233318
▸	C3A	0,127874	0,070136	0,238653
▸	IC4A	0,099883	0,060784	0,156917
▸	NC4A	0,286144	0,18079	0,466717
▸	IC5A	0,0407274	0,0275	0,0571906
▸	NC5A	0,040323	0,0275	0,0571906

Anexo C. Curva de destilación del fraccionamiento de crudo.

Properties < CASABE - Results x +

Light-Ends Analysis Component Breakdown Distillation Curves Status

Specific gravity 0,9249 Density 57,5942 lb/cuft ▾
 API gravity 21,4895 Molecular wt

Percent distilled	True boiling pt (liquid volume)	True boiling pt (weight)
	F ▾	F ▾
Pres PSIA	14,6959	14,6959
0	-258,7	-258,7
5	300,867	334,523
10	410,892	440,024
30	623,488	651,109
50	799,995	827,38
70	993,076	1024,8
90	1343,6	1383,63
95	1530,09	1559,92
100	2012	2012

Properties

Anexo D. Propiedades del crudo.

Petro Characterization - Results									
Summary Petro Properties Viscosity Status									
Component	SULFUR	CARBON	RVP	POURPT	ASPHALTE USER	TOTAL-N2	AROMATIC	MERCAPTAN	
	percent	percent	psia	F	percent	percent	percent	percent	
PC151F	0.00908537	0	1.811035	-130.095	0	2.80436E-05	3.331492	0.000720542	
PC176F	0.00793794	0	1.73635	-126.5075	0	3.41751E-05	3.961983	0.00071496	
PC222F	0.00571356	0	1.558921	-117.594	0	5.11688E-05	5.573974	0.000704921	
PC241F	0.00704073	0	1.357621	-106.6257	0	7.53681E-05	7.603094	0.000686399	
PC262F	0.0145526	0	1.181964	-96.51049	0	0.000100836	9.482594	0.000650413	
PC288F	0.0279609	0	0.9951528	-85.30983	0	0.000132618	11.54307	0.000584792	
PC313F	0.0422733	0	0.8103755	-73.69024	0	0.00016974	13.63144	0.000501286	
PC338F	0.0533316	0	0.6259056	-62.6257	0	0.000209284	15.55122	0.000418108	
PC363F	0.064538	0	0.4382524	-52.21053	0	0.000250571	17.27817	0.000344707	
PC388F	0.0805814	0	0.2643343	-41.90787	0	0.000295678	18.89181	0.000283791	
PC413F	0.1062008	0	0.1160613	-31.42005	0	0.00034646	20.41733	0.000240889	
PC438F	0.1455139	0	0.0208922	-20.86774	0	0.000459654	21.82068	0.000225465	
PC463F	0.1994716	0	0	-10.44046	0	0.000874368	23.08782	0.000415457	
PC488F	0.2664138	0	0	-0.4782294	0	0.00157587	24.19751	0.000449501	
PC513F	0.3485114	0	0	9.282402	0	0.00255781	25.19699	0.000445072	
PC538F	0.4482353	0	0	19.01381	0	0.00387306	26.11042	0.000436752	
PC563F	0.5600035	0	0	29.1347	0.0032793	0.00732712	26.95393	0.000424541	
PC587F	0.6717881	0	0	40.11529	0.0227384	0.0136766	27.75543	0.000408575	
PC612F	0.7682636	0	0	52.26882	0.0565901	0.0223625	28.53842	0.000389404	
PC637F	0.835772	0.00133371	0	65.82576	0.0996415	0.0330759	29.31977	0.000368085	
PC663F	0.8757285	0.0568921	0	83.8373	0.147638	0.0546452	30.11	0.000345245	

Anexo E. Datasheet de los intercambiadores de calor.

Name	E-2800	E-2807A	E-2807B	E-2812A	E2801AB new	E2806	E2812B	E2821
<i>TEMA</i>	AES	AKT	AKT	AES	AFC	AKT	AES	AKT
<i>Inlet hot stream temperature [F]</i>	245,67	592,22	282,07	300,52	171,38	366,21	300,52	506,56
<i>Inlet hot stream pressure [psia]</i>	27,00	15,00	14,86	14,74	22,78	114,70	14,74	124,00
<i>Inlet hot stream vapor fraction</i>	1,00	1,00	0,02	0,00	0,36	0,00	0,00	0,00
<i>Outlet hot stream temperature [F]</i>	171,38	282,07	228,44	169,36	102,26	315,90	233,11	366,21
<i>Outlet hot stream pressure [psia]</i>	22,78	14,86	14,74	14,47	22,17	107,10	14,59	114,70
<i>Inlet cold stream temperature [F]</i>	94,83	250,00	210,00	86,00	90,00	240,00	190,39	240,00
<i>Inlet cold stream pressure [psia]</i>	590,00	50,00	20,00	50,00	86,00	65,00	49,55	165,00
<i>Outlet cold stream temperature [F]</i>	129,97	278,84	222,63	190,39	139,69	296,40	245,33	365,09
<i>Outlet cold stream pressure [psia]</i>	561,87	48,32	18,08	49,55	85,28	63,49	49,09	163,11
<i>Outlet cold stream vapor fraction</i>	0,00	0,93	0,20	0,00	0,00	0,32	0,00	0,91
<i>Heat duty [MMBtu/hr]</i>	4,95	5,70	0,59	3,49	2,82	6,22	1,85	18,59
<i>Calculated heat duty [MMBtu/hr]</i>	4,95	5,70	0,59	3,49	2,82	6,22	1,85	18,59
<i>Required exchanger area [sqft]</i>	1665,56	2009,34	2010,78	3895,54	3254,10	1736,87	3651,97	2887,84
<i>Actual exchanger area [sqft]</i>	1664,80	2009,34	2010,78	3926,27	3307,80	1736,87	3926,27	2887,84
<i>Average U (Dirty) [Btu/hr-sqft-R]</i>	33,69	31,11	12,92	23,58	51,23	91,29	24,48	180,71
<i>Average U (Clean) [Btu/hr-sqft-R]</i>	44,36	34,99	12,92	23,58	73,16	185,69	24,48	180,71
<i>UA [Btu/hr-R]</i>	56116,24	61870,39	26021,32	91853,16	166693,66	158315,64	89396,04	523097,39
<i>LMTD (Corrected) [F]</i>	88,13	92,18	22,73	38,03	16,94	39,32	20,73	35,54
<i>LMTD correction factor</i>	0,93	0,75	0,65	0,81	0,83	0,64	0,83	0,67
<i>Number of transfer units</i>	1	1	1	1	2	1	1	1
<i>Number of shells in series</i>	1	1	1	1	1	1	1	1
<i>Number of shells in parallel</i>	1	1	1	1	2	1	1	1
<i>Number of tubes</i>	412	1118	1118	1045	1624	462	1045	776
<i>Shel ID, in</i>	32	66-44	66-44	38	NA	31-52	38	69-45
<i>Tube ID, in</i>	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	1/2"	3/4"	3/4"	3/4"
<i>Number of Air Fan</i>	NA	NA	NA	NA	2	NA	NA	NA

Anexo F. Balance de materia y energía de la simulación básica.

	Crudo	Vapor	Gases	Nafta	Agua libre	Diésel	Crudo Reducido	Gases 2	Diésel	Crudo Reducido	Nafta liviana	Nafta Pesada	Diésel total
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Temperatura °C	32,25	186,95	52,85	52,85	52,85	289,95	378,35	302,55	302,55	391,65	17,25	168,25	279,85
Presión N/sqm	179263,7	1103161,2	179263,7	179263,7	179263,7	214100,4	220632,2	124105,6	124105,6	206842,7	151684,7	179263,7	124105,6
Vapor Fracción	0	1	1	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0,167
Entalpía, MMBtu/hr	-41	-5,7	-0,2	-3,4	-6,1	11,8	50,1	-0,1	0,6	52,6	-1,9	-0,1	12,4
Flujo, kg/sec	40,8	0,1	0	2,4	0,1	12	26,4	0	0,6	25,8	0,7	1,7	12,6
* VAPOR PHASE													
Heat Cap, J/kg-K		2613,1	1792,6					2417,2					2422,9
Densidad, kg/cum		5,6	3,8					3					5
Average, MW		18	55,2					112,3					179,3
LIQUID PHASE													
Heat Cap J/kg-K	1777,8			2158	4175	2761,8	2966,2		2755,7	2998,9	2135,3	2567,7	2721,4
* DRY TOTAL *													
API Gravity	21,5		105,3	57		29,1	14,7	29,4	24,1	14,5	78,2	48,4	28,9
Gravity 60F	0,925		0,598	0,751		0,881	0,968	0,879	0,909	0,969	0,675	0,786	0,882
ALL PHASES													
Std Flujo TOTAL bbl/day	23999,9	68,6	35	1720,9	62,1	7399,9	14850,3	14,4	348	14487,7	549,8	1171	7748,2
Metano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Etano	2,9	0	1,4	1,5	0	0	0	0	0	0	1,5	0	0
Propano	30,7	0	7,8	22,7	0	0,2	0	0	0	0	22,7	0	0,2
N-butano	68,7	0	5,9	62	0	0,8	0	0	0	0	62	0	0,8
Isobutano	24	0	3,1	20,6	0	0,2	0	0	0	0	20,6	0	0,2

	Crudo	Vapor	Gases	Nafta	Agua libre	Diésel	Crudo Reducido	Gases 2	Diésel	Crudo Reducido	Nafta liviana	Nafta Pesada	Diésel total
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Isopentano	9,8	0	0,4	9,2	0	0,2	0	0	0	0	9,2	0	0,2
N-pentano	9,7	0	0,3	9,2	0	0,2	0	0	0	0	9,2	0	0,2
H2O	0	68,6	0,5	0,6	62,1	0,6	4,8	1,1	0,1	3,5	0,6	0	0,7
PC39F	166,5	0	12,6	152	0	2	0	0	0	0	152	0	2
PC129F..	29,4	0	0,5	28,2	0	0,7	0	0	0	0	28,2	0	0,7
PC151F	33,4	0	0,4	32,1	0	0,9	0	0	0	0	32,1	0	0,9
PC176F	48,1	0	0,4	46,2	0	1,5	0	0	0	0	45,9	0,3	1,5
PC222F	180,1	0	0,6	171,4	0	7,9	0,1	0	0	0,1	116	55,4	7,9
PC241F	168,9	0	0,4	159,7	0	8,6	0,2	0	0	0,2	43,3	116,4	8,6
PC262F	198,4	0	0,3	185,7	0	12	0,3	0	0	0,3	6,4	179,3	12
PC288F	221,6	0	0,2	203,9	0	16,9	0,6	0	0	0,5	0,1	203,7	17
PC313F	229,5	0	0,1	205,6	0	22,9	0,9	0,1	0,1	0,8	0	205,6	22,9
PC338F	242,8	0	0,1	206,9	0	34,4	1,4	0,1	0,1	1,2	0	206,9	34,6
PC363F	269,8	0	0	182	0	85,1	2,7	0,1	0,2	2,3	0	182	85,3
PC388F	314,1	0	0	21,1	0	286,4	6,6	0,3	0,6	5,8	0	21,1	286,9
PC413F	362,4	0	0	0,3	0	350,9	11,2	0,4	1	9,8	0	0,3	351,9
PC438F	411,4	0	0	0	0	393,6	17,7	0,5	1,6	15,6	0	0	395,2
PC463F	459,5	0	0	0	0	432	27,5	0,7	2,7	24,1	0	0	434,6
PC488F	517,1	0	0	0	0	474,6	42,4	0,9	4,2	37,3	0	0	478,9
PC513F	587,8	0	0	0	0	523	64,9	1,1	6,7	57,1	0	0	529,6
PC538F	641,4	0	0	0	0	548,1	93,3	1,2	9,8	82,3	0	0	557,9
PC563F	670,7	0	0	0	0	545,1	125,7	1,3	13,3	111,1	0	0	558,4
PC587F	676,7	0	0	0	0	517	159,7	1,2	17	141,4	0	0	534
PC612F	664,7	0	0	0	0	471,3	193,4	1,1	20,6	171,7	0	0	492
PC637F	658	0	0	0	0	426,8	231,2	1	24,5	205,7	0	0	451,3

	Crudo	Vapor	Gases	Nafta	Agua libre	Diésel	Crudo Reducido	Gases 2	Diésel	Crudo Reducido	Nafta liviana	Nafta Pesada	Diésel total
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
PC663F	663,7	0	0	0	0	387,7	276,1	0,9	28,9	246,3	0	0	416,6
PC688F	678,2	0	0	0	0	350,5	327,6	0,7	33,6	293,3	0	0	384,1
PC713F	690,1	0	0	0	0	309,9	380,2	0,6	37,8	341,8	0	0	347,8
PC737F	691,4	0	0	0	0	264,7	426,7	0,5	40,6	385,6	0	0	305,3
PC762F	689,5	0	0	0	0	220,6	469	0,3	41,8	426,9	0	0	262,4
PC787F	689,2	0	0	0	0	180,5	508,7	0,2	39,9	468,6	0	0	220,4
PC825F	1353,8	0	0	0	0	239,4	1114,4	0,1	22,8	1091,5	0	0	262,3
PC875F	1280,6	0	0	0	0	137,9	1142,6	0	0,1	1142,5	0	0	138,1
PC925F	1187,4	0	0	0	0	74,1	1113,3	0	0	1113,3	0	0	74,1
PC975F	1124,3	0	0	0	0	38,9	1085,4	0	0	1085,4	0	0	38,9
PC1024F	976,4	0	0	0	0	17,9	958,5	0	0	958,5	0	0	17,9
PC1074F	840,6	0	0	0	0	7,9	832,7	0	0	832,7	0	0	7,9
PC1124F	733,6	0	0	0	0	3,5	730,1	0	0	730,1	0	0	3,5
PC1174F	644,5	0	0	0	0	1,5	643	0	0	643	0	0	1,5
PC1248F	1069,3	0	0	0	0	0,9	1068,4	0	0	1068,4	0	0	0,9
PC1348F	829,6	0	0	0	0	0,1	829,4	0	0	829,4	0	0	0,1
PC1445F	636	0	0	0	0	0	636	0	0	636	0	0	0
PC1718F	1323,6	0	0	0	0	0	1323,6	0	0	1323,6	0	0	0

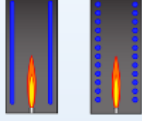
Anexo G.. Especificaciones mecánicas del Firebox del horno.

Firebox
Fired Heater

Layout Main Tube Rows Roof Tube Rows Tube Details Gas Offtake Firebox Diagram

Fired heater type:

Tube row layout:



Firebox Dimensions

Height: ft

Length: ft

Width: ft

Inner diameter: in

Number of cells in multi-cell firebox:

Elevation of floor of firebox: in

Elevation of top of firebox: in

Burner Details

Burner location:

Type of burner:

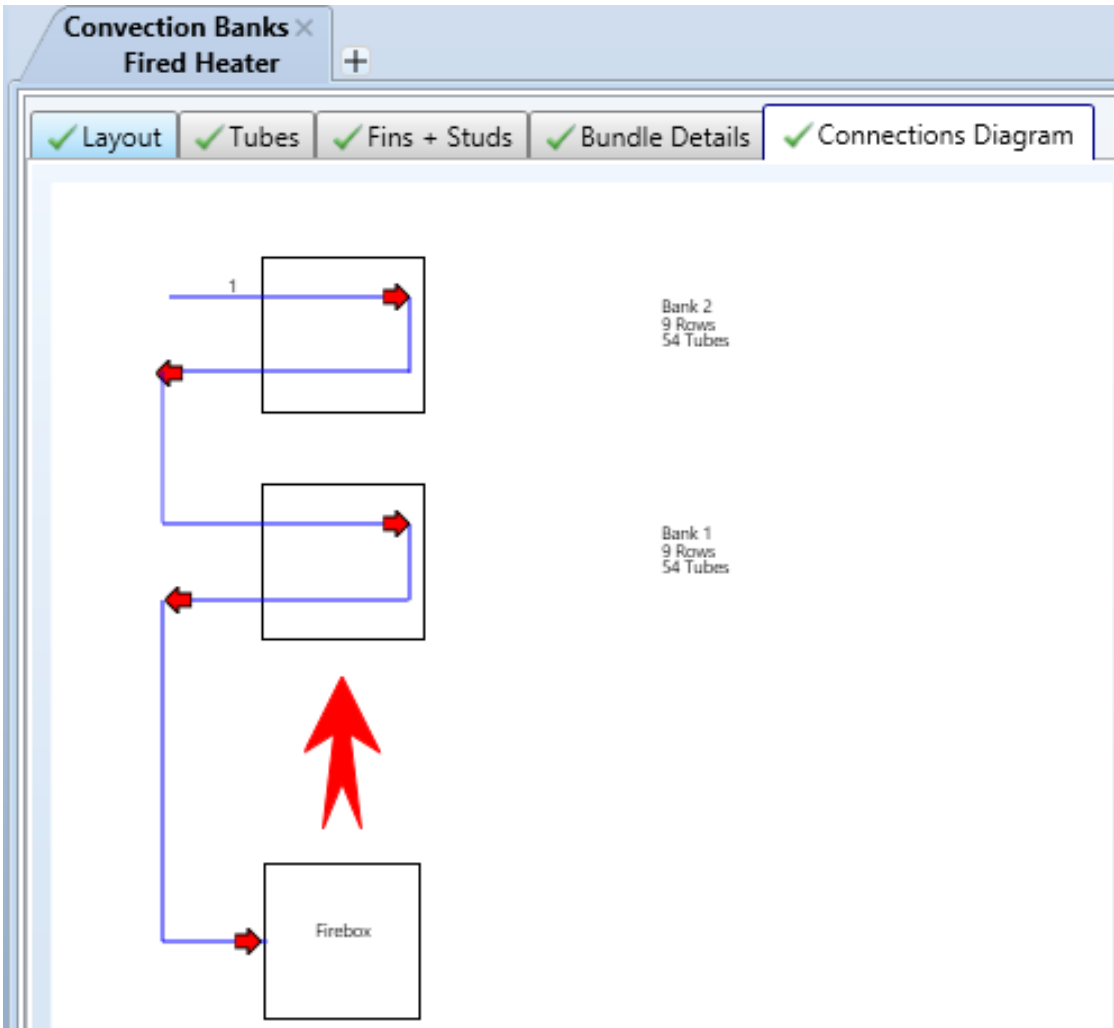
Number of burners:

Burner diameter: in

Anexo H. Especificaciones de los tubos de Firebox del horno.

Firebox Fired Heater			
<input checked="" type="checkbox"/> Layout <input checked="" type="checkbox"/> Main Tube Rows <input checked="" type="checkbox"/> Roof Tube Rows <input checked="" type="checkbox"/> Tube Details <input checked="" type="checkbox"/> Gas Offtake <input checked="" type="checkbox"/> Firebox			
	Tube type 1	Tube type 2	
Tube location (Main/Roof)	<i>main</i>	<i>main</i>	
Number of tubes per pass	9	9	
Tube material	304 Stainless	304 Stainless	
Tube wall thermal conductivity	BTU/(ft-h-F)		
Tube nominal bore (inches)	4 inches	<i>4 inches</i>	
Pipe schedule	<i>40</i>	<i>40</i>	
Tube outside diameter	4,5	<i>4,5</i>	
Tube wall thickness	0,375	<i>0,237</i>	
Tube spacing	8	<i>8</i>	
Tube-side fouling resistance	0,004	<i>0</i>	
Gas-side fouling resistance	0,002	<i>0</i>	

Anexo I. Configuración del horno.



Anexo J. Especificaciones de la torre como platos, ubicaciones de las corrientes

Main Flowsheet x T-2801 (PetroFrac) x +

Configuration Streams Steam Pressure Condenser Furnace Reboiler Information

Feed streams

	Name	Stage	Convention
▶	4AB	20	On-Stage
▶	11M	19	On-Stage
▶	RF	1	On-Stage
▶	MR	16	On-Stage

Product streams

	Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units
▶	5C	1	Vapor	Stdvol		bbl/day
▶	6M	17	Liquid	Stdvol	17300	bbl/day
▶	7B	20	Liquid	Stdvol		bbl/day

Anexo K. Nuevo intercambiador incluido E-2800.

✓ Geometry
✓ Process
✓ Errors & Warnings
✓ Run Status

Configuration

TEMA Type:	A -	E -	S -		AES
Tube layout option:	Use existing layout				Use existing layout
Location of hot fluid:	Shell side				Shell side
Tube OD \ Pitch:	in	0,75	\	0,9375	0,75 \ 0,9375
Tube pattern:	30-Triangular				30
Tubes are in baffle window:	Yes				Yes
Baffle type:	Single segmental				Single segmental
Baffle cut orientation:	Vertical				V
Default exchanger material:	Carbon Steel				Carbon Steel

Size

Specify some sizes for Design: Set default

Shell ID \ OD:	in	25	\	25,75	25 \ 25,75
Tube length:	in	240			240
Baffle spacing center-center:	in	19			19
Number of baffles:		11			11
Number of tube \ passes:		412	\	4	412 \ 4
Shells in series:		1			1
Shells in parallel:		1			1

Overall Results

Excess surface (%):	1	\	1	\	0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:					
Total cost (all shells):	Dollar(US)				56934





Anexo L.. Cambio de intercambiador propuesto AirCooled.

Main Flowsheet x T-2801 (PetroFrac) x E2801AB (HeatX) - EDR AirCooled Results x +

Overall Outside Thermal Outside Delta P Tubeside Thermal Tubeside Delta P Fan

Overall results

Hot stream location	Shell	
Heat duty	3,52355	MMBtu/hr ▾
Required exchanger area	3198,01	sqft ▾
Actual exchanger area	3310	sqft ▾
% excess surface area	3,50173	
Average heat transfer coefficient	56,9257	Btu/hr-sqft-R ▾
UA	182049	Btu/hr-R ▾
LMTD (Corrected)	19,3549	F ▾
LMTD correction factor	0,890273	

Anexo M. Intercambiador de calor del reflujo medio de la primera torre, recuperador de calor

301 (PetroFrac) x E2821 (HeatX) - EDR Browser x +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Configuration

TEMA Type:	A- K- T-	AKT
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout
Location of hot fluid:	Tube side	Tube side
Tube OD \ Pitch:	in 0,75 \ 7	0,75 \ 1
Tube pattern:	90-Square	90
Tubes are in baffle window:	Set default	Yes
Baffle type:	Unbaffled	Unbaffled
Baffle cut orientation:	Set default	
Default exchanger material:	Carbon Steel	Carbon Steel

Size

Specify some sizes for Design:	Set default	
Shell ID \ OD:	in 69 \ 70,125	69 \ 70,125
Tube length:	in 240	240
Baffle spacing center-center:	in	
Number of baffles:		0
Number of tube \ passes:	776 \ 6	776 \ 6
Shells in series:	7	1
Shells in parallel:	7	1

Overall Results

Excess surface (%):	0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,2571 \ 1
Total cost (all shells):	281217

Stream Temperatures

Legend:
— TS Bulk Temp. (F)
— SS Bulk Temp. (F)

Anexo N. Intercambiador de calor del reflujo medio dela primera torre, recuperador de calor.

301 (PetroFrac) x E2806 (HeatX) - EDR Browser x +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Configuration

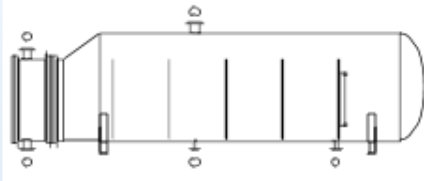
TEMA Type:	A - <input type="button" value="K -"/> <input type="button" value="T -"/>	AKT	
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout	
Location of hot fluid:	Tube side	Tube side	
Tube OD \ Pitch:	in 0,75 \ 7	0,75 \ 1	
Tube pattern:	90-Square	90	
Tubes are in baffle window:	Set default	Yes	
Baffle type:	Unbaffled	Unbaffled	
Baffle cut orientation:	Set default		
Default exchanger material:	Carbon Steel	Carbon Steel	

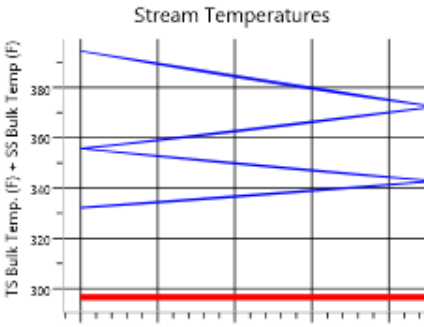
Size

Specify some sizes for Design:	Set default		
Shell ID \ OD:	in 52 \ 53	52 \ 53	
Tube length:	in 240	240	
Baffle spacing center-center:	in		
Number of baffles:		0	
Number of tube \ passes:	462 \ 4	462 \ 4	
Shells in series:	7	1	
Shells in parallel:	7	1	

Overall Results

Excess surface (%):	0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,1912 \ 1
Total cost (all shells):	Dollar(US) 136472





Anexo Ñ. Ubicación de corrientes de la segunda torre de fraccionamiento.

The screenshot shows a software interface with the following elements:

- Window title: Main Flowsheet x No Content x T-2802 (PetroFrac) x +
- Navigation tabs: Configuration (checked), Streams (checked), Steam, Pressure (checked), Condenser, Furnace, Reboiler, Information
- Section: Feed streams
- Table 1: Feed streams
- Section: Product streams
- Table 2: Product streams

	Name	Stage	Convention
▶	7B	2	On-Stage
▶	MDLR	1	Above-Stage

	Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units
▶	VD1	1	Vapor	Stdvol		bbl/day
▶	RC1	2	Liquid	Stdvol		bbl/day

Anexo O. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.

Content x E-2807A (HeatX) - EDR Browser x +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Configuration

TEMA Type:	A -	K -	T -	AKT
Tube layout option:	Use existing layout			Use existing layout
Location of hot fluid:	Tube side			Tube side
Tube OD \ Pitch:	in	0,75	\	1
Tube pattern:	90-Square			90
Tubes are in baffle window:	Set default			Yes
Baffle type:	Unbaffled			Unbaffled
Baffle cut orientation:	Set default			
Default exchanger material:	Carbon Steel			Carbon Steel

Size

Specify some sizes for Design:	Set default			
Shell ID \ OD:	in	66,14	\	67,14
Tube length:	in	120		120
Baffle spacing center-center:	in			
Number of baffles:				0
Number of tube \ passes:		1118	\	2
Shells in series:		1		1
Shells in parallel:		1		1

Overall Results

Excess surface (%):	0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,3374 \ 0,1453
Total cost (all shells):	Dollar(US) 182160

Stream Temperatures

Distance from End (in)	TS Bulk Temp (F)	SS Bulk Temp (F)
0	~650	~300
20	~550	~320
40	~450	~340
60	~350	~360
80	~250	~380
100	~150	~400

Anexo P. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.

Content | E-2807B (HeatX) - EDR Browser | +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Configuration

TEMA Type:	A - <input type="button" value="K -"/> <input type="button" value="T -"/>	AKT
Tube layout option:	Use existing layout	Use existing layout
Location of hot fluid:	Tube side	Tube side
Tube OD \ Pitch:	in 0,75 \ 7	0,75 \ 1
Tube pattern:	90-Square	90
Tubes are in baffle window:	Set default	Yes
Baffle type:	Unbaffled	Unbaffled
Baffle cut orientation:	Set default	
Default exchanger material:	Carbon Steel	Carbon Steel

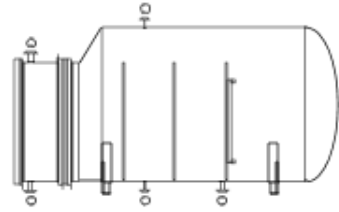
Size

Specify some sizes for Design:

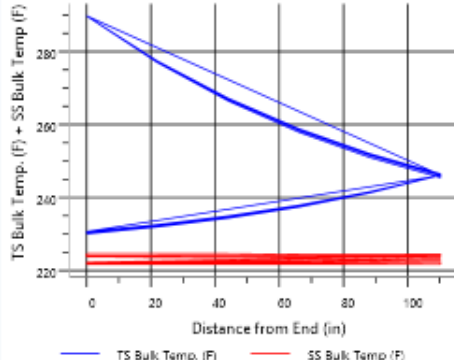
Shell ID \ OD:	in 66,14 \ 67,14	66,14 \ 67,14
Tube length:	in 120	120
Baffle spacing center-center:	in	
Number of baffles:		0
Number of tube \ passes:	1118 \ 2	1118 \ 2
Shells in series:	7	1
Shells in parallel:	7	1

Overall Results

Excess surface (%):	0
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,5389 \ 0,0734
Total cost (all shells):	Dollar(US) 175211



Stream Temperatures



Distance from End (in)

— TS Bulk Temp. (F)
 — SS Bulk Temp. (F)

Anexo Q. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.

Main Flowsheet x No Content x E-2812A (HeatX) - EDR Browser x +

Navigation Pane

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Configuration

TEMA Type:	A -	J -	S -	AJS
Tube layout option:	Use existing layout			Use existing layout
Location of hot fluid:	Shell side			Shell side
Tube OD \ Pitch:	in	0,75	\	0,9375
Tube pattern:	30-Triangular			30
Tubes are in baffle window:	Yes			Yes
Baffle type:	Single segmental			Single segmental
Baffle cut orientation:	Vertical			V
Default exchanger material:	Carbon Steel			Carbon Steel

Size

Specify some sizes for Design:

Shell ID \ OD:	in	36	\	36,875
Tube length:	in	240		240
Baffle spacing center-center:	in	10,25		10,25
Number of baffles:		19		18
Number of tube \ passes:		1045	\	2
Shells in series:		7		1
Shells in parallel:		7		1

Overall Results

Excess surface (%):				3
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:		0,0483	\	0,0785
Total cost (all shells):				81187

Dollar(US)

Stream Temperatures

TS Bulk Temp. (F) + SS Bulk Temp. (F)

Distance from End (in)

TS Bulk Temp. (F) SS Bulk Temp. (F)

Anexo R. Intercambiador de calor de reflujo de cima de la segunda torre. Recuperador de calor.

Content x E2812B (HeatX) - EDR Browser x +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Configuration

TEMA Type:	A -	J -	S -	AJS
Tube layout option:	Use existing layout			Use existing layout
Location of hot fluid:	Shell side			Shell side
Tube OD \ Pitch:	in	0,75	\	0,9375
Tube pattern:	30-Triangular			30
Tubes are in baffle window:	Yes			Yes
Baffle type:	Single segmental			Single segmental
Baffle cut orientation:	Vertical			V
Default exchanger material:	Carbon Steel			Carbon Steel

Size

Specify some sizes for Design:	Set default			
Shell ID \ OD:	in	36	\	36,875
Tube length:	in	240		240
Baffle spacing center-center:	in	10,25		10,25
Number of baffles:		19		18
Number of tube \ passes:		1045	\	2
Shells in series:		7		1
Shells in parallel:		7		1

Overall Results

Excess surface (%):	0		
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	0,0472	\	0,0806
Total cost (all shells):	81187		

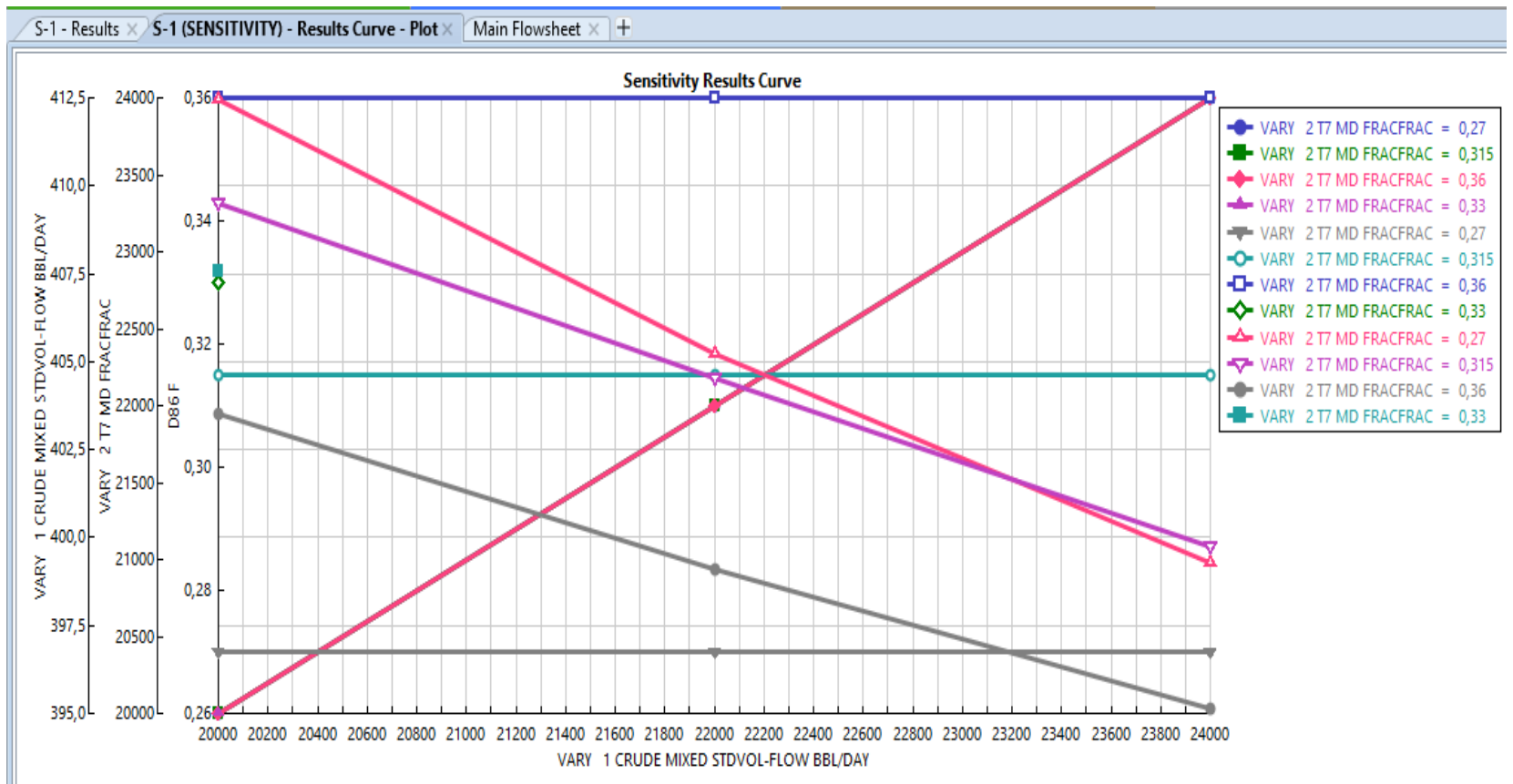
Stream Temperatures

TS Bulk Temp. (F) + SS Bulk Temp. (F)

Distance from End (in)

— TS Bulk Temp. (F) — SS Bulk Temp. (F)

Anexo S. Análisis de sensibilidad de para variaciones de carga y reflujo de cima

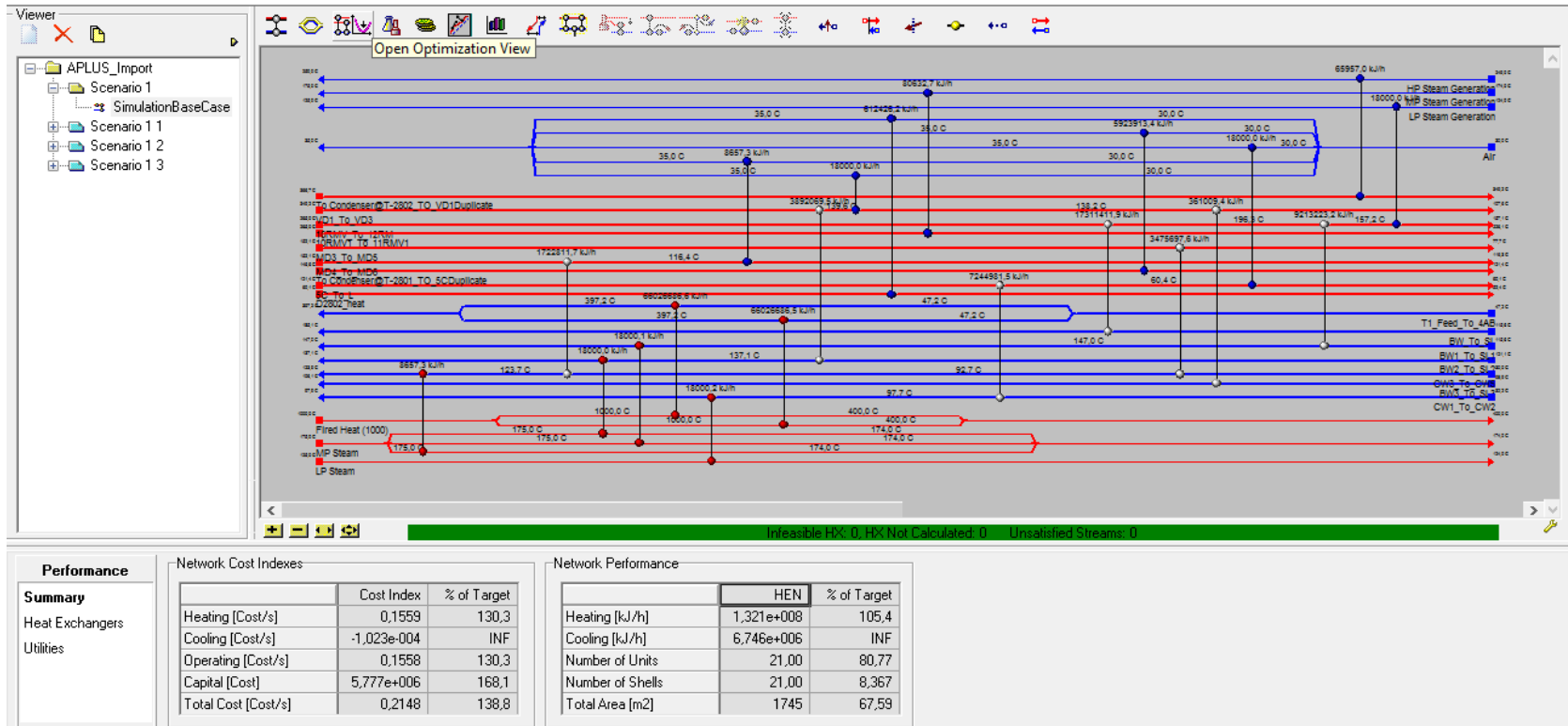


Anexo T. Análisis de integración energética.

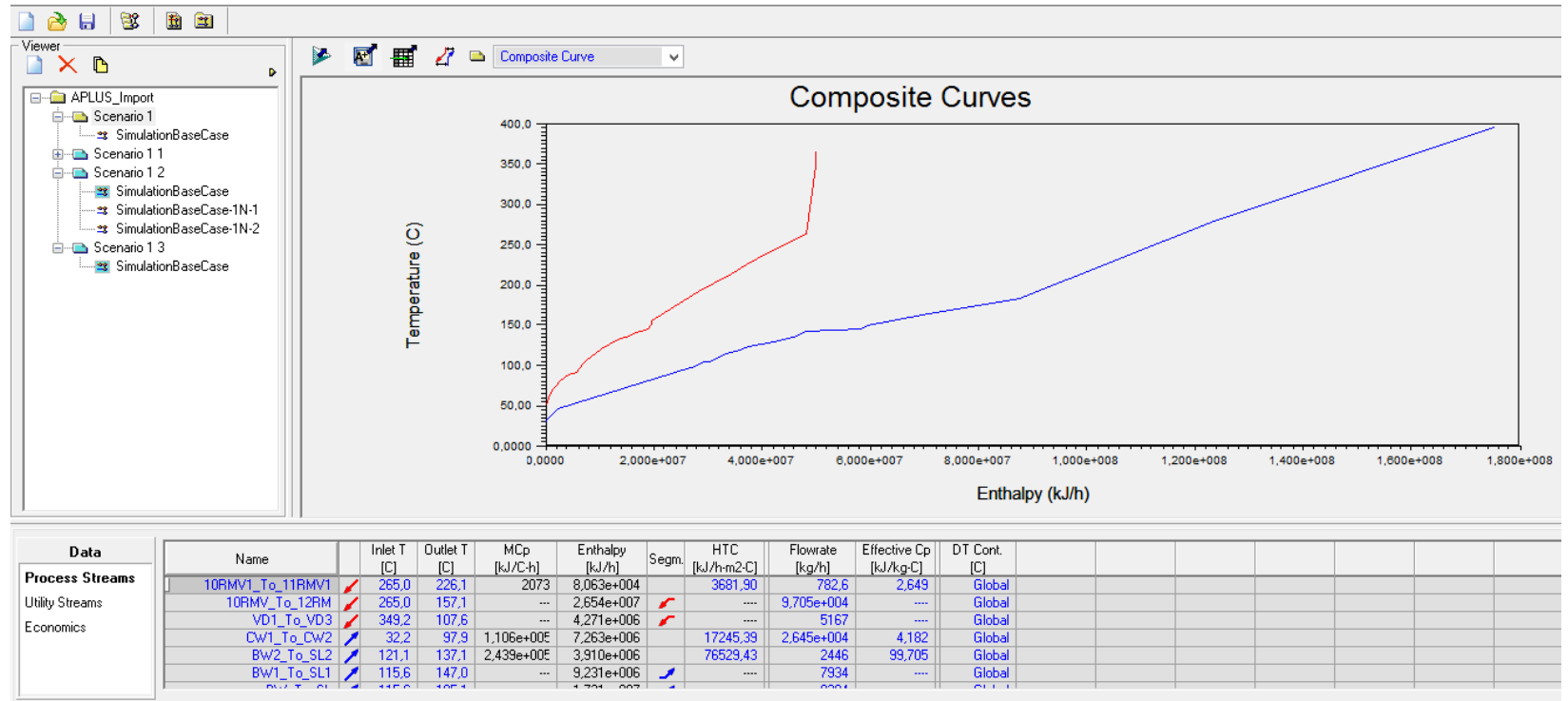
Project 1 - Saving Potentials											
	Energy			Greenhouse Gases			Energy Cost Savings		ΔTmin [F]	Status	
	Current [MMBtu/h]	Target [MMBtu/h]	Saving Potential [MMBtu/hr]	Current [lb/hr]	Target [lb/hr]	Reduction Potential [lb/hr]	\$/Yr	%			
> Fired Heat (1000)	125,2	74,66	50,5	0	0	0	1.984.621	40,35	45,0		
> LP Steam	0,01706	20,95	-20,93	0	0	0	-367.837	-122.694,0	18,0		
> MP Steam	0,04233	23,22	-23,18	0	0	0	-471.542	-54.752,35	18,0		
> Total Hot Utilities	125,2	118,8	6,394	0	0	0	1.145.242	23,28		✓	
> Air	6,238	0	6,238	0	0	0	58	100,00	18,0		
> HP Steam Generation	0,06252	0	0,06252	0	0	0	-1.440	-100,00	18,0		
> MP Steam Generation	0,07643	0	0,07643	0	0	0	-1.548	-100,00	18,0		
> LP Steam Generation	0,01706	0	0,01706	0	0	0	-298	-100,00	18,0		
> Total Cold Utilities	6,394	0	6,394	0	0	0	-3.228	-100,00		✓	

Heat exchanger details													
Heat Exchanger	Status	Type	Ideas for Changes	Base Duty [MMBtu/hr]	Hot Inlet Temperature [F]	Hot Outlet Temperature [F]	Cold Inlet Temperature [F]	Cold Outlet Temperature [F]	Recoverable Duty [MMBtu/hr]	Base Area [sqft]	Overall Heat Trans. Coeff		Hot Side Fluid
											Method	Value [Btu/hr-sqft-R]	
> H2801A	✓	Heater		62,58	1832,0	752,0	117,0	747,0	17,36	5690,4	Default	16,7	Fired Heat (1000)
> H2801B	✓	Heater		62,58	1832,0	752,0	117,0	747,0	17,36	5690,4	Default	16,7	Fired Heat (1000)
> E2821	✓	Process Exchanger		16,41	509,0	385,3	240,1	365,2	7,64	988,2	Default	164,9	10RMV_To_12RM
> E2806	✓	Process Exchanger		8,732	385,3	315,0	240,1	296,6	4,77	1106,9	Default	169,1	10RMV_To_12RM
> E-2807A	✓	Process Exchanger		3,689	660,6	283,3	250,0	278,8	3,236	163,3	Default	144,4	VD1_To_VD3
> E2801AB	✓	Process Exchanger		6,867	250,5	140,7	90,0	207,9	0,0	1476,6	Default	126,3	5C_To_L
> E-2812A	✓	Process Exchanger		3,294	305,8	171,9	86,0	198,9	0,0	299,6	Default	141,9	MD3_To_MD5
> E-2807B	✓	Process Exchanger		0,3422	280,8	225,7	210,0	223,0	0,0	114	Default	165,4	VD1_To_VD3
> E2812B	✓	Process Exchanger		1,633	305,8	241,5	198,9	254,7	0,0	302	Default	145,1	MD4_To_MD6
> Condenser@T-2801	✓	Cooler		5,615	295,9	250,5	86,0	95,0	0,0	1808,5	Default	16,8	To Condenser@T-2801_TO_5CDuplicate
> Condenser@T-2802	✓	Cooler		0,06252	692,1	660,6	480,2	482,0	0,0	9,8	Default	32,6	To Condenser@T-2802_TO_VD1Duplicate
> D2802_heat_Exchange	✓	Cooler	💡	0,5805	140,2	126,3	86,0	95,0	0,0	1093,5	Default	12,6	D2802_heat
> T-2502	✓	Cooler		0,07643	509,0	439,0	345,2	347,0	0,0	4	Default	153,9	10RMV1_To_11RMV1

Anexo U. Diagrama de integración de energética entre corrientes calientes y corrientes frías.



Anexo V. Curva de temperatura y entalpia del perfil de calor de la integración energética.



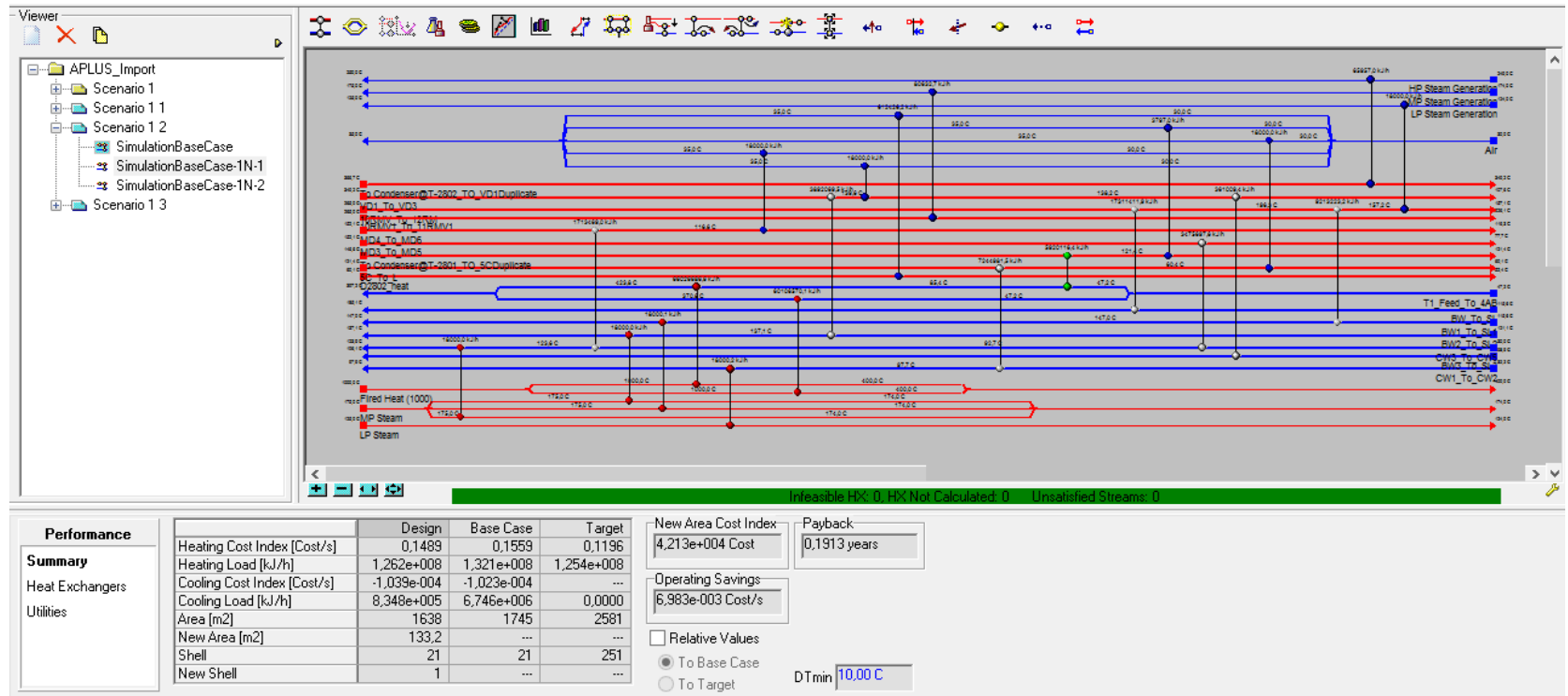
Anexo W. Propuesta de intercambiadores adicional para recobrar energía

Project 1 - Scenario 2 - Add E-100													
	Energy			Greenhouse Gases		Energy Cost							
	Hot Utilities [MMBtu/hr]	Cold Utilities [MMBtu/hr]	% Reduction	Flow [lb/hr]	% Reduction	\$/Yr	% Saving						
> Current Simulation Case	125,2	6,394	--	0	--	4.916.617	--						
> Change 1 – Add a new E-100	119,6	0,7912	8,5	0	0,0	4.696.235	4,5						
> Target	118,8	0	9,7	0	0,0	3.774.603	23,2						

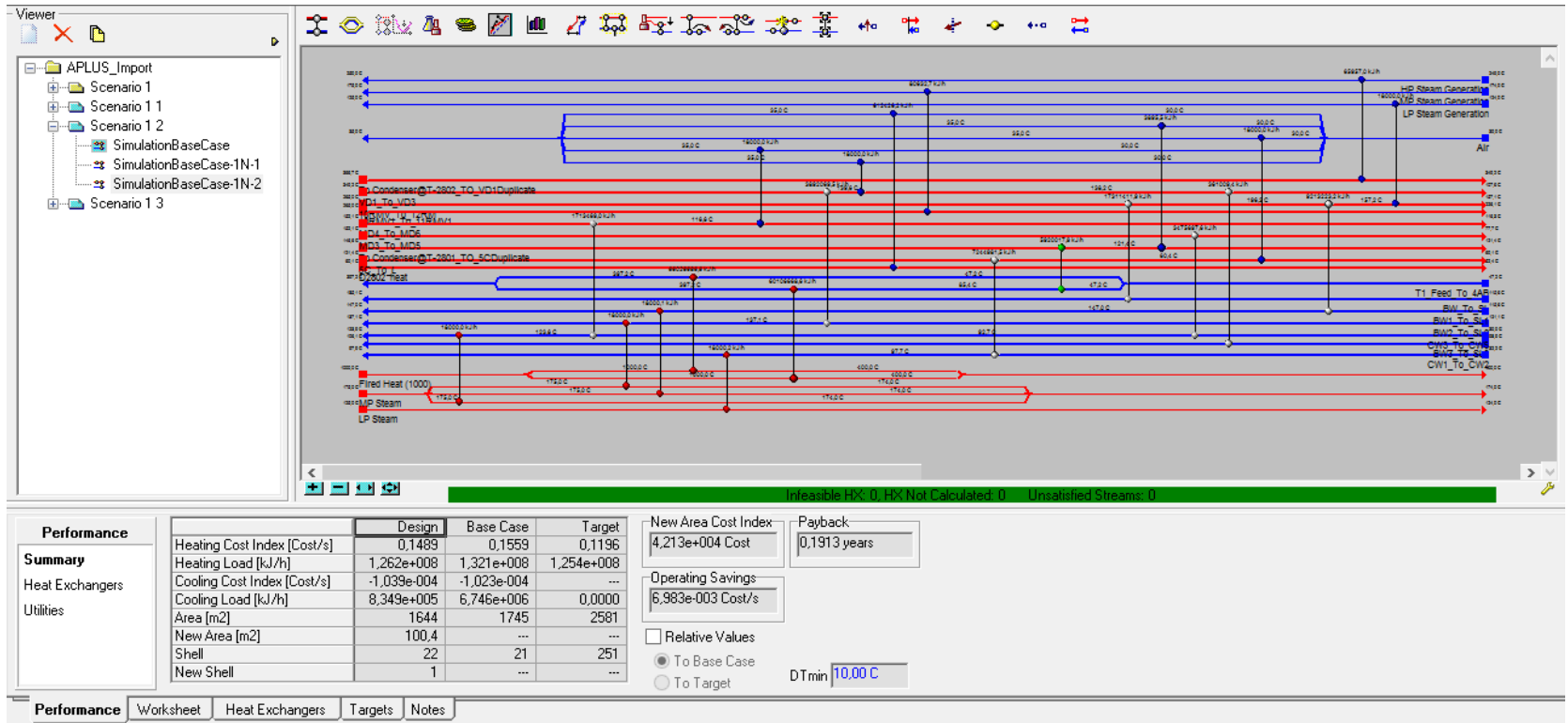
Potential changes in the new designs : E-100										
New Area [sqft]	Extra Shells	Extra Capital Cost [\$]	Energy Saving		Payback [year]	Location of new heat exchanger		Include		
			MMBtu/hr	\$/Yr		Hot Side Fluid	Cold Side Fluid			
> 1434	1	42.126	11,20	220.382	0,1913	Upstream to Condenser@T-2801	Upstream to H2801B	<input checked="" type="radio"/>		
> 1081	1	42.125	11,20	220.379	0,1913	Upstream to Condenser@T-2801	Upstream to H2801A	<input type="radio"/>		

Heat exchanger details														
Heat Exchanger	Type	Required Area [sqft]	Existing Area [sqft]	New Area [sqft]	Extra Shells	Extra Capital Cost [\$]	Maximum Extra Area [sqft]	Minimum Approach Temperature [F]	Hot Side Approach Temperature [F]	Cold Side Approach Temperature [F]	Design Load [MMBtu /hr]	Base Load [MMBtu /hr]	LMTD Correction Factor	
> E-100 New	Process Exchanger	1077,1	0	1077,1	1	41.866	107639,1	15,7	110,2	133,6	5,611	0	0,9637	
> H2801B	Heater	6043,3	5690,4	352,9	0	0	107639,1	15,7	1037,2	566,3	62,58	62,58	0,8122	
> E2801AB	Process Exchanger	1476,6	1476,6	0	0	0	107639,1	15,7	42,5	50,8	6,867	6,867	0,7948	⚠
> Condenser@T-2801	Cooler	1,3	1808,5	0	0	0	107639,1	15,7	155,5	164,5	0,003599	5,615	1	
> E2806	Process Exchanger	1106,9	1106,9	0	0	0	107639,1	15,7	88,7	74,9	8,732	8,732	0,891	
> H2801A	Heater	4925,6	5690,4	0	0	0	107639,1	15,7	1132,9	635,0	56,97	62,58	0,8337	
> E-2807A	Process Exchanger	163,3	163,3	0	0	0	107639,1	15,7	381,8	33,1	3,689	3,689	0,9485	
> E2812B	Process Exchanger	298,3	302	0	0	0	107639,1	15,7	51,5	43,2	1,624	1,633	0,7956	⚠
Total				1430,0	1	41.866								

Anexo X. Análisis energético de precalentar crudo con vapores de nafta.



Anexo Y. Análisis de precalentar crudo con reflujo medio de la primera torre.



Anexo Z. Diagrama esquemático de la vista en planta de la unidad de viscorreductora como destiladora de crudo

