

**EVALUACIÓN DE TOPOLOGÍAS ALTERNATIVAS EN PROCESOS DE  
RUPTURA CATALÍTICA APLICANDO EL CRITERIO DE ECOEFICIENCIA**

**EIVARTH FERNANDO CABALLERO DELGADO**  
**Ingeniero Químico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**  
**FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**  
**MAESTRIA EN INGENIERIA QUÍMICA**  
**BUCARAMANGA**  
**2014**

**EVALUACIÓN DE TOPOLOGÍAS ALTERNATIVAS EN PROCESOS DE  
RUPTURA CATALÍTICA APLICANDO EL CRITERIO DE ECOEFICIENCIA**

**EIVARTH FERNANDO CABALLERO DELGADO**

**Tesis de grado como requisito parcial para optar al título de  
Magister en Ingeniería Química**

**Director: MSc. CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA**

**Codirectores: Dr. Sc. VIATCHESLAV V. KAFAROV**

**Dr. Sc. LUIS JAVIER HOYOS MARIN**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
MAESTRÍA EN INGENIERIA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2014**

## **AGRADECIMIENTOS:**

Quiero elevar mi voz en agradecimiento a Dios, mi gran Jefe supremo, a quien doy infinitas gracias por el don de la vida, por iluminar mi camino y permitirme estar cada vez más cerca de su presencia. “Alaba alma mía al Señor...” (Salmo 104)

Al Instituto Colombiano del Petróleo, fuerza científica, tecnológica y de investigación aplicada en Ecopetrol S.A., y a quienes hicieron posible el uso de la información técnica de las unidades de refinación y de las herramientas informáticas de simulación de procesos para éste análisis, y muy especialmente al Dr. Luis Javier Hoyos Marín por permitirme su orientación para diseñar juntos tan interesante tema de profundización.

A mis profesores y compañeros de la Universidad por su ayuda y valiosos aportes a mi formación durante las jornadas académicas del posgrado y también por el tiempo compartido fuera del aula y durante la realización de éste trabajo de investigación. En especial mi agradecimiento por su gran aporte en la dirección de éste proyecto al Dr. Viatcheslav. Kafarov, y Dr. Crisóstomo Barajas Ferreira. Así mismo, a mis formadores Dr. Mario Alvarez Cifuentes., Dr. Ramiro Martinez Rey, Dra. Sonia Azucena Giraldo, Dr. Aristóbulo Centeno (in memoriam), al Dr. Arlex Chaves, y la Dra. María Paola Gauthier-Maradey.

Al Dr. Edgar Eduardo Yañez Angarita, al M.Sc. Victor Julio Echeverría Restrepo y al. M.Sc. Jesús Alberto Castro Gualdrón, a Carlos Eduardo Martinez, Héctor Julio Picón H., Jaqueline Saavedra Rueda y a todos mis amigos colegas del Centro de Innovación y Tecnologías en Refinación, Energía y Biocombustibles de Ecopetrol ICP por su apoyo incondicional.

A mis amigos entrañables de SimSci-Esscor, Abhay Sawant, John Cunningham, Mike Donahue, con quienes aprendí mucho acerca de las herramientas de simulación, de los fundamentos de termodinámica aplicada y algunas técnicas especiales para convergencia de modelos, durante mi trabajo como especialista de soporte técnico en simulación de procesos para Latinoamérica, convirtiéndose éstas en vivencias esenciales para el desarrollo exitoso del presente trabajo.

A todos aquellos a quienes olvidé mencionar antes, en la cercanía o en la distancia, mi más sincero agradecimiento.

## **DEDICATORIA:**

Este trabajo y sus logros, está dedicado de manera muy especial:

A la memoria de mi padre, de quien aprendí por su ejemplo los principios básicos de la vida, y a mi madre quien ha sido siempre uno de mis mayores motivos para seguir adelante en ésta tarea de la vida y ha contribuido con su alegría y sus oraciones en mantener mi espíritu firme y vigilante.

Igualmente, dedico éste a mi esposa Nancy, por su profundo e inmensurable amor y en agradecimiento por su paciencia, dedicación y por toda su comprensión en los momentos de ausencia debido a las largas jornadas de trabajo y estudio. Y a mis adorados hijos Daniel, Luisa y Sophie, quienes son hoy mi inspiración y dueños de toda mi energía y exergía.

## CONTENIDO

	Pág.
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>15</b>
<b>1. MARCO TEÓRICO</b>	<b>25</b>
1.1. CONCEPTOS FUNDAMENTALES	25
1.1.1. <i>ECOEFICIENCIA Y EXERGÍA:</i>	25
1.1.2. <i>EL CONCEPTO DE EXERGÍA:</i>	27
1.1.3. <i>PÉRDIDAS DE EXERGÍA EN UN SISTEMA:</i>	29
1.2. ESTADO DEL ARTE:	31
1.3. CÁLCULO DE EXERGÍA MEDIANTE EL SIMULADOR DE PROCESOS PRO/II®	38
<b>2. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS:</b>	<b>40</b>
<b>3. MODELO DE LA UNIDAD VRU DE FCC EN PRO/II®:</b>	<b>42</b>
3.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO:	42
3.2. SELECCIÓN DEL MÉTODO TERMODINÁMICO Y PROPIEDADES DE TRANSPORTE:	46
3.3. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL MODELO:	47
3.3.1. <i>RECOMPOSICIÓN DEL EFLUENTE REACTOR:</i>	47
3.3.2. <i>TORRE FRACCIONADORA PRINCIPAL T701.</i>	49
3.3.3. <i>ABSORBEDORA PRIMARIA T751 Y SECUNDARIA Ó ESPONJA T752</i>	54
3.3.4. <i>COLUMNAS DESPOJADORA T753 Y DEBUTANIZADORA T754</i>	57
3.3.5. <i>COLUMNA DEPROPANIZADORA T755</i>	60
3.3.6. <i>SECCIÓN DE COMPRESIÓN C751, Y TAMBORES DE MEDIA Y ALTA PRESIÓN.</i>	62
3.3.7. <i>OTROS EQUIPOS: BOMBAS E INTERCAMBIADORES DE CALOR.</i>	64
3.4. SINTONIZACIÓN DEL MODELO DE PROCESO:	66
<b>4. CASOS DE ESTUDIO PROPUESTOS:</b>	<b>71</b>
4.1. CASO BASE: OPERACIÓN ACTUAL SEGÚN CORRIDA DE PLANTA.	71
4.2. CASO I: MAXIMIZAR EL APROVECHAMIENTO DE CALOR EN LOS CIRCULANTES DE LA FRACCIONADORA PRINCIPAL.	71
4.3. CASO II: ELIMINAR EL USO DE VAPOR DE DESPOJO EN LAS COLUMNAS LATERALES Y REEMPLAZO POR REHERVIDORES.	72

4.4.	CASO III: ADICIONAR UN GENERADOR DE VAPOR AL EFLUENTE DEL REACTOR PARA DESUPERCALENTAR ESTA CORRIENTE DE CARGA A LA FRACCIONADORA PRINCIPAL.	72
<b>5.</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSION:</b>	<b>73</b>
5.1.	BALANCES DE MASA, ENERGÍA Y EXERGÍA CASO BASE:	73
5.2.	DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA EXERGÉTICA A PARTIR DEL BALANCE GLOBAL DEL SISTEMA:	78
5.3.	BALANCES DE PRIMERA Y SEGUNDA LEY	81
<b>6.</b>	<b>CONCLUSIONES:</b>	<b>84</b>
<b>7.</b>	<b>RECOMENDACIONES</b>	<b>85</b>
<b>8.</b>	<b>REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS:</b>	<b>86</b>

## LISTA DE FIGURAS

	Pág.
FIGURA 1. ESQUEMA GENERAL DE PROCESOS DE REFINACIÓN Y SU CONSUMO ENERGÉTICO	17
FIGURA 2. DELIMITACIÓN DEL ÁREA DEL ESTUDIO DE INTERÉS EN LA PLANTA FCC.	19
FIGURA 3. SUMINISTRO MUNDIAL DE ENERGÍA POR TIPO DE COMBUSTIBLE (MTOE), DESDE 1971 HASTA 2009.	21
FIGURA 4. TENDENCIA DE EMISIONES MUNDIALES DE CO <sub>2</sub> (MT DE CO <sub>2</sub> ) POR TIPO DE COMBUSTIBLE.	22
FIGURA 5. LAS TRES DIMENSIONES PRIMARIAS DE LA SOSTENIBILIDAD: ECONOMÍA, ECOLOGÍA Y SOCIEDAD	26
FIGURA 6. EMISIONES GLOBALES DE CO <sub>2</sub> , A PARTIR DEL USO DE ENERGÍA.	33
FIGURA 7. CONSUMO DE ENERGÍA RELATIVO PARA OPERACIONES TRADICIONALES DE SEPARACIÓN.	34
FIGURA 8. METODOLOGÍA PARA LA EVALUACIÓN DE CONFIGURACIONES DE PROCESO, APLICANDO EL CRITERIO DE ECOEFICIENCIA.	41
FIGURA 9. DIAGRAMA DE BLOQUES SECCIÓN SEPARACIÓN - UNIDAD FCC	45
FIGURA 10. ARTIFICIO DE SIMULACIÓN: RECOMPOSICIÓN DEL EFLUENTE REACTOR.	48
FIGURA 11. SECCIÓN FRACCIONADORA PRINCIPAL Y DESPOJADORAS	50
FIGURA 12. SECCIÓN ABSORBEDORA PRIMARIA Y ABSORBEDORA ESPONJA	55
FIGURA 13. SECCIÓN DESPOJADORA Y DEBUTANIZADORA	57
FIGURA 14. SECCIÓN COLUMNA DEPROPANIZADORA	60
FIGURA 15. SECCIÓN DE COMPRESIÓN DE GASES	62
FIGURA 16. BALANCE DE MATERIA (BASE SECA), CASO BASE	73

## LISTA DE TABLAS

	Pág.
TABLA 1. USO DE ENERGÍA EN DIFERENTES PLANTAS DE PROCESOS DE REFINACIÓN, MJ/BBL	16
TABLA 2. CEF PARA GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD, TON MÉTRICAS CO2 POR MWH	32
TABLA 3. CÓDIGO USADO EN LA CALCULADORA CA1, PARA SOBRESERIBIR LA COMPOSICIÓN DE RX_OUT	49
TABLA 4. ESPECIFICACIONES DE DESEMPEÑO, FRACCIONADORA T701	51
TABLA 5. ESPECIFICACIONES DE CIRCULANTES, FRACCIONADORA T701	51
TABLA 6. CÓDIGO UTILIZADO EN CONFIGURACIÓN DE LA COLUMNA T701	52
TABLA 7. CÓDIGO UTILIZADO EN CONFIGURACIÓN DE COLUMNAS T751 Y T752	56
TABLA 8. CÓDIGO UTILIZADO EN CONFIGURACIÓN DE COLUMNAS T753 Y T754	58
TABLA 9. CÓDIGO UTILIZADO EN CONFIGURACIÓN DE COLUMNA T755	61
TABLA 10. CÓDIGO UTILIZADO EN LA SECCIÓN DE COMPRESIÓN	63
TABLA 11. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LAS BOMBAS DE PROCESO REPRESENTATIVAS DE LA UNIDAD	65
TABLA 12. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR REPRESENTATIVOS DE LA UNIDAD	65
TABLA 13. COMPARACIÓN DE FLUJO PRODUCTOS CALCULADO VS. CORRIDA DE PLANTA	67
TABLA 14. COMPOSICIÓN GAS SECO CALCULADO VS. CORRIDA DE PLANTA	68
TABLA 15. COMPOSICIÓN PROPANO PROPILENO CALCULADO VS. CORRIDA DE PLANTA	69
TABLA 16. COMPOSICIÓN GLP PRODUCTO CALCULADO VS. CORRIDA DE PLANTA	69
TABLA 17. DENSIDAD PRODUCTOS SIMULACIÓN VS. CORRIDA DE PLANTA	70
TABLA 18. BALANCE DE MATERIA (BASE SECA) DE LA SECCIÓN DE PLANTA MODELADA	74

TABLA 19. BALANCE DE ENERGÍA Y EXERGÍA POR EQUIPOS, CASO BASE (UNIDADES INGLESAS)	75
TABLA 20. BALANCE DE ENERGÍA Y EXERGÍA POR EQUIPOS, CASO BASE (UNIDADES SI)	76
TABLA 21. EFICIENCIA Y BALANCE DE EXERGÍA EN LA SECCIÓN FRACCIONADORA PRINCIPAL	79
TABLA 22. EFICIENCIA GLOBAL Y BALANCE DE EXERGÍA EN SECCIÓN DE PLANTA MODELADA	80
TABLA 23. BALANCES DE PRIMERA Y SEGUNDA LEY EN LOS CASOS PROPUESTOS, M KJ/HR	82
TABLA 24. CONVERSIONES EQUIVALENTES DE ENERGÍA	97
TABLA 25. CONVERSIONES EQUIVALENTES DE MASA	97

## LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. DIAGRAMA DE FLUJO TIPICO COLUMNA FRACCIONADORA PRINCIPAL	94
ANEXO B. DIAGRAMA DE FLUJO TIPICO UNIDAD RECUPERADORA DE VAPORES	95
ANEXO C. DIAGRAMA DE FLUJO TIPICO SPLITTER PROPANO BUTANO	96
ANEXO D. TABLAS DE EQUIVALENCIA DE UNIDADES	97

## RESUMEN

### **TITULO:**

**EVALUACIÓN DE TOPOLOGÍAS ALTERNATIVAS EN PROCESOS DE RUPTURA CATALÍTICA APLICANDO EL CRITERIO DE ECOEFICIENCIA.\***

### **AUTOR:**

Eivarth Fernando Caballero Delgado \*\*,

### **PALABRAS CLAVE:**

Simulación de Procesos, Optimización Energética, Ecoeficiencia, Análisis de Exergía, Unidad de Ruptura Catalítica

### **DESCRIPCIÓN:**

La refinación del petróleo es una actividad industrial intensiva en el uso de energía, que implica altas emisiones de gas efecto invernadero. Las plantas FCC son un proceso de alto impacto en las refinerías, presentándose como una oportunidad interesante de optimización energética.

Motivado por la demanda energética creciente en el mundo, y por regulaciones más estrictas en calidad de productos y en cumplimiento de niveles permisibles de emisiones, se plantea la necesidad de buscar alternativas de proceso permitan el máximo aprovechamiento de los recursos, minimizando el consumo de energía, e impactando positivamente en la reducción de emisiones.

Para resolver éste desafío, basados en el concepto de ecoeficiencia, se utilizó el análisis de segunda ley para encontrar modificaciones al proceso que permitan a la planta disminuir los requerimientos energéticos, al reducir las pérdidas de exergía, sin alterar la calidad de productos.

El presente trabajo se desarrolló una metodología, que permite de manera sistemática evaluar variaciones a la configuración del proceso para encontrar las secciones de planta susceptibles a una mejora potencial. Para ello, se elaboró un modelo de la unidad para analizar por simulación cada alternativa y encontrar mediante el análisis de exergía las secciones clave a mejorar.

Como resultado, se encontró que el mayor potencial para optimización energética de la sección de separación en una planta FCC está en la columna fraccionadora principal, donde se hallaron pérdidas de exergía del orden de 110 M KJ/hr, y requerimientos de servicios de enfriamiento cercanos a 220 M KJ/hr. De las diferentes modificaciones propuestas, se encontró una con potencial de reducción del 10% en pérdidas de exergía con respecto al caso base y beneficios anuales del orden de 0,45 M USD en consumo de energía, así como la reducción de emisiones de 5300 Ton de CO<sub>2</sub> equivalente.

---

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director: M.Sc. Crisóstomo Barajas Ferreira, Codirectores: Dr. Sc. Viatcheslav V. Kafarov, Dr. Sc. Luis Javier Hoyos Marín

## ABSTRACT

**TITLE:**  
**EVALUATION OF ALTERNATIVE TOPOLOGIES IN FLUIDIZED CATALYTIC CRACKING PROCESSES, APPLYING THE ECOEFFICIENCY CONCEPT.\***

**AUTHOR:**  
Eivarth Fernando Caballero Delgado\*\*,

**KEYWORDS:**  
Process Simulation, Energy Optimization, Ecoefficiency, Exergy Analysis, Fluidized Catalytic Cracking Unit, FCC

**DESCRIPTION:**

Petroleum refining is an industrial activity with intensive use of energy, contributing with high greenhouse gas emissions. FCC plants have a big impact in refineries, and it shows an interesting opportunity for energy optimization.

Motivated by the growing energy demand in the world, and stricter regulations on product quality and compliance with permissible levels of emissions, there is a need to search for alternative topologies in hydrocarbon processing that allow us the maximum use of resources, minimizing the energy consumption, and having a positive impact on reducing emissions.

To tackle with this challenge, based on the ecoefficiency concept, the second law analysis was used to find process modifications in the plant to reduce energy requirements, by reducing exergy losses, without compromising the product quality.

In this work, a methodology was developed to evaluate topology changes in a systematic manner, in order to find the equipment or the plant section to improve. A model of the plant was made to analyze every scenario by simulation and find the key sections to improve in the plant, by using of exergy analysis.

As the result, in the analyzed plant, it was found that the highest potential for energy optimization is in the main fractionation column, where exergy losses were in order of 110 M KJ/hr, and cooling requirements were about 220 M KJ/hr. From several proposed modifications, a potential reduction of 10% in exergy losses, compared with the base case is achievable. This represents annual savings estimated in order of 0.45 M USD compared with the base case in energy consumption, and emissions reduction of 5300 Tons of Equivalent CO<sub>2</sub>.

---

\* Requirement of degree work

\*\* Faculty of Physical Chemical Engineering, Graduate Program, Master in Chemical Engineering, Advisors: M.Sc. Crisóstomo Barajas Ferreira, Dr. Sc. Viatcheslav V. Kafarov, Dr. Sc. Luis Javier Hoyos Marín

## INTRODUCCIÓN

La refinación del petróleo crudo es una actividad industrial que implica elevados consumos de combustible fósil, y por ello genera altas emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), como el dióxido de carbono. En general, las operaciones unitarias usadas en los procesos de refinación del crudo son intensivas en el uso de energía, requiriéndose cantidades considerables para calentamiento ya sea directo o indirecto. Se estima que una refinería requiere en promedio la energía equivalente entre el 7 y 15 % de la carga de crudo. (Schaeffer, 2006)

La energía utilizada en una refinería proviene básicamente en forma de energía térmica y de electricidad, sin embargo el uso de la energía térmica es mayor comparado con el consumo de electricidad. El calor es producido y usado directamente, por ejemplo al quemar combustible en los hornos de proceso, o indirectamente cuando se utiliza vapor de agua. La electricidad en cambio, puede ser comprada de la red nacional o suministrada de manera parcial por plantas de cogeneración.

Al producir vapor o electricidad se utiliza combustible que proviene principalmente de corrientes residuales de la refinería como gas metano, combustóleo, y también coque, como es el caso de la regeneración del catalizador de las unidades de ruptura catalítica (FCC).

En términos generales, los procesos de refinería son intensivos en uso de energía, y entre ellos, los que tienen mayor demanda de energía por barril procesado son en su orden: las plantas de lubricantes, las de alquilación e isomerización (ver Tabla 1). Sin embargo, éstas no son las unidades de procesamiento con mayor consumo energético en una refinería dado el bajo volumen de carga procesada. Por el contrario, plantas como destilación de crudo (CDU) o ruptura catalítica

(FCC) representan los mayores consumidores energéticos en refinería dada su alta capacidad de procesamiento.

**Tabla 1. Uso de energía en diferentes plantas de procesos de refinación, MJ/BBL**

	Mín.	Máx.		Mín.	Máx.
Destilación Atmosférica	90	200	Hidrotratamiento	60	180
Destilación al Vacío	50	120	Reformado Catalítico	220	360
Viscoreducción	100	150	Alquilación, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	350	360
Coquización Retardada	120	250	Alquilación, HF	430	430
Unidad FCC	50	180	Isomerización, iC <sub>4</sub>	360	360
Unidad Hidrocraqueo	170	340	Planta de Lubricantes	1500	1500

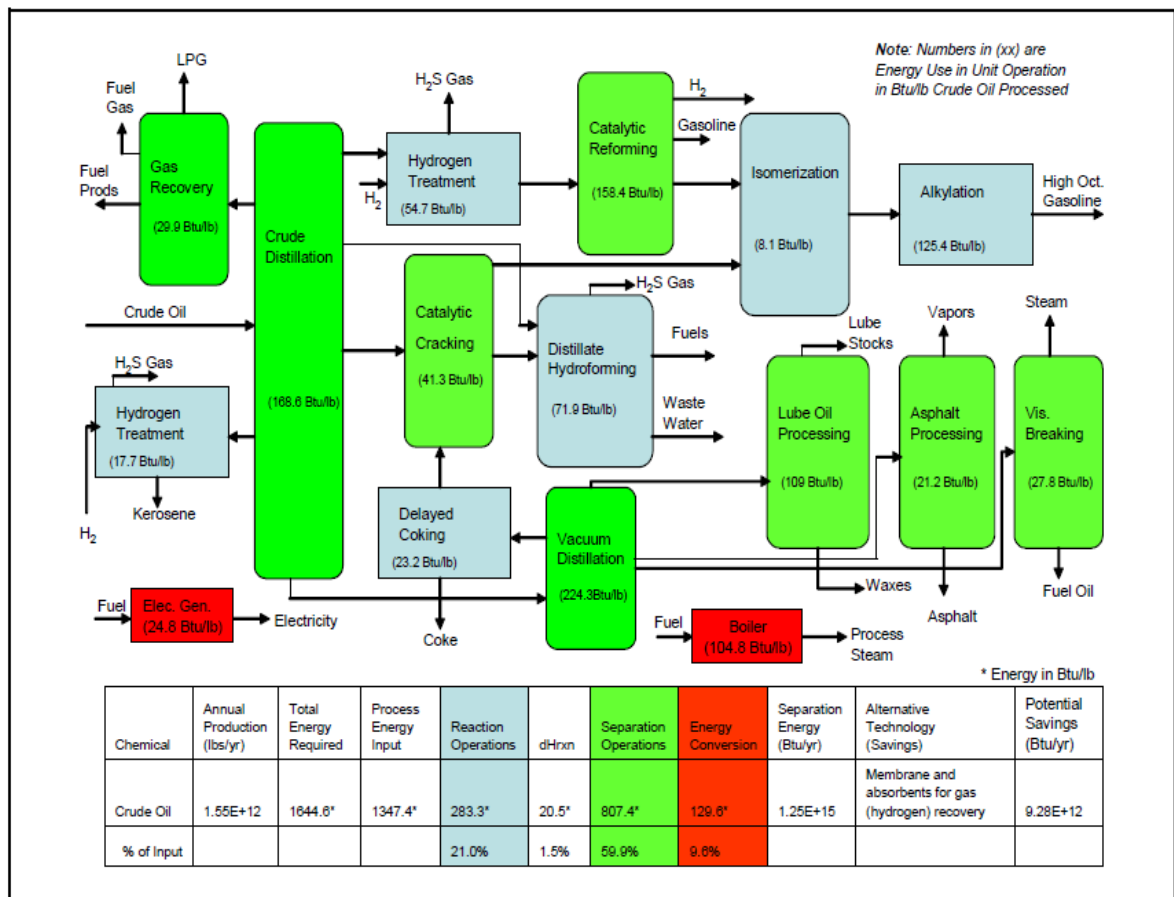
Fuente: Adaptación del Autor- basado en Energy and Environmental Profile of the US Petroleum Refining Industry, 1998. Energetics.

Schaeffer (2006) expresa que: “en términos absolutos, el consumo de energía en una refinería está concentrado en unos pocos procesos que no son los más intensivos en uso de energía, pero son los que manejan en cambio grandes cantidades de carga”. Por ejemplo, las plantas de destilación atmosférica y al vacío consumen entre el 35 y 45 % de la energía usada en una refinería (API, 2000) dado que cada barril de crudo procesado, debe pasar primero por éstas unidades de separación primaria.

En nuestro caso de estudio el panorama no es diferente. La refinería de Ecopetrol en Barrancabermeja es la planta industrial más grande de Colombia, y tiene una capacidad total de procesamiento de crudo cercana a 250 KBD (destilación atmosférica). Adicionalmente, por su orientación a producir gasolina cuenta con cuatro (4) unidades FCC, que en total suman cerca de 100 KBD de capacidad. Por esta razón, se ha seleccionado una de las unidades de FCC como piloto para desarrollar el presente estudio.

En la Figura 1 se aprecia un diagrama de configuración general de una refinería de crudo, y la demanda típica de energía por capacidad másica de carga a cada planta. Se resaltan en color verde las operaciones de separación, en azul celeste las operaciones de reacción, y en rojo las de conversión de energía.

Figura 1. Esquema general de procesos de refinación y su consumo energético



Fuente: U.S. Department of Energy's - Office of Energy Efficiency and Renewable Energy, 2005.

Entre los procesos de refinación de crudo, uno de los más importantes es la Unidad de Ruptura Catalítica (URC) ó más comúnmente FCC por su sigla en inglés (*Fluidized Catalytic Cracking*). Esta tecnología se utiliza para convertir fracciones pesadas de hidrocarburos en otras más livianas de mayor valor

agregado mediante la ruptura de cadenas largas de hidrocarburo en un reactor de lecho fluidizado, que utiliza catalizador para promover dichas reacciones.

La carga fresca a la unidad de FCC está constituida por una mezcla de gasóleos ó de destilados pesados (moléculas C16 – C25) que provienen de las unidades de destilación atmosférica y al vacío. Los productos de la FCC son corrientes de alto valor como gasolina, gas licuado del petróleo (GLP) y precursores petroquímicos. El proceso de FCC requiere, además de la adición continua de catalizador regenerado, una gran cantidad de energía para llevar a cabo las reacciones y su posterior separación de componentes valiosos producto del reactor (Leprince, 2000).

La regeneración del catalizador gastado es la principal fuente de energía para las reacciones endotérmicas que se llevan a cabo en el reactor de FCC. Durante éste proceso, se inyecta aire a la cámara de regeneración para promover la combustión y quemar el coque adherido a la superficie del catalizador logrando temperaturas cercanas a los 700°C. Una vez regenerado, el catalizador se mezcla con el alimento en la base del *Riser* para iniciar su recorrido hacia la zona de reacción. El gas de combustión resultante del proceso de regeneración del catalizador es un fluido de alta energía rico en monóxido de carbono y se utiliza en calderas de recuperación de calor para elaborar vapor de agua. Este último representa una fracción importante de la energía consumida en la refinería.

Para comprender mejor la operación de una unidad de proceso FCC se puede subdividir la planta en varias secciones por operaciones unitarias como: precalentamiento de carga, reactor, regenerador de catalizador, fraccionadora principal, compresión, unidad de recuperación de vapores y tratamientos.

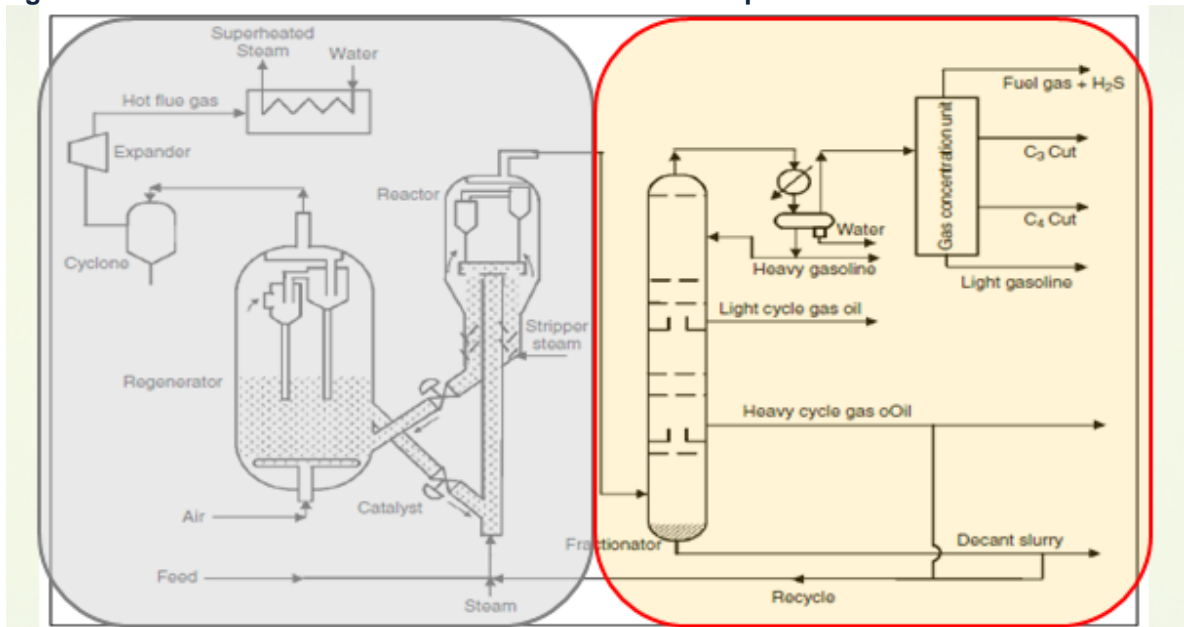
La carga fresca a la unidad la constituyen generalmente gasóleos de refinería, y éstos se encuentran almacenados a temperaturas relativamente bajas (80 –

90°C). Dado que las reacciones se llevan a cabo a altas temperaturas, éstos deben precalentarse antes de ingresar al reactor hasta unos 180°C. En éste punto se pone en contacto con catalizador caliente proveniente del regenerador, para entrar por el *Riser* a la zona de reacción. Las reacciones son predominantemente endotérmicas, y la energía requerida para ello la proporciona el regenerador mediante la combustión del catalizador gastado (Sadeghbeigi, R., 2000).

El reactor de lecho fluidizado es el corazón del proceso en una FCC, sin embargo se requiere de la posterior recuperación de productos valiosos de reacción mediante la separación física usando columnas de destilación. Existe una buena integración energética entre el reactor y el regenerador, y por esta razón no se han incluido éstas secciones como parte del alcance del presente proyecto.

En la siguiente figura se presenta de manera simplificada el contorno de interés para este estudio, en el lado derecho del esquema:

**Figura 2. Delimitación del área del estudio de interés en la planta FCC.**



Fuente: Adaptación del Autor. Elsevier, Fundamentals of Petroleum Refining, 2010

Por lo anterior, se delimitó como sistema de interés para el análisis bajo el criterio de ecoeficiencia, el comprendido por los procesos de separación física mediante columnas de destilación aguas abajo del reactor, es decir a partir de la fraccionadora principal y la sección de recuperación de vapores.

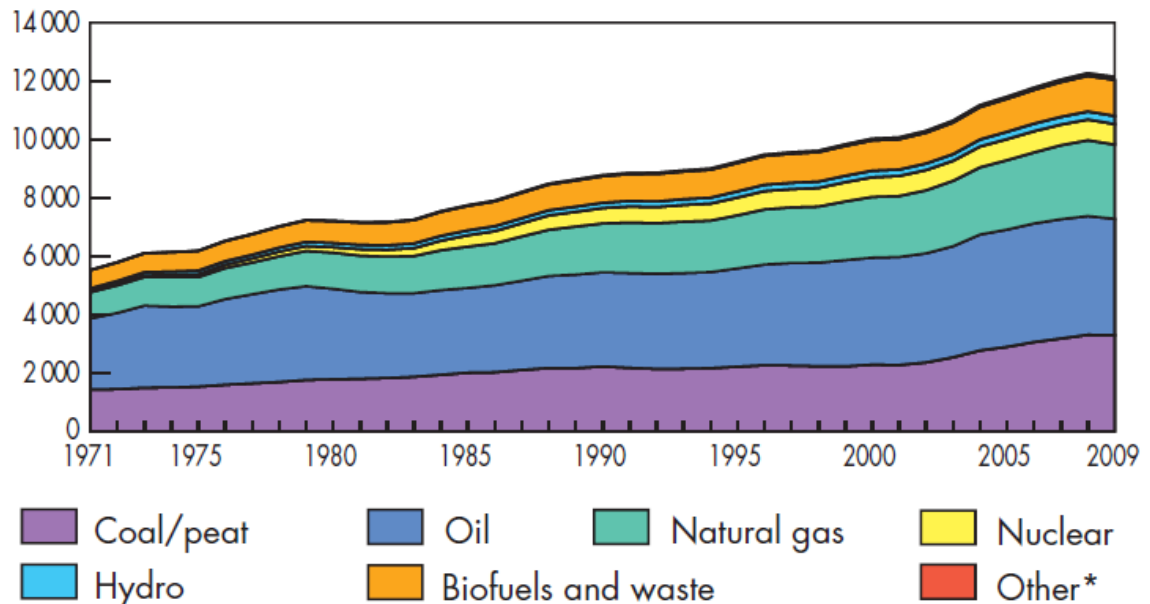
Al realizar este trabajo de investigación, se relacionan dos aspectos de gran interés para la sociedad en general. Primero, el impacto que generan al medio ambiente los procesos productivos poco eficientes e intensivos en uso de energía y segundo, su relación con la tendencia creciente del consumo de energía a nivel global que proyecta en consecuencia un agotamiento temprano de los recursos energéticos de origen fósil (BP Statistical Review, 2011).

En el ámbito mundial, el consumo de energía se concibe como un indicador de bienestar y de progreso de un pueblo o nación, y en especial el consumo de energía eléctrica. Por ello se presume que la tendencia histórica creciente del consumo energético será proyectada en la misma dirección hacia el futuro.

Según cifras de ExxonMobil (Energy Outlook, 2012), la demanda energética mundial para 1990 fue del orden de  $3,6 \times 10^{20}$  MMBTU, con tendencia creciente sostenida cercana al 23% por década, en 2010 fue de  $5,25 \times 10^{20}$  MMBTU, y se proyecta en 2040 un crecimiento del 30% comparado con el consumo actual.

Este comportamiento puede apreciarse en la Figura 3, donde se presenta la tendencia del consumo de energía mundial en las últimas cuatro décadas, notándose un incremento al doble en los requerimientos de energía comparado con la década del setenta.

**Figura 3. Suministro mundial de energía por tipo de combustible (MTOE), desde 1971 hasta 2009.**



Fuente: IEA, Key World Energy Statistics, 2011 [www.iea.org](http://www.iea.org)

El consumo de energía afecta en proporción directa las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), las cuales se representan principalmente por dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) producto de la combustión completa de un hidrocarburo, e influye en el efecto adverso del calentamiento global del planeta. Por esta razón, se considera que la emisión de GEI es consecuencia directa de los procesos de generación de la energía que consumen los procesos industriales.

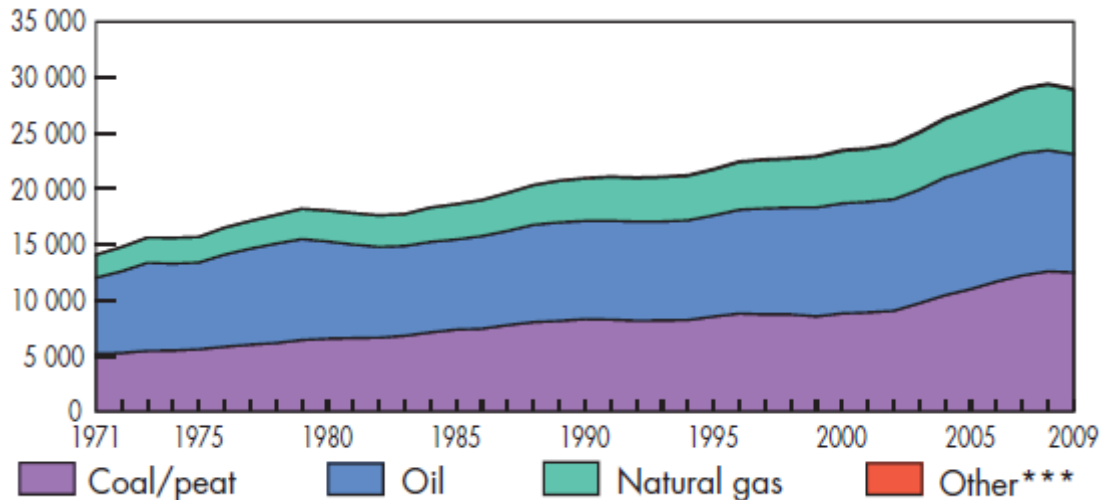
Según estadísticas del Departamento de Energía de los Estados Unidos se han calculado factores de emisión<sup>1</sup> de dióxido de carbono en un rango entre 0,147 y 0,909 toneladas métricas por cada MWh de energía generado, siendo el promedio para los Estados Unidos de 0,676 ton CO<sub>2</sub> por MWh. En contraste, para el caso Latinoamérica se ha establecido un indicador de 0,189 ton CO<sub>2</sub> por MWh de electricidad, siendo aplicable para Colombia un valor de 0,228 ton CO<sub>2</sub> por MWh

<sup>1</sup> Valores del año 2002. US DOE EIA., 2007

(U.S. DOE EIA, 2007). La gran diferencia entre estos valores radica en los procesos de generación de energía, que para el caso Latinoamérica son en su mayoría de tipo hidráulico, comparado con Estados Unidos que utiliza también procesos de combustión de gas y carbón en la generación de energía eléctrica.

Así mismo, la tendencia creciente a nivel mundial en consumo de energía trae en consecuencia un incremento en las emisiones de GEI, como se aprecia en la siguiente figura:

**Figura 4. Tendencia de emisiones mundiales de CO<sub>2</sub> (Mt de CO<sub>2</sub>) por tipo de combustible.**



Fuente: IEA, Key World Energy Statistics, 2011 [www.iea.org](http://www.iea.org)

Bajo éste panorama, investigar en temas energéticos, y de manera especial en soluciones para predecir y reducir el consumo de energía en los procesos productivos, así como promover el uso racional y eficiente de la energía mediante la modificación las configuraciones de diseño, es hoy una necesidad fundamental.

Por consiguiente, encontrar propuestas alternativas y ecoeficientes a los procesos convencionales existentes, se considera una prioridad para las compañías líderes del sector industrial.

El objetivo general de éste trabajo de investigación fue: *Evaluar alternativas tecnológicas y topologías del proceso de separación de hidrocarburos en una FCC, mediante el criterio de ecoeficiencia y el análisis exergético.*

Con base en lo anterior, los objetivos específicos propuestos para ésta investigación fueron:

1. Elaborar una metodología sistemática, para evaluar diferentes configuraciones de proceso, basada en el criterio de ecoeficiencia y en el de análisis termodinámico de los procesos.
2. Desarrollar un modelo de simulación del caso base y de las diferentes topologías para la sección de separación de una planta de ruptura catalítica FCC y sintonizarlo con datos de una planta industrial.
3. Evaluar las diferentes alternativas tecnológicas y/o de modificación a la topología de la unidad, aplicando el modelo desarrollado, el criterio de ecoeficiencia y el análisis exergético, de acuerdo con diferentes escenarios hipotéticos de modificaciones en legislación ambiental en Colombia.
4. Verificar la viabilidad de una topología de menor consumo energético y mínimas pérdidas de exergía, manteniendo los rendimientos y calidad de productos.

Para ello, éste trabajo se desarrolló siguiendo el esquema metodológico presentado en el Capítulo II.

Se pretende entonces hallar una topología alternativa a los procesos convencionales existentes en la refinería, más específicamente a las operaciones de separación en la unidad FCC UOP I, con el fin de lograr la separación óptima de los productos valiosos del efluente reactor en una planta de craqueo catalítico fluidizado (FCC), de manera eficiente en términos energéticos y ambientales.

Este reporte se ha dividido en cinco capítulos principales. En el Capítulo I, se conceptualizan los aspectos más relevantes sobre ecoeficiencia y la aplicación del análisis exergético a los procesos industriales. En el Capítulo II se presenta la metodología desarrollada durante el estudio, para el análisis de éste problema. El Capítulo III describe la configuración general del modelo de la unidad VRU de la FCC y detalles de sintonización del modelo. En el Capítulo IV se describen los casos propuestos seleccionados para el estudio, y en el Capítulo V se presentan los balances generales del caso base, y los resultados del análisis de primera y segunda ley. Finalmente, se presentan en los Capítulos VI y VII las conclusiones y recomendaciones.

Con respecto al componente innovador en éste trabajo, cabe señalar que el aporte clave radica en proponer una metodología de análisis bajo el criterio de ecoeficiencia que pueda generalizarse a otros procesos de refinación, así como validar la viabilidad de una modificación novedosa al proceso actual para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero del proceso (GEI).

Para cumplir con los objetivos, se usaron técnicas como el análisis de eficiencia energética (primer principio), análisis de eficiencia exergética (segundo principio), integración de procesos, modelado, simulación y optimización de los diferentes escenarios y topologías de configuración propuestos, con el objetivo de encontrar la configuración con menor consumo de energía aplicable a los procesos de separación en una unidad FCC y la consecuente reducción de emisiones al ambiente.

## 1. MARCO TEÓRICO

### 1.1. CONCEPTOS FUNDAMENTALES

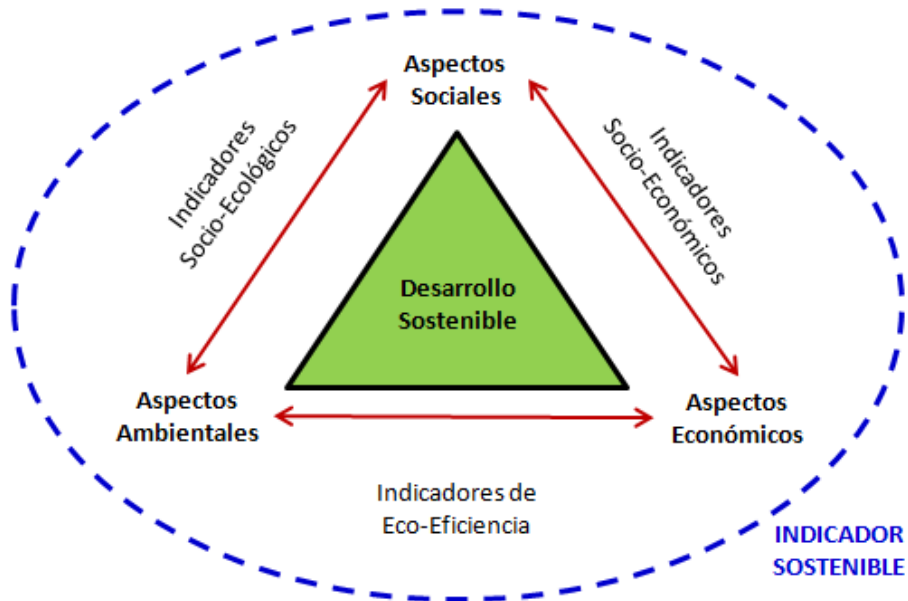
#### 1.1.1. Ecoeficiencia y Exergía:

El concepto Ecoeficiencia, se basa en la relación entre los aspectos económicos y ecológicos de un proceso, y básicamente consiste en crear más bienes y/o servicios con la mínima generación posible de contaminación, utilizando la menor cantidad de recursos naturales (WBCSD, 1992). Según ésta definición, se logra ecoeficiencia cuando “se obtienen bienes con precios competitivos y servicios que satisfacen las necesidades humanas y que brinden calidad de vida, al tiempo que reducen de manera progresiva el impacto al medioambiente”.

De esta forma, una reducción en los impactos ecológicos se traduce de manera directa en incremento de la productividad, lo que conlleva a su vez a crear una ventaja competitiva. (Ver Figura 5.)

La manera más directa de incrementar la productividad en un proceso industrial es la reducción del consumo de energía, y mediante modificaciones a la arquitectura o topología de configuración del proceso se ha encontrado que es viable operar con una mejor eficiencia energética.

**Figura 5. Las tres dimensiones primarias de la sostenibilidad: Economía, Ecología y Sociedad**



Fuente: El Autor (2012) Basado en El-Halwagi (2012) y Charmondusit (2011)

Encontrar una configuración óptima del proceso requiere remitirse a los fundamentos termodinámicos que rigen los procesos. La termodinámica permite evaluar lo concerniente a la energía y sus transformaciones, y mediante sus leyes determina las restricciones generales que la naturaleza impone a todas esas transformaciones.

La Primera Ley de la Termodinámica expresa que *“el valor del trabajo neto realizado por o sobre un sistema cerrado durante un proceso adiabático, el cual lleva al sistema de un estado inicial a otro, depende sólo de los estados inicial y final del sistema, y es independiente del tipo de trabajo, de los detalles del proceso, y de la naturaleza del sistema”*, lo cual es una expresión formal que manifiesta la conservación de la energía (Abbot, M.M. & Van Ness, H.C., 1972).

Por su parte, la Segunda Ley de la Termodinámica sirve para describir la calidad de la energía. En sistemas aislados, ocurren procesos espontáneos internos hasta que el sistema llega a una condición de equilibrio interno y externo. Este tipo de procesos ocurren siempre en una dirección y, aunque el sistema puede ser revertido a su estado inicial, esto nunca ocurre de manera natural.

El análisis de eficiencia de los procesos mediante el uso del criterio de exergía, permite que se puedan comprender las diferentes interacciones que existen entre la Energía, la Ecología y la Economía. De hecho, el concepto de exergía en sí mismo, ayuda a la optimización de procesos industriales por ser el resultado de una combinación entre la ley de la conservación de energía (Primera Ley de Termodinámica) y la ley de generación de entropía (Segunda Ley).

Al relacionar la economía de los procesos con el gasto de exergía, es posible encontrarle un sentido económico a los diagramas de flujo de los procesos o sistemas, es decir a su configuración, al considerar tanto el costo de producción como las ineficiencias que puedan encontrarse en el diseño del proceso.

Pero, ¿cómo puede definirse la exergía? A continuación se presentan algunas consideraciones.

### **1.1.2. El Concepto de Exergía:**

En general, puede decirse que la Energía está constituida por dos partes, una que es la parte de la energía capaz de transferirse al trabajo en un proceso reversible, y que se denomina la Exergía. La otra parte, que al contrario no tiene la capacidad de transferirse al trabajo en un proceso reversible, se le llama la Anergía. En la siguiente expresión matemática puede resumirse éste concepto.

(1)

La exergía se define como la máxima cantidad de trabajo útil que puede obtenerse a medida que un proceso cambia reversiblemente de un estado dado a otro estado en equilibrio con el medio ambiente. Kotas (1995) precisa que la exergía es el máximo trabajo que puede ser obtenido de cualquier cantidad de energía, o el máximo trabajo que puede sacarse de un sistema en interacción con el entorno.

Se dice que en los procesos reales solamente ocurren procesos irreversibles, y gracias a este concepto teórico, se viabiliza encontrar degradaciones de energía en los procesos que pueden ser potencialmente aprovechables.

Por definición, un balance exergético sólo existe para procesos reversibles. Según Wall (1988), para procesos reales en los cuales las irreversibilidades son mayores a cero, la energía nunca está en balance.

Con el cálculo de pérdidas exergéticas es posible visualizar las modificaciones de mejora a los procesos. Generalmente cuando las pérdidas exergéticas son altas podemos jerarquizar éste como el primer proceso a mejorar. Sin embargo, dado que todas las partes del sistema están interrelacionadas y se puede llegar a tener pérdidas exergéticas iguales o mayores en el proceso modificado comparado con el proceso original. (Gong & Wall, 1997)

Tal como menciona Rivero (1997), los cálculos de Exergía se basan en la determinación de dos funciones de estado termodinámico: La Entalpía y la Entropía. De ésta forma, si se considera un sistema definido por sus variables independientes como presión, temperatura, composición, etc., y se coloca en un ambiente "0", la exergía del sistema estará dada por la siguiente expresión general:

$$- \quad (2)$$

Siendo H la entalpía, S la entropía y T la temperatura. El subíndice “o” indica la condición del ambiente que rodea el sistema. En otras palabras, la exergía se calcula como la diferencia entre la Entalpía Total del sistema y la Entropía Total.

(3)

En 1998, Sorin y sus colaboradores establecieron que es posible calcular el contenido de exergía de todas las corrientes de entrada y salida de un sistema y establecer un balance exergético global. No obstante, el total de exergía de entrada a un sistema real es siempre más alto que el mismo valor de la exergía de salida, debido a que hay una cierta cantidad de exergía que es destruida de manera irreversible dentro del sistema. Esta cuantía hace referencia a las pérdidas de exergía interna y está directamente relacionada con las irreversibilidades termodinámicas del sistema.

### **1.1.3. Pérdidas de Exergía en un sistema:**

Según Rivero (1997), las pérdidas de exergía de un sistema pueden dividirse en dos: Por una parte, aquellas que resultan a partir de la irreversibilidad de los procesos que se dan en el sistema, conocidas como pérdidas internas, y por otra parte, aquellas que resultan de una descarga de exergía al medio ambiente ó pérdidas externas.

Las pérdidas de exergía irreversibles son la diferencia entre la Exergía Total entrando al sistema (EXTi) y la Exergía Total saliendo del mismo (EXTo), las cuales pueden calcularse usando el teorema de Gouy-Stodola (Rivero et al., 2004)

(4)

(5)

Otra forma de expresar las pérdidas de Exergía irreversible es considerando el sistema como una pareja acoplada fuente – recibo (ó donante – receptor), obtenido a partir de la diferencia entre la Exergía neta suministrada (EXns) por la fuente y la exergía neta producida (EXnp) hacia el receptor.

(6)

(7)

## 1.2. ESTADO DEL ARTE:

El ahorro de energía en los procesos de transformación, el calentamiento global y las emisiones de gas de efecto invernadero (GEI) son temas actuales de gran interés para la sociedad, la política y la tecnología. Estos temas, estando tan relacionados con el consumo de energía resultan de importancia estratégica valiosa. (Friedler, F., 2010).

Como lo expresa Salomon (2010), “mejorar la eficiencia energética de los procesos es muy importante para reducir las emisiones de GEI”. En las refinerías del mundo, aproximadamente, del 59 al 99 % de las emisiones de CO<sub>2</sub> se originan del consumo de energía como combustible, vapor, electricidad y combustión de coque.

Aplicando el concepto de ecoeficiencia para el análisis energético integral de los procesos es posible identificar y priorizar áreas o secciones de la planta para reducir el consumo de energía, lo cual contribuirá en el mejoramiento del desempeño energético del proceso.

Un estudio del Solomon Associates (2008) denominado *Fuels Refinery Performance Analysis*, incluyó la estimación de factores de emisión de carbón (CEF) ó CO<sub>2</sub> Equivalente por tipo de combustible o componente del gas combustible. Para el caso específico de generación de energía eléctrica, la Tabla 2 presenta una relación de indicadores de emisión de GEI organizada por país, en toneladas métricas de dióxido de carbono por unidad de energía:

**Tabla 2. CEF para generación de electricidad, Ton métricas CO2 por MWh**

PAIS	FACTOR	PAIS	FACTOR	PAIS	FACTOR
Colombia	0,1477	USA	0,6083	Francia	0,0638
Argentina	0,2550	UK	0,4493	Alemania	0,5464
Brasil	0,0674	México	0,4980	Japón	0,3932
Venezuela	0,1524	Canadá	0,2232	Italia	0,4679
Ecuador	0,2118	Rusia	0,3954	Corea	0,4614
Perú	0,1022	España	0,4276	Australia	0,7908

Fuente: Adaptación del Autor- Basado en datos de API Compendium and World Development Indicators 2006, World Bank, reported on CEI Analysis Methodology, Solomon 2008

Para el caso de combustión del coque, los factores de emisión de carbono correspondientes son los siguientes:

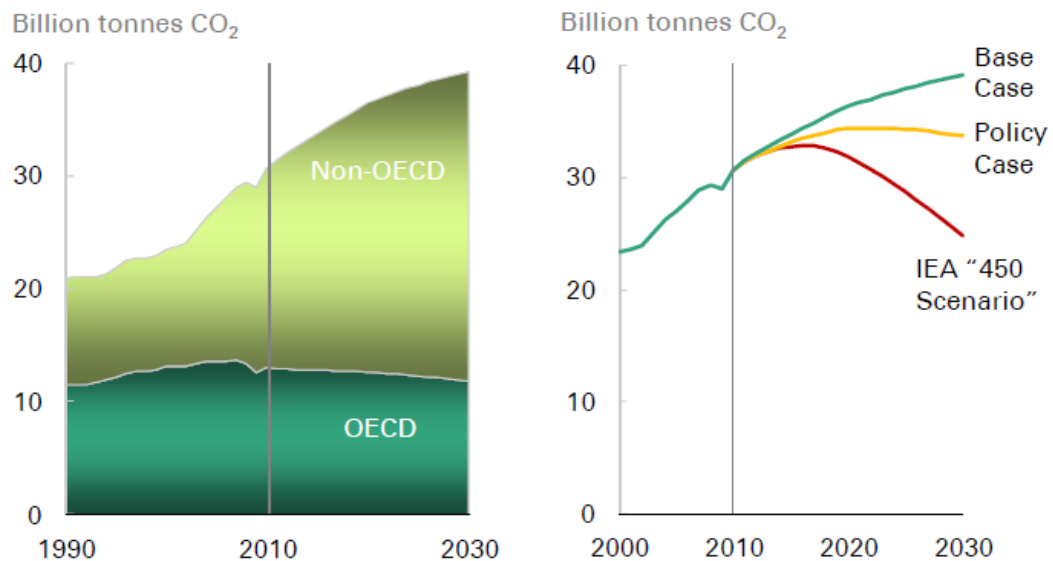
**Coque de FCC:** 0,276 – 0,351 MTon CO2 por MWh  
**Coque Comercial:** 0,366 MTon CO2 por MWh

Es importante anotar que para el caso Colombiano, el factor de emisiones de CO2 por unidad de energía generada equivale solamente la cuarta parte del mismo factor en países como Estados Unidos, dada la mayor contribución de la generación hídrica en el sistema eléctrico colombiano, mientras que en Estados Unidos hay un mayor aporte de generación de energía por plantas térmicas ya sea de gas o carbón. Esta situación es muy favorable para el caso colombiano dado que se esperan emisiones equivalentes mucho menores que las mismas calculadas para un caso en Norteamérica.

El cálculo del consumo de energía de los procesos, y su correlación con las emisiones de GEI no es una práctica común en la industria, en especial en las compañías de procesamiento de hidrocarburos, ya que involucra una variedad de cargas o alimentos al proceso y gran cantidad de información de la planta. De la misma forma, el cálculo de las emisiones en los procesos industriales a menudo está representado sólo por una aproximación a las estadísticas globales de

emisión, siendo aún superfluos los estudios para correlacionar el ahorro (o gasto) de energía con emisiones de contaminantes.

**Figura 6. Emisiones globales de CO<sub>2</sub>, a partir del uso de energía.**



Fuente: BP Energy Outlook 2030, [www.bp.com](http://www.bp.com), 2012.

En la Figura 6 se puede apreciar la tendencia histórica de las emisiones globales de dióxido de carbono a partir del uso de energía, que actualmente supera los 30 Billones de toneladas. Según registros históricos, las emisiones de GEI estimadas como toneladas de CO<sub>2</sub> emitido a la atmósfera, han crecido proporcionalmente con el incremento en el consumo de energía mundial.

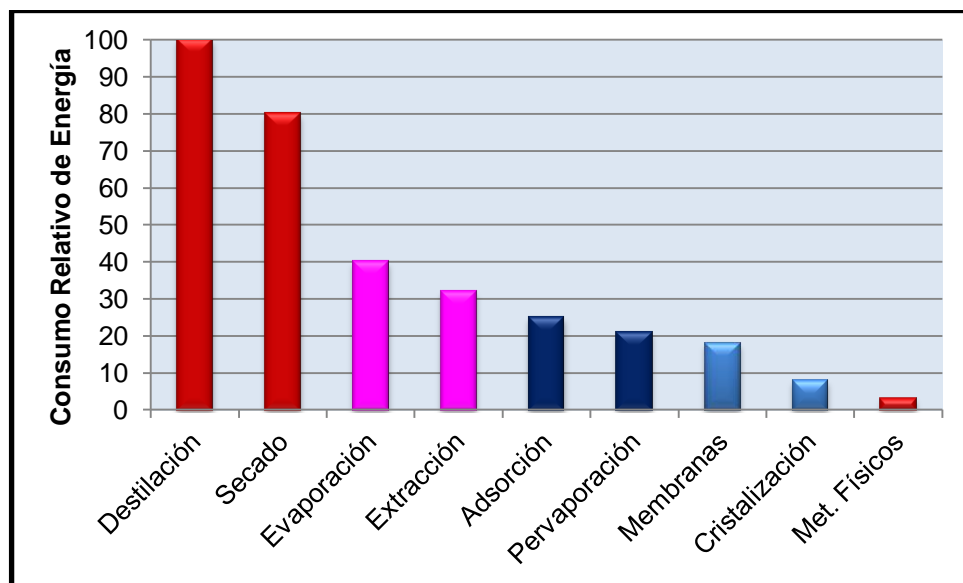
Se plantea entonces un gran reto para científicos e ingenieros con respecto al desarrollo sostenible de cara al futuro, no obstante se estima que es posible resolverlo si se adoptan políticas para reducir la contaminación aún sin reducir la actividad industrial.

Cerca del 60 % del consumo de la energía a nivel industrial se utiliza en procesos de separación tradicionales como destilación, secado ó evaporación, y por lo

general, dichos procesos basan su principio de operación en uso de energía térmica y se caracterizan por una baja eficiencia termodinámica.

En la siguiente figura, se contrastan diferentes procesos de separación utilizados comúnmente en la industria de procesos químicos y su consumo equivalente de energía.

**Figura 7. Consumo de Energía relativo para operaciones tradicionales de separación.**



Fuente: Adaptación del Autor - U.S. Department of Energy's - Office of Energy Efficiency and Renewable Energy, 2005.

Como se puede observar, los procesos de separación por Destilación y Secado son de lejos las operaciones unitarias que más alto impacto potencial tienen en la carrera por la reducción del consumo de energía. El uso generalizado de procesos de separación tradicionales, tal como columnas de destilación, se debe en gran parte a las bajas inversiones de capital requerido en una instalación nueva, comparado con tecnologías novedosas de separación.

Las barreras para implementar nuevos procesos de separación a escala industrial solo pueden superarse con un amplio espectro de tecnologías como la integración

energética, sistemas híbridos, destilación reactiva, la mejora de las topologías de los procesos y el desarrollo de nuevos materiales.

El análisis exergético y la integración de procesos son temas de alto interés para la comunidad científica desde hace más de cuatro décadas, sin embargo recientemente se las compañías tienen de nuevo interés en éstos temas dada la alta demanda energética mundial y los altos costos del petróleo y sus derivados.

Los fundamentos del análisis de sistemas a partir de la segunda ley, fueron desarrollados a finales del siglo XIX por Gouy (1889) y Stodola (1898), pero fue Keenan (1932) quien posteriormente definió el concepto de “exergía física”, al cual llamó en ese tiempo “disponibilidad”, y lo utilizó para analizar el desempeño de una turbina a vapor.

Posteriormente, Zoran Rant le acuñó el término de “Exergía” en su tesis doctoral del año 1953. (Tarighaleslami, A.H., 2011) y más recientemente, se introduce el concepto de “exergía química” y sus estados de referencia asociados por Szargut (1986), sin embargo según manifiesta Cornelissen (1997) el uso frecuente del análisis exergético tiene sus inicios desde la segunda mitad del siglo XX.

Rivero (2002) define el análisis exergético como “una técnica que permite discutir a profundidad sobre el uso de la energía en los procesos y descubrir en que parte del sistema pueden existir degradaciones de energía”. De ésta forma, con el uso de dicha herramienta de análisis se pueden resolver los interrogantes que se planteen relacionados con el incremento de la productividad de una planta industrial, mediante la reducción del consumo energético de los procesos.

Por otra parte, y dado que se requiere estudiar diferentes configuraciones de los procesos para encontrar un diseño que permita una mayor eficiencia energética, el uso de herramientas computacionales como los simuladores de proceso, permiten

un cálculo más rápido y preciso de las propiedades termodinámicas de las corrientes y equipos involucrados facilitando la tarea del análisis de exergía.

A pesar de la importancia del tema, los trabajos reportados en literatura que apliquen específicamente a procesos de refinación son relativamente escasos. No obstante, vale la pena resaltar los siguientes: En 1982, Chen-hwu realizó un estudio de análisis exergético para procesos criogénicos y optimizaciones de equipos, patrocinado por *Exxon Production Research Company*. En el mismo año, Fleming (1982) y sus colaboradores presentaron el estudio sobre conservación de energía y cogeneración en los procesos del fondo del barril, realizado para la compañía *The M. W. Kellogg Company*.

Un par de años más tarde, Wilson y Sloan (1984), presentaron su trabajo sobre modificaciones a sistemas de unidades FCC para conservación de energía, por *The M. W. Kellogg Company*. Posteriormente, Dinçer (1986) realizó un análisis de exergía a una refinería de petróleo, encontrando una eficiencia global de disponibilidad del 5,9 %.

En 1987, Hill J., de *Koch Engineering Company*, expuso su trabajo sobre ahorro energético en procesos de destilación usando internos de empaque estructurado y recompresión de vapor.

En 1999, Hassan y sus colaboradores publicaron un trabajo exitoso de análisis e integración de procesos, y recomendaciones de mejora para una planta FCC. Este es uno de los primeros casos integrales de estudio de modificaciones para incrementar la eficiencia de los procesos.

Por su parte, Rivero (2002) condujo un trabajo de análisis de exergía para optimizar una refinería de 150 KBPD en donde reportó que la principal destrucción de exergía se presentó en la unidad de servicios industriales, seguida de la unidad

de cracking catalítico y la unidad de destilación combinada. Después de algunas modificaciones realizadas como la optimización de redes de intercambiadores de calor usando el método Pinch, el acondicionamiento de sistemas para utilizar aire precalentado en hornos, y la implementación del uso de generadores de vapor con CO y precalentadores de agua, se reportó una reducción del 26% de la energía total degradada.

La literatura también reporta otros trabajos que usan análisis exergético en procesos sencillos de columnas de destilación (Rivero, 2004; Dinçer, 2005; Khoa, 2010), y análisis exergoeconómicos en plantas de utilidades ó servicios industriales (Cooper, 1989; Frangopoulos et al., 1996). Igualmente, en 2004 Rivero documentó el análisis realizado a una unidad de destilación combinada.

Entre las modificaciones más frecuentemente establecidas están: instalar nuevos generadores de vapor, incrementar el área de intercambiadores, mejorar intercambio entre corrientes frías y calientes, utilizar corrientes de carga calientes entre unidades de proceso, equipos más eficientes, etc.

En el ámbito local, se han encontrado varios estudios recientes donde se aplica el análisis de primera y segunda ley. Sin embargo, el enfoque es principalmente hacia el análisis de desempeño de motores diesel (Agudelo, A., y Agudelo, J., 2008), la producción de etanol (Velasquez, H., et Al, 2010), la producción de biodiesel de aceite de palma (Sierra, C., y Casas, J., 2011), y la producción de bioetanol (Ojeda, 2011), entre otros.

De ésta forma, el aporte científico de éste estudio consiste generar una alternativa viable términos de Ecología, Economía y Medio Ambiente, para lograr la operación con menores pérdidas de energía, es decir menor generación de GEI, a partir de la aplicación de una metodología de análisis desarrollada para una planta industrial de refinación de crudo.

### 1.3. CÁLCULO DE EXERGÍA MEDIANTE EL SIMULADOR DE PROCESOS PRO/II®

Las rutinas de cálculo de Análisis Exergético incorporadas en el simulador de procesos PRO/II® permiten al usuario realizar este tipo de cálculos planteados de manera sencilla y rápida. Una vez el modelo de simulación logra la convergencia, se realiza el análisis de disponibilidad (exergía) a partir de las ecuaciones incorporadas en la herramienta de software.

Según lo ilustra el manual de la aplicación (SimSci - PRO/II Keyword Manual, 2011), el usuario también puede especificar valores de referencia para la Temperatura y Presión. Estos valores son las condiciones del medio ambiente, que por defecto vienen predeterminados para el simulador con los valores estándar de 288,7 K y 1,01 bar, respectivamente.

La función de disponibilidad ó exergía, B, se define mediante la siguiente ecuación general:

$$B = H - T_0 S \quad (8)$$

En donde H es la entalpía, T es temperatura y S es la entropía.

Los resultados del cálculo de exergía se pueden encontrar en el reporte de salida organizado en dos tablas, después de la sección “*Stream Summary*” en la sección “*Exergy Analysis*”.

La primera tabla de datos corresponde a la disponibilidad (exergía) de las corrientes y contiene la siguiente información:

- a. Flujo de la corriente
- b. Entalpía
- c. Entropía

- d. Exergía a las condiciones actuales de la corriente: B(EXS)
- e. Exergía a la temperatura de referencia y presión actual de la corriente: B(TES)
- f. Exergía a la temperatura y presión de referencia: B(EVS)
- g. Exergía a un estado modificado del medio ambiente: B(MES)

La segunda tabla de datos contiene los valores de disponibilidad (exergía) de las operaciones unitarias, la cual contiene la siguiente información para cada operación:

- a. Balance de Exergía
- b. Trabajo Externo suministrado
- c. Requerimiento de Calor

## 2. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS:

Como parte de éste trabajo, se desarrolló una metodología que permite analizar y plantear alternativas factibles de modificación a un proceso y evaluarlas mediante un proceso jerárquico para obtener una valoración que contenga los escenarios comparados, reflejando el uso de energía.

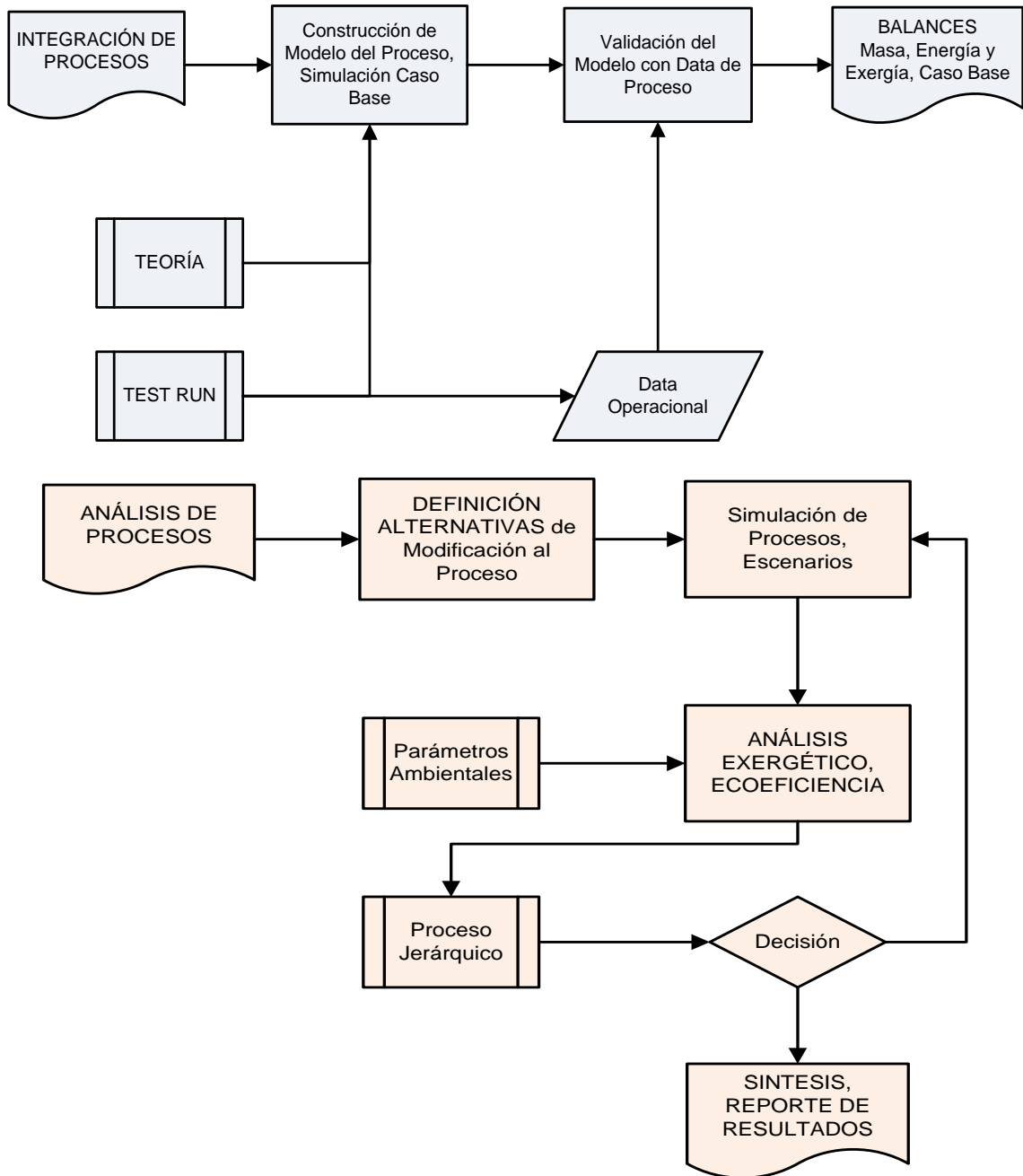
Usando técnicas de análisis y simulación de procesos se determinaron las propiedades termodinámicas de las corrientes de entrada y salida de cada subsistema y del sistema global. Con estas propiedades se realizó la evaluación del uso de energía en el proceso mediante los balances de primera y segunda ley, es decir energía y exergía.

La primera etapa metodológica consiste en la construcción del modelo de proceso de la planta, para éste caso específico de la sección de separación de productos del reactor. El modelo se sintoniza usando datos de corrida de planta y se determina la reproducibilidad del modelo, permitiendo definir así un caso base de estudio. La configuración del modelo requiere de fundamentos teóricos como la definición de componentes, la elección del método termodinámico adecuado para el cálculo del equilibrio y de propiedades de las corrientes, así como el artificio de simulación usado en la reconstitución del producto efluente de reactor.

En una segunda etapa, se definen posibles alternativas de modificación mediante la técnica de análisis de procesos, las cuales se analizan a través de simulaciones para determinar los balances de energía, el gasto de exergía, y las condiciones que permitirán una variación del proceso original con un mejor aprovechamiento energético.

La Figura 8, muestra el diagrama de flujo que representa la metodología desarrollada y seguida durante ésta investigación.

**Figura 8. Metodología para la evaluación de configuraciones de proceso, aplicando el criterio de Ecoeficiencia.**



Fuente: Autor, 2012

### 3. MODELO DE LA UNIDAD VRU DE FCC EN PRO/II®:

La primera fase de éste estudio, consistió en realizar un modelo del proceso de separación de la unidad FCC seleccionada incluyendo la columna fraccionadora principal, la sección de compresión, columnas absorbedoras, la despojadora o *stripper*, y las debutanizadora, depropanizadora. Este modelo se desarrolló en el software PRO/II® que es la plataforma de simulación comercial que utiliza el Instituto Colombiano del Petróleo, del cual Ecopetrol ICP tiene licencias de uso.

#### 3.1. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO:

La unidad de Cracking Catalítico UOP1 (FCC) está diseñada para procesar hasta 28 KBPD de carga, que consiste básicamente en una mezcla de gasóleos (GAO) y aceite desmetalizado (DMOH), producto de las unidades de destilación atmosférica (CDU) y de la unidad de extracción de metales (DEMEX) respectivamente, con una densidad promedio de 20 API. Por diseño se admiten mezclas hasta de una relación volumétrica 70 / 30 de GAO/DMOH. Los productos de la FCC son principalmente gasolina (Nafta liviana y Nafta pesada craqueada), gas licuado del petróleo (GLP), gases (alimento a planta etileno). Los subproductos como aceite liviano de ciclo (ALC), que se utiliza como diluyente a combustóleo ó futuro potencial diesel, y los fondos de la columna fraccionadora (*Slurry*) también son usados en la preparación de combustóleo.

La carga cruda a la unidad gana energía mediante una serie de intercambiadores de calor, incrementando la temperatura hasta unos 170 – 180 °C antes de entrar al *riser* del reactor. En éste diseño de planta, el alimento y el catalizador regenerado se mezclan en la base del *riser* y suben hasta la zona de reacción en donde se llevan a cabo la mayor parte de las reacciones. La temperatura del reactor oscila

alrededor de 515 – 530 °C, dependiendo de la orientación de la unidad y del tipo de catalizador utilizado.

Dentro del reactor ocurre la separación entre la fase sólida y los vapores producto de la reacción gracias a un mecanismo físico utilizando ciclones. De allí, los vapores de hidrocarburo salen del reactor hacia la columna fraccionadora y el catalizador gastado (impregnado de hidrocarburo) se mueve hacia el regenerador, donde se le inyecta aire suficiente para completar la reacción de combustión del coque adherido en la superficie del catalizador y logrando temperaturas del orden de 735 – 740 °C.

La columna fraccionadora principal (T701) recibe los vapores de hidrocarburos efluente del reactor y los separa mediante una columna de destilación de 36 platos, en productos líquidos como nafta pesada, aceite liviano de ciclo (ALC), fondo residual de la columna (Slurry), y el producto de cima en fase gaseosa (gas húmedo y nafta liviana no estabilizada).

El gas efluente del tambor de cima de la fraccionadora principal (D705) entra a la primera etapa del sistema de compresión (C751A) donde se comprime hasta 2,5 veces de la presión original para retirar los condensables presentes en la mezcla gaseosa, en el separador de descarga. Los vapores de éste separador pasan a la segunda etapa del sistema de compresión (C751B) donde se logran unas 3,3 veces la presión de la primera etapa, y justo en la descarga del compresor y antes del enfriador de compresión se une ésta corriente con los vapores de cima de la columna despojadora (T503), el líquido de fondo del tambor inter-etapas (D573) y los fondos de la columna absorbadora primaria (T751). La corriente resultante se enfría con agua en el intercambiador E752AB para luego entrar al tambor de alta presión (D754) y separarse en tres fases: agua, hidrocarburo líquido y vapor.

La corriente de vapor del separador de alta presión alimenta la columna absorbidora primaria (T751), la cual consta de 40 platos de contacto y utiliza como absorbente líquido en contracorriente el destilado de baja presión (DBP) en la zona superior, y nafta debutanizada (NDB) en la zona inferior, para retener los propanos (c3s) y butanos (c4s) del gas húmedo.

Este gas pasa luego por otra columna, la absorbidora secundaria (T752), conocida también como absorbidora esponja, que consta de 20 platos de contacto usando en contracorriente ALC como líquido absorbente, el cual proviene de la fraccionadora principal. El gas seco abandona la cima de ésta columna y continúa hacia las unidades de tratamiento con amina, y posteriormente hacia la planta de recuperación de etileno. Por su parte, el aceite rico del fondo de la columna absorbidora, regresa nuevamente a la columna fraccionadora principal.

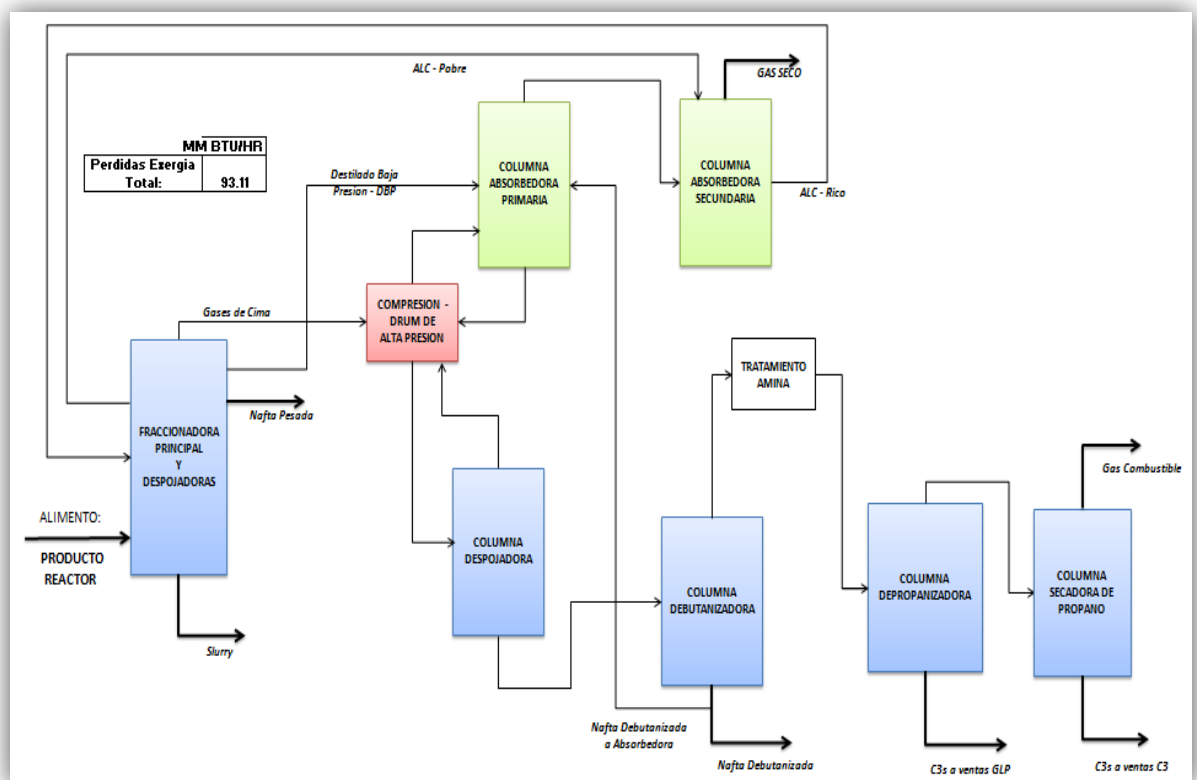
De otro lado, la corriente líquida del tambor de alta presión (D754) se calienta y entra a la columna despojadora (T753) la cual consta de 30 platos perforados. En esta torre se remueven los componentes etanos (c2s) y más livianos mediante el despojo con ayuda de un rehervidor. Los compuestos livianos salen por la cima de la torre hacia el tambor de alta presión, y el hidrocarburo líquido del fondo pasa posteriormente a la columna debutanizadora (T754).

La columna T754 consta de 36 platos perforados, y se usa para separar el GLP de la gasolina estabilizada (NDB) que es el producto de fondo. Esta gasolina se enfría cediendo calor, y una parte se envía como absorbente a la columna absorbidora primaria (T751), mientras la otra parte se lleva hacia tratamiento como producto final. El GLP producto de cima de la debutanizadora se calienta nuevamente para ingresar a la columna depropanizadora (T755) de 40 platos, en donde se separan los butano-butilenos (C4s) del propano-propileno (C3s) mediante destilación.

En el diagrama de bloques se muestra en la Figura 9, donde se aprecia de forma simplificada las diferentes operaciones unitarias involucradas en la separación de productos del reactor de una unidad de FCC. Se distinguen las columnas de destilación, la sección de compresión, y las columnas absorbedoras.

La sección de tratamientos con amina para el GLP producto, se excluyó en el análisis del presente estudio.

**Figura 9. Diagrama de bloques sección Separación - Unidad FCC**



Fuente: Autor, 2012

### 3.2. SELECCIÓN DEL MÉTODO TERMODINÁMICO Y PROPIEDADES DE TRANSPORTE:

Seleccionar el método termodinámico a utilizar en un modelo de procesos es quizá el paso importante en la modelización de procesos. El sistema termodinámico en la aplicación de simulación se compone de varios métodos, los cuales se emplean para calcular las constantes de equilibrio de fases (*K-values*); entalpías de líquido y vapor, entropías de líquido y vapor así como también la densidad.

Para el modelo de la planta se utilizó la correlación generalizada Grayson-Streed en los cálculos de la fraccionadora principal, y la ecuación de estado Peng-Robinson para los demás equipos en el modelo. La decisión en la selección de la termodinámica tiene mucho que ver con el tipo de componentes y las condiciones de operación del sistema (Caballero, E., 2011), por lo cual se considera una etapa que debe abordarse con la importancia que se merece.

El cálculo de la entalpía y la entropía de las fases líquida y vapor se realizó usando el método de *Lee-Kesler*, mientras que la densidad de la fase vapor se estimó a partir de la EOS SRK. En algunos equipos se utilizó *Curl-Pitzer* para estimar la entropía de las fases líquida y vapor. Por su parte, en las secciones donde se utilizó la EOS Peng-Robinson se modificó el método de cálculo de las entalpías del líquido y del vapor usando la ecuación de *Lee-Kesler*. Adicionalmente, se utilizaron las ecuaciones API para estimar la densidad de la fase líquida, y correlaciones del petróleo para el cálculo de las propiedades de transporte.

### **3.3. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL MODELO:**

A continuación se presenta una descripción general del modelo de proceso de la FCC UOP1 configurado en el simulador PRO/II®, sección de separación de productos de reacción.

#### **3.3.1. Recomposición del Efluente Reactor:**

La primera sección, a modo de pre-tratamiento de datos, tiene que ver con un artificio de simulación para recomposición del efluente de reactor. La caracterización de dicha corriente se estimó a partir del balance de materia global, incluyendo los productos de la unidad y las cargas externas.

Con base en las caracterizaciones de laboratorio disponibles de las corrientes producto, se definió la corriente efluente de reactor como la sumatoria de dichas corrientes producto de planta. Las cargas externas al proceso también se tienen en cuenta en ésta recomposición de la carga a la fraccionadora, como un sustraendo.

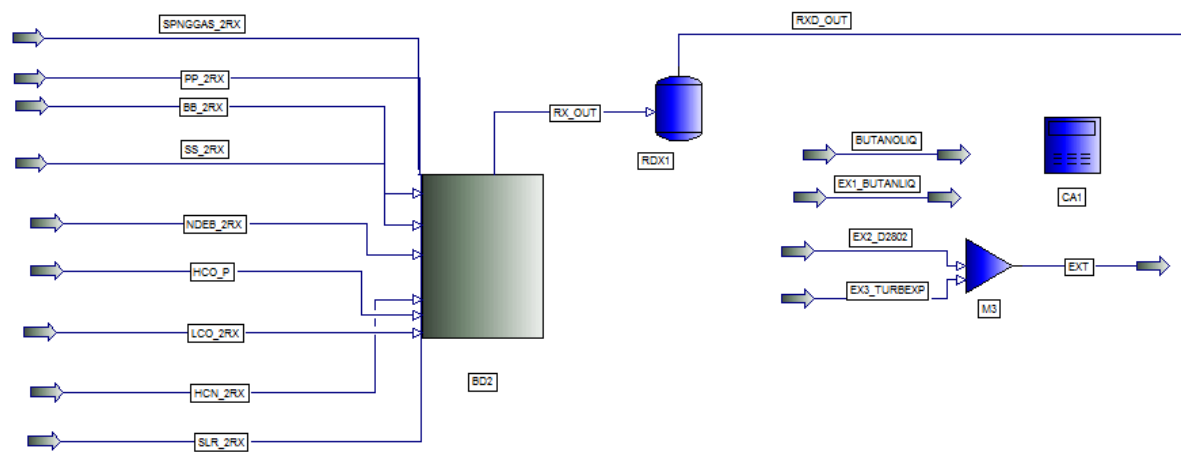
Las corrientes líquidas se configuraron en el modelo como del tipo “*petroleum assay*” por ser evaluadas a través de destilaciones ASTM D86 y/o destilación simulada. Entre ellas están, la nafta debutanizada (NDEB), la nafta pesada (HCN), el aceite liviano de ciclo (ALC), el aceite pesado de ciclo (APC) y el fondo de la fraccionadora o SLURRY. Las demás corrientes producto se caracterizan por cromatografía de gases y se incluyen en el modelo como del tipo composicional.

Los datos utilizados corresponden a muestras reales tomadas durante corrida de planta en marzo 29 de 2009; así mismo, las condiciones de operación de la unidad corresponden al promedio de valores en el periodo señalado como operación en

estado estable. Los datos operacionales se tomaron del sistema de base de datos en tiempo real de la refinería (BDTR).

En la siguiente figura se presenta el artificio de simulación utilizado para la reconstitución de la carga a la fraccionadora principal, es decir el efluente del reactor.

**Figura 10. Artificio de simulación: Reconstrucción del efluente reactor.**



Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

En el bloque de cálculo BD2 se realiza la mezcla de las corrientes producto y las corrientes de vapor al reactor para obtener la composición y flujo efluente del reactor de FCC.

Con el fin de ajustar la reconstrucción de la corriente efluente del reactor, al utilizar cargas externas a la unidad, se configuró una unidad de mezcla de corrientes externas, la cual genera una corriente adicional “EXT”, y mediante código de programación usando la calculadora “CA1”, se reescribió el flujo molar de cada componente en la corriente “RXD\_OUT”, la cual representa finalmente el efluente real del reactor.

En la siguiente tabla se presenta el código para configuración de la captura de datos de flujo molar por componente, y el ajuste posterior a la corriente que representa en el modelo el efluente del reactor (RX\_OUT).

**Tabla 3. Código usado en la calculadora CA1, para sobrescribir la composición de RX\_OUT**

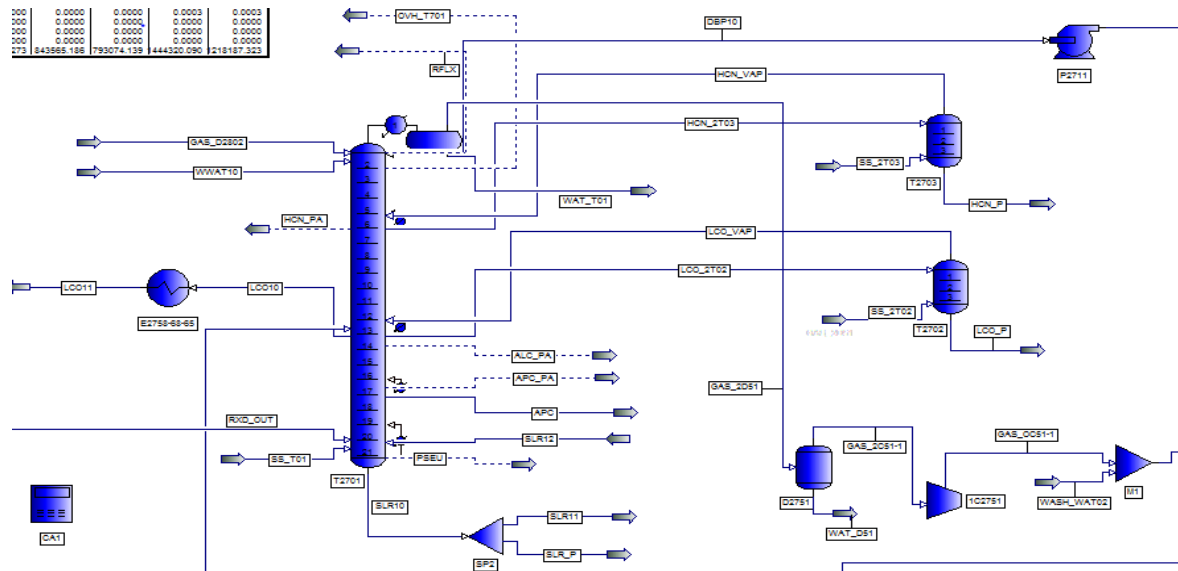
<b>Calculator Code: (Fortran subroutine)</b>
<pre> CALCULATOR UID=CA1, NAME=EXT_STREAM_CALC SEQUENCE STREAM=RX_OUT,EXT,RXD_OUT PROCEDURE DO 21 J = 1,21   V(J) = SCMR(J,EXT)   V(J+21) = SCMR(J,RX_OUT)   R(J) = V(J+21) - V(J) 21 CONTINUE CALL SRVSTR(SCMR,R(1),RXD_OUT,1,21) RETURN           </pre>

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

### **3.3.2. Torre Fraccionadora Principal T701.**

La columna fraccionadora principal recibe como alimento el efluente del reactor, y separa la mezcla en productos líquidos y gaseosos. La columna se modeló usando 21 etapas teóricas, incluyendo el condensador, las cuales se definieron mediante el método de eficiencia global por zonas. En la siguiente figura se aprecia el diagrama de flujo en el simulador PRO/II.

**Figura 11. Sección Fraccionadora Principal y despojadoras**



Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

La fraccionadora tiene asociadas dos columnas despojadoras laterales (T702 y T703), que se representan en el modelo por 3 etapas teóricas cada una, asumiendo una eficiencia del 50%. Se utilizó la operación unitaria “*SideCol*” que en el algoritmo de cálculo Inside-Out permite resolverla simultáneamente junto con la columna principal para obtener una convergencia total para el sistema.

Se configuró un condensador parcial, usando como especificación la temperatura del tambor acumulador de cima y variando el retiro de calor requerido para lograr dicha especificación. Se incluyeron además otras especificaciones que controlan la calidad de corrientes y el perfil térmico de la columna variando el flujo de productos y los retiros de calor.

En la siguiente tabla se resumen las principales especificaciones de desempeño configuradas en el modelo de la Columna Fraccionadora. (Tabla 4)

**Tabla 4. Especificaciones de desempeño, Fraccionadora T701**

Item	Propiedad	Valor (S.I.)	Valor (metric)
Plato 1	Temperatura	106 F	41,1 °C
HCN Astm D86	95% Destilación	448 F	231,1 °C
ALC Astm D86	95% Destilación	660 F	348,9 °C
Plato 17	Temperatura	558 F	292,2 °C
Plato 20	Temperatura	690 F	365,6 °C
Condensador	Temperatura	107 F	41,7 °C
	Presión (*)	17,22 psig	1,187 bar
Columna Ppal.	Presión cima (*)	24,45 psig	1,686 bar
	Delta P (*)	2,42 psi	0,167 bar
(*) Condiciones fijas en el modelo			

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Se definieron también cuatro circulantes (*pumparound*) para retiro de calor en la columna. Las especificaciones de los circulantes, están de acuerdo a las condiciones de operación que se muestran en la Tabla 5 .

**Tabla 5. Especificaciones de circulantes, Fraccionadora T701**

PumpAround	Flujo (KBPD)	Temp. Retorno, GR F (°C)	Delta Temp., GR F
PA1 Nafta Pesada	13,675	270 F (132,2 °C )	55,0
PA2 ALC	22,168	294 F (145,5 °C )	134,5
PA3 APC	21,384	413 F (211,7 °C )	145,0
PA4 Slurry	56,253	527 F (275,0 °C )	160,6

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Adicionalmente, se configuró en el modelo la información detallada sobre las dimensiones y espaciamento de platos, con el fin de calcular el desempeño hidráulico de la columna. El código de entrada de datos a la columna de destilación se muestra en la siguiente tabla.

**Tabla 6. Código utilizado en configuración de la columna T701**

<b>Main Column Code: (Fortran subroutine)</b>
<p>COLUMN UID=T701, NAME=Main Fractionator</p> <p>PARAMETER TRAY=21,IO=40 DAMPING=0.8, ERRINC=2</p> <p>FEED SS_T01,21/WWAT01,1/LCO_VAP,12/HCN_VAP,5/RSOAT01,12/ &amp;  RXD_OUT,20/GAS_D2802,1/S6,20, SEPARATE</p> <p>PRODUCT OVHD(M)=GAS_2D51, LDRAW(LV)=LCO_2T02,13,5600, &amp;  LDRAW(LV)=DBP_2T51,1,7087.57, LDRAW(LV)=HCN_2T03,6, &amp;  3500, LDRAW(LV)=APC,17,1018, WATER(M)=WAT_T01,1, &amp;  BTMS(LV)=S9,6500, LDRAW(LV)=S2,13,3688, SUPERSEDE=ON</p> <p>CONDENSER TYPE=MIX, PRESSURE=17.22, TEST=106</p> <p>DUTY 1,1,-71.9486,CONDENSER</p> <p>DUTY 2,5,,PA1HCN</p> <p>DUTY 3,12,,PA2ALC</p> <p>DUTY 4,16,-26,PA3APC</p> <p>DUTY 5,19,-102.357,QUENCH</p> <p>PA NAME=1, FROM=6, TO=5, PHASE=L, DNAME=PA1HCN, &amp;  RATE(LV)=19675, TEMP=250</p> <p>PA NAME=2, FROM=13, TO=12, PHASE=L, DNAME=PA2ALC, &amp;  RATE(LV)=28582, TEMP=320</p> <p>PA NAME=3, FROM=17, TO=16, PHASE=L, DNAME=PA3APC, &amp;  RATE(LV)=22384, TEMP=450</p> <p>PA NAME=4, FROM=21, TO=19, PHASE=L, DNAME=QUENCH, &amp;  RATE(LV)=56119</p> <p>PSPEC PTOP=24.45, DPCOLUMN=2.42</p> <p>PRINT COMPOSITION=M,WT, PROPTABLE=ALL, ITERATION=NONE, &amp;  SUMMARY=WT, TEFFICIENCY, DIAGRAM, TLOADING, &amp;  PROFILE=FINA</p> <p>ESTIMATE MODEL=REFINING, RRATIO=3, CTEMP=106, TTEMP=240.46, &amp;  BTEMP=685</p> <p>TEMPERATURE 1,106/2,240.457/3,270.732/4,284.236/5,295.609/ &amp;  6,324.332/7,355.635/8,364.53/9,368.305/10,370.762/ &amp;  11,373.044/12,376.746/13,419.614/14,468.048/ &amp;  15,488.872/16,502.944/17,537/18,573.405/19,598.883/ &amp;  20,685/21,685.001</p> <p>SPEC ID=COL1SPEC1, TRAY=1, TEMPERATURE(F), VALUE=106</p> <p>SPEC ID=COL1SPEC6, STREAM=HCN_P, D86(95,F), VALUE=455</p>

SPEC(CHANGE) ID=COL1SPEC7, STREAM=LCO\_P, D86(95,F), VALUE=706  
 SPEC(CHANGE) ID=COL1SPEC8, STREAM=S9, D1160(5,F,P760), &  
 VALUE=639.7  
 SPEC ID=COL1SPEC9, STREAM=DBP\_2T51, D86(95,F), VALUE=329  
 SPEC ID=COL1SPEC2, TRAY=20, TEMPERATURE(F), VALUE=687  
 SPEC(CHANGE) ID=COL5SPEC1, TRAY=2, TEMPERATURE(F), VALUE=238  
 SPEC(CHANGE) ID=COL5SPEC2, TRAY=6, TEMPERATURE(F), VALUE=325  
 SPEC(CHANGE) ID=COL5SPEC3, TRAY=13, TEMPERATURE(F), VALUE=430  
 SPEC(CHANGE) ID=COL5SPEC4, TRAY=17, TEMPERATURE(F), VALUE=557  
 SPEC(CHANGE) ID=COL5SPEC5, STREAM=S9, API,WET, VALUE=3  
 DEFINE PRODUCT(LBM/D)=GAS\_2D51 AS STREAM=RXD\_OUT, RATE(LBM/D), &  
 COMP=2,14,WET  
 VARY DNAME=CONDENSER,QUENCH  
 VARY DRAW=DBP\_2T51,HCN\_2T03  
 TOLERANCE KVALUE=0.0001, EQUILIBRIUM=0.0001, ENTHALPY=0.0001  
 TRATE SECTION(1NAP)=2,11,V1, PASSES=2, SPACING(TRAY,IN)=30, &  
 DIAMETER(TRAY)=156, THICKNESS(DECK,GAUGE)=10, &  
 THICKNESS(VALUE,GAUGE)=10, NUMBER(VALVES)=1436, &  
 DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, WEIR=2, DCC=1.4961, &  
 DCW=15.24,12.52,,,15.24,12.52  
 TRATE SECTION(1HCNDRAW)=12,12,V1, PASSES=4, &  
 SPACING(TRAY,IN)=30, DIAMETER(TRAY)=180, &  
 THICKNESS(VALUE,GAUGE)=10, NUMBER(VALVES)=1804, &  
 DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, WEIR=2, DCC=1.4961, &  
 DCW=10.512,7,8,,10.512,7,8  
 TRATE SECTION(2LCO)=13,15,V1, PASSES=2, SPACING(TRAY,IN)=30, &  
 DIAMETER(TRAY)=180, THICKNESS(DECK,GAUGE)=10, &  
 THICKNESS(VALUE,GAUGE)=10, NUMBER(VALVES)=1998, &  
 DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, WEIR=2, DCC=1.7323, &  
 DCW=17.48,14.016,,,13.386,14.016  
 TRATE SECTION(9LCODRAW)=16,16,V1, PASSES=4, &  
 SPACING(TRAY,IN)=30, DIAMETER(TRAY)=180, &  
 THICKNESS(VALUE,GAUGE)=10, NUMBER(VALVES)=1804, &  
 DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, WEIR=2, DCC=1.496, &  
 DCW=10.512,7,8,,10.512,7,8  
 TRATE SECTION(3HCO)=17,18,V1, PASSES=2, SPACING(TRAY,IN)=30, &  
 DIAMETER(TRAY)=180, THICKNESS(DECK,GAUGE)=10, &  
 THICKNESS(VALUE,GAUGE)=10, NUMBER(VALVES)=1998, &  
 DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, WEIR=2.008, DCC=1.7323, &

DCW=17.48,14.016,,,13.386,14.016

TFLOW NET(L)=S5,1, TOT(V)=GASCIMAT701,2, PA(L)=PSEU,21,19/ &

ALC\_PA,13,12/HCN\_PA,6,5/APC\_PA,17,16

METHOD SET=GS01

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

### **3.3.3. Absorbedora Primaria T751 y Secundaria ó esponja T752**

La torre absorbedora primaria (T751) utiliza nafta debutanizada de la T754, y destilado de baja presión de la T701 como líquidos absorbentes para retener los compuestos livianos C3s y C4s en el gas producto de la FCC. El gas tratado pasa hacia la absorbedora esponja, y el líquido retorna al tambor de alta presión.

La absorbedora primaria se modeló con 14 etapas teóricas de contacto, asumiendo una eficiencia global de 35%. La columna tiene configurado un retiro de calor hacia la mitad de la torre, con un flujo de 1,71 KBD y una temperatura de retorno de 95 F (35 °C). La presión de operación de la columna es de 216 psig (14,89 bar) y con una caída de presión de 4,7 psi (0,324 bar) a lo largo de toda la columna. Se definió un valor de temperatura de cima de la torre de 134,5 F (56,9 °C) según dato operacional.

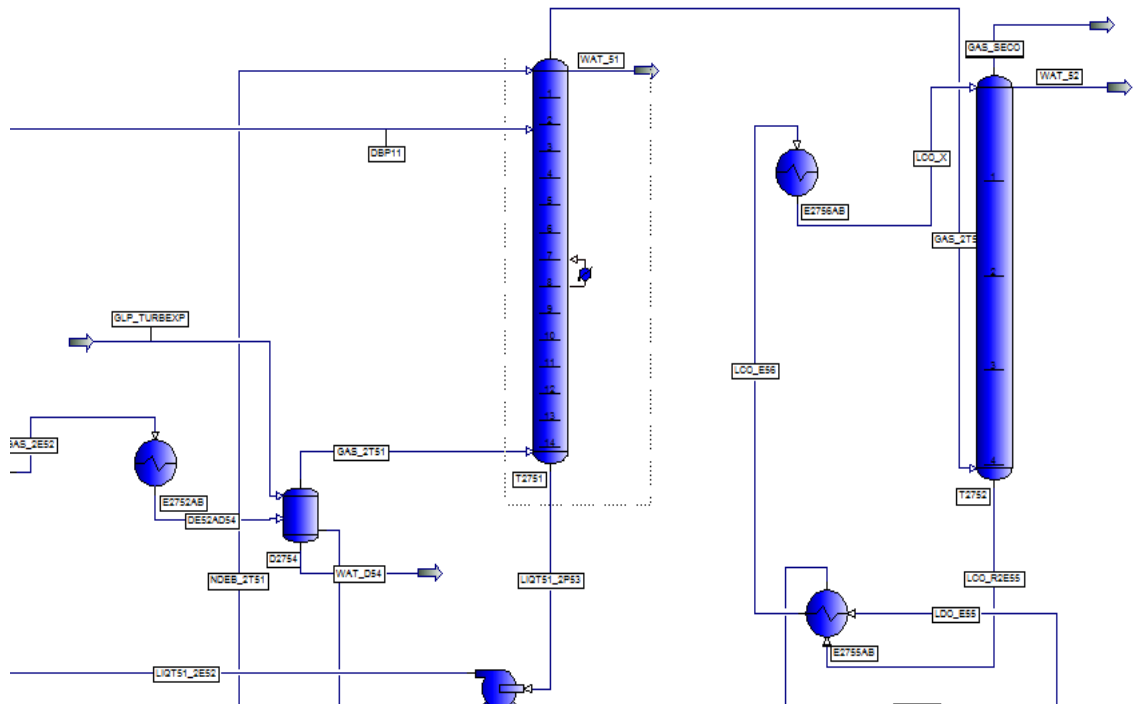
Por su parte, la absorbedora esponja (T752) recibe el gas seco tratado en la T751 y lo pone en contracorriente con ALC producto de la fraccionadora principal T701, como absorbente para remover trazas de propanos y butanos contenidas en el gas. El gas seco sale de la planta hacia tratamiento y posteriormente a la planta de etileno, mientras que el ALC rico regresa a la fraccionadora principal.

La absorbedora esponja se modeló con 4 etapas teóricas, asumiendo una eficiencia global de 20%. La presión de operación de la columna es de 202,8 psig (13,98 bar) y con una caída de presión de 8 psi (0,552 bar) a lo largo de toda la

columna. Se definió un valor de temperatura en la cima de la torre de 106 F (41,1 °C) de acuerdo a la operación.

En la siguiente figura se muestra la sección de la planta en el modelo configurado.

**Figura 12. Sección Absorbedora primaria y Absorbedora Esponja**



Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Por su parte, el código de entrada de datos a las columnas absorbadora primaria y esponja, se muestra en la siguiente tabla. (Tabla 7)

**Tabla 7. Código utilizado en configuración de columnas T751 y T752**

<b>Absorber Columns Code: (Fortran subroutine)</b>
<pre> COLUMN UID=T751 PARAMETER TRAY=14,IO=25 DAMPING=0.6 FEED GAS_2T51,14/NDEB_2T51,1/DBP_X,3, SEPARATE PRODUCT OVHD(GV)=GAS_2T52,5.74061E6, WATER(M)=WAT_51,1, &amp;     BTMS(M)=LIQT51_2P53, SUPERSEDE=ON DUTY 1,7,,PAROHC1 PA NAME=1, FROM=8, TO=7, PHASE=L, DNAME=PAROHC1, &amp;     RATE(LV)=1714.3, TEMP=95 PSPEC PTOP=216, DPCOLUMN=4.7 PRINT PROPTABLE=PART ESTIMATE MODEL=REFINING TRATE SECTION(9)=1,2,V1, PASSES=1, DIAMETER(TRAY)=72, &amp;     NUMBER(VALVES)=72, DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, &amp;     MATERIAL(VALVE)=CS, WEIR=2, DCC=1.496, DCW=13,,13 TRATE SECTION(9)=3,14,V1, PASSES=2, DIAMETER(TRAY)=72, &amp;     NUMBER(VALVES)=120, DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, &amp;     MATERIAL(VALVE)=CS, WEIR=2, DCC=1.496, DCW=13,14,, &amp;     13,14 METHOD SET=PR01 # COLUMN UID=T752 PARAMETER TRAY=4,IO FEED GAS_2T52,4/LCO_X,1 PRODUCT OVHD(GV)=GAS_SECO,1.23231E7, WATER(M)=WAT_52,1, &amp;     BTMS(M)=LCO_R2E55, SUPERSEDE=OFF PSPEC PTOP=202.8, DPCOLUMN=7.9 PRINT PROPTABLE=PART ESTIMATE MODEL=REFINING, TTEMP=106.7 TEMPERATURE 1,106.7 TRATE SECTION(9)=1,4,V1, PASSES=1, DIAMETER(TRAY)=48, &amp;     NUMBER(VALVES)=66, DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, &amp;     MATERIAL(VALVE)=CS, WEIR=2, DCC=1.496, DCW=10.75,, &amp;     10.75 METHOD SET=PR01 </pre>

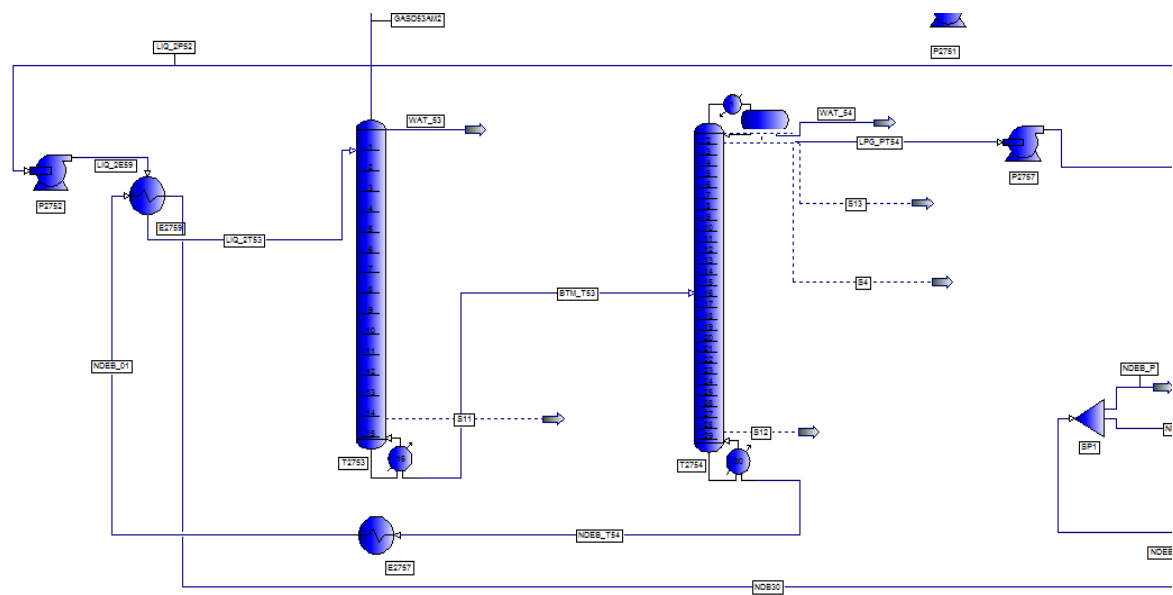
Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

### 3.3.4. Columnas Despojadora T753 y Debutanizadora T754

La torre T753 carga el líquido proveniente del tambor de alta presión para despojarle los componentes livianos como metano (C1), etano (C2) y etileno (C2=) los cuales se recuperan como gas seco producto. La columna se configuró en el modelo con 16 etapas teóricas de las cuales dos corresponden al rehervidor, y se usó una eficiencia global del 46,6%. La presión de operación de la columna es de 236,6 psig (16,31 bar) y tiene una caída de presión de 2,3 psi (0,159 bar) a lo largo de toda la columna, y un valor de temperatura de cima de la torre de 260 F (126,7°C) controlada según el calor añadido en el rehervidor.

La siguiente figura muestra la sección de la planta según está configurado en el modelo.

Figura 13. Sección Despojadora y Debutanizadora



Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Por su parte, la columna debutanizadora T754 carga el producto líquido de la T753 (*Stripper*) y su objetivo es remover los butanos y componentes más livianos de la

gasolina estabilizada, o nafta debutanizada, que se obtiene como producto de fondos.

La columna se configuró con 30 etapas teóricas que incluyen dos etapas por el rehervidor (tipo termosifón sin baffles) y una por el condensador, asumiendo una eficiencia global del 75%. Su presión de operación es de 155,8 psig (10,74 bar) y presenta un delta de presión de 6,3 psi (0,434 bar). La temperatura en el rehervidor es de 380 F (193,3 °C) y como especificación se usa la temperatura del plato 4 (modelo) en 172 F (77,8 °C). La configuración del condensador seleccionado es del tipo punto de burbuja, es decir que el vapor proveniente del plato de cima de la columna se enfría hasta la temperatura de burbuja de la fase líquida, a una presión fija de 155,8 psig (10,74 bar)

En la tabla a continuación se muestra el código de entrada de datos a las columnas despojadora y debutanizadora:

**Tabla 8. Código utilizado en configuración de columnas T753 y T754**

<b>Striper and Debutanizer Columns Code: (Fortran subroutine)</b>
COLUMN UID=T753, NAME=Stripper Column PARAMETER TRAY=16,IO=25 FEED LIQ_2T53,1, SEPARATE PRODUCT OVHD(GV)=GASD53AM2,4.32792E6, WATER(M)=WAT_53,1, & BTMS(M)=BTM_T53, SUPERSEDE=ON DUTY 1,16,20.9998,REBOILER PSPEC PTOP=236.6, DPCOLUMN=2.3 PRINT PROPTABLE=PART ESTIMATE MODEL=CONVENTIONAL SPEC ID=COL4SPEC1, TRAY=16, TEMPERATURE(F), VALUE=260 VARY DNAME=REBOILER TRATE SECTION(9)=1,15,V1, PASSES=2, DIAMETER(TRAY)=102, & NUMBER(VLVES)=228, DIAMETER(VLV,IN)=1.875, & MATERIAL(VLV)=CS, WEIR=1.97, DCC=1.77, DCW=20.26, & 22.44,,,20.26,22.44

```

TFLOW TOT(L)=S11,15
REBOILER TYPE=KETTLE
METHOD SET=PR01
#
COLUMN UID=T754, NAME=Debutanizer Column
PARAMETER TRAY=30,IO=40 DAMPING=0.8
FEED BTM_T53,16, SEPARATE
PRODUCT OVHD(LV)=LPG_PT54,5040.41, WATER(M)=WAT_54,1,0, &
    BTMS(LV)=NDEB_T54,12803.6, SUPERSEDE=ON
CONDENSER TYPE=BUBB, PRESSURE=155.8, TEST=100
DUTY 1,1,-18,CONDENSER
DUTY 2,30,30,REBOILER
PSPEC PTOP=155.8, DPCOLUMN=6.3
PRINT PROPTABLE=PART, ITERATION=ALL, PROFILE=NONE
ESTIMATE MODEL=REFINING, CTEMP=100, TTEMP=153.8, BTEMP=355.1, &
    RTEMP=380
TEMPERATURE 1,100/2,153.8/29,355.1/30,380
SPEC(CHANGE) ID=COL2SPEC1, STREAM=NDEB_T54, RVP, VALUE=8
SPEC ID=COL2SPEC2, TRAY=4, TEMPERATURE(F), VALUE=172
VARY DNAME=CONDENSER
TRATE SECTION(9)=2,15,V1, PASSES=2, DIAMETER(TRAY)=108, &
    NUMBER(VALVES)=504, DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, &
    MATERIAL(VALVE)=CS, WEIR=2, DCC=1.496, DCW=15.51, &
    14.96,,15.51,14.96
TRATE SECTION(9)=16,28,V1, PASSES=2, DIAMETER(TRAY)=120, &
    NUMBER(VALVES)=526, DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, &
    MATERIAL(VALVE)=CS, WEIR=2, DCC=1.496, DCW=17.52,17, &
    ,,13.46,9.45
TFLOW NET(L)=S4,1, TOT(V)=S13,2, TOT(L)=S12,29
REBOILER TYPE=THERMOSIPHON, BAFFLE=NO, TEMPERATURE=380
METHOD SET=PR01

```

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol



Se definieron dos especificaciones de desempeño a cumplir. Una es la composición de C4s máxima en la corriente producto de cima con un valor máximo de 0,94% vol, y otra es la composición máxima de C3s en el producto de fondos, con un valor de 5,5% vol. En la Tabla 9 se muestra el código de entrada de datos a la columna depropanizadora T755, y en la Figura 14 la configuración en el simulador PRO/II.

**Tabla 9. Código utilizado en configuración de columna T755**

<b>Depropanizer Columns Code: (Fortran subroutine)</b>
<p>COLUMN UID=T755, NAME=Depropanizadora  PARAMETER TRAY=30,IO  FEED LPG_2T55,15, SEPARATE  PRODUCT OVHD(GV)=PP_P,11448, BTMS(M)=BB_T55, WATER(M)=WAT,1, &amp;  SUPERSEDE=ON  CONDENSER TYPE=TFIX, PRESSURE=283.7, TEMPERATURE=100, TEST=100  DUTY 1,1,-14.179,CONDENSER  DUTY 2,30,14,REBOILER  PSPEC PTOP=283.7, DPCOLUMN=1.8  PRINT PROPTABLE=PART  ESTIMATE MODEL=REFINING, RRATIO=3, CTEMP=100, TTEMP=125.9, &amp;  RTEMP=219  TEMPERATURE 1,100/2,125.9/30,219  SPEC ID=COL6SPEC1, STREAM=PP_P,PCT, COMP=13,22,WET, VALUE=0.94  SPEC ID=COL6SPEC2, STREAM=BB_T55,PCT, COMP=11,12,WET, &amp;  VALUE=5.54  VARY DNAME=CONDENSER,REBOILER  TRATE SECTION(COLSECT-1)=2,14,V1, PASSES=2, DIAMETER(TRAY)=66, &amp;  NUMBER(VALVES)=150, DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, &amp;  MATERIAL(VALVE)=CS, WEIR=2, DCC=1.496, DCW=9.76, &amp;  9.45,,,9.76,9.45  TRATE SECTION(COLSECT-2)=15,29,V1, PASSES=2, DIAMETER(TRAY)=84, &amp;  NUMBER(VALVES)=210, DIAMETER(VALVE,IN)=1.875, &amp;  MATERIAL(VALVE)=CS, WEIR=2, DCC=1.772, DCW=15, &amp;  16.063,,,15,16.063  TFLOW NET(L)=S7,1, TOT(V)=S10,2, TOT(L)=S14,29  REBOILER TYPE=KETTLE</p>

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

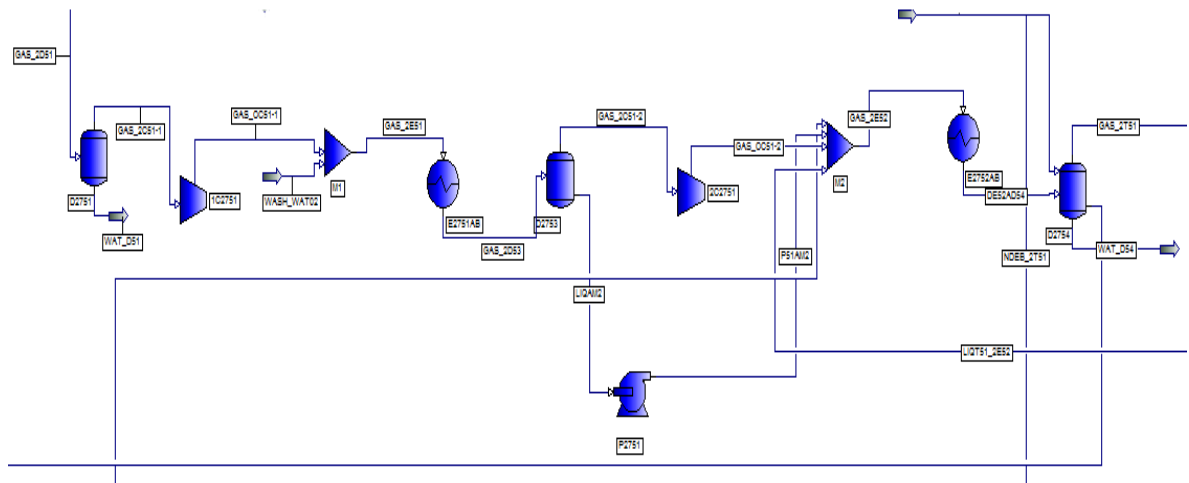
### 3.3.6. Sección de Compresión C751, y Tambores de Media y Alta Presión.

El hidrocarburo gaseoso proveniente del tambor de cima de la fraccionadora D705 fluye hacia el tambor de succión de la primera etapa de compresión D751, en donde se separa el líquido del vapor, para que éste entre la primera etapa del compresor C751A. En este punto la presión se eleva desde 17 hasta 72 psig (1,17 a 4,96 bar), y por efecto de compresión se eleva también la temperatura.

Para controlarla, se enfría éste vapor con agua industrial en el condensador inter-etapa, E751AB hasta unos 120 F (48,9°C) y de allí continúan al tambor D553, donde nuevamente se separan los líquidos que puedan condensarse, y el gas pasa a la segunda etapa de compresión C751B para lograr la presión final deseada de 236 psig (16,27 bar).

En la siguiente figura se aprecia el detalle de configuración de la sección de compresión en el simulador PRO/II.

Figura 15. Sección de Compresión de Gases



Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Al igual que en la primera etapa, el calor ganado por efecto de la compresión del fluido en la segunda etapa se remueve mediante el enfriamiento con agua industrial en el condensador E752AB. Este intercambiador está diseñado para enfriar simultáneamente otras corrientes como: los fondos de la columna absorbidora primaria, los condensados de la primera etapa de compresión y los vapores de la columna despojadora.

En la tabla a continuación se muestra el código de entrada de datos a la sección de compresión y equipos relacionados:

**Tabla 10. Código utilizado en la sección de compresión**

<b>Compressor Code: (Fortran subroutine)</b>
FLASH UID=D751, NAME=Suction Scrubber Drum C51 FEED GAS_2D51 PRODUCT V=GAS_2C51-1, W=WAT_D51 ADIABATIC PRESSURE=17.2 COMPRESSOR UID=1C751, NAME=COMPRESOR C751 1RA ETAPA FEED GAS_2C51-1 PRODUCT V=GAS_OC51-1 OPERATION CALCULATION=ASME, PRES=71.7, TEMP=210 MIXER UID=M1 FEED GAS_OC51-1,WASH_WAT02 PRODUCT M=GAS_2E51 HX UID=E751AB HOT FEED=GAS_2E51, M=GAS_2D53 OPER HTEMP=122 FLASH UID=D753 FEED GAS_2D53 PRODUCT V=GAS_2C51-2, L=LIQAM2 ADIABATIC PRESSURE=60.9 COMPRESSOR UID=2C2751, NAME=COMPRESOR C2751 2DA ETAPA FEED GAS_2C51-2 PRODUCT V=GAS_OC51-2 OPERATION CALCULATION=ASME, PRES=236, TEMP=216 PUMP UID=P2751

```
FEED LIQAM2
PRODUCT M=P51AM2
OPERATION EFF=33, PRESSURE=355
MIXER UID=M2
FEED GAS_OC51-2,P51AM2,LIQT51_2E52,GASD53AM2
PRODUCT M=GAS_2E52
HX UID=E752AB
HOT FEED=GAS_2E52, M=DE52AD54
OPER HTEMP=104
FLASH UID=D754, NAME=HP DRUM
FEED DE52AD54,GLP_TURBEXP
PRODUCT V=GAS_2T51, L=LIQ_2P52, W=WAT_D54
ADIABATIC PRESSURE=230
```

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

### **3.3.7. Otros equipos: Bombas e Intercambiadores de calor.**

Adicional a los equipos mayores de proceso, de interés para éste estudio, se configuraron también en el modelo de la unidad algunos intercambiadores de calor y bombas de proceso más representativas.

En las Tabla 11 y Tabla 12 a continuación, se muestran las características configuradas de los equipos de proceso según lo configurado en el modelo. Para el caso de las bombas, se tomó la eficiencia de las hojas de especificaciones de la unidad UOP1.

**Tabla 11. Condiciones de operación de las bombas de proceso representativas de la unidad**

<b>Equipo</b>	<b>Servicio</b>	<b>Presión descarga, (psig)</b>	<b>Eficiencia (%)</b>
P704AB	Circulante de APC, Fraccionadora principal	170	74
P705AB	Circulante ALC, fraccionadora principal	125	67
P707AB	Circulante de Nafta, fraccionadora principal	180	70
P711	Destilado cima fraccionadora principal	270	48
P751	Condensado Inter-etapa del Compresor	355	33
P752	Carga Columna Despojadora	271	73
P755	Nafta Debutanizada carga a absorbedora primaria	258	50
P756	Aceite Liviano de Ciclo carga absorbedora esponja	262	55
P757	GLP producto cima columna debutanizadora	225	70
P758	Carga Columna Depropanizadora	350	50

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

**Tabla 12. Condiciones de operación de intercambiadores de calor representativos de la unidad**

<b>Equipo</b>	<b>Servicio</b>	<b>Temperatura de Salida, (F)</b>	<b>Área, (ft<sup>2</sup>)</b>
E711	Enfriador Circulante de Nafta Pesada T701	270	612
E712B	Enfriador Circulante de Nafta Debutanizada a Absorbedora	95	1424
E713	Condensador primario, fraccionadora principal	138	8542

E714	Condensador secundario, fraccionadora principal	107	18254
E754	Enfriador Nafta Debutanizada	100	
E751AB	Enfriador Inter-Etapa Compresor	112	4250
E752AB	Enfriador Alta Presión Descarga Compresor	100	8953
E755AB	Enfriador Aceite Liviano Ciclo a absorbedora esponja	200	1764
E756AB	Condensador Cima columna Depropanizadora	95	1149
E757	Rehervidor Col Despojadora, Fondos Debutanizadora	266	739
E758	Rehervidor Col Despojadora, con ALC	310	1348
E759	Carga Col Despojadora, Fondos Debutanizadora	159	791
E763	Rehervidor Debutanizadora, con Slurry	157	277

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

#### 3.4. SINTONIZACIÓN DEL MODELO DE PROCESO:

La reproducibilidad del modelo de la unidad VRU de la planta de Cracking Catalítico UOP1 (FCC), se validó comparando los rendimientos y calidades de productos calculados por el modelo de simulación contra los resultados obtenidos en la corrida de planta. En la siguiente tabla se presenta una comparación del flujo de productos obtenido mediante simulación versus el valor en planta, lo que permite determinar de primera mano la precisión de los resultados obtenidos con el modelo.

**Tabla 13. Comparación de flujo productos calculado vs. corrida de planta**

<b>Producto</b>	<b>UOM</b>	<b>Valor Corrida Planta</b>	<b>Valor Modelo PRO/II®</b>	<b>Desviación (%)</b>
Gas Esponja	SCFH	553871	533533	3,67 %
Propanos	BPD	1950	2084	-6,87 %
GLP	BPD	3913	4097	-4,70 %
Nafta Pesada	BPD	3000	3168	-5,60 %
Nafta Debutanizada	BPD	10824	10441	3,54 %
Aceite Liviano de Ciclo	BPD	4672	4400	5,82 %
Slurry	BPD	4841	5048	-4,28 %

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Se encontró una buena aproximación en la predicción flujo de productos a partir del modelo desarrollado, con una confianza superior al 94%. Sin embargo, se halló también una desviación superior al 5% en las mediciones de productos como Propanos, Nafta Pesada, y Aceite Liviano de Ciclo. La primera se justifica con ruteos de producto no medidos hacia el cabezal de gas combustible, la segunda y tercera calibración inadecuada de los medidores, por cambios en la densidad del producto.

Por su parte, se realizó también una revisión de las predicciones del modelo en cuanto a composición de las corrientes de producto. En las siguientes tablas se presenta la comparación de calidad de corrientes livianas calculadas por el modelo versus la data obtenida de análisis de laboratorio.

Se observa que las desviaciones obtenidas en la composición del gas seco son mayores al 5% en el rango de los componentes más pesados del éste gas, es decir de tres o más carbonos. La explicación a éste fenómeno es una mejor representación en el modelo de PRO/II del fenómeno de solubilidad, con lo cual se teóricamente se logra una mayor absorción de componentes pesados en el líquido absorbente (ALC), en comparación con el caso de planta representado.

**Tabla 14. Composición GAS SECO calculado vs. corrida de planta**

<b>Componentes GAS SECO</b>	<b>UOM</b>	<b>Valor Corrida Planta</b>	<b>Valor Modelo PRO/II®</b>	<b>Desviación (%)</b>
H2	%w	20,77	21,42	-3,13 %
H2S	%w	3,34	3,47	-3,89 %
CO	%w	0,79	0,82	-3,80 %
CO2	%w	1,77	1,82	-2,82 %
N2	%w	5,06	5,28	-4,35 %
O2	%w	0,06	0,06	0,00 %
CH4	%w	25,74	26,67	-3,61 %
C2H6	%w	12,67	12,85	-1,42 %
C2H4	%w	11,91	12,05	-1,18 %
C3H8	%w	2,79	2,72	2,51 %
C3H6	%w	11,70	9,53	18,55 %
iC4H10	%w	0,37	0,32	13,51 %
nC4H10	%w	0,15	0,17	-13,33 %
C4H8	%w	1,12	1,22	-8,93 %
C5 Plus	%w	0,92	0,97	-5,43 %

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Un análisis similar se realizó teniendo en cuenta la calidad de las corrientes de producto como propano propileno y GLP, y también la densidad de las corrientes producto. El resultado se presenta en las siguientes tablas.

**Tabla 15. Composición PROPANO PROPILENO calculado vs. corrida de planta**

Componentes C3/C3= Producto	UOM	Valor Corrida Planta	Valor Modelo PRO/II®	Desviación (%)
CH4	%w			
C2H6	%w		0,01	
C2H4	%w			
C3H8	%w	29,82	28,18	5,5 %
C3H6	%w	68,93	70,84	-2,77 %
iC4H10	%w	0,52	0,46	11,54%
nC4H10	%w	0,02	0,03	---
C4H8	%w	0,40	0,45	---
C5 Plus	%w	0,31	0,00	---

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

**Tabla 16. Composición GLP producto calculado vs. corrida de planta**

Componentes GLP Producto	UOM	Valor Corrida Planta	Valor Modelo PRO/II®	Desviación (%)
CH4	%w			
C2H6	%w			
C2H4	%w			
C3H8	%w	3,05	2,93	3,93 %
C3H6	%w	2,56	2,61	-1,95%
iC4H10	%w	22,77	21,98	3,47 %
nC4H10	%w	14,25	13,77	3,37 %
C4H8	%w	56,48	57,73	-2,21 %
C5 Plus	%w	0,86	0,98	-13,95%

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

A continuación se presenta la comparación de calidad en las corrientes de producto líquidos.

**Tabla 17. Densidad productos simulación vs. corrida de planta**

<b>Corrientes Producto</b>	<b>Propiedad</b>	<b>Valor Corrida Planta</b>	<b>Valor Modelo PRO/II®</b>	<b>Desviación (%)</b>
Nafta Debutanizada	SG	0,7406	0,7416	-0,14 %
Nafta Pesada	SG	0,8708	0,8700	0,09 %
Aceite Liviano de Ciclo	SG	0,9480	0,9435	0,47 %
Aceite Pesado de Ciclo	SG	0,9884	0,9879	0,05 %
Slurry	SG	1,0509	1,0496	0,12 %

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Como se puede observar, se logró configurar y sintonizar un modelo que reproduce la operación de la unidad con un buen nivel de precisión, con desviaciones inferiores al 0,5% en predicción de la densidad de productos.

#### **4. CASOS DE ESTUDIO PROPUESTOS:**

Mediante el análisis de datos de la operación en corrida de planta y usando técnicas de síntesis de procesos usando el modelo de simulación de la unidad, se establecieron varios casos de estudio en los cuales se visualizan posibles alternativas para obtener un punto operacional con mejor eficiencia energética y mínimas pérdidas de exergía.

Dados los resultados obtenidos en el caso base, el estudio se enfocó en hallar modificaciones en la operación para reducir las pérdidas de exergía en la columna fraccionadora principal de la unidad, la cual mostró el mayor potencial.

A continuación se describe brevemente cada uno de los casos propuestos y estudiados.

##### **4.1. CASO BASE: OPERACIÓN ACTUAL SEGÚN CORRIDA DE PLANTA.**

Este caso reproduce la operación actual de la unidad y sirve para sintonizar el modelo de la unidad y verificar su reproducibilidad con respecto a la operación real de la planta industrial. Los resultados obtenidos en éste escenario se comparan con los alcanzados en las propuestas de modificación planteadas.

##### **4.2. CASO I: MAXIMIZAR EL APROVECHAMIENTO DE CALOR EN LOS CIRCULANTES DE LA FRACCIONADORA PRINCIPAL.**

Este caso consiste en modificar las condiciones de operación en la columna principal, maximizando la remoción de calor en la columna fraccionadora, a través de sus circulantes. Esto requiere incrementar la transferencia de calor de dichos circuitos hacia otros sitios del proceso que requieren el calor retirado, y así se

minimiza la degradación de energía hacia el agua de enfriamiento industrial especialmente en los condensadores de cima (E713 y E714).

#### **4.3. CASO II: ELIMINAR EL USO DE VAPOR DE DESPOJO EN LAS COLUMNAS LATERALES Y REEMPLAZO POR REHERVIDORES.**

Esta opción consiste en reemplazar el vapor de despojo utilizado en las columnas laterales de la fraccionadora principal (T702, T703) por calor suministrado a través de rehervidores. Al eliminar el consumo de vapor de agua en las columnas despojadoras laterales se espera mejorar la eficiencia energética del sistema.

#### **4.4. CASO III: ADICIONAR UN GENERADOR DE VAPOR AL EFLUENTE DEL REACTOR PARA DESUPERCALENTAR ESTA CORRIENTE DE CARGA A LA FRACCIONADORA PRINCIPAL.**

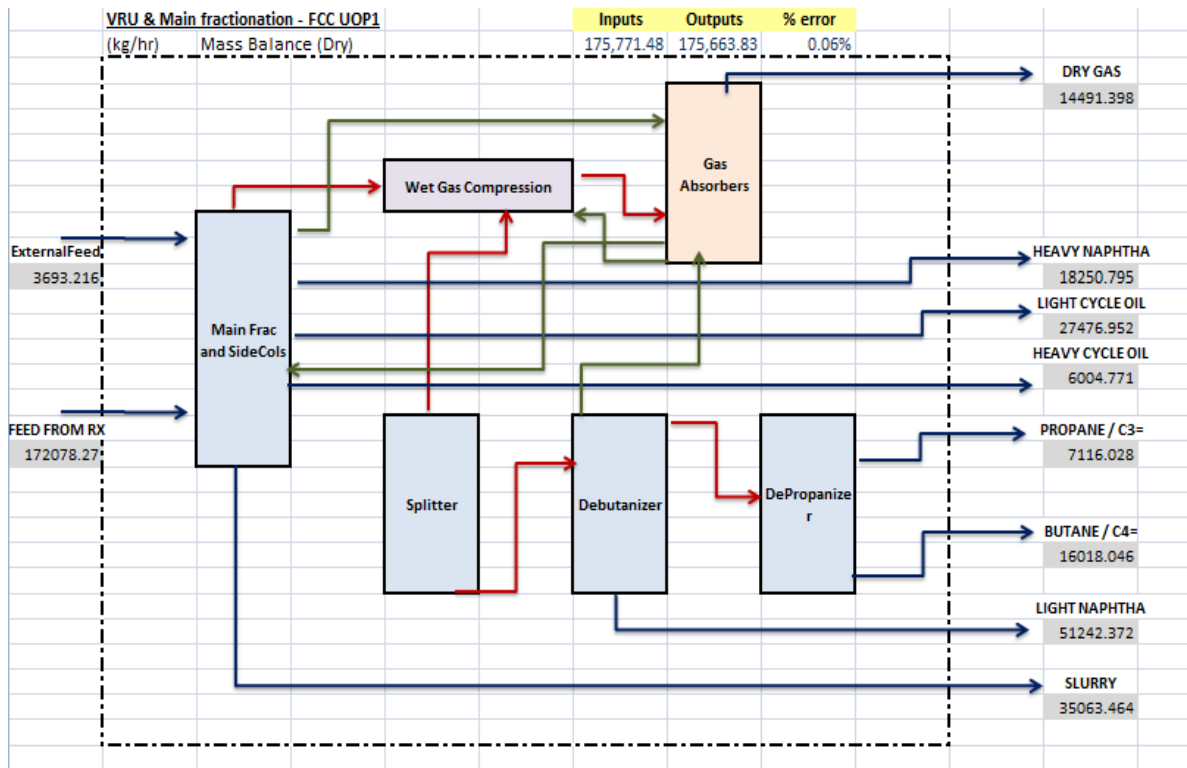
Esta alternativa permite desupercalentar el efluente del reactor a niveles que sean adecuados energéticamente para la separación de productos valiosos del reactor en la columna fraccionadora, y que permita aprovechar la energía en exceso para generar vapor ó cogenerar energía eléctrica que pueda ser utilizable en el proceso. Se identificó que es posible reducir el nivel de energía en el efluente de reactor, que alimenta la unidad y realizar el proceso de separación de manera eficiente.

## 5. RESULTADOS Y DISCUSION:

### 5.1. BALANCES DE MASA, ENERGÍA Y EXERGÍA CASO BASE:

Una vez delimitada la sección de planta a analizar se procedió a evaluar los balances de materia, energía y exergía del sistema, como caso base operacional. En la Figura 16 se visualiza la frontera que delimita el balance global de la planta, y el cierre de balance de materia.

Figura 16. Balance de materia (Base seca), Caso Base



Fuente: Autor, 2012 – Datos a partir del modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Con los datos obtenidos en el modelo de la unidad VRU FCC UOP1, se verificó el balance de materiales, y los balances de energía. En la Tabla 18 a continuación,

se presenta el balance de materia, para la operación de la planta en el escenario caso base.

**Tabla 18. Balance de materia (Base Seca) de la sección de planta modelada**

Descripción	Unidad	Valor Entrada	Valor Salida
Alimento – Efluente Reactor	Kg/hr	172078,267	
Externo: Gas.D2802	Kg/hr	11,474	
Externo: GLP_Turboexp	Kg/hr	3681,742	
Gas Seco Producto	Kg/hr		14491,398
Propanos Producto	Kg/hr		7116,028
Butanos Producto	Kg/hr		16018,046
Nafta Debutanizada	Kg/hr		51242,372
Nafta Pesada	Kg/hr		18250,795
Aceite Liviano de Ciclo	Kg/hr		27476,952
Aceite Pesado de Ciclo	Kg/hr		6004,771
Slurry	Kg/hr		35063,464
<b>TOTALES:</b>	Kg/hr	175771,48	175663,83
<b>Desviación (%)</b>	%	0,06 %	

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Así mismo, se realizó el balance de energía y exergía por unidades según los cálculos obtenidos en la simulación del proceso, el cual se aprecia en las Tabla 19 y Tabla 20.

**Tabla 19. Balance de Energía y Exergía por Equipos, Caso Base (Unidades Inglesas)**

<b>Unit Availability Balance (from PRO/II model Output Results)</b>			
SIMULATION SCIENCES INC.		R	PAGE P-605
PROJECT	EXERGY	PRO/II	VERSION 9.1.1 ELEC V8.3.6
PROBLEM	UOP1_VRU	OUTPUT	Eivarth K
	EXERGY ANALYSIS		120419
=====			
UNIT AVAILABILITY BALANCE			
UID	DELTA-B	W-EXT	DUTY (1)
	MM BTU/HR	MM BTU/HR	MM BTU/HR
T701	99.6047	0.0000	-227.1117
T702	0.0402	0.0000	0.0000
T703	0.1915	0.0000	0.0000
T751	0.4265	0.0000	-0.3935
T752	0.0454	0.0000	0.0000
T753	-4.3573	0.0000	20.4417
T754	-2.9918	0.0000	2.9551
T755	-0.6476	0.0000	0.8850
#			
1C751	-3.6102	-4.7454	0.0000
2C751	-3.7817	-3.8329	0.0000
E751AB	0.7723	0.0000	6.4030
E752AB	2.9496	0.0000	22.5525
#			
E711	3.2799	0.0000	10.4478
E712B	0.2301	0.0000	1.2146
E713	19.4892	0.0000	80.0525
E714	1.8085	0.0000	13.2804
E754	1.0306	0.0000	5.7061
E755AB	0.1908	0.0000	2.8203
E756AB	0.3933	0.0000	2.2446
E757	2.0612	0.0000	6.6372
E758-65-69	1.2827	0.0000	3.3090
E759	0.7055	0.0000	4.7381
E763	0.1659	0.0000	1.1631
#			

P702CD	-1.0250	-0.6747	0.0000
P704AB	-0.2905	-0.2205	0.0000
P705AB	-0.2200	-0.1674	0.0000
P707AB	-0.1047	-0.1507	0.0000
P711	-0.5298	-0.1840	0.0000
P751	-0.0224	-0.1271	0.0000
P752	-0.0510	-0.0675	0.0000
P753	-0.0159	-0.0206	0.0000
P755	-0.0159	-0.0295	0.0000
P756	-0.0302	-0.0468	0.0000
P757	-0.0260	-0.0295	0.0000
P758	-0.0482	-0.0744	0.0000
#			
D751	0.0157	0.0000	0.0000
D753	0.3469	0.0000	0.0000
D754	0.1473	0.0000	0.0000

Note (1) Refer to unit op report for information on direction of heat flow.

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

**Tabla 20. Balance de Energía y Exergía por Equipos, Caso Base (Unidades SI)**

<b>Unit Availability Balance (from PRO/II model Output Results)</b>			
SIMULATION SCIENCES INC.		R	PAGE A-604
PROJECT EXERGY	PRO/II VERSION 9.1.1 ELEC V8.3.6		
PROBLEM UOP1_VRU	OUTPUT - ALTERNATE UNITS		Eivarth K
	EXERGY ANALYSIS	120419	
=====			
#	(SI UNITS)		
UNIT AVAILABILITY BALANCE			
UID	DELTA-B	W-EXT	DUTY (1)
	M*KJ/HR	M*KJ/HR	M*KJ/HR
T701	105.0884	0.0000	-239.6153
T702	0.0424	0.0000	0.0000
T703	0.2020	0.0000	0.0000
T751	0.4500	0.0000	-0.4151
T752	0.0479	0.0000	0.0000

T753	-4.5972	0.0000	21.5671
T754	-3.1565	0.0000	3.1178
T755	-0.6832	0.0000	0.9338
#			
1C751	-3.8090	-5.0066	0.0000
2C751	-3.9899	-4.0440	0.0000
E751AB	0.8149	0.0000	6.7556
E752AB	3.1120	0.0000	23.7941
#			
E711	3.4604	0.0000	11.0230
E712B	0.2428	0.0000	1.2815
E713	20.5622	0.0000	84.4598
E714	1.9081	0.0000	14.0116
E754	1.0873	0.0000	6.0202
E755AB	0.2013	0.0000	2.9756
E756AB	0.4149	0.0000	2.3682
E757	2.1747	0.0000	7.0026
E758-65-69	1.3533	0.0000	3.4912
E759	0.7444	0.0000	4.9990
E763	0.1750	0.0000	1.2271
#			
P702CD	-1.0815	-0.7119	0.0000
P704AB	-0.3065	-0.2326	0.0000
P705AB	-0.2321	-0.1767	0.0000
P707AB	-0.1105	-0.1590	0.0000
P711	-0.5589	-0.1941	0.0000
P751	-0.0236	-0.1341	0.0000
P752	-0.0538	-0.0713	0.0000
P753	-0.0167	-0.0218	0.0000
P755	-0.0168	-0.0311	0.0000
P756	-0.0319	-0.0493	0.0000
P757	-0.0275	-0.0311	0.0000
P758	-0.0508	-0.0785	0.0000
#			
D751	0.0166	0.0000	0.0000
D753	0.3660	0.0000	0.0000
D754	0.1554	0.0000	0.0000
#			

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Como se aprecia, los requerimientos energéticos totales en las columnas de destilación son considerables en la columna stripper T753 (21,5 M KJ/hr), y menores en la columna debutanizadora T254 (3,2 M KJ/hr), sin embargo la columna fraccionadora T701 en global remueve calor en una cuantía cercana a 240 M KJ/hr.

Por su parte se identifica que el mayor gasto de exergía (*Delta -B*) de toda la planta ocurre en la columna fraccionadora principal, con un total de 99,6 MMBTU/hr (105,09 MKJ/hr). Este valor, comparado con el orden de magnitud obtenido en los restantes equipos, resulta el más significativo.

Salvo un par de intercambiadores, el E713 con 19,5 MMBTU/hr (20,516 MKJ/hr), el E711 con 3,27 MMBTU/hr (3,46 MKJ/hr), y el E757 con 2,06 MMBTU/hr (2,175 MKJ/hr), los demás equipos presentan pérdidas de exergía en niveles no significativos. Este análisis, permitió direccionar el estudio hacia proponer modificaciones principalmente en la operación de la columna fraccionadora, que representa la mayor oportunidad de mejora.

## **5.2. DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA EXERGÉTICA A PARTIR DEL BALANCE GLOBAL DEL SISTEMA:**

Para el cálculo de eficiencia exergética, se tiene en cuenta el valor de disponibilidad (exergía) a las condiciones actuales de la corriente: B(EXS) a la temperatura y presión de referencia: B(EVS)

La eficiencia del uso de un recurso para cualquier proceso puede medirse calculando la eficiencia exergética (Yang et al., 2006). Dado que en todo proceso real existen pérdidas de exergía debido a la naturaleza irreversible del proceso, dichas pérdidas se ven reflejadas en la eficiencia termodinámica del sistema. En

consecuencia, la eficiencia exergética puede usarse para medir el grado de utilización de un recurso y las características termodinámicas de un proceso. La siguiente ecuación define la eficiencia exergética ( $\epsilon$ ):

$$\epsilon = \frac{\text{Exergía Salida}}{\text{Exergía Entrada}} \quad (6)$$

Al realizar análisis de flujos de exergía, es posible identificar los residuos y pérdidas de energía del proceso, detectando áreas donde se requieran mejoras de tecnología. (Talens et al., 2007).

En nuestro caso, se puede considerar el proceso analizado como una caja gris a la cual ingresan y salen corrientes de materia y energía. Considerando la sumatoria de las entradas versus la sumatoria de las salidas permite determinar el nivel de aprovechamiento energético y la eficiencia exergética.

En la Tabla 21 se presentan los valores obtenidos para el caso base, a partir del modelo de la fraccionadora principal de la planta analizada. En éste caso la eficiencia exergética es del orden de 77%

**Tabla 21. Eficiencia y balance de exergía en la sección fraccionadora principal**

Corriente	Exergía, UOM	Valor Entrada	Valor Salida
Alimento – Efluente Reactor	MKJ/hr	-113,499	
Externo: Gas.D802	MKJ/hr	-0,0251	
Vapor Despojo T01	MKJ/hr	1,811	
Vapor Despojo T02	MKJ/hr	1,028	
Vapor Despojo T03	MKJ/hr	2,906	
Wash Water T01	MKJ/hr	-0,086	

Gas a D751	MKJ/hr		-102,513
DBP a bombas	MKJ/hr		- 43,670
HCN_P	MKJ/hr		-16,090
LCO_P	MKJ/hr		-25,970
LCO_a absorbedora	MKJ/hr		-21,721
APC Producto	MKJ/hr		-5,576
SLURRY_P	MKJ/hr		-32,131
Wat T01	MKJ/hr		-0,098
TOTALES:	MKJ/hr	-107,754	-247,671
<b>Eficiencia (%)</b>	<b>%</b>	<b>77,01%</b>	

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

Por su parte, analizando el sistema definido a estudiar se obtienen los resultados que se muestran en la Tabla 23. Para éste caso base, se encontró una eficiencia exergética global del orden de 88%

**Tabla 22. Eficiencia global y balance de exergía en sección de planta modelada**

Corriente	Exergía, UOM	Valor Entrada	Valor Salida
Alimento – Efluente Reactor	MKJ/hr	-113,499	
Corrientes Externas:	MKJ/hr	-6,850	
	MKJ/hr		
Vapor Despojo T01	MKJ/hr	1,811	
Vapor Despojo T02	MKJ/hr	1,028	
Vapor Despojo T03	MKJ/hr	2,906	
Wash Water T01	MKJ/hr	-0,086	
Wash Water C51	MKJ/hr	-0,039	
Gas Seco Producto	MKJ/hr		-35,750
Propanos Producto	MKJ/hr		-10,996

Butanos Producto	MKJ/hr		-29,613
Nafta Debutanizada	MKJ/hr		-74,936
Nafta Pesada	MKJ/hr		-16,939
Aceite Liviano de Ciclo	MKJ/hr		-28,407
Aceite Pesado de Ciclo	MKJ/hr		-5,576
Slurry	MKJ/hr		-41,424
Wat T01	MKJ/hr		-0,097
Wat D51	MKJ/hr		-0,366
Wat D54	MKJ/hr		-0,034
TOTALES:	MKJ/hr	-114,604	-243,641
<b>Eficiencia (%)</b>	<b>%</b>	<b>88,8%</b>	

Fuente: Autor, 2012 – Modelo de la Unidad VRU FCC UOP1, Refinería Ecopetrol

### 5.3. BALANCES DE PRIMERA Y SEGUNDA LEY

Los resultados más importantes obtenidos con respecto a los balances balance de primera y segunda ley se presentan en la Tabla 23. Los reportes detallados de cada caso se presentan en los anexos, y archivos de resultados de los modelos de simulación.

De los datos obtenidos se puede apreciar que las mayores pérdidas de exergía se dan en la columna de destilación T701, que es la fraccionadora principal de la unidad, y en comparación con las otras columnas de separación resulta ser la más significativa.

Se puede apreciar que con los tres casos propuestos como alternativa de modificación se logra una reducción en las pérdidas de exergía total del sistema estudiado con respecto al caso base.

**Tabla 23. Balances de Primera y Segunda Ley en los casos propuestos, M KJ/hr**

<b>BASE CASE</b>	<b>Delta B</b>	<b>W-Ext</b>	<b>Duty</b>
T701	105,0884	0	-239,6153
T702	0,0424	0	0
T703	0,202	0	0
T751	0,45	0	-0,4151
T752	0,0479	0	0
T753	-4,5972	0	21,5671
T754	-3,1565	0	3,1178
T755	-0,6832	0	0,9338
<b>TOTAL</b>			
<b>XRG LOSS</b>	<b>97,3938</b>		

<b>CASE I</b>	<b>Delta B</b>	<b>W-Ext</b>	<b>Duty</b>
T701	105,0451	0	-239,4638
T702	0,043	0	0
T703	0,2005	0	0
T753	-4,5812	0	21,4923
T754	-3,1411	0	3,0826
T751	0,4495	0	-0,4155
T752	0,0451	0	0
T755	-0,6818	0	0,9349
<b>TOTAL</b>			
<b>XRG LOSS</b>	<b>97,3791</b>		

<b>CASE II</b>	<b>Delta B</b>	<b>W-Ext</b>	<b>Duty</b>
T701	103,6616	0	-231,6985
T702	-1,6884	0	3,6927
T703	-4,2677	0	10,5506
T753	-4,574	0	21,405
T754	-3,202	0	3,235
T751	0,446	0	-0,4143
T752	0,0471	0	0
T755	-0,6861	0	0,9292
<b>TOTAL</b>			
<b>XRG LOSS</b>	<b>89,7365</b>		

<b>CASE V</b>	<b>Delta B</b>	<b>W-Ext</b>	<b>Duty</b>
T701	95,7573	0	-225,3897
T702	0,0388	0	0
T703	0,2023	0	0
T753	-4,5828	0	21,4892
T754	-3,1546	0	3,1132
T751	0,449	0	-0,4153
T752	0,0489	0	0
T755	-0,6831	0	0,9338
<b>TOTAL</b>			
<b>XRG LOSS</b>	<b>88,0758</b>		

Fuente: Autor, 2012

La modificación propuesta en el caso 3, es la que presenta una mayor reducción en pérdidas de exergía en la columna fraccionadora, pasando de 105,09 a 95,76 M KJ/hr, es decir una reducción del 8,8%. Así mismo, la pérdida total de exergía pasó de 97,39 a 88,08 M KJ/hr, es decir disminuyó en 9,6%

En cuanto a los rendimientos y calidad de los productos valiosos, se fijaron como especificación del proceso de manera que se conservaron en todos los casos los rendimientos y la calidad de productos.

Considerando un factor de emisión de dióxido de carbono para refinería muy similar a la combustión de coque, tendríamos un factor de 0,228 Toneladas métricas de CO<sub>2</sub> por MWh<sup>2</sup>, es decir 0,0633 Ton CO<sub>2</sub> por M KJ/hr, y con ello se encuentra que se reducirían las emisiones de GEI en 14,17 Ton CO<sub>2</sub> / día, es decir cerca de 5032 Ton CO<sub>2</sub>E año al implementar la modificación del tercer escenario.

Según estudios de potencial de reducción de emisiones de GEI vía certificados CDM, se plantean tres escenarios posibles. A precio actual de CERTs (14,65 USD), un escenario realista (22,66 USD), y un escenario optimista (33,33 USD). Bajo estas posibilidades, los beneficios económicos anuales serían del orden de 73719 USD, 114025 USD y 167717 USD respectivamente.

---

<sup>2</sup> Tomado como valor promedio definido para Refinería Barrancabermeja. Ecopetrol ICP.

## 6. CONCLUSIONES:

Se desarrolló una metodología práctica para la evaluación de procesos aplicando el concepto de ecoeficiencia, esto es teniendo en cuenta parámetros de eficiencia energética, sostenibilidad económica y mínimo impacto al medio ambiente.

Se construyó un modelo riguroso de la planta FCC sección de separación de productos, que incluye la fraccionadora principal y unidad de recuperación de vapores, así como los las secciones de compresión e intercambio de calor. Se verificó que el modelo reproduce adecuadamente el comportamiento de la planta real, y éste fue usado como base para el cálculo de análisis de exergía tanto del caso actual como de las modificaciones propuestas.

Se validó el módulo de cálculo de balances de exergía, incorporado en el simulador PRO/II, haciendo la verificación de resultados del caso base con un ejercicio de cálculo manual.

Del análisis se destaca que las mayores pérdidas de exergía en el sistema analizado se observan en la fraccionadora principal de la unidad FCC, y que en comparación con las pérdidas de los otros sistemas resulta la más relevante.

Las alternativas propuestas de modificación, permiten una reducción en las pérdidas de exergía total del sistema con respecto al caso base.

La modificación propuesta en el caso III, presenta el mayor potencial de disminución en pérdidas de exergía de la columna fraccionadora principal, con una reducción del 8,8%, al pasar de 105,09 a 95,76 M KJ/hr. De la misma manera, la pérdida total de exergía decreció en 9,6% al pasar de 97,39 a 88,08 M KJ/hr.

Con respecto al impacto en emisiones, se encontró que es posible reducir las emisiones anuales de GEI en cerca de 5032 Ton CO<sub>2</sub> E, al implementar la modificación propuesta en el caso III.

Los escenarios planteados de potencial para reducción de emisiones GEI vía certificados CDM permiten beneficios económicos anuales del orden de 73.719 USD (escenario conservador) hasta 167.717 USD (escenario optimista).

## **7. RECOMENDACIONES**

Optimizar el uso de energía es de gran importancia en el sector industrial, ya que permite mejorar la productividad y la efectividad de los procesos reduciendo el consumo de energía en los mismos. Por tal motivo se recomienda implementar programas de uso racional y eficiente del recurso energético en la industria colombiana.

La eficiencia energética es una práctica impulsada por la tecnología y políticamente neutra, que debería visualizarse como el principal habilitador de la sostenibilidad en el mundo industrial.

Es de resaltar que, a pesar de que los sistemas de consumo de energía eléctrica como motores industriales, son los mayores potenciales en reducción de costos de energía, es importante notar que la sumatoria de otras fuentes como calor y energía asociados al sistema representan también cuantiosos beneficios, y por ésta razón se sugiere realizar estudios de optimización energética a todos los sistemas de una unidad de proceso.

## 8. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS:

ABBOTT, M.M., VAN NESS, H. C., Fundamentals, theory and problems of Thermodynamics. McGraw Hill Book Company, New York, 1972.

AL-MUSLIM H., DINÇER I., Thermodynamic analysis of crude oil distillation systems. International Journal of Energy Research 2005; 29: 637-655.

API, AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE, Technological roadmap. Houston, 2000

ASHWANI, K., Chemical Process Optimization by a Thermodynamically Constrained Hybrid Method. PhD. Thesis, Clarkson University, 1986

AYOTTE-SAUVE, E., and SORIN M., Energy Requirements of Distillation: Exergy, Pinch Points, and the Reversible Column. Ind. Eng. Chem. Res. 2010, 49, p 5439-5449

BP Statistical Review of World Energy, June 2011. [www.bp.com/statisticalreview](http://www.bp.com/statisticalreview)

BP Energy Outlook 2030, 2012, [www.bp.com](http://www.bp.com)

CABALLERO D., Eivarth. F., Análisis y diseño de procesos mediante simulación por computador. Criterios para selección de termodinámica en modelado de procesos. XXVI Congreso Colombiano de Ingeniería Química. Barrancabermeja, 2011

COOPER D., Do you value steam correctly? Hydrocarbon Processing, 1989.

CORNELISSEN R. L., Thermodynamics and Sustainable Development, the Use of Exergy Analysis and the Reduction of Irreversibility. PhD Thesis University of Twente, Netherlands, 1997

CHANG, H. Development and Application of Conceptual Framework for Chemical Process Synthesis – Role of Exergy in Process Synthesis. PhD Thesis, The Ohio State University, 1989

CHARMONDUSIT, Eco-University Initiatives Conference, 2011.

DEKOEJER, G. et al.. Positioning Heat Exchangers in Binary Distillation Using Isoforce Operation. Entropie, 2000, v.36, pp.

DHOLE V.R. and LINNHOFF B., Distillation Column Targets, Computers Chemical Engineering, 1993, 17, 549-560

DINÇER S., ERKAN D., Available Energy Analysis of a Petroleum-Refinery Operation. Applied Energy, 1986; 22 : 157-163.

EL-HALWAGI, M., Sustainable Design Through Process Integration. Elsevier, Butterworth-Heinemann, Oxford, UK., 2012.

EL-SAYED, Y.M and EVANS, R.B. Thermodynamics and Design of Heat Systems. J. Eng. Power, 27, Jan. 1970.

EL-SAYED, Y.M. and TRIBUS,M. Strategic use of Thermoeconomics for System Improvements, Efficiency and Costing. ACS Symp. Series, 1983, n. 235, 11, pp. 215-238

ENERGETICS REPORT, Energy and Environmental Profile of the US Petroleum Refining Industry, 1998

EVANS, R.B.. Thermoeconomic Isolation and Essergy Analysis Energy, The Int. Journal, 1980, 5, pp. 805-821.

EVANS, R.B. et al.. Essergetic Functional Analysis for Process Design and Synthesis. ACS Symp. Series, 1983, n. 235, pp.239-261

EXXONMOBIL, The Outlook for Energy: A View to 2040., 2012 website: [www.exxonmobil.com/energyoutlook](http://www.exxonmobil.com/energyoutlook)

FAHIM M. A., AL-SAHHAF T. A., ELKILANI A. S., Fundamentals of Petroleum Refining.. Elsevier; 2010.

FITZMORRIS, R.E. and MAH. R.S.H., Improving Distillation Columns Design using Thermodynamics Availability Analysis. AIChE J, 1980, 26, pp. 265

FONYO, Z. Thermodynamic Analysis of Rectification I and II. Reversible Model of Rectification, Finite Cascade Models. Int. Chem. Eng. 1974, v. 14, n. 1, p. 18 and v. 14, n. 2, pp. 203

FRIEDLER, F., Process Integration, modeling and Optimization for Savings and Pollution Reduction, Applied Thermal Engineering, 2010, 30, 2270-2280

GAGGLIOLI, R.A. et al.. Second Law Analysis and Costing Analysis of a Combined Power and Desalination Plant. ASME Meet. AES vol. 2-3, Anaheim, CA, Dec., 1986

GAGGLIOLI, R.A. and EL-SAYED, Y.M.. A Critical Review of Second Law Costing Methods. Proc. 4th Symp. On Second Law Analysis, pp. 59-73, 1987.

GONG, M., WALL, G. On exergetics, economics and optimization of technical processes to meet environmental conditions, International conference on Thermodynamic Analysis and Improvement of Energy Systems, Beijing, China, June 10-13, 2007.

HASSAN, M., KLEMES, J., PLESU, V., Process Integration Analysis & Retrofit Suggestions for an FCC Plant. Vol 2, Integrirrovannye Tehnologii I Energoberegenie (Integrated Technologies and Energy Saving), 1999, 10-30.

HASSAN, K., RAMIN, T., AND REZA, A., Energy Analysis of the steam network in Tehran Oil Refinery and evaluation with new scenario. Proceedings of the Thirty-First Industrial Energy Technology Conference, New Orleans, LA, 2009., may 15-19. USA.

HIRATA K., Heat integration of distillation column, Chemical Engineering Transactions, 2009, 18, 39-44 DOI: 10.3303/CET0918004

IEA, Key World Energy Statistics, 2011 [www.iea.org](http://www.iea.org)

KAISER, V. The Energy as an Equivalent for Energy and Economic Value, Federal Polytechnic Inst. (ETH), Zurich, 1982

KAISER, V. and GOURLIA, J.P.. Ideal Column Concept: Applying Exergy to Distillation, Chem. Eng., 1985, v. 92, n.17, pp. 45-53

KING, C.J. Separation Process, McGraw-Hill, NY 2nd Ed. 1980.

KNOCHE, K.F. et. Al. Exergoeconomic Evaluation of an Air Plant Analysis, Chemie Ingenieur Technik, 1985, v. 57, pp. 602-609

KHOA T. D., SHUHAIMI M., HASHIM H., PANJESHAHI M. H., Optimal design of distillation column using three dimensional exergy analysis curves. Energy 2010; 35: 5309-5319.

KOTAS, T.J. Exergy Method of Thermal and Chemical Plant Analysis. Chem. Eng. Res. Des., 1986, v. 64, pp. 212-229

KOTAS T.J., The Exergy Method of Thermal Plant Analysis, 2nd ed. Krieger Publishing Company Florida USA, 1995

LINHOFF, B. and SMITH R.. The Thermodynamic Efficiency of Distillation. Ind. Chem. Eng. Symp. Series, 1979, n. 56 (2.1), pp. 47

LAZZARETTO, .A. and TST SARONIS G.. One the Quest for Objective Equations of Exergy Costing, AES-37-v. 37. Proc. ASME Advanced Energy Systems Division, ASME, 1997

LEPRINCE, Pierre. Conversion Processes (Publication IFP). Petroleum Refining V.3. Institut Français Du Pétrolé Publications, Ed. Technip, 2000.

LOZANO, M.A. and VALERO, A. Theory of the Exergetic Cost. Energy, 1993, v. 18, n. 3, pp. 939-960

NUHU, M., OLAWALE, A.S., et al. Exergy and Energy Analysis of Fluid Catalytic Cracking Unit in Kaduna Refining and Petrochemical Company. J. of Ch. E. and Applications, December 2012, Vol 3. No. 6.

OJEDA Karina A., Aplicación de un análisis exergético para la evaluación de procesos de producción de Bioetanol de segunda generación. Tesis Doctoral, Universidad Industrial de Santander – UIS, 2011

RATKJE, S.K. et al. Analysis of Entropy Production rates for Design of Distillation Columns. Ind. Eng. Chem. Res., 1995, v.34, pp. 3001-3007

RIVERO R. and ANAYA A., Exergy Analysis of Industrial Processes, Energy-Economy-Ecology. Latin American Applied Research, 1997, 27(4), 191-205

RIVERO, R., RENDON, C., and MONROY, L., The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions: Calculation and Application, Int. J. Applied Thermodynamics, 1999, Vol.2 (No. 3), pp. 115-123

RIVERO, R., Application of the exergy concept in the petroleum refining and petrochemical industry," Energy Conversion and Management, 2002, vol. 4, no. 5, pp. 6 1220

RIVERO R., RENDÓN C., GALLEGOS S., Exergy and Exergoeconomic analysis of a crude oil combined distillation unit. Energy, 2004, 29: 1909-1927.

RIVERO R., GARCIA M. and URQUIZA J., 2004, Simulation, Exergy Analysis and Application of Diabatic Distillation to a Tertiary Amyl Methyl Ether Production Unit of a Crude Oil Refinery, Energy, 2004, 29, 467-489

SADEGHBEIGI, R. "Fluid Catalytic Cracking Handbook", 2nd. ed. Gulf Publishing Company, Houston, TX., 2000

SALOMON, P. and NULTON J.D. The Geometry of Separation Process. A horse-carrot Theorem for Steady flow Processes. Europhys. Lett. 1998, V. 42, pp.571-576

SALOMON, P. and B. ANDERSSSEN. Optimal Distillation calculated by Thermodynamic Geometry. Entropie, 2000, v.36, pp. 4-10

SIERRA, C. Y CASAS, J., Análisis Exergético de una planta de producción de biodiesel de aceite de palma. Tesis de Maestría, Universidad Industrial de Santander – UIS, 2011

SMITH, R. and B. LINHOFF. The Design of Separators in the Context of Overall Process, Chem. Eng. Res. Des., 1988, v.66, pp. 195-227

SMITH R., Heat integrated distillation system design, Chemical Engineering Transactions, 2010, 21, 19-24 DOI: 10.3303/CET1021004

SORIN, M., LAMBERT, J., PARIS, J. EXERGY flows analysis in chemical reactors. En: Trans IchemE. 1998, Vol 76, Part A, p. 389-395

SCHAEFFER, R., SZKLO, A., Fuel Specification, energy consumption and CO2 emission in oil refineries. 2006, Energy 32 (2007) 1075-1092 Science Direct, Elsevier.

SZARGUT, J., MORRIS, D.R., STEWARD, F. R., Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes, ISBN 0-89116-574-6, Hemisphere Publishing Corporation, New York., 1998

TALENS ET AL (2007)

TARIGHALESAMI A.H., BOZORGIAN A. and RAEI B., Application of the Exergy Analysis in the Petroleum Refining Processes Optimization, the 1st Territorial Chemistry and Industry Symposium, Damghan, Iran (in Persian), 2009

TODD, K.V.. Process Optimization Using the Availability Function. PhD Thesis, University of Missouri, 1983.

TONDER, D. and KVAALEN F.. Equipartition of Entropy Production, and Optimality Criterion for Transfer and Separation Process. Ind. Eng. Chem. Res. 1987, v. 26, pp.50-56

TSATSARONIS, G. A Review of Exergoeconomic Methodologies. Proc. 4th Symp. On Second Law Analysis, Univ. di Roma, Italy, 1987.

TSATSARONIS, G. and WINHOLD. M. Exergoeconomic Analysis and Evaluation of Exergy-Conversion Plant 1: A New Methodology. Energy, 1985, v. 10, n. 1, pp.69-80.

U.S. Department of Energy's Office of Energy Efficiency and Renewable Energy. Materials for Separation Technologies: Energy and Emission Reduction. Industrial Technologies Program., May,2005,

U.S. DOE EIA, Voluntary Reporting of Greenhouse Gases. Form EIA-1605, 2007

U.S. DOE Energy Information Administration, Annual Energy Outlook, 2011

VELASQUEZ, H., et al. 2010

VON SPAKOUSKY, M.R. and R.B. EVANS. The Optimal Design and Performance of Components in Thermal Systems. ASME Meet. AES v. 6, HTD v. 97, pp.65-81, Chicago, IL, 1988.

WALL, G.. Thermoeconomic Optimization of Heat Pump System. Energy, 1986, v.11, pp.957-967.

WALL, G. Exergy flows in industrial processes. En: Energy. 1988, Vol. 13 No.2. p. 197-208

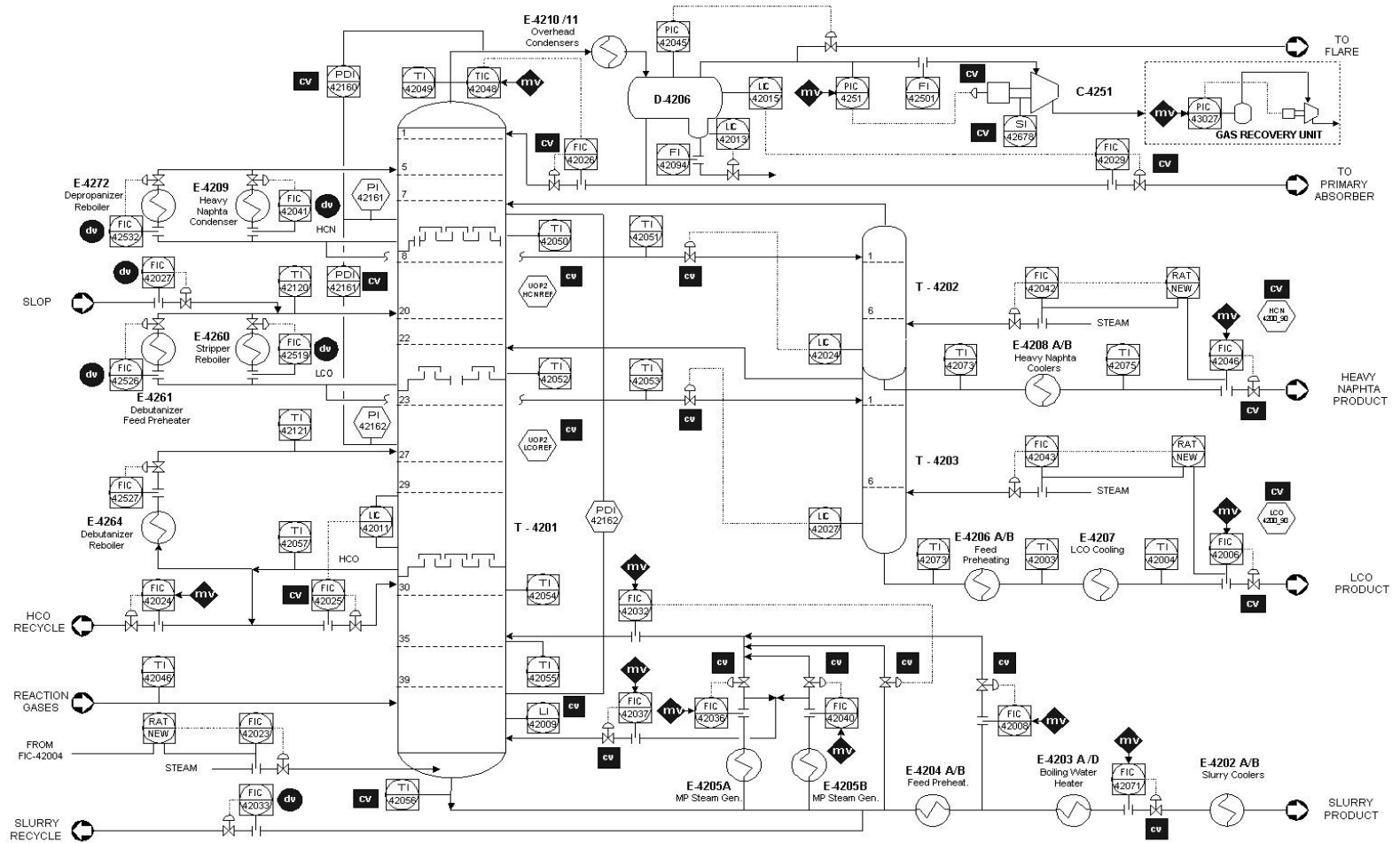
WBCSD, Measuring Eco-Efficiency: A guide to reporting company performance. World Business Council for Sustainable Development , 1992. ISBN 2-94-024014-0.

WBCSD, Eco-Efficiency: Creating more value with less impact. World Business Council for Sustainable Development, 2000. ISBN 2-94-024017-5.

YANG (2006)

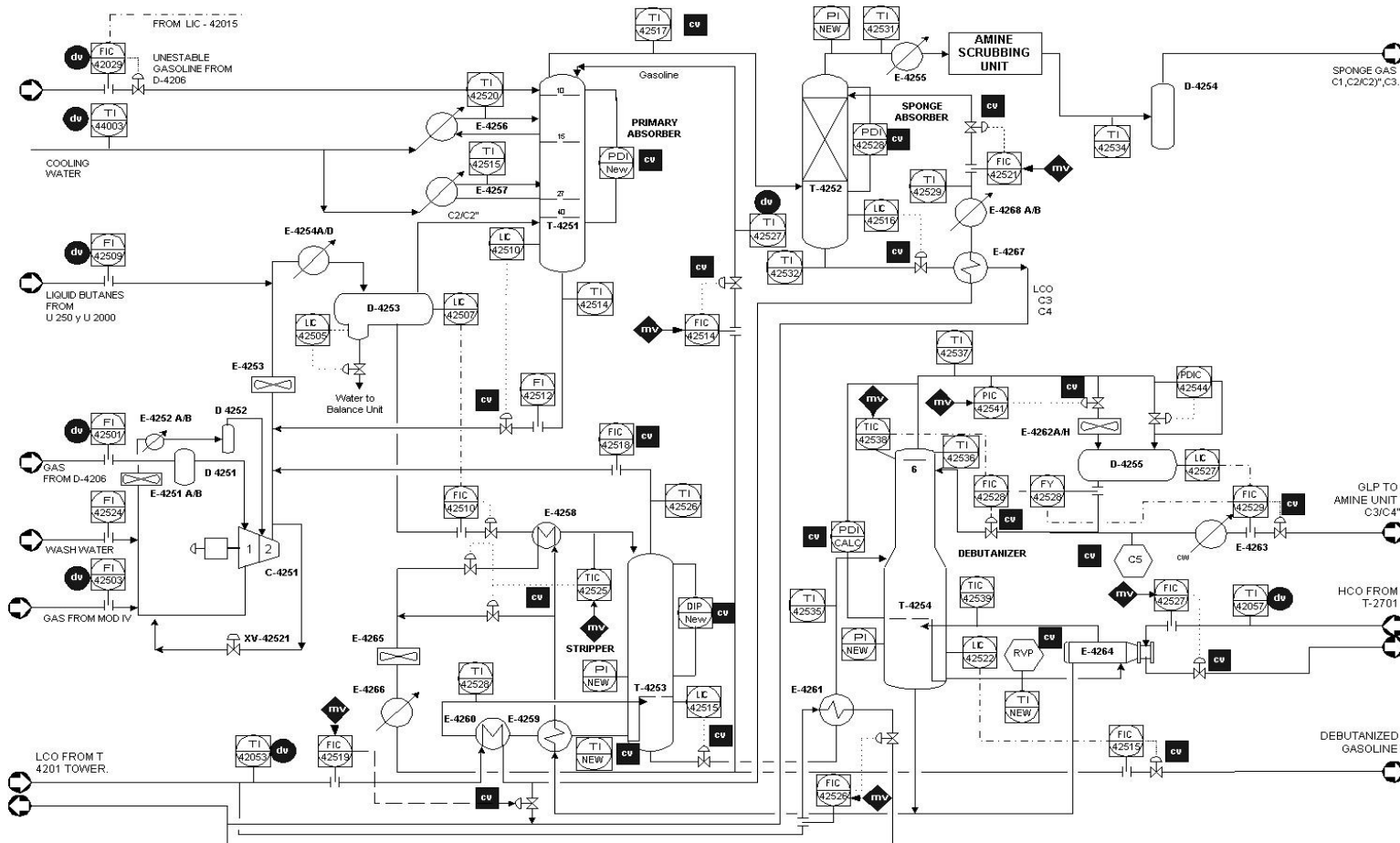
ZEMP R.J. and DE FARIA S.H.B, DE L. OLIVERIA Maia M., Driving Force Distribution and Exergy Loss in the Thermodynamic Analysis of Distillation Columns, Computers Chemical Engineering, 1997, 21, S523-S528

## ANEXO A. DIAGRAMA DE FLUJO TIPICO COLUMNA FRACCIONADORA PRINCIPAL



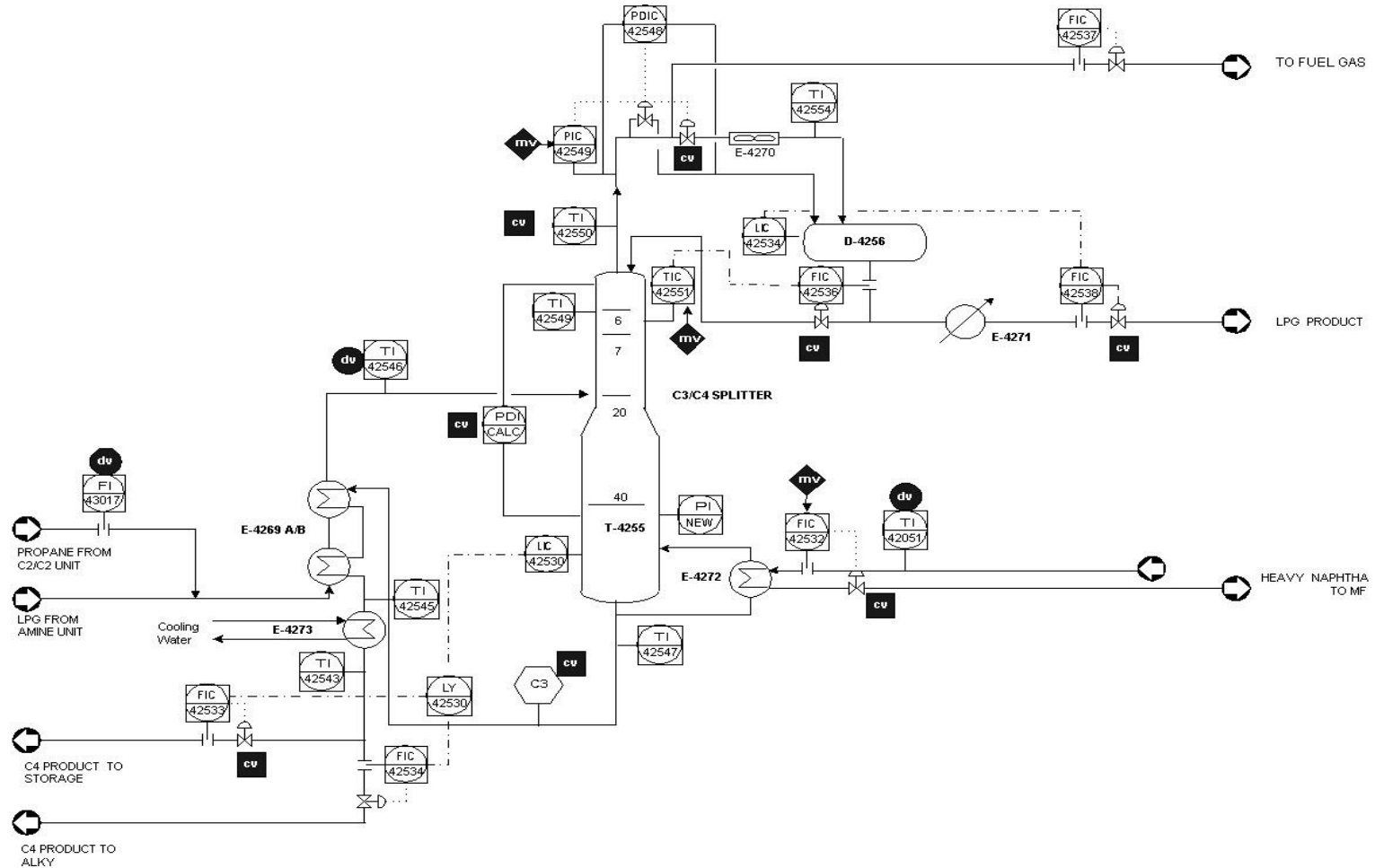
Fuente: Suministrado por refinera Ecopetrol – Confidencial. 2001

## ANEXO B. DIAGRAMA DE FLUJO TIPICO UNIDAD RECUPERADORA DE VAPORES



Fuente: Suministrado por refinera Ecopetrol – Confidencial. 2001

## ANEXO C. DIAGRAMA DE FLUJO TIPICO SPLITTER PROPANO BUTANO



Fuente: Suministrado por refinera Ecopetrol – Confidencial. 2001

## ANEXO D. TABLAS DE EQUIVALENCIA DE UNIDADES

Tomadas de: <http://www.eia.gov/cfapps/ipdbproject/docs/unitswithpetro.cfm>

**Tabla 24. Conversiones Equivalentes de Energía**

	Millones de Btu	Giga Julios (10 <sup>9</sup> )	TOE (Ton métricas equivalentes de crudo)	TCE (Ton métricas equivalentes de carbón)
Millones de Btu	1.00000	0.94782	39.68320	27.77824
Giga Julios	1.05506	1.00000	41.86800	29.30760
TOE	0.02520	0.02388	1.00000	0.70000
TCE	0.03600	0.03412	1.42857	1.00000

**Tabla 25. Conversiones Equivalentes de Masa**

	Toneladas Cortas	Kilogramos	Toneladas Métricas	Toneladas Largas	Libras
<b>Toneladas Cortas</b>	1.00000	0.00110	1.10231	1.12000	0.00050
<b>Kilogramos</b>	907.18470	1.00000	1000.00000	1016.04700	0.45359
<b>Toneladas Métricas</b>	0.90718	0.00100	1.00000	1.01605	0.00045
<b>Toneladas Largas</b>	0.89286	0.00098	0.98421	1.00000	0.00045
<b>Libras</b>	2000.00000	2.20462	2204.62272	2240.00030	1.00000