

**EVALUACIÓN TÉCNICO Y ECONÓMICA DE ALTERNATIVAS PARA
INCREMENTAR LA CARGA HACIA LA SECCION DE RECUPERACION DE
ETANO-ETILENO DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO UOP I**

LUIS EDUARDO PIMIENTA CORONADO



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

2017

**EVALUACION TECNICO-ECONOMICA DE ALTERNATIVAS PARA
INCREMENTAR LA CARGA HACIA LA SECCION DE RECUPERACION DE
ETANO-ETILENO DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO UOP I**

LUIS EDUARDO PIMIENTA CORONADO

Proyecto para optar por el título de Magíster en Ingeniería Química

Director:

CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA

Ingeniero Químico M.Sc.

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

2017

DEDICATORIA

Dedico al Dios todopoderoso este triunfo por escucharme, iluminarme y no desampararme en ningún instante.

Dedico este logro a mis padres, Xiomara y Luis E, quienes me han acompañado en cada uno de mis logros y descensos, y me han ayudado a buscar el gran sentido que tiene la vida.

A ellos he logrado edificarme, fortalecerme y ser un maestro; a reconocer los mundos interpretativos y despertar ese deseo de ayudar a otros, de servir para vivir y de estar siempre agradecido.

De igual manera dedico este triunfo a mi esposa, María de los Angeles, motor motivador para nunca desfallecer y continuar a pesar de las dificultades en la búsqueda de la excelencia en mi actuar.

Por ultimo a mis hijos, Mauricio y Juan David, los cuales son mi motivación diaria y fuente de inspiración.

Luis Eduardo Pimienta Coronado

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	14
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	18
2. OBJETIVOS	23
2.1 OBJETIVO GENERAL	23
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	23
3. MARCO CONCEPTUAL	25
3.1 BREVE DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE CRAQUEO CATALÍTICO	25
3.2 BREVE DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO URC UOP I	26
3.3 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE LA SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE ETANO/ETILENO DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO UOP I	27
3.3.1. Compresión y lavado del gas de carga	28
3.3.2. Secado y regeneración	28
3.3.3. Absorción y fraccionamiento	28
3.3.4. Refrigeración	29
4. METODOLOGÍA	31
4.1 FASE EXPLORATORIA	31
4.1.1 Revisión del estado del arte	31
4.1.2 Revisión de las condiciones de diseño y operación de la sección de recuperación de etano-etileno	31

4.2 DESARROLLO DEL ESTUDIO	31
4.2.1 Evaluación de la torre de lavado cáustico, T-2757	31
4.2.1.1 Aspectos mecánicos y operacionales de la T-2757	32
4.2.1.2 Simulación de la torre de lavado cáustico en Aspen Plus V8.8	34
4.2.1.3 Identificación de restricciones operativas de la primera sección	36
4.2.2 Simulación rigurosa de la sección de recuperación de etano-etileno	36
4.2.3. Análisis de variabilidad del proceso real	40
4.2.4 Análisis de sensibilidad de la simulación	41
4.2.5 Validación y aceptación de la simulación como escenario de optimización y evaluación de equipos de proceso	42
4.2.6 Revisión de limitaciones operacionales en las torres de absorción y destilación de etano-etileno	42
4.3 ESTUDIO ECONÓMICO PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN DE ETANO-ETILENO	42
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS	43
5.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS DE VARIABILIDAD DEL PROCESO REAL	43
5.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LA SIMULACIÓN Y VALIDACIÓN	48
5.2.1 Análisis de sensibilidad de la simulación	48
5.2.2 Validación de la simulación	50
5.3 EVALUACIÓN DE RESTRICCIONES PARA INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DE ETANO-ETILENO	52
5.3.1 Restricciones de remoción de H ₂ S, COS, CO y CO ₂	52
5.3.2 Restricciones en la separación de etano-etileno	53
5.4 EVALUACIÓN DEL INCREMENTO DEL MARGEN POR OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO ACTUAL	55

5.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS PARA INCREMENTAR CARGA	56
6. CONCLUSIONES	58
7. RECOMENDACIONES	59
BIBLIOGRAFÍA	60
ANEXOS	62

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Valores de composición de diseño de la carga	33
Tabla 2. Datos de simulación iniciales	34
Tabla 3. Correlación de la variable resultante concentración de etano-etileno con respecto a las variables independientes	44
Tabla 4. Análisis de regresión definitivo para correlación de la variables resultante producción de etano/etileno	46
Tabla 5. Punto óptimo y rango de optimización de la operación actual encontrada con solver y las restricciones de intercambiadores.	48
Tabla 6. Análisis de regresión para la sensibilidad de los factores en el proceso simulado para definir concentración de Etano-Etileno producto.	49
Tabla 7. Análisis de regresión para sensibilidad de los factores en el proceso simulado para definir producción de Etano-Etileno	50
Tabla 8. Comparación de medias de proceso simulado y proceso real para la concentración de Etano-etileno.	51
Tabla 9. Comparación de Desviaciones Estándar de proceso simulado y proceso real	51
Tabla 10. Comparación de alternativas para eliminar restricciones para el incremento de carga.	53
Tabla 11. Comparación de diseño de intercambiador propuesto contra intercambiador actual.	55
Tabla 12. Comparación de proceso actual contra proceso optimizado por tratamiento estadístico de histórico de planta.	55
Tabla 13. Potencial de recuperación por mayor producción de polietileno	56
Tabla 14. Resumen de evaluación de proyecto para tres alternativas.	56
Tabla 15. Potencial de recuperación por mayor producción de polietileno	56

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Tendencia de principales productos petroquímicos	18
Figura 2. Esquema del tren petroquímico de Refinería Barrancabermeja	19
Figura 3. Diagrama de bloque sección de recuperación de etano/etileno (Etileno III)	20
Figura 4. Diagrama de la torre de lavado caústico (T-2757).	21
Figura 5. Esquema general de distribución de unidades de proceso en una refinería	26
Figura 6. Esquema general de la URC UOP I	27
Figura 7. Esquema detallado de la sección de recuperación de etano/etileno de la URC UOP I.	30
Figura 8. Esquema de simulación básica T-2757	35
Figura 9. Esquemático de la simulación de las torres de lavado caústico para remoción de H ₂ S, CO ₂ y CO.	37
Figura 10. Diagrama de simulación de la torre de absorción de hidrocarburos como propano, butanos y etano y liberación de livianos como hidrógeno y metano.	38
Figura 11. Simulación de los intercambiadores de calor en EDR par precisión de cálculos y evaluaciones de restricciones.	38
Figura 12. Esquema de simulación de las torres de destilación de propileno-propano y etano-etileno, torres T2759 y T2760 respectivamente.	39
Figura 13. Datos de intercambiador de calor del fondo de la torre T2760 con diseño especial por tema AGU.	40

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Simulación de las torres de absorción de H ₂ S de etano-etileno	63
Anexo B. Simulación rigurosa en ASPEN EDR del E-2771.	64
Anexo C. Simulación rigurosa en ASPEN EDR del E-2777A.	65
Anexo D. Balance de energía de intercambiadores de la sección de recuperación de etano/etileno	66
Anexo E. Evaluación económica de la iniciativa (I)	67
Anexo F. Evaluación económica de la iniciativa (II)	68
Anexo G Evaluación económica de la iniciativa (III)	69

RESUMEN

TITULO: EVALUACION TECNICO Y ECONOMICA DE ALTERNATIVAS PARA INCREMENTAR LA CARGA HACIA LA SECCION DE RECUPERACION DE ETANO-ETILENO DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALITICO UOP I

AUTOR: Luis Eduardo Pimienta Coronado **

PALABRAS CLAVES: PFI 111, Jet flooding, Balances de masa y energía, Análisis estadístico, Ecuaciones de producción y calidad

Descripción

ECOPETROL.S.A. basándose en la obligación de hacer gran esfuerzo para lograr los objetivos empresariales y manejo eficiente de recursos, prevaleciendo el interés por el desarrollo del país por encima del interés particular, requiere operar al máximo el lado frío de la cracking UOP 1, buscando cumplir con la PFI 111 recomendada por la firma SHELL.

La unidad recuperadora de etano-etileno (UOP 1) presenta un inconveniente, radicado en la dificultad de manejar altas cantidades de gas, problema que se presenta en la torre de lavado caustico (T-2757), la cual posee dificultad de arrastre esporádico de soda (Jet Flooding).

Inicialmente se recopilaron datos históricos de condiciones operacionales, condiciones de diseño según diagrama de flujo de proceso, data sheet de intercambiadores de calor, torres, bombas y válvulas de control para establecer los balances máscicos y de energía; con esta información se construyó la simulación rigurosa de la sección de etano/etileno. Posteriormente a esto y mediante análisis estadístico se construyeron las ecuaciones que representan la producción y concentración de etano/etileno para luego a esto evidenciar a medida que se incrementaban la carga de gases a la unidad identificar las restricciones mecánicas de la unidad recuperadora de etano/etileno.

Finalmente en base a la identificación de los requerimientos y actualizaciones de equipos se realizó la evaluación económica de los tres escenarios en función del potencial de incremento de carga hacia la sección de recuperación de etano/etileno de la UOP I.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierias fisicoquimicas, Escuela de Ingenieria Quimica, Maestria en Ingenieria Quimica, Director M.Sc. Crisóstomo Barajas Ferreira

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL AND ECONOMIC EVALUATION OF ALTERNATIVES TO INCREASE THE LOAD TO THE ETHANE-ETHYLENE RECOVERY SECTION OF THE CATALYTIC CRACKING UNIT

AUTHOR: Luis Eduardo Pimienta Coronado **

KEY WORDS: PFI 111, Jet flooding, Mass and energy balances, Statistic analysis, Production and quality equations

DESCRIPTION:

ECOPETROL.S.A. based on the obligation to do the best to achieve business goals and efficient management of resources, prevailing the interest on the development of the country above particular ones, requires to operate at maximum the cold side of cracking UOP 1, In order to fulfill the specifications given by SHELL in the PFI 111.

The recovery unit of ethane-ethylene (UOP 1) has a major drawback, which is the difficulty to handle a large amount of gas, this disadvantage occurs in the caustic washing tower (T-2757), which presents sporadic drag problems of caustic soda (Jet Flooding).

Initially, historical data were collected on operational conditions, design conditions according to process flow diagram, data sheet of heat exchangers, towers, pumps and control valves to establish mass and energy balances; With this information the rigorous simulation of the ethane / ethylene section was constructed. Subsequently to this and through statistical analysis were constructed the equations that represent the production and concentration of ethane / ethylene to later to this to evidence as they increased the load of gases to the unit to identify the mechanical restrictions of the recovering unit of ethane / ethylene.

Finally, based on the identification of equipment requirements and upgrades, the economic evaluation of the three scenarios was performed according to the potential for increasing the load to the ethylene / ethylene recovery section of UOP I.

* Project of grade

** Faculty of Engineering Physical Chemical. School of Engineering Chemical. Master in Engineering Chemical. Director M.Sc. Crisóstomo Barajas Ferreira

INTRODUCCIÓN

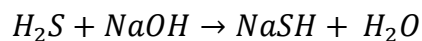
La industria petroquímica constituye un mercado sólido y rentable. Los principales productos petroquímicos (etileno, propileno, benceno y butadieno) representaron un aumento en la producción y demanda en el año 2016 y está previsto que sigan creciendo. Desde el punto de vista local, los productos que en Colombia tienen mayor interés a día de hoy son los derivados de etileno y metano, puesto que existe una importante demanda, cubierta en su mayoría por importaciones. El etileno petroquímico es la materia prima única y principal para la producción de polietileno de baja densidad de las unidades de Polietileno I y II proveniente de los lados fríos de las unidades de ruptura catalítica UOP I y UOP II de la refinería de Barrancabermeja.

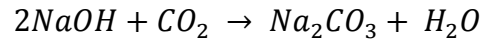
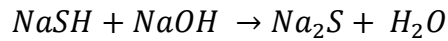
A día de hoy se han identificado una serie de inconvenientes que derivan en el incumplimiento de las especificaciones planteadas por la firma consultora para la optimización de las refinerías, SHELL Global Solutions, en el año 2002, en su estudio de las condiciones existentes en las diferentes plantas para identificar los puntos de mejora en los procesos mediante recomendación en el lado frío de la UOP I conocida como PFI-111. Dicha recomendación plantea el máximo aprovechamiento o recuperación de los gases hacia la unidad recuperadora de etano/etileno o lado frío de la URC UOP I, esto debido a que en la actualidad la unidad está desviando parte de dicho gas proveniente de la torre de tratamiento de gases ácido con MEA, T-2872 B. Este gas contiene aproximadamente 8% de GLP (Gas licuado de petróleo) y 30% de etano/etileno, el caudal promedio que se desvía hacia la red de gas combustible son 80.000 SCFH (pies cúbicos estándar hora), lo que implica perder 96 BPD de GLP y 1530 lb/h de etano/etileno que en términos económicos le representan a la empresa un promedio de 140,2 KUS\$/año.

Este gas, llamado gas esponja, que proviene de la sección de amina está compuesto por hidrocarburos ligeros e impurezas tales como sulfuro de hidrógeno (H₂S) y dióxido de carbono (CO₂), estas impurezas causan inconvenientes como productos fuera de especificaciones de calidad (GLP y etano/etileno), corrosión ácida, problemas de polución luego de la combustión e impactos por seguridad industrial a personal propia y de las comunidades circundantes; por lo cual la remoción de éstos es muy importante.

El sulfuro de hidrógeno (H₂S) es altamente tóxico y en presencia de agua forma un ácido corrosivo débil. El umbral del valor límite (TLV) para la exposición prolongada es de 10 ppmv y en concentraciones mayores a 1000 ppmv, la muerte se produce en minutos. Es fácilmente detectable a concentraciones bajas por su olor a "huevo podrido". Desafortunadamente, a niveles tóxicos es inodoro, ya que insensibiliza las terminaciones nerviosas en la nariz en cuestión de segundos. Cuando las concentraciones de H₂S están muy por encima del nivel ppmv, otras especies de azufre pueden estar presentes. Estos compuestos incluyen disulfuro de carbono (CS₂), mercaptanos (RSH), y sulfuros (RSR), además de azufre elemental. Si el CO₂ está presente también, el gas puede contener pequeñas cantidades de sulfuro de carbonilo (COS). El dióxido de carbono es no inflamable y en consecuencia, grandes cantidades no son deseables en un combustible. Al igual que el H₂S, forma un ácido corrosivo débil en presencia de agua.

Uno de los procesos aplicados para la remoción de estos compuestos en refinerías y plantas petroquímicas se denomina "Proceso de lavado cáustico" y consiste en utilizar una solución acuosa de soda caustica como líquido absorbente con una concentración que varía entre el 5 y el 15% en peso. Las reacciones principales que involucra este proceso son las siguientes:





En el proceso de lavado cáustico la transferencia de masa se da principalmente por absorción, en esta operación la mezcla gaseosa se pone en contacto con el líquido con el fin de disolver, de manera selectiva uno o más componentes del gas y obtener una solución líquida de estos. El gas que queda libre se denomina gas limpio. Este proceso se lleva a cabo en una torre absorbadora, que es una columna vertical de platos con una o más bandejas montadas horizontalmente en el interior para el contacto gas-líquido. La corriente de gas entra por la parte inferior de la columna a la presión de la misma y fluye hacia arriba pasando a través de aberturas (orificios o válvulas) en las bandejas. El líquido entra por la parte superior de la torre y viaja a través de cada bandeja mediante el vertedero hasta que alcanza el fondo de la torre. La transferencia de masa se produce mediante la pulverización del líquido creado por la velocidad del gas a través de las aberturas de la bandeja.

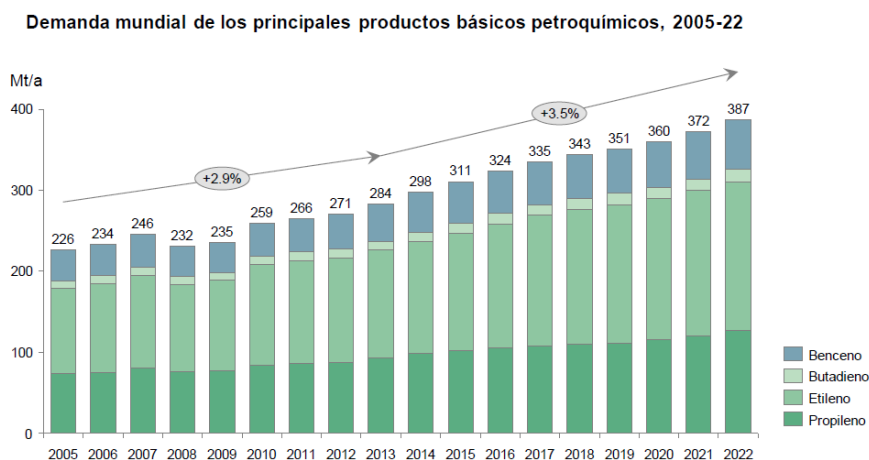
En el presente trabajo se estudia la operación de la torre de lavado cáustico, T-2757, debido a que se tiene plenamente identificada como una de las limitaciones operacionales para incrementar carga hacia la sección recuperadora de etano/etileno o lado frío. Esto debido a que la torre T-2757 en su operación normal evidencia arrastres de soda y agua lo cual afecta la integridad mecánica de los tamices moleculares para absorción de humedad, al tiempo que induce fenómenos de obstrucción en la sección fría por generación de hidratos que restringen la carga e impiden una mayor recuperación de etano/etileno. De igual manera se realizará una revisión integral de toda la sección de recuperación de etano-etileno con el fin de identificar posibles restricciones que limiten el incremento de carga a este sistema.

Para tal propósito este estudio se ha organizado en 6 capítulos cuyos contenidos se describen brevemente a continuación:

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La industria petroquímica constituye un mercado con un crecimiento sólido y estable, con buenas perspectivas de futuro. Los principales productos petroquímicos (etileno, propileno, benceno y butadieno) representaron una demanda agregada de ~285Mtn en 2015, tras un crecimiento del 3% anual experimentado en los últimos años, y está previsto que sigan creciendo entre 2013 y 2022 al 3,5% anual en todo el mundo (Ver figura 1).

Figura 1. Tendencia de principales productos petroquímicos

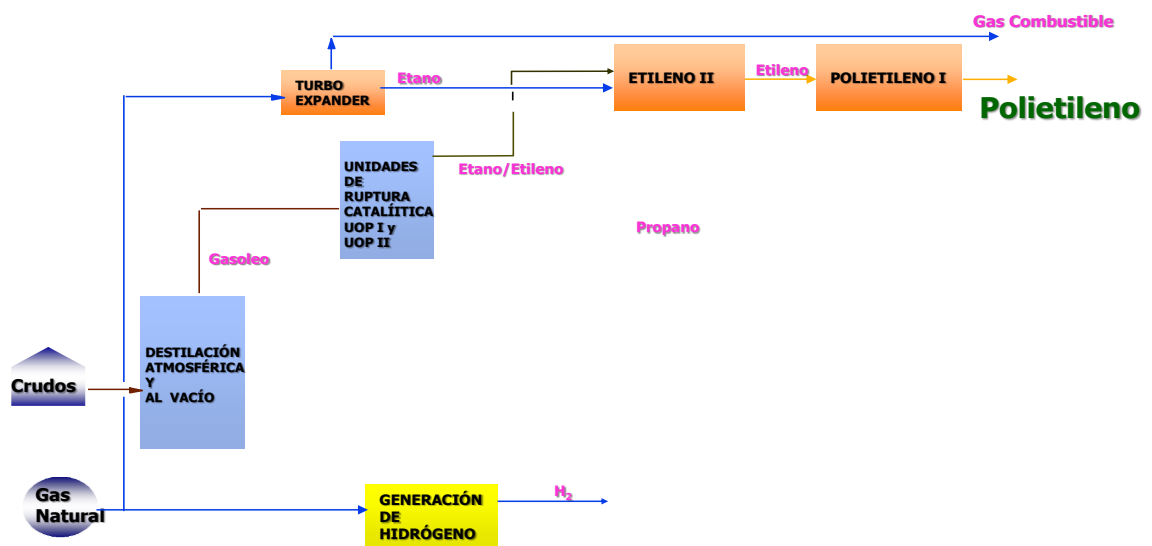


Asia es la región con mayor demanda (~40% del total) y se mantendrá en esta posición en los próximos años. Actualmente, América Latina representa una fracción pequeña del mercado global (~5%), sin embargo, es la región con mayor crecimiento esperado en los próximos años (Boston Consulting Group, 2014).

Desde el punto de vista local, los productos que en Colombia tienen mayor interés a día de hoy son los derivados del etileno y propileno, debido a que existe una importante demanda, cubierta en su mayoría por importaciones. Debido a esto, el

etileno petroquímico es la materia prima única y principal para la producción de polietileno de baja densidad de las unidades de Polietileno I y II de la refinería de Barrancabermeja. Y a su vez, para la producción de etileno petroquímico en la refinería se requiere como materia prima los gases de etano/etileno proveniente de los lados fríos de las unidades de ruptura catalítica, UOP I y UOP II (Ver figura 2).

Figura 2. Esquema del tren petroquímico de Refinería Barrancabermeja



La sección de recuperación de etano-etileno es una de las secciones de la URC UOP I y es el área encargada de recibir el gas esponja luego de su tratamiento en la sección de tratamiento de amina con el fin de separar compuestos livianos tales como dióxido de carbono (CO₂), monóxido de carbono (CO) y metano (CH₄) y compuestos pesados como propano-propileno y butano-butileno con procesos de compresión, absorción, lavado, fraccionamiento y despojo para obtener etano/etileno como producto final hacia la planta petroquímica de Etileno II (Ver figura 3).

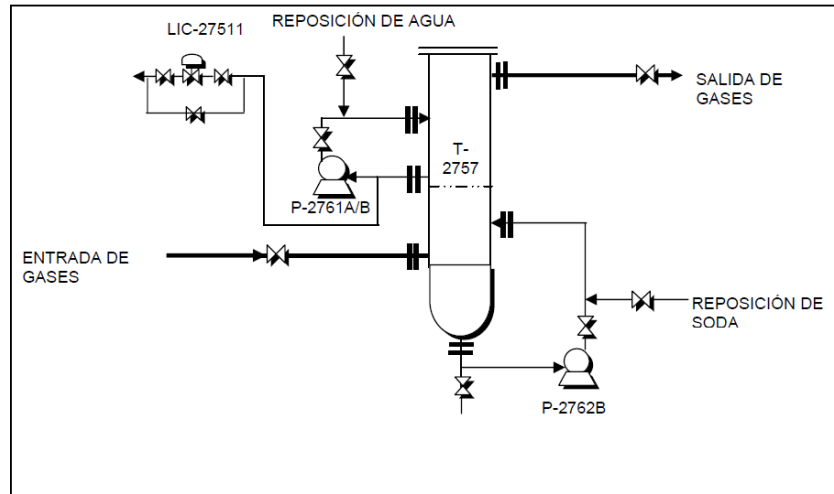
Figura 3. Diagrama de bloque sección de recuperación de etano/etileno (Etileno III)



Actualmente la sección de recuperación de etano/etileno de la URC UOP I está desviando parte del gas de carga proveniente de la sección de tratamiento de amina, al cabezal de gas combustible de refinería. Esto debido a la limitación por diseño para admitir la totalidad de los gases por estar a su máxima capacidad de carga. Este gas contiene aproximadamente 8% de GLP y 28% de etano/etileno, el flujo promedio que se desvía a gas combustible oscila entre 80 y 150 KPCEH de acuerdo a los niveles de carga programada para la URC UOP I y corrientes externas, lo que implica perder 96 BPD de GLP y 1530 lb/hr de etano/etileno.

A la fecha una de las restricciones operacionales identificadas en la sección de recuperación de etano/etileno (Etileno III) para el total recibo de los gases producto de la reacción de craqueo catalítico es la torre absorbidora de lavado cáustico (Ver figura 4). El gas a la salida de los compresores de la sección de recuperación de etano/etileno entra a esta torre con el objeto de reducir el contenido de H₂S y CO₂ a valores de 0 ppm. Éste después del lavado cáustico, pasa a través del plato chimenea a la sección superior de la torre, donde es lavado con agua, para neutralizar la soda que haya absorbido.

Figura 4. Diagrama de la torre de lavado cáustico (T-2757).



La torre absorbidora o de lavado cáustico en su operación normal evidencia arrastres de soda y agua lo cual afecta la integridad mecánica de los tamices moleculares al tiempo que induce taponamiento en la sección fría por generación de hidratos que restringen la carga e impiden una mayor recuperación de etano/etileno. Adicionalmente el sistema presenta fenómeno de jet flooding superiores a 90% con cargas superiores a 480KPCEH (Actualmente carga 320 KPCH) debido a cambios rápidos en el flujo de gas y altas velocidades que acarrea gotas de líquido a los platos superiores.

Frecuentemente se presentan problemas en las especificaciones de calidad en la corriente de etano/etileno producto por presencia de contaminantes de tipo azufrado como ácido sulfhídrico (H_2S) y sulfuro de carbonilo (COS), si dichos contaminantes están presentes en los gases de etano/etileno de UOP I hacia la unidad petroquímica de Etileno II puede causar desactivación temporal y/o definitiva del catalizador de deshidrogenación lo que conllevaría a parada no programada de la unidad de Etileno II con consecuencias de pérdidas económicas para la refinería por no producción de polietileno de baja densidad para suplir la demanda de los clientes nacionales.

Con el fin de identificar otras posibles restricciones operacionales que puedan limitar o restringir el recibo de la totalidad de los gases producto de la sección de craqueo catalítico se plantea realizar una revisión completa e integral de toda la sección recuperadora de etano/etileno a diferentes niveles de gas de carga mediante simulación rigurosa con la herramienta Aspen Plus.

2. OBJETIVOS

A continuación se puntualizan los objetivos, general y específicos, que motivaron la realización del presente estudio.

2.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar técnica y económicamente alternativas que permitan incrementar la carga hacia la sección de recuperación de etano/etileno de la unidad de Craqueo Catalítico UOP I.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Del objetivo general, se derivan los siguientes objetivos específicos:

- Desarrollar un diseño de experimento que permita realizar un análisis estadístico, tomando en cuenta el historial de datos de la planta desde 2014 hasta 2016.
- Determinar relaciones entre variables y modelos matemáticos mediante análisis estadístico análisis de varianza (ANOVA) y análisis de regresión de acuerdo variables como reflujos de cima, recirculaciones, suministro de carga térmica, carga de gases a purificar, concentración y producción del producto deseado.
- Implementar por simulación computacional un análisis de sensibilidad implementando los estadísticos de históricos de la planta para lograr optimización del proceso buscando maximizar la producción y la concentración de etano-etileno.

- Realizar estudio económico de las diferentes alternativas para seleccionar la de mayor beneficio/costo, además la determinación del incremento del margen bruto por implementación de esta iniciativa.

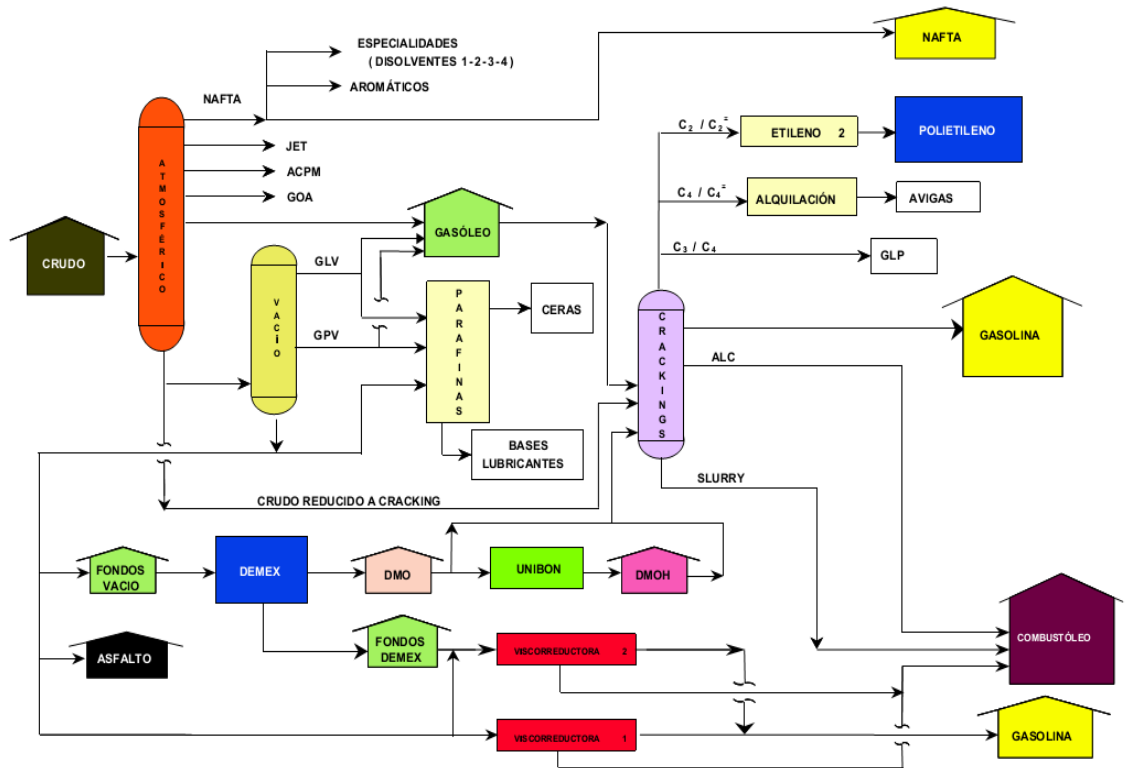
3. MARCO CONCEPTUAL

3.1 BREVE DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE CRAQUEO CATALÍTICO

Craqueo catalítico es un proceso de ruptura catalítica para conversión de fracciones pesadas de hidrocarburos en productos más livianos y de mayor valor. Es un proceso básicamente diseñado para producir gasolina; sin embargo, puede operarse en la producción de hidrocarburos livianos como etano/etileno y gas licuado del petróleo (Propano/propileno + butano/butileno) los cuales pueden tener diversos usos como: cargas a las unidades de Alquilación, polimerización, materia prima para diferentes procesos petroquímicos y finalmente como suministro de gas de cocina e industrial.

La flexibilidad operacional de las unidades de craqueo catalítico, permite no solamente satisfacer los requerimientos de su producción normal, sino también, procesar cargas adicionales provenientes de otras unidades de la refinería, contribuyendo a todo el balance operacional de la refinería. Debido a esto, las unidades de craqueo catalítico son a menudo llamadas como “el corazón de la refinería” gracias a su importancia y a su versatilidad para procesar tantas clases de cargas (Ver figura 5).

Figura 5. Esquema general de distribución de unidades de proceso en una refinería



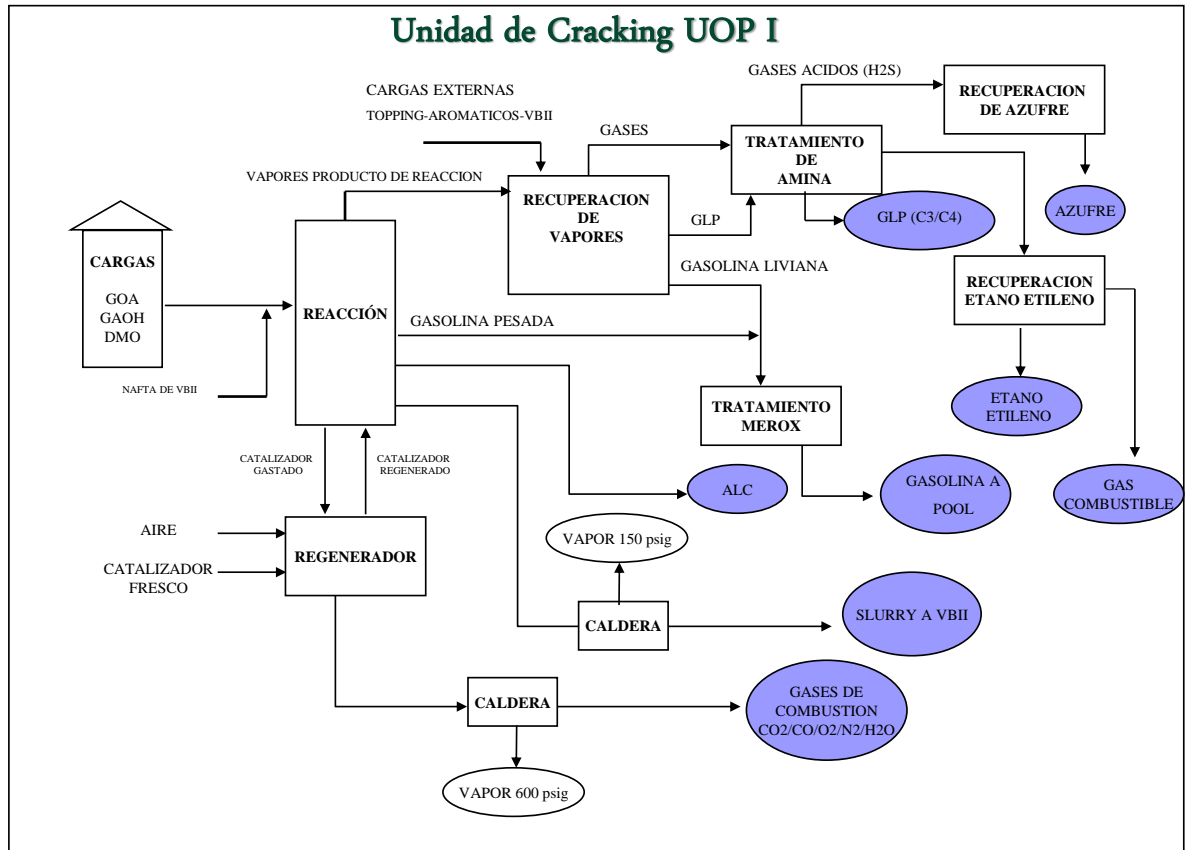
3.2 BREVE DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO URC UOP I

En la refinería de Barrancabermeja existen cuatro unidades de ruptura catalítica denominadas Orthoflow, Modelo IV, UOP 1 y UOP 2.

La URC UOP 1 fue diseñada por la firma de ingeniería UOP e inició su construcción en el año 1974 como parte de la Unidad de Balance. Fue puesta en funcionamiento en el año 1979. La planta tuvo una ampliación y modernización en el año 1998 que incluyó nuevos avances tecnológicos que mejoraron su eficiencia y productividad. La unidad consta de varias áreas o secciones: craqueo catalítico,

fraccionamiento, recuperación de vapores, tratamiento Merox, tratamiento de amina, recuperación de azufre y recuperación de etano/etileno (Ver figura 6).

Figura 6. Esquema general de la URC UOP I



3.3 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE LA SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE ETANO/ETILENO DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO UOP I

A continuación se realiza una breve descripción del proceso de recuperación de etano/etileno de la unidad de cracking URC UOP I. Este proceso consta de cuatro etapas principales:

3.3.1. Compresión y lavado del gas de carga. El gas que sale por la cima de la torre absorbidora de gas esponja perteneciente a la sección recuperadora de vapores, y después de haber sido tratado en la unidad de tratamiento con amina para removerle el H₂S y CO₂ en la torre absorbidora, se comprime a una presión cercana de 450 psig en los compresores reciprocantes, para posteriormente ser tratado en una torre de lavado caústico con una solución de soda de 20 °Be para retiro total del contenido de H₂S y luego lavado con condensado para neutralizar trazas de soda que puedan ser arrastrados con el gas.

3.3.2. Secado y regeneración. El gas lavado pasa a través de tamices moleculares o lechos absorbentes, con el fin de remover las trazas finales de H₂S, CO₂ y H₂O, mientras simultáneamente se seca. Una corriente líquida que consiste principalmente de butano/butileno también se seca en otro grupo de tamices moleculares. Esta corriente de butano/butileno proveniente del fondo de la torre depropanizadora de la unidad recuperadora de vapores, se usa como reposición o “make-up” de aceite pobre en la sección de fraccionamiento o recuperación de vapores para absorber el propano/propileno del gas esponja hacia la sección de tratamiento con amina.

Un horno calentador de gas se utiliza para la regeneración de los tamices. El gas empleado en la regeneración de los tamices, es el gas de cima de la torre absorbidora, cuya composición principal es metano e hidrógeno.

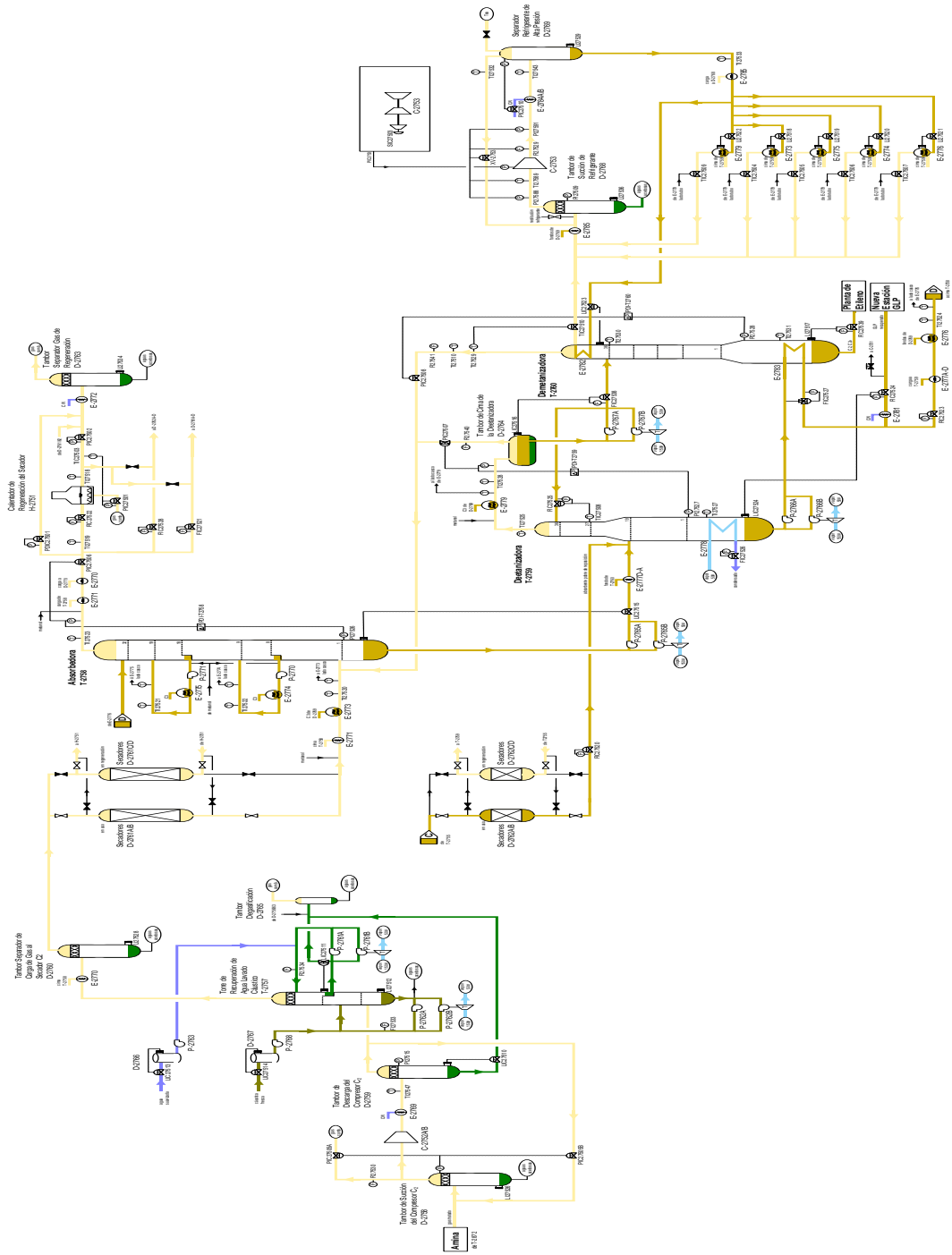
3.3.3. Absorción y fraccionamiento. El gas de carga, después de secarse, se enfría a bajas temperaturas y se envía al fondo de la torre absorbidora recuperadora de etano/etileno.

En la torre absorbidora, el etano/etileno y los componentes más pesados son absorbidos por un aceite pobre (Principalmente butano/butileno provenientes del fondo de la torre deetanizadora), luego el aceite enriquecido se usa como carga a

la fraccionadora de aceite rico o torre deetanizadora, donde se separa el etano/etileno de los componentes más pesados. El producto líquido neto obtenido por la cima de esta torre carga la torre demetanizadora para retirarle el metano y el hidrógeno. Por otro lado el producto de fondo de la fraccionadora de aceite rico o torre demetanizadora, compuesto principalmente por propano/propileno y butano/butileno, entrega calor al rehervidor de la demetanizadora y se divide en dos corrientes; una sale como producto a tanques y otra se recircula como absorbente a la torre absorbedora de la forma descrita anteriormente.

3.3.4. Refrigeración. Un circuito cerrado de refrigerante se suministra para retirar el calor de los diferentes equipos en las secciones de absorción y fraccionamiento. El fluido refrigerante es una mezcla de propano y propileno.

Figura 7. Esquema detallado de la sección de recuperación de etano/etileno de la URC UOP I.



4. METODOLOGÍA

4.1 FASE EXPLORATORIA

4.1.1 Revisión del estado del arte En esta etapa se realizó una revisión bibliográfica de trabajos o proyectos con alcances similares a los establecidos en este trabajo.

4.1.2 Revisión de las condiciones de diseño y operación de la sección de recuperación de etano-etileno Durante esta etapa se realizó una revisión de los aspectos de diseño mecánico de la sección de recuperación de etano-etileno, diagrama de flujo de proceso, hojas de especificaciones de equipos, manuales de la planta, revisión a balances máxicos y principales variables de diseño y operación de dicho sistema.

4.2 DESARROLLO DEL ESTUDIO

Esta fase comprendió las siguientes actividades:

4.2.1 Evaluación de la torre de lavado cáustico, T-2757. Dicho sistema actualmente se encuentra plenamente identificado como el principal cuello de botella de la sección de recuperación de etano/etileno. En esta fase del proyecto se realizó la simulación de la torre de lavado cáustico mediante el software especializado Aspen Plus versión 8.8, con el fin de validar la máxima capacidad de la torre a las condiciones operacionales y composicionales de la carga, así como las corrientes de recirculación de soda y agua con el fin de alcanzar las especificaciones de calidad del efluente.

4.2.1.1 Aspectos mecánicos y operacionales de la T-2757: La torre de lavado cáustico posee las siguientes características:

- Una sección de 5 platos de válvulas para lavado con soda.
- Una sección de 5 platos de válvulas para lavado con agua.
- Altura: 26,5 ft [8,08 m].
- Diámetro: 2,5 ft [0,76 m].
- Flujo de gas: 390000 a 410000 SCFH, diseño 318000 SCFH.
- Temperatura de operación: 100 °F.
- Presión de operación: 430-440 psig.
- Recirculación de soda: 6 USgpm, diseño: 12 USgpm.
- Nivel de soda en el fondo: Variable 70 a 90%.

El diseño de la torre está para 16210 lb/h de gas de carga que proviene de la unidad tratamiento de amina (U-2870). En la Tabla 1 se muestran los valores promedio de temperatura, presión, flujo másico y composición de esta carga.

Tabla 1. Valores de composición de diseño de la carga

COMPONENTES	Mol/h	%mol
H₂O	6,32	0,75
O₂	1,05	0,13
N₂	80,1	9,55
H₂S+CO₂	0,43	0,05
CO	15,8	1,88
H₂	206,22	24,59
C₁	240,81	28,71
C₂⁼	124,08	14,79
C₂	115,49	13,77
C₃⁼	34,59	4,12
C₃	9,21	1,1
C₄⁼	1,69	0,2
i-C₄	2,44	0,29
n-C₄	0,51	0,06
C₅⁺	0,07	0,01
TOTAL	838,1	100
PRESIÓN	180 psig [1,342x10 ⁶ pa]	
TEMPERATURA	115 °F [319,11 K]	
PM	19,38	

4.2.1.2 Simulación de la torre de lavado cáustico en Aspen Plus V8.8 En esta fase del proyecto se realizó la simulación de la torre de lavado cáustico mediante el software especializado Aspen plus versión 8.8 utilizando el modelo termodinámico “ELECNRTL”, el cual se ajusta para absorción entre compuestos polares y no-polares; con el fin de validar la máxima capacidad de la torre a las condiciones operacionales y composicionales de la carga, así como las corrientes de recirculación de soda y agua con el fin de alcanzar las especificaciones de calidad del efluente.

Los datos utilizados en la simulación de la torre se encuentran en la Tabla 2.

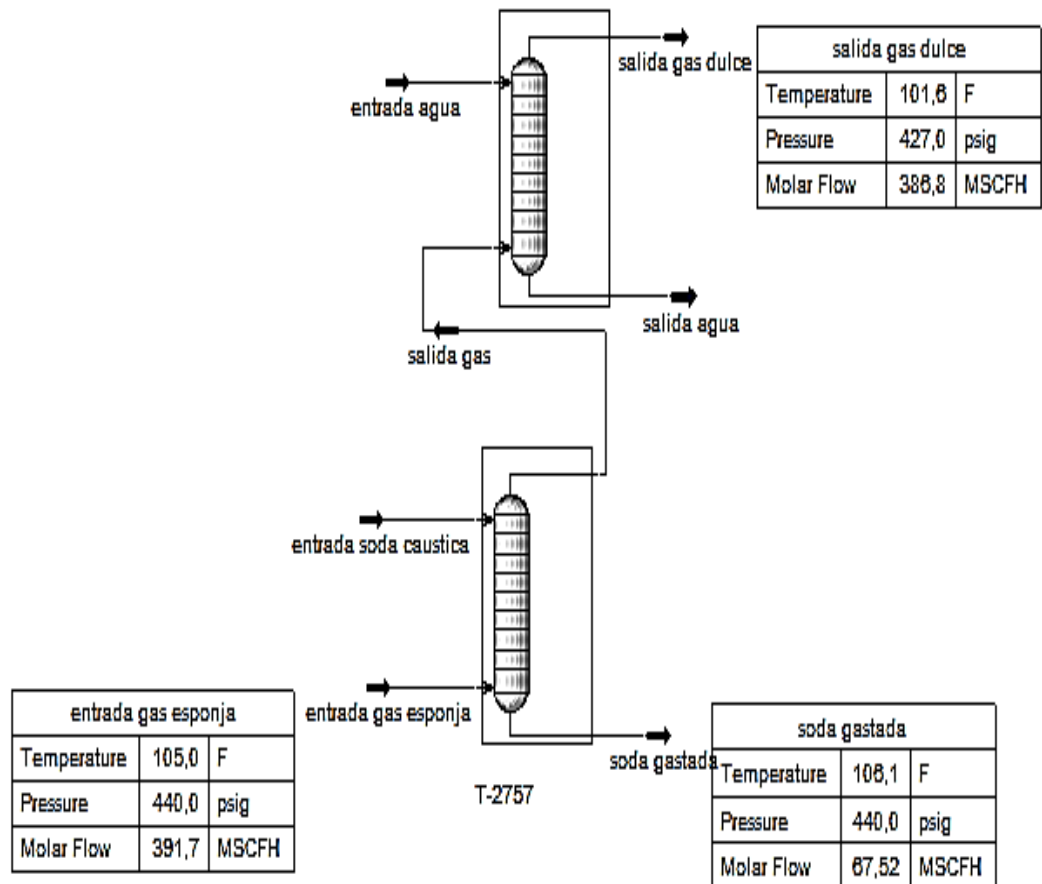
Tabla 2. Datos de simulación iniciales

ESPECIFICACIONES DE LA CARGA		ESPECIFICACIONES DE LA TORRE		
Flujo de gas	16210 lb/hr	SECCIÓN	SODA	AGUA
Peso molecular	19,3	°N Platos Teóricos	4	4
Gravedad específica gas	0,288	Tipo	Válvulas	Válvulas
Temperatura	100 °F	Espacio entre platos	18”	18”
Caída de presión máx.	5 psi	Diámetro	2,5 ft	2,5 ft
Alimentación de soda	12 gpm	Longitud	25 ft	
Alimentación de agua	12 gpm	Entradas	Plato 5	Plato 10
Gravedad específica soda	1,05	Salidas	Fondo	Plato chimenea

Como se mencionó anteriormente la torre de lavado cáustico está compuesta de dos secciones, una de soda y otra de agua, separadas por un plato de chimenea y dado que Aspen Plus para una sola torre no simula dos procesos independientes, se usaron dos torres absorbedoras en serie; una para la sección de soda y otra para la sección de agua con 4 platos teóricos cada una, como alternativa de

esquema de simulación de la torre T-2757, tal y como se muestra en la figura 7. Se construyó el modelo en estado estable y se corrió con los datos de diseño. Para mayor detalle de esta simulación ver figura 8, donde se muestra esquema de simulación detallada de esta sección.

Figura 8. Esquema de simulación básica T-2757



Para utilizar la simulación como representación virtual del proceso, se hizo validación mediante validación de medias y desviación estándar bajo un intervalo de confianza del 95%. Para ello se empleó el método de análisis de sensibilidad de Aspen Plus que permite una condición cuasi-dinámica, variando la simulación

en rangos determinados por el estudio estadístico del proceso real, dando como resultados finales producción y concentración de etano-etileno.

4.2.1.3 Identificación de restricciones operativas de la primera sección En esta etapa del proyecto se desarrolló en el simulador un análisis de sensibilidad de acuerdo con un diseño de experimento 2^k , donde se plantearon como factores (Variables independientes) el flujo de soda, el flujo de agua, el flujo de carga y la temperatura del gas de carga con el fin de observar su incidencia sobre la variable resultante (Variable dependiente) composición del gas de salida y así poder predecir las condiciones bajo las cuales se lleva a cabo un óptimo despojo del H_2S y CO_2 , donde se planteó como función objetivo minimizar la concentración de H_2S como una función dependiente de los factores antes mencionados

Adicionalmente se obtuvo información de un estudio de “Jet flooding” de la torre de lavado caústico, T-2757, que limita la carga máxima de flujo de gas que soporta la torre antes de inundarse.

4.2.2 Simulación rigurosa de la sección de recuperación de etano-etileno Como parte inicial del proceso de simulación rigurosa se selecciona él o los paquetes termodinámicos recomendados para cada fase del proceso, en este caso tratándose de un proceso de gases presurizados y sin pseudocomponentes el paquete termodinámico recomendado por Aspen Tech (Ver figura 8) resulta ser Peng Robinson, además con Aspen Tech se permite la facilidad de poder alternar paquetes termodinámicos de acuerdo a las fases de proceso, para este caso en particular se recomienda utilizar paquete electrolítico-NRTL en las dos torres (Soda y agua) donde se utiliza remoción de compuestos azufrados con soda caustica de 20 °Be. (Ver figura 9)

Figura 10. Diagrama de simulación de la torre de absorción de hidrocarburos como propano, butanos y etano y liberación de livianos como hidrógeno y metano.

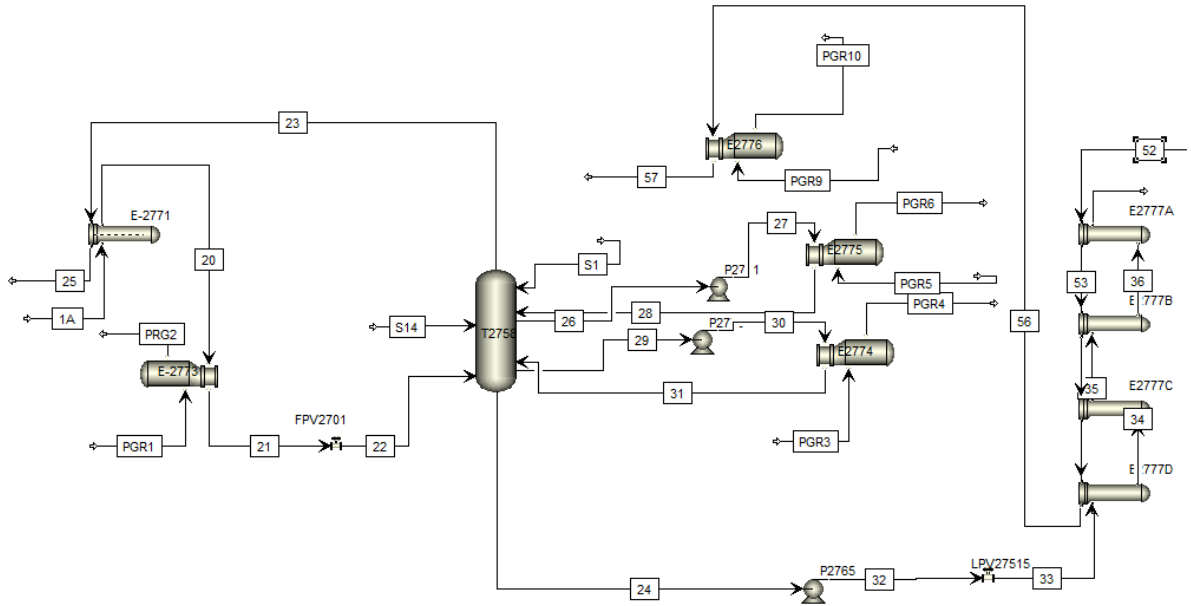
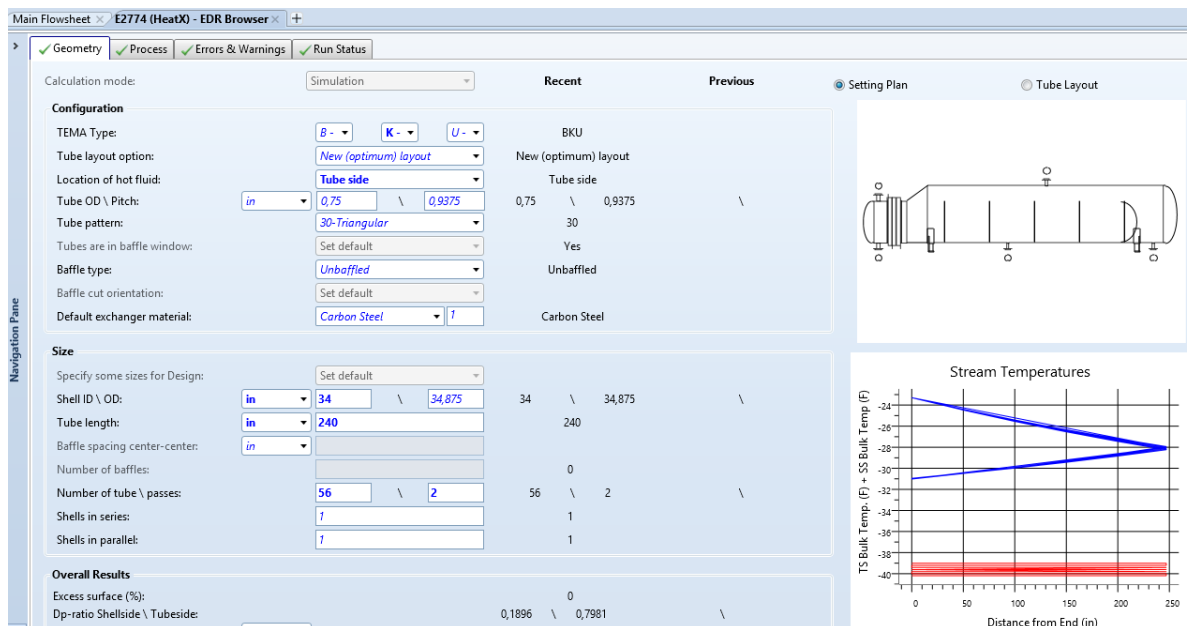


Figura 11. Simulación de los intercambiadores de calor en EDR por precisión de cálculos y evaluaciones de restricciones.



Después se simuló las torres de destilación demetanizadora y deetanizadora, T-2759 y T-2760, junto con los equipos de transferencia de calor de cada una y los intercambiadores recuperación de calor para pre-calentamiento de carga de la torre T-2759.

En la figura 12, se puede observar el esquema de simulación final para el caso de las torres demetanizadora y deetanizadora, T-2759/60, y en la figura 13 se muestra un ejemplo de unos de intercambiadores de dicha simulación. Para conseguir la convergencia de esta simulación fue necesario emplear recirculación con resolución de tres modelos de ecuaciones para asegurar la convergencia debido a la alta masa de recirculación.

Figura 12. Esquema de simulación de las torres de destilación de propileno-propano y etano-etileno, torres T2759 y T2760 respectivamente.

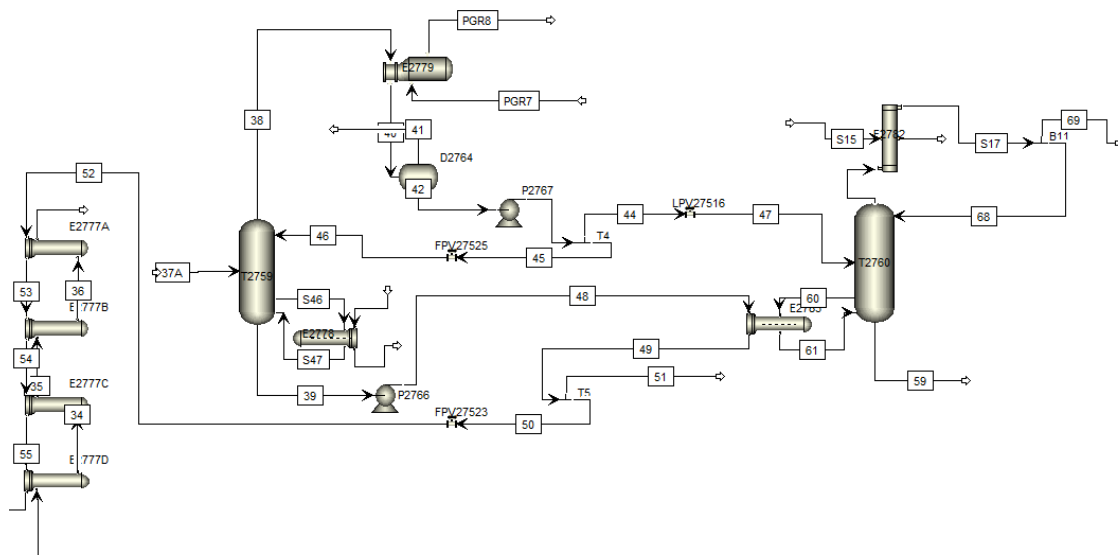
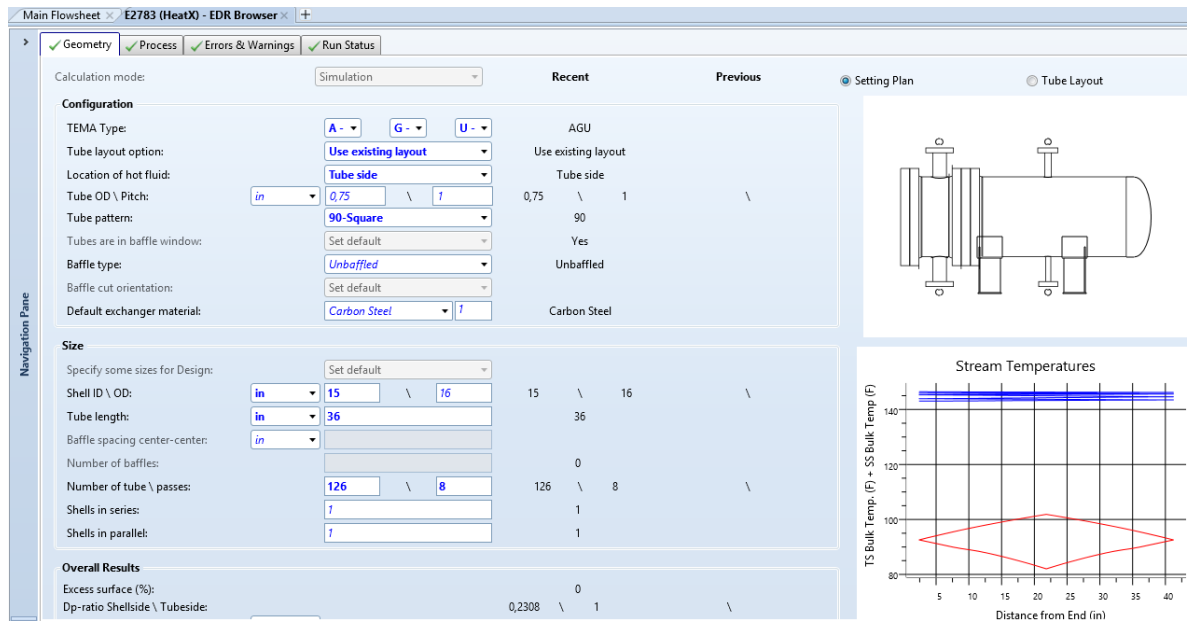


Figura 13. Datos de intercambiador de calor del fondo de la torre T2760 con diseño especial por tema AGU.



Después de finalizar la simulación se procedió a verificar la masa de producto y la concentración de cada producto terminado como el caso de etano-etileno y el propano-propileno.

Los datos ingresados para el resto de intercambiadores simulados se pueden detallar en el anexo 4. También se puede encontrar en dicho anexo la tabla resumen de los intercambiadores de calor de acuerdo a las hojas de especificaciones de planta.

4.2.3. Análisis de variabilidad del proceso real. Para esto fue necesario tomar un histórico de datos de planta de las diferentes variables críticas del proceso para estabilidad y aseguramiento de calidad, tales variable como carga de gases a tratamiento, reflujo de cima de la torre T2758, reflujo de cima de la torre T2759, flujo de carga térmica al intercambiador de calor de fondo de la torre T2760; como variables resultante y de interés, se tiene la producción de etano-etileno y la

concentración del mismo. Con dichos datos históricos se realizaron análisis de variabilidad mediante Anova y correlación de variable mediante regresión múltiple, donde al final se obtuvieron dos ecuaciones de predicción para concentración de etano-etileno y producción de etano-etileno como una función de las variables antes mencionadas. Dichas ecuaciones arrojaron un coeficiente de correlación mayor al 90%, además las ecuaciones fueron obtenidas bajo un intervalo de confianza del 95%.

Las ecuaciones obtenidas se llevaron a un análisis de optimización utilizando la herramienta Solver de Excel para encontrar rangos óptimos de variabilidad, donde la maximiza la producción de etano-etileno como una función dependiente de los factores antes mencionados, y tomando como restricción principal la ecuación de concentración de etano-etileno, dependiendo de los mismos factores.

4.2.4 Análisis de sensibilidad de la simulación. Para poder realizar una comparación de los datos históricos con respecto al proceso simulado, se realizó un análisis de sensibilidad a la simulación, teniendo en cuenta las mismas variables independientes y variables dependientes evaluadas con los datos históricos. Para el desarrollo de la sensibilidad se sometió a la variable carga de gases a tratamiento a variación entre 16000 a 24000 lb/h, de forma simultánea, el reflujo de cima de la torre T-2758, fue sometido a variación entre 33000 a 36000 lb/h, también se varió el reflujo de cima de la torre T2759, entre 18000 a 24000 lb/h y por último el flujo de carga térmica hacia el fondo de la torre T2760, entre 4000 a 12000 lb/h. Después de hacer los cambios sobre todas las variables independientes, se procedió a registrar resultados de variables resultantes como concentración de etano-etileno y producción de etano-etileno. Sobre los resultados obtenidos se aplicó análisis de varianza para determinar la significancia estadística de cada variable independiente sobre las variables resultantes, seguidamente se procedió a realizar regresión de las variables independientes de mayor incidencia sobre la resultante.

4.2.5 Validación y aceptación de la simulación como escenario de optimización y evaluación de equipos de proceso. Teniendo resultados estadísticos de ecuaciones de correlación y los resultados de variables resultantes como concentración de etano-etileno y producción de etano-etileno, tanto para el proceso real como para el proceso simulado, se procedió a realizar un análisis de comparación de coeficientes de correlación junto con los intervalos de confianza del 95% de cada uno, también se realizó un Anova de comparación de muestras teniendo en cuenta la variables resultantes considerando la normalización de muestras y un intervalo de confianza de 95%.

4.2.6 Revisión de limitaciones operacionales en las torres de absorción y destilación de etano-etileno. Realizado el análisis de sensibilidad del proceso, éste también fue soporte para revisar las restricciones de los equipos frente a cargas de gases superiores a las 16000 lb/h. Además se estudiaron las respuestas de las torres frente a mayores cargas, fue necesario realizar la evaluación hidráulica de las torres, evaluación hidráulica y de transferencia de calor de intercambiadores, respuesta de válvulas de control frente a mayores caudales, entre otros.

4.3 ESTUDIO ECONÓMICO PARA INCREMENTAR LA PRODUCCIÓN DE ETANO-ETILENO

Teniendo en cuenta los resultados de restricciones de equipos para sostener una mayor carga, fue necesario plantear alternativas de repotenciar equipos de transferencia de calor y optimizar condiciones de operación para sostener una mayor carga de gases y por ende incrementar la recuperación de etano-etileno. Fue necesario realizar una evaluación de costos y un análisis de inversión utilizando la herramienta de evaluación económica de Aspen Plus y herramientas de evaluación de proyectos de Ecopetrol S.A.

5. ANÁLISIS DE RESULTADOS

5.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS DE VARIABILIDAD DEL PROCESO REAL

Del análisis detallado utilizando análisis Anova y las correlaciones entre las variables independiente reflujo de cima T-2758, reflujo de cima T-2759 y flujo de carga térmica al rehervidor de fondo de T-2760, con respecto a las variables dependientes concentración de etano-etileno y producción de etano-etileno, se encontró que las variables independientes tiene significancia estadística sobre las variables resultantes con un intervalo de confianza del 95%, puesto que el valor de probabilidad de cada factor estuvo inferior a 0,05 rechazando la hipótesis nula “que los factores no tienen relación con la variable resultante” (Ver tabla 4). Para el caso de la concentración de etano-etileno, el coeficiente de correlación indica que todas las variables independientes mencionadas anteriormente explican en un 99,8% el comportamiento de dicha variable y que las variables de mayor aporte a las respuestas de la variable resultante son la carga de gases y la recirculación hacia la cima de la torre T2758 (Ver tabla 4).

Tabla 3. Correlación de la variable resultante concentración de etano-etileno con respecto a las variables independientes

		Error	Estadístico	
Variables independientes	Coeficientes	Estándar	T	Valor-P
Carga de gases	0,0023146	0,0001654	13,9934	0,0000
Reflujo de cima de T2758	0,00170727	0,0001969	8,67264	0,0000
Reflujo de cima T2759	0,000461231	0,000150	3,07386	0,0023
Flujo al rehervidor T2760	-0,00211458	0,0006962	-3,03739	0,0026

Análisis de Varianza

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	2,89168E6	4	722921,	37343,51	0,0000
Residuo	5614,02	290	19,3587		
Total	2,8973E6	294			

R-cuadrada = 99,81%

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,80%

$$\text{CEE (\%)} = 0,00231 * \text{CG} + 0,00171 * \text{RCT58} + 0,00046 * \text{RCT59} - 0,00211 * \text{FRT60}$$

Ec. (1)

CEE: Concentración de Etano-etileno (%)

RCT58: Reflujo de cima de la torre T-2758 (lb/h)

RCT59: Reflujo de cima de la torre T-2759(lb/h)

FRT60: Flujo al rehervidor de la torre T-2760 (lb/h)

Con respecto a la variabilidad, de acuerdo con la ecuación y lo observado en las las tendencia de los datos históricos, la recirculación a la cima de la torre T-2758, contribuye a incrementar la concentración de etano-etileno, esto en gran parte obedece a la absorción de mayor cantidad de etano-etileno que genera un mayor flujo de recirculación y a su vez éste genera una disminución de la temperatura que favorece la absorción de los más livianos, como este caso metano, etano y etileno.

El reflujo de cima de la torre T-2759, favorece la concentración de etano-etileno, pues a mayor recirculación se disminuye la volatilidad de la mezcla en la cima y por ende tiende a incrementar la concentración de compuestos livianos como metano, etano y etileno. Cabe resaltar que a mayor reflujo también se favorece la producción debido a que el condensador de cima de la torre T-2759, está trabajando en modo de condensación parcial y por ende con más reflujo se disminuye la fracción de vapor que se recircula hacia la torre inicial para un reproceso que disminuye la recuperación de etano-etileno. Claro que este reflujo debe tener un límite de optimización, pues entre mayor reflujo menor flujo de destilado en la cima de dicha torre, pues un excesivo reflujo afecta la producción de etano-etileno que se envía hacia la torre, T-2760. Por esta razón, se desarrolló un proceso de optimización utilizando la herramienta Solver de Excel, teniendo en cuenta las regresiones de masa de producción de etano-etileno y la de concentración de etano etileno que se detalla más adelante.

Al evaluar el flujo al rehervidor de la torre T-2760, se encuentra que a medida que se incrementa dicho flujo, el fondo de la torre alcanza temperaturas mayores por ende se incrementa presión en toda la torre, lo cual disminuye la volatilidad de la mezcla metano-etano-etileno, dificultando el despojo de metano en la cima y quedando gran parte de éste en el fondo de la torre.

Para el caso de la producción de etano-etileno, a continuación se muestra el análisis realizado sobre la producción, en función de los factores relevantes que defina el comportamiento de dicha variable; se detalla que las variables seleccionadas tiene un significancia estadística con un intervalo de confianza del 95%, además que el coeficiente de correlación indica que los factores explican en un 99,95% el comportamiento de la producción de etano-etileno.

Tabla 4. Análisis de regresión definitivo para correlación de la variables resultante producción de etano/etileno

		Error	Estadístico	
Parámetro	Estimación	Estándar	T	Valor-P
Carga de gases	0,209	0,00553	37,8531	0,0000
Reflujo de cima de T2758	0,286	0,00658	43,4978	0,0000
Reflujo de cima T2759	-0,297	0,00501	-59,2179	0,0000
Reflujo de fondo T2760	-0,0862	0,0233	-3,70498	0,0003

Análisis de Varianza

<i>Fuente</i>	<i>Suma de Cuadrados</i>	<i>Gl</i>	<i>Cuadrado Medio</i>	<i>Razón-F</i>	<i>Valor-P</i>
Modelo	1,3527E10	4	3,382E9	156477,16	0,0000
Residuo	6,2673E6	290	21611,3		
Total	1,353E10	294			

R-cuadrada = 99,95%

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,93%

$$\text{PEE (\%)} = 0,209 \cdot \text{CG} + 0,286 \cdot \text{RCT58} - 0,297 \cdot \text{RCT59} - 0,0862 \cdot \text{FRT60} \quad \text{Ec. (2)}$$

PEE: Producción de Etano-etileno (lb/h)

RCT58: Reflujo de cima de la torre T-2758 (lb/h)

RCT59: Reflujo de cima de la torre T-2759 (lb/h)

FRT60: Flujo al rehervidor de la torre T-2760 (lb/h)

Se observó que las variables carga de gases y reflujo de cima de la T-2758, incrementan la producción de etano-etileno a medida que aumentan éstos, gran parte de esto se debe a mayor carga de etano-etileno a recuperar pero a su vez se necesita de una mayor recirculación hacia la cima de la torre T2758, para lograr mayor absorción y evitar pérdidas por la cima de dicha torre, caso contrario a las otras variables, pues a medida que se aumenta la recirculación hacia la torre T-2759, se disminuye la producción de destilado y por ende el aumento de suministro de calor al fondo de la torre T-2760, provocaría pérdidas de etano-etileno en la cima de la torre para casos de baja carga de destilado recibido de la

torre T-2759. Una de las maneras de incrementar la producción es llevar a condensación total el flujo de cima de la torre T-2759, esto incrementa el flujo de destilado y se deja de reprocesar una fracción de etano-etileno que se envía hacia la primera torre T-2758. Durante todo esto se observa la limitación del intercambiador de calor de cima de la torre T2759, para poder incrementar carga de gases y reflujo de cima para mayor recuperación del producto deseado para incrementar la producción de etano-etileno.

Validando que tanto la ecuación de concentración como la de producción de etano-etileno, tiene una aceptación estadística alta debido al intervalo de 95%, se procedió a hallar el punto óptimo de la operación actual, además son necesarias para poder estimar la optimización e incremento de carga a través de una simulación que emule el proceso real y definir cambios al diseño para asegurar una mayor carga de gases.

Se llevaron las ecuaciones a la herramienta Solver encontrando que las variables deben estar alrededor de los puntos óptimos mostrados en la tabla 5, para poder optimizar la operación actual con lo cual se mantiene una concentración de etano-etileno entre 99,3 y 99,9% con una producción de 7723 a 7855 lb/h. También cabe resaltar que a concentraciones de etano-etileno del 95% se pueden alcanzar una producción hasta de 8249 lb/h.

Dentro de las revisiones echas a la estadística del proceso, se pude detallar que con una condensación total en la cima de la torre T-2759, se puede llegar a una producción mayor, pues se lograría recuperar entre 1155 a 1213 lb/h de etano-etileno para una carga de 16600 lb/ de gases a purificar.

Tabla 5. Punto óptimo y rango de optimización de la operación actual encontrada con solver y las restricciones de intercambiadores.

Variable Nombre	Valor	Inferior Límite	Objetivo Resultado	Superior Límite	Objetivo Resultado
Carga de gases, lb/h	18037	18000	99,8	18037,2	99,9
Reflujo de cima T-2758, lb/h	36457	36375,4	99,7	36456,7	99,9
Reflujo de cima T-2759, lb/h	20000	20000	99,9	20000	99,9
Flujo al re-hervidor T-2760, lb/h	6297	6296,71	99,9	6566,54	99,3

5.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LA SIMULACIÓN Y VALIDACIÓN

Se realiza un incremento de carga en la simulación para determinar las restricciones de intercambiadores, torres de absorción y destilación con el objeto de incrementar la producción de etano-etileno asegurando una concentración por encima del 98%. Pero antes de utilizar dicha simulación se realizó un análisis de sensibilidad y luego la validación de la misma. A continuación, se detalla los resultados del análisis de sensibilidad y validación de la simulación.

5.2.1 Análisis de sensibilidad de la simulación La simulación fue sometida a rangos de variabilidad sobre los diferentes factores independientes con el fin de observar los resultados reflejados en las variables resultantes. El tratamiento estadístico de los resultados del simulador reflejó comportamiento similar al tratamiento estadístico del proceso real. En las tablas 6 y 7, se muestra que las variables carga de gases, reflujo de cima de la torre T2758, reflujo de cima de la torre T-2759 y el flujo de corriente caliente al rehervidor de fondo de la torre T2760, tienen incidencia con significancia estadística sobre las variables resultante tales como producción y pureza del etano-etileno, dentro de un intervalo de confianza del 95%, puesto que los valores de probabilidad (Valor P) de todos los factores fueron inferiores a 0,05 rechazando la hipótesis nula: “las variables no

tiene relación significativa”. Además, el coeficiente de correlación de la variabilidad de simulación reconoce que los factores independientes antes mencionados explican en un 99,97% el comportamiento de las variables resultantes.

Al aplicar una regresión múltiple, se obtuvieron modelos estadísticos lineales donde los coeficientes resultaron con validez significativa con intervalo de confianza de 95% para predecir la producción y concentración de etano-etileno producto.

Tabla 6. Análisis de regresión para la sensibilidad de los factores en el proceso simulado para definir concentración de Etano-Etileno producto.

		Error	Estadístico	
Parámetro	Estimación	Estándar	T	Valor-P
Carga Gases, simulador	0,0019511	0,0003172	6,1502	0,0000
Reflujo cima T2758, simulador	0,0014855	0,0001942	7,6503	0,0000
Reflujo cima T2759, simulador	0,0009196	0,0002969	3,0980	0,0085
Flujo térmico, T2760 fondo, sim.	-0,001184	0,0003356	-3,5285	0,0037

Análisis de Varianza

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	159331,	4	39832,7	11855,71	0,0000
Residuo	43,6773	13	3,35979		
Total	159375,	17			

R-cuadrada = 99,97%

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 99,96%

$$CEE (\%) = 0,00195*CG + 0,00149*RCT58 + 0,00092*RCT59 - 0,0012*FRT60$$

Ec. (3)

CEE: Concentración de Etano-etileno (%)

RCT58: Reflujo de cima de la torre T-2758 (lb/h)

RCT59: Reflujo de cima de la torre T-2759 (lb/h)

FRT60: Flujo al rehervidor de la torre T-2760 (lb/h)

Tabla 7. Análisis de regresión para sensibilidad de los factores en el proceso simulado para definir producción de Etano-Etileno

Parámetro	Estimación	Error	Estadístico	Valor-P
		Estándar	T	
Carga Gases, simulador	0,124232	0,165186	2,75208	0,0365
Reflujo cima T2758, simulador	0,224284	0,101109	2,21824	0,0450
Reflujo cima T2759, simulador	-0,314601	0,154567	-2,03536	0,0627
Flujo térmico, T2760 fondo	-0,016706	0,174751	-2,195597	0,0253

Análisis de Varianza

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	1,85611E8	4	4,64027E7	50,94	0,0000
Residuo	1,18422E7	13	910936,2		
Total	1,97453E8	17			

R-cuadrada = 94,0%

R-cuadrado (ajustado para g.l.) = 93,62%

$$PEE (\%) = 0,1242*CG + 0,224*RCT58 - 0,315*RCT59 - 0,0167*FRT60 \quad \text{Ec. (4)}$$

PEE: Producción de Etano-etileno (lb/h)

RCT58: Reflujo de cima de la torre T-2758 (lb/h)

RCT59: Reflujo de cima de la torre T-2759 (lb/h)

FRT60: Flujo al rehervidor de la torre T-2760 (lb/h)

5.2.2 Validación de la simulación Para la validación se compararon mediante Anova de comparación de muestras, tomando los datos históricos de planta y el análisis de sensibilidad de la simulación, para las variables resultantes concentración y producción de etano-etileno. También se compararon los coeficientes de las ecuaciones de regresión obtenidas como verificación.

En cuanto a la comparación de medias se obtuvo que las muestras similares con un intervalo de confianza del 95%. En la tabla 8 se encuentra el resumen de las medias, los intervalos de confianza y los resultados de probabilidad de aceptación de la hipótesis nula: media 1 = media 2.

Tabla 8. Comparación de medias de proceso simulado y proceso real para la concentración de Etano-etileno.

Parámetro:		Intervalo de confianza 95%		Prueba t	Valor P
		Media	LI		
Concentración de etano-etileno (%)					
Datos históricos	99,20	99,05	99,36	1,58	0,1137
Datos simulados	98,91	98,62	99,19	Media 1 = Media 2	

Prueba t para comparar medias

Hipótesis nula: media1 = media2

Hipótesis Alt.: media1 <> media2

No se rechaza la hipótesis nula para alfa > 0,05.

Para asegurar que la variabilidad tenga similitud, también se realizó comparación de desviación estándar para el caso anterior, arrojando como resultado similitud son intervalo de confianza del 95%.

Tabla 9. Comparación de Desviaciones Estándar de proceso simulado y proceso real

	<i>Concentración Etano-Etileno Real</i>	<i>Concentración Etano-Etileno simulada</i>
Desviación Estándar	1,37096	1,11202
Varianza	1,87953	1,23659
Gl	293	60

Razón de Varianzas= 1,51992

Parámetro:		Intervalo de confianza 95%		Prueba t	Valor P
		Sigma	LI		
Concentración de etano-etileno (%)					
Datos históricos	1,20	1,268	1,492	1,5199	0,0916
Datos simulados	98,91	0,944	1,354	Sigma 1 = Sigma 2	

Prueba-F para comparar Desviaciones Estándar

Hipótesis Nula: $\sigma_1 = \sigma_2$

Hipótesis Alt.: $\sigma_1 \neq \sigma_2$

No se rechaza la hipótesis nula para $\alpha = 0,05$.

Además de las comparaciones de medias y desviación estándar, se realizó comparaciones de los coeficientes de regresión lineal tanto para proceso real como para proceso simulado, encontrando gran similitud entre estos, manteniendo el intervalo de confianza del 95%.

5.3 EVALUACIÓN DE RESTRICCIONES PARA INCREMENTO DE PRODUCCIÓN DE ETANO-ETILENO

Después de darle validez estadística a la simulación, se evaluó detalladamente a través de la misma, un análisis de sensibilidad para carga de gases a tratamiento entre 16000 a 20000 lb/h, con el fin de determinar las restricciones de equipos existentes que impidan incrementar la producción de etano-etileno asegurando una concentración de entre los dos componentes mayor al 95%. A continuación se detallan los resultados obtenidos de restricciones de acuerdo con la clasificación del área específica.

5.3.1 Restricciones de remoción de H₂S, COS, CO y CO₂ Las torres de absorción de H₂S, COS, CO y CO₂ fueron llevadas hasta valores por encima de su operación normal hasta valor de 20000 lb/h, encontrando que las torres pueden llegar hasta valores de carga de gases en 17600 lb/h, manteniendo una remoción entre el 88 al 92% de los compuestos antes mencionados, alcanzando flujos máximos de recirculación de agua (29800 lb/h) y soda cáustica de 20 °Be (32600 lb/h) soportados por la torre, además de llegar a un consumo adicional de soda cáustica de 3,2 gpm con respecto a la operación normal. Pues por encima de

estos valores se presenta alto nivel en los platos, generando fenómeno de arrastre de agua que puede llegar a estar entre un 2,4 al 4,6%, valores por encima de lo posible de remover por enfriamiento con el intercambiador de calor, E-2770, lo cual conlleva a una mayor saturación de los tamices moleculares de remoción de residual de los gases no deseados.

Tabla 10. Comparación de alternativas para eliminar restricciones para el incremento de carga.

Especificaciones	Actual	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3
Torre de lavado con soda	5 platos	9 platos	5 platos	5 platos
Torre de lavado con agua	5 platos	10 platos	5 platos	5 platos
Recirculación de agua	18.430 lb/h	24.000 lb/h	18.430 lb/h	18.430 lb/h
Recirculación de soda	14.890 lb/h	18.000 lb/h	14.890 lb/h	14.890 lb/h
Reposición de soda 20 °Be	9 gpm	7,2 gpm	9 gpm	9 gpm
Tamices moleculares	2 ON/2 OFF	2 ON/2 OFF	4 ON/4 OFF	2 ON/2 OFF
Enfriador, E-2770	1 unidad	1 unidad	2 unidades	1 unidad
Alúmina Activada	NA	NA	NA	2 ON/2 OFF

Para poder incrementar la carga de gases por encima de 17000 lb/h y llegar hasta los 20000 lb/h, se evaluó en la sensibilidad mediante el simulador el número de etapas requeridas de contacto en la torre de absorción para el lado caustico, encontrando que hasta 10 etapas sería necesario para dicha carga, y para el caso del lado lavado con agua hasta 9 etapas de contacto. Como segunda opción para remoción de gases contaminantes, sería colocar un segundo enfriador a la salida de las torres y un tren adicional de adsorción por alúmina actividad o por tamices moleculares para remoción de H₂S, COS y CO₂ (Ver tabla 10).

5.3.2 Restricciones en la separación de etano-etileno Con respecto a las torres de absorción y destilación de etano-etileno y los equipos adyacentes como

intercambiadores de calor, válvulas de control y bombas se encontró, que las torres pueden operar con cargas hasta de 21000 lb/h, junto con bombas, válvulas y la mayoría de intercambiadores de calor, con la excepción del condensador de cima el cual presenta limitación en condiciones actuales por presentar condensación parcial con fracción de vapor del 0,021, recirculando 4897 lb/h de livianos de lo cual, 1155 lb/hr son de etano-etileno, que se dejan de producir al salir por la cima de la torre T-2758, junto con los livianos metano e hidrógeno molecular.

Al tener condensación parcial con fracción de vapor menor o igual 0,0146 en la cima de la torre T2759, se podría llevar una mayor producción de destilado y mejorar la recirculación de cima de la misma torre, favoreciendo el incremento de concentración de etano-etileno con una mayor producción de destilado hacia la torre T2760, lo cual facilitaría la operación de la misma, requiriendo menor suministro de energía en el fondo para despojo de metano, que sería recirculado hacia la torre T2758. Además que con una mayor carga y un mayor reflujo de cima se incrementaría el flujo de fondo de la torre T2759, que al final representa un mayor flujo de recirculación hacia la torre T2758, lo cual al aumentar favorece la absorción de etano-etileno en dicha torre y por ende sosteniendo una mayor producción y un grado de pureza de dicha mezcla.

De acuerdo con todo analizado para esta restricción se propone cambiar el intercambiador por uno de mayor transferencia de calor y menor restricción hidráulica, de tal forma que garantice condensación con fracción de vapor menor a 0,015 con un mayor flujo de cima, con lo cual podría manejar mayor reflujo de cima favoreciendo la pureza de etano-etileno de la cima y mayor producción de dicha mezcla. Utilizando la simulación y la herramienta de diseño y construcción de intercambiadores se encontró el diseño para alcanzar la condensación para un mayor flujo de vapores. En la tabla 11, se muestra la comparación entre lo actual y el intercambiador recalculado y rediseñado.

Tabla 11. Comparación de diseño de intercambiador propuesto contra intercambiador actual.

Especificaciones	Actual, E-2779	Propuesto, E-2779
<i>Numero de pasos por tubos</i>	2	4
<i>Numero de pasos por casco</i>	1	1
<i>Área de transferencia</i>	1742	1965
<i>Fracción de vapor</i>	0,176	0,014
<i>Numero de tubos</i>	214 U	329 U
<i>Flujo de proceso</i>	36000 lb/h	43000 lb/h
<i>Flujo de refrigerante</i>	38000 lb/h	40302 lb/h

Al evaluar en la simulación el escenario poder cargar hasta 20.000 lb/h y con un nuevo condensador de cima el torre T2759, la producción de etano-etileno llegaría hasta 9321,4 lb/hr, lo que sería unas 2300 lb/h por encima de la producción actual.

5.4 EVALUACIÓN DEL INCREMENTO DEL MARGEN POR OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO ACTUAL

Al comparar el proceso actual frente a las oportunidades de optimizar de acuerdo con lo determinado mediante el estudio estadístico realizado sobre el histórico de datos del proceso, se encontró que la operación se puede mejorar implementando los valores óptimos que se conseguiría una producción de adicional de 726 lb/h de etano-etileno, que tiene potencial de ser llevadas a producir polietileno con un valor de USD 1750 por tonelada (Ver tabla 12 y 13).

Tabla 12. Comparación de proceso actual contra proceso optimizado por tratamiento estadístico de histórico de planta.

	Actual	Optimización
Producción de Etano-Etileno, lb/h	7027	7753
Concentración de Etano-Etileno, %	99,2	99,7
Diferencia de Etano-etileno, lb/h	726	

Tabla 13. Potencial de recuperación por mayor producción de polietileno

	Etileno, lb/h	Polietileno, TMD
Producción adicional	726	4,84
Potencial de recuperación, USD/año (360 días)		3,05 millones

5.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS PARA INCREMENTAR CARGA

Las evaluaciones económicas se hicieron sobre las tres alternativas planteadas para desembotellar las torres de lavado caústico y se adicionó el costo del intercambiador de cima de la torre T-2759, para eliminar restricción hidráulica y de condensación en el tope de dicha torre. Se ejecutó una evaluación de proyectos con un periodo de recuperación de 10 años, con depreciación lineal.

Para mayor detalle de los flujos de caja del proyecto, pueden observarlos en los anexos 5 y 6.

Tabla 14. Resumen de evaluación de proyecto para tres alternativas.

	Costo Capital	TIR
Alternativa 1	1.334.000.00	73,8%
Alternativa 2	1.888.000.00	48,4%
Alternativa 3	1.754.000.00	61,3%

Todo esto teniendo una producción adicional probable de 2300 lb/h de etileno, lo cual representa un potencial de mayor producción de polietileno de baja densidad.

Tabla 15. Potencial de recuperación por mayor producción de polietileno

	Etileno, lb/h	Polietileno, TMD
Producción adicional	2300	15,33
Potencial de recuperación, USD/año (360 días)		9,67 millones

Todo lo anterior muestra que la alternativa más atractiva a desarrollar resulta ser la de mayor tasa interna de retorno y con el menor costo capital del proyecto, que en definitiva resulta ser la alternativa 1.

6. CONCLUSIONES

En este último capítulo se presenta una síntesis de los resultados más importantes obtenidos en el estudio:

El sistema actual cuenta con una capacidad de optimización que permitirá incrementar la producción de etano-etileno en 1155 lb/h, manteniendo la pureza de la mezcla mayor al 95%.

La simulación desarrollada imita el proceso real con un intervalo de confianza del 95%, dejando claro que las variables de mayor incidencia sobre los resultados deseados como mayor grado de pureza de la mezcla etano-etileno y mayor producción son: mayor carga de gases, mayor recirculación hacia la torre, T2758, mayor reflujo de cima en la torre, T2759, y mantener el reflujo al rehervidor de la torre, T-2760 por debajo de las 6700 lb/h.

La condensación total en la cima de la torre T-2759, favorece el incremento del grado de pureza de etano-etileno, pues permite incrementar reflujo de cima y aumentar la producción porque también permite incrementar en 2800 lb/h el destilado de dicha torre.

7. RECOMENDACIONES

De acuerdo con los resultados obtenidos y las conclusiones planteadas, se tiene las siguientes recomendaciones para darle un mayor avance a este proyecto además de darle continuidad:

Se requiere implementar acciones inmediatas sobre la operación actual teniendo en cuenta las recomendaciones de este proyecto para optimizar la operación del sistema de recuperación de Etano-etileno.

Implementar una estrategia de control que permita relacionar las variables flujo de carga de gases, recirculación a la cima de la torre T-2758, reflujo de cima de la torre T-2759, y flujo caliente al rehervidor de la torre T-2760; además de mantener límites cruzados para evitar reducción del efecto de cada variable, teniendo como control master la producción y concentración de mezcla etano-etileno. Esto lazos de control deben ir soportados por los modelos estadísticos encontrados en este trabajo.

Actualizar los límites de sintonía y los modelos de correlación del control avanzado teniendo en cuenta los modelos estadísticos encontrados en este trabajo.

En un futuro trabajo, evaluar el recibo parcial de excedente de gases las otras unidades de craqueo catalítico para maximizar producción de etano-etileno y otros componentes.

BIBLIOGRAFÍA

BOSTON CONSULTING GROUP, BCG. Resumen del proyecto para la actualización de la estrategia petroquímica en Ecopetrol. Colombia. 2014

DE OLIVERIRA. Propuestas de mejoras al sistema de lavado caústico de una planta de Olefinas. Maracaibo, Venezuela. 2012

ECOPETROL S.A., Manual de Operaciones Unidad Recuperadora de Vapores UOP I. Barrancabermeja, Colombia. 1980.

GHANBARI,K, RAZMBLACK, K, TAJERIAN, M. Design of caustic wash system for light hydrocarbons such as LPG, NGL and naphta. 2001.

HAIR J.F., ANDERSON R.E. TATHAM R.L. & BLACK C.B.. Análisis Multivariante. Prentice Hall 1999.

HAN, L. Mejoras en la preparación de soda del sistema de lavado caústico de la planta Olefinas I del complejo Ana María Campos. Venezuela 2014.

LAZIC, Zivorack, Design of Experiments Applied in Chemical Engineering, Butterworth, second edition, 2002.

LEVENSPIEL, O. Ingeniería de las Reacciones Químicas. Editorial Reverte. Barcelona, España. 1998, pp. 638.

LINARES, J. Evaluación del sistema de lavado caústico de la planta de Olefinas I. Maracaibo. Venezuela. 2011.

MARDIA, KENT & BIBBY. Multivariate Analysis. Academic Press 1979.

MEYER, Robert, Handbook of Refining Processes, Mc Graw Hill, Third Edition, 2003.

MONTGOMERY Douglas C, Probabilidad y Estadística Aplicados a la ingeniería, Madrid: Mc Graw Hill, 1995.

ORTEGA, C. Neutralización de contaminantes ácidos en corrientes gaseosas. 2000.

PEÑA, J. Diagnóstico y recomendaciones para el aumento de la producción del sistema de etano etileno de la planta de ruptura catalítica UOP I. 2007.

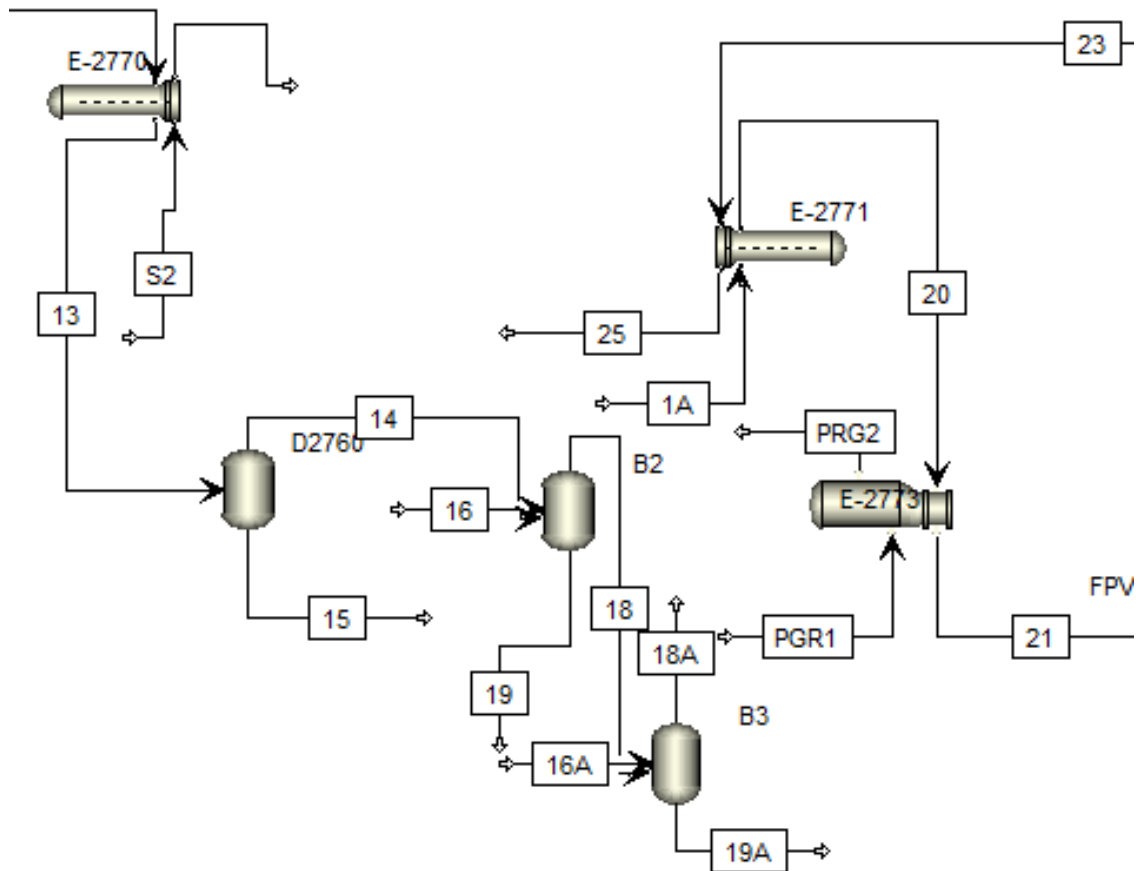
PERRY, R., AND OTHERS EDS. Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7th Edition, The McGraw-Hill Companies, Inc., Section 14, "Gas Absorption and Gas-Liquid System Design". 1997.

SHELL GLOBAL SOLUTIONS INTERNATIONAL. Distillation Course M-111. Ecopetrol, Colombia. 2001.

TREYBAL, R. Operaciones de transferencia de masa. Mc Graw Hill. Tercera edición. 1981.

ANEXOS

Anexo A. Simulación de las torres de absorción de H₂S de etano-etileno



Anexo B. Simulación rigurosa en ASPEN EDR del E-2771.

in Flowsheet × E-2771 (HeatX) - EDR Browser × +

Geometry
 Process
 Errors & Warnings
 Run Status

Calculation mode: Simulation

Setting Plan
 Tube Layout

Configuration

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

Size

Specify some sizes for Design: Set default ▾

Shell ID \ OD:	in 10 \ 10,614	10 \ 10,614		
Tube length:	in 144	144		
Baffle spacing center-center:	in 6,5	6,5		
Number of baffles:	22	22		
Number of tube \ passes:	64 \ 2	64 \ 2		
Shells in series:	1	1		
Shells in parallel:	1	1		

Overall Results

Excess surface (%):	1		
Dp-ratio Shellside \ Tubeside:	1,0149 \ 0,1665		
Total cost (all shells):	Dollar(US) 12664		

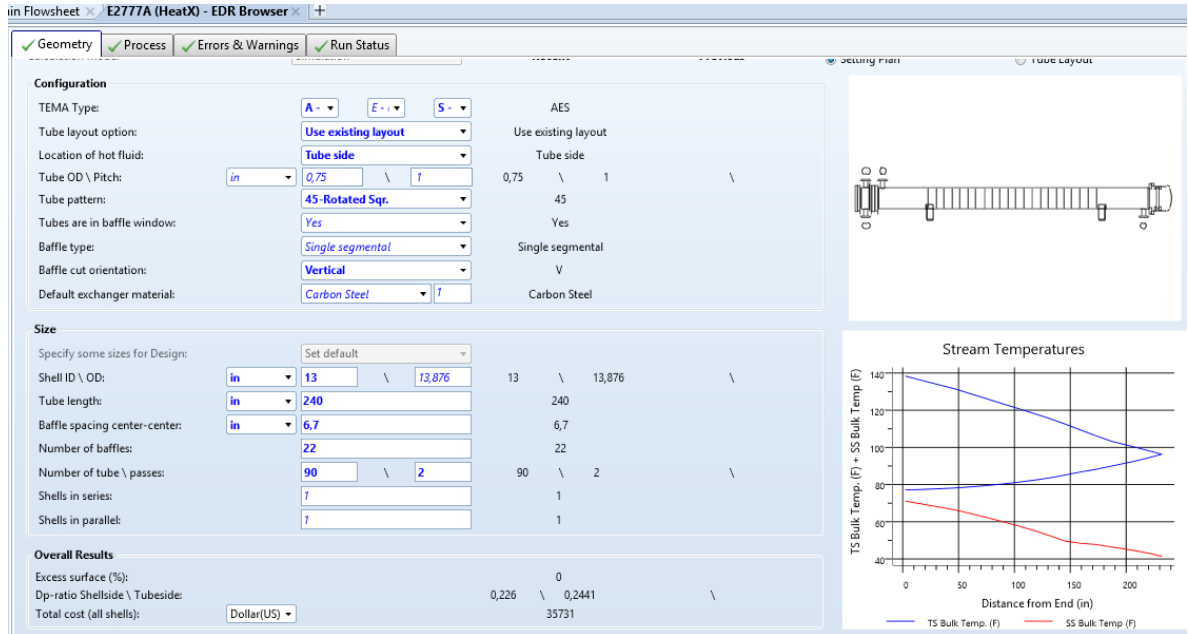
Stream Temperatures

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

Distance from End (in)

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

Anexo C. Simulación rigurosa en ASPEN EDR del E-2777A.



Anexo D. Balance de energía de intercambiadores de la sección de recuperación de etano/etileno

Condiciones	E-2770	E-2771	E-2773	E2774	E2775	E2776	E2777A	E2777B	E2777C	E2777D	E2778	E2779	E2782	E2783
<i>Inlet hot stream temperature [F]</i>	98,1	79,0	50,7	-23,3	-28,2	13,3	143,1	86,1	46,7	46,7	298,3	33,9	36,0	146,5
<i>Inlet hot stream pressure [psia]</i>	454,0	421,7	420,0	438,1	435,0	491,0	494,8	493,5	492,3	492,3	64,7	420,7	459,7	518,8
<i>Inlet hot stream vapor fraction</i>	1,0	1,0	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	1,0	1,0	1,0	0,0
<i>Outlet hot stream temperature [F]</i>	98,1	50,7	-23,8	-31,0	-33,1	-23,4	86,1	46,7	46,7	13,3	297,2	-66,3	-35,7	143,1
<i>Outlet hot stream pressure [psia]</i>	454,0	420,0	417,5	435,1	432,4	488,7	493,5	492,3	492,3	491,0	64,1	420,3	459,5	500,9
<i>Outlet hot stream vapor fraction</i>	1,0	1,0	0,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,7	0,0	0,1	0,0
<i>Inlet cold stream temperature [F]</i>	40,0	11,6	-39,0	-39,0	-39,0	-39,0	41,1	11,8	11,8	-8,0	137,6	-40,0	-39,0	82,5
<i>Inlet cold stream pressure [psia]</i>	409,7	417,7	20,3	20,3	20,3	20,3	485,3	486,9	486,9	488,5	429,5	20,3	20,3	470,6
<i>Inlet cold stream vapor fraction</i>	1,0	1,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
<i>Outlet cold stream temperature [F]</i>	40,0	45,5	-40,0	-40,5	-41,6	-40,6	77,3	41,1	11,8	11,8	230,2	-77,9	-43,4	101,9
<i>Outlet cold stream pressure [psia]</i>	409,7	415,1	19,7	19,5	19,1	19,4	483,6	485,3	486,9	486,9	429,3	7,3	18,2	468,9
<i>Outlet cold stream vapor fraction</i>	1,0	1,0	1,0	0,3	0,2	0,9	0,2	0,0	0,0	0,0	1,0	0,7	0,6	0,2
<i>Heat duty [MMBtu/hr]</i>	0,0	0,2	0,9	0,2	0,1	0,9	2,0	1,2	0,0	0,7	2,4	5,3	0,2	0,2
<i>Calculated heat duty [MMBtu/hr]</i>	0,0	0,2	0,9	0,2	0,1	0,9	2,0	1,2	0,0	0,7	2,4	5,3	0,2	0,2
<i>Required exchanger area [sqft]</i>	0,0	152,6	339,5	226,3	226,4	226,5	339,0	340,1	0,0	340,1	1458,5	1742,6	294,6	80,2
<i>Actual exchanger area [sqft]</i>		152,4	339,5	226,3	226,4	226,5	338,5	338,5		338,5	1461,2	1742,6	291,9	80,1
<i>Average U (Dirty) [Btu/hr-sqft-R]</i>		48,9	78,6	77,3	63,4	131,1	123,1	110,3		99,7	12,7	88,6	28,1	42,2
<i>Average U (Clean) [Btu/hr-sqft-R]</i>		63,0	122,6	119,6	89,3	187,1	171,3	147,4		129,2	13,3	111,1	30,1	42,2
<i>UA [Btu/hr-R]</i>		7465,0	26535,1	17371,0	14228,5	29825,8	41743,9	37504,3		33917,1	18504,9	149076,9	8285,8	3388,6
<i>LMTD (Corrected) [F]</i>		31,3	34,1	12,1	8,7	31,0	48,1	31,2		19,2	129,3	35,5	24,6	53,6
<i>LMTD correction factor</i>		0,9	0,8	1,0	1,0	1,0	0,9	0,8		0,8	1,2	0,8	1,0	1,0

Anexo E. Evaluación económica de la iniciativa (I)

PROYECTO: INCREMENTO DE PRODUCCION DE ETANO-ETILENO ALTERNATIVA 1												
EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUSS CONSTANTES)												
BASES DE LA EVALUACIÓN												
INVERSION FIJA ESTIMADA, MUSS	\$	1.334,00										
FINANCIACIÓN, %		0%										
TASA DE INTERÉS ANUAL DEL CREDITO, EN DOLARES, %		8%										
PLAZO DE PAGO, AÑOS		10										
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %		16%										
SEGUROS, % DE INVERSION		0,20%										
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO		5,00%										
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS		10										
DEPRECIACION, %		10,00%										
IMPUESTOS DE RENTA, %		34,00%										
INFLACION ANUAL USA, %		5,00%										
DIAS DE OPERACION PLANTA		349										
TASA DE CAMBIO COL\$/US\$	\$	3.080,00										
SALARIO MINIMO, COL\$	\$	689.454,00										
NUMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.		3										
NUMERO DE TURNOS, UN.		3										
FACTOR PRESTACIONAL		2										
ADMINISTRACION, %		3,00%										
COSTOS DE PRODUCCION, %		13,00%										
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE		15,00%										
EVALUACIÓN ECONÓMICA												
AÑO		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUSS		1300,70										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUSS		15,50										
PARTES DE ESPERA, MUSS		7,20										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS, MUSS		31,30										
TOTAL INVERSION, MUSS		1354,70										
PRE-COMISION Y COMISION, MUSS		203,21										
FINANCIACION, MUSS		0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUSS			1962,89									-1962,89
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUSS												
INGRESOS POR VENTA DE POLIETILENO, MUSS		11897,83										
VENTAS TOTALES, MUSS		11897,83	13117,36	13773,22	14461,89	15184,98	15944,23	16741,44	17578,51	18457,44	19380,31	
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUSS:												
COSTOS MATERIA PRIMA, MUSS		8413,69	8834,38	9276,10	9739,90	10226,90	10738,24	11275,15	11838,91	12430,86	13052,40	
COSTOS LOGISTICOS, MUSS		651,21	683,77	717,95	753,85	791,55	831,12	872,68	916,31	962,13	1010,23	
COSTOS DE PRODUCCION, MUSS		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUSS		9064,90	9518,14	9994,05	10493,75	11018,44	11569,36	12147,83	12755,22	13392,98	14062,63	
COSTOS FIJOS INCREMENTALES, MUSS												
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUSS		50,77	53,31	55,97	58,77	61,71	64,80	68,04	71,44	75,01	78,76	
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUSS		42,67	44,81	47,05	49,40	51,87	54,46	57,19	60,05	63,05	66,20	
DEPRECIACION, MUSS		142,24	149,36	156,82	164,66	172,90	181,54	190,62	200,15	210,16	220,67	
MANTENIMIENTO, MUSS		71,12	74,68	78,41	82,33	86,45	90,77	95,31	100,08	105,08	110,33	
* INTERESES DE FINANCIACION, MUSS		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
SEGUROS, MUSS		2,84	2,99	3,14	3,29	3,46	3,63	3,81	4,00	4,20	4,41	
COSTO FIJOS TOTALES, MUSS		309,65	325,13	341,39	358,46	376,38	395,20	414,96	435,71	457,50	480,37	
COSTOS TOTALES, MUSS		9374,55	9843,28	10335,44	10852,21	11394,82	11964,57	12562,79	13190,93	13850,48	14543,00	
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUSS)		2523,28	3274,08	3437,78	3609,67	3790,16	3979,66	4178,65	4387,58	4606,96	4837,31	
IMPUESTOS (MUSS)		857,91	1113,19	1168,85	1227,29	1288,65	1353,09	1420,74	1491,78	1566,37	1644,68	
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUSS)		1665,36	2160,89	2268,94	2382,38	2501,50	2626,56	2757,91	2895,80	3040,59	3192,62	
AMORTIZACION PRESTAMO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
FLUJO DE CAJA (MUSS CORRIENTES)		-1.557,91	-155,28	2310,25	2425,76	2547,05	2674,40	2808,12	2948,53	3095,95	3250,75	5376,17
FLUJO DE CAJA (MUSS CONSTANTES)		-1.557,91	-147,88	2095,46	2095,46	2095,46	2095,46	2095,46	2095,46	2095,46	2095,46	3300,50
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)			73,3%									
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):			1,7									

Anexo F. Evaluación económica de la iniciativa (II)

PROYECTO: INCREMENTO DE PRODUCCION DE ETANO-ETILENO ALTERNATIVA 2											
EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ CONSTANTES)											
BASES DE LA EVALUACIÓN											
INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$ 1.888,00										
FINANCIACIÓN, %	0%										
TASA DE INTERÉS ANUAL DEL CRÉDITO, EN DOLARES, %	8%										
PLAZO DE PAGO, AÑOS	10										
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %	10%										
SEGUROS, % DE INVERSION	0,20%										
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO	5,00%										
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS	10										
DEPRECIACIÓN, %	10,00%										
IMPUESTOS DE RENTA, %	34,00%										
INFLACIÓN ANUAL USA, %	5,00%										
DÍAS DE OPERACIÓN PLANTA	349										
TASA DE CAMBIO COL\$/US\$	\$ 3.000,00										
SALARIO MÍNIMO, COL\$	\$ 689.454,00										
NÚMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.	3										
NÚMERO DE TURNOS, UN.	3										
FACTOR PRESTACIONAL	2										
ADMINISTRACIÓN, %	3,00%										
COSTOS DE PRODUCCIÓN, %	10,00%										
PRE-COMISIÓN Y COMISIÓN DE ARRANQUE	10,00%										
EVALUACIÓN ECONÓMICA											
AÑO:	0:	1:	2:	3:	4:	5:	6:	7:	8:	9:	10:
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$	1803,04										
LICENCIA DE LA TECNOLOGÍA, MUS\$	24,39										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	11,33										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUÍMICOS, MUS\$	49,25										
TOTAL INVERSION, MUS\$	1888,00										
PRE-COMISIÓN Y COMISIÓN, MUS\$	188,80										
FINANCIACIÓN, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		188,80									
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
INGRESOS POR VENTA DE POLIETILENO, MUS\$		11897,83									
VENTAS TOTALES, MUS\$		11897,83	13117,36	13773,22	14461,89	15184,98	15944,23	16741,44	17578,51	18457,44	19380,31
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUS\$:											
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$		8413,69	8834,38	9276,10	9739,90	10226,90	10738,24	11275,15	11838,91	12430,86	13052,40
COSTOS LOGÍSTICOS, MUS\$		651,21	683,77	717,95	753,85	791,55	831,12	872,68	916,31	962,13	1010,23
COSTOS DE PRODUCCIÓN, MUS\$		1249,27	1311,74	1377,32	1446,19	1518,50	1594,42	1674,14	1757,85	1845,74	1938,03
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$		10314,17	10829,88	11371,37	11939,94	12536,94	13163,79	13821,97	14513,07	15238,73	16000,66
COSTOS FLUJOS INCREMENTALES, MUS\$											
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUS\$		52,12	54,73	57,47	60,34	63,36	66,52	69,85	73,34	77,01	80,86
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUS\$		59,47	62,45	65,57	68,85	72,29	75,90	79,70	83,68	87,87	92,26
DEPRECIACIÓN, MUS\$		198,24	208,15	218,56	229,49	240,96	253,01	265,66	278,94	292,89	307,54
MANTENIMIENTO, MUS\$		99,12	104,08	109,28	114,74	120,48	126,51	132,83	139,47	146,45	153,77
* INTERESES DE FINANCIACIÓN, MUS\$		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SEGUROS, MUS\$		3,96	4,16	4,37	4,59	4,82	5,06	5,31	5,58	5,86	6,15
COSTO FLUJO TOTALES, MUS\$		412,92	433,57	455,24	478,01	501,91	527,00	553,35	581,02	610,07	640,57
COSTOS TOTALES, MUS\$		10727,09	11263,44	11826,62	12417,95	13038,84	13690,79	14375,33	15094,09	15848,80	16641,24
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)		1170,74	1853,91	1946,61	2043,94	2146,14	2253,44	2366,11	2484,42	2608,64	2739,07
IMPUESTOS (MUS\$)		398,05	932,89	979,53	1028,51	1079,94	1133,93	1190,63	1250,16	1312,67	1378,30
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)		772,69	921,02	967,07	1015,43	1066,20	1119,51	1175,49	1234,26	1295,97	1360,77
AMORTIZACIÓN PRÉSTAMO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)	-1.888,00	782,13	1129,18	1185,63	1244,92	1307,16	1372,52	1441,15	1513,20	1588,86	1668,31
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-1.888,00	744,88	1024,20	1024,20	1024,20	1024,20	1024,20	1024,20	1024,20	1024,20	1024,20
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)											
		48,4%									
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):											
		2,1									

Anexo G Evaluación económica de la iniciativa (III)

PROYECTO: INCREMENTO DE PRODUCCION DE ETANO-ETILENO ALTERNATIVA 3 EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ CONSTANTES)											
BASES DE LA EVALUACIÓN											
INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$ 1.754,00										
FINANCIACIÓN, %	0%										
TASA DE INTERÉS ANUAL DEL CRÉDITO, EN DOLARES, %	8%										
PLAZO DE PAGO, AÑOS	10										
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %	10%										
SEGUROS, % DE INVERSION	0,20%										
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO	5,00%										
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS	10										
DEPRECIACIÓN, %	10,00%										
IMPUESTOS DE RENTA, %	34,00%										
INFLACION ANUAL USA, %	5,00%										
DIAS DE OPERACION PLANTA	349										
TASA DE CAMBIO COLS/USDS	\$ 3.000,00										
SALARIO MINIMO, COLS	\$ 689.454,00										
NUMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.	3										
NUMERO DE TURNOS, UN.	3										
FACTOR PRESTACIONAL	2										
ADMINISTRACION, %	3,00%										
COSTOS DE PRODUCCION, %	10,00%										
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE	10,00%										
EVALUACIÓN ECONÓMICA											
AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$	1700,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	15,50										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	7,20										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS, MUS\$	31,30										
TOTAL INVERSION, MUS\$	1754,00										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	175,40										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		175,40									
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
INGRESOS POR VENTA DE ADITIVO GME, MUS\$	11897,83										
VENTAS TOTALES, MUS\$	11897,83	13117,36	13773,22	14461,89	15184,98	15944,23	16741,44	17578,51	18457,44	19380,31	
COSTOS VARIABLES INCREMENTALES, MUS\$:											
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$	8413,69	8834,38	9276,10	9739,90	10226,90	10738,24	11275,15	11838,91	12430,86	13052,40	
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$	651,21	683,77	717,95	753,85	791,55	831,12	872,68	916,31	962,13	1010,23	
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$	1249,27	1311,74	1377,32	1446,19	1518,50	1594,42	1674,14	1757,85	1845,74	1938,03	
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$	10314,17	10829,88	11371,37	11939,94	12536,94	13163,79	13821,97	14513,07	15238,73	16000,66	
COSTOS FIJOS INCREMENTALES, MUS\$											
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUS\$	52,12	54,73	57,47	60,34	63,36	66,52	69,85	73,34	77,01	80,86	
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUS\$	55,25	58,01	60,91	63,96	67,16	70,52	74,04	77,74	81,63	85,71	
DEPRECIACION, MUS\$	184,17	193,38	203,05	213,20	223,86	235,05	246,81	259,15	272,10	285,71	
MANTENIMIENTO, MUS\$	92,09	96,69	101,52	106,60	111,93	117,53	123,40	129,57	136,05	142,85	
* INTERESES DE FINANCIACIÓN, MUS\$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
SEGUROS, MUS\$	3,68	3,87	4,06	4,26	4,48	4,70	4,94	5,18	5,44	5,71	
COSTO FIJOS TOTALES, MUS\$	387,31	406,68	427,01	448,36	470,78	494,32	519,04	544,99	572,24	600,85	
COSTOS TOTALES, MUS\$	10701,48	11236,56	11798,38	12388,30	13007,72	13658,10	14341,01	15058,06	15810,96	16601,51	
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)	1196,35	1880,80	1974,84	2073,58	2177,26	2286,12	2400,43	2520,45	2646,47	2778,80	
IMPUESTOS (MUS\$)	406,76	639,47	671,45	705,02	740,27	777,28	816,15	856,95	899,80	944,79	
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)	789,59	1241,33	1303,39	1368,56	1436,99	1508,84	1584,28	1663,50	1746,67	1834,01	
AMORTIZACION PRESTAMO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)	-1.754,00	798,36	1434,71	1506,44	1581,78	1660,85	1743,89	1831,09	1922,64	2018,78	2119,71
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-1.754,00	760,34	1301,32	1301,32	1301,32	1301,32	1301,32	1301,32	1301,32	1301,32	
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)		61,8%									
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):		1,8									