

Estudio de pre-factibilidad para el incremento del factor de utilización de la unidad recuperadora de Etano-Etileno del departamento de Cracking II en la Refinería de Barrancabermeja

Javier Alonso Mogollón Arenas y Jairo Yesid Rincón Rincón

Trabajo de grado para optar el título de Ingeniería de Procesos de Refinación y Petroquímicos

Directora

Diana Duarte Duarte

Doctora en Ingeniería Química

Codirector

Carlos Alberto Rivera

Magíster en Evaluación y Gerencia de Proyectos

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Físicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2022

Dedicatoria

El presente trabajo está dedicado a nuestras familias y amigos por su paciencia, apoyo incondicional y palabras de aliento durante todo este proceso.

Agradecimientos

A la Universidad Industrial de Santander, por promover espacios para el aprendizaje y crecimiento tanto en el ámbito profesional como en el personal.

A la Escuela de Ingeniería Química y los profesores asociados a ella, por su dedicación a la hora de enseñar y proveer los fundamentos teóricos necesarios para desarrollar el trabajo de grado.

Al departamento de Cracking II y al ingeniero Nelson Angulo por sus valiosos aportes y diligencia a la hora de obtener la información necesaria para la realización del presente trabajo.

Contenido

	Pág.
Introducción	11
1. Objetivos	13
1.1 Objetivo General	13
1.2 Objetivos Específicos.....	13
2. Marco Conceptual.....	14
2.1 Contextualización	14
2.2 Unidad Recuperadora de Vapores (VRU)	14
2.3 Unidad Recuperadora de Etano Etileno	16
2.4 Principios para la recuperación de etano y etileno del gas esponja de FCC.....	17
2.4.1 Remoción de contaminantes	17
2.4.1.1 Ácido sulfhídrico.	17
2.4.1.2 Agua y Dióxido de carbono.	18
2.4.2 Compresión	18
2.4.3 Recuperación del etano etileno	22
2.5 Descripción del problema	23
3. Estado del arte.....	26
4. Metodología	28
4.1 Etapa 1	29
4.2 Etapa 2	29
4.3 Etapa 3	30

5. Resultados	31
5.1 Primera Etapa.....	31
5.1.1 Tratamiento de datos	31
5.1.2 Simulación del caso base	32
5.1.2.1 Sección de carga.	33
5.1.2.2 Sección de remoción de contaminantes.	34
5.1.2.3 Sección de compresión.	35
5.1.2.4 Sección de recuperación.	37
5.1.3 Simulación Alternativa 1: inyección de gas natural	39
5.2 Segunda Etapa.....	41
5.2.1 Simulación Alternativa 2: reciclado de etano-etileno producto	42
5.3 Tercera Etapa	44
5.3.1 Evaluación de las condiciones de diseño	44
5.3.2 Inyección/Recirculación versus peso molecular de la carga.....	45
5.3.3 Inyección/Recirculación versus carga de Orthoflow	47
5.3.4 Estimación de costos.....	50
6. Conclusiones	51
7. Recomendaciones	53
Referencias Bibliográficas	55
Apéndices.....	58

Lista de Figuras

	Pág.
Figura 1. Configuración general de la VRU	16
Figura 2. Efecto del efecto del flujo volumétrico en la operación de un compresor.	20
Figura 3. Circuito compresor de gas esponja C-4301	22
Figura 4. Recuperación de etano etileno en la UREE.....	23
Figura 5. Flujo de gas desviado a la red de gas combustible vs Flujo cargado a la UREE	25
Figura 6. Metodología para el desarrollo del trabajo de grado	30
Figura 7. Sección de carga en el caso base	34
Figura 8. Sección de remoción de contaminantes en el caso base.....	35
Figura 9. Sección de compresión en el caso base	37
Figura 10. Simulación PIC-43005	37
Figura 11. Sección de recuperación en el caso base	39
Figura 12. Simulación alternativa 1	40
Figura 13. Simulación alternativa 2.....	43
Figura 14. Gas natural requerido en función del peso molecular del gas esponja.....	46
Figura 15. Recirculación de etano etileno en función del peso molecular del gas esponja.....	46
Figura 16. Gas natural en función del flujo de gas de Orthoflow	47
Figura 17. Reciclo EE en función del flujo de gas de Orthoflow	48
Figura 18. Velocidad rotacional del compresor en función del flujo de gas de Orthoflow	48
Figura 19. Temperaturas T-4303 en función del flujo de gas de Orthoflow	49
Figura 20. Recuperación global de la UREE en función del flujo de gas de Orthoflow	49

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1. Potencial ganancia por recuperación de etano etileno	25
Tabla 2. Comparación de resultados simulados versus los valores reales de operación del compresor C-4301	36
Tabla 3. Comparación de resultados sección de recuperación	38
Tabla 4. Resumen de resultados simulados de las principales variables operacionales para la Alternativa 1.....	41
Tabla 5. Resumen de resultados Alternativa 2.....	43
Tabla 6. Comparación de las variables simuladas con las condiciones de diseño de los principales equipos	44
Tabla 7. Estimación de costos para la implementación de la alternativa 2.....	51

Lista de Apéndices

	Pág.
Apéndice A. Diagrama de proceso de la Unidad Recuperadora de Etano Etileno U-4300.....	58
Apéndice B. Valores tendencia de composiciones y variables de proceso para la simulación de la UREE	60
Apéndice C. Resumen de variables de entrada para la simulación del caso base	63
Apéndice D. Históricos de peso molecular del gas esponja	76
Apéndice E. Composición del gas natural a inyectar al D-4254	77

Resumen

Título: Estudio de pre-factibilidad para el incremento del factor de utilización de la unidad recuperadora de Etano-Etileno del Departamento de Cracking II en la refinería de Barrancabermeja*

Autor: Javier Alonso Mogollón Arenas, Jairo Yesid Rincón Rincón**

Palabras Clave: peso molecular, etano, etileno, polietileno, gas natural, gas esponja

Descripción:

En el caso del proceso de recuperación de etano etileno, los efectos de la desactivación del catalizador de FCC impactan directamente el funcionamiento del compresor de gas esponja C-4301 debido a que incrementa la relación de Hidrógeno/Metano de éste y por tanto afecta el peso molecular del gas en la succión del C-4301, ocasionando que su operación se encuentre muy frecuentemente al límite de desempeño. La variación en el peso molecular del gas en el lado de la succión ocasiona un aumento en la velocidad angular y genera un aumento en la presión de succión, lo que ocasiona el desvío de gas esponja hacia la red de gas combustible de la refinería a través de la apertura de la válvula de control de presión PV-43005.

Con el fin de recuperar parte del gas esponja que se está perdiendo al enviarlo a la red de gas combustible y valorizarlo posteriormente como polietileno, este trabajo tiene como objetivo la evaluación de dos alternativas planteadas para regular el peso molecular a la succión del compresor: inyectar gas natural o recircular etano etileno producto, esto teniendo en cuenta la disponibilidad de dichas corrientes en la unidad.

La evaluación de las alternativas se llevó a cabo a través de una simulación del proceso en Aspen Hysys v12 planteando diferentes escenarios de operación. Los resultados obtenidos permitieron identificar que la mejor opción en cuanto a recuperación de etano-etileno de la recirculación de producto considerando las condiciones de diseño de la unidad, variables operativas clave y disponibilidad de recursos. Teniendo la alternativa seleccionada, se evalúan los costos y diferentes retos operacionales a tener en cuenta a la hora de iniciar la implementación. Finalmente, se brindan recomendaciones para futuros análisis relacionados con esta problemática.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Directora: Diana Duarte Duarte Doctora en Ingeniería Química Codirector: Carlos Alberto Rivera Magíster en Evaluación y Gerencia de Proyectos

Abstract

Title: Pre-feasibility study to increase the utilization factor of the Ethane-Ethylene recovery unit of the Cracking II Department at the Barrancabermeja refinery*

Authors: Javier Alonso Mogollón Arenas, Jairo Yesid Rincón Rincón **

Keywords: molecular weight, ethane, ethylene, polyethylene, natural gas, sponge gas

Description:

In the case of the ethylene ethane recovery process, the effects of the FCC catalyst deactivation directly impact the operation of the C-4301 sponge gas compressor because it increases its Hydrogen/Methane ratio and therefore affects the molecular gas weight, in the suction of C-4301. The effects of the FCC catalyst deactivation directly impact the operation of the C-4301 sponge gas compressor because it increases its Hydrogen/Methane ratio and therefore affects the molecular gas weight, in the suction of C-4301. Causing its operation to be very frequently at the limit of performance. The molecular weight variation of the gas on the suction side causes an increase in the angular velocity and an increase in the suction pressure, which causes the deviation of sponge gas towards the refinery fuel gas network through the opening of the pressure control valve PV-43005.

In order to recover part of the sponge gas that is being lost by sending it to the fuel gas network and subsequently recovering it as polyethylene, the objective of this work is the evaluation of two proposed alternatives to regulate the molecular weight at the suction of the compressor; by injecting natural gas or recirculating ethane-ethylene product, taking in mind the availability of those flows in the unit.

The evaluation of options was carried out through a simulation of the process in Aspen Hysys v12, raising different operating scenarios. The results obtained allowed us to identify the best option in terms of ethane-ethylene recovery from product recirculation considering the design conditions of the unit, key operating variables, and availability of resources. Having the alternative selected, an evaluation of budgets and a range of operational challenges to be taken at the time of starting the implementation. Finally, recommendations are provided for future analyzes related to this issue.

* Bachelor thesis

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, Directora: Diana Duarte Duarte Doctora en Ingeniería Química Codirector: Carlos Alberto Rivera Magíster en Evaluación y Gerencia de Proyectos

Introducción

El impacto del contenido de contaminantes en la carga a las unidades de FCC ha sido altamente estudiado debido a su impacto directo en el porcentaje de rendimiento de productos valiosos versus el rendimiento de producción de coque e hidrógeno. Actualmente, esta problemática se está viendo reflejada en la capacidad de flujo de gas esponja que se recibe de las plantas de Orthoflow y Topping, que es mezclada con la corriente de gas esponja proveniente de la Unidad Recuperadora de Vapores (VRU) de Cracking II y se envía a la Unidad Recuperadora de Etano y Etileno (UREE) en el Departamento de Cracking II. A medida que se desactiva el catalizador, la relación de Hidrógeno/Metano de dicha mezcla se incrementa y modifica el peso molecular del gas en la succión del compresor C-4301, ocasionando que su operación se encuentre muy frecuentemente al límite de desempeño.

Además, la variación en el peso molecular del fluido en la succión del compresor ocasiona un aumento de su velocidad rotacional y genera un aumento en la presión de succión, lo que causa que se abra la válvula PIC-43005 que desvía parte de la corriente de gas esponja hacia la red de gas combustible de la refinería, lo que implica la quema de un porcentaje importante de un producto de alto valor, afectando el factor de utilización de la UREE U-4300 y ocasionando importantes pérdidas económicas anuales.

Este estudio busca mejorar el desempeño del compresor C-4301, evitando el desvío de etano etileno a la red de gas combustible para ser valorizada en las unidades de Etileno, evaluando como alternativas para regular el peso molecular del gas esponja la inyección de una corriente externa de gas natural y el reciclo de etano-etileno producto, incrementando la capacidad de

manejo de gas esponja proveniente de Orthoflow y Topping, lo que conlleva a una mayor recuperación de etano-etileno que puede ser enviado a las unidades de Etileno.

1. Objetivos

1.1 Objetivo General

Evaluar la prefactibilidad operacional de alternativas para la maximización de la producción de Etano Etileno en la Unidad Recuperadora de Etano Etileno de la Refinería de Barrancabermeja.

1.2 Objetivos Específicos

Evaluar el efecto de la inyección de una corriente de gas natural externo para ajustar las propiedades del gas de succión en el incremento en la producción de Etano Etileno.

Evaluar el efecto de la integración de la corriente de etano-etileno producto en el desempeño del compresor de gas esponja y en el factor de utilización de la unidad de Etano Etileno.

Determinar la factibilidad de las alternativas propuestas y establecer los parámetros de operación que conllevan a la estabilidad en la unidad de Etileno IV al implementarse la alternativa seleccionada.

2. Marco Conceptual

2.1 Contextualización

La Empresa Colombiana de Petróleos Ecopetrol nace en 1951 con la reversión al Estado colombiano de la Concesión de Mares, cuando asume los activos de la Tropical Oil Company y se encarga a partir de entonces de administrar el petróleo de la nación, partiendo de una capacidad instalada para el procesamiento de 22KBPD (Ecopetrol, 2007). Desde entonces se ha posicionado como líder en extracción, transporte y transformación de crudo, para la generación de productos de alta calidad para suplir los requerimientos energéticos en el país.

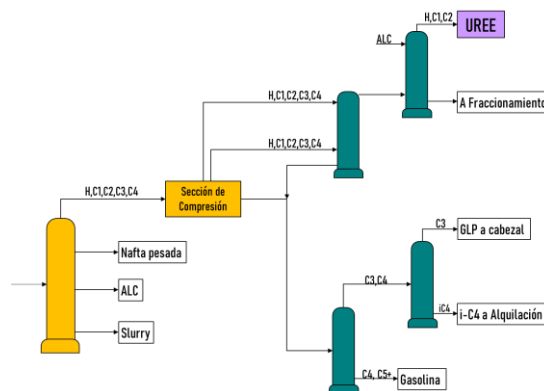
Uno de los departamentos operativos más importantes en la Refinería de Barrancabermeja es la Unidad de Cracking II, que fue puesta en funcionamiento en el año 1995 y comprende las unidades de craqueo catalítico fluidizado y fraccionamiento (URC), recuperación de vapores (VRU), recuperación de Etano-Etileno (UREE), producción de azufre III, alquilación, hidroisomerización y Merichem. Este trabajo se centra en la UREE, cuyo propósito es maximizar la recuperación de etano para su posterior polimerización y comercialización (Ecopetrol, 2007).

2.2 Unidad Recuperadora de Vapores (VRU)

En la actualidad, la industria petroquímica se rige bajo estrictos parámetros de calidad y regulaciones ambientales, lo que hace que una filosofía de manejo molecular (*molecular management*) sea crucial para asegurar que la molécula correcta se encuentre en el lugar, momento

y precio esperado. Esto se logra obteniendo y comprendiendo la caracterización de la carga, el proceso y las variables de operación que tienen un efecto directo en la composición de las corrientes tanto de producto como de carga a las unidades subsecuentes (Gu, Li, Mu, & Zhu, 2020). Esta filosofía se ve directamente aplicada en el tratamiento del gas producto del craqueo catalítico fluidizado, que contiene diferentes olefinas de cadena corta y cuyo uso depende de la cantidad de carbonos en su cadena.

Por esta razón, el gas producto de FCC se envía primero a la unidad recuperadora de vapores, donde las olefinas de cadena larga (C3, C4) se separan de las de cadena más corta (C1, C2) mediante procesos de absorción y destilación favorecidos por la previa compresión del gas. Así, el propano, propileno, butano, buteno e isobutano en mayor medida son separados en la torre absorbidora primaria utilizando gasolina como material absorbente. El gas producto de este proceso, conocido como gas esponja, es posteriormente cargado a la UREE. Por otro lado, los compuestos absorbidos son enviados a diferentes torres de destilación cada una con un propósito específico: estabilizar la gasolina, separar el GLP y recuperar el isobutano para enviar a la unidad de Alquilación (Ecopetrol, 2007). El diagrama correspondiente a esta sección se puede apreciar en la figura 1.

Figura 1.*Configuración general de la VRU*

2.3 Unidad Recuperadora de Etano Etileno

La UREE tiene una capacidad instalada para procesar hasta 700 MSCFH de gas esponja proveniente de la VRU y de las unidades de Orthoflow y Topping, el cual es mezclado en esta unidad y posteriormente cargado al tambor de carga D-4254 para ser sometido a diferentes procesos para la remoción de compuestos inertes que puedan afectar la integridad de los equipos y la recuperación de etano etileno. Por tanto, el gas mezcla es alimentado en primer lugar a la torre absorbidora T-4301, donde se remueven las trazas de ácido sulfhídrico presentes utilizando dietanolamina (DEA), y luego es enviado a través de los tamices moleculares AD-4301A/B, retirando el contenido de agua y dióxido de carbono (Ecopetrol, 2007).

El gas tratado se comprime en el compresor centrífugo C-4301 para facilitar la separación de los compuestos, tras lo cual se enfría y se envía a la torre demetanizadora T-4302. Debido a que la temperatura de ebullición del etano y del etileno es muy baja (-128°F y -155°F respectivamente) (Perry & Green, 1997), el sistema de cima de la T-4302 incluye el turboexpansor C-4302 para separar las trazas de etano etileno arrastradas con el metano y bombearlo de vuelta a la torre como

reflujo; de esta manera se separa el hidrógeno, metano y nitrógeno del gas esponja (Ecopetrol, 2007).

El producto de fondo de la torre, compuesto principalmente por propano, propileno, etano y etileno se envía a la torre deetanizadora T-4303, donde se separa el producto deseado del propano y propileno mediante un proceso de destilación. El producto de fondo de la torre se envía a la VRU para enriquecer el GLP, mientras que el etano etileno recuperado en la cima se envía a las unidades de Etileno para su polimerización y comercialización (Ecopetrol, 2007). En el Anexo A, se presenta un esquema que resume la configuración de la UREE con algunos de los sistemas adicionales, como el de regeneración de los tamices y algunos de los lazos de control más importantes en el proceso.

2.4 Principios para la recuperación de etano y etileno del gas esponja de FCC

2.4.1 Remoción de contaminantes

Debido a que la separación de etano etileno requiere condiciones criogénicas para obtener porcentajes altos de recuperación, es necesario remover aquellos componentes que representen un riesgo para la integridad de los equipos, como lo son el ácido sulfhídrico, el agua y el dióxido de carbono.

2.4.1.1 Ácido sulfhídrico. Para remover el H_2S , el gas esponja se alimenta al fondo de la T-4301 y se pone en contacto a contracorriente con DEA para su absorción. Esta operación está fundamentada en una transferencia de masa desde la fase gaseosa hacia la líquida debido a la

solubilidad del contaminante en esta última y, por tanto, se ve favorecida por altos tiempos de contacto entre las fases (Al-Baghili, Pruess, Yesavage, & Selim, 2001). Este proceso es altamente dependiente de la presión con efectos considerables por variación de temperatura, por lo cual requiere lazos de control asociados (McCabe, Smith, & Harriott, 2007).

2.4.1.2 Agua y Dióxido de carbono. Debido a que la recuperación de etano y etileno se ve favorecida por bajas temperaturas y altas presiones, es necesario remover las trazas de agua y dióxido de carbono para evitar que se congelen en las tuberías y causen obstrucciones y rupturas por afectación a los materiales de las mismas. Para esto se utilizan dos lechos empacados con tamices moleculares configurados en paralelo; en este proceso, la concentración de los solutos a retirar en el gas y en el sólido varían con el tiempo y con la posición en el lecho (Benítez, 2009).

Para garantizar la correcta remoción de dióxido de carbono y agua a lo largo de las corridas, es primordial contar con un sistema alternativo para la regeneración del lecho, asegurando así que éste no se sature completamente y siga reteniendo los solutos. En el caso de los AD-4301A/B, cuando se evidencia un aumento de CO_2 y H_2O a la salida de los lechos, se saca de servicio el absorbedor que estaba previamente en operación y se regenera utilizando gas del D-4306, que es previamente calentado en el horno H-4301 (Ecopetrol, 2007).

2.4.2 Compresión

El compresor es un equipo capaz de transmitir eficientemente energía a un medio fluido para ser entregado a elevadas presiones. Hay diferentes tipos de compresores y la selección de éste depende de la naturaleza del proceso para el cual se requiera; en general, pueden clasificarse en

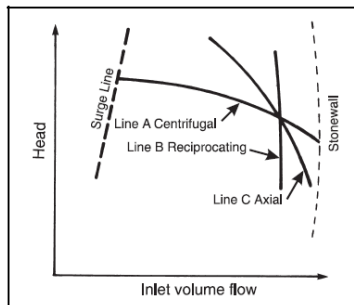
dos categorías: los compresores de desplazamiento positivo, como los de pistón y de tornillo rotativo, y los compresores dinámicos, como los compresores axiales y los centrífugos. Los compresores de desplazamiento positivo son más adecuados para flujos volumétricos bajos, por lo cual los compresores centrífugos son preferidos para la industria del petróleo, específicamente para aplicación en corrientes que contengan hidrocarburos de cadena corta (Boyce Meherwan).

Los cálculos para evaluar el diseño y desempeño de un compresor están basados en el flujo volumétrico real que se carga al equipo en lugar del valor estándar, esto debido a que éste es altamente sensible a la relación de compresión, cabeza, velocidad rotacional y volumen de carga, lo que asimismo que el desempeño esté ligado con la densidad y, por tanto, con el peso molecular de la corriente a la succión (GPSA, 1998).

Una disminución del peso molecular en el gas que fluye hacia los compresores resulta en una disminución de la densidad del gas, esto genera que el diferencial de presión desarrollado por el compresor disminuya y, por tanto, la presión de succión del compresor aumenta. Esto reduce el flujo volumétrico de gas a través del compresor, lo que implica un retroceso en la curva del compresor hacia el punto de *surge* (Alvarez, 2017). En la Figura 2 se puede apreciar el efecto del flujo volumétrico en la cabeza politrópica y en el punto de surge para diferentes tipos de compresores.

Figura 2.

Efecto del efecto del flujo volumétrico en la operación de un compresor.



Nota. Tomado de: GPSA (1998).

El efecto de la variación del peso molecular en el desempeño óptimo de un compresor centrífugo y, por tanto, la influencia de esto en la línea de sobrecarga o surge line ha sido un fenómeno ampliamente estudiado, principalmente por la importancia de la predicción de este comportamiento para garantizar el tiempo de vida útil del equipo. Para el caso específico de las plantas de FCC, se considera el compresor *wet gas* como una considerable limitante para el aumento de carga en la unidad, debido a que la variabilidad de la carga conlleva a constantes cambios en el peso molecular de gas esponja y, por tanto, puede llevar al compresor a condiciones de *surge* (Golden, Fulton, & Hanson, 2002).

El *surge* es una de las principales causas de daño en el compresor y ocurre cuando no hay suficiente gas alimentando al compresor y/o cuando un incremento en la presión a lo largo del equipo causa una condición en la que no es posible el flujo hacia delante y, por tanto, hay flujo reverso. Esto conlleva a una disminución de la presión de descarga y un incremento de la presión de succión (Saxena, 2016).

Esta condición se puede prevenir utilizando lazos de control para proteger el equipo, pero hay un gran reto en esto debido a que el controlador debe diseñarse para predecir en qué punto es

inminente el surge como función del diferencial de presión o cabeza politrópica versus el flujo; sin embargo, este punto de inminencia varía en tiempo real según condiciones de operación como la velocidad, presión de succión, temperatura y peso molecular (Saxena, 2016) (GPSA, 1998).

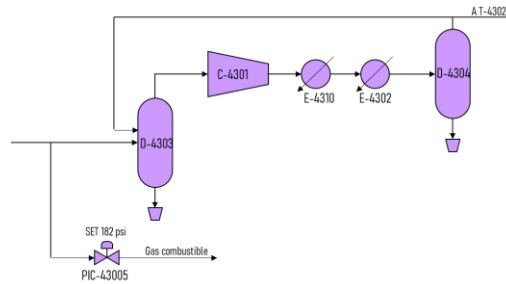
Es por esto, que los lazos de control asociados al compresor incluyen los llamados sistemas coordinados invariables, que hacen parte de un mecanismo de control dinámico en que se identifican las variables de operación que son independientes de las condiciones de succión de compresor, como lo es el peso molecular, y se definen modelos predictorios para establecer una relación matemática con las variables de proceso que son medibles en línea y así incluir en el lazo de control un factor para compensar el efecto de estas variables (Batson, 1996) (Saxena, 2016).

Este factor de compensación, al ser determinado a través de modelos matemáticos, pueden igualmente alejarse del valor real dependiendo de las variables de proceso en tiempo real, es por esto que lo que previene el surge en un compresor es una operación cautelosa, lo que generalmente se logra con una excesiva recirculación del gas y desviación del mismo para quema (Saxena, 2016).

Para el caso específico del compresor de gas esponja C-4301, se cuenta con un sistema de reciclaje para garantizar un flujo constante a través del equipo y con un desvío del gas esponja para quema a través del PIC-43005 cuando se presiona la succión del compresor debido al peso molecular del gas, que se ha determinado como directamente relacionado a la relación Hidrógeno/Metano en el gas esponja (Ecopetrol, 2007). La configuración de este sistema se puede apreciar en la Figura 3.

Figura 3.

Circuito compresor de gas esponja C-4301



2.4.3 Recuperación del etano etileno

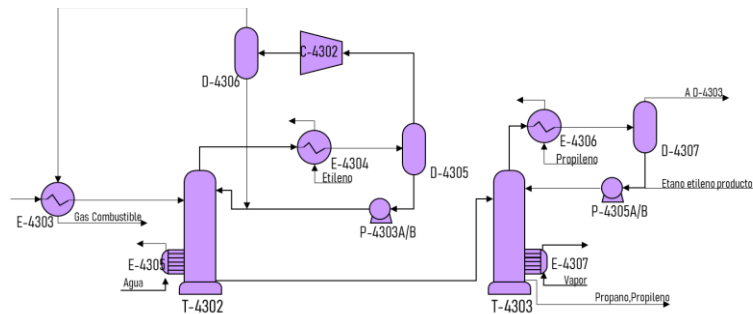
En la industria existen diferentes mecanismos para la separación de etano de corrientes de hidrocarburos de cadena corta según los porcentajes de recuperación deseados. Para una recuperación moderada, se utilizan operaciones con control del punto de rocío y refrigeración mecánica. En cambio, para obtener altos porcentajes de recuperación, se requiere el uso de operaciones a temperaturas criogénicas, que son obtenidas mediante expansión en válvulas, que aprovechan el efecto Joule-Thomson para obtener menores temperaturas, el uso de turboexpansores, ambos en combinación con refrigeración mecánica (GPSA, 1998).

En el caso específico de la UREE, se logra un incremento considerable en la recuperación de etano etileno mediante la inclusión del turboexpansor C-4302 en el sistema de cima de la torre demetanizadora T-4302 (Ecopetrol, 2007). Para esto, el gas de cima de la demetanizadora se expande a través de la turbina de manera que se recupera trabajo y, como la expansión es casi isentrópica, se disminuye significativamente la temperatura del gas de cima. De esta manera, el reflujo vuelve a la torre a temperaturas muy bajas y por tanto facilita la condensación del etano y del etileno (GPSA, 1998).

El producto de fondo de la T-4302, que contiene en su mayoría etano, etileno, propano y propileno se envía a la torre deetanizadora T-4303, donde se aprovecha las condiciones criogénicas logradas en la T-4302 para separar el propano propileno del etano etileno mediante un proceso de destilación. Generalmente, en este proceso se logra un porcentaje de recuperación de etano etileno de aproximadamente 90%, de manera que el producto recuperado se envía a las unidades de etileno para ser polimerizado y comercializado (Ecopetrol, 2007). El diagrama de la UREE se puede apreciar en la Figura 4.

Figura 4.

Recuperación de etano etileno en la UREE



2.5 Descripción del problema

La carga a la unidad de FCC es quizás la variable más importante del proceso, debido a que tiene el mayor impacto en las condiciones de operación, en los rendimientos y calidad de los productos (Navarro, Ni, & Orlicki). Por tanto, uno de los mayores retos en el craqueo catalítico de gasóleos es la presencia de contaminantes metálicos tales como níquel, vanadio, hierro, cobre, entre otros, que se depositan continuamente sobre la superficie del catalizador y comprometen el desempeño de éste.

Debido a su capacidad para catalizar reacciones paralelas, los metales depositados alteran la distribución del producto obtenido en las unidades FCC, generando un importante impacto económico considerando que, a medida que aumenta el nivel de contaminantes metálicos, disminuyen los rendimientos de productos valiosos (Mitchell, 1980). Por un lado, el níquel promueve la desaromatización, lo que aumenta los rendimientos de coque; mientras que la presencia de vanadio acelera las reacciones de deshidrogenación, lo que aumenta la producción de hidrógeno y, por tanto, afecta directamente la capacidad del compresor de gas esponja (Harding, Peters, & Nee, 2001).

Actualmente, esta problemática se está viendo reflejada en la corriente de gas esponja que llega a la UREE en el Departamento de Cracking II, la cual proviene en su mayoría de la VRU de Cracking II y es mezclada con las corrientes de gas esponja provenientes de las plantas de Orthoflow y Topping. A medida que se desactiva el catalizador, la relación de Hidrógeno/Metano de dicha mezcla se incrementa y afecta el peso molecular del gas en la succión del C-4301, ocasionando que su operación se encuentre muy frecuentemente al límite de desempeño y limita el recibo de gas esponja de Orthoflow a un promedio de 50 kscfh contra un valor esperado de 150-200 kscfh.

Además, la variación en el peso molecular del gas en la succión ocasiona un aumento en la velocidad del compresor y a su vez un aumento en la presión de succión, lo que causa que se abra el PIC-43005 que desvía parte de la corriente de gas esponja hacia la red de gas combustible de la refinería. Se debe considerar que el etano/etileno es un subproducto valioso y que el desvío de parte de la corriente de gas esponja proveniente de Cracking II y Orthoflow hacia la red de gas combustible implica la quema de un porcentaje importante de éste, afectando el factor de utilización de la UREE y ocasionando importantes pérdidas económicas anuales. En la siguiente

gráfica se puede observar los valores históricos de los últimos dos años del flujo de gas enviado al cabezal de gas combustible a través del PIC-43005 y su comparación con el flujo de gas esponja cargado a la UREE. Solamente en el último año se desviaron en promedio 134000 SCFH hacia gas combustible, lo cual representa una ganancia económica potencial si se recupera el etano etileno en la UREE y posteriormente se convierte en polietileno. Estos valores se detallan en la Tabla 1.

Figura 5.

Flujo de gas desviado a la red de gas combustible vs Flujo cargado a la UREE



Tabla 1.

Potencial ganancia por recuperación de etano etileno

Promedio desvío a Gas Combustible	134.000	SCFH
Precio Etano-Etileno	\$ 13,0	USD/lb
Potencial ganancia por Etano-Etileno	\$ 187.872.627	USD/año
Precio Etileno	\$ 17,6	USD/lb
Potencial ganancia por Etileno	\$ 249.263.621	USD/año
Precio Polietileno	\$ 1.800	USD/ton
Potencial ganancia por Polietileno	\$ 11.578.012	USD/año

Por tanto, este estudio busca valorizar la corriente de etano etileno que se desvía hacia la red de gas combustible, evaluando dos alternativas para regular el peso molecular del gas esponja: la inyección de una corriente externa de gas natural, debido a su disponibilidad en la planta, y el reciclaje de etano-etileno producto, considerando su alto peso molecular y previos intentos empíricos realizados durante la operación, incrementando así el recibo de gas proveniente de Orthoflow y mejorando el desempeño del compresor C-4301, lo que conlleva a un incremento en la carga de la UREE y, por tanto, un mayor envío a las unidades de Etileno.

3. Estado del arte

La recuperación de etileno presente en el gas producto de las unidades de craqueo catalítico fluidizado es un problema ampliamente estudiado. A continuación, se listan las principales tecnologías que se han estudiado con dicho fin.

I. Recuperación mediante destilación: es una de las tecnologías más atractivas para la recuperación de etano etileno debido a que se puede llevar a cabo a baja temperatura y presión. En este proceso, el gas de cima de la fraccionadora principal de la unidad de craqueo es deshidratado, comprimido y pasado por varias torres de destilación, en las que se separan las olefinas más pesadas hasta obtener las más livianas esto aprovechando la diferencia entre los puntos de ebullición de los compuestos (Gary, Handwerk, Kaiser, & Geddes, 2007).

II. Recuperación mediante formación/disociación de hidratos: este proceso se lleva a cabo utilizando promotores termodinámicos como THF, QAC y ciclopentano para reducir la presión

requerida para la formación de los hidratos; así como dodecil sulfato de sodio como promotor cinético y aceite para aumentar la solubilidad del gas en la fase líquida. Este proceso se ve afectado principalmente por la presión, temperatura y concentración de aditivos y tiene como principales ventajas el bajo consumo energético y una alta carga de procesamiento (Wang, y otros, 2017).

III. Recuperación mediante adsorción: este proceso se ha llevado a cabo usando adsorbentes comerciales tales como sílice, alúmina, carbón activado y zeolitas, siendo esta última la que ha mostrado mejores resultados para la recuperación de olefinas livianas debido a su alta selectividad y bajo rango de presión. Diferentes estudios han utilizado el proceso de *pressure swing adsorption* para incrementar la recuperación de olefinas; sin embargo, son las tecnologías a presión de vacío las que han mostrado mayor eficiencia, lo que conlleva a un incremento en el costo operacional (Park, Woo, Choi, Ahn, & Lee, 2015).

El efecto de la variación del peso molecular en el desempeño óptimo de un compresor centrífugo y, por tanto, la influencia de esto en la línea de *surge* ha sido ampliamente estudiado, principalmente por la importancia de la predicción de este comportamiento para garantizar la durabilidad del equipo. Para el caso específico de las plantas de FCC, se considera el compresor de *wet gas* como una considerable limitante para el aumento de carga en la unidad (Golden, Fulton, & Hanson, 2002).

Considerando que las opciones de *revamp* más tradicionales, como la inclusión de un equipo en paralelo, son económicamente inviables, se han planteado en la literatura diferentes alternativas de solución, tales como el reemplazo de platos en las torres por empaques estructurados, reduciendo la caída de presión en ésta y, por tanto, incrementando la presión de succión. También se han planteado alternativas para reducir la caída de presión en los equipos

aguas arriba del compresor, principalmente reemplazando tramos de tubería (Golden, Fulton, & Hanson, 2002).

Como alternativas para el ajuste del flujo volumétrico a la succión del compresor se han estudiado diferentes alternativas en relación al efecto de la temperatura, la presión y el peso molecular de la carga para operar el equipo a condiciones más holgadas. La opción que demostró mejores resultados fue la inyección de un gas con alto peso molecular para ajustar las condiciones de succión, específicamente uno con alto contenido de propano y propileno, obteniendo que el incremento del peso molecular en un 5% conlleva a una reducción del flujo volumétrico de un 5%, mejorando considerablemente la operación del compresor (Dean, Golden, & Hanson, 2004).

4. Metodología

Para abordar la problemática planteada anteriormente, se definió un proceso escalonado mediante el cual se recolectó y analizó la información necesaria, posteriormente se simuló la unidad en Aspen Hysys v12 y, utilizando esta herramienta, se analizó la pre-factibilidad operacional de las alternativas propuestas. Tras seleccionar la alternativa operacionalmente más viable, se analizó la implicación económica de ésta.

4.1 Etapa 1

El desarrollo del presente trabajo de grado inició con el análisis de variables de proceso y cromatografías que fueron clave en la simulación, procediendo a una recopilación de los valores históricos de dichos datos para su análisis estadístico utilizando software propio de Ecopetrol: PI Data Link, Historia Configurator y CDLAB Reportes de laboratorio LabViewer. Posteriormente, se recolectaron las hojas de especificación de los equipos tanto de proceso y mecánicos de los equipos que requieren una simulación rigurosa, como lo son las torres de destilación, el compresor y los intercambiadores de calor con integración energética

Con esta información, se realizó una simulación base del estado actual de la planta desde el tambor separador de hidrocarburo D-4254 hasta la torre deetanizadora T-4303 utilizando los paquetes termodinámicos Peng-Robinson y Gas Ácido. Ésta se sintonizó para que modele lo mejor posible las condiciones de operación. Teniendo sintonizada la simulación base, se evaluó la adición de una corriente de gas natural en el tambor D-4254 y se analizó su influencia en el desempeño del compresor y los rendimientos de la unidad de recuperación de etano etileno.

4.2 Etapa 2

En la segunda etapa se evaluó la inclusión de un reciclo de etano etileno producto proveniente del tambor de cima de la torre T-4303 para inyección en el tambor de succión D-4303. Posteriormente, se analizaron los requerimientos energéticos del nuevo sistema para determinar los equipos necesarios para la operación, eligiendo los equipos instalados que suplen estos

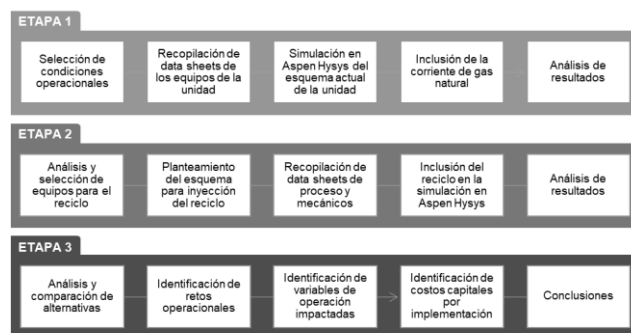
requerimientos. Finalmente, se procedió a la simulación de la alternativa partiendo del esquema de la etapa 1 y se analizaron los resultados obtenidos.

4.3 Etapa 3

Teniendo las simulaciones de las etapas anteriores, se procedió a comparar los resultados de la evaluación de cada una de las alternativas y se seleccionó la más adecuada en función de las variables críticas de proceso, condiciones de diseño, materiales, entre otras. Tras seleccionar la opción más viable, se procedió a analizar e identificar los posibles retos operacionales, así como las facilidades necesarias y requerimientos adicionales para la puesta en marcha. Utilizando este análisis previo, se obtuvieron los costos de cada uno de los elementos necesarios y se estimó el costo de capital de implementación utilizando la herramienta SAP. Finalmente, se plantearon las conclusiones y recomendaciones del proyecto.

Figura 6.

Metodología para el desarrollo del trabajo de grado



5. Resultados

De acuerdo con la metodología planteada en la sección anterior, se comienza el análisis de las alternativas planteadas para la resolución de la problemática: la inyección de una corriente de gas natural al D-4254 y la recirculación del etano etileno producto proveniente del tambor de cima de la T-4303 hacia el tambor de succión D-4303.

Para esto, se obtienen y analizan datos históricos de los pasados dos años para las diferentes variables de proceso, se realiza una simulación del estado actual de la UREE para posteriormente incluir separadamente cada una de las alternativas. Teniendo las simulaciones con cada alternativa, se analizan diferentes casos de estudio y se evalúa el efecto de cada alternativa en diferentes aspectos clave del funcionamiento de la unidad. A continuación, se presenta el desarrollo y resultado de esos análisis.

5.1 Primera Etapa

5.1.1 *Tratamiento de datos*

En primer lugar, se obtuvieron los valores históricos de las variables de proceso y cromatografías para sintonizar las simulaciones tomando los promedios diarios desde el año 2019 hasta el 2022. Teniendo estos valores, se seleccionaron los datos de fechas en las que el PIC-43005 desvió el gas esponja hacia la red de gas combustible, de manera que estos datos representan la

condición de la unidad cuando se da la problemática a estudiar y, por tanto, la condición operacional a mejorar.

En cuanto a la composición de las corrientes de alimentación, se obtienen las cromatografías del gas de la corriente de Orthoflow, de Topping y de la mezcla de gas que se carga a la UREE, se promedia el porcentaje en peso de cada componente y se normalizan para ser alimentados a la simulación base (Anexo B). Considerando que la cromatografía del gas esponja de UOPII no se encuentra registrada, sino que se tiene la cromatografía del gas esponja mezclado que se carga a la unidad, se hace un balance de masa con las demás corrientes y se ajustan los resultados a valores positivos utilizando el *solver* de Excel. A continuación, se puede encontrar la ecuación del balance de masa para la mezcla de gas de alimentación, donde F hace referencia al flujo másico, y a la composición en peso e i a cada componente en las corrientes.

$$F_{Orthoflow} * y_i + F_{Topping} * y_i + F_{UOPII} * y_i = F_{alimento} * y_{alimento} \quad (\text{Ec. 1})$$

Para el análisis de los históricos de las variables de proceso se graficaron los datos seleccionados en un diagrama de dispersión. De esta manera se encontraron valores tendencia para las temperaturas, presiones y flujos de la planta, para ser registrados y utilizados en la sintonización la simulación base. En el Anexo B, se encuentran registradas los valores obtenidos para las diferentes variables operacionales analizadas.

5.1.2 Simulación del caso base

Teniendo las tendencias de las variables de proceso y de las cromatografías, se plantea una simulación de la condición actual de la unidad en el simulador Aspen Hysys v12; de esta manera, se alimentan los valores requeridos por cada uno de los equipos para asegurar la convergencia y

se utilizan las demás variables, como las temperaturas de las corrientes intermedias, flujos y especificaciones del compresor, para ajustar los resultados de la simulación lo más posible a los datos reales.

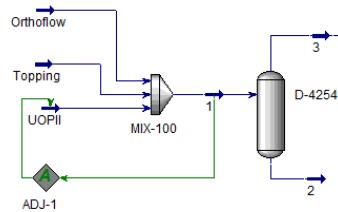
Para esto, se crean las listas de componentes basados en los datos de laboratorio y se seleccionan los paquetes termodinámicos a utilizar en la simulación: Peng-Robinson para las corrientes de hidrocarburo y el paquete de gas ácido para la sección de absorción (Carloson, 1996). Las temperaturas, presiones, flujos, composiciones y demás variables alimentadas a la simulación se pueden apreciar en el Anexo C. A continuación, se encuentra la explicación del esquema utilizado y correspondientes resultados.

5.1.2.1 Sección de carga. Para esta sección se crean las corrientes de Orthoflow y Topping y se definen con las condiciones obtenidas de los históricos de PI Data Link y de las cromatografías de CDLAB, mientras que la composición de la corriente UOPII es tomada del balance de masa, como fue mencionado anteriormente. Éstas son luego alimentadas al MIX-100 y posteriormente al D-4254.

Teniendo en cuenta que los valores históricos de temperatura de la corriente de UOPII no son monitoreados en planta, se utiliza el ADJ-1 para ajustar la temperatura de dicha corriente para asegurar que la temperatura de la carga combinada se ciña al valor tendencia obtenido en el tratamiento de datos 100°F. La configuración de esta sección se aprecia en la Figura 7.

Figura 7.

Sección de carga en el caso base

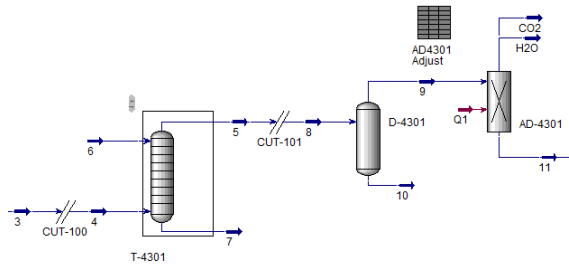


5.1.2.2 Sección de remoción de contaminantes. Teniendo en cuenta que el proceso de absorción se lleva a cabo con DEA, se coloca el CUT-100 en la corriente 3 para hacer la transferencia del paquete Peng-Robison al paquete Gas Ácido. De acuerdo con las tendencias obtenidas, se especifica la presión de cima de la T-4301 como 190 psig, la de fondo como 195 psig y un estimado de 20 etapas teniendo en cuenta que la torre tiene 25 platos y se estima una eficiencia de plato del 80% (Walas, 2002).

Después de la T-4301 se ubica otro *cutter* para volver a utilizar el paquete Peng-Robinson y continuar a la simulación de los adsorbedores de lecho. Teniendo en cuenta que no hay un equipo de este tipo exacto en Hysys, se utiliza un *component splitter*, especificando que los componentes a remover son el CO₂ y el agua. Se crea la hoja de cálculo AD4301 Adjust para establecer que la temperatura de las corrientes separadas sea igual a la de operación del equipo (110°F). La configuración de esta sección se aprecia en la Figura 8.

Figura 8.

Sección de remoción de contaminantes en el caso base



5.1.2.3 Sección de compresión. De acuerdo con la configuración de la planta (Figura 9), previo al tambor de succión D-4303 se encuentra una T donde se localiza el desvío hacia el PIC-43005. Esto se configura de igual manera en la simulación y, con el objetivo de simular la lógica del controlador, se inserta la hoja PIC-43005.

La apertura del PIC-43005 ha sido constantemente analizada en la operación y, así como se confirma en la bibliografía, la variación de la presión a la succión del compresor está intrínsecamente relacionada con el peso molecular de la carga, por lo cual se decide que el parámetro a especificar como condicional para que se desvíe el gas por la corriente 12 es el peso molecular de la corriente 11.

Para esto, se utilizan las cromatografías del gas obtenidas desde el año 2019 y se seleccionan aquellas tomadas en los días en que se abrió el PIC-43005, con esto se grafica el peso molecular de dichas muestras y se encuentra una tendencia del peso molecular mínimo antes que haya desvío hacia el cabezal. Esta gráfica se puede observar en el Anexo D, identificando que el peso molecular en que se presentan disturbios es en promedio de **17 g/mol**.

En cuanto a esta lógica en la simulación, se importa el peso molecular de la corriente 11 al *spreadsheet* PIC-43005 junto con la fracción desviada hacia la corriente 12 de la unidad TEE-100

y se utiliza una función lógica en una de las celdas para indicar que cuando el peso molecular sea menor a 17 se debería enviar el gas esponja a la red de gas combustible. La estrategia para la simulación de dicha lógica se presenta en la Figura 10.

Para la simulación del compresor C-4301, se especificaron dos curvas del equipo obtenidas del *data sheet*, seleccionando también que su eficiencia es de tipo politrópico. Finalmente, se inserta y especifica el enfriador E-4302, el tambor D-4304 y se incluye el reciclo del compresor con la unidad RCY-1.

Como se puede apreciar en la Tabla 2, los parámetros del compresor obtenidos de la simulación se ajustan correctamente con los valores reales. Las principales desviaciones se encuentran en la cabeza politrópica y en la potencia, lo cual se debe principalmente a que los valores de referencia son los encontrados en el *data sheet* del equipo, pero éstos pueden variar durante la operación en función de variables como la composición y flujo de carga.

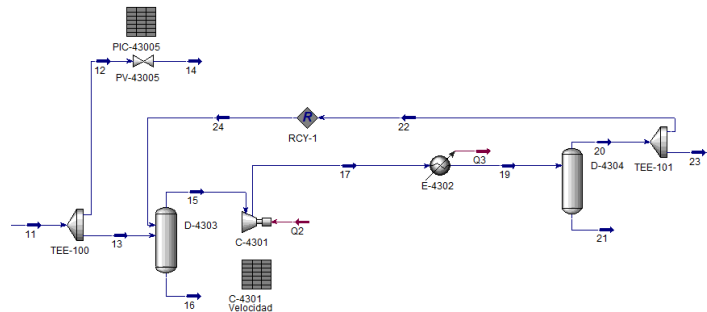
Tabla 2.

Comparación de resultados simulados versus los valores reales de operación del compresor C-4301

Variable	Valor simulado	Valor histórico	Desviación
Cabeza (ft)	62847	49862	26,0%
Velocidad (rpm)	11470	11429	0,4%
Potencia (hp)	1421	1395	1,9%
Eficiencia (%)	50,84	68,5	25,8%

Figura 9.

Sección de compresión en el caso base

**Figura 10.**

Simulación PIC-43005

Spreadsheet: PIC-43005

Current Cell: B5
Exported To: TEE-100
Variable: Flow Ratio (Flow Ratio1)
Angles in: Rad
Formula: =@IF(b4<16,1,0)

	A	B	C	D
1	Hidrógeno D-4303	505,1965 lbmole/hr		
2	Metano D-4303	359,0834 lbmole/hr		
3	H/CH4 a C-4301	1,407		
4	PM Carga	17,10		
5	Ratio a FG	0,0000		
6	Ratio a C-4301	1,000		
7		<empty>		
8				

5.1.2.4 Sección de recuperación. Iniciamos con la simulación de la torre demetanizadora T-4302, especificando su configuración de acuerdo con el P&ID de la unidad, se fija el perfil de presión ingresando la presión de cima (450 psig), fondo (453 psig) y el diferencial de presión tanto del rehervidor como del condensador (1,5 psi); el número de platos teóricos utilizando una eficiencia de plato del 80% y se especifica el plato de alimentación. Como especificaciones para

la convergencia de la torre se utiliza la temperatura de cima y de fondo de acuerdo con los valores históricos de éstas.

En el sistema de cima de esta torre se incluye el turboexpansor C-4302, cuyo principal propósito es aumentar la recuperación de etano-etileno en la unidad. La corriente de descarga del turboexpansor ingresa al separador D-4305 para separar el gas y el líquido reingresa a la torre como reflujo a través de la bomba P-4304 y el reciclo RCY-2.

Para la torre deetanizadora T-4303 se sigue un procedimiento similar al anteriormente descrito: se especifica la configuración del sistema, se fija el perfil de presión ingresando la presión de cima (405 psig), de fondo (408 psig) y el diferencial en el condensador y rehervidor (1 psi); de igual manera, se ingresa el número de platos teóricos utilizando una eficiencia del 80%. Como especificaciones adicionales, se fija la temperatura de cima y de fondo.

A continuación, se puede apreciar la comparación del perfil de temperatura y flujo de ambas torres en la simulación contra los valores reales. Las principales diferencias se evidencian en el flujo de carga a la T-4303 y producto de fondo de la misma, lo cual puede deberse a diferencias en las propiedades fisicoquímicas de las corrientes al usar una composición aproximada. Sin embargo, como se puede observar, el etano-etileno producto se asemeja considerablemente a la producción real.

Tabla 3.

Comparación de resultados sección de recuperación

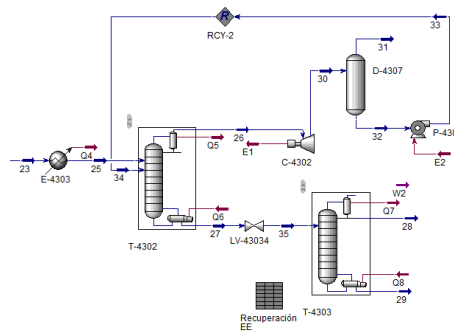
Variable	Valor simulado	Valor histórico	Desviación
Temperatura Cima T-4302 (°F)	-145	-145	0,0%
Temperatura Fondo T-4302 (°F)	55,01	55	0,0%
Flujo de Fondo T-4302 (BPD)	1770	2405	26,4%

Variable	Valor simulado	Valor histórico	Desviación
Reflujo T-4302 (BDP)	2317	2578	10,1%
Temperatura Cima T-4303 (°F)	30,4	30	1,3%
Etano-etileno producto T-4303 (BPD)	1432	1479	3,2%
Temperatura Fondo T-4303 (°F)	165	165	0,0%
Flujo de Fondo T-4303 (BPD)	290,6	388	25,1%

El porcentaje de recuperación de etano etileno de la unidad se calcula a través del *spreadsheet* Recuperación EE, en el cual se importa el flujo molar de etano y de etileno en las corrientes de carga y de producto. El valor de recuperación obtenido en la simulación es de **89.67%**, mientras que el valor promedio en la operación está entre 85% y 88%.

Figura 11.

Sección de recuperación en el caso base



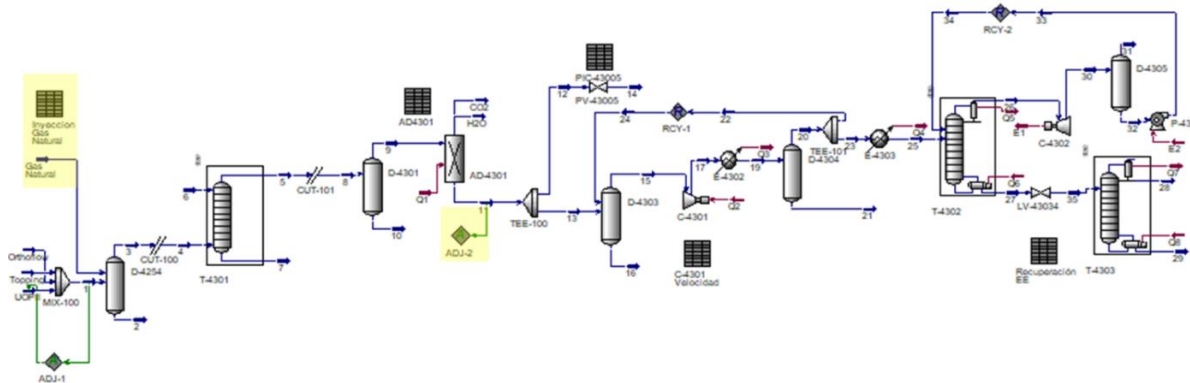
5.1.3 Simulación Alternativa 1: inyección de gas natural

Teniendo el caso base, se procede a simular y analizar la primera alternativa propuesta, para lo cual se añade una corriente de gas natural, cuya composición se toma de cromatografías (Anexo E), y se mezcla con el gas esponja combinado en el D-4254. Para asegurar que el gas

esponja no se desvíe por el PIC-43005 se añade el ADJ-2, cuyo propósito es variar el flujo de gas natural inyectado de manera que el peso molecular alcance un valor mínimo de 17. En la siguiente figura se pueden observar resaltadas en amarillo las adiciones con respecto al caso base para la simulación de esta alternativa.

Figura 12.

Simulación alternativa 1



También se evaluó el impacto de la adición de la corriente de gas natural tanto en el funcionamiento del compresor como en el porcentaje de recuperación de etano-etileno, por lo cual se cambia la especificación de la T-4303 de manera que se asegure un valor mínimo de pérdida de etano-etileno (0,01%) por el fondo de la torre y un contenido mínimo de propano-propileno (0,01%) arrastrado con el producto, asegurando así la calidad de éste.

En la siguiente tabla se pueden observar los principales resultados con la implementación de la alternativa 1. Se resalta principalmente que la velocidad rotacional del compresor no varía considerablemente con respecto al caso base, pero al ajustar el peso molecular del gas esponja se reduce el riesgo de surge. Se aprecia también un aumento en la recuperación de etano etileno en la unidad a un valor de 92%.

Tabla 4.

Resumen de resultados simulados de las principales variables operacionales para la Alternativa

1

Peso molecular del gas esponja sin gas natural (g/mol)	16,51
Flujo Gas Natural requerido (SCFH)	274243
Velocidad rotacional C-4301 (rpm)	11575
Temperatura de cima T-4303 (°F)	21
Temperatura de fondo T-4303 (°F)	168
Etano-etileno producto (BPD)	1865
Recuperación etano-etileno	92,5%

5.2 Segunda Etapa

Para el reciclaje de etano-etileno, se hace una inspección minuciosa de los equipos disponibles que puedan ser útiles en este nuevo circuito, tras lo cual se decide utilizar una línea ya construida cuyo propósito actual es enviar el gas no condensable de la cima de la T-4303 a gas combustible a través del intercambiador E-4310. Esta línea suele permanecer fuera de servicio pues el gas es previamente separado en la T-4302, por lo cual está disponible para un uso alternativo.

Es necesario tener en cuenta que el cabezal de gas combustible se encuentra aproximadamente a 65 psig, lo que significa que el circuito seleccionado cuenta con una válvula de control de presión que supone un impedimento para el nuevo servicio ya que la succión del compresor está a 185 psig. Por tanto, para los costos y demás análisis se considerará un nuevo lazo de control.

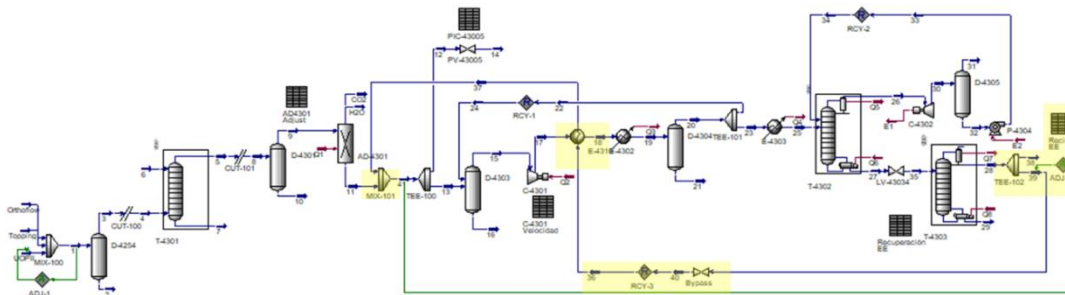
Por otro lado, el E-4310 es adecuado para este nuevo servicio considerando que está diseñado para operar a bajas temperaturas. Sin embargo, como la presión de la T-4303 oscila

alrededor de 400 psig y considerando que la presión de succión del compresor es de 185 psig, es necesario incluir una válvula que lleve el etano-etileno de la presión de la torre a la de la succión del compresor que esté ubicada previo al paso por el E-4310 considerando que la presión de diseño de este equipo es de 360 psig. En el anexo A se puede observar el diagrama de la unidad, donde las líneas punteadas indican los tramos nuevos por la inclusión de las alternativas evaluadas.

5.2.1 Simulación Alternativa 2: recicló de etano-etileno producto

Con el análisis hecho anteriormente, se procede a simular la alternativa de recircular una corriente de etano etileno producto, para lo cual se incluye el E-4310 a la descarga del compresor y se especifica en modo riguroso utilizando la información de proceso y mecánica disponible en su *data sheet*. Adicionalmente, se incluye la TEE-102 para derivar parte del etano etileno producto a través de la nueva válvula y recircularlo por medio del RCY-3 al lado tubos del E-4310.

El etano etileno se mezcla con el gas esponja en el MIX-101 y, siguiendo la misma filosofía que en la alternativa 1, se añade el ADJ-2, para asegurar que el gas esponja no se desvíe por el PIC-43005 y el peso molecular alcance el valor mínimo de 17. En la siguiente figura se pueden observar resaltadas en amarillo las adiciones con respecto al caso base para la simulación de esta alternativa.

Figura 13.*Simulación alternativa 2*

Así como para la alternativa 1, la especificación de la T-4303 se cambia fijando la pérdida de etano etileno por el fondo (0,01%) y el menor arrastre de propano propileno por la cima (0,01%). En la siguiente tabla se pueden observar los principales resultados con la implementación de la alternativa 2. Según esto, se puede observar que para una carga con peso molecular de 16,51 g/mol sería necesario recircular aproximadamente el 37% del producto; igualmente, se aprecia que esta alternativa no afecta el porcentaje de recuperación de etano etileno en la unidad.

Tabla 5.*Resumen de resultados Alternativa 2*

Peso molecular del gas esponja (g/mol)	16,51
Flujo Etano-etileno recirculado (lb/h)	4000
Flujo Etano-etileno recirculado (BPD)	749
Velocidad rotacional C-4301 (rpm)	11548
Temperatura de cima T-4303 (°F)	24
Temperatura de fondo T-4303 (°F)	161
Etano-etileno producto (BPD)	1282
Recuperación etano-etileno	89,6%

5.3 Tercera Etapa

Para seleccionar la alternativa más viable operacionalmente, se plantean diferentes casos de estudio en los que se evalúa el efecto en la integridad de los equipos, así como el flujo requerido para cada una de las alternativas en los dos escenarios: cuando varía el peso molecular del gas esponja y cuando varía el recibo de gas de Orthoflow.

5.3.1 Evaluación de las condiciones de diseño

En este escenario, el objetivo es verificar que los cambios en las condiciones de la unidad no ocasionen un riesgo operacional al superar las condiciones de diseño de ninguno de los equipos, por tanto, se recopilaron las especificaciones de diseño de los intercambiadores de calor y las torres de destilación para estimar las condiciones de diseño de cada circuito y se compararon con la mayor temperatura y presión que pueda llegar a tener el equipo durante la operación.

Tabla 6.

Comparación de las variables simuladas con las condiciones de diseño de los principales equipos

Equipo	T diseño (°F)	P diseño (psig)	T ALT1 (°F)	T ALT2 (°F)	P ALT1 (psig)	P ALT2 (psig)
E-4301 (casco)	250	220	111	111	190	190
E-4302 (casco)	303	530	334	303	460	457
E-4303 (casco)	250	520	90	90	457	457
E-4304 (tubos)	250	530	-145	-145	450	450
E-4305 (casco)	250	510	55	51	453	453
E-4306 (tubos)	250	480	21	24	405	405
E-4307 (casco)	250	450	168	161	408	408

Equipo	T diseño (°F)	P diseño (psig)	T ALT1 (°F)	T ALT2 (°F)	P ALT1 (psig)	P ALT2 (psig)
E-4310 (casco)	303	530	NA	337	NA	460
E-4310 (tubos)	250 (-50)	360	NA	54 (-23)	NA	190
T-4301	250	220	118	117	195	195
T-4302	250	510	55	51	453	453
T-4303	250	450	168	161	408	408

Nota. T: Temperatura, P: Presión

Como se puede apreciar, existe un riesgo con ambas alternativas con el intercambiador E-4302 debido a que se requiere una temperatura de operación igual o mayor a la temperatura de diseño, por lo cual se recomienda hacer un análisis detallado del material de este equipo para determinar la viabilidad o si hubo algún cambio de material previo en el equipo, esto teniendo en cuenta que en la operación normal este equipo también llega a tener temperaturas mayores a 303°F.

5.3.2 Inyección/Recirculación versus peso molecular de la carga

De acuerdo con los datos analizados y la naturaleza del proceso, es necesario estimar la cantidad de gas natural y etano etileno requerido para garantizar que el gas no se desvíe hacia el PIC-43005, por lo cual se plantea un caso de estudio en cada una de las simulaciones y se grafican los resultados para comparar el requerimiento para cada alternativa.

Los resultados obtenidos con los casos de estudio se pueden apreciar en la Figura 14 y Figura 15, en estos se aprecia que la cantidad de gas natural requerida es considerablemente más limitante que el reciclo de etano etileno debido a que para bajos pesos moleculares se requiere un flujo casi igual o mayor a la carga de la unidad, lo que implicaría exceder la capacidad de diseño de la misma. Por el contrario, el reciclo de etano etileno producto tiene un bajo impacto en el flujo

de succión del compresor y de diseño de los demás equipos debido en gran medida a que este producto tiene un peso molecular mayor que el gas natural y, por tanto, se requiere menor cantidad de éste para llevar el gas esponja a rangos adecuados.

Como se puede apreciar en la Figura 15, el flujo de reciclo en función del peso molecular del gas esponja tiene una tendencia lineal para los valores evaluados, por lo que se realiza una regresión y se obtiene una ecuación para la predicción de éste. Sin embargo, es recomendable evaluar más escenarios para la potencialización de dicha herramienta.

Figura 14.

Gas natural requerido en función del peso molecular del gas esponja

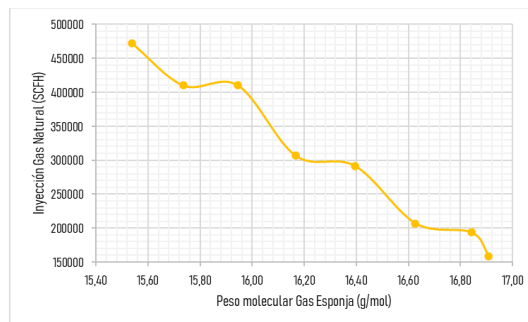
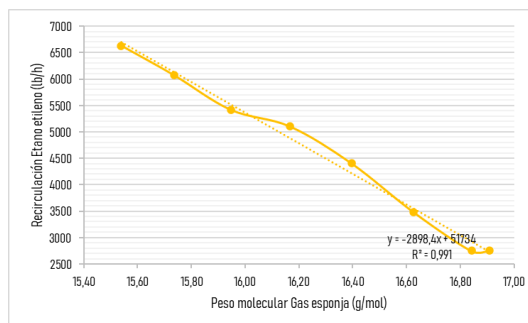


Figura 15.

Recirculación de etano etileno en función del peso molecular del gas esponja



5.3.3 Inyección/Recirculación versus carga de Orthoflow

Una de las medidas tomadas durante la operación para evitar que el peso molecular del gas esponja salga de especificación y la consecuente apertura del PIC-43005 es la limitación del recibo de gas proveniente de Orthoflow, esto teniendo en cuenta que suele ser el de mayor relación H_2/CH_4 . Por tanto, uno de los escenarios que se hace importante evaluar para este estudio de prefactibilidad es el efecto de un mayor flujo de gas proveniente de la unidad de Orthoflow en variables como la velocidad rotacional del compresor, perfiles de las torres, recuperación en la unidad y por supuesto el flujo tanto de gas natural como de etano etileno necesario para regular el peso molecular. Para ello, se plantea otro caso de estudio en cada una de las simulaciones y se grafican los resultados para comparar el efecto en cada una de las variables mencionadas.

Durante este análisis se pudo observar que el peso molecular promedio del gas de Orthoflow según la tendencia observada es mayor que el del gas esponja de UOPII, por tanto, se puede evidenciar en las gráficas un menor flujo de inyección requerido a medida que aumenta el recibo de carga de Orthoflow. Se sugiere en futuros trabajos seleccionar diferentes composiciones del gas de Orthoflow para obtener predicciones para diferentes escenarios operativos.

Figura 16.

Gas natural en función del flujo de gas de Orthoflow

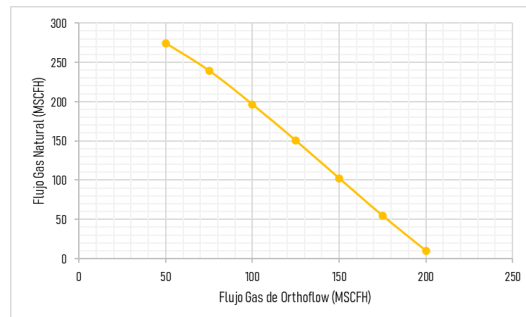
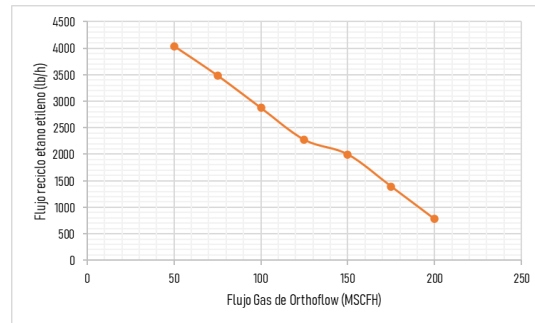


Figura 17.

Reciclo EE en función del flujo de gas de Orthoflow



También se pudo apreciar una considerable limitación con la alternativa 1: cuando el recibo de gas esponja de Orthoflow supera los 80 MSCFH, el gas a la succión del compresor supera la condición de diseño debido a que se requieren alrededor de 200 MSCFH de gas natural para asegurar un peso molecular adecuado. Con respecto a las demás variables analizadas, como la velocidad rotacional del compresor y perfil de temperatura de la T-4303, se puede evidenciar poca variación entre ambas alternativas.

Figura 18.

Velocidad rotacional del compresor en función del flujo de gas de Orthoflow

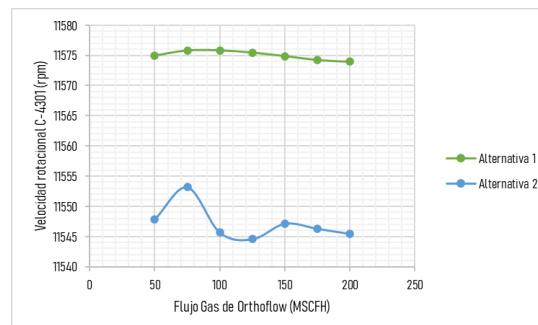
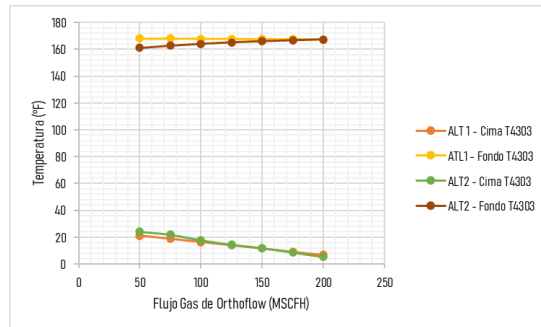


Figura 19.

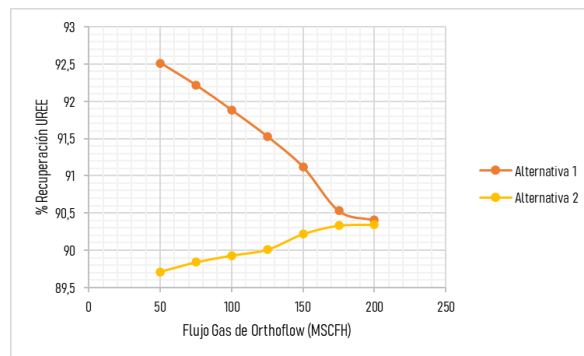
Temperaturas T-4303 en función del flujo de gas de Orthoflow



En cuanto a la recuperación global en la unidad se puede observar que éste disminuye a medida que aumenta el recibo de Orthoflow para la alternativa 1; en cambio, para la alternativa 2 se obtiene un aumento en la recuperación con el aumento de carga de gas esponja de Orthoflow hasta aproximadamente 90,3%. Teniendo en cuenta que esta es la principal limitante con que cuenta la unidad actualmente, aumenta la favorabilidad de la alternativa 2.

Figura 20.

Recuperación global de la UREE en función del flujo de gas de Orthoflow



La recirculación de etano etileno provee más versatilidad en cuanto permite recibir mayor cantidad de gas esponja sin alterar considerablemente el funcionamiento de los diferentes equipos, además muestra una mejora en la recuperación de etano etileno al aumentar la carga de Orthoflow, lo cual es un factor determinante para aumentar las utilidades. Por último, es más favorable con respecto a las condiciones de diseño de los equipos, especialmente en el caso del E-4302 pues la temperatura de operación alcanza el valor máximo permitido. Con estas consideraciones, se elige la alternativa número 2 como la más atractiva para ser implementada.

5.3.4 Estimación de costos

Una vez seleccionada la segunda alternativa como la opción más viable y atractiva operacionalmente para aumentar la carga a la unidad asegurando un adecuado desempeño del compresor manteniendo el porcentaje de recuperación de etano-etileno, se hace una inspección en planta para estimar los tramos de tubería, válvulas y demás accesorios necesarios para su implementación; teniendo eso, se cotiza el valor de cada uno en la herramienta SAP. A continuación, se resumen los requerimientos para la facilidad junto con su correspondiente costo. Como se puede observar, el valor total estimado para la implementación de la alternativa es de COP\$170.311.099, para la generación de una ganancia adicional aproximada de \$ 187.872.627 USD/año correspondiente a la recuperación del etano etileno. Cabe resaltar que el estudio, al ser una prefactibilidad, no consideró costos operacionales ni indicadores económicos relacionados.

Tabla 7.*Estimación de costos para la implementación de la alternativa 2*

Elemento	Diámetro (in)	Rating	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Válvula compuerta	4	300	3	\$1.853.467	\$5.560.401
Válvula globo	4	300	1	\$2.497.398	\$2.497.398
Válvula de control	4	300	1	\$45.000.000	\$45.000.000
Te	4	S40	2	\$68.771	\$137.542
Codos	4	S40	6	\$40.546	\$243.276
Brida ciega	4	S40	8	\$177.230	\$1.417.840
Cheque	4	S40	1	\$1.500.000	\$1.500.000
				Total Material	\$56.356.457
				Mano de Obra	\$113.954.642
				Costo total	\$170.311.099

6. Conclusiones

Considerando los porcentajes de desviación entre las condiciones de operación y los resultados del modelo base, se concluye que la estrategia de simulación propuesta resulta adecuada para reflejar el estado actual de la unidad y, por tanto, predecir a nivel semicuantitativo el comportamiento de las diferentes variables de proceso antes perturbaciones definidas.

Tomando en consideración los resultados obtenidos para las variables de proceso en los diferentes casos de estudio propuestos, se concluye que el efecto de cada una de las alternativas en variables como temperaturas y presiones de operación pueden obviarse debido a la baja sensibilidad de los mismos, lo cual es producto de los lazos de control presentes en los diferentes sistemas. De igual manera, la operación del compresor no muestra una alteración considerable en

cuanto a la velocidad rotacional, por lo que tampoco se considera determinante para la selección de la alternativa a implementar.

De acuerdo con los casos de estudio planteados para estudiar la pre-factibilidad operativa de ambas alternativas, se concluye que la recirculación de etano etileno producto a través del E-4310 hacia la succión del compresor es más favorable considerando que da la posibilidad de aumentar la carga de la unidad sin superar la capacidad instalada, recibiendo más gas esponja proveniente de Orthoflow, que constituye una de las principales limitaciones con que cuenta la planta actualmente, viéndose incluso favorecido el porcentaje de recuperación de etano etileno con el aumento de flujo de esta corriente alcanzando un valor cercano a 91%.

Al comparar las condiciones de diseño de diferentes equipos del proceso con las condiciones operativas resultantes al implementar cada una de las alternativas planteadas, se concluye que los resultados son más favorables para la recirculación de etano etileno producto. Sin embargo, teniendo en cuenta que la temperatura de operación del E-4302 se encuentra al límite de diseño, se recomienda realizar una evaluación de integridad del equipo antes de la implementación.

Según el análisis de resultados, se concluye que es posible la determinación de una función para la predicción de la cantidad de etano etileno o de gas natural que debe ser adicionado al proceso en función del peso molecular del gas esponja combinado, la cual constituye una potencial herramienta para futuros trabajos y resultaría en un recurso valioso para la operación.

A partir de la evaluación de costos relacionados con la implementación de la alternativa de reciclo de la corriente de etano etileno, se concluye que esta estrategia es favorable para evitar la pérdida de potencial producto a través del PIC-43005 y aumentar la carga a la unidad, manteniendo

el porcentaje de recuperación de etano etileno en la unidad dentro del rango esperado y aumentando la utilidad anual por disminución en las pérdidas de subproducto.

7. Recomendaciones

De acuerdo con los resultados obtenidos al comparar las condiciones de diseño con las de operación, es recomendable un análisis multidisciplinario minucioso del E-4302 para garantizar su integridad mecánica tanto en las condiciones de operación actuales como al implementar la corriente de reciclo.

Debido al cambio de presión que tendría la nueva válvula ubicada en la línea de reciclo de etano etileno, se presenta un cambio de temperatura considerable, lo cual puede conllevar a riesgos operacionales. Se recomienda hacer una selección minuciosa de los materiales de las nuevas facilidades, evaluando la necesidad de revestimientos, así como una inspección minuciosa de la línea ya construida para garantizar la integridad mecánica de tubería y accesorios.

Se recomienda que el reciclo ingrese al sistema a través del separador D-4303, esto para evitar una pérdida de producto en caso de una apertura inesperada del PIC-43005. También se recomienda una evaluación detallada del requerimiento energético del E-4310 para garantizar que la totalidad del reciclo sea vaporizado y minimizar así la pérdida de producto.

Con el fin de obtener una herramienta más precisa para la predicción del flujo de etano etileno a recircular en función del peso molecular de la carga, se recomienda evaluar más

escenarios de los propuestos en el presente trabajo y potencializar así la ecuación propuesta con dicha finalidad.

También se sugiere considerar la opción de cerrar el reciclo normal del C-4301 cuando se esté recirculando etano etileno producto, esto considerando que éste último ya estaría cubriendo el riesgo de surge en el compresor. Sin embargo, esta propuesta podría estudiarse a fondo en un futuro trabajo.

Referencias Bibliográficas

- Al-Baghili, N., Pruess, S., Yesavage, V., & Selim, S. (2001). A rate-based model for the design of gas absorbers for the removal of CO₂ and H₂S using aqueous solutions of MEA and DEA. Elsevier.
- Alvarez, U. B. (2017). Departamento de Craqueo Catalítico 2 en la búsqueda de la Excelencia Operacional. *Excelencia Basada en Cultura de Conocimiento*.
- Batson, B. W. (1996). Invariant Coordinate Systems for compressor control. *International Gas Turbine and Aeroengine Congress & Exhibition*.
- Benítez, J. (2009). *Principles and modern applications of mass transfer operations*. New Jersey: Wiley.
- Boyce, & P., M. (s.f.). *Principles of operation and performance estimation of centrifugal compressors*. Houston.
- Carloson, E. C. (1996). Don't gamble with physical properties for simulations. *Succeeding at simulation - Aspen Technology*, 35-46.
- Dean, C., Golden, S., & Hanson, D. (2004). Understanding unit pressure balance key to cost-effective FCC revamps. *Oil and Gas Journal*.
- Ecopetrol. (2007). *Manual de Descripción del Proceso de la Unidad. Cracking UOP2 (URC/URU/UREE)*.
- Gary, J., Handwerk, J., Kaiser, M., & Geddes, D. (2007). Petroleum refining: technology and economics. *CRC press*.

- Golden, S., Fulton, S., & Hanson, D. (2002). Understanding Centrifugal Compressor Performance in a Connected Process System. *Petroleum Technology Quarterly* .
- GPSA. (1998). *Engineering Data Book*. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association.
- Gu, H., Li, J., Mu, P., & Zhu, Q.-X. (2020). *Improving the Operational Efficiency of Ethylene Cracking*. Beijing: Industrial & Engineering Chemistry Research.
- Harding, R., Peters, A., & Nee, J. (2001). New developments in FCC catalyst technology. *Applied Catalysis*.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriott, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. McGraw-Hill.
- Mitchell, B. R. (1980). Metal Contamination of Cracking Catalysts. *Gulf Research & Development*.
- Navarro, U., Ni, M., & Orlicki, D. (s.f.). Entendimiento del potencial de una carga de FCC para generar productos valiosos y como este conocimiento puede beneficiar la operación de la refinería. *W.R. Grace, Refining Technologies*.
- Park, D., Woo, E.-J., Choi, J. W., Ahn, H., & Lee, C.-H. (2015). Adsorption breakthrough dynamics of zeolites for ethylene recovery from fluid catalytic cracking fuel-gas. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 808-815.
- Perry, R., & Green, D. (1997). *Chemical Engineers' Handbook*. Kansas: McGraw-Hill.
- Saxena, A. (2016). Molecular weight compensation consideration in compressor surge control. *Asia Turbomachinery and Pump Symposium* .
- Walas, S. M. (2002). Chemical Process Equipment - Heuristics in Chemical Engineering. *Nutterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering*.

Wang, Y., Zhang, J., Guo, X., Chen, B., Sun, Q., Liu, A., . . . Yang, L. (2017). Experiments and modeling for recovery of hydrogen and ethylene from fluid catalytic cracking (FCC) dry gas utilizing hydrate formation. *Fuel*, 473-489.

Apéndices

Apéndice A. Diagrama de proceso de la Unidad Recuperadora de Etano Etileno U-4300

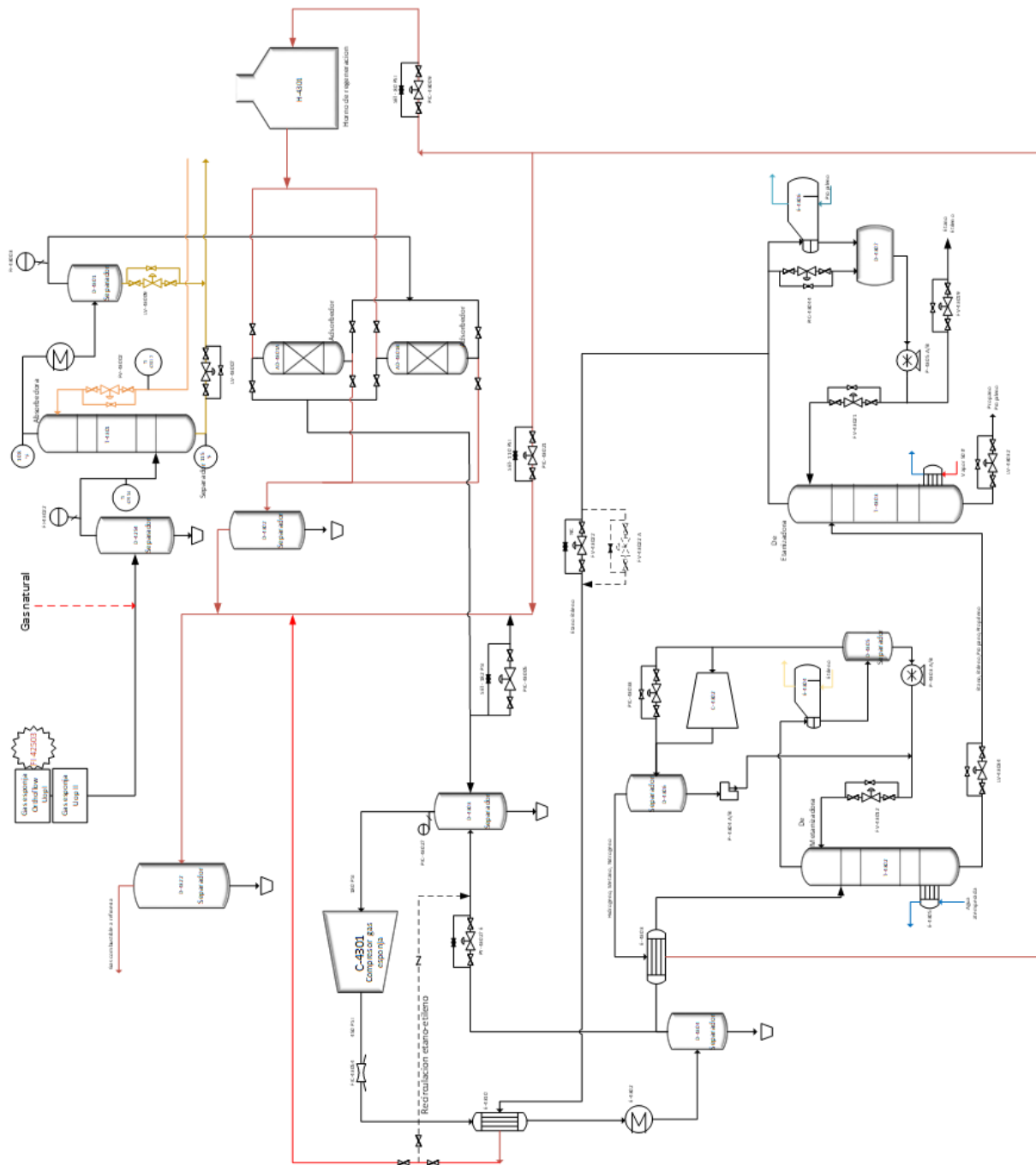


Tabla A1.*Convenciones equipos en la unidad*

Equipo	Nombre
AD-4301A/B	Adsorbedores de Gas Esponja
C-4301	Compresor de gas esponja
C-4302	Turboexpansor
D-4254	Separador de hidrocarburo
D-4301	Tambor separador de amina
D-4302	Tambor final de regeneración
D-4303	Tambor de succión del compresor de gas esponja
D-4304	Separador de descarga del compresor de gas esponja
D-4305	Tambor de cima demetanzadora
D-4306	Tambor de descarga del turboexpansor
D-4307	Tambor de cima deetanzadora
D-4322	Tambor de gas combustible
E-4301	Enfriador de Gas Esponja
E-4302	Enfriador descarga del compresor de gas esponja
E-4303	Intercambiador de carga a demetanzadora
E-4304	Condensador demetanzadora
E-4305	Rehervidor demetanzadora
E-4306	Condensador deetanzadora
E-4307	Rehervidor deetanzadora
E-4310	Calentador de gas
P-4303A/B	Bombas de reflujo demetanzadora
P-4305A/B	Bombas de etano-etileno producto
T-4301	Torre absorbadora de gas esponja
T-4302	Torre demetanzadora
T-4303	Torre deetanzadora

Apéndice B. Valores tendencia de composiciones y variables de proceso para la simulación de la UREE

Tabla B1.

Composición gas esponja cargado a la UREE

Compuesto	%mol
CO2	0,9663
Etano	10,5829
Etileno	9,1296
H2S	1,0435
Hidrogeno	38,6585
Isobutano	0,0000
Isopentano	0,1118
Metano	27,3708
CO	1,5920
n-Butano	0,0000
Nitrogeno	5,4872
Oxigeno	0,2101
Propano	0,8781
Propileno	4,3260

Tabla B2.

Composición gas esponja proveniente de Orthoflow

Compuesto	%mol
CO2	0,4015
Etano	8,5679
Etileno	7,6552
H2S	0,1901
Hidrogeno	30,0883
Isobutano	2,6322
Isopentano	0,5770
Metano	21,6970

Compuesto	%mol
CO	1,6860
n-Butano	0,8915
Nitrogeno	4,9522
Oxigeno	0,3097
Propano	3,8509
Propileno	13,0086

Tabla B3.

Composición gas esponja proveniente de Topping

Compuesto	%mol
CO ₂	1,7238
Etano	7,7788
Etileno	3,5314
H ₂ S	0,0000
Hidrogeno	17,0211
Isobutano	6,4179
Isopentano	13,8734
Metano	17,6880
CO	0,9337
n-Butano	10,2634
Nitrogeno	3,7852
Oxigeno	0,1489
Propano	13,0982
Propileno	3,7362

Tabla B4.

Variables de proceso UREE

Variable	Unidad	Valor
Carga lado frío	SCFH	507410
Control de presión 1era etapa C-4301	PSIG	185
Etileno producto	BPD	1269
Velocidad C-4301	RPM	11375,5816
Gas residual de Orthoflow	SCFH	50180,8281
Gas residual de Topping	SCFH	43,8192968

Variable	Unidad	Valor
Gases de Topping entrada E-4251	SCFH	67794,9321
E-4255 a D-4254 carga a etileno	°F	100
Descarga gas C4301	°F	294,924795
Salida gas de E-4303 a T-4302	°F	-9
Temperatura salida de cima T-4302.	°F	-145
Temperatura fondo T-4302	°F	55
Salida gas cima T -4303	°F	30
Fondo T-4303	°F	170
Control presiónT-4303.	PSI	404
DEA a T-4301	°F	117
Flujo DEA a T-4301	BPD	8457,6
DP T-4301	inH2O	82

Apéndice C. Resumen de variables de entrada para la simulación del caso base

A continuación, se encuentra el *input summary* de la simulación del caso base importado de Hysys v12:

Basis 1 - Property Package Type: PengRob

Component List - 1: / CO2 / Ethane / Ethylene / H2S / Hydrogen / i-Butane / i-Pentane / Methane / CO / n-Butane / Nitrogen / Oxygen / Propane / Propene / Acetylene / H2O
FLUID PACKAGE: Basis-2

Basis 2 - Property Package Type: AcidGasPkg

Component List - 2: / CO2 / Ethane / Ethylene / H2S / Hydrogen / i-Butane / i-Pentane / Methane / CO / n-Butane / Nitrogen / Oxygen / Propane / Propene / Acetylene / DEAmine / H2O / COS / CS2 / CH3SH / C2H5SH / NAOH / HCL / HCOOH / HCH3COO / H2SO4 / H2S2O3 / HSCN / NH3 / H3PO4 / C5H12 / C6H14 / C6H12 / C6H6 / C7H8 / C8H10 / C8H10-4 / C7H16 / C8H18 / C9H20 / C10H22 / C11H24 / C12H26 / N-P-MERC / N-B-MERC / H3O+ / OH- / HS- / NA+ / HCOO- / CH3COO- / SO4-2 / S2O3-2 / SCN- / CL- / CH3S- / C2H5S- / CO2SH- / CS2OH- / HCO3- / CO3-2 / S-2 / NH4+ / NH2COO- / H2PO4- / DEAH+ / DEACOO- / C3H7S- / C4H9S-

FLOWSHEET: Main

FLUID PACKAGE: Basis-1

UNIT OPERATION: MIX-100 (Mixer)

Feed Stream = Orthoflow

Feed Stream = Topping

Feed Stream = UOPII

Product Stream = 1

UseTrivialSolution = True

Pressure Specification=Equalize all

STREAM: Orthoflow (Material Stream)

Temperature = 90 F

Pressure = 195 psig

Molar Flow = 50.181 MSCFH

Composition Basis (In Mole Fractions): CO₂ = 0.00416039037 / Ethane = 0.0887791831 / Ethylene = 0.0793216847 / H₂S = 0.0019699305 / Hydrogen = 0.311769991 / i-Butane = 0.0272739641 / i-Pentane = 0.00597878647 / Methane = 0.224820357 / CO = 0.0174698089 / n-Butane = 0.00923744973 / Nitrogen = 0.0513140009 / Oxygen = 0.00320936267 / Propane = 0.0399021223 / Propene = 0.134792968 / Acetylene = 0 / H₂O = 0 /

STREAM: Topping (Material Stream)

Temperature = 90 F

Molar Flow = 0.043819297 MSCFH

Composition Basis (In Mole Fractions): CO₂ = 0.0172381238 / Ethane = 0.0777877402 / Ethylene = 0.035314481 / H₂S = 0 / Hydrogen = 0.170210662 / i-Butane = 0.0641790346 / i-Pentane = 0.138733778 / Methane = 0.17688025 / CO = 0.00933747044 / n-Butane = 0.102633761 / Nitrogen = 0.0378519247 / Oxygen = 0.00148895895 / Propane = 0.130981958 / Propene = 0.0373618557 / Acetylene = 0 / H₂O = 0 /

STREAM: UOPII (Material Stream)

Temperature = 101.508774 F

Molar Flow = 457.23 MSCFH

Composition Basis (In Mole Fractions): CO₂ = 0.00962891217 / Ethane = 0.105452675 / Ethylene = 0.0909711142 / H₂S = 0.0103975534 / Hydrogen = 0.385210363 / i-Butane = 0 / i-Pentane = 0.00111355796 / Methane = 0.27273498 / CO = 0.015863818 / n-Butane = 0 / Nitrogen = 0.0546773372 / Oxygen = 0.00209389478 / Propane = 0.00874941492 / Propene = 0.0431063792 / Acetylene = 0 / H₂O = 0 /

UNIT OPERATION: D-4254 (Separator)

Feed Stream = 1

Vapour Product = 3

Liquid Product = 2

STREAM: 5 (Material Stream)

Fluid Package= Basis-2

STREAM: 6 (Material Stream)

Temperature = 110 F

Pressure = 190 psig

Liq. Volume Flow = 8458 barrel/day

Fluid Package= Basis-2

Composition Basis (In Mole Fractions): DEAmine = 0.3 / H₂O = 0.7 /

STREAM: 7 (Material Stream)

Fluid Package= Basis-2

STREAM: 4 (Material Stream)

Fluid Package= Basis-2

UNIT OPERATION: T-4301 (Absorber)

FluidPackage = Basis-2

StageNumber = 1 / StagePressureValue = 190 psig

StageNumber = 20 / StagePressureValue = 195 psig

SpecName= Temperature / SpecValue= 108 F

UNIT OPERATION: ADJ-1 (Adjust)

Target Object = 1

Adjusted Object = UOPII

Target Variable = Temperature

AdjustedVarDescription = Temperature

TargetVariable = 100 F

UNIT OPERATION: D-4301 (Separator)

Feed Stream = 8

Vapour Product = 9

Liquid Product = 10

Delta P = 10 psi

UNIT OPERATION: AD-4301 (Component Splitter)

Feed Stream = 9

Energy Stream = Q1

OverHead Stream = CO2

OverHead Stream = H2O

Bottoms Stream = 11

UNIT OPERATION: TEE-100 (Tee)

Feed Stream = 11

Product Stream = 12

Product Stream = 13

UNIT OPERATION: PIC-43005 (Spreadsheet)

Label = A1 / Text = Hidrógeno AD-4301 /

Label = A2 / Text = Metano AD-4301 /

Label = A3 / Text = H/CH4 a C-4301 /

Label = A4 / Text = PM Carga /

Label = A5 / Text = Ratio a FG /

Label = A6 / Text = Ratio a C-4301 /

Label = B1 / ValueofCell = 0.389770666 / UnitType = VapourFraction /

Label = B2 / ValueofCell = 0.276038125 / UnitType = VapourFraction /

Label = B3 / Text = =b1/b2 /

Label = B4 / ValueofCell = 15.8183127 /

Label = B5 / ValueofCell = 0 /

Label = B6 / Text = =1-b5 /

Label = B7 / Text = =A6 /

Label = C5 / Text = =@IF(b4<17,1,0) /

UNIT OPERATION: PV-43005 (Valve)

Feed Stream = 12

Product Stream = 14

STREAM: 14 (Material Stream)

Pressure = 65 psig

UNIT OPERATION: D-4303 (Separator)

Feed Stream = 24

Feed Stream = 13

Vapour Product = 15

Liquid Product = 16

Delta P = 10 psi

UNIT OPERATION: C-4301 (Compressor)

Feed Stream = 15

Head = 154199.475

Product Stream = 17

Efficiency = 68.2

Energy Stream = Q2

Flow = 900000000

CurveEfficiency = Polytropic

Head = 147637.795

CompExpCurveName = Curve-2

Efficiency = 68.2

Speed = 10350 rpm

Flow = 1e+09

PerfType = 180

Head = 137795.276

FlowType = 20

Efficiency = 68

HeadUnits = ft

Flow = 1.1e+09

FlowUnits = ACFM

Head = 127952.756

Flow = 600000000

Efficiency = 66.2

Head = 160761.155

CurveActive = True

Efficiency = 64.8

CompExpCurveName = Curve-1

Flow = 700000000

Speed = 11442 rpm

Head = 157480.315

PerfType = 180

Efficiency = 66.8

FlowType = 20

Flow = 800000000

HeadUnits = ft

FlowUnits = ACFM

Flow = 1.05e+09

Flow = 710000000

Head = 55000

Head = 60000

Efficiency = 68.2

Efficiency = 64.5

Flow = 1.16e+09

Flow = 830000000

Head = 52000

Head = 59000

Efficiency = 67.6

Efficiency = 66.8

Flow = 1.31e+09

Flow = 950000000

Head = 46500

Head = 57500

Efficiency = 65.5

Efficiency = 68

STREAM: 17 (Material Stream)

Pressure = 460 psig

UNIT OPERATION: E-4302 (Cooler)

Feed Stream = 17

Product Stream = 19

Energy Stream = Q3

Pressure Drop = 3 psi

STREAM: 19 (Material Stream)

Temperature = 90 F

UNIT OPERATION: TEE-101 (Tee)

Feed Stream = 20

Product Stream = 22

Product Stream = 23

UNIT OPERATION: D-4304 (Separator)

Feed Stream = 19

Vapour Product = 20

Liquid Product = 21

UNIT OPERATION: RCY-1 (Recycle)

Inlet Stream = 22

Output Stream = 24

UNIT OPERATION: E-4303 (Cooler)

Feed Stream = 23

Product Stream = 25

Energy Stream = Q4

Pressure Drop = 3 psi

STREAM: 25 (Material Stream)

Temperature = -9 F

UNIT OPERATION: T-4302 (Distillation)

TwoLiquidCheck = 2 Liquid Check

SolverType = Modified HYSIM Inside-Out

ColumnBtmPressureDrop = 1.5 psi

Stage Pressure:

StageNumber = 1 / StagePressureValue = 450 psig

StageNumber = 42 / StagePressureValue = 453 psig

Specs Summary:

SpecName= Reflux Rate / SpecValue= 2578 barrel/day

SpecName= Carga T-4303 / SpecValue= 2405 barrel/day

SpecName= Ethane OVH / SpecValue= 0.0001

SpecName= Ethylene OVH / SpecValue= 0.0001

SpecName= 27 Stream Spec / IsActive= True / SpecValue= 55 F

SpecName= 26 Stream Spec / IsActive= True / SpecValue= -145 F

UNIT OPERATION: T-4303 (Distillation)

TwoLiquidCheck = 2 Liquid Check

SolverType = Modified HYSIM Inside-Out

ColumnBtmPressureDrop = 1 psi

Stage Pressure:

StageNumber = 1 / StagePressureValue = 405 psig

StageNumber = 49 / StagePressureValue = 408 psig

Specs Summary:

SpecName= EE Producto / SpecValue= 1432 barrel/day

SpecName= Reflux Rate / SpecValue= 4242 barrel/day

SpecName= GLP Producto / SpecValue= 485 barrel/day

SpecName= Etano Fondo / SpecValue= 0.0001

SpecName= Etileno Fondo / SpecValue= 0.0001

SpecName= C3 Cima / SpecValue= 0.0025

SpecName= 28 Stream Spec / IsActive= True / SpecValue= 30 F

SpecName= 29 Stream Spec / IsActive= True / SpecValue= 165 F

UNIT OPERATION: Recuperación EE (Spreadsheet)

Label = A1 / Text = Etano Carga /

Label = A2 / Text = Etileno Carga /

Label = A3 / Text = Etano Producto /

Label = A4 / Text = Etileno Producto /

Label = A6 / Text = Recuperación /

Label = B1 / ValueofCell = 138.813957 / UnitType = CompMoleFlow /

Label = B2 / ValueofCell = 120.108896 / UnitType = CompMoleFlow /

Label = B3 / ValueofCell = 138.160735 / UnitType = CompMoleFlow /

Label = B4 / ValueofCell = 94.0145562 / UnitType = CompMoleFlow /

Label = B6 / Text = $=(b3+b4)/(b1+b2)*100$ /

UNIT OPERATION: C-4302 (Expander)

Feed Stream = 26

Product Stream = 30

Energy Stream = E1

NumberOfCurves = 0

STREAM: 30 (Material Stream)

Pressure = 116 psig

UNIT OPERATION: RCY-2 (Recycle)

Inlet Stream = 33

Output Stream = 34

UNIT OPERATION: D-4307 (Separator)

Feed Stream = 30

Vapour Product = 31

Liquid Product = 32

UNIT OPERATION: P-4304 (Pump)

Feed Stream = 32

Product Stream = 33

Energy Stream = E2

STREAM: 33 (Material Stream)

Pressure = 450 psig

UNIT OPERATION: LV-43034 (Valve)

Feed Stream = 27

Product Stream = 35

STREAM: 35 (Material Stream)

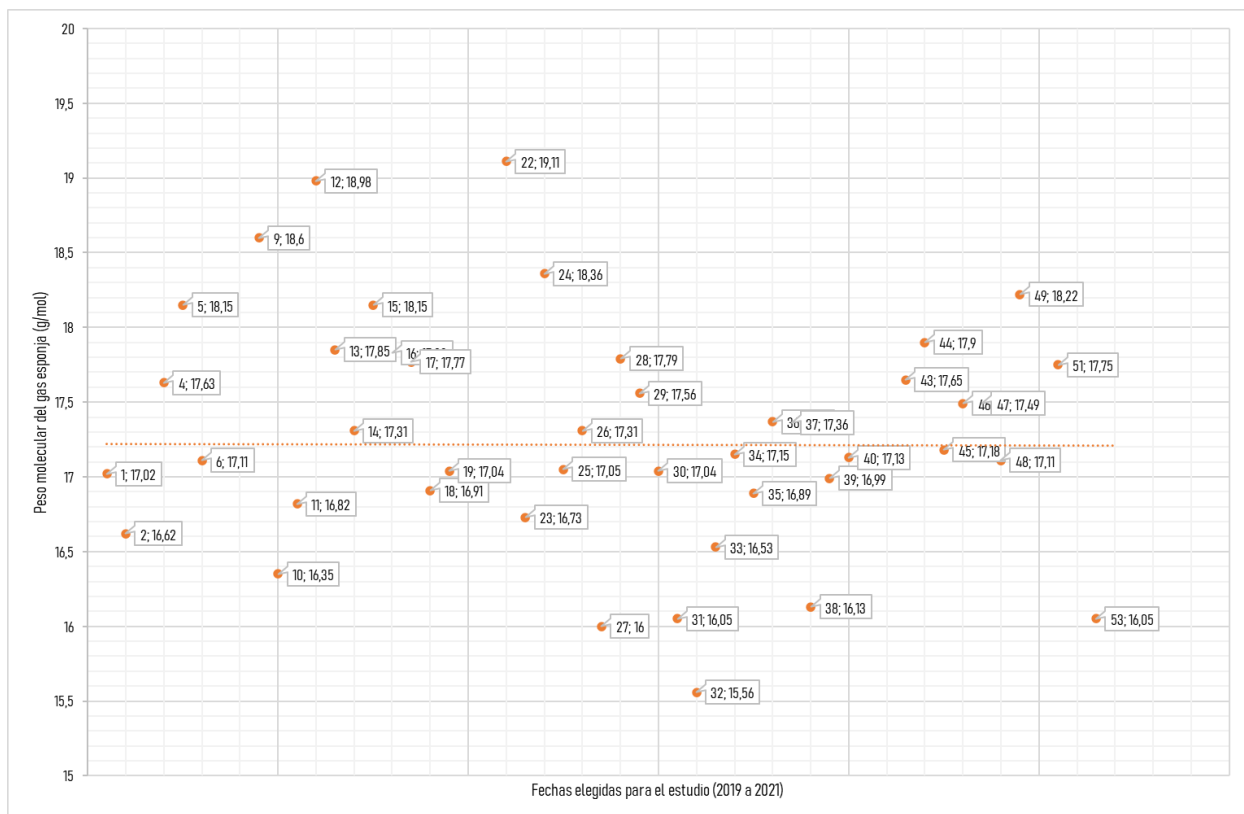
Pressure = 407 psig

Apéndice D. Históricos de peso molecular del gas esponja

A continuación, se puede observar la tendencia de los valores históricos del peso molecular del gas esponja en fechas en que hubo desvío de éste hacia el cabezal de gas combustible.

Figura D1.

Valores históricos de peso molecular en g/mol



Apéndice E. Composición del gas natural a inyectar al D-4254**Tabla E1.***Composición promedio de gas natural disponible para simulación de la alternativa 1*

Compuesto	% mol
CO ₂	1,5723
Etano	6,6649
Etileno	0,0065
H ₂ S	0,0000
H ₂	0,0773
Isobutano	0,2554
Isopentano	0,4496
Metano	87,7121
CO	0,0029
n-Butano	0,3645
Nitrógeno	1,1474
Oxígeno	0,1183
Propano	1,6158
Propileno	0,0128