

**ESTUDIO TÉCNICO PARA DETERMINAR LA VIABILIDAD EN EL  
APROVECHAMIENTO ENERGETICO AL VAPORIZAR GLP USANDO GASES DE  
COMBUSTIÓN DE LA UNIDAD FCC UOP I**

GUSTAVO ADOLFO PARRA GARCIA  
JOHNSON ALBERTO URIBE ALVAREZ

Trabajo de grado para optar el título de Ingeniero de Procesos Refinación y Petroquímica.

Director: HERNANDO GUERRERO ANAYA  
PhD en Ingeniería Química  
Codirector: CARLOS GODOY  
Ingeniero Químico

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA

2022

## **DEDICATORIA**

*A Dios por permitirme culminar mis estudios de manera satisfactoria y por brindarme la vida, a mi familia, amigos y compañeros.*

*A toda mi familia, por su unión, apoyo que siempre me han brindado, y valores que me han inculcado.*

**Gustavo Parra**

## **DEDICATORIA**

*A Dios por permitirme culminar con éxito mis metas y sueños.*

*A toda mi familia, por su alegría, apoyo y unión, quienes me formaron con humildad y sencillez.*

***Johnson Uribe***

## **AGRADECIMIENTOS**

Los autores dan sus más sinceros agradecimientos por el desarrollo de este proyecto a:

A la Universidad Industrial de Santander, en especial a la Escuela de Ingeniería Química y sus docentes por la formación académica y el apoyo brindado a lo largo de la misma.

Ecopetrol, porque de la mano de la industria del petróleo, se gestionó el convenio con la academia, en este caso, UIS para poder potencializar el conocimiento de sus trabajadores y la optimización de los procesos petroquímicos.

Al Departamento de Craqueo Catalítico I, Ecopetrol S.A por sus enseñanzas, compañerismo y cariño que nos brindaron a lo largo de este tiempo.

Al Ing. Yennsy Ravelo, Ing. Laura Mendoza, por el acompañamiento brindado en cada una de las tareas y proyectos propuestos durante el presente proyecto.

A los demás compañeros del área operativa y técnica, por la oportunidad y apoyo en de crecimiento personal y profesional.

## Tabla de contenido

**Pág.**

|                                                                                                              |    |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| GLOSARIO .....                                                                                               | 12 |
| INTRODUCCIÓN .....                                                                                           | 14 |
| 1. MARCO TEÓRICO .....                                                                                       | 16 |
| 1.1 GENERALIDADES DE LA EMPRESA ECOPETROL S.A.....                                                           | 16 |
| 1.2 GLP – GAS LICUADO DE PRETRÓLEO .....                                                                     | 17 |
| 1.2.1. Proceso de obtención de GLP, usos y características principales.....                                  | 17 |
| 1.3 CRAQUEO CATALITICO FLUIDIZADO.....                                                                       | 19 |
| 1.4 DESCRIPCIÓN DE LAS UNIDADES UOP I, U-2700, U-2750 y U-2870.....                                          | 20 |
| 1.4.1 U-2700 Unidad de conversión y fraccionamiento .....                                                    | 21 |
| 1.4.2 U-2750 Unidad de Recuperación de Vapores - VRU .....                                                   | 23 |
| 1.4.3 U-2870 Unidad de tratamiento con amina.....                                                            | 24 |
| 1.5 ASPEN HYSYS V11 .....                                                                                    | 26 |
| 2. ESTADO DEL ARTE .....                                                                                     | 27 |
| 3. OBJETIVOS .....                                                                                           | 29 |
| 3.1 OBJETIVO GENERAL .....                                                                                   | 29 |
| 3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....                                                                              | 29 |
| 4. METODOLOGÍA.....                                                                                          | 30 |
| 4.1. FASE 1.....                                                                                             | 30 |
| 4.1.1. Revisión Bibliográfica:.....                                                                          | 30 |
| 4.1.2. Determinación área geográfica como base de estudio:.....                                              | 30 |
| 4.1.3. Determinación de las variables de operación de los gases de combustión, cargas y volumen de GLP:..... | 30 |
| 4.2. FASE 2.....                                                                                             | 31 |
| 4.2.1. Análisis de los gases de combustión, GLP producto y red de gas combustible. ....                      | 31 |
| 4.3. FASE 3.....                                                                                             | 31 |
| 4.3.1. Elaboración de la simulación en Aspen Hysys:.....                                                     | 31 |
| 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....                                                                   | 33 |
| 5.1 Ubicación preliminar evaporador de GLP .....                                                             | 33 |

|                                     |                                                                                                        |    |
|-------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------|----|
| 5.2                                 | FCC cargas – Gases de combustión – GLP producto.....                                                   | 34 |
| 5.2.1                               | Cargas / Gases de Combustión .....                                                                     | 34 |
| 5.2.2                               | Determinación y análisis del peso molecular y composición molar de los gases de combustión .....       | 35 |
| 5.2.3                               | Determinación de los parámetros fisicoquímicos de los gases de combustión. ....                        | 36 |
| 5.2.4                               | Determinación los flujos máximos y mínimos de GLP que se pueden procesar para la evaporación.....      | 39 |
| 5.2.5                               | Determinación los parámetros fisicoquímicos y composiciones molares del GLP.....                       | 39 |
| 5.2.6                               | Simulación del evaporador de GLP.....                                                                  | 41 |
| 7.2                                 | Simulación de flujo masico necesario de vapor #150 para evaporar el GLP. ....                          | 43 |
| 7.3                                 | Plantilla de costos tentativos para la implementación de la ingeniería según bases Ecopetrol S.A. .... | 44 |
| CONCLUSIONES .....                  |                                                                                                        | 45 |
| RECOMENDACIONES - COMENTARIOS ..... |                                                                                                        | 46 |
| REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....    |                                                                                                        | 47 |
| ANEXOS .....                        |                                                                                                        | 48 |

## Lista de tablas

|                                                                                     | <b>Pág.</b> |
|-------------------------------------------------------------------------------------|-------------|
| Tabla 1. Cronograma de actividades.....                                             | 32          |
| Tabla 2.Resultados cargas FCC – Gases de combustión relación último año .....       | 35          |
| Tabla 3. Resultados composición molar gases de combustión relación último año ..... | 35          |
| Tabla 4.Resultados promedio gases de combustión relación último año. ....           | 36          |
| Tabla 5. Comparación TSS vs Caso Estudio .....                                      | 36          |
| Tabla 6.Propiedades de los gases de combustión. ....                                | 38          |
| Tabla 7. Galones por minuto de equipo rotativo de GLP. ....                         | 39          |
| Tabla 8. Composición molar GLP U-2870 .....                                         | 40          |
| Tabla 9. Resultados evaporador GLP .....                                            | 41          |
| Tabla 10. Diseño base evaporador GLP .....                                          | 42          |
| Tabla 11. Evaporador GLP - Vapor #150 .....                                         | 43          |
| Tabla 12.Costo Vapor #150 - Evaporador GLP.....                                     | 43          |
| Tabla 13. Estimación de costos y valoración RAM.....                                | 44          |

## Lista de gráficas

|                                                                                              | <b>Pág.</b>                          |
|----------------------------------------------------------------------------------------------|--------------------------------------|
| Grafica 1.Producción de GLP en Colombia UPME 2017 (Plan 2018-2022) .....                     | 14                                   |
| Grafica 2. Plan de producción de GLP 2018-2022 MME .....                                     | 15                                   |
| Grafica 3.Esquema simplificado de producción de GLP en procesos de refinación .....          | 17                                   |
| Grafica 4.Esquema simplificado para la obtención de GLP por destilación de gas natural ..... | 18                                   |
| Grafica 5. Uso de GLP en el sector industrial .....                                          | 19                                   |
| Grafica 6.Esquema Típico de una unidad de craqueo catalítico .....                           | 19                                   |
| Grafica 7. Sistema TSS .....                                                                 | 33                                   |
| Grafica 8. Temperatura Gases de Combustión .....                                             | 37                                   |
| Grafica 9. Presión TSS.....                                                                  | 37                                   |
| Grafica 10. Diferencia de presión TSS .....                                                  | <b>¡Error! Marcador no definido.</b> |
| Grafica 10. Diferencia de presión TSS .....                                                  | 38                                   |
| Grafica 11. Proceso de endulzamiento de GLP T-2873 .....                                     | 40                                   |
| Grafica 12. Simulación sistema completo evaporador .....                                     | 41                                   |



## Lista de apéndices

|                                                                                         | <b>Pág.</b> |
|-----------------------------------------------------------------------------------------|-------------|
| Apéndice A. Diagrama Grande de Control de la UOPI.....                                  | 48          |
| Apéndice B. Propiedades termodinámicas de la corriente de los gases de combustión ..... | 49          |
| Apéndice C. Propiedades termodinámicas GLP Pre-Tratamiento Amina.....                   | 50          |
| Apéndice D. Datasheet SP-2757 y SP-2758. ....                                           | 51          |
| Apéndice E. Distancias promedio sistema hidráulico.....                                 | 52          |
| Apéndice F. Flowsheet evaporador GLP Aspen HYSYS.....                                   | 53          |
| Apéndice G. Evaporador GLP .....                                                        | 54          |
| Apéndice H. Plantilla Factibilidad ECP.....                                             | 55          |

## Resumen

**TÍTULO:** ESTUDIO TECNICO PARA DETERMINAR LA VIABILIDAD EN EL APROVECHAMIENTO ENERGETICO AL VAPORIZAR GLP USANDO GASES DE COMBUSTIÓN DE LA UNIDAD FCC UOP I\*

**AUTORES:** Uribe Alvarez Johnson Alberto\*\*  
Parra García Gustavo Adolfo

**PALABRAS CLAVES:** GLP, Gas combustible, Gases de Combustión, Análisis de variables, Simulación.

**DESCRIPCIÓN:** La función principal en el proceso de Craqueo Catalítico I en Ecopetrol S.A, es la ruptura de las fracciones más pesadas de petróleo de bajo valor comercial a productos más valiosos de bajo peso molecular implementando un catalizador fluidizado. Uno de los productos valiosos y de foco en el presente estudio es el Gas Licuado de Petróleo (GLP). Las unidades de craqueo catalítico convierten entre el 18 y 24% en volumen de la carga en este producto y la producción supera los despachos diarios hacia el resto del país. Como resultado de esta sobreoferta se genera un aumento en los inventarios en las estaciones de almacenamiento de la GRB, por ende, es necesaria el envío de gas licuado de petróleo (GLP) y propileno grado refinería (PGR) como producto hacia la red de gas combustible de la refinería. Además, en la actualidad el gas licuado de petróleo (GLP) que se envía hacia la red de gas combustible presenta contaminantes como el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ). Debido al alto poder calórico del gas licuado de petróleo (GLP) comparado con el gas natural, al inyectar GLP en la red de gas combustible de la refinería se disminuye el consumo de gas natural, lo cual favorece la economía de la empresa por el alto valor del gas natural. Sin embargo, es de aclarar que a la fecha no se ha hecho un estudio de los beneficios que traería usar el GLP en refinería. Bajo este escenario, este trabajo busca mediante simulaciones en Aspen Hysys V11, determinar la viabilidad en el aprovechamiento energético al vaporizar GLP usando gases de combustión de la unidad FCC del departamento de Craqueo Catalítico I y alimentarlo a la red de gas combustible posterior al tratamiento de endulzamiento.

---

\* Proyecto de grado

\*\* Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química.  
Director: Hernan Guerrero Anaya, PhD D. Ingeniería Química

## Abstract

**TITLE:** TECHNICAL STUDY TO DETERMINE THE VIABILITY OF ENERGY USE IN GLP VAPORIZACIÓN USING COMBUSTION GAS FROM THE FCC UNIT UOP I\*

**AUTHORS:** Uribe Alvarez Johnson Alberto\*\*  
Parra García Gustavo Adolfo

**KEY WORDS:** GLP, Fuel Gas, Combustion Gas, Analysis of variables, Simulation.

**DESCRIPTION:** DESCRIPTION: The main function in the Catalytic Cracking I process at Ecopetrol S.A, is the breaking down of the heavier fractions of oil of low commercial value to more valuable products of low molecular weight through the implementation of a fluidized catalyst. One of the valuable and focus products in this study is Liquefied Petroleum Gas (LPG). The catalytic cracking units convert between 18 and 24% by volume of the cargo into this product and production exceeds daily shipments to the rest of the country. As a result of this oversupply, an increase in inventories is generated at GRB storage stations, which is why it is necessary to send liquefied petroleum gas (LPG) and refinery grade propylene (PGR) as a product to the gas network. refinery fuel. In addition, currently the liquefied petroleum gas (LPG) that is sent to the fuel gas network contains contaminants such as hydrogen sulfide ( $H_2S$ ). Due to the high calorific value of liquefied petroleum gas (LPG) compared to natural gas, by injecting LPG into the refinery's fuel gas network, natural gas consumption is reduced, which favors the economy of the company due to the high value of natural gas. However, it should be noted that to date no study has been carried out on the benefits of using LPG in the refinery. Under this scenario, this work seeks, through simulations in Aspen Hysys V11, to determine the viability in the use of energy by vaporizing LPG using Combustion Gases from the FCC unit of the Catalytic Cracking I department and feeding it to the fuel gas network. after sweetening treatment.

---

\*Degree Thesis.

\*\* Faculty of Physical-Chemical Engineering. School of Chemical Engineering. Director: Hernan Guerrero Anaya, Ph D. Chemical Engineering.

## GLOSARIO

**AMINA POBRE:** Amina circulante a la que se la ha removido  $H_2S$  y  $CO_2$ , la cual se inyecta nuevamente a las torres absorbedoras.

**AMINA RICA:** Amina que ha absorbido  $H_2S$  y  $CO_2$  de la corriente de gas a endulzar.

**BPD:** Barriles por día

**CICLO DE CORRIDA:** Es el periodo de tiempo transcurrido que una planta opera entre dos ciclos de mantenimiento mayor.

**COS:** Sulfuro de carbonilo. Contaminante que afecta la especificación de calidad de los hidrocarburos gaseosos tales como propano, butano.

**CREG:** Comisión de Regulación de Energía y Gas.

**DMO:** aceite desmetalizado o desalfaltado libre de resinas y asfaltenos.

**ENDULZAMIENTO:** Proceso fisicoquímico que ajusta el contenido de gases ácidos como el  $CO_2$  y  $H_2S$  que están presentes en las corrientes producidas en el proceso de craqueo, refinación e hidrotratamiento. Este contenido permitido es regulado por el ente competente. Uno de los procesos más empleados es la absorción química con aminas.

**GAS COMBUSTIBLE:** Mezcla de gases con alto contenido de  $CH_4$  que también incluye en menor cantidad hidrógeno, propano y butano.

**GAS ESPONJA:** Corriente de gas que contiene las fracciones más livianas del craqueo catalítico fluidizado y que se usa como la carga del lado frío de las unidades de craqueo.

**GLP:** Gas Licuado del Petróleo. Es una mezcla principalmente de propanos y butanos en todas sus formas químicas.

**GAOH:** gasóleo hidrogenado.

**GRB:** Gerencia Refinería Barrancabermeja. Compuesta de 54 plantas entre las que hacen parte

las unidades de craqueo catalítico, la planta de Etileno II y la planta de Turboexpander.

**LADO FRIO:** Sección criogénica de las unidades de craqueo catalítico fluidizado donde se carga el gas esponja previamente tratado en las unidades de amina para la remoción del  $H_2S$ . De dicha corriente se recuperan principalmente propanos y propilenos mediante la absorción con butano y la corriente que contiene la fracción de etanos y etilenos es enviada a la unidad de Etileno II.

**MDEA:** Metildietanolamina, es un líquido claro, incoloro o líquido amarillo pálido con olor amoniacal. Es una amina terciaria ampliamente utilizada como agente endulzador en refinerías, plantas de gas natural y plantas de gas de síntesis.

**MME:** Ministerio de minas y energía

**PGR:** Propileno Grado Refinería. Una mezcla con contenido mínimo de 65%v de propileno y el resto es propano. Los contaminantes como el  $H_2S$  se deben mantener menor a 2 ppm y el COS < 20 ppm.

**SSPD:** Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios.

**SUI:** Sistema Único de Información

**TURBOEXPANDER:** Planta que tiene como función la separación del etano, tratamiento con amina y retiro de humedad a la corriente de gas de pozo que alimenta la refinería de Barrancabermeja. Dicho gas se usa como gas combustible en hornos y calderas.

**UOPI:** Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, ubicada en la refinería de Barrancabermeja, con capacidad de 28 kBPD.

**UPME:** Unidad de Planeación Minero-Energética

## INTRODUCCIÓN

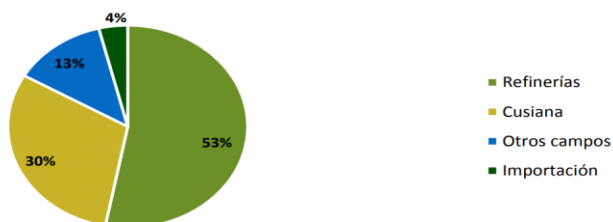
En el año de 2013 se estimó que, a nivel mundial, la obtención de GLP provenía aproximadamente en un 60% de los procesamiento de líquidos de gas natural y el otro 40% restante provenía del proceso de refinación del petróleo. Cifras que al 2017 permanecen con similar tendencia. En Colombia, del 100% de la producción de GLP, el 51% es extraído de la refinación de petróleo y el 49% del procesamiento de gas natural aproximadamente [4].

El panorama nacional difiere del panorama mundial en el campo de GLP, tanto en aspectos de consumo, como de producción y reservas. Según UPME en el 2019 la canasta energética nacional está repartida aproximadamente: Diesel: 20%, Gasolina: 18%, Energía eléctrica: 17%, Gas natural: 17%, Leña: 8%, Carbón: 7%, Bagazo: 5%, Kerosene/jet: 4%, GLP: 2%, Fuel oíl: 1%, Otros: 1% [4].

El 53% de la producción de GLP corresponde a las refinerías de Barrancabermeja y de Cartagena propiedad de Ecopetrol, 43% se produce en plantas de secado ubicadas en campos como Cusiana (30%), otros campos llamados menores (13%) además de las importaciones que se realizan para solventar la demanda nacional (4%) [4].

### Grafica 1.

*Producción de GLP en Colombia UPME 2017 (Plan 2018-2022)*

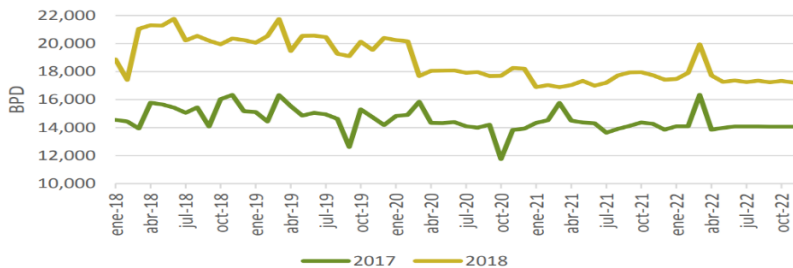


Nota. Adaptado de Unidad de Planeación Minero-Energética (UPME). (2017). Cadena de Gas Licuado de Petróleo GLP.

El plan establecido por el MME (MINISTERIO DE MINAS Y ENERGIAS) se establece a 5 años (2018-2022), buscando el incremento en potencial de producción de las dos refinerías específicamente en la refinería de Barrancabermeja la cual ha declarado incrementos de carga en más de 3000 BPD [4].

## Grafica 2.

### Plan de producción de GLP 2018-2022 MME



Nota. Adaptado de Unidad de Planeación Minero-Energética (UPME). (2017). Cadena de Gas Licuado de Petróleo GLP.

A la fecha, el gas licuado de petróleo (GLP), no representa una prioridad para la GRB, las unidades de craqueo catalítico convierten entre el 18 y 24% en volumen de la carga en este producto y la producción supera los despachos diarios hacia el resto del país. Como resultado de esta sobreoferta se genera un aumento en los inventarios en las estaciones de almacenamiento y posterior envío en la red de gas combustible de la refinería. Además, en la actualidad el GLP que se envía hacia la red de gas combustible presenta contaminantes como el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ), lo que repercute en la contaminación ambiental por la emisión de óxidos de azufre ( $SO_x$ ) por las chimeneas de hornos y calderas; y la afectación a la integridad de los equipos por exposición a un agente corrosivo como lo es el ácido sulfhídrico ( $H_2S$ ).

Debido al alto poder calórico del GLP comparado con el gas natural, al inyectar GLP en la red de gas combustible de la refinería se disminuye el consumo de gas, lo cual favorece a la economía de la compañía y la reducción de emisiones de gases efecto invernadero. Sin embargo, a la fecha no se ha hecho un estudio de los beneficios que traería usar el GLP en refinería.

Bajo este escenario, este trabajo busca determinar si existe la viabilidad en el aprovechamiento energético al vaporizar GLP usando gases de combustión de la unidad FCC de la UOP I y alimentarlo a la red de gas combustible posterior al tratamiento de endulzamiento. Se busca a partir de variables de entrada al proceso (Flujos, composiciones de cargas y condiciones de operación) obtener en un estimado del intercambiador de calor a utilizar, el impacto económico futuro y la reducción de emisiones  $SO_x$ , buscando a futuro maximizar rendimientos económicos y sostener la calidad de la red de gas combustible.

## **1. MARCO TEÓRICO**

### **1.1 GENERALIDADES DE LA EMPRESA ECOPETROL S.A.**

Ecopetrol S.A. es una compañía integrada del sector de petróleo y gas, considerada la más grande de Colombia, dedicada a todos los eslabones de la cadena de hidrocarburos: exploración, producción, refinación y comercialización. Es propietaria de la mayoría de los oleoductos y oleoductos de usos múltiples del país que conectan el sistema productivo con los principales centros consumidores y puertos marítimos. Por su tamaño, Ecopetrol S.A. pertenece al grupo de las 39 empresas de petróleo y gas más grandes del mundo y entre las 5 primeras empresas de América Latina [1].

Tiene operaciones ubicadas en el centro, sur, oriente y norte de Colombia, al igual que en el exterior. Cuenta con dos refinerías en Barrancabermeja y Cartagena. A través de su filial Cenit, especializada en transporte y logística de hidrocarburos, es dueña de tres puertos para exportación e importación de combustibles y crudos en Coveñas (Sucre) y Cartagena (Bolívar) con salida al Atlántico, y Tumaco (Nariño) en el Pacífico. Cenit también es propietaria de la mayor parte de los oleoductos y poliductos del país que intercomunican los sistemas de producción con los grandes centros de consumo y los terminales marítimos. Ecopetrol también tiene participación en el negocio de los biocombustibles y presencia en Brasil, México y Estados Unidos (Golfo de México y Permian Texas) [1].

El complejo Barrancabermeja de Ecopetrol es capaz de generar el 75% de las gasolinas, fuel oil para calefacción, ACPM y otros combustibles que necesita el país, así como el 70% de los petroquímicos que circulan en el mercado nacional [1].

Como bases teóricas para este trabajo de aplicación se hablará sobre el GLP, el proceso de craqueo catalítico, intercambiadores de calor, simulador de procesos, balances de energía y materia que se involucran. Además, se describirán las diferentes unidades de procesamiento (U-2700, U-2750, U-2760 y U-2870) donde se desarrollará el aprovechamiento energético y finalmente se hablará de las variables de proceso más importantes que se deben tener en cuenta en el estudio técnico.



## 1.2 GLP – GAS LICUADO DE PETRÓLEO

El GLP según sus siglas Gas Licuado de Petróleo, es la mezcla de gases licuados de propano y butano (mayor proporción propano) provenientes del petróleo crudo, el gas natural y del refinado de petróleo especialmente como producto de la FCC [3]. El propano existe como combustible gaseoso, a presión y temperatura estándar.

A la presión atmosférica estándar y con un punto de ebullición de  $-42^{\circ}\text{C}$  ( $-44^{\circ}\text{F}$ ), el propano se vaporiza naturalmente mientras intercambia calor con el medio ambiente. Este cambio de fase de líquido a vapor se llama vaporización natural. Este es el proceso esencial cuando se consume propano en los equipos, sin embargo, a grandes volúmenes de GLP a usar es necesario otro medio o mecanismo de intercambio de energía (intercambiadores de calor) para poder llevar este producto a su fase vapor [3].

### 1.2.1. Proceso de obtención de GLP, usos y características principales

El GLP se obtiene del petróleo a través de diversos procesos de refinación. Se puede obtener de la destilación primaria, como también de los demás procesos a los que son sometidos otros productos de la destilación del petróleo como lo son reformado catalítico, craqueo catalítico, steam Cracking, alquilación y craqueo térmico entre otros [3].

#### Grafica 3.

*Esquema simplificado de producción de GLP en procesos de refinación*

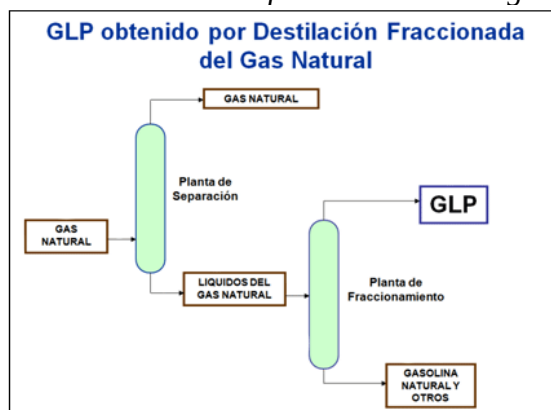


Nota. Adaptado de Davison, G. (1993). GUIA PARA CRAQUEO CATALITICO FLUIDIZADO. USA. Ed. W. R GRACE & CO.-CONN.

Ahora bien, en el caso de que el GLP se encuentre asociado con el gas natural, se procede a hacer una destilación fraccionada (dado que el GLP en estado gaseoso es un componente con menor presión de vapor y puntos de ebullición más altos), antes de transportar el gas natural. De este modo se separa el gas natural seco (metano en 80% a 90% y etano) del resto de hidrocarburos que lleva asociados; y de estos líquidos, se obtiene GLP, gasolina natural entre otros.

#### **Grafica 4.**

*Esquema simplificado para la obtención de GLP por destilación de gas natural*

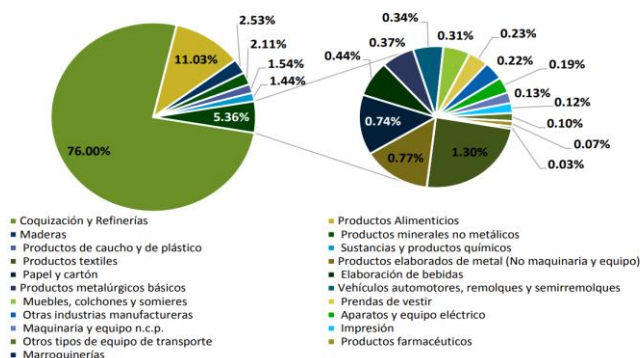


Nota. Adaptado de Davison, G. (1993). GUIA PARA CRAQUEO CATALITICO FLUIDIZADO. USA. Ed. W. R GRACE & CO.-CONN.

El GLP se encuentra en estado gaseoso a temperatura ambiente y a presión atmosférica. Se licua bajo condiciones moderadas de presión, pero regresa fácilmente a su condición gaseosa cuando se libera de dicha presión. Estas características permiten su almacenamiento y transporte y permite su uso en forma de vapor. El GLP tiene la propiedad de poder comprimirse y ocupar volúmenes muy reducidos (hasta 250 veces al pasar de estado gaseoso a estado líquido), lo que hace que su uso se dé en un tiempo de vida prolongado lo que lo convierte en una fuente de calor eficiente y le permite ser utilizado en diferentes campos de aplicación [3].

El GLP como combustible es consumido en los sectores residencial, comercial e industrial. En el sector residencial se comparte en consumo con el GN (Gas Natural), la electricidad, la leña, el carbón y otros derivados del petróleo. Ya en el sector industrial se hace uso con el gas natural, gasolina corriente de motor, aceite combustible para motores (ACPM) fuel oíl, cruda de castilla y carbón [4].

**Grafica 5.**  
*Uso de GLP en el sector industrial*

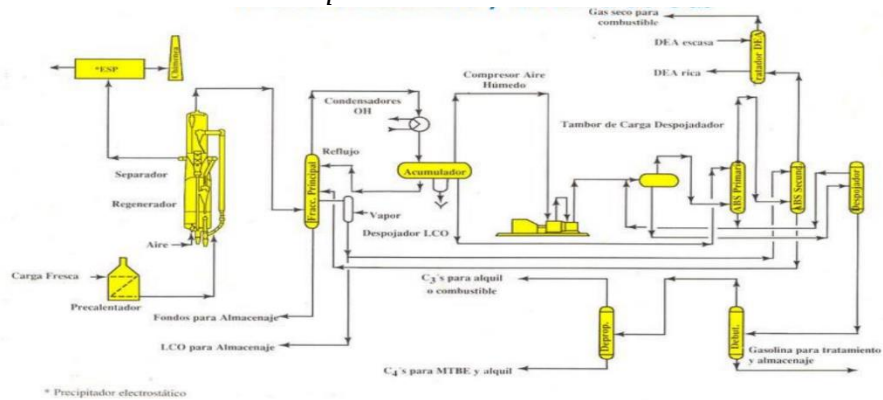


Nota. Adaptado de Unidad de Planeación Minero-Energética (UPME). (2017). Cadena de Gas Licuado de Petróleo GLP.

### 1.3 CRAQUEO CATALITICO FLUIDIZADO.

El Craqueo Catalítico Fluidizado es uno de los procesos de conversión de gran importancia en la industria de la refinación. Su función principal es la ruptura de las fracciones más pesadas de petróleo de bajo valor a productos más valiosos de bajo peso molecular implementando un catalizador fluidizado. Posterior a la zona de reacción o de ruptura catalítica se procede al proceso de destilación, el cual es un proceso de separación que consiste en separar uno o más de los componentes de una mezcla, aprovechando la diferencia de volatilidad de sus constituyentes. La separación o fraccionamiento se hace en función de su temperatura de ebullición.

**Gráfica 6.**  
*Esquema Típico de una unidad de craqueo catalítico*



Nota. Adaptado de Davison, G. (1993). *Guía para craqueo catalítico fluidizado*. USA. Ed.

W. R GRACE & CO.-CONN.

Como se muestra en la gráfica 6, una unidad de craqueo catalítico también llamada FCC por sus siglas en inglés Fluid Catalitic Cracking es una unidad de conversión compuesta por una de conversión principal (Reacción Catalítica y Regeneración de Catalizador) y otra de destilación o separación. En esta última se le realiza un fraccionamiento del crudo craqueado para obtener productos valiosos como lo son el GLP, gasolina (nafta), slurry, aceite liviano de ciclo, fracciones de bajo peso molecular como el etano etileno y propano entre otros [4]. Desde su extracción, el crudo viene acompañado de ciertas impurezas que son perjudiciales en todo el proceso. La mayor parte de estas impurezas son trazas de compuestos sulfurosos que se descomponen en los tubos del horno, intercambiadores de calor y torre de destilación, dando lugar a la formación de ácidos, por ejemplo, el ácido sulfhídrico, que corroen las diferentes unidades del equipo de refinación. Con el fin de remover estos compuestos sulfurosos, se realiza un proceso de enriquecimiento de los corrientes productos usando un sistema cerrado de amina circulante entregando las corrientes dentro de los parámetros establecidos de calidad [4].

#### **1.4 DESCRIPCIÓN DE LAS UNIDADES UOP I, U-2700, U-2750 y U-2870.**

Las unidades de craqueo catalítico I, en la operación convierten cargas pesadas como Gasóleo, GAOH y DMO en forma proporcional, en productos valiosos como lo son la gasolina y GLP, de gran consumo nacional. También se obtienen otros subproductos como el ALC y Slurry producto; el primero se usa como diluyente para la producción de combustible (aceite), el slurry sale para ser utilizado como aceite combustible internamente o para mezclarse con el combustóleo para ser exportado y por último tenemos los gases que van a otra sección para ser recuperados.

La flexibilidad operacional de la UOP I para cargar diferentes mezclas de otras unidades de la refinería le permite a todo el complejo un mejor rendimiento operacional. La planta puede ajustarse rápidamente a una gran variedad de cargas de diferentes calidades. La necesidad de suministrar al país productos, como la gasolina, GLP, la convierte en un aporte esencial en la vida económica de nuestro país y parte fundamental en la estrategia de Ecopetrol.

Para la descripción de las unidades que a continuación se mencionaran puede consultar el apéndice

A Diagrama Grande de Control de la UOP 1.

#### **1.4.1 U-2700 Unidad de Conversión y Fraccionamiento**

La carga combinada proveniente del tambor de carga (D-2703) se craquea al entrar en contacto con el catalizador regenerado procedente de la subfase de regeneración. Estos gases están compuestos por  $H_2S$ ,  $H_2$ ,  $C_1$ ,  $C_2$ ,  $C_3$ ,  $C_4$ ,  $C_5$  y más pesados van a la fase de fraccionamiento. El catalizador es recuperado por medio de ciclones regresando al regenerador. El catalizador empleado en la reacción retorna a la sección de regeneración después de retirarle los vapores de hidrocarburo con vapor de 150 psig.

En la sección de fraccionamiento se enfrían los vapores de hidrocarburos que vienen de la reacción y se separan para ser enviados a otra sección o como productos a almacenamiento. En esta subfase tenemos las siguientes corrientes:

- Una corriente que sale por el fondo de la torre y permite supercalentar los vapores provenientes del reactor. Este flujo cede calor con varios intercambiadores permitiendo el control de temperatura del fondo de la fraccionadora. Una parte es aprovechada para generar vapor de 150 psig. Un flujo es retirado a almacenamiento o a viscorreductora permitiendo el control de nivel del fondo de la torre. En algunas ocasiones se recicla Slurry a la sección de reacción para aumentar el coque en el catalizador gastado para mejorar la operación de la sección de regeneración. Esta operación se realiza especialmente cuando tenemos cargas muy livianas.
- Una corriente de Aceite Liviano de Ciclo se obtiene en la parte intermedia de la fraccionadora la cual es enviada a almacenamiento. En esta sección para control del perfil de la torre se tiene una circulación que cede calor en la sección de VRU.
- Una corriente de nafta pesada es enviada al pool de refinería, pero antes se mezcla con la nafta debutanizada que sale de la sección U- 2750 y se tratan en la U-2850.
- De la cima de la fraccionadora se obtiene una gasolina sin estabilizar (DBP) y es enviado

a la U-2750.

- Una corriente de gases de cima es enviada a la compresión en la U-2750 bajo control de presión en el D-2705.

- Existe una circulación de Aceite Pesado de Ciclo que cede calor en la U-2750 torre debutanizadora y retorna para contribuir al control de temperatura de la columna principal. Una cantidad de APC puede ser usado como reciclo según las condiciones de operación de la fase. El agua de lavado de gases y el condensado recuperado son enviados a la unidad de aguas agrias. El vapor producto de 150 psig que se obtiene con una parte de la circulación de fondos es enviado al cabezal principal de vapor.

En la subfase de regeneración se elimina el coque formado durante la reacción en el craqueo catalítico, recuperándole así las propiedades al catalizador. La regeneración se lleva a cabo inyectando aire directamente al lecho de catalizador en el regenerador. Una inyección constante de catalizador fresco y retiros de catalizador regenerado o en equilibrio, permiten mantenerlo bajo ciertos parámetros. El catalizador regenerado es utilizado nuevamente para la reacción de la carga en un ciclo permanente. El calor sensible de los gases de combustión al quemar el coque es aprovechado para producir vapor de 600 psig, que es llevado al cabezal principal. Un flujo de gasóleo es usado como aceite antorcha esporádicamente cuando se calienta la unidad en casos de arrancada o en emergencias. Vapor de 50 psi es usado para mantener las boquillas destapadas y refrigeradas. Esporádicamente se inyecta un promotor de combustión.

Mediante retiros de catalizador en equilibrio a la tolva de almacenamiento controlamos el nivel y los contaminantes. Los gases de combustión salen por la cima del regenerador y van a la sección de generación de vapor de 600 psig. En la subfase de generación de vapor de 600 psig, se aprovecha el calor sensible del gas de combustión. El vapor producido es enviado al cabezal principal. Para este proceso se usa agua desaireada del sistema de aguas de calderas de la unidad de balance. Para ayudar a mantener la calidad del agua se hacen purgas continuas o intermitentes.

Otra de las secciones no menos importante es la del manejo de catalizador fresco y gastado. El

catalizador fresco es cargado a dos silos o tolvas. El catalizador de equilibrio proveniente de subfase de regeneración es almacenado en una tolva. Este catalizador esporádicamente es vendido a cementeras, manteniendo siempre un inventario alto para casos de eventualidades. Continuamente se está cargando catalizador fresco al regenerador permitiendo de esta manera mantener las propiedades del catalizador para la reacción. Para transportar o fluidizar el catalizador se requiere de vapor de 150 psig y aire de servicios de 100 psig. El vapor es empleado en eyectores que nos dan el vacío necesario para transferir a las tolvas desde cualquier parte de la unidad

Un aspecto importante y para tener en cuenta según lo mencionado anteriormente, es que los gases de combustión después de ceder calor son enviados a la atmosfera después de pasar por una torre silenciadora sin embargo aún mantienen una temperatura considerable aproximada entre los 735–740 °F la cual para el presente proyecto tiene función como flujo de alta energía para la transferencia y cambio de fase del GLP a retornar en la red de gas combustible.

#### **1.4.2 U-2750 Unidad de Recuperación de Vapores - VRU**

Los gases provenientes de la cima de la fraccionadora pasan por el control de temperatura de la cima de la torre fraccionadora. El controlador transmite una señal para regular el reflujo que entra a la cima, y de esta manera mantener la temperatura. Los gases continúan al lado casco de los condensadores de cima E-2713A/B (una pareja) donde se enfrían y prácticamente se condensan con agua de enfriamiento que fluye por el lado tubos. De los condensadores, la corriente vapor/líquido se encuentra con una corriente de hidrocarburos provenientes del tambor de condensado D-2752 y continúa hasta el lado casco de los condensadores de cima (dos parejas) E-2714A-D. Agua de enfriamiento que fluye por el lado tubos enfría y condensa la corriente a una temperatura indicada en el indicador de temperatura de gas de cima. Luego, la corriente continúa hacia el tambor de cima D-2705. En el tambor de cima existen tres fases: fase de agua (bota), fase hidrocarburo líquido y fase hidrocarburo gaseoso. El tambor posee control de presión que controla el compresor de gases C-2751 el cual envía los gases comprimidos mediante el compresor C-2751 hacia el tambor de alta presión D-2754. La fase liquida hidrocarbúrica se envía como reciclo de cima a la T-2701 y la fase liquida acuosa se envía a los tratamientos de aguas agrias en las unidades ambientales de la refinería.

El gas proveniente de la cima del tambor de alta presión D-2754 contiene propano, el cual se recupera pasando por las absorbedoras T-2751 y T-2752. La función de las absorbedoras es propiciar la absorción de  $C_3$  y  $C_4$  presente en el gas hacia el aceite absorbente a una temperatura aproximada de 120°F. La T-2751 utiliza como líquido absorbente gasolina debutanizada estable proveniente de la T-2754. Posterior a la retención de  $C_3$  y  $C_4$  se procede a rectificar la corriente gaseosa mediante la T-2752 utilizando ALC como absorbente.

El líquido hidrocarbúrico que se obtiene del D-2754 se envía a la despojadora T-2753 con la intención de promover el despojo de compuestos livianos que salen por la cima retornando al mismo D-2754 recirculando hacia las torres absorbedoras anteriormente mencionadas.

El líquido proveniente del fondo del rehervidor de despojador T-2753 entra la debutanizadora T-2754 y se separa en gasolina estabilizada y gas licuado de petróleo (GLP). Parte de carga a la debutanizadora T-2754 se evapora y se dirige a la cima de la debutanizadora, junto con vapores del rehervidor. Parte de los vapores se condensan al pasar por los platos llenos de líquido. El vapor no condensado abandona la cima de la debutanizadora y se divide en dos corrientes. Una de las corrientes pasa por el lado carcasa del condensador de cima de la debutanizadora E-2762A-D, cede calor al agua que fluye por los tubos y llega al tambor de cima de la debutanizadora D-2755. Otra de las corrientes, a su vez, se divide en dos. Una parte va directamente a la línea de gas combustible a través del control de flujo desvío GLP T-2754 debutanizadora a fuel gas FIC-27512. El control de flujo está en cascada con el control de nivel de GLP en el tambor de reflujo (cima de la debutanizadora) LIC-27532. La parte líquida condensada de GLP se envía a la unidad de tratamiento de amina U-2870.

#### **1.4.3 U-2870 Unidad de tratamiento con Amina**

La bomba de GLP P-2757 transfiere GLP desde el tambor de cima D-2755, de la torre debutanizadora T-2754 de la VRU hacia la T-2873 la cual implemente MDEA pobre proveniente de la regeneradora de amina T-2874.



La MDEA pobre ingresa por la cima de la torre en el plato número 10, regulando el flujo con el control de flujo y desciende por la misma. A medida que desciende, hace contacto con el GLP que sube por la torre. Este contacto permite que la MDEA absorba el  $H_2S$  presente en el GLP, mediante una absorción líquido-líquido. La MDEA rica fluye hasta llegar al fondo y abandona la torre pasando por el control de nivel de MDEA rica del fondo de la torre absorbidora de GLP hasta llegar al fondo de la torre absorbidora de gas T-2871 y seguido a la torre regenerador.

El GLP tratado libre de  $H_2S$  sale por la cima de la torre. Parte de la corriente es transferida por la bomba de reciclo de GLP SP-2871 y se une con la corriente de GLP proveniente de la VRU que alimenta la torre absorbidora de GLP T-2873. El control flujo de reciclo del GLP tratado a torre absorbidora de GLP controla el flujo con el fin de mantener una carga constante a la torre. El resto continúa su recorrido hacia diferentes fases de lavado con soda y con agua.

**Lavado con Soda.** La corriente de GLP entra normalmente por el distribuidor inferior del tambor de lavado con soda D-2874, donde el GLP es lavado con solución cáustica (soda) para neutralizar y retirar los compuestos de azufre del GLP que hayan quedado de la absorción. La soda es alimentada/retirada intermitentemente por el fondo del tambor. Cuando se realiza esta operación de cambio de soda, el GLP es alimentado por el distribuidor superior del D-2874 para evitar arrastre del GLP hacia el sistema de soda. El GLP sale por la cima y pasa a la siguiente fase de lavado.

**Lavado con Agua.** Del tambor de lavado con soda D-2874, el GLP ingresa al distribuidor inferior del tambor de lavado de agua D-2875 para remover los restos de soda utilizando agua procedente del tambor de almacenamiento de agua para lavado D-2879. La corriente que sale del tambor de lavado de agua D-2875 entra por la cima del tambor separador de agua D-2876 con el fin de separar la fase acuosa del GLP de la fase orgánica del GLP. El GLP sale por la cima del tambor y va a la VRU como carga a la torre depropanizadora T-2755 con parámetros de  $H_2S$  en control.

## 1.5 ASPEN HYSYS V11

Los simuladores computacionales son una herramienta útil para los procesos de la industria química, debido a su capacidad de predecir el comportamiento de un proceso, estimar costos de equipos, cambiar las condiciones de operación, optimización de las variables de operación y del proceso, y generar resultados en forma gráfica o de tablas. La simulación de procesos puede ser definida como una técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación de este, mediante modelos matemáticos.

HYSYS es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos. Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos.

HYSYS es un software, utilizado para simular procesos en estado estacionario y dinámico, por ejemplo, procesos químicos, farmacéuticos, alimenticios, entre otros, es una herramienta informática que nos va a permitir diseñar o modelar procesos químicos mediante la ayuda de un software. Posee herramientas que nos permite estimar propiedades físicas, balance de materia y energía, equilibrios líquido-vapor y la simulación de muchos equipos de Ingeniería Química. Los parámetros de diseño como número de tubos de un intercambiador de calor, diámetro de la carcasa y número de platos de una columna de destilación no pueden ser calculados por HYSYS, es una herramienta que proporciona una simulación de un sistema que se describe con anterioridad. Hysys puede emplearse como herramienta de diseño, probando varias configuraciones del sistema para optimizarlo [15].

## 2. ESTADO DEL ARTE

La tecnología FCC ha sido un caballo de batalla en la industria del petróleo desde la década de 1940. A lo largo de la historia de FCC, el enfoque principal para ofrecer valor adicional ha sido mejorar el rendimiento y la selectividad. Sin embargo, en el entorno actual de alto coste energético y las regulaciones medioambientales cada vez más estrictas, las refinerías han ampliado recientemente su enfoque de FCC para incluir una mayor eficiencia energética y una menor producción de CO<sub>2</sub>. En 2007, se inició un importante proyecto de desarrollo para identificar formas de mejorar la eficiencia energética de FCC y reducir las emisiones de CO<sub>2</sub>. A través de este esfuerzo, se identificaron nuevas oportunidades que pueden generar una mejora radical en la eficiencia energética y las emisiones de CO<sub>2</sub> de FCC [16].

El objetivo principal de la mayoría de las operaciones de FCC es la conversión de materia prima en gasolina, LCO y otros productos valiosos, al tiempo que se minimiza la producción de productos menos valiosos como el aceite clarificado y el coque. La característica única de una Unidad FCC es que suministra su propio combustible, no solo para la conversión de productos, sino también para el posterior fraccionamiento aguas abajo. La búsqueda de los diseñadores ha sido producir el patrón de rendimiento más deseable para una determinada materia prima con la menor cantidad posible de coque ya que con alimentaciones más pesadas que contienen menos hidrógeno e intrínsecamente producen menos volumen de líquido, se necesitan mayores capacidades de combustión de coque, así como una forma de aumentar el rendimiento de coque, para mejorar los rendimientos del producto. La clave es producir suficiente coque para aumentar la conversión de la alimentación hasta que se logre el patrón de rendimiento óptimo [16].

La chimenea de gases de combustión de la FCC generalmente representa del 15 al 25% de las emisiones totales de CO<sub>2</sub> de una refinería. A medida que la legislación sobre CO<sub>2</sub> continúa expandiéndose durante el año pasado, las refinerías han comenzado recientemente a preguntar a UOP cómo pueden reducir el CO<sub>2</sub> de los gases de combustión de FCC sin tener que agregar tecnologías de limpieza adicionales en su chimenea. La respuesta a esta pregunta requiere una comprensión del balance de calor de la FCC, pero en general, una menor emisión de CO<sub>2</sub> se traduce en una menor conversión o un menor rendimiento [16].

La mayor parte del  $\text{CO}_2$  producido en el regenerador de FCC se requiere como resultado de satisfacer el balance de calor de FCC. El control adecuado de una unidad FCC requiere un cuidadoso equilibrio de muchas variables. Dentro de ciertos límites, el sistema se puede controlar para proporcionar un rendimiento óptimo. Los límites incluyen la calidad de la materia prima, las limitaciones del equipo y las restricciones ambientales [16].

El balance preliminar de calor es la información de diseño del proceso inicial que proporciona la base para realizar el análisis de objetivos de integración de calor de un proyecto. Durante la etapa de selección, se exploran las principales oportunidades que incluyen la integración del calor entre diferentes secciones del proceso. La integración de calor entre las unidades de proceso se aborda principalmente mediante el uso y la generación de vapor, y mediante la optimización de las temperaturas de los productos intermedios que conectan las unidades de proceso aguas arriba y aguas abajo. También se exploran las oportunidades para integrar las condiciones del proceso con la recuperación de calor. Los factores clave de éxito incluyen una consideración cuidadosa de los costos de energía y las estimaciones de costos de capital que se utilizarán en el análisis, el diseño y la seguridad de la planta, y el mantenimiento de la simplicidad del diseño [16].

Para ilustrar los beneficios de optimización energética que se pueden lograr en el diseño de nuevas unidades de proceso, UOP completó recientemente un proyecto de refinería de base con una capacidad de 200,000 barriles por día que incluyó un fraccionamiento de crudo y vacío, concentración de gas, craqueo catalítico de fluidos residuales (RFCC), hidrotratamiento de nafta, reformado con regeneración continua de catalizadores, hidrotratamiento de destilados, hidrocrqueo, extracción de aromáticos y fraccionamiento BTX. Al aplicar la metodología de optimización energética descrita anteriormente, el consumo de energía se redujo en más de 400 MMBTU/h, por un valor de más de \$20 MM USD/año. Además, el trabajo de optimización energética se completó en paralelo con el trabajo de diseño del proceso; minimizando así el tiempo requerido para la implementación del proyecto. La reducción efectiva de la huella de  $\text{CO}_2$  asociada con 400 MMBTU/h de eficiencia energética mejorada equivale a 569 toneladas por día de reducción de  $\text{CO}_2$ , equivalente a \$6.2 MM USD/año, basado en un valor comercial de crédito de  $\text{CO}_2$  de \$30 USD/ton [16].

### **3. OBJETIVOS**

#### **3.1 OBJETIVO GENERAL**

- Realizar un estudio técnico que permite determinar si el calor residual presente en los gases de combustión del reactor R-2702 de la unidad de craqueo catalítico 1 tiene el potencial para vaporizar gas licuado de petróleo (GLP) y si tienen, indicar cuál sería la cantidad máxima de gas que se podría vaporizar.

#### **3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Establecer la ubicación donde iría el intercambiador de calor, que favorezca el mejor aprovechamiento energético.
- Plantear los balances de masa y energía en el punto donde se realizará la integración energética.
- Definir las condiciones operacionales a las que operaría el sistema con el nuevo intercambiador.

## **4. METODOLOGÍA**

En el desarrollo del presente trabajo se trabajará con base en la reserva bibliográfica de la unidad de procesos de la Cracking UOP 1. con el fin de poder verificar, comparar y validar que cada parte del proceso se una de manera adecuada acorde con las ideas aplicadas para el proceso, también apoyarnos con tecnología propia del proceso productivo como simuladores de proceso que permiten tener una visión más acertada de los resultados a obtener. Las actividades ejecutadas fueron:

### **4.1. FASE 1**

#### **4.1.1. Revisión Bibliográfica:**

Se consultó fuentes bibliográficas como: tesis de grado, revistas, recursos electrónicos, artículos científicos, referentes a los procesos llevados a cabo en una unidad de craqueo catalítico y los sistemas de obtención de GLP. A su vez, se recolectó información local de la planta o unidades de procesos donde se efectuará el estudio (Cracking UOP 1). Esto comprende equipos de la unidad, ubicación geográfica, características, P&ID, PFD's Layouts, resultados de muestreos, entre otros.

#### **4.1.2. Determinación área geográfica como base de estudio:**

Se determinó el área geográfica más adecuada donde se puede proyectar la instalación de un intercambiador que permita establecer el proceso de vaporización de GLP hacia la red de gas combustible.

#### **4.1.3. Determinación de las variables de operación de los gases de combustión, cargas y volumen de GLP:**

Las variables claves para el desarrollo de análisis del presente trabajo de investigación fueron: temperatura, velocidad de flujo, tipos de fluido de calentamiento, caídas de presión, naturaleza de los gases de combustión y las características del GLP producto y las cargas de la unidad. Estas variables fueron suministradas por el Departamento de Craqueo Catalítico I de Ecopetrol S.A, los cuales fueron referentes a las condiciones de operación que se trabajaron en este periodo de investigación.

## **4.2. FASE 2**

### **4.2.1. Análisis de los gases de combustión, GLP producto y red de gas combustible.**

Después de haber seleccionado ubicación o sistema adecuado de instalación del equipo de intercambio energético como base de estudio y tener identificadas las variables de operación, se procedió a identificar detalladamente las variables asociadas sistema de gases de combustión, la predicción de propiedades fisicoquímicas a partir de la carga, el cálculo de las variables de mayor importancia (caída de presión, flujo, temperatura, eficiencias) de los diferentes fluidos y operaciones unitarias del proceso, el cálculo de los costos asociados a la instalación del intercambiador y el análisis de optimización y ahorro asociados al mismo.

## **4.3. FASE 3**

### **4.3.1. Elaboración de la simulación en Aspen Hysys:**

Con el objetivo de obtener en línea un estimado de la capacidad de GLP desviada a la red de gas combustible y la cantidad de energía necesaria para vaporizar el mismo, siendo estos los parámetros más importantes de control para maximizar rendimientos y sostener la calidad de la red de gas combustible que se envían en las diferentes unidades, se desarrolló una herramienta de simulación en Aspen Hysys. En el Anexo B, se muestra una vista del flowsheet principal de esta plantilla con sus respectivas propiedades termodinámicas.

A continuación, se especifica el cronograma de las diferentes actividades asociadas en el proyecto ejecutado en el Departamento de Craqueo Catalítico I, Ecopetrol S.A.





## 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 5.1 Ubicación preliminar Evaporador de GLP

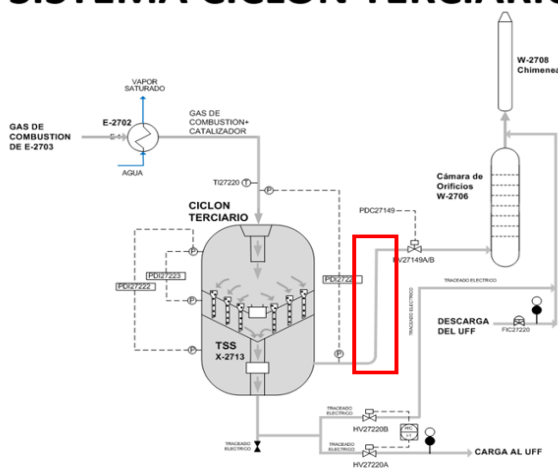
Para determinar los parámetros fisicoquímicos de los gases de combustión es necesario validar la ubicación del intercambiador de calor. Se definió evaluar y determinar la corriente más limpia de gases de combustión (menor contenido de catalizador) y la ubicación geográfica más adecuada para instalar a futuro el intercambiador de energía de nuestro interés. Es de aclarar que el diseño y calculo al detalle del intercambiador anteriormente mencionado no se encuentra dentro del alcance del presente proyecto.

La ubicación se tomó bajo la inspección del análisis de procesos, seguridad de procesos, disponibilidad de espaciado físico en patio, nodos de instalación, gases de combustión con menor cantidad de catalizador y validación de la composición molecular de los mismos.

La ubicación más asertiva para instalar e iniciar a análisis las variables de operación de los fluidos de interés fue la salida del equipo X-2713 TSS el cual es un sistema de retención de material particulado mediante ciclones.

**Grafica 7.**  
*Sistema TSS*

### SISTEMA CICLON TERCIARIO



Nota. Adaptado de ECOPETROL S.A. (2020). Manual de Descripción de Procesos de la Unidad FCC UOP I. Vicepresidencia de Refinación y Procesos Industriales.

Según el análisis de procesos y seguridad del este, la ubicación del intercambiador demarcado en la gráfica anterior es asertiva ya que no interrumpe o genera algún inconveniente en el sistema de control de la válvula de corredera PV-27149 primordial en el sistema de control del convertidor. A su vez la disponibilidad de espacio aproximada de 15 ft de longitud y la facilidad de dos nodos de conexión, permitirán a futuro la correcta instalación del intercambiador de calor ya sea internamente en la línea o por bifurcaciones de los nodos enviándolo a un evaporador externo.

## 5.2 FCC cargas – Gases de combustión – GLP producto

En el Departamento de Craqueo Catalítico I se identificaron las siguientes variables asociadas al proceso de las unidades U-2700, U-2750 y U-2870. Primero las asociadas a las cargas de la unidad, la relación gases de combustión/carga, la temperatura de chimenea y análisis de presión en el TSS. Segundo los parámetros fisicoquímicos y composición molar de los gases de combustión en el último año. Tercero la temperatura y la presión del lado de GLP antes y después del tren de tratamiento con amina. Y, por último, la temperatura y el flujo de cada uno de los fluidos de los intercambiadores y el análisis de desempeño y Data Sheet de los equipos rotativos.

### 5.2.1 Cargas / Gases de Combustión

Se pudo recopilar la información basado en las fechas estipuladas para la recolección y análisis de los gases de combustión la cual abarco en el último año. Siendo así este periodo de tiempo base para el posterior análisis de los fluidos que transferirán energía. A continuación, se contempla la relación gases de combustión / carga manteniendo un promedio aproximado en el último año.

El cálculo de la relación gases de combustión/carga: relaciona la cantidad de lb/d (Libras día) de gases de combustión utilizado por cada Barril de crudo cargado.

$$RGC = \frac{\text{Flujo de gas}}{\text{Flujo de Crudo}} \quad (EC. 1)$$

La relación promedio de generación de gases de combustión por cada barril procesado fue aproximadamente 330,298 LbGC/Barril. Valor validado y corroborado según el Data Sheet del X-

2712 sistema de ciclón terciario. Este valor nos refleja el potencial de generación de los gases de combustión en el procesamiento de las cargas en la FCC UOP I.

**Tabla 2.**

*Resultados cargas FCC – Gases de combustión relación último año*

| RESULTADOS ANALITICOS CARGAS FCC - GASES DE COMBUSTIÓN |            |            |           |            |            |           |            |            |            |
|--------------------------------------------------------|------------|------------|-----------|------------|------------|-----------|------------|------------|------------|
| FECHA                                                  | 14/04/2022 | 31/03/2022 | 9/12/2021 | 25/11/2021 | 26/08/2021 | 3/06/2021 | 13/05/2021 | 22/04/2021 | 18/02/2021 |
| FLUJO PROMEDIO GASES DE COMBUSTIÓN Lbs/h               | 313,000    | 342,000    | 343,700   | 346,200    | 315,300    | 291,100   | 297,500    | 332,000    | 336,500    |
| FLUJO PROMEDIO GASES DE COMBUSTIÓN Lbs/dia             | 7,512,000  | 8,208,000  | 8,248,800 | 8,308,800  | 7,567,200  | 6,986,400 | 7,140,000  | 7,968,000  | 8,076,000  |
| CARGAS BPD                                             | 24,394.0   | 24,777.0   | 26,630.0  | 18,806.0   | 23,143.0   | 22,268.0  | 23,779.0   | 24,324.0   | 27,120.0   |
| RELACIÓN GC/CARGA                                      | 307.945    | 331.275    | 309.756   | 441.816    | 326.976    | 313.742   | 300.265    | 327.578    | 297.788    |

### 5.2.2 Determinación y análisis del peso molecular y composición molar de los gases de combustión

Determinado el punto de control o punto de análisis de la corriente de gases de combustión se procedió a recolectar y retomar la información de los resultados analíticos de las muestras M-2710 tomadas en las fechas anteriormente descritas, abarcando el mismo periodo de análisis de las cargas. A su vez se efectúa el cálculo promedio del peso molecular de los mismos gases de combustión arrojando los siguientes datos.

**Tabla 3.**

*Resultados Composición Molar Gases de combustión relación último año.*

| RESULTADOS ANALITICOS M-2710 |            |            |           |            |            |           |            |            |            |
|------------------------------|------------|------------|-----------|------------|------------|-----------|------------|------------|------------|
| Componente %mol              | 14/04/2022 | 31/03/2022 | 9/12/2021 | 25/11/2021 | 26/08/2021 | 3/06/2021 | 13/05/2021 | 22/04/2021 | 18/02/2021 |
| DIOXIDO DE CARBONO           | 11.650     | 11.490     | 4.091     | 5.021      | 0.041      | 12.775    | 15.060     | 15.858     | 16.417     |
| HIDROGENO                    | -          | 0.120      | 0.277     | 0.266      | 0.409      | -         | -          | 0.023      | 0.162      |
| METANO                       | -          | -          | -         | -          | -          | 0.181     | -          | -          | 0.166      |
| MONOXIDO DE CARBONO          | -          | -          | -         | -          | -          | -         | -          | 0.005      | 0.014      |
| NITROGENO                    | 81.604     | 81.188     | 80.666    | 80.913     | 79.631     | 80.665    | 81.106     | 81.081     | 80.431     |
| OXIGENO                      | 6.746      | 7.202      | 17.967    | 13.800     | 19.919     | 6.378     | 3.834      | 3.033      | 2.810      |
| PM PROMEDIO g/mol            | 30.135     | 30.096     | 30.142    | 29.287     | 28.697     | 30.279    | 30.565     | 30.654     | 30.679     |

Se procede a calcular el peso molecular promedio del último año y la composición molar del mismo siendo 30.05 g/mol aproximadamente el valor objetivo de la simulación.

**Tabla 4.**

*Resultados Promedio Gases de combustión relación último año.*

| <b>RESULTADOS PESO MOLECULAR PROMEDIO GASES DE COMBUSTIÓN</b> |                             |       |          |                  |
|---------------------------------------------------------------|-----------------------------|-------|----------|------------------|
| Componente                                                    | Promedio ultimo año<br>%mol |       | PM g/mol | PM PROM<br>g/mol |
| DIOXIDO DE CARBONO                                            | 10.267                      | 0.103 | 44.010   | 4.519            |
| HIDROGENO                                                     | 0.140                       | 0.001 | 2.000    | 0.003            |
| METANO                                                        | 0.039                       | 0.000 | 16.040   | 0.006            |
| MONOXIDO DE CARBONO                                           | 0.002                       | 0.000 | 28.010   | 0.001            |
| NITROGENO                                                     | 80.809                      | 0.808 | 28.000   | 22.627           |
| OXIGENO                                                       | 9.077                       | 0.091 | 32.000   | 2.904            |
|                                                               |                             |       |          | <b>30.059</b>    |

Los resultados de composición molar y peso molecular, entre otros, se comparan con los análisis del TSS según Data Sheet del registro bibliográfico de la unidad de craqueo catalítico I, coincidiendo asertivamente las condiciones de proceso y diseño. Es decir, lo recopilado en campo y lo calculado coinciden según la bibliografía de diseño.

**Tabla 5.**

*Comparación TSS vs Caso Estudio*

| CONDICIONES TSS - OPERACIÓN     | CONDICIONES DE OPERACIÓN SISTEMA CLICLON TERCIARIO |                            | CONDICIONES DE OPERACIÓN SISTEMA DE ESTUDIO   |
|---------------------------------|----------------------------------------------------|----------------------------|-----------------------------------------------|
|                                 | Caso de diseño 1<br>Normal                         | Caso de diseño 2<br>Maximo | Caso base diseño estudio<br>Operación Estable |
| FCC Flujo de alimentación, BPSD | 24000.00                                           | 30000.00                   | 23915.67                                      |
| Flujo Gas de Chimenea, Lbs/hr   | 323203.00                                          | 424000.00                  | 324144.44                                     |
| Presion, psig                   | 31.00                                              | 36.00                      | 32.69                                         |
| Temperatura, °F                 | 690.00                                             | 730.00                     | 719.26                                        |
| Peso Molecular g/mol            | 28.51                                              | 28.79                      | 30.05                                         |

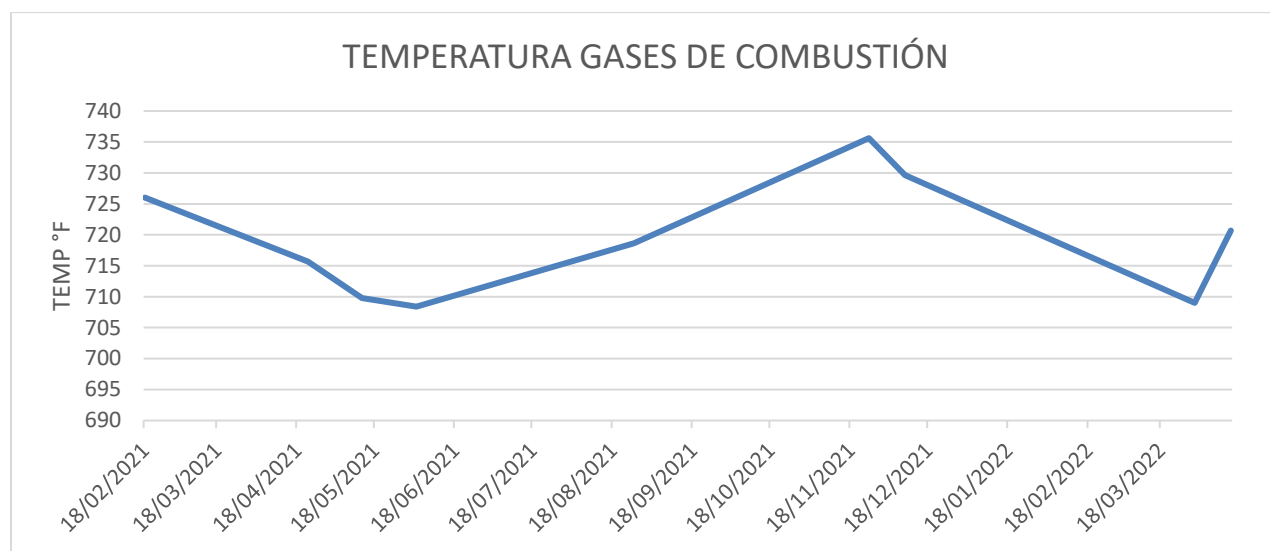
### 5.2.3 Determinación de los parámetros fisicoquímicos de los gases de combustión.

Después de determinar las variables relacionadas con los flujos y las composiciones de los gases de combustión, se realiza el análisis de las condiciones de temperatura y presión del sistema a la salida del sistema TSS. Estos datos se obtuvieron directamente del DCS (mediante el complemento Excel PI-DataLink), como la temperatura, la presión, caída de presión TSS y el caudal del flujo enviado hacia el sistema de recolección de finos UFF el cual equivale al 5% aproximado de la

corriente total de gases de combustión. Las variables distintas a estas se calcularon según el simulador de procesos Aspen Hysys Anexo B y corroborando los valores según datos DCS y data de diseño de los sistemas unitarios del departamento.

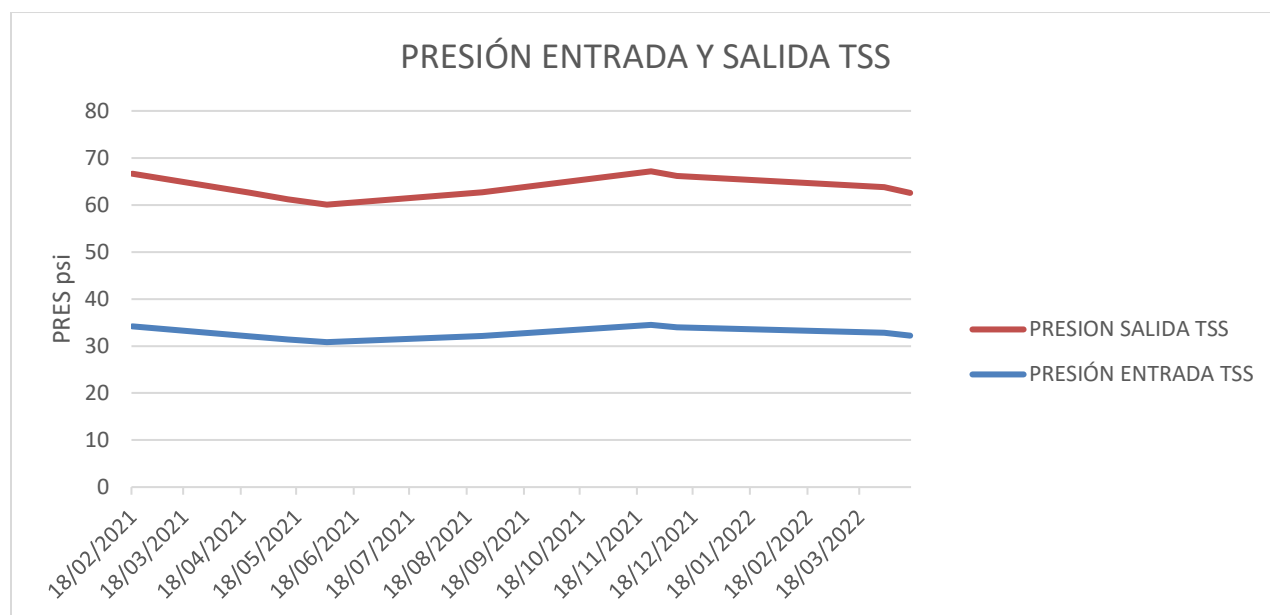
### Grafica 8.

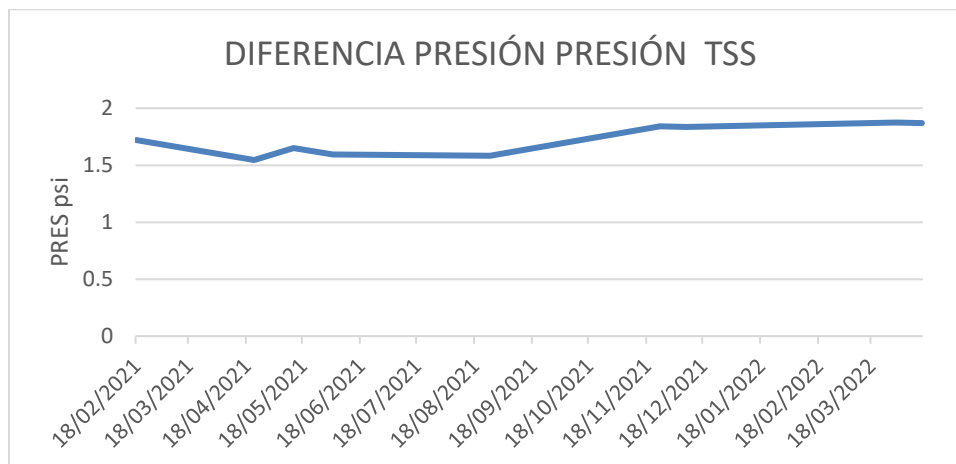
#### Temperatura Gases de Combustión



### Grafica 9.

#### Presión TSS



**Grafica 10.***Diferencia de presión TSS*

Una vez obtenido los caudales, las condiciones de temperatura, presión y las composiciones molares promedio se procede mediante Aspen Hysys según su paquete termodinámico Peng Robinson Especializado para procesos de ruptura catalítica, el predecir las propiedades termodinámicas de la corriente de los gases de combustión de estudio como fuente principal de intercambio energético ver Anexo B.

**Tabla 6.***Propiedades de los gases de combustión.*

| Fluid Package: Basis-5               |              |              |
|--------------------------------------|--------------|--------------|
| Material Stream: Gases de Combustión |              |              |
| Property Package: Peng-Robinson      |              |              |
| CONDITIONS                           | Overall      | Vapour Phase |
| Vapour / Phase Fraction              | 1.0000       | 1.0000       |
| Temperature: (F)                     | 719.3 *      | 719.3        |
| Pressure: (psig)                     | 32.69 *      | 32.69        |
| Molar Flow (MSCFH)                   | 4130         | 4130         |
| Mass Flow (kg/d)                     | 3.529e+006 * | 3.529E+006   |
| Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)       | 800.7        | 800.7        |
| Molar Enthalpy (Btu/lbmole)          | -1.429E+004  | -1.429E+004  |
| Molar Entropy (Btu/lbmole-F)         | 40.32        | 40.32        |
| Heat Flow (MMBtu/hr)                 | -155.5       | -155.5       |
| Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)       | 5.134e+005 * | 5.134E+005   |
| PROPERTIES                           | Overall      | Vapour Phase |
| Molecular Weight                     | 29.78        | 29.78        |
| Molar Density (lbmole/ft3)           | 3.742E-003   | 3.742E-003   |
| Mass Density (lb/ft3)                | 0.1114       | 0.1114       |
| Act. Volume Flow (USGPM)             | 3.626E+005   | 3.626E+005   |
| Mass Enthalpy (Btu/lb)               | -479.6       | -479.6       |
| Mass Entropy (Btu/lb-F)              | 1.354        | 1.354        |
| Heat Capacity (Btu/lbmole-F)         | 7.861        | 7.861        |
| Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)        | 0.2639       | 0.2639       |

#### 5.2.4 Determinación los flujos máximos y mínimos de GLP que se pueden procesar para la evaporación.

Los valores de flujos máximos y mínimos de GLP a enviar al evaporador para poder alimentar a la red de gas combustible de las unidades de balance con bajo contenido de compuestos sulfurados, es obtenida bajo las condiciones mínimas y máximas de operación de flujo de la SP-2758 A/B las cuales serán nuestra fuente principal de potencia de envío. A continuación, se detallan los galones según obtenidos por los DataSheet de los equipos. Ver Anexo D – DataSheet SP-2757 y SP-2758.

**Tabla 7.**

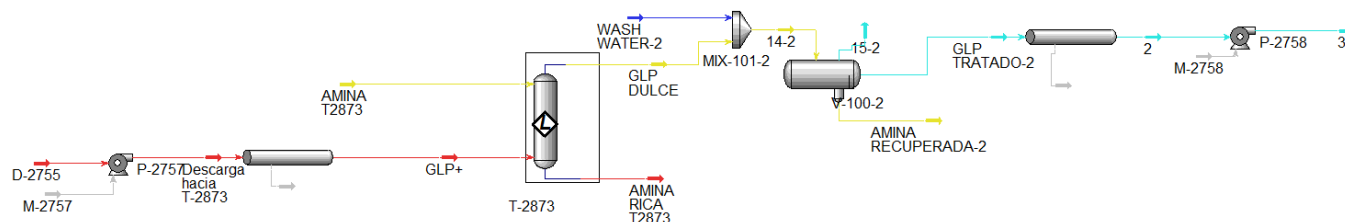
*Galones por minuto de equipo rotativo de GLP.*

| U.S GPM at PT |           | NORM | RATED | MIN | UNIT |
|---------------|-----------|------|-------|-----|------|
| SP_2757       | DATASHEET | 872  | 1061  | 200 | GPM  |
| SP_2758       | DATASHEET | 272  | 313   | 313 | GPM  |

Como se observa en la Tabla 7, el flujo máximo de la **SP-2758 es 313 GPM** lo cual representa nuestro máximo flujo a vaporizar y alimentar a la red de gas combustible. Este valor será la base de análisis para el presente proyecto.

#### 5.2.5 Determinación los parámetros fisicoquímicos y composiciones molares del GLP.

El GLP obtenido de los procesos de ruptura catalítica y procesos de unidades de recuperación de vapores presentan altos contenidos de compuestos azufrados especialmente  $H_2S$ , los cuales representan una baja calidad de este. Es por esto por lo que existe la necesidad de endulzar la corriente mediante un proceso de adsorción con MDEA en la U-2870. Para el presente estudio fue necesario realizar la respectiva simulación de la T-2873 con el objetivo de determinar las composiciones de las corrientes antes del tratamiento con amina y posterior a estos. La composición, concentración, flujo de amina, temperatura, presión y los demás parámetros fisicoquímicos fueron obtenidos y corroborados según los datos arrojados en campo y plasmados según el DCS Ver Anexo C. A su vez la composición del GLP posterior a tratamiento se verifica diariamente según la muestra M-2870-6. Para el presente estudio se tomó una muestra promedio de la composición molar de GLP rica en  $H_2S$  según se contempla en el departamento para los estudios de adsorción de la unidad U-2870.

**Grafica 11.***Proceso de endulzamiento de GLP T-2873***Tabla 8.***Composición Molar GLP U-2870*

| COMPUESTO  | FRACCIÓN MOLAR IN T-2873 | FRACCIÓN MOLAR OUT T-2873 |
|------------|--------------------------|---------------------------|
| MDEAmine   | 0.00000                  | 0.0000                    |
| H2O        | 0.00000                  | 0.0008                    |
| i-Pentane  | 0.00000                  | 0.0000                    |
| n-Pentane  | 0.00128                  | 0.0013                    |
| i-Butane   | 0.18159                  | 0.1828                    |
| n-Butane   | 0.06172                  | 0.0621                    |
| Piperazine | 0.00000                  | 0.0000                    |
| CO2        | 0.00000                  | 0.0000                    |
| <b>H2S</b> | <b>0.00745</b>           | <b>0.0000</b>             |
| Methane    | 0.00000                  | 0.0000                    |
| Ethane     | 0.00009                  | 0.0001                    |
| Propane    | 0.12794                  | 0.1288                    |
| Nitrogen   | 0.00000                  | 0.0000                    |
| Hydrogen   | 0.00000                  | 0.0000                    |
| Ethylene   | 0.00014                  | 0.0001                    |
| Propene    | 0.29910                  | 0.3011                    |
| 1-Butene   | 0.32069                  | 0.3228                    |
| CO         | 0.00000                  | 0.0000                    |
| n-Hexane   | 0.00000                  | 0.0000                    |
| 1-Pentene  | 0.00000                  | 0.0000                    |

Como se observa en la tabla 8, la composición molar del H<sub>2</sub>S disminuye considerablemente, generando que la composición de GLP que va hacia la SP-2758 se encuentre en parámetros de calidad por compuestos azufrados. Las condiciones de presión, temperatura y flujos del GLP se llevaron a simular bajo las condiciones de operación de la SP-2757 y condiciones de operación actuales de la T-2873 de la U-2870.



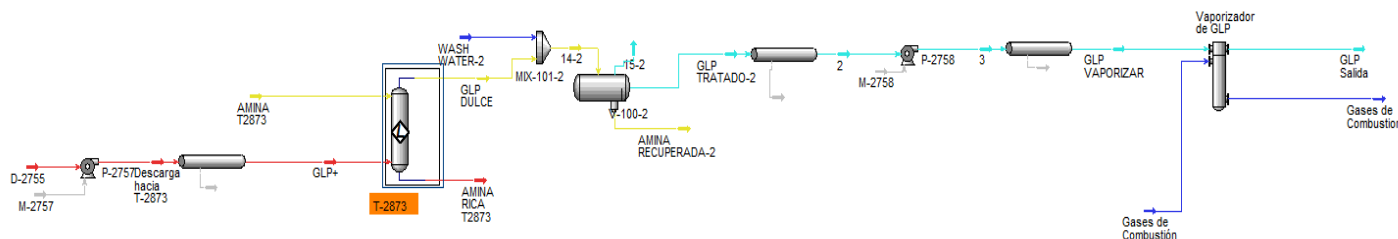
### 5.2.6 Simulación del Evaporador de GLP.

Con el objetivo de obtener en línea un estimado de la capacidad de GLP desviada a la red de gas combustible y la cantidad de energía necesaria para vaporizar el mismo, siendo estos los parámetros más importantes de control para maximizar rendimientos y sostener la calidad de la red de gas combustible que se envían en las diferentes unidades, se desarrolló una herramienta de simulación en Aspen Hysys V.11. Se simula la condición de mayor volumen de GLP a tratar, las condiciones de alta presión de la red de gas combustible 80 psi la cual recibe el GLP y las condiciones mencionadas en los numerales anteriores para los gases de combustión y el endulzamiento de GLP. A su vez se tuvieron en cuenta las perdidas hidráulicas establecidas según la ubicación del futuro equipo determinando las distancias aproximadas Ver Anexo E.

A continuación, se presentan los resultados obtenidos bajo este escenario.

#### Grafica 12.

*Simulación Sistema Completo Evaporador*



**Tabla 9.**

*Resultados Evaporador GLP*

| RESULTADOS EVAPORADOR GLP      |               |            |                     |                     |
|--------------------------------|---------------|------------|---------------------|---------------------|
| Name                           | GLP VAPORIZAR | GLP Salida | Gases de Combustión | Gases de Combustion |
| Vapour                         | 0.000         | 1.000      | 1.000               | 1.000               |
| Temperature [F]                | 103.467       | 115.302    | 719.260             | 560.272             |
| Pressure [psig]                | 320.950       | 100.000    | 32.690              | 30.690              |
| Molar Flow [MSCFH]             | 684.485       | 684.485    | 4129.624            | 4129.624            |
| Mass Flow [kg/d]               | 997894.126    | 997894.126 | 3528706.069         | 3528706.069         |
| Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM] | 328.512       | 328.512    | 800.690             | 800.690             |
| Molar Enthalpy [Btu/lbmole]    | -24574.354    | -17103.561 | -14285.290          | -15523.573          |
| Molar Entropy [Btu/lbmole-F]   | -72.711       | -59.385    | 40.324              | 39.281              |
| Heat Flow [MMBtu/hr]           | -44.328       | -30.852    | -155.466            | -168.942            |

Como se observa en la Tabla 9, Primero, el GLP como corriente de salida del vaporizador se encuentra en fase gaseosa con una temperatura aproximada de 195 °F lo cual es un indicador positivo del funcionamiento de los gases de combustión como fuente energética. Segundo, la caída

de presión del sistema lado tubo asegura el ingreso del GLP a la red de gas combustible y la caída de presión del sistema de gases de combustión es muy mínimo y permite mantener la presión del convertidor a favor sin novedad. Tercero, se observa que es posible vaporizar el 100% del flujo máximo de la SP-2758 con los gases de combustión sin novedad, siendo este valor nuestro máximo de desvío hacia la red. Cuarto, se observa una reducción significativa de la temperatura de los gases de combustión aportando al cumplimiento de la norma de emisiones de fuentes fijas actualmente vigente. Quinto, como se observa la presión de salida de GLP es superior a los 100 psi del sistema de gas combustible permitiendo el ingreso al sistema.

**Tabla 10.**  
*Diseño base Evaporador GLP*

| <b>Evaporador GLP</b>                         |          |
|-----------------------------------------------|----------|
| Duty MMBtu/hr                                 | 15.11    |
| UA Btu/°F-hr                                  | 31895.04 |
| Min. Approach °F                              | 437.35   |
| LMTD °F                                       | 473.68   |
| UA Curvature Error Btu/°F-hr                  | 0.00     |
| Hot Pinch Temp °F                             | 560.27   |
| Cold Pinch Temp °F                            | 103.47   |
| Ft Factor                                     | 0.99     |
| Uncorrected LMTD °F                           | 479.43   |
| Overall U [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]         | 49.12    |
| Shell DP [psi]                                | 2.00     |
| Tube DP [psi]                                 | 19.16    |
| Heat Trans. Area per Shell [ft <sup>2</sup> ] | 649.26   |
| Tube Volume per Shell [ft <sup>3</sup> ]      | 6.82     |
| Shell Volume per Shell [ft <sup>3</sup> ]     | 80.24    |
| Tube length [ft]                              | 6.56     |

Como se observa en la tabla 10, el Duty del sistema corresponde a 15,11 MMBtu/hr los cuales corresponden al potencial necesario de los gases de combustión para transferir energía y vaporizar el máximo flujo de GLP de desvío. A su vez la tabla 10 nos ilustra el área de transferencia mínimo necesario 649.26 ft<sup>2</sup> y la longitud de tubería estimada 6.56 ft, la cual corresponde y abarca la longitud de estudio (15 ft).

Los resultados adicionales al evaporador de GLP se encontrarán en el anexo G, en donde se definen el TEMA de este, las condiciones operacionales simuladas y demás resultados. A su vez adjunto a este documento se anexará la simulación elaborada en Aspen HYSYS V11.

## 7.2 Simulación de flujo masico necesario de vapor #150 para evaporar el GLP.

Un aspecto relevante durante la ejecución del proyecto es el de comparar la cantidad de vapor #150 que se va a reducir en el uso del evaporador de GLP. Para esto, se tomaron los valores en campo de las condiciones operativas del cabezal de vapor #150 de la unidad de balance. Los resultados de la simulación fueron los siguientes aproximadamente.

**Tabla 11.**

*Evaporador GLP - Vapor #150*

| RESULTADOS EVAPORADOR DE GLP CON USO DE VAPOR DE 150 PSIG |               |            |                   |                    |
|-----------------------------------------------------------|---------------|------------|-------------------|--------------------|
| Name                                                      | GLP Vaporizar | GLP salida | Vapor 150 psig IN | Vapor 150 psig OUT |
| Vapour                                                    | 0             | 1          | 1                 | 1                  |
| Temperature [F]                                           | 103,47        | 195,13     | 625,4             | 366,38             |
| Pressure [psig]                                           | 319,16        | 300,00     | 152,3             | 150,3              |
| Molar Flow [MSCFH]                                        | 684,48        | 684,48     | 2493,19           | 2493,19            |
| Mass Fow [Kg/d]                                           | 997894,13     | 997894,13  | 1288561,23        | 1288561,23         |
| Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]                            | 328,51        | 328,51     | 236,87            | 236,87             |
| Molar Enthalpy [Btu/lbmole]                               | -24574,35     | -16198,85  | -99563,37         | -101862,8          |
| Molar Entropy [Btu/lbmole-F]                              | -72,71        | -59,45     | 42,39             | 39,99              |
| Heat Flow [MMBtu/hr]                                      | -44,33        | -29,22     | -654,17           | -669,28            |

Según el último archivo de costos del Departamento de Craqueo Catalítico, el valor del kilo libra hora de vapor de 150 psig es \$22,549 COP. Con lo anterior se realiza el cálculo del costo aproximado de uso de vapor y por consiguiente el ahorro respecto al uso de Gases de Combustión.

**Tabla 12.**

*Costo Vapor #150 - Evaporador GLP*

|                             |                |       |
|-----------------------------|----------------|-------|
| Flujo másico                | 1288561,23     | Kg/d  |
| Flujo másico                | 118366,32      | Lb/h  |
| Costo lb vapor 150 psi/h    | 2.669.042,150  | \$COP |
| Costo lb vapor 150 psi/24 h | 64.057.011,592 | \$COP |

Los detalles de la anterior simulación no se encuentran en el alcance del presente proyecto. Se presentan son los resultados como análisis comparativo del ahorro posible a futuro.

### 7.3 Plantilla de costos tentativos para la implementación de la ingeniería según bases Ecopetrol S.A.

La plantilla de costos Ecopetrol S.A, es una herramienta que permite visualizar los costos aproximados de la ingeniería a futuro a realizar. Se verifica el análisis de riesgos de este y los costos aproximados. Ver anexo H.

Valoración RAM: M - 3C

**Tabla 13.**

*Estimación de costos y valoración RAM*

| 7. Criterios de aceptación                           |                |                                                                      |
|------------------------------------------------------|----------------|----------------------------------------------------------------------|
| 1. VALORACIÓN RAM (Impacto de No Realizar el Cambio) |                |                                                                      |
|                                                      | Calf<br>ej: 3B | Explicación de la calificación                                       |
| PERSONAS                                             | 3C             | Potencial afectación por falla en el sistema, fugas entre otros      |
| ECONOMÍA                                             | 3C             | 0,85 MUS\$ por mayor margen de refinación                            |
| AMBIENTE                                             | 0              | No hay afectación                                                    |
| CLIENTES                                             | 3C             | Desabastecimiento de combustibles                                    |
| IMAGEN                                               | 3C             | Afectación de imagen de la Empresa a nivel regional                  |
| RIESGO GLOBAL                                        | M              | RIESGO GLOBAL: Se toma el más crítico de las 5 categorías anteriores |

| 2. CALCULO FACTOR "J"                                                                                                              |      |     |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|-----|
| Valor riesgo antes del Cambio (calculado en matriz RAM secc.1)                                                                     | R1 = | 0,9 |
| Valor riesgo despues del Cambio                                                                                                    | R2 = | 0,3 |
| $J = \frac{\text{Valor riesgo antes} - \text{Valor riesgo despues}}{\text{Costo de la inversión}} = \frac{R1 - R2}{0,0135} = 44,1$ |      |     |

| 3. ESTIMATIVO DE COSTOS |           |                                                                                                                  |
|-------------------------|-----------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Costo materiales        | 10000,0   | Grado precisión<br> +/- 50% |
| Montaje                 | 1500,0    |                                                                                                                  |
| Ingenierias, estudios   | 0,0       |                                                                                                                  |
| Otros                   | 2000      |                                                                                                                  |
| TOTAL COSTOS            | \$ 13.500 |                                                                                                                  |
|                         |           | \$ 13.500,0                                                                                                      |

## CONCLUSIONES

- Se identificaron y evaluaron las diferentes variables de los gases de combustión y GLP que intervienen en el análisis de factibilidad técnica de la implementación del calor residual presente en los gases de combustión del R-2702 indicando que son el tipo de fluido de calentamiento ideal para generar la vaporización de GLP hacia la red de gas combustible en del Departamento de Refinación Craqueo Catalítico I de Ecopetrol S.A.
- Se estableció que la ubicación tentativa donde iría el intercambiador de calor favorece el aprovechamiento energético y no interviene en el sistema de control de presión del convertidor. Se evaluaron las condiciones de los gases de combustión y el GLP en ese punto de estudio.
- Se contemplaron los balances de masa y energía en el punto donde se realizará la integración energética correspondientes para el evaporador. Se identificaron el máximo escenario posible por evaporar de GLP según el DataSheet de la SP-2758 (313 GPM) y se simularon las condiciones operativas.
- Se determinó que la caída de presión a lo largo de las líneas planteadas y el evaporador, no interfieren en las variaciones de consumo energético en las distintas operaciones de la UOP I, es decir no es necesario generar un aumento de carga de la unidad.
- Se identifico un posible ahorro energético de aproximadamente 64 millones \$COP/día, el cual representaría el uso de vapor #150 como fluido de calentamiento.
- Finalmente se logró confirmar la viabilidad de utilizar los gases de combustión como flujo o fuente energética para vaporizar la corriente de GLP proveniente de la SP-2758 en el Departamento de Craqueo Catalítico para así poder alimentar la red de gas combustible de las unidades de balance con bajos contenido de  $H_2S$ .

## **RECOMENDACIONES - COMENTARIOS**

Un aspecto relevante para recomendar es que al realizar el diseño y la ingeniería al detalle del intercambiador de calor es necesario validar los costos precisos de los valores manejados por Ecopetrol S.A en ese periodo de tiempo. Tal como se evidencio en el trabajo, los costos son estimados según lo consultado en valores presentes, pero aun así presentaban oportunidades de mejora en variables operativas y por consecuente se podrían optimizar los costos en un futuro.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] ECOPETROL S.A. (2018). Portal de Ecopetrol.  
<https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web>.
- [2] ECOPETROL S.A. (2014). Análisis Económicos de PPL de GRB. Vicepresidencia de Refinación y Procesos Industriales. W:\Planeación de la producción \Planeación y Programación de la Producción\Análisis Económicos\Potenciales, 2014.
- [3] Davison, G. (1993). Guía para craqueo catalítico fluidizado. USA. Ed. W. R GRACE & CO.-CONN.
- [4] Unidad de Planeación Minero-Energética (UPME). (2017). Cadena de Gas Licuado de Petróleo GLP.  
[https://www1.upme.gov.co/Hidrocarburos/publicaciones/Cadena\\_GLP\\_2017\\_30032017.pdf](https://www1.upme.gov.co/Hidrocarburos/publicaciones/Cadena_GLP_2017_30032017.pdf)
- [5] ECOPETROL S.A. (2020). Manual de Descripción de Procesos de la Unidad FCC UOP I. Vicepresidencia de Refinación y Procesos Industriales.
- [6] Perry, H. H., y Green, D. W. (1992). Perry: Manual del Ingeniero Químico (6ta ed., Vol.4). McGraw-Hill Interamericana.
- [7] UOP Inc., (1978). Manual de Entrenamiento. Tratado de Tyro. Impreso en U.S.A. Cap 20-21.
- [8] ECOPETROL S.A. (2018). IIE (Índice de Ineficiencia Energética. Departamento de Energía y Pérdidas-Gerencia de Refinería de Barrancabermeja
- [9] Angiolani, A. (1960). Introducción a la química industrial: fundamentos químicos y tecnológicos. Ed. Andrés Bello. p.708. Santiago de Chile.
- [10] Smith, J. M., Van Ness, H. C., y Abbott, M. M. (2002). Introducción a la termodinámica en ingeniería química. (1a. ed.). México. McGraw-Hill Interamericana.
- [11] Cengel, Y. A., y Boles, M. A. (2012). Termodinámica. (7a. ed.) México. Mcgraw-Hill.
- [12] López Cárdenas, D. C., Acevedo Duarte, L. D., y Mahecha Bohorquez, C. D. (2008). Optimización simultanea de composición de cargas y variables de operación en unidades de destilación de crudo. (Tesis de Maestría). Universidad Industrial de Santander.  
[http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/pags/cat/popup/pa\\_detalle\\_matbib.jsp?parametros=147875%2013](http://tangara.uis.edu.co/biblioweb/pags/cat/popup/pa_detalle_matbib.jsp?parametros=147875%2013)
- [13] Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., y Shaeiwitz, J. A. (2008). Analysis, synthesis and design of chemical processes. Pearson Education.
- [14] Ineo L. (2001). Gas/Spec Specialty Amine. Gas/Spec Products, Technology and Services. 35, 58- 65.
- [15] Vera Pérez, R. A., y Valdivia Pérez, L. M. (2019). Simulación en estado estacionario de la desacidificacioón del gas natural, mediante el uso del simulador ASPEN HYSYS 8.8. (Tesis de pregrado). Universidad Nacional de San Agustín de Arequipa-Perú.
- [16] Wolschlag, L.M., Couch Keith, A., Xin Zhu, F., y Alves, J. (2009). UOP FCC DESIGN ADVANCEMENTS TO REDUCE ENERGY CONSUMPTION AND CO<sub>2</sub> EMISSIONS, Des Plaines, Illinois, USA.

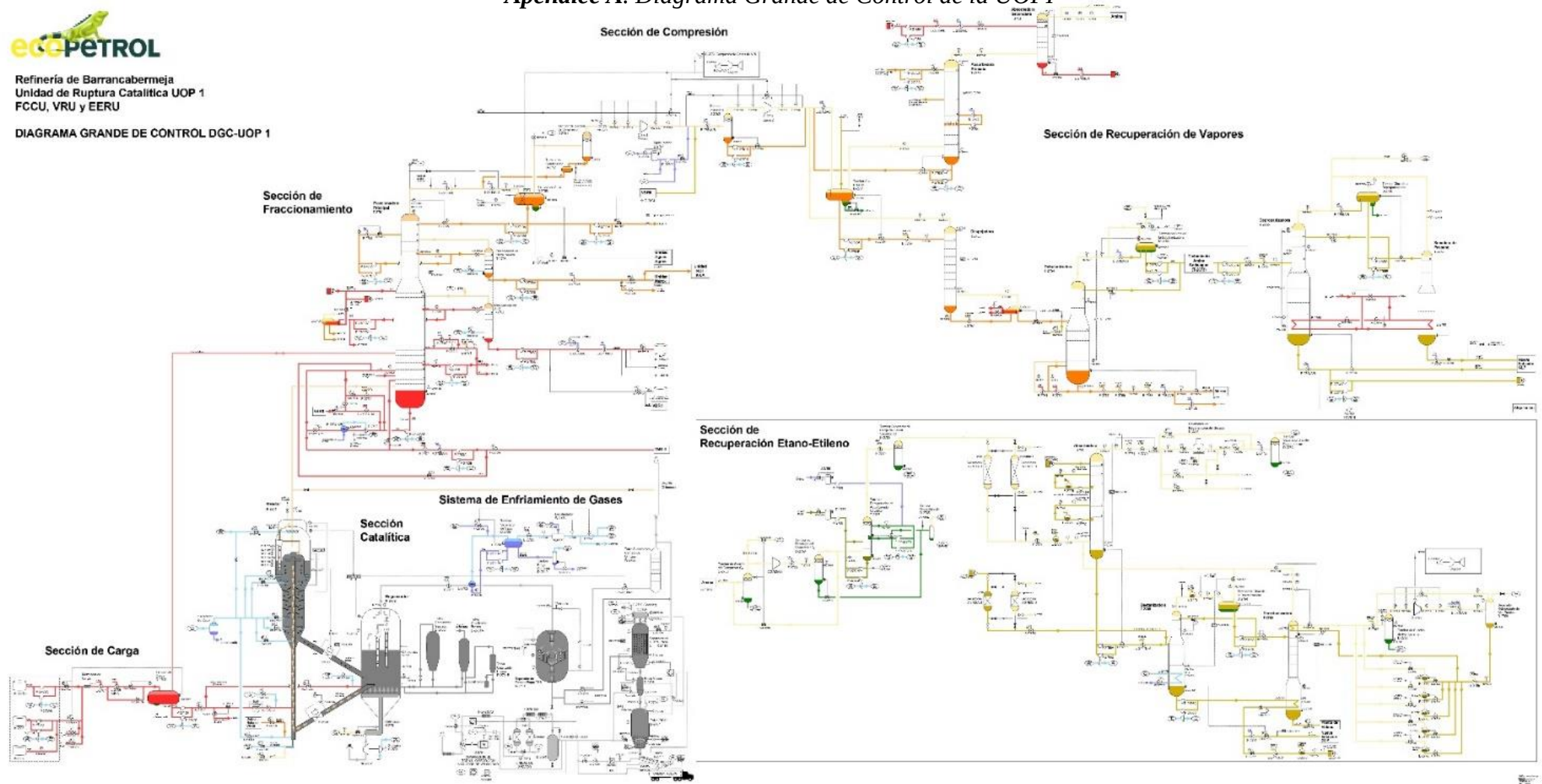
## Apéndices

### Apéndice A. Diagrama Grande de Control de la UOPI



Refinería de Barrancabermeja  
Unidad de Ruptura Catalítica UOP 1  
FCCU, VRU y EERU

DIAGRAMA GRANDE DE CONTROL DGC-UOP 1





**Apéndice B. Propiedades termodinámicas de la corriente de los gases de combustión**

|                                             |                |                     |
|---------------------------------------------|----------------|---------------------|
| Fluid Package: Basis-5                      |                |                     |
| <b>Material Stream: Gases de Combustión</b> |                |                     |
| Property Package: Peng-Robinson             |                |                     |
| <b>CONDITIONS</b>                           | <b>Overall</b> | <b>Vapour Phase</b> |
| Vapour / Phase Fraction                     | 1.0000         | 1.0000              |
| Temperature: (F)                            | 719.3 *        | 719.3               |
| Pressure: (psig)                            | 32.69 *        | 32.69               |
| Molar Flow (MSCFH)                          | 4130           | 4130                |
| Mass Flow (kg/d)                            | 3.529e+006 *   | 3.529E+006          |
| Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)              | 800.7          | 800.7               |
| Molar Enthalpy (Btu/lbmole)                 | -1.429E+004    | -1.429E+004         |
| Molar Entropy (Btu/lbmole-F)                | 40.32          | 40.32               |
| Heat Flow (MM Btu/hr)                       | -155.5         | -155.5              |
| Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)              | 5.134e+005 *   | 5.134E+005          |
| <b>PROPERTIES</b>                           | <b>Overall</b> | <b>Vapour Phase</b> |
| Molecular Weight                            | 29.78          | 29.78               |
| Molar Density (lbmole/ft3)                  | 3.742E-003     | 3.742E-003          |
| Mass Density (lb/ft3)                       | 0.1114         | 0.1114              |
| Act. Volume Flow (USGPM)                    | 3.626E+005     | 3.626E+005          |
| Mass Enthalpy (Btu/lb)                      | -479.6         | -479.6              |
| Mass Entropy (Btu/lb-F)                     | 1.354          | 1.354               |
| Heat Capacity (Btu/lbmole-F)                | 7.861          | 7.861               |
| Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)               | 0.2639         | 0.2639              |
| LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)          | 280.8          | 280.8               |
| HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)          | 316.9          | 316.9               |
| HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)               | 10.64          | 10.64               |
| LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)               | 9.428          | 9.428               |
| Phase Fraction [Vol. Basis]                 | 1.000          | 1.000               |
| Phase Fraction [Mass Basis]                 | 1.000          | 1.000               |
| Phase Fraction [Act. Vol. Basis]            | 1.000          | 1.000               |
| Mass Exergy (Btu/lb)                        | 98.22          | ---                 |
| Cost Based on Flow (Cost/s)                 | 0.0000         | 0.0000              |
| Act. Gas Flow (ACFM)                        | 4.848E+004     | 4.848E+004          |
| Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)              | 1.695          | 1.695               |
| Specific Heat (Btu/lbmole-F)                | 7.861          | 7.861               |
| Std. Gas Flow (MMSCFD)                      | 98.93          | 98.93               |
| Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)       | 50.47          | 50.47               |
| Z Factor                                    | 1.001          | 1.001               |
| Watson K                                    | 6.758          | 6.758               |
| Cp/(Cp - R)                                 | 1.338          | 1.338               |
| Cp/Cv                                       | 1.339          | 1.339               |
| Heat of Vap. (Btu/lbmole)                   | 4024           | ---                 |
| Kinematic Viscosity (cSt)                   | 18.16          | 18.16               |
| Liquid Fraction                             | 0.0000         | 0.0000              |
| Molar Volume (ft3/lbmole)                   | 267.3          | 267.3               |
| Mass Heat of Vap. (Btu/lb)                  | 135.1          | ---                 |
| Phase Fraction [Molar Basis]                | 1.0000         | 1.0000              |
| Surface Tension (dyne/cm)                   | ---            | ---                 |
| Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)          | 2.733E-002     | 2.733E-002          |
| Viscosity (cP)                              | 3.242E-002     | 3.242E-002          |
| Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)              | 5.875          | 5.875               |
| Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)             | 0.1973         | 0.1973              |
| Cv (Btu/lbmole-F)                           | 5.870          | 5.870               |
| Mass Cv (Btu/lb-F)                          | 0.1971         | 0.1971              |
| Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)USGPM)       | 5.134E+005     | 5.134E+005          |
| Viscosity Index                             | -1.786         | ---                 |
| Ideal Gas Cp/Cv                             | 1.338          | 1.338               |
| Ideal Gas Cp (Btu/lbmole-F)                 | 7.853          | 7.853               |
| Mass Ideal Gas Cp (Btu/lb-F)                | 0.2637         | 0.2637              |
| Bubble Point Pressure (psig)                | ---            | ---                 |
| Reid VP at 37.8 C (psig)                    | ---            | ---                 |
| True VP at 37.8 C (psig)                    | ---            | ---                 |

**Apéndice C. Propiedades termodinámicas GLP Pre-Tratamiento Amina**

| Fluid Package: Basis-5                |              |             |
|---------------------------------------|--------------|-------------|
| <b>Material Stream: GLP</b>           |              |             |
| Property Package: Peng-Robinson       |              |             |
| CONDITIONS                            | Overall      | Vapour      |
| Vapour / Phase Fraction               | 1.0000       | 1.0000      |
| Temperature: (F)                      | 719.3 *      | 719.3       |
| Pressure: (psig)                      | 32.69 *      | 32.69       |
| Molar Flow (MSCFH)                    | 4130         | 4130        |
| Mass Flow (kg/d)                      | 3.529e+006 * | 3.529E+006  |
| Std Ideal Liq Vol Flow (USGPM)        | 800.7        | 800.7       |
| Molar Enthalpy (Btu/lbmole)           | -1.429E+004  | -1.429E+004 |
| Molar Entropy (Btu/lbmole-F)          | 40.32        | 40.32       |
| Heat Flow (MMBtu/hr)                  | -155.5       | -155.5      |
| Liq Vol Flow @Std Cond (USGPM)        | 5.134e+005 * | 5.134E+005  |
| PROPERTIES                            | Overall      | Vapour      |
| Molecular Weight                      | 29.78        | 29.78       |
| Molar Density (lbmole/ft3)            | 3.742E-003   | 3.742E-003  |
| Mass Density (lb/ft3)                 | 0.1114       | 0.1114      |
| Act. Volume Flow (USGPM)              | 3.626E+005   | 3.626E+005  |
| Mass Enthalpy (Btu/lb)                | -479.6       | -479.6      |
| Mass Entropy (Btu/lb-F)               | 1.354        | 1.354       |
| Heat Capacity (Btu/lbmole-F)          | 7.861        | 7.861       |
| Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)         | 0.2639       | 0.2639      |
| LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)    | 280.8        | 280.8       |
| HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)    | 316.9        | 316.9       |
| HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)         | 10.64        | 10.64       |
| LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)         | 9.428        | 9.428       |
| Phase Fraction [Vol. Basis]           | 1.000        | 1.000       |
| Phase Fraction [Mass Basis]           | 1.000        | 1.000       |
| Phase Fraction [Act. Vol. Basis]      | 1.000        | 1.000       |
| Mass Exergy (Btu/lb)                  | 98.22        | ---         |
| Cost Based on Flow (Cost/s)           | 0.0000       | 0.0000      |
| Act. Gas Flow (ACFM)                  | 4.848E+004   | 4.848E+004  |
| Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)        | 1.695        | 1.695       |
| Specific Heat (Btu/lbmole-F)          | 7.861        | 7.861       |
| Std. Gas Flow (MMSCFD)                | 98.93        | 98.93       |
| Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3) | 50.47        | 50.47       |
| Z Factor                              | 1.001        | 1.001       |
| Watson K                              | 6.758        | 6.758       |
| Cp/(Cp - R)                           | 1.338        | 1.338       |
| Cp/Cv                                 | 1.339        | 1.339       |
| Heat of Vap. (Btu/lbmole)             | 4024         | ---         |
| Kinematic Viscosity (cSt)             | 18.16        | 18.16       |
| Liquid Fraction                       | 0.0000       | 0.0000      |
| Molar Volume (ft3/lbmole)             | 267.3        | 267.3       |
| Mass Heat of Vap. (Btu/lb)            | 135.1        | ---         |
| Phase Fraction [Molar Basis]          | 1.0000       | 1.0000      |
| Surface Tension (dyne/cm)             | ---          | ---         |
| Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)    | 2.733E-002   | 2.733E-002  |
| Viscosity (cP)                        | 3.242E-002   | 3.242E-002  |
| Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)        | 5.875        | 5.875       |
| Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)       | 0.1973       | 0.1973      |
| Cv (Btu/lbmole-F)                     | 5.870        | 5.870       |
| Mass Cv (Btu/lb-F)                    | 0.1971       | 0.1971      |
| Liq. Vol. Flow - Sum(Std.)            | 5.134E+005   | 5.134E+005  |
| Viscosity Index                       | -1.786       | ---         |
| Ideal Gas Cp/Cv                       | 1.338        | 1.338       |
| Ideal Gas Cp (Btu/lbmole-F)           | 7.853        | 7.853       |
| Mass Ideal Gas Cp (Btu/lb-F)          | 0.2637       | 0.2637      |
| Bubble Point Pressure (psig)          | ---          | ---         |
| Reid VP at 37.8 C (psig)              | ---          | ---         |
| True VP at 37.8 C (psig)              | ---          | ---         |

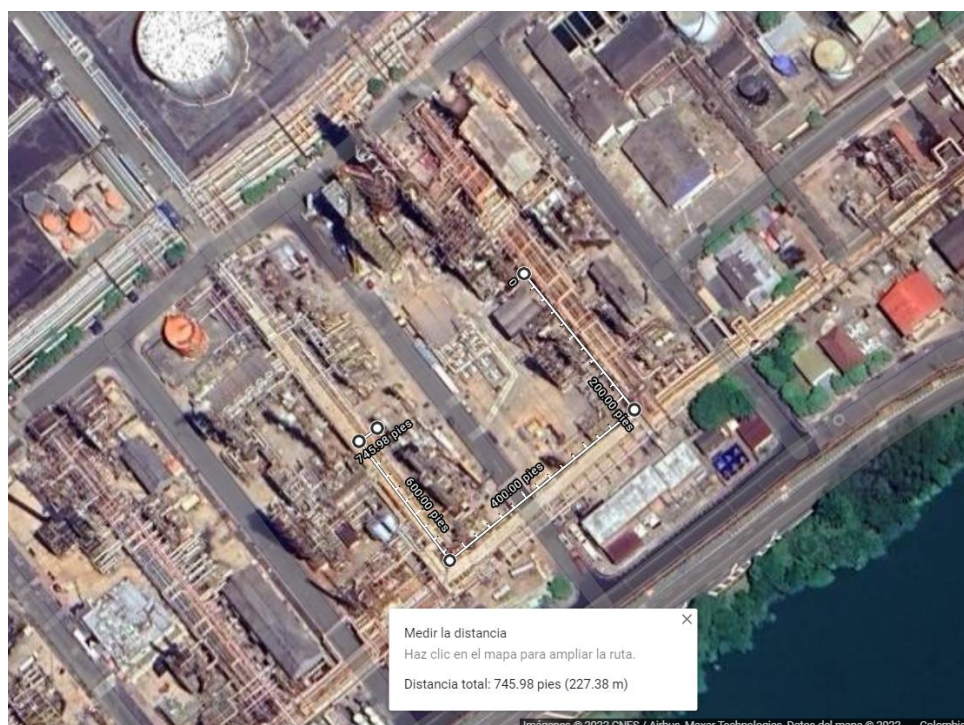
**Apéndice D. Datasheet SP-2757 y SP-2758.**

| DATA SHEET FOR CENTRIFUGAL PUMPS SP-2757 |             |                  |        |        |          |      |
|------------------------------------------|-------------|------------------|--------|--------|----------|------|
| OPERATION CONDITIONS EACH PUMP           |             |                  |        |        |          |      |
| LIQUID                                   | HIDROCARBOH | U.S GPM at PT    | NOR    | 872    | RATED    | 1061 |
| PT, f                                    | 100         | DISCH PRESS psig | 225    |        |          |      |
| SP GR at PT                              | 0,533       | SUCT PRESS psig  | MAX    | X      | RATED    | 163  |
| VAP PRESS at PT psia                     | 175         | DIFF PRESS psi   | 62     |        |          |      |
| VIS at PT                                | X           | DIFF HEAD ft     | 269    |        |          |      |
|                                          |             | NPSH AVAIL ft    | >20    |        |          |      |
| CONSTRUCTION AND MATERIALS               |             |                  |        |        |          |      |
| NOZZLES                                  | SIZE        | RATING           | FACING |        | POSITION |      |
| SUCTION                                  | 8"          | 300              | RF     |        | TOP      |      |
| DISCHARGE                                | 6"          | 300              | RF     |        | TOP      |      |
| IMPELLER DIAM                            |             |                  |        |        |          |      |
| RATED                                    | 8 5/8       | MAX              | 9 1/8  | MIN    | 7 1/2    |      |
| TYPE                                     | CLOSED      |                  |        |        |          |      |
| MOTOR DRIVER BY OTHERS                   |             |                  |        |        |          |      |
| HP                                       | 75          | RPM              | 3550   | FRAME  | 365      | TS   |
| VOLTS                                    | 460         | PHASE            | 3      | CYCLES | 60       |      |
| TURBINE DRIVER BY OTHERS                 |             |                  |        |        |          |      |
| HP                                       | 65          | RPM              | 3550   | FRAME  | X        | X    |
| INLET STEAM                              | psig        | 150              | TEMP   | °F     | 400      |      |
| EXHAUST                                  | psig        | 55               |        |        |          |      |
| PERFORMANCE                              |             |                  |        |        |          |      |
| DESS EFF                                 | %           | 70               | BHP    |        | 55       |      |
| MAX BHP RATED                            | IMP         | 60               |        |        |          |      |
| MAX HEAD RATED                           | IMP         | FT               | 307    |        |          |      |
| MIN CONTINUOUS                           | GPM         | 200              |        |        |          |      |

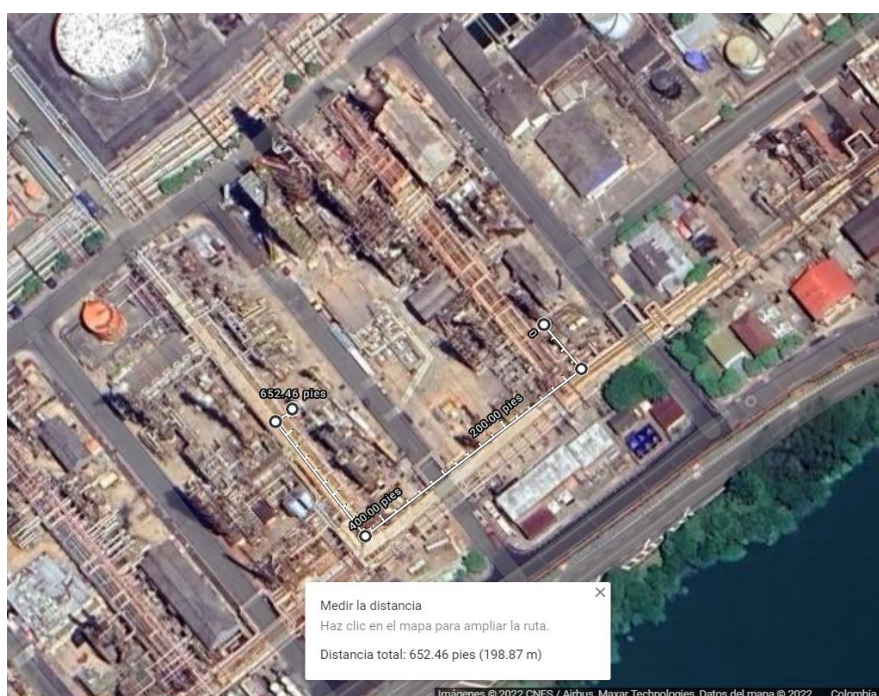
| DATA SHEET FOR CENTRIFUGAL PUMPS SP-2758 |             |                  |        |        |          |     |
|------------------------------------------|-------------|------------------|--------|--------|----------|-----|
| OPERATION CONDITIONS EACH PUMP           |             |                  |        |        |          |     |
| LIQUID                                   | HIDROCARBOH | U.S GPM at PT    | NOR    | 272    | RATED    | 313 |
| PT, f                                    | 100         | DISCH PRESS psig | 350    |        |          |     |
| SP GR at PT                              | 0,544       | SUCT PRESS psig  | MAX    | X      | RATED    | 191 |
| VAP PRESS at PT psia                     | 175         | DIFF PRESS psi   | 159    |        |          |     |
| VIS at PT                                | X           | DIFF HEAD ft     | 676    |        |          |     |
|                                          |             | NPSH AVAIL ft    | >20    |        |          |     |
| CONSTRUCTION AND MATERIALS               |             |                  |        |        |          |     |
| NOZZLES                                  | SIZE        | RATING           | FACING |        | POSITION |     |
| SUCTION                                  | 6"          | 300              | RF     |        | END      |     |
| DISCHARGE                                | 3"          | 300              | RF     |        | TOP      |     |
| IMPELLER DIAM                            |             |                  |        |        |          |     |
| RATED                                    | 13"         | MAX              | 15"    | MIN    | 10"      |     |
| TYPE                                     | CLOSED      |                  |        |        |          |     |
| MOTOR DRIVER BY OTHERS                   |             |                  |        |        |          |     |
| HP                                       | 75          | RPM              | 3550   | FRAME  | 365      | TS  |
| VOLTS                                    | 460         | PHASE            | 3      | CYCLES | 60       |     |
| TURBINE DRIVER BY OTHERS                 |             |                  |        |        |          |     |
| HP                                       | 70          | RPM              | 3550   | FRAME  | X        | X   |
| INLET STEAM                              | psig        | 150              | TEMP   | °F     | 400      |     |
| EXHAUST                                  | psig        | 50               |        |        |          |     |
| PERFORMANCE                              |             |                  |        |        |          |     |
| DESS EFF                                 | %           | 50               | BHP    |        | 58,3     |     |
| MAX BHP RATED                            | IMP         | 75               |        |        |          |     |
| MAX HEAD RATED                           | IMP         | FT               | 745    |        |          |     |
| MIN CONTINUOUS                           | GPM         | 80               |        |        |          |     |

\*\*\*Valores Tomados según Data UOP I

### Apéndice E. Distancias promedio sistema hidráulico

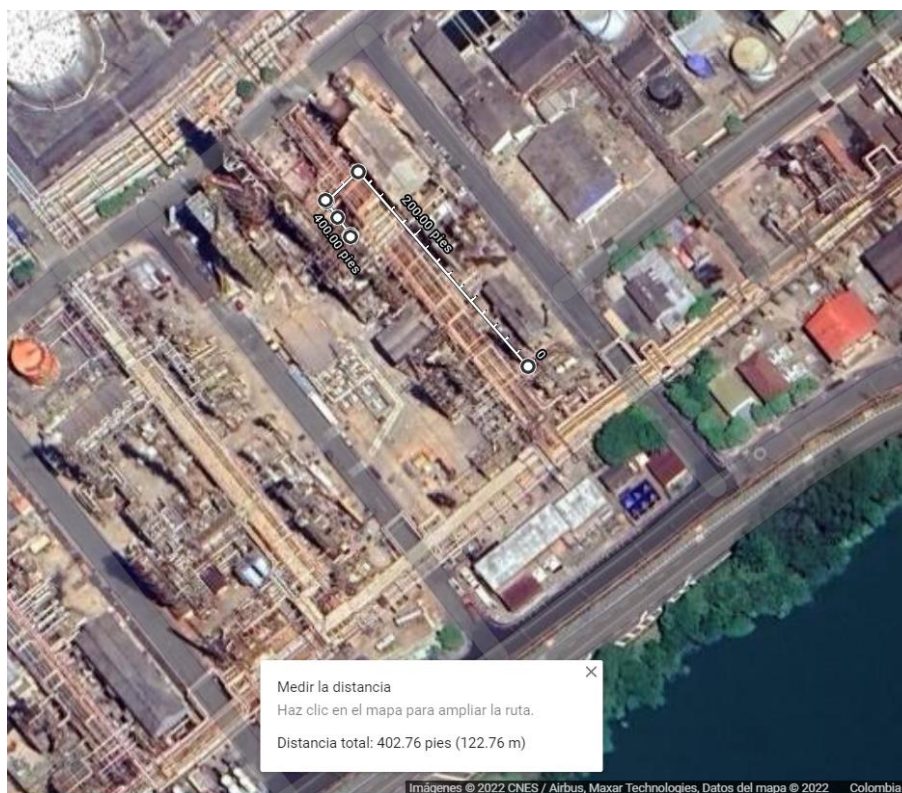


SP-2757 hasta T-2873



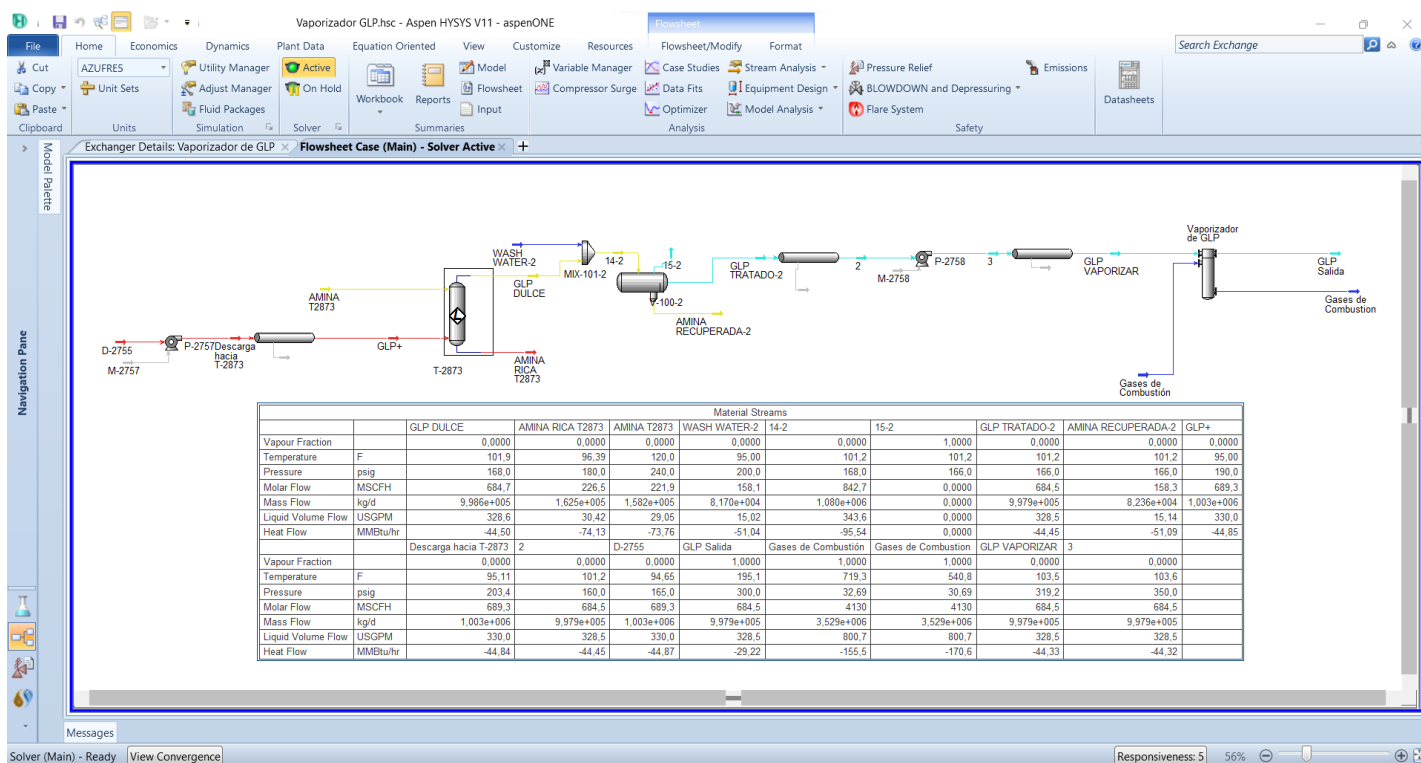
T-2873 hasta succión SP-2758





SP-2758 a Sistema Gases de Combustión

## Apéndice F. Flowsheet Evaporador GLP Aspen HYSYS



### Apéndice G. Evaporador GLP

| Heat Exchanger Specification Sheet |                                            |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
|------------------------------------|--------------------------------------------|-----------------------|---------------------------------|------------------|------------------------------------|---------------------|--------------------------|-----------------|----------------------|
| 1                                  | Company: Ecopetrol                         |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 2                                  | Location: U-2700                           |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 3                                  | Service of Unit: Vaporizador GLP           |                       |                                 |                  | Our Reference: E-27XX              |                     |                          |                 |                      |
| 4                                  | Item No.: 1                                |                       |                                 |                  | Your Reference:                    |                     |                          |                 |                      |
| 5                                  | Date: 2022                                 |                       | Rev No.:                        |                  | Job No.:                           |                     |                          |                 |                      |
| 6                                  | Size: 41                                   | 6.5617 in             | ft                              | Type: D          | G                                  | M                   | Horizontal               | Connected in: 1 | parallel 1 series    |
| 7                                  | Surf/unit(eff.)                            |                       | Shells/unit                     |                  | Surf/shell(eff.)                   |                     |                          |                 |                      |
| 8                                  | PERFORMANCE OF ONE UNIT                    |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 9                                  | Fluid allocation                           |                       |                                 |                  | Shell Side                         |                     |                          | Tube Side       |                      |
| 10                                 | Fluid name                                 |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 11                                 | Fluid quantity lb/h                        |                       | Mass flow rate multiplier       |                  | 317460                             |                     | / 1                      |                 | 87302 / 1            |
| 12                                 | Vapor (In/Out)                             |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 13                                 | Liquid                                     |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 14                                 | Noncondensable                             |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 15                                 | Vapor mass fraction                        |                       |                                 |                  | 1                                  |                     | 1                        |                 | 0 1                  |
| 16                                 | Temperature (In/Out)                       |                       | °F                              |                  | 717.53                             |                     | 562.73                   |                 | 101.93               |
| 17                                 | Bubble / Dew point                         |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 18                                 | Density Vapor/Liquid                       |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 19                                 | Viscosity                                  |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 20                                 | Molecular wt, Vap                          |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 21                                 | Molecular wt, NC                           |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 22                                 | Specific heat                              |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 23                                 | Thermal conductivity                       |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 24                                 | Latent heat                                |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 25                                 | Pressure (abs)                             |                       | psi                             |                  | 47.39                              |                     | 45.39                    |                 | 335.65 300           |
| 26                                 | Velocity (Mean/Max)                        |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 27                                 | Pressure drop, allow./calc.                |                       | psi                             |                  | 3.77                               |                     |                          |                 | 35.65                |
| 28                                 | Fouling resistance (min)                   |                       | ft <sup>2</sup> -h-F/BTU        |                  | 0                                  |                     |                          |                 | 0                    |
| 29                                 | Heat exchanged BTU/h                       |                       |                                 |                  | / Heat exchanged multiplier 1      |                     | MTD (corrected)          |                 |                      |
| 30                                 | Transfer rate, Service                     |                       |                                 |                  | Dirty                              |                     | Clean                    |                 |                      |
| 31                                 | CONSTRUCTION OF ONE SHELL                  |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 32                                 |                                            |                       |                                 |                  | Shell Side                         |                     |                          | Tube Side       |                      |
| 33                                 | Design/Vacuum/test pressure                |                       | psi                             |                  | 58.02                              |                     | / 377.1                  |                 | /                    |
| 34                                 | Design temperature/MDMT                    |                       | °F °F                           |                  | 788                                |                     | / 788                    |                 | /                    |
| 35                                 | Number passes per shell                    |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          | 2               |                      |
| 36                                 | Corrosion allowance                        |                       | in                              |                  | 0.125                              |                     | 0.125                    |                 |                      |
| 37                                 | Connections                                |                       | In                              |                  | 1                                  |                     | / -                      |                 | / -                  |
| 38                                 | Size/Rating                                |                       | Out                             |                  | 1                                  |                     | / -                      |                 | / -                  |
| 39                                 |                                            |                       | Intermediate                    |                  | / -                                |                     | / -                      |                 | / -                  |
| 40                                 | Tube #: 2                                  | OD: 2 in              | Tks. 0.083 in                   |                  | Length: 6.5 ft                     |                     | Pitch: 2.5 in            |                 | Tube pattern: 60-Rot |
| 41                                 | Tube type: Plain                           |                       | Insert: None                    |                  | Fin#: -                            |                     | Material: Carbon Steel 1 |                 |                      |
| 42                                 | Shell Carbon Ste 1                         | ID 41                 | OD 42.0236 in                   |                  | Shell cover                        |                     |                          |                 |                      |
| 43                                 | Channel or bonnet Carbon Steel 1           |                       | Channel cover                   |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 44                                 | Tubesheet-stationary Carbon Steel 1        |                       | Set 0                           |                  | Tubesheet-floating                 |                     |                          |                 |                      |
| 45                                 | Floating head cover                        |                       | Impingement protection None     |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 46                                 | Baffle-cross Carbon Steel 1                | Type Single segmental |                                 | Cut(%d)          |                                    | Spacing: c/c 0.5 in |                          |                 |                      |
| 47                                 | Baffle-long                                | Seal Type             |                                 | Inlet 16.5743 in |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 48                                 | Supports-tube U-bend                       |                       | Type                            |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 49                                 | Bypass seal                                |                       | Tube-tubesheet joint            |                  | Expanded only (2 grooves)(App.A 1) |                     |                          |                 |                      |
| 50                                 | Expansion joint                            |                       | Type                            |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 51                                 | RhoV2-Inlet nozzle                         |                       | Bundle entrance                 |                  | Bundle exit                        |                     |                          |                 |                      |
| 52                                 | Gaskets - Shell side                       |                       | 0                               |                  | Tube side Flat metal jackets 82    |                     |                          |                 |                      |
| 53                                 | Floating head                              |                       |                                 |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 54                                 | Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1 |                       | TEMA class R - refinery service |                  |                                    |                     |                          |                 |                      |
| 55                                 | Weight/Shell                               |                       | Filled with water               |                  | Bundle                             |                     |                          |                 |                      |

## Apéndice H. Plantilla Factibilidad ECP

|  |                                                                   |                       |            |
|--|-------------------------------------------------------------------|-----------------------|------------|
|  | <b>ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD PARA CONTROL DE CAMBIOS DE PLANTA</b> |                       |            |
|  | <b>RESPONSABILIDAD INTEGRAL</b>                                   |                       |            |
|  | <b>DIRECCIÓN DE HSE &amp; GESTIÓN SOCIAL</b>                      |                       |            |
|  | ECP-DHS-F-177                                                     | Elaborado<br>26/10/10 | Versión: 1 |

**1. Información general**

**Localización:** GRB                      **Área:** Cracking I                      **Planta/equipo:** U-2700

**Proponente:** Gustavo Parra, Johnson Uribe

**Nombre de la iniciativa:** Ingeniería del Evaporador de GLP hacia la red de gas combustible.

**2. Descripción del proceso Actual**

Las unidades de craqueo catalítico I convierten entre el 18 y 24% en volumen de la carga en GLP y la producción en varias ocasiones supera los despachos diarios hacia el país. Como resultado de esta sobreoferta se genera un aumento en los inventarios en las estaciones de almacenamiento de la GRB, por ende, es necesaria el envío de gas licuado de petróleo (GLP) y propano grado refinería (PGR) como producto hacia la red de gas combustible de la refinería. Además, en la actualidad el gas licuado de petróleo (GLP) que se envía hacia la red de gas combustible presenta contaminantes como el ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S). Este envío se realiza desde el cuadro de control de cima de la T-2754 de la U-2750.

**3. Descripción del sistema propuesto**

*Descripción y Alcance del sistema propuesto. Descripción breve de la solución planteada*

La presente Ingeniería busca implementar el aprovechamiento energético al vaporizar GLP de la descarga de la SP-2758 usando los Gases de Combustión de la unidad FCC del departamento de Craqueo Catalítico I y alimentarlo posteriormente a la red de gas combustible posterior al tratamiento de endulzamiento.

**4. Objetivo del requerimiento**

*Para qué se hace el cambio*

Para disminuir los desvíos de GLP con contenidos sulfurados hacia la red de Gas Combustible, el cual impacta las calderas de balance.

**5. Beneficios esperados**

*Qué se espera ganar (o ahorrar) al ejecutar este cambio (tangibles o intangibles)*

Disminuir el impacto de corrosión de las calderas de las unidades de balance. Aprovechamiento energético utilizando el poder calorífico de los gases de combustión en vez de vapor.

**6. Formulación y análisis de alternativas**

*Otras opciones que se identifican para cumplir el objetivo propuesto o solucionar el problema actual*

Implementar el E-2991 del sistema de Gas Combustible, mediante vapor como fuente de transferencia de energía.

Aumentar el tratamiento de endulzamiento de la red de Gas Combustible eliminando así todos los compuestos sulfurados.

**7. Criterios de aceptación**

**1. VALORACIÓN RAM (Impacto de No Realizar el Cambio)**

|                      | Calif.<br>ej: 3B | Explicación de la calificación                                              |
|----------------------|------------------|-----------------------------------------------------------------------------|
| <b>PERSONAS</b>      | 3C               | Potencial afectación por falla en el sistema, fugas entre otros             |
|                      |                  |                                                                             |
| <b>ECONOMÍA</b>      | 3C               | 0,85 MUS\$ por mayor margen de refinación                                   |
|                      |                  |                                                                             |
| <b>AMBIENTE</b>      | 0                | No hay afectación                                                           |
|                      |                  |                                                                             |
| <b>CLIENTES</b>      | 3C               | Desabastecimiento de combustibles                                           |
|                      |                  |                                                                             |
| <b>IMAGEN</b>        | 3C               | Afectación de imagen de la Empresa a nivel regional                         |
|                      |                  |                                                                             |
| <b>RIESGO GLOBAL</b> | <b>M</b>         | <b>RIESGO GLOBAL: Se toma el más crítico de las 5 categorías anteriores</b> |

**2. CALCULO FACTOR "J"**

|                                                                                                                                                               |      |     |
|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|-----|
| Valor riesgo antes del Cambio (calculado en matriz RAM secc.1)                                                                                                | R1 = | 0,9 |
| Valor riesgo después del Cambio                                                                                                                               | R2 = | 0,3 |
| $J = \frac{\text{Valor riesgo antes} - \text{Valor riesgo después}}{\text{Costo de la inversión}} = \frac{R1 - R2}{0,0135} = \frac{0,9 - 0,3}{0,0135} = 44,1$ |      |     |

**3. ESTIMATIVO DE COSTOS**

|                       |                  |                                                               |
|-----------------------|------------------|---------------------------------------------------------------|
| Costo materiales      | 10000,0          | Grado precisión<br><span style="color: red;">■</span> +/- 50% |
| Montaje               | 1500,0           |                                                               |
| Ingenierías, estudios | 0,0              |                                                               |
| Otros                 | 2000             |                                                               |
| <b>TOTAL COSTOS</b>   | <b>\$ 13.500</b> | <b>\$ 13.500,0</b>                                            |

|                                     |                                           |
|-------------------------------------|-------------------------------------------|
| Preparado por: <u>GUSTAVO PARRA</u> | Aprobado por: <u>YENNSY DAVIAN RAVELO</u> |
| <u>JOHNSON URIBE</u>                |                                           |
|                                     | Vo.Bo.                                    |

Fecha de creación:   ###  

**AL APROBARSE ESTA SOLICITUD PUEDE INCLUIRSE EN LA HERRAMIENTA INFORMÁTICA**

**COMENTARIOS DE ACEPTACIÓN O RECHAZO**