

Diseño conceptual y evaluación de un sistema para la vaporización de GLP residual en la
refinería de Barrancabermeja

Maria Camila Ariza Acela

Trabajo de grado para optar el título de Ingeniera Química

Director

Crisóstomo Barajas Ferreira

Magister en Ingeniería Química

Codirector interno

Eivarth Fernando Caballero Delgado

Magister en Ingeniería Química

Codirector externo

Oswaldo Andrés Muñoz Espinosa

Ingeniero Químico

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2019

DEDICATORIA

A mis padres, por su paciencia y apoyo incondicional en estos cinco años de vida universitaria, por el exitoso esfuerzo que han hecho para sacar nuestra familia adelante y por darme valiosas enseñanzas para la vida.

A mi hermana, por darme fuerza en momentos de flaqueza, por apoyarme a pesar de todo y por enseñarme a partir de su ejemplo a ser una mujer fuerte y luchadora.

A mis tíos, primos y abuelos, por siempre tener un buen consejo que darme, una anécdota para compartir y un abrazo para reconfortar.

A mis amigos de la universidad, por enseñarme que, a pesar de las responsabilidades, siempre hay espacio para risas y momentos inolvidables, así como que el trabajo se lleva a cabo mejor poniéndole buen ánimo y buena música.

A mis amigos de la época del colegio, especialmente a Daniela y Catherin, por apoyarme constantemente con sus palabras y transmitirme buenos deseos.

A los ingenieros Oswaldo y Raúl, por ayudarme a crecer como profesional a partir de su valiosa experiencia, tratándome con paciencia, respeto y familiaridad.

Al equipo del departamento de Cracking II, quienes estuvieron dispuestos a enseñar y dar sus valiosos aportes a este trabajo, haciéndome sentir como en casa en el tiempo que compartí con ellos y enseñándome valiosas lecciones para la vida.

A todos quienes hicieron y hacen parte de mi vida, agradezco por sus enseñanzas y aportes a la persona que soy hoy.

AGRADECIMIENTOS

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

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

Al departamento de Cracking II, por brindarme conocimientos y herramientas necesarias para llevar a cabo el proyecto, contribuyendo en gran medida a éste.

A los profesores Crisóstomo Barajas, Eivarth Caballero y Giovanni Morales, cuyos aportes y dedicación a este trabajo fueron fundamentales para el buen desarrollo del mismo.

A los ingenieros Oswaldo Muñoz, Raúl Sierra, Neyla Brochero, Héctor Serna y Nelson Angulo, quienes fueron parte vital de mi crecimiento profesional, transmitiéndome sus conocimientos y guiándome en el desarrollo del presente y demás proyectos.

Tabla de contenido

Introducción	14
1. Marco teórico	15
1.1. Contextualización.....	15
1.2. Tratadores de alúmina	16
1.3. Descripción de equipos a utilizar	18
1.3.1. E-4576	18
1.3.2. E-4577	18
1.3.3. D-4584.....	18
1.4. Principios científicos e ingenieriles.....	19
1.5. Glosario	19
2. Objetivos	21
2.1. Objetivo general	21
2.2. Objetivos específicos.....	21
3. Alcance.....	22
4. Metodología	23
5. Análisis de resultados.....	25
5.1. Simulación de los intercambiadores con datos de diseño	25
5.2. Evaluación individual de las corrientes.....	26
5.3. Cálculo del agua de enfriamiento requerida.....	29

5.4.	Configuración en serie de los intercambiadores	30
5.5.	Configuración en paralelo de los intercambiadores	30
5.6.	Inyección de gas combustible a la línea	33
5.7.	Revisión del medidor de flujo FE-45635	34
5.8.	Revisión de la válvula de control FV-45635.....	35
5.9.	Facilidades para implementación del proyecto	35
5.10.	Análisis económico del proyecto	38
6.	Conclusiones	40
7.	Recomendaciones.....	41
Referencias bibliográficas.....		43
Apéndices.....		46

Lista de figuras

Figura 1. Sistema de regeneración	17
Figura 2. Metodología para el desarrollo del proyecto	25
Figura 3. Flujo máximo vaporizado en E-4576	28
Figura 4. Flujo máximo vaporizado en E-4577	29
Figura 5. Agua de enfriamiento a inyectar.....	30
Figura 6. Simulación en Simsci Hextran 9.2	31
Figura 7. Flujo máximo vaporizado por intercambiadores en paralelo	32
Figura 8. Temperatura en la línea a D-2421	33
Figura 9. Simulación en Simsci Pro II 9.4	34
Figura 10. Gas combustible por corrida.....	34
Figura 11. Potencial económico por alternativa	39
Figura 12. Platina de orificio	50
Figura 13. Válvula con gas natural	51
Figura 14. Válvula con GLP líquido.....	51
Figura 15. Diagrama final del proceso.....	52
Figura 16. Tramo de línea a modificar para la alternativa 1	53
Figura 17. Tramo de línea a modificar para la alternativa 1	53
Figura 18. Tramo de línea a modificar para la alternativa 2	54
Figura 19. Tramo de línea a modificar para la alternativa 2	54
Figura 20. Tramo de línea a modificar para la alternativa 3	54
Figura 21. Tramo a modificar para la alternativa 3	55
Figura 22. Tramo de línea a modificar para la alternativa 4	55

Figura 23. Tramo a modificar para la alternativa 4	56
Figura 24. Ubicación del manifold	56
<i>Figura 25. Gas combustible a la línea de GLP vaporizado</i>	<i>57</i>
<i>Figura 26. Facilidades para el manifold y la inyección de gas natural.....</i>	<i>57</i>
<i>Figura 27. Facilidades para el sistema de vaporización</i>	<i>58</i>

Lista de tablas

Tabla 1. Corrientes de GLP a estudiar	27
Tabla 2. Proporción de corrientes de GLP	31
Tabla 3. Costos asociados a la construcción de las facilidades	38
Tabla 4. Simulación de E-4576 con Simsci Hextran 9.2	46
Tabla 5. Simulación de E-4577 con Simsci Hextran 9.2	47
Tabla 6. Simulación de E-4576 con Aspen EDR.....	47
Tabla 7. Simulación de E-4577 con Aspen EDR.....	48
Tabla 8. Criterios para elección del fluido de calentamiento.....	48
Tabla 9. Simulación de intercambiadores con ajuste de presión	49
Tabla 10. Cantidad máxima vaporizada por caso	50

Lista de apéndices

Apéndice A. Simulación de los intercambiadores con datos de diseño.....	46
Apéndice B. Simulación de intercambiadores con corrientes seleccionadas	48
Apéndice C. Flujo máximo vaporizado y temperatura de rocío por corrida	49
Apéndice D. Cálculo de platina de orificio FE-45635.....	50
Apéndice E. Revisión válvula de FV-45635.....	51
Apéndice F. Diagramas de facilidades para implementación del proyecto	52

Resumen

TÍTULO: DISEÑO CONCEPTUAL Y EVALUACIÓN DE UN SISTEMA PARA LA VAPORIZACIÓN DE GLP RESIDUAL EN LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA*

AUTOR: MARIA CAMILA ARIZA ACELA**

PALABRAS CLAVE: FACILIDADES, GLP, INTERCAMBIADORES, SERVICIOS INDUSTRIALES

DESCRIPCIÓN: La instalación de facilidades para llevar a cabo un cambio de servicio está encaminada a incrementar el inventario de gas combustible en la refinería, el cual es un recurso imprescindible para el funcionamiento de equipos y plantas. Este requerimiento se va a suplir con GLP proveniente de la unidad de Craqueo Catalítico II y Alquilación, pero también se plantea el uso de gas proveniente de la estación de almacenamiento, esto como medida de contingencia ante altos niveles de azufre en el producto que impidan su comercialización en el mercado.

En este proyecto se presentan los estudios necesarios para determinar las condiciones apropiadas de operación del sistema planteado, abarcando una evaluación individual de los intercambiadores a utilizar, análisis de la configuración más adecuada y su respectivo desempeño, revisión de los elementos asociados al lazo de control existente, así como la cuantificación de servicios industriales que se requieren para garantizar un correcto funcionamiento del sistema.

Como complemento, se estiman los costos asociados a la construcción y puesta en marcha por medio de una cotización de las tuberías y accesorios, así como la determinación del precio de los servicios industriales a utilizar y la ganancia neta según la cantidad máxima de GLP que se puede vaporizar.

Tras desarrollar los aspectos mencionados anteriormente, se obtienen las nociones necesarias para construir el sistema mencionado, prediciendo resultados favorables técnica y económicamente, así como recomendaciones para la correcta operación y el planteamiento de alternativas para mejoras en las facilidades planteadas que pueden ser consideradas en futuros estudios.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Crisóstomo Barajas Ferreira, Magister en Ingeniería Química. Codirector interno: Eivarth Fernando Caballero Delgado, Magister en Ingeniería Química. Codirector externo: Oswaldo Andrés Muñoz Espinosa, Ingeniero Químico.

Abstract

TITLE: CONCEPTUAL DESIGN AND EVALUATION OF A WASTE LPG VAPORIZATION SYSTEM IN THE REFINERY OF BARRANCABERMEJA*

AUTOR: MARIA CAMILA ARIZA ACELA**

KEYWORDS: FACILITIES, LPG, HEAT EXCHANGERS, UTILITIES

DESCRIPTION: The installation of facilities to proceed with a service change leads to increase the stock of fuel gas in the refinery, which is an essential resource to the operation of plants and equipment. This requirement is going to be fulfilled with the LPG produced in the Catalytic Cracking II and Alkylation units, but it is also presented the usage of gas from the storage station, which supposes a contingency measurement against high sulfur levels in the product that impede its commercialization in market.

In this project sufficient studies are presented in order to determine suitable operating conditions of the propounded system, covering an individual evaluation of the selected heat exchangers, analysis of the most adequate configuration and its development, review of the instruments associated to the existent control loop, as well as the quantification of required utilities for a desirable system performance.

In addition, the costs associated to construction and start-up are estimated by means of a quote request of the pipeline, accessories, along with the determination of the required utilities price and net profit according to the maximum rate of LPG that can be vaporized.

After the development of the aspects formerly listed, necessary notions for the system construction are obtained, foretelling technical and economical advantageous results, together with recommendations for an adequate operation and proposing improvement alternatives to set in further studies.

* Bachelor thesis

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Crisóstomo Barajas Ferreira, Magister en Ingeniería Química. Codirector interno: Eivarth Fernando Caballero Delgado, Magister en Ingeniería Química. Codirector externo: Oswaldo Andrés Muñoz Espinosa, Ingeniero Químico.

Introducción

El Gas Licuado de Petróleo (GLP) es un combustible olefínico de alto poder calorífico que es formado durante la refinación del petróleo (Di Pielino, Vianco, Iglesias, Katz, & Daniele, 2002); éste contiene principalmente propano y butano, junto con trazas de propileno, butileno, pentano, etano, entre otros compuestos orgánicos de cadena corta (Ramadhas, 2016). A temperatura ambiente, su presión de vapor varía entre 108,78 y 152,29 psi y el rango de explosividad se encuentra entre 1,9% y 8,5% (Avedia Energy, 2016).

Se estima que el 60% de hidrocarburos de cadena corta en estado gaseoso se obtiene durante la extracción de petróleo del suelo, mientras que el 40% restante se produce durante el craqueo y fraccionamiento del crudo (WLPGA, 2015). Posteriormente, es necesario llevar a cabo procesos de tratamiento para remover tanto productos valiosos que pueda arrastrar, como contaminantes que impidan que el producto se comercialice, como lo son los compuestos de azufre (tioles, mercaptanos, ácido sulfhídrico) y algunos metales pesados (Ecopetrol S.A., 2007).

El estudio desarrollado en el presente proyecto responde a la necesidad de destinar parte del GLP producido en una planta de craqueo catalítico de la refinería de Barrancabermeja para el autoabastecimiento de servicios industriales, aportando así a suplir el requerimiento energético de los diferentes procesos de producción. desarrollando un análisis técnico que permita determinando los recursos necesarios para su vaporización y envío a la red de gas combustible, la cual provee servicios industriales a los hornos, intercambiadores de calor y calderas de la refinería.

1. Marco teórico

1.1. Contextualización

Ecopetrol S.A. es una empresa colombiana dedicada a la extracción, transporte y transformación de crudo, para la generación de productos de alto valor en el mercado. Con una capacidad instalada para procesar 240 kBPD de crudo en la refinería de Barrancabermeja y 150 kBPD en la refinería de Cartagena (Universidad Ecopetrol, 2018), Ecopetrol produce principalmente gas natural, gasolina, diésel, asfalto, compuestos petroquímicos (Benceno, Tolueno, Xileno), polietileno, entre otros (Ecopetrol S.A., 2007).

La empresa nace en 1951 con la reversión al Estado colombiano de la Concesión de Mares, cuando asume los activos de la Tropical Oil Company y se encarga a partir de entonces de administrar el petróleo de la nación. Posteriormente, en el año 1961, Ecopetrol toma las riendas de la refinería de Barrancabermeja y trece años después compra la refinería de Cartagena (Ecopetrol S.A., 2014).

La Unidad de Craqueo Catalítico II de la refinería de Barrancabermeja fue diseñada en el año 1990 y puesta en funcionamiento en el año 1995, desde lo cual ha tenido reformas importantes, como la inclusión de una sección de tratamiento de los gases de proceso con DEA y la construcción de la planta de alquilación (Ecopetrol S.A., 2009).

Entre los procesos que se llevan a cabo en la unidad se encuentra el craqueo catalítico fluidizado (FCCU), cuyo propósito es convertir fracciones pesadas de hidrocarburo en productos livianos de mayor valor comercial, utilizando un catalizador con alto contenido de óxidos de silicio, aluminio, entre otros (Grace Davison, 1996). Con este fin, se recibe como carga gasóleo, gasóleo hidrogenado y aceite demetalizado, con lo cual se obtiene gasolina, diésel, etileno, GLP, entre

otros.

El poder calorífico del GLP se aprovecha en procesos con requerimiento energético, principalmente en intercambiadores de calor, y finalmente se almacena para su posterior comercialización (Ecopetrol S.A., 2007). En la refinería, el GLP producido se envía a la estación de almacenamiento, donde se mantiene en balas a condiciones de presión y temperatura establecidas para mantenerlo en estado líquido hasta su traspaso a los carrotanques (Ecopetrol S.A., 2007). Por tanto, para conservar la integridad de las balas, es indispensable que el contenido de azufre en el GLP que se destina a almacenamiento sea menor a 140 ppm (corrosión 1B) (Ecopetrol S.A., 2016). Sin embargo, no todo el GLP tratado cumple los estándares designados y, por tanto, no todo puede ser llevado al mercado colombiano.

El presente trabajo tiene como finalidad evaluar el cambio de servicio de equipos antiguamente asociados al sistema de regeneración de los tratadores de bauxita de la unidad de Alquiler, diseñando con ellos un sistema de vaporización del GLP producido en el craqueo catalítico y del almacenado las balas.

1.2. Tratadores de alúmina

La unidad de Alquiler cuenta con una sección destinada a la remoción del ácido sulfúrico mezclado en el alquiler, proveniente de la sección de reacción, por medio de separadores con lecho. Hasta la parada de la unidad en 2016, la separación se realiza pasando la corriente a través de un lecho de bauxita, cuyo periodo útil bajo condiciones normales es de quince días y, pasado este tiempo, se pone en servicio el sistema de regeneración con gas natural y vapor de alta presión,

que cuenta con intercambiadores de calor, un separador de fases y sus respectivas válvulas (Ecopetrol S.A., 2009).

Para regenerar el tratador de bauxita que estaba en funcionamiento se pasa una corriente de gas natural (172000 scfh) proveniente de la unidad de Servicios Industriales, específicamente del separador D-2421, precalentándola previamente por los intercambiadores del calor E-4576 y E-4577, que son los estudiados en este trabajo. Este proceso suele durar 24 horas (Ecopetrol S.A., 1998).

Posteriormente, se vaporiza agua de proceso en el intercambiador E-4582 y se pasa a un eyector, con el fin de introducir 32187 scfh de vapor de 400 psig al separador y arrastre el gas natural que haya podido quedar atrapado en el lecho. La mezcla de vapor y gas natural se enfría en los intercambiadores E-4580 y E-4581 para su posterior tratamiento (Ecopetrol S.A., 2009).

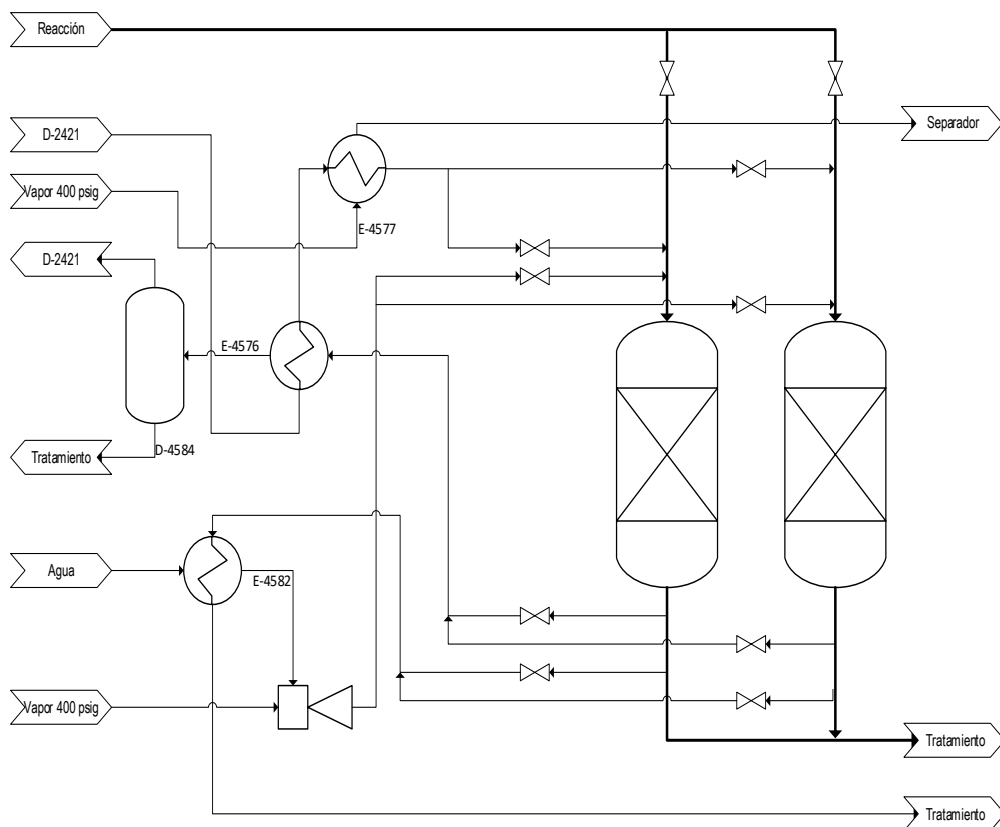


Figura 1. Sistema de regeneración

Sin embargo, por el elevado consumo energético que supone el proceso de regeneración de los separadores en un corto lapso, se decide cambiar el lecho por alúmina, cuyo periodo útil es de aproximadamente dos años. Este cambio genera la disponibilidad de los equipos asociados al sistema y la oportunidad de un cambio de servicio de éstos.

1.3. Descripción de equipos a utilizar

1.3.1. E-4576. Es un intercambiador multitubular con un haz de 31 tubos en U de 25 ft (7,62 m) de longitud y un área total de transferencia de 627,8 ft² (58,32 m²). Tiene una presión de diseño de 390 psi y una temperatura de diseño de 400°F (204,44°C) tanto en casco como en tubos (Brown FinTube Company, 1998).

1.3.2. E-4577. Es un intercambiador de doble tubo en U de 25 ft (7,62 m) de longitud y un área total de transferencia de 481 ft² (44,69 m²). Tiene una presión de diseño de 500 psi tanto en el tubo externo como en el interno, una temperatura de diseño de 800°F (426,67°C) en el tubo externo y de 770°F (410°C) en el interno (Brown FinTube Company, 1998).

1.3.3. D-4584. Es un separador vertical de 8 ft (2,44 m) de altura y 2 ft (0,61 m) de diámetro externo, con cabezales de acero al carbón e internos de acero inoxidable. Tiene una presión de diseño de 280 psig y una temperatura de diseño de 180°F (82,22°C) (Distral S.A., 1998).

1.4. Principios científicos e ingenieriles

Los principales conceptos aplicados en el desarrollo del proyecto a lo largo de la práctica industrial son los fundamentos de balance de masa y energía, transferencia de calor en sistemas en contracorriente (**Ecuación 1**), diseño y partes de un intercambiador de calor (Holman, 1999), manejo y transporte de fluidos por tuberías (Çengel, 2004), así como habilidades para la simulación en diferentes programas y nociones de control de procesos químicos por medio de lazos de control feedback, usando válvulas como elemento final (Smith & Corripio, 1991).

Ecuación 1. Transferencia de calor entre dos fluidos

$$Q = (mC_p\Delta T)_{Frío} = (mC_p\Delta T)_{Caliente} = UA\Delta T_m$$

1.5. Glosario

I. Intercambiador de doble tubo: Formado por dos tubos concéntricos en donde una corriente circula por dentro del tubo interior mientras que la otra circula por el ánulo formado entre los tubos (González). Son utilizados generalmente cuando el fluido es corrosivo (Valdez, 2001).

II. Intercambiador de casco y tubos: Consiste en una carcasa cilíndrica que contiene un arreglo de tubos. Los tubos pueden o no tener aletas y están sujetos en cada extremo por láminas perforadas (Byme).

III. AES: Indica el tipo de intercambiador. La letra “A” corresponde tipo de cabezal frontal, la letra “E” corresponde al tipo de casco y la letra “S” corresponde al tipo de cabezal posterior (Kakac, Pramuanjaroenkij, & Liu, 2012).

IV. Deflector: Elemento que permite que el fluido que va por el lado casco cambie de dirección y atraviese todos los tubos, logrando así una óptima transferencia de calor (González).

V. BWG (British Wire Gauge): Unidad utilizada para designar el calibre de los tubos y láminas en intercambiadores según la norma TEMA (González).

VI. Ensuciamiento: Es uno de los parámetros más importantes para el diseño térmico y mecánico. Si hay ensuciamiento, además aumentar la resistencia térmica, aumenta la pérdida de carga, la potencia de bombeo requerida y disminuye la capacidad de trabajo del intercambiador de calor (González).

2. Objetivos

2.1. Objetivo general

Evaluar alternativas para el diseño de un sistema de vaporización de gas licuado del petróleo (GLP) residual en una unidad de ruptura catalítica de la refinería GRB, mediante simulación del proceso, utilizando equipos de intercambio de calor disponibles.

2.2. Objetivos específicos

Analizar las corrientes de GLP disponibles, seleccionar las más adecuadas y definir condiciones requeridas para su uso en la red de gas combustible de refinería.

Evaluar la estrategia de usar intercambiadores de calor como vaporizadores de GLP mediante herramientas de simulación rigurosa.

Diseñar la configuración óptima del nuevo sistema de intercambiadores en función de la geometría de los equipos disponibles, la transferencia de calor y las condiciones de operación requeridas.

Analizar los resultados obtenidos y seleccionar la alternativa más viable mediante un análisis técnico y económico de las mismas.

3. Alcance

Para dar solución a la problemática identificada durante la práctica empresarial, se establecen las corrientes potenciales de hidrocarburos livianos derivados del craqueo catalítico, se realiza una evaluación técnica individual de los equipos y conjunta del sistema, cuantificando los servicios industriales necesarios y estudiando el desempeño del mismo, considerando la influencia de factores externos en su operación.

Adicionalmente, se plantea la necesidad de hacer un estudio detallado del sistema, identificando los elementos de control, tramos de tubería, accesorios a incluir y el costo de éstos, obteniendo mediante simulaciones la transferencia de calor con el ambiente y la velocidad en la tubería, siendo éstas últimas variables importantes para asegurar un correcto funcionamiento del arreglo propuesto.

En conclusión, se delimita el estudio al diseño conceptual del sistema, es decir, datos específicos y justificados del desempeño de los intercambiadores de calor con las corrientes previamente determinadas, rendimiento del proceso en diferentes casos de estudio, determinación de tuberías y accesorios para la construcción de las facilidades, representado en diagramas en vista isométrica, junto con recomendaciones ante posibles disturbios operacionales del sistema. Como elemento adicional, se incluye un análisis económico, determinando los costos asociados a la construcción y operación.

4. Metodología

4.1. Primera etapa: recopilación de información y estudio preliminar

Para asegurar que el proyecto abarque todas las alternativas posibles, se inicia con un estudio de los procesos de la planta, lo cual incluye la unidad de craqueo catalítico, de alquilación y los procesos de tratamiento, junto con sus principios básicos, equipos y cambios que fueron realizados a éstos durante el mantenimiento.

Con mayor entendimiento del proceso, se procede a identificar las líneas de GLP en la planta mediante diagramas isométricos, P&ID, PFD y reconocimiento en campo, seleccionando de éstas las más adecuadas para el propósito definido.

Se recopila información técnica de los equipos a utilizar (planos mecánicos, datos de diseño, materiales, entre otros) y según dichas especificaciones, se determina el fluido caliente del sistema. Con lo obtenido, se simulan rigurosamente los intercambiadores con los flujos y composiciones de diseño y se analizan los resultados, teniendo con esto la certeza de un adecuado modelamiento del equipo.

4.2. Segunda etapa: estudio individual de las corrientes

Se modifican las simulaciones anteriores según la alternativa a estudiar, cambiando el fluido frío por GLP, cuya composición depende de la línea de proveniencia del mismo, y el fluido caliente por vapor. El flujo de GLP se varía entre los límites operacionales y se observa el grado de vaporización de la corriente.

4.3. Tercera etapa: planteamiento y estudio técnico del sistema de vaporización

Según los resultados anteriormente obtenidos, se procede a una evaluación de la viabilidad de las alternativas, se comparan las configuraciones posibles y se determina la necesidad de añadir equipos al sistema de vaporización, como tambores, válvulas y elementos de control, así como líneas adicionales para transportar los fluidos. Según lo anterior, se simulan las líneas, incluyendo tuberías y accesorios implicados en el transporte, con el fin de evaluar el efecto de la caída de presión en la vaporización.

4.4. Cuarta etapa: análisis económico del proyecto

Se realiza un análisis de los costos y beneficios de las alternativas y configuraciones, teniendo en cuenta las facilidades necesarias, materias primas, dispositivos de control, así como la cantidad de vapor, agua de enfriamiento necesaria y el beneficio económico asociado al aprovechamiento efectivo del gas producido en la planta de craqueo catalítico de la refinería de Barrancabermeja.

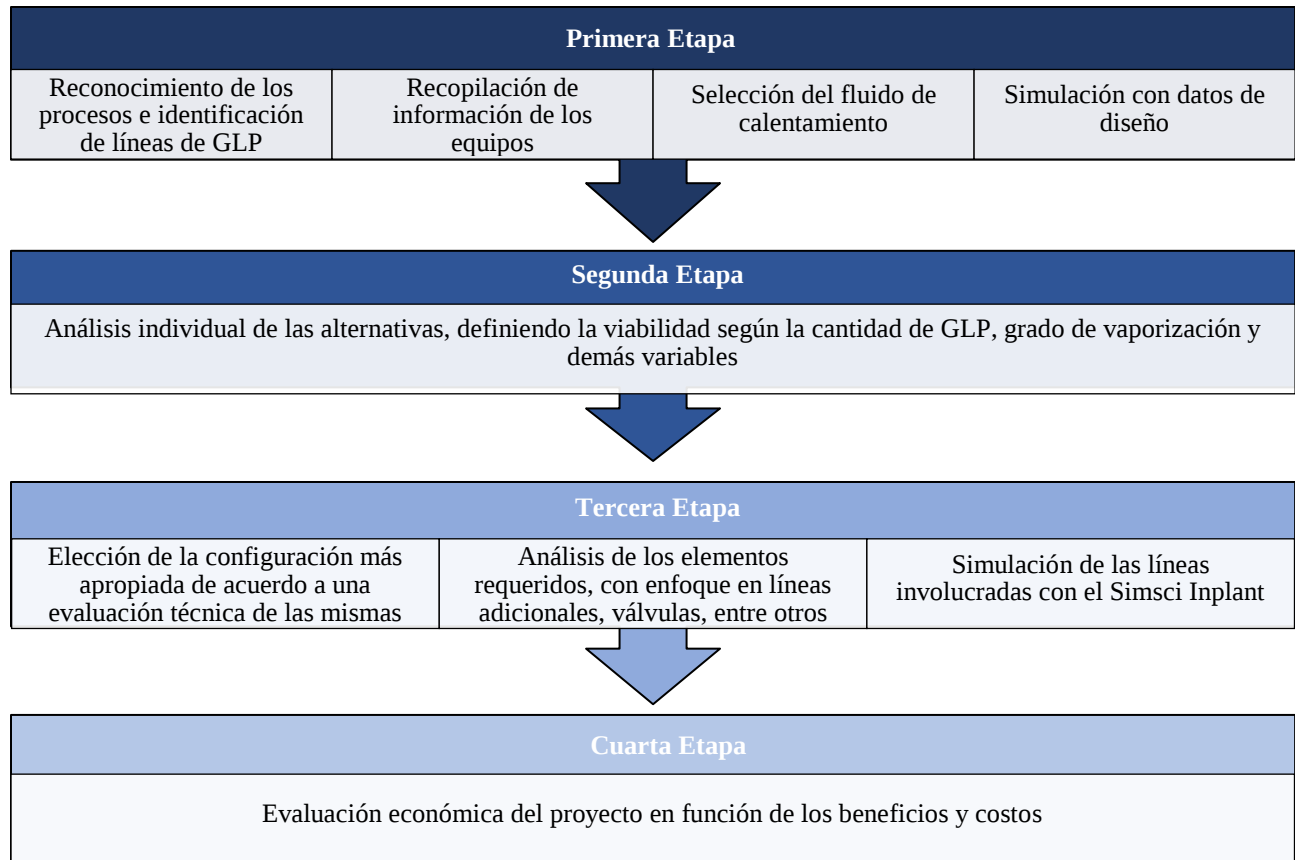


Figura 2. Metodología para el desarrollo del proyecto

5. Análisis de resultados

5.1. Simulación de los intercambiadores con datos de diseño

Como primera medida y con el fin de tener un modelo riguroso confiable, se simulan los intercambiadores E-4576 y E-4577 con la información de la hoja de especificación y los planos mecánicos, buscando que los resultados de la simulación (temperaturas de salida, transferencia de calor, caída de presión, velocidad, coeficiente de transferencia) coincidan con los provistos por el proveedor.

Este método se utilizó con los simuladores Simsci Hextran 9.2 y Aspen Exchanger Design and Rating v10.0 (EDR) y un paquete de fluidos Peng-Robinson, obteniendo resultados más precisos con el primero, debido a que en el EDR no es posible simular intercambiadores de doble tubo o multitubulares tipo *hairpin*, sino que se hace una aproximación a un intercambiador de tubo y coraza, lo que implica el uso de ecuaciones inadecuadas para el diseño de estos equipos, como lo muestran Kakac, Pramuanjaroenkij y Liu (2012). Se obtiene como resultado un buen ajuste de los parámetros de transferencia de calor, pero una alta desviación en caída de presión y velocidad. Los resultados de las simulaciones se pueden observar en el **Apéndice A**.

5.2. Evaluación individual de las corrientes

Para llevar a cabo el proyecto se escogieron cuatro corrientes alternativas de GLP: del fondo de la torre deisobutanizadora T-4566 (descarga de la bomba P-4581), del fondo de la torre depropanizadora T-4255, GLP de reproceso proveniente de la estación almacenamiento (de D-3164) y butanos de la torre debutanizadora T-4563 (descarga de la bomba P-4568). Las corrientes mencionadas corresponden a las alternativas 1, 2, 3 y 4 respectivamente. Estas opciones se proponen como contingencia ante condiciones especiales en que las corrientes se encuentren fuera de especificación, sea por presencia de compuestos altamente corrosivos en valores superiores a los límites establecidos o por composición inadecuada para el fin que se le tiene dispuesto. Por tanto, al vaporizarlas y enviarlas a la red de gas combustible, se ajusta la composición al mezclarlas con GLP proveniente de las otras plantas de craqueo catalítico.

Para simular las corrientes, se tomaron datos de la base de datos de la refinería PI-data link desde enero del año 2017 y se tomó el promedio ponderado de temperatura, presión y composición.

En la **Tabla 1** se pueden apreciar los componentes de cada corriente a estudiar.

Tabla 1.

Corrientes de GLP a estudiar

ALTERNATIVAS	A1	A2	A3	A4
	Fondo T-4566	Fondo T-4255	GLP D-3164	Butanos T-4563
Temperatura (°C)	17,0	33,2	32,2	30,6
Presión (psig)	315	262,8	232	154
Etano (%v)	0	0	0,29	0
Propano (%v)	0	3,34	11,78	0
Propileno (%v)	0	0,98	11,94	0
n-Butano (%v)	20,403	8,575	12,73	95
iso-Butano (%v)	5,792	28,102	13,89	3
1-Buteno (%v)	14,443	15,002	10,61	0
iso-Buteno (%v)	18,321	22,877	15,03	2
cis-Buteno (%v)	13,233	7,051	8,13	0
trans-Buteno (%v)	25,757	14,309	14,37	0
1,3-Butadieno (%v)	0,57	0,714	0,44	0
Pentano (%v)	1,451	0,632	0,78	0
Ácido sulfhídrico (%v)	0	0	0,002	0

Estos valores se tomaron como los de entrada al lado tubos de los intercambiadores y se determinó el flujo máximo que se puede vaporizar. Sin embargo, como el diseño que se tiene para el sistema determina que el GLP en fase vapor sea enviado al D-2421 en la unidad de Servicios Industriales, que maneja una presión aproximada de 60 psig, se determinó que la presión de entrada a los intercambiadores sea de 80 psig, debido a que la caída de presión estimada en el separador, intercambiadores y en los diferentes accesorios del arreglo es de 20 psig.

Para la elección del fluido de calentamiento se lleva a cabo una revisión bibliográfica del efecto del tipo de sustancia en el coeficiente global de transferencia de calor y, consecuentemente, en la transferencia de calor (**Apéndice B Tabla 9**). Con las referencias encontradas, se elige el vapor

sobre un aceite; sin embargo, es necesario escoger entre las clases de vapor que se producen en la refinería, para lo cual se comparan las capacidades caloríficas de los mismos (**Apéndice B Tabla 9**). Con base en el análisis anterior, se elige el vapor de 400 psig debido a su alta capacidad calorífica y a la disponibilidad de facilidades para su entrada al intercambiador E-4577.

Con estas consideraciones, se procedió a simular las corrientes de manera individual, utilizando el paquete de fluidos Peng-Robinson y se determinó el flujo máximo vaporizado por cada uno de los intercambiadores con el ajuste de presión mencionado.

Las simulaciones se hicieron para tres temperaturas del vapor: 750°F (398,89°C), que es la temperatura del vapor de 400 psig que está registrada en la hoja de especificación del intercambiador E-4577; 600°F (315,56°C) que corresponde a una temperatura de vapor sobrecalentado y 445°F (229,56°C), que es la temperatura de saturación del vapor a las condiciones dadas. En la **Figura 3** se ilustra el flujo máximo de GLP vaporizado en cada caso para el E-4576, en la **Figura 4** se presentan los resultados para el E-4577. Los resultados se presentan de forma completa en el **Apéndice B**.

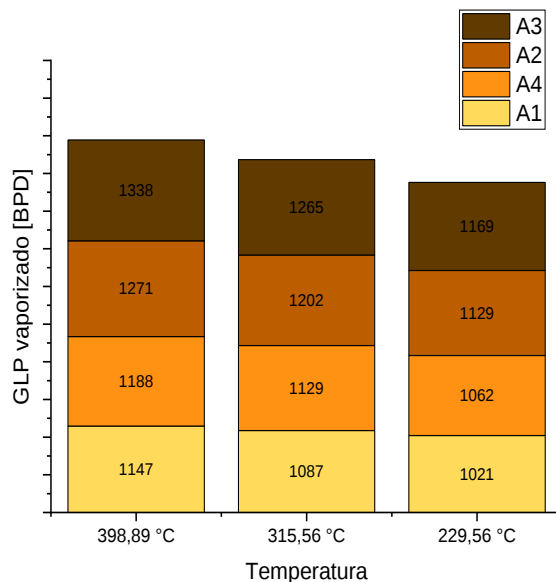


Figura 3. Flujo máximo vaporizado en E-4576

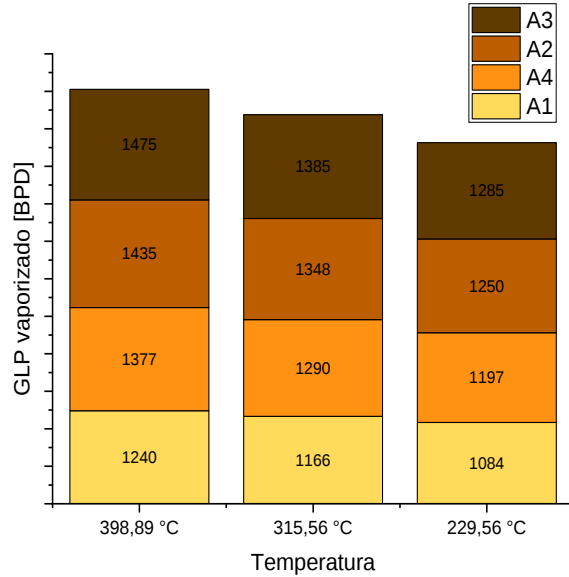


Figura 4. Flujo máximo vaporizado en E-4577

5.3. Cálculo del agua de enfriamiento requerida

Partiendo de una temperatura de ingreso del vapor de 750°F (398,89°C), se calculó la cantidad de agua que sería necesaria inyectarle para llevarlo a las temperaturas evaluadas. Esto se realizó mediante un balance de energía y los resultados, que se presentan en la **Figura 5**, fueron corroborados en el simulador Simsci Pro II 9.4.

Ecuación 2. Balance de energía para estimación del agua de enfriamiento

$$m_{agua} = \frac{m_{vapor\ a\ 750^{\circ}F} \cdot (h_{vapor\ a\ T\ requerida} - h_{vapor\ a\ 750^{\circ}F})}{h_{agua} - h_{vapor\ a\ T\ requerida}}$$

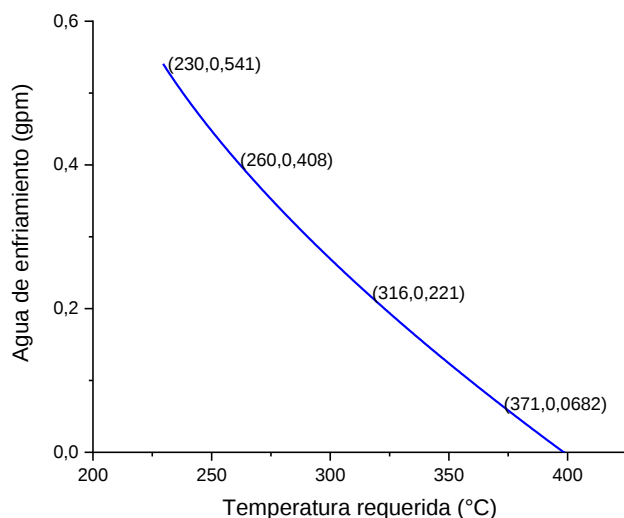


Figura 5. Agua de enfriamiento a inyectar

5.4. Configuración en serie de los intercambiadores

Este arreglo, a pesar de ser el que menos requiere facilidades nuevas para su operación, se descarta principalmente porque puede conllevar a disturbios operacionales: la temperatura de diseño del separador D-4584 es de 180°F (82,22°C), rango que puede fácilmente sobrepasarse al operar en serie. Si se maneja un flujo de GLP menor que el máximo, éste saldrá como vapor sobrecalentado y podrá comprometer la integridad mecánica del equipo; por esta razón, se considera más adecuada una operación en paralelo de los intercambiadores de calor.

5.5. Configuración en paralelo de los intercambiadores

Para evaluar el rendimiento de los intercambiadores funcionando en paralelo se definió que el 52% del flujo total se envía al E-4576 y el restante al E-4577, esto partiendo de los resultados obtenidos en la evaluación individual de las alternativas con ajuste de presión. Allí se calculó el

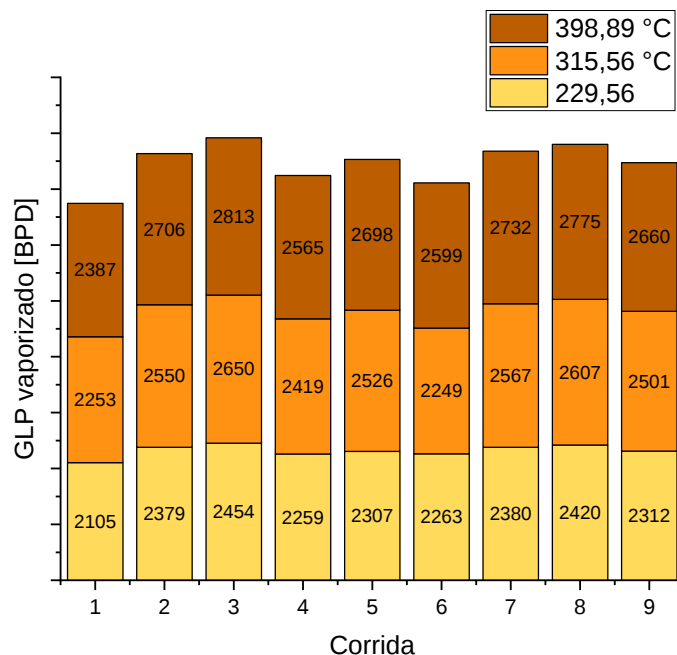


Figura 7. Flujo máximo vaporizado por intercambiadores en paralelo

Además de evaluar el flujo máximo que se puede vaporizar con el arreglo en paralelo de los intercambiadores, es necesario recopilar la temperatura de rocío de las mezclas de GLP en cada corrida, para asegurar que éste no se condensará en la línea a la red de gas combustible. Los datos, presentados de forma completa como **Apéndice C**, arrojan temperaturas de rocío muy cercanas a la temperatura ambiente, por lo que se procede a hacer una simulación en Simsci Inplant 4.5 de las tuberías para confirmar la posible condensación de GLP.

Dicha simulación se realizó en base a los diagramas isométricos de las líneas, partiendo de la salida del D-4584 hasta la entrada al D-2421, incluyendo los accesorios que hay en el trayecto. Los resultados, plasmados en la **Figura 8**, indican que el GLP se enfriaría hasta cerca de 90°F (32,22°C), por lo que llegaría en estado líquido al D-2421. Por otro lado, se obtiene una presión adecuada de llegada al D-2421 de 58 psig y una velocidad media de 20,8 ft/s (6,340 m/s).

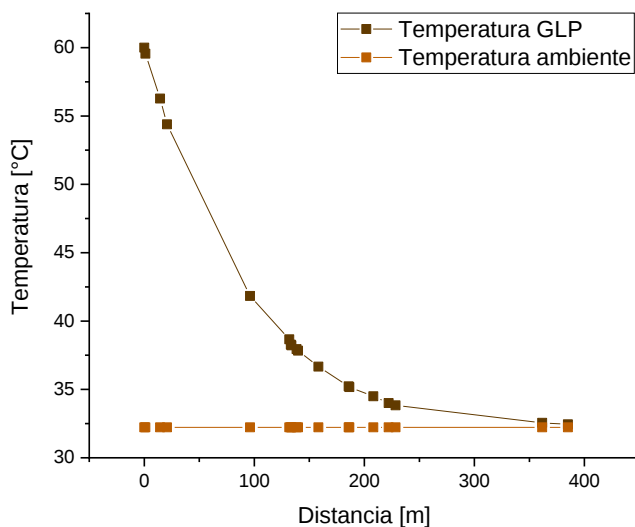


Figura 8. Temperatura en la línea a D-2421

Ante esta problemática se tienen dos opciones: la instalación de aislamiento en la línea o la inyección de un gas liviano a lo largo de ésta para hacer menor la temperatura de rocío. Por disponibilidad de activos y recomendación del equipo técnico, se escoge como alternativa más viable la inyección de gas combustible.

5.6. Inyección de gas combustible a la línea

Para evitar la condensación del GLP en la línea, se calcula la cantidad de gas combustible (rico en metano) a inyectar, considerando que se está vaporizando el flujo máximo por corrida. Para esto utiliza Simsci Pro II 9.4, ajustando un controlador que varíe el flujo másico de gas natural para lograr una temperatura de rocío de 70°F (21,11°C) de la mezcla; este esquema se presenta como **Figura 9**. Se propone hacer la inyección en la línea de gas del D-4584 a la altura del límite de la panta de alquiler, tomando el gas combustible de la red por la línea que se utiliza para la regeneración de los tratadores de alúmina. Los resultados obtenidos se presentan en la **Figura 10**.

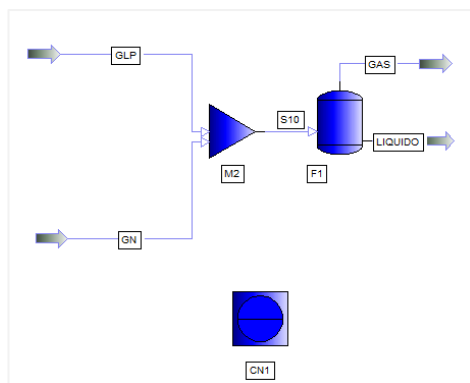


Figura 9. Simulación en Simsci Pro II 9.4

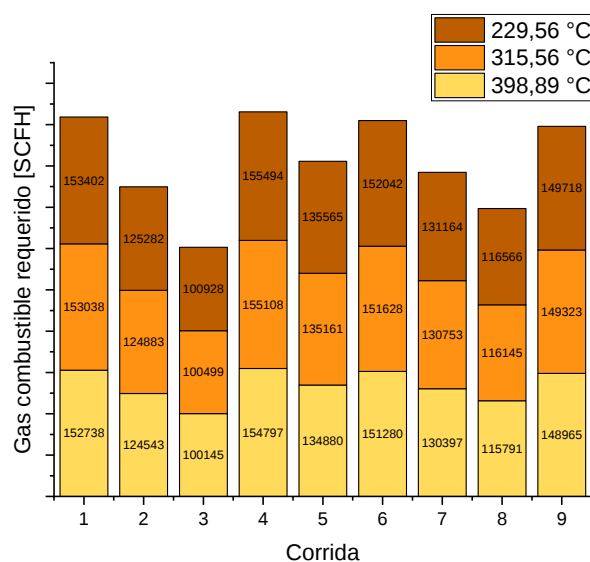


Figura 10. Gas combustible por corrida

5.7. Revisión del medidor de flujo FE-45635

Por el cambio de servicio de la línea de gas combustible al E-4576, es necesario recalcular el factor de lectura de la platina de orificio FE-45635, considerando que, en vez de un venteo, tendrá un drenaje. El ajuste se hizo con el programa Instrucalc v5 (Isoplate), que establece un flujo máximo a través del medidor de 6652,21 BPD. Sin embargo, acorde a los resultados, la cantidad máxima de GLP que se puede ingresar al sistema es de 2813 BPD, por tanto, se considera necesario reemplazar el medidor. El resultado del análisis se presenta como **Apéndice D**.

5.8. Revisión de la válvula de control FV-45635

Con el cambio de servicio de los intercambiadores se presenta una nueva inquietud con respecto a la válvula de control que regula el flujo de entrada al E-4576; el diseño de la válvula fue establecido para flujos de gas, por lo que se considera la posibilidad de cambiarla por una diseñada para líquido en caso de ser necesario.

Se recurrió al programa Instrucalc v5 (ConValve), al cual se ingresaron los datos de la hoja de especificación de la válvula que está instalada y se calculó el coeficiente de flujo de la misma; posteriormente se repitió el proceso, pero cambiando las condiciones de proceso por las del GLP líquido que ingresaría al sistema.

Dicho coeficiente difiere considerablemente (225 con gas combustible, 100 con GLP líquido), como se puede observar en los resultados, pero las dimensiones requeridas para ella, arrojadas por el programa, son similares, por lo que sería adecuado evaluar a profundidad la posibilidad de utilizarla. Como análisis preliminar de los resultados se considera que es viable utilizar la misma válvula. Los resultados se presentan de manera completa como **Apéndice E**.

Con la evaluación desarrollada hasta el momento, se establece el diagrama del proceso y se presenta como **Apéndice F (Figura 15)**.

5.9. Facilidades para implementación del proyecto

El primer requerimiento para el proyecto es el *manifold*^{*}, cuyo fin es regular las corrientes de GLP a vaporizar, junto con las líneas y accesorios para llevarlas a éste. Se considera adecuado

^{*} *Manifold*: tramo de tubería al que convergen diferentes tubos de menor diámetro (Scott, 1993)

poner el *manifold* en el límite de la planta de Alquilación, junto a la línea de n-Butano producto, aprovechando que un tramo de las líneas de las corrientes evaluadas pasa por allí y cuentan con válvulas que se pueden aprovechar.

Para la alternativa 1 se requiere adecuar una te recta en la línea de 3 in (7,62 cm) de descarga de la bomba P-4581 a la altura del límite, exactamente encima del ciego, donde hay una facilidad de 0,75 in (1,91 cm). En el **Apéndice F** se presenta el diagrama isométrico del tramo a modificar (**Figura 16**) y una foto de la línea (**Figura 17**).

Para la alternativa 2 se necesita adecuar una te recta en la línea de 4 in (10,16 cm) de descarga de fondo de la T-4255 a la altura del límite, en el tramo de 50 cm entre dos codos, que se encuentra inmediatamente debajo de la plataforma. En el **Apéndice F** se presenta el diagrama isométrico del tramo a modificar (**Figura 18**) y una foto en campo de la línea (**Figura 19**).

Para la alternativa 3 es necesario adecuar una te recta en la línea de 3 in (7,62 cm) de butanos de campo, exactamente encima de la válvula cheque, donde está una salida de 0,75 in (1,91 cm). En el **Apéndice F** se presenta el diagrama isométrico del tramo a modificar (**Figura 20**) y una foto en campo (**Figura 21**).

Para la alternativa 4 se requiere adecuar una te recta en la línea de 4 in (10,16 cm) de n-Butano producto de la T-4563, en el tramo entre la válvula FV-45643 y el codo de 90°. En el **Apéndice F** se presenta el diagrama isométrico del tramo a modificar (**Figura 22**) y una foto en campo (**Figura 23**).

Se recomienda que las derivaciones de las líneas sean de 2 in en cada línea y tengan dos válvulas de compuerta, por lo que se necesitarían dos reducciones 3x2 in, dos 4x2 in, una expansión 2x3 in y una 3x4 in. El GLP de las corrientes se mezcla en un *manifold* de 3 in y se envía a la línea de 4 in de gas natural a los tubos del E-4576, por lo que a ésta se le debe adecuar una te recta encima

de la válvula cheque. El *manifold* se ubicaría en la parte de atrás de las tuberías, por lo cual debe evaluarse la necesidad de construir una plataforma adicional para una manipulación más fácil de las válvulas.

Como se mencionó anteriormente, es necesario inyectar un gas liviano al GLP para evitar su condensación en la línea; para este propósito se escogió utilizar gas combustible de la red, el cual se trae por la misma línea de gas natural hacia el E-4576, pero en un tramo bajo la plataforma se le adecúa una te recta y se envía hacia la línea del gas del D-4584; dicho tramo también se encuentra en el límite de la planta de Alquilación.

En el **Apéndice F** se puede apreciar la ubicación del *manifold* (**Figura 24**), el tramo de línea a modificar para la inyección de gas liviano (**Figura 25**) y un esquema representativo del arreglo de tuberías (**Figura 26**).

Adicionalmente, se determinan las facilidades necesarias para el arreglo en paralelo de los intercambiadores de calor y la disposición del condensado, las cuales se aprecian en el **Apéndice F** (**Figura 27**).

Para la operación del intercambiador E-4576 se necesita principalmente una entrada de vapor de 400 psig al lado casco proveniente del lado casco del E-4577, una salida del lado tubos al D-4584 y una salida del condensado del lado casco al D-4590.

Para la operación del intercambiador E-4577 se requiere una entrada de GLP al lado tubos de este equipo proveniente de los tubos del E-4576 por medio de un bypass, una salida del lado tubos al D-4584 y una entrada de vapor de 400 psig del TIC-45863 de ser necesario utilizar vapor a menor temperatura.

5.10. Análisis económico del proyecto

Con el fin de presentar una perspectiva más completa de lo que puede esperarse con el proyecto, se cotizan las facilidades a construir y se determina el costo de la mano de obra involucrada. A continuación, en la **Tabla 3**, se presentan los costos asociados, obteniendo una inversión inicial total de COP \$260.190.791.

Tabla 3.
Costos asociados a la construcción de las facilidades

Línea	Mano de obra (\$COP)	Facilidades (\$COP)	TOTAL
Manifold	\$ 23.616.205	\$ 98.327.821	\$ 121.944.026
Entrada de GLP a E-4577	\$ 7.894.908	\$ 22.788.658	\$ 30.683.566
Salida de GLP de E-4576 y E-4577, salida de condensado de E-4576	\$ 13.053.276	\$ 43.780.127	\$ 56.833.403
Entrada de vapor a E-4576	\$ 6.067.986	\$ 22.335.460	\$ 28.403.446
Vapor de TIC-45863 a E-4577	\$ 1.242.958	\$ 4.648.833	\$ 5.891.791
Inyección de gas combustible	\$ 4.606.448	\$ 11.828.110	\$ 16.434.558
TOTAL	\$ 56.481.781	\$ 203.709.009	\$ 260.190.790

Nota: los costos son provenientes de cotizaciones realizadas durante la práctica empresarial (julio 2018)

Considerando que la inversión inicial es la misma para cada una de las alternativas, pues se van a utilizar todas las corrientes estudiadas, pero en diferentes proporciones, el factor determinante de cuál opción es la más adecuada es la cantidad de producto que se puede obtener con cada una de las proporciones.

Con el fin de determinar la alternativa que genera mayores ingresos, se halla la ganancia neta con cada una, teniendo en cuenta el precio en 2018 del gas combustible y el vapor requerido para cada una de ellas. Por cuestiones de disponibilidad, se escoge una temperatura del vapor de 600°F (315,56°C) para la operación del sistema, por lo que solo esta opción es evaluada económicamente;

sin embargo, como la cantidad de agua requerida para enfriar el vapor es constante para todos los casos y corresponde a la décima parte de la cantidad de vapor, con un costo de producción mucho más bajo, no se tiene en cuenta para los cálculos.

Dichos costos y los resultados se presentan en la **Figura 11**. Como se puede observar, la alternativa que brinda una mayor ganancia es la número 3, que es el caso en que solo se vaporiza GLP de reproceso proveniente de la estación; sin embargo, como se quieren utilizar todas las corrientes, la mezcla con mayor potencial es la planteada como alternativa número 8.

Alternativa	Cantidad		Precio unitario		Precio total (\$MMCOP/año)		Ganancia neta (\$MMCOP/año)
	Vapor (lb/h)	Gas combustible (ft ³ /h)	Vapor (\$COP/1000 lb)	Gas combustible (\$COP/1000 ft ³)	Vapor	Gas combustible	
C1	1528	28368	13406	6358	176,985	1558,343	1381,358
C2	1528	30224	13406	6358	176,985	1660,299	1483,314
C3	1528	32197	13406	6358	176,985	1768,682	1591,697
C4	1528	27983	13406	6358	176,985	1537,193	1360,209
C5	1528	29745	13406	6358	176,985	1633,986	1457,001
C6	1528	29028	13406	6358	176,985	1594,599	1417,614
C7	1528	30072	13406	6358	176,985	1651,949	1474,964
C8	1528	31196	13406	6358	176,985	1713,694	1536,709
C9	1528	28758	13406	6358	176,985	1579,767	1402,782

Figura 11. Potencial económico por alternativa

6. Conclusiones

El simulador más adecuado para modelar los intercambiadores es Simsci Hextran 9.2 debido a la implementación de ecuaciones adecuadas para intercambiadores de doble tubo, cuya influencia es considerable en parámetros de mecánica de fluidos, como la velocidad y caída de presión.

La operación del sistema con vapor de 400 psig a una temperatura de 600°F es adecuada debido a su alto poder calorífico y consecuente capacidad para vaporizar altas cantidades de GLP, además de la disponibilidad de éste a las condiciones descritas en la planta de alquilación.

Es recomendable trabajar con un arreglo en paralelo de los intercambiadores, pues un arreglo en serie tendría el riesgo de sobrecalentamiento del GLP y un consecuente sobrepaso de la temperatura de diseño del D-4584, lo cual compromete la integridad del equipo.

El flujo máximo de GLP que se puede vaporizar el sistema diseñado a las condiciones del vapor escogidas es de 2650 BPD, esto varía según la proporción de mezcla de las corrientes elegidas. La máxima ganancia neta obtenida con la implementación del sistema corresponde a 1592 \$MMCOP/año y se obtiene usando únicamente el GLP proveniente de la estación de almacenamiento. En caso de utilizarse las cuatro alternativas planteadas, la cantidad máxima a vaporizar es 2607 BPD, con una ganancia neta de 1537 \$MMCOP/año.

La caída de presión desde el D-4584 al D-2421 en la unidad de Servicios Industriales no es muy significativa pues el gas tiene baja velocidad en la línea, mientras que la transferencia con el ambiente es alta y, por tanto, el GLP se condensa en el trayecto. Se determina que es viable inyectar gas rico en metano a la tubería a la altura del límite de alquilación como solución la problemática mencionada, de manera que la temperatura de rocío sea menor (70°F).

El coeficiente de flujo calculado para la válvula de control FV-45635 cambia considerablemente con el cambio de servicio; sin embargo, considerando que las dimensiones determinadas para la válvula son muy cercanas (1 in vs 1,5 in), se considera que la válvula puede utilizarse. Se recomiendan cálculos adicionales para total certeza en este aspecto.

El espacio más adecuado para ubicar el *manifold* es en el límite de la unidad de alquiler, detrás de las líneas de gas natural al E-4576, descarga de P-4581, Butano producto de T-4563 y Butanos de campo, para evitar el uso innecesario de tuberías adicionales.

El flujo a vaporizar debe escogerse según la presión de operación D-2421, con el fin de evitar una condición que comprometa la integridad del equipo (presión de diseño: 100 psig). Junto con esto debe tenerse en cuenta que, al disminuir el flujo de GLP líquido, este tenderá a sobrecalentarse y, por tanto, puede poner en riesgo la integridad del D-4584, cuya temperatura de diseño es de 180°F; ante esta situación se recomienda que, cuando se vaya a vaporizar una cantidad de GLP considerablemente menor que la máxima, se utilice el vapor a una temperatura muy cercana a la saturación.

7. Recomendaciones

Redefinir el cambio de metalurgia planeado para el intercambiador E-4576 en la siguiente parada de la unidad, debido a que la presión del vapor a utilizar supera la presión de diseño del equipo (383 psig y 375 psig respectivamente).

Diseñar de las válvulas de control a utilizar, con miras a definir si hay activos disponibles que puedan suplir las necesarias para el adecuado funcionamiento del sistema. Adicionalmente, se

recomienda ampliar los cálculos para el dimensionamiento de la válvula FV-45635 con el fin de ratificar la viabilidad de su uso en el sistema.

Definir medidas de contingencia necesarias en caso de acumulación líquido en la línea de GLP vaporizado a partir de la salida de vapor del D-4584 al punto de inyección por irregularidades operativas. Ante esta posible situación, se sugiere añadir un *slug catcher** a la tubería a la altura del límite de la planta de alquilación.

Elaborar un manual de parada y puesta en marcha del sistema, incluyendo una etapa de limpieza de GLP líquido que haya podido quedar en la línea, así como el reemplazo de la platina de orificio FE-45635 nueva, que cuenta con un drenaje, por una con un venteo.

Actualizar los diagramas PFD, P&ID e isométricos de la planta, así como los manuales de operación, añadiendo las nuevas facilidades que serán construidas para el sistema.

* *Slug catcher*: es un equipo esencial en las estaciones de recibo de gas natural *on-shore* cuya función es separar el líquido de gas que es transportado a través de una tubería. (Kumaran & Konderkar, 2016)

Referencias bibliográficas

Avedia Energy. (2016). *Material Safety Data Sheet Liquefied Petroleum Gas*.

Brown FinTube Company. (1998). Specifications for Hairpin heat exchanger. *Data sheet E-4576*.

Brown FinTube Company. (1998). Specifications for Hairpin heat exchangers. *Data sheet E-4577*.

Byrne, R. C. (s.f.). *Standards of the tubular exchanger manufactures association*. Obtenido de www.tema.org

Çengel, Y. A. (2004). *Mecánica de fluidos: fundamentos y aplicaciones*. McGraw Hill Book Company.

Di Pielino, A., Vianco, G., Iglesias, F., Katz, P., & Daniele, M. (2002). *Informe sobre la situación actual del gas licuado de petróleo*. Buenos Aires: Instituto Argentino de la Energía "General Mosconi".

Distral S.A. (1998). Process Data sheet. *Natural gas water knockout pot*.

Ecopetrol S.A. (1998). Balance de materia y energía. *Planta de Alquilación*.

Ecopetrol S.A. (2007). Manual de descripción de procesos de la unidad. *GRB-Unidad de tratamientos UOP2*.

Ecopetrol S.A. (2007). Manual de descripción del proceso de la unidad. *GRB-Unidad de Cracking UOP2*.

Ecopetrol S.A. (17 de Noviembre de 2009). Manual de descripción del proceso de la unidad.
GRB-Unidad de Alquiler.

Ecopetrol S.A. (8 de Septiembre de 2014). *Nuestra historia*. Obtenido de
<https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/quienes-somos/acerca-de-ecopetrol/nuestra-historia>

Ecopetrol S.A. (2016). Plan de calidad para el recibo y entrega de GLP en la EGLP GRB.

Ecopetrol S.A. (16 de Noviembre de 2018). *Refinería de Cartagena*. Obtenido de
<https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/quienes-somos/lo-que-hacemos/refinacion/Nueva-Refineria-de-Cartagena/Una%20refinería%20más%20amigable%20con%20el%20medio%20ambiente>

González, M. A. (s.f.). Intercambiadores de calor. Universidad Nacional experimental Francisco de Miranda.

Grace Davison. (1996). Guía para craqueo catalizado fluidizado-Parte 2.

Holman, J. P. (1999). *Transferencia de calor*. McGraw Hill Book Company.

Kakac, S., Pramuanjaroenkij, A., & Liu, H. (2012). *Heat exchangers: Selection, Rating and Thermal Design* (Tercera Edición ed.). Nueva York: CRC Press.

Kumaran, S., & Konderkar, D. (2016). Multiphase flow analysis in slug catcher design.
Petroleum Technology Quarterly, 41-47.

Perry, R., & Green, D. (1994). *Chemical Engineers' Handbook* (Séptima Edición ed.). Nueva York: McGraw-Hill.

Ramadhas, A. (2016). *Alternative fuels for transportation*. Nueva York: CRC Press.

Scott, J. S. (1993). *Dictionary of Civil Engineering* (Cuarta Edición ed.). Nueva York: Chapman & Hall.

Smith, C. A., & Corripio, A. B. (1991). *Control automático de procesos, teoría y práctica*. John Wiley & Sons, Inc.

Universidad Ecopetrol. (26 de Marzo de 2018). Curso UCV: Conociendo mi empresa.

Valdez, J. F. (2001). Diseño de equipos de transferencia de calor . *Tesis de maestría*. México: Universidad Autónoma de Nuevo León.

WLPGA. (2015). *LPG Exceptional energy*. Obtenido de www.wlpga.org/

Apéndices

Apéndice A. Simulación de los intercambiadores con datos de diseño

Tabla 4.

Simulación de E-4576 con Simsci Hextran 9.2

PROPIEDAD	UNIDADES	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN
LADO CASCO				
Flujo	kg/h	3570,68	3570,68	0,00%
Viscosidad	Pa.s	1,40E-05	1,35E-05	3,57%
Calor específico	kJ/kg.°C	2,47	2,49	1,01%
Temperatura de salida	°C	54,44	54,44	0,00%
Caída de presión	psi	3,62	2,55	29,56%
Velocidad	m/s	16,55	16,4	0,90%
LADO TUBOS				
Flujo	kg/h	3559,79	3559,79	0,00%
Viscosidad	Pa.s	1,30E-05	1,30E-05	0,00%
Calor específico	kJ/kg.°C	2,4	2,43	0,98%
Conductividad térmica	W/m.°C	0,0424	0,0451	6,33%
Temperatura de salida	°C	157,72	154,94	1,76%
Caída de presión	psi	4,2	4,08	2,86%
Velocidad	m/s	21,8	21,91	0,48%
GENERAL				
Calor	kJ/h	1074,05	1082,49	0,79%
LMTD	°C	10,76	5,78	46,35%
Coefficiente de transferencia	W/.m ² .°C	216,37	219,03	1,23%

Tabla 5.

Simulación de E-4577 con Simsci Hextran 9.2

PROPIEDAD	UNIDADES	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN
TUBO EXTERNO				
Flujo	kg/h	693,09	631,4	8,90%
Temperatura de salida	°C	229,44	229	0,19%
Caída de presión	Psi	0,2	0,17	15,00%
Velocidad	m/s	0,94	0,35	62,90%
TUBO INTERNO				
Flujo	kg/h	3559,79	3559,79	0,00%
Viscosidad	Pa.s	1,30E-05	1,30E-05	0,00%
Calor específico	kJ/kg.°C	2,44	2,45	0,46%
Temperatura de salida	°C	176,67	178,89	1,26%
Caída de presión	Psi	5,63	5,31	5,68%
Velocidad	m/s	53,84	54,46	1,15%
GENERAL				
Calor	kJ/h	1279,78	1305,1	1,98%
LMTD	°C	114,89	116,17	1,11%
Coeficiente de transferencia	W/.m ² .°C	59,92	60,49	0,95%

Tabla 6.

Simulación de E-4576 con Aspen EDR

PROPIEDAD	UNIDADES	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN
LADO CASCO				
Flujo	kg/h	3570,68	3570,68	0,00%
Viscosidad	Pa.s	1,40E-05	1,38E-05	1,43%
Calor específico	kJ/kg.°C	2,47	2,47	0,31%
Temperatura de salida	°C	54,44	56,41	3,62%
Caída de presión	psi	3,62	5,65	56,08%
Velocidad	m/s	16,55	10,95	33,82%
LADO TUBOS				
Flujo	kg/h	3559,79	3559,79	0,00%
Viscosidad	Pa.s	1,30E-05	1,31E-05	0,77%
Calor específico	kJ/kg.°C	2,4	2,4	0,05%
Temperatura de salida	°C	154,72	153,4	0,85%
Caída de presión	Psi	4,2	3,01	28,33%
Velocidad	m/s	21,8	19,92	8,65%
GENERAL				
Calor	kJ/h	1074,05	1057,38	1,55%
LMTD	°C	10,76	7,45	30,76%
Coeficiente de transferencia	W/.m ² .°C	216,37	199,46	7,82%

Tabla 7.

Simulación de E-4577 con Aspen EDR

PROPIEDAD	UNIDADES	DISEÑO	SIMULACIÓN	DESVIACIÓN
TUBO EXTERNO				
Flujo	kg/h	693,09	542,5	21,73%
Temperatura de salida	°C	229,44	227,79	0,72%
Caída de presión	Psi	0,2	0,36	80,00%
Velocidad	m/s	0,94	1,55	63,87%
TUBO INTERNO				
Flujo	kg/h	3559,79	3559,79	0,00%
Viscosidad	Pa.s	1,30E-05	1,34E-05	3,08%
Calor específico	kJ/kg.°C	2,44	2,44	0,14%
Temperatura de salida	°C	176,67	178,03	0,80%
Caída de presión	Psi	5,63	7	24,33%
Velocidad	m/s	53,84	58,21	8,11%
GENERAL				
Calor	kJ/h	1279,78	1291,81	0,94%
LMTD	°C	114,89	107,91	6,07%
Coefficiente de transferencia	W/.m2.°C	59,92	63,84	6,53%

Apéndice B. Simulación de intercambiadores con corrientes seleccionadas

Tabla 8.

Criterios para elección del fluido de calentamiento

FLUIDO	Coefficiente global de transferencia de calor (BTU/ft ² h°F)
Vapor	50 - 150
Aceite	30 - 120
PRESIÓN DEL VAPOR (psig)	Capacidad calorífica (BTU/lb°F)
50	0,469
150	0,488
400	0,536

*Nota: adaptado de (Perry & Green, 1994)

Apéndice C. Flujo máximo vaporizado y temperatura de rocío por corrida

Tabla 9.

Simulación de intercambiadores con ajuste de presión

Intercambiador	Temperatura de vapor (°C)	Alternativa	Flujo máximo (BPD)
E-4576	398,89	A3	1475
E-4576	398,89	A2	1435
E-4576	315,56	A3	1385
E-4576	398,89	A4	1377
E-4576	315,56	A2	1348
E-4577	398,89	A3	1338
E-4576	315,56	A4	1290
E-4576	229,56	A3	1285
E-4577	398,89	A2	1271
E-4577	315,56	A3	1265
E-4576	229,56	A2	1250
E-4576	398,89	A1	1240
E-4577	315,56	A2	1202
E-4576	229,56	A4	1197
E-4577	398,89	A4	1188
E-4577	229,56	A3	1169
E-4576	315,56	A1	1166
E-4577	398,89	A1	1147
E-4577	229,56	A2	1129
E-4577	315,56	A4	1129
E-4577	315,56	A1	1087
E-4576	229,56	A1	1084
E-4577	229,56	A4	1062
E-4577	229,56	A1	1021

Tabla 10.

Cantidad máxima vaporizada por caso

Temperatura vapor (°C)	Corrida	Flujo máximo (BPD)	Temperatura de rocío (°C)
398,89	3	2813	49,88
398,89	8	2775	44,38
398,89	7	2732	39,58
398,89	2	2706	50,27
398,89	5	2698	46,14
398,89	9	2660	48,42
315,56	3	2650	49,93
315,56	8	2607	44,44
398,89	6	2599	45,10
315,56	7	2567	39,63
398,89	4	2565	42,26
315,56	2	2550	50,31
315,56	5	2526	46,18
315,56	9	2501	48,47
229,56	3	2454	49,98
229,56	8	2420	44,50
315,56	4	2419	45,15
398,89	1	2387	48,60
229,56	7	2380	39,70
229,56	2	2379	50,37
229,56	9	2312	46,24
229,56	5	2307	48,53
229,56	6	2263	45,21
229,56	4	2259	42,37
315,56	1	2253	42,31
315,56	6	2249	48,65
229,56	1	2105	48,71

Apéndice D. Cálculo de platina de orificio FE-45635

Input data		Output data	
Tag	FE-45635	Fluid	GLP
Maximum liquid flow	lb/h 57664	Beta ratio	.535286
Normal liquid flow	lb/h 46131.2	Norm differential	inH2O 64
Flow temperature	degF 90	Reynolds number	574685
Inlet pressure	psig 80	Max pressure loss	inH2O 69.8
Differential range	inH2O 100	Max power loss	hp .2889
SG @ flow conditions	.5878	Accuracy percent	.5912
SG @ base conditions		Min plate thickness	in .125
Viscosity @ FTP	cp .1325	Calculation factors @ normal flow	
Pipe inside diameter	in 3.826	Thermal expansion	1.00042
Vent/drain hole dia	in .09	Discharge coefficient	.604732
Orifice diameter	in 2.048		
Element material	316 stainless steel		
Pipe material	Carbon steel		
Calculate		☐ Vent hole ☒ Drain hole ☐ Standard size ☒ Custom size	
		☐ Orifice size ☒ Flowrate ☐ Differential range	

Figura 12. Platina de orificio

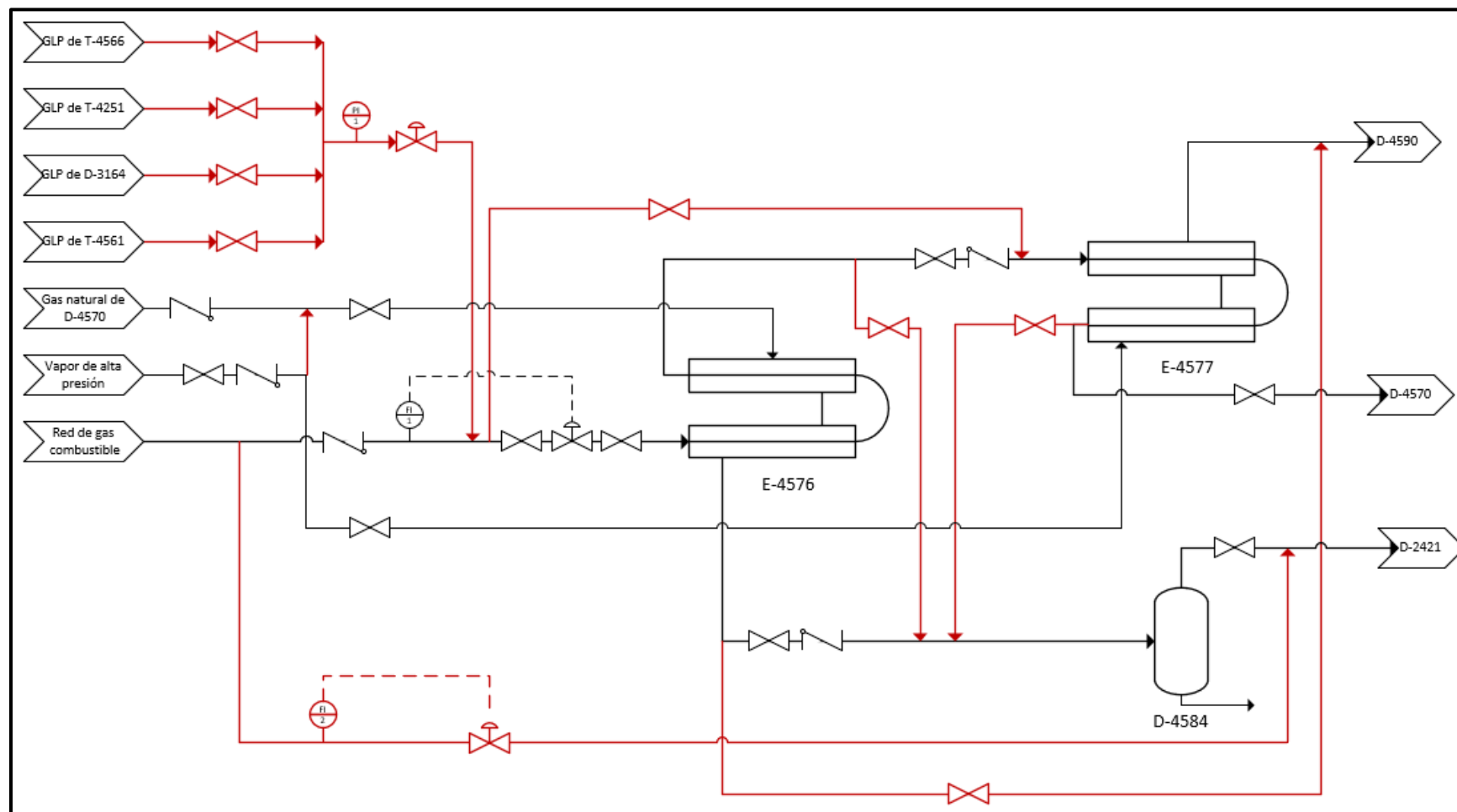
Apéndice E. Revisión válvula de FV-45635

Input data		Flow Data			Fluid	
		Case 1	Case 2	Case 3		
Tag	FV-45635				GN	
Gas flow	lb/h	7848			Gas property factor dbA	
Percent of system flow		50				
Flow temperature	degF	100			Valve rated data	
Inlet pressure	psig	350			Body Trim	
Valve pressure drop	psi	2			Flow to Ports	
Molecular weight		17.34				
Density @ FTP	lb/ft3	1.114			Size in Cv	
Cp/Cv Sp heat ratio		1.255			1.5 225	
Critical pressure	psia				FL xT	
Critical temperature	degR				50 0.75	
Acoustic efficiency		0			Pipe sizes in Wall	
FL @ % flow		50			Inlet Outlet	
Calculated Cv		83.288			1.5 1.5	
Output data					Calculation options	
Percent of valve Cv					☒ Valve size	
Noise level	dbA				☐ Flowrate	
Sonic minimum size	in				☐ Pressure drop	
Status					By Date	
					763	

Figura 13. Válvula con gas natural

Input data		Flow Data			Fluid	
		Case 1	Normal	Case 2		
Tag	FE-45635				GLP	
Liquid flow	lb/h		10286		Valve rated data	
Percent of system flow			50		Body Trim	
Flow temperature	degF		89.794		Flow To Ports	
Inlet pressure	psig		80			
Valve pressure drop	psi		2		Size in Cv	
SG @ flow conditions			0.5877		1 100	
Viscosity @ FTP	cp		0.14178		F L Fd Kc	
Vapor pressure	psia		67.6858		50 1	
Critical pressure	psia		571.4567		Pipe sizes in Wall	
FL @ % flow			50		Inlet Outlet	
Calculated Cv			18.965		1 1	
Output data					Calculation options	
Percent of valve Cv			19		☒ Valve size	
Cavitation index			13.522		☐ Flowrate	
Noise level	dbA		0		☐ Pressure drop	
Sizing pressure drop	psi		2		By Date	
Flow status			Normal		1013	

Figura 14. Válvula con GLP líquido

Apéndice F. Diagramas de facilidades para implementación del proyecto¹*Figura 15. Diagrama final del proceso*

¹ Las fotografías presentadas en este Apéndice fueron autorizadas a la hora de su toma por personal de Ecopetrol S.A.

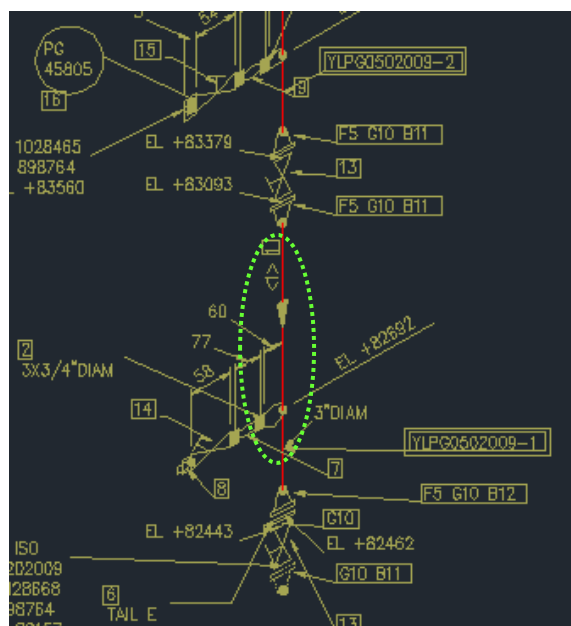


Figura 16. Tramo de línea a modificar para la alternativa 1

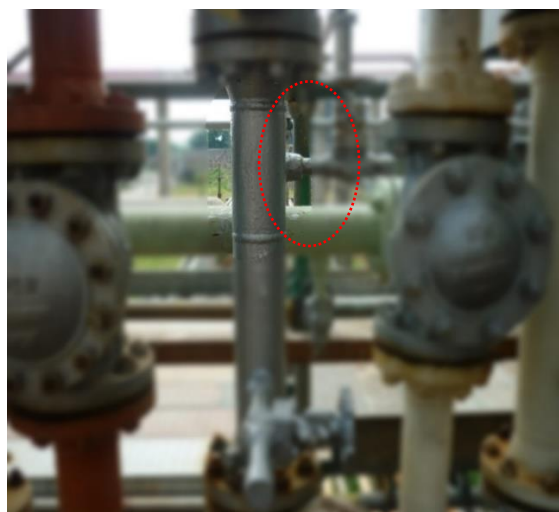


Figura 17. Tramo de línea a modificar para la alternativa 1

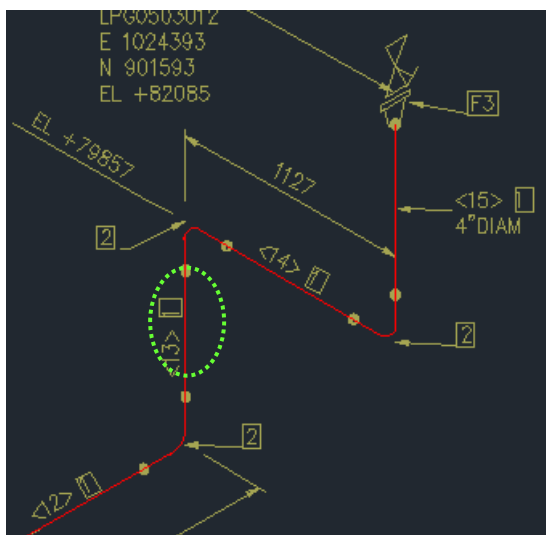


Figura 18. Tramo de línea a modificar para la alternativa 2



Figura 19. Tramo de línea a modificar para la alternativa 2



Figura 20. Tramo de línea a modificar para la alternativa 3



Figura 21. Tramo a modificar para la alternativa 3

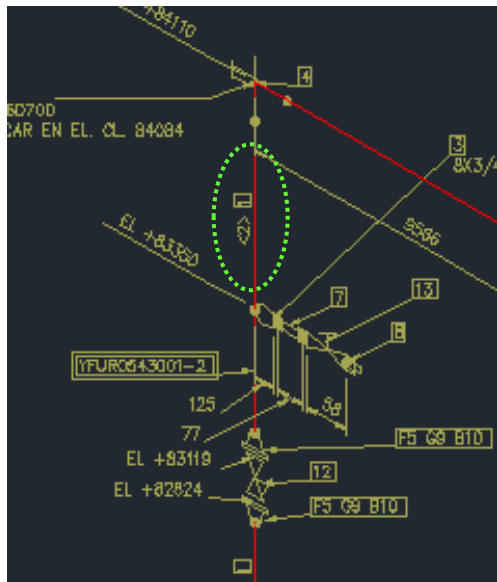


Figura 22. Tramo de línea a modificar para la alternativa 4

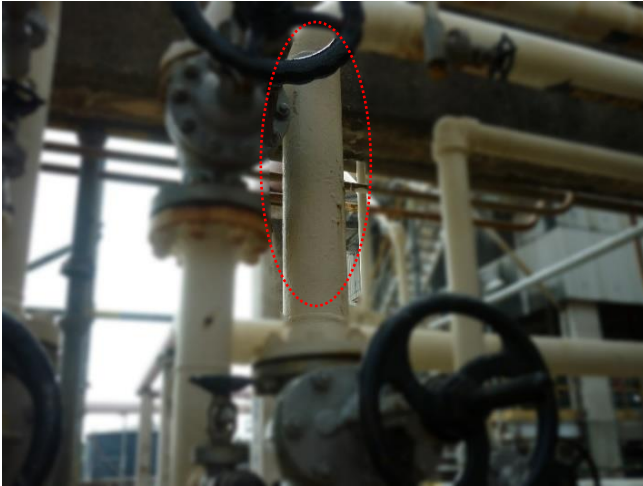


Figura 23. Tramo a modificar para la alternativa 4

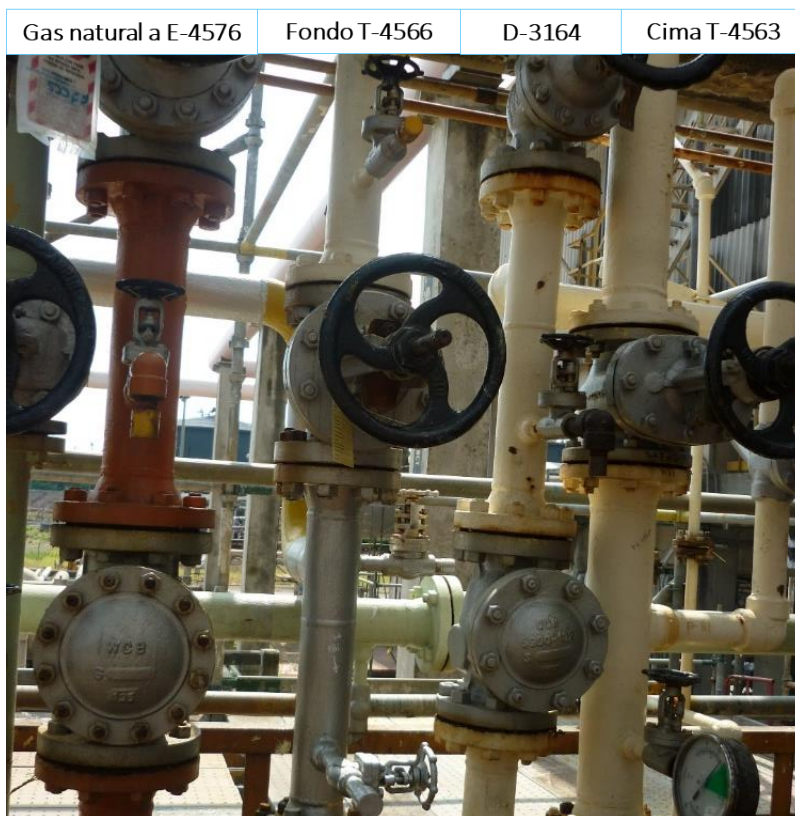
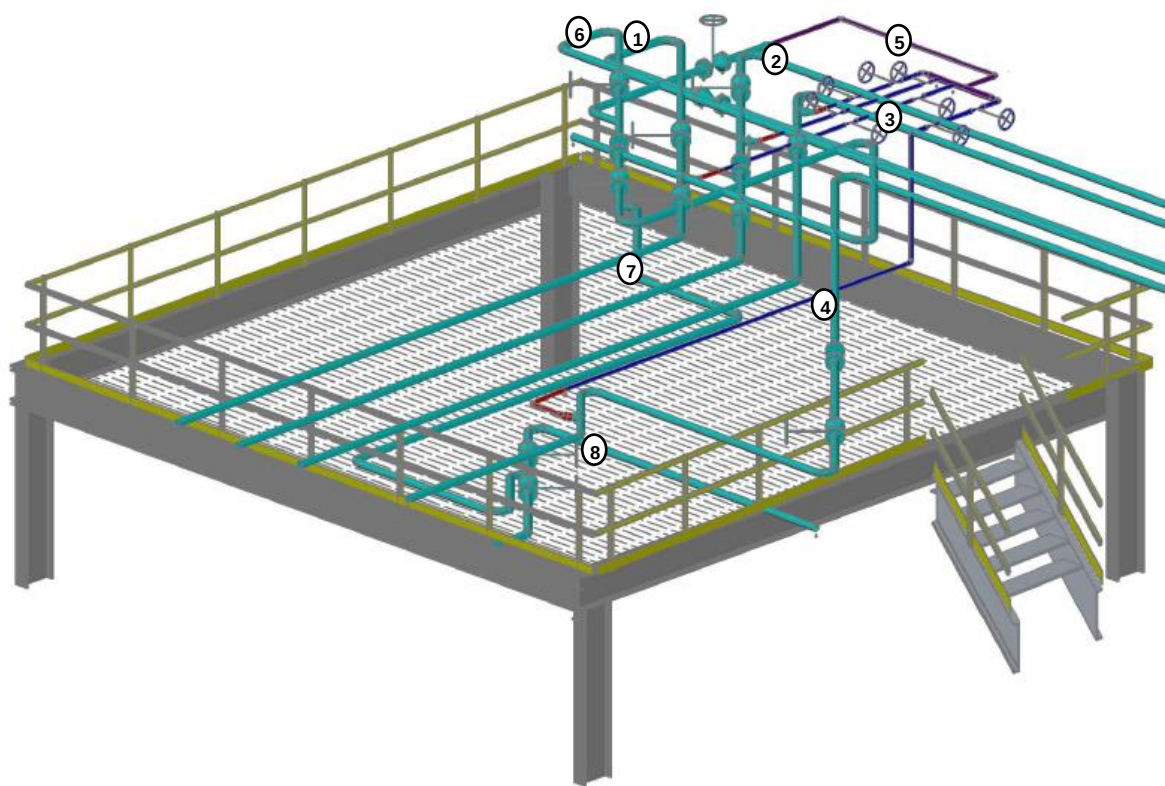


Figura 24. Ubicación del manifold

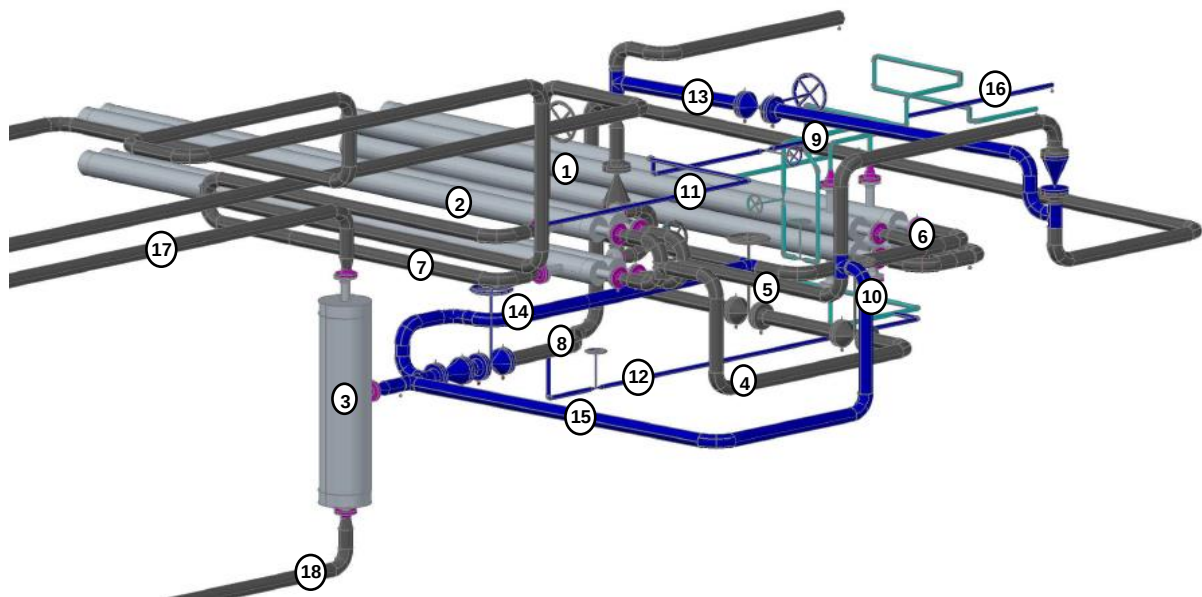


Figura 25. Gas combustible a la línea de GLP vaporizado



- | | |
|---------------------------------------|--|
| ① Línea de GLP de T-4566 (A1) | ⑤ Manifold |
| ② Línea de GLP de almacenamiento (A3) | ⑥ Línea de GLP a los intercambiadores de calor |
| ③ Línea de GLP de T-4563 (A4) | ⑦ Línea de inyección de gas natural |
| ④ Línea de GLP de T-4255 (A2) | ⑧ Línea de GLP vaporizado al D-2421 |

Figura 26. Facilidades para el manifold y la inyección de gas natural



- | | |
|---|------------------------------------|
| ① Intercambiador E-4577 | ⑩ Salida lado casco de E-4577 |
| ② Intercambiador E-4576 | ⑪ Entrada de vapor a E-4576 |
| ③ Separador D-4584 | ⑫ Salida de condensado de E-4576 |
| ④ Entrada a lado tubos de E-4576 | ⑬ Entrada de GLP a E-4577 |
| ⑤ Salida de lado tubos de E-4576/ Entrada a tubos de E-4577 | ⑭ Salida de GLP de E-4577 a D-4584 |
| ⑥ Salida de lado tubos de E-4577 | ⑮ Salida de GLP de E-4576 a D-4584 |
| ⑦ Entrada a lado casco de E-4576 | ⑯ Entrada de vapor de TIC-45863 |
| ⑧ Salida lado casco de E-4576 | ⑰ Salida de vapor de D-4584 |
| ⑨ Entrada lado casco de E-4577 | ⑱ Salida de líquido de D-4584 |

Figura 27. Facilidades para el sistema de vaporización