

Estudio de prefactibilidad operativo y económico de la implementación de una torre de vacío despojadora existente, para la recuperación de aceite liviano de ciclo (ALC) en el slurry producto de la unidad de craqueo catalítico en la refinería de Barrancabermeja

Maria Alejandra Piza Bermúdez

Trabajo de grado para optar el título de Ingeniera Química

Director

Fredy Augusto Avellaneda Vargas

PhD en Ingeniería Química, Ambiental y Procesos

Codirector

Carlos Alberto Meza Méndez

MSc. en Ingeniería Industrial

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2019

### **Dedicatoria**

Quiero dedicarle a mi **familia** el orgullo de convertirme en una profesional, que han vivido conmigo cada paso que he dado a lo largo de estos cinco años.

A **mis padres**, a quienes les debo todo lo que soy hoy en día, que con su apoyo incondicional, amor y sabiduría, me han guiado en todas las etapas de mi vida.

A mi **hermano**, quien todos los días de la vida me impulsa a ser una mejor versión de mí.

A mi **mamá Toñita**, que ha estado en cada momento importante de mi vida para darme alientos y llenarme de tranquilidad.

A **Marce y Alexa**, que siempre me han apoyado y han sido incondicionales.

A **Camilo**, mi apoyo permanente, quien hace de todo por verme sonreír y progresar.

A **Andrea**, por su amistad y lealtad incondicional todos estos años.

A **mis amigos**, con quienes he compartido mil emociones a lo largo de esta experiencia.

Gracias a todos ustedes, que forman parte de todo lo que considero importante en mi vida, que han hecho de este proceso uno de los más increíbles.

### **Agradecimientos**

A ECOPETROL S.A. por permitirme realizar mis prácticas profesionales y el desarrollo de mi proyecto, y por brindarme todas las herramientas necesarias durante esta experiencia.

A los ingenieros Carlos Meza, Edgar Martínez, Raúl Sierra, Edwin Trujillo, Elkin Chagualá y a todo el personal operativo de la planta por su colaboración, paciencia y conocimientos que aportaron a mi vida profesional y personal.

Al profesor Fredy Augusto Avellaneda Vargas por su apoyo y orientación durante este proceso.

A la Universidad Industrial de Santander, a la Escuela de Ingeniería Química y a todos los profesores por todos los conocimientos transmitidos a lo largo de estos 5 años.

**Tabla de Contenido**

|                                                                 | <b>Pág.</b> |
|-----------------------------------------------------------------|-------------|
| Introducción .....                                              | 15          |
| 1. Objetivos.....                                               | 17          |
| 1.1. Objetivo general.....                                      | 17          |
| 1.2. Objetivos específicos .....                                | 17          |
| 2. Alcance .....                                                | 18          |
| 3. Marco teórico.....                                           | 18          |
| 4. Metodología.....                                             | 21          |
| 4.1. Primera etapa: Recolección de datos .....                  | 21          |
| 4.1.1. Estudio del sistema original y actual.....               | 22          |
| 4.1.2. Corrida base del sistema de fondos.....                  | 22          |
| 4.1.3. Propuesta de la alternativa.....                         | 22          |
| 4.1.4. Selección de condiciones. ....                           | 22          |
| 4.2. Segunda etapa: Análisis operativo .....                    | 22          |
| 4.2.1. Simulación de la alternativa propuesta.....              | 22          |
| 4.2.2. Análisis de los resultados de la simulación.....         | 23          |
| 4.2.3. Definir prefactibilidad y condiciones de operación. .... | 23          |
| 4.3. Tercera etapa: Análisis de prefactibilidad económico ..... | 23          |
| 4.3.1. Evaluación técnica y de integridad de los equipos.....   | 23          |
| 4.3.2. Recolección de información de costos.....                | 23          |
| 4.3.3. Realización de flujo de caja. ....                       | 23          |

|                                                                           |    |
|---------------------------------------------------------------------------|----|
| 4.4. Diagrama metodología.....                                            | 24 |
| 5. Análisis de resultados .....                                           | 24 |
| 5.1. Primera etapa .....                                                  | 24 |
| 5.1.1. Estudio del sistema antiguo de fondos y actual.....                | 24 |
| 5.1.2. Corrida de base del sistema de fondos. ....                        | 25 |
| 5.1.3. Propuesta de la alternativa.....                                   | 27 |
| 5.1.4. Selección de condiciones .....                                     | 29 |
| 5.1.4.1. Variables de entrada. ....                                       | 29 |
| 5.1.4.2. Variables a manipular.....                                       | 29 |
| 5.1.4.3. Variables a controlar.....                                       | 30 |
| 5.2. Segunda etapa .....                                                  | 30 |
| 5.2.1. Simulación del sistema propuesto.....                              | 30 |
| 5.2.2. Análisis de resultados de la simulación.....                       | 31 |
| 5.2.2.1. Gravedad API. ....                                               | 31 |
| 5.2.2.2. Destilación simulada.....                                        | 33 |
| 5.2.2.3. Barriles de ALC recuperados. ....                                | 34 |
| 5.2.3. Definir prefactibilidad operativa y condiciones de operación. .... | 35 |
| 5.2.3.1. Planes de contingencia.....                                      | 37 |
| 5.3. Tercera etapa.....                                                   | 37 |
| 5.3.1. Evaluación técnica y de integridad de los equipos.....             | 37 |
| 5.3.1.1. Evaluación técnica de los equipos .....                          | 38 |
| 5.3.1.1.1. Torre T-503.....                                               | 38 |
| 5.3.1.1.2. Intercambiadores de calor E-511 A/B.....                       | 38 |

|            |                                            |    |
|------------|--------------------------------------------|----|
| 5.3.1.1.3. | Tambor de cima D-505. ....                 | 39 |
| 5.3.1.1.4. | Bomba P-512. ....                          | 40 |
| 5.3.1.1.5. | Bomba P-511. ....                          | 41 |
| 5.3.1.1.6. | Intercambiador de calor E-510.....         | 41 |
| 5.3.1.1.7. | Bomba P-526. ....                          | 42 |
| 5.3.1.1.8. | Intercambiadores de calor E-523 A/B: ..... | 42 |
| 5.3.1.1.9. | Intercambiador de calor E-525.....         | 42 |
| 5.3.1.2.   | Evaluación de integridad. ....             | 43 |
| 5.3.2.     | Recolección de información de costos. .... | 43 |
| 5.3.3.     | Realización del flujo de caja. ....        | 45 |
| 6.         | Conclusiones.....                          | 47 |
| 7.         | Recomendaciones .....                      | 47 |
|            | Referencias bibliográficas.....            | 49 |
|            | Apéndices.....                             | 52 |

**Lista de Figuras**

|                                                                                          | <b>Pág.</b> |
|------------------------------------------------------------------------------------------|-------------|
| Figura 1. Torre T-503 .....                                                              | 19          |
| Figura 2. Diagrama que describe la metodología.....                                      | 24          |
| Figura 3. Imagen simulación del fondo de la torre T-503.....                             | 26          |
| Figura 4. Volumen recuperado de livianos en función de la temperatura de fondo T-503.... | 27          |
| Figura 5. Diseño propuesto para la recuperación de ALC .....                             | 28          |
| Figura 6. Imagen simulación diseño propuesto.....                                        | 31          |
| Figura 7. Gravedad API y volumen recuperado de ALC vs temperatura de cima.....           | 31          |
| Figura 8. Gravedad API del ALC mezclado vs Temperatura .....                             | 32          |
| Figura 9. T95 del ALC mezclado vs temperatura de cima.....                               | 33          |
| Figura 10. T95 del ALC mezclado vs flujo de vapor .....                                  | 34          |
| Figura 11. Flujo de ALC mezclado vs flujo de vapor. ....                                 | 34          |
| Figura 12. Contenido de azufre de ALC mezclado vs temperatura de cima.....               | 35          |
| Figura 13. Flujo de caja y valor presente a un año.....                                  | 45          |
| Figura 14. Flujo de caja y valor presente neto 2018-2028 .....                           | 46          |

**Lista de Tablas**

|                                                                           | <b>Pág.</b> |
|---------------------------------------------------------------------------|-------------|
| Tabla 1. Condiciones operación y características del ALC recuperado. .... | 36          |
| Tabla 2. Equipos que componían el circuito original de fondos .....       | 38          |
| Tabla 3. Características de bomba P-512 seleccionada. ....                | 40          |
| Tabla 4. Características de bomba P-511 seleccionada. ....                | 41          |
| Tabla 5. Características de construcción del E-510.....                   | 41          |
| Tabla 6. Precios discriminados. ....                                      | 44          |
| Tabla 7. Ingresos y egresos de la unidad .....                            | 44          |

**Lista de Apéndices**

|                                                                                              | <b>Pág.</b> |
|----------------------------------------------------------------------------------------------|-------------|
| Apéndice 1: Caracterización del slurry producto de la unidad de craqueo catalítico.....      | 52          |
| Apéndice 2: Diagramas del sistema original y actual de fondos .....                          | 53          |
| Apéndice 3: Gravedad API del Slurry producto de la T-501 durante el año 2018.....            | 54          |
| Apéndice 4: Flujo del Slurry producto de la T-501 durante el año 2018 .....                  | 54          |
| Apéndice 5: Caracterizaciones de las corrientes implicadas en la alternativa propuesta ..... | 55          |
| Apéndice 6: Gravedad API de ALC mezclado vs flujo de vapor.....                              | 57          |
| Apéndice 7: T95 de ALC mezclado vs temperatura de cima .....                                 | 57          |
| Apéndice 8: Punto de inflamación y viscosidad del ALC mezclado.....                          | 58          |
| Apéndice 9: Corrientes definidas para la alternativa propuesta .....                         | 58          |
| Apéndice 10: Corridas con diferentes cargas de slurry .....                                  | 63          |
| Apéndice 11: Condiciones de diseño de la torre T-503.....                                    | 63          |
| Apéndice 12: Datos de operación para el sistema de cima de la torre T-503.....               | 64          |
| Apéndice 13: Condiciones para cálculo de tiempo de residencia en el tambor D-505 .....       | 64          |
| Apéndice 14: Condiciones de operación D-505 .....                                            | 64          |
| Apéndice 15: Parámetros para elección de bomba de producto P-512 .....                       | 64          |
| Apéndice 16: Curva de la bomba P-512 obtenida del proveedor .....                            | 65          |
| Apéndice 17: Parámetros para elección de bomba de reflujo P-511 .....                        | 65          |
| Apéndice 18: Curva de bomba seleccionada P-511 obtenida del proveedor.....                   | 66          |
| Apéndice 19: Datos de operación para los E-511 A/B .....                                     | 66          |
| Apéndice 20: Características de la bomba P-526 .....                                         | 67          |

|              |                                                                |    |
|--------------|----------------------------------------------------------------|----|
| Apéndice 21: | Características de diseño y construcción del E-523 A/B .....   | 67 |
| Apéndice 22: | Condiciones fluido intercambiador E-523 .....                  | 67 |
| Apéndice 23: | Características de diseño y construcción del E-525.....        | 68 |
| Apéndice 24: | Condiciones fluidos intercambiador E-525.....                  | 68 |
| Apéndice 25: | Flujos y cantidades consumidas y producidas por mes.....       | 69 |
| Apéndice 26: | Carga programada para el año 2019 y el periodo 2019-2028 ..... | 69 |
| Apéndice 27: | Flujo de caja año 2019 .....                                   | 70 |
| Apéndice 28: | Flujo de caja año 2018-2028 .....                              | 71 |

## Resumen

**TÍTULO:** ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD OPERATIVO Y ECONÓMICO DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA TORRE DE VACÍO DESPOJADORA EXISTENTE, PARA LA RECUPERACIÓN DE ACEITE LIVIANO DE CICLO (ALC) EN EL SLURRY PRODUCTO DE LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO EN LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.\*

**AUTOR:** MARIA ALEJANDRA PIZA BERMÚDEZ\*\*

**PALABRAS CLAVE:** ACEITE LIVIANO DE CICLO, SLURRY, DESTILACIÓN AL VACÍO, ASPEN HYSYS, ANÁLISIS ECONÓMICO.

### DESCRIPCIÓN:

Uno de los productos principales del departamento de Craqueo Catalítico III de la Refinería de Barrancabermeja de Ecopetrol S.A. y de los cuales se obtienen mayores ganancias es el Aceite Liviano de Ciclo (ALC), debido a que este hidrocarburo, además de utilizarse como diluyente o absorbente, también es material de mezcla para diésel, uso que deja un margen de ganancia importante para la unidad. Sin embargo, el slurry residuo de la columna principal de destilación contiene cantidades significativas de ALC, el cual no es separado de este residuo. Debido a lo anterior, esta mezcla se vende al mismo valor del slurry y genera un desperdicio de un compuesto valioso. Por esto se plantea un rediseño del sistema de fondos antiguo de la columna de destilación en el cual, además de recuperar la mayor cantidad de ALC posible también se logre disminuir el valor de la gravedad API del slurry producto de la unidad, teniendo en cuenta los activos que aún existen en planta. En este proyecto, a partir del rediseño, la simulación del sistema y sus equipos, de inspecciones realizadas en campo y de un análisis económico; se describen las estimaciones técnicas, operativas y económicas preliminares de la puesta en servicio del proceso, con el fin de encontrar un punto de operación favorable y evaluar la prefactibilidad económica del mismo. Se determinó que se debe aumentar la temperatura de cima a 260°C y mantener las condiciones originales de flujo de vapor, porcentaje de reflujo de cima y presión de vacío de la torre. Además, se deben comprar dos intercambiadores de calor, dos bombas y realizar el mantenimiento de la torre y el separador. Finalmente, la inversión inicial se recupera al séptimo mes, con ganancias anuales de aproximadamente \$4,000,000 USD y un VPN al décimo año de \$17,708,485 USD.

---

\* Trabajo de grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Fredy Augusto Avellaneda Vargas, Ingeniero Químico PhD. Codirector: Carlos Alberto Meza Méndez, Ingeniero Químico MSc.

### Abstract

**TITLE:** OPERATIONAL AND ECONOMIC PRE-FEASIBILITY STUDY OF THE IMPLEMENTATION OF AN EXISTENT VACUUM TOWER FOR THE RECOVERY OF LIGHT CYCLE OIL (LCO) FROM SLURRY PRODUCT OF THE CATALYTIC CRACKING UNIT IN BARRANCABERMEJA REFINERY\*

**AUTHOR:** MARIA ALEJANDRA PIZA BERMÚDEZ\*\*

**KEYWORDS:** LIGHT CYCLE OIL, SLURRY, VACUUM DISTILLATION, ASPEN HYSYS, ECONOMIC ANALYSIS.

**DESCRIPTION:**

One of the main products of the Catalytic Cracking III department of Barrancabermeja Refinery from Ecopetrol S.A. and from which the greater profits are obtained is the Light Cycle Oil (LCO), since this hydrocarbon, besides being used as thinner or absorbent, is also used as diesel blending material, characteristic that generate profit to the unit. Nevertheless, the residual slurry from the main distillation column contains considerable amount of LCO, which cannot be separated from this residue. Due to the lack of separation, the slurry-LCO mixture is sold at the same price as the pure slurry, generating a waste of valuable material. Therefore, a redesign of the bottom system of the distillation column is proposed, in order to recover the most LCO possible quantity and decrease the API gravity value of the slurry product, implementing equipment that is already own by the refinery. In this work, starting from the redesign, the system simulation and its equipment, plant inspections and an economic analysis; the preliminary estimates of the commissioning of the process are described, with the objective of finding the best operational conditions and obtaining the economic viability of this project. As a conclusion, the top temperature must be increased to 260°C and kept the original conditions of steam, reflux percentage on the top and the tower pressure vacuum. Also, it must be bought two heat exchangers, two pumps and do the tower and vessel maintenance. Finally, the initial investment is recovered in the seventh month, with annual profits around \$4000,000 USD and obtaining a NPV of \$17,708,485 USD within the next 10 years.

---

\* Bachelor Thesis

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Fredy Augusto Avellaneda Vargas, Ingeniero Químico PhD. Codirector: Carlos Alberto Meza Méndez, Ingeniero Químico M.Sc.

## **Introducción**

ECOPETROL S.A. es una empresa colombiana de carácter mixto reconocida internacionalmente por su trayectoria en exploración, explotación, refinación, transporte, almacenamiento, distribución y comercialización de petróleo y sus productos derivados. Esta empresa tiene sedes ubicadas en diferentes ciudades del país, como Bogotá, Bucaramanga, Barrancabermeja y Cartagena entre otras, en las cuales realiza diferentes actividades anteriormente mencionadas, que tienen como fin la producción y distribución productos como gas licuado de petróleo (GLP), gasolina, jet, diésel, aceite liviano de ciclo, asfaltos, entre otros (Ecopetrol, 2014).

El Aceite Liviano de Ciclo (ALC) es un producto que se obtiene en procesos de cracking catalítico, el cual es utilizado como diluyente o absorbente en procesos posteriores y, además, material de mezcla para diésel, uso que genera mayores utilidades para la unidad, puesto que el diésel es un producto de alta demanda. Por lo tanto, así como la producción de gasolina, el ALC es una prioridad en los departamentos de Craqueo Catalítico (Sadeghbeigi, 2012).

En la unidad de Cracking de la refinería de Barrancabermeja, a partir del craqueo catalítico y posterior separación, se obtienen productos como gas combustible, GLP, propano grado refinería, gasolina, ALC y slurry. Este último es el fondo de la torre de destilación fraccionada, el cual no tiene otro proceso posterior de purificación, este fondo es enviado directamente a tanques para ser almacenado. Dependiendo de las temperaturas que se manejen en la torre fraccionadora, el slurry producto tendrá cierta cantidad de hidrocarburos livianos incorporados (Ecopetrol, 2017)

La caracterización del slurry producto de la unidad muestra en el año 2017 una gravedad API promedio de 5.3, lo que indica presencia de livianos, evidenciado en el apéndice 1. Además la destilación realizada por parte del ICP, encontrada en el apéndice 1, revela un contenido de ALC de hasta un 5% en volumen; esto supone una clara oportunidad de recuperar compuestos livianos, mejorando los rendimientos de ALC y las ganancias económicas la unidad (Ecopetrol, 2018).

En la unidad de craqueo catalítico se encuentra una torre de vacío, la cual ha estado fuera de servicio desde hace más de 30 años y pertenecía a un circuito de fondo de la torre de destilación, en el que se despojaba del slurry un porcentaje de compuestos livianos que se recirculaban a destiladora, dando así un slurry producto con menor contenido de livianos (Ecopetrol, 1966).

Con el fin de recuperar una cantidad mayor de ALC que pueda ser almacenado como producto de la unidad, se pretende rediseñar el sistema de recuperación existente y realizar la simulación del mismo en ASPEN HYSYS para así evaluar la viabilidad operacional, definiendo condiciones de presión, temperatura y flujos en dicho sistema y posteriormente analizando la viabilidad económica de la puesta en servicio de este sistema de fondos, teniendo en cuenta costos de mantenimiento y compra de equipos, materias primas e ingresos por barril de ALC recuperado.

## **1. Objetivos**

### **1.1. Objetivo general**

Estudiar conceptualmente la prefactibilidad operativa y económica de recuperación de Aceite Liviano de Ciclo contenido en slurry producto, mediante una torre despojadora de vacío existente, utilizando el software de simulación ASPEN HYSYS.

### **1.2. Objetivos específicos**

Estudiar el sistema original y actual de fondos de la fraccionadora principal de la unidad y proponer una alternativa que se pueda incorporar para la recuperación de Aceite Liviano de Ciclo, utilizando la torre despojadora existente y demás activos pertenecientes al antiguo sistema.

Simular en el software ASPEN HYSYS el sistema propuesto a diferentes condiciones operativas para seleccionar aquella que sea favorable con el fin de llevar a cabo la recuperación de ALC.

Realizar el estudio de prefactibilidad económica de la puesta en marcha teniendo en cuenta costos de renovación, mantenimiento, compra de equipos del circuito de recuperación de ALC e ingresos por producto vendido a 1 año y 10 años.

## **2. Alcance**

Analizar la prefactibilidad económica de la implementación del sistema de recuperación de fondos de la Unidad de Craqueo Catalítico teniendo en cuenta estimaciones de costos de mantenimiento, compra de equipos, materia prima, servicios industriales y venta de productos obtenidos a partir de la modificación del sistema existente, la simulación de este y la inspección en campo de activos.

## **3. Marco teórico**

La torre despojadora de vacío T-503 tenía como función recuperar ALC que quedaba remanente en el Slurry producto de la unidad. Este tipo de torres se utilizan para evitar temperaturas altas y así tener un porcentaje bajo de craqueo térmico (Lieberman, 2009). Esta se compone de dos secciones: La parte inferior es una zona flash al vacío en donde se despojan livianos de la fracción pesada utilizando vapor y la caída de presión (Ecopetrol, 1966). En la sección superior de la torre se encuentra un lecho empacado, el cual favorece la transferencia de masa (Ruiz, Vega, Martínez y Erdmann, 2015), en donde se condensan los hidrocarburos más pesados presentes en la corriente de vapor proveniente de la sección flash, para que por acción de la gravedad caigan en el plato colector de la zona media de la torre, esta condensación se da por medio de una recirculación del flujo que cae en el plato colector hacía la cima de la torre (Ecopetrol, 1966).

La sección inferior trabaja como una destilación flash, en donde una fracción de un fluido entrante se vaporiza, dentro del mismo se trabaja isotérmica e isobáricamente. A diferencia de la

torre empacada que se encuentra en la sección superior, en la cual se maneja un perfil de temperatura y de presión (McCabe, Smith y Harriot, 1998).

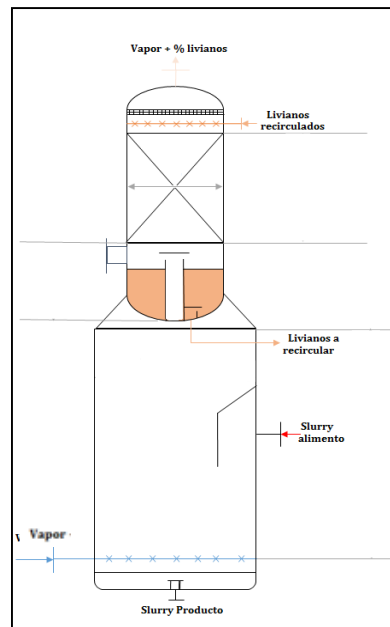


Figura 1. Torre T-503

El Aceite Liviano de Ciclo (ALC) es un producto que se obtiene en procesos de craqueo catalítico en una de las corrientes de salida medias de la torre fraccionadora de la unidad con un rendimiento típico de entre 12%wt y 20%wt (Fahim, Al-Sahhaf & Elkilani, 2010), compuesto en su mayoría de naftenos y aromáticos, el cual es utilizado como diluyente, absorbente en procesos posteriores y además material de mezcla para diésel y combustible para calefacción (Sadeghbeigi, 2012).

Existen diferentes formas de caracterización los hidrocarburos, dentro de estas se encuentra la gravedad específica (API), el cual es un parámetro que refleja que tan pesado o liviano es un hidrocarburo, una baja gravedad API generalmente representa susceptibilidad a precipitación de lodos (Speight, 2011), en el caso del ALC este tiene unos valores normales entre 15 y 16 (Parkash, 2003). También es importante tener en cuenta la temperatura de destilación, la cual está en

promedio entre 221°C (430 °F) y 354 °C (670 °F) (Ecopetrol, 2018). Además, para poder utilizarse como material de mezcla con diésel es necesario controlar la T95 (temperatura a la cual se ha evaporado el 95% en volumen de la muestra) entre 341 °C (645 °F) y 368 °C (695 °F) (Ecopetrol, 2018), este valor se obtiene a partir de la destilación D86 la cual es utilizada para muestras de hidrocarburos livianos como naftas y diésel (Jones & Pujadó, 2006).

Otros dos parámetros a tener en cuenta para la mezcla de diésel con ALC son el contenido de azufre, medido a partir de la prueba ASTM D4294 con la cual se determina el contenido total de azufre de fracciones de petróleo de única fase como el diésel (ASTM, 2009) y debe estar entre 9000 y 11000 ppm según requerimientos de la refinería (Ecopetrol, 2018) y la viscosidad cinemática la cual se determina por medio de la prueba ASTM D445, que sirve tanto para fracciones petróleo transparentes como para las opacas (ASTM, 2009).

Finalmente también se debe considerar el punto de inflamación, este parámetro mide la tendencia de un material a formar una mezcla inflamable con el aire, se utiliza la prueba D93 para destilados con punto de inflamación superior a 64°C (148°F) (Jones & Pujadó, 2006) y debe ser superior a 70°C (158°) según requerimientos de la refinería (Ecopetrol, 2018).

En el fondo de la columna de destilación se encuentra el slurry, siendo este el producto más pesado y de menor valor comercial, por lo que en una unidad de craqueo catalítico se busca un catalizador bueno que logre rendimientos bajos de este producto, generalmente se obtienen rendimientos de aproximadamente 8% (Gary, Handwerk & Kaiser, 2007). Está compuesto generalmente por asfáltenos, aromáticos, naftenos, olefinas, hidrocarburos saturados, azufre, oxígeno, nitrógeno y metales (Sadeghbeigi, 2012).

Para predecir el comportamiento operativo de un sistema es necesario el uso de softwares que permitan simular de una forma aproximada los procesos y con este definir condiciones como

temperaturas, presiones y flujos del mismo, esto con el fin de conocer las condiciones adecuadas a las cuales se puede obtener el producto deseado.

El software de simulación ASPEN HYSYS es un simulador que permite diseñar y optimizar procesos, realizar estudios de seguridad, operatividad, análisis económico entre otras funciones útiles para la ingeniería de procesos. Además, es un simulador ampliamente usado en la industria del gas y petróleo, puesto que presenta una base termodinámica completa para el cálculo preciso de distintas propiedades (García, 2012).

Al tener viabilidad operativa de un proceso es necesario analizar la viabilidad económica del mismo y de esta forma definir si para la empresa es rentable la implementación de determinado proceso. En este análisis económico se deben tener diferentes costos en cuenta como: La materia prima utilizada en el proceso, tanto la que se va a tratar y convertir en producto como diferentes sustancias utilizadas para dar energía como el agua. El costo de equipos nuevos como compresores e intercambiadores de calor, con características específicas las cuales determinan el precio aproximado estos equipos (Araújo et al., 2007). El costo de mantenimiento de los equipos antiguos que se encuentran en la empresa y los ingresos al departamento por unidad de producto vendido.

## **4. Metodología**

### **4.1. Primera etapa: Recolección de datos**

Estudio del sistema original y actual del sistema de fondos y propuesta de una alternativa que se pueda incorporar para la recuperación de ALC. Esta etapa corresponde al primer objetivo.

**4.1.1. Estudio del sistema original y actual.** Estudiar el sistema antiguo y actual de fondos de la torre de destilación principal mediante diagramas de proceso, datasheets y seguimiento en campo y en cuarto de control, con recolección de condiciones de operación originales y características de los equipos pertenecientes al mismo.

**4.1.2. Corrida base del sistema de fondos.** Realización de una corrida base del sistema de fondos de la torre de destilación del año 2018 mediante el software PI DATA LINK con el fin de recolectar información sobre las condiciones y características de las corrientes implicadas en el proceso de despojo con la torre de vacío.

**4.1.3. Propuesta de la alternativa.** Proponer, a partir de la información recolectada, una alternativa de recuperación de ALC mediante la torre despojadora de vacío y demás activos existentes en planta.

**4.1.4. Selección de condiciones.** Definir condiciones de entrada para la simulación del sistema propuesto y las variables a controlar teniendo en cuenta condiciones operativas de los equipos originales y los cambios realizados al sistema antiguo.

## **4.2. Segunda etapa: Análisis operativo**

Simular en el software ASPEN HYSYS el sistema propuesto a diferentes condiciones operativas para seleccionar aquella que sea favorable con el fin de llevar a cabo la recuperación de ALC. Esta etapa corresponde al segundo objetivo.

**4.2.1. Simulación de la alternativa propuesta.** Simulación en ASPEN HYSYS del sistema de recuperación de ALC propuesto, utilizando diferentes condiciones operacionales, (variación de flujo de vapor, temperatura de cima y porcentaje de reflujo en la cima) para así definir condiciones favorables para el proceso de fondos.

**4.2.2. Análisis de los resultados de la simulación.** Análisis de resultados de la simulación realizada del sistema de recuperación de ALC propuesto, teniendo en cuenta la cantidad de ALC recuperado, la gravedad API y la destilación simulada.

**4.2.3. Definir prefactibilidad y condiciones de operación.** Definir la prefactibilidad operacional del proceso y las condiciones de operación favorables para la recuperación de ALC, de acuerdo al análisis de los resultados obtenidos a partir de la simulación.

### **4.3. Tercera etapa: Análisis de prefactibilidad económico**

Realizar el estudio de prefactibilidad económica teniendo en cuenta costos de mantenimiento, compra de equipos, servicios industriales, materia prima e ingresos por producto vendido a 1 año y 10 años. Esta etapa corresponde al tercer objetivo.

**4.3.1. Evaluación técnica y de integridad de los equipos.** Realizar una evaluación técnica de los equipos pertenecientes al sistema original, teniendo en cuenta condiciones de operación y simulación de los mismos y una evaluación de integridad estructural en campo con el apoyo del ingeniero mecánico del departamento para definir las acciones a realizar con los equipos y líneas del sistema de fondos.

**4.3.2. Recolección de información de costos.** Recolectar información de costos de mantenimiento y compra de equipos, servicios industriales, materia prima y productos, con el apoyo del equipo financiero de la unidad.

**4.3.3. Realización de flujo de caja.** Realizar el flujo de caja a 1 año y a 10 años teniendo en cuenta los costos especificados en el punto anterior para determinar el VPN correspondiente a cada periodo de tiempo.

#### 4.4. Diagrama metodología

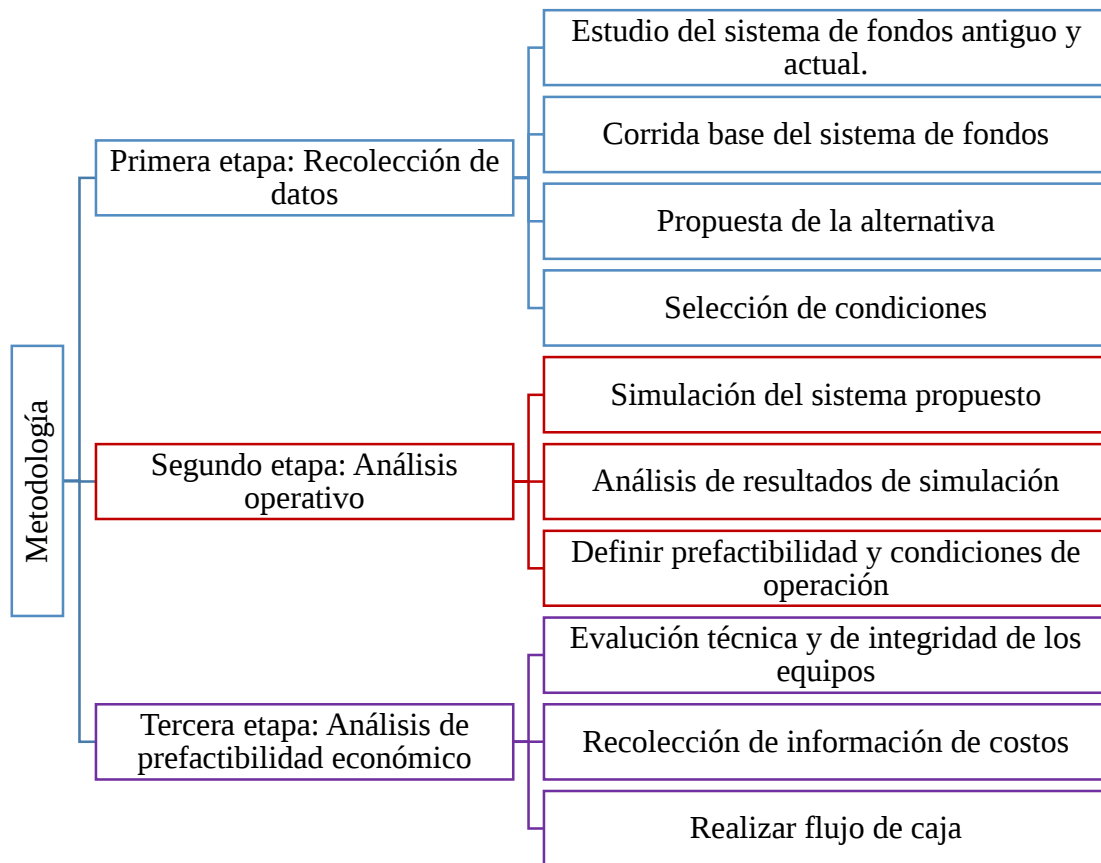


Figura 2. Diagrama que describe la metodología

### 5. Análisis de resultados

#### 5.1. Primera etapa

**5.1.1. Estudio del sistema antiguo de fondos y actual.** La unidad de craqueo catalítico en su diseño original contaba con un circuito para el mejoramiento del punto de chispa de Slurry por medio de la recuperación de livianos de la corriente de fondo de la fraccionadora T-501 utilizando la evaporadora al vacío T-503.

En el diseño original la corriente de fondo de la T-501 (slurry) se cargaba a la T-503 que operaba al vacío 0.08 atm (60 mmHg), temperatura de cima de 127 °C (260°F) y con una corriente de vapor

de despojo de 4.4 atm (64.7 psi) y 525 lb/h, vaporizaba los compuestos livianos de la corriente de slurry obteniendo tres corrientes producto en la sección superior, intermedia e inferior de la torre.

La corriente superior contenía los compuestos más livianos y vapor de agua que se dirigía a un sistema de eyectores–condensadores (E-511 A/B) que mantenían el vacío de la torre utilizando vapor de 11.2 atm (164.7 psi) y 1375 lb/h y condesaban la corriente para ser enviada al tambor atmosférico D-505 donde se separaban tres fases: Agua agria (fondo), incondensables y vapor de agua (tope) y la corriente de interés, hidrocarburo; este último era tomado del tambor por la bomba P-512 y se enviaba a mezclarse con parte del hidrocarburo recuperado en la sección intermedia (25%) de la T-503 (hidrocarburo más pesado), para luego ser enviada como reflujo a la fraccionadora T-501 en la sección de APC. La parte restante (75%) de la corriente intermedia de la torre se enfriaba y se recirculaba a la cima de la T-503 para mantener el perfil de temperatura. La corriente de fondo de la T-503 era tomada por la bomba P-511 y enviada a un sistema de recuperación de catalizador conformado por un filtro y dos separadores de catalizador (Dorrclone) (V-504 A/B) para posteriormente ser enviada a los intercambiadores E-504, E-509 donde se enfriaba para ser almacenada como producto.

Actualmente, el sistema que se describió anteriormente no está en funcionamiento, el slurry que se enviaba a la T-503 es succionado por la bomba P-526 y después se dirige a los intercambiadores E-523A/B y E-525 para ser enfriado antes de enviarse a almacenamiento. En el apéndice 2 se encuentra un diagrama que representa el sistema original y actual de fondos, previamente descritos.

**5.1.2. Corrida de base del sistema de fondos.** Se realizó un análisis de las condiciones de la corriente de slurry durante el año 2018 con el fin de observar el comportamiento y las características en este periodo. En la gráfica del apéndice 3 se observa que varía de 2.9 hasta 10

°API, lo que indica un contenido de livianos significativo. Además, se obtuvo el valor promedio de la temperatura y presión de salida del slurry de la T-501 por medio de PI DATA LINK, la temperatura se operó en promedio a 357°C (675°F) y a presión de 2 atm (29.5 psi). También se hizo un seguimiento al flujo de slurry, en el apéndice 4 se observa que el flujo de encuentra entre 1500 a 4000 BPD, en promedio se opera con un flujo de 2690 BPD.

Se planteó inicialmente manipular la torre fraccionadora T-501, de forma que pudiera vaporizar más livianos en el fondo y de esta forma no implementar el sistema antiguo de fondos. Para esto, se simuló el fondo de la torre y se utilizó la caracterización con 6.3°API a las condiciones de operación promedio de 360 (680°F) y 2.1 atm (30.7 psi) para el día en el que la muestra fue tomada. A continuación se observa el diagrama de la simulación realizada en ASPEN HYSYS.

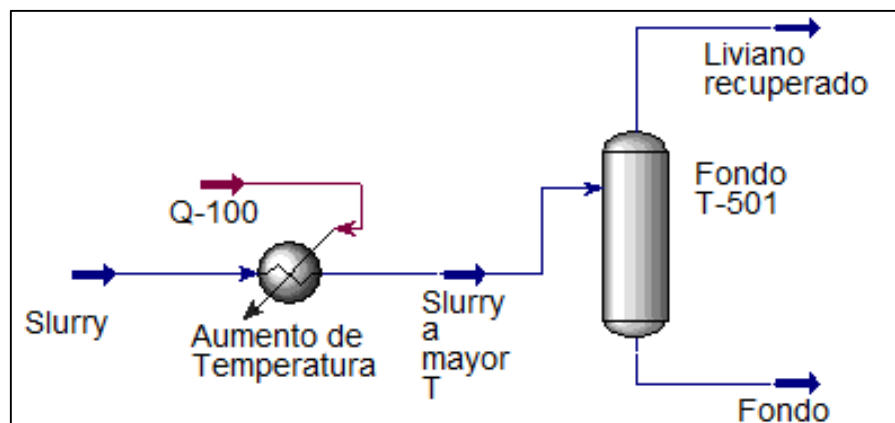


Figura 3. Imagen simulación del fondo de la torre T-503.

La variable operacional empleada fue su perfil de temperatura, de manera tal que si se desea despojar compuestos del slurry sería necesario aumentar la temperatura del fondo hasta que los compuestos volátiles de la corriente de fondo se vaporicen.

Esto, resulta energéticamente inviable, si se tiene en cuenta que el fondo de la torre tiene la presión más elevada del sistema y que para calentar los compuestos livianos se tiene que calentar toda la corriente de salida de fondo (3500 BPD) se necesitaría un gasto energético muy elevado

para que los compuestos livianos sean despojados, se tendría que elevar el fondo a temperaturas muy elevadas debido a las altas presiones presentes (Burbano, Burbano y García, 2003).

En la simulación se realizó un análisis de sensibilidad, variando la temperatura del fondo y observando el porcentaje de compuestos livianos despojados, donde se encontró que para recuperar algo de los compuestos livianos del slurry a la presión de operación habría que subir la temperatura en el fondo de la torre por encima de 404°C (760 °F), lo cual se sale ampliamente de la ventana operativa de esta variable como se observa en la figura, validando así la premisa anterior.

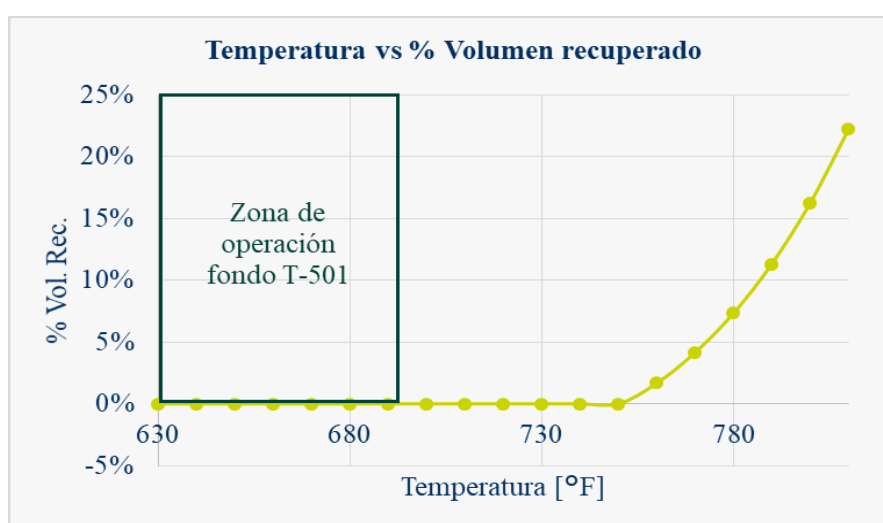


Figura 4. Volumen recuperado de livianos en función de la temperatura de fondo T-503

**5.1.3. Propuesta de la alternativa.** La propuesta va dirigida a recuperar ALC por la cima de la T-503 que pueda ser mezclada directamente con la corriente de ALC producto proveniente de la fraccionadora T-501. Por otro lado, recuperar por la sección media de la torre una corriente de hidrocarburo pesado, que puede ser mezclada con la corriente de slurry producto.

A continuación se muestra un diagrama que representa el proceso.

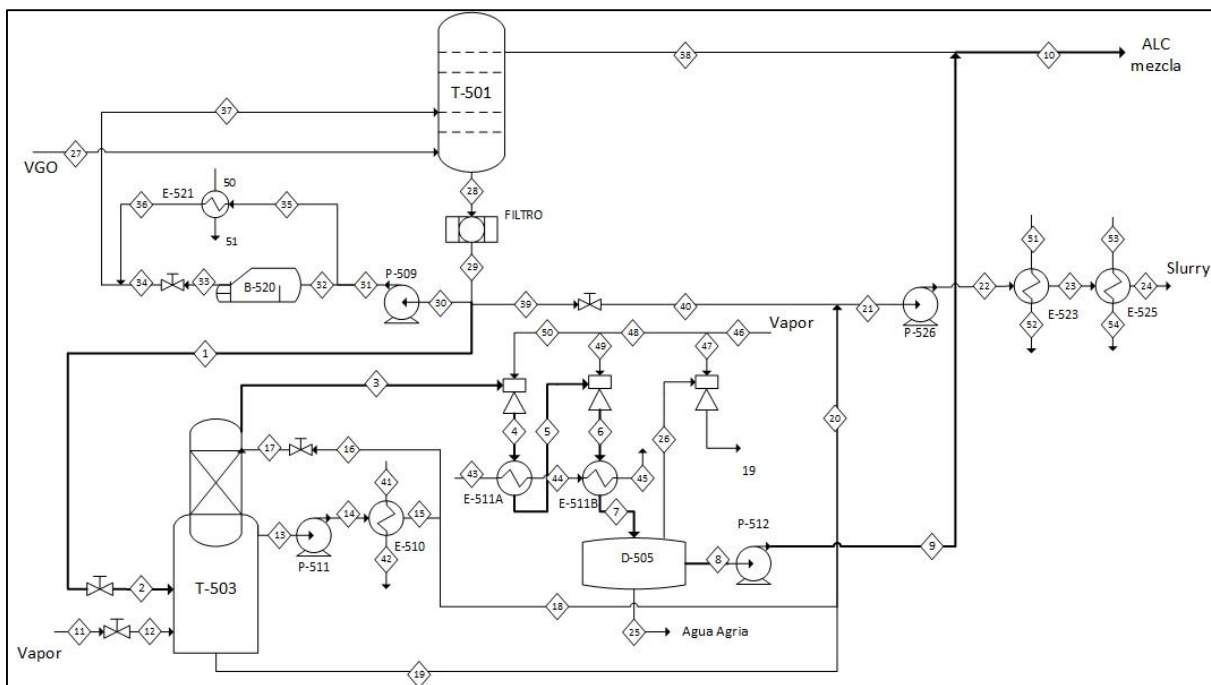


Figura 5. Diseño propuesto para la recuperación de ALC

La corriente de slurry producto (corriente 1) proveniente del fondo de la T-501 se carga a la torre de vacío T-503, para recuperar finalmente 3 corrientes: Una corriente de fondo (corriente 19) conformada por el slurry, esta corriente es tomada por la bomba P-526 (bomba actual de fondo de T-501) la cual se encarga de enviarla a los intercambiadores E-523A/B y E-525 utilizados actualmente para enfriar el Slurry producto antes de ser almacenados en tanques.

De la sección media de la torre sale una corriente (corriente 13) con los compuestos más pesados (APC) despojados de la corriente de Slurry, la cual se dirige a la succión de la bomba P-511, que se encarga de recircular una fracción de esta corriente (corriente 16) a la cima (Zona condensación) donde tiene contacto en contracorriente con el vapor ascendente de la sección inferior de la torre, la fracción restante (corriente 18) se mezcla con el slurry producto de la misma.

Por último, en el tope de la torre se obtiene (corriente 3) agua y compuestos livianos (ALC), estos son transportados por el sistema de tres eyectores a los intercambiadores E-511 A/B donde

son condensados y enviados al tambor D-505 donde se separan 3 fases: vapor agua (corriente 26), agua agria (corriente 25) e hidrocarburo liviano condensado (corriente 8) que es tomado por la bomba P-512 y mezclado con la corriente de ALC producto de la unidad (corriente 38).

#### **5.1.4. Selección de condiciones**

**5.1.4.1. Variables de entrada.** Para la corriente de slurry de alimentación se seleccionó una temperatura de 360 °C (680 °F) y un flujo de 2500 BPD debido a que se acercan al promedio de salida de esta durante el periodo analizado en el numeral 6.1.2. Se seleccionó la presión de 2.1 atm (30.7 psi), debido a que es un valor frecuente manejado en el fondo de la T-501. Para el vapor de despojo se eligieron las condiciones utilizadas en el sistema original 4.4 atm (64.7 psi) y 166 °C (330 °F), debido a que en refinería se maneja este tipo de vapor para torres de vacío. Por último el vacío de la T-503 se mantuvo en 0.08 atm (60 mmHg), debido a las condiciones estructurales de la torre.

**5.1.4.2. Variables a manipular.** La temperatura de una torre de vacío se puede modificar de dos formas: calentar la alimentación o modificar el calor removido en las recirculaciones (Seo, Oh & Lee, 2000), esta última es la técnica utilizada puesto que permite recuperar una mayor cantidad de hidrocarburos en la zona superior, que ya han sido despojados en la zona flash, variando la temperatura de cima entre 127 y 260 °C (260 y 500 °F) debido a que este rango se encuentra dentro de la ventana operativa de la torre. Además, se trabajan dos corrientes de slurry caracterizadas por el ICP del año 2014 con 3.5 °API y la del año 2017 con 6.3 °API, y así observar el comportamiento con límites superior e inferior. El porcentaje de reflujo de cima varía entre 70, 75 y 80%, para no cambiar radicalmente el valor original debido a las condiciones estructurales

del reciclo. Por último se varió el flujo de vapor de despojo de 100 a 900 lb/h, debido a disponibilidad del mismo.

**5.1.4.3. Variables a controlar.** La gravedad API y la T95 son parámetros exigidos por refinería para poder llevar el ALC a mezclar con diésel, se debe obtener un producto con una gravedad API entre 16 y 17, y una T95 entre 341 °C (645°F) a 368 °C (695 °F). Además, se busca la mayor cantidad de ALC que pueda ser recuperado, medido en barriles por día (BPD).

## 5.2. Segunda etapa

**5.2.1. Simulación del sistema propuesto.** Se realiza la simulación del sistema en ASPEN HYSYS. El paquete termodinámico empleado fue Peng Robinson, modelo usado por excelencia para la simulación de hidrocarburos (García, 2012).

Se simulan las corrientes que intervienen en el proceso, slurry y ALC proveniente de la T-501. Para esto, se ingresan las caracterizaciones realizadas por el ICP las cuales se encuentran en el apéndice 5, se utiliza corrientes de slurry de 6.3 y 3.5 °API y corrientes de ALC de 17.8 y 18.9 °API. La torre se simula con dos equipos distintos, la zona flash con un separador flash y la zona superior con una torre de absorción, agregando las características estructurales del equipo. Todos los equipos se simulan teniendo en cuenta las condiciones operativas deseadas en el proceso.

Cabe aclarar que no hay eyectores en el simulador, pero esto no afecta. El vacío se especifica y se tiene en cuenta el flujo de vapor usado en los eyectores. A continuación se observa una imagen de la simulación realizada.



Se evidencia que para lograr una gravedad API de por lo menos 16 se requiere una baja temperatura de cima y por lo tanto se obtiene muy poco volumen recuperado (alrededor de 17 BPD). Por lo tanto, se evaluará la recuperación de ALC, analizando el comportamiento de la gravedad API resultante al mezclar el ALC producido por la unidad de craqueo catalítico y el obtenido a partir de la torre T-503 perteneciente al sistema propuesto en este trabajo, en el rango de temperatura de 400 a 500, en donde se observa un volumen recuperado significativo. Esto mismo sucede a otros valores de flujo de vapor.

Posteriormente se evaluó si la mezcla explicada anteriormente afectaba en gran medida la gravedad API. La corriente de ALC proveniente de la T-503 se mezcló con 4700 BPD de ALC producto de la unidad a condiciones de salida de 2.5 atm (38 psi) y 46 °C (114 °F) y 17.8 °API, según los datos arrojados por PI DATA LINK durante el periodo analizado en el numeral 6.1.2.

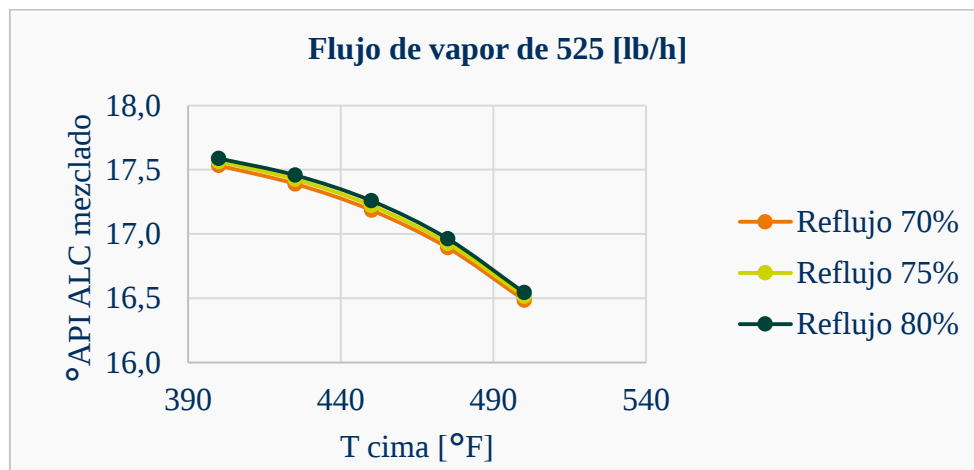


Figura 8. Gravedad API del ALC mezclado vs Temperatura

En la gráfica anterior se observa que independiente del reflujo y de la temperatura de cima, la gravedad API del ALC mezclado se mantiene en el rango de 16 a 18 °API, debido a que el volumen recuperado en la T-503 es pequeño comparado con el ALC producto de la T-501, no hay una variación significativa respecto a los 17.8°API de la corriente producto de la T-501. Así mismo sucede con el slurry de 3.5°API, no hay variación significativa de la gravedad API. Por lo tanto,

dentro de los valores evaluados no hay restricciones en cuanto a obtención de la gravedad API deseada. Lo mismo sucede con el flujo de vapor, lo cual se puede observar en el apéndice 6.

**5.2.2.2. Destilación simulada.** Existen muchos métodos de destilación que proveen información sobre los cortes de determinada corriente. La T95 es un punto de referencia que se exige en determinado valor para determinar la calidad del ALC. Este valor debe estar en el rango de 341 °C (645°F) a 368 °C (695 °F). Se evaluó este valor variando temperatura de cima, flujo de vapor y reflujo de cima. La variación de la T95 no es significativa a diferentes valores de reflujo, esto se evidencia en el apéndice 7. A continuación, se evalúa a un reflujo fijo de 75% la influencia de la temperatura de cima a un determinado flujo de vapor despojador.

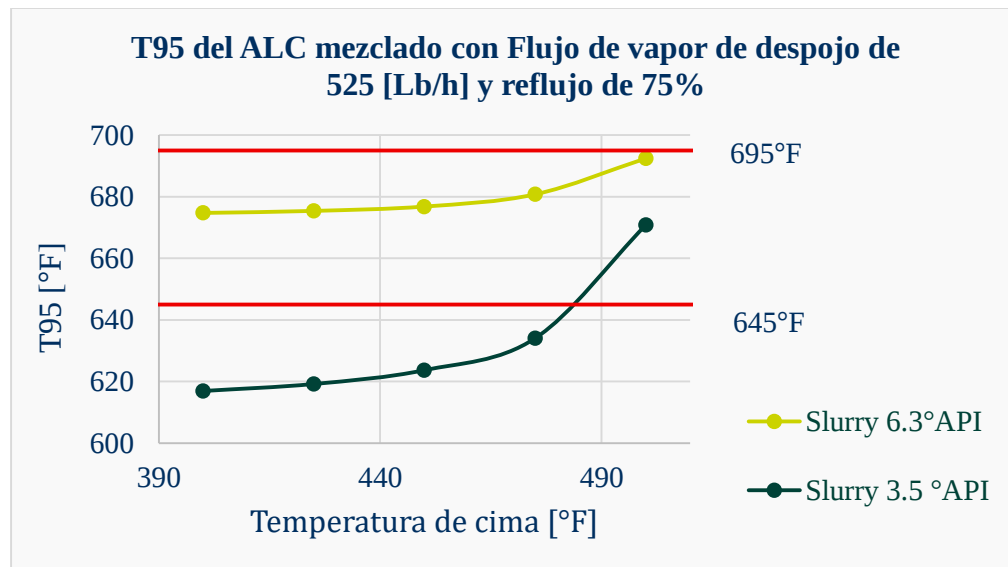


Figura 9. T95 del ALC mezclado vs temperatura de cima

En la gráfica anterior se puede observar que la corriente de slurry de 3.5°API delimita la temperatura de cima que puede ser alcanzada, por lo tanto, se debe ajustar la misma a un valor por encima de 249°C (480°F) hasta 260 °C (500°F) para un flujo de vapor despojador de 525 lb/h.

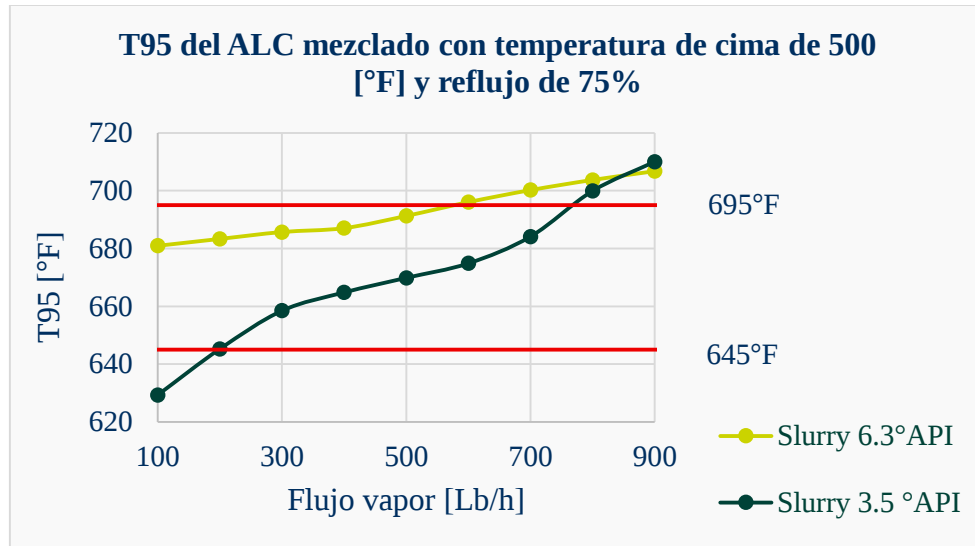


Figura 10. T95 del ALC mezclado vs flujo de vapor

Aquí se evidencia que el flujo de vapor está limitado aproximadamente entre 200 y 600 lb/h para una temperatura de cima de 260 °C (500°F). Por lo tanto, para obtener un ALC mezclado en el rango óptimo de esta característica se debe tener un vapor de despojo de 200 a 600 lb/h.

#### 5.2.2.3. Barriles de ALC recuperados.

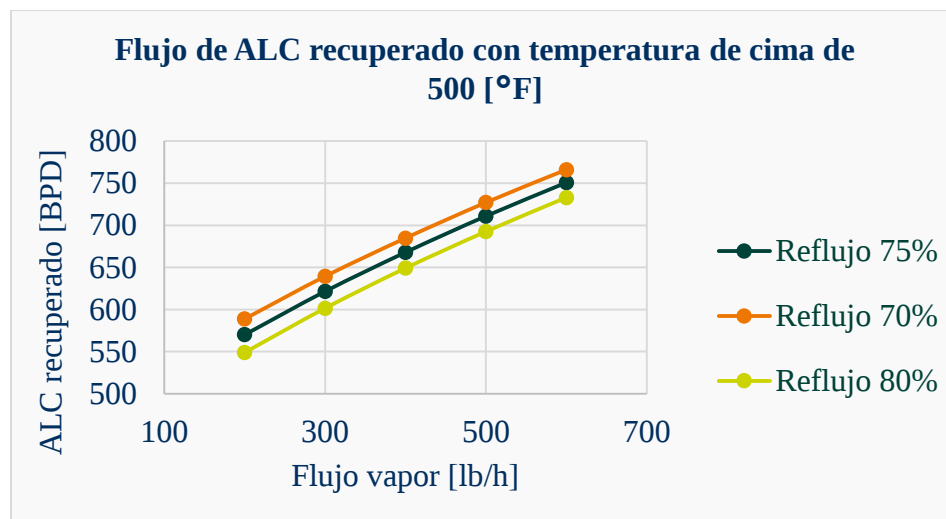


Figura 11. Flujo de ALC mezclado vs flujo de vapor.

En la gráfica anterior se confirma que a medida que se aumenta el flujo de vapor, se aumenta el flujo de producto recuperado, debido a que este tiene como función arrastrar hidrocarburos livianos atrapados en el líquido (Ruiz et al., 2015). Esto, también sucede con la temperatura, con un incremento de esta, no solo los compuestos gaseosos se liberan, también fracciones de líquido más pesadas se volatilizan (Chow, 2002). Además se evidencia que con un reflujo de 80% se recupera menos flujo del producto; lo que indica que se puede mantener las condiciones del arreglo original 75% de reflujo y el flujo de vapor (525 lb/h), con temperatura de cima de 260 °C (500°F).

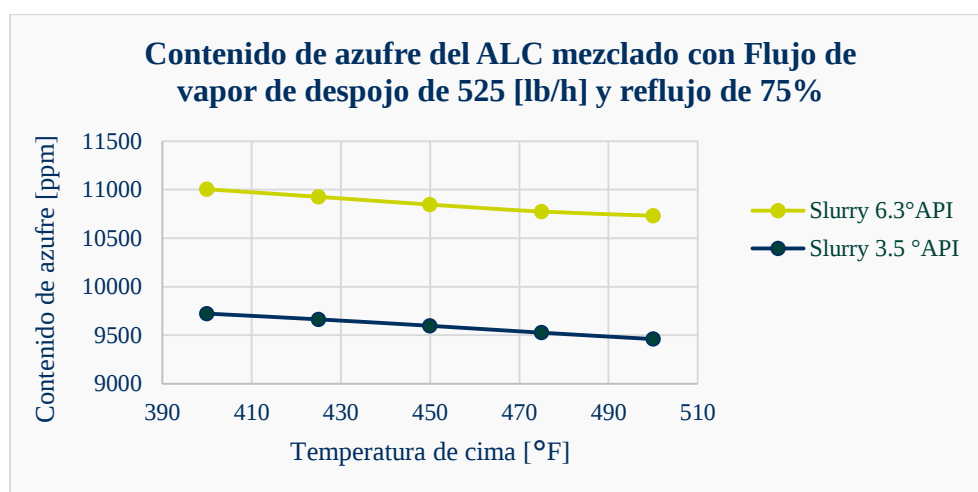


Figura 12. Contenido de azufre de ALC mezclado vs temperatura de cima

Además, en la gráfica anterior se evidencia que el contenido de azufre se encuentra dentro del rango permitido, entre 9000 y 11000 ppm, lo mismo sucede con el punto de inflamación el cual no varía significativamente y es superior a 70 °C (158 °F). La viscosidad se encuentra cercana al rango recomendado, entre 3 y 4 cSt. Las gráficas se encuentran en el apéndice 8.

**5.2.3. Definir prefactibilidad operativa y condiciones de operación.** A continuación se presenta una tabla con las alternativas de operación posibles después del análisis hecho y las condiciones obtenidas de ALC.

Tabla 1.

*Condiciones operación y características del ALC recuperado.*

| <b>T cima (°F)</b>       | <b>500</b> |              |       |       |            |              |       |       |
|--------------------------|------------|--------------|-------|-------|------------|--------------|-------|-------|
| <b>Gravedad API</b>      | <b>6,3</b> |              |       |       | <b>3,5</b> |              |       |       |
| <b>Vapor #50 (lb/h)</b>  | 525        |              | 600   |       | 525        |              | 600   |       |
| <b>Razón de reflujo</b>  | 70         | <b>75</b>    | 70    | 75    | 70         | <b>75</b>    | 70    | 75    |
| Slurry prod. Flujo (BPD) | 1075       | <b>1075</b>  | 1062  | 1062  | 1139       | <b>1139</b>  | 1126  | 1126  |
| Slurry prod. (API)       | 4.90       | <b>4.90</b>  | 4.88  | 4.88  | 2.27       | <b>2.27</b>  | 2.25  | 2.25  |
| ALC REC Flujo (BPD)      | 737        | <b>721</b>   | 766   | 751   | 637        | <b>619</b>   | 674   | 657   |
| ALC MEZ (API)            | 16,49      | <b>16.51</b> | 16.43 | 16.46 | 17.16      | <b>17.20</b> | 17.06 | 17.10 |
| ALC MEZ Visc. 50°C (cSt) | 3.90       | <b>3.88</b>  | 3.93  | 3.92  | 4.24       | <b>4.22</b>  | 4.30  | 4.27  |
| ALC MEZ (Flash Point)    | 186.1      | <b>186.1</b> | 186.3 | 186.2 | 199.3      | <b>199.3</b> | 199.4 | 199.4 |
| ALC MEZ (Sulfur %Wt)     | 1.07       | <b>1.07</b>  | 1.07  | 1.07  | 0.94       | <b>0.95</b>  | 0.94  | 0.95  |
| ALC MEZ (D86 95%)        | 693.4      | <b>692.4</b> | 697.0 | 696.0 | 672.0      | <b>670.8</b> | 697.0 | 696.0 |

En la tabla se observa que en el proceso se trabaja la cima a 260 °C (500°F) para obtener una corriente de ALC en buenas condiciones tanto para un slurry de alta o baja gravedad API. Además, se observa que se puede trabajar a dos diferentes flujos de vapor de despojo de 525 lb/h y 600 lb/h y de reflujo de cima de 70% y 75%. Suponiendo que se puede trabajar a las condiciones originales si la estructura lo permite, se selecciona un flujo de vapor de 525 lb/h y un reflujo de 75% y así obtener las características de producto observadas. A estas condiciones anteriormente mencionadas, se confirma la prefactibilidad operativa de la propuesta.

En el apéndice 9 se presenta una tabla con las corrientes definidas de la alternativa propuesta a las condiciones especificadas, la imagen de la simulación y el diagrama de proceso ampliado.

Se corrió nuevamente la simulación con diferentes caracterizaciones de slurry que se han obtenido en la unidad de craqueo y se obtuvieron los resultados presentados en el apéndice 10, donde se observa que en todos los casos se cumplen con los requerimientos exigidos.

**5.2.3.1. Planes de contingencia.** La carga a la unidad de craqueo catalítico no siempre tiene las mismas características y debido a esto, las propiedades de los productos pueden llegar a variar en cierta medida. Por lo tanto, se hace necesario tener un plan de contingencia llegado al caso que el producto obtenido, en este caso ALC, no salga con las características adecuadas para la venta como diésel.

Una opción es llevarlo como recirculación a la fraccionadora T-501. Pero para verificar esta opción es necesario simular la torre T-501 con el fin de observar el comportamiento o cambio en el perfil de temperatura de la torre y si este cambio es favorable para el proceso en general.

Otra opción es utilizarlo como diluyente de combustóleo. El ALC obtenido se enviaría para remplazar el ALC que se usa actualmente como diluyente y que sí cumple con las características del diésel. Estas dos opciones se deben evaluar en el ámbito técnico, operacional y económico.

### **5.3. Tercera etapa**

**5.3.1. Evaluación técnica y de integridad de los equipos.** Actualmente algunos de los equipos que hacían parte del circuito de fondos de la T-501 aún existen, estos se podrían utilizar en el rediseño del sistema para así no incurrir en elevados gastos para la puesta en servicio del circuito. A continuación, se observa una tabla con los equipos pertenecientes al circuito de fondos de la torre T-503 y su estado actual en el departamento.

Tabla 2.  
Equipos que componían el circuito original de fondos

| EQUIPO           | FUNCIÓN                           | CONDICIÓN ACTUAL     |
|------------------|-----------------------------------|----------------------|
| <b>T-503</b>     | Evaporadora al vacío              | Existente            |
| <b>E-510</b>     | Enfriador de recirculación        | Existente (otro uso) |
| <b>E-511 A/B</b> | Enfriador de cima (sistema vacío) | Existente            |
| <b>D-505</b>     | Tambor de cima de T-503           | Existente            |
| <b>P-510</b>     | Bomba fondo T-503 (slurry)        | No existente         |
| <b>P-511</b>     | Bomba reflujo T-503               | No existente         |
| <b>P-512</b>     | Bomba productos (ALC) D-505       | Existente (Solo una) |
| <b>V-504 A/B</b> | Dorrclone separador catalizador   | No existente         |

Para esta alternativa, no se requiere la P-510 puesto que el slurry producto es tomado por la P-526 y enviado a los intercambiadores E-523 y E-525. Tampoco es necesario el separador de catalizador puesto que el slurry proveniente de la T-501 pasa por un sistema de filtros de coque.

#### **5.3.1.1. Evaluación técnica de los equipos**

**5.3.1.1.1. Torre T-503.** Es una torre al vacío conformada por dos zonas, la zona inferior flash y la zona superior de condensación. Según la tabla del apéndice 11 y las condiciones simuladas y presentadas, la torre puede operar de forma normal ya que se encuentra dentro del rango de operación permitido.

**5.3.1.1.2. Intercambiadores de calor E-511 A/B.** Estos son dos intercambiadores multitubulares dispuestos en serie los cuales transportan el hidrocarburo recuperado por el lado casco y agua de enfriamiento por el lado tubos.

Estos hacen parte del sistema de vacío junto a 3 eyectores que utilizan vapor de 10.2 atm (150 psi). El primer eyector descarga al E-511 A, este utiliza 725 lb/h de vapor, el segundo alimenta al E-511 B con 600 lb/h de vapor y el ultimo eyector se utiliza en el tambor de cima, el cual se ha provisto de una succión atmosférica que hace que el D-505 trabaje a esta presión.

No se encontró información suficiente para simular este equipo y determinar si se obtenían las condiciones esperadas. Pero se conoce el flujo que pasaba por estos intercambiadores, el cual era de aproximadamente 100 BPD, el cual es un flujo mucho menor que el establecido en el nuevo sistema (700 BPD). Por lo tanto, se optó por diseñar y comprar un nuevo sistema de cima para esta función, teniendo en cuenta las condiciones de operación que se encuentran en el apéndice 12 y que el fluido debe llegar al tambor de cima a 41 °C (105°F) y presión atmosférica.

Cabe aclarar que por plazos requeridos en la empresa y falta de información inicial el equipo no se diseñó pero a partir del flujo, del delta de temperatura y presión requerida en el sistema en general, se realizó la estimación económica.

*5.3.1.1.3. Tambor de cima D-505.* Este equipo es el que recibe el ALC recuperado de la torre T-503 y el vapor utilizado en el despojo y en los eyectores de cima. Este trabaja a presión atmosférica y a una temperatura de 41 °C (105°F). El tambor posee 3 corrientes de salida, la primera es la salida atmosférica a través del eyector, la segunda es de hidrocarburo líquido y la tercera son aguas agrias. Su longitud es de 2.4 m (8 ft), con diámetro interno de 0.9 m (3 ft) y espesor de cilindro de 0.008 m (5/16 in).

Se calculó el volumen y el tiempo de residencia en el tambor dependiendo del nivel y el flujo en el mismo, en el apéndice 13, se muestra una tabla con los valores utilizados en el cálculo. Por medio de una plantilla utilizada por la empresa, se determinó un tiempo de residencia entre 7 y 14

minutos para manejar un nivel de 35 a 60%, por lo que se concluye que el tambor se puede utilizar para este nuevo flujo de ingreso.

También se verificó que la altura de este respecto a la bomba de producto fuera la adecuada para que la bomba trabaje en óptimas condiciones. El tambor D-505 se encuentra aproximadamente a 2.7 m (9 ft) de altura respecto al piso y la bomba tiene un NPSH requerido de entre 0.9 y 1.5 m (3 y 5 ft). Por lo tanto, el tambor tiene la altura adecuada para ofrecerle cabeza a la bomba de succión de producto. En el apéndice 14, se observan los datos de operación del tambor.

5.3.1.1.4. *Bomba P-512.* Esta bomba es utilizada para succionar el ALC recuperado desde el tambor D-505. Este equipo se encuentra actualmente en la refinería, pero como el caudal máximo permitido es de 0.6 gpm, se hace necesaria la compra de una nueva bomba debido a que esta manejará alrededor de 18 gpm.

En el apéndice 15, se presentan los parámetros tenidos en cuenta para la elección de la bomba adecuada para este proceso, obtenidos a partir de la simulación. Se realizó la cotización de la bomba a partir de estas condiciones y se seleccionó una bomba de las siguientes características.

Tabla 3.

*Características de bomba P-512 seleccionada.*

|                   |       |     |
|-------------------|-------|-----|
| Velocidad         | 3550  | rpm |
| Potencia          | 75    | hp  |
| Flujo en BEP      | 741.2 | BPD |
| Diámetro impulsor | 11.06 | in  |

Es una bomba centrífuga de succión positiva que aumenta la presión del fluido en 13.6 atm (200 psi). En el apéndice 16, se observa la curva de la bomba con los puntos de posible operación.

5.3.1.1.5. *Bomba P-511*. Esta bomba succionaba el hidrocarburo recirculado a la cima en la torre T-503 pero esta bomba no existe actualmente en la refinería, por lo tanto, se deben especificar parámetros para la elección y compra de una nueva. En el apéndice 17, se presentan los parámetros tenidos en cuenta para la elección de la bomba adecuada para este proceso, obtenidos a partir de la simulación del sistema general. A continuación se presenta la tabla con las características de la bomba seleccionada. Es una bomba centrífuga de succión positiva que aumenta la presión del fluido en 13.6 atm (200 psi). En el apéndice 18, se observa la curva de la bomba con los puntos de operación.

Tabla 4.

*Características de bomba P-511 seleccionada.*

|                   |        |     |
|-------------------|--------|-----|
| Velocidad         | 3480   | rpm |
| Potencia          | 15     | hp  |
| Flujo en BEP      | 2973.4 | BPD |
| Diámetro impulsor | 8.03   | in  |

5.3.1.1.6. *Intercambiador de calor E-510*. Este es el intercambiador utilizado para enfriar el flujo de recirculación. Actualmente se encuentra prestando otro servicio, por lo tanto, es necesario el diseño de uno nuevo. Se tienen en cuenta las condiciones de operación del apéndice 19 y heurísticas manejadas por la empresa. Utilizando el software de simulación de ASPEN ONE, Exchanger, Design and Rating (EDR) se obtuvieron las siguientes dimensiones del intercambiador que logra llevar el hidrocarburo que va por el casco hasta la temperatura de 223.7°C (434.6°F).

Tabla 5.

*Características de construcción del E-510.*

|                |             |            |             |           |                    |              |          |             |      |           |
|----------------|-------------|------------|-------------|-----------|--------------------|--------------|----------|-------------|------|-----------|
| <b>Tubos</b>   | Acero       | <b>N°</b>  | 230         | <b>OD</b> | 0.75 in            | <b>Thk</b>   | 0.083 in | <b>Long</b> | 7 ft | 90-cuadr. |
| <b>Casco</b>   | Acero       | <b>ID</b>  | 22 in       | <b>OD</b> | 22.75 in           | <b>Pitch</b> | 1.25     |             |      |           |
| <b>Baffles</b> | <b>Tipo</b> | Segmentado | <b>Cut:</b> | 15        | <b>Orientación</b> | Horizontal   |          |             |      |           |

5.3.1.1.7. *Bomba P-526.* Es una bomba centrífuga que se utiliza actualmente para succionar el slurry producto de la T-501 y enviarlo para ser enfriado. Esta bomba cuenta con las características observadas en el apéndice 20, obtenidas de la simulación. Con el nuevo flujo de trabajo de 54,8 gpm, es posible trabajar con esta, ya que posee un variador de velocidad lo que permite ajustarla al nuevo flujo.

5.3.1.1.8. *Intercambiadores de calor E-523 A/B:* Estos son dos intercambiadores multitubulares que se encuentran en serie y trabajan con agua de calderas por el lado casco para el enfriamiento del slurry producto de la unidad que va por el lado tubos. Este cuenta con las características de construcción descritas en el apéndice 21. Se procedió a simular estos intercambiadores en EDR teniendo en cuenta las condiciones de entrada, para así observar cuales serían las condiciones de salida del slurry con este intercambiador.

Según la figura presentada en el apéndice 22, la temperatura del slurry disminuye hasta 146°C (295°F) aproximándose al valor actual, por lo que se puede utilizar este equipo para dicho proceso.

5.3.1.1.9. *Intercambiador de calor E-525.* Este es un intercambiador multitubular que se encuentra seguido a los E-523 A/B. Este trabaja con agua de enfriamiento por el lado casco y por el lado tubos el slurry de fondo. Además, cuenta con las características de construcción observadas en el apéndice 23. Se procedió a simular estos intercambiadores en ASPEN ONE, Exchanger Design and Rating teniendo en cuenta las condiciones de entrada a este, para así observar cuales serían las condiciones de salida del slurry con este intercambiador.

Según los resultados presentados en el apéndice 24 es posible utilizar el equipo en cuestión debido a que se alcanza una temperatura de 106°C (223°F) similar a la requerida actualmente.

**5.3.1.2. Evaluación de integridad.** Se realizó una inspección visual en campo del sistema de fondos y un análisis por parte del Ingeniero mecánico para determinar un alcance de lo que sería el mantenimiento de dicho sistema. A continuación se enlistan dichas acciones.

T-503: Facilidades de inspección, retiro y lavado de malla, reparación del revestimiento, retiro del aislamiento, grateado de boquillas y de uniones y pintura.

D-505: Limpieza interna, inspección, limpieza y pintura externa y cambio de plataformas.

Tuberías: Cambio de 120 m de tubería, 360 juntas, alivio térmico, pintura y aislamiento.

Válvula de seguridad: Especificación y compra.

**5.3.2. Recolección de información de costos.** Para realizar el análisis económico de la puesta en servicio del sistema de fondos se tuvieron en cuenta como egresos: el mantenimiento del sistema, compra de equipos, servicios y materia prima, impuestos y depreciación de la maquinaria; por otra parte, en los ingresos se considera las ventas de ALC, APC y slurry. Estos valores fueron obtenidos a partir de cotizaciones de proveedores y del equipo de economía de la unidad.

En este caso no se incluye en los egresos la mano de obra debido a que los operadores que actualmente trabajan en la planta se encargarían del sistema, el costo de mantenimiento periódico puesto que este se incluye en el presupuesto de mantenimiento de la unidad completa cada cuatro años, costo del terreno debido a que está disponible el terreno donde se encuentra ubicado el sistema original y otros costos fijos como salarios y cuestiones administrativas por que el sistema hace parte de una unidad dentro de la refinería que se encuentra activa. Cabe resaltar que no se considera la variación del dólar ni la inflación.

En la siguiente tabla se encuentra cada aspecto tenido en cuenta con sus respectivos valores.

Tabla 6.  
*Precios discriminados.*

| Mantenimiento       |         | Compra |           | Servicios   |        |            | Productos |           |
|---------------------|---------|--------|-----------|-------------|--------|------------|-----------|-----------|
| Descripción         | [USD]   | Equipo | [USD]     | Descripción | Valor  |            | Nombre    | [USD/Bbl] |
| <b>T-503</b>        | 55,172  | P-512  | 164,482   | Vapor 50#   | -      | [COP/klb]  | ALC       | 77        |
| <b>D-505</b>        | 8,621   | P-511  | 279,246   | Vapor 150#  | 10,673 | [COP/klb]  | APC       | 51        |
| <b>Plataformas</b>  | 690     | E-511  | 1,200,000 | Agua enfr.  | 252    | [COP/kgal] | Slurry    | 51        |
| <b>Tuberías</b>     | 103,448 | E-510  | 34,483    | Energía     | 198    | [COP/kW]   |           |           |
| <b>Válvula Seg.</b> | 13,793  |        |           |             |        |            |           |           |

Se fijó la vida útil de los equipos en 10 años y la depreciación se calculó con el método de la línea recta en donde esta es igual al costo total invertido en equipos dividido en la vida útil de los mismos, teniendo en cuenta que los equipos de una planta química no tienen valor de salvamento (Turton, Bailie, Whiting & Shaeiwitz, 2008).

En el apéndice 25, se muestra una tabla con los flujos y las cantidades consumidas y producidas por mes, si se cargaran 1800 BPD de slurry a la T-503, estos datos fueron obtenidos a partir de la simulación, teniendo en cuenta un nuevo flujo de alimentación, seleccionado para evaluar las ganancias con un bajo flujo del mismo.

A continuación se observan la inversión inicial para la puesta en servicio de la unidad y los ingresos y egresos mensuales aproximados.

Tabla 7.  
*Ingresos y egresos de la unidad*

|               |           |           |
|---------------|-----------|-----------|
| Mantenimiento | 181,724   | [USD]     |
| Compra        | 1,733,349 | [USD]     |
| Servicios     | 9,959     | [USD/Mes] |
| Materia prima | 2,737,800 | [USD/Mes] |
| Productos     | 3,138,732 | [USD/Mes] |

**5.3.3. Realización del flujo de caja.** Primero se realizó un análisis a un año, con los volumétricos planeados para el 2019 que se encuentran en el apéndice 26, con un rendimiento de slurry de 10% y 3.5°API. En el mes cero se da la inversión inicial que incluye costos de mantenimiento y compra y después se tiene en cuenta el valor de los servicios, materia prima, productos obtenidos, impuestos y depreciación. También se tuvo en cuenta la parada programada para el mes marzo de 2019 y mitad del mes de abril.

Se trabajó con un porcentaje de impuestos del 25% anual, es decir, 1.9% mensual y una tasa de oportunidad del 15% anual, es decir 1.2% mensual, según datos reportados por el equipo económico de la unidad. En el apéndice 27 se encuentra el flujo de caja del año 2019, el VPN correspondiente al periodo evaluado y el VPN mes a mes.

En la siguiente es la gráfica que ilustra el flujo de caja y el VPN a un año.

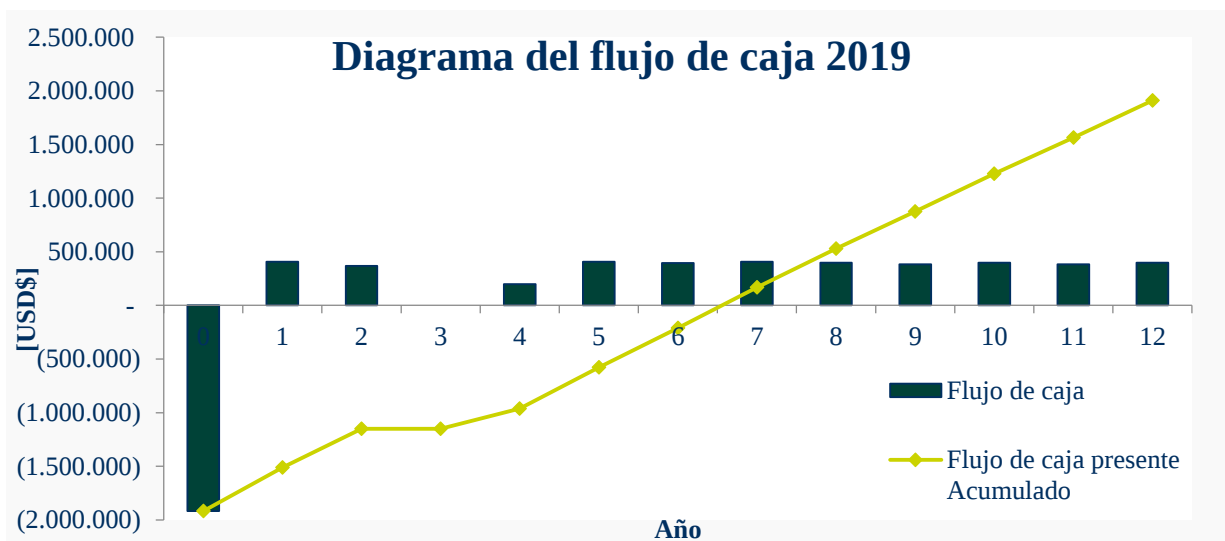


Figura 13. Flujo de caja y valor presente a un año

Las ganancias al mes aproximadas son de \$400,000 USD y la inversión inicial es de \$1,915,073 USD, la cual se recupera al séptimo mes. Además, el VPN al año es de \$1,910,211 USD.

Se realizó un flujo de caja para los siguientes 10 años, con la carga volumétrica planeada para este periodo adjunto en el apéndice 26, rendimiento del 10% de slurry y 3.5 °API, para así observar las mínimas ganancias que se pueden obtener, puesto que un valor bajo de gravedad API indica menor contenido de livianos. Además, se tuvo en cuenta la parada de cada 4 años para mantenimiento de la planta, cada una con duración de 45 días. Cabe aclarar que se realizó este análisis con una sola caracterización de carga a la torre, por lo tanto, es una aproximación de las ganancias que se pueden obtener.

El flujo de caja se encuentra en el apéndice 28, junto con el VPN calculado año a año. A continuación se observa una gráfica que ilustra las ganancias anuales del departamento en el periodo comprendido entre el 2018 y el 2028.

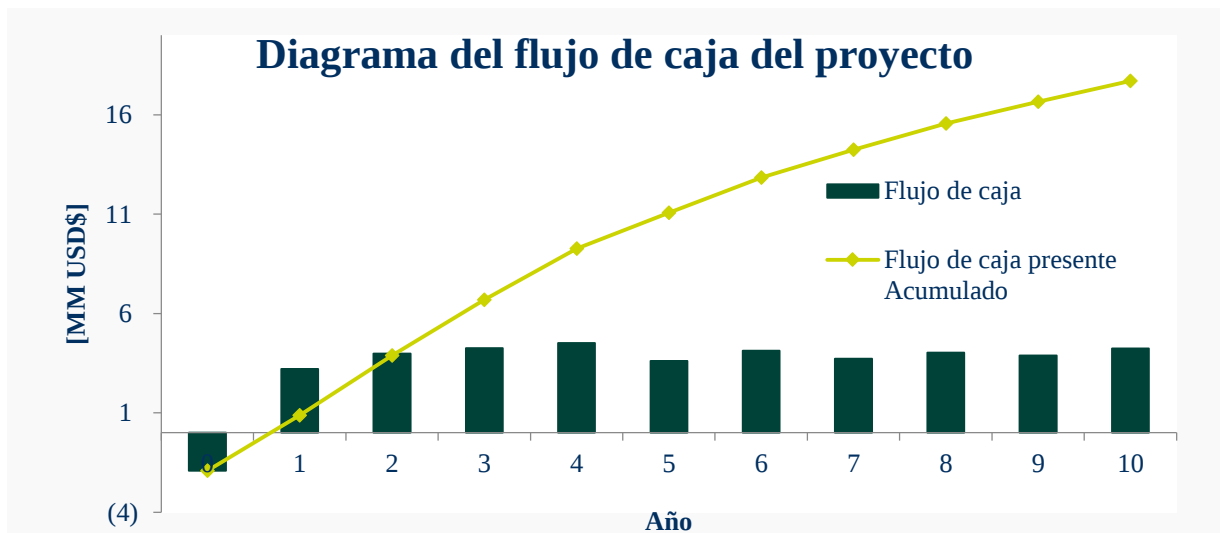


Figura 14. Flujo de caja y valor presente neto 2018-2028

Las ganancias anuales varían de \$3,200,000 USD a \$4,500,000 USD aproximadamente, esto depende de la carga a la unidad. Además, se observa que el valor presente neto a los 10 años del proyecto es de \$ 17,708,485 USD, este valor elevado de VPN se puede justificar, debido a que el proyecto se va a realizar dentro de una empresa ya conformada en donde se utiliza un sistema existente, por lo que solo se requiere la compra de pocos equipos, disminuyendo así la inversión.

## **6. Conclusiones**

Se determinó que para obtener ALC producto de la mezcla de los hidrocarburos recuperados en las torres T-501 y T-503, dentro de los estándares exigidos por la refinería (T95, gravedad API, contenido de azufre y punto de inflamación), se debe operar la torre de vacío T-503 a una temperatura de cima de 260°C (500°F), con las mismas condiciones de vapor de despojo, reflujo en la recirculación y vacío originales, siendo estos 525 lb/h, 75% y 0.08 atm (60 mmHg).

Se hace necesaria la compra de las bombas P-511, P-512, de los intercambiadores de calor E-510 y E-511A/B con eyectores y la válvula de seguridad. Además, se debe realizar mantenimiento a los activos en campo como la torre T-503, el tambor D-505, las plataformas y las líneas.

Según el análisis económico, se recupera la inversión al séptimo mes, con ganancias anuales aproximadamente de \$4,000,000 USD y un VPN a los 10 años de \$ 17,708,485 USD.

Este proyecto además de generar ganancias para el departamento, también reduce la cantidad de slurry producido y por lo tanto combustóleo residuo, el cual es un objetivo vital en la refinería.

## **7. Recomendaciones**

Realizar el estudio de factibilidad de la alternativa evaluada debido a los resultados satisfactorios que se obtuvieron en el análisis de prefactibilidad, incluyendo la construcción de una planta piloto que permita observar de forma más cercana a la realidad el comportamiento del proceso.

Realizar pruebas de laboratorio para analizar características del ALC producto de la T-503, mezclado con el ALC de la T-501. Viscosidad, gravedad API, destilación y color, esta última no se puede determinar con una simulación, por eso se hace necesaria la prueba de laboratorio.

Realizar evaluación técnica, operativa y económica de los planes de contingencia, debido a que este no se evaluó en el presente trabajo, puesto que esto no hace parte del alcance del mismo.

Diseñar el sistema de cima de la torre T-503, eyectores e intercambiadores de cima, que cumplan con las condiciones operativas planteadas anteriormente.

### Referencias bibliográficas

- American Society for Testing and Materials. (2009). *Standard Test Method for Sulfur in Petroleum and Petroleum Products by Energy Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry*. (16e1). Recuperado de: <https://www.astm.org/Standards/D4294-SP.htm>
- American Society for Testing and Materials. (2009). *Standard Test Method for Kinematic Viscosity of Transparent and Opaque Liquids (and Calculation of Dynamic Viscosity)*. (18). Recuperado de: <https://www.astm.org/Standards/D445.htm>
- Araújo, A. C. B., Vasconcelos, L. G. S., Fossy, M. F., & Brito, R. P. (2007). Exergetic and economic analysis of an industrial distillation column. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 24(3), 461-469.
- Burbano, S., Burbano, E., y García, C. (2003). *Física General*. España: Tebar. 330.
- Chow, S. (2002), *Petroquímica y sociedad*. México, DF: Fondo de Cultura Económica. 25-26.
- ECOPETROL S.A (1966). *FCC Vapor recovery unit: Ethylene, propylene and sulfur recovery*. Volumen I. Barrancabermeja.

- ECOPETROL S.A. (2014). Quienes somos. Bogotá D.C.: ECOPETROL S.A. Recuperado de <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/50copetrol-web/nuestra-empresa/quienes-somos/lo-que-hacemos>
- ECOPETROL S.A (2017). *Manual de descripción de proceso de la unidad*. Unidad de craqueo catalítico. Barrancabermeja. 17- 23.
- ECOPETROL S.A (2018). *ORTHOFLOW Data base (feb 2018)*. [Archivo Excel]. Bucaramanga. (LCO – Slurry).
- Fahim, M., Al-Sahhaf, T., & Elkilani, A. (2010). *Fundamentals of Petroleum Refining*. Amsterdam: Elsevier. 202.
- García, M. (2012). *Aplicación Hysys. Destilación Atmosférica de Crudo Petrolífero* (Tesis de pregrado). Universidad de Sevilla, España. 40.
- Gary, J., Handwerk, G., & Kaiser, M. (2007). *Petroleum Refining Technology and Economics*. Boca Ratón: CRC Press. 122.
- Jones, D., & Pujadó, P. (2006). *Handbook of Petroleum Processing*. Dordrecht: Springer. 716-718
- Lieberman, N. (2009). *Troubleshooting Process Operations*. Oklahoma: Pennwell. 295.

McCabe, W., Smith, J., y Harriot, P. (1998). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. Madrid: McGraw-Hill. 720-727.

Parkash, S. (2003). *Refining Processes Handbook*. Massachusetts: Elsevier. 123.

Ruiz, L., Vega, J., Martínez., y Erdmann, E. (2015). Diseño del Proceso de Destilación al Vacío. *Revista de la Facultad de Ciencias Químicas de la Universidad de Cuenca*, 1(12), 30-37.

Sadeghbeigi, R. (2012). *Fluid Catalytic Cracking Handbook: An Expert Guide to the Practical Operation, Design, Operation, and Optimization of FCC Units*. Oxford: Butterworth-Heinemann.

Seo, J. W., Oh, M., & Lee, T. H. (2000). Design Optimization of a Crude Oil Distillation Process. *Chemical Engineering & Technology*, 23(2), 157-164.

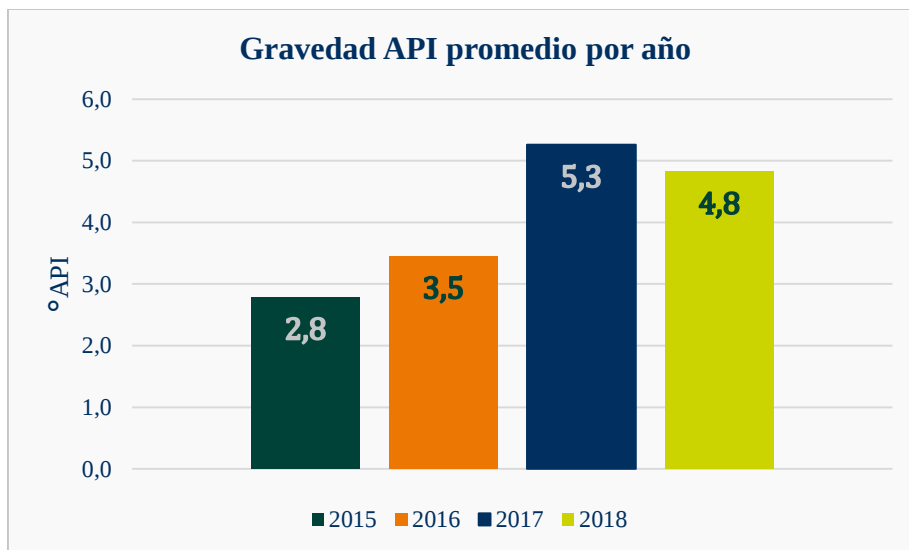
Speight, J. (2011). *The Refinery of the Future*. Kidlington: Elsevier. 108.

Turton, R., Bailie, R., Whiting, W., & Shaeiwitz, J. (2008). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Boston: Prentice Hall. 282-286.

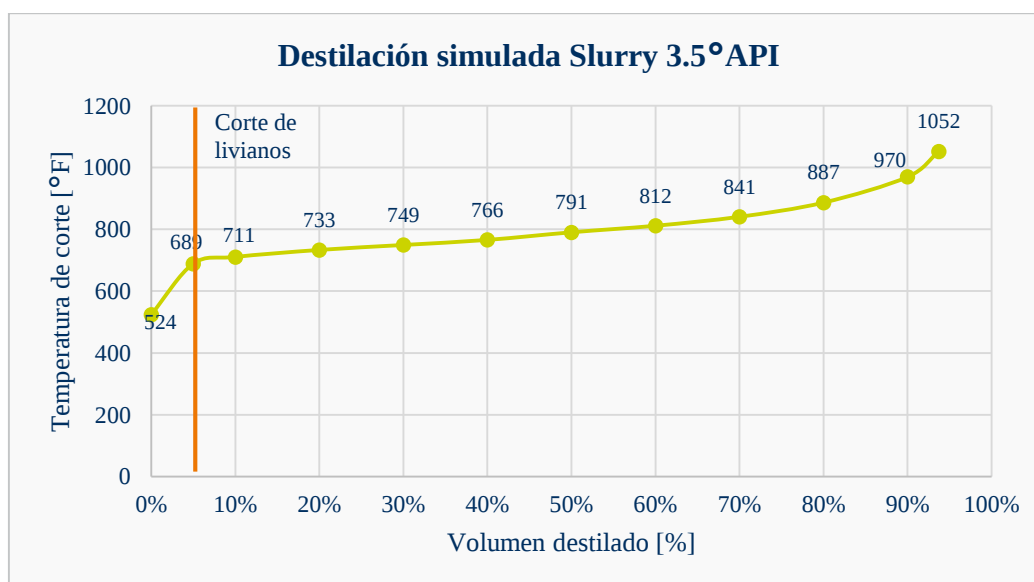
## Apéndices

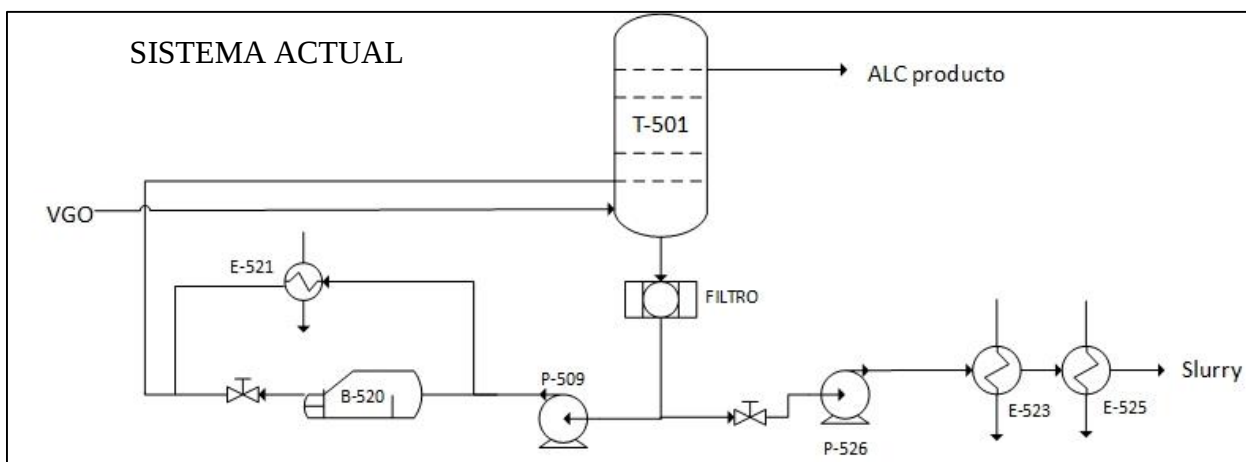
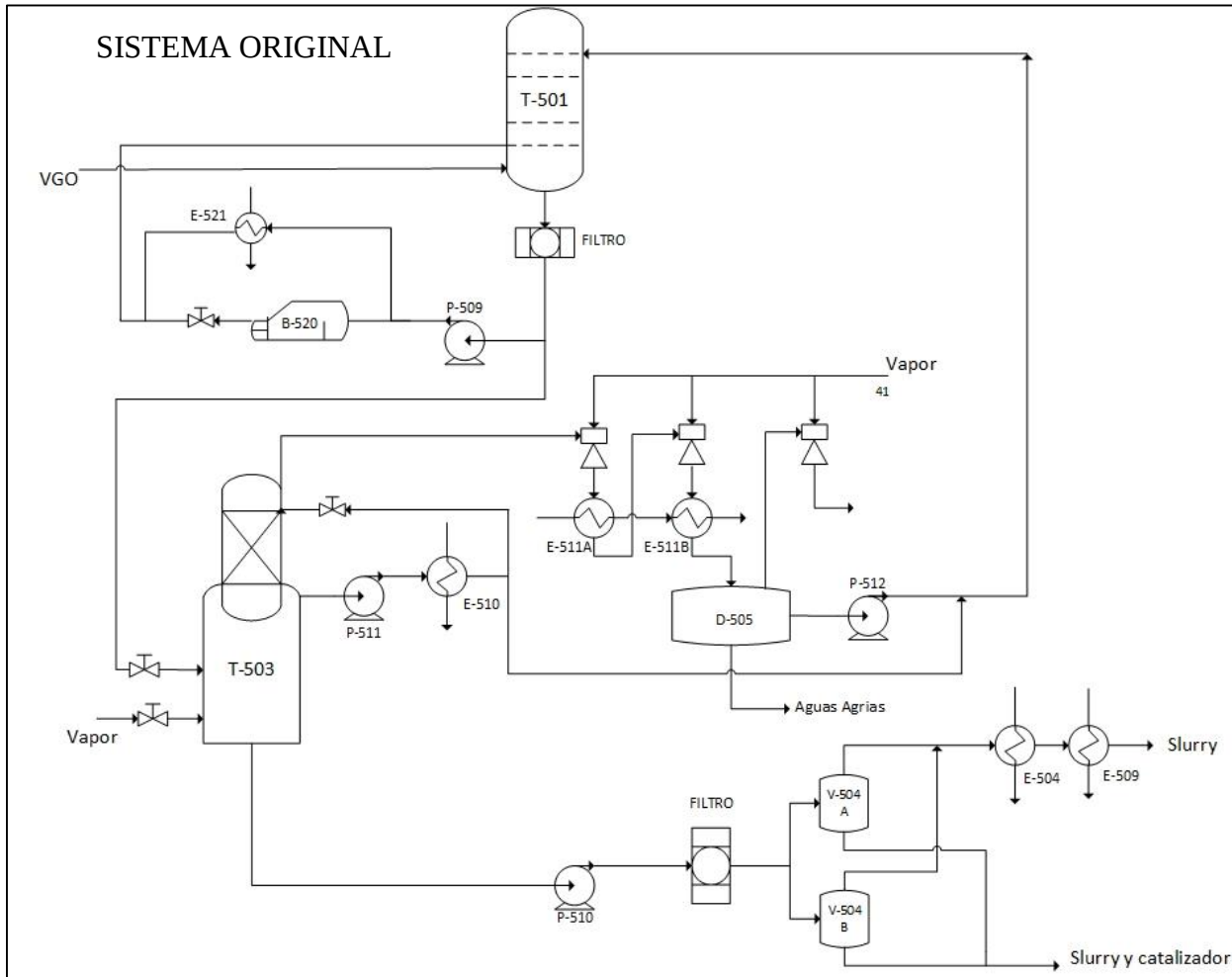
### Apéndice 1: Caracterización del slurry producto de la unidad de craqueo catalítico.

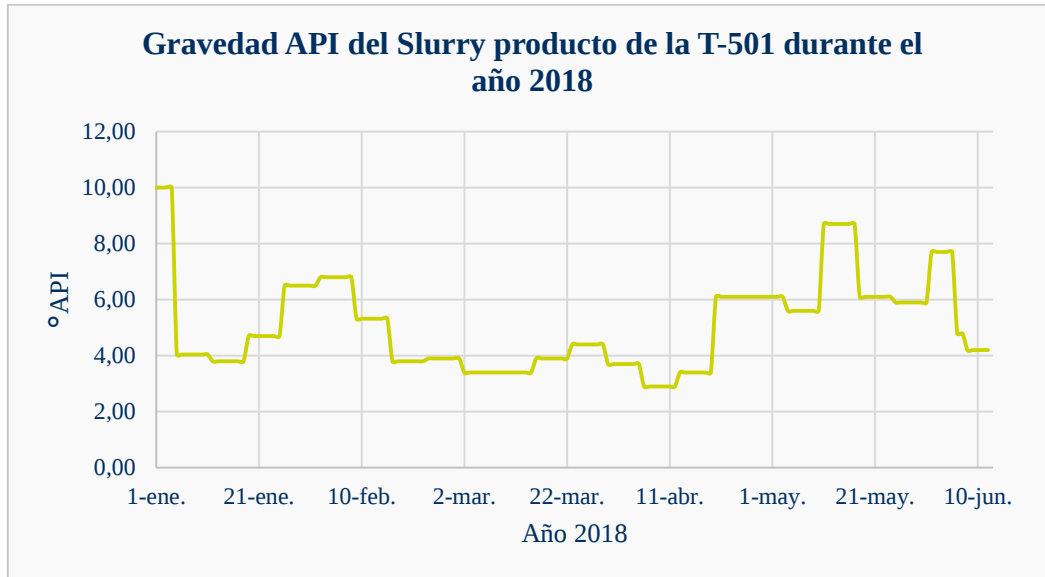
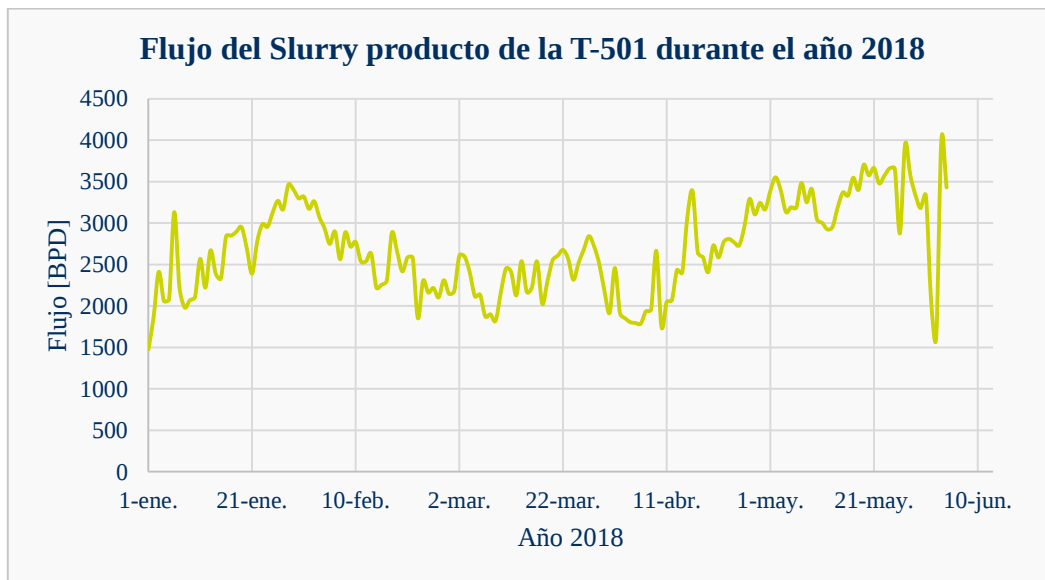
Gravedad API promedio del slurry producto.



Destilación de una muestra del slurry producto de la unidad.



**Apéndice 2: Diagramas del sistema original y actual de fondos.**

**Apéndice 3: Gravedad API del Slurry producto de la T-501 durante el año 2018.****Apéndice 4: Flujo del Slurry producto de la T-501 durante el año 2018.**

**Apéndice 5: Caracterizaciones de las corrientes implicadas en la alternativa propuesta.**

Corrientes de slurry producto de la unidad de Craqueo Catalítico de la refinería

| <b>SLURRY</b>                              |                 |                  |
|--------------------------------------------|-----------------|------------------|
| <b>Fecha</b>                               | <b>5-oct-17</b> | <b>11-dic-14</b> |
| <b>PROPIEDAD</b>                           | <b>VALOR</b>    | <b>VALOR</b>     |
| Densidad a 15°C [g/ml]                     | 1.0263          | 1.0475           |
| Gravedad API [°API]                        | 6.3             | 3.5              |
| Carbón Conradson [%peso]                   | 3.16            | 4.29             |
| Azufre Horiba [ppm]                        | 14600           | 15900            |
| Viscosidad a 50°C [cSt]                    | 73.32           | 122.40           |
| Viscosidad a 100°C [cSt]                   | 8.472           | 10.37            |
| Punto de Inflamación [°C]                  | 103             | 102              |
| Contenido de cenizas [%peso]               | 0.215           | 0.00             |
| Níquel [ppm]                               | 3.849           | 0.80             |
| Vanadio [ppm]                              | 5.857           | 1.50             |
| Sodio [ppm]                                | 6.22            | 4.47             |
| Hierro [ppm]                               | 13.42           | 1.73             |
| Aluminio [ppm]                             | 242.8           | 60               |
| <b>DESTILACIÓN SIMULADA (%vol.) D-1160</b> |                 |                  |
| <b>Fecha</b>                               | <b>5-oct-17</b> | <b>11-dic-14</b> |
| 0%                                         | 431.44          | 524.30           |
| 5%                                         | 584.26          | 688.64           |
| 10%                                        | 663.10          | 710.78           |
| 30%                                        | 756.34          | 749.48           |
| 50%                                        | 794.50          | 790.52           |
| 70%                                        | 837.88          | 840.74           |
| 90%                                        | 943.00          | 969.80           |
| 94%                                        | 1000.06         | 1052.06          |

NOTA: \*Caracterización slurry. Adaptado de ECOPETROL S.A (2018). ORTHOFLOW Data base (feb 2018).

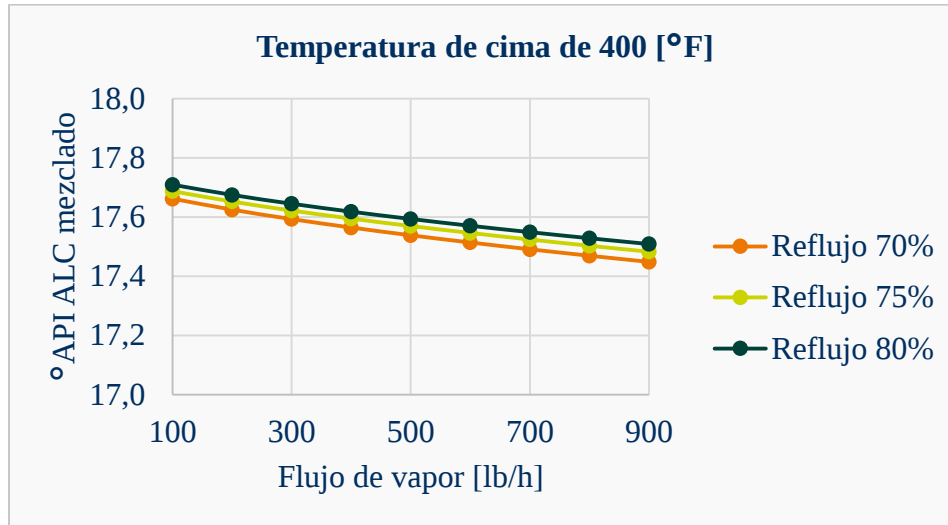
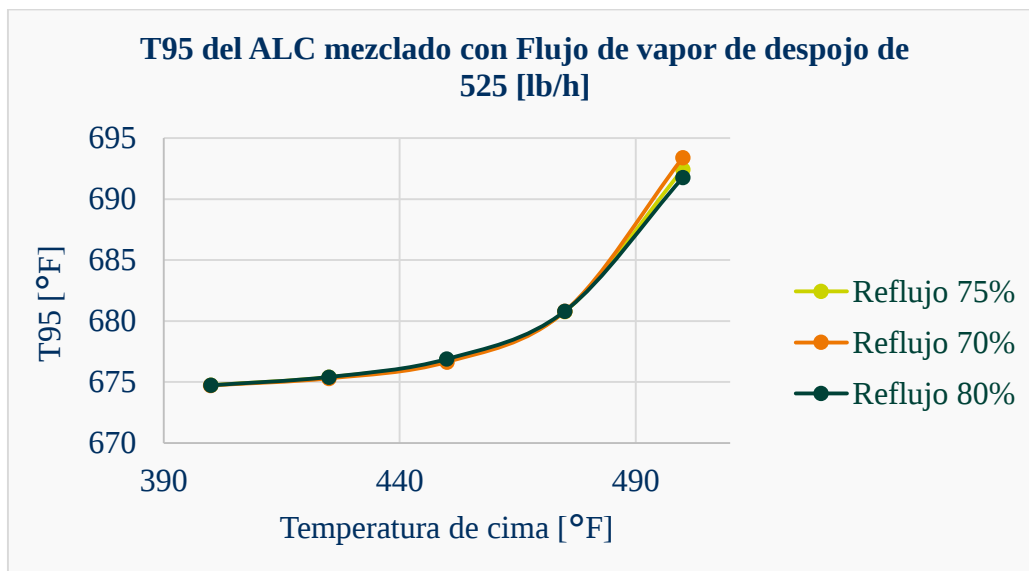
[Archivo Excel]. Bucaramanga. (Slurry).

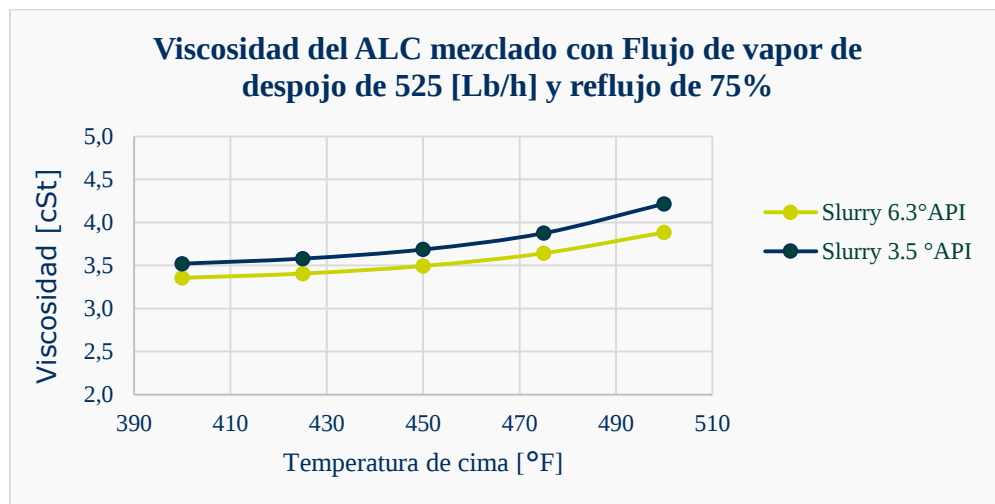
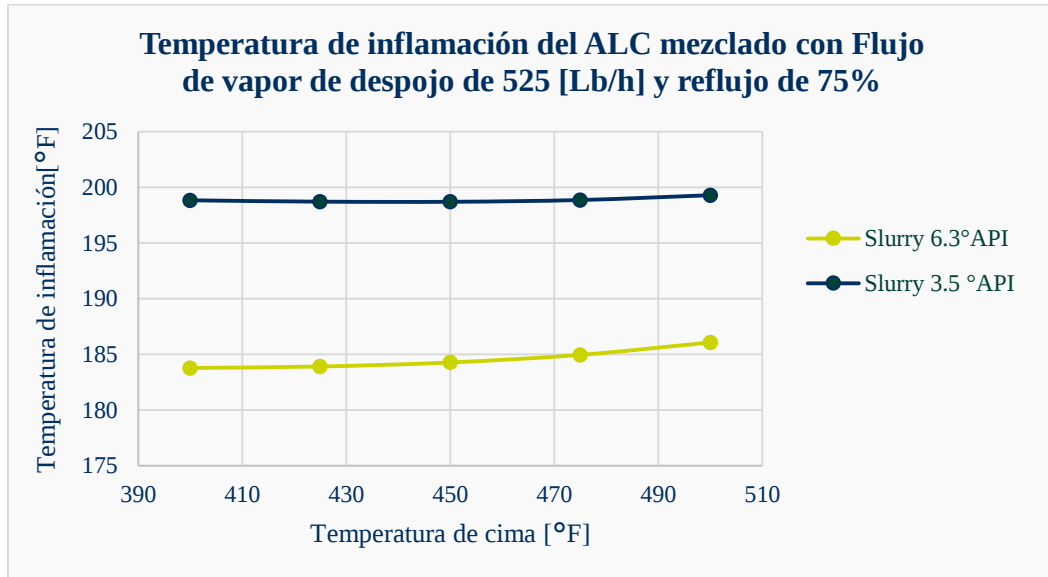
Corrientes de ALC producto de la unidad de Craqueo Catalítico de la refinería.

| <b>ALC</b>                                 |                 |                  |
|--------------------------------------------|-----------------|------------------|
| <b>Fecha</b>                               | <b>VALOR</b>    |                  |
| <b>PROPIEDAD</b>                           | <b>5-oct-17</b> | <b>11-dic-14</b> |
| Densidad a 15°C [g/ml]                     | 0.9472          | 0.94             |
| Gravedad API [°API]                        | 17.8            | 18.9             |
| Color ASTM 1500                            | 3.0             | 3.5              |
| Azufre Horiba [ppm]                        | 11300           | 9840.00          |
| Viscosidad a 40°C [cSt]                    | 3.84            | 3.24             |
| Viscosidad a 50°C [cSt]                    | 3.34            | 2.6160           |
| Número de Bromo [g Br <sub>2</sub> /100 g] | 5.3             | 20               |
| Punto de Inflamación [°C]                  | 85              | 93               |
| Índice de cetano (calc.) [cetanos]         | 27.5            | 24.5             |
| <b>DESTILACIÓN SIMULADA (%vol.) D-86</b>   |                 |                  |
| <b>Fecha</b>                               | <b>5-oct-17</b> | <b>11-dic-14</b> |
| 0%                                         | 399.38          | 401.72           |
| 5%                                         | 459.86          | 461.3            |
| 10%                                        | 478.22          | 471.02           |
| 30%                                        | 517.82          | 500.18           |
| 50%                                        | 554.72          | 532.4            |
| 70%                                        | 600.08          | 574.52           |
| 90%                                        | 655.34          | 626.18           |
| 95%                                        | 679.28          | 645.62           |
| 100%                                       | 690.98          | 658.04           |

NOTA: \*Caracterización ALC. Adaptado de ECOPETROL S.A (2018). ORTHOFLOW Data base (feb 2018).

[Archivo Excel]. Bucaramanga. (LCO).

**Apéndice 6: Gravedad API de ALC mezclado vs flujo de vapor.****Apéndice 7: T95 de ALC mezclado vs temperatura de cima.**

**Apéndice 8: Punto de inflamación y viscosidad del ALC mezclado.****Apéndice 9: Corrientes definidas para la alternativa propuesta.**

Las composiciones de cada corriente están conformadas por alrededor de 100 compuestos sugeridos por ASPEN HYSYS, debido a que se ingresaron caracterizaciones de la materia prima; por lo que en las tablas siguientes omite esa información.

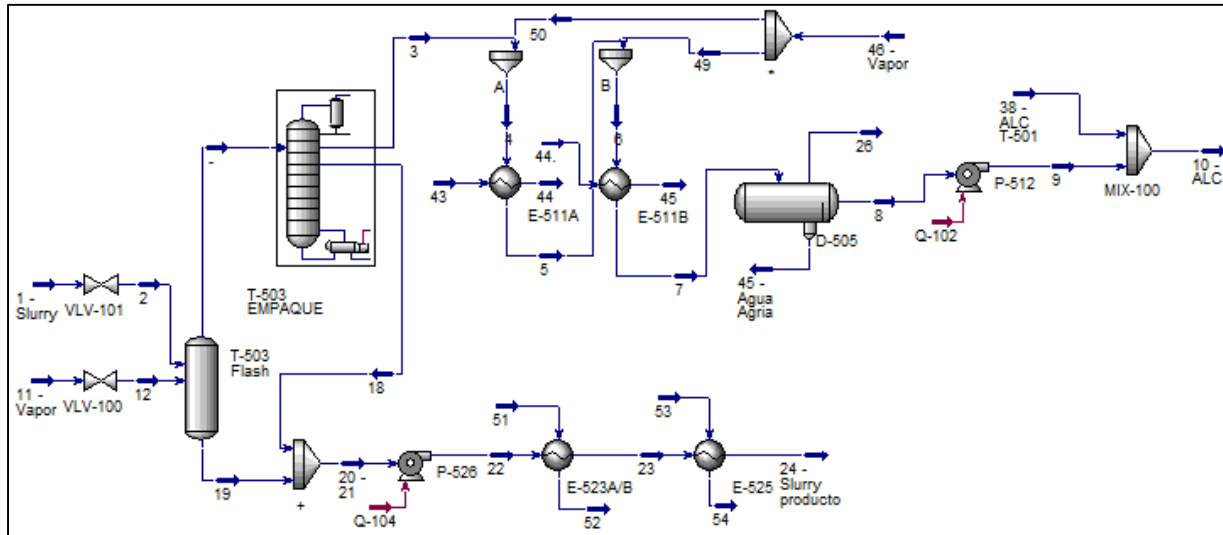
## Tablas de condiciones de las corrientes

| No. Corriente                  | 1         | 2       | 3         | 4         | 5         |
|--------------------------------|-----------|---------|-----------|-----------|-----------|
| <b>Ingresa a</b>               | vlv1      | T-503   | Eyector 1 | E-511A    | Eyector 2 |
| <b>Sale de</b>                 | Filtro    | vlv1    | T-503     | Eyector 1 | E-511A    |
| <b>Fluido</b>                  | Slurry    | Slurry  | Livianos  | Livianos  | Livianos  |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 0.0       | 0.0     | 1.0       | 1.0       | 0.65      |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 680.0     | 680.0   | 499.9     | 494.7     | 136.3     |
| <b>Presión [psi]</b>           | 30.7      | 30.7    | 1.0       | 1.0       | 0.4       |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 125.6     | 125.6   | 66.2      | 106.4     | 106.4     |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 38230.5   | 38230.5 | 9854.9    | 10579.9   | 10579.9   |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 2500.0    | 2500.0  | 654.9     | 704.7     | 704.7     |
| No. Corriente                  | 6         | 7       | 8         | 9         | 10        |
| <b>Ingresa a</b>               | E-511B    | D-505   | P-512     | -         | -         |
| <b>Sale de</b>                 | Eyector 2 | E-511B  | D-505     | P-512     | -         |
| <b>Fluido</b>                  | Liviano   | Liviano | ALC       | ALC       | ALC       |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 0.74      | 0.74    | 0         | 0         | 0         |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 153.9     | 102.6   | 211.9     | 212.0     | 126.1     |
| <b>Presión [psi]</b>           | 0.4       | 0.18    | 14.7      | 38        | 38        |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 139.7     | 139.7   | 37.2      | 37.2      | 369.7     |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 11179.9   | 11179.9 | 9324.9    | 9324.9    | 73838.8   |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 745.8     | 745.8   | 618.6     | 618.6     | 5318.6    |
| No. Corriente                  | 11        | 12      | 13        | 14        | 15        |
| <b>Ingresa a</b>               | vlv2      | T-503   | P-511     | E-510     | -         |
| <b>Sale de</b>                 | -         | vlv2    | T-503     | P-511     | E-510     |
| <b>Fluido</b>                  | Vapor     | Vapor   | HC        | HC        | HC        |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 1         | 1       | 0         | 0         | 0         |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 330       | 330     | 434.8     | 541.3     | 432.1     |
| <b>Presión [psi]</b>           | 64.7      | 64.7    | 71.1      | 81.1      | 80.8      |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 29.1      | 29.1    | 38.2      | 152.9     | 152.8     |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 525       | 525     | 11317.5   | 45270.0   | 45254.7   |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 36.0      | 36.0    | 741.8     | 2967.1    | 2966.1    |
| No. Corriente                  | 16        | 17      | 18        | 19        | 20-21     |
| <b>Ingresa a</b>               | vlv3      | T-503   | -         | -         | P-526     |
| <b>Sale de</b>                 | E-510     | vlv3    | E-510     | T-503     | -         |
| <b>Fluido</b>                  | HC        | HC      | HC        | Slurry    | Slurry    |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 0         | 0       | 0         | 0         | 0         |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 434.8     | 434.8   | 434.9     | 573.0     | 521.3     |
| <b>Presión [psi]</b>           | 61.1      | 61.1    | 51.1      | 1.2       | 1.2       |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 114.6     | 114.6   | 38.2      | 50.4      | 88.6      |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 33952.5   | 33952.5 | 11317.5   | 17583.1   | 28900.6   |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 2225.3    | 2225.3  | 741.8     | 1139.3    | 1881.1    |

|                                |           |           |           |           |            |
|--------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| <b>No. Corriente</b>           | <b>22</b> | <b>23</b> | <b>24</b> | <b>25</b> | <b>26</b>  |
| <b>Ingresa a</b>               | E-523     | E-525     | -         | -         | Eyector 3  |
| <b>Sale de</b>                 | P-526     | E-523     | E-525     | D-505     | D-505      |
| <b>Fluido</b>                  | Slurry    | Slurry    | Slurry    | Agua agr  | Vapor/inco |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 0         | 0         | 0         | 0         | 1          |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 573.4     | 294.7     | 224.2     | 211.9     | 211.9      |
| <b>Presión [psi]</b>           | 91.2      | 84.3      | 72.0      | 14.7      | 14.7       |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 50.4      | 88.6      | 88.6      | 26.1      | 76.4       |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 17583.1   | 28900.6   | 28900.6   | 470.9     | 1384.1     |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 1139.3    | 1881.1    | 1881.1    | 32.3      | 95.0       |
| <b>No. Corriente</b>           | <b>38</b> | <b>41</b> | <b>42</b> | <b>43</b> | <b>44</b>  |
| <b>Ingresa a</b>               | -         | E-510     | -         | E-511A    | E-511B     |
| <b>Sale de</b>                 | T-501     | -         | E-510     | -         | E-511A     |
| <b>Fluido</b>                  | ALC       | Agua      | Agua      | Agua      | Agua       |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 0         | 0         | 0         | 0         | 0          |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 114       | 90        | 99.8      | 90        | 116.2      |
| <b>Presión [psi]</b>           | 38        | 50        | 47.7      | 59.7      | 58.7       |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 332.5     | 14701.4   | 14701.4   | 5880.6    | 5880.6     |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 64513.9   | 264847.   | 264847.1  | 105938.8  | 105938.8   |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 4700      | 18171.4   | 18171.4   | 7268.6    | 7268.6     |
| <b>No. Corriente</b>           | <b>45</b> | <b>46</b> | <b>47</b> | <b>50</b> | <b>51</b>  |
| <b>Ingresa a</b>               | -         | Eyectores | Eyect 2   | Eyect 1   | E-523      |
| <b>Sale de</b>                 | E-511b    | -         | -         | -         | -          |
| <b>Fluido</b>                  | Agua      | Vapor     | Vapor     | Vapor     | Agua       |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 0         | 1         | 1         | 1         | 0          |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 94.2      | 450       | 450       | 450       | 264.9      |
| <b>Presión [psi]</b>           | 59.5      | 164.7     | 164.7     | 164.7     | 590        |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 2773.8    | 73.5      | 40.2      | 33.3      | 6934.3     |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 49971.    | 1325      | 725.0     | 600.0     | 124923     |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 3428.6    | 90.9      | 49.7      | 41.2      | 8571.1     |
| <b>No. Corriente</b>           | <b>52</b> | <b>53</b> | <b>54</b> |           |            |
| <b>Ingresa a</b>               | -         | E-525     | -         |           |            |
| <b>Sale de</b>                 | E-523     | -         | E-525     |           |            |
| <b>Fluido</b>                  | Agua      | Agua      | Agua      |           |            |
| <b>Fracción de vapor</b>       | 0         | 0         | 0         |           |            |
| <b>Temperatura [°F]</b>        | 289.8     | 90        | 96.4      |           |            |
| <b>Presión [psi]</b>           | 586.2     | 59.7      | 59.1      |           |            |
| <b>Flujo molar [lbmol/h]</b>   | 6934.3    | 7536.0    | 7536.0    |           |            |
| <b>Flujo másico [lb/h]</b>     | 124923    | 135762    | 135762    |           |            |
| <b>Flujo volumétrico [BPD]</b> | 8571.1    | 9314.8    | 9314.8    |           |            |

A continuación se presenta la simulación en ASPEN HYSYS de la cual se obtuvieron los resultados anteriormente mencionados y el diagrama de flujo correspondiente a las tablas de los mismos.

Ambiente de la simulación del sistema general



Ambiente de simulación de la torre T-503

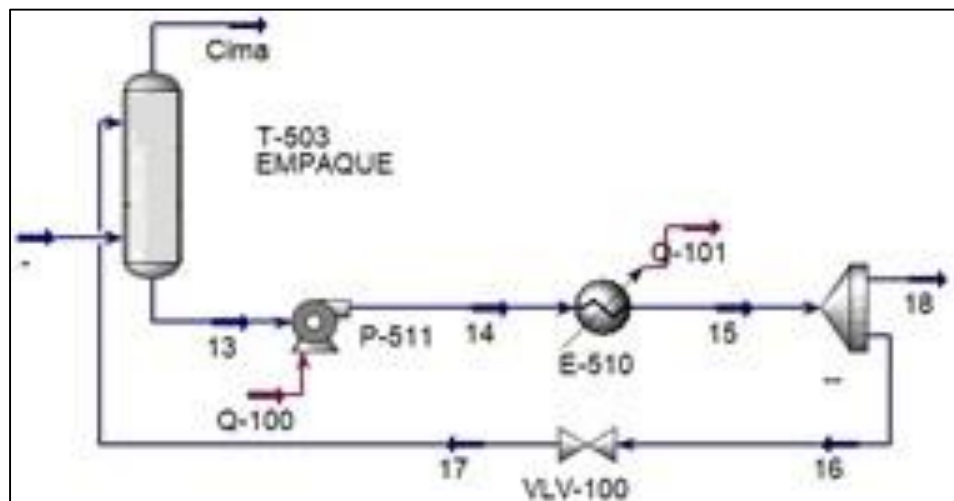
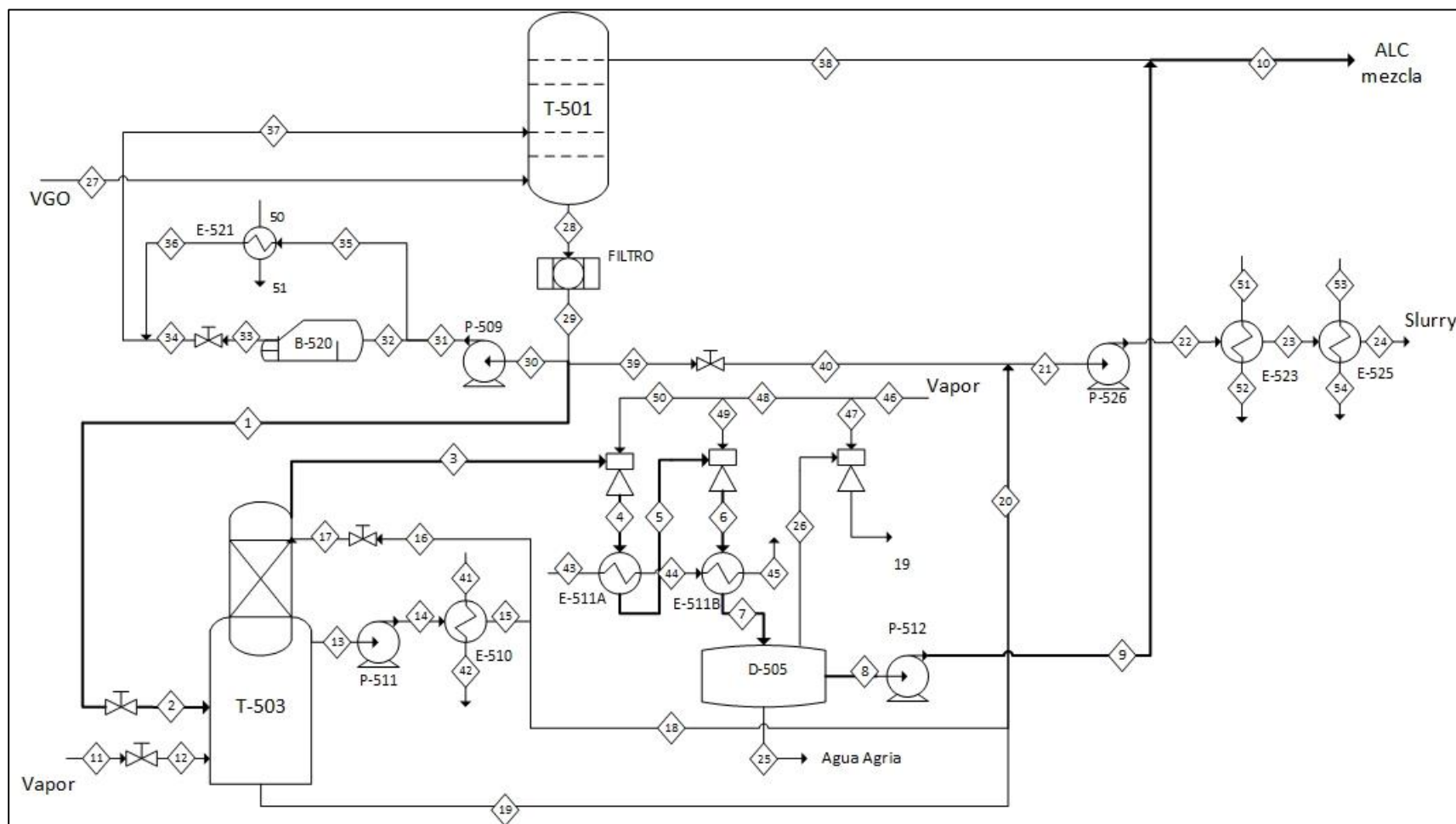


Diagrama del proceso propuesto



**Apéndice 10: Corridas con diferentes cargas de slurry.**

| Carga (BPD)                   | 1733   | 2644   | 3583   | 2258   |
|-------------------------------|--------|--------|--------|--------|
| Gravedad carga (API)          | 1,5    | 2,5    | 3,5    | 6,3    |
| APC Flujo (BPD)               | 293    | 607    | 1140   | 631    |
| Slurry producto Flujo (BPD)   | 1041   | 1680   | 2820   | 1585   |
| Slurry producto (API)         | 0,2    | 1,6    | 2,9    | 5,4    |
| ALC REC Flujo (BPD)           | 692    | 964    | 763    | 673    |
| ALC MEZ (API)                 | 16,7   | 16,2   | 16,9   | 17,5   |
| ALC MEZ Viscosidad 50°C (cSt) | 4,47   | 4,60   | 4,35   | 4,29   |
| ALC MEZ (Flash Point) (°F)    | 193    | 188    | 199    | 199    |
| ALC MEZ (Sulfur ppm)          | 9726,2 | 9267,5 | 9347,5 | 9513,8 |
| ALC MEZ (D86 95%) (°F)        | 669    | 694    | 679    | 669    |

**Apéndice 11: Condiciones de diseño de la torre T-503.**

| Zona flash         |                   |      |
|--------------------|-------------------|------|
| T operación        | 600               | °F   |
| T máxima           | 680               | °F   |
| Presión diseño     | 60                | mmHg |
| Presión máxima     | 0                 | psig |
| Flujo de operación | 2500              | BPD  |
| Diámetro           | 8                 | ft   |
| Altura             | 23                | ft   |
| Zona empacada      |                   |      |
| Empaque            | Glistch tipo Gage |      |
| T máxima           | 570               | °F   |
| Presión operación  | 53-58             | mmHg |
| Flujo de operación | 2500              | BPD  |
| Diámetro           | 5                 | ft   |
| Altura             | 13.75             | ft   |

**Apéndice 12: Datos de operación para el sistema de cima de la torre T-503.**

| Datos de entrada |     | CIMA  |
|------------------|-----|-------|
| Temperatura      | °F  | 494,7 |
| Presión          | psi | 1,025 |
| Flujo            | Gpm | 20,6  |

**Apéndice 13: Condiciones para cálculo de tiempo de residencia en el tambor D-505.**

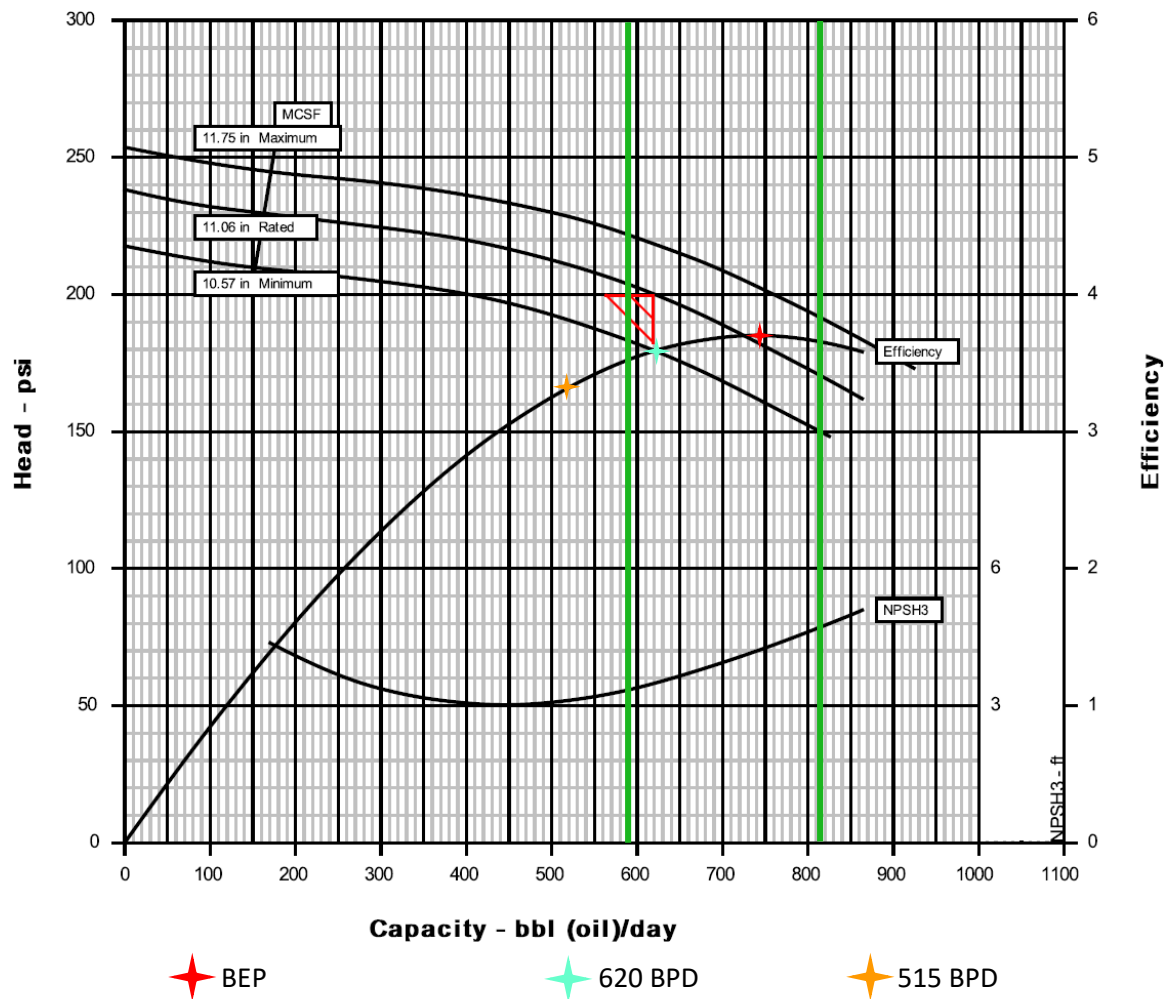
|          |         |     |
|----------|---------|-----|
| Diámetro | 3       | ft  |
| Longitud | 8       | ft  |
| Flujo    | 746     | BPD |
| Nivel    | 35 – 60 | %   |

**Apéndice 14: Condiciones de operación D-505.**

| VARIABLE                      | UNIDAD | VALOR |
|-------------------------------|--------|-------|
| Presión de operación          | PSI    | 14,7  |
| Temperatura de operación      | °F     | 105   |
| Diámetro interno              | Ft     | 3     |
| Longitud                      | Ft     | 8     |
| Tiempo de residencia (35-60%) | min    | 7-14  |

**Apéndice 15: Parámetros para elección de bomba de producto P-512.**

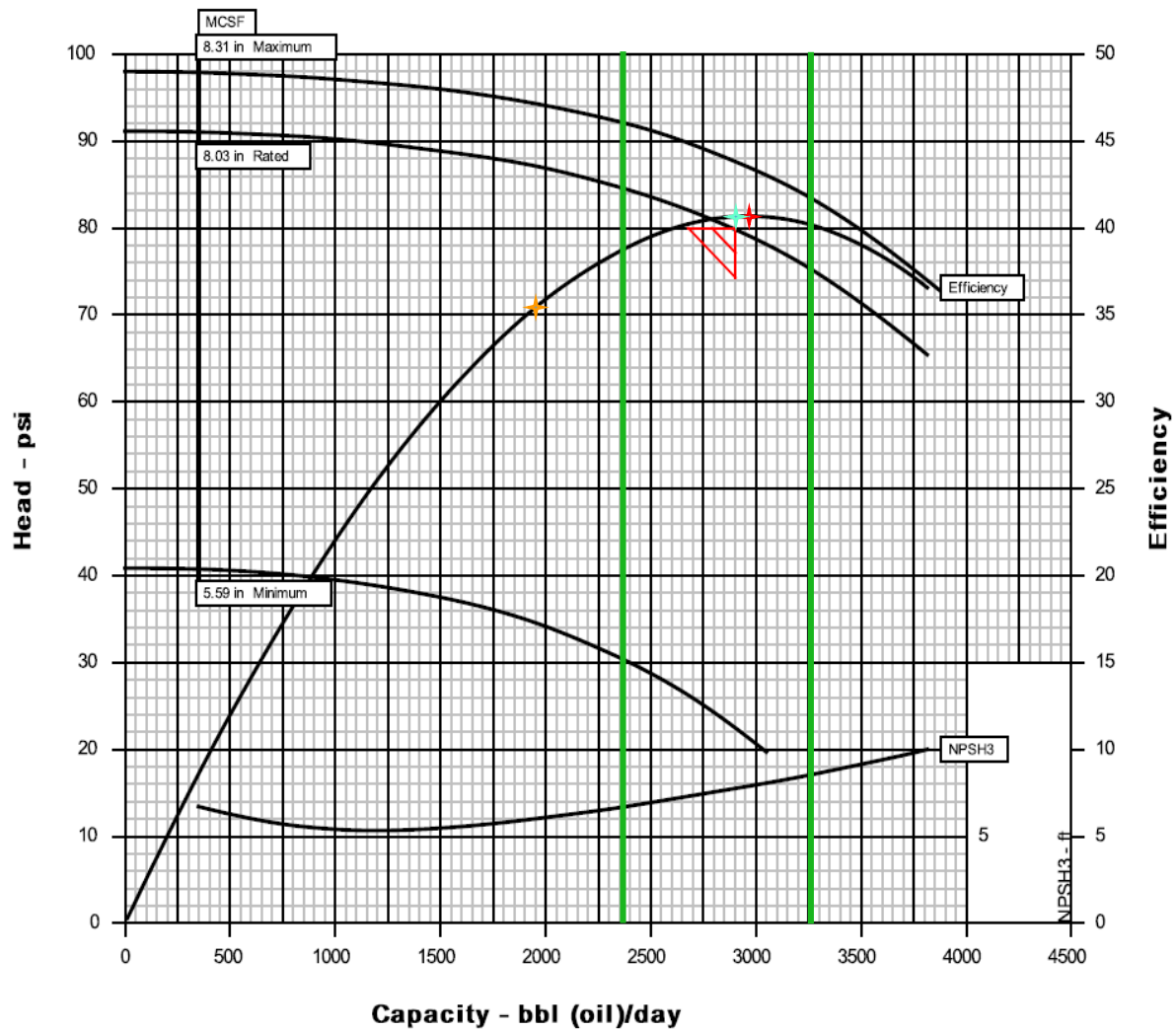
|                       |            |            |
|-----------------------|------------|------------|
| Caudal                | <b>620</b> | <b>BPD</b> |
| Temperatura de fluido | 539        | °F         |
| Delta de presión      | 200        | psi        |
| Gravedad específica   | 1.01       | -          |
| Viscosidad a PT       | 18         | cSt        |
| Contenido de azufre   | 6800       | ppm        |
| Presión de succión    | 14.7       | psi        |

**Apéndice 16: Curva de la bomba P-512 obtenida del proveedor.**

Curva bomba P-512 / Flowserve (2018). P-512 Cotización. Barrancabermeja, 2.

**Apéndice 17: Parámetros para elección de bomba de reflujo P-511.**

| Caudal                | 2900  | BPD |
|-----------------------|-------|-----|
| Temperatura de fluido | 539   | °F  |
| Delta de presión      | 80    | psi |
| Gravedad específica   | 0,8   | -   |
| Viscosidad a PT       | 0,6   | cSt |
| Contenido de azufre   | 11200 | ppm |
| Presión de succión    | 2-9   | psi |

**Apéndice 18: Curva de bomba seleccionada P-511 obtenida del proveedor.**

★ BEP

★ 2900 BPD

★ 1956

Curva bomba P-511 / Flowserve (2018). P-511 Cotización. Barrancabermeja, 2.

**Apéndice 19: Datos de operación para los E-511 A/B.**

| E-510            |             |               |            |
|------------------|-------------|---------------|------------|
| Datos de entrada |             | LADO CASCO    | LADO TUBOS |
| Temperatura      | (in/out) °F | 541.3 / 434.6 | 90         |
| Presión          | psi         | 81,12         | 59,7       |
| Flujo            | gpm         | 86,5          | 530        |

**Apéndice 20: Características de la bomba P-526.**

| Marca               | Goulds Pumps |     |
|---------------------|--------------|-----|
| Presión de succión  | 24           | psi |
| Presión de descarga | 130          | psi |
| Caudal              | 136          | gpm |
| RPM                 | 1800         |     |
| Temperatura         | 700          | °F  |
| Cabeza              | 291          | ft  |

**Apéndice 21: Características de diseño y construcción del E-523 A/B.**

| DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN            |                        |        |               |                  |                    |              |        |
|----------------------------------|------------------------|--------|---------------|------------------|--------------------|--------------|--------|
| LADO CASCO                       |                        |        |               | LADO TUBO        |                    |              |        |
| <b>Presión de diseño</b>         | psi                    | 900    |               | 600              |                    |              |        |
| <b>Temperatura de diseño</b>     | °F                     | 500    |               | 730              |                    |              |        |
| <b>Tolerancia a la corrosión</b> |                        | 1/8    |               | 1/8              |                    |              |        |
| <b>Tubos</b>                     | SA 213-T5              | N° 140 | <b>OD</b> ¾"  | <b>Thk</b> 0.109 | <b>Long</b> 12'    | 30-triang.   |        |
| <b>Casco</b>                     | SA 516-GR 70           |        | <b>ID</b> 16" | <b>OD</b>        | 17.25"             | <b>Pitch</b> | 0.9375 |
| <b>Baffles</b>                   | <b>Tipo Segmentado</b> |        | <b>Cut</b> 29 |                  | <b>Orientación</b> | Horizontal   |        |

NOTA: \*Características de construcción E-523 A/B. Adaptado de ECOPETROL S.A (2002). Heat Exchanger Specification Sheet. [Archivo Excel]. Bucaramanga. (E-523).

**Apéndice 22: Condiciones fluido intercambiador E-523.**

| PERFORMANCE OF ONE UNIT     |               |                 |          |             |                     |
|-----------------------------|---------------|-----------------|----------|-------------|---------------------|
| Fluid allocation            |               | Shell Side      |          | Tube Side   |                     |
| Fluid name                  |               | WATER           |          | SLURRY      |                     |
| Fluid quantity, Total       |               | 124923          |          | 28890       |                     |
| Vapor (In/Out)              | lb/h          | 0               | 0        | 0           | 0                   |
| Liquid                      | lb/h          | 124923          | 124923   | 28890       | 28890               |
| Noncondensable              | lb/h          | 0               | 0        | 0           | 0                   |
| Temperature (In/Out)        |               | 264,9           |          | 521,69      |                     |
| Dew / Bubble point          |               | °F              |          |             |                     |
| Density Vapor/Liquid        | lb/ft³        | / 55,345        | / 54,42  | / 54,312    | / 59,938            |
| Viscosity                   | cp            | / 0,2105        | / 0,1896 | / 0,7452    | / 5,5236            |
| Molecular wt, Vap           |               |                 |          |             |                     |
| Molecular wt, NC            |               |                 |          |             |                     |
| Specific heat               | BTU/(lb-F)    | / 1,1173        | / 1,13   | / 0,5623    | / 0,4547            |
| Thermal conductivity        | BTU/(ft-h-F)  | / 0,396         | / 0,396  | / 0,057     | / 0,067             |
| Latent heat                 |               | BTU/lb          |          |             |                     |
| Pressure (abs)              | psi           | 605             | 601,06   | 101,2       | 84,22               |
| Velocity (Mean/Max)         | ft/s          | 2,23 / 2,99     |          | 3,93 / 4,45 |                     |
| Pressure drop, allow./calc. | psi           | 20              | 3,94     | 42          | 16,98               |
| Fouling resistance (min)    | ft²-h-F/BTU   | 0,001           |          | 0,003       | 0,0042 Ao based     |
| Heat exchanged              | 3331702 BTU/h | MTD (corrected) |          | 100,26      | °F                  |
| Transfer rate, Service      | 51,85         | Dirty           | 51,84    | Clean       | 71,12 BTU/(h-ft²-F) |

**Apéndice 23: Características de diseño y construcción del E-525.**

| DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN            |                        |        |                    |        |              |        |
|----------------------------------|------------------------|--------|--------------------|--------|--------------|--------|
|                                  |                        |        | LADO CASCO         |        | LADO TUBO    |        |
| <b>Presión de diseño</b>         | psi                    |        | 150                |        | 170          |        |
| <b>Temperatura de diseño</b>     | °F                     |        | 200                |        | 500          |        |
| <b>Tolerancia a la corrosión</b> |                        |        | 1/8                |        | 1/8          |        |
| <b>Tubos</b>                     | SA 213-T5              | Nº 186 | <b>OD</b>          | ¾"     | <b>Long</b>  | 10'    |
| <b>Casco</b>                     | SA 516-GR 70           |        | <b>ID</b>          | 22.75" | <b>OD</b>    | 23.75" |
| <b>Baffles</b>                   | <b>Tipo</b> Segmentado |        | <b>Orientación</b> | Otra   |              |        |
|                                  |                        |        |                    |        | <b>Pitch</b> | 1      |

NOTA: \*Características de construcción E-525. Adaptado de ECOPETROL S.A (2002). Heat Exchanger Specification Sheet. [Archivo Excel]. Bucaramanga. (E-525).

**Apéndice 24: Condiciones fluidos intercambiador E-525.**

| PERFORMANCE OF ONE UNIT     |              |                 |          |             |                     |
|-----------------------------|--------------|-----------------|----------|-------------|---------------------|
| Fluid allocation            |              | Shell Side      |          | Tube Side   |                     |
| Fluid name                  |              |                 |          |             |                     |
| Fluid quantity, Total       | lb/h         | 149338          |          | 28890       |                     |
| Vapor (In/Out)              | lb/h         | 0               | 0        | 0           | 0                   |
| Liquid                      | lb/h         | 149338          | 149338   | 28890       | 28890               |
| Noncondensable              | lb/h         | 0               | 0        | 0           | 0                   |
| Temperature (In/Out)        | °F           | 90              | 95,6     | 294,7       | 223,05              |
| Dew / Bubble point          | °F           |                 |          |             |                     |
| Density Vapor/Liquid        | lb/ft³       | / 61,62         | / 61,431 | / 59,95     | / 61,664            |
| Viscosity                   | cp           | / 0,7827        | / 0,735  | / 5,602     | / 12,0463           |
| Molecular wt, Vap           |              |                 |          |             |                     |
| Molecular wt, NC            |              |                 |          |             |                     |
| Specific heat               | BTU/(lb-F)   | / 1,0802        | / 1,0802 | / 0,4545    | / 0,4181            |
| Thermal conductivity        | BTU/(ft-h-F) | / 0,356         | / 0,358  | / 0,067     | / 0,07              |
| Latent heat                 | BTU/lb       |                 |          |             |                     |
| Pressure (abs)              | psi          | 59,7            | 58,89    | 84,26       | 57,02               |
| Velocity (Mean/Max)         | ft/s         | 0,8 / 1,1       |          | 4,52 / 4,93 |                     |
| Pressure drop, allow./calc. | psi          | 7,25            | 0,81     | 5,4         | 27,24               |
| Fouling resistance (min)    | ft²-h-F/BTU  | 0,002           |          | 0,003       | 0,0047 Ao based     |
| Heat exchanged              | 903285 BTU/h | MTD (corrected) |          | 163,96      | °F                  |
| Transfer rate, Service      | 16,14        | Dirty           | 16,13    | Clean       | 18,08 BTU/(h-ft²-F) |

**Apéndice 25: Flujos y cantidades consumidas y producidas por mes.**

| <b>Insumos</b>    | <b>Flujo</b> | <b>Cantidad/Mes</b> |
|-------------------|--------------|---------------------|
| Vapor 50#         | 525 lb/h     | 378 klb             |
| Vapor 150#        | 1.325 lb/h   | 954 klb             |
| Agua enfriamiento | 842 gpm      | 36374 kgal          |
| Energía           | 67 kW/h      | 1610 kW             |
| Slurry carga      | 1800 BPD     | 54000 Bbl           |
| <b>Producción</b> | <b>Flujo</b> | <b>Cantidad/Mes</b> |
| ALC recuperado    | 516 BPD      | 15480 Bbl           |
| Slurry producto   | 489 BPD      | 23850 Bbl           |
| APC               | 795 BPD      | 14670 Bbl           |

**Apéndice 26: Carga programada para el año 2019 y el periodo 2019-2028.**

| <b>Mes</b> | <b>Carga [BPD]</b> | <b>Año</b> | <b>Carga [BPD]</b> |
|------------|--------------------|------------|--------------------|
| Enero      | 19000              | 2019       | 18500              |
| Febrero    | 19000              | 2020       | 21000              |
| Marzo      | 19000              | 2021       | 24000              |
| Abril      | 19000              | 2022       | 23000              |
| Mayo       | 19000              | 2023       | 21000              |
| Junio      | 19000              | 2024       | 21000              |
| Julio      | 19000              | 2025       | 19000              |
| Agosto     | 18000              | 2026       | 20000              |
| Septiembre | 18000              | 2027       | 22000              |
| Octubre    | 18000              | 2028       | 21000              |
| Noviembre  | 18000              |            |                    |
| Diciembre  | 18000              |            |                    |

## Apéndice 27: Flujo de caja año 2019.

| Mes | Egresos        |                                        |                             |                   | Ingresos     | Ingresos - Egresos |                           |                                        |
|-----|----------------|----------------------------------------|-----------------------------|-------------------|--------------|--------------------|---------------------------|----------------------------------------|
|     | I<br>Inversión | COM <sub>d</sub><br>Costo<br>operación | T <sub>x</sub><br>Impuestos | d<br>Depreciación | R<br>Ventas  | Flujo de caja      | Flujo de caja<br>presente | Flujo de caja<br>presente<br>Acumulado |
| 0   | \$ 1,915,073   |                                        |                             |                   |              | -\$ 1,915,073      | -\$ 1,915,073             | -\$ 1,915,073                          |
| 1   |                | \$ 2,996,521                           | \$ 7,504                    | \$ 15,959         | \$ 3,412,259 | \$ 408,234         | \$ 403,507                | -\$ 1,511,566                          |
| 2   |                | \$ 2,706,536                           | \$ 6,748                    | \$ 15,959         | \$ 3,082,040 | \$ 368,756         | \$ 360,266                | -\$ 1,151,300                          |
| 3   |                |                                        |                             | \$ 15,959         |              |                    |                           | -\$ 1,151,300                          |
| 4   |                | \$ 1,449,930                           | \$ 3,476                    | \$ 15,959         | \$ 1,651,093 | \$ 197,687         | \$ 188,689                | -\$ 962,611                            |
| 5   |                | \$ 2,996,521                           | \$ 7,504                    | \$ 15,959         | \$ 3,412,259 | \$ 408,234         | \$ 385,140                | -\$ 577,472                            |
| 6   |                | \$ 2,899,859                           | \$ 7,252                    | \$ 15,959         | \$ 3,302,186 | \$ 395,075         | \$ 368,409                | -\$ 209,062                            |
| 7   |                | \$ 2,996,521                           | \$ 7,504                    | \$ 15,959         | \$ 3,412,259 | \$ 408,234         | \$ 376,272                | \$ 167,210                             |
| 8   |                | \$ 2,839,351                           | \$ 7,283                    | \$ 15,959         | \$ 3,243,356 | \$ 396,722         | \$ 361,427                | \$ 528,637                             |
| 9   |                | \$ 2,747,759                           | \$ 7,039                    | \$ 15,959         | \$ 3,138,732 | \$ 383,934         | \$ 345,727                | \$ 874,363                             |
| 10  |                | \$ 2,839,351                           | \$ 7,283                    | \$ 15,959         | \$ 3,243,356 | \$ 396,722         | \$ 353,105                | \$ 1,227,469                           |
| 11  |                | \$ 2,747,759                           | \$ 7,039                    | \$ 15,959         | \$ 3,138,732 | \$ 383,934         | \$ 337,767                | \$ 1,565,235                           |
| 12  |                | \$ 2,839,351                           | \$ 7,283                    | \$ 15,959         | \$ 3,243,356 | \$ 396,722         | \$ 344,975                | \$ 1,910,211                           |

**Apéndice 28: Flujo de caja año 2018-2028.**

| Año | Egresos        |                                        |                             |                   | Ingresos      | Ingresos - Egresos |                           |                                        |
|-----|----------------|----------------------------------------|-----------------------------|-------------------|---------------|--------------------|---------------------------|----------------------------------------|
|     | I<br>Inversión | COM <sub>d</sub><br>Costo<br>operación | T <sub>x</sub><br>Impuestos | d<br>Depreciación | R<br>Ventas   | Flujo de caja      | Flujo de caja<br>presente | Flujo de caja<br>presente<br>Acumulado |
| 0   | \$ 1,915,073   |                                        |                             |                   |               | -\$ 1,915,073      | -\$ 1,915,073             | -\$ 1,915,073                          |
| 1   |                | \$ 30,059,463                          | \$ 1,007,165                | \$ 191,507        | \$ 34,279,630 | \$ 3,213,002       | \$ 2,793,915              | \$ 878,842                             |
| 2   |                | \$ 39,089,526                          | \$ 1,262,608                | \$ 191,507        | \$ 44,331,465 | \$ 3,979,331       | \$ 3,008,946              | \$ 3,887,788                           |
| 3   |                | \$ 44,534,374                          | \$ 1,353,306                | \$ 191,507        | \$ 50,139,105 | \$ 4,251,425       | \$ 2,795,381              | \$ 6,683,169                           |
| 4   |                | \$ 42,683,824                          | \$ 1,439,874                | \$ 191,507        | \$ 48,634,829 | \$ 4,511,130       | \$ 2,579,253              | \$ 9,262,422                           |
| 5   |                | \$ 34,176,635                          | \$ 1,140,724                | \$ 191,507        | \$ 38,931,036 | \$ 3,613,678       | \$ 1,796,637              | \$ 11,059,059                          |
| 6   |                | \$ 39,089,526                          | \$ 1,311,585                | \$ 191,507        | \$ 44,527,373 | \$ 4,126,262       | \$ 1,783,897              | \$ 12,842,956                          |
| 7   |                | \$ 35,281,624                          | \$ 1,175,867                | \$ 191,507        | \$ 40,176,598 | \$ 3,719,107       | \$ 1,398,150              | \$ 14,241,106                          |
| 8   |                | \$ 37,132,174                          | \$ 1,276,831                | \$ 191,507        | \$ 42,431,007 | \$ 4,022,001       | \$ 1,314,799              | \$ 15,555,905                          |
| 9   |                | \$ 35,799,035                          | \$ 1,232,306                | \$ 191,507        | \$ 40,919,765 | \$ 3,888,425       | \$ 1,105,333              | \$ 16,661,238                          |
| 10  |                | \$ 39,089,526                          | \$ 1,348,396                | \$ 191,507        | \$ 44,674,619 | \$ 4,236,697       | \$ 1,047,247              | \$ 17,708,485                          |