

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS DISPONIBLES QUE  
POSEE LA GRB PARA LA SEPARACIÓN DE ISOBUTANOS EN LOS  
FLUJOS DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN REQUERIDOS EN EL  
PROCESO DE ALQUILACIÓN.**

**ALEXANDER MARTÍNEZ ALARCÓN**

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

**2017**

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS DISPONIBLES QUE  
POSEE LA GRB PARA LA SEPARACIÓN DE ISOBUTANOS EN LOS  
FLUJOS DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN, REQUERIDOS EN EL  
PROCESO DE ALQUILACIÓN.**

**ALEXANDER MARTÍNEZ ALARCÓN**

**Trabajo de grado como requisito para optar el título de  
Ingeniero Químico**

**Director**

**GIOVANNI MORALES MEDINA**

**Ing. Químico.Dr.**

**Co-Director:**

**NELSON FERNANDO ÁNGULO PEDROZO**

**Ing. Químico.**

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

**2017**

## **AGRADECIMIENTOS**

*A Dios por las bendiciones que día a día me ha otorgado.*

*A mis padres Celina y Fidel por creer en mí y apoyarme en las decisiones que a lo largo de mi vida he tomado. Además de Caro, Oscar, Valen y Tomi quienes me han brindado el cariño suficiente para dar lo mejor de mí.*

*A Lina Paola mi fiel compañera de esta aventura que con su presencia y amor me diste el apoyo moral necesario para lograr llegar a la meta.*

*A mis amigos Daniel, Pablo, Dimas y demás compañeros por las experiencias compartidas y los momentos agradables que me supieron entregar.*

*Finalmente, a los docentes de la escuela de Ingeniería Química, y especialmente al personal de la UOP II de Ecopetrol-Barrancabermeja los cuales me otorgaron los conocimientos y experiencias necesarias para mi continua formación personal y profesional.*

## TABLA DE CONTENIDO

|  |    |
|--|----|
| INTRODUCCIÓN .....   | 1  |
| 1 MARCO TEÓRICO.....   | 3  |
| 1.1 Reacción de Alquilación .....  | 3  |
| 1.2 Planta de alquilación U-4560.....  | 3  |
| 1.3 Unidad de ruptura catalítica.....  | 5  |
| 1.4 OBJETIVOS.....   | 6  |
| 2 METODOLOGÍA.....   | 7  |
| 3 RESULTADOS Y ANÁLISIS.....   | 8  |
| 3.1 Proposición y comparación de alternativas. ....                          | 8  |
| 3.2 Evaluación técnica de las estrategias .....                              | 9  |
| 3.2.1 <i>Simulación de la alternativa N° 1.</i> ....                         | 10 |
| 3.2.2 <i>Simulación de la alternativa N° 2.</i> .....                        | 10 |
| 3.2.3 <i>Simulación de la alternativa N° 3:</i> .....                        | 11 |
| 3.2.4 <i>Isobutano recuperado en cada alternativa:</i> .....                 | 12 |
| 3.3 Evaluación de las condiciones de operación para la alternativa N°2. .... | 12 |
| 3.4 Evaluación energética de la Alternativa N°2 .....                        | 14 |
| 3.5 Diseño de la alternativa N°2.....  | 14 |
| 3.6 Evaluación económica de la alternativa No 2.....                         | 16 |
| 3.6.1 <i>Ingresos estimados obtenidos.</i> .....                             | 16 |
| 3.6.2 <i>Costos de implementación de la Alternativa N°2.</i> .....           | 16 |
| 4. CONCLUSIONES .....  | 19 |
| 5. RECOMENDACIONES .....   | 20 |
| 6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....   | 21 |
| 7. BIBLIOGRAFÍA .....  | 23 |
| ANEXOS .....   | 24 |

## LISTA DE FIGURAS

|  |    |
|--|----|
| Figura 1 Relación Isobutano/olefinas que llegan de las FCC's .....   | 1  |
| Figura 2 Reacción de Alquilación en presencia de Ácido sulfúrico .....                                       | 3  |
| Figura 3 Diagrama de bloques de la unidad de alquilación. ....   | 4  |
| Figura 4 Diagrama de bloques unidad de ruptura catalítica Modelo IV.....                                     | 5  |
| Figura 5 Metodología desarrollada .....  | 7  |
| Figura 6 Diagrama de bloques de Alternativa N°1 .....  | 10 |
| Figura 7 Diagrama de bloque de Alternativa N°2.....  | 11 |
| Figura 8 Diagrama de bloques Alternativa N°3.....  | 11 |
| Figura 9 Relación de reflujo vs flujo de Isobutano en la cima .....  | 13 |
| Figura 10 Presión y Energía al Rehervidor vs Flujo de isobutano en la cima .....                             | 14 |
| Figura 11 número de identificación de la bomba dependiendo del material de construcción. (Turton 2009). .... | 31 |
| Figura 12 Valor de Fm del equipo. (Turton 2009) .....  | 32 |

## LISTA DE TABLAS

|   |    |
|---|----|
| Tabla 1 Ventajas y desventajas de las alternativas para la obtención de iC4.....                      | 8  |
| Tabla 2 Factor de recuperación de isobutano para las 3 alternativas.....                              | 12 |
| Tabla 3 Condiciones de Diseño y operación D-300.....  | 15 |
| Tabla 4 Condiciones de diseño P-300 .....   | 15 |
| Tabla 5 Longitudes y diámetros de facilidad de tuberías implementadas en la alternativa N°2 .....     | 16 |
| Tabla 6 Costo de Tubería implementada.....  | 17 |
| Tabla 7 Condiciones de alimentación [10] .....  | 27 |
| Tabla 8 Tiempos de residencia para separadores gas líquido y tanques horizontales (Turton, 2009)..... | 28 |
| Tabla 9 Máxima contracción para algunos materiales.....   | 29 |
| Tabla 10 Constantes de costeo para un tanque horizontal (Turton,2009) .....                           | 29 |
| Tabla 11 Factor del tipo de material construido del tanque (Turton,2009).....                         | 30 |
| Tabla 12 Constantes para costeo de bombas (turton 2009) .....   | 31 |

## LISTA DE ANEXOS

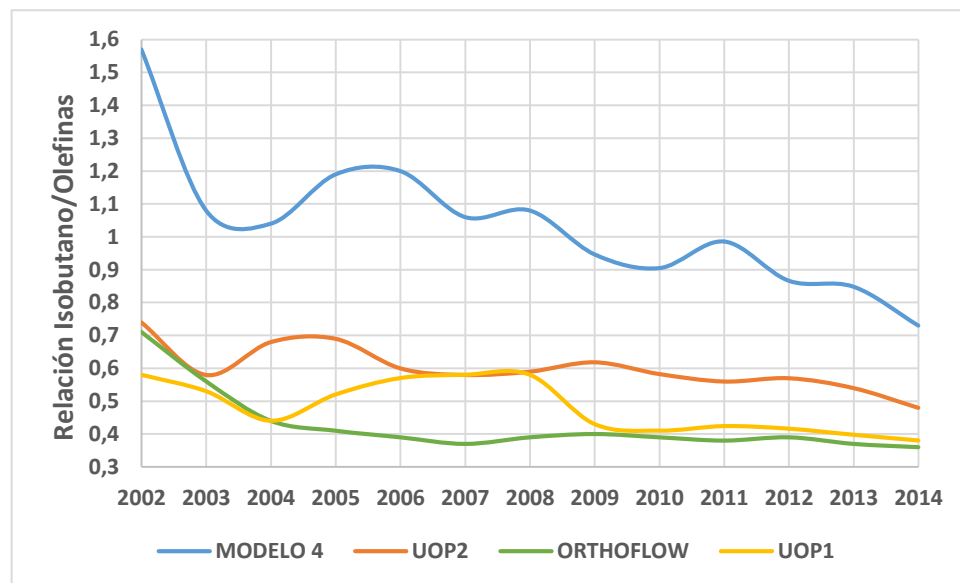
|                |  |    |
|----------------|--|----|
| <b>Anexo A</b> | Descripción Torre de Destilación Debutanizadora T-171 .....        | 24 |
| <b>Anexo B</b> | Descripción Torre de Destilación Debutanizadora T-305. ....        | 25 |
| <b>Anexo C</b> | Descripción Torre de Destilación Debutanizadora T-2004. ....       | 26 |
| <b>Anexo D</b> | Condiciones de alimentación de GLP para las tres alternativas..... | 27 |
| <b>Anexo E</b> | Diseño de tanque (Drum) .....                                      | 27 |
| <b>Anexo F</b> | Estimación del costo del Tanque de carga .....                     | 29 |
| <b>Anexo G</b> | Estimación del costo de la bomba de carga.....                     | 31 |
| <b>Anexo H</b> | Parametrización para la estimación costos de tubería .....         | 32 |

## INTRODUCCIÓN

Enfrentarse a los nuevos retos actuales, como procesar una importante diversidad de crudos, es una constante en la operación de la Gerencia Refinería Barrancabermeja (GRB). Las diferentes composiciones de la principal materia prima utilizada en la refinación, tienen como consecuencia la variabilidad en la producción de combustibles o la necesidad de la compra de productos intermedios que complementen los compromisos comerciales. El gas licuado de petróleo (GLP) es uno de los productos gaseosos de importancia en una refinería. Este es extraído las unidades de rupturas catalíticas (FCC) y es enviado como carga a la planta alquilación (U-4560) para la generación de Avigas [1]. Sin embargo, el GLP requerido para ser alimentado a alquilación debe cumplir con ciertos estándares de calidad, los cuales están medidos en términos de la relación isobutanos/olefinas ( $iC_4/C_4=$ ); esta relación debe encontrarse cercana a 1.

La unidad U-4560 fue diseñada para producir 7000 barriles por día (bpd) de aquilato, a partir de 10000 bpd de GLP; sin embargo, actualmente la carga se encuentra en 2500 bpd de GLP a partir de los cuales se obtiene una producción de ca. 2000 bpd

**Figura 1** Relación Isobutano/olefinas que llegan de las FCC's



de Alquiler total [2]. La causa principal de la baja carga en esta unidad ha sido la condición subestándar del GLP disponible. La Figura 1 muestra el comportamiento de la relación  $iC4/C4=$  en el periodo desde el 2002 a 2014; los datos recopilados fueron extraídos por el sistema de información de laboratorio que cuenta la refinería SILAB. Según esta Figura, la relación  $iC4/C4=$  ha ido en disminución desde el año 2006; el GLP de las unidades FCC denominadas UOP2, Modelo IV, Orthoflow y UOP1 se ha encontrado fuera de especificación en toda la ventana operativa. Asimismo, según la Figura 1, las FCC han incrementado la producción de olefinas en cada año, lo que ha conllevado a un valor de  $iC4/C4=$  entre 0,35 y 0,7.

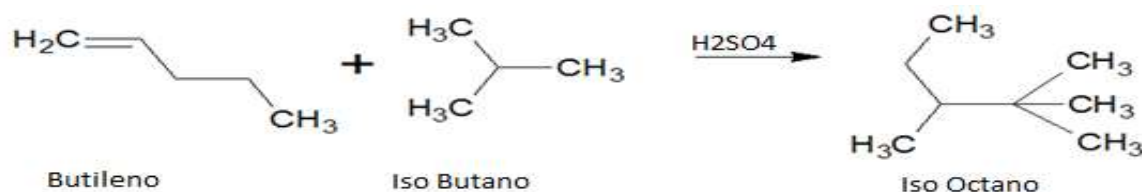
Considerando el valor comercial del Alquiler (58,4 USD/barril) [obtenido del PyG a diciembre de 2016 de la UOPII], un incremento en su producción impactaría positivamente el margen de refinación. Por lo anterior, el presente trabajo de grado evalúa diferentes alternativas para el aumento de la concentración de  $iC4$  del flujo de entrada a la unidad de alquiler. Las alternativas propuestas están relacionadas con el uso de equipos subutilizados en la propia GRB, generando así una oportunidad para que la compañía aumente su margen de refinación sin la adquisición de nuevos activos.

# 1 MARCO TEÓRICO

## 1.1 Reacción de Alquilación

La alquilación es un proceso en el cual las olefinas se combinan con hidrocarburos saturados para dar lugar a hidrocarburos de cadena ramificada con alto número de octano (Figura 2) [3]. En presencia de ácido sulfúrico, la alquilación se efectúa a temperaturas por debajo de 50 °F [4].

**Figura 2** Reacción de Alquilación en presencia de Ácido sulfúrico

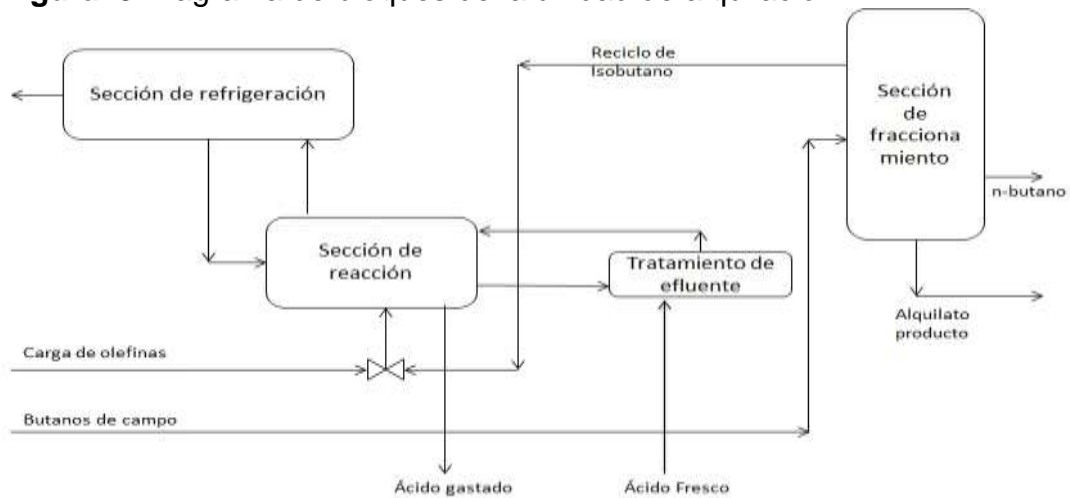


Entre las olefinas presentes en el GLP se encuentran el propileno, el 2-Buteno y el 2-Metilbuteno. Estos compuestos, al reaccionar con isobutano generan 2,3-dimetilpentano, 2,2,4-trimetilpentano y 2,2,5-trimetilhexano con octanaje (RON) de 91, 100 y 91, respectivamente [4].

## 1.2 Planta de alquilación U-4560.

La unidad de alquilación, U-4560, procesa una carga combinada de GLP provenientes de las unidades de ruptura catalítica (Modelo IV, Orthoflow, UOPI y UOPII), al igual que, gases de la unidad de destilación U-2000, para producir alquilato como producto principal; también produce propano y *n*-butano, y gas combustible como subproducto [2]. La Figura 3 presenta el diagrama del proceso industrial de alquilación, el cual cuenta con cuatro etapas principales: carga, reacción, refrigeración y fraccionamiento.

**Figura 3** Diagrama de bloques de la unidad de alquilación.



**Sección de carga.** En esta sección se prepara el flujo de alimentación a la unidad con una relación adecuada de isobutanos a olefinas; con esta relación es posible garantizar la producción de alquilato y disminuir las reacciones secundarias e indeseadas (polimerización de olefinas). Esta sección cuenta con una torre separadora para generar una corriente rica en isobutano, la cual es enviada a la sección de reacción [1].

**Sección de reacción.** Esta sección posee reactores para la generación de alquilato, a partir de ácido sulfúrico y las corrientes de *iC4* y olefinas. Según diseño, la sección de reacción cuenta con una capacidad para la producción de 3000 kbpd de alquilato [1].

**Sección de refrigeración.** En esta sección, el propano del efluente de la sección de reacción es separado para purificar el alquilato. Asimismo, esta sección se encarga de retirar la energía de la reacción exotérmica; para refrigerar se provee un flujo líquido de *iC4* y *n*-butano hacia los reactores. En ésta sección se cuenta con un sistema de refrigeración con un compresor como equipo fusible [1].

**Sección de fraccionamiento.** Esta sección cuenta con un tren de destilación que tiene por objeto el de obtener *iC4*, *n*-butano y alquilato [1].

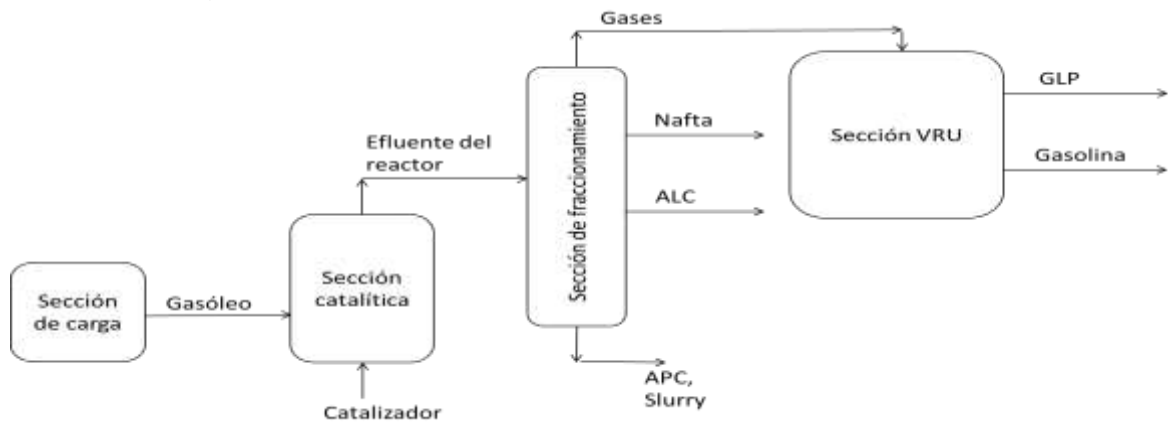
### 1.3 Unidad de ruptura catalítica

La ruptura catalítica es el proceso que descompone hidrocarburos pesados con altos puntos de ebullición en presencia de un catalizador [5]. Todas las unidades de craqueo con que cuenta la GRB utilizan un reactor de lecho fluidizado [6] y por lo general la unidad puede dividirse en cuatro principales secciones, según el diagrama de bloques de la Figura 4.

**Sección de carga.** Encargada de recibir y adicionarle calor a la carga que va al reactor, la alimentación que por lo general puede ser Gasóleos (GAO) y Crudo reducido son calentados por productos que salen por el fondo de la sección de fraccionamiento [7].

**Sección catalítica.** Compuesta por elevador del reactor, reactor y regenerador; en esta sección la carga precalentada pasa por el elevador y se encuentra con el catalizador regenerado generando las reacciones de rompimiento molecular; el flujo

**Figura 4** Diagrama de bloques unidad de ruptura catalítica Modelo IV



total continúa a través de los ciclones ubicados en la cima del reactor. En el reactor, un flujo de vapor es inyectado para separar los hidrocarburos adsorbidos en el catalizador. A la salida del reactor, el flujo de la reacción es enviado a la sección de fraccionamiento, mientras el catalizador recubierto con coque es llevado al Regenerador. El catalizador gastado entra en contacto con aire generando combustión del carbón, con lo cual se logra la energía para completar el ciclo del

catalizador y la integración energética entre el regenerador y el elevador del reactor [7].

**Sección de fraccionamiento.** El efluente que sale del reactor es llevado a la torre fraccionadora para ser separado, de acuerdo a la diferencia en el punto de ebullición. Las corrientes de salida de esta sección son slurry (fondo), aceite pesado de ciclo (APC), ALC, nafta y gases (gasolina principalmente) [7].

**Sección de recuperación de vapores (VRU).** La sección de recuperación de vapores recibe carga de los vapores de hidrocarburos con alta presión y los separa en productos de más valor. Se divide en; i) *Torre Absorbadora* donde la corriente gaseosa entra al fondo de la Torre y se pone en contacto con una corriente líquida de absorbente pobre ALC. El líquido recupera la mayor parte de los componentes valiosos, propano (C<sub>3</sub>) mayormente y fluye al fondo como aceite rico para enviarse de vuelta a la fraccionadora. ii) *Torre Estabilizadora* donde se separa C<sub>3</sub> del hidrocarburo líquido, gasolina mayormente, por medio de los vapores generados por un rehervidor. iii) *Torre debutanizadora* donde se separan la mayoría de los C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub> presentes en la carga son removidos por la cima de la torre mediante destilación y por el fondo se extrae la gasolina libre de livianos [7].

## 1.4 OBJETIVOS

### Objetivo general

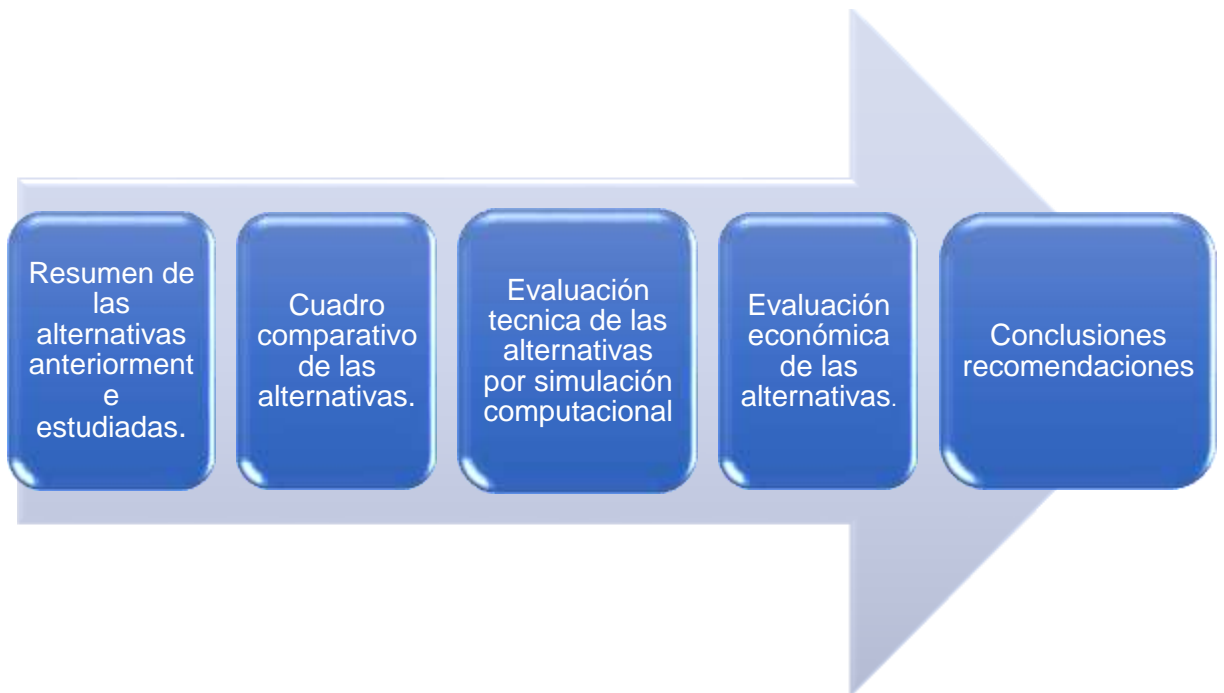
Evaluar diferentes alternativas para el uso de las corrientes de isobutanos de tres torres de destilación de crudos y de una unidad de craqueo catalítico de la GRB.

### Objetivos específicos

- Resumir las diferentes alternativas disponibles para la recuperación de isobutanos disponibles en la GRB.
- Realizar un diagnóstico sobre los requerimientos y las condiciones operacionales de aquellas alternativas factibles para aplicar en la GRB.
- Seleccionar la alternativa que presente el mayor beneficio económico para la implementación en la GRB.

## 2 METODOLOGÍA

**Figura 5** Metodología desarrollada



### 3 RESULTADOS Y ANÁLISIS

#### 3.1 Proposición y comparación de alternativas.

Las alternativas para aumentar la concentración de iC4 corresponden a:

- **Alternativa 1.** Eliminación de compuestos pesados de una corriente de 27800 kg/h de GLP provenientes de una unidad de ruptura catalítica, para luego ser enviada a una deisobutanizadora (Anexo 1).
- **Alternativa 2.** Procesamiento de una corriente de 27800 kg/h de GLP una torre debutanizadora (Anexo 2) y posteriormente ser enviada a la unidad de alquilación.
- **Alternativa 3.** Tratamiento de ca. 4000 BPD de olefinas pesadas de una torre de destilación, en una torre debutanizadora (Anexo 3) y extraer el isobutano para ser aprovechado en la unidad de alquilación.

Las alternativas anteriores exhiben ventajas y desventajas propias de las facilidades y equipos disponibles en la GRB. La Tabla 1 expone las principales ventajas y desventajas asociadas estas alternativas.

**Tabla 1** Ventajas y desventajas de las alternativas para la obtención de iC4.

| <b>ALTERNATIVA 1</b>   |   |
|--|---|
| <i>VENTAJA</i>   | <i>DESVENTAJA</i>   |
| Capacidad de carga de la T-171 que está alrededor 9000 BPD además de su gran número de etapas que posee. | La torre T-171 procesa Nafta, con lo cual se debe redireccionar este flujo. |
| <b>ALTERNATIVA 2</b>   |   |
| <i>VENTAJA</i>   | <i>DESVENTAJA</i>   |
| Disponibilidad futura del equipo.  | Reducido número de platos en la torre.                                      |

| <b>ALTERNATIVA 3</b>   |   |
|--|---|
| <i>VENTAJA</i>   | <i>DESVENTAJA</i>   |
| La T-2004 actualmente recibe carga como GLP aumentando la cantidad de iC4. | Reducido número de etapas, lo cual genera que gran parte de producto valioso sea arrastrado al fondo. |

### 3.2 Evaluación técnica de las estrategias

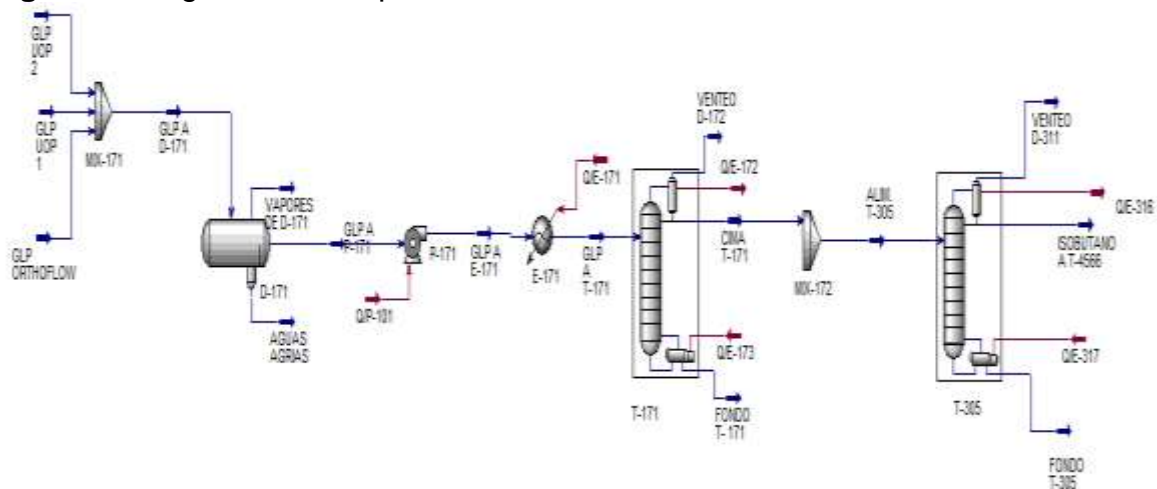
La evaluación técnica se dirige a la determinación del factor de recuperación en fracción másica de iC4 que presentaría cada alternativa. Este factor relaciona la cantidad de iC4 en la cima de la columna de destilación, con respecto al alimento que recibe la torre. La ecuación (E1) presenta la estructura matemática para el factor de recuperación:

$$Fr_{ic4} = \frac{x_{ic4}^D * D}{x_{ic4}^F * F} \quad (E1)$$

Donde;  $x_{ic4}^D$  y  $x_{ic4}^F$  hace relación a la composición másica de isobutano en la corriente de destilado y alimentación respectivamente y  $D$  y  $F$  al flujo de alimento y destilado en kg/h [8]. La estimación del factor de recuperación puede ser hecha por medio de una simulación utilizando Aspen Hysys® V.8.8 de cada alternativa. La composición de la alimentación del GLP para cada una de las alternativas (ver Anexo 4) y las condiciones de diseño de los equipos fueron recopiladas de las hojas de especificaciones respectivas, suministradas por la GRB.

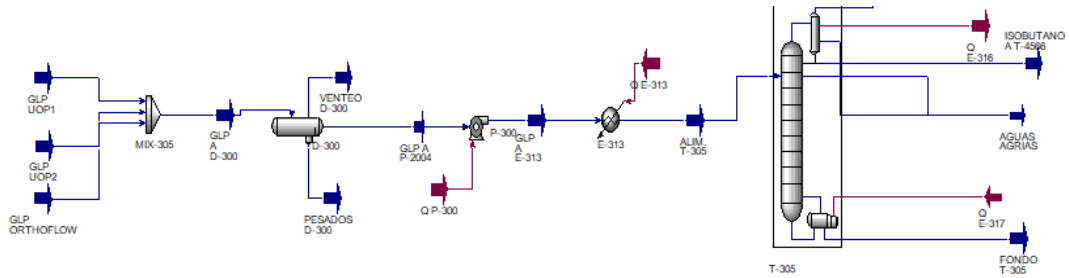
**3.2.1 Simulación de la alternativa N° 1.** En la figura 6 se presenta el PFD codificado en HYSYS de la alternativa; la alimentación ingresa al tambor D-171 el cual separa las aguas aceitosas y los gases livianos que componen el GLP proveniente de las unidades de craqueo. El GLP es bombeado y precalentado con el fin de alcanzar una presión de 724 kPa y 56°C aproximadamente. La T-171 contiene 50 platos (85% eficientes) y recibe 26200 kg/h de flujo de alimentación. Por la cima de la torre se extrae alrededor de 8900 kg/h de butanos, los cuales son enviados a la T-305 (28 platos con una eficiencia del 80%) para efectuar la separación de iC4, por la cima con un flujo de 5200 kg/h. Este flujo es enviado a la unidad de alquilación para su respectivo procesamiento.

**Figura 6** Diagrama de bloques de Alternativa N°1



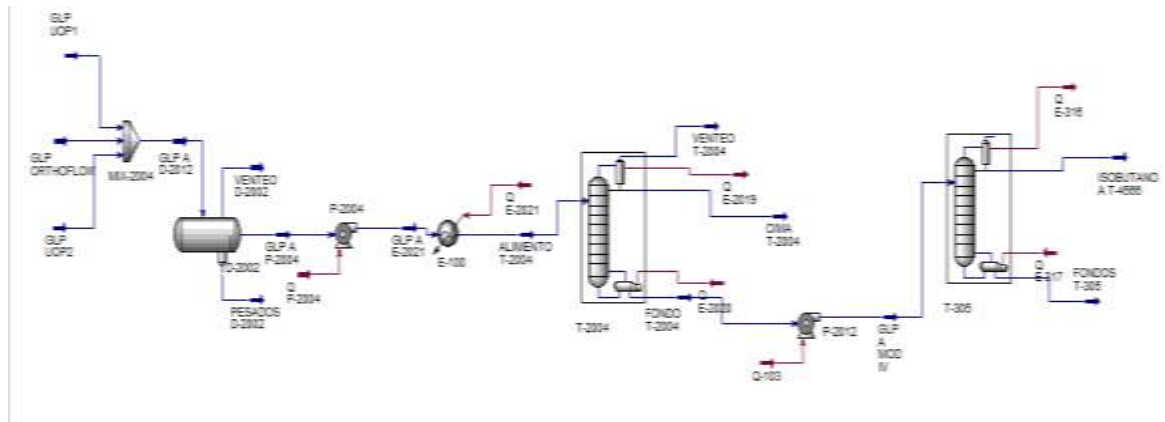
**3.2.2 Simulación de la alternativa N° 2:** La Torre debutanizadora T-305 en la unidad de craqueo es utilizada para separar los butanos y butilenos de la nafta que provienen del fondo de la torre estabilizadora T-304 [9]. Debido a que el actual sistema no cuenta con un sistema de carga, es necesario diseñar un tambor de carga y una bomba de carga. La figura 7 presenta el diagrama codificado en HYSYS® para la alternativa N° 2. La alimentación proveniente de cracking ingresa directamente al tambor de carga D-300; por la cima de la torre se extraen 14200 kg/h de iC4 para ser utilizados en la unidad de alquilación; por el fondo de la torre se extraen pentanos y hexanos presentes en la carga.

**Figura 7** Diagrama de bloque de Alternativa N°2



**3.2.3 Simulación de la alternativa N° 3:** La alternativa N° 3 fue también codificada en Hysys y su PFD es presentado en la figura 8. La alimentación ingresa al D-2002 el cual separa trazas de aguas acidas y gases livianos; la corriente que sale del fondo de la torre lleva un flujo de 15000 kg/h que ingresa a la torre T-305; de esta torre se extraen 9128 kg/h los cuales son enviados para la unidad de alquiler.

**Figura 8** Diagrama de bloques Alternativa N°3



**3.2.4 Isobutano recuperado en cada alternativa:** El factor de recuperación para cada alternativa fue calculado por medio de la ecuación (E1) y los resultados de las simulaciones. Tal como se observa en la Tabla 2, la alternativa N°1 presenta el más bajo factor de recobro, debido a que la T-171 separa grandes cantidades de propanos por la cima. De igual manera la alternativa N°3 presenta un factor de recuperación ligeramente superior a la alternativa No1, lo cual se debe a que la corriente de carga posee grandes cantidades de sustancias pesadas que la alteran la volatilidad relativa del isobutano. La alternativa N°2 presenta el mayor factor de recuperación; además, al solo usar una sola torre, esta alternativa se presenta rentable. Con lo anterior, la alternativa seleccionada para el análisis del impacto de su aplicación para el aumento de iC4 en la unidad de alquilación de la GRB.

**Tabla 2** Factor de recuperación de isobutano para las 3 alternativas

| Alternativa | Flujo alimentado (D) [kg/h] | Fracción másica de Isobutano en el alimento ( $x_{ic4}^D$ ) | Flujo de Cima (F) [kg/h] | Fracción másica de Isobutano en cima ( $x_{ic4}^F$ ) | Factor de recuperación ( $Fr_{ic4}$ ) |
|-------------|-----------------------------|---|--------------------------|--|---------------------------------------|
| N°1         | 27713,48                    | 21,61   | 5132,91                  | 39,15  | 33,55                                 |
| N°2         | 27713,48                    | 21,61   | 14237,65                 | 26,27  | 62,45                                 |
| N°3         | 27713,48                    | 21,61   | 9128,61                  | 25,56  | 38,96                                 |

### 3.3 Evaluación de las condiciones de operación para la alternativa N°2.

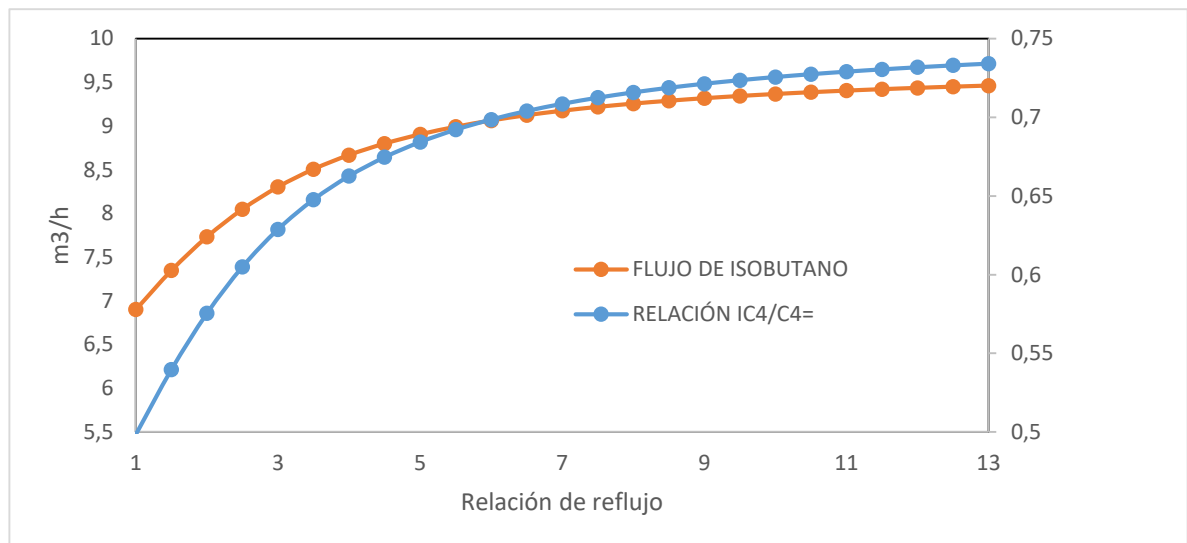
Las condiciones de operación para la torre de esta alternativa fueron evaluadas considerando las variables relación de reflujo, presión de operación y flujo de energía al rehervidor.

#### *Relación de reflujo*

La Figura 9 muestra la tendencia de la recuperación de iC4 y la relación iC4/olefinas de la torre, respecto al cambio de la relación de reflujo. Según esta figura, la operación se favorece, en términos de la cantidad de iC4, con el aumento en la

relación de reflujo; sin embargo, después de un valor de 7 para la relación de reflujo, el flujo de iC4 recuperado y la relación iC4/olefinas presenta un aumento leve con el incremento en la relación de reflujo; *i.e.* valores de reflujo superiores a 7, conducen al incremento en el costo de la operación y a una disminución en el beneficio económico.

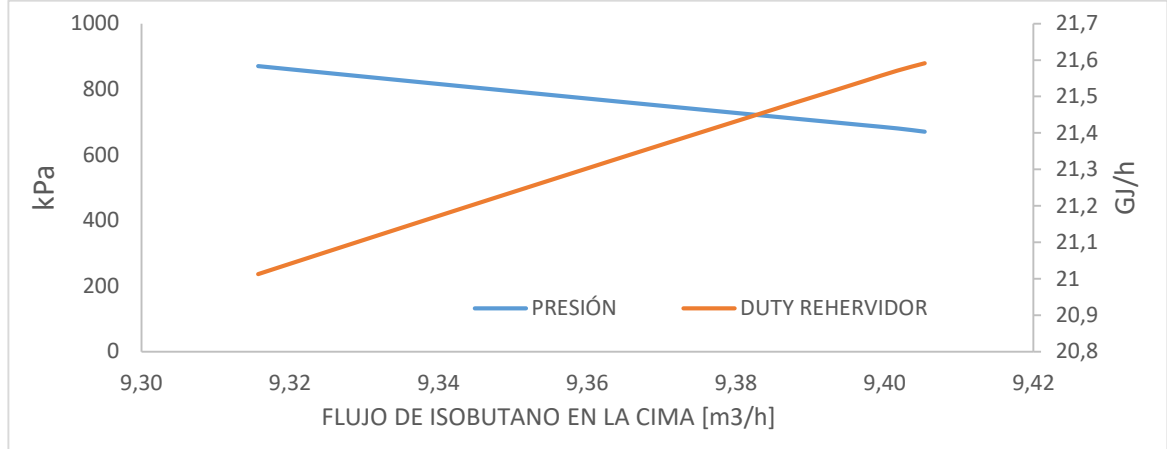
**Figura 9** Relación de reflujo vs flujo de Isobutano en la cima



#### *Presión de operación y energía al rehervidor*

De la figura 10 se sigue que a bajas presiones se recupera una elevada cantidad de iC4, al igual que a mayor energía suministrada al rehervidor se incrementará la extracción de iC4, puesto que se incrementa el despojo en la torre, no obstante, al suministrar grandes cantidades de energía en el rehervidor, se verá reflejado en el costo de la operación, por lo tanto, se asume que es favorable trabajar a una presión en un rango de 670 kPa a 700 kPa con una recuperación de isobutano de 9,39 m<sup>3</sup>/h con una energía entregada de 21,50 GJ/h al rehervidor

**Figura 10** Presión y Energía al Rehervidor vs Flujo de isobutano en la cima



### 3.4 Evaluación energética de la Alternativa N°2

#### *Rehervidor*

Bajo las condiciones de operación mencionadas anteriormente (relación de reflujo de 7), la temperatura que debe mantenerse en el rehervidor (entre 58°C y 63°C) se alcanza por medio de un suministro de 21,75 GJ/h. El rehervidor actualmente recibe flujo de vapor de 1136 kPa (150 psi), lo cual provee más 52,50 GJ/h, cantidad suficiente para mantener el rehervidor funcionando y realizar el despojo requerido.

#### *Condensador*

La corriente de cima requiere el retiro de energía de aproximadamente 23,89 GJ/h. El flujo de agua de enfriamiento que se requiere corresponde a 53 m<sup>3</sup>/h; con esto, en principio el condensador puede ser operado para establecer una relación de reflujo de 7.

### 3.5 Diseño de la alternativa N°2

Los equipos complementarios para esta alternativa corresponden a:

#### *Tanque de carga*

La función principal de este tanque es el de eliminar ciertos contaminantes en el efluente de GLP [9]. La Tabla 3 muestra las condiciones de operación y las

especificaciones de diseño, los cálculos necesarios para el diseño se encuentran especificados en el Anexo 5.

**Tabla 3** Condiciones de Diseño y operación D-300

| EQUIPO                     |       | TANQUE DE CARGA                     |       |                        |            |
|----------------------------|-------|-------------------------------------|-------|------------------------|------------|
| ESPECIFICACIONES           |       | UNIDAD                              | 300   |                        |            |
| VOLUMEN [m <sup>3</sup> ]  | 7,963 | CONDICIONES DE OPERACIÓN            |       |                        |            |
| DIAMETRO [m]               | 1,36  | SUSTANCIA DE TRABAJO                | GLP   | FLUJO DE ENTRADA [kPa] | 47,7       |
| ESPESOR [mm]               | 7,3   | TEMPERATURA [°C]                    | 24,22 | PRESIÓN [kPa]          | 516        |
| TIEMPO DE RESIDENCIA [min] | 10    | FASE                                | GAS   | LIQUIDO                | PESADO     |
| MATERIAL                   | CS    | FLUJO de salida [m <sup>3</sup> /h] | 1,621 | 46,06                  | 1,935 E-02 |

#### *Bomba de carga*

Debido a que las presiones son moderadas, la bomba de tipo centrífuga se adapta al diseño que se requiere. En la Tabla 4 se reportan los resultados obtenidos del diseño de la bomba de carga.

**Tabla 4** Condiciones de diseño P-300

| EQUIPO           |            | BOMBA DE CARGA            |                           |
|------------------|------------|---------------------------|---------------------------|
| UNIDAD           |            | 300                       |                           |
| ESPECIFICACIONES |            | CONDICIONES DE OPERACIÓN  |                           |
| POTENCIA [kW]    | 2.617      | SUSTANCIA DE TRABAJO      | GLP                       |
| TIPO             | CENTRIFUGA | FLUJO [m <sup>3</sup> /h] | 46,06                     |
| EFICIENCIA [%]   | 75         | PRESION DE SUCCIÓN [kPa]  | PRESIÓN DE DESCARGA [kPa] |
| MATERIAL         | CS         | 516,1                     | 668,8                     |

#### *Facilidades de Tubería*

La longitud de tubería fue aproximada según la distancia que existen entre cada unidad catalítica hacia la unidad modelo IV (receptora) y de esta, a la unidad de alquilación; la distancia fue estimada haciendo uso de los estudios anteriores y los P&ID disponibles de las unidades [10]. La suma total de la longitud aproximada que se utilizaría sería 10818 ft (3297,33 m) como se muestra en la Tabla 5.

**Tabla 5** Longitudes y diámetros de facilidad de tuberías implementadas en la alternativa N°2

| Tramo tubería           | Longitud (ft) | Diámetro nominal (inch) |
|-------------------------|---------------|-------------------------|
| GLP UOP I a Modelo IV   | 6177 (1882 m) | 3" Schedule 40          |
| GLP UOP II a Modelo IV  | 2285 (696 m)  | 4" Schedule 40          |
| GLP Orthoflow a Mod. IV | 421 (128 m)   | 3" Schedule 40          |
| Mod IV a Alquilería     | 1935 (590 m)  | 3" Schedule 40          |

### 3.6 Evaluación económica de la alternativa No 2.

**3.6.1 Ingresos estimados obtenidos:** El iC4 recuperado a las mejores condiciones de operación (Relación de reflujo de 7) es de alrededor de 1297,24 bpd o 8,59 m<sup>3</sup>/h. Con esto, la producción de isobutano está dado por:

$$P_{ic8} = 1,56 * 1297,24$$

$$P_{ic8} = 2023,69 \text{ Barriles por día}$$

Teniendo en cuenta que en promedio el precio de alquiler oscila en 54,2 dólares por cada barril, el ingreso obtenido en la operación de extracción de isobutano en la torre T-305 estará alrededor de 109.684 USD\$ por día de operación. Anualmente se generará un ingreso de 39'486.325 USD\$.

**3.6.2 Costos de implementación de la Alternativa N°2:** Para determinar los costos estimados necesarios para ejecutar la alternativa que recupera la mayor cantidad de iC4, se requiere de algunos factores específicos de cada equipo.

**3.6.2.1 Costos del tanque de carga:** La estimación de costo del equipo se realizó con base a la bibliografía haciendo uso del método de Guthrie [11] el cual involucra cuatro factores para la lograr dicha estimación los cuales son Capacidad (volumen), Adición de recubrimiento o espesor, Presión y material de construcción. En el Anexo 6 se describe el procedimiento detallado para la estimación del costo del tanque.

$$C_{drum} = 41.548 \text{ USD}$$

**3.6.2.2 Costos de la bomba de carga:** El procedimiento para hallar el costo de la bomba se realiza de igual manera que se desarrolló para el tanque; haciendo uso de la bibliografía y utilizando el mismo método de Guthrie. Sin embargo, los factores involucrados para este equipo son la energía requerida para impulsar el líquido (potencia), el tipo de la bomba y el material de construcción. En el Anexo 7 se describe a detalle el procedimiento realizado para obtener dicho costo. El múltiplo de 2 se refiere a la bomba de repuesto necesaria para que en caso de falla impida el funcionamiento normal de la planta.

$$C_{pump} = 14.242 \text{ USD} * 2 = 28.484 \text{ USD}$$

**3.6.2.3 Costos instalación de tubería:** El costo de la tubería está determinado de acuerdo al memorando realizado por la Vicepresidencia de Refinación de Barrancabermeja para el año 2012. Los Costos son precios históricos de las tuberías en diferentes reparaciones hechas dentro de la refinería (ver Anexo 8) [12]

**Tabla 6** Costo de Tubería implementada

| Tramo tubería           | Costo (USD) |
|-------------------------|-------------|
| GLP UOP I a Modelo IV   | 273.185     |
| GLP UOP II a Modelo IV  | 139.809     |
| GLP Orthoflow a Mod. IV | 18.580      |
| Mod IV a Alquileración  | 85.642      |

La inversión total estimada para la implementación de la alternativa N°2 suman un total de 547.289 USD los cuales están representados en un 88% por los costos de la tubería, sin embargo, como se aclaró anteriormente, dicha cantidad de tubería depende de las actuales facilidades con que se cuentan las cuales reducirán dicho costo sustancialmente.

Resumiendo lo expuesto en el presente trabajo los costos incurridos estarían bien solventados con los ingresos generados en la producción de Alquilate, se puede

afirmar que la torre T-305 utilizada como equipo clave para la extracción de isobutano tiene características factibles para su implementación; Sin embargo, cabe resaltar que este trabajo hace parte de la ingeniería base para que sea analizado a detalle por parte de otras especialidades, las cuales logren determinar las diferentes posibilidades de ejecutar dicho proyecto.

#### **4. CONCLUSIONES**

Al evaluar los requerimientos y condiciones de operación para la alternativa que presenta mayor concentración de isobutano en la cima de la torre debutanizadora, se ha logrado obtener resultados claves para el uso de una unidad de craqueo catalítico subutilizada, generando así una oportunidad para que la compañía logre reutilizar parte de sus activos que actualmente no están produciendo su mejor desempeño.

Los ingresos estimados que se esperan recibir por la implementación de la alternativa N°2 sugieren una posible factibilidad económica; sin embargo, este fin depende proporcionalmente de la calidad del GLP que la T-305 logre obtener.

## **5. RECOMENDACIONES**

Se recomienda efectuar la siguiente etapa de la ingeniería, la cual corresponde al diseño básico y detallado de la mejor alternativa obtenida en el presente documento. Además, se recomienda realizar un análisis hidráulico de las actuales facilidades que existen con el fin de reducir los costos de implementación de tubería.

## 6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja. Manual de Descripción del proceso de la unidad de Alquilación. Barrancabermeja: RWD Technologies, 2009. Cap. 2 p. 61-70.
- [2]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja. Manual de Descripción del proceso de la unidad de Alquilación. Barrancabermeja: RWD Technologies, 2009. Cap. 2 p. 53-56.
- [3]. MAYER, Ludwig. Métodos de la industria Química Tomo II. Madrid: Reverté, 1987. Vol. I. p. 32.
- [4]. INC, STRATCO. Process Design Package. Effluent Refrigerated H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Alkylation Process. 1997. Vol. I. p. 12-43.
- [5]. CERUTTI, Alberto. La refinación del Petróleo Tomo I. Buenos Aires: Instituto Argentino de Petróleo y Gas, 2001. p. 80.
- [6]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja. Manual de descripción del proceso de la unidad de craqueo catalítico UOP II. Barrancabermeja: RWD Technologies 2009. Cap. 2. P. 46-47.
- [7]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja Manual de descripción del proceso de la unidad de craqueo catalítico Modelo IV. Barrancabermeja: RWD Technologies, 2009. Cap. 2 p. 59-66.
- [8] ACEVEDO, José. Instrumentación y control avanzado de procesos. España: Díaz de Santos, 2006. p. 598.
- [9]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja Manual de descripción del proceso de la unidad de craqueo catalítico Modelo IV. Barrancabermeja: RWD Technologies, 2009. Cap. 2 p. 98.
- [10]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja. Adecuación de torre Debutanizadora T2004 como Splitter

adicional para Recuperación de Isobutano de GLP de FCC. Barrancabermeja, 2015. p. 41.

[11]. TURTON, R., BAILIE, R. C., WHITING, W. B., & SHAEIWITZ, J. A. Utilizing Experience-Based Principles to Confirm the Analysis, Synthesis, and design of Chemical Processes. EEUU: Prentice Hall, 2009. Vol. III. p. 368.

[12] ÁLVAREZ, Erick. Elaboración de Alternativas para el diseño de un sistema de Recuperación de condensado para las unidades Topping del Departamento de Refinación de crudos de la GRB. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2015. p. 41-66.

[13]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja. Manual de descripción de procesos de la unidad de crudo U-150. Barrancabermeja: RWD Technologies, 2009. Cap. 3. p.107.

[14]. Ecopetrol S.A - Vicepresidencia Refinación y Petroquímica, Gerencia refinería Barrancabermeja Manual de descripción del proceso de la unidad de crudo U-2000. Barrancabermeja: RWD technologies, 2009. Cap. 3. p.107.

[15]. FRANCO, M. I. Tanques Vessel: En Desarrollo de una Herramienta de Programación que permite evaluar los costos de un proyecto en estado de pre inversión. Medellin, Colombia: Universidad EAFIT, 2007. p.24.

[16]. TURTON, R., BAILIE, R. C., WHITING, W. B., & SHAEIWITZ, J. A. Utilizing Experience-Based Principles to Confirm the Analysis, Synthesis, and design of Chemical Processes. EEUU: Prentice Hall, 2009. Vol. III. p.182-205.

## 7. BIBLIOGRAFÍA

CERUTTI, Alberto. La refinación del Petróleo Tomo I. Buenos Aires: Instituto Argentino de Petróleo y Gas, 2001. Vol. I

Grace Davidson & Co. Guía Para Craqueo Catalítico. Baltimore, Maryland: W. R. Grace & Co-Conn, 1993. Vol. I. Cap. 3. P.21.

INC, STRATCO. Process Design Package. Effluent Refrigerated H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Alkylation Process. 1997. Vol. I.

KAMARUDDIN, A. Hamid. HYSYS: An introduction to Chemical Engineering Simulation. Skudai: Universiti Teknologi Malaysia, 2006. p.8.

KISTER, Henry. Distillation Design. California: Mc Graw-Hill, 1992. Cap. 3 p.87.

LIEBERMAN, Norman. Troubleshooting Process operation. Tulsa, Oklahoma: Pennwell Books, 1991. Cap. 12 P. 258.

MANRIQUE, Erika. Estrategias para el aprovechamiento energético de la unidad de alquilación U-4560. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2015.

McCABE, Warren y Smith, William. Operaciones Unitarias en la industria Química. Madrid: Mc Graw-Hill, 1998. Cap.18. P. 550.

TURTON, R., BAILIE, R. C., WHITING, W. B., & SHAEIWITZ, J. A. Utilizing Experience-Based Principles to Confirm the Analysis, Synthesis, and design of Chemical Processes. EEUU: Prentice Hall, 2009. Vol. III.

## ANEXOS

### **Anexo A** Descripción Torre de Destilación Debutanizadora T-171

En la torre debutanizadora T-171 se retiran los livianos a la nafta proveniente de la torre pre flash T-152 ubicada en la unidad de Topping U-150 la cual recibe generalmente crudo de naturaleza parafínico, el objetivo es obtener nafta debutanizada por el fondo y butanos por la cima.

La carga de la torre proviene del tambor de carga D-171 fluyen (FIC-17001) aproximadamente 16000 BPD, intercambia calor con la nafta debutanizada que sale por el fondo de la torre, ingresando por el lado tubos de los intercambiadores E-171 A/B e ingresa a una temperatura (TI-17024) 402°F por el plato N°33 de los 50 que posee la torre. El indicador de temperatura TI- 17002 registra la temperatura de los vapores que salen por la cima de la torre T-171 alrededor de 186 °F. Los gases entran por el lado casco de los Condensadores de Cima E-172A/B en donde ceden calor al agua que fluye por el lado tubos, después de esto la corriente llega al Tambor de Butanos D-172 el cual tiene un indicador de presión PIC-17003 registrando aproximadamente 86psi y actúa al recibir una señal de salida del controlador de 0 a 33% para admitir gas del sistema de gas combustible. La parte que se condensó se separa en dos fases: butano líquido y agua. El agua se acumula en la bota de decantación del tambor. El butano líquido sale por el fondo del tambor y llega a la succión de las Bombas de Butano P-172A/B, en la descarga de las bombas se registra la temperatura (TI-17026) de 128 °F y la presión (PI-17041) de 274 Psi. La corriente de butano continúa y se divide en dos. La primera va como reflujo de cima a la Torre Debutanizadora T-171 pasando por la válvula del Controlador de Reflujo FIC-17002 aproximadamente 2600 BPD, la segunda llega finalmente al múltiple principal desde el cual se envía a las Cracking. Por el fondo de la torre La parte líquida de la nafta que fluye al fondo de la torre entra por la parte inferior del Rehervidor E-173, donde se vaporiza una parte de los fondos. Los vapores se envían de regreso a la torre a través de la válvula del Controlador de

Temperatura TIC-17025 de 504°F, este vapor asciende por la torre y se pone en contacto con la nafta descendente. Ese contacto es el que permite la destilación de la carga. El medio o fuente de calentamiento del Rehervidor E-173 es vapor de 150psi o 400psi. Al salir del Rehervidor E-173, la nafta debutanizada pasa por el Indicador de Temperatura de Nafta Debutanizada TI-17019 a 321°F, para luego entrar al lado casco de los Intercambiadores de Calor E-171A/B, donde cede calor a la nafta de carga a la T-171 que fluye por el lado tubos, pasando por medidor de flujo FI-17007 el cual registra 12000 BPD. [13]

#### **Anexo B** Descripción Torre de Destilación Debutanizadora T-305.

El líquido proveniente del fondo de la Estabilizadora T-304 pasa por el FIC-03012 midiendo un flujo de 7200 BPD y establece condiciones de temperatura en los Precalentadores de Carga E-313A/B con la corriente gasolina que fluye por el lado tubos. El Indicador de Temperatura de Carga a T-305, TI-03049, mide la temperatura de carga a la Torre Debutanizadora T-305 a 149°F y es alimentada por encima del plato No. 12 o 16 de los 28 que posee la torre. Parte del líquido se acumula en el plato No. 1 y se retira para alimentar el lado casco Calentador de Vapor E-317 y absorbe calor del vapor de 150psi que fluye por el lado tubo. Los vapores retornan a la Debutanizadora T-305 ascendiendo por los platos. El contacto entre los vapores de generados y el líquido que desciende por los platos promueve la separación de compuestos livianos que salen por la cima de la torre. El producto de la cima de la debutanizadora sale a una temperatura medida por el Indicador de Temperatura de Cima de la Debutanizadora TI-03012 a 265°F y que en su mayoría son productos de butano, pasa al lado casco de los Condensadores de la Debutanizadora E-316A/B donde se condensa totalmente. El condensado se acumula en el Tambor de Cima de la Debutanizadora D-309, donde se eliminan los vapores no condensados y agua. El hidrocarburo líquido sale del Tambor de Cima D-309 y lo descargan en dos corrientes; una corriente se usa como reflujo de cima a la Debutanizadora T-305, bajo Control de Reflujo de la Debutanizadora FIC-03013

de 2600 BPD. La otra corriente pasa al lado casco del Enfriador de Butanos/Butilenos Producto E-319 donde se enfría con agua de enfriamiento que fluye por el tubo y sale a una Temperatura de 121 °F, el flujo de salida está medido en el Indicador de Flujo de Olefinas FI-03045. Las Bombas de Gasolina Debutanizada P-314A/B toman el producto líquido del fondo y lo dirigen hasta los Enfriadores de Nafta Debutanizada Producto E-318 con agua de enfriamiento que pasa por los tubos. La corriente enfriada de gasolina pasa por el Control de Nivel de Fondo de la Debutanizadora LIC-03023. La temperatura y flujo de salida están indicados por el Indicador de Temperatura de Gasolina Debutanizada TI-03066 y el Indicador de Flujo de Gasolina Producto FI-03044, respectivamente [9].

#### **Anexo C** Descripción Torre de Destilación Debutanizadora T-2004.

La torre debutanizadora T-2004 se diseñó con el objetivo de retirar la parte liviana a la nafta de la torre Pre-Flash (T-2005) y nafta de otras unidades. La operación consiste en sacar nafta debutanizada por el fondo y sacar por la cima butano y propano.

Sin embargo, gracias a estudios realizados se buscó optimizar su funcionamiento encaminado a producir una mayor cantidad de alquilato, se modificó su forma de operación con el objetivo de recibir GLP proveniente de las Cracking y lograr separar una corriente rica en isobutano para luego ser enviado a la unidad de alquilación, siendo usada como una torre separadora de Isobutano/Butileno [10].

El gas GLP que se alimenta (FIC-20018) aproximadamente 7000 BPD y a una temperatura (TI-20115) a 194°F ingresa por el plato 14 de 32 platos que contiene la torre. El vapor que sale por la cima rica en isobutano sale a una presión (PI-20121) a 70 Psi y a una temperatura (TI-20116) de 170°F es enfriada mediante agua de enfriamiento en el intercambiador de calor E-2019 e ingresa al Drum de butanos D-2005 donde es retirado trazas acidas. El isobutano es bombeado en la bomba de cima P-2032 C/D parte retorna a la torre (FIC-20019) 1162 BPD y parte se dirige a

alquilación (FI-20087) 619 BPD. Por el fondo de la torre sale butilenos (FI20088) 5136 BPD a una temperatura (TI-20120) a 226°F donde intercambia calor con nafta del proceso de la unidad en el Intercambiador E-2021 A/B e impulsado por la bomba P-2012 C/D enviándose a la nueva estación de GLP. [14]

#### Anexo D Condiciones de alimentación de GLP para las tres alternativas

**Tabla 7** Condiciones de alimentación [10]

| CARACTERÍSTICAS        | UOP I       | UOP II      | ORTHOFLOW   |
|------------------------|-------------|-------------|-------------|
| Flujo [kg/h]           | 10000       | 10900       | 6900        |
| Composición [%p/p]     |             |             |             |
| <i>Gases livianos</i>  | 0,02        | 0,00        | 0,02        |
| <i>Propeno</i>         | 0,04        | 0,00        | 0,09        |
| <i>Propano</i>         | 0,05        | 0,02        | 0,06        |
| <b><i>i-Butano</i></b> | <b>0,21</b> | <b>0,24</b> | <b>0,20</b> |
| <i>i-Buteno</i>        | 0,23        | 0,21        | 0,23        |
| <i>1-Buteno</i>        | 0,14        | 0,12        | 0,14        |
| <i>1,3-Butadieno</i>   | 0,01        | 0,01        | 0,01        |
| <i>n-Butano</i>        | 0,13        | 0,15        | 0,04        |
| <i>tr2-Buteno</i>      | 0,11        | 0,14        | 0,12        |
| <i>cis2-Buteno</i>     | 0,05        | 0,09        | 0,09        |
| <i>Total Olefinas</i>  | 0,71        | 0,72        | 0,72        |
| <i>Pesados</i>         | 0,01        | 0,02        | 0,01        |

#### Anexo E Diseño de tanque (Drum)

Inicialmente se describen algunas reglas heurísticas empleadas en el dimensionamiento de tanques de separación flash, entre las más relevantes se encuentran se puede hacer mención a las siguientes [11]:

- La relación óptima de L/D es de 3
- Los tanques de alimentación líquida utilizan el 75% de su capacidad.

El dimensionamiento de este tipo de tanques se halla en función del tiempo de residencia y del caudal. El tiempo de residencia se selecciona según el tipo de tanque, en la tabla 8. Se presentan los valores comúnmente utilizados:

**Tabla 8** Tiempos de residencia para separadores gas líquido y tanques horizontales (Turton, 2009).

| Tipo de tanque                             | Tiempo de residencia (min) |
|--|----------------------------|
| Tanque de reflujo                          | 5                          |
| Tanque de alimentación a torres            | 10                         |
| Tanque de alimentación a hornos o calderas | 30                         |

La ecuación resultante es:

$$V = \frac{3Q * t_r}{4} \quad (E2)$$

Donde V es el volumen ocupado por el fluido, Q se refiere al caudal y  $t_r$  es el tiempo de residencia según el tipo de tanque tomado de la tabla 8. La división por dos se realiza dado que el tanque está lleno las 3/4 partes. Obtenemos el diámetro despejando del volumen, y la longitud por la relación L/D.

### *Recubrimiento*

La decisión de recubrir un tanque se toma a partir del material de construcción y de las condiciones de presión presentes, altas presiones requieren mayor grosor del tanque, En tanques cuyo grosor de pared sobrepasa los 8 mm es recomendable utilizar un revestimiento [15]. La ecuación N°3, tomada del código ASME para el diseño de tanques presurizados, se utiliza para hallar el grosor de pared adecuado a las condiciones del tanque [15].

$$t = \frac{P * D}{2 S * E - 1,2P} + t_0 \quad (E3)$$

Donde t es el espesor del tanque, P es la presión en bar, D es el diámetro del tanque, E la eficiencia de la soldadura y se toma como 1 debido al tipo de material que se utilizará, S es el límite elástico del material (bar) el cual se halla de acuerdo a la siguiente tabla [15] en función del material del tanque es el espesor del tanque y por último  $t_0$  es el sobre espesor para tanques el cual es 3mm.

**Tabla 9** Máxima contracción para algunos materiales

| Material de construcción | S máximo (bar) |
|--------------------------|----------------|
| Acero al carbono         | 951,7          |
| Acero inoxidable         | 1222,6         |
| Níquel                   | 1206,9         |
| Titanio                  | 1462,9         |

Por último, se debe comprobar que el espesor calculado este por encima de los espesores mínimos mostrados a continuación:

#### **Anexo F** Estimación del costo del Tanque de carga

La ecuación se utiliza para calcular el costo total del equipo [16]

$$C'_{drum} = C_p(B_1 + B_2 F_m F_p) \quad (E4)$$

Donde  $C_p$  está dado por la siguiente ecuación

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (E5)$$

Con las tablas que se muestran a continuación, extraídas de los anexos de la referencia bibliográfica completamos la información necesaria para el costo de los tanques de orientación horizontal correspondiente para un año específico:

**Tabla 10** Constantes de costeo para un tanque horizontal (Turton,2009)

|        |        |        |      |      |
|--------|--------|--------|------|------|
| K1     | K2     | K3     | B1   | B2   |
| 3,5565 | 0,3776 | 0,0905 | 1,49 | 1,52 |

**Tabla 11** Factor del tipo de material construido del tanque (Turton,2009)

| Material de construcción           | Fm  |
|------------------------------------|-----|
| Acero al carbono                   | 1,0 |
| Acero inoxidable con revestimiento | 1,7 |
| Acero inoxidable                   | 3,1 |
| Níquel con revestimiento           | 3,6 |
| Níquel                             | 7,1 |
| Titanio con revestimiento          | 4,7 |
| Titanio                            | 9,4 |

El factor de presión ( $F_p$ ) está basado en el diseño según el código ASME para tanques presurizados de diámetro  $D$ , a presión de operación  $P$ , con los correspondientes  $E$  y  $S$  al material de construcción para un espesor mínimo de 0.0063 m y un sobre-espesor de 0.003 m.

$$F_p = \frac{(P + 1) * D}{2SE - 1,2(P + 1)} + t_0 \quad (E6)$$

$$t_{min}$$

Para  $F_p$  menores de 1, correspondientes a valores de espesor menores que el espesor mínimo, se toma un  $F_p = 1$ , para presiones menores de 0.5 bar se toma un  $F_p$  de 1.25. [15]

Una vez se haya encontrado el valor correspondiente al costo total del equipo para el año específico (según bibliografía 2001) se realiza la multiplicación por un factor de corrección de precios con el objetivo de estimarlo en un año futuro haciendo de la Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) y se denota como  $Ci$ . [16]

$$Ci = \frac{CEPCI\ 2016}{CEPCI\ 2001} \quad (E7)$$

## Anexo G Estimación del costo de la bomba de carga

. Para hallar el costo de cada bomba se utiliza la siguiente ecuación:

$$C'_{pump} = C_p^0 * F_{BM} * Ci \quad (E8)$$

El  $C_p^0$ , se define como el costo del equipo sin especificar las condiciones de operación y material requeridos y está dado por la ecuación N° 5 (10)

Dónde:  $k_1$ ,  $k_2$ ,  $k_3$  son parámetros empíricos para cada tipo de equipo y característica (10)  $A$  es el parámetro de diseño característica de cada equipo.

Los valores de las constantes  $K$ , son tomados de la tabla del libro de referencia, estos valores se encuentran referenciados de 2001. El valor de  $A$  para las bombas es la potencia y el tipo de la bomba será asumida como centrífuga.[16]

**Tabla 12** Constantes para costeo de bombas (turton 2009)

| K1     | K2     | K3     | B1   | B2   |
|--------|--------|--------|------|------|
| 3,3892 | 0,0536 | 0,1538 | 1,89 | 1,35 |

El  $F_{BM}$  esta dado por:

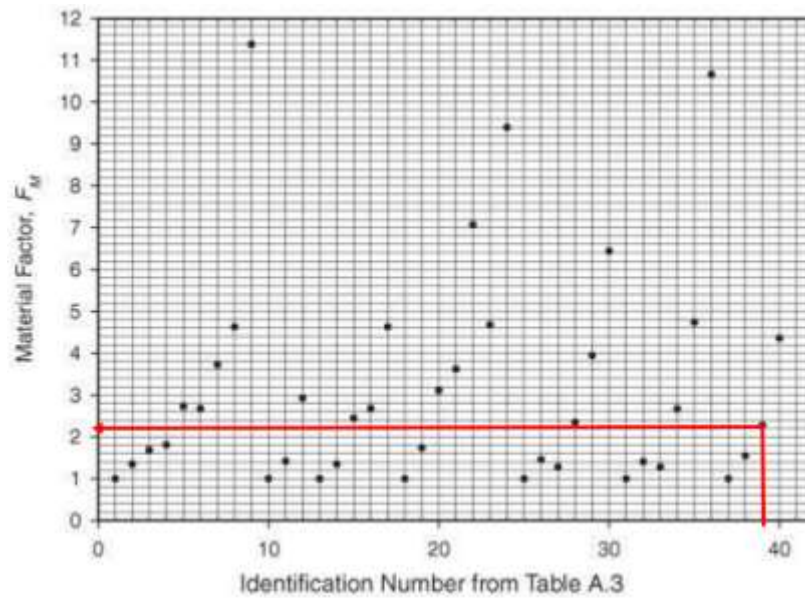
$$F_{BM} = B_1 + B_2 * F_M * F_P \quad (E9)$$

Para calcular el efecto del material, primero se busca en la tabla de la figura 11, donde dependiendo del material de construcción de la bomba se busca su número de identificación, el cual luego es leído en la figura 12, donde se halla el valor de  $F_m$  [16].

**Figura 11** número de identificación de la bomba dependiendo del material de construcción. (Turton 2009).

| Identification Number | Equipment Type | Equipment Description | Material of Construction |
|-----------------------|----------------|-----------------------|--------------------------|
| 25                    | Pumps          | Reciprocating         | Cast iron                |
| 26                    |                | Reciprocating         | Carbon steel             |
| 27                    |                | Reciprocating         | Cu alloy                 |
| 28                    |                | Reciprocating         | SS                       |
| 29                    |                | Reciprocating         | Ni alloy                 |
| 30                    |                | Reciprocating         | Ti                       |
| 31                    |                | Positive displacement | Cast iron                |
| 32                    |                | Positive displacement | Carbon steel             |
| 33                    |                | Positive displacement | Cu alloy                 |
| 34                    |                | Positive displacement | SS                       |
| 35                    |                | Positive displacement | Ni alloy                 |
| 36                    |                | Positive displacement | Ti                       |
| 37                    |                | Centrifugal           | Cast iron                |
| 38                    |                | Centrifugal           | Carbon steel             |
| 39                    |                | Centrifugal           | SS                       |
| 40                    |                | Centrifugal           | Ni alloy                 |

**Figura 12** Valor de  $F_M$  del equipo. (Turton 2009)



**Anexo H** Parametrización para la estimación costos de tubería



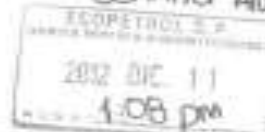
02012-078-40163



VICEPRESIDENCIA DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA  
GERENCIA DE PROYECTOS DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA

Jennifer Acevedo

MEMORANDO



PIN/GPR-167-12  
Barrancabermeja, Diciembre 11 de 2012

PARA: **Ing. Juan Mauricio López;** Gerente de Proyectos de Refinación y Petroquímica.

DE: **Ing. Reynaldo Acevedo Rodríguez;** Jefe del Departamento de Ingeniería - PIN.

ASUNTO: **DIVULGACIÓN PARAMÉTRICOS DE TRANSFORMADORES Y TUBERÍA PARA LA VRP.**

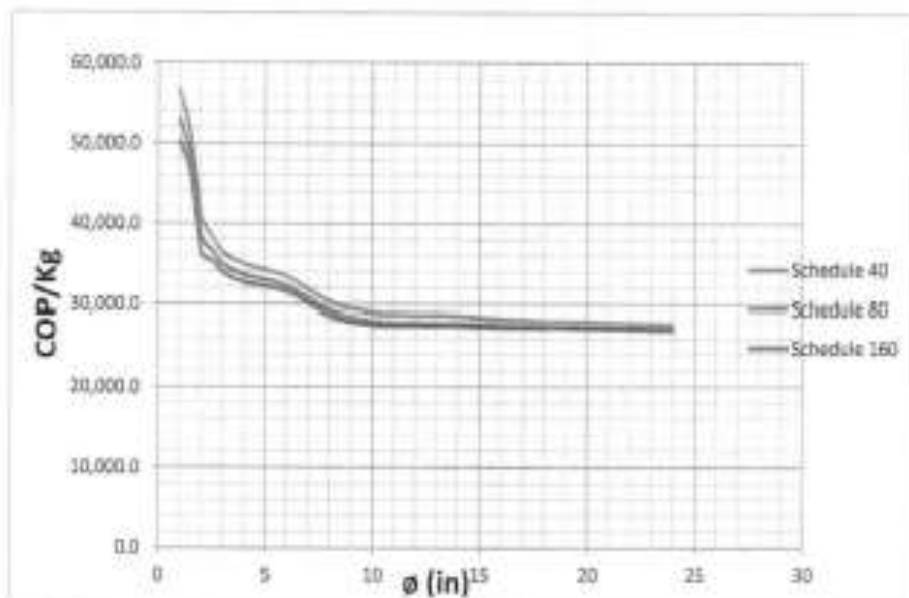
El equipo de Estimación de Costos de la GRP en conjunto con la Dirección Corporativa de Proyectos (DPY), tienen el objetivo de crear métricas propias de la compañía, que fortalezcan la revisión y validación de los estimativos de costos y tiempos de los programas y proyectos.

Como resultado se han generado paramétricos de costos que permiten apoyar la toma de decisiones en fases tempranas de maduración y gestión de proyectos, obteniendo una mejor predictibilidad y control de los servicios en la Estimación de Costos en la VRP.

Los paramétricos fueron generados mediante información histórica de contratos ejecutados en la Refinería de Barrancabermeja, entre los años 2001 hasta 2011, así como también de proyectos que se maduraron durante el año 2012 dentro de la Gerencia de Proyectos.

A continuación se presentan los paramétricos mencionados:

### Paramétricos de Tubería



| Peso de Tubería (kg/m) |         |        |        |
|------------------------|---------|--------|--------|
| Dimensión Nominal (in) | Calibre |        |        |
|                        | 40      | 80     | 160    |
| 1                      | 2.5     | 3.24   | 4.24   |
| 1 1/2                  | 4.05    | 5.41   | 7.25   |
| 2                      | 5.44    | 7.48   | 11.11  |
| 3                      | 11.29   | 15.27  | 21.35  |
| 4                      | 16.07   | 22.32  | 33.54  |
| 6                      | 28.26   | 42.56  | 67.56  |
| 8                      | 42.55   | 64.64  | 111.27 |
| 10                     | 60.31   | 95.01  | 172.33 |
| 12                     | 79.73   | 132.08 | 238.76 |
| 14                     | 94.55   | 158.1  | 281.7  |
| 16                     | 123.3   | 203.53 | 365.35 |
| 18                     | 155.8   | 254.55 | 459.17 |
| 20                     | 183.42  | 311.17 | 564.81 |
| 24                     | 255.41  | 442.08 | 808.22 |

*PIR*

**VICEPRESIDENCIA DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA  
GERENCIA DE PROYECTOS DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA**

**Consideraciones**

- Los paramétricos mostrados, se generaron utilizando información histórica de proyectos ejecutados desde el año 2001 hasta el año 2011, en la Refinería de Barrancabermeja.
- Los precios se normalizaron a 2012 con la herramienta corporativa Escalation Tool.
- Los costos se expresan en COP/Kg de tubería.
- La abscisa de la gráfica ( $\phi$ ) representa el diámetro de la tubería en pulgadas.
- Se presentan los tres Schedule más usados dentro de la Refinería de Barrancabermeja.
- El material de la tubería es acero al carbono A106 y A53.
- Se analizaron tuberías comerciales de Schedule 40, 80 y 160 en un rango de diámetro ( $\phi$ ) de:  $\frac{1}{2}$ "  $\leq \phi \leq 24$ ".

**Inclusiones**

- Suministro y montaje de tubería y accesorios menores (excepto bridas y válvulas) de acero al carbón en campo en alturas de hasta 6m.
- Alquiler, armado y desarmado de andamios.
- Prueba hidrostática y precomisionamiento.
- Suministro e instalación de soportes metálicos típicos (Incluye pintura).
- Suministro y aplicación de limpieza y pintura para tuberías aéreas bajo la especificación técnica corporativa.

**Exclusiones**

- Escalación y contingencia.
- AIIU y demás costos indirectos.
- Costos de pasos especiales (Cruces de vía, subfluviales, viaductos etcétera), infraestructura de seccionamiento, tendido de fibra óptica en la línea y sistemas de protección catódica.
- Ensayos no destructivos en montaje (rayos X, Ultrasonido y alivios térmicos).



**VICEPRESIDENCIA DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA  
GERENCIA DE PROYECTOS DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA**

Los anteriores paramétricos han sido elaborados por el Equipo de Estimación de Costos del departamento de Ingeniería de la VRP, validados por la DPY y posteriormente divulgados para su respectiva aplicación. Estos paramétricos son objeto de mejoramiento y normalización continua en función de la información disponible.

Cordialmente,

**Reynaldo Acevedo Rodríguez**  
**Jefe Departamento de Ingeniería PIN - GRP**

C.C. Dra. Lesly Castro, Coordinadora de contratación GRB  
Ing. Iván Guerrero Gomez, Jefe Departamento de Proyectos  
Ing. Cesar Luis Barco Garcia, Director Corporativo de Proyectos