

EVALUACIÓN DE LA OPERACIÓN EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE UN  
COMPLEJO DE AROMÁTICOS PARA CONDICIONES OPERACIONALES  
DIFERENTES AL DISEÑO

NATALIA ANDREA BARRERA FLÓREZ  
CARLOS EDUARDO JAIMES BAQUERO

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ, D.C.  
2018

EVALUACIÓN DE LA OPERACIÓN EN LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE UN  
COMPLEJO DE AROMÁTICOS PARA CONDICIONES OPERACIONALES  
DIFERENTES AL DISEÑO

NATALIA ANDREA BARRERA FLÓREZ  
CARLOS EDUARDO JAIMES BAQUERO

Proyecto integral de grado para optar el título de:  
INGENIERO QUÍMICO

Director  
JAIME EDUARDO ARTURO CALVACHE  
Ingeniero Químico

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BOGOTÁ D.C.  
2018

Nota De Aceptación

---

---

---

---

---

---

---

Firma del presidente del jurado

---

Firma del jurado

---

Firma del jurado

Bogotá, D.C. Agosto, 2018.

## **DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD**

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

**Dr. JAIME POSADA DÍAZ**

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos.

**Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA**

Vicerrectora Académica y de Posgrados

**Dra. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS**

Decano Facultad de Ingeniería

**Ing. JULIO CÉSAR FUENTES ARISMENDI**

Director General de Investigación y Proyección Social

**Dr. MANUEL CANCELADO JIMÉNEZ**

Director Programa ingeniería

**Ing. LEONARDO DE JESÚS HERRERA GUTIÉRREZ**

Las directivas de la Fundación Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

## DEDICATORIA

*Dedico este proyecto de grado a mi mamá Adriana, mi padre Arturo y mi hermano Juan David, por brindarme su amor, comprensión y ayuda frente a cada uno de los obstáculos que se presentaron. A mi novio por su paciencia durante el desarrollo de este proyecto y, a Dios por darme la oportunidad de vivir cada una de las diferentes etapas por las que pasamos para el desarrollo de este trabajo de grado. A mi familia, por ayudarme en cada uno de los caminos de mi vida, enseñándome a ser mejor persona y a crecer como profesional con principios y valores. A mis amigos y profesores ya que me brindaron los conocimientos y apoyos necesarios para mi formación como ingeniera y la realización de este proyecto.*

**Natalia Andrea Barrera Flórez**

*Dedico este proyecto a mis papás, por su gran apoyo en todos estos años de vida y todo el amor que me han brindado, a mis hermanos por impulsarme cada día a dar lo mejor de mí; a todos mis familiares que me acompañaron durante todo este proyecto y camino educativo. A mi novia por su paciencia y comprensión. A mis amigos y compañeros de estudio por todas las anécdotas que me dejan para recordar y crecer como persona. Y finalmente a Dios porque sin su guía nada de esto hubiera sido posible.*

**Carlos Eduardo Jaimes Baquero**

## AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan su agradecimiento:

*A los ingenieros **Edward Moscoso** y **Armando Vizcaíno** por habernos dado la oportunidad de desarrollar este proyecto de grado, brindándonos sus conocimientos y el apoyo necesario para la recolección y entendimiento de información, siendo grandes directores y profesionales sin los cuales no hubiera sido posible el desarrollo del proyecto.*

*Al ingeniero **Camilo Monroy** por su tolerancia, respeto y colaboración en el desarrollo de este proyecto para cumplir a cabalidad cada uno de los objetivos propuestos, brindándonos siempre sus conocimientos en diferentes aspectos de ingeniería en cada uno de los obstáculos encontrados.*

*Al ingeniero **Juan Carlos Pedrero** por sus explicaciones frente al funcionamiento de los equipos estudiados en este trabajo de grado, por su atención y apoyo frente a las dudas e inquietudes que surgieron durante el desarrollo del proyecto a pesar de la distancia.*

*A los ingenieros **Miguel Ángel Aguirre**, **Manuel Julián Ardila** y a todos los ingenieros que hacen parte del complejo de aromáticos de la refinería, por brindarnos su ayuda en la recolección de información y su asesoramiento en la visita a planta realizada, brindándonos su tiempo y conocimiento con la mejor disposición y entrega posible.*

*A los docentes **Jaime Arturo Calvache** y **Yovanny Morales** por dirigir y guiar el proyecto por parte de la universidad.*

## CONTENIDO

	pág.
<b>INTRODUCCIÓN</b>	199
<b>OBJETIVOS</b>	21
<b>1. PRINCIPIOS BÁSICOS PARA LA OPERACIÓN EN UNIDADES DE DESTILACIÓN EN UN COMPLEJO DE AROMÁTICOS</b>	22
<b>1.1 COLUMNAS DE DESTILACIÓN</b>	22
1.1.1 Definiciones y generalidades	22
1.1.2 Equipos auxiliares de las columnas de destilación	23
1.1.2.1 Condensador	23
1.1.2.2 Rehervidores	24
1.1.3 Platos de una columna de destilación	25
1.1.3.1 Platos de válvulas	25
1.1.3.2 Espaciamiento entre platos	26
1.1.3.3 Partes de los platos	26
1.1.4 Problemas básicos de funcionamiento	26
1.1.4.1 Arrastre	26
1.1.4.2 Vaciado de platos	27
1.1.4.3 Formación de espuma	27
1.1.4.4 Lloriqueo	27
1.1.4.5 Inundación	31
<b>1.2 BOMBAS CENTRÍFUGAS</b>	34
1.2.1 Definición	34
1.2.2 Principio de funcionamiento	35
1.2.2.1 Características	35
1.2.3 Aplicaciones industriales	37
1.2.4 Problemas básicos de funcionamiento	38
<b>1.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>	38
1.3.1 Definición	39
1.3.2 Principio de funcionamiento	39
1.3.2.1 Partes del intercambiador de calor	44

1.3.3 Problemas básicos de funcionamiento	45
<b>2. COMPLEJO DE AROMÁTICOS DE ECOPETROL S.A. DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA</b>	<b>47</b>
<b>2.1 UNIDAD DE REFORMADO</b>	<b>48</b>
2.1.1 Composición de la materia prima típica de carga	48
<b>2.2 SULFOLANE</b>	<b>49</b>
<b>2.3 UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO</b>	<b>50</b>
2.3.1 Columna de separación de benceno	51
2.3.2 Columna de separación de tolueno	51
2.3.3 Columna de separación de xilenos	51
2.3.4 Columna de separación de ortoxileno	52
<b>2.4 HYDEAL</b>	<b>53</b>
<b>2.5 HYDRAR</b>	<b>53</b>
<b>2.6 COMERCIALIZACIÓN DE PRODUCTOS AROMÁTICOS</b>	<b>54</b>
2.6.1 Mercado nacional	54
2.6.2 Mercado internacional	54
<b>2.7 DIAGNÓSTICO DE LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS</b>	<b>55</b>
2.7.1 Descripción de las corrientes de entrada al tren de destilación	55
2.7.1.1 Definición de los componentes aromáticos livianos	55
2.7.1.2 Definición de los componentes aromáticos pesados (C <sub>9</sub> <sup>+</sup> )	56
2.7.2 Caracterización de los equipos de la unidad de fraccionamiento	57
2.7.2.1 Información de las columnas de destilación	57
2.7.2.2 Información de los equipos auxiliares	58
2.7.3 Operación de los equipos	60
2.7.3.1 Variables críticas de operación	62
2.7.3.2 Ventanas operativas de los equipos	63
<b>3. MODIFICACIÓN DE LA CORRIENTE DE CARGA PARA LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS</b>	<b>66</b>
<b>3.1 PROBLEMAS DE OPERACIÓN EN LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS</b>	<b>67</b>
3.1.1 Lloriqueo	68

3.1.2 Inundación	69
<b>4. PROPUESTAS DE MEJORAMIENTO A LOS PROBLEMAS PRESENTADOS EN LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS</b>	<b>71</b>
<b>4.1 EVALUACIÓN DE LOS EQUIPOS</b>	<b>76</b>
4.1.1 Columnas de destilación	76
4.1.2 Intercambiadores de calor	79
4.1.3 Bombas centrífugas	79
4.1.4 Tuberías	79
<b>4.2 UTILIDAD BRUTA</b>	<b>95</b>
<b>5. CONCLUSIONES</b>	<b>98</b>
<b>6. RECOMENDACIONES</b>	<b>102</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>107</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>111</b>

## LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Columna de fraccionamiento continuo con secciones de rectificación y agotamiento	23
Figura 2. Representación de los condensadores más comunes en una columna de destilación	24
Figura 3. Plato de válvulas	26
Figura 4. Platos de válvula Koch	28
Figura 5. Diagrama general de una válvula del plato	29
Figura 6. Ventana operativa columna de destilación	34
Figura 7. Curva característica de las bombas	36
Figura 8. Representación de un intercambiador de calor de coraza y tubos	42
Figura 9. Intercambiador de calor flujo a contracorriente	43
Figura 10. Intercambiador de calor flujo en paralelo	44
Figura 11. Detalle de un deflector segmentado	45
Figura 12. Esquema del complejo de aromáticos	47
Figura 13. Unidad de fraccionamiento de aromáticos	53
Figura 14. Balance de materia general de la unidad de fraccionamiento de aromáticos	61
Figura 15. Comparación HDK Nafta Vs. GRB Nafta	66
Figura 16. Problemas de operación torre de benceno	68
Figura 17. Problemas de operación torre de xilenos	70

## LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Especificaciones típicas de la corriente de carga a la unidad de reformado para complejos de aromáticos	49
Tabla 2. Composición de las corrientes de alimentación, destilado y fondos para las torres de benceno y tolueno bajo condiciones actuales de operación	56
Tabla 3. Composición de las corrientes de alimentación, destilado y fondos para las torres de xilenos y ortoxileno bajo condiciones actuales de operación	57
Tabla 4. Composición típica de carga a la unidad de fraccionamiento	61
Tabla 5. Porcentaje de calidad aceptado por la empresa	62
Tabla 6. Producción de tolueno en función del reflujo @ condiciones actuales de operación	63
Tabla 7. Ventanas operativas de sistemas de bombeo	64
Tabla 8. Límites de operación de las torres de destilación	64
Tabla 9. Composición de la nueva materia prima	67
Tabla 10. Rangos de operación establecidos con la nueva materia prima en cada una de las columnas de destilación para el caso 1	73
Tabla 11. Rangos de operación establecidos con la nueva materia prima en cada una de las columnas de destilación para el caso 2	75
Tabla 12. Parejas de flujo de destilado y reflujo obtenidas para el Caso 1	76
Tabla 13. Parejas de flujo de destilado y reflujo obtenidas para el Caso 2	76
Tabla 14. Caídas de presión a través de tuberías	80
Tabla 15. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de benceno	81
Tabla 16. Condensador de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación	81
Tabla 17. Rehervidor de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación	82
Tabla 18. Bomba de cima de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación	82
Tabla 19. Bomba de fondos de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación	83
Tabla 20. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de tolueno	83
Tabla 21. Condensador de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación	84
Tabla 22. Rehervidor de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación	84
Tabla 23. Bomba de cima de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación	85
Tabla 24. Bomba de fondos de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación	86
Tabla 25. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de xilenos	87

Tabla 26. Condensador de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación	87
Tabla 27. Rehervidor de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación	88
Tabla 28. Bomba de cima de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación	89
Tabla 29. Bomba de fondos de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación	89
Tabla 30. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de ortoxileno	90
Tabla 31. Condensador de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación	90
Tabla 32. Rehervidor de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación	91
Tabla 33. Bomba de cima de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación	91
Tabla 34. Bomba de fondos de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación	92
Tabla 35. Resultados del análisis de los diámetros de tubería en cada una de las líneas de los equipos mayores de la unidad	93
Tabla 36. Resultados del análisis de las velocidades en las principales líneas de tuberías de los equipos mayores de la unidad	94
Tabla 37. Utilidad bruta calculada para cada uno de los casos estudiados	96

## LISTA DE CUADROS

	pág
Cuadro 1. Tipos de rehervidores	24
Cuadro 2. Aplicaciones industriales de las bombas centrífugas	37
Cuadro 3. Tipos de arreglos de los tubos para el intercambio de calor	41
Cuadro 4. Especificación hidráulica de las columnas de destilación	58
Cuadro 5. Equipos auxiliares de la torre de benceno	58
Cuadro 6. Equipos auxiliares de la torre de tolueno	59
Cuadro 7. Equipos auxiliares de la torre de xilenos	59
Cuadro 8. Equipos auxiliares de la torre de ortoxileno	60
Cuadro 9. Restricciones mayores para el funcionamiento de la unidad de fraccionamiento de aromáticos	95

## LISTA DE GRÁFICAS

	pág
Gráfica 1. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de benceno para el caso 1	73
Gráfica 2. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de xilenos para el caso 1	73
Gráfica 3. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de ortoxileno para el caso 2	74
Gráfica 4. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de xilenos para el caso 2	74
Gráfica 5. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre de benceno)	77
Gráfica 6. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre de tolueno)	77
Gráfica 7. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre de xilenos)	78
Gráfica 8. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre de o-xileno)	78

## NOMENCLATURA

Nota: Se utiliza el sistema inglés debido a que es el implementado en la industria petrolera. Sin embargo, se usarán correlaciones que emplean el sistema internacional, cuando sea necesario se explicará dentro del contenido del documento.

$H$	Cabeza de la bomba (ft)
$GE$	Gravedad específica
$P$	Presión (psi)
$NPSH$	Net Positive Suction Head (ft)
$g$	Aceleración de la gravedad (ft/s <sup>2</sup> )
$V$	Velocidad (ft/s)
$\rho$	Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )
$Q$	Calor (BTU/h)
$\dot{m}$	Flujo másico (lb/h)
$T$	Temperatura (°F)
$C_p$	Calor específico (BTU/lb*°F)
$U$	Coefficiente global de transferencia de calor (BTU/ft <sup>2</sup> *h*°F)
$A$	Área total de transferencia de calor (ft <sup>2</sup> )
$LMTD$	Diferencia de temperatura media logarítmica (°F)
$F_t$	Factor de corrección para intercambiadores de calor
$Z$	Longitud característica
$D_H$	Diámetro de los agujeros del plato (in)
$h_c$	Altura del líquido en el plato (in)
$D_{HE}$	Diámetro equivalente para las válvulas (in)
$R_v$	Porcentaje de apertura de las válvulas de plato
$F_0, F_1, F_2, F_3$	Constantes para el cálculo del diámetro de orificio equivalente para válvulas
$h_{op}$	Altura entre la superficie del plato y la cara inferior de la válvula (in)
$r_1$	Radio de orificio (in)
$r_{12}$	Promedio entre los radios de orificio y de válvula (in)
$r_2$	Radio de la válvula (in)
$C$	Constante de lloriqueo de Hsieh – McNulty
$m$	Constante de proporcionalidad de Hsieh – McNulty
$J$	Velocidad adimensional
$V_{GH}$	Velocidad superficial de vapor a través de los orificios (ft/s)
$A_H$	Área total perforada del plato (ft <sup>2</sup> )
$W_{ind}$	Punto de lloriqueo
$\dot{v}$	Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /s)
$A_N$	Área neta del plato (m <sup>2</sup> )
$u_l$	Velocidad de inundación por arrastre (m/s)
$C_{SB}$	Constante de inundación de Souders – Brown (m/s)
$\sigma$	Tensión superficial del fluido (kg/s <sup>2</sup> )

$S$	Distancia entre platos (m)
$h_{ct}$	Altura del líquido claro (m)
$n_{ls}$	Constante de potencialidad en la ecuación de Jerónimo – Sawistowski (m)
$A_A$	Área activa del plato (m <sup>2</sup> )
$A_o$	Área de los orificios (m <sup>2</sup> )
$(h_{ct})_{H_2O}$	Altura del líquido claro para el sistema aire – agua (m)
$q$	Carga del fluido en el plato (m <sup>2</sup> /s)
$D$	Diámetro de tubería (in)
$h$	Altura (m)

#### Subíndices

$D$	Descarga
$s$	Succión
$d$	Disponibile
$r$	Requerido
$l$	Líquido
$vap$	Vapor
$ff$	Fluido frío
$fc$	Fluido caliente
$in$	Entrada
$out$	Salida
$S$	Superficial
$weep$	Lloriqueo
$G$	Gas

## RESUMEN

El complejo de aromáticos está basado en el procesamiento de nafta de bajo octanaje y bajo contenido de aromáticos para transformarla en gasolina de alto octanaje y alto contenido de aromáticos; contando con diferentes unidades que se encargan de llevar a cabo este proceso a través del empleo de nafta debutanizada obtenida de la destilación atmosférica del crudo. Sin embargo, el uso de nafta pesada procedente de procesos de hidrocraqueo permite generar beneficios económicos adicionales para la empresa debido al incremento en la producción de los aromáticos que son comercializados principalmente a nivel internacional, por lo tanto, se propone la modificación de la materia prima de carga al reformador del complejo para la producción de aromáticos.

Estudios previos realizados por la empresa para el procesamiento de la nafta pesada de hidrocraqueo en el complejo bajo las condiciones actuales de operación, muestran que en el caso que se procese esta materia prima se presentarían problemas mayores en la unidad de fraccionamiento. Por este motivo, el proyecto de investigación plantea proponer cambios operacionales en la unidad de fraccionamiento que permitan solucionar los diferentes problemas detectados, de tal forma que se puedan presentar posibles alternativas de operación para que la unidad de destilación de aromáticos pueda operar adecuadamente. El proyecto incluye el diagnóstico de condiciones de operación y producción actuales de la unidad de destilación de aromáticos por medio de análisis de datos de corridas de planta y simulaciones realizadas en softwares de evaluación de procesos industriales; al igual que la identificación de los diferentes cuellos de botella que impiden el correcto funcionamiento de la unidad al procesar la nueva nafta en las unidades que se encuentran aguas arriba del sistema de destilación de aromáticos, con lo cual se encontraron problemas de inundación y lloriqueo en las columnas de destilación de xilenos y benceno respectivamente. La evaluación de estos problemas permitió proponer soluciones a partir de análisis de sensibilidad para la modificación de las condiciones de operación en el funcionamiento de la unidad sin necesidad de modificaciones hidráulicas en los equipos mayores del proceso productivo.

**PALABRAS CLAVES:** complejo de aromáticos, análisis de sensibilidad, nafta pesada de hidrocraqueo, identificación de problemas operativos, diagnóstico unidad de fraccionamiento.

## INTRODUCCIÓN

La planta de aromáticos de la refinería de Barrancabermeja inició su operación hacia el año 1971 y ha sufrido diferentes modificaciones y expansiones desde entonces. En esta planta se encuentran diferentes unidades para la transformación de la nafta y la obtención de aromáticos, siendo la unidad de reformado la primera etapa del proceso productivo. Dentro de los tipos de naftas que se pueden alimentar a las unidades de reformado catalítico en los complejos industriales para la obtención de aromáticos se encuentran las naftas conocidas como “Heavy Straight Run Naphtha” y “Heavy Hydrocracker Naphtha”, esta última posee generalmente un mayor contenido de naftenos que favorecen la producción de aromáticos, al igual que un menor porcentaje de parafinas, lo cual disminuye la presencia de reacciones que requieren mayor consumo energético en el reformador.

Para la transformación de la nafta se cuenta con una primera unidad en donde se lleva a cabo su pre-fraccionamiento; seguido de un proceso de tratamiento con hidrógeno para liberarla de contaminantes como metales y azufre y, finalmente pasar a la etapa de reformado. Después de esta unidad, el producto obtenido es llevado a un proceso de extracción líquido – líquido donde se separa el extracto aromático del rafinado (parte que no reaccionó – parafinas), para llegar finalmente a la unidad de fraccionamiento del extracto con el fin de obtener benceno, tolueno, xilenos mezclados, ortoxileno y aromáticos pesados; esta última etapa se basa en un tren de destilación en donde los compuestos aromáticos son separados de acuerdo a su punto de ebullición.

Con el objetivo de incrementar la producción actual de la planta y cubrir en mayor medida la demanda internacional de productos aromáticos, por ejemplo, en el caso de ortoxileno, se estudia el reemplazo de la materia prima actual por una nueva materia prima (nafta pesada de hidrocraqueo), la cual presenta un mayor contenido de precursores aromáticos. Sin embargo, modificaciones en las composiciones y flujo del extracto de carga a la unidad de fraccionamiento conllevan a problemas hidráulicos en las columnas de destilación relacionados con condiciones de lloriqueo e inundación que no permiten el funcionamiento de los equipos dentro de condiciones de operación estable. Por lo tanto, se realiza la evaluación de esta unidad del complejo, con el fin de determinar alternativas de solución con los menores costos de inversión posibles para lograr el correcto funcionamiento de la unidad con la nueva materia prima que será alimentada desde la unidad de reformado del complejo; para lo cual, se realizaron diferentes análisis de sensibilidad que permitan determinar los cambios en las condiciones de proceso que se deben efectuar para lograr la operación estable de la unidad, realizando también la evaluación de cada uno de los equipos y líneas de tubería mayores de acuerdo a dos casos de estudio. De esta forma, en un primer caso se cuenta solamente con nafta pesada de hidrocraqueo como materia prima y en el segundo caso se tiene una mezcla entre esta nafta y la nafta debutanizada proveniente de

las unidades de destilación atmosférica del crudo de la refinera de Barrancabermeja.

## **OBJETIVOS**

### **OBJETIVO GENERAL**

Evaluar el proceso actual de la Unidad de Fraccionamiento de Aromáticos de Ecopetrol S.A. para condiciones operacionales diferentes al diseño, cuando se emplea Nafta pesada de hidrocraqueo como materia prima para la producción de Aromáticos.

### **OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- Diagnosticar las condiciones de operación y producción actuales de la Unidad de Fraccionamiento de Aromáticos.
- Evaluar la corrida de planta de la unidad estudiada en el simulador PRO II, con la adición del nuevo alimento bajo las condiciones actuales de operación.
- Estudiar los problemas que se presentan en la Unidad de Fraccionamiento de aromáticos cuando se adiciona la nueva materia prima al complejo.
- Plantear soluciones viables a las problemáticas encontradas a partir de un análisis de sensibilidad, de tal forma que la Unidad de Fraccionamiento opere con las nuevas condiciones de operación establecidas.

## 1. PRINCIPIOS BÁSICOS PARA LA OPERACIÓN EN UNIDADES DE DESTILACIÓN EN UN COMPLEJO DE AROMÁTICOS

La refinación del petróleo busca generar un valor agregado del crudo mediante la conversión del mismo en una gran variedad de productos refinados, utilizados principalmente como combustible en los medios de transporte. Las refinerías son grandes plantas de producción intensivas en capital, las cuales tienen unos sistemas de procesamiento extremadamente complejos<sup>1</sup>. Actualmente, una de las plantas que genera ingresos para la Refinería de Barrancabermeja es la producción de diferentes tipos de aromáticos como los BTX (Benceno, Tolueno y Xilenos) los cuales son comercializados a nivel nacional e internacional.

Una unidad típica para la destilación de aromáticos consta de diversas torres de destilación, las cuales tienen la función de separar cada uno de los aromáticos mencionados anteriormente. Por lo tanto, en este capítulo se presentan las principales características del proceso de destilación, teniendo en cuenta rehervidores, condensadores y bombas centrífugas, equipos que se presentan comúnmente en una unidad de fraccionamiento de aromáticos.

### 1.1 COLUMNAS DE DESTILACIÓN

**1.1.1 Definiciones y generalidades.** La destilación se define como un método que sirve para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y es aplicada a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases<sup>2</sup>.

La técnica consiste en calentar la mezcla hasta que ésta llegue al punto de ebullición. Una vez que se encuentre en este punto, los vapores en equilibrio con el líquido se enriquecen en el componente de la mezcla más volátil. Posteriormente, los vapores se dirigen hacia un condensador, el cual tiene la función de enfriarlos y pasarlos a estado líquido. El líquido destilado tendrá la misma composición que los vapores y, por lo tanto, se habrá conseguido enriquecer el líquido destilado en el componente más volátil<sup>3</sup>.

La separación de los aromáticos se realiza por medio de la destilación fraccionada, la cual consiste en introducir la alimentación de modo centrado en una cascada vertical de etapas. El vapor que se eleva hacia la sección arriba de donde se

---

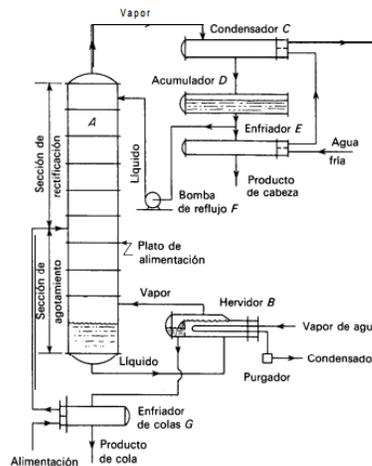
<sup>1</sup> THE INTERNATIONAL COUNCIL ON CLEAN TRANSPORTATION. Introducción de la refinación del petróleo y producción de gasolina y diésel con contenido ultra bajo de azufre. Bethesda, Maryland: Math Pro, 2011. p.45.

<sup>2</sup> TREYBAL, Robert E.; GARCÍA RODRÍGUEZ, Amelia y LOZANO, Francisco José. Operaciones básicas de transferencia de masa. 2 ed. México: McGraw Hill, 1988. p. 378.

<sup>3</sup> VOGELPOHL, Alfons. Distillation: The Theory. Berlin/Boston: De Gruyter, 2015. ISBN 9783110292848.

presenta el alimento a la columna, representada como la sección de rectificación, se lava con el líquido, de tal forma que se presente la absorción del componente menos volátil<sup>4</sup>. El líquido que es devuelto a la parte superior de la torre recibe el nombre de reflujo y el material que sale permanentemente del sistema es el destilado, este puede ser un vapor o un líquido, y se encuentra enriquecido en el componente más volátil. Por otro lado, la sección que se encuentra debajo de la alimentación a la columna (sección de agotamiento), permite la separación entre el líquido y el componente volátil por medio de vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el rehervidor. El líquido eliminado, enriquecido con el componente menos volátil, representa los fondos de la columna. Dentro de la torre, las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo y las más bajas en la parte superior. En la figura 1 se muestran las secciones de rectificación y agotamiento mencionadas anteriormente.

Figura 1. Columna de fraccionamiento continuo con secciones de rectificación y agotamiento.



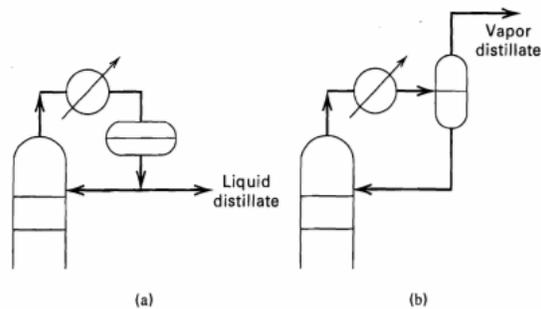
Fuente: McCABE, Warren; SMITH, Julian y HARRIOTT, Peter. Operaciones unitarias en ingeniería química. 4 ed. Madrid: McGraw Hill, 1998. p.557.

## 1.1.2 Equipos auxiliares de las columnas de destilación.

1.1.2.1 Condensador. Es un intercambiador de calor en donde uno de los fluidos que circula por él se enfría pasando de estado gaseoso a estado líquido, mientras el otro se calienta. Existen diferentes tipos de condensadores, generalmente se distingue entre condensador total y condensador parcial. En un condensador total todo el vapor que ingresa y que proviene de la columna pasa a estado líquido, produciendo por lo tanto el producto destilado y el reflujo a la columna; por el contrario, en un condensador parcial, se obtiene tanto una corriente líquida como una de vapor. En la figura 2 se presentan los condensadores descritos.

<sup>4</sup> TREYBAL. Op. cit., p.411 – 412.

Figura 2. Representación de los condensadores más comunes en una columna de destilación.



Nota: (a) representa un condensador total, mientras que (b) es la representación de un condensador parcial. Fuente: SEADER, J.D y HENLEY, Ernest. Separation process principles: chemical and biochemical operations. 2 ed: John Wiley & Sons, Inc., 2006, p. 266.

En los condensadores lo que se busca es eliminar el calor latente presente en el fluido más caliente, este calor es por lo tanto absorbido por el fluido frío o refrigerante, el cual generalmente es agua.

1.1.2.2 Rehevedores. Son intercambiadores de calor que se encuentran conectados con el fondo de la columna, de tal forma que puedan proporcionar el calor que requiere el proceso de destilación para devolver el vapor al fondo de la columna. Dentro de los tipos de rehevedores se encuentran los mencionados en el cuadro 1.

Cuadro 1. Tipos de rehevedores.

Tipo de rehevedor	Descripción
Termosifón vertical	Intercambiador de tubo y coraza con configuración vertical. El fluido de calefacción circula por el exterior de los tubos, mientras que el fluido a evaporar fluye por el interior de estos. El retorno a la torre consiste en una mezcla de líquido y vapor.
Termosifón horizontal	Por el interior de los tubos circula el fluido de calentamiento, mientras que en la coraza se lleva a cabo la ebullición. El retorno a la torre consiste en una mezcla de líquido y vapor.
Kettle	Acá el fluido de calentamiento circula por el interior de los tubos, mientras que la ebullición se da en la coraza. Posee un espacio extra en la coraza donde se produce la separación del líquido y del vapor, por lo tanto, el retorno a la torre consiste en vapor puro y el líquido que se encuentra en equilibrio sale del rehevedor como producto de fondo, a diferencia de los termosifones.

Fuente: HEWITT, Geoffrey; SHIRES, G.L y BOTT, Reg. Process Heat Transfer. U.S: Begell House Publishers Inc, 1994, cap. 14.

**1.1.3 Platos de una columna de destilación.** Los platos dividen las columnas en una serie de etapas. Su función es retener una cantidad de líquido en la superficie a través de la cual se hace burbujear el vapor, consiguiendo el contacto entre la fase líquida y la fase vapor.

Los platos normalmente se encuentran elaborados por hojas metálicas y, de ser necesario, de aleaciones especiales. Estos cuentan generalmente con entradas para personas, de tal forma que un hombre pueda trepar de un plato a otro para que se realicen los respectivos mantenimientos y/o limpiezas previstas<sup>5</sup>.

1.1.3.1 Platos de válvulas. Son platos que cuentan con perforaciones que están cubiertas con capuchas móviles que se elevan ante el paso del vapor. En la figura 3 se observa la estructura general de este tipo de plato.

Los platos de válvulas representan el tipo de plato de transferencia más ampliamente utilizado, ya que se caracterizan por ofrecer una elevada capacidad y eficiencia en la transferencia de materia en un amplio intervalo de condiciones de operación. Cuando se manejan velocidades bajas del gas se obtienen pequeñas aberturas y, por ende, la tendencia al lloriqueo se reduce<sup>6</sup>.

Diferentes tipos de válvulas garantizan un funcionamiento óptimo durante la operación. Las válvulas más comunes son:

- V1: Válvula móvil estándar con tres patas integradas y orificio plano.
- V4: Válvula móvil estándar con tres patas integradas y orificio en forma de venturi.
- V0: Válvula fija.
- A3: Válvula móvil con limitador de recorrido y orificio plano.
- A4: Válvula móvil con limitador de recorrido y orificio en forma de venturi.

---

<sup>5</sup> TREYBAL. Op. cit., p.182.

<sup>6</sup> TREYBAL. Op. cit., p.200.

Figura 3. Plato de válvulas.



Fuente: LINCA C.A. Platos de Columnas [en línea]. Suministro de Equipos Industriales y Materia Prima para la Industria. Puerto Ordaz, Venezuela. (2014). [Consultado: 11 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <http://www.corporacionlinca.com/venezuela/index.php/platos-de-columna>.

1.1.3.2 Espaciamiento entre platos. Se escoge dependiendo de la facilidad en la construcción, mantenimiento y costo; luego, se verifica para evitar cualquier inundación y arrastre excesivo del líquido en el gas. Para todos los diámetros, excepto para aquellos más pequeños que los de la torre, se toma 50 cm (20 in) como un valor de espaciamiento mínimo aceptable<sup>7</sup>.

1.1.3.3 Partes de los platos.

✓ Canal de descenso (Downcomer). Es la parte de la sección transversal de la torre que se utiliza para que el líquido fluya por los platos verticalmente. Debido a que el líquido se agita hasta formar una espuma sobre el plato, debe permanecer en el canal de descenso un tiempo adecuado para permitir que el gas logre la separación del líquido y, así, cerciorarse que solamente baje el líquido claro al plato inferior.

✓ Rebosadero. Lámina que permite alcanzar la profundidad requerida del líquido sobre el plato para el contacto con el gas. Los rebosaderos rectos son los más comunes<sup>8</sup>.

#### 1.1.4 Problemas básicos de funcionamiento.

1.1.4.1 Arrastre. Ocurre cuando la diferencia de presión que existe entre dos platos seguidos es muy elevada, de modo que el líquido que entra es arrastrado hacia arriba. Es un efecto acumulativo y las cargas del líquido en los platos superiores de la torre pueden llegar a ser excesivas.

---

<sup>7</sup> McCABE, Warren; SMITH, Julian y HARRIOTT, Peter. Operaciones unitarias en ingeniería química. 4 ed. Madrid: McGraw Hill, 1998. p.558 – 561.

<sup>8</sup> TREYBAL. Op. cit., p.185 – 186.

1.1.4.2 Vaciado de platos. Se produce cuando el flujo de gas no alcanza a soportar el flujo de líquido y éste cae rápidamente, dejando a la columna sin producto por separar.

1.1.4.3 Formación de espuma. La aparición de burbujas de gas sobre la superficie del líquido dificulta el desplazamiento del gas hacia arriba, reduciendo la calidad de separación en el plato. Este problema disminuye el equilibrio líquido – vapor dentro de la columna, puede causarse por:

- Condiciones del vapor inadecuadas.
- Propiedades físicas del líquido.
- Inadecuado diseño de platos.
- Daños mecánicos que presente la columna.

1.1.4.4 Lloriqueo. El funcionamiento de las columnas de destilación de platos está basado en el flujo de líquido y vapor a contracorriente, de esta forma en cada plato de la columna se presenta el contacto y separación de las dos fases; por lo tanto, el líquido fluye por el plato creando un gradiente de concentración y desciende a los platos siguientes por gravedad, mientras que la diferencia de presión que se presenta en la columna mueve el vapor hacia arriba a través de los platos.

Es producido cuando el flujo de gas no alcanza a retener el líquido que va descendiendo por los platos, permitiendo que comience a caer por los agujeros que tiene el mismo<sup>9</sup>. Si la velocidad del gas que fluye a través de los orificios es pequeña, el líquido comienza a gotear a través de ellos y se perderá el contacto sobre el plato para el líquido.

Las correlaciones de Hsieh y McNulty son unas de las más empleadas para el análisis de platos perforados y de válvulas. Se hace uso del modelo CCFL, el cual limita el flujo en contracorriente de dos fases, permitiendo de esta forma determinar la velocidad máxima a la que una fase puede fluir en contracorriente a otra fase; en donde aparece un parámetro conocido como longitud característica ( $Z$ ) el cual depende del diámetro de los agujeros del plato ( $D_H$ ) y la altura del líquido en el plato ( $h_c$ )<sup>10</sup>, como se ve en la ecuación 1.

Ecuación 1. Longitud característica.

$$Z = \frac{h_c^{1,5}}{12D_H^{0,5}}$$

---

<sup>9</sup> GÓRAK, Andrzej y SCHOENMAKERS, Hartmut. Distillation Operation and Applications. Aliso Viejo, California, USA: ELSEVIER, 2014. p. 37-99. ISBN 978-0-12-386876-3.

<sup>10</sup>HSIEH, C-Li; K. J., McNulty. Predict Weeping of Sieve and Valve Trays, Chem. Eng. Prog., V. 89, No. 7, p. 71 (1993), citado por A. Kayode Coker. Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants. 4 ed. Elsevier, 2010. Vol. 2, p. 435.

Cuando se emplean platos de válvulas, se debe calcular el diámetro equivalente para las válvulas ( $D_{HE}$ ) en lugar del  $D_H$  considerado directamente en los platos perforados. Por lo tanto, para el cálculo del diámetro equivalente se tiene en cuenta la ecuación 2<sup>11</sup>:

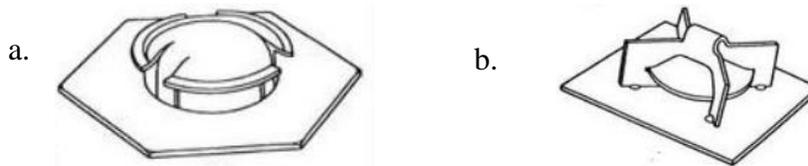
Ecuación 2. Diámetro equivalente para platos de válvulas.

$$D_{HE} = 2 * \left[ \frac{1}{(2,581)(F_2 + F_3)(R_V)} \right]^{1/2}$$

El parámetro  $R_V$ , relacionado con el porcentaje de apertura de las válvulas del plato, puede adquirir los siguientes valores de acuerdo al tipo de válvula que se tenga (ver figura 4):

- Para válvulas tipo T,  $R_V=1,0$
- Para válvulas tipo A,  $R_V=0,8$

Figura 4. Platos de válvula Koch.



a. Válvula Koch tipo A. b. Válvula Koch tipo T.

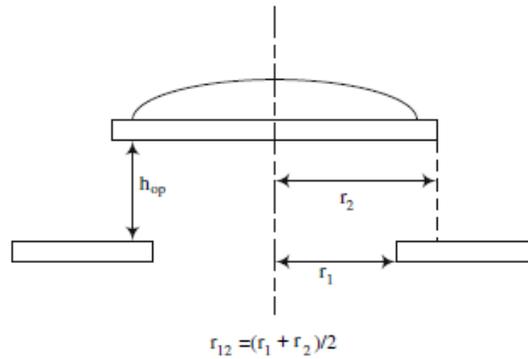
Fuente: BERNAL B, Daniel; CASTELLANOS, Orlando; BEJARANO, Pedro y RODRÍGUEZ, Gerardo. Análisis y diseño de platos y columnas de platos. Bogotá, Universidad Nacional de Colombia, 2011. p.35.

Ahora, para el cálculo de las constantes  $F_2$  y  $F_3$  se realizan los cálculos mostrados en las Ec.3 – Ec.6<sup>12</sup>, en donde  $h_{op}$  representa la elevación de válvula, es decir, la distancia entre la parte inferior de una válvula y la parte superior de la plataforma de la bandeja en pulgadas (como se ve en la figura 5).

<sup>11</sup> Ibid., p. 435.

<sup>12</sup> Ibid., p. 435, 436.

Figura 5. Diagrama general de una válvula del plato.



Fuente: KAYODE, Coker. Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants. 4 ed. Elsevier, 2010. Vol. 2, p. 435.

Ecuación 3. Cálculo de la constante  $F_0$ .

$$F_0 = \frac{1}{h_{op}} - \frac{1}{r_{12}h_{op} - r_1} + \frac{2(r_{12} + h_{op})}{3 \left[ h_{op} + \sqrt{225 - r_1^2} - \sqrt{225 - r_{12}^2} \right]^2}$$

Ecuación 4. Cálculo de la constante  $F_1$ .

$$F_1 = \ln \left[ \frac{r_{12}(r_{12} + h_{op} - r_1)}{r_1 h_{op}} \right] + (r_{12} + h_{op}) F_0$$

Ecuación 5. Cálculo de la constante  $F_2$ .

$$F_2 = \frac{\left[ 1 - 2 \ln \left( \frac{r_2}{r_{12}} \right) - \left( \frac{h_{op}}{r_{12} + h_{op}} \right)^2 F_1 \right]}{8 h_{op}^2}$$

Ecuación 6. Cálculo de la constante  $F_3$ .

$$F_3 = \frac{r_2 - \frac{r_1}{\sqrt{2}}}{r_1^2 * \left[ \left( r_2 - \frac{r_1}{\sqrt{2}} \right)^2 + \left( \frac{h_{op}}{2} \right)^2 \right]^{\frac{1}{2}}}$$

Finalmente, el diámetro equivalente se calcula con la ecuación 2 mencionada anteriormente.

Luego se deben determinar las constantes empíricas  $C$  y  $m$  del modelo<sup>13</sup>:

- Para platos perforados:  $m = 2,01$  y  $C = 0,74$ .

<sup>13</sup> Ibíd., p. 436.

• Para platos de válvula:

- Válvula tipo T (Koch):  $m = 2,87$  y  $C = 0,74$

- Válvula tipo A (Koch):  $m = 2,01$  y  $C = 0,74$

Se sugiere calcular la velocidad adimensional del líquido ( $J_l$ ) con la ecuación 7:

Ecuación 7. Velocidad adimensional del líquido ( $J_l$ ).

$$J_l = V_s \left[ \frac{\rho_L}{gZ(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/2}$$

Siendo  $V_s$  la velocidad superficial del líquido en ft/s.

Finalmente, la velocidad adimensional del vapor ( $J_{vap}$ ) se calcula a partir de las ecuaciones 8 y 9:

Ecuación 8. Cálculo de la constante C.

$$J_{vap}^{1/2} + mJ_l^{1/2} = C$$

Ecuación 9. Velocidad adimensional del vapor.

$$J_{vap} = C$$

A partir del valor de  $J_{vap}$  obtenido es posible calcular la razón de vapor  $V_{Svap}$  (velocidad superficial del vapor) empleando la ecuación 10.

Ecuación 10. Velocidad superficial del vapor.

$$J_{vap} = V_{Svap} \left[ \frac{\rho_L}{gZ(\rho_L - \rho_G)} \right]^{1/2}$$

Se calcula  $V_{GH}$  que es la velocidad superficial del vapor a través de los orificios (Ec.11), por lo tanto, está basada solamente en el área total perforada del plato ( $A_H$ ).

Ecuación 11. Velocidad superficial del vapor a través de los orificios.

$$V_{GH} = \frac{\text{Flujo volumétrico total del vapor } \left( \frac{ft^3}{seg} \right)}{A_H (ft^2)}$$

Con esto se calcula nuevamente  $J_{vap,weep}$  a partir de la ecuación Ec.10 y el  $V_{GH}$  calculado.

Para un flujo de vapor dado en donde se cumple que  $J_{vap}$  es mayor que el  $J_{vap,weep}$  no se debe presentar lloriqueo (Ec.12 y Ec.13)<sup>14</sup>.

Ecuación 12. Cálculo de la inundación en una torre.

$$W_{ind} = J_{vap} - J_{vap,weep}$$

Ecuación 13. Valor a partir del cual se presenta lloriqueo.

$$W_{ind} > 0, \quad \text{no hay lloriqueo}$$

1.1.4.5 Inundación. Se produce cuando el flujo de gas dificulta que el líquido pueda descender a través de los platos, provocando una acumulación del mismo y que la operación no se pueda realizar debido a que no se produce el contacto entre ambas fases para realizar la debida separación.

De persistir el problema, el vapor puede llegar a forzar la salida del líquido por la parte superior de la torre, incrementando la presión dentro de la misma y ocasionando un nuevo problema hidráulico conocido como “puking”<sup>15</sup>.

Sin embargo, se debe tener en cuenta que existen otras condiciones que favorecen el incremento del flujo de vapor como, por ejemplo, la presencia de suciedad en los platos o que las bandejas se encuentren dañadas.

Las inundaciones pueden reconocerse de las siguientes formas:

- Aumento drástico en la presión diferencial de la columna.
- Pérdida del flujo de fondos.
- Disminución en la eficiencia de la separación de compuestos.

✓ Inundación por arrastre (Jet Flood). Se da cuando el vapor que pasa a través del plato genera una espuma que transporta un exceso de líquido hacia el plato superior, aumentando de esta forma la caída de presión en el mismo. Al incrementarse la presión y la velocidad del flujo de líquido se presenta un retroceso del líquido desde el downcomer hasta su derrame en el plato superior<sup>16</sup>. De esta forma, el líquido continúa inundando los platos más altos de forma ascendente.

Las variables que más afectan este problema son el área de vapor del plato, el espacio entre platos y, la velocidad y la densidad del flujo de vapor. Entre las

---

<sup>14</sup> *Ibíd.*, p. 436.

<sup>15</sup> LIEBERMAN, Norman. *Troubleshooting Process Operations*. PENNWELL, 2009. ISBN 978-1-59370-176-5.

<sup>16</sup> GÓRAK, Andrej; SCHOENMAKERS, Hartmut. *Distillation: Operation and Applications*. ELSEVIER, 2014. ISBN 978-0-12-386876-3.

variables menos influyentes se encuentran la geometría del plato, el flujo del líquido y otras propiedades de líquido y vapor.

A partir de la correlación de Souders y Brown se puede determinar la velocidad de inundación por arrastre (Ec.14)<sup>17</sup>.

Ecuación 14. Correlación de Souders y Brown.

$$\frac{\dot{v}_G}{A_N} = u_I = C_{SB} \left( \frac{\rho_l - \rho_{vap}}{\rho_l} \right)^2$$

En esta ecuación  $\dot{v}_G$  representa el flujo volumétrico del gas en m<sup>3</sup>/s,  $A_N$  es el área neta del plato en m<sup>2</sup>,  $u_I$  la velocidad de inundación por arrastre en m/s y  $C_{SB}$  es la constante de inundación de Souders – Brown en m/s. Las densidades másicas de líquido y vapor ( $\rho_l, \rho_{vap}$ ) se encuentran en kg/m<sup>3</sup>.

La herramienta de simulación empleada hace uso de la expresión de Kister – Hass (Ec.15) para el cálculo de  $C_{SB}$ <sup>18</sup>:

Ecuación 15. Expresión de Kister – Hass.

$$C_{SB} = 0,36876 * \left[ \frac{D_{HE}^2 \sigma}{\rho_l} \right]^{0,125} \left[ \frac{\rho_{vap}}{\rho_l} \right]^{0,1} \left[ \frac{S}{h_{ct}} \right]^{0,5}$$

En donde  $\sigma$  representa la tensión superficial del fluido en kg/s<sup>2</sup>,  $D_{HE}$  se da en metros y  $S$  es la distancia entre platos en metros.

El término  $h_{ct}$  se refiere a la altura de líquido claro, es decir, la altura del líquido sobre el plato en ausencia de gas, que se calcula a partir de la fórmula de Jerónimo – Sawistowski (Ec.16 y Ec.17)<sup>19</sup>, la cual tiene en cuenta una constante de potencialidad ( $n_{ls}$ ),  $D_{HE}$  en metros, el área activa del plato ( $A_A$ ) en m<sup>2</sup>, el área de los orificios ( $A_O$ ) también en m<sup>2</sup> y el parámetro  $q_l$  que es el flujo volumétrico por longitud de rebosadero.

Ecuación 16. Fórmula de Jerónimo – Sawistowski.

$$h_{ct} = (h_{ct})_{H_2O} \left( \frac{996,4}{\rho_L} \right)^{19,7(0,0254-n_{ls})}, n_{ls} = 0,0231 \frac{D_{HE} A_A}{A_O}$$

<sup>17</sup> KISTER, H.Z. (1991). Distillation Design. New York: McGraw-Hill. Citado por: BERNAL B, Daniel; CASTELLANOS, Orlando; BEJARANO, Pedro y RODRÍGUEZ, Gerardo. Análisis y diseño de platos y columnas de platos. Bogotá, Universidad Nacional de Colombia, 2011. p.91.

<sup>18</sup> *Ibíd.*, p. 93.

<sup>19</sup> *Ibíd.*, p. 110.

Ecuación 17. Altura del líquido claro para el sistema aire – agua.

$$(h_{ct})_{H_2O} = \frac{0,15704 \left(\frac{A_o}{A_A}\right)^{-0,791} d_o^{0,833}}{1 + 1,0457 \times 10^{-4} q_l^{-0,59} \left(\frac{A_o}{A_A}\right)^{-1,79}}$$

Algunas de las causas de la inundación por arrastre son<sup>20</sup>:

- Carga excesiva: La columna se encuentra limitada por una característica de inundación, por lo tanto, es necesario evaluar el rendimiento hidráulico de la columna por medio de las correlaciones disponibles. La aproximación máxima aceptable para este tipo de inundación en cualquier etapa es del 100%, indicando que la velocidad del vapor es igual a la velocidad a la cual se predice que comenzará la inundación.
- Platos sucios: Esto aumenta la caída de presión y el arrastre.
- Área de transferencia restringida: La mala distribución de vapor a través de los platos puede provocar áreas locales de alto arrastre e iniciar la inundación. Los altos gradientes de líquido a través de los platos distribuyen el flujo de vapor desproporcionadamente hacia el lado de salida del plato.
- Espumado: La formación de espuma genera arrastres excesivos.

✓ Inundación del canal de descenso (Downcomer Choke Flood). El tamaño del downcomer debe ser lo suficientemente grande para soportar el caudal descendente del líquido. Cuando el flujo de vapor es muy grande en relación al líquido que ingresa, la entrada del downcomer comienza a inundarse, esto se debe a que el flujo de vapor impide que el flujo del líquido descienda dentro de la columna, iniciando así la acumulación del líquido en el plato superior.

Se afirma que el verdadero punto de inundación para los modelos modernos de destilación es del 100%, por encima de este valor la torre presentará problemas en su funcionamiento. Por lo tanto, no es recomendable que el diseño y evaluación de las columnas se haga sobre el 100% de inundación ya que es necesario que se deje un rango para considerar las variaciones en las condiciones de operación<sup>21</sup>. Por esta razón, las nuevas columnas se encuentran operando con un porcentaje de inundación menor o igual al 80%, estableciendo este valor como el punto máximo de inundación que podría soportar la torre.

<sup>20</sup> CHEREMISINOFF, Nicholas. Handbook of Chemical Processing Equipment. BUTTERWORTH HEINEMANN, 2000. ISBN 0-7506-7126-2.

<sup>21</sup> KISTER, Henry. Distillation Troubleshooting. WILEY – INTERSCIENCE, 2006. ISBN 0-471-46744-8.

En la figura 6 se muestra la ventana operativa de una columna en donde se pueden observar algunos de los problemas que han sido mencionados anteriormente.

Figura 6. Ventana operativa columna de destilación.



Fuente: NAVAS HERRERA, Sergio. Control de Columnas de Destilación [en línea]. p.20. [Consultado: 11 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20374/fichero/Proyecto+completo.pdf>.

## 1.2 BOMBAS CENTRÍFUGAS

Debido a que cada día se hace necesario transportar grandes cantidades de fluidos por largas distancias, las bombas han tomado un papel protagónico en procesos asociados a todo tipo de industrias. La bomba es el medio mecánico empleado para obtener la conducción de líquidos o transferencia de un valor de presión o de energía estática a otro.

Las bombas centrifugas constituyen no menos del 80% de la producción mundial de bombas, ya que son las más adecuadas para manejar una mayor cantidad de líquido en comparación con las bombas de desplazamiento positivo.

**1.2.1 Definición.** Las bombas son utilizadas para transportar fluidos desde una zona de baja presión hasta una zona con alta presión, llevar fluidos de un lugar de menor elevación hacia uno de mayor altura o también para acelerar líquidos que se encuentren en tuberías. Si no se cuenta con bombas, se corre el riesgo de que el fluido se dirija en dirección opuesta por el diferencial de presión que se encuentra en el sistema.

Las bombas que funcionan bajo el principio roto-dinámico se encargan de elevar la presión del líquido al darle energía de velocidad, la cual convierten en energía de presión. Estas bombas también son catalogadas como bombas centrífugas, las

cuales tienen unidades de flujo radial, axial y mixto. En una bomba de flujo radial el fluido ingresa a través del ojo del impulsor, el cual gira a alta velocidad, acelerándolo radialmente hacia afuera de la carcasa de la bomba. En las bombas de flujo axial el rotor es una hélice y el fluido ingresa paralelamente al eje. Para una bomba con flujo mixto la dirección del fluido actúa de manera intermedia entre el flujo radial y el flujo axial<sup>22</sup>.

**1.2.2 Principio de funcionamiento.** El fluido llega a la boquilla de la bomba a medida que fluye a través de la tubería, la energía con la que éste se encuentre debe ser la suficiente para que la bomba pueda funcionar sin contratiempos. La unidad de bombeo es la voluta y el impulsor.

El impulsor está unido al eje, el cual gira al ser accionado por el motor. El fluido entra al ojo del impulsor y queda atrapado entre las palas del mismo, éstas contienen el líquido y le imparten velocidad a medida que se desplaza hacia la parte exterior del impulsor. El líquido deja el impulsor a una alta velocidad y golpea la pared de la carcasa de la voluta. En este punto, la velocidad centrífuga se detiene bruscamente y se convierte en presión. El líquido sale de la bomba a la presión de descarga, preparado para superar la resistencia que presenta el sistema.

El flujo de la bomba centrífuga se rige principalmente por la velocidad del impulsor y la altura de las palas del mismo. El cabezal de presión que genera la bomba depende de la velocidad del motor y el diámetro del impulsor<sup>23</sup>.

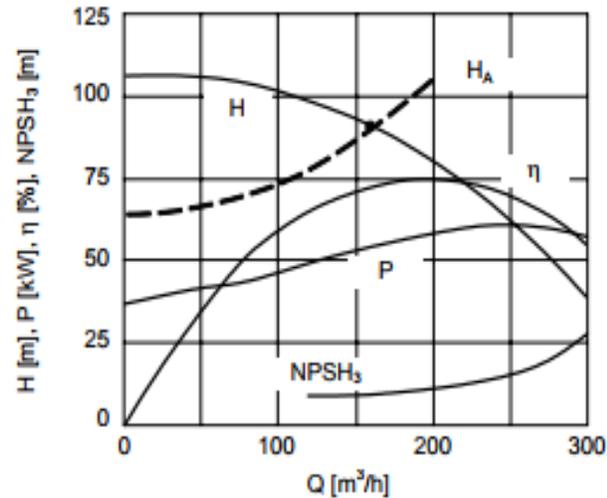
**1.2.2.1 Características.** Las características de las bombas se determinan a partir de las gráficas propias de cada bomba (ver figura 7), en estas se comparan la variación de la cabeza de presión, el consumo de energía y la eficiencia con respecto a los cambios que sufre el caudal durante el proceso.

---

<sup>22</sup> GIRDHAR, Paresh y MONIZ, Octo. Practical Centrifugal Pumps. Design, Operation and Maintenance. ELSEVIER, 2005. ISBN 0750662735.

<sup>23</sup> BACHUS, Larry y CUSTODIO, Angel. Know and Understand Centrifugal Pumps. ELSEVIER, 2003. ISBN 1856174093.

Figura 7. Curva característica de las bombas.



Fuente: FRIEDRICH GÜLICH, Johann. Centrifugal Pumps. Springer. ISBN 9783540736943.

✓ Cabeza o carga de la bomba ( $H$ ). Es la diferencia que existe entre la cabeza de descarga y la cabeza de succión en una bomba. Se puede calcular por medio de la ecuación 18<sup>24</sup>.

Ecuación 18. Cabeza de presión.

$$H = \frac{(P_D - P_s) * 10}{GE}$$

Donde  $P_D$  es la presión de descarga y  $P_s$  es la presión de succión, estando ambas presiones en  $\text{kg}/\text{cm}^2$ ;  $GE$  es la gravedad específica del líquido, y  $H$  es una medida de la carga de la bomba en metros.

Para calcular la presión que necesita la bomba para alcanzar la cabeza de presión correspondiente (Ec.19), se debe tener en cuenta que la altura de cabeza se debe encontrar en pies y que el valor de 2,31 hace referencia a un factor de conversión<sup>25</sup>.

Ecuación 19. Presión necesaria para alcanzar la cabeza de presión.

$$P = \frac{H * GE}{2,31}$$

<sup>24</sup> GIRDHAR y MONIZ. Op. cit., p.50.

<sup>25</sup> BACHUS. y CUSTODIO. Op. cit., p.6.

✓ *NPSH* requerido (*NPSHr*). Es la energía de carga del líquido que necesita la succión con el fin de que la bomba entregue una capacidad dada a una velocidad para evitar la vaporización. Es una característica que varía según el diseño, el tamaño y las condiciones de funcionamiento a las que se encuentre la bomba<sup>26</sup>. Es un dato que debe ser proporcionado directamente por el fabricante.

✓ *NPSH* disponible (*NPSHd*). Se define como la energía con la que viene el fluido en la línea de succión de la bomba y debe encontrarse por encima de la presión de vapor del líquido. Es una característica del sistema y se dice que el valor del *NPSHd* debe ser mayor al del *NPSHr*; cuando el valor del *NPSHd* es menor que el de *NPSHr*, la bomba empieza a tener cavitación y pierde eficiencia. Se puede calcular mediante la ecuación mostrada a continuación (Ec.20)<sup>27</sup>.

Ecuación 20. *NPSH* disponible.

$$NPSHd = Z_1 + (P_s - P_{vap}) \left( \frac{2,31}{SG} \right) - h_{fs} + \left( \frac{V_s^2}{2g} \right)$$

En donde  $Z_1$  es la elevación estática de succión (ft),  $P_s$  es la presión de succión (psia),  $P_{vap}$  es la presión de vapor del líquido (psia), 2,31 es un factor de conversión,  $SG$  es la gravedad específica del líquido,  $h_{fs}$  representa las pérdidas por fricción en la tubería en ft,  $g$  es la aceleración de la gravedad y  $V_s$  es la velocidad en la línea de entrada a la bomba en ft/s.

✓ Potencia hidráulica ( $P_h$ ): Es la potencia neta que le transmite el impulsor de la bomba al fluido cuando gira a una velocidad específica.

**1.2.3 Aplicaciones industriales.** En el cuadro 2 se encuentran las diferentes aplicaciones industriales que tienen las bombas centrífugas.

Cuadro 2. Aplicaciones industriales de las bombas centrífugas.

Industria	Uso
Drenaje	Controlar el nivel del agua
Aguas residuales	Recoger y tratar las aguas residuales
Industria Química	Transportar fluidos hacia varios puntos de la planta
Industria petrolera	Fases de producción del petróleo, transporte y refinería
Fábricas de acero	Transporte de agua de refrigeración
Construcción	Desagüe de pozo, bombeo general del sitio
Minería	Agua de lavado, deshidratación del sitio, control de aguas subterráneas

Fuente: GIRDHAR, Paresh; MONIZ, Octo. Practical Centrifugal Pumps. Design, Operation and Maintenance. ELSEVIER, 2005. ISBN 0750662735.

<sup>26</sup> FRIEDRICH GÜLICH, Johann. Centrifugal Pumps. Springer. ISBN 9783540736943. p.45 – 46.

<sup>27</sup> Ibid., p. 265.

**1.2.4 Problemas básicos de funcionamiento.** El principal problema que se presenta en las bombas centrífugas es la cavitación. Una cavidad llena de vapor se crea cuando la presión estática en un flujo se disminuye hasta llegar a la presión de vapor del líquido debido a las altas velocidades que se están manejando, de modo que parte del fluido se evapora creando un flujo bifásico<sup>28</sup>.

Un valor inadecuado de  $NPSH_d$  establece las condiciones favorables para que se presente cavitación en la bomba. Si la presión en el ojo del impulsor es menor que la presión de vapor del fluido, entonces puede comenzar la cavitación.

Cuando ocurre cavitación se reduce la eficiencia de la bomba. También puede causar sobretensiones repentinas de flujo y presión en la boquilla de descarga. Si la bomba funciona en condiciones de cavitación durante el tiempo suficiente, puede ocurrir una falla prematura del cojinete o del sello mecánico, problemas que pueden ser causados por<sup>29</sup>:

- Una reducción de presión en la boquilla de succión.
- Rotura del eje y otras fallas de fatiga en la bomba.
- Un aumento de la temperatura del líquido bombeado.
- Un aumento en la velocidad o flujo del fluido.
- Una bomba inadecuada para el sistema.

Para poder resolver los problemas de cavitación se debe aumentar la presión externa sobre el fluido o disminuir la presión de vapor.

Otros problemas en las bombas centrífugas se dirigen a fallos mecánicos, fallos por deficiencia en el proceso, o una combinación entre estos dos problemas. Dependiendo del proceso para el que se necesite la bomba, es de gran importancia considerar otros factores que pueden alterar el funcionamiento de la misma; dentro de estos se encuentran: la cantidad de líquido a bombear, ya que esto puede afectar el tamaño de la bomba; la naturaleza del líquido a bombear, debido a que para un caudal determinado la viscosidad del fluido influye en las pérdidas por fricción y en la potencia requerida en la bomba; la energía disponible, los problemas de corrosión presentes, entre otros.

### **1.3 INTERCAMBIADORES DE CALOR**

En muchas aplicaciones como calentamiento, ventilación, radiadores de máquinas de combustión interna, calderas, condensadores, entre otros, es necesario el empleo de intercambiadores de calor que permitan la transferencia de calor en el sistema. Debido a que estos equipos se pueden encontrar en una gran variedad de

---

<sup>28</sup> GRIGORIU, Mircea; MANOLEA, Gheorghe y VLASE, Serghie. Complex Temperature Influence on Centrifugal Pumps Operation En: WSEAS International. ISSN 177-177 1790-5117.

<sup>29</sup> BACHUS y CUSTODIO. Op. cit., p.24 – 28.

sistemas mecánicos y químicos, se presentan a continuación los principios básicos de funcionamiento y una descripción de sus principales partes y aplicaciones, de tal forma que se puedan ampliar los conocimientos pertinentes para el análisis individual de estos equipos en el desarrollo del presente trabajo.

**1.3.1 Definición.** Los intercambiadores de calor son aquellos equipos implementados para llevar a cabo la transferencia de calor entre dos fluidos que se encuentran a diferente temperatura<sup>30</sup>. Dentro de los intercambiadores más empleados a nivel industrial se encuentran los intercambiadores de tubos concéntricos o doble tubo y los de tubos y coraza, en donde se busca recuperar el calor entre dos corrientes presentes en un proceso.

**1.3.2 Principio de funcionamiento.** El proceso de intercambio de calor ocurre entre dos fluidos separados generalmente por una pared sólida. Debido a que los intercambiadores empleados en la unidad de aromáticos estudiada son de tubos y coraza, se explicará el funcionamiento principalmente de este tipo de intercambiadores, ya que son los más empleados a nivel industrial cuando se requieren superficies más grandes de transferencia de calor. Estos consisten básicamente en un conjunto de tubos que se encuentran dentro de un contenedor llamado carcasa o coraza. En esta clase de intercambiadores, uno de los fluidos fluye por el lado carcasa (fluido externo) y el otro fluye por el interior de los tubos (fluido interno).

Para determinar la localización de los fluidos existen diferentes parámetros que se deben tener en cuenta, dentro de estos están:

- Presión de operación: Cuando se cuenta con un fluido a alta presión este debe ir por los tubos, ya que éstos tienen una menor área, y de esta forma se ejerce una fuerza menor sobre las paredes del intercambiador, por lo cual pueden soportar mejor la presión ejercida por el fluido.
- Velocidad de flujo: La transferencia de calor entre los dos fluidos se ve favorecida entre más turbulencia se presente en el sistema, por lo tanto, debido al recorrido recto que se sigue por los tubos, el fluido que tenga menor flujo másico debe ir por la coraza del intercambiador.
- Sólidos en suspensión: Un fluido con sólidos en suspensión se debe mandar por los tubos a una velocidad tal que se reduzca la sedimentación en el equipo. Cuando se coloca el fluido que tiene un menor factor de ensuciamiento por los tubos, se minimiza la limpieza del equipo, además la limpieza de los tubos de intercambio de calor cuando son rectos se realiza a través de medios mecánicos, mientras que para

---

<sup>30</sup> KERN, Donald. Procesos de transferencia de calor. 1 ed. México: CECSA, 1965, p. 131.

la limpieza de la coraza por lo general se requiere del empleo de químicos que faciliten este proceso<sup>31</sup>.

- Cuando un fluido es muy viscoso, éste se debe mandar por la coraza debido a que se presenta una mayor turbulencia.
- Toxicidad: Los fluidos tóxicos o letales se deben hacer pasar por los tubos y emplear una doble placa de tubos para evitar posibles fugas o derrames<sup>32</sup>.

Los tubos que conforman estos intercambiadores están hechos de gran cantidad de metales, dentro de los cuales se pueden encontrar acero, cobre, latón, aluminio-bronce y aceros inoxidable. De igual forma, también existen diferentes espaciados entre los tubos conocidos como arreglos, de acuerdo al proceso y fluidos que se manejen; dentro de estos encontramos el arreglo cuadrado y el arreglo triangular, siendo este último en conjunto con el arreglo triangular rotado los que permiten acomodar dentro del intercambiador un 15% más de tubos que los otros arreglos, sin embargo, no se recomiendan cuando se deba hacer limpieza por medios mecánicos de la coraza (ver cuadro 3)<sup>33</sup>.

---

<sup>31</sup> VARGAS, Pedro. Intercambiadores tubo y carcasa: Análisis térmico [en línea]. Operaciones unitarias. (2009). p.2. [Consultado: 5 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <https://operaciones1.files.wordpress.com/2009/05/intercambiadores-de-calor1.pdf>.

<sup>32</sup> Ibid., p. 13.

<sup>33</sup> VARGAS, Miguel. Análisis del rendimiento térmico del sistema de pruebas para la DMG. Trabajo de grado Ingeniero Mecánico. México: Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de ingeniería, 2017. p. 57.

Cuadro 3. Tipos de arreglos de los tubos para el intercambio de calor.

Tipo de arreglo	Ángulo	Características del fluido que va por la coraza	Aplicaciones
Triangular	30°	Limpio	Intercambiadores con factores de ensuciamiento inferiores a 0,00035 m <sup>2</sup> C/W.
Cuadrado	90°	Sucio	Intercambiadores con factores de ensuciamiento superiores a 0,00035 m <sup>2</sup> C/W. También cuando se tiene flujo turbulento en la carcasa.
Triangular rotado	60°	Limpio	No es muy empleado, debido a que genera altas caídas de presión.
Cuadrado rotado	45°	Sucio	Cuando se tiene flujo laminar y la limpieza mecánica es crítica.

Fuente: GONZALEZ, D. Guías de intercambiadores de calor: Tipos generales y aplicaciones. Universidad Simón Bolívar. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de superficie, 2002. p. 16.

Si se asume que la superficie exterior del intercambiador de calor está perfectamente aislada, de tal forma que no se presenten pérdidas de calor hacia el medio circundante y cualquier transferencia de calor sólo ocurre entre los dos fluidos presentes, se requiere que la velocidad de transferencia de calor desde el fluido caliente ( $Q_{fc}$ ) sea igual a la transferencia de calor hacia el fluido frío ( $Q_{ff}$ )<sup>34</sup>, por lo tanto, se cumple el siguiente balance de energía (Ec.21 y Ec.22):

Ecuación 21. Cálculo del calor intercambiador de calor.

$$Q_{fc} = Q_{ff}$$

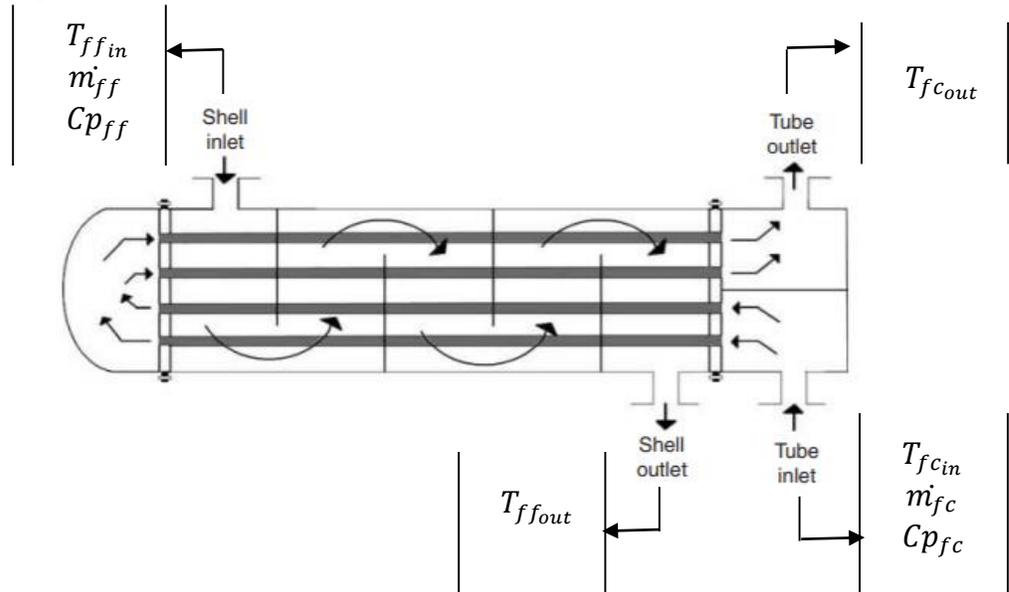
Ecuación 22. Balance de energía entre el fluido frío y el fluido caliente.

$$\dot{m}_{fc} C_{p_{fc}} (T_{fc_{in}} - T_{fc_{out}}) = \dot{m}_{ff} C_{p_{ff}} (T_{ff_{out}} - T_{ff_{in}})$$

En donde  $\dot{m}_{fc}$  y  $\dot{m}_{ff}$  representan los flujos máxicos de los fluidos caliente y frío respectivamente,  $C_p$  el calor específico de cada uno de los fluidos,  $T_{fc_{in}}$  y  $T_{fc_{out}}$  las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y, finalmente  $T_{ff_{in}}$  y  $T_{ff_{out}}$  las temperaturas de entrada y salida del fluido frío.

<sup>34</sup> CENGEL, Yunus A. Transferencia de calor y masa. 3ª ed. México. McGraw-Hill, 2007, p.621.

Figura 8. Representación de un intercambiador de calor de coraza y tubos.



Fuente: SERTH, Robert. Process Heat Transfer Principles and applications. 1<sup>ra</sup> ed. USA. Elsevier, 2007, p.87.

Sin embargo, esta fórmula para el cálculo del calor entre los fluidos no considera las pérdidas de calor ni la información relacionada con el tamaño del intercambiador para mejorar la eficacia del mismo, además se debe considerar que ambos fluidos presentan variaciones en su temperatura, por lo tanto, la ecuación general para el cálculo del calor en un intercambiador está dada por (Ec.23):

Ecuación 23. Ecuación global para el cálculo del calor.

$$Q = U * A * LMTD$$

En donde  $LMTD$  es la diferencia de temperatura media logarítmica,  $U$  es el coeficiente global de transferencia de calor y  $A$  es el área total de intercambio de calor.

La diferencia de temperatura media logarítmica se calcula como (Ec.24)<sup>35</sup>:

Ecuación 24. Cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica.

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left[ \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right]}$$

<sup>35</sup> Ibid., p. 623.

Sin embargo, se debe tener en cuenta que si el intercambiador posee flujo a contracorriente (Ec.25 y Ec.26), se presentaría la representación del flujo como se observa en la figura 9.

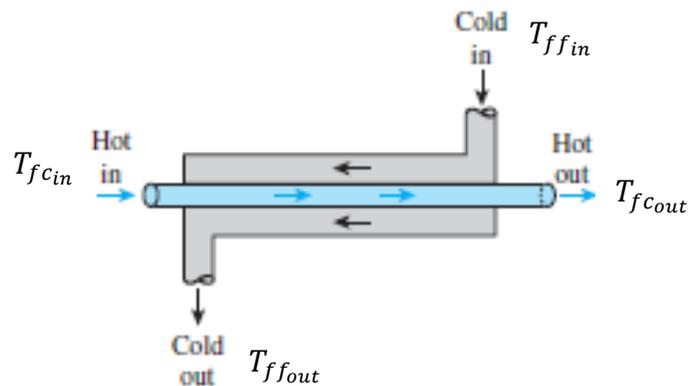
Ecuación 25. Cálculo de  $\Delta T_1$  cuando hay flujo contracorriente.

$$\Delta T_1 = T_{fc_{in}} - T_{ff_{out}}$$

Ecuación 26. Cálculo de  $\Delta T_2$  cuando hay flujo contracorriente.

$$\Delta T_2 = T_{fc_{out}} - T_{ff_{in}}$$

Figura 9. Intercambiador de calor flujo a contracorriente.



Fuente: CENGEL, Yunus A. Transferencia de calor y masa. 5ª ed. México. McGraw-Hill, 2015, p.650.

Mientras que si se tiene flujo en paralelo (Ec.27 y Ec.28), se observa una dirección de flujo como la representada en la figura 10.

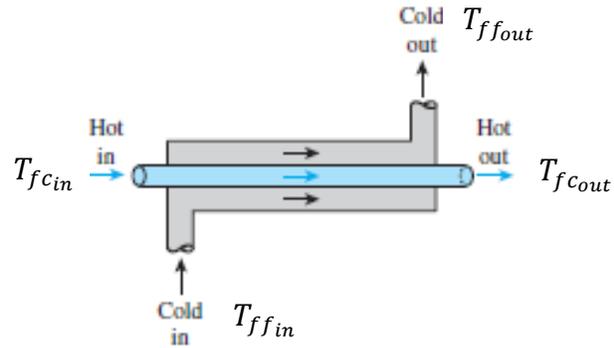
Ecuación 27. Cálculo de  $\Delta T_1$  cuando hay flujo paralelo.

$$\Delta T_1 = T_{fc_{in}} - T_{ff_{in}}$$

Ecuación 28. Cálculo de  $\Delta T_2$  cuando hay flujo paralelo.

$$\Delta T_2 = T_{fc_{out}} - T_{ff_{out}}$$

Figura 10. Intercambiador de calor flujo en paralelo.



Fuente: CENGEL, Yunus A. Transferencia de calor y masa. 5ª ed. México. McGraw-Hill, 2015, p.650.

Generalmente se emplean intercambiadores en donde se tienen diferentes corrientes de circulación y, por lo tanto, entre el fluido externo e interno se pueden presentar flujos en contracorriente o en paralelo, dependiendo del número de pasos por los tubos que se tenga; por tal motivo, es necesario adicionar a la anterior ecuación un factor de corrección ( $F_t$ ). Estos valores de corrección han sido representados gráficamente para diversos intercambiadores de calor y se pueden encontrar en literatura.

Se recomienda evitar diseños con  $F_t < 0,75$  ya que conduce a áreas de transferencia de calor muy grandes<sup>36</sup>. Por lo tanto, la ecuación 6 quedaría como se muestra a continuación (Ec.29):

Ecuación 29. Cálculo del calor teniendo en cuenta la corrección  $F_t$ .

$$Q = U * A * LMTD * F_t$$

1.3.2.1. Partes del intercambiador de calor. Dentro de sus principales partes están:

✓ Tubos. Representan la superficie de transferencia de calor entre el fluido interno y el externo que circula por la coraza. Pueden encontrarse desnudos o con aletas en su parte exterior, las cuales pueden llegar a proporcionar hasta 5 veces más área externa de transferencia de calor que los tubos que se encuentran desnudos<sup>37</sup>.

<sup>36</sup> KERN. Op. cit., p. 180.

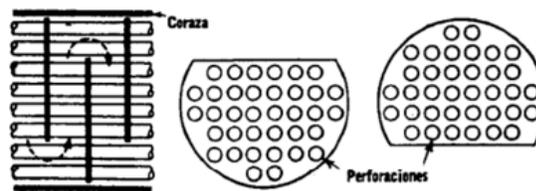
<sup>37</sup> GONZÁLEZ, Mahuli. Intercambiadores de calor. [en línea]. 4 ed. Caracas, Venezuela: Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda. Programa de Ingeniería Química. [Consultado: 5 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <https://operacionesunitarias1.files.wordpress.com/2011/07/unidad-iv-intercambiadores-de-calor.pdf>.

✓ Placa de tubos. Son placas perforadas para proporcionar los orificios a través de los cuales se insertan los tubos y deben soportar los efectos corrosivos provocados por los dos fluidos.

✓ Deflectores o baffles. Otro aspecto importante que se debe resaltar en la estructura de un intercambiador de calor que determina el correcto funcionamiento del mismo son los deflectores o baffles que posee, los cuales incrementan la turbulencia del fluido que se encuentra en la coraza del intercambiador, generalmente, el espaciado de los deflectores no es mayor que una distancia igual al diámetro interior de la coraza.

Existen diferentes tipos de deflectores como el de disco y corona, sin embargo, los más comunes con los deflectores segmentados, los cuales son hojas de metal perforadas con alturas de un 75% del diámetro interior de la coraza, y se conocen como deflectores con 25% de corte (ver figura 11). Es importante tener en cuenta que mientras menor sea el corte de los deflectores, mayor es la turbulencia provocada; por lo tanto, se tienen coeficientes de transferencia de calor mayores e incrementos en las caídas de presión en la coraza del intercambiador<sup>38</sup>.

Figura 11. Detalle de un deflector segmentado.



Fuente: KERN, Donald. Procesos de transferencia de calor. 1 ed. México: CECSA, 1965, p. 162.

✓ Coraza. Es el recipiente en donde se encuentra el fluido externo que circula por el intercambiador. Generalmente están hechas de acero de bajo carbono. Posee unas boquillas para la entrada y salida del fluido del equipo, en donde la boquilla de entrada tiene una placa de impacto para impedir que elevados flujos de entrada generen en el intercambiador erosión, cavitación o vibración. Existen diferentes tipos de arreglos para las corazas, que han sido estandarizados por las normas TEMA (The Tubular Exchanger Manufacturers Association).

**1.3.3 Problemas básicos de funcionamiento.** Uno de los problemas más comunes que se encuentran en estos equipos es la corrosión, además, existen deficiencias en el proceso que pueden generar fallos en el mismo<sup>39</sup>. Las condiciones a las que se lleva

<sup>38</sup> KERN. Op. cit., p. 162.

<sup>39</sup> XIE, Jeffrey; YAZDANFAR, Katy; ANNING Grant; ROCKWELL, Tyler y AHMED, Aizaz. Corrosion of a Vertical Shell and Tube Heat Exchanger. En: CORROSION CONFERENCE & EXPO. (15-19, marzo, 2015: Dallas, Texas, USA). NACE International, 2015. p. 11

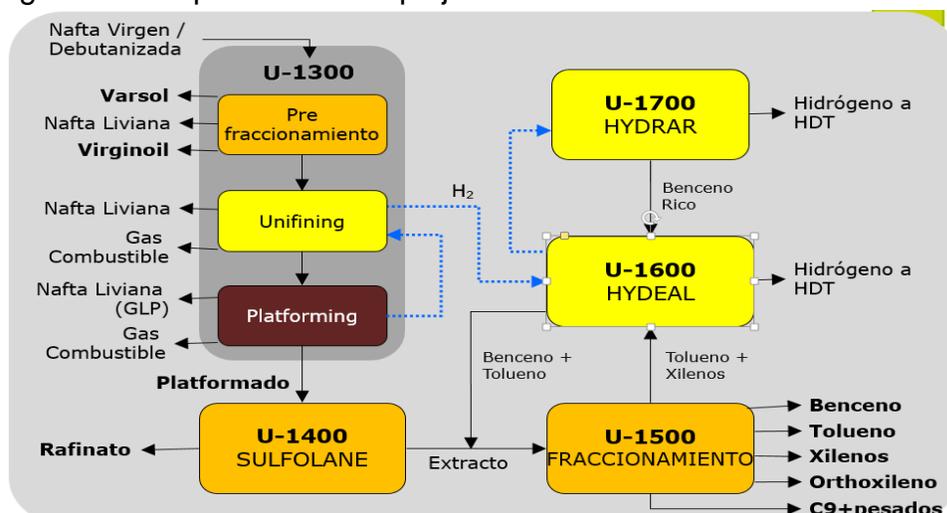
a cabo el proceso sirven para saber el diseño adecuado que debe llevar cada intercambiador para cumplir con su función, para esto se debe tener en cuenta el área de transferencia de calor, el calor requerido, flujos aceptados, condiciones de operación, entre otros. Teniendo en cuenta la relación que tiene el flujo másico de carga al intercambiador con respecto a la capacidad que tendrá el mismo para poder realizar su labor, a medida que se va incrementando el flujo de entrada al intercambiador, éste va a necesitar una mayor carga de calor para poder aumentar y/o disminuir la temperatura del fluido (de acuerdo a las necesidades del proceso), además se va a tener que aumentar proporcionalmente el área de transferencia de calor del intercambiador para poder soportar el aumento de carga en el proceso.

## 2. COMPLEJO DE AROMÁTICOS DE ECOPETROL S.A. DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA

En el año 1971 se da inicio en Ecopetrol a las operaciones relacionadas con la Planta de Aromáticos en la Refinería de Barrancabermeja, en la cual se procesa nafta de bajo octanaje y bajo contenido de aromáticos para transformarla a partir de diferentes procesos en gasolina de alto octanaje y alto contenido de aromáticos, obteniendo también compuestos aromáticos con alta pureza, los cuales representan un eslabón clave en la industria petroquímica.

El complejo de aromáticos cuenta con diferentes unidades que se encargan de la transformación de la nafta y la consecuente producción de los aromáticos de interés; dentro de estas unidades se encuentra la unidad de reformado (U-1300), unidad de extracción líquido-líquido (U-1400), unidad de fraccionamiento de aromáticos (U-1500), unidad de hidrodealquilación térmica (U-1600) y, finalmente, la unidad de hidrogenación catalítica (U-1700) como se muestra en la figura 12.

Figura 12. Esquema del complejo de aromáticos.



Fuente: ECOPETROL S.A., GCB.

En el siguiente capítulo se presenta el diagnóstico de la unidad de fraccionamiento de aromáticos, el cual está basado en la identificación de cada uno de los equipos presentes en la unidad para el entendimiento de las funciones básicas de cada uno de estos. Adicionalmente, se debe tener conocimiento de las características hidráulicas que posee cada una de las columnas, bombas e intercambiadores de calor, además de tener información acerca del funcionamiento de cada uno de ellos con las condiciones actuales de operación.

## 2.1 UNIDAD DE REFORMADO

El proceso de transformación de la nafta virgen que es alimentada a la planta de aromáticos comienza en la unidad de reformado, en donde se inicia con un proceso de prefraccionamiento; aquí se realiza un corte a la nafta que tiene un rango de ebullición entre 130 a 380°F para obtener nafta con un rango entre 180 a 300°F, de esta forma, se retiran los livianos que contienen cantidades menores de 6 átomos de carbono y los pesados mayores de 9 átomos, debido a que para la obtención de aromáticos se requieren como precursores los compuestos con C<sub>6</sub>, C<sub>7</sub> y C<sub>8</sub>. La parte liviana y la parte pesada eliminadas de la nafta alimentada, reciben el nombre de Gasolina y Virginoil respectivamente.

Esta unidad está diseñada para recibir aproximadamente 16000 BPD de Nafta Virgen que viene de las unidades de destilación primaria y cuenta con un proceso de destilación en columnas convencionales, de esta forma, en una primera columna se realiza el corte liviano que es rico en pentanos para enviarlo al pool de gasolina. Luego, en una segunda columna, se realiza el corte intermedio necesario para la obtención de los aromáticos de interés de la planta que pasa a una sección de tratamiento con hidrógeno para eliminar contaminantes como metales, azufre, nitrógeno, cloro, oxígeno y olefinas, con el fin de proteger el catalizador que es empleado en la última sección de esta unidad, la cual consiste en un proceso de reformado catalítico de la nafta para convertir los productos no aromáticos en aromáticos, utilizando un catalizador a base de platino y renio.

**2.1.1 Composición de la materia prima típica de carga.** Existen dos tipos de materias primas que son típicas para la alimentación a reformadores catalíticos, estas son: “Heavy Straight Run Nafta” con puntos de ebullición entre 180 a 375°F y “Heavy Hydrocracker Naphthas”, las cuales cuentan con composiciones típicas de parafinas, naftenos y aromáticos como se puede ver en la tabla 1.

Tabla 1. Especificaciones típicas de la corriente de carga a la unidad de reformado para complejos de aromáticos.

<b>Hidrocarburo</b>	<b>% (vol/vol)</b>
Parafinas-isoparafinas	30 – 70
Aromáticos	7 – 20
Naftenos	20 – 60
Olefinas	0 – 2

Nota: Los rangos reportados fueron establecidos a partir de especificaciones realizadas por la empresa y el resultado de la evaluación de diferentes composiciones reportadas en fuentes bibliográficas<sup>40, 41, 42,43</sup>.

La especificación típica de la nafta debutanizada proveniente las unidades de destilación de crudo de la refinería que es empleada como materia prima para la unidad de aromáticos, permite establecer que esta nafta tiene un contenido de naftenos que se encuentra cerca al límite inferior de la tabla 1. Además, la cantidad de parafinas e isoparafinas supera en un 17% el valor promedio especificado en esta tabla. Estas condiciones en la corriente de carga llevan a que en el reformador se vean favorecidas las reacciones de parafinas a aromáticos, las cuales son más lentas, requieren mayor energía y tienen menor conversión que si se llevaran a cabo las reacciones de naftenos a aromáticos.

Por lo tanto, con el fin de analizar el comportamiento de la unidad con una nafta que tenga un mayor contenido de naftenos y menor contenido de parafinas e isoparafinas en comparación con la composición actual de la nafta que procesa la unidad, se plantea el empleo de nafta pesada de hidrocrackeo. Esta nafta tiene una reducción del contenido de parafinas en un 25% con respecto al valor actual de la nafta empleada en el complejo. Por otro lado, el contenido de naftenos se encuentra cerca al límite superior estipulado en la tabla 1, por lo tanto, se podrían obtener mayores conversiones hacia aromáticos con un menor consumo energético.

## 2.2 SULFOLANE

Es un proceso de extracción líquido – líquido que se hace al reformado obtenido en la unidad anterior con el fin de separar la parte aromática, llamada extracto, de la no aromática, empleando un solvente conocido como Sulfolane.

---

<sup>40</sup> MATAR, Sami y HATCH, Lewis F. Chemistry of Petrochemical Processes. 2 ed. Texas: Gulf Publishing Company, 2001, p. 44.

<sup>41</sup> MOSER, Mark y SADLER, Clayton C. Reforming—Industrial. En: Horvarth, Encyclopedia of Catalysis. New York: John Wiley, 2010. p.5.

<sup>42</sup> ALYANI, Mina; TOWFIGHI, Jafar y SADRAMELI, Seyed. Effect of process variables on product yield distributrion in thermal catalythic cracking of naphtha to light olefins over Fe/HZSM-5. En: Korean Journal of Chemical Engineering. Junio, 2011. p. 1351-1358.

<sup>43</sup> ANTOS, George y AITANI, Abdullah. Catalytic naphtha reforming, revised and expanded. 2 ed. Nueva York, Estados Unidos: Marcel Dekker, 2004, p. 4.

El extracto obtenido es sometido a una separación a través de una columna de destilación extractiva para evitar el arrastre de hidrocarburos no aromáticos que podrían ocasionar la obtención de productos fuera de las especificaciones de calidad establecidas por la empresa. Esta unidad está diseñada para procesar 4704 BPD de reformado con un contenido de aromáticos que puede estar entre 50% y 70%.

### **2.3 UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO**

En esta unidad se realiza la separación de los aromáticos por destilación, en orden creciente de peso molecular y de acuerdo al punto de ebullición. Como proceso previo a la destilación se realiza un proceso de adsorción para eliminar olefinas y parafinas, debido a que esta clase de compuestos pueden alterar el color de los productos.

La unidad de fraccionamiento de aromáticos está diseñada para procesar 3312 BPD de extracto, el cual está formado en algunas ocasiones, por la mezcla de 2219 BPD de extracto de la unidad de Sulfolane y 1093 BPD del producto de la unidad de hidrodealquilación térmica.

Los productos de esta unidad son aromáticos como: benceno, tolueno, xilenos mezclados (para y meta-xilenos), ortoxileno y aromáticos pesados ( $C_9^+$ ). Estos productos son almacenados para venta externa y, en el caso del benceno y del tolueno, son empleados como carga a la unidad de hidrogenación catalítica y a la unidad de hidrodealquilación térmica respectivamente, aunque también cierta parte de estos productos es vendida, por ejemplo, el tolueno se vende tanto a nivel nacional como a nivel internacional.

La primera sección de esta unidad es la sección de tratamiento de la carga, que como ya se había mencionado, permite remover contaminantes que pueden alterar la calidad de los productos. Por lo tanto, la carga a la unidad se hace pasar a través de un lecho de arcilla activada, conocida comercialmente como Filtrol Grado 24, sin embargo, antes de pasar a la etapa de tratamiento con arcilla activada, la carga pasa por dos intercambiadores para precalentar y llevar a la temperatura adecuada, la cual va entre 300 – 330°F.

La vida útil de la arcilla cambia de acuerdo al grado de remoción de olefinas que se requiera. Cuando se emplean altas temperaturas, se logra una mejor conversión de las olefinas y se incrementa la velocidad de formación de polímeros insolubles y carbón sobre la arcilla.

Luego, el extracto tratado ingresa a la primera columna de separación, la cual corresponde a la columna de benceno. Por la cima se generan vapores de benceno y parafinas livianas, los cuales son condensados y pasan al tambor acumulador de cima. Por el fondo de esta torre sale la carga a la columna de tolueno. El producto

de la columna de benceno es obtenido a través de una corriente lateral que sale del plato 5 de esta torre.

Por la cima de esta nueva torre se generan los vapores de tolueno. Por el fondo sale la carga a la torre de destilación de xilenos; obteniendo para-xilenos y meta-xilenos como productos de cima. Por la parte inferior de esta torre sale una corriente rica en ortoxileno y aromáticos pesados que pasa a la última torre de destilación en donde los vapores de ortoxileno son condensados como productos de cima y los aromáticos pesados ( $C_9^+$ ) salen por los fondos de esta columna de destilación<sup>44</sup>.

**2.3.1 Columna de separación de benceno.** El extracto tratado ingresa por el plato 28 de esta columna, la cual consta de 54 platos. Entre el plato 4 y 16 se registra la diferencia de temperatura a través de un controlador indicador de temperatura diferencial. Por la cima de esta torre se generan vapores de benceno y parafinas livianas. Estos vapores son condensados con agua de enfriamiento circulando por el lado tubos. El condensado de benceno y parafinas livianas entra al tambor acumulador de cima, en donde los gases no condensables salen por la cima del tambor acumulador a la tea.

El benceno producto que se obtiene de la corriente que se desprende lateralmente de la columna por el plato 5 (como ya se había mencionado anteriormente) es enfriado por el lado coraza de un intercambiador con agua de enfriamiento. En el rehervidor de esta columna se emplea vapor saturado a 150 psi.

**2.3.2 Columna de separación de tolueno.** Esta columna de 60 platos es alimentada por el plato 31. Por la cima de esta torre se generan los vapores de tolueno, los cuales son condensados como tolueno producto y acumulados en el tambor acumulador de cima, este tambor acumulador cuenta con un controlador indicador de nivel, el cual envía una señal a la válvula de control que está ubicada sobre la corriente de salida del tolueno producto hacia los tanques de almacenamiento. La condensación de los vapores obtenidos por la cima de la torre se lleva a cabo en el condensador con agua de enfriamiento por el lado tubos.

El producto de fondo de esta torre pasa por el rehervidor en donde se emplea vapor saturado de 400 psi, también se cuenta con la bomba de fondos que impulsa la corriente que sale por los fondos de la columna a la siguiente torre de destilación.

**2.3.3 Columna de separación de xilenos.** Cuenta con 120 platos y la facilidad de alimentar la carga desde los platos 51, 61 ó 71. Los vapores que salen por la cima de esta columna son condensados gracias al agua de enfriamiento que fluye por el lado tubos del condensador y consisten principalmente en una mezcla de xilenos y

---

<sup>44</sup> MAYOR, Alejandra y MORA, Magda. Estudio exergético de la destilación de multicomponentes en las torres de producción de aromáticos en la refinería de Ecopetrol Barrancabermeja. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bogotá D.C.: Universidad de América. Facultad de Ingeniería Química, 2003. p. 83-86.

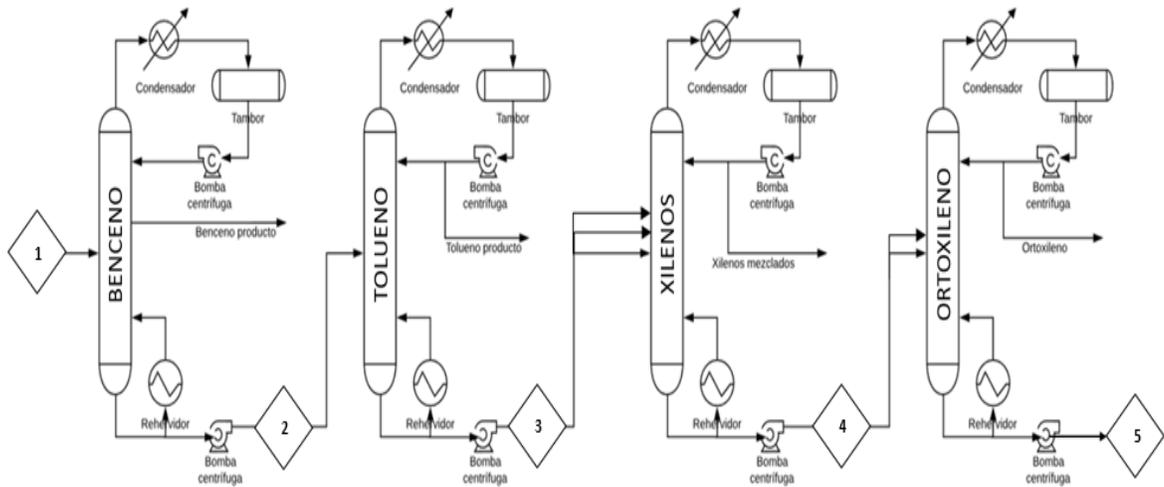
etilbenceno. Los gases no condensables son separados en el tambor acumulador de cima.

La corriente de fondos de esta columna se vaporiza al pasar por la coraza del rehervidor con vapor saturado de 400 psi. En esta torre también se cuenta con la presencia de una bomba, encargada de impulsar la corriente de fondos a la última torre del proceso, que es la torre de ortoxileno.

**2.3.4 Columna de separación de ortoxileno.** Esta columna de 70 platos puede ser alimentada por los fondos de la columna de xilenos por el plato 32 ó 42. Los vapores de ortoxileno que se obtienen por la cima de esta columna son condensados a través del empleo de agua de enfriamiento y separados de los gases no condensables en el tambor acumulador de cima. El producto de fondos de esta columna pasa por el lado carcasa del rehervidor mientras se emplea vapor saturado a 400 psi por el lado tubos. Los fondos de esta columna deben ser principalmente aromáticos pesados ( $C_9^+$ ), los cuales son impulsados hacia los tanques de almacenamiento a través de una bomba.

En la figura 13 se muestra el esquema general de la unidad de fraccionamiento del complejo de aromáticos estudiado.

Figura 13. Unidad de fraccionamiento de aromáticos



1	2	3	4	5
Benceno	-	-	-	-
Tolueno	Tolueno	-	-	-
P-Xileno	P-Xileno	P-Xileno	-	-
M-Xileno	M-Xileno	M-Xileno	-	-
Etilbenceno	Etilbenceno	Etilbenceno	-	-
Ortoxileno	Ortoxileno	Ortoxileno	Ortoxileno	-
C <sub>9</sub> <sup>+</sup> (Cumeno, n-propilbenceno, n-butilbenceno)				

Fuente: Ecopetrol S.A.

## 2.4 HYDEAL

Consiste en un proceso de hidrodealquilación térmica de tolueno principalmente para la producción de benceno con un 60 – 65% de conversión. Esta unidad fue diseñada para cargar 1079 BPD.

## 2.5 HYDRAR

Es un proceso de hidrogenación catalítica del benceno en fase líquida para la producción de ciclohexano de alta pureza. La reacción que se presenta en esta unidad se lleva a cabo en tres reactores catalíticos en presencia de hidrógeno, empleando un catalizador a base de platino.

## 2.6 COMERCIALIZACIÓN DE PRODUCTOS AROMÁTICOS

La producción y demanda de estos productos ha cambiado con el paso del tiempo. Por ejemplo, a partir del año 2012, la producción mundial de benceno se situó aproximadamente en 42,9 millones de toneladas, registrando un incremento anual del 3,1%. Para el tolueno se encuentra que, desde el año 2010, el consumo mundial se ha incrementado en un 1,5% de forma anual. En el caso del xileno, las regiones en donde se encuentra la mayor producción de este aromático son Asia (69%) y Norteamérica (13,5%). Los xilenos mixtos son el segundo producto aromático más importante en términos de consumo mundial para la fabricación de productos químicos, situándose detrás del benceno y delante del tolueno<sup>45</sup>.

Debido a la alta demanda en el mercado que los productos aromáticos pueden presentar para diferentes procesos de producción, los estudios referentes a mejoras en el complejo de aromáticos de Ecopetrol cada vez son mayores con el objetivo de optimizar la producción presente en la planta. Esto se evidencia de acuerdo a la información suministrada en el artículo publicado por Téllez (2015) para Ecopetrol, en donde se estableció que “para el año 2015 la meta era vender 876 mil barriles de aromáticos, lo cual representaba un 20% por encima de lo entregado en 2014; y para los años 2016 y 2017 se tenían estipuladas producciones que alcanzaran alrededor de los 950 mil barriles limpios aproximadamente para el año 2016 y un millón de barriles para el 2017”<sup>46</sup>.

**2.6.1 Mercado nacional.** La empresa representa aproximadamente un 76% de participación en el mercado nacional de tolueno y xilenos. Sin embargo, la demanda nacional de benceno se ha disminuido con el paso del tiempo como consecuencia de una contracción fuerte del mercado de disolventes y pinturas y a las restricciones de tipo HSE relacionadas con el manejo de esta sustancia.

Por otra parte, el ortoxileno representa un producto deficitario en el país, debido a que los procesos de producción actuales no alcanzan a suplir completamente la demanda nacional de este producto, obligando a las empresas a importarlo directamente de otros países.

**2.6.2 Mercado internacional.** En países como Ecuador y Perú se tiene una participación aproximada de un 95% para el mercado de xilenos, además de un

---

<sup>45</sup> IHS MARKIT. Chemical Economics Handbook [en línea]. Products & Solutions from related industries. Londres, Reino Unido. párr. 2. [Consultado: 10 de enero de 2018]. Disponible en Internet: <https://www.ih.com/products/toluene-chemical-economics-handbook.html>.

<sup>46</sup> TELLEZ, Jorge. Refinería de Barrancabermeja aumentó su producción de aromáticos [en línea]. Boletines 2015. Barrancabermeja, Colombia. (25 de abril de 2015), párr. 5. [Consultado: 20 de enero de 2018]. Disponible en Internet: [http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/boletines-de-prensa/Boletines%202015/Boletines%202015/refineria-barrancabermeja-aumento-produccion-aromaticos!/ut/p/z0/pZHBTsMwEER\\_hUuOlp3QVOnR7SFtoqqFVqL4Um3cbeuS2IntV](http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/boletines-de-prensa/Boletines%202015/Boletines%202015/refineria-barrancabermeja-aumento-produccion-aromaticos!/ut/p/z0/pZHBTsMwEER_hUuOlp3QVOnR7SFtoqqFVqL4Um3cbeuS2IntV).

80% para el mercado de tolueno en Ecuador y 93% en el caso de Perú. Por otro lado, uno de los países en donde los aromáticos son altamente comercializados es República Dominicana, en donde se logra abarcar casi en su totalidad el mercado de tolueno.

Venezuela tuvo un mercado muy atractivo de xilenos mezclados en el año 2015, sin embargo, se han disminuido drásticamente las exportaciones a dicho país como consecuencia de la situación económica y política por la que pasa actualmente.

## **2.7 DIAGNÓSTICO DE LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS**

La industria del petróleo es la más compleja desde el punto de vista físico y químico. Para poder comprender su funcionamiento se realizan estudios de los principios o fundamentos en los que se basa la operación de esta industria a partir del empleo de diferentes herramientas de simulación que permitan la evaluación de los procesos desarrollados para la obtención de diferentes productos de interés.

Por lo tanto, para el análisis de la unidad de fraccionamiento de aromáticos, se hizo uso de una herramienta de simulación para la identificación de los problemas presentes en cada uno de los equipos cuando se modifican las composiciones y flujos de carga.

El modelamiento de la unidad requiere de la obtención de datos correspondientes al dimensionamiento de los equipos que hacen parte del proceso, al igual que datos de operación suministrados por la empresa; de tal forma que se cuente con un modelo que refleje correctamente las condiciones actuales de operación. Por lo tanto, al realizar el cambio de la materia prima, se puede asumir que el simulador predecirá asertivamente lo que podría sucederle a la unidad estudiada, al emplear diferentes cálculos como balances de masa y energía, entre otros, en donde realizará numerosas iteraciones para lograr la convergencia y arrojar los resultados correspondientes a características físicas, químicas, flujo, presiones, temperatura, etc. de las corrientes de entrada y salida de cada uno de los equipos del tren de destilación.

Para la evaluación de la unidad se especificaron e identificaron cada una de las condiciones de operación pertenecientes a las corrientes de alimentación y producto (temperatura, presión, flujo y composición), al igual que los equipos que se encuentran en el tren de destilación (teniendo en cuenta su dimensionamiento y geometría) y los límites de operación y calidad de productos establecidos por la empresa.

### **2.7.1 Descripción de las corrientes de entrada al tren de destilación.**

2.7.1.1 Definición de los componentes aromáticos livianos. Los compuestos aromáticos típicos que se encuentran en la corriente de alimentación a la unidad de

fraccionamiento son: Benceno, Tolueno, P-Xileno, M-Xileno, O-Xileno y Etilbenceno.

2.7.1.2 Definición de los componentes aromáticos pesados (C<sub>9</sub><sup>+</sup>). Este es un solvente aromático compuesto por una mezcla de aromáticos mono, di y trialquilados con compuestos alifáticos<sup>47</sup>. Dentro de esta descripción se encuentran normalmente al Cumeno, n-Butilbenceno y n-Propilbenceno como compuestos representativos de esta mezcla, por lo tanto, fueron los seleccionados para la evaluación de la unidad.

El modelamiento requirió especificaciones únicamente de la corriente de carga a la columna de Benceno debido a que es la columna inicial del proceso para la obtención de aromáticos, por lo tanto, los productos de fondos de esta torre son la entrada a la siguiente columna, la cual corresponde a la columna de Tolueno, y así continúa el proceso hasta llegar a la columna de ortoxileno, en donde se obtiene por la cima ortoxileno y por los fondos aromáticos pesados que pasan a los respectivos tanques de almacenamiento.

En las tablas 2 y 3 se presentan las composiciones de las corrientes de alimentación, destilado y fondos para un periodo de operación estable de la unidad, basada exclusivamente en el extracto obtenido de la unidad de extracción líquido – líquido sin operación de la unidad de Hidrodealquilación térmica. Estas condiciones son resultado de emplear nafta virgen proveniente de las unidades de destilación de crudo en el complejo.

Tabla 2. Composición de las corrientes de alimentación, destilado y fondos para las torres de benceno y tolueno bajo condiciones actuales de operación.

Torre de Benceno				Torre de Tolueno			
COMPUESTO	ALIMENTO	DESTILADO	FONDOS	COMPUESTO	ALIMENTO	DESTILADO	FONDOS
	g/100g	g/100g	g/100g		g/100g	g/100g	g/100g
Benceno	10,75	99,99	0,00	Benceno	0,00	0,01	0,00
Tolueno	39,06	0,01	43,77	Tolueno	43,77	99,98	0,17
P-Xileno	7,76	0,00	8,70	P-Xileno	8,70	0,01	15,44
M-Xileno	17,75	0,00	19,89	M-Xileno	19,89	0,00	35,31
O-Xileno	7,99	0,00	8,95	O-Xileno	8,95	0,00	15,89
Etilbenceno	5,22	0,00	5,85	Etilbenceno	5,85	0,00	10,38
n-Propilbenceno	11,23	0,00	12,59	n-Propilbenceno	12,59	0,00	22,35
Cumeno	0,22	0,00	0,25	Cumeno	0,25	0,00	0,45
n-Butilbenceno	0,01	0,00	0,01	n-Butilbenceno	0,01	0,00	0,01

Fuente: Elaboración propia.

<sup>47</sup> ECOPETROL. Aromático pesado [en línea]. Petroquímicos / disolventes aromáticos. Bogotá D.C. (2012), párr. 1 [Consultado: 17 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: [https://www.ecopetrol.com.co/especiales/Catalogo\\_de\\_Productos/disolvente6.html](https://www.ecopetrol.com.co/especiales/Catalogo_de_Productos/disolvente6.html).

Tabla 3. Composición de las corrientes de alimentación, destilado y fondos para las torres de xilenos y ortoxileno bajo condiciones actuales de operación.

Torre de Xilenos				Torre de O-Xileno			
COMPUESTO	ALIMENTO	DESTILADO	FONDOS	COMPUESTO	ALIMENTO	DESTILADO	FONDOS
	g/100g	g/100g	g/100g		g/100g	g/100g	g/100g
Benceno	0,00	0,00	0,00	Benceno	0,00	0,00	0,00
Tolueno	0,17	0,25	0,00	Tolueno	0,00	0,00	0,00
P-Xileno	15,44	23,07	0,08	P-Xileno	0,08	0,25	0,00
M-Xileno	35,31	52,67	0,36	M-Xileno	0,36	1,15	0,00
O-Xileno	15,89	8,47	30,84	O-Xileno	30,84	98,46	0,13
Etilbenceno	10,38	15,54	0,00	Etilbenceno	0,00	0,00	0,00
n-Propilbenceno	22,35	0,00	67,34	n-Propilbenceno	67,34	0,00	97,92
Cumeno	0,45	0,00	1,34	Cumeno	1,34	0,14	1,88
n-Butilbenceno	0,01	0,00	0,04	n-Butilbenceno	0,04	0,00	0,06

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a las calidades para la comercialización de los productos aromáticos estipuladas por la empresa (ver tabla 5, sección 2.7.3 Operación de los equipos), la composición de benceno en el destilado de la primera columna cumple con estos parámetros, siendo de 99,99% cuando lo mínimo permitido es de 99,85%. En el caso de la columna de tolueno se obtuvo una composición másica de 99,98% vs. un mínimo de 99,8% establecido en el manual de la unidad. Para los xilenos mezclados se encuentra que las calidades mínimas permitidas en total, para el destilado de esta torre es de 98%, mientras que actualmente se está obteniendo 91,3% resultado de la suma de las composiciones de P-Xileno, M-Xileno, y etilbenceno; por lo tanto, en este aspecto no se está cumpliendo con la especificación de calidad, encontrándose un 6,8% por debajo de lo permitido para la comercialización del producto. En el caso de O-Xileno se obtiene el producto destilado con una calidad de 98,46% con las condiciones actuales de operación siendo lo mínimo permitido de 97,5%.

**2.7.2 Caracterización de los equipos de la unidad de fraccionamiento.** La unidad de fraccionamiento de aromáticos consiste en un tren de destilación compuesto principalmente por cuatro columnas con sus respectivos equipos auxiliares (intercambiadores de calor y bombas centrífugas).

Con el fin de tener toda la información necesaria para la evaluación de cada uno de los equipos presentes en el proceso de producción de aromáticos se realizaron las siguientes tablas, en donde se encuentra la descripción de algunas de las características reportadas en los datasheet (ficha técnica) y hojas de seguridad de los equipos.

2.7.2.1 Información de las columnas de destilación. En el cuadro 4 se puede observar la información correspondiente a las columnas de destilación y los platos de las mismas.

Cuadro 4. Especificación hidráulica de las columnas de destilación.

	<b>Columna</b>	<b>Benceno</b>	<b>Tolueno</b>	<b>Xilenos</b>	<b>O-xileno</b>
<b>Descripción</b>	Número de platos	54	60	120	70
	Plato de alimentación	28	31	51 / 61 / 71	32 / 42
	Material del plato	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
	Tipo de plato	Válvula	Válvula	Válvula	Válvula

Fuente: ECOPEPETROL S.A.

2.7.2.2 Información de los equipos auxiliares. En los cuadros 5 al 8 se encuentra la información correspondiente a los equipos auxiliares presentes en la unidad de fraccionamiento.

✓ Características del rehedidor: Los rehedidores utilizados son de tipo termosifón, tomados como una etapa teórica con una asociación de calor en el último plato.

✓ Características del condensador: Los condensadores utilizados operan bajo condiciones totales de condensación y poseen subenfriamiento.

Cuadro 5. Equipos auxiliares de la torre de benceno.

<b>Torre</b>	<b>Equipo</b>	<b>Características</b>
<b>Benceno</b>	Rehedidor	Calor: $9,33 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 300; 3/4" O.D; 14 BWG.
		Presión de diseño: 12 psig
	Condensador	Calor: $8,75 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 520; 3/4" O.D; 16 BWG.
		Presión de diseño: 4 psig
	Enfriador corriente lateral	Consumo de agua de enfriamiento: 17670 lb/h
		Temperatura de entrada: 200°F
		Temperatura de salida: 95°F
	Bomba de fondos	Eficiencia: 48%
Bomba de reflujo	Eficiencia: 57%	
Bomba corriente lateral	Eficiencia: 31%	

Fuente: Elaboración propia. Basado en ECOPEPETROL S.A.

Cuadro 6. Equipos auxiliares de la torre de tolueno.

Torre	Equipo	Características
Tolueno	Rehervidor	Calor: $7,01 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 140; 3/4" O.D; 14 BWG.
		Presión de diseño: 13 psig
	Condensador	Calor: $7,21 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 150; 3/4" O.D; 14 BWG.
		Presión de diseño: 4 psig
	Enfriador tolueno	Consumo de agua de enfriamiento: 23000 lb/h
		Temperatura de entrada: 220°F
Temperatura de salida: 95°F		
Bomba de fondos	Eficiencia: 38%	
Bomba de reflujo	Eficiencia: 56%	

Fuente: Elaboración propia. Basado en ECOPEPETROL S.A.

Cuadro 7. Equipos auxiliares de la torre de xilenos.

Torre	Equipo	Características
Xilenos	Rehervidor	Calor: $15,32 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 660; 3/4" O.D; 14 BWG.
		Presión de diseño: 21 psig
	Condensador	Calor: $15,52 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 310; 3/4" O.D; 16 BWG.
		Presión de diseño: 4 psig
	Enfriador columna de xilenos	Consumo de agua de enfriamiento: 20670 lb/h
		Temperatura de entrada: 250°F
Temperatura de salida: 90°F		
Bomba de fondos	Eficiencia: 22%	
Bomba de reflujo	Eficiencia: 64%	

Fuente: Elaboración propia. Basado en ECOPEPETROL S.A.

Cuadro 8. Equipos auxiliares de la torre de ortoxileno.

Torre	Equipo	Características
O-Xileno	Rehervidor	Calor: $5,37 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 180; 3/4" O.D; 14 BWG.
		Presión de diseño: 13 psig
	Condensador	Calor: $4,57 \times 10^6$ BTU/h
		Número de tubos: 82; 3/4" O.D; 14 BWG.
		Presión de diseño: 4 psig
	Enfriador de fondos	Consumo de agua de enfriamiento: 18670 lb/h
	Enfriador de ortoxileno	Consumo de agua de enfriamiento: 5000 lb/h
		Temperatura de entrada: 250°F
Temperatura de salida: 100°F		
Bomba de fondos	Eficiencia: 8%	
Bomba de reflujo	Eficiencia: 44%	

Fuente: Elaboración propia. Basado en ECOPEPETROL S.A.

**2.7.3 Operación de los equipos.** La unidad de fraccionamiento está diseñada para procesar 2312 BPD de extracto producido en la unidad de extracción líquido – líquido y 1093 BPD que son producto de la unidad de hidrodealquilación térmica de tolueno.

Sin embargo, el valor de carga de corrida típica está en 3600 BPD, con los cuales se cumple la programación de producción para la unidad, establecida de acuerdo a la cantidad diaria de producción de BTXO (Benceno, Tolueno, Xilenos, O-Xileno) y C<sub>9</sub><sup>+</sup> pesados. La composición del extracto de carga a la unidad está dada por los datos de cromatografía de la corriente de carga.

De acuerdo a lo establecido en el Manual de descripción de procesos de la unidad de fraccionamiento de aromáticos, se presenta en la tabla 4 la composición típica del extracto de carga a la unidad de destilación de aromáticos.

Tabla 4. Composición típica de carga a la unidad de fraccionamiento.

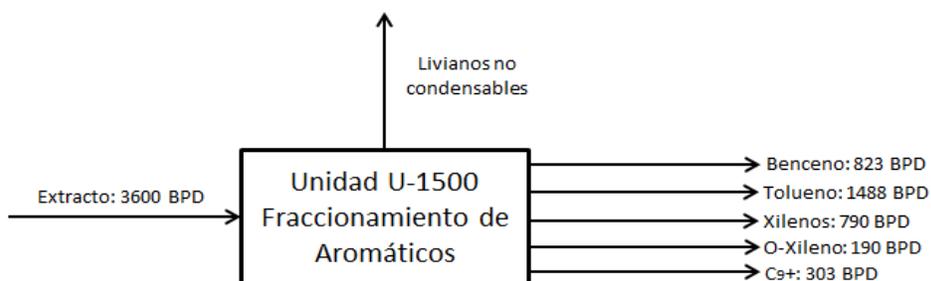
Compuesto	g/100g de muestra
Benceno	21,29
Tolueno	9,67
O-Xileno	6,20
M-Xileno y P-Xileno	21,75
C <sub>9</sub> +	9,67
Cumenos	0,27
No aromáticos	0,04

Fuente: ECOPETROL S.A. Manual de operación de la Unidad 1500. Barrancabermeja, Colombia.

Dentro de la composición de los no aromáticos, se encuentran las olefinas que se generan en la unidad de reformado catalítico y que no fueron extraídas en la unidad de extracción líquido – líquido.

En la figura 14, se muestra el balance de materia para una corrida típica de la unidad.

Figura 14. Balance de materia general de la unidad de fraccionamiento de aromáticos.



Fuente: ECOPETROL S.A. Manual de operación de la Unidad 1500. Barrancabermeja, Colombia.

La calidad de los productos se calcula de acuerdo al resultado de las muestras correspondientes; el valor obtenido se encuentra en porcentaje en peso, en donde se tiene en cuenta la cantidad de gramos de BTXO en 100 gramos de muestra. En la tabla 5, se muestran los porcentajes de calidad aceptados por la empresa según el producto obtenido para cada una de las corrientes de destilado.

Tabla 5. Porcentaje de calidad aceptado por la empresa.

<b>Producto</b>	<b>%wt aceptado</b>
Benceno	≥ 99,85
Tolueno	≥ 99,8
Xilenos mezclados	≥ 98
O-Xileno	≥ 97,5

Fuente: ECOPETROL S.A. Manual de operación de la Unidad 1500. Barrancabermeja, Colombia.

2.7.3.1 Variables críticas de operación. Como variables críticas del proceso que serán modificadas a lo largo de los análisis de sensibilidad para la determinación de problemas y el planteamiento de soluciones en la unidad de fraccionamiento, se encuentran aquellas variables implicadas en el proceso de destilación de aromáticos que influyen en la producción y calidad de los productos deseados, alterando, por lo tanto, el funcionamiento normal de las torres y el equilibrio entre las fases líquido – vapor. Dentro de estas variables se encuentran:

✓ Razón de reflujo. A una mayor relación de reflujo se requiere un menor número de etapas teóricas en el proceso para alcanzar la separación deseada. Sin embargo, se incrementan los requerimientos de flujo interno en la columna, llegando a incrementar también el diámetro y el consumo energético de la misma<sup>48</sup>.

Se realizó un análisis de sensibilidad en función del reflujo para cada una de las columnas presentes con diferentes rangos de variación, en donde fue posible observar que a medida que se incrementa el reflujo, aumenta la pureza de los aromáticos deseados en las corrientes de destilado, sin embargo, el incremento del reflujo puede llevar a la disminución del caudal de producción de los productos. En la tabla 6 se muestran algunos de los resultados obtenidos para la torre de tolueno.

<sup>48</sup> DESHMUKH, Satyajit; RAJWADE, Salil; PUNDALIK, Atharva; RANVEER, Anil. Distillation column process control strategies. En: Latest Innovations in Science, Engineering and Management. 2017. 242-246.

Tabla 6. Producción de tolueno en función del reflujo @ condiciones actuales de operación.

Reflujo (BPD)	Destilado (BPD)	Calor condensador (MMBTU/h)	Calor rehervidor (MMBTU/h)	% peso tolueno
1500,00	1360,66	5,71	5,61	85,18%
1722,22	1300,48	6,03	5,97	89,39%
1944,44	1245,80	6,36	6,31	93,64%
2166,67	1192,52	6,69	6,66	98,20%
2388,89	1173,16	7,09	7,08	99,99%

Fuente: Elaboración propia.

✓ Presión de operación. Cambios en la presión de operación de las columnas pueden alterar el calor requerido en el rehervidor debido a los cambios en la volatilidad relativa, el calor latente de vaporización y la eficiencia del plato<sup>49</sup>. Por lo tanto, un incremento en la presión de operación de la columna puede generar la disminución en la volatilidad relativa de los compuestos y en el calor latente de vaporización, mientras que en ocasiones la eficiencia de los platos se incrementa. Debido a que la disminución en la volatilidad relativa de los componentes prevalece por encima de los otros factores, la separación de los componentes deseados adquiere un mayor grado de complejidad, incrementando el calor requerido en el rehervidor, el número de platos de la torre y el reflujo requerido por la misma. Generalmente se emplea la presión más baja que permita usar como fluidos refrigerantes aire o agua. Como en muchas ocasiones se trabaja a la menor presión posible, esta variable no se modifica frecuentemente. Actualmente no se lleva un registro riguroso de la presión de operación de cada una de las columnas de destilación en el fraccionamiento de aromáticos.

✓ Flujo de alimentación. Es una variable importante debido a que una carga superior a la que pueden soportar las torres puede llevar a inundaciones en la columna, por lo tanto, si la velocidad de alimentación es demasiado alta, puede producirse una sobrecarga, condición en la cual el vapor que asciende por la columna se ve impedido por el líquido que fluye de manera descendente<sup>50</sup>.

2.7.3.2 Ventanas operativas de los equipos. El establecimiento de ventanas operativas en los equipos permite determinar aquellos parámetros y niveles dentro de los cuales la operación del sistema puede mantenerse en forma confiable y segura.

<sup>49</sup> TOWLER, Gavin; SINNOT, Ray. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. ELSEVIER, 2008. ISBN 978-0-7506-8423-1

<sup>50</sup> GTO TECHNOLOGY. Optimize design for distillation feed [en línea]. Engineered to Innovate. Houston, Estados Unidos. (Junio de 2011). [Consultado: 25 de enero de 2018]. Disponible en Internet: <http://www.gtctech.com/optimize-design-for-distillation-feed/>.

Por lo tanto, se cuenta con las ventanas operativas suministradas por la empresa para el análisis de las bombas centrífugas presentes en la unidad (ver tabla 7), en donde se considera el flujo mínimo y máximo permisible por cada bomba de acuerdo a su BEP (Best Efficiency Point).

Tabla 7. Ventanas operativas de sistemas de bombeo.

Servicio	Flujo en BPD	
	Bajo	Alto
Fondos benceno	1872	3210
Reflujo benceno	2712	4650
Fondos tolueno	1008	1728
Reflujo tolueno	2640	4526
Fondos xilenos	432	741
Reflujo xilenos	5737	9834
Fondos ortoxileno	274	469
Reflujo ortoxileno	1584	2716

Fuente: ECOPETROL S.A.

Por otro lado, para la determinación de los límites de operación de las columnas de destilación en función de los puntos de inundación y lloriqueo, se realizaron diferentes análisis de sensibilidad teniendo en cuenta que se deben controlar los flujos de líquido y vapor que están circulando dentro de las columnas. En la Tabla 8 se presentan los rangos de operación obtenidos para cada una de las torres en función del reflujo y flujo de destilado para condiciones actuales de operación, en donde se presentan los límites mínimos y máximos para estas variables, dentro de los cuales no se presentan problemas hidráulicos en las columnas con las condiciones actuales de operación.

Tabla 8. Límites de operación de las torres de destilación.

Torre	Flujo carga (BPD)	Rango de reflujo (BPD)	
Benceno	2281	2954	4846
	3376	3264	4202
Tolueno	1650	1493	3693
	2910	1711	2526
Xilenos	921	4033	8315
	1761	3486	7451
Ortoxileno	286	1293	3216
	881	1104	2842

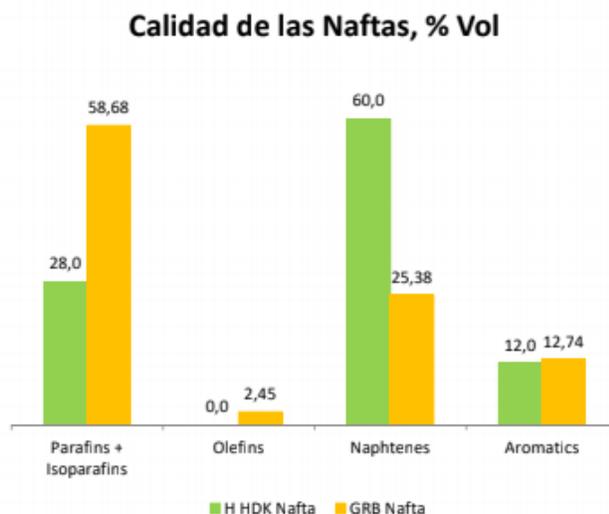
Fuente: Elaboración propia. Basado en Aspen HYSYS.

El diagnóstico de la unidad de fraccionamiento de aromáticos permitió establecer que la unidad se encuentra funcionando sin problemas hidráulicos en las columnas de destilación, permitiendo alcanzar las calidades deseadas en cada uno de los productos. Sin embargo, se resalta que, de acuerdo a los datos de planta suministrados por la empresa, la composición obtenida de xilenos correspondiente a M-xileno, P-xileno y etilbenceno es de 91,3% en peso, composición que se encuentra por debajo de lo estipulado en el Manual de Operación de la Unidad, en donde se establece un porcentaje de composición aceptada  $\geq 98\%$  peso. Por otro lado, al evaluar los intercambiadores de calor, se encontró que estos equipos presentan vibración debido a flujos elevados de operación.

### 3. MODIFICACIÓN DE LA CORRIENTE DE CARGA PARA LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS

La nafta pesada de hidrocrqueo (HDK Nafta), puede generar mayores beneficios para la producción de aromáticos que la nafta debutanizada de topping. Esto se debe a que esta nafta posee un mayor contenido de naftenos, lo cual hará que el proceso de reformado se lleve a cabo más eficientemente, como se puede observar en el siguiente diagrama (figura 15).

Figura 15. Comparación HDK Nafta Vs. GRB Nafta.



Fuente: ECOPETROL S.A.

Debido a que la modificación de la materia prima al complejo genera cambios en el extracto de carga a la unidad de fraccionamiento de aromáticos, es necesario llevar a cabo la evaluación de dos casos diferentes de carga a esta unidad con el fin de identificar los problemas que se presentan cuando hay una mayor proporción de nafta de hidrocrqueo en comparación con la nafta de GRB. En ambos casos se cuenta con el mismo flujo de alimentación y lo que se varía es la composición de la carga.

En el caso 1 se cuenta con 8000 BPD de Nafta Pesada de HCK al Reformador, mientras que en el caso 2 hay una mezcla entre 2000 BPD de Nafta Pesada de HDK y 6000 BPD de Nafta de GRB. Como se puede observar en los porcentajes de carga a la unidad (ver tabla 9), la implementación de una mayor cantidad de nafta pesada de hidrocrqueo en el complejo permite incrementar la cantidad de ortoxileno en el proceso. En la tabla 9 se puede observar la composición que tendrá la nueva materia prima que se cargará a la unidad.

Tabla 9. Composición de la nueva materia prima.

Caso 1		Caso 2	
Compuesto	% Volumen	Compuesto	% Volumen
Benceno	6,0	Benceno	11,6
Tolueno	26,2	Tolueno	38,2
Xilenos	32,2	Xilenos	22,1
O-Xileno	10,8	O-Xileno	8,2
Etilbenceno	6,6	Etilbenceno	4,5
C <sub>9</sub> <sup>+</sup>	18,2	C <sub>9</sub> <sup>+</sup>	15,4

Fuente: ECOPETROL S.A.

Debido a que se realiza un cambio en las composiciones de carga y flujo de alimentación, se deben establecer las nuevas condiciones de operación que permitan el funcionamiento de la unidad de tal forma que en el tren de destilación se puedan obtener las composiciones y porcentajes de recuperación deseados.

El inicio del análisis para las nuevas condiciones de operación se da con el cambio en las composiciones y flujo de alimentación en el modelo desarrollado para la evaluación de la unidad, de tal forma que cuando se modifiquen las condiciones de carga y se active nuevamente todo el modelo, comience el proceso de convergencia de la herramienta de simulación empleada para el cálculo de las nuevas condiciones de operación con las cuales van a funcionar las torres.

Los resultados obtenidos mostraron problemas hidráulicos en el funcionamiento de las torres de benceno y xilenos para los dos casos analizados.

Adicionalmente, en el segundo caso, con las condiciones de operación estipuladas en un inicio para la torre de ortoxileno, ésta se encontraría operando al borde del lloriqueo.

### 3.1 PROBLEMAS DE OPERACIÓN EN LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS

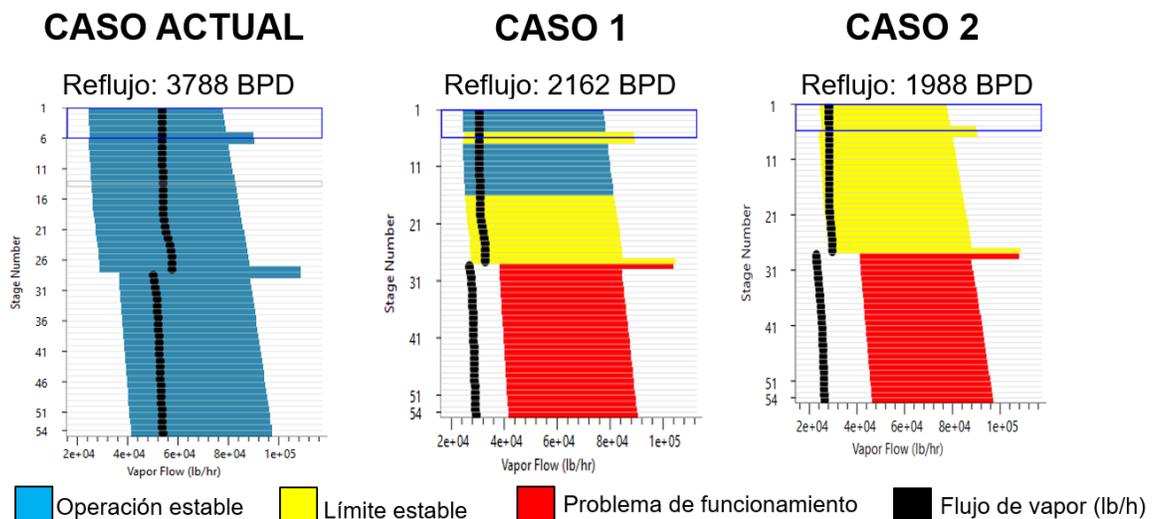
El funcionamiento inadecuado de las columnas de destilación lleva al desarrollo de problemas operacionales que disminuyen la eficiencia de los procesos de producción debido a las propiedades presentes de las fases líquida y vapor en el interior de la columna. Por lo tanto, condiciones operacionales inadecuadas que no permitan alcanzar un correcto equilibrio líquido – vapor en el interior de la columna conllevan a que se presenten problemas de arrastre, inundación y lloriqueo. De acuerdo a esto, en la torre de xilenos se presentaron problemas de inundación debido a la estimación inicial de altos valores de reflujo para la operación de la torre en los dos casos analizados. Por otra parte, la torre de benceno presentó problemas de lloriqueo para los dos casos. La torre de tolueno y ortoxileno no mostraron

problemas hidráulicos, sin embargo, se resalta la operación al borde de los límites estables para el funcionamiento de la columna de ortoxileno (encontrándose cerca al lloriqueo) en la sección de agotamiento en el segundo caso, como ya se había mencionado anteriormente.

La modificación de la corriente de carga a la unidad, bajo las condiciones calculadas inicialmente por el simulador para lograr los porcentajes de composición y recuperación cercanos a los que actualmente maneja la empresa, conlleva a la presencia de problemas hidráulicos en las torres de benceno y xilenos, así: problemas de lloriqueo para la torre de benceno y problemas de inundación para la torre de xilenos.

**3.1.1 Lloriqueo.** Se presenta debido a que la velocidad del vapor es menor que la del líquido, por lo tanto, la presión ejercida por el vapor es insuficiente, haciendo que el líquido comience a fluir a través de los orificios del plato, disminuyendo la eficiencia de los mismos. Dentro de las condiciones de operación importantes que generalmente son reguladas para mantener correctamente el equilibrio líquido-vapor en cada uno de los platos al interior de la columna se encuentra la condición de reflujo. Valores de reflujo bajos impiden el correcto funcionamiento de la torre de destilación y pueden llevar a situaciones de lloriqueo como resultado de un flujo de vapor insuficiente para el contacto con el líquido. De acuerdo a esto, como se puede observar en la figura 16, el flujo de vapor estimado inicialmente para la operación de la columna de benceno es significativamente menor a la condición de operación actual de la torre en planta, por lo tanto, los flujos de vapor al interior de la torre no permiten su funcionamiento dentro de los límites de operación estable, ocasionando la presencia de problemas hidráulicos.

Figura 16. Problemas de operación torre de benceno.



Fuente: Elaboración propia.

Existen diferentes correlaciones como Hsieh y McNulty para el análisis de platos de válvulas que permiten la determinación de problemas de lloriqueo en las columnas de destilación de acuerdo a las características de la fase líquida y vapor de los compuestos analizados. De esta forma, la herramienta empleada para el análisis de la unidad de fraccionamiento, permitió la determinación de problemas de lloriqueo en la columna de benceno en los dos casos analizados a partir del empleo de las ecuaciones 1 a la 13, de acuerdo a la sección 1.1.4.4, por medio del cálculo de la velocidad mínima de vapor (Weep point), la cual es considerada generalmente como el menor punto de operación para que se presente en los platos de la torre una eficiencia aceptable.

**3.1.2 Inundación.** La inundación es el llenado progresivo de los platos de la columna de destilación como resultado de un arrastre excesivo, elevada formación de espuma o debido a la alta permanencia del líquido en el canal de descenso (downcomer)<sup>51</sup>. La presencia de alguna de estas condiciones puede llevar a generar graves inconvenientes en la capacidad hidráulica de los platos y sobre el proceso de transferencia de masa, ocasionando que en casos muy graves se detenga el proceso de producción. La variable que tiene una mayor incidencia sobre la inundación es generalmente el flujo de gas<sup>52</sup>. La inundación es un problema que se genera debido a que en los platos existe una sobrecarga de vapor que se forma por las altas temperaturas que se están manejando en el fondo de la torre. Este flujo de vapor asciende a lo largo de la columna, evitando que el líquido pueda descender por la misma, produciendo así, que los platos se inunden de manera ascendente.

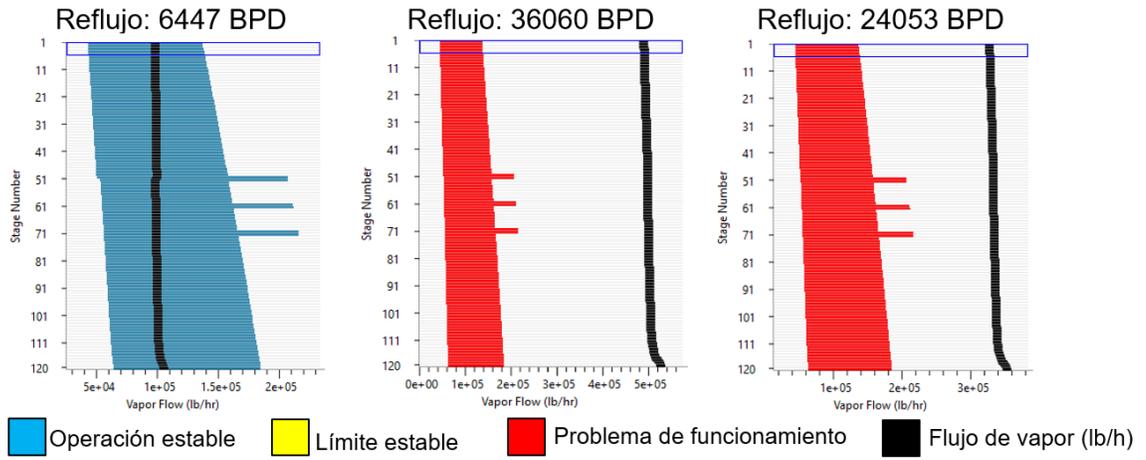
En el caso de la columna de separación de xilenos, se encontró que la estimación inicial de altos valores de reflujo para la operación de la columna con las nuevas composiciones de carga en los casos 1 y 2 analizados llevó a la presencia de problemas hidráulicos en la operación del proceso, ocasionando condiciones por fuera de los límites de operación estable del equipo, teniendo problemas de Jet Flood y Downcomer Chocke Flood debido a que los porcentajes de inundación en cada uno de los platos superaban los máximos permisibles por literatura, los cuales son del 100% y 80% respectivamente como se resalta en la sección 1.1.4.5. Como se puede ver en la figura 17, una condición de reflujo inadecuada y por encima de los límites de operación estable de la torre, trae como consecuencia la presencia de flujos de vapor muy altos que impiden el correcto equilibrio en cada uno de los platos para lograr la separación de los compuestos de interés.

---

<sup>51</sup> BRANAN, Carl. Rules of Thumb for Chemical Engineers. ELSEVIER, 2002. ISBN 0-7506-7567-5.

<sup>52</sup> BERNAL B, Daniel; CASTELLANOS, Orlando; BEJARANO, Pedro y RODRÍGUEZ, Gerardo. Análisis y diseño de platos y columnas de platos. Bogotá, Universidad Nacional de Colombia, 2011. p.90.

Figura 17. Problemas de operación torre de xilenos.



Fuente: Elaboración propia.

#### **4. PROPUESTAS DE MEJORAMIENTO A LOS PROBLEMAS PRESENTADOS EN LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE AROMÁTICOS**

Para el planteamiento de soluciones se identificó que el reflujo era la principal variable que se podía manipular (variable independiente), de tal forma que en la torre de benceno y la torre de xilenos se obtuviera el funcionamiento adecuado para la obtención de los productos de interés. Esto se debe a que los problemas presentados se generan por una disminución o un aumento del flujo de vapor, factor que puede ser controlado con la condición de reflujo que maneje la torre.

Por lo tanto, se determinaron alternativas de operación que permitieran cumplir con las recomendaciones dadas por la empresa (restricciones de proceso) en donde se tuvo en cuenta que en la torre de xilenos hay unas pérdidas que por diseño son el 10% en peso de ortoxileno en el producto de cima; porcentaje que se puede llevar también al 15% en peso para disminuir el reflujo en la torre, siempre y cuando se controle un contenido máximo de 1,7% en peso de P-xileno y M-xileno en el producto de cima de la torre de ortoxileno.

Para poder determinar nuevos puntos de operación en cada una de las torres que cumplan con las condiciones establecidas por la empresa, las cuales están relacionadas con el planteamiento de soluciones, basadas en las mínimas inversiones posibles para la operación de la unidad que permitan la no presencia de problemas hidráulicos en los equipos y el cumplimiento de las calidades de los productos (ver tabla 5), se deben manipular los rangos de operación en cada una de las columnas de destilación a partir de un análisis de sensibilidad en donde se establece como variables independientes el reflujo y el flujo de destilado, y como dependientes la composición y recuperación del producto de interés según sea el caso. Como resultado, se obtuvieron inicialmente diferentes valores de reflujo que permitían operar las torres sin que se presentara ningún problema hidráulico en las mismas, encontrando de esta forma, rangos de reflujo mínimos y máximos por fuera de los cuales se presentan condiciones desfavorables de lloqueo o inundación, manteniendo el flujo de alimentación constante.

Para realizar este análisis fue necesario modificar la recuperación establecida de P-xileno en la torre de xilenos, de tal forma que la convergencia de las columnas permitiera alcanzar una composición másica igual o superior al 97,5% de ortoxileno (ver tabla 5) por la cima de la última torre de destilación y, al mismo tiempo, se cumpliera con las pérdidas establecidas de xilenos mezclados en el destilado de esta última torre del tren de destilación. Encontrando así que el valor mínimo de recuperación de P-xileno que permite cumplir con la anterior especificación es de 0,997 para el caso 1 y 0,996 para el caso 2. Esto se debe a que a medida que se incrementa el valor de la recuperación de P-xileno se aumenta la temperatura de fondos de la torre, ocasionando que una mayor cantidad de ortoxileno salga en el destilado de la torre de xilenos.

Se toman los valores de recuperación mencionados debido a que estos son los que permiten tener un mayor flujo de ortoxileno en el destilado de la última columna de destilación.

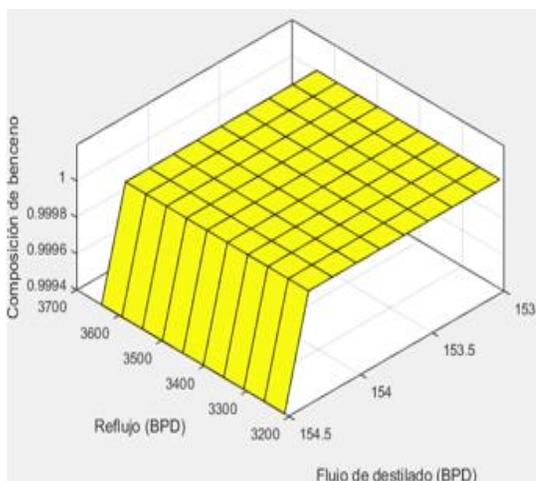
Una de las limitaciones que se debe tener en cuenta para la correcta selección de los valores de reflujos (a parte de la presencia o no de problemas hidráulicos en las torres) es la composición y recuperación alcanzada, debido a que reflujos más pequeños disminuyen la calidad de los productos de interés, razón por la cual, se deben seleccionar aquellas parejas de reflujo y flujo de destilado que permitan alcanzar los porcentajes deseados.

El análisis de las ventanas operativas del sistema de bombeo para la unidad, en conjunto con los porcentajes de composición másica y recuperación establecidos para la comercialización de los productos, llevó a la determinación de intervalos de operación para la condición de reflujo en cada una de las torres en donde se cumpliera con las especificaciones de la empresa tanto en la calidad de los productos (ver tabla 5) como en la operación estable de las columnas, logrando al mismo tiempo que el calor obtenido en el condensador y rehervidor de cada una de las torres fuera menor al valor de diseño, buscando así, evitar futuros problemas de capacidad en los intercambiadores con las nuevas condiciones de operación que se establecieran.

Los rangos determinados para la selección de un posible punto de operación de la unidad para el caso 1 estudiado, se muestran en la tabla 10. La representación de los rangos para las torres de benceno y xilenos se muestran en las gráficas 1 y 2.

## CASO 1

Gráfica 1. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de benceno para el caso 1.



Gráfica 2. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de xilenos para el caso 1.

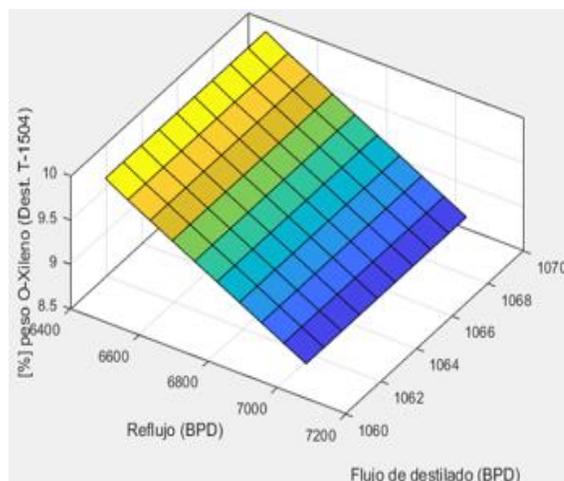


Tabla 10. Rangos de operación establecidos con la nueva materia prima en cada una de las columnas de destilación para el caso 1.

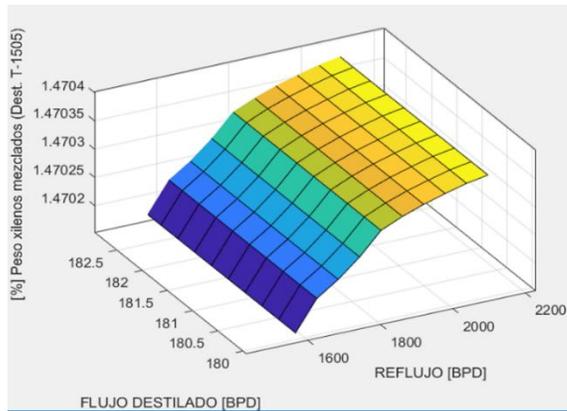
Torre	Variable	Valor
Benceno	Reflujo mínimo	3211 BPD
	Reflujo máximo	3641 BPD
	Destilado mínimo	153 BPD
	Destilado máximo	154,4 BPD
Tolueno	Reflujo mínimo	2015 BPD
	Reflujo máximo	2797 BPD
	Destilado mínimo	671 BPD
	Destilado máximo	673 BPD
Xilenos	Reflujo mínimo	6450 BPD
	Reflujo máximo	7033 BPD
	Destilado mínimo	1061 BPD
	Destilado máximo	1070 BPD
O-Xileno	Reflujo mínimo	1609 BPD
	Reflujo máximo	2034 BPD
	Destilado mínimo	173 BPD
	Destilado máximo	177 BPD

Fuente: Elaboración propia.

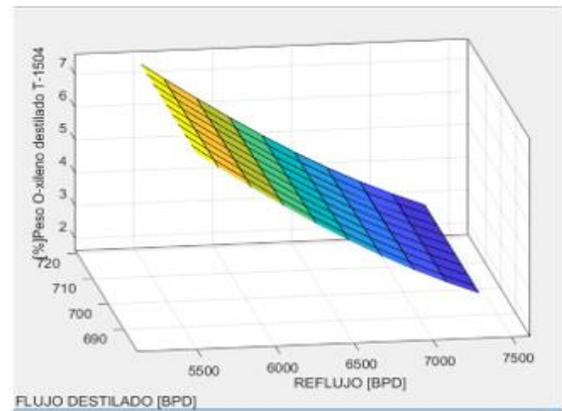
Con respecto al caso 2, los resultados obtenidos se muestran en la tabla 11. La representación de los resultados obtenidos para las columnas de ortoxileno y xilenos se muestran en las gráficas 3 y 4.

## CASO 2

Gráfica 3. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de ortoxileno para el caso 2.



Gráfica 4. Rangos de nuevas condiciones de operación torre de xilenos para el caso 2.



De acuerdo a los resultados mostrados en las gráficas 3 y 4 se puede observar que no se sobrepasan los porcentajes en peso establecidos por diseño en las dos últimas columnas de destilación; siendo el porcentaje en peso de ortoxileno en el producto destilado de la columna de xilenos de un 7% como valor máximo en comparación con el porcentaje máximo permitido por diseño del 10% al 15%. Por otro lado, el porcentaje en peso de xilenos mezclados en la última columna de destilación también se cumple con los rangos propuestos, ya que no se supera el máximo permitido de 1,7%.

Tabla 11. Rangos de operación establecidos con la nueva materia prima en cada una de las columnas de destilación para el caso 2.

Torre	Variable	Valor
Benceno	Reflujo mínimo	3319 BPD
	Reflujo máximo	3647 BPD
	Destilado mínimo	295 BPD
	Destilado máximo	298 BPD
Tolueno	Reflujo mínimo	1989 BPD
	Reflujo máximo	2550 BPD
	Destilado mínimo	970 BPD
	Destilado máximo	978 BPD
Xilenos	Reflujo mínimo	5431 BPD
	Reflujo máximo	7296 BPD
	Destilado mínimo	680 BPD
	Destilado máximo	716 BPD
O-Xileno	Reflujo mínimo	1575 BPD
	Reflujo máximo	2106 BPD
	Destilado mínimo	180 BPD
	Destilado máximo	183 BPD

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los rangos de reflujo y flujo de destilado obtenidos para cada torre, se empleó la herramienta “Optimizer” del simulador utilizado, de tal forma que se pudieran encontrar unas condiciones de operación en cada torre que maximizaran la utilidad bruta de operación para el fraccionamiento de aromáticos. Para esto, se especificaron las variables independientes que se deseaban manipular con el fin de maximizar la utilidad del proceso, estableciendo también los límites superior e inferior para dichas variables de acuerdo al intervalo de operación mostrado en las tablas 10 y 11 para los casos 1 y 2 respectivamente. Las variables que se especificaron para este análisis fueron el reflujo y el flujo de destilado de cada una de las columnas de destilación. Para el empleo de esta herramienta se tuvieron como restricciones las calidades permisibles por la empresa para cada uno de los productos de interés, los porcentajes de inundación en cada una de las torres y la recuperación establecida de P-xileno en la columna de separación de xilenos para lograr las especificaciones de planta en cuanto a los porcentajes en peso permitidos en las torres de xileno y ortoxileno. De esta forma, se propone un posible punto de operación de la unidad teniendo en cuenta los costos energéticos del proceso, las restricciones para lograr la operación estable en las columnas y las especificaciones de calidad estipuladas (ver tabla 5).

Los resultados obtenidos se muestran a continuación en las tablas 12 y 13.

Tabla 12. Parejas de flujo de destilado y reflujo obtenidas para el Caso 1.

Torre de benceno		Torre de tolueno	
Reflujo	3211 BPD	Reflujo	2015 BPD
Flujo de destilado	154,4 BPD	Flujo de destilado	671,6 BPD
Torre de xilenos		Torre de Ortoxileno	
Reflujo	6500 BPD	Reflujo	1609 BPD
Flujo de destilado	1094 BPD	Flujo de destilado	174,4 BPD

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 13. Parejas de flujo de destilado y reflujo obtenidas para el Caso 2.

Torre de benceno		Torre de tolueno	
Reflujo	3319 BPD	Reflujo	1989 BPD
Flujo de destilado	298,4 BPD	Flujo de destilado	978,1 BPD
Torre de xilenos		Torre de Ortoxileno	
Reflujo	6260 BPD	Reflujo	1575 BPD
Flujo de destilado	718,5 BPD	Flujo de destilado	174,7 BPD

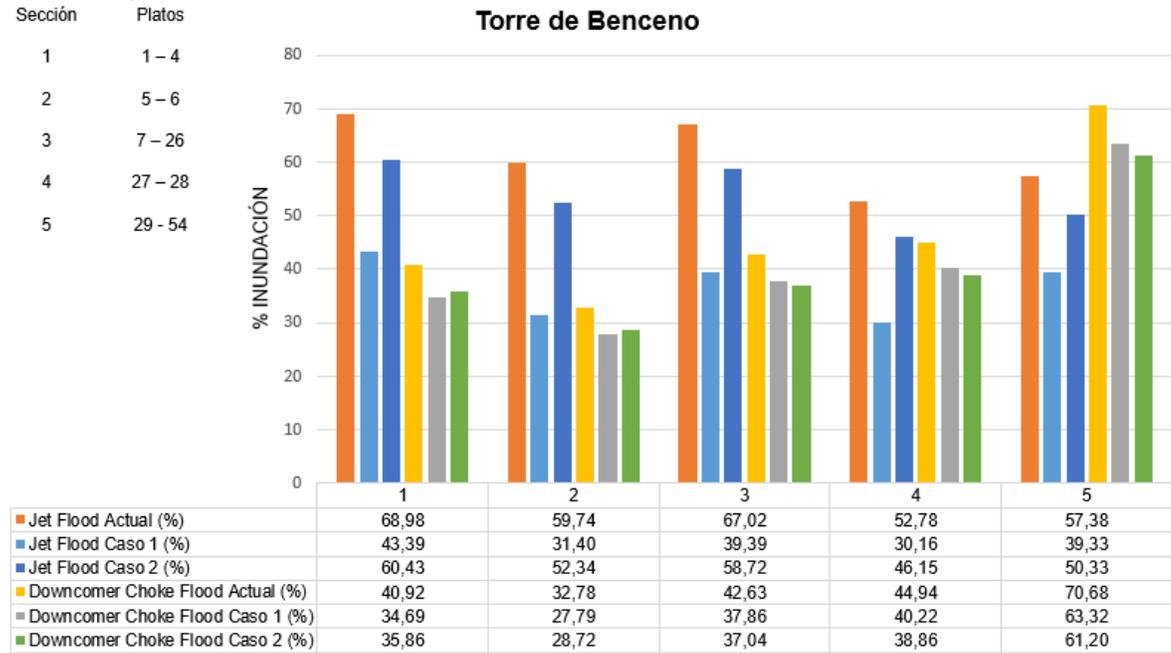
Fuente: Elaboración propia.

#### 4.1 EVALUACIÓN DE LOS EQUIPOS

Para facilidad del análisis de esta unidad se dividió el sistema de la siguiente forma.

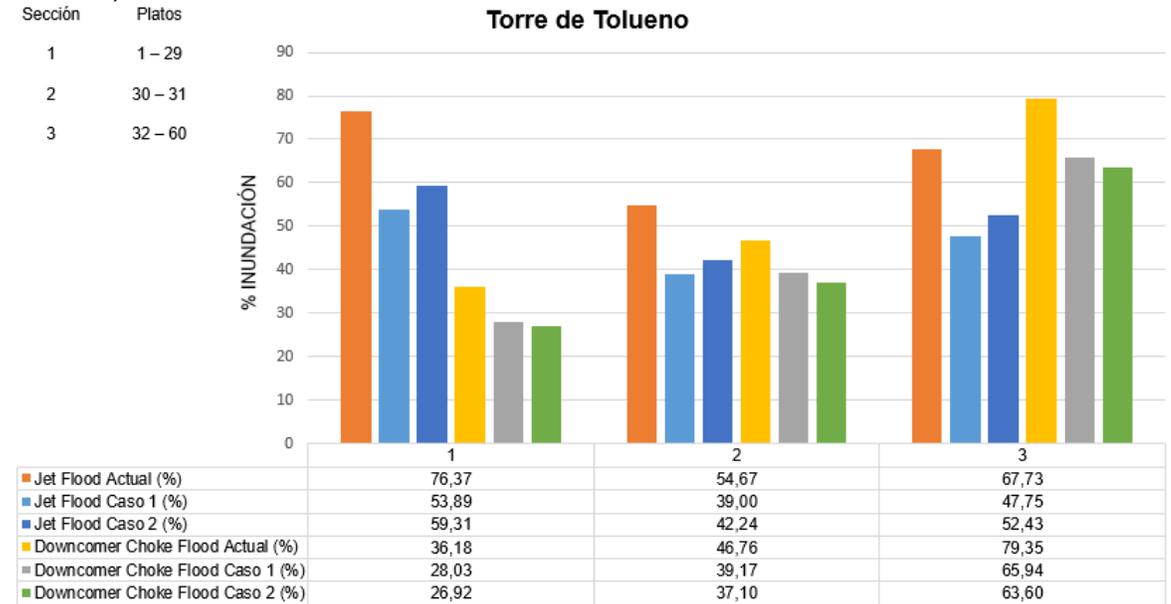
**4.1.1 Columnas de destilación.** En las gráficas 5 a la 8 se observan los porcentajes de inundación obtenidos para cada una de las columnas con las nuevas condiciones de operación, en donde es posible apreciar la comparación entre los resultados obtenidos para las condiciones actuales, en contraste con el caso 1 y el caso 2 analizado.

Gráfica 5. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre de benceno).



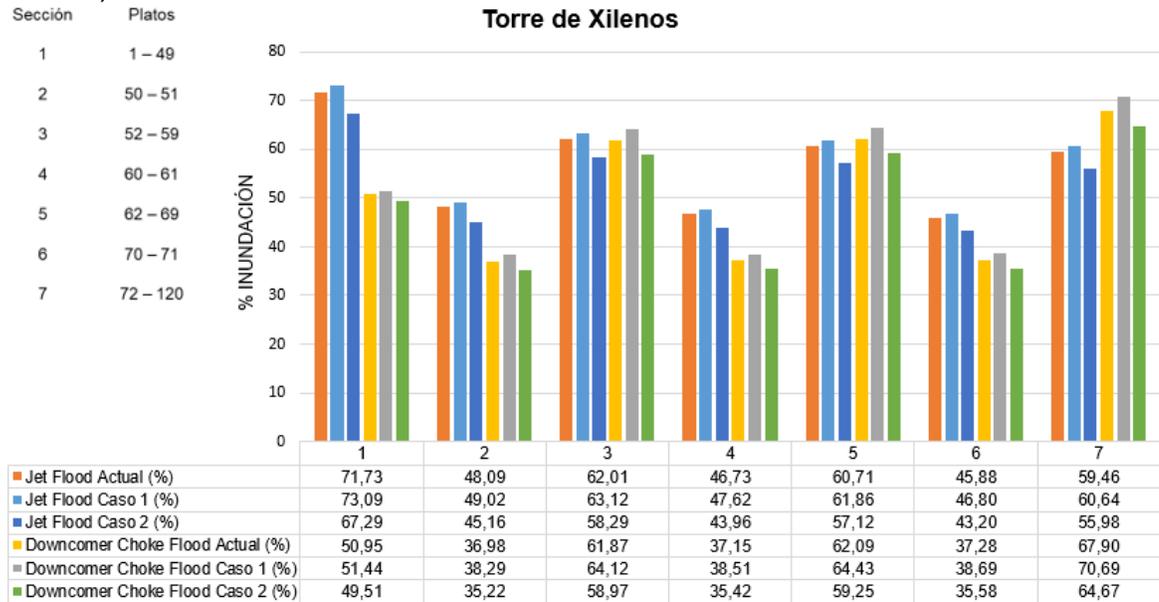
Fuente: Elaboración propia.

Gráfica 6. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre de tolueno).



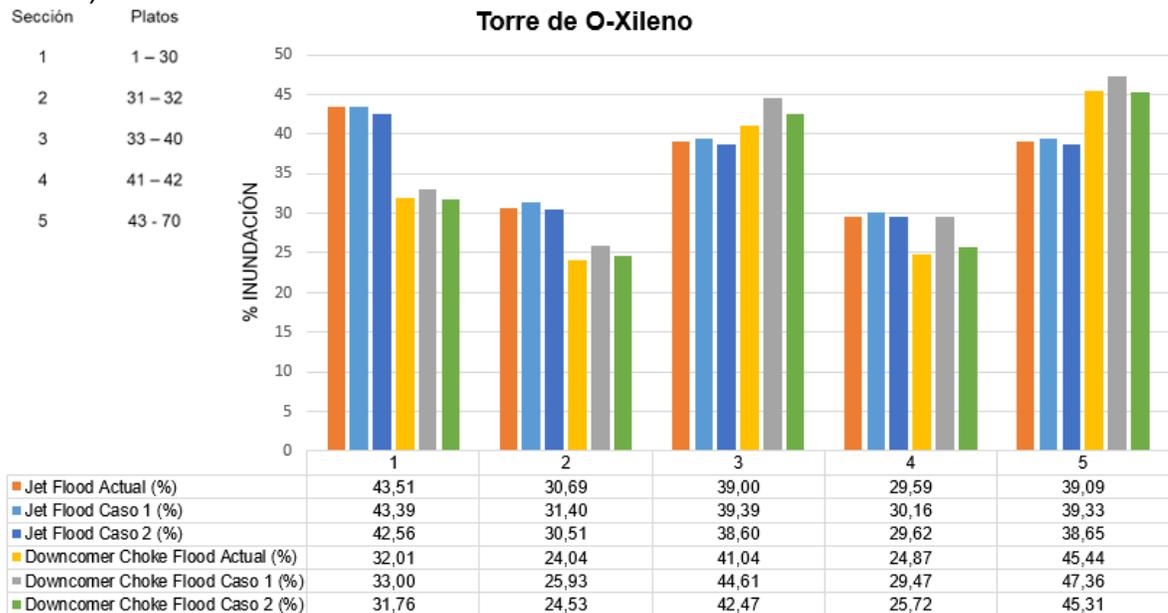
Fuente: Elaboración propia.

Gráfica 7. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre de xilenos).



Fuente: Elaboración propia.

Gráfica 8. Porcentajes de inundación para todos los casos analizados (torre o-xileno).



Fuente: Elaboración propia.

**4.1.2 Intercambiadores de calor.** El análisis detallado de los intercambiadores de calor se realizó a partir de los resultados obtenidos en el software Aspen Exchanger Design & Rating, especificando la geometría de cada uno de estos equipos, de acuerdo al número de bafles, normas TEMA, número y espacio entre tubos, etc.

El empleo de este simulador permite llevar a cabo el análisis del intercambiador a partir de ecuaciones rigurosas usadas para calcular la adaptabilidad del intercambiador existente en planta a las nuevas condiciones de proceso. Una vez se llega a la convergencia de los equipos se miran principalmente los resultados obtenidos en cuanto al calor, de tal forma que el nuevo calor calculado para el proceso sea menor que el calor de diseño con el fin de evitar problemas de capacidad en el intercambiador.

Otro factor importante es la caída de presión que tiene el intercambiador tanto por el lado coraza como por el lado tubos, debido a que flujos muy grandes pueden ocasionar caídas de presión que excedan las condiciones estipuladas en cada uno de los Datasheet de los condensadores y rehervidores presentes en cada una de las columnas.

**4.1.3 Bombas centrífugas.** De la información suministrada por la empresa se tomaron las curvas características para cada una de las bombas. De igual forma, de los correspondientes Datasheet se obtuvieron los valores de *NPSH* requerido y potencia. Las presiones de succión y de descarga fueron contrastadas con respecto a las condiciones alcanzadas por la operación actual de la unidad.

En relación al *NPSH*, variable empleada para determinar la cavitación o no de las bombas, se encuentra que no se presentan problemas en ninguno de los equipos analizados, debido a que el *NPSH* del sistema siempre es mayor que el *NPSH* requerido por la bomba y estipulado por el fabricante de la misma en el Datasheet correspondiente.

**4.1.4 Tuberías.** Para la evaluación de las tuberías se asumió una tubería de acero cédula 40 que es la más común en el desarrollo de procesos industriales, estableciendo los siguientes parámetros para la caída de presión a través de la tubería (ver tabla 14).

Tabla 14. Caídas de presión a través de tuberías.

Caídas de presión		
$\Delta P$ IN	0,4	psi/100ft
$\Delta P$ OUT	2	psi/100ft
$\Delta P$ STEAM	0,5	psi/100ft

Fuente: HASLEGO, Chris. Chemical and Process Engineering Resources. [En línea]. The Chemical Engineers' Resource Page. (08 de noviembre de 2010). [Consultado: 2 de mayo del 2018]. Disponible en Internet: <http://www.cheresources.com/content/articles/calculation-tips/experienced-based-rules-of-chemical-engineering>.

Otro parámetro analizado fue la comparación de las velocidades presentes en las principales tuberías a partir del diámetro establecido por diseño y los caudales obtenidos con las nuevas condiciones de operación. Para esto se estableció como velocidad máxima permisible la calculada a partir de la información suministrada en "Experienced-Based Rules of Chemical Engineering"<sup>53</sup>, en donde se establecen las siguientes consideraciones para el cálculo de las velocidades (Ec.30 – Ec.32):

Ecuación 30. Tubería de descarga de bombas (líquido)

$$5 + D/3 \text{ (ft/s)}$$

Ecuación 31. Tubería de succión de bombas (líquido).

$$(1,3 + D/6) \text{ (ft/s)}$$

Ecuación 32. Tuberías para el transporte de gas o vapor

$$20D \text{ (ft/s)}$$

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para cada uno de los principales equipos evaluados en la unidad de fraccionamiento de aromáticos de acuerdo al punto recomendado dentro del rango de operación establecido.

- **Columna de separación de benceno.** Esta columna no presenta problemas hidráulicos en ninguna de las tuberías hacia o desde este equipo en ninguno de los dos casos analizados. Adicionalmente, el máximo porcentaje de inundación obtenido fue de 43,39% vs. un porcentaje máximo de 100% según literatura para la inundación por arrastre en el caso 1, mientras que el máximo porcentaje de inundación para el canal de descenso fue de 63,32% vs. un máximo de 80% para este mismo caso. Por otro lado, en el caso 2 los porcentajes máximos obtenidos

<sup>53</sup> HASLEGO, Chris. Experienced-Based Rules of Chemical Engineering. [En línea]. The Chemical Engineers' Resource Page. (08 de noviembre de 2010). [Consultado: 2 de mayo del 2018]. Disponible en Internet: <http://www.cheresources.com/content/articles/calculation-tips/experienced-based-rules-of-chemical-engineering>.

fueron de 60,43% para la inundación por arrastre y de 61,20% para la inundación del canal de descenso. Por lo tanto, no se superan los máximos puntos de inundación permisibles según literatura, con lo cual la torre no presenta problemas hidráulicos con las condiciones establecidas.

Desde el punto de vista de transferencia de masa, no se presentan problemas cuando se compara con la condición de operación actual. Por otro lado, de acuerdo al perfil de temperatura obtenido en la torre, para los casos 1 y 2 el perfil no sufre mayores alteraciones, como se muestra en la tabla 15.

Tabla 15. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de benceno.

<b>Torre de Benceno</b>		
	<b>T CIMA (°F)</b>	<b>T FONDOS (°F)</b>
<b>CASO ACTUAL</b>	178,06	287,64
<b>CASO 1</b>	178,06	287,6
<b>CASO 2</b>	178,06	288,65

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a esto, no se presentan problemas en la operación de esta torre.

- **Condensador, columna de separación de benceno.** La comparación del calor obtenido con las nuevas condiciones de operación vs. el calor de diseño lleva a establecer que no se presentan problemas en este equipo para llevar a cabo la condensación de los vapores de cima de la columna de separación de benceno. De igual forma se obtienen caídas de presión inferiores a las establecidas por diseño tanto por el lado coraza como por el lado tubos, los resultados se pueden apreciar en la tabla 16.

Tabla 16. Condensador de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Condensador (Benceno)</b>				
<b>Variable</b>	<b>Unidades</b>	<b>Condición</b>		
		<b>Diseño</b>	<b>Futura Caso 1</b>	<b>Futura Caso 2</b>
<b>Calor</b>	BTU/h	8,75x10 <sup>6</sup>	7,66x10 <sup>6</sup>	7,91x10 <sup>6</sup>
<b>ΔP coraza</b>	psi	3	0,47	0,50
<b>ΔP tubos</b>	psi	10	0,78	0,85

Fuente: Elaboración propia.

- **Rehervidor, columna de separación de benceno.** Este equipo no presenta problemas para la operación con las nuevas condiciones establecidas (ver tabla 17).

Tabla 17. Rehervidor de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Rehervidor (Benceno)</b>					
Variable	Unidades	Condición			
		Diseño	Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Calor	BTU/h	9,33x10 <sup>6</sup>	8,08x10 <sup>6</sup>	7,23x10 <sup>6</sup>	7,13x10 <sup>6</sup>
$\Delta P$ coraza	psi	0,5	0,3	0,45	0,28
$\Delta P$ tubos	psi	-	0,76	0,63	0,63

Fuente: Elaboración propia.

- **Bomba de cima, columna de separación de benceno.** No se observan limitaciones en las líneas de succión y de descarga para esta bomba. Además, la bomba es adecuada para las nuevas condiciones de operación como se puede ver en la tabla 18.

Tabla 18. Bomba de cima de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de reflujo (Benceno)</b>				
Variable	Unidades	Condición		
		Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Flujo	BPD	3788	3211	3319
Temperatura	°F	140,18	140,00	139,90
P succión	psia	17,70	17,70	17,70
P descarga	psia	102,60	103,90	103,70
Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	50,91	50,92	50,92
Viscosidad	cP	0,3827	0,3832	0,3833
Potencia diseño	HP	20	20	20
Potencia	HP	11,21	10,73	10,82
NPSH req	ft	5	5	5
NPSH disp	ft	31,35	30,72	30,87

Fuente: Elaboración propia.

- **Bomba de fondos, columna de separación de benceno.** Este equipo no presenta problemas hidráulicos en las líneas de succión y de descarga. De igual forma la potencia y el *NPSH* cumplen con los requerimientos máximos según los datos del fabricante establecidos en cada uno de los Datasheet del equipo. La presión de descarga alcanzada supera la presión de descarga con las condiciones actuales, por lo que la bomba podrá cumplir adecuadamente con sus funciones en ambos casos analizados (ver tabla 19).

Tabla 19. Bomba de fondos de la torre de benceno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de fondos (Benceno)</b>				
Variable	Unidades	Condición		
		Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Flujo	BPD	2783	2407	2263
Temperatura	°F	290,00	287,60	288,70
P succión	psia	28,7	28,70	28,70
P descarga	psia	82,61	83,68	83,91
Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	45,59	45,71	45,63
Viscosidad	cP	0,2007	0,2088	0,2037
Potencia diseño	HP	10	10	10
Potencia	HP	6,29	5,85	5,68
NPSH req	ft	5	5	5
NPSH disp	ft	14,36	26,90	16,24

Fuente: Elaboración propia.

- **Columna de separación de tolueno.** Esta torre no presenta problema en ninguna de las tuberías hacia o desde este equipo. Tampoco se observaron problemas de transferencia de calor ni masa en la operación de esta columna (tabla 20). El máximo porcentaje de inundación obtenido fue de 53,89% para la inundación por arrastre vs. un máximo de 100% en el caso 1 y de 65,94% para la inundación del canal de descenso para el mismo caso. Para el caso 2 los porcentajes obtenidos reflejaron porcentajes máximos calculados de 59,31% y 63,60% para la inundación por arrastre y el canal de descenso respectivamente.

Tabla 20. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de tolueno.

<b>Torre de Tolueno</b>		
	T CIMA (°F)	T FONDOS (°F)
<b>CASO ACTUAL</b>	232,99	332,59
<b>CASO 1</b>	233,00	333,95
<b>CASO 2</b>	232,99	335,26

Fuente: Elaboración propia.

- **Condensador, columna de separación de tolueno.** Este intercambiador no presenta problemas en cuanto a los requerimientos de calor para el desarrollo de sus funciones bajo la modificación de las condiciones de operación con las nuevas composiciones de carga. El calor calculado no supera el calor establecido por diseño, de tal forma que el intercambiador no presentaría problemas en relación con la capacidad del equipo para poder llevar a cabo la transferencia de calor, por lo tanto, se sigue cumpliendo que el área requerida por el intercambiador sea menor que el área disponible. La caída de presión obtenida es menor a la de diseño, lo

cual permite el funcionamiento del intercambiador desde el punto de vista hidráulico, resultados que se observan en la tabla 21.

Tabla 21. Condensador de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación.

Condensador (Tolueno)				
Variable	Unidades	Condición		
		Diseño	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Calor	BTU/h	7,21x10 <sup>6</sup>	5,32x10 <sup>6</sup>	5,88x10 <sup>6</sup>
$\Delta P$ coraza	psi	3	0,69	0,84
$\Delta P$ tubos	psi	10	0,27	0,36

Fuente: Elaboración propia.

• **Rehervidor, columna de separación de tolueno.** No se observan problemas hidráulicos en las tuberías analizadas de entrada y salida al intercambiador. En la tabla 22 se puede observar el contraste entre el calor transferido por el intercambiador a las condiciones evaluadas tanto para el caso 1 como para el caso 2.

Tabla 22. Rehervidor de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación.

Rehervidor (Tolueno)					
Variable	Unidades	Condición			
		Diseño	Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Calor	BTU/h	7,01x10 <sup>6</sup>	7,84x10 <sup>6</sup>	5,57x10 <sup>6</sup>	6,11x10 <sup>6</sup>
$\Delta P$ coraza	psi	0,5	0,84	0,57	0,61
$\Delta P$ tubos	psi	-	1,22	0,71	0,81

Fuente: Elaboración propia.

• **Bomba de cima, columna de separación de tolueno.** Esta bomba no presenta problemas en las líneas de succión y descarga, debido a que el diámetro requerido por la tubería tanto en el caso 1 como en el caso 2 fue menor al diámetro de diseño, lo cual no implica modificaciones de la línea, por lo tanto, no se presentan limitaciones hidráulicas en las tuberías (ver tabla 23 y tabla 35). Tampoco se presentan problemas para la operación del sistema con las nuevas condiciones.

Tabla 23. Bomba de cima de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de reflujo (Tolueno)</b>				
Variable	Unidades	Condición		
		Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Flujo	BPD	3816	2687	2967
Temperatura	°F	219,43	219,56	219,55
P succión	psia	17,70	17,70	17,70
P descarga	psia	106,48	108,28	107,96
Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	48,08	48,07	48,07
Viscosidad	cP	0,2511	0,2509	0,2510
Potencia diseño	HP	20	20	20
Potencia	HP	12,08	10,85	11,13
NPSH req	ft	5	5	5
NPSH disp	ft	18,31	16,86	17,16

Fuente: Elaboración propia.

- **Bomba de fondos, columna de separación de tolueno.** El equipo no presenta problemas para la operación del sistema con las nuevas condiciones establecidas en el caso 1 y 2, debido a que la potencia requerida por la bomba en cada uno de los casos es similar a la potencia requerida con las condiciones actuales de operación sin superar el valor máximo permisible según el Datasheet del equipo. Además, no existen problemas de cavitación debido a que el *NPSH* requerido es menor que el *NPSH* disponible en el sistema.

El análisis de la línea de succión determinó que la velocidad del fluido en esta línea excede en un 21% la velocidad máxima permisible de acuerdo al diámetro establecido por diseño para el caso 1 (ver tabla 36). Sin embargo, se resalta que con las condiciones actuales de operación también se excede este parámetro en un 4,8%. Debido a esto, aunque el contraste de diámetros con las nuevas condiciones establece la no presencia de problemas hidráulicos al obtener un diámetro interno de 3,06 in, el cual concuerda con el diámetro de diseño, el análisis de las velocidades lleva a que se recomiende un estudio más detallado de esta tubería debido a que podría llevar a la presencia de problemas hidráulicos. En este caso se recomienda manejar una tubería con mayor diámetro, ya que, si se emplea una tubería con un diámetro de 4,02 in, se logra una velocidad máxima permisible de 1,97 ft/s, y para las condiciones del caso 1 se obtendría una velocidad en la línea de 1,27 ft/s, estando así dentro del límite establecido. Para el caso 2 no se presentaron problemas en la línea de succión de la bomba (ver tabla 24).

Tabla 24. Bomba de fondos de la torre de tolueno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de fondos (Tolueno)</b>				
Variable	Unidades	Condición		
		Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Flujo	BPD	1500	1735	1285
Temperatura	°F	314	333,90	335,30
P succión	psia	28,70	28,70	28,70
P descarga	psia	97,32	92,94	97,70
Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	44,86	44,14	44,08
Viscosidad	cP	0,1943	0,1806	0,1808
Potencia diseño	HP	7,5	7,5	7,5
Potencia	HP	5,42	5,61	5,12
NPSH req	ft	4	4	4
NPSH disp	ft	24,97	6,38	6,08

Fuente: Elaboración propia.

En cuanto a la presión de descarga alcanzada por la bomba, se encuentra que para el caso 2 la presión de descarga es mayor que la obtenida para las condiciones actuales de la planta, por lo que no se presentarían inconvenientes.

Por otro lado, para el caso 1, la presión de descarga alcanzada por esta bomba es menor que la obtenida con las condiciones actuales. Esto se debe al incremento de flujo que maneja la bomba en esta línea para la nueva carga, ya que el flujo inicial de la bomba era de 1500 BPD y pasó a 1735 BPD. Sin embargo, realizando una estimación por medio de la ecuación de Bernoulli (Ec.33 – Ec.35) y sin tener en cuenta las pérdidas por accesorios (debido a que no se cuenta con información de isométricos de tubería), se realizó la estimación de la presión que se tendría en el plato de alimentación de la torre de xilenos, dando como resultado que dicha presión de descarga satisface la presión necesaria para poder cargar el producto a la torre sin que se presente flujo reverso (ver Anexo B).

Ecuación 33. Ecuación de Bernoulli.

$$P_1 + \rho gh_1 = P_2 + \rho gh_2$$

Ecuación 34. Cálculo de la  $P_2$ .

$$P_2(\text{psia}) = P_2(\text{Pa}) * \frac{14,7}{101325}$$

Ecuación 35. Diferencia para la evaluación de flujo reverso.

$$P_2 - P_{\text{plato de alimentación}} \text{ (Diferencia)}$$

En donde  $g$  está en  $\text{m/s}^2$ ,  $\rho$  en  $\text{kg/m}^3$  y las alturas ( $h$ ) en metros.

Sin embargo, se propone analizar la posibilidad de cambiar la bomba de fondos por una que pueda realizar dicha labor con una mayor eficiencia, esto serviría debido a que esa bomba reduciría los costos operativos ya que necesitaría menos energía para operar eficientemente.

• **Columna de separación de xilenos.** Esta columna no presenta problemas hidráulicos en las principales tuberías analizadas hacia o desde este equipo. La columna presenta un punto de inundación de 73,09% para el caso 1 y 67,29% en el caso 2 para la inundación por arrastre en comparación con el máximo porcentaje establecido de 100%. Por otra parte, los resultados obtenidos en el análisis de problemas hidráulicos en el canal de descenso permitieron establecer porcentajes de inundación máximos de 70,69% para el caso 1 y 64,67% para el caso 2. Los perfiles de temperatura obtenidos para cada uno de los casos se asemejan a las condiciones actuales de operación. Por lo tanto, la torre no presenta problemas de transferencia de calor y masa (ver tabla 25).

Tabla 25. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de xilenos.

<b>Torre de Xilenos</b>		
	<b>T CIMA (°F)</b>	<b>T FONDOS (°F)</b>
<b>CASO ACTUAL</b>	289,72	361,61
<b>CASO 1</b>	289,83	362,84
<b>CASO 2</b>	289,39	361,54

Fuente: Elaboración propia.

La carga con las condiciones actuales de operación era de 1500 BPD. Al realizar la modificación en las composiciones de carga a la unidad de fraccionamiento se obtuvieron flujos de 1735 BPD y 1285 BPD para el caso 1 y 2 respectivamente.

• **Condensador, columna de separación de xilenos.** Este condensador no presenta problemas para la operación con las nuevas cargas (ver tabla 26).

Tabla 26. Condensador de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación.

<b>Condensador (Xilenos)</b>				
<b>Variable</b>	<b>Unidades</b>	<b>Condición</b>		
		<b>Diseño</b>	<b>Futura Caso 1</b>	<b>Futura Caso 2</b>
<b>Calor</b>	BTU/h	1,55x10 <sup>7</sup>	1,43x10 <sup>7</sup>	1,38x10 <sup>7</sup>
<b>ΔP coraza</b>	psi	3	1,51	1,19
<b>ΔP tubos</b>	psi	10	0,22	0,20

Fuente: Elaboración propia.

• **Rehervidor, columna de separación de xilenos.** Este intercambiador de calor no tiene problemas para la operación de la torre de separación de xilenos con las nuevas condiciones de operación. A continuación, se muestra la comparación del calor transferido por el intercambiador a las condiciones evaluadas. Como se puede observar, no se excede el calor de diseño (ver tabla 27). Además, se obtienen caídas de presión bajas. Se resalta que, aunque se excede la caída de presión establecida en el Datasheet del equipo, las condiciones actuales tampoco cumplen con este parámetro. Sin embargo, se obtuvieron valores que permiten la operación del equipo ya que no representan un incremento significativo. El análisis del intercambiador con ayuda del software EDR por medio de la herramienta de “Rating” permitió corroborar estos resultados.

Tabla 27. Rehervidor de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación.

Rehervidor (Xilenos)					
Variable	Unidades	Condición			
		Diseño	Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Calor	BTU/h	1,53x10 <sup>7</sup>	1,41x10 <sup>7</sup>	1,46x10 <sup>7</sup>	1,33x10 <sup>7</sup>
$\Delta P$ coraza	psi	0,5	0,56	0,55	0,54
$\Delta P$ tubos	psi	-	0,35	0,36	0,32

Fuente: Elaboración propia.

• **Bomba de cima, columna de separación de xilenos.** La línea de succión de esta bomba presenta problemas en cuanto a la velocidad del fluido de acuerdo a la velocidad establecida con las consideraciones de “Experienced-Based Rules of Chemical Engineering”<sup>54</sup>. Para el caso 1 se excede la velocidad máxima permitida en un 6,47% (ver tabla 36), mientras que en el caso 2 no se presentan problemas en las líneas de succión y descarga de esta bomba. Se recomienda un análisis más detallado del equipo y de la válvula de control de flujo de la bomba. Sin embargo, la variación no es tan significativa por lo que el equipo puede llegar a operar con las condiciones propuestas para el caso 1 sin necesidad de cambiar la línea de succión a la bomba, ya que esto implicaría una mayor inversión en el proceso (ver tabla 28).

<sup>54</sup> HASLEGO, Chris. Experienced-Based Rules of Chemical Engineering. [En línea]. The Chemical Engineers' Resource Page. (08 de noviembre de 2010). [Consultado: 2 de mayo del 2018]. Disponible en Internet: <http://www.cheresources.com/content/articles/calculation-tips/experienced-based-rules-of-chemical-engineering>.

Tabla 28. Bomba de cima de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de reflujo (Xilenos)</b>				
Variable	Unidades	Condición		
		Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Flujo	BPD	7450	7594	6978
Temperatura	°F	276,15	276,26	275,88
P succión	psia	19,70	19,70	19,70
P descarga	psia	126,09	125,60	126,71
Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	46,18	46,20	46,15
Viscosidad	cP	0,2156	0,2158	0,2147
Potencia diseño	HP	40	40	40
Potencia	HP	28,36	28,52	27,83
NPSH req	ft	7	7	7
NPSH disp	ft	30,86	30,65	28,85

Fuente: Elaboración propia.

Por otra parte, no se presentan problemas en cuanto a la potencia requerida por la bomba ya que esta no excede el valor de diseño de 40 HP de acuerdo a especificaciones del fabricante. Tampoco se presentan problemas de cavitación en la bomba.

• **Bomba de fondos, columna de separación de xilenos.** Esta bomba no presenta problemas en la línea de succión y de descarga, por lo tanto, no se presentarían problemas hidráulicos en este sentido. Además, la bomba no presenta limitaciones para la operación a las nuevas condiciones (ver tabla 29).

Tabla 29. Bomba de fondos de la torre de xilenos con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de fondos (Xilenos)</b>				
Variable	Unidades	Condición		
		Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Flujo	BPD	497	640	566
Temperatura	°F	361,61	362,80	361,50
P succión	psia	30,50	30,50	30,50
P descarga	psia	81,39	80,69	80,56
Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	43,25	43,15	43,25
Viscosidad	cP	0,1766	0,1760	0,1766
Potencia diseño	HP	5	5	5
Potencia	HP	2,83	2,99	3,15
NPSH req	ft	2	2	2
NPSH disp	ft	2,06	2,10	2,07

Fuente: Elaboración propia.

• **Columna de separación de ortoxileno.** La carga para la operación actual de esta torre es de 497 BPD, la cual pasó a ser de 641 BPD para el caso 1 y 566 BPD para el caso 2. Por lo tanto, estos casos permitieron obtener un mayor contenido de ortoxileno que con las condiciones actuales en el producto de destilado; de esta forma, se obtuvo para el caso 1 un flujo de destilado de 173,3 BPD y para el caso 2 un flujo de destilado de 174,7 BPD, mientras que con las condiciones actuales se estaba logrando 152,3 BPD. Las temperaturas manejadas por esta torre se presentan en la tabla 30.

Tabla 30. Temperaturas de cima y fondos con las nuevas condiciones de operación para la torre de ortoxileno.

Torre de Ortóxileno		
	T CIMA (°F)	T FONDOS (°F)
<b>CASO ACTUAL</b>	279,08	357,30
<b>CASO 1</b>	279,05	357,34
<b>CASO 2</b>	279,05	357,35

Fuente: Elaboración propia.

• **Condensador, columna de separación de ortoxileno.** Este condensador no presenta problemas para la operación con las nuevas cargas (ver tabla 31).

Tabla 31. Condensador de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación.

Condensador (Ortóxileno)				
Variable	Unidades	Condición		
		Diseño	Futura Caso 1	Futura Caso 2
<b>Calor</b>	BTU/h	4,57x10 <sup>6</sup>	3,55x10 <sup>6</sup>	3,48x10 <sup>6</sup>
<b>ΔP coraza</b>	psi	3	0,90	0,87
<b>ΔP tubos</b>	psi	10	0,17	0,17

Fuente: Elaboración propia.

• **Rehervidor, columna de separación de ortoxileno.** Este intercambiador no presenta problemas en cuanto de los requerimientos de calor para el funcionamiento con las nuevas condiciones establecidas en los casos 1 y 2. Además, tampoco se presentan problemas hidráulicos en el equipo debido a que no se obtuvieron grandes caídas de presión, logrando valores iguales o inferiores a las caídas de presión reportadas para las condiciones actuales tanto por el lado tubos como por el lado coraza. Estos resultados se presentan en la tabla 32.

Tabla 32. Rehervidor de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Rehervidor (Ortoxileno)</b>					
Variable	Unidades	Condición			
		Diseño	Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Calor	BTU/h	5,37x10 <sup>6</sup>	3,46x10 <sup>6</sup>	3,44x10 <sup>6</sup>	3,38x10 <sup>6</sup>
$\Delta P$ coraza	psi	0,5	0,89	0,89	0,85
$\Delta P$ tubos	psi	-	8,07	7,93	7,67

Fuente: Elaboración propia.

- **Bomba de cima, columna de separación de ortoxileno.** Esta bomba no presenta limitaciones para la operación con las nuevas condiciones. Adicionalmente, no se observan limitaciones hidráulicas en las líneas de succión y descarga para esta bomba (ver tabla 33).

Tabla 33. Bomba de cima de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de reflujo (Ortoxileno)</b>				
Variable	Unidades	Condición		
		Caso Actual	Futura Caso 1	Futura Caso 2
Flujo	BPD	1787	1782	1750
Temperatura	°F	279,05	279,10	279,00
P succión	psia	17,70	17,70	17,70
P descarga	psia	96,73	96,73	96,84
Densidad	lb/ft <sup>3</sup>	47,25	47,24	47,24
Viscosidad	cP	0,2443	0,2440	0,2442
Potencia diseño	HP	15	15	15
Potencia	HP	7,51	7,51	7,48
NPSH req	ft	5	5	5
NPSH disp	ft	16,47	16,43	16,45

Fuente: Elaboración propia.

- **Bomba de fondos, columna de separación de ortoxileno.** Esta bomba es adecuada para las nuevas condiciones de operación (ver tabla 34).

Tabla 34. Bomba de fondos de la torre de ortoxileno con las nuevas condiciones de operación.

<b>Bomba de fondos (Ortoxileno)</b>				
<b>Variable</b>	<b>Unidades</b>	<b>Condición</b>		
		<b>Caso Actual</b>	<b>Futura Caso 1</b>	<b>Futura Caso 2</b>
<b>Flujo</b>	BPD	344,8	467	392
<b>Temperatura</b>	°F	357,30	357,30	357,30
<b>P succión</b>	psia	25,50	25,50	25,50
<b>P descarga</b>	psia	148,42	147,10	147,90
<b>Densidad</b>	lb/ft <sup>3</sup>	42,92	42,92	42,92
<b>Viscosidad</b>	cP	0,1818	0,1818	0,1818
<b>Potencia diseño</b>	HP	20	20	20
<b>Potencia</b>	HP	12,33	12,65	12,49
<b>NPSH req</b>	ft	2	2	2
<b>NPSH disp</b>	ft	3,55	3,57	3,56

Fuente: Elaboración propia.

Tampoco se presentan limitaciones hidráulicas en las líneas de succión y descarga en esta bomba para condiciones propuestas en el caso 1 y caso 2 analizado.

• **Tuberías.** Los diámetros calculados para las nuevas condiciones de operación son menores o iguales que los diámetros establecidos en el P&ID de la unidad, por lo tanto, no se presentan problemas en las líneas hacia los condensadores, al igual que en las líneas que salen de los rehervidores, y finalmente las líneas de succión y de descarga de las bombas de reflujo y fondos, los resultados se muestran en las tablas 35 y 36.

Tabla 35. Resultados del análisis de los diámetros de tubería en cada una de las líneas de los equipos mayores de la unidad.

<b>Torre de Benceno</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)
<b>DISEÑO</b>	6,065	3,068	13,126	4,026	3,068	18,814
<b>ACTUAL</b>	4,026	3,068	11,938	4,026	3,068	10,020
<b>CASO 1</b>	4,026	3,068	10,020	4,026	3,068	10,020
<b>CASO 2</b>	4,026	3,068	10,020	4,026	3,068	10,020

<b>Torre de Tolueno</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)
<b>DISEÑO</b>	6,065	3,068	11,938	3,068	2,067	16,876
<b>ACTUAL</b>	4,026	3,068	11,938	3,068	2,067	10,020
<b>CASO 1</b>	4,026	3,068	10,020	3,068	2,067	10,020
<b>CASO 2</b>	4,026	3,068	10,020	3,068	2,067	10,020

<b>Torre de Xilenos</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)
<b>DISEÑO</b>	6,065	4,026	16,876	3,068	1,610	22,626
<b>ACTUAL</b>	6,065	4,026	13,250	2,067	1,610	11,938
<b>CASO 1</b>	6,065	4,026	13,250	2,067	1,610	13,250
<b>CASO 2</b>	6,065	4,026	13,250	2,067	1,610	11,938

<b>Torre de Ortoxileno</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)	IN (in)	OUT (in)	STEAM (in)
<b>DISEÑO</b>	4,026	3,068	10,020	3,068	1,610	15,000
<b>ACTUAL</b>	3,068	3,068	10,020	1,610	1,610	7,981
<b>CASO 1</b>	3,068	3,068	7,981	2,067	1,610	7,981
<b>CASO 2</b>	3,068	3,068	7,981	2,067	1,610	7,981

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 36. Resultados del análisis de las velocidades en las principales líneas de tuberías de los equipos mayores de la unidad.

<b>Torre de Benceno</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)
<b>VEL. MÁX.</b>	2,311	6,023	262,52	1,971	6,023	376,28
<b>ACTUAL</b>	1,227	4,796	81,78	1,960	3,375	25,36
<b>CASO 1</b>	1,040	4,066	69,33	1,770	3,048	24,51
<b>CASO 2</b>	1,075	4,202	71,65	1,664	2,865	22,21
<b>Torre de Tolueno</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)
<b>VEL. MÁX.</b>	2,311	6,023	238,76	1,811	5,689	337,52
<b>ACTUAL</b>	1,236	4,832	86,43	1,899	4,184	26,94
<b>CASO 1</b>	0,871	3,402	60,85	2,197	4,840	19,91
<b>CASO 2</b>	0,961	3,757	67,19	1,627	3,584	20,94
<b>Torre de Xilenos</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)
<b>VEL. MÁX.</b>	2,311	6,342	337,52	1,811	5,537	452,520
<b>ACTUAL</b>	2,414	5,478	73,40	0,629	2,285	24,99
<b>CASO 1</b>	2,460	5,584	74,86	0,812	2,949	25,47
<b>CASO 2</b>	2,261	5,131	68,68	0,717	2,604	23,52
<b>Torre de Ortoxileno</b>						
<b>CASO</b>	<b>REFLUJO</b>		<b>TO COND</b>	<b>FONDOS</b>		<b>FROM REB</b>
	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)	IN (ft/s)	OUT (ft/s)	STEAM (ft/s)
<b>VEL. MÁX.</b>	1,971	6,023	200,40	1,811	5,537	300,000
<b>ACTUAL</b>	1,314	2,263	54,86	0,437	1,585	16,71
<b>CASO 1</b>	1,311	2,257	54,71	0,591	2,147	16,55
<b>CASO 2</b>	1,287	2,216	53,72	0,496	1,800	16,28

Fuente: Elaboración propia.

En el cuadro 9 se resumen los problemas encontrados y las soluciones propuestas para el funcionamiento de la unidad de fraccionamiento de aromáticos.

Cuadro 9. Restricciones mayores para el funcionamiento de la unidad de fraccionamiento de aromáticos.

<b>Equipo</b>	<b>Problema encontrado</b>	<b>Solución propuesta</b>
Bomba de fondos columna de tolueno	Para el caso 1, la presión de descarga alcanzada por esta bomba es menor que la obtenida con las condiciones actuales de operación.	Aunque por medio de la ecuación de Bernoulli se demostró que no se presentarían problemas de flujo reverso, se propone analizar la posibilidad de cambiar la bomba centrífuga por una que pueda realizar dicha labor con una mayor eficiencia, esto con el fin de disminuir los costos operativos del proceso.
Línea de succión de la bomba de fondos de la columna de tolueno	La velocidad del fluido en esta línea excede en un 21% la velocidad máxima permisible para el caso 1.	En este caso se recomienda manejar una tubería con mayor diámetro, por ejemplo, emplear una tubería con un diámetro de 4,02 in.
Línea de succión de la bomba de cima de la columna de xilenos	Para el caso 1 se excede la velocidad máxima permitida por la tubería en un 6,47%.	A pesar de que la variación no es significativa y el equipo puede operar con las condiciones establecidas, se recomienda un análisis más detallado del equipo y de la válvula de control de flujo de la bomba.

Fuente: Elaboración propia.

## 4.2 UTILIDAD BRUTA

La utilidad bruta se define como la diferencia entre los ingresos y el costo de venta o producción. El cálculo de esta utilidad se muestra detalladamente en el Anexo A, en donde se presenta la información empleada para realizar el análisis correspondiente, el cual fue desarrollado con el fin de determinar el beneficio directo que obtendría la empresa con las nuevas condiciones de operación propuestas a partir del precio de venta de cada uno de los aromáticos y los costos operativos necesarios para el proceso de producción (teniendo en cuenta el costo del agua de enfriamiento, el costo del vapor de calentamiento, costo energético de las bombas

de cima y fondos de las columnas y el costo de la materia prima). A continuación, en la tabla 37, se presentan los resultados obtenidos para los casos 1 y 2.

Tabla 37. Utilidad bruta calculada para cada uno de los casos estudiados.

Caso 1			Caso 2		
Carga (BPD)	USD\$/barril	USD\$/día	Carga (BPD)	USD\$/barril	USD\$/día
2561	\$ 73,0	\$ 186.974,90	2561	\$ 73,0	\$ 186.974,90
<b>Ganancias por producto</b>			<b>Ganancias por producto</b>		
<b>Benceno (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>Benceno (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>
154,4	\$ 59,9	\$ 9.239,98	298,4	\$ 59,9	\$ 17.859,43
<b>Tolueno (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>Tolueno (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>
672,1	\$ 78,9	\$ 52.999,02	978,1	\$ 78,9	\$ 77.132,77
<b>Xilenos (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>Xilenos (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>
1094,5	\$ 80,0	\$ 87.537,16	718,5	\$ 80,0	\$ 57.465,30
<b>O-Xileno (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>O-Xileno (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>
173,3	\$ 78,7	\$ 13.631,77	174,7	\$ 78,7	\$ 13.748,40
<b>Pesados (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>Pesados (BPD)</b>	<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>
467,0	\$ 59,0	\$ 27.553,33	391,6	\$ 59,0	\$ 23.102,35
<b>Total ganancias</b>		<b>\$ 190.961,27</b>	<b>Total ganancias</b>		<b>\$ 189.308,25</b>
<b>Costos producción</b>		<b>\$ 190.168,68</b>	<b>Costos producción</b>		<b>\$ 190.108,72</b>
<b>Utilidad bruta</b>		<b>\$ 792,49</b>	<b>Utilidad bruta</b>		<b>\$ -800,47</b>

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los resultados obtenidos en la tabla 38, se puede observar que las condiciones establecidas para la operación estable de la unidad en el caso 2 permiten disminuir los costos de producción en el proceso. Sin embargo, emplear una menor cantidad de nafta pesada de hidrocrackeo disminuye la cantidad de xilenos mezclados obtenida, producto que representa uno de los costos de comercialización más altos, disminuyendo también la cantidad de aromáticos pesados en el proceso. En ambos casos se logró reducir la cantidad de benceno obtenida como producto de destilado de la primera columna de destilación, pasando de 316,6 BPD para las condiciones actuales a 154,4 BPD en el caso 1 y 298,4 BPD para el caso 2.

De acuerdo a estos resultados, el caso 1 es un punto que permite obtener beneficios económicos alrededor de los 792,49 dólares diarios; por el contrario, en el caso 2,

aunque se escogió un punto que reflejara las mínimas condiciones establecidas para la operación estable de la unidad con la nueva carga, no es económicamente viable, presentando pérdidas en los cálculos realizados. Por lo tanto, se debe emplear una mayor cantidad de nafta pesada en la mezcla al reformador para poder obtener beneficios económicos en el complejo.

## 5. CONCLUSIONES

- Al realizar el diagnóstico de la unidad de fraccionamiento de aromáticos con las condiciones actuales de operación se determinó que actualmente la planta opera adecuadamente y que no se presentan problemas hidráulicos en ninguno de los equipos. La realización de este diagnóstico consistió en la identificación de cada una de las corrientes del proceso, teniendo en cuenta condiciones de operación, composiciones, ventanas operativas de los equipos, entre otros.
- El empleo de una mayor cantidad de nafta pesada de hidro craqueo permite incrementar la cantidad de xilenos y ortoxileno que es cargada a la unidad de fraccionamiento del complejo (presentándose un incremento del 9% en el flujo de destilado de xilenos y de 13,8% para ortoxileno en comparación con las condiciones actuales de operación), como resultado del tratamiento de nafta con mayor contenido de precursores aromáticos como los naftenos y, menor contenido de compuestos parafínicos, ya que estos últimos generan reacciones que son más lentas en el reformador del complejo y requieren mayor consumo energético. De esta forma se pasa de obtener 1003 BPD como producto de destilado de la torre de xilenos a 1094 BPD cuando se emplean 8000 BPD de nafta pesada de hidro craqueo como carga a la unidad de reformado del complejo. En el caso de ortoxileno se producen 152,3 BPD como flujo de destilado con las condiciones actuales de operación, llegando a obtener 173,3 BPD con las condiciones propuestas para este caso.
- La modificación de las composiciones y flujo de carga a la unidad bajo las condiciones actuales de operación conlleva a la presencia de problemas hidráulicos en el funcionamiento de las torres de benceno y xilenos relacionados con lloriqueo e inundación respectivamente, lo que hizo necesaria la evaluación de estas torres para que se pudieran encontrar unas nuevas condiciones de funcionamiento con la nueva carga de tal forma que se tuvieran las mínimas inversiones posibles. Debido a que los problemas encontrados se deben a cambios principalmente en el flujo de vapor, lo cual conlleva a que el punto de operación del equipo se encuentre por fuera de los límites de operación estable; se estableció el reflujó como una de las principales variables a manipular para el planteamiento de soluciones y la realización de análisis de sensibilidad, obteniendo como resultados variables de respuesta en relación al cambio de esta condición.

- El análisis de la unidad de fraccionamiento de aromáticos a partir de la modificación en las composiciones de carga a la unidad permitió determinar que los equipos principales como intercambiadores de calor, bombas centrífugas y columnas de destilación no tienen problemas de embotellamiento y pueden ser propuestas condiciones de operación para la operación de estos equipos sin la necesidad de mayores inversiones para el funcionamiento de la planta.
- Se propone un rango de operación dentro del cual se presenta la operación estable de las columnas de destilación de la unidad. Dentro de este rango fue evaluado el punto de operación que maximizara la utilidad del proceso, la cual está en función del precio de cada uno de los productos aromáticos obtenidos y el costo energético del mismo, teniendo en cuenta las restricciones de calidad estipuladas por la empresa y los límites de capacidad de cada una de las columnas de destilación.
- Para el caso 1, en donde se emplearon 8000 BPD de nafta pesada de hidro craqueo como carga al reformador, se presentaron ganancias de 792,49 USD\$/día al cambiar la materia prima como resultado de una mayor producción de xilenos y ortoxileno, los cuales presentan unos de los precios de venta más altos en el mercado. Además, los costos de producción para la separación del ortoxileno representan uno de los más bajos en el proceso, siendo solo de 379,6 USD\$/día en comparación con 678,10 USD\$/día para el benceno, 615,6 USD\$/día para el tolueno y 1528 USD\$/día para los xilenos.
- Las condiciones establecidas para la operación de la unidad cuando se tiene una mezcla de 6000 BPD de nafta de GRB y 2000 BPD de nafta pesada de hidro craqueo (caso 2) disminuyen los costos de producción de la unidad (teniendo 695,70 USD\$/día, para la producción de benceno, 648,78 USD\$/día para tolueno, 1415,58 USD\$/día para xilenos y 373,76 USD\$/día para ortoxileno), sin embargo, se presentaron resultados negativos al realizar el cálculo de la utilidad del proceso, indicando que en este caso la empresa no obtendría beneficios económicos con la relación de naftas empleadas. Por lo tanto, se debe emplear una carga de nafta que tenga mayor porcentaje de nafta pesada de hidro craqueo en el proceso, de tal forma que la relación empleada permita obtener una mayor cantidad de xilenos y ortoxileno en la unidad de fraccionamiento de aromáticos. En este caso se obtuvo una corriente de destilado de 718,5 BPD en la corriente de xilenos y 174,7 BPD para ortoxileno.

- La demanda nacional de benceno se ha disminuido con el paso del tiempo como consecuencia de una contracción fuerte del mercado de disolventes y pinturas, además de las restricciones de tipo HSE relacionadas con el manejo de esta sustancia. Por lo tanto, se cumplió el objetivo de reducir la cantidad de benceno que es obtenida en la unidad de fraccionamiento, pasando de 316,6 BPD con las condiciones actuales a 154,4 BPD con el caso 1 y 298,4 BPD con el caso 2.
- Para la separación de los productos aromáticos a partir del empleo de 8000 BPD de carga al reformador, se recomienda la operación de las columnas con reflujos entre 3211 BPD y 3641 BPD para la columna de benceno, 2015 BPD y 2797 BPD para la columna de tolueno, 6450 BPD y 7033 BPD para xilenos (aunque no se recomienda manejar esta columna con valores muy cercanos al límite superior del valor de reflujo encontrado, ya que implicaría mayores gastos energéticos debido a las altas condiciones de reflujo que maneja esta torre), y, finalmente, 1609 BPD y 2034 BPD para la columna de ortoxileno. Sin embargo, con el fin de maximizar la utilidad del proceso con las composiciones de carga a la unidad de fraccionamiento de acuerdo a la relación de nafta pesada empleada, se recomienda el manejo de las columnas con un reflujo de 3211 BPD para benceno, 2015 BPD para tolueno, 6500 BPD para la columna de xilenos y, finalmente un reflujo de 1609 BPD para la operación de la columna de ortoxileno. Se debe tener en cuenta que el empleo de estas condiciones conlleva a que se deba manejar una tubería con mayor diámetro para la línea de succión de la bomba de fondos de la torre de tolueno, proponiendo el empleo de una tubería con un diámetro de 4,02 in, con el cual se logra una velocidad máxima permisible de 1,97 ft/s, y, para las condiciones del caso 1 se obtendría una velocidad en la línea de 1,27 ft/s, estando así dentro del límite establecido. Por otra parte, se propone analizar la posibilidad de cambiar esta bomba de fondos por una que pueda realizar dicha labor con una mayor eficiencia, esto serviría debido a que esta bomba reduciría los costos operativos ya que necesitaría menor energía para operar eficientemente.
- Para la separación de los productos aromáticos a partir del empleo de 6000 BPD de nafta debutanizada de GRB y 2000 BPD de nafta pesada de hidrocrackeo como carga al reformador, se recomienda el manejo de las columnas con reflujos entre 3319 BPD y 3647 BPD para la columna de benceno, 1989 BPD y 2550 BPD para la columna de tolueno, 5431 BPD y 7296 BPD para xilenos (aunque en este caso tampoco se recomienda manejar esta columna cerca al límite superior del valor de reflujo encontrado, ya que implicaría mayores gastos energéticos debido a las altas condiciones de reflujo que maneja esta torre), y,

por último reflujos entre 1575 BPD y 2106 BPD para el funcionamiento de la torre de ortoxileno. Sin embargo, con el fin de maximizar la utilidad el proceso con las composiciones de carga a la unidad de fraccionamiento con la relación de naftas empleada y, de acuerdo a la cantidad de ortoxileno obtenida, se recomienda el manejo de las columnas con reflujos de 3319 BPD para benceno, 1989 BPD para tolueno, 6260 BPD para xilenos y 1575 BPD para ortoxileno.

## 6. RECOMENDACIONES

- La realización de un estudio de la proporción adecuada de nafta debutanizada vs. nafta pesada de hidrocrackeo que debe ser alimentada al reformador en función de la máxima capacidad alcanzable por la unidad de fraccionamiento de aromáticos para llevar a cabo la separación de los productos de interés y, la maximización de la utilidad del proceso productivo, permitió el establecimiento de las mejores condiciones de carga a esta unidad que generen menor cantidad de benceno en el proceso, al igual que un incremento en el flujo de ortoxileno como producto de destilado. La futura implementación de las nuevas condiciones de operación, permitirán mejorar el funcionamiento de la unidad y los niveles de producción de la empresa al incrementar la cantidad de aromáticos que son altamente demandados para diferentes aplicaciones industriales.
- Se recomienda realizar un análisis económico más detallado a las condiciones de operación establecidas con la nueva materia prima.
- Se recomienda hacer un análisis a las válvulas presentes en el sistema, de forma que se pueda establecer si no presentan problemas de funcionamiento con las nuevas condiciones establecidas.
- Bajo el supuesto de separar algunos productos de interés en alguna de las columnas, por ejemplo el etilbenceno (monómero para la producción de estireno) de la columna de xilenos mezclados; se propone realizar un diseño conceptual del tren de destilación para las nuevas composiciones de alimentación, de manera que se puedan encontrar nuevas formas de interconexión entre los equipos y/o modificaciones en los platos de alimentación, tuberías, etc., que permitan desarrollar una síntesis de secuencias en la unidad para la obtención de las calidades estipuladas por la empresa.
- A continuación, se presentan las condiciones de operación para el punto de operación recomendado según los casos 1 y 2 analizados.

COLUMNA DE BENCENO				
TORRE	CASO 1		CASO 2	
	FLUJO DE CARGA (BPD)	2561	FLUJO DE CARGA (BPD)	2561
	REFLUJO (BPD)	3211	REFLUJO (BPD)	3319
	TEMP. CIMA (°F)	178,06	TEMP. CIMA (°F)	178,06
	TEMP. FONDOS (°F)	287,6	TEMP. FONDOS (°F)	288,65
	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	154,4	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	298,4
	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	7,66x10 <sup>6</sup>	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	7,91 x10 <sup>6</sup>
	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	7,23x10 <sup>6</sup>	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	7,13 x10 <sup>6</sup>
PRODUCTOS	COMPOSICIONES DE CARGA (%p/p)		COMPOSICIONES DE CARGA (%p/p)	
BENCENO	6,11		11,8	
TOLUENO	26,22		38,14	
ETILBENCENO	6,58		4,53	
M-XILENO	22,29		15,35	
P-XILENO	9,72		6,69	
O-XILENO	10,95		8,29	
CUMENO	0,35		0,3	
N-PROPILBENCENO	17,76		14,88	
N-BUTILBENCENO	0,01		0,01	
SERVICIOS AUXILIARES	VARIABLE	VALOR	VARIABLE	VALOR
AGUA DE ENFRIAMIENTO	FLUJO (BPD)	5996	FLUJO (BPD)	6261
	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	90	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	90
	TEMPERATURA SALIDA (°F)	158,8	TEMPERATURA SALIDA (°F)	158
VAPOR DE CALENTAMIENTO	FLUJO (BPD)	525,4	FLUJO (BPD)	538,8
	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	400	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	400
	TEMPERATURA SALIDA (°F)	352,4	TEMPERATURA SALIDA (°F)	352,4

<b>COLUMNA DE TOLUENO</b>				
TORRE	<b>CASO 1</b>		<b>CASO 2</b>	
	FLUJO DE CARGA (BPD)	2407	FLUJO DE CARGA (BPD)	2263
	REFLUJO (BPD)	2015	REFLUJO (BPD)	1989
	TEMP. CIMA (°F)	233	TEMP. CIMA (°F)	232,99
	TEMP. FONDOS (°F)	333,95	TEMP. FONDOS (°F)	335,26
	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	672,1	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	978,1
	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	5,32x10 <sup>6</sup>	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	5,88x10 <sup>6</sup>
	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	5,57x10 <sup>6</sup>	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	6,11x10 <sup>6</sup>
<b>PRODUCTOS</b>	<b>COMPOSICIONES DE CARGA (%p/p)</b>		<b>COMPOSICIONES DE CARGA (%p/p)</b>	
BENCENO	-		-	
TOLUENO	27,93		43,25	
ETILBENCENO	7		5,14	
M-XILENO	23,74		17,41	
P-XILENO	10,35		7,59	
O-XILENO	11,66		9,41	
CUMENO	0,38		0,34	
N-PROPILBENCENO	18,92		16,87	
N-BUTILBENCENO	0,01		0,01	
<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>VALOR</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>VALOR</b>
AGUA DE ENFRIAMIENTO	FLUJO (BPD)	2853	FLUJO (BPD)	3393
	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	90	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	90
	TEMPERATURA SALIDA (°F)	190,3	TEMPERATURA SALIDA (°F)	183,3
VAPOR DE CALENTAMIENTO	FLUJO (BPD)	483,4	FLUJO (BPD)	508,9
	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	433,6	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	433,6
	TEMPERATURA SALIDA (°F)	431,2	TEMPERATURA SALIDA (°F)	431,2

<b>COLUMNA DE XILENOS</b>				
TORRE	<b>ASO 1</b>		<b>CASO 2</b>	
	FLUJO DE CARGA (BPD)	1735	FLUJO DE CARGA (BPD)	1285
	REFLUJO (BPD)	6500	REFLUJO (BPD)	6260
	TEMP. CIMA (°F)	289,83	TEMP. CIMA (°F)	289,39
	TEMP. FONDOS (°F)	362,84	TEMP. FONDOS (°F)	361,54
	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	1094	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	718,5
	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	1,43*107	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	1,38*107
	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	1,46*107	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	1,33*107
<b>COMPOSICIÓN</b>	<b>CARGA (%p/p)</b>	<b>DESTILADO (%p/p)</b>	<b>CARGA (%p/p)</b>	<b>DESTILADO (%p/p)</b>
BENCENO	-	-	-	-
TOLUENO	0,01	0,01	-	-
ETILBENCENO	9,7	15,38	9,04	16,19
M-XILENO	32,94	52,06	30,67	54,64
P-XILENO	14,37	22,72	13,38	23,86
O-XILENO	16,18	9,83	16,57	5,31
CUMENO	0,52	-	0,59	-
N-PROPILBENCENO	26,26	-	29,73	-
N-BUTILBENCENO	0,02	-	0,02	-
<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>VALOR</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>VALOR</b>
AGUA DE ENFRIAMIENTO	FLUJO (BPD)	5899	FLUJO (BPD)	5678
	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	90	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	90
	TEMPERATURA SALIDA (°F)	220,3	TEMPERATURA SALIDA (°F)	220,5
VAPOR DE CALENTAMIENTO	FLUJO (BPD)	1213	FLUJO (BPD)	1120
	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	433,6	TEMPERATURA ENTRADA (°F)	433,6
	TEMPERATURA SALIDA (°F)	431,2	TEMPERATURA SALIDA (°F)	431,2

<b>COLUMNA DE O-XILENO</b>				
TORRE	<b>CASO 1</b>		<b>CASO 2</b>	
	FLUJO DE CARGA (BPD)	640,3	FLUJO DE CARGA (BPD)	566,3
	REFLUJO (BPD)	1609	REFLUJO (BPD)	1575
	TEMP. CIMA (°F)	279,05	TEMP. CIMA (°F)	279,05
	TEMP. FONDOS (°F)	357,34	TEMP. FONDOS (°F)	357,35
	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	173,3	FLUJO DE DESTILADO (BPD)	174,7
	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	3,55*106	CALOR CONDENSADOR (BTU/h)	3,48*106
	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	3,44*106	CALOR REHERVIDOR (BTU/h)	3,38*106
<b>COMPOSICIÓN</b>	<b>CARGA (%p/p)</b>	<b>DESTILADO (%p/p)</b>	<b>CARGA (%p/p)</b>	<b>DESTILADO (%p/p)</b>
BENCENO	-	-	-	-
TOLUENO	-	-	-	-
ETILBENCENO	-	-	-	-
M-XILENO	0,32	1,16	0,35	1,12
P-XILENO	0,11	0,4	0,12	0,39
O-XILENO	27,03	98,21	30,82	98,38
CUMENO	1,41	0,18	1,34	0,09
N-PROPILBENCENO	71,08	0,05	67,33	0,02
N-BUTILBENCENO	0,05	-	0,04	-
<b>SERVICIOS AUXILIARES</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>VALOR</b>	<b>VARIABLE</b>	<b>VALOR</b>
AGUA DE ENFRIAMIENTO	FLUJO (BPD)	1414	FLUJO (BPD)	1372
	TEMPERATURA A ENTRADA (°F)	90	TEMPERATURA A ENTRADA (°F)	90
	TEMPERATURA A SALIDA (°F)	225	TEMPERATURA A SALIDA (°F)	226,7
VAPOR DE CALENTAMIENTO	FLUJO (BPD)	289	FLUJO (BPD)	284,3
	TEMPERATURA A ENTRADA (°F)	433,6	TEMPERATURA A ENTRADA (°F)	433,6
	TEMPERATURA A SALIDA (°F)	431,2	TEMPERATURA A SALIDA (°F)	431,2

### BIBLIOGRAFÍA

ALYANI, Mina; TOWFIGHI, Jafar y SADRAMELI, Seyed. Effect of process variables on product yield distribution in thermal catalytic cracking of naphtha to light olefins over Fe/HZSM-5. En: Korean Journal of Chemical Engineering. Junio, 2011. p. 1351-1358.

ANTOS, George y AITANI, Abdullah. Catalytic naphtha reforming, revised and expanded. 2 ed. Nueva York, Estados Unidos: Marcel Dekker, 2004, p. 4.

BACHUS, Larry y CUSTODIO, Angel. Know and Understand Centrifugal Pumps. ELSEVIER, 2003. ISBN 1856174093.

BERNAL B, Daniel; CASTELLANOS, Orlando; BEJARANO, Pedro y RODRÍGUEZ, Gerardo. Análisis y diseño de platos y columnas de platos. Bogotá, Universidad Nacional de Colombia, 2011.

BRANAN, Carl. Rules of Thumb for Chemical Engineers. ELSEVIER, 2002. ISBN 0-7506-7567-5.

CENGEL, Yunus A. Transferencia de calor y masa. 3ª ed. México. McGraw-Hill, 2007, p.621.

CHEREMISINOFF, Nicholas. Handbook of Chemical Processing Equipment. BUTTERWORTH HEINEMANN, 2000. ISBN 0-7506-7126-2.

DESHMUKH, Satyajit; RAJWADE, Salil; PUNDALIK, Atharva; RANVEER, Anil. Distillation column process control strategies. En: Latest Innovations in Science, Engineering and Management. 2017. 242-246.

ECOPETROL S.A. Aromático pesado [en línea]. Petroquímicos / disolventes aromáticos. Bogotá D.C. (2012), párr. 1 [Consultado: 17 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: [https://www.ecopetrol.com.co/especiales/Catalogo\\_de\\_Productos/disolvente6.html](https://www.ecopetrol.com.co/especiales/Catalogo_de_Productos/disolvente6.html)  
TELLEZ, Jorge. Refinería de Barrancabermeja aumentó su producción de aromáticos [en línea]. Boletines 2015. Barrancabermeja, Colombia. (25 de abril de 2015), párr. 5. [Consultado: 20 de enero de 2018]. Disponible en Internet: [http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/boletines-de-prensa/Boletines%202015/Boletines%202015/refineria-barrancabermeja-aumento-produccion-aromaticos!/ut/p/z0/pZHBTsMwEER\\_hUuOlp3QVOnR7SFtoqqFVqL4Um3cbeuS2IntV](http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/boletines-de-prensa/Boletines%202015/Boletines%202015/refineria-barrancabermeja-aumento-produccion-aromaticos!/ut/p/z0/pZHBTsMwEER_hUuOlp3QVOnR7SFtoqqFVqL4Um3cbeuS2IntV).

\_\_\_\_\_. Manual de operación de la Unidad 1500. Barrancabermeja, Colombia.  
FRIEDRICH GÜLICH, Johann. Centrifugal Pumps. Springer. ISBN 9783540736943.

GIRDHAR, Paresh y MONIZ, Octo. Practical Centrifugal Pumps. Design, Operation and Maintenance. ELSEVIER, 2005. ISBN 0750662735.

GONZALEZ, D. Guías de intercambiadores de calor: Tipos generales y aplicaciones. Universidad Simón Bolívar. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de superficie, 2002. p. 16.

GONZÁLEZ, Mahuli. Intercambiadores de calor. [en línea]. 4 ed. Caracas, Venezuela: Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda. Programa de Ingeniería Química. [Consultado: 5 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <https://operacionesunitarias1.files.wordpress.com/2011/07/unidad-iv-intercambiadores-de-calor.pdf>.

GÓRAK, Andrzej y SCHOENMAKERS, Hartmut. Distillation Operation and Applications. Aliso Viejo, California, USA: ELSEVIER, 2014. ISBN 978-0-12-386876-3.

GRIGORIU, Mircea; MANOLEA, Gheorghe y VLASE, Serghie. Complex Temperature Influence on Centrifugal Pumps Operation En: WSEAS International. ISSN 177-177 1790-5117.

GTO TECHNOLOGY. Optimize design for distillation feed [en línea]. Engineered to Innovate. Houston, Estados Unidos. (Junio de 2011). [Consultado: 25 de enero de 2018]. Disponible en Internet: <http://www.gtctech.com/optimize-design-for-distillation-feed/>.

HASLEGO, Chris. Chemical and Process Engineering Resources. [En línea]. The Chemical Engineers' Resource Page. (08 de noviembre de 2010). [Consultado: 2 de mayo del 2018]. Disponible en Internet: <http://www.cheresources.com/content/articles/calculation-tips/experienced-based-rules-of-chemical-engineering>.

HEWITT, Geoffrey; SHIRES, G.L y BOTT, Reg. Process Heat Transfer. U.S: Begell House Publishers Inc, 1994, cap. 14.

HSIEH, C-Li; K. J., McNulty. Predict Weeping of Sieve and Valve Trays, Chem. Eng. Prog., V. 89, No. 7, p. 71 (1993), citado por A. Kayode Coker. Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants. 4 ed. Elsevier, 2010. Vol. 2, p. 435.

IHS MARKIT. Chemical Economics Handbook [en línea]. Products & Solutions from related industries. Londres, Reino Unido. párr. 2. [Consultado: 10 de enero de 2018]. Disponible en Internet: <https://www.ih.com/products/toluene-chemical-economics-handbook.html>.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TECNICAS Y CERTIFICACIÓN. Documentación. Presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación. NTC 1486. Sexta actualización. Bogotá: El Instituto, 2008, p. 1-42

\_\_\_\_\_. Referencias bibliográficas, contenido, forma y estructura. NTC 5613. Bogotá: El Instituto, 2008, p.1-38

\_\_\_\_\_. Referencias documentales para fuentes de informaciones electrónicas. NTC 4490. Bogotá: El Instituto, 1998, p.1-27

KAYODE, Coker. Ludwig's applied process design for chemical and petrochemical plants. 4 ed. Elsevier, 2010. Vol. 2, p. 435.

KERN, Donald. Procesos de transferencia de calor. 1 ed. México: CECOSA, 1965.

KISTER, H.Z. (1991). Distillation Design. New York: McGraw-Hill. Citado por: BERNAL B, Daniel; CASTELLANOS, Orlando; BEJARANO, Pedro y RODRÍGUEZ, Gerardo. Análisis y diseño de platos y columnas de platos. Bogotá, Universidad Nacional de Colombia, 2011. p.91.

KISTER, Henry. Distillation Troubleshooting. WILEY – INTERSCIENCE, 2006. ISBN 0-471-46744-8.

LIEBERMAN, Norman. Troubleshooting Process Operations. PENNWELL, 2009. ISBN 978-1-59370-176-5.

LINCA C.A. Platos de Columnas [en línea]. Suministro de Equipos Industriales y Materia Prima para la Industria. Puerto Ordaz, Venezuela. (2014). [Consultado: 11 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <http://www.corporacionlinca.com/venezuela/index.php/platos-de-columna>.

MATAR, Sami y HATCH, Lewis F. Chemistry of Petrochemical Processes. 2 ed. Texas: Gulf Publishing Company, 2001, p. 44.

MAYOR, Alejandra y MORA, Magda. Estudio exergético de la destilación de multicomponentes en las torres de producción de aromáticos en la refinería de Ecopetrol Barrancabermeja. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bogotá D.C.: Universidad de América. Facultad de Ingeniería Química, 2003. p. 83-86.

McCABE, Warren; SMITH, Julian y HARRIOTT, Peter. Operaciones unitarias en ingeniería química. 4 ed. Madrid: McGraw Hill, 1998.

MOSER, Mark y SADLER, Clayton C. Reforming—Industrial. En: Horvarth, Encyclopedia of Catalysis. New York: John Wiley, 2010. p.5.

NAVAS HERRERA, Sergio. Control de Columnas de Destilación [en línea]. p.20. [Consultado: 11 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20374/fichero/Proyecto+completo.pdf>.

SEADER, J.D y HENLEY, Ernest. Separation process principles: chemical and biochemical operations. 2 ed: John Wiley & Sons, Inc., 2006, p. 266.

THE INTERNATIONAL COUNCIL ON CLEAN TRANSPORTATION. Introducción de la refinación del petróleo y producción de gasolina y diésel con contenido ultra bajo de azufre. Bethesda, Maryland: Math Pro, 2011. p.45.

TOWLER, Gavin; SINNOT, Ray. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. ELSEVIER, 2008. ISBN 978-0-7506-8423-1  
TREYBAL, Robert E.; GARCÍA RODRÍGUEZ, Amelia y LOZANO, Francisco José. Operaciones básicas de transferencia de masa. 2 ed. México: McGraw Hill, 1988. p. 378.

VARGAS, Miguel. Análisis del rendimiento térmico del sistema de pruebas para la DMG. Trabajo de grado Ingeniero Mecánico. México: Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de ingeniería, 2017. p. 57.

VARGAS, Pedro. Intercambiadores tubo y carcasa: Análisis térmico [en línea]. Operaciones unitarias. (2009). p.2. [Consultado: 5 de diciembre de 2017]. Disponible en Internet: <https://operaciones1.files.wordpress.com/2009/05/intercambiadores-de-calor1.pdf>.

VOGELPOHL, Alfons. Distillation: The Theory. Berlin/Boston: De Gruyter, 2015. ISBN 9783110292848.

XIE, Jeffrey; YAZDANFAR, Katy; ANNING Grant; ROCKWELL, Tyler y AHMED, Aizaz. Corrosion of a Vertical Shell and Tube Heat Exchanger. En: CORROSION CONFERENCE & EXPO. (15-19, marzo, 2015: Dallas, Texas, USA). NACE International, 2015. p. 11

# **ANEXOS**

## ANEXO A

### CÁLCULO DE LA UTILIDAD BRUTA

Para el cálculo de la utilidad bruta se empleó la ecuación 36.

$$Utilidad\ bruta = Ventas\ netas - Costos\ de\ producción \quad Ec.36$$

#### UTILIDAD BRUTA CASO 1

A continuación, se presenta la información empleada y el cálculo realizado para el punto propuesto en el caso 1 (ver tabla 12).

✓ Ventas Netas

GANANCIAS POR PRODUCTO		
BENCENO (BPD)	USD\$/barril	USD\$/día
154,4	\$ 59,9	\$ 9.239,98
TOLUENO (BPD)	USD\$/barril	USD\$/día
672,1	\$ 78,9	\$ 52.999,02
XILENOS (BPD)	USD\$/barril	USD\$/día
1094,5	\$ 80,0	\$ 87.537,16
O-XILENO (BPD)	USD\$/barril	USD\$/día
173,3	\$ 78,7	\$ 13.631,77
PESADOS (BPD)	USD\$/barril	USD\$/día
467,0	\$ 59,0	\$ 27.553,33

✓ Costos de producción

<b>COSTO DE MATERIA PRIMA</b>			
<b>CARGA (barril/día)</b>		<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>
2561		\$ 73,00	\$ 186.967,60
<b>COSTOS DE OPERACIÓN</b>			
<b>BENCENO</b>		<b>TOLUENO</b>	
<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>
<b>AGUA</b>	\$ 21,95	<b>AGUA</b>	\$ 10,44
<b>VAPOR</b>	\$ 635,93	<b>VAPOR</b>	\$ 585,11
<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 7,14	<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 6,85
<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 13,10	<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 13,25
<b>TOTAL</b>	\$ 678,13	<b>TOTAL</b>	\$ 615,64
<b>XILENOS</b>		<b>ORTOXILENO</b>	
<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>
<b>AGUA</b>	\$ 21,59	<b>AGUA</b>	\$ 5,18
<b>VAPOR</b>	\$ 1.467,73	<b>VAPOR</b>	\$ 349,82
<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 3,66	<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 15,46
<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 34,83	<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 9,17
<b>TOTAL</b>	\$ 1.527,80	<b>TOTAL</b>	\$ 379,61

✓ Aplicando la Ec. 36 se obtuvo el siguiente resultado.

<b>TOTAL GANANCIAS</b>	\$ 190.961,27
<b>COSTOS PRODUCCIÓN</b>	\$ 190.168,78
<b>COSTO TOTAL</b>	\$ 792,49

## UTILIDAD BRUTA CASO 2

A continuación, se presenta la información empleada y el cálculo realizado para el punto propuesto en el caso 2 (ver tabla 13).

✓ Ventas Netas

<b>GANANCIAS POR PRODUCTO</b>		
<b>BENCENO (barril/día)</b>	USD\$/barril	USD\$/día
298,4	\$ 59,9	\$ 17.859,43
<b>TOLUENO (barril/día)</b>	USD\$/barril	USD\$/día
978,1	\$ 78,9	\$ 77.132,77
<b>XILENOS (barril/día)</b>	USD\$/barril	USD\$/día
718,5	\$ 80,0	\$ 57.465,30
<b>O-XILENO (barril/día)</b>	USD\$/barril	USD\$/día
174,7	\$ 78,7	\$ 13.748,40
<b>PESADOS (barril/día)</b>	USD\$/barril	USD\$/día
391,6	\$ 59,0	\$ 23.102,35

✓ Costos de producción

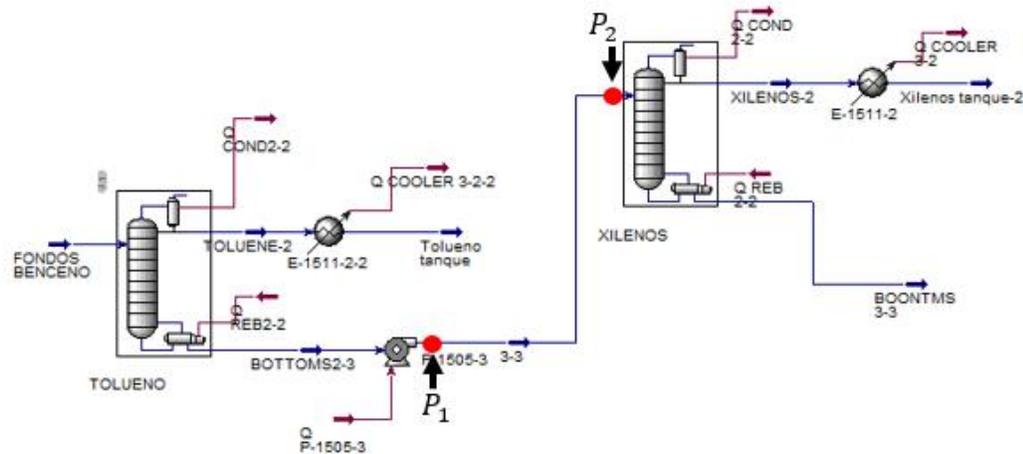
<b>COSTO DE MATERIA PRIMA</b>			
<b>CARGA (barril/día)</b>		<b>USD\$/barril</b>	<b>USD\$/día</b>
2561		\$ 73,00	\$ 186974,90
<b>COSTOS DE OPERACIÓN</b>			
<b>BENCENO</b>		<b>TOLUENO</b>	
<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>
<b>AGUA</b>	\$ 22,93	<b>AGUA</b>	\$ 12,43
<b>VAPOR</b>	\$ 652,62	<b>VAPOR</b>	\$ 616,50
<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 13,21	<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 13,59
<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 6,93	<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 6,25
<b>TOTAL</b>	\$ 695,70	<b>TOTAL</b>	\$ 648,78
<b>XILENOS</b>		<b>ORTOXILENO</b>	
<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>	<b>SERVICIO</b>	<b>USD\$/día</b>
<b>AGUA</b>	\$ 20,80	<b>AGUA</b>	\$ 5,03
<b>VAPOR</b>	\$ 1356,94	<b>VAPOR</b>	\$ 344,34
<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 33,99	<b>ENERGÍA UP</b>	\$ 9,13
<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 3,85	<b>ENERGÍA BOTTOMS</b>	\$ 15,26
<b>TOTAL</b>	\$ 1415,58	<b>TOTAL</b>	\$ 373,76

✓ Aplicando la Ec. 36 se obtuvo el siguiente resultado.

<b>TOTAL GANANCIAS</b>	\$ 189.308,25
<b>COSTOS PRODUCCIÓN</b>	\$ 190.108,72
<b>COSTO TOTAL</b>	\$ -800,47

## ANEXO B

### EVALUACIÓN DE LA PRESIÓN EN LA BOMBA DE FONDOS DE LA TORRE DE TOLUENO



#### Evaluación de la presión de descarga

$$P_1 + \rho g h_1 = P_2 + \rho g h_2$$

$$P_2(\text{psia}) = P_2(\text{Pa}) * \frac{14,7}{101325}$$

$$\text{Diferencia} = P_2 - P_{\text{plato de alimentación}}$$

$P_1=640700$  Pa (Presión de descarga de la bomba)

$g=9,81$  m/s<sup>2</sup>

$\rho=707,3$  kg/m<sup>3</sup>

$h_2=37,49$  m

$h_1$  Es el punto de referencia.

El cálculo de  $P_2$  arrojó un valor de 55,21 psia. Luego se realizó el contraste con la presión obtenida en el plato 51 de la torre de xilenos, el cual corresponde al plato de alimentación analizado con una presión de 21,98 psia.

$$P_2=380569 \text{ Pa} \rightarrow P_2= 55,21 \text{ psia}$$

$$P_{\text{plato de alimentación}} = 21,98 \text{ psia}$$

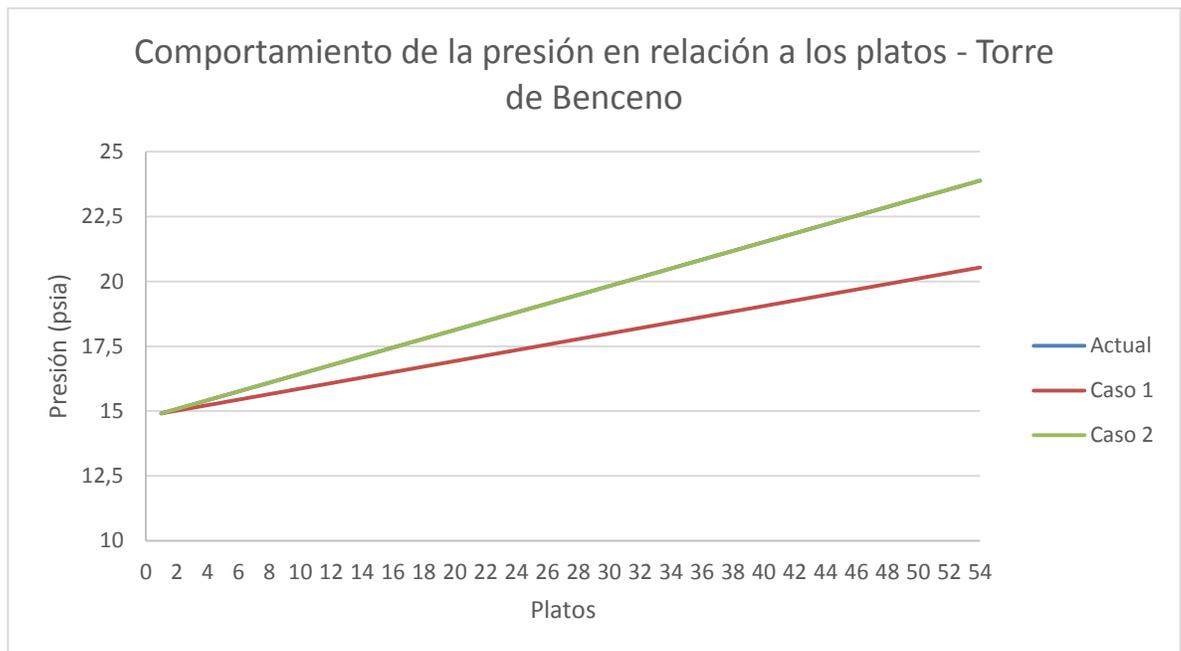
Cómo la presión a la entrada de la torre es superior a la presión en el plato de alimentación, no se presentaría flujo reverso.

## ANEXO C

### PERFILES DE OPERACIÓN EN LAS COLUMNAS DE DESTILACIÓN

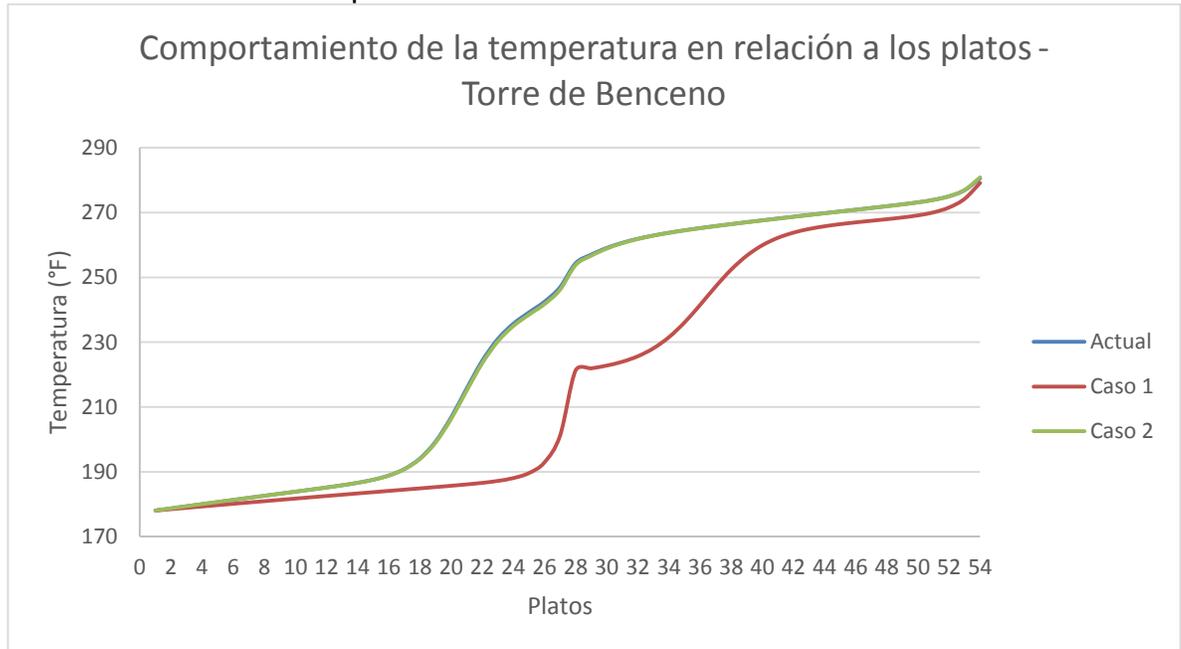
A continuación, se presentan los perfiles de presión, temperatura y flujos molares del líquido y vapor en el interior de cada una de las columnas de destilación para las condiciones actuales de operación y la operación de las torres con las nuevas composiciones de carga en el caso 1 y 2.

Gráfica 9. Perfil de presión torre de benceno



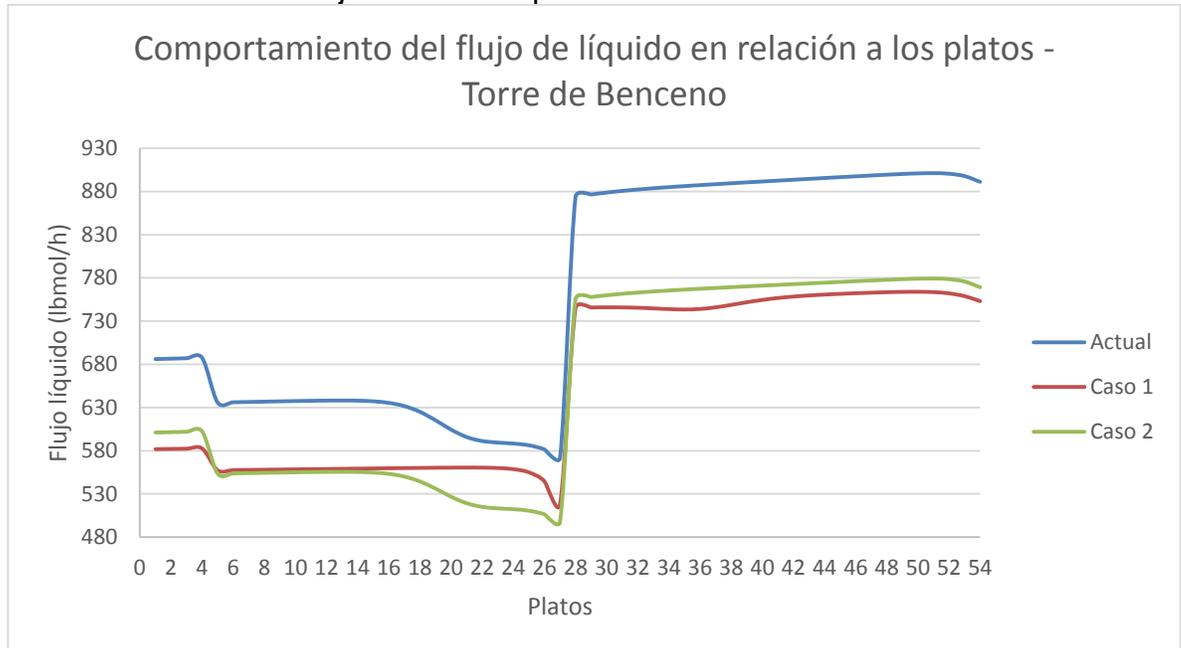
**Nota:** El perfil de presión obtenido para las condiciones actuales dio igual al perfil con el caso 2, debido a que se realizó una estimación de este parámetro debido a que este dato no se encontraba directamente en planta.

Gráfica 10. Perfil de temperatura torre de benceno.

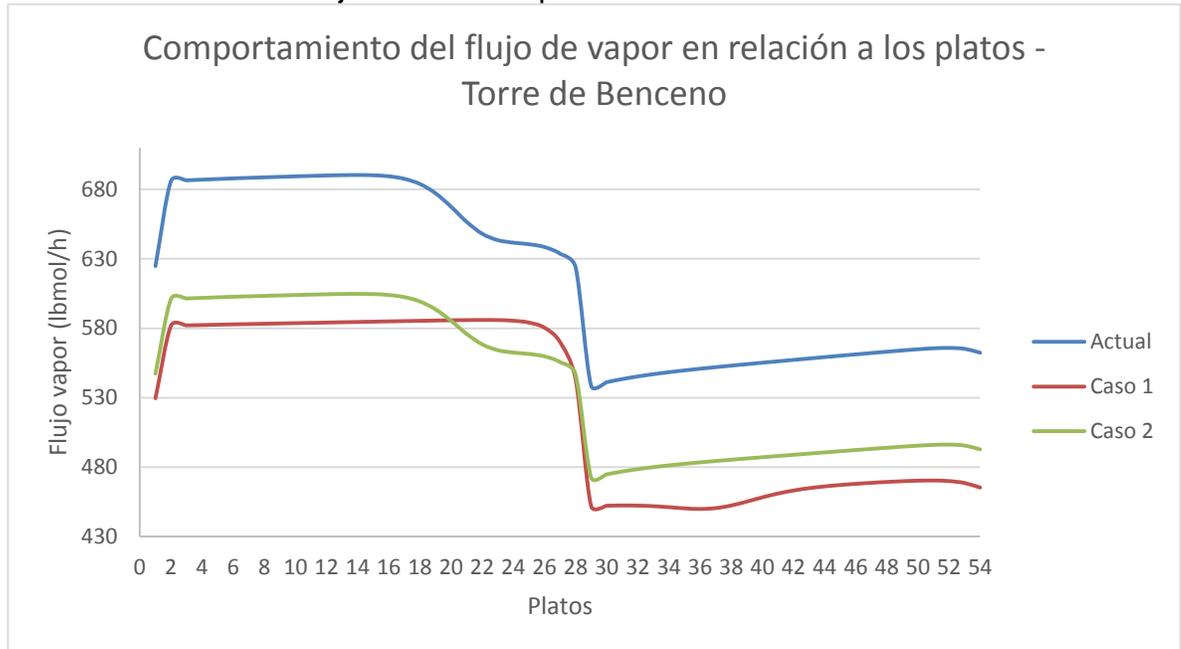


**Nota:** El perfil de temperatura obtenido para las condiciones actuales dio igual al perfil con el caso 2.

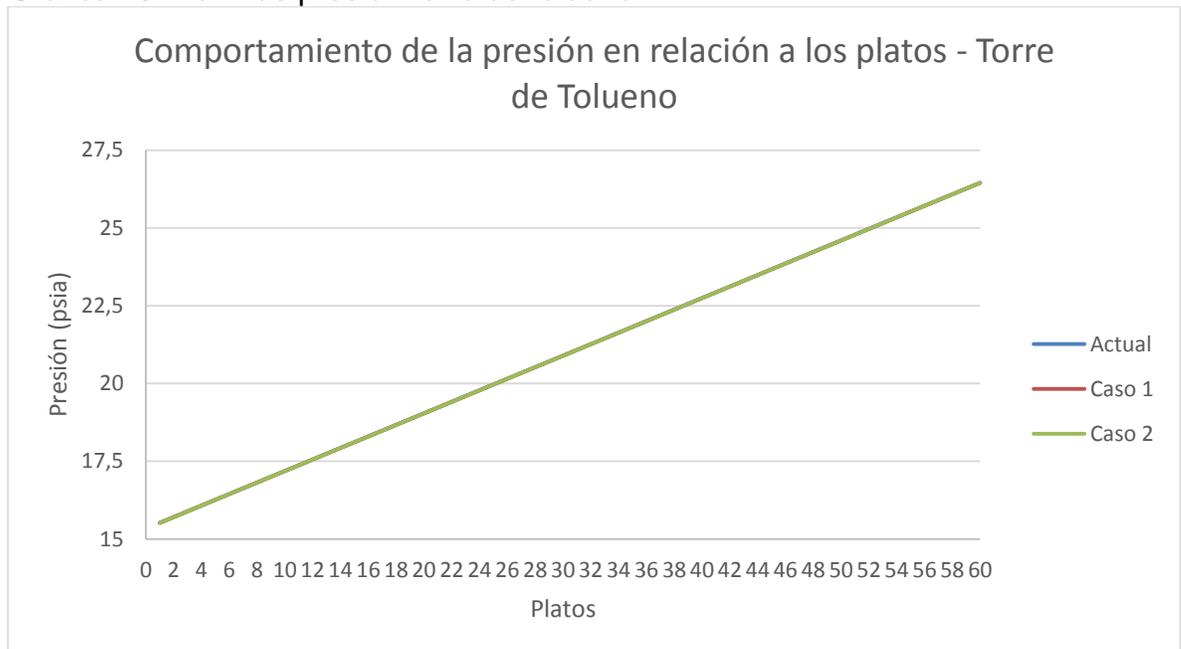
Gráfica 11. Perfil del flujo molar de líquido torre de benceno



Gráfica 12. Perfil del flujo molar de vapor torre de benceno

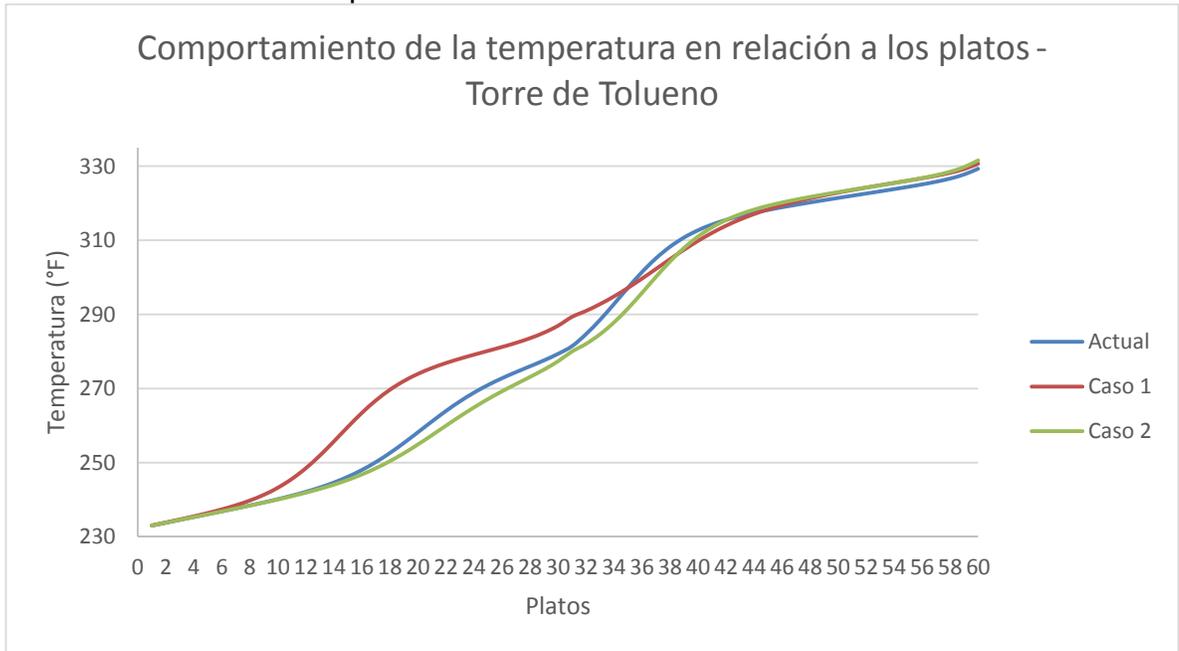


Gráfica 13. Perfil de presión torre de tolueno

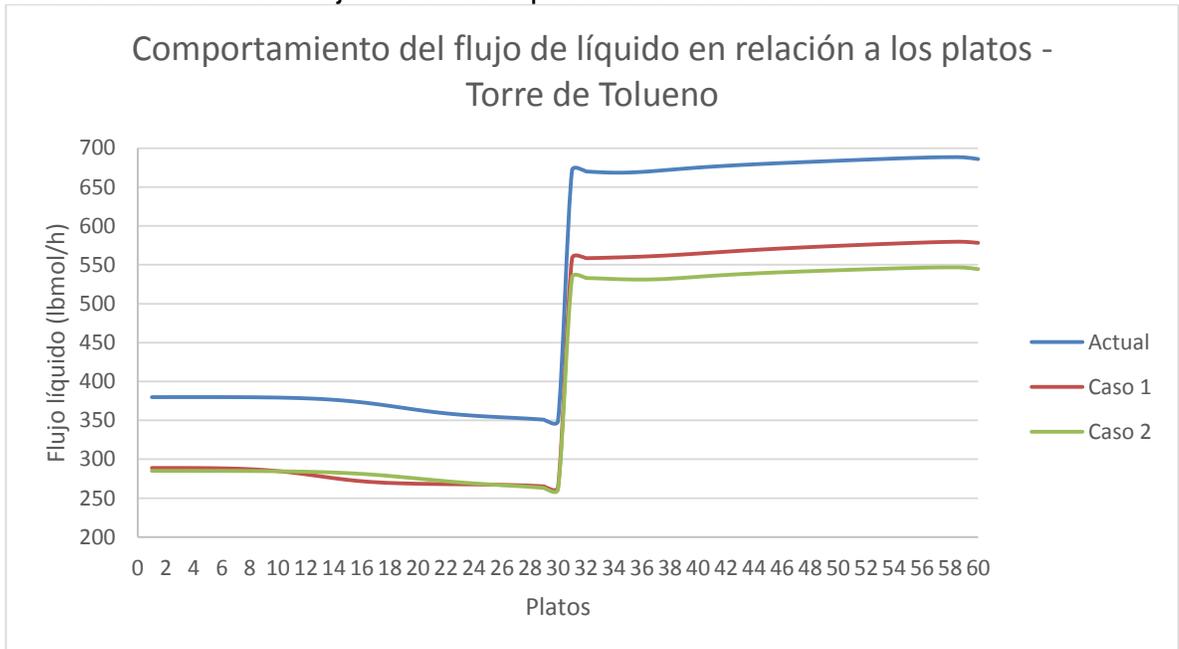


**Nota:** El perfil de presión obtenido para las condiciones actuales y caso 1 dio igual al perfil con el caso 2, debido a que se realizó una estimación de este parámetro debido a que este dato no se encontraba directamente en planta.

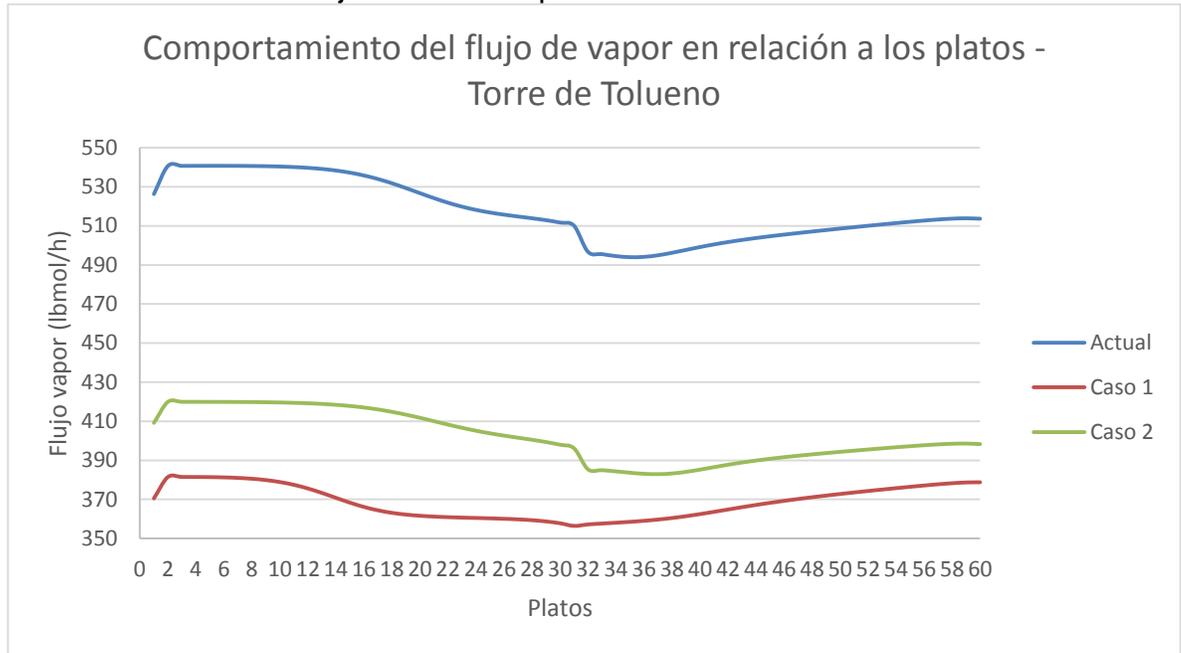
Gráfica 14. Perfil de temperatura torre de tolueno



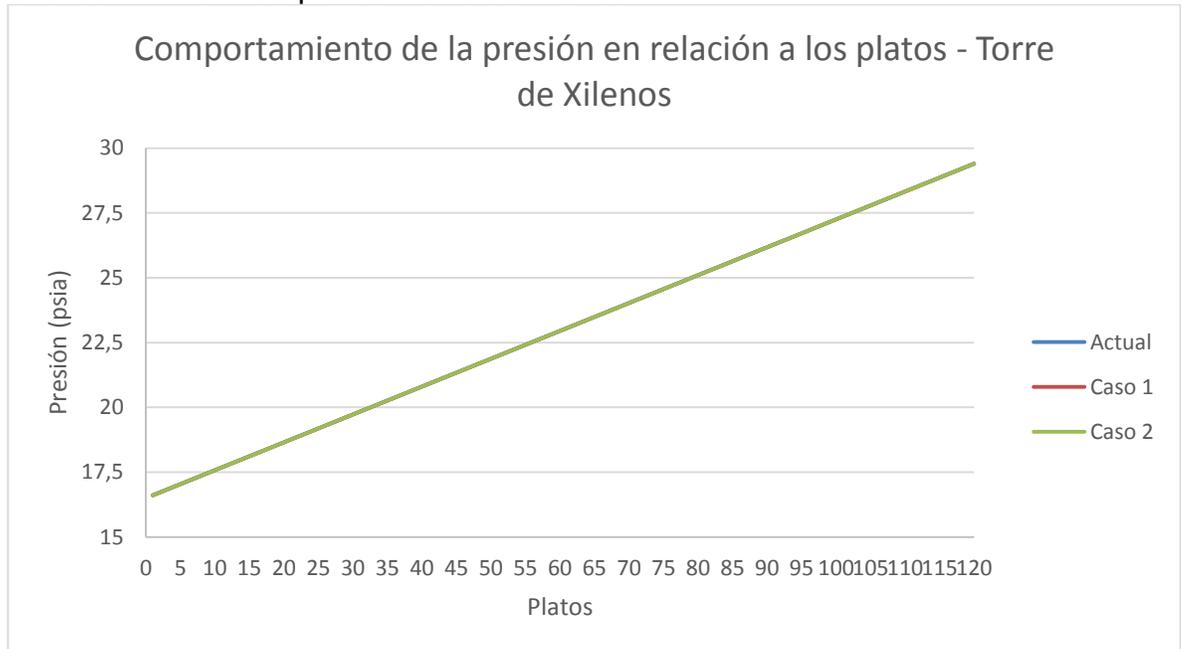
Gráfica 15. Perfil del flujo molar de líquido torre de tolueno



Gráfica 16. Perfil del flujo molar de vapor torre de tolueno

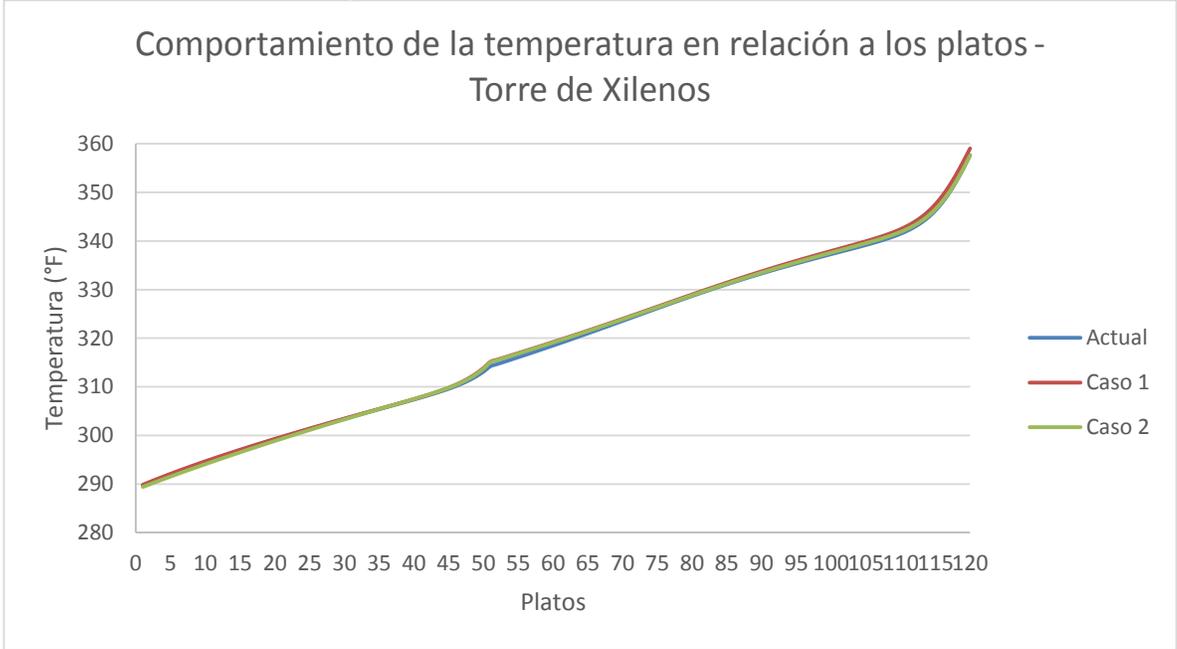


Gráfica 17. Perfil de presión torre de xilenos

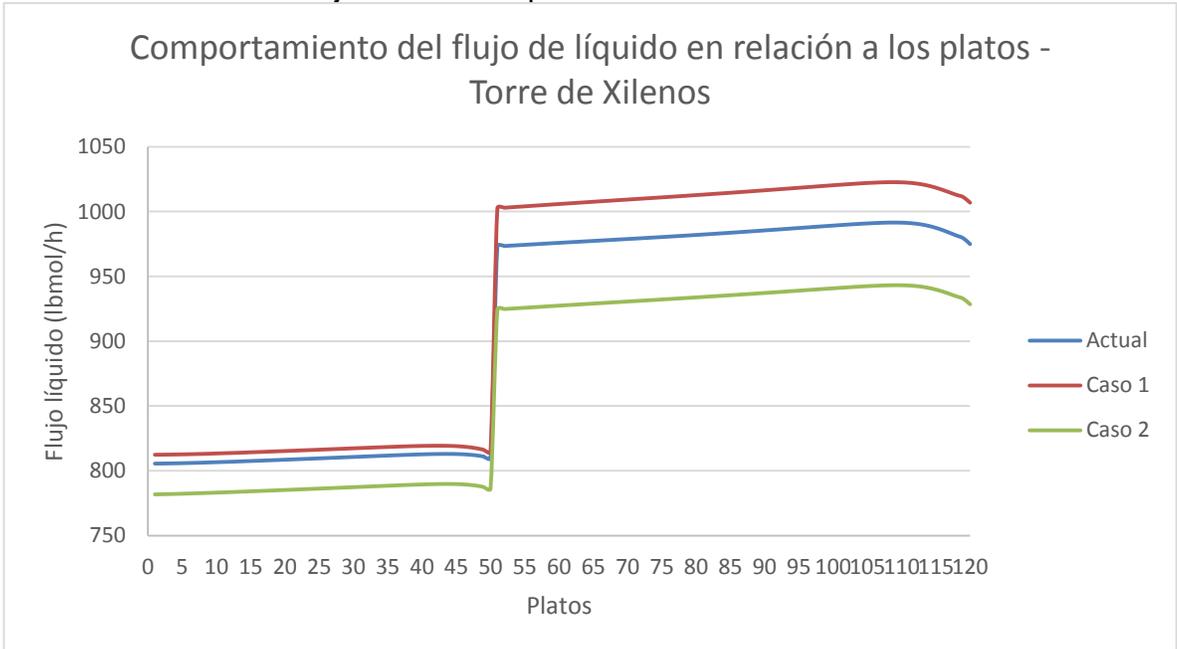


**Nota:** El perfil de presión obtenido para las condiciones actuales y caso 1 dio igual al perfil con el caso 2, debido a que se realizó una estimación de este parámetro debido a que este dato no se encontraba directamente en planta.

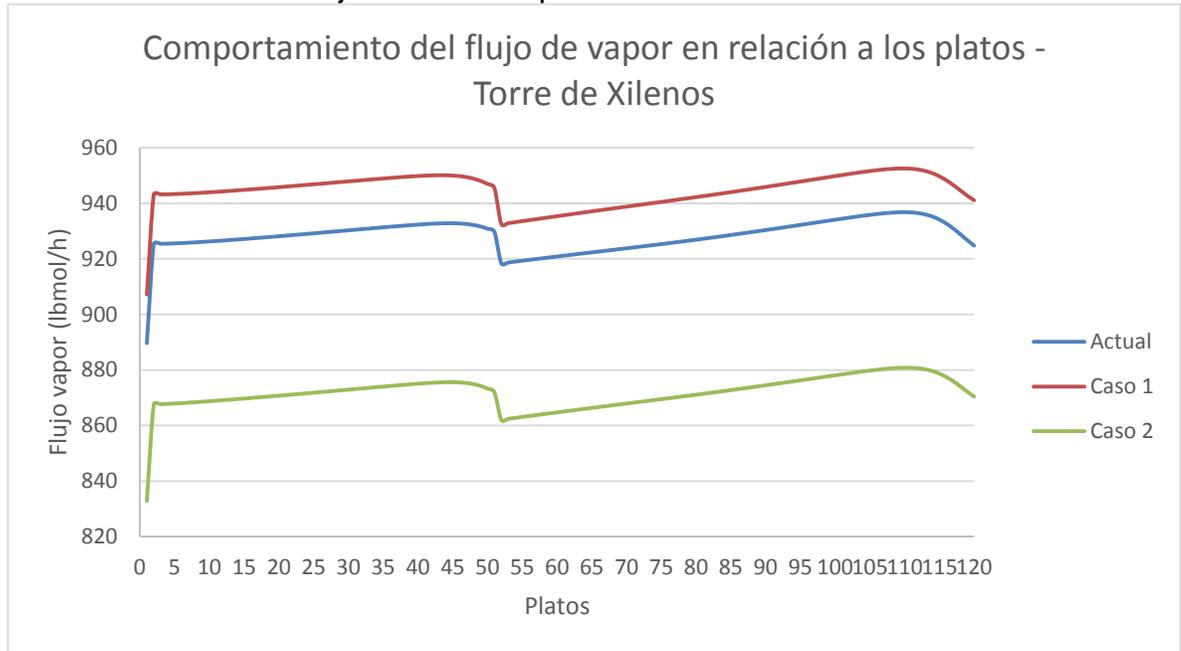
Gráfica 18. Perfil de temperatura torre de xilenos



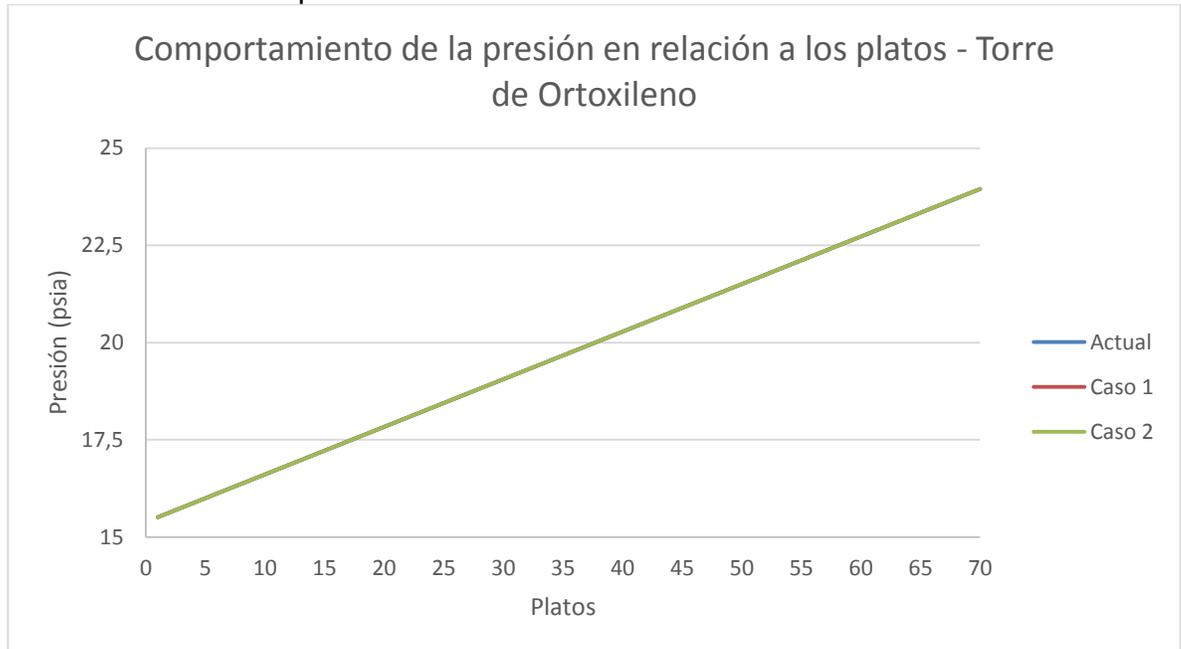
Gráfica 19. Perfil del flujo molar de líquido torre de xilenos



Gráfica 20. Perfil del flujo molar de vapor torre de xilenos

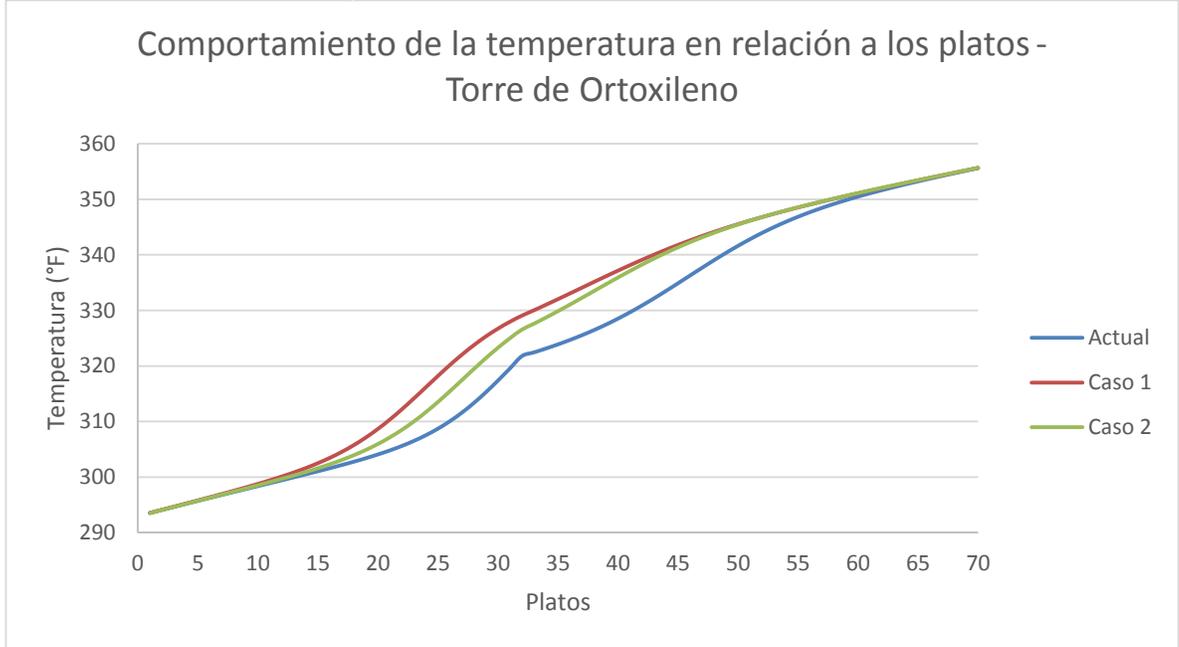


Gráfica 21. Perfil de presión torre de ortoxileno

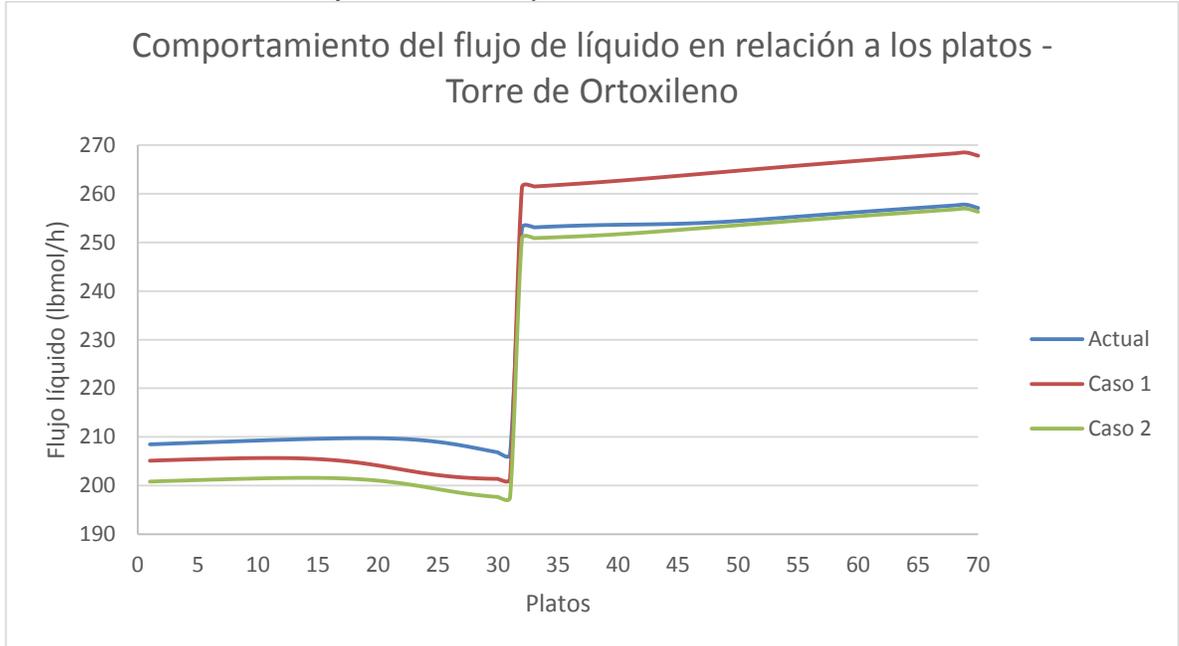


**Nota:** El perfil de presión obtenido para las condiciones actuales y caso 1 dio igual al perfil con el caso 2, debido a que se realizó una estimación de este parámetro debido a que este dato no se encontraba directamente en planta.

Gráfica 22. Perfil de temperatura torre de ortoxileno



Gráfica 23. Perfil del flujo molar de líquido torre de ortoxileno



Gráfica 24. Perfil del flujo molar de vapor torre de ortoxileno

