



Revista INGENIERÍA UC

ISSN: 1316-6832

revistaing@uc.edu.ve

Universidad de Carabobo

Venezuela

Cartes, Pamela

Diseño de la sección de destilación y desparafinación de una planta de alquilación grado detergente para procesar una corriente de parafinas con bajo contenido de olefinas

Revista INGENIERÍA UC, vol. 24, núm. 2, agosto, 2017, pp. 161-169

Universidad de Carabobo

Carabobo, Venezuela

Disponible en: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=70753474004>

- Cómo citar el artículo
- Número completo
- Más información del artículo
- Página de la revista en redalyc.org

redalyc.org

Sistema de Información Científica

Red de Revistas Científicas de América Latina, el Caribe, España y Portugal

Proyecto académico sin fines de lucro, desarrollado bajo la iniciativa de acceso abierto

Design of the distillation and desparafination section of a detergent grade alkylation plant to process a stream of paraffin with low olefin content

Pamela Cartes*

Departamento de Estudios Básicos. Química. Facultad de Ingeniería. Universidad de Carabobo.

Abstract.-

This paper deals with the criteria and technical aspects for the design of fractionating towers, using simulation and engineering tools in the area of chemical processes, framed in a conversion approach of a detergent grade alkylation plant to operate with a feed stream of paraffins with a low olefin content and produce the linear alkylbenzene (LAB) required for the formulation of detergents. These paraffins which is available in abundance and at a cost significantly lower than the olefins, which in recent years has experienced great instability in the international market, with a lack of supply and sustained price increases. The results of the simulation show a satisfactory recovery of 99.92 % of benzene, using the existing tower, as well as of the 99.99 % paraffins with the design of a new fractionator tower, both in stable conditions and without problems in the hydraulic capacity making possible the modification of the distillation section of the alkylation plant and taking full advantage of the available energy of existing equipment.

Keywords: Simulation; Alkylation; Distillation; Olefins.

Diseño de la sección de destilación y desparafinación de una planta de alquilación grado detergente para procesar una corriente de parafinas con bajo contenido de olefinas

Resumen.-

Este artículo aborda los criterios y aspectos técnicos para el diseño de torres fraccionadoras, utilizando herramientas de simulación y de ingeniería en el área de procesos químicos, enmarcado en un planteamiento de conversión de una planta de alquilación grado detergente para operar con una corriente de alimentación de parafinas con un contenido bajo de olefinas y producir el alquilbenceno lineal (LAB) requerido para la formulación de detergentes. Estas parafinas se encuentran disponibles en abundancia y a un costo significativamente menor que el de las olefinas, la cual en los últimos años ha experimentado en el mercado internacional gran inestabilidad, con poca oferta de suministros y aumentos sostenidos de precio. Los resultados de la simulación muestran una recuperación satisfactoria de benceno de 99,92 %, empleando la torre existente, así como de las parafinas del 99,99 % con el diseño de una nueva torre fraccionadora, ambas en condiciones estables y sin problemas en la capacidad hidráulica haciendo posible la modificación de la sección de destilación de la planta de alquilación y aprovechando al máximo la energía disponible de los equipos existentes.

Palabras clave: Simulación; Alquilación; Destilación; Olefinas.

Recibido: junio 2017

Aceptado: agosto 2017

*Autor para correspondencia

Correo-e: pamecartes@yahoo.com (Pamela Cartes)

1. Introducción

La alquilación tiene lugar en el proceso de producción de alquilbenceno lineal (LAB) el cual utiliza olefinas, como el etileno, propileno

y butileno, obtenidas por deshidrogenación de etano, propano y butano respectivamente, como materia prima fundamental. Las olefinas tienden a polimerizar y por ello a menudo se emplean en presencia de un exceso de otro reactante, el cual puede ser isobutano o benceno, empleando ácido fluorhídrico (HF) como catalizador [1, 2, 3, 4]. Durante la reacción hay una transferencia de hidrógeno del carbono del anillo de benceno al carbono de la olefina, formando de esta manera el radical alquil el cual corresponde a la formación del alquilbenceno lineal [5].

Las olefinas durante los últimos años han venido presentando mucha inestabilidad en cuanto al costo y suministro de las mismas, lo cual pone en riesgo la operación continua de las plantas de alquilación, con la consecuente disminución en la producción del LAB, que es la materia prima básica para la elaboración de detergentes [6, 7, 8], por tal motivo se plantea utilizar olefinas obtenidas a partir de parafinas (insumo que se encuentra disponible en abundancia en los mercados foráneos) procesadas en una planta de deshidrogenación [9].

En el proceso de deshidrogenación catalítica la conversión de parafinas a olefinas es muy baja (alrededor del 10%), requiriéndose por ello el manejo de un gran volumen de parafinas en la corriente de alimentación a la planta de alquilación. En la Figura 1 se muestra un diagrama de bloques del proceso de alquilación con los cambios propuestos, donde se destaca la incorporación de una sección posterior de desparafinación para separar y reciclar las parafinas. En la sección de reacción solo la fracción de olefinas reacciona para producir el alquilbenceno, no obstante las secciones posteriores deben tener la capacidad para poder operar con la gran cantidad de parafinas presentes.

El objetivo del presente trabajo es establecer las modificaciones de la sección de destilación para manejar la nueva corriente mediante el rediseño de la torre de destilación recuperadora de benceno y el diseño de la nueva sección de desparafinación que contempla una torre de fraccionamiento recuperadora de parafinas. Para llevar a cabo esto se requiere la formulación y

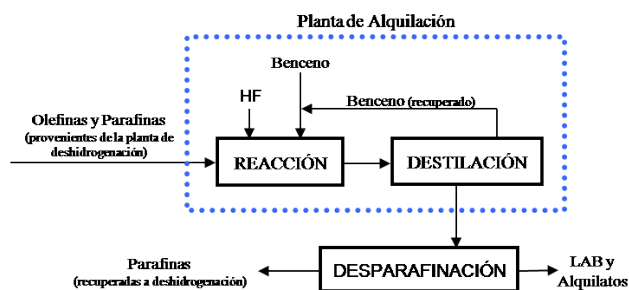


Figura 1: Diagrama de bloques del proceso de alquilación propuesto. Fuente propia.

resolución de modelos matemáticos que reporten las condiciones de salida de las torres a partir de sus condiciones de entrada y de las características internas de las mismas, para ello se emplea el programa de simulación “Hysys” [10, 11] el cual posee una gran base de datos de componentes químicos y de métodos de cálculos de propiedades termodinámicas, siendo ésta una poderosa herramienta de ingeniería que permite agilizar los cálculos correspondientes a balances de masa y energía en el diseño y evaluación de procesos.

Los equipos de destilación empleados son torres de tipo fraccionadora de lecho empacado, que además de ser el método más empleado actualmente para separar los componentes de una mezcla líquida multicomponentes, es continuo, permite manipular grandes cantidades de mezclas y hace posible alcanzar purezas elevadas en los productos destilados mediante la adecuada manipulación del reflujo.

2. Metodología

2.1. Esquema de Proceso para la Recuperación de Benceno y Parafinas

Para el proceso de recuperación de benceno y parafinas se establece el esquema mostrado en la Figura 2 donde se consideran dos torres fraccionadoras dispuestas en serie.

La corriente de alimentación (procedente de la sección de reacción de la planta de alquilación propuesta referida en la Figura 1) posee una temperatura de 134°C y una presión de 310 kPa, cuya composición se desglosa en la Tabla 1.

En la primera torre fraccionadora se recupera el benceno por el tope, así como el ácido fluorhídrico

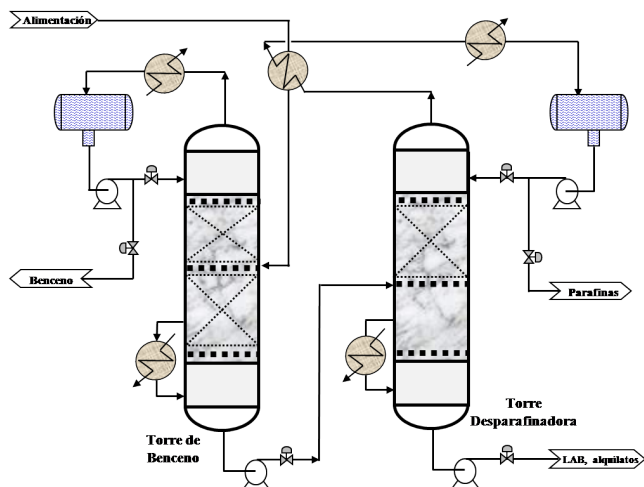


Figura 2: Esquema de proceso para la recuperación de benceno y parafinas. Fuente propia.

(HF), con un arrastre mínimo de parafinas y en la segunda se recuperan todas las parafinas junto con los aromáticos y como producto de fondo se extrae el alquilbenceno lineal y los alquilatos pesados.

Tabla 1: Composición de la corriente de alimentación.

Compuestos	% Peso	Flujo (kg/h)
Benceno	33,49	26237
Parafinas	52,11	40825
HF	3,73	2922
LAB	8,13	6372
Aromáticos	1,43	1120
Pesados	1,10	862
Total	100	78340

Fuente: Planta de Alquilación

2.2. Rediseño de la Torre de Destilación Recuperadora de Benceno

Para llevar a cabo la recuperación de benceno se realiza el rediseño de la torre fraccionadora existente en la Planta de Alquilación (sección destilación) cuya altura es de 17,7 m y además está constituida de dos secciones empacadas de diferentes alturas (ver Tabla 2) rellenas con empaque al azar tipo IMPT #25 (Intalox Metal Tower Packing) con un tamaño nominal de 25,4 mm.

Los datos correspondientes a las características de la corriente de alimentación (indicada en la

Tabla 2: Datos de diseño de la torre fraccionadora de benceno (empaque desordenado).

Parámetro	S_r	S_r
Número de lechos	1	1
Diámetro (m)	1,83	1,83
Altura (m)	5,2	2,4
Número de etapas teóricas	11	5
Altura de una etapa teórica, HETP (m)	0,4727	0,48

S_r : Sección de rectificación

S_r : Sección de agotamiento

Fuente: Planos de detalle de la Torre existente

Tabla 1) y de la torre fraccionadora (Tabla 2) se introduce en el simulador Hysys, utilizando la ecuación de estado de Peng Robinson Soave-Vera orientada para sistemas moderadamente no ideales y como modelo de actividad el Chie Null, apropiado para la predicción de propiedades de fluidos de la mayoría de los hidrocarburos, principalmente limitado a sustancias no polares o componentes ligeramente polares [11, 12].

Una vez introducidos los datos de entrada a la torre, se interpretan los cambios en el sistema recuperador de benceno, sin alterar las condiciones de operación de la torre existente (temperatura de alimentación, presión de la torre, número de etapa de la alimentación, entre otras) evaluando los efectos sobre la capacidad hidráulica y eficiencia de operación, a través de factores específicos de diseño como: porcentaje de inundación, caída de presión, relación carga de vapor/inundación (mostrados a través de la herramienta del simulador “tray syzing”) así como el porcentaje de benceno recuperado por el tope y el arrastre de compuestos indeseados en esas condiciones de operación.

2.3. Diseño de la Torre de Destilación Recuperadora de Parafinas

Al momento de diseñar una torre fraccionadora se llevan a cabo varias actividades asociadas con los requerimientos mínimos que se deben tener en cuenta, tales como: determinación de las características de la corriente de alimentación que para este caso corresponde al producto de fondo de la torre recuperadora de benceno, identificación de los componentes claves livianos y pesados (parafina y alquilbenceno lineal respectivamente),

establecimiento de condiciones de la corriente de fondo y destilado, selección del tipo de interno de la torre (platos y/o empaque) y presión de operación, así como la ubicación del punto de alimentación [13].

La primera actividad a realizar para el diseño de torres fraccionadoras es generar un estimado inicial utilizando una herramienta del simulador llamada “shortcut”, en ella se introducen los datos pertenecientes a los componentes claves livianos y pesados de la corriente de alimentación, además de proporcionar la presión de operación del condensador y del rehervidor [14], una vez realizado esto, dicha herramienta arroja el número de etapas mínimas para la separación de los componentes que se requieren extraer por el tope y fondo. Con estos datos se configura la torre en el simulador y a través de la herramienta “tray syzing” (modo “design”) se deja que establezca el diámetro y tipo de empaque; a continuación se fijan estos datos para realizar una primera iteración (modo “rating”), verificando al mismo tiempo la capacidad hidráulica y caídas de presión dentro de la torre para las condiciones establecidas, con el propósito de que éstas no excedan los límites máximos permitidos de diseño.

El punto óptimo de alimentación se obtiene analizando el comportamiento del factor de separación “S”, definido como la relación entre la fracción molar líquida entre los componentes claves livianos y pesados que conforman el sistema. El óptimo será aquel donde coincida el valor de la relación entre los componentes claves livianos y pesados de la corriente de alimentación (fase líquida) con el del plato o etapa dentro de la torre [14]. De acuerdo a los valores obtenidos de esta relación para la etapa de alimentación considerada en el estimado inicial, ésta se mueve de posición ya sea hacia la zona de agotamiento o rectificación según corresponda hasta que coincidan las relaciones entre los componentes claves; junto con este análisis se observa la energía requerida por el condensador y por el rehervidor, así como el reflujo de tope, entre otros parámetros. Una vez establecido el punto óptimo de alimentación, como último paso, se verifica el comportamiento hidráulico y caídas de presión dentro de la torre

para esta condición a través del “tray syzing” del simulador.

3. Resultados y Discusión

3.1. Rediseño de la Torre de Destilación Recuperadora de Benceno

Los resultados de la simulación indican que para alcanzar las condiciones de calidad deseada y optimizar la operación de la torre recuperadora de benceno existente, trabajando con una relación de reflujo $L/D=0,34$ a una carga correspondiente a un reflujo de 9987 kg/h, con una temperatura de tope de 105°C para la etapa N° 1 y 260°C para el fondo etapa N°16, es necesario precalentar la corriente de alimentación de 134°C a 165°C debido a la gran caída de presión por longitud de empaque producida en la sección de agotamiento (generada por la nueva composición de la alimentación) por encima del valor máximo recomendado de 0,409 kPa/m [8], que a su vez generó una condición severa de inundación de 179 %, consecuencia del tráfico de líquido [14] que transita en la zona de agotamiento que varió desde 66000 kg/h hasta 137000 kg/h, esta condición fue advertida en el simulador ya que el flujo de líquido L supero el rango utilizado para la correlación de Robbins (válido solo para cargas de líquido menores a 20000 lb/h ft²) para el cálculo de caída de presión [12].

Con el aumento de la temperatura de alimentación se eleva la fracción de vapor hacia la zona de rectificación, y disminuye al mismo tiempo el tráfico de líquido en la zona de agotamiento evitando la elevada caída de presión y los problemas de inundación. Bajo estas condiciones de operación se obtiene una recuperación de benceno igual a 99,92 % p/p por el tope con un arrastre mínimo de parafinas de 0.49 % p/p (ver perfil de temperatura en la Figura 3).

Los valores del comportamiento hidráulico resultantes se reportan en la Tabla 3, donde se observan condiciones de operación satisfactorias conforme a los valores establecidos de diseño y en la Tabla 4 se indica la energía requerida para los intercambiadores de calor y la potencia de la

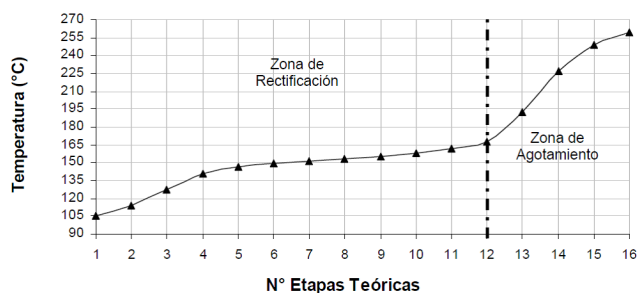


Figura 3: Perfil de temperatura de la torre recuperadora de benceno.

bomba de fondo bajo las nuevas condiciones de operación de la torre de benceno.

De acuerdo a los valores reportados el precalentador de alimentación, el condensador de tope y la bomba de fondo de la torre existente pueden ser utilizados sin necesidad de cambios, en el caso del rehervidor se tiene que reemplazar por otro de mayor capacidad que cumpla con los nuevos requerimientos energéticos.

Tabla 3: Comportamiento hidráulico de la torre de benceno.

Parámetro	S_r	S_a
Relación Carga de vapor/Inundación ($m^3/h m^2$)	4609	2702
Inundación (%)	58,4	70,8
Caída de presión por longitud (kPa/m)	0,316	0,472

S_r : Sección de rectificación

S_a : Sección de agotamiento

Tabla 4: Energía requerida y disponible en los equipos auxiliares de la torre de benceno.

Equipo	E_{PR}	E_{PD}
Precalentador de alimentación	9,24	12,72
Condensador de tope	22,00	24,68
Rehervidor de fondo	16,50	7,67
Bomba de fondo	18,00	20,00

E_{PR} : Energía/Potencia requerida (MMkJ/h)/ (hp)

E_{PD} : Energía/Potencia disponible (MMkJ/h)/ (hp)

3.2. Diseño de la Torre de Destilación Recuperadora de Parafinas

La corriente de alimentación a esta torre proviene del producto de fondo extraído de la torre de benceno (como se muestra en la Figura 2) a una

temperatura de 260°C y una presión de operación de 742 kPa, compuesta por: trazas de benceno, parafinas, aromáticos, LAB y alquilatos pesados en las proporciones mostradas en la Tabla 5.

Tabla 5: Corriente de alimentación de la torre desparafinadora.

Compuestos	% Peso	Flujo (kg/h)
Benceno	0,042	20,42
Parafinas	82,90	40594
Aromáticos	2,28	1119
LAB	13,01	6373
Pesados	1,76	863
Total	100	48969,42

Para identificar las condiciones de operación y la configuración de la torre se requiere la generación de un estimado inicial (aplicando la herramienta del simulador “shortcut”) obteniendo para este caso una torre operando a una presión atmosférica de 1,83 m de diámetro con dos secciones empacadas, con empaque al azar tipo Norton Intalox (IMPT) de diámetro igual a 40 mm, constituida de 11 etapas teóricas, alimentada en la etapa N° 5 y con una altura total de lechos de 6,71 m. Esta información se utiliza como punto de partida para una primera iteración en el simulador, de la cual se obtiene la información necesaria para realizar los ajustes requeridos y establecer el diseño definitivo de la torre.

Para determinar la ubicación más conveniente de la etapa de alimentación se suministra al simulador las características de la torre antes mencionadas como datos de diseño y se simula la operación variando la alimentación desde la etapa teórica 5 hasta la 2. Esta ubicación se determina en función del comportamiento del factor de separación “S” [15], que indica la relación entre las fracciones molares líquidas del componente X_{CL} : parafina (clave liviano) y el X_{CP} : alquilbenceno lineal (clave pesado).

El punto óptimo de alimentación es aquel donde coincide el valor de la relación entre los compuestos claves livianos y pesados de la alimentación ($X_{CL}/X_{CP} = 2,57$) con el de la etapa dentro de la torre. Como se observa en la Tabla 6 para este caso el mejor punto de alimentación

corresponde a la etapa N° 3, cuya relación entre ambos claves es igual a 2,61; resaltando además que con la alimentación en esta etapa se alcanza una mayor proporción de compuestos pesados y menor presencia de productos livianos en la zona de agotamiento (desde la etapa N° 4 hasta la N° 11), debido a la menor relación entre los compuestos claves en cada etapa en comparación a la obtenida para otros puntos de alimentación. Para las etapas N° 2 y N° 4 existe una variación notable de la relación, caracterizada por la tendencia a ir aumentando su valor desde la etapa N°11 hasta una etapa previa a la alimentación y en el punto de carga disminuye para luego aumentar hacia la zona de rectificación, este comportamiento, que representa una destilación retrograda [14], se observa claramente sobre las curvas de la Figura 4.

Tabla 6: Relación entre los componentes claves livianos y pesados en diferentes puntos de alimentación (X_{CL} / X_{CP}).

Etapa N°	N° de Etapa de la Alimentación			
	2	3	4	5
0	8,31	5,54	6,24	4,60
1	4,59	3,06	3,44	2,54
2	3,85	2,65	3,01	2,20
3	5,40	2,61	2,97	2,15
4	4,62	2,26	3,02	2,19
5	3,01	1,46	3,29	2,23
6	1,78	0,86	2,38	1,70
7	1,05	0,51	1,47	1,06
8	0,63	0,31	0,89	0,64
9	0,39	0,19	0,54	0,40
10	0,24	0,12	0,34	0,25
11	0,15	0,08	0,22	0,16

En la Figura 4 se ilustran las curvas del factor de separación “S” para cada ubicación de la alimentación, donde se observa en forma evidente que el mejor punto para la alimentación es en la etapa N° 3.

Además de observar la relación entre los compuestos claves, en el análisis para ubicar el punto óptimo de alimentación también se realiza un seguimiento de la energía requerida por el sistema, tanto para el condensador de tope como el rehervidor de fondo, así como también el flujo de retorno hacia la torre (reflujo) y la fracción másica de parafinas contenidas en la corriente de fondo y el LAB en la corriente de tope para cada ubicación

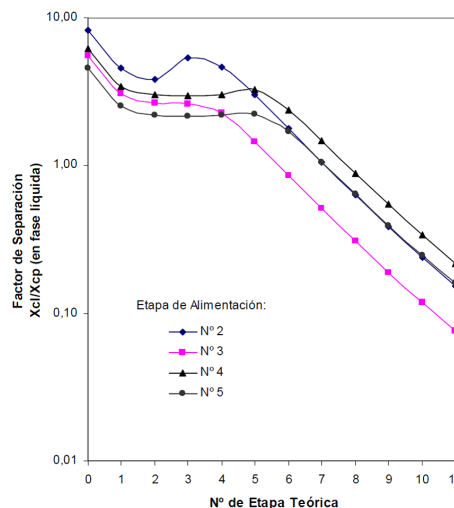


Figura 4: Factor de separación “S” para diferentes puntos de alimentación.

de la etapa de alimentación (ver Tabla 7). La decisión final para establecer cuál es la etapa más adecuada para la ubicación de la alimentación, favorece aquel punto donde todos estos factores presenten los mejores indicadores.

Tabla 7: Requerimientos de energía y arrastre de componentes claves a diferentes puntos de alimentación.

	N° etapa de la alimentación			
	2	3	4	5
Energía en el condensador (MM kJ/h)	32,361	31,814	31,812	31,770
Energía en el rehervidor (MM kJ/h)	7,606	7,272	7,793	7,416
Reflujo (kg/h)	2703	1917	1924	1837
Parafina en el fondo (X_m)	0	0	0	0
LAB en el tope (X_m)	0,000022	0,000034	0,000029	0,000041

Los resultados reportados en la Tabla 7, indican que a medida que se ubica la alimentación hacia el tope de la torre se requiere mayor energía en el condensador de tope, variando desde 31,770 MMkJ/h para la etapa N° 5 hasta el valor de 32,361 MMkJ/h para la etapa N° 2, así como un mayor flujo de retorno en el tope de la torre (reflujo) para mantener las condiciones de operación. De acuerdo a los datos reportados la etapa N° 3 es el punto de alimentación óptimo donde los valores de energía corresponden a 31,814 y 7,272 MMkJ/h para el condensador y rehervidor respectivamente, con un reflujo de 1917

kg/h que corresponde a una relación L/D= 0,045 para la carga de planta requerida, obteniendo cero arrastre hacia el fondo de la torre de parafinas, y el contenido de LAB en el tope es prácticamente despreciable (0,0034 % p/p).

En cuanto a la calidad de los productos obtenidos, se recupera el 99,99 % de las parafinas por el tope y el 93,22 % del LAB por el fondo con un arrastre mínimo del mismo de un 6,75 % por la corriente de tope.

Los resultados del comportamiento hidráulico de la torre desparafinadora para las condiciones de operación dadas se indican en la Tabla 8, obteniéndose un porcentaje de inundación de 63,33 y 53,65 y una caída de presión por longitud de empaque de 0,307 y 0,212 kPa/m para la sección de rectificación y agotamiento respectivamente, encontrándose ambos parámetros por debajo del valor de diseño en las dos secciones de la torre.

Tabla 8: Comportamiento hidráulico de la torre recuperadora de parafinas.

Parámetro	S_r	S_a
Relación Carga de vapor/Inundación ($m^3/h m^2$)	6715	5164
Inundación (%)	63,33	53,65
Caída de presión por unidad de longitud (kPa/m)	0,307	0,212

S_r : Sección de rectificación
 S_a : Sección de agotamiento

En la Figura 5 se muestran los tráfico de líquido y vapor dentro de la torre y en la Figura 6 el perfil de temperatura para cada una de las etapas de la torre desparafinadora diseñada.

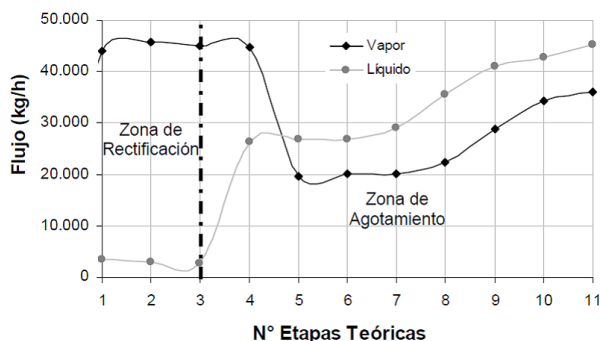


Figura 5: Flujo de líquido y vapor en cada etapa de la torre recuperadora de parafinas.

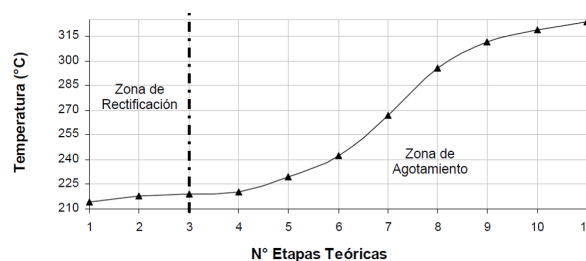


Figura 6: Perfil de temperatura para la torre recuperadora de parafinas.

Como resultado final de la aplicación de los criterios técnicos de dimensionamiento y de la evaluación efectuada, se reportan en la Tabla 9 los datos de diseño definitivos de la torre de destilación recuperadora de parafinas.

Tabla 9: Datos de diseño de la torre recuperadora de parafinas (empaque desordenado).

Parámetro	S_r	S_a
Diámetro de la columna (m)	1,83	1,83
Número de lechos empacados	1	1
Altura equivalente de una etapa teórica, HETP (m)	0,61	0,61
Número de etapas teóricas	2	9
Total altura de relleno (m)	1,22	5,49
Tamaño nominal del empaque (mm)	40	40
Correlación para el cálculo del ΔP	Robbins	Robbins
Presión de Operación (kPa)	101	103
Presión de Diseño (kPa)	276	276
Energía requerida por el condensador de tope (MMkJ/h)	22,61	---
Energía requerida por el rehervidor de fondo de tope (MMkJ/h)	---	7,27

S_r : Sección de rectificación
 S_a : Sección de agotamiento

4. Conclusiones

Es posible modificar la sección de destilación de la planta de alquilación para manejar corrientes de parafinas con bajo contenido de olefinas aprovechando la misma torre recuperadora de benceno que se utiliza en la sección de destilación de la planta de alquilación y para un mayor aprovechamiento de la energía disponible es posible insertar la torre desparafinadora junto con el sistema recuperador de benceno, logrando de esta manera emplear los vapores de tope del sistema de recuperación de parafinas para el

precalentamiento de la corriente de alimentación de la torre recuperadora de benceno.

El rediseño de la torre recuperadora de benceno incluye algunas modificaciones que comprende un aumento en la temperatura de alimentación de dicha torre de 134 °C a 165 °C como consecuencia de la gran caída de presión producida en la sección de agotamiento que provoca una condición de inundación; con dicha modificación se obtiene una recuperación de benceno de 99,92 % en peso por el tope con un arrastre mínimo de parafinas de 0,49 % en peso; junto con ello se logra reutilizar algunos de los equipos existentes de la torre como lo son el precalentador de alimentación, el condensador de tope y la bomba de fondo y en el caso del rehervidor de fondo se tiene que emplear otro que cumpla con los nuevos requerimientos de energía.

Para la recuperación de parafinas se diseña una torre fraccionadora capaz de procesar la corriente de fondo de la torre recuperadora de benceno cuyas características corresponden a una temperatura de 260°C compuesta por parafinas, LAB, aromáticos, pesados y unas trazas de benceno. Esta torre posee un diámetro de 1,83 m, conformada por dos lechos empacados con una altura total de lechos de 6,71 m y con un empaque al azar de 40 mm de diámetro el cual opera a una presión entre 101 y 103 kPa. El punto óptimo de alimentación alcanzado corresponde al plato N° 3, punto en el cual coincide la relación molar líquida de los compuestos claves livianos y pesados de la alimentación ($X_{CL}/X_{CP}=2,57$) con el del plato dentro de la torre igual a 2,61. Bajo estas condiciones se recupera el 99,99 % de las parafinas por el tope y el 93,92 % del LAB por el fondo con un arrastre mínimo del mismo por el tope de 6,75 %, alcanzando porcentajes de inundación satisfactorios (63,33 % y 53,65 %) para ambas secciones de lecho empacado inferiores al 80 % requerido para el diseño de torres, al igual que la caída de presión por longitud de empaque de 0,307 kPa/m para la sección de rectificación y 0,212 Kpa/m para la sección de agotamiento, ambos valores por debajo del valor máximo permitido de 0,409 kPa/m.

Finalmente con el esquema de proceso propuesto y los cambios efectuados en la planta

de alquilación se logra reducir los costos de producción y se mejora la continuidad operativa de la planta empleando una materia prima de menor costo y más accesible, con un impacto mínimo en los cambios introducidos al proceso.

Referencias

- [1] A. Lira. Simulación de un proceso de deshidrogenación-isomerización de n-parafinas $C_{12} - C_{15}$ en FPIA con catalizador Pt Cu Al_2O_3 . Master thesis, Decanato de Estudios de Postgrado, Universidad Simón Bolívar, Venezuela, 2006.
- [2] R. Terán. Mejoramiento del proceso de destilación de la torre regeneradora de ácido fluorhídrico (HF) de una planta de alquilación grado detergente. Master thesis, Facultad de Ingeniería, Universidad de Carabobo, Venezuela, 2003.
- [3] D. Greer, S. Raghuram, J. Rekoske, S. Sohn, and J. L. Berna. Advances in the manufacture of linear alkylbenzene. In *Lecture at the 6th World Surfactants Congress, Berlin*, 2004.
- [4] J. L. Berna, A. Moreno, A. Banerji, T. R. Fritsch, and B. V. Vora. Growth and developments in linear alkylbenzene technologies: Thirty years of innovation and more to come. In *Proceedings of the Third World Conference on Detergents: Global Perspectives*, 1994.
- [5] R. Norris. Shreve and Lyle F. Albright. Alkylation. In *Unit Processes in organic synthesis*, chapter 14. McGraw Hill, 1977.
- [6] P. R. Pujado. Linear alkylbenzene lab manufacture. In *Handbook of Petroleum Refining Processes*. McGraw-Hill, 1977.
- [7] Hajir Karimi, Aboalfazl Askari, and Elahe Mansouri. Simulation and sensitivity analysis for heavy linear paraffins production in lab production plant. *Polish Journal of Chemical Technology*, 16(4):87–94, 2014.
- [8] Waqas Aslam, M. Abdul Bari Siddiqui, B. Rabindran Jermy, Abdullah Aitani, Jiří Čejka, and Sulaiman Al-Khattaf. Selective synthesis of linear alkylbenzene by alkylation of benzene with 1-dodecene over desilicated zeolites. *Catalysis Today*, 227:187–197, 2014.
- [9] B. V. Vora, P. R. Pujado, T. Imai, and T. R. Fritsch. Recent advances in the production of detergent olefins and linear alkylbenzenes. *Tenside, surfactants, detergents*, 28(4):287–294, 1991.
- [10] Aspen Technology, Inc. *Aspen HYSYS User'Guide*, 2009.
- [11] William L. Luyben. *Distillation design and control using Aspen simulation*. John Wiley & Sons, 2013.
- [12] Amaloea Yunaria Quintero Villalobos. Simulación de una planta de deshidrogenación catalítica de propano para la producción de propileno. Informe de Pasantía, Decanato de Estudios Profesionales Coordinación

de Ingeniería Química Universidad Simón Bolívar, Venezuela, 2010.

- [13] PDVSA. *Manual de diseño de proceso. Torres de fraccionamiento. Modelaje riguroso/generación balance de masa y energía.* PDVSA, Venezuela, 1997.
- [14] Henry Z Kister. *Distillation design.* McGraw-Hill, 1992.
- [15] Henry Z Kister. *Distillation operations.* McGraw-Hill, 1990.