

**ANÁLISIS DE LA DINÁMICA DE RESPUESTA EN LAS TORRES T1503 Y  
T1505 DE LA GERENCIA REFINERÍA DE ECOPETROL.**

**YERSON LEANDRO RODRÍGUEZ SALAZAR  
CRISTIAN CAMILO VALDÉS OSMA**

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

**2015**

**ANÁLISIS DE LA DINÁMICA DE RESPUESTA EN LAS TORRES T1503 Y  
T1505 DE LA GERENCIA REFINERÍA DE ECOPETROL.**

**YERSON LEANDRO RODRÍGUEZ SALAZAR  
CRISTIAN CAMILO VALDÉS OSMA**

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

**Director:  
Prof. CARLOS JESÚS MUVDI NOVA  
Ing. Químico, M. Sc., Ph. D.**

**Codirector:  
MIGUEL ANGEL AGUIRRE.  
Ing. Químico**

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

**2015**

## TABLA DE CONTENIDO.

<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	12
<b>1. METODOLOGÍA.</b> .....	18
1.1. ANÁLISIS EN ESTADO ESTABLE.....	18
1.2. ANÁLISIS EN LAZO ABIERTO.....	19
1.3. ANÁLISIS EN LAZO CERRADO.....	20
<b>2. ANÁLISIS DE RESULTADOS</b> .....	21
2.1. ANÁLISIS EN ESTADO ESTABLE.....	21
2.2. ANÁLISIS EN LAZO ABIERTO.....	25
2.3. ANÁLISIS EN LAZO CERRADO.....	29
<b>3. CONCLUSIONES.</b> .....	36
<b>4. RECOMENDACIONES.</b> .....	37
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	38
<b>ANEXOS</b> .....	41

## LISTA DE FIGURAS.

<b>Figura 1.</b> Representación de una torre de destilación.....	14
<b>Figura 2.</b> Gráficas de equilibrio termodinámico obtenidas del <i>software Aspen HYSYS</i> . A) Tolueno- p-Xileno, B) o-Xileno – n-Propilbenceno.....	14
<b>Figura 3.</b> Lazos de control usualmente utilizados en una torre de destilación. Adaptado de Luyben, 1996. ....	15
<b>Figura 4.</b> Metodología propuesta para el trabajo de investigación. ....	18
<b>Figura 5.</b> Composición del tolueno y el p-Xileno en el destilado y fondo de la torre T1503 para los tres casos en función de los modelos termodinámicos estudiados. A) Tolueno en el destilado, B) Tolueno en el fondo, C) p-Xileno en el destilado, D) p-Xileno en el fondo. ....	22
<b>Figura 6.</b> Composición del o-Xileno y el cumeno en el destilado y fondo de la torre T1505 para los tres casos en función de los modelos termodinámicos estudiados. A) o-Xileno en el destilado, B) o-Xileno en el fondo, C) cumeno en el destilado, D) cumeno en el fondo. ....	23
<b>Figura 7.</b> Comportamiento de las variables: flujo de fondo, flujo de destilado y razón de reflujo con respecto al tiempo a un cambio del 20% del flujo de alimentación en la torre T1503. ....	26
<b>Figura 8.</b> Comportamiento de la composición del producto principal (tolueno) en el destilado con respecto al tiempo con un cambio del 20% en la composición de los pesados en el flujo de alimentación (n-Propilbenceno) en la torre T1503. Fuente: Autores. ....	27

<b>Figura 9.</b> Lazos de control utilizados en el proceso. ....	30
<b>Figura 10.</b> Respuesta del nivel del rehervidor (LIC 1508 de la T1503) con respecto al tiempo ante un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto.....	31
<b>Figura 11.</b> Comportamiento de las variables controladas con respecto al tiempo ante un cambio del 20% en la composición de pesados (n-Propilbenceno). A) Torre T1503, B) Torre T1505. ....	32
<b>Figura 12.</b> Comportamiento de las variables controladas con respecto al tiempo ante un cambio del 20% en el flujo de alimentación (n-Propilbenceno). A) Torre T1503, B) Torre T1505.....	33
<b>Figura 13.</b> Comportamiento de las variables flujo de fondo y nivel del rehervidor ante un cambio del 20% en el flujo de alimentación con los controladores en modo proporcional P. A) Torre T1503, B) Torre T1505.....	34
<b>Figura 14.</b> Comportamiento de las variables flujo de fondo y nivel del rehervidor ante un cambio del 20% en el flujo de alimentación considerando controladores PID. A) Torre T1503, B) Torre T1505.....	35

## LISTA DE TABLAS.

<b>Tabla 1.</b> Variables de entrada y salida estudiadas en lazo abierto para las Torres T1503 y T1505. ....	20
<b>Tabla 2.</b> Diferencial máximo entre la composición simulada y la experimental para cada sustancia. ....	24
<b>Tabla 3.</b> Funciones de transferencia de todas las variables de salida que tuvieron algún tipo de respuesta ante un cambio tipo escalón en las dos variables de entrada para las dos torres.....	29
<b>Tabla 4.</b> Autosintonización de los controladores del flujo de fondo (FIC1508 para la T1503 Y FIC1515 para la T1505) y nivel del rehervidor (LIC 1508 para la T1503 y LIC 1518 para la T1505) en modo P,PI y PID. ....	34

## RESUMEN

**TITULO:** ANÁLISIS DE LA DINÁMICA DE RESPUESTA EN LAS TORRES T1503 Y T1505 DE LA GERENCIA REFINERÍA DE ECOPETROL UTILIZANDO DISTINTAS ESTRATEGIAS BÁSICAS DE CONTROL.\*

**AUTORES:** YERSON LEANDRO RODRIGUEZ SALAZAR; CRISTIAN CAMILO VALDÉS OSMA\*\*

**PALABRAS CLAVES:** Control de procesos; Destilación; Simulación; Hidrocarburos Aromáticos; Tolueno; Xilenos; O-xileno; N-propilbenceno; ASPEN HYSYS; Estrategia de Control; Perturbaciones; Dinámica de Respuesta.

ECOPETROL S.A. ha contemplado implementar una solución a las lentas repuestas de los esquemas de control en la unidad de recuperación de aromáticos (U1500) producidas por perturbaciones no deseadas en el sistema. Cambios en la composición de compuestos pesados en la dieta, el equilibrio termodinámico complejo de los hidrocarburos aromáticos que allí se recuperan y un esquema de control inadecuado han contribuido a una baja separación de las sustancias afectando la productividad de la U1500.

Como mecanismo para disminuir el impacto de este problema, se ha propuesto realizar un estudio de la dinámica de las repuestas del sistema mediante el simulador Aspen HYSYS. En este se analizó en estado dinámico las respuestas de las principales variables a controlar de las Torres de destilación T1503 y T1505 de la U1500, primero en lazo abierto para determinar el tipo de respuesta y posteriormente en lazo cerrado para evaluar el desempeño del esquema de control actualmente implementado. Se ingresaron perturbaciones en el flujo y la composición de la carga similares a las del proceso real. Se analizaron criterios de tiempo de estabilización, las tendencias de las variables a controlar y las composiciones de los productos principales en el destilado y fondo. Este estudio fue validado mediante datos históricos de los balances e información del diseño del proceso.

---

\*Trabajo de grado.

\*\* Facultad de ingenierías físico-químicas. Escuela de ingeniería química. Director: Carlos Jesus Muvdi Nova, ingeniero químico. Codirector: Miguel Angel Aguirre, ingeniero químico.

## ABSTRACT

**TITLE:** ANALYSIS OF DYNAMIC RESPONSE IN THE T1503 AND T1505 TOWERS OF MANAGEMENT ECOPETROL REFINERY USING DIFFERENT CONTROL STRATEGIES\*

**AUTHORS:** YERSON LEANDRO RODRIGUEZ SALAZAR; CRISTIAN CAMILO VALDÉS OSMA\*\*

**KEYWORDS:** Process control; distillation; simulation; Aromatic hydrocarbons; toluene; xylenes; O-xylene; N-propylbenzene; ASPEN HYSYS; Control Strategy; Disturbances; Dynamic Response.

ECOPETROL S.A. has considered the implementation of a solution to the slow responses of the control scheme in the Aromatic Recovery Unit (U-1500) produced by unwanted disturbances in the system. Changes in the composition of heavy compounds in the diet, the complex thermodynamic equilibrium of recovered aromatic compounds and a non-proper control layout has contributed to have a low separation of substances affecting the U1500 productivity.

As a mechanism to reduce the impact of this problem, it was proposed to do a study of the dynamic system response using Aspen Hysys simulator. In this study were analyzed the responses to the main control variables of Distillation Towers T1503 and T1505 which belong to U1500 Unit, first in open loop to determine the type of response and subsequently in closed loop in order to evaluate the performance of the currently control scheme used. Similar disturbances to the real process in flow and composition were introduced. Stabilization time criteria, trends of controlled variables and composition of main products in the distillate and bottoms were analyzed. This study was validated through historical balances and process design information.

---

\*Degree work.

\*\* Faculty of physical-chemical engineering.School of chemical engineering. Director: Carlos Jesus Muvdi Nova, chemical engineer. Codirector: Miguel Angel Aguirre, chemical engineer.

## INTRODUCCIÓN

En Colombia los hidrocarburos aromáticos son importantes materias primas para la industria petroquímica. El benceno, tolueno y xileno son utilizados no sólo en la producción de caucho, resinas, y fibra sintéticas, sino también como materias primas de detergente sintético, colorantes, etc. (Jiwei y col., 2013). Ecopetrol S.A., la empresa petroquímica más grande del país, asegura la demanda y el consumo de estas sustancias. Su rectificación se lleva a cabo en la unidad de recuperación de aromáticos (U1500) de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja mediante una serie de destiladores (T1502, T1503, T1504 y T1505). Allí ingresa una nafta que contiene benceno, tolueno, p-Xileno, m-Xileno, o-Xileno, etilbenceno, n-Propilbenceno, cumeno y n-Butilbenceno. De esta unidad se recupera benceno (T1502), tolueno (T1503), p-m Xileno (para y meta xilenos) (T1504) y o-Xileno (orto xileno) (T1505) (Ecopetrol S.A., 2014).

Las exigencias del mercado obligan a que los principales productos de destilado y fondo deban cumplir con especificaciones de calidad (López, 2002; Ecopetrol S.A., 2014). Variaciones no deseadas en las composiciones de corrientes de productos valiosos tienen lugar debido a perturbaciones en variables como la temperatura, presión, nivel, composición y flujo (Blanco, 2011; Luyben, 1996). La suma de cambios en la composición de la carga y un equilibrio termodinámico complejo han contribuido a que no se genere respuestas rápidas sobre el equilibrio interno de las torres cuando se tiene una perturbación, afectando el rendimiento de la unidad. Por lo tanto, se hace necesario el estudio dinámico de esta unidad en búsqueda de soluciones que mejoren la capacidad de respuesta de ellas (Ecopetrol S.A., 2014).

Características deseadas en los productos y una alta productividad se pueden obtener basándose en el análisis dinámico de las respuestas del proceso (Bequette, 1998). Este análisis por medio de simulación, es una alternativa

ampliamente usada por la industria debido a los altos costos y la inseguridad que resultan de la experimentación (Rueda, 2001). *Aspen HYSYS* es un *software* computacional que se especializa en la técnica de separación por destilación, del cual se obtienen resultados de simulación favorables para el sector petroquímico (*AspenTech*, 2015; Cera & Iglesias, 2014). Así mismo, permite conocer y evaluar la dinámica de las respuestas del proceso (Luyben, 1996).

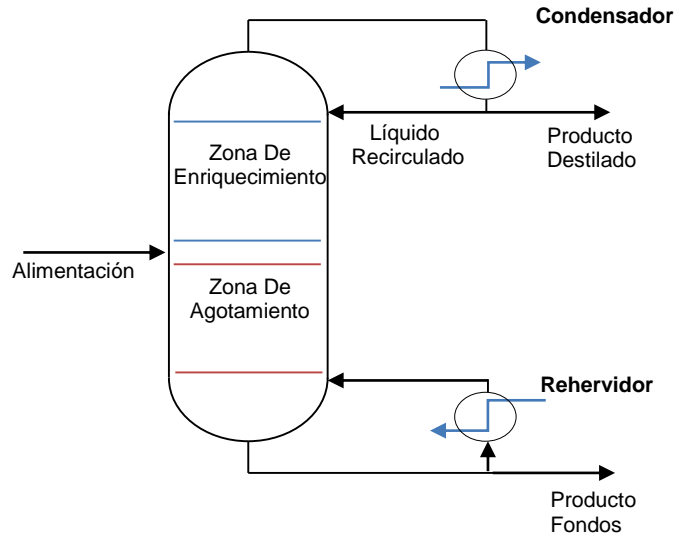
Este trabajo se enmarca en el proyecto de maestría en ingeniería química que plantea una solución a la problemática de la U1500 por medio de un análisis de la dinámica de respuesta de la T1504, pues las perturbaciones que produce el ingreso de dietas más pesadas han impactado en mayor grado la separación de los xilenos que se da en la columna (Ecopetrol S.A., 2014). En consecuencia, este trabajo se enfocó en el análisis de la dinámica de respuesta de las torres aguas arriba (T1503) y aguas abajo (T1505) mediante simulación en el *software Aspen HYSYS 8.4.*, utilizando datos reales de los años 2012, 2013 y 2014.

La destilación es una operación unitaria empleada para separar mezclas líquidas mediante transferencia de masa y energía. Es una de las operaciones más eficientes de separación y se logran productos de alta calidad (Blanco, 2011). La Figura 1 ilustra el esquema general de una torre de destilación. La mezcla líquida (a rectificar) ingresa por la alimentación separándose en una fracción de líquido y otra de vapor. En la parte superior de la torre, el vapor se condensa y el producto líquido obtenido allí se llama destilado, mientras que el producto residual que se obtiene en la parte inferior se llama fondos. La separación de los componentes de la mezcla se da por difusión interfacial entre la fase vapor y líquido en cada una de las etapas de la torre. La cantidad de etapas depende de la complejidad en la separación, y se determina por las consideraciones del equilibrio termodinámico y los balances de masa y energía (Treybal, 1981; Wankatt, 1988).

La volatilidad relativa es una medida de comparación entre las presiones de vapor de los componentes en una mezcla líquida. En destilación, este concepto indica el

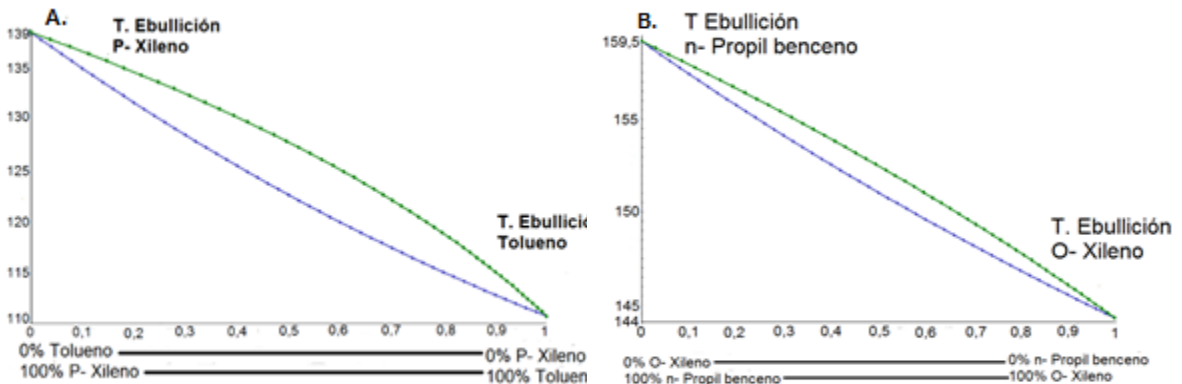
grado de dificultad con el que los componentes más volátiles se separan en una mezcla (Wankatt, 1998).

**Figura 1. Representación de una torre de destilación.**



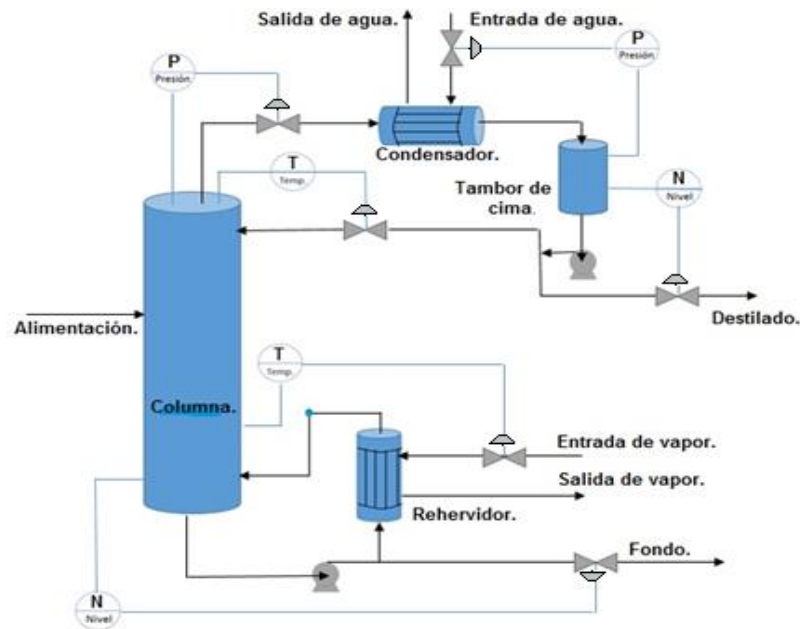
La Figura 2 muestra las curvas de equilibrio de los compuestos que se separan en las torres T1503 y T1505. La volatilidad relativa del tolueno con respecto al p-m y o-xileno es de 2,22, mientras que la volatilidad relativa del n-Propilbenceno respecto al o-Xileno es de 2,03 (King, 1988). Lo anterior implica que rectificar tolueno de una corriente de xilenos es más sencillo que recuperar o-Xileno de una corriente de aromáticos pesados.

**Figura 2. Gráficas de equilibrio termodinámico obtenidas del software Aspen HYSYS. A) Tolueno- p-Xileno, B) o-Xileno – n-Propilbenceno.**



La selección de un esquema de control adecuado permite que el sistema responda correctamente ante cambios en el punto de operación, de forma rápida y sin exceder límites de operación (Blanco, 2011). En procesos de destilación una de las decisiones más importantes está en definir cuál(es) variable(s) se manipula(rán) para controlar el sistema ante determinadas perturbaciones. Este asunto se conoce como la selección de la estructura o estrategia de control. En la Figura 3 se observan los lazos de control *feedback* del esquema de control usualmente empleados para controlar de forma independiente las variables de la torre de destilación. Estos lazos son: Control de nivel (en el condensador y rehervidor manipulando el flujo de la válvula de productos), Control de temperatura (en la torre manipulando los reflujos que salen del rehervidor y condensador) y Control de presión (en la torre y en el tambor de cima manipulando la salida de gases) (Luyben, 1996). Además del control *feedback* cabe destacar que se pueden utilizar otras técnicas de control tales como control de razón, control en cascada y control *feedforward* ya que con éstas se puede mejorar el desempeño y aumentar la productividad del proceso (Corripio & Smith, 2006).

**Figura 3. Lazos de control usualmente utilizados en una torre de destilación.**



**Fuente: Luyben, 1996.**

La simulación de procesos consiste en representar el proceso mediante modelos matemáticos para evaluar y analizar sus características. Ésta resuelve las variables desconocidas a partir de parámetros de diseño deseados o conocidos (Borhot, 2013; Cera & iglesias, 2014). En este trabajo se utilizó *Aspen HYSYS* 8.4., ya que es un *software* especializado en la simulación de plantas petroquímicas y procesos de destilación (Cera & Iglesias, 2014).

Actualmente, en el estudio de procesos de destilación mediante simulación, Binous y col. (2010) mostraron, desde un enfoque académico, cómo se puede emplear *softwares* de simulación en la comprensión de los métodos de separación de compuestos aromáticos. Villegas (2007) simuló en *Aspen HYSYS* una planta de gases derivados del petróleo en estado estable con el fin de valorar distintas condiciones de operación, los datos obtenidos fueron comparados con los datos reales del proceso. Alzate (2010) desarrolló un algoritmo de control predictivo para una torre de destilación binaria etanol-agua (no ideal), mediante un análisis dinámico comparativo entre tres planteamientos con el fin de evaluar el comportamiento del proceso ante diferentes variables. Moreno y col. (2014) modelaron y simularon un sistema de control para el tope de una torre de keroseno, utilizando sintonización en lazo abierto en el *software Simulink*. Blanco (2011) estudió a nivel de simulación un proceso de destilación extractiva para la producción de etanol anhidro tanto en estado estable como en estado dinámico, para determinar la controlabilidad del sistema. Qin y col. (2013) simularon el control de un sistema de destilación extractiva perturbando el caudal y composición de alimento, al final de su proyecto, concluyeron que implementar un lazo *feedforward* en el esquema de control mejora el tiempo de estabilización y reduce las fluctuaciones en la temperatura. Sánchez y Pérez (2012) presentaron un análisis dinámico en lazo cerrado de una secuencia de destilación para mezclas ternarias, compararon controladores PI con los controladores de modelamiento interno no lineales (IMCNL) y concluyeron que la respuesta mejora con los controladores IMCNL. San-Jang y col. (2007) investigaron el control de

una planta de deshidratación de ácido acético con alimentación que contenía acetato de metilo y p-Xileno. En este trabajo, analizaron la dinámica de repuesta de la temperatura en una etapa y la pureza de los productos ante perturbaciones de  $\pm 20\%$  en el flujo de alimentación para varios esquemas de control, demostraron que la estrategia de control propuesta en toda la planta puede mantener purezas de producto y rechazar perturbaciones externas en el flujo de alimentación y los cambios de composición.

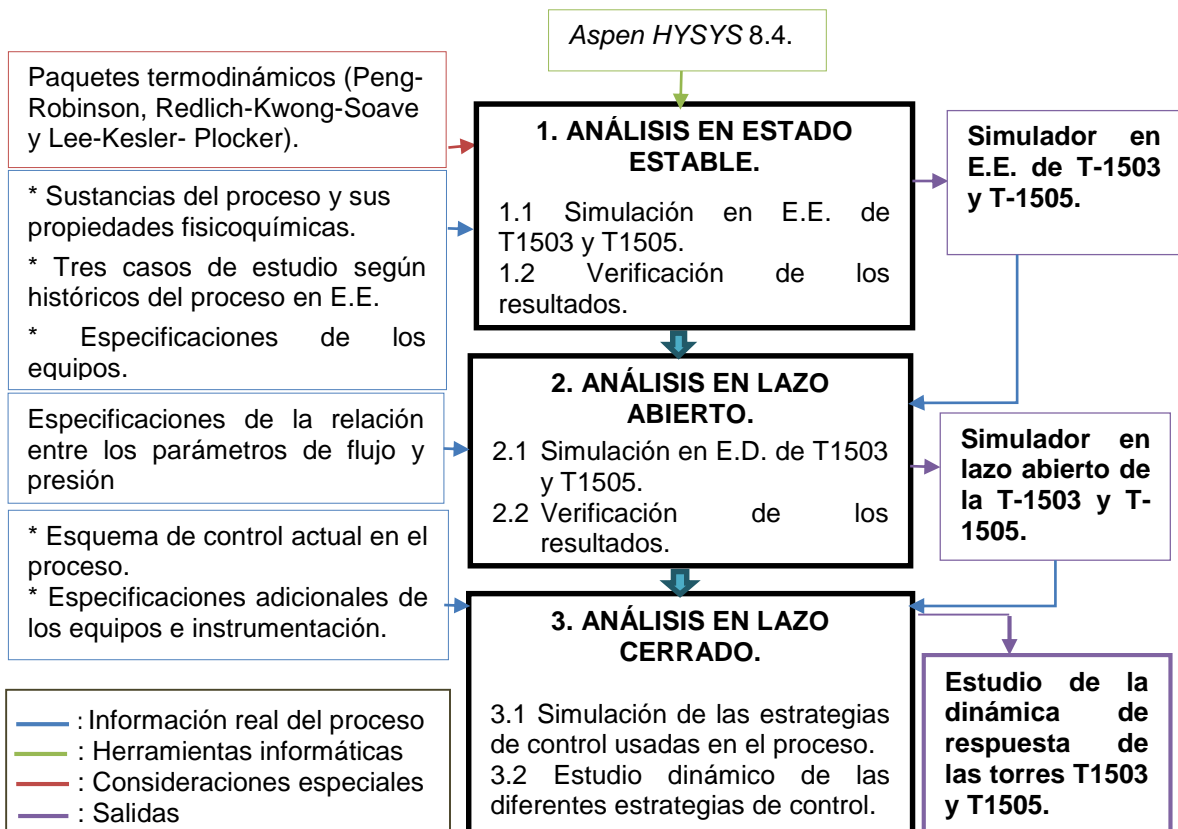
Al analizar el estado del arte, se puede afirmar que se han realizado estudios de la dinámica y/o control para distintas configuraciones de torres de destilación. El análisis dinámico arroja respuestas características dadas por las características del proceso. En algunas de estas investigaciones primero se realizó una simulación en estado estacionario para determinar las condiciones de operación del proceso y con base en éstas poder analizar la respuesta del proceso en estado dinámico. Varios estudios coinciden en la introducción de perturbaciones a los sistemas simulados en variables como el flujo y composición de alimento, además, para valorar el cambio en la pureza de los productos. La mayoría de estos estudios reportados en la literatura carecen de validación por medio de datos históricos del proceso real. A pesar de estos avances, al día de hoy no se ha realizado un estudio de la dinámica de respuesta para la separación multicomponente de sustancias aromáticas como las que se llevan a cabo en las torres T1503 y T1505 de la planta de recuperación de aromáticos de la Gerencia Refinería de Ecopetrol. Por esta razón, el presente trabajo analizó dinámicamente de las respuestas del proceso, usando el *software* de simulación *Aspen HYSYS 8.4*.

Para analizar la dinámica de respuesta de la T1503 y T1505 en *Aspen HYSYS* se buscó simular el proceso de separación de las torres en estado estacionario. Igualmente, se analizó el proceso en lazo abierto (sin lazos de control) y finalmente, se evaluó la dinámica de respuesta de las torres T1503 y T1505 en lazo cerrado, utilizando el esquema de control implementado en las torres.

# 1. METODOLOGÍA.

La Figura 4 describe la metodología que se desarrolló para el presente proyecto.

**Figura 4. Metodología propuesta para el trabajo de investigación.**



## 1.1. ANÁLISIS EN ESTADO ESTABLE.

En esta etapa se construyeron las torres T1503 y T1505 en el entorno de simulación de *Aspen HYSYS* en estado estable. Para ello se requirió conocimiento de las sustancias involucradas en el proceso, la selección del paquete termodinámico adecuado y especificaciones de los equipos. El análisis en E.E se realizó para tres casos del proceso, el Caso 1 tiene las características de dietas livianas, el Caso 2 tiene características del proceso orientado a la producción de tolueno y el Caso 3 tiene las características de dietas pesadas. Al programa se

introdujeron las sustancias tratadas en el proceso y las especificaciones reales de las torres T1503 y T1505 (dimensiones de las torres, número de etapas, requerimientos energéticos del condensador y del rehervidor, condiciones de operación). El Anexo A presenta esta información de manera detallada. Los modelos termodinámicos aplicables que se evaluaron en esta simulación fueron Peng-Robinson, Redlich-Kwong-Soave y Lee-Kesler- Plocker (Hosanna y col., 2014; Premkumar & Rangaiah, 2009; Du y col., 2014). Esta selección se realizó utilizando la metodología global planteada por Carlson (1996); la explicación detallada se encuentra en el Anexo B.

Con la anterior información especificada se ejecutó el simulador y se analizaron los datos arrojados por éste. Este análisis constó de dos pasos. En el primer paso se verificó la coherencia de los datos con los que deberían obtenerse para un proceso de destilación. Cuando se presentó alguna incoherencia se analizaron los equipos simulados, la información ingresada y los paquetes termodinámicos empleados para corregir errores. En el segundo paso se verificaron los resultados de la simulación mediante las desviaciones entre los resultados de la simulación con los datos históricos del proceso, esto con el fin de determinar la capacidad del simulador para predecir datos históricos del proceso. Al final de esta fase se obtuvo como producto el simulador en estado estable de las torres T1503 y T1505.

## **1.2. ANÁLISIS EN LAZO ABIERTO.**

Se realizó un cambio en la configuración del simulador de estado estable (E.E.) a estado dinámico (E.D.). Este cambio requirió de datos adicionales como la especificación de la relación entre los parámetros de flujo y presión.

Posteriormente, se estudió el comportamiento en lazo abierto (en las torres T-1503 y T1505) de todas las variables de salida, ante perturbaciones tipo escalón del +20% para cada una de las variables de entrada de la Tabla 1, con la finalidad de conocer las respuestas del proceso y analizar su coherencia bajo los criterios de dinámica, valor de estabilización y tiempo. Este estudio se realizó mediante los gráficos continuos arrojados por el *software Aspen HYSYS*.

**Tabla 1. Variables de entrada y salida estudiadas en lazo abierto para las Torres T1503 y T1505.**

<b>Variables de entrada</b>	<b>Variables de salida</b>
Flujo de alimentación y Composición de los pesados(n-Propil benceno).	Temperatura del tope de la torre, temperatura del fondo de la torre, presión en el destilado, presión en el fondo, flujo de destilado, flujo de fondo, composición de producto principal en el destilado y razón de reflujo.

### **1.3. ANÁLISIS EN LAZO CERRADO.**

En esta fase se construyeron en el simulador los lazos de control contemplando los tipos de sensores (flujo y nivel) y los diferentes elementos finales de control del esquema de control del proceso (válvulas con su respectiva configuración abierta en falla o cerrada en falla). Esta información fue suministrada por Ecopetrol y se encuentra en la Tabla D1. Posteriormente, se sintonizaron los controladores utilizando dos métodos, el método de auto-sintonización planteado por *Aspen HYSYS* y el método de prueba escalón en lazo abierto planteado por Smith (1972), con el fin de calcular las ganancias, tiempos derivativos e integrales de los controladores. Hacer un cambio en el set-point del 20% en todos los controladores permitió conocer el desempeño de los dos métodos utilizados para sintonizar los controladores. Igualmente, se estudió el comportamiento de las diferentes variables controladas en lazo cerrado para las dos torres (nivel del rehervidor, nivel del condensador, reflujo y flujo de fondos) considerando perturbaciones tipo escalón del +20% para cada una de las variables de entrada de la Tabla 1.

Con el objetivo de hacer un análisis más detallado en lazo cerrado se estudió el comportamiento de las variables controladas mencionadas anteriormente, cambiando las distintas configuraciones de los controladores (modos proporcional, integral y derivativo) generando una discusión sobre el desempeño de éstas bajo criterios de tiempo de estabilización, sobrepasos y error en estado estacionario.

## 2. ANÁLISIS DE RESULTADOS.

### 2.1. ANÁLISIS EN ESTADO ESTABLE.

La simulación en E.E. fue realizada bajo las siguientes consideraciones:

- No se incluyeron los componentes no aromáticos que ingresan al sistema, ya que estos no afectan el equilibrio termodinámico en las torres y tienen composición despreciable.
- Para cada torre, se introdujo al simulador información sobre: el requerimiento energético y presión en el rehedidor, las composiciones, flujo volumétrico y temperatura de la carga, número de etapas, espaciamento entre etapas y diámetro de la torre, razón de destilado, flujo de destilado, temperatura de cima y fondo.

Al ejecutar la simulación de las torres se obtuvo diferentes resultados, como por ejemplo: la razón de reflujo, flujo en el fondo, composiciones en el tope, composiciones en el fondo, calor retirado en el condensador, etc.

Las Figuras 5 y 6 plasman la composición de los productos y contaminantes en el tope y fondo de las dos torres, para los tres casos simulados y el caso real. En estas figuras se presenta el poder de predicción de la simulación mediante la comparación de las composiciones entre el componente clave en el destilado y fondo para ambas torres (tolueno en la T1503 y o-Xileno en la T1505). Igualmente, se comparó la composición del componente que puede contaminar la corriente de destilado y fondo (de producto) para las dos torres (p- Xileno en la T1503 y cumeno en la T1505) en función de los tres modelos termodinámicos estudiados (Lee-kesler-Plöcker (LKP), Peng Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK)). Para analizar los resultados de la simulación, se utilizó el  $\Delta_{MAXIMO}$ . Tal como lo indica la Ecuación (1), este término es la diferencia máxima entre los valores de composición arrojada por el simulador ( $C_{simi}$ ) y los valores de composición

experimental ( $C_{exp,i}$ ) para cada sustancia ( $i$ ) que interviene en el proceso. Los resultados aparecen en la Tabla 2.

$$\Delta MAXIMO_i = C_{sim,i} - C_{exp,i} \quad (1)$$

Figura 5. Composición del tolueno y el p-Xileno en el destilado y fondo de la torre T1503 para los tres casos en función de los modelos termodinámicos estudiados. A) Tolueno en el destilado, B) Tolueno en el fondo, C) p-Xileno en el destilado, D) p-Xileno en el fondo.

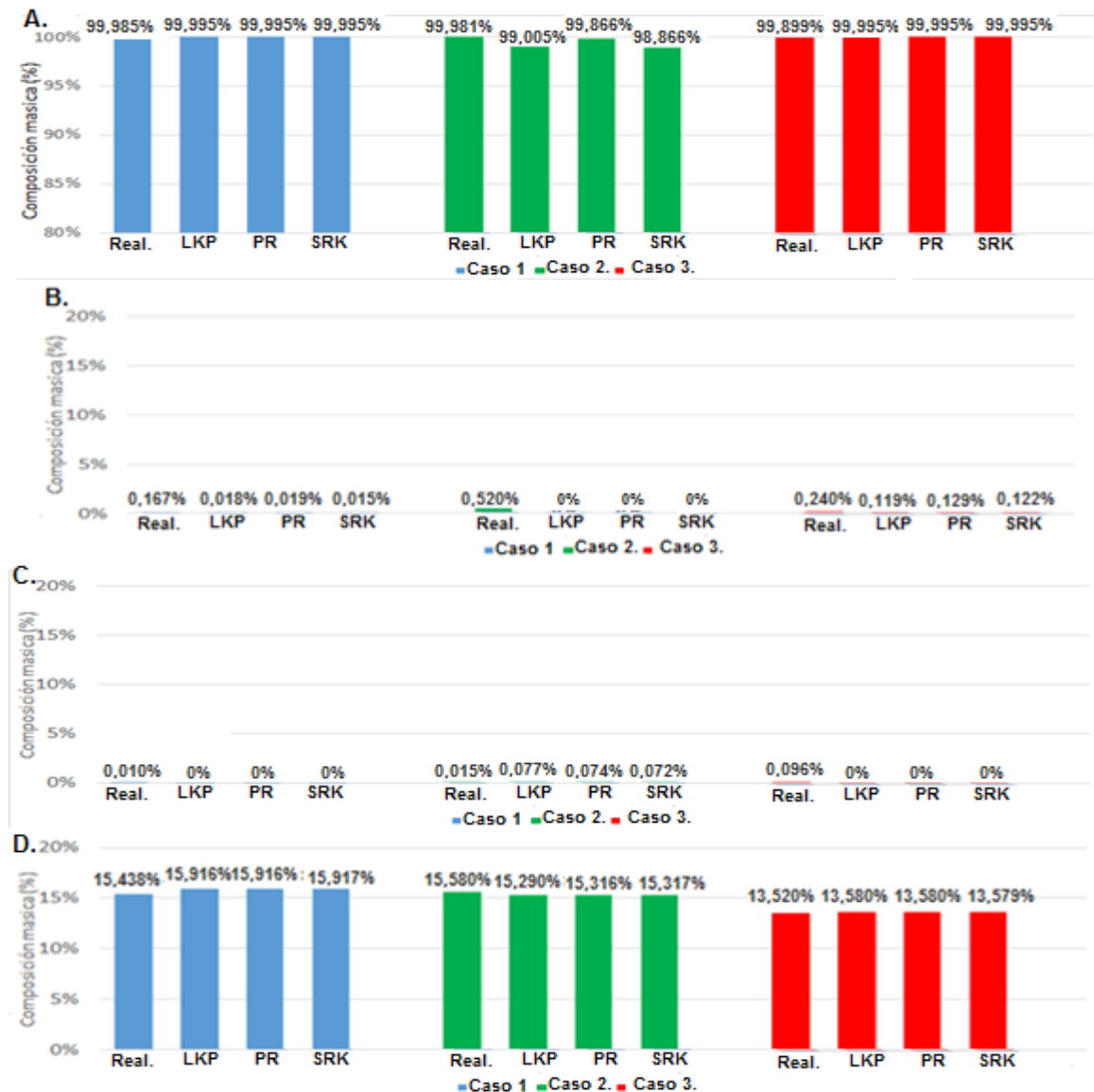
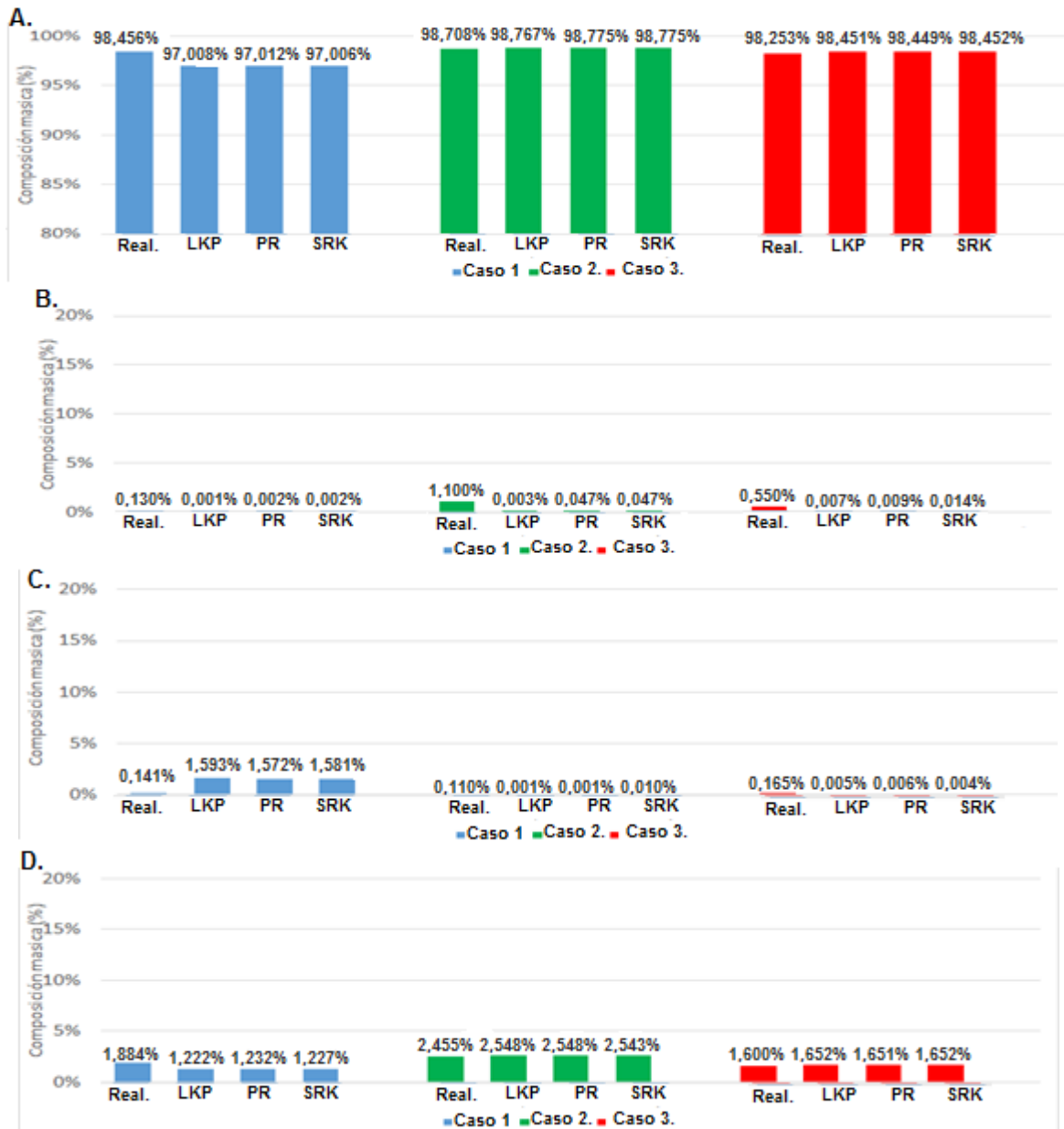


Figura 6. Composición del o-Xileno y el cumeno en el destilado y fondo de la torre T1505 para los tres casos en función de los modelos termodinámicos estudiados. A) o-Xileno en el destilado, B) o-Xileno en el fondo, C) cumeno en el destilado, D) cumeno en el fondo.



En las Figuras 5 y 6, al comparar los tres paquetes termodinámicos mediante la desviación producida en la predicción de las torres T1503 y T1505 se observa que los tres modelos tienen una capacidad predictiva aceptable ya que las composiciones arrojadas por los modelos no generan una diferencia considerable

en comparación con los datos históricos del proceso (por ejemplo, Composición de tolueno en el destilado para la T1503 real es de 99,985% mientras que en los tres modelos fue de 99,995%). Los tres modelos son adecuados para las condiciones de presión y temperatura utilizadas en el proceso, aunque posiblemente el modelo Lee Kesler presenta mejor desempeño respecto a los otros dos debido a que éste obtiene resultados ligeramente más cercanos para sistemas con hidrocarburos pesados en comparación con los otros dos modelos. En general, la torre T1503 presentó desviaciones menores que la torre T1505 y se observa un poder de predicción más acertado para los componentes claves en el destilado (tolueno en la T1503 y o-Xileno en la T1505) que para estos mismos componentes en el fondo. La desviación entre los valores de composición real y simulada para los componentes claves es menor al 1,5%, lo cual indica un poder de predicción acertado.

**Tabla 2. Diferencial máximo entre la composición simulada y la experimental para cada sustancia.**

SUSTANCIA	$\Delta$ MAXIMO
Benceno	0,001%
Tolueno	1,114%
p-Xileno	0,487%
m-Xileno	-0,675%
o-Xileno	-1,452%
Etilbenceno	-1,096%
n- Propilbenceno	1,029%
Cumenos	-1,453%
Butilbenceno	2,961%

Al analizar las Figuras 5 y 6 junto con los datos presentados en la Tabla 2 se observa que la simulación de las torres en *Aspen HYSYS* predice de mejor manera el valor de la composición para el benceno (con un  $\Delta$ MAXIMO=0,001%) y de peor manera el valor de composición para el Butilbenceno (con un  $\Delta$ MAXIMO=2,961%). Aunque el programa no prediga con desviaciones similares los valores de composición para cada sustancia, se puede decir que presenta una buena capacidad de predicción, ya que las desviaciones entre los valores reales y simulados de composición tienen una desviación máxima global menor del 3% y una desviación menor al 1,5% para los componentes claves las torres. La

literatura no reporta trabajos que comparen este tipo de resultados con datos reales. Solo los trabajos de Jiwei y col. (2013) y Villegas (2007) reportan una comparación con datos reales, pero para variables como flujo, presión y temperatura.

Las desviaciones obtenidas en la simulación en estado estacionario (E.E.) con los datos reales se pudieron presentar debido a que no se consideraron las pérdidas energéticas en cada una de las torres. Además, los valores utilizados en cada caso de estudio fueron promedios de una ventana de tiempo con comportamiento en pseudo estado estacionario, es decir se despreció la dinámica real del proceso. En resumen, para esta fase se obtuvo el simulador en E.E. en Aspen HYSYS para las torres T1503 y T1505, obteniendo buenas predicciones para los tres casos de estudio evaluados.

## **2.2. ANÁLISIS EN LAZO ABIERTO.**

Para esta etapa del proyecto solo se analizó el Caso 3, éste es el más interesante, puesto que posee las características del crudo que actualmente ingresa como materia prima. Al pasar de estado estable a estado dinámico se agregó un control de nivel en el rehervidor para poder hacer el análisis en lazo abierto, ya que sin este control la variable flujo de fondo no lograba estabilizarse.

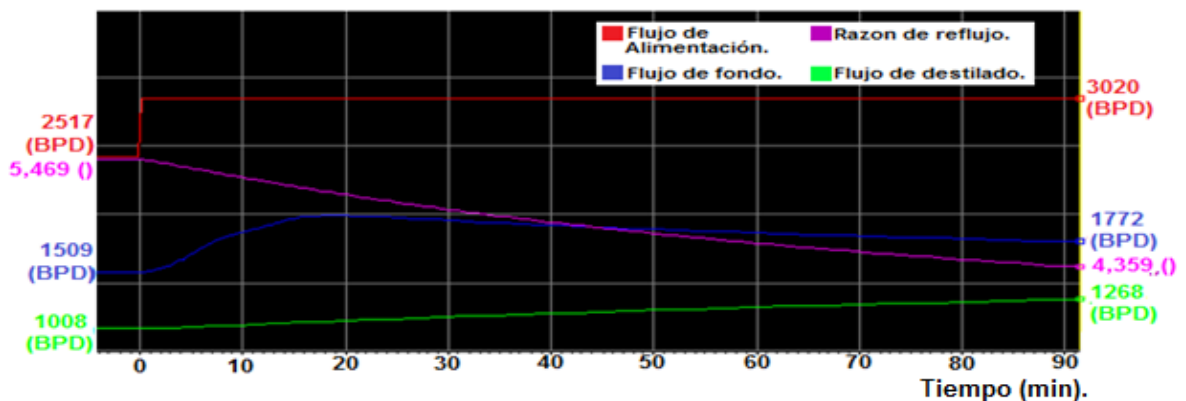
De acuerdo a condiciones del *software* para pasar de E.E. a E.D. se tuvo que cambiar la presión (de 12,32 psi a 11,45 psi para la T1503 y de 11,73 psi a 12,06 psi para la T1505) y temperatura (de 288 °F a 232°F para la T1503 y de 365°F a 300°F para la T1505) de entrada al del plato de alimentación. Además, se tuvo que mantener el reflujo constante, a pesar de varios intentos y asesorías para evitar esta condición; ingenieros expertos en el *software* mencionan que no es posible dejar al reflujo como variable en el tiempo en estado dinámico. Esta condición genera una limitante en el estudio dinámico de las torres.

En esta fase se estudió el comportamiento en lazo abierto (para las torres T-1503 y T1505) de todas las variables de salida, ante perturbaciones tipo escalón del

+20% para cada una de las variables de entrada de la Tabla 1. Las diferentes respuestas obtenidas se analizaron bajo los criterios de dinámica, valor de estabilización y tiempo. Este estudio se realizó mediante los gráficos continuos arrojados por el *software Aspen HYSYS*, los cuales solo permiten visualizar el comportamiento de las diferentes variables durante una ventana de tiempo de 90 min aproximadamente.

A continuación en las Figuras 7 y 8 se muestra el comportamiento de las variables de salida de la torre T1503 ante un cambio de un 20 % en las variables de entrada (flujo de alimentación para la Figura 7 y Composición de pesados para la Figura 8).

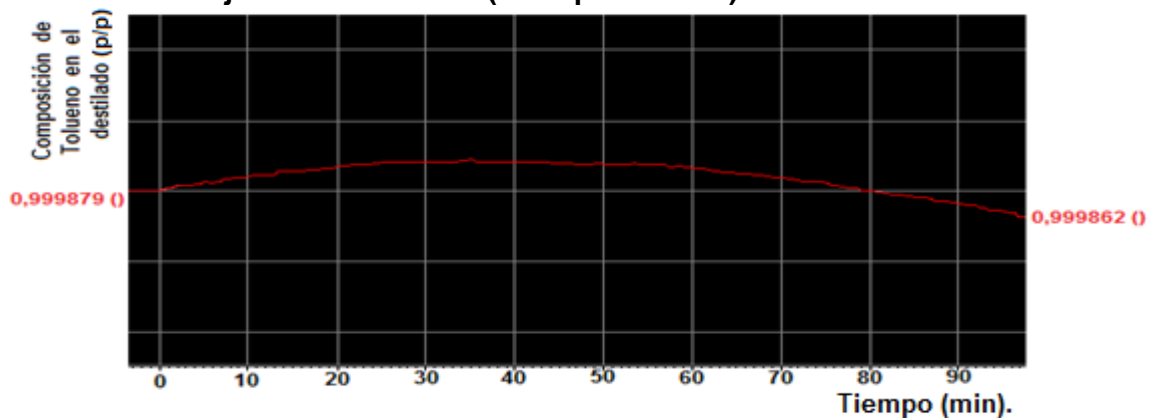
**Figura 7. Comportamiento de las variables: flujo de fondo, flujo de destilado y razón de reflujo con respecto al tiempo a un cambio del 20% del flujo de alimentación en la torre T1503.**



Como se muestra en la Figura 7 al hacer un cambio de un 20% en el flujo de alimentación para la T1503 (de 2 517 barriles/día a 3 020 barriles/día), las únicas variables de salida que tuvieron algún tipo de respuesta fueron: razón de reflujo, flujo de fondo y destilado con un tiempo de estabilización de 9 360 min. El flujo de destilado aumentó 573 barriles/día (38%) estabilizándose en 1 581 barriles/día, el flujo de fondo disminuyó 70 barriles/día (5%) estabilizándose en 1 439 barriles/día y la razón de reflujo disminuyó 1,95 (36%) estabilizándose en 3,52. Se observa que el flujo de destilado varía más que el flujo de fondo, esto se debe a que el controlador de nivel en el rehervidor obliga al proceso a ajustar el balance de masa aumentando el flujo de destilado ante un mayor flujo de entrada.

Como se puede observar en la Figura 7 el flujo de destilado y la razón de reflujo tienen un comportamiento sobreamortiguado mientras que, el flujo de fondo tiene una respuesta tipo inversa (la variable evoluciona en sentido inverso durante un cierto tiempo, pasado el cual, la respuesta recupera su sentido habitual estabilizándose en un valor por debajo al valor inicial). Cabe destacar, que en destilación el flujo de alimentación puede entrar con una temperatura y presión diferente al de la torre, causando afectaciones al equilibrio termodinámico que cambian la composición en el destilado y en el fondo (Treybal, 1981; Wankatt, 1988). Esto no se cumplió en la simulación, ya que para pasar de E.E. a E.D, fue necesario igualar la presión y la temperatura del flujo de entrada al del plato de alimentación. Por consiguiente, un aumento en el flujo de alimentación, no afectó el equilibrio termodinámico y en consecuencia se obtuvo las mismas composiciones.

**Figura 8. Comportamiento de la composición del producto principal (tolueno) en el destilado con respecto al tiempo con un cambio del 20% en la composición de los pesados en el flujo de alimentación (n-Propilbenceno) en la torre T1503.**



Por otro lado, y como se muestra en la Figura 8, al hacer un cambio de un 20% en el valor de la composición de los pesados (n-Propilbenceno) para la torre T1503 (de 0,1861 a 0,2233 p/p), sólo se obtiene una respuesta de la composición de producto principal en el destilado (tolueno). Esta variable disminuyó a 0,075087 p/p (7,5%) y se estabilizó en 0,924792 p/p, con un tiempo de estabilización de 46 222 min y un comportamiento tipo inverso. Se puede afirmar que la dinámica de la torre T1503 (en lazo abierto) es lenta ya que ante el cambio en la composición de

pesados tiene un tiempo de estabilización de aproximadamente 13 horas. La torre T1505 tiene un comportamiento similar al de la torre T1503 pero por motivos de extensión el análisis de esta torre es presentado en el anexo C.

Utilizando el método de prueba escalón planteado por Smith (1972) se determinaron las funciones de transferencia de todas las variables de salida que tuvieron algún tipo de respuesta ante un cambio tipo escalón en las dos variables de entrada para las dos torres. En lo que respecta a las funciones de transferencia correspondientes al producto principal (tolueno para la T1503 y o-Xileno para la T1505), se pueden aproximar a un retardo de primer orden más tiempo muerto, siendo el tiempo muerto el tiempo que transcurre la respuesta inversa (Corripio & Smith, 2006). Las funciones del flujo de fondo no se pudieron aproximar a un retardo de primer orden más tiempo muerto, ya que el tiempo en que transcurre la respuesta inversa es de gran magnitud para aproximararlo a un tiempo muerto. Por lo tanto, para su análisis se utilizó el procedimiento de Rodríguez & Bordóns (2007), el cual consiste en dividir cada función en dos subfunciones (con distintas constantes de tiempo y ganancias opuestas) que al final se acoplan, para llegar a una función de transferencia de segundo orden. Estas funciones de transferencia se presentan en la Tabla 3.

Las funciones de transferencia correspondientes al flujo de destilado y razón de reflujo mantienen el comportamiento sobreamortiguado presentado anteriormente. Como era de esperarse, las funciones de transferencia correspondiente al flujo de fondo tienen un cero negativo ( $1,18 \cdot 10^{-6}$  para la T1503 y  $2,28 \cdot 10^{-5}$  para la T1505) y dos polos negativos ( $-6,31 \cdot 10^{-5}$  y  $-0,03$  para la T1503 y  $-1,70 \cdot 10^{-4}$  y  $-0,08$  para la T1505); cumpliendo así con las condiciones de una respuesta inversa.

Analizando todas las funciones de transferencia obtenidas se puede observar que la ganancias en la torre T1503 son menores que las ganancias en la torre T1505, por lo que se concluye que en la torre T1505 se tiene una mayor variación en las variables de salida que en la torre T1503 ante cambios en las variables de entrada.

**Tabla 3. Funciones de transferencia de todas las variables de salida que tuvieron algún tipo de respuesta ante un cambio tipo escalón en las dos variables de entrada para las dos torres.**

Función de transferencia.	Torre T1503.	Torre T1505.
$\frac{Q_{Destilado}^*}{Q_{Alimentación}}$	$\frac{1,14e^{-3s}}{2075s + 1}$	$\frac{1,20e^{-12,5s}}{550,51s + 1}$
$\frac{Razón\ reflujó}{Q_{Alimentación}}$	$\frac{-3,87 * 10^{-3} e^{-3s}}{120s + 1}$	$\frac{-0,05e^{-6s}}{324s + 1}$
$\frac{Q_{Fondo}^*}{Q_{Alimentación}}$	$\frac{-0,021(-848067,63s + 1)}{(27s + 1)(15850s + 1)}$	$\frac{-0,133(-43827,95s + 1)}{(11,59s + 1)(5896,33s + 1)}$
$\frac{X_{Prod.\ principal\ destilado}^{**}}{X_{n-propil-Benceno\ alimentación}}$	$\frac{-2,0176e^{-80s}}{14822s + 1}$	$\frac{-2,1418e^{-34s}}{16002s + 1}$

\*Flujo volumétrico.\*\*Composición másica.\*\*\* Tolueno para la T1503 y o-Xileno para la T1505.

Las respuestas en la torre T1505 son, en general, más lentas que en la torre T1503, puesto que las funciones de transferencia de la torre T1505 poseen constantes de tiempo con mayor magnitud que las funciones de transferencia de la torre T1503. En general, las funciones de transferencia para las repuestas obtenidas (respuestas inversas y sobreamortiguadas) en las torres T1503 y T1505 tienen características similares a las descritas por la literatura (Corripio & Smith, 2006). Al observar la dinámica de las respuesta en ambas torres, se puede afirmar que estos procesos son autorregulados, es decir que sus variables de salida cambian y se estabilizan luego de una perturbación,

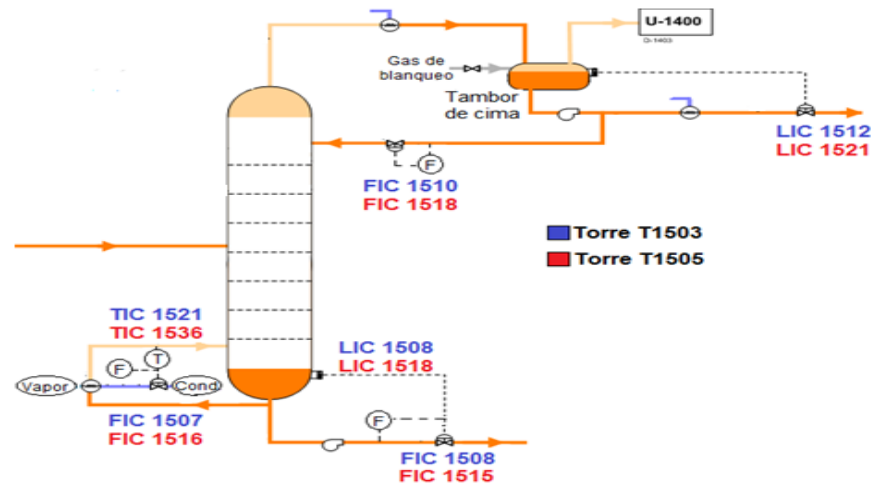
Para esta etapa se obtuvo el simulador en lazo abierto, resaltando que en general el proceso al tener unos tiempos de respuesta tan grandes hace la dinámica de las torres lenta, por lo que las estrategias de control deben también ir enfocadas hacia el aumento de la velocidad de respuesta del sistema.

### 2.3. ANÁLISIS EN LAZO CERRADO.

En la Figura 2 se muestran los lazos de control que están siendo utilizados actualmente en el proceso, los cuales son: control *feedback* del reflujó, control *feedback* del nivel del tambor de cima, control en cascada del nivel del rehervidor (con control de flujo de fondo como control esclavo), y control en cascada de

temperatura del reciclo (con control de flujo de calentamiento en el rehervidor como control esclavo). Este último no se pudo simular debido a que no se contaba con información necesaria para el fluido de calentamiento.

**Figura 9. Lazos de control utilizados en el proceso.**



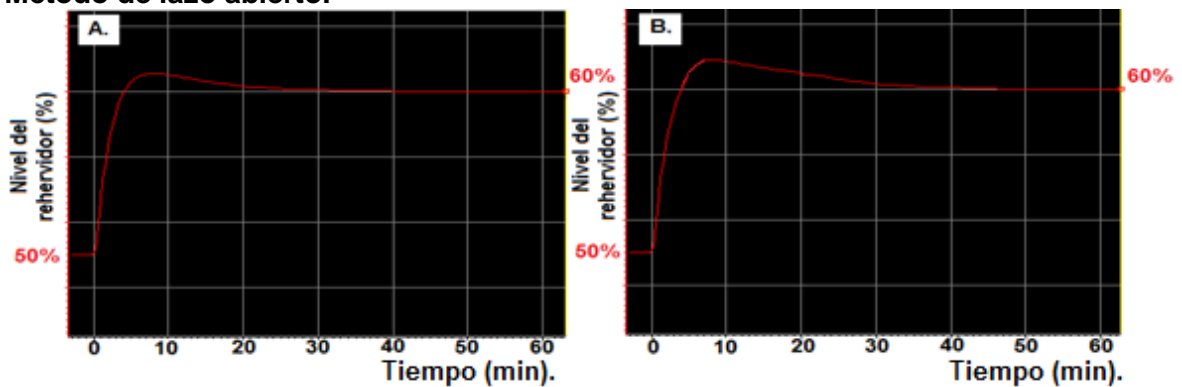
**Fuente: Ecopetrol S.A.**

Para hacer la simulación en lazo cerrado se consideró, debido a las características del *software* utilizado, controlar el nivel en el rehervidor en lugar de controlarlo en la torre, ya que estos dos se encuentran al mismo nivel.

Para la simulación se necesitó información de instrumentación (sensores, elementos finales de control y configuraciones de los controladores) suministrada por Ecopetrol (el detallado de esta información se encuentra en la Tabla D.1.). Para la sintonización de los controladores se utilizaron 2 métodos, el método de autosintonización planteado por ASPEN HYSYS y el procedimiento en lazo abierto de prueba escalón utilizando el método planteado por Smith (1972) para calcular los valores de ganancias, tiempos derivativos y tiempos integrales de los controladores. Es importante mencionar que éstos constituyen valores iniciales de sintonización que pueden ser ajustados de acuerdo al proceso. Para todos los casos se consideró un cambio en el set-point del 20%. En la Figura 10 se presenta la respuesta en Lazo Cerrado para el nivel del rehervidor de la torre T1503 (medido en porcentaje) ante un cambio tipo escalón en su set-point de 50% a

60%; éste se escogió como ejemplo, debido a que esta variable tiene un comportamiento diferente en comparación con las otras. La información para la sintonización de los demás controladores y las respuestas obtenidas en Lazo Cerrado se encuentran en el Anexo D2. El controlador de nivel del rehervidor de la T1503 es un controlador PI con valores de ganancia ( $K_c$ ) y tiempo integral ( $\tau_i$ ) de 1,80 y 10,1, respectivamente, según el método de autosintonización y de 0,86 y 5,32, respectivamente, para el método de lazo abierto.

**Figura 10. Respuesta del nivel del rehervidor (LIC 1508 de la T1503) con respecto al tiempo ante un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto.**

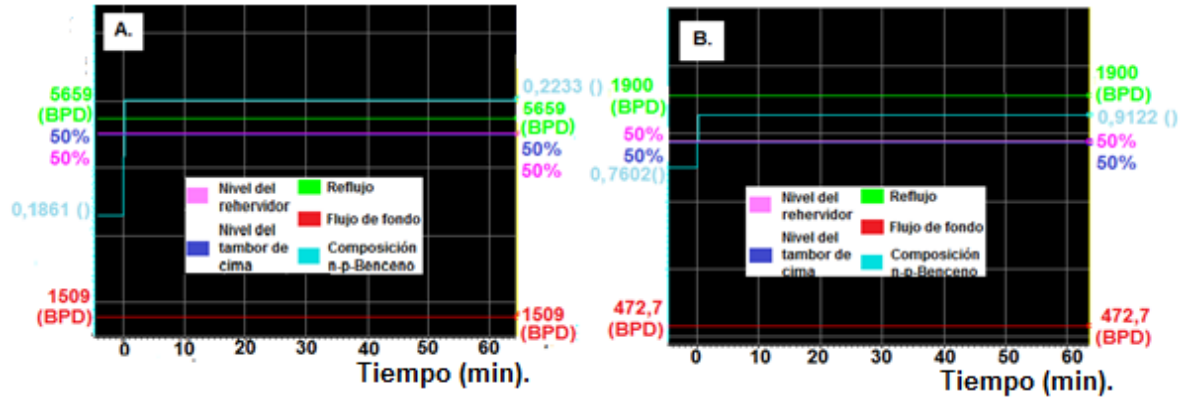


Como se puede observar se tiene una respuesta tipo *overshoot* (la variable sobrepasa en magnitud el valor de estabilización) con un sobrepaso de 1,10 % para el método de autosintonización y de 2,01% para el método de lazo abierto. El tiempo de estabilización para el método de autosintonización fue de 43 min y el tiempo de estabilización para el método de lazo abierto fue de 52 min. Al analizar los resultados se concluye que el método de autosintonización propuesto por el *software* permite mejores valores para el controlador; éste se acopla mejor al proceso y se obtiene (en promedio para todos los casos) tiempos de estabilización del  $17,5\% \pm 0,5\%$  menores que los arrojados por el método de lazo abierto (para mayor información ver Anexo D).

Utilizando la simulación con los controladores sintonizados por el método de autosintonización planteado por ASPEN HYSYS, se hizo un cambio escalón en las variables de entrada presentadas en la Tabla 1 pag. 11 (composición de los

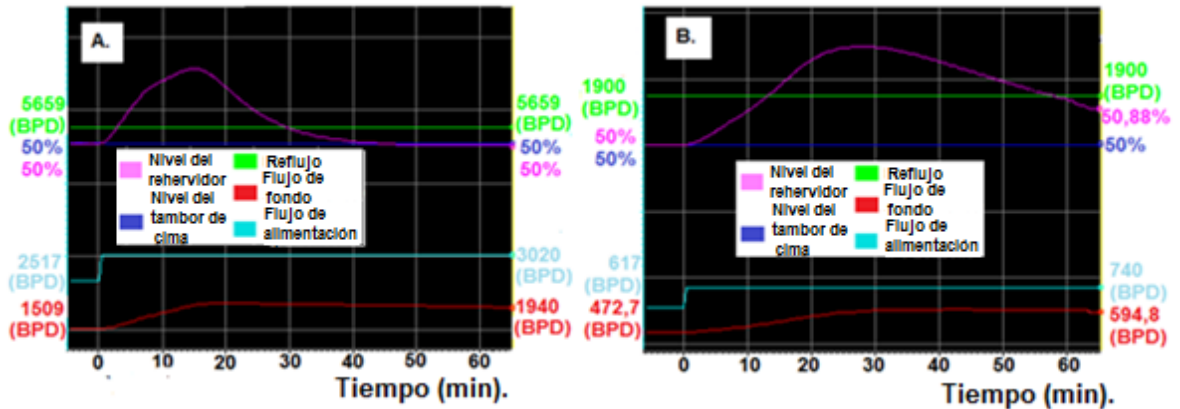
pesados y flujo de alimentación) y se determinó si existe algún tipo de respuesta en las variables controladas del proceso (Reflujo, flujo de fondo, nivel del rehervidor y nivel del tambor de cima). Estos resultados son presentados en la Figuras 11 y 12.

**Figura 11. Comportamiento de las variables controladas con respecto al tiempo ante un cambio del 20% en la composición de pesados (n-Propilbenceno). A) Torre T1503, B) Torre T1505.**



Como se muestra en la Figura 11 al variar en un 20% la composición de los pesados en la alimentación (de 0,1861 a 0,2233 p/p para la T1503 y de 0,7602 a 0,9122 p/p para la T1505) no se tiene ningún cambio en las variables controladas (Reflujo, Flujo de fondo, Nivel del rehervidor y nivel del tambor de cima). Es importante mencionar que la composición del producto principal (Tolueno para la T1503 y o-Xileno para la T1505) si tuvo un cambio ante esta perturbación con un comportamiento monótono, un tiempo de estabilización de 61 min para la T1503 y 65 min para la T1505 y un valor de estabilización de 0,951421 p/p (disminuyó 0,048458 p/p) para la T1503 y 0,922213 p/p (disminuyó 0,061917%).

Figura 12. Comportamiento de las variables controladas con respecto al tiempo ante un cambio del 20% en el flujo de alimentación (n-Propilbenceno). A) Torre T1503, B) Torre T1505.



Como se puede apreciar en la Figura 12. Las únicas variables que tuvieron una dinámica al perturbar el flujo de alimentación (de 2 517 barriles/día a 3 020 barriles/día para la T1503 y de 617 barriles/día a 740 barriles/día para la T1505) fueron el flujo de fondo y el nivel del rehervidor, las demás permanecieron estables. Debido a que el controlador de nivel del rehervidor está en cascada con el controlador del flujo de fondo, entonces ambos siguen la misma tendencia en su respuesta.

Anteriormente, se valoró la repuesta para las variables flujo de fondo y nivel del rehervidor con el controlador en modo PI. A continuación, se presenta el análisis del comportamiento de estas variables con los controladores en modo proporcional (P) y en modo proporcional-integral-derivativo (PID).

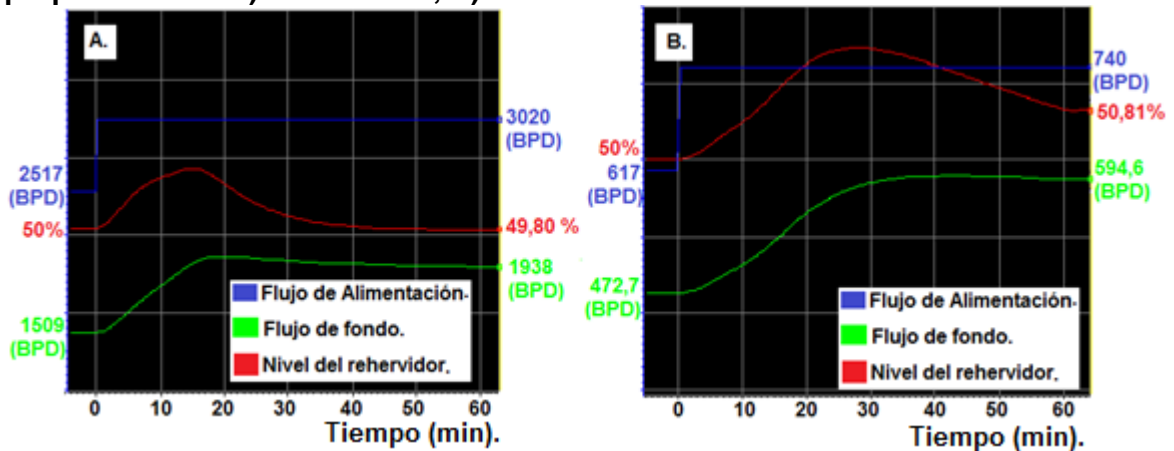
En la Tabla 4 se presentan los valores de sintonización de los controladores del flujo de fondo (FIC1508 para la T1503 Y FIC1515 para la T1505) y nivel del rehervidor (LIC 1508 para la T1503 y LIC 1518 para la T1505) en modo P,PI y PID utilizando el método de autosintonización planteado por *ASPEN HYSYS*.

**Tabla 4. Autosintonización de los controladores del flujo de fondo (FIC1508 para la T1503 Y FIC1515 para la T1505) y nivel del rehervidor (LIC 1508 para la T1503 y LIC 1518 para la T1505) en modo P,PI y PID.**

Controladores	Modo P	Modo PI		Modo PID		
	Ganancia Kc	Ganancia Kc	Tiempo integral $\tau_I$	Ganancia Kc	Tiempo integral $\tau_I$	Tiempo derivativo $\tau_D$
FIC 1508	0,0621	0,0987	0,087 min	0,0980	0,072 min	0,0043 min
LIC 1508	1,71	1,80	10,1 min	1,80	10,62 min	1,33 min
FIC 1515	0,328	0,346	0,116 min	0,348	0,102 min	0,042 min
LIC 1518	1,58	1,69	15,98 min	1,71	16,01 min	1,02 min

En la Figura 13 se muestra el comportamiento de las variables controladas (flujo de fondo y nivel del rehervidor) de las dos torres con los controladores en modo P ante un cambio de un 20 % en el flujo de alimentación.

**Figura 13. Comportamiento de las variables flujo de fondo y nivel del rehervidor ante un cambio del 20% en el flujo de alimentación con los controladores en modo proporcional P. A) Torre T1503, B) Torre T1505.**

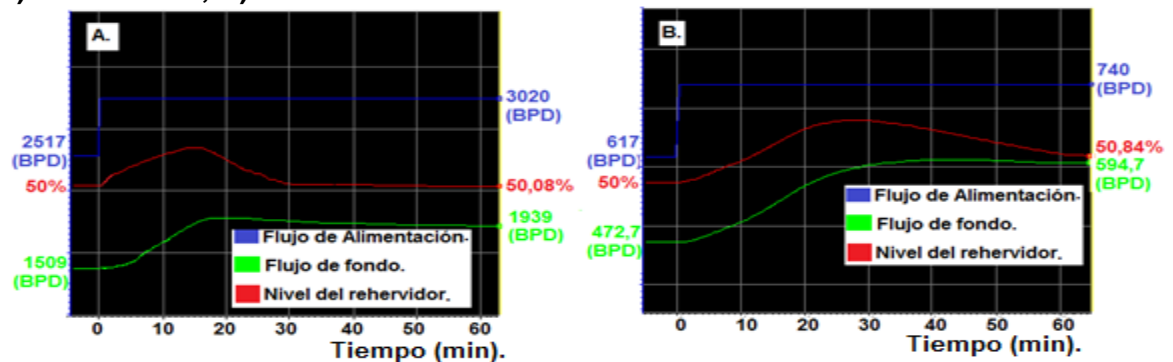


Comparando la Figura 13 con respecto a la Figura 12 se puede observar que cuando los controladores están en modo proporcional P presentan un error en estado estacionario, de -0,20% (el signo menos indica que el valor está por debajo del *set point*) para el nivel del rehervidor en la torre T1503; de -0,22% para el nivel del rehervidor en la torre T1505; de -1,3 barriles/día para el flujo de fondo en la torre T1503 y de -1,8 barriles/ día para el flujo de fondo en la torre T1505, lo que no sucede cuando están en el modo PI ya que se estabilizan en el mismo valor del set-point. Cabe destacar que para los dos casos se tiene un tiempo de

estabilización similar (para el nivel del rehervidor 52 min en la T1503 y 84 min en la T1505 mientras que, para el flujo de fondo 408 min en la T1503 y 514 min en la T1505).

En la Figura 14 se muestra el comportamiento de las variables flujo de fondo y nivel del rehervidor de las dos torres con los controladores en modo PID ante un cambio de un 20 % en el flujo de alimentación.

**Figura 14. Comportamiento de las variables flujo de fondo y nivel del rehervidor ante un cambio del 20% en el flujo de alimentación considerando controladores PID. A) Torre T1503, B) Torre T1505.**



Comparando la Figura 14 respecto a la Figura 12 se observa que el tiempo de estabilización del nivel en el rehervidor con los controladores en modo PI es de 52 min para la torre T1503 y 84 min para la torre T1505, mientras que con los controladores en modo PID es de 64 min para la torre T1503 y 99 min para la Torre T1505. El tiempo de estabilización del flujo de fondo con los controladores en modo PI es de 408 min para la torre T1503 y 514 min para la torre T1505, mientras que con los controladores en modo PID es de 422 min para la torre T1503 y 532 min para la Torre T1505. Igualmente, se analizó que cuando los controladores tienen el modo integral, se elimina el error en estado estacionario (ya que las variables se estabilizan en el *set point*). Cuando los controladores están con el modo derivativo se suaviza la respuesta (al disminuir el sobrepaso) pero se presenta un tiempo de estabilización mayor. En resumen se demuestra que la configuración en modo proporcional integral PI es la adecuada ya que con ésta se tiene un tiempo de estabilización menor y no se tiene un error en estado estacionario. Cumpliendo así lo estipulado en la literatura (Corripio & Smith, 2006).

### 3. CONCLUSIONES.

En la primera fase se desarrolló el simulador en estado estable. Se analizó el desempeño de los tres modelos termodinámicos escogidos (*PR*, *RKS* y *LKP*) comparando los datos simulados (arrojados por estos) con los datos reales brindados por Ecopetrol. Se concluyó que los tres modelos son aptos para simular el proceso llevado a cabo en las torres T1503 y T1505. Además, se estudió el poder de predicción del *software* mediante el análisis de las desviaciones entre los datos simulados y datos reales del proceso. Se concluyó que la simulación de las torres en Aspen HYSYS en estado estable tiene una buena capacidad de predicción ya que las desviaciones no sobrepasaron  $\pm 3\%$  para todos los componentes.

El análisis en lazo abierto se realizó mediante perturbaciones tipo escalón en las variables flujo de alimentación y composición de n-Propilbenceno para determinar el comportamiento de las diferentes variables de salida en las torres T1503 y T1505 (temperatura del tope de la torre, temperatura del fondo de la torre, presión en el destilado, presión en el fondo, flujo de destilado, flujo de fondo, composición de producto principal en el destilado y razón de reflujo). Las respuestas obtenidas (inversas y sobreamortiguadas) presentaron comportamientos característicos similares a los descritos por la literatura (Corripio & Smith, 2006).

El análisis en lazo cerrado concluyó que el método de autosintonización planteado por Aspen HYSYS se acopla mejor al proceso, en comparación con el método de sintonización planteado por Ziegles & Nichols. Igualmente, a pesar de las ventajas de trabajar con este *software*, se evidenciaron limitantes relacionadas con el análisis de la dinámica de las torres T1503 y T1505 debido a que se tuvo que considerar la presión y la temperatura de la entrada igual a la temperatura del plato de alimentación, por lo que el equilibrio termodinámico dentro de la torre permaneció constante, limitando el análisis dinámico en lazo cerrado.

#### **4. RECOMENDACIONES.**

Para hacer un análisis de la dinámica de respuesta de las torres T1503 y T1505, se recomienda utilizar un *software* que permita considerar cambios de temperatura y presión de entrada, así como también poder variar el reflujo en el tiempo, puesto que la simulación con estas consideraciones se acerca más a la dinámica real de las torres.

## BIBLIOGRAFÍA.

- ALZATE, A. M., Modelado y control de una columna de destilación binaria. Trabajo de postgrado. Manizales: Universidad Nacional de Colombia-Sede Manizales. 2010.
- BEQUETTE, B. Process Dynamics: Modeling, analysis and simulation. Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Sciences 1998.
- BINOUS, H., AL-MUTAIRI, E., & FAQIR, N. Study of the separation of simple binary and ternary mixtures of aromatic compounds. En: Department of Chemical Engineering King Fahd University Petroleum and Minerals Dhahran 31261, Saudi Arabia. 2010.
- BLANCO, J. Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel planta piloto para la producción de etanol anhidro. Trabajo de postgrado. Bogota D.C: Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería. 2011.
- BORHOT, A. Evaluación técnica-económica de esquemas de procesamiento para recuperación de benceno a partir de gasolinas o hidrocarburos mezclados. Trabajo de postgrado. Ingeniero químico. Maracaibo: Universidad del Zulia. 2013.
- CARLSON, E. Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. En: Chemical Engineering Progress, 1996. P. 36-46.
- CERA, C., & IGLESIAS, E. Simulación en estado estacionario de la planta de producción de biodiesel y glicerina cruda de la empresa biocombustibles sostenibles del caribe s.a. mediante el software especializado UNISIM R390. Trabajo de postgrado. Ingeniero químico. Cartagena De Indias D.T.Y C.: Universidad San Buenaventura. 2014.
- DU, Z., LI, C., SUN, W. & WANG, J. (2014). Process Systems Engineering and Process Safety A simulation of diesel hydrotreating process with real component method. En: *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 2014. Vol. 12.

- Ecopetrol S.A. (11 de 2014). *Ecopetrol, El petroleo y su mundo*. Obtenido de:  
<http://www.ecopetrol.com.co/>
- HOSANNA, U., SANGIL, H., & KYU SUK, H. Structural design of fully thermally coupled distillation column using approximate group methods. En: *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 2014. Vol. 85, p. 155-167.
- JIWEI, Q., QING, Y., XIAOJUAN, X., & NING, L. Control of Benzene–Cyclohexane Separation System via Extractive Distillation Using Sulfolane as Entrainer. En: *Ind. Eng. Chem*, 2013. Vol. 52, p. 10754-10766.
- LOPEZ, I. Dinámica y control de procesos. En: Universidad de la Republica. Uruguay.
- LUYBEN, W. Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers. Mc- Graw Hill International Editions. 1996.
- MORENO, F. E., BECERRA, J. A., CARDENAS, A. O., & SANDOVAL, O. R. Modelamiento y simulación de un sistema de control para una torre de destilación en la producción de kerosene. En: *Scientia et Technica*, 2014. Vol. 19, p. 29-34.
- RODRIGUEZ, D., & BORDONS, C. Apuntes de Ingeniería de control. En: Depto. de Ingeniería de Sistemas y Automática. 2007.
- PREKUMAR, R., & RANGAIAH, G. P. Retrofitting conventional column systems to dividing-Wall Columns. En: *Chemical Engineering Research and Design*, 2009. Vol. 87, p. 47-60.
- RUEDA, A. Modelado y simulación dinámica en ecosimpro de una columna de destilación de etanol de la industria azucarera. En: 1ª Reunión de Usuarios de EcosimPro, UNED, Madrid, 2001.
- SAN-JAN, W., CHI-JU, L., SHI-SHANG, J., & SHYAN-SHU, S. Plant-wide design and control of acetic acid dehydration system via heterogeneous azeotropic distillation and divided wall distillation. En: *Journal of Process Control*, 2008. Vol. 18, p. 45-60.

- SIERRA, D. Evaluación de la capacidad y formación de condensado en los separadores de gas líquido de las corrientes que alimentan la estación de gas de lomita II PDVSA. Trabajo de pregrado. Ingeniero químico. Maracaibo: Universidad Rafael Urdaneta. 2007.
- SMITH, C. A., & CORRIPIO, A. B. Control automático de procesos. LIMUSA. 2006
- TEOMPANTZI, A., & PEREZ, M. A. Alternativas de control para la secuencia de destilación térmicamente acoplada Petlyuk. En: *Acta Universitaria*, Dirección de apoyo a la investigación y al postgrado, México, 2012. Vol. 22, p. 38-50.
- TREYBAL, R. E., Mass-Transfer Operations. McGRAW HILL.1981
- VILLEGAS, L. E., Simulación en Hysys de los procesos productivos de ENAP Magallanes. Trabajo de pregrado. Ingeniero civil químico. Magallanes: Universidad de Magallanes Chile. 2007.
- WANKAT, P. C. Separation Process Engineering. PRENTICE HALL. 1998.

## ANEXOS.

### ANEXO A. Datos brindados por Ecopetrol.

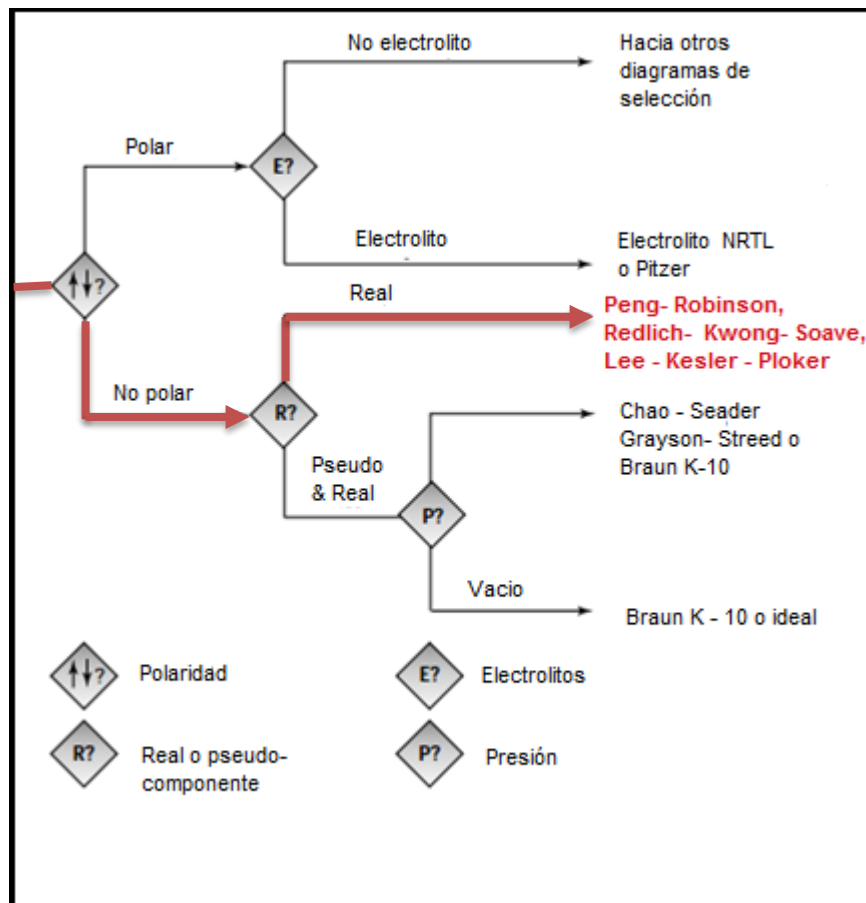
**Tabla A.1. Datos brindados por Ecopetrol.Fuente: Ecopetrol S.A.**

VARIABLES		Caso 1		Caso 2		Caso 3	
<b>Sustancias involucradas en el proceso</b>		Benceno; Tolueno; p-m-o Xileno;Etil Benceno; n-Propil Benceno; Cumeno; n- Butil Benceno.					
<b>Torre</b>		T-1503	T-1505	T-1503	T-1505	T-1503	T-1505
<b>ALIMENTACIÓN.</b>	Composición a la entrada de benceno (g/100gms)	0,0021	0	0,0015	0	0,002	0
	Composición a la entrada de tolueno (g/100gms)	43,766	0,0006	50,844	0,00076	40,2	0,0004
	Composición a la entrada de p-Xileno (g/100gms)	8,6995	0,0798	7,7045	0,0721	8,13	0,058
	Composición a la entrada de m-Xileno (g/100gms)	19,887	0,3595	17,72	0,40127	18,2	0,29
	Composición a la entrada de o-Xileno (g/100gms)	8,9517	30,838	8,5113	38,2936	8,98	22,22
	Composición a la entrada de EtilBnceno (g/100gms)	5,8471	0	5,351	0	5,538	0
	Composición a la entrada de n-Propil-Benceno (g/100gms)	12,587	67,340	9,4505	58,6481	18,61	76,021
	Composición a la entrada de cumeno (g/100gms)	0,2504	1,3396	0,2516	1,56112	0,31	1,28
	Composición a la entrada de n-Butilbenceno (g/100gms)	0,0077	0,0413	0,165	1,02304	0,03	0,13
	<b>PRODUCTO (DESTILADO).</b>	Composición destilado de benceno (g/100gms)	0,005	0	0,004	0	0,005
Composición destilado de tolueno (g/100gms)		99,985	0,0020	99,981	0,002	99,89	0,002
Composición destilado de p-Xileno (g/100gms)		0,01	0,2534	0,015	0,17	0,096	0,23
Composición destilado de m-Xileno (g/100gms)		0	1,1479	0	1,01	0	1,35
Composición destilado de o-Xileno (g/100gms)		0	98,492	0	98,708	0	98,253
Composición destilado de etilbenceno (g/100gms)		0	0	0	0	0	0
Composición destilado de n-Propilbenceno (g/100gms)		0	0	0	0	0	0
Composición destilado de cumeno (g/100gms)		0	0,1402	0	0,11	0	0,165
Composición destilado de n-Butilbenceno (g/100gms)		0	0	0	0	0	0

<b>FONDO</b>	Composición fondo de benceno (g/100gms)	0	0	0	0	0	0
	Composición fondo de tolueno (g/100gms)	0,1674	0	0,52	0	0,24	0
	Composición fondo de p-Xileno (g/100gms)	15,438	0,003	15,58	0,011	13,52	0,001
	Composición fondo de m-Xileno (g/100gms)	35,311	0,001	35,87	0,031	30,35	0,001
	Composición fondo de o-Xileno (g/100gms)	15,894	0,1302	17,23	1,1	15	0,55
	Composición fondo de Etilbenceno (g/100gms)	10,381	0	10,83	0	9,23	0
	Composición fondo de n-Propilbenceno (g/100gms)	22,349	97,921	19,13	94,753	31,08	97,688
	Composición fondo de cumeno (g/100gms)	0,4446	1,8842	0,51	2,455	0,53	1,6
	Composición fondo de n-Butilbenceno (g/100gms)	0,0137	0,0601	0,33	1,65	0,05	0,16
<b>CONDICIONES DE LAS TORRES</b>	Temperatura Alimentación (°F)	287,6	361	288	357	288	365
	Numero de etapas de la torre	60	70	60	70	60	70
	Plato(s) de alimentación	31	32/42	31	32/42	31	32/42
	Tipo de condensador	Total					
	Calor del rehedvidor (M Btu / h)	7,01	5,37	7,01	5,37	7,01	5,37
	Caida de presión en el rehedvidor (psi)	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
	Presión en el rehedvidor (PSI)	13	13	13	13	13	13
	Temperatura en la cima de la torre (°F)	233	293,6	233	293	232	293
	Razon de reflujo	2,74	10,96	2,19	9,95	2,49	11,64
	Diametro de la torre (m)	1,371	1,37	1,371	1,37	1,371	1,37
	Espaciamiento entre las etapas (m)	0,609	0,4572	0,609	0,4572	0,609	0,457
	Altura de la torre (m)	40,23	36,118	40,23	36,118	40,23	36,11

**ANEXO B. Metodología planteada por Carlson (1996) para la selección del modelo termodinámico.**

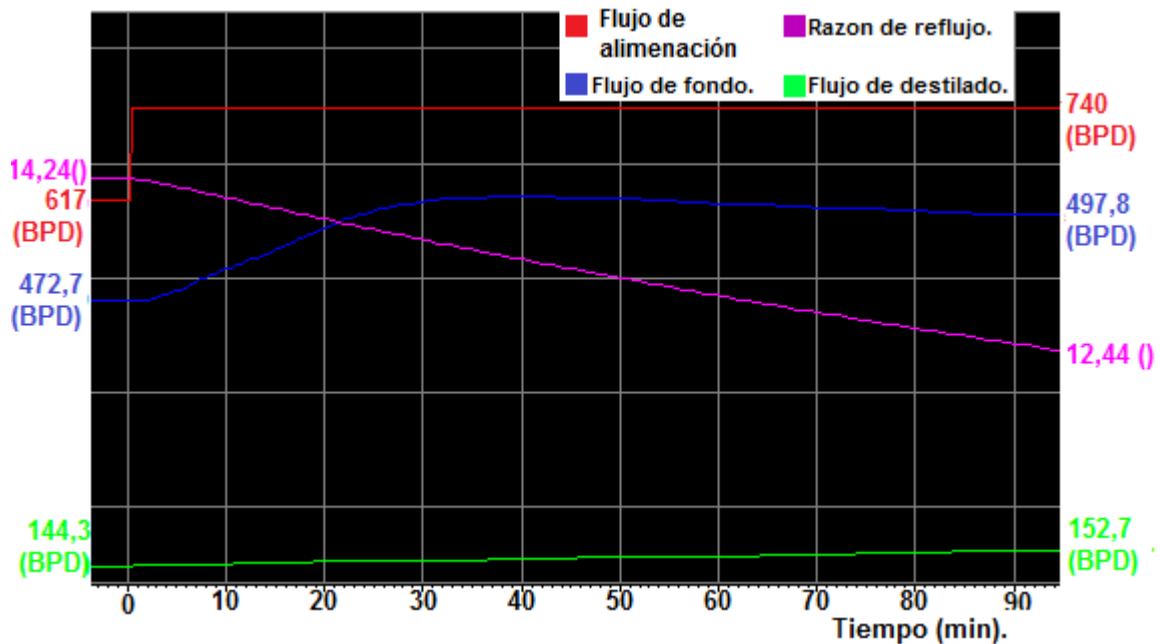
La metodología planteada por Carlson cubre todos los aspectos de las propiedades en la simulación de procesos. Presenta recomendaciones para que se puedan elegir con seguridad los paquetes termodinámicos necesarios para cada tipo de aplicación. Carlson utiliza diagramas tipo árbol tal como se muestra en la Figura B.1., la cual representa la ruta seguida para la selección de los modelos termodinámicos adecuados al proceso.



**Figura B.1. Ruta seleccionada para determinar el modelo termodinámico adecuado al proceso según Carlson (1996). Fuente: Autores.**

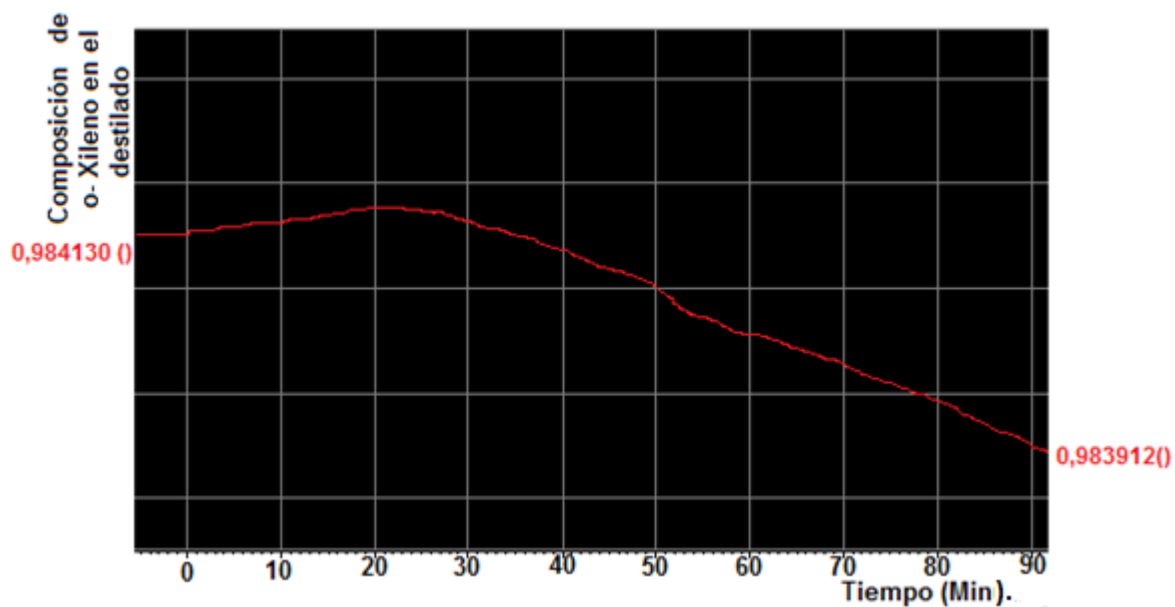
### ANEXO C. Comportamiento de las variables de salida ante un cambio en las variables de entrada eso en lazo abierto para la torre T1505.

A continuación en las Figuras C.1 y C.2 se muestra el comportamiento de las variables de salida de la torre T1505 ante un cambio de un 20 % en las variables de entrada.



**Figura C.1. Comportamiento de las variables: flujo de fondo, flujo de destilado y razón de reflujo con respecto al tiempo a un cambio del 20% del flujo de alimentación en la torre T1505. Fuente: Autores.**

Como se muestra en la Figura C.1. Al hacer un cambio de un 20% en el flujo de alimentación para la T1505 (de 617 barriles/día a 740 barriles/día), las únicas variables de salida que tuvieron algún tipo de respuesta fueron: razón de reflujo, flujo de fondo y flujo de destilado con un tiempo de estabilización de 25 128 min. El flujo de destilado aumento 114,6 barriles/día (79%) estabilizándose en 258,9 barriles/día, el flujo de fondo disminuyo 165,9 barriles/día (26,8%) estabilizándose en 451,1 barriles/día y la razón de reflujo disminuyo 6,53 (45,8%) estabilizándose en 7,71.



**Figura C.2. Comportamiento de la composición del producto principal (o-Xileno) en el destilado con respecto al tiempo con un cambio del 20% en la composición de los pesados en el flujo de alimentación (n-Propilbenceno) en la torre T1505. Fuente: Autores.**

Como se muestra en la Figura C.2 al hacer un cambio de un 20% en el valor de la composición de los pesados (n-Propilbenceno) para la torre T1503 (de 0,7602 a 0,9122 p/p). Solo tuvo una respuesta la composición de producto principal en el destilado (o-Xileno) disminuyendo 0,161772 p/p (16,4%) estabilizándose en 0,822358 p/p. con un tiempo de estabilización de 88 272 min

De acuerdo a las Figuras C.1 y C.2 se concluye que para la torre T1505 el flujo de destilado y la razón de reflujo tienen una respuesta sobre amortiguada ante un cambio en el flujo de alimentación mientras que la composición de producto principal en el destilado (Tolueno) ante un cambio en la composición de los pesados (n-Propilbenceno) y el flujo de fondo ante un cambio en el flujo de alimentación tienen una respuesta tipo inversa ya que la variable evoluciona en sentido inverso durante un cierto tiempo, pasado el cual, la respuesta recupera su sentido habitual.

## ANEXO D. Datos requeridos y resultados obtenidos en el análisis de Lazo cerrado

**Tabla D.1. Información de instrumentación de los diferentes lazos de control.**

**Fuente: autores.**

	Flujo mínimo válvula	Flujo máximo válvula	Acción falla válvula	Medición mínima sensor	Medición Máxima sensor	Configuración del controlador
FIC1510	0 BPD	8500 BPD	Cerrada	0 BPD	8210 BPD	PID-Inverso
LIC1512	0 BPD	1420 BPD	Cerrada	0%	100%	PI-Directo
LIC1508	Envía señal cascada al FIC1508		FIC1508	0%	100%	PI-Directo
FIC1508	0 BPD	1923 BPD	Cerrada	0 BPD	2640 BPD	PI- Inverso
FIC1518	0 BPD	2661 BPD	Cerrada	0 BPD	2530 BPD	PID-Inverso
LIC1521	0 BPD	302 BPD	Cerrada	0%	100%	PI-Directo
LIC1518	Envía señal cascada al FIC1515		FIC1515	0%	100%	PI-Directo
FIC1515	0 BPD	491 BPD	Cerrada	0 BPD	710	PI-Inverso-

**Tabla D.2. Datos de sintonización de los controladores utilizados en el proceso.**

**Fuente: autores**

<b>TORRE T1503.</b>			
Método de auto sintonización.			
Controladores	Ganancia (K)	Tiempo integral ( $T_I$ )	Tiempo derivativo ( $T_D$ )
LIC 1512	12,9	0,0907 min	---
FIC 1508	0,0987	0,0872 min	---
LIC 1508	1,80	10,1 min	---
FIC 1510	0,168	0,0176 min	0,0421 min
Método de lazo abierto.			
Controladores	Ganancia (K)	Tiempo integral ( $T_I$ )	Tiempo derivativo( $T_D$ )
LIC 1512	6,923	0,4 min	---
FIC 1508	0,107	0,1165	---
LIC 1508	0,86	5,328	---
FIC 1510	0,0318	0,1665	0,0223
<b>TORRE T1505.</b>			
Método de auto sintonización.			
Controladores	Ganancia (K)	Tiempo integral ( $T_I$ )	Tiempo derivativo ( $T_D$ )
LIC 1521	14,5	0,176	---
FIC 1515	0,118	0,0109	---
LIC 1518	1,8	38,4	---
FIC 1518	0,156	0,0426	0,00946
Método de lazo abierto.			
Controladores	Ganancia (K)	Tiempo integral ( $T_I$ )	Tiempo derivativo( $T_D$ )
LIC 1521	19,04	0,6	---
FIC 1515	0,346	0,1165	---
LIC 1518	1,69	15,98	---
FIC 1518	0,1354	0,1665	0,025

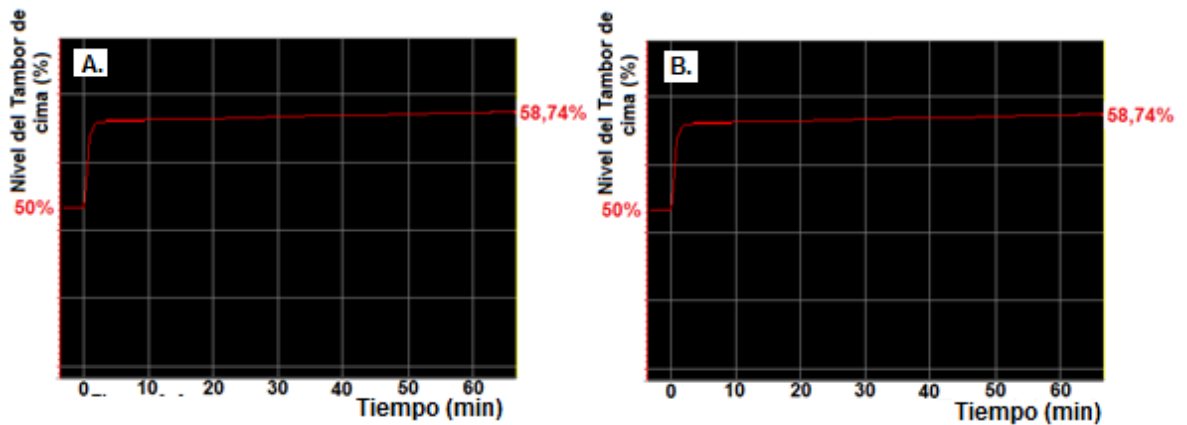


Figura D.1. Comportamiento del nivel del Tambor de cima (LIC 1512 de la T1503) con respecto al tiempo a un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto. Fuente: autores.

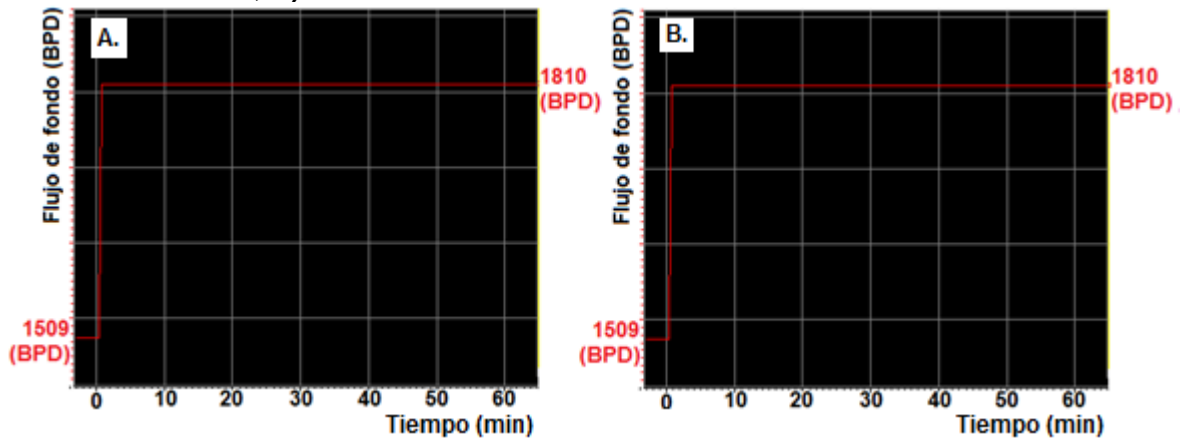


Figura D.2. Comportamiento del flujo de fondo (FIC 1508 de la T1503) con respecto al tiempo a un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto. Fuente: autores.

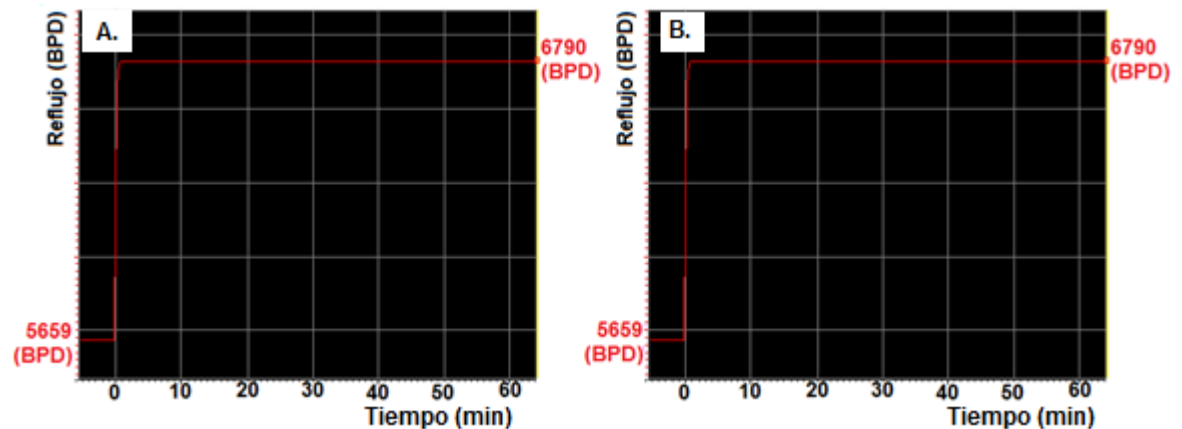


Figura D.3. Comportamiento del reflujo (FIC 1510 de la T1503) con respecto al tiempo a un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto. Fuente: autores.

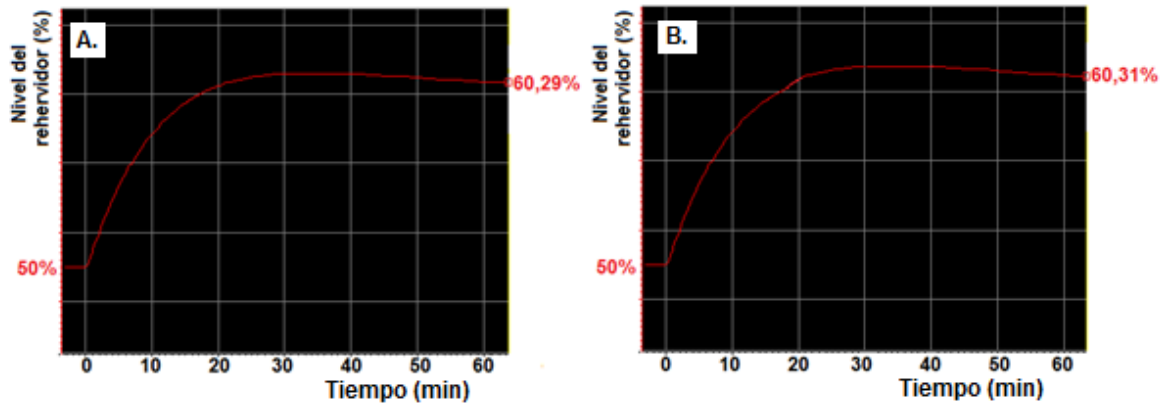


Figura D.4. Comportamiento del nivel del rehervidor (LIC 1518 de la T1505) con respecto al tiempo a un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto. Fuente: autores.

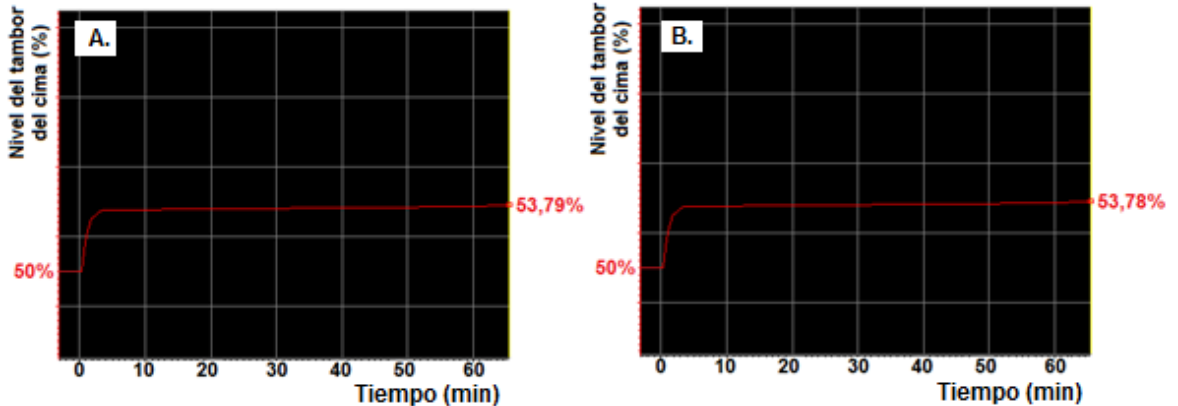


Figura D.5. Comportamiento del nivel del tambor de cima (LIC 1521 de la T1505) con respecto al tiempo a un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto. Fuente: autores.

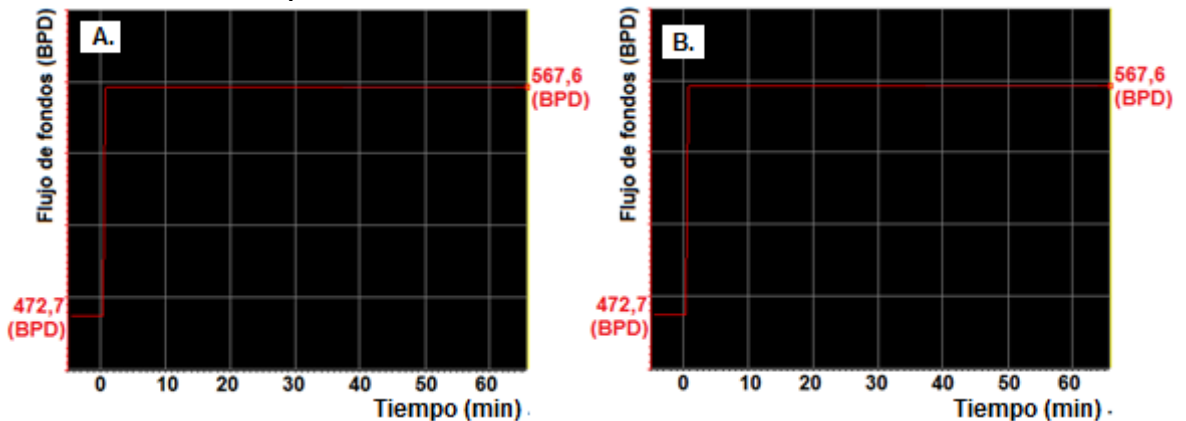


Figura D.6. Comportamiento del flujo de fondo (FIC 1515 de la T1505) con respecto al tiempo a un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto. Fuente: autores.

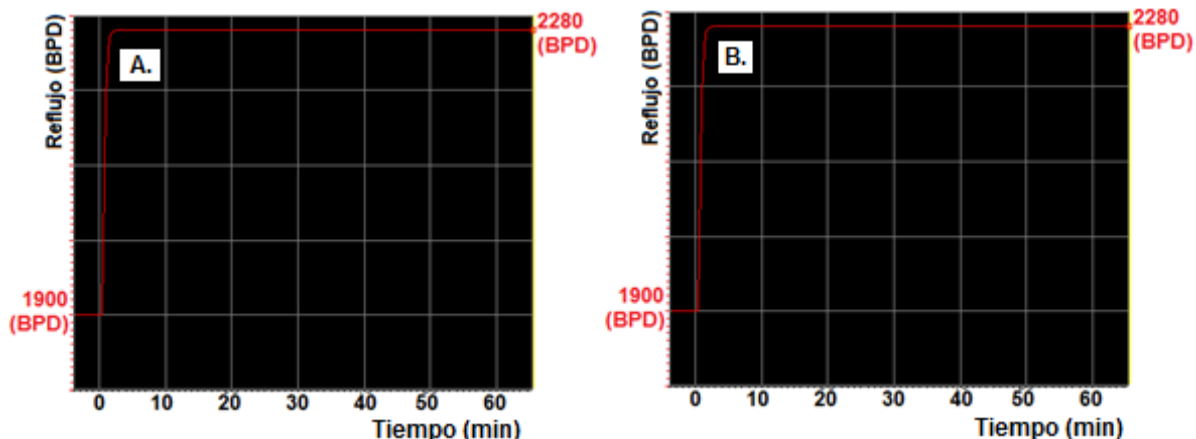


Figura D.7. Comportamiento del reflujo (FIC 1518 de la T1505) con respecto al tiempo a un cambio del 20% en el set-point. A) Método de autosintonización, B) Método de lazo abierto. Fuente: autores.

Tabla D.3. Datos para evaluación de los dos métodos utilizados para la sintonización de los controladores. Fuente: autores

T 1503					
<b>LIC 1512</b>					
SP. inicial	50%	SP final	60%	Variable controlada inicial	50%
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	60%			60%	
Tipo de respuesta	Sobreamortiguada			Sobreamortiguada	
Tiempo de respuesta.	263 min			270 min	
Sobrepasos	No			No	
<b>FIC 1508</b>					
SP inicial	1509 BPD	SP final	1810 BPD	Variable controlada inicial	1509 BPD
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	1809 BPD			1809 BPD	
Tipo de respuesta	Sobreamortiguada			Sobreamortiguada	
Tiempo de respuesta.	1 min			1 min	
Sobrepasos	No			No	
<b>LIC 1508</b>					
SP inicial	50%	SP final	60%	Variable controlada inicial	50%
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	60%			60%	
Tipo de respuesta	Subamortiguada			Subamortiguada	
Tiempo de respuesta.	43 min			52 min	
Sobrepasos	1 de 1,10%			1 de 2,01%	

<b>FIC 1510</b>					
SP inicial	5659 BPD	SP final	6790 BPD	Variable controlada inicial	5659 BPD
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	6790 BPD			6790 BPD	
Tipo de respuesta	Sobreamortiguada			Sobreamortiguada	
Tiempo de respuesta.	1 min			1 min	
Sobrepasos	No			No	
<b>T 1505</b>					
<b>LIC 1521</b>					
SP inicial	50%	SP final	60%	Variable controlada inicial	50%
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	60%			60%	
Tipo de respuesta	Sobreamortiguada			Sobreamortiguada	
Tiempo de respuesta.	670 min			672 mins	
Sobrepasos	No			No	
<b>FIC 1515</b>					
SP inicial	472,7 BPD	SP final	567,6 BPD	Variable controlada inicial	472,7 BPD
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	567,6 BPD			567,6 BPD	
Tipo de respuesta	Sobreamortiguada			Sobreamortiguada	
Tiempo de respuesta.	1 min			1 min	
Sobrepasos	No			No	
<b>LIC 1518</b>					
SP inicial	50%	SP final	60%	Variable controlada inicial	50%
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	60%			60%	
Tipo de respuesta	Subamortiguada			Subamortiguada	
Tiempo de respuesta.	170 min			192 min	
Sobrepasos	1 de 3,1%			1 de 4,7%	
<b>FIC 1518</b>					
SP inicial	1900 BPD	SP final	2280 BPD	Variable controlada inicial	1900 BPD
Método.	<b>Autosintonización</b>			<b>Lazo abierto</b>	
Valor estabilización	2280 BPD			2280 BPD	
Tipo de respuesta	Sobreamortiguada			Sobreamortiguada	
Tiempo de respuesta.	3 min			3 min	
Sobrepasos	No			No	

