



## Control simulado en Aspen Dynamics para la producción de epóxido de limoneno a escala piloto

Simulated control in Aspen Dynamics for the production of limonene epoxide at pilot scale

Yeison Agudelo Arenas<sup>1</sup> Rolando Barrera Zapata<sup>2</sup>

**Para citar este artículo:** Agudelo, Y. y Barrera, R. (2016). Control simulado en Aspen Dynamics para la producción de epóxido de limoneno a escala piloto. *Revista Redes de Ingeniería*. 7(2), 127-137. Doi: 10.14483/udistrital.jour.redes.2016.2.a02

Recibido: 9-marzo-2016 / Aprobado: 25-julio-2016

### Resumen

En la presente contribución se reporta el estudio y análisis del sistema de control (simulado) para el proceso de obtención de epóxido de limoneno. El modelado del proceso a escala piloto se implementó en el software Aspen Plus a partir de reportes de la literatura. Para el estudio del control del proceso se usó el software Aspen Dynamics. El modelo permite observar el comportamiento de variables de interés en el proceso como flujos de salida de la torre de destilación, requerimientos calóricos, temperaturas de operación y pureza del producto final. El desempeño de los controladores (de nivel, flujo y temperatura) se evaluó simulando perturbaciones (+30%) en el flujo de alimentación al proceso. Análisis de sensibilidad y especificaciones de diseño preliminares permiten concluir que de acuerdo a las simulaciones es posible obtener epóxido de limoneno (97,5% p/p) con este sistema. Los resultados de este trabajo pueden utilizarse para un estudio más detallado del sistema o como insumo para proponer diseños experimentales que ayuden a determinar el punto de

operación de las principales variables con los que se favorezca la producción de epóxido de limoneno.

**Palabras clave:** análisis de sensibilidad, Aspen Dynamics, procesos dinámicos, simulación en Aspen, sistema de control.

### Abstract

In this contribution is reported the study and analysis of the control system (simulated) for the process of obtaining limonene epoxide. The modelling of the process at pilot scale was implemented in the software Aspen Plus from literature reports. Aspen Dynamics was used for the study of the process control. The model allows observing the behavior of the variables of interest in the process such as outflows from the distillation tower, heat duty, operating temperatures and purity of the final product (limonene epoxide). The performance of the controllers (level, flow and temperature) was evaluated by simulating disturbances (+30%) in the feedstream to the process. Sensitivity analysis and preliminary design specifications allow to conclude that according to the

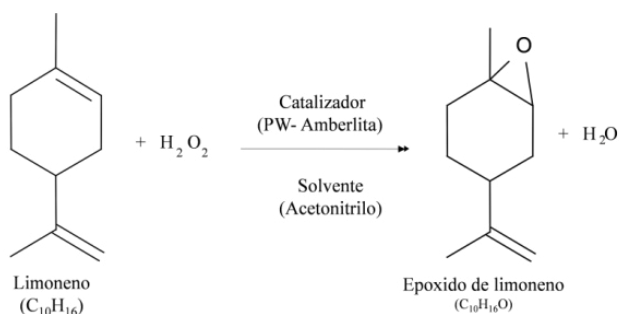
1. Ingeniero químico; docente catedrático, Grupo de Investigación CERES-Agroindustria & ingeniería, Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, Universidad de Antioquia, Colombia. Correo electrónico: ydejesus.agudelo@udea.edu.co
2. Ingeniero químico; magíster en Ciencias Químicas; doctor en Ingeniería; docente asistente, Grupo de Investigación CERES-Agroindustria & ingeniería, Departamento de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, Universidad de Antioquia UdeA, Calle 70 No. 52-21, Medellín, Colombia. Correo electrónico: rolando.barrera@udea.edu.co

simulations it is possible to obtain limonene epoxide (97,5% w/w) with this system. The results of this work can be used for more detailed studies of the system, including experimental study designs that help to determine the operating point for the process variables which increase limonene epoxide production.

**Keywords:** análisis de sensibilidad, Aspen Dynamics, procesos dinámicos, simulación en Aspen, sistema de control.

## INTRODUCCIÓN

El epóxido de limoneno es un compuesto de alto valor agregado que se obtiene a partir del limoneno, sustancia presente en cítricos como la cáscara de la naranja [1]. El epóxido de limoneno se utiliza en industria de fragancias, saborizantes y agroquímicos [2]. Para la obtención del epóxido a partir de la oxidación selectiva del limoneno, se ha reportado que con el sistema catalítico PW-Amberlita (catalizador sólido), peróxido de hidrógeno acuoso (oxidante) y acetonitrilo (solvente), se obtienen altas productividades (conversión de limoneno ~80% y selectividad al epóxido ~90%). Uno de los mayores atractivos de este sistema catalítico, figura 1, es que al utilizar como oxidante el  $H_2O_2$ , se disminuye notablemente la generación de desechos contaminantes con respecto a otros sistemas propuestos; adicionalmente, el sistema permite recuperar y re-utilizar el catalizador [3].



**Figura 1.** Esquema de la reacción de epoxidación de limoneno.

Diversos estudios de este sistema se han enfocado en el entendimiento y optimización del sistema de reacción; por lo cual en la literatura se puede encontrar información que abarca desde el estudio de propiedades termodinámicas hasta expresiones cinéticas, así como el modelado, simulación y diseño conceptual de reactores por lotes [2,3], donde se determinan parámetros óptimos de operación para dicho sistema catalítico. No obstante, para el análisis de una eventual implementación del proceso en la industria agroquímica se hace necesario estudiar e incorporar en el sistema aspectos fundamentales como el escalado, producción en continuo (estado estacionario) y estrategias de control que garanticen la operación segura y eficiente del proceso.

Muchos procesos industriales suelen ser de naturaleza dinámica, en ellos las condiciones del proceso varían continuamente con el tiempo y, si no se operan de manera adecuada, las variables importantes del proceso, es decir, aquellas que se relacionan con la seguridad, la calidad del producto y los índices de producción, podrían no cumplir con las condiciones de diseño [4]. Por tratarse de sistemas dinámicos, no existe un punto fijo de operación alrededor del cual se pueda diseñar un sistema de control [5], así que la evolución del sistema en el tiempo (trayectoria) dependerá de las condiciones de operación del proceso tales como temperaturas, niveles, presiones y flujos [4]. Determinar cuáles parámetros manipular y el momento en que será más significativo manipularlos es de particular interés. Para ello, se hace importante considerar el uso razonable de herramientas de computación adecuadas que permitan modelar y simular el proceso, permitiendo disminuir costos de investigación e impactos negativos en el ambiente, producto de la ejecución de experimentos en laboratorio.

Con el objeto de disminuir la brecha tecnológica entre los estudios realizados alrededor del proceso para la epoxidación de limoneno y su eventual implementación en la industria, en esta

investigación se implementan modelos en el software especializado Aspen Dynamics para simular y analizar las estrategias de control requeridas en la operación del sistema de reacción, incluyendo además una etapa adicional para la recuperación del epóxido de limoneno de la mezcla resultante. Los modelos implementados en Aspen Dynamics, tanto para la reacción como para la recuperación del epóxido, se ilustran de manera detallada para que eventualmente puedan ser adaptados al estudio y análisis de otros sistemas relacionados o con fines académicos en cursos propios de programas de ingeniería química o ingeniería de procesos.

## METODOLOGÍA

Las simulaciones se desarrollaron utilizando software de simulación Aspen Plus y Aspen Dynamics versión 8.0. [6], simuladores comerciales ampliamente utilizados en la industria de procesos químicos, petroquímicos, farmacéuticos y biotecnológicos, entre otros. Con Aspen Plus es posible predecir el comportamiento físico, químico y termodinámico de un proceso, a partir del diseño y la selección de los modelos termodinámicos apropiados, los cuales se seleccionan según el tipo de componentes y condiciones de operación. Aspen Plus permite modelar gran variedad de aplicaciones tanto en estado estacionario como no estacionario. Actualmente, se ha reportado su aplicación en diferentes sistemas de reacción y separación, así como a plantas de procesos completos, encontrándose buena concordancia entre datos reales y datos determinados a través de las simulaciones en el software [7,8]. El software provee una amigable interfaz que permite describir sistemas reaccionantes incluyendo sustancias, conectividad, secuencias computacionales y una extensa base de datos de propiedades físicas y químicas para modelar las propiedades de las corrientes del proceso. El uso de Aspen Plus permite un sencillo desarrollo, mantenimiento y actualización de modelos. A continuación se describe la implementación de los

modelos para el sistema de reacción y el sistema de separación, así como la configuración para el sistema de control.

## Simulación del sistema en continuo

El diagrama de flujo para el sistema de reacción en continuo se muestra en la figura 2. Se supone una batería de dos reactores CSTR de aproximadamente 13 litros (altura 0,306 m y diámetro 0,235 m) cada uno, operando al 80% de su capacidad y con un tiempo de residencia total cercano a 22 horas (bloques CSTR y CSTR2, figura 2). Esto con el objeto de simular un proceso continuo que produce alrededor de 1000g de epóxido de limoneno por hora, según datos reportados por Barrera et al [2]. El modelo estacionario en Aspen Plus se implementó utilizando las estrategias de simulación (paso a paso) reportadas por Agudelo et al [9]. Los reactores se simularon operando a 1 atmósfera de presión y 33 °C, con un flujo másico inicial de 11333,1 g/h (0,303 kmol/h) y una composición molar en la mezcla de alimentación de 0,03, 0,06, 0,27 y 0,64 para limoneno, peróxido de hidrógeno, agua y acetonitrilo, respectivamente [2].

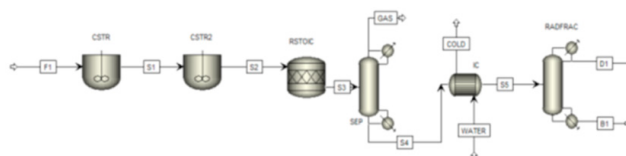
Considerando datos experimentales para el sistema real [2], se espera que la conversión del limoneno sea aproximadamente del 80% a la salida del segundo reactor. Con el sistema operando a las condiciones de alimentación reportadas (temperatura, presión y concentración inicial de reactivos), la corriente de salida de los reactores estará compuesta principalmente por epóxido de limoneno, agua, acetonitrilo y el limoneno que no alcanza a reaccionar [2]; sin embargo, frente a eventuales fluctuaciones en dichas condiciones, la corriente de salida de los reactores (corriente S2, figura 2) podría eventualmente contener peróxido de hidrógeno. Por otro lado, para la etapa de separación (bloque RADFRAC, figura 2) esta sustancia no se considera en el sistema ya que según los reportes de Agudelo [10], la temperatura a la cual ingresa la mezcla a este bloque garantiza la descomposición

completa del peróxido en agua y oxígeno. Como se observa en la figura 2, en el diagrama de flujo para la simulación, adicional a los reactores y la torre de destilación se incluyen tres bloques (RSTOIC, SEP e IC, figura 2) que permiten simular la adecuación de la corriente de salida del reactor (corriente S2) a las condiciones de entrada requeridas para la corriente de entrada a la torre de destilación (corriente S5, figura 2), incluyendo la descomposición del peróxido de hidrógeno.

El bloque “RSTOIC” consiste en un reactor estequiométrico, donde se simula, a las condiciones de salida de los reactores CSTR (33 °C, 1 atm de presión), la descomposición total del peróxido de hidrógeno en agua y oxígeno, según la reacción  $2 \text{H}_2\text{O}_2 \rightarrow 2 \text{H}_2\text{O} + \text{O}_2$ . El bloque SEP consiste en un separador donde la corriente S3 (salida del reactor estequiométrico), se divide en dos corrientes: GAS y S4. La corriente GAS lleva el oxígeno formado por la descomposición de peróxido de hidrógeno y parte del agua, de modo tal que la corriente S4 lleva epóxido de limoneno, limoneno, acetonitrilo y agua. En este bloque se retira agua del sistema a través de la corriente GAS para garantizar la presencia de una sola fase líquida en la corriente que irá posteriormente a la torre de destilación, pues el exceso de agua desplaza el equilibrio líquido-líquido del sistema fuera de la zona de miscibilidad total [10]. En un sistema real, tal separación es posible usando adsorbentes o filtros específicos selectivos al agua. Por su parte el bloque IC (intercambiador de calor) simula el calentamiento de la corriente S4 (33°C) a la temperatura de alimentación a la torre (bloque RADFRAC, figura 2), 77 °C. En la simulación se supone vapor de agua como fluido de calentamiento (100°C).

El bloque RADFRAC (figura 2) simula la torre de destilación donde se recupera el epóxido de limoneno. Este se especifica en las simulaciones utilizando información y siguiendo recomendaciones de Barrera *et al.* [11], quienes determinan que es posible llevar a cabo la separación de la mezcla en

cuestión en una columna de destilación de ocho etapas (6 platos + condensador + rehervidor), alimentación en el plato número 4, relación de reflujo de 3,1, condensador total y especificada de tal modo que la composición de epóxido de limoneno en los fondos presente un porcentaje másico mayor al 90%.

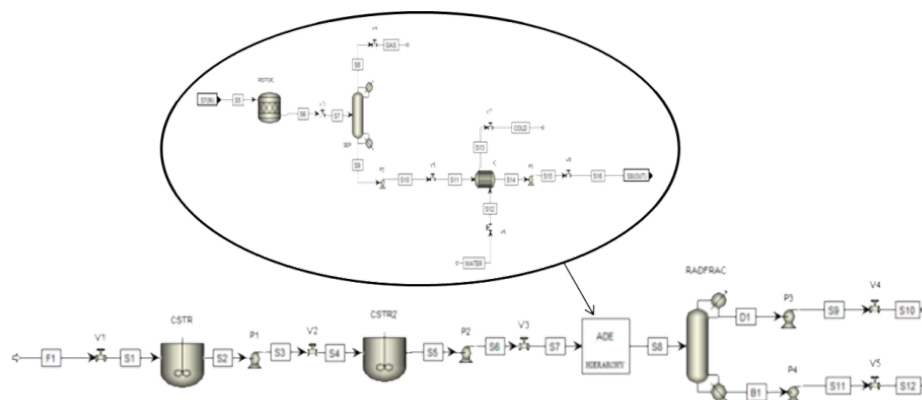


**Figura 2.** Diagrama de flujo del proceso en continuo para la obtención del epóxido de limoneno.

En la figura 3 se muestra nuevamente el diagrama de flujo para la simulación del proceso una vez incluidos equipos hidráulicos como bombas (bloques P1, P2, P3 y P4) y válvulas (bloques V1, V2, V3, V4 y V5) que permiten simular el control del proceso. Para efectos de simplicidad y considerando que los bloques RSTOIC, SEP e IC no se incluyen en la estructura de control que se propone posteriormente para los reactores y la torre de destilación, estos tres bloques se agrupan en un sub-proceso o “Jerarquía” nombrado como el bloque ADE (figura 3).

### Simulación del sistema dinámico

Para simular la dinámica del proceso, el modelo en Aspen Plus (figura 3) se ejecuta en “modo dinámico” y se definen las especificaciones requeridas para cada equipo. En este caso se considera la producción piloto definida (1000g epóxido por hora) y sus correspondientes especificaciones de alimentación. De acuerdo a las estimaciones de Agudelo [10], para la torre de destilación se define un diámetro de 9,3 cm y una altura de 4,39 m. El diámetro del tanque de reflujo (“Reflux drum”) es 0,179 m y su longitud es 0,358 m, mientras que el sumidero o “Sump” tiene un diámetro de 0,256 m y una longitud de 0,512 m. Se mantienen en la



**Figura 3.** Diagrama de flujo del proceso incluyendo equipos hidráulicos.

simulación los valores por defecto (en el software) para la altura del vertedero y la separación entre platos (0,05 y 0,6096 m, respectivamente). Para simular la forma en que se transfiere el calor en la torre, se utiliza la opción de calor constante o "Constant Duty".

Una vez definida la simulación en modo dinámico, se ejecuta en Aspen Plus para verificar la consistencia de la misma (ausencia de errores) y los resultados se exportan al software Aspen Dynamics donde es posible instalar y configurar los controladores. En este trabajo se definió la presión como fuerza motriz para el modelo en "Dynamics".

Para simular la operación eficaz del proceso se incluyeron en total nueve controladores (figura 4). La configuración inicial y sintonización de los controladores se especificó de acuerdo a recomendaciones en la literatura [12]-[14]. Los controladores utilizados en la simulación incluyen:

- Un controlador de flujo "CSTR\_FC" a la entrada del sistema (corriente S1) que permite además programar y definir perturbaciones en el flujo de entrada. El controlador es PI (proporcional integral) con ganancia 0,5 y tiempo integral 0,3 min. Su acción es inversa, es decir, ante aumentos de flujo en la corriente F1, disminuirá el porcentaje de apertura de la válvula V1 y viceversa.

- Cuatro controladores en los reactores (dos en cada uno) que incluyen control de nivel ("CSTR\_LC" y "CSTR2\_LC" con acción de control sobre las válvulas "V2" y "V3" respectivamente, figura 4) y control de temperatura ("CSTR\_TC" y "CSTR2\_TC", figura 4) en cada reactor. Los controladores de nivel de los reactores CSTR usan ganancia de 10 y tiempo integral de 9999 minutos, de modo que operan como controladores proporcionales. La acción de estos controladores es directa, es decir, al aumentar el nivel del líquido, aumenta también el porcentaje de apertura de la válvula en la corriente de salida de cada reactor. Los controladores de temperatura por su parte son de acción inversa, es decir, si la temperatura de un reactor aumenta, el respectivo suministro de energía calórica ("Heat duty") disminuirá. Dado que la respuesta de un controlador de temperatura ante eventuales perturbaciones no es instantáneo [12], para simular adecuadamente el proceso se incluyen retrasos o "Lags" de primer orden (figura 4) en cada controlador de temperatura y se configura cada uno de ellos con un minuto de tiempo de retención [12]. La sintonización de los controladores de temperatura se define a partir de un análisis o prueba dinámica. En este estudio se usó el análisis "Relay feedback tests", fácilmente aplicable gracias a las herramientas disponibles en el software. Se seleccionaron las correlaciones de Tyreus-Luyben para definir valores de ganancia

(0,2613) y tiempo integral (12,672 min) para cada uno de los controladores de temperatura de los reactores.

- Cuatro controladores en la torre de destilación: un controlador de nivel en el tanque de reflujo (RADFRAC\_LC, figura 4), que mantiene el nivel en el tanque de reflujo manipulando la válvula V4 en la corriente del destilado (corrientes S9 y S10, figura 4); un controlador de nivel en el sumidero (RADFRAC\_LC2, figura 4), que mantiene el nivel en el sumidero de la torre manipulando la válvula V5 en la corriente de fondos (corrientes S11 y S12, figura 4); un controlador de presión en el condensador (RADFRAC\_PC, figura 4) y un controlador de temperatura al interior de la torre (RADFRAC\_TC, figura 4) que mantiene regulada la temperatura del plato 5 ajustando la entrada de calor al rehervidor. La elección del plato 5 para el control de temperatura en la torre se da de acuerdo al perfil de temperaturas simulado en Aspen Plus, pues en ese plato se espera el mayor cambio de temperatura con relación a los platos adyacentes.

Ambos controladores de nivel en la columna RADFRAC\_LC y RADFRAC\_LC2 son de acción directa (al aumentar el nivel en el tanque de reflujo o en el fondo de la columna aumentará el porcentaje de apertura de las válvulas de control correspondientes). Estos controladores se definen como proporcionales, asignando a cada uno ganancia de 2 y tiempo integral 9999 min. El controlador de presión RADFRAC\_PC se ubica en el condensador y

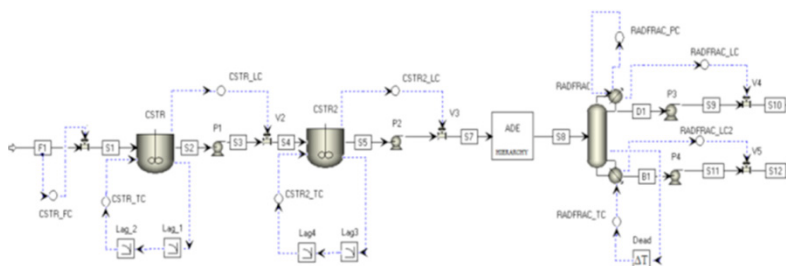
está sintonizado por defecto con una ganancia de 20 y un tiempo integral de 12 min.

El controlador de temperatura de la torre (RADFRAC\_TC) es de acción inversa, es decir, si la temperatura del plato 5 aumenta, el suministro de calor desde el rehervidor disminuye. En el controlador, los valores para la variable de proceso (PV) y el punto de control (SP) se ajustan de acuerdo a la temperatura simulada para el plato 5 (182,84°C). Para considerar el tiempo de respuesta entre eventuales perturbaciones y los cambios de señal desde y hacia el controlador, se incluye en la simulación un tiempo muerto (“Deadtime”) con un minuto de tiempo de retención entre la columna y su controlador de temperatura, figura 4, [14]. Con el “Relay feedback tests” correspondiente para sintonizar el controlador de temperatura se estima ganancia de 0,2452 y tiempo integral de 12,408 min.

La ausencia de errores de compilación que garanticen el adecuado funcionamiento y configuración del modelo de control se verifica corriendo la simulación en modo “Initialization”. Posteriormente es posible realizar corridas en modo “Dynamic”, que permiten observar la evolución del sistema o de variables específicas en el tiempo.

## Verificación del sistema de control

Para poner a prueba la eficacia de los controladores se generaron perturbaciones en el flujo de alimentación y se observó la respuesta del sistema. Las



**Figura 4.** Diagrama de flujo del proceso incluyendo elementos de control.



perturbaciones consistieron en el incremento del flujo de alimentación al proceso en un 30%. Para ello, se simuló el proceso (sin perturbación) durante siete horas (tiempo suficiente para estabilizar el proceso en el arranque), luego se modificó el flujo másico inicial y el punto de control (Setpoint) del controlador de flujo CSTR\_FC hasta 14733 g/h.

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La figura 5 muestra el comportamiento de las variables seleccionadas en la torre de destilación al simular la perturbación. Se muestra el cambio del flujo másico en los fondos, temperatura en el plato 5, calor suministrado por el rehedidor y la composición másica del epóxido de limoneno en la corriente de fondo.

En la figura 5 se observa como al incrementar el flujo de alimentación en un 30% (a las 7 horas de operación), la temperatura del plato 5 (línea fucsia) disminuye, lo que genera una respuesta en el calor suministrado al rehedidor (línea negra) que aumenta hasta que la temperatura del plato 5 se estabiliza en su punto de control. El sistema se estabiliza una hora después de simularse la perturbación. El flujo másico en los fondos (línea verde) de la torre aumenta, dado el incremento en el flujo de alimentación al sistema (línea azul), permitiendo obtener una mayor cantidad de producto de interés

al mismo porcentaje de pureza, pues como se observa, la composición de epóxido de limoneno en el fondo (línea roja, figura 5), mantiene el 97,5% de recuperación de epóxido de limoneno en el fondo. De acuerdo al comportamiento del sistema que se muestra en la figura 5, puede observarse que la estrategia utilizada para el control de la temperatura en la torre es efectiva, ya que se logra obtener su control en un tiempo relativamente corto. Vale la pena resaltar que la temperatura representa una de las variables más influyentes en el proceso de destilación, ya que afecta directamente los equilibrios de fases y por lo tanto su control es fundamental para garantizar la estabilidad del proceso.

En la figura 6 se muestra la respuesta del sistema en los reactores. Se observa como el controlador de temperatura del reactor funciona adecuadamente al presentarse una perturbación en el sistema (línea negra, figura 6), producto del cambio simulado en el flujo de entrada. Se percibe como el sistema en menos de dos horas recupera su estado natural y estabiliza la temperatura en el reactor. Esto se da gracias a la respuesta del controlador que manipula el calor suministrado (línea fucsia, figura 6) que disminuye hasta que la temperatura del mismo se estabiliza en su punto de control. Además, se observa como el controlador de nivel permite que el nivel (línea azul, figura 6) permanezca prácticamente constante.

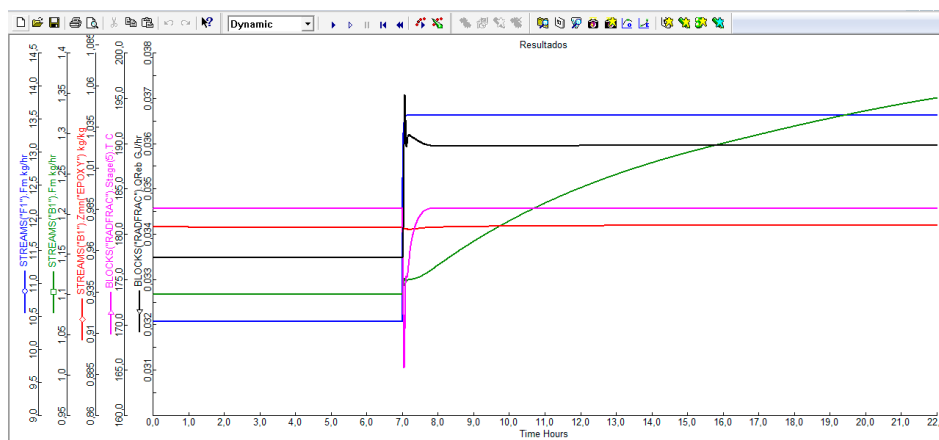


Figura 5. Resultado de la simulación en la torre para +30% de perturbación en el flujo de alimentación.

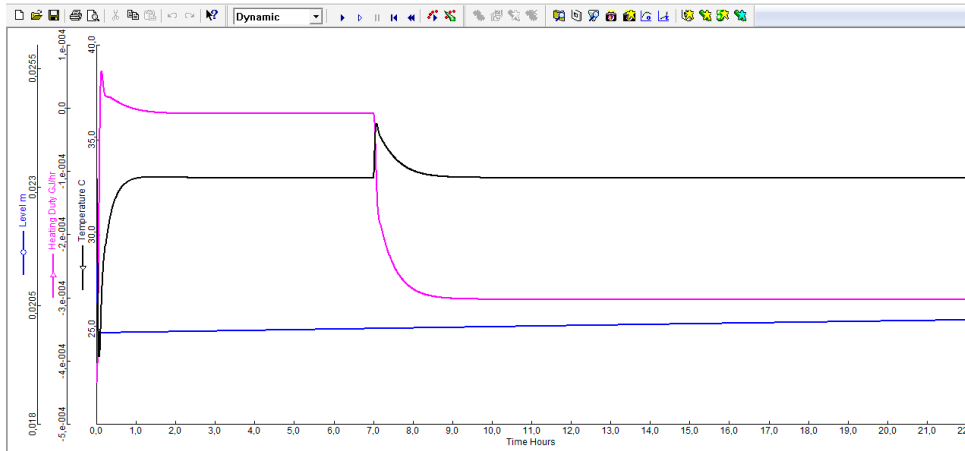


Figura 6. Resultado de la simulación en el reactor para +30% de perturbación en el flujo de alimentación.

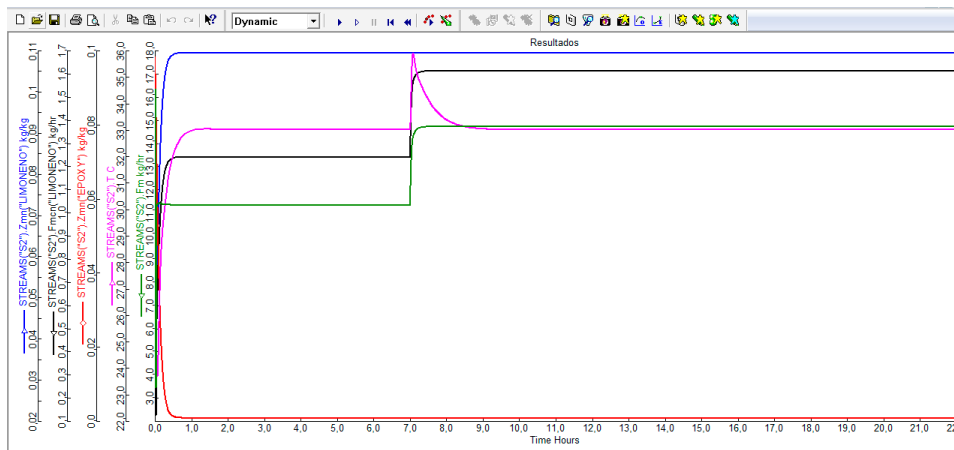


Figura 7. Resultado de la simulación en la corriente de salida del producto de reacción para +30% de perturbación en el flujo de alimentación

En la figura 7 se muestra la respuesta del sistema en la corriente de salida del segundo reactor (corriente S2, figura 2). Se observa como al incrementar el flujo de alimentación en la corriente "F1", la temperatura de la corriente "S2" se incrementa y se recupera antes de las dos horas (línea fucsia, figura 7). Se puede observar también que las fracciones másicas del limoneno (línea azul) y epóxido (línea roja) permanecen constantes; es decir, la respuesta de los controladores asegura que ante un incremento en el flujo de alimentación (perturbación), la

conversión de limoneno y la selectividad al epóxido no se verán afectadas, permitiendo obtener el epóxido con el mismo porcentaje de pureza en la etapa de separación.

Luego de verificar el funcionamiento de los controladores, el diagrama de flujo se modifica (Figura 8) para simular la recirculación al proceso de la mezcla agua + limoneno + acetonitrilo que se recupera de la torre, permitiendo simular un modelo más realista a escala piloto.





## CONCLUSIONES

En esta investigación se simuló a escala piloto el proceso de obtención y recuperación de epóxido de limoneno. Para ellos se utilizó el software especializado Aspen Plus y Aspen Dynamics que permitió desarrollar o implementar modelos específicos para el sistema de reacción, el sistema de separación y el control simulado de los mismos. La estructura de control convencional simulada proporciona un control eficaz en la temperatura de la torre, el calor suministrado por el rehervidor y la composición másica del epóxido de limoneno en la corriente de fondo. Además, permite controlar perturbaciones del sistema en el flujo o en la composición de la alimentación.

Para conocimiento de los autores, este es el primer informe sobre el desarrollo del proceso a escala piloto en estado estacionario para la producción y separación de mezclas que contienen epóxido de limoneno. Así, los resultados de este trabajo se podrían utilizar para la realización de diseños de experimentos que permitan encontrar variables de operación en el proceso y que favorezcan la separación del epóxido de la mezcla multicomponente limoneno + agua + acetonitrilo + epóxido de limoneno, así como la optimización del proceso

## AGRADECIMIENTOS

A la Universidad de Antioquia por el apoyo a través del Proyecto PRV 12-1-01: "Análisis y comparación de estrategias de control en el proceso de obtención de epóxido de limoneno en un sistema no isotérmico utilizando herramientas computacionales como Aspen Dynamics y Simulink de Matlab".

## REFERENCIAS

- [1] C.G. Lopresto, *et al.*, "A non-conventional method to extract D-limonene from waste lemon peels and comparison with traditional Soxhlet extraction". *Sep. Purif. Technol.*, vol. 137, pp. 13-20, 2014.
- [2] R. Barrera, *et al.*, "Dynamic Modeling and Optimization of a Batch Reactor for Limonene Epoxidation". *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 49, no. 18, pp. 8369-8378, 2010.
- [3] R. Barrera, *et al.*, "Estudio de la desactivación del catalizador PW-Amberlita en la epoxidación de limoneno con peróxido de hidrógeno". *Rev. Ingeniería e Investigación*, vol. 29, no. 3, pp. 13-16, 2009.
- [4] A.B. Corripio y C.A. Smith, *Control automático de procesos*. Octava reimpresión, México: Editorial Limusa, S.A., 2001.
- [5] S. Palanki y J. Vemuri, "Optimal Operation of Semi-batch Processes with a Single Reaction". *Int. J. Chem. Eng.*, vol. 17, no. 3, 2005.
- [6] Aspen Plus TM. (2014, Jun.) "Aspen Engineering Suite, Cambridge MA," Aspen Technology Inc. [en línea]. Consultado el 1 de septiembre de 2015, disponible en <http://www.aspen-tech.com>
- [7] R. Barrera, C. Salazar y J.F. Pérez, "Thermochemical Equilibrium Model of Synthetic Natural Gas Production from Coal Gasification Using Aspen Plus". *International Journal of Chemical Engineering*, Vol. 2014, Article ID 192057, 2014.
- [8] Yi. Qun, Feng. Jie y Ying Li. Wen, "Optimization and Efficiency Analysis of Polygeneration System with Coke-Oven gas and Coal Gasified gas by Aspen Plus". *Fuel*, vol. 96, pp. 131-140, 2012.
- [9] Y. Agudelo y R. Barrera, "Use Of Advanced Simulation Software Aspen Plus as Teaching Tool in Chemical Reaction Engineering". *Revista Educación en Ingeniería*, vol. 10, no. 19, pp. 57-68, 2015.
- [10] Y. Agudelo, "Recuperación de epóxido de limoneno en una columna de destilación por lotes: validación experimental de modelos propuestos". Trabajo de grado Ingeniería química, Universidad de Antioquia-UdeA, Medellín, Colombia, 2015.

- [11] R. Barrera, *et al.*, "Modeling and simulation of a batch distillation column for recovering limonene Epoxide". *Rev. EIA.*, vol. 18, pp. 131-141, 2012.
- [12] W. L. Luyben, *Chemical reactor design and control*. New York: John Wiley, 2007.
- [13] F. G. Shinskey, *Sistemas de control de procesos. Aplicación, diseño y sintonización*. México: McGraw Hill, 1996.
- [14] W.L. Luyben, *Distillation design and control using Aspen simulation*. Ed. Segunda. USA: Wiley, 2013.

