



UNIVERSIDAD
DE GUANAJUATO

Campus Guanajuato
División de Ciencias Naturales y Exactas
Posgrado en ingeniería Química

TESIS

**Diseño de un sistema de control para el proceso de purificación de
bioetanol**

Que para obtener el grado de

MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA
(INTEGRACIÓN DE PROCESOS)

Presenta

I.Q. Jesús Miguel Zamudio Lara

Directores de tesis

Dr. Héctor Hernández Escoto
Dr. Salvador Hernández Castro

Guanajuato, Gto., septiembre de 2018

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL.....	2
DEDICATORIA.....	5
AGRADECIMIENTOS.....	6
RESUMEN.....	7
DESCRIPCIÓN DE LA TESIS.....	8
CAPÍTULO 1 INTRODUCCIÓN.....	10
1.1 Biocombustibles.....	10
1.1.1 Primera generación.....	11
1.1.2 Segunda generación.....	11
1.1.3 Tercera generación.....	12
1.1.4 Cuarta generación.....	12
1.2 Bioetanol.....	12
1.3 Producción de bioetanol.....	15
1.4 Purificación del bioetanol.....	17
CAPÍTULO 2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	22
2.1 Objetivos.....	22
2.1.1 Objetivo general.....	22
2.1.2 Objetivos Específicos.....	23
2.3 Hipótesis.....	23
2.4 Justificación.....	23
2.5 Estrategia de solución.....	24
CAPÍTULO 3 ANTECEDENTES.....	25
CAPÍTULO 4 METODOLOGÍA.....	28
4.1 Proceso convencional de purificación de bioetanol (Destilación Extractiva).....	28
4.1.1 Columna preconcentradora.....	30
4.1.2 Columna extractiva.....	31
4.1.3 Columna recuperadora.....	32
4.2 Proceso intensificado de purificación de bioetanol (Destilación extractiva).....	33
4.3 Índice de operabilidad.....	37
4.4 Objetivo y configuración del sistema de control.....	40

4.5 Controlador lineal PI	41
4.6 Sintonización del controlador PI	42
4.7 Evaluación del desempeño	43
CAPÍTULO 5 RESULTADOS	44
5.1 Proceso convencional de purificación de bioetanol	44
5.1.1 Proceso convencional sin recirculación	45
5.1.1.1 Índice de Operabilidad	45
5.1.1.2 Configuración de control.....	51
5.1.1.3 Sintonización y evaluación del desempeño del controlador	51
5.1.2 Proceso convencional con recirculación	59
5.1.2.1 Índice de operabilidad.....	60
5.1.2.2 Configuración de control.....	61
5.1.2.3 Sintonización y evaluación del desempeño del controlador	62
5.2 Proceso intensificado (Columna de destilación extractiva de pared divisoria)	66
5.2.1 Índice de operabilidad.....	66
5.2.2 Configuración de control.....	75
5.2.3 Sintonización y evaluación del desempeño del controlador	76
CAPÍTULO 6 CONCLUSIONES	84
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	85

Guanajuato., 14 de agosto de 2018

Dr. Agustín Ramón Uribe Ramírez

Director de la División de Ciencias Naturales y Exactas

Universidad de Guanajuato

Presente

Por medio de la presente los abajo firmantes hacemos constar que el trabajo de tesis titulado **“Diseño de un sistema de control para un proceso de purificación de bioetanol”** fue realizado por el estudiante **I.Q. Jesús Miguel Zamudio Lara**, para obtener el título de Maestro en Ingeniería Química.

De igual manera hacemos constar que el trabajo es original y se realizó con la calidad y el rigor científico requerido y está concluido, de manera que el estudiante puede presentar su examen de titulación.

Atentamente,

Dr. Héctor Hernández Escoto

Dr. Salvador Hernández Castro

DEDICATORIA

A mi familia y esposa

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por permitirme un día más de vida y conocer grandiosas personas. Por no dejarme caer en los momentos más difíciles.

A mis padres, Luz María Lara y Abelardo Zamudio, por guiarme por el camino correcto siempre apoyándome, animándome a siempre superar los retos propuestos y formarme en la persona que soy actualmente.

A mis hermanas, Marcela y María Guadalupe, por el apoyo incondicional que me han otorgado.

A mi esposa, Ivette Navarro, quien a lo largo de 6 años conociéndola me ha apoyado, soportado y animado en todo momento a pesar de que el viaje no es fácil. Y a quien le ocasionaré otros más problemas pero que estoy seguro de que siempre estará conmigo.

A mis amigos con quienes he compartido risas y enojos, pero siempre están apoyándome. Josué José, Perla, Darío, Daniel, Osvaldo, Gonzalo, Roberto, Elena, Alicia, Laura, Ulises, Jesús Alberto, Eduardo, Lorena, Araceli, Christian, Julián.

Al Dr. Héctor Hernández Escoto y Dr. Salvador Hernández Castro, por su amistad y asesoría no sólo académica sino también personal.

Al CONACyT por el apoyo económico proporcionado para poder realizar esta superación personal llamada maestría.

A la Universidad de Guanajuato por ser la estancia que me ha visto crecer a lo largo de mis últimos 7 años.

A todos, ¡Muchas gracias!

RESUMEN

En el presente trabajo se diseñó e implementó un sistema de control para un proceso convencional de destilación extractiva consistente en una columna preconcentradora, una columna extractiva y una columna recuperadora para la purificación de bioetanol, se obtuvieron dos esquemas uno con recirculación y otro sin recirculación del agente extractante (glicerol), y además para una columna extractiva de pared divisoria (EDWC) que utiliza etilenglicol como agente extractante. Mediante el índice de operabilidad, que tiene un significado físico simple: el cambio que debe ejercerse en la entrada de control para realizar cierto cambio en cierta salida de control, se encontraron los pares de entrada-salida de control dando lugar a la configuración de control. Para contrarrestar las perturbaciones realizadas al sistema, se utilizaron controladores PI lineales que son los más comunes industrialmente además de económicos y se sintonizaron sistemática y simultáneamente mediante la técnica de asignación de polos estables. Para demostrar el desempeño de estos controladores se realizaron perturbaciones a la composición de etanol en la entrada de alimentación al proceso del 5, 10, 15, 20 y 25% para el sistema convencional (Con y sin recirculación) y del 5, 10 y 15% para la EDWC. Los resultados para ambos escenarios respecto al desempeño del sistema de control mostraron fue capaz de rechazar de manera efectiva todas las perturbaciones realizadas mediante el control de las impurezas en cada una de las corrientes de producto correspondientes.

DESCRIPCIÓN DE LA TESIS

En el capítulo 1 se presenta una introducción sobre la importancia de los biocombustibles, así como las diferentes clasificaciones (en términos de “generación”), y en específico del bioetanol, su proceso de producción enfocándonos más en la etapa de purificación donde se mencionan algunas características de los métodos utilizados para deshidratar el bioetanol. Se dan los motivos por los cuales se escoge la destilación extractiva sobre las demás y la importancia de implementar un sistema de control adecuado en este proceso.

En el capítulo 2 se establece el objetivo general, así como los objetivos particulares, la hipótesis, justificación y una estrategia de cómo se planteó solucionar el problema.

En el capítulo 3 se mencionan algunos antecedentes sobre el control de columnas de destilación extractiva para la purificación de bioetanol desde controladores simples como el PI hasta métodos avanzados como control inteligente por redes neuronales artificiales (ANN), también se revisan las técnicas de sintonización utilizadas y los esquemas planteados. Esto como parteaguas de lo que se ha realizado y lo que quiere lograr con este trabajo.

En el capítulo 4 se explica la metodología seguida en este proyecto. Desde realizar el diseño de los casos de estudio en Aspen Plus® así como las especificaciones necesarias para poder exportarlos a Aspen Plus Dynamics® hasta explicar los pasos en el desarrollo del sistema de control: la configuración de control obtenida mediante el cálculo del índice de operabilidad, la construcción del controlador PI, la sintonización mediante la técnica de asignación de polos estables y finalmente en analizar el desempeño de los controladores ante varias perturbaciones en la composición de etanol en la alimentación.

En el capítulo 5 se muestran los resultados de los sistemas de control que fueron implementados, así como algunas gráficas que muestran el desempeño de los controladores.

Finalmente, en el capítulo 6 se dan las conclusiones principales obtenidas mediante la realización de esta tesis.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

El continuo incremento en la población mundial ha traído como consecuencias que se requiera de un mayor consumo de energía para realizar las actividades diarias. Esta energía es proporcionada en un 80% por los combustibles fósiles (Mohr et al. 2015), de este porcentaje de energía cerca del 60% se utiliza en el sector de transporte el cual contribuye ampliamente en la generación masiva de contaminación al ambiente (Aditiya et al. 2016). Por tal motivo se han estado buscando nuevas alternativas de fuentes de energía que sean amigables con el ambiente y que provengan de fuentes renovables como son la eólica, solar, hidráulica y en cuestión de motores de combustión interna, los biocombustibles han tomado mucho auge.

1.1 Biocombustibles

Son sustancias químicas enriquecidos energéticamente generados a partir de procesos biológicos o derivados de la biomasa de organismos vivos, como microalgas, plantas y bacterias. Pueden ser líquidos, sólidos o gaseosos cuya finalidad es liberar la energía contenida en sus componentes químicos mediante una reacción de combustión (Rodionova et al. 2017). Las ventajas de los biocombustibles sobre los combustibles de petróleo son i) pueden ser fácilmente extraídos de la biomasa, ii) son sustentables debido a propiedades biodegradables, c) su combustión basada en el ciclo del dióxido de carbono y d) son más amigables con el medio ambiente. Estos son algunos de los factores que benefician el empleo de los biocombustibles en el mercado de transporte (Gaurav et al. 2017).

En México, los biocombustibles han tomado mucha importancia en materia de bioenergía en comparación de las otras fuentes de energía renovable (eólica, solar, hidráulica, etc.). Se estableció que para el 2024, el 35% de la generación de electricidad sea por parte de fuentes de energía no fósiles (Vargas-Hernández et al. 2016).

Hasta la actualidad se han desarrollado cuatro generaciones de biocombustibles dependiendo de la materia prima utilizada (primera y segunda generación) y la tecnología empleada para producirlos (tercera y cuarta generación):

1.1.1 Primera generación

Engloba los insumos de procedencia agrícola tales como el almidón de maíz, caña de azúcar, aceites, etc. Tales biocombustibles son producidos mediante fermentación (para azúcares y carbohidratos) y transesterificación (para aceites y grasas) produciendo bioetanol y biodiesel, respectivamente. Presentan la ventaja de que son fáciles de procesar debido a que no es necesario un tratamiento complicado para extraer los azúcares simples contenidos en los alimentos y sus bajas emisiones de gases. El gran inconveniente que se tiene es que están en competencia directa con la materia prima dirigida a la alimentación humana.

1.1.2 Segunda generación

La segunda generación nace de la necesidad de no utilizar la materia prima del sector alimenticio como fuente de energía, por ello se buscan nuevas alternativas de materia para generar estos biocombustibles. Los insumos para esta generación son residuos agrícolas y forestales (biomasa lignocelulósica) compuestos por celulosa tales como rastrojo de maíz, paja de trigo, bagazo de caña, etc.

Debido a que la lignina presente en la pared celular es muy difícil de romperse, los procesos de producción de biocombustibles tienen un nivel de complejidad más alto que los de primera generación, además, no son tan efectivos para obtener los azúcares haciendo que este proceso no sea muy rentable aunado a los altos costos de las enzimas que son necesarias para hacer la hidrólisis cuando se utiliza un proceso bioquímico.

La producción de los biocombustibles se puede llevar a través de vías bioquímicas que consisten de una hidrólisis enzimática y fermentación y, por vías termoquímicas que pueden ser la pirólisis, gasificación y síntesis de Fischer-Tropsch. Estos biocombustibles presentan la

ventaja que la materia prima utilizada no entra en competencia con la alimentación humana y, además, existe una basta cantidad de ella.

1.1.3 Tercera generación

La materia prima principal son algas que cuentan con una alta densidad energética almacenada por lo que se les denomina “cultivos energéticos” que alcanzan rendimientos muy altos con pocos insumos. Presentan la ventaja de retener el dióxido de carbono para la producción de insumos y, además, un balance positivo en la emisión de gases, pero presentan la desventaja de tener que utilizar tierras de cultivo de alimentos para sembrar los insumos.

1.1.4 Cuarta generación

Esta generación produce biocombustibles a partir de bacterias genéticamente modificadas que utilizan al dióxido de carbono, principalmente, o alguna otra fuente de carbono. En esta generación las bacterias son las que llevan a cabo en su totalidad el proceso de producción de biocombustibles. Es la generación más reciente y mayor mente se encuentra en fase teórica.

1.2 Bioetanol

El bioetanol es un combustible líquido renovable, proveniente de la fermentación de biomasa, que se espera tenga un futuro prometedor en disminuir la crisis global de energía existente y la problemática ambiental. Debido a su origen vegetal, se disminuyen las emisiones de gases de efecto invernadero y la producción de dióxido de carbono así como se afecta favorablemente el cambio climático mundial (A. Gupta and Prakash 2015). Muchos países como Estados Unidos, Brasil, China Canadá y varios miembros de la unión europea han dictaminado compromisos con programas de producción de bioetanol como un intento de reducir la dependencia a los combustibles fósiles (Zabed et al. 2017). En respuesta a esta demanda, se ha visto el incremento en la producción mundial de bioetanol y lo que se espera en los próximos años como se muestra en la Figura 1 (OECD/FAO 2015) llegando a incrementar en un 60% la producción de bioetanol para el 2024 respecto del 2008.

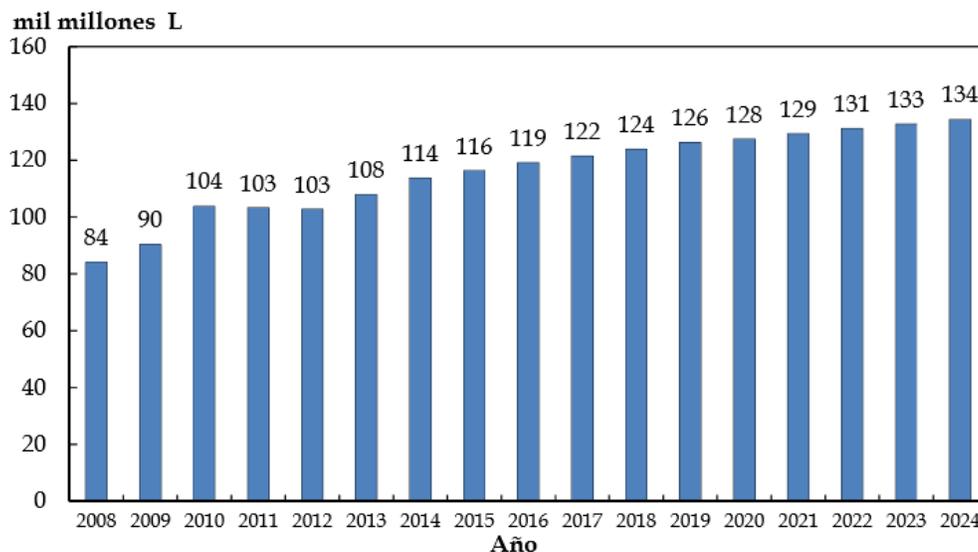


Figura 1 Producción mundial de etanol

El bioetanol puede ser utilizado en mezclas con gasolina hasta un 10% sin tener que hacer modificación al motor del vehículo. Mientras que se puede utilizar hasta un 85% en mezcla con gasolina haciendo algunas modificaciones (R. B. Gupta and Demirbas 2010). En la Tabla 1 se muestran las proporciones de etanol presentes en las mezclas comunes con gasolina dependiendo del país (Kang et al. 2014). Otro uso que tiene el bioetanol es transformarlo como aditivo de la gasolina para ajustar el octanaje y reducir las emisiones de contaminantes y reemplazar el uso de metil-terbutil éter (MTBE) (Gracia 2004).

Tabla 1. Mezclas comunes de etanol-gasolina

Código	Composición	Países	Comentarios
E5	Máx. 5% etanol anhidro, mín. 95% gasolina	Europa occidental	

E10	Máx. 10% etanol anhidro, mín. 90%	gasolina	Estados Unidos, Europa	Mezclas para vehículos regulares
E15	Máx. 15% etanol anhidro, mín. 85%	gasolina	USA, Carros>2000	
E25	Máx. 25% etanol anhidro, mín. 75%	gasolina	Brasil	
E85	Máx. 85% etanol anhidro, mín. 15%	gasolina	USA, Europa	Vehículos flex-fuel
E100	Etanol hídrico (~5.3% en peso de agua)		Brasil	

Además, posee mayor inflamabilidad, velocidades de llama más altas, es menos tóxico que los combustibles derivados del petróleo, fácilmente biodegradable produciendo menos contaminantes atmosféricos (Mohd Azhar et al. 2017). Aunque presenta grandes ventajas, el bioetanol también posee algunas desventajas/contras, la principal es la materia prima utilizada que entra en competencia con el sector alimenticio en el bioetanol de primera generación; otra desventaja es la ineficiencia de la conversión de azúcares a bioetanol al estar entre el 4 y 10% en peso (Kiss et al. 2014), en la Tabla 2 se enlistan algunas de las ventajas y desventajas de este biocombustible (Walker 2012; Bajpai, 2013).

Tabla 2 Ventajas y desventajas del bioetanol

Ventajas	Desventajas
Se reduce la dependencia del petróleo	Producción a partir de materia prima destinada al sector alimenticio.

Combustible renovable. Usado con pocas modificaciones al motor.	Menor calor de combustión que el petróleo.
No tóxico y biodegradable. Rápidamente se convierte en sustancias no dañinas.	Se requiere de mucha tierra para su producción (Primera generación)
Balance de dióxido de carbono neutro.	Problemas con los desperdicios de la fermentación
Disminuye las emisiones de gases de efecto invernadero. 65% menos que el petróleo.	Los vehículos podrían presentar problemas de arranque a bajas temperaturas.
Cogeneración de electricidad.	Ineficiencia del proceso de fermentación
Permite la diversificación de la agricultura	Mayor consumo de combustible

1.3 Producción de bioetanol

Actualmente la mayor producción (cerca del 95%) de bioetanol se lleva a cabo a través de procesos fermentativos siendo el restante producido a partir de reacciones catalíticas de etileno (Bajpai, 2013.; Baeyens et al. 2015). A partir del proceso de fermentación se obtiene bioetanol muy diluido por lo que es necesario utilizar algún método de separación para concentrarlo y así obtener el bioetanol de alta pureza adecuado para ser utilizado como biocombustible. Actualmente, se cuenta con bioetanol de primera y segunda generación; el primero a partir de maíz y caña de azúcar y el segundo a partir de biomasa lignocelulósica. El proceso de producción de bioetanol depende de la materia prima utilizada, pero se tienen en común tres pasos: 1) Obtener la solución que contiene los azúcares fermentables, 2) la conversión de los azúcares en etanol mediante la fermentación y 3) la separación y purificación de etanol.

El bioetanol de primera generación se obtiene a partir de la molienda del sustrato seguida de la licuefacción del almidón, después sigue la hidrólisis o sacarificación la cual libera los monómeros de azúcar (glucosa) en la solución. El proceso siguiente es la fermentación con levadura (*Saccharomyces cerevisiae*), la glucosa es convertida a etanol y dióxido de carbono; usualmente se obtiene una concentración del 10% en peso por lo que se lleva a

un proceso de purificación, principalmente la destilación, donde el etanol es deshidratado y obtener concentraciones arriba del 99.5% en peso para su aplicación como combustible (Lennartsson et al. 2014). Debido a que presenta relativa facilidad para su procesamiento, este tipo de bioetanol es el que tiene una mayor concentración después de la fermentación. Sin embargo, debido a que la materia prima utilizada compite directamente con su uso como alimento se han hecho varias investigaciones para encontrar otra fuente idónea para la generación de bioetanol y finalmente se optó por utilizar la biomasa lignocelulósica que está presente en gran abundancia y que presenta una gran fuente de azúcares que pueden ser fermentables mediante pretratamientos (Baeyens et al. 2015).

Justamente el bioetanol obtenido utilizando biomasa lignocelulósica como materia prima se le conoce como de segunda generación (Conde-Mejía et al. 2012; Ritslaid et al. 2010), esta incluye residuos de la agricultura, pastos, residuos de madera, etc. La biomasa lignocelulósica es un compuesto complejo consistente principalmente de celulosa, hemicelulosa y lignina unidas entre ellas en la pared celular de la planta. La lignina actúa como un material cementante que une todos juntos a los otros constituyentes, también es responsable de dar la rigidez a la materia celulósica. Debido a esto la lignina dificulta la extracción de los azúcares fermentables por lo que también afecta en la conversión de etanol y por lo tanto en la rentabilidad del proceso (Vohra et al. 2014). De manera general, al igual que en la producción de etanol de primera generación se requiere una etapa de pretratamiento en la cual se lleva a cabo la deslignificación para liberar la celulosa y hemicelulosa, después una hidrólisis para obtener los azúcares fermentables, un proceso de fermentación para convertir los azúcares en etanol y finalmente una etapa de deshidratación para obtener el bioetanol concentrado y pueda ser usado como combustible (Chen and Fu 2016).

El bioetanol de segunda generación tiene el inconveniente de presentar bajas conversiones debido a la dificultad de romper la lignina y así poder obtener la celulosa que generará los azúcares fermentables, esto da lugar a que sea más que necesaria la etapa de pretratamiento para su destrucción y así facilitar la hidrólisis (Brienzo et al. 2017).

La etapa de pretratamiento modifica la estructura del material lignocelulósico exponiendo los polisacáridos a la acción de la enzima en la hidrólisis. Un buen pretratamiento ayudaría a remover la lignina, hidrolizar la hemicelulosa a azúcares fermentables y reducir la cristalinidad de la celulosa para liberar la glucosa. Por esto es que diferentes métodos han sido estudiados como son los físicos, químicos y biológicos; estos métodos presentan diferentes rendimientos dependiendo del tipo de materia prima lignocelulósica a utilizar (Bolado-Rodríguez et al. 2016).

Posterior a la etapa de pretratamiento viene la etapa de hidrólisis la cual involucra el rompimiento de las cadenas de polisacáridos a sus azúcares más simples. Existen tres métodos utilizados comúnmente para hidrolizar la celulosa en glucosa: 1) hidrólisis ácida diluida, 2) uso de ácido concentrado y 3) hidrólisis enzimática. La tendencia actual es hacia la hidrólisis enzimática para evitar costos de recuperación requerimientos de tratamiento de aguas residuales resultantes del uso de ácidos (Vohra et al. 2014; A. Gupta and Prakash 2015).

Una vez que fueron obtenidos los azúcares fermentables se tiene la etapa de fermentación en la cual producirá el etanol. Aquí se utilizan levaduras como la *Saccharomyces cerevisiae* (condiciones anaerobias) o la bacteria *Zymomonas mobilis* (condiciones aerobias) (Vohra et al. 2014). La glucosa y la xilosa son los principales azúcares obtenidos a partir de la biomasa lignocelulósica, los cuales a medida que la fermentación avanza generan inhibidores para el crecimiento de la levadura y por lo tanto decae la conversión de etanol, por lo que generalmente la concentración de bioetanol que puede obtenerse es alrededor del 4% en peso (Chen and Fu 2016). Debido a esta baja concentración es que se requiere de una etapa de concentración de bioetanol.

1.4 Purificación del bioetanol

El requerimiento principal para utilizar el bioetanol como combustible es que tenga al menos una concentración del 99.5% en peso de etanol. Al obtener un caldo de la fermentación con una concentración entre 5-10% en peso de etanol, es necesario tener una etapa de purificación. El principal inconveniente en la purificación es el azeótropo que estos

dos compuestos forman a una atmosfera de presión, el cual tiene una fracción mol de etanol de 0.895 (0.956 fracción masa) (Baeyens et al. 2015). Este es un inconveniente al querer concentrar el caldo en una sola etapa al utilizar la destilación convencional debido a que no importa cuantas etapas se agreguen, no se podrá sobrepasar esa composición. Como el equilibrio líquido-vapor está íntimamente relacionado con la presión, algunas propuestas para realizar la separación es modificar la presión permitiendo desplazar el punto azeotrópico a otra composición, así es como se obtiene la destilación con cambio de presión (Towler and Sinnott 2013) .

Al no poder concentrar todo el etanol en una sola etapa se ha planteado utilizar primero una etapa de preconcentración donde se retira la mayor parte del agua en la mezcla llevándola hasta cerca del punto azeotrópico. Posteriormente se tiene la etapa de deshidratación donde propiamente se obtiene el bioetanol grado combustible (Walker 2011). Existen varias alternativas disponibles bien descritas que llevan a cabo la etapa de deshidratación como la pervaporación, adsorción, destilación con cambio de presión, destilación extractiva, destilación azeotrópica, destilación utilizando membranas (Frolkova and Raeva 2010).

La pervaporación utiliza una membrana densa no porosa para separar sustancias volátiles de soluciones diluidas, es decir, la membrana funciona como una barrera selectiva. El componente de interés, en estado líquido, es removido de la corriente de alimentación a través de la membrana mediante la aplicación de un diferencial de presión, la suficiente para obtener el compuesto de interés en estado gaseoso con una alta concentración (Bardone et al. 2014). En la adsorción se hace pasar la mezcla etanol-agua por un tanque cilíndrico que en su interior contiene material adsorbente. Existen dos técnicas de adsorción la adsorción en fase líquida y en fase vapor en los cuales se tienen diferentes tipos de adsorbentes. Una desventaja de este método es la gran cantidad de líquido que se forma en la etapa de regeneración de los tamices moleculares (Frolkova and Raeva 2010).

En la destilación con cambio de presión se tiene un sistema compuesto por dos columnas de destilación que operan a diferentes presiones para lograr evitar el punto azeotrópico y

alcanzar la pureza requerida de alguno de los componentes (Wang et al. 2015). Una de las desventajas de este proceso es que se requieren muchas etapas de separación y altas tasas de reflujo para obtener la pureza deseada aumentando así los costos de operación (Cardona et al. 2010). La destilación azeotrópica consiste en agregar un tercer componente para modificar la volatilidad relativa y así separar el compuesto de interés; el agente extractante es más ligero que los compuestos presentes en la mezcla. En la mezcla etanol-agua, el agua es conducida junto con el extractante hacia el destilado y por la corriente de fondo se obtiene etanol de alta pureza (Luyben 2006).

Finalmente, se tiene la destilación extractiva (DE) la cual es utilizada en el presente estudio. En la destilación extractiva al igual que en la azeotrópica se agrega un tercer componente conocido como agente extractante el cual modifica la volatilidad relativa de los compuestos en la mezcla sin formar nuevos azeótropos, permitiendo así la separación del compuesto de interés y alcanzar la pureza deseada (Gil et al. 2014). Algunas de las características importantes que debe tener el agente extractante es un punto de ebullición alto para evitar que se evapore, aunque esto tiene la desventaja de que se requerirá mayor vapor en la columna de recuperación del solvente por lo que se elevan los costos de operación y una volatilidad baja que nos garantiza su fácil recuperación en la etapa posterior además de la mencionada antes de no formar un nuevo azeótropo con los compuestos presentes. Presenta ventajas sobre la destilación azeotrópica (DA) en cuestión de los solventes utilizados ya que en la DE se utilizan compuestos menos tóxicos que en la DA (Gorak and Sorensen 2014). Aunque se ha demostrado que la destilación extractiva es más demandante en términos energéticos (Kiss et al. 2014) se prefiere sobre las otras tecnologías de separación debido a 1) su facilidad de escalamiento a nivel industrial, 2) alta recuperación de etanol (>99% en la corriente de producto), 3) alto factor de concentración (toma ventaja de sus múltiples etapas para concentrar composiciones bajas de etanol), 4) Se puede simular el proceso con software de simulación de proceso, esto hace que sea más fácil de cumplir la integración de masa y energía (Vane 2008; Ramírez-Márquez et al. 2013). En un esfuerzo por reducir los costos energéticos inherentes de la destilación extractiva, se han realizado estudios referentes a la intensificación de procesos tomando como base las

columnas térmicamente acopladas como la Petlyuk, con rectificador lateral, etc., dando origen a las columnas de destilación extractiva con pared divisoria las cuales eliminan el uso de la columna de recuperación de solvente (Gupta 2013).

Así mediante la destilación extractiva se desea lograr obtener un bioetanol que pueda ser utilizado como biocombustible por lo que debe cumplir con ciertos estándares mundiales: 99.7% en peso para los estándares de la Unión Europea (EN 15376), 98.7% en peso para la American Society for Testing and Materials (ASTM) y 99.5% en peso en Brasil Kiss et al. 2014; Ramírez-Márquez et al. 2013). Tomando en cuenta estos valores, la concentración de bioetanol inicial y el flujo es como se diseña el proceso de purificación; así, el proceso se construye para ciertas especificaciones y lo ideal es que siempre se mantengan las mismas condiciones.

Sin embargo, debido a que el caldo de fermentación no siempre tendrá la misma composición de bioetanol ni tampoco el mismo flujo, la alimentación a la etapa de concentración se verá modificada ocasionando perturbaciones en el sistema y de esta manera que las especificaciones de pureza en cada una de las columnas varíen obteniendo, principalmente, un bioetanol fuera de las especificaciones deseadas. Por ello, es que es necesaria la implementación de un sistema de control que sea capaz de lidiar con estas perturbaciones de manera rápida y eficiente y tener dentro de las especificaciones a este biocombustible.

Un primer paso para encontrar el sistema de control adecuado es obtener la configuración de control en la cual se tienen los lazos de control que relacionan la entrada de control con la salida de control y que estabilizan adecuadamente al sistema. El siguiente paso es identificar los controladores que serán utilizados para mantener la estabilidad en las columnas de destilación, los principales pertenecen al control clásico además que son los más implementados a nivel industrial; estos controladores son los PI (principalmente) aunque también se llegan a utilizar los controladores PID. Recientemente, en los trabajos publicados se ha visto que estos controladores no son del todo efectivo para sistemas de extracción por lo que se han realizado investigaciones en sistemas de control avanzado

como model predictive control, control óptimo, entre algunos otros (Alzate Ibañez, 2010; Ramos et al., 2013), sin embargo, presentan la desventaja de que su implementación es más compleja y están acompañados de altos costos de instalación. Revisando la bibliografía existe una gran posibilidad de que los sistemas de destilación extractiva puedan ser controladores por simples controladores PI, pero haciendo mejoras en la sintonización de los parámetros del controlador para hacerlo más eficiente y tenga una respuesta más rápida ante perturbaciones. Por ello es por lo que en el actual trabajo se optó por utilizar este tipo de controladores.

La sintonización es una parte muy importante en el diseño de los sistemas de control. Teniendo en cuenta que los sistemas de control actúan como el sistema nervioso de la planta. Provee sensibilidad, análisis y control del proceso físico. Cuando un sistema de control es sintonizado apropiadamente, la variabilidad del proceso es reducido, la eficiencia se maximiza, los costos energéticos se minimizan y las tasas de producción pueden ser incrementadas. La sintonización de controladores se refiere a la selección de los parámetros de sintonización para asegurar la mejor respuesta del controlador. Escoger parámetros de sintonización que sean muy lentos conducirá a una respuesta lenta por lo que el controlador no será capaz de manejar perturbaciones, y tomará mucho tiempo en alcanzar el setpoint. Por otro lado, escoger parámetros que sean muy agresivos, conducirá a un sobredisparo o simplemente el sistema se volverá inestable (Buckbee 2009). Por tal motivo se han buscado técnicas de sintonización que permitan escoger eficientemente los mejores parámetros de los controladores, existen varias que son muy conocidas como son Ziegler-Nichols, Tyreus-Luyben, etc., las cuales son técnicas de sintonización que se llevan a lazo cerrado modificando mediante reglas particulares de cada método los parámetros de sintonización para encontrar los mejores valores que serán puestos en el controlador. Aunque existen métodos para cada técnica, estos al ser a lazo cerrado, donde se espera la respuesta del sistema, se puede decir que es una sintonización a prueba y error donde se van modificando los parámetros del controlador y ver la respuesta a través de índices de desempeño como el IAE y así sucesivamente hasta que el controlador quede exitosamente sintonizado (Skogestad 2004; Haugen 2009).

CAPÍTULO 2

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

2.1 Objetivos

2.1.1 Objetivo general

Diseñar un sistema de control eficiente y prácticamente implementable para un proceso de purificación de bioetanol basado en destilación extractiva.

2.1.2 Objetivos Específicos

- Construir un sistema representativo de purificación de bioetanol en Aspen Plus Dynamics®.

Diseño del sistema de control:

- Establecer una configuración de control.
- Construir e implementar controladores lineales PI.
- Establecer un procedimiento sistemático de sintonización.
- Evaluar el desempeño de la configuración de control.

2.3 Hipótesis

Un sistema de control basado en controladores lineales de acción proporcional-integral, sintonizados por una estrategia de asignación de polos estables es capaz de regular eficientemente la operación de un sistema de purificación de bioetanol.

2.4 Justificación

Los biocombustibles, particularmente el bioetanol, han adquirido mucha importancia debido a las ventajas que tienen respecto a la gasolina. Estos se pueden utilizar por si solos o como mezclas con gasolina en vehículos automotores. El principal problema del proceso de producción de bioetanol es que la concentración obtenida de etanol en el caldo de la fermentación es muy baja (5-10%) por lo que se le ha puesto particular énfasis en el proceso de purificación para obtener etanol concentrado pero debido a la presencia de , principalmente en los sistemas de destilación extractiva, sin embargo, se tiene la particularidad de que éstos son difíciles de controlar debido a la presencia de azeótropos en las mezclas y la adición de un tercer componente que lo remueva, además, teniendo en cuenta la eficiencia del proceso fermentativo del cual puede salir un caldo con concentraciones en etanol variable, es necesario tener un sistema de control robusto que minimice estos efectos; hasta el momento no se han reportado muchos casos de estudios donde se realicen simulaciones que se centren en los sistemas de control para el proceso de destilación extractiva convencional y utilizando columnas de pared divisoria (EDWC). De

aquí que se tenga un gran nicho de oportunidad para el diseño de un sistema de control efectivo que pueda ser implementado en sistemas experimentales de destilación.

2.5 Estrategia de solución

Primeramente, se tomó un tren completo de purificación de bioetanol de la literatura como caso de estudio (Lara, 2016) debido a que en la actualidad no se encuentran en operación industrial muchos sistemas intensificados para realizar esta tarea y además, en el ámbito académico, hay pocos trabajos que se centren en el sistema de control de todo el tren de purificación, se especificaron las condiciones y características de cada uno de los flujos y columnas de destilación y se simuló en Aspen Plus® y se exportó a Aspen Plus Dynamics®. Se hicieron dos escenarios: uno en el cual no se tenía recirculación del agente extractante y otro en el cual sí existía esta recirculación. Para cada escenario se evaluó la factibilidad de operación en base a unos parámetros llamados Índices de Operabilidad, con lo que también se determinaron los lazos de control a implementar; después, a través de la técnica de asignación de polos estables se sintonizaron los controladores implementados y el desempeño se evaluó a través de escenarios en donde se presentan perturbaciones en la concentración de etanol de la corriente de alimentación a la columna preconcentradora. Un segundo caso de estudio fue tomando un diseño de una columna extractiva de pared divisoria (EDWC) propuesta por Suszwalak and Kiss (2012), esto con el fin de probar que tan efectivo sería el índice de operabilidad y sobre todo la técnica de sintonización de asignación de polos para un sistema extractivo de pared divisorio. De igual manera se simuló en Aspen Plus Dynamics® y se hizo lo mismo que en el primer caso de estudio solamente considerando el caso donde no se tiene recirculación del agente extractante.

CAPÍTULO 3

ANTECEDENTES

Respecto al control y el análisis del comportamiento dinámico de las columnas de destilación extractiva existe poca literatura y aún existe menos que se centran en el proceso de purificación de bioetanol (Gil et al. 2012; Ramírez-Márquez et al. 2013). A continuación, se presentan algunos de los trabajos realizados sobre el proceso de purificación de bioetanol mediante destilación extractiva, aunque la mayoría se centra en la parte de extracción y recuperación de solvente sin tomar en cuenta la columna preconcentradora.

Gil y colaboradores (Iván D. Gil et al. 2012) estudiaron el uso del glicerol en el diseño y control del proceso de deshidratación. Mediante la aplicación del criterio de la mayor pendiente en el perfil de temperatura se encontró la etapa con control de temperatura en

cada columna, se determinó que un solo controlador por columna es necesario para regularizar las perturbaciones al sistema. Se propusieron dos esquemas de control los cuales difieren en la variable manipulable para controlar la base la de columna recuperadora siendo más eficiente aquél donde se utiliza el flujo de fondo para controlar el nivel de líquido en la base mientras que el flujo de extractante está relacionado con la alimentación azeotrópica y controlada por el flujo de extractante fresco. Para controlar la temperatura en cada columna se utilizaron controladores PI sintonizados mediante la regla de sintonización de Tyreus-Luyben. El problema que se presenta es que al utilizar un solo controlador de temperatura no siempre se alcanza la composición deseada para diferentes temperaturas y esto tiene que ver con el perfil de temperatura en la etapa que se fijó como la más sensible.

Ramírez-Márquez y colaboradores (Ramírez-Márquez et al. 2013) estudiaron el comportamiento dinámico y las propiedades de controlabilidad a lazo cerrado usando controladores PI para nuevas secuencias de destilación centradas en la deshidratación controlando las composiciones en las corrientes de destilado y fondo mediante la carga térmica, reflujo y el flujo de la corriente lateral, para obtener los lazos de control usaron el RGA y la estructura de control LV, en la cual el reflujo L y la tasa de ebullición de vapor V son utilizados para controlar las composiciones de salida del destilado y fondo. La sintonización la llevaron a cabo mediante la optimización de la ganancia proporcional y el tiempo integral siguiendo el criterio de la integral del error absoluto (IAE); cabe considerar que este tipo de criterios se trabaja para un particular escenario de perturbación, no garantizando el mismo desempeño para otros escenarios.

Segovia-Hernández y colaboradores (Segovia-Hernandez et al. 2014) analizaron las propiedades de control de varios sistemas intensificados para la purificación como son SSVR, TCLR y TCVR y se compararon con las secuencias CLR y VCR utilizando glicerol y etilenglicol como solventes. Los lazos de control establecidos son los más comunes para columnas de destilación; se usó el análisis SVD para establecer problemas potenciales a lazos cerrado de las secuencias consideradas. Se utilizaron controladores PI sintonizados mediante la optimización de los parámetros por medio del uso del índice de desempeño

IAE. Se concluyó que el comportamiento dinámico se ve mejorado para las columnas que presentan corrientes laterales y, además, utilizan glicerol como extractante.

Kiss y colaboradores (Kiss et al. 2014) optimizaron el tren completo de purificación de etanol encontrando la concentración óptima de etanol que debe ser alimentada a la columna extractiva. Posteriormente ejecutaron una simulación dinámica para ver la controlabilidad del diseño óptimo, se estableció un controlador de temperatura en las etapas inferiores de la columna preconcentradora y extractiva manipulado por la carga térmica y un control dual de temperatura manipulado por el flujo de reflujo y la carga térmica. Se obtuvo que las composiciones se estabilizan pasadas dos horas sin tener tanta desviación de la composición inicial.

Tututi-Avila y colaboradores (Tututi-Avila et al. 2014) realizaron estudios sobre el diseño, optimización y control de una columna de destilación extractiva con pared divisoria (EDWC por sus siglas en inglés) y un proceso de destilación extractiva convencional utilizando etilenglicol como agente extractante. Para la EDWC se investigaron dos estructuras de control de temperatura, una con Split de vapor ajustable y otra sin Split de vapor ajustable, presentando mejor desempeño dinámico la primera ante perturbaciones en el flujo de alimentación y composición de alimentación en un escenario de control regulatorio. Controladores PI fueron implementados y sintonizados mediante las reglas del Control de Modelo Interno (IMC). Para el caso de la secuencia convencional igualmente se utilizaron controladores de temperatura en las etapas más sensibles y se sintonizaron por medio del IMC, se probaron diferentes perturbaciones en un escenario de control regulatorio.

Errico y colaboradores (Errico et al. 2015) diseñaron y compararon las propiedades de control de una secuencia con dos columnas de destilación con la secuencia convencional de purificación. A través de la estructura de control LV controlaron las composiciones de destilado y fondo. Se controlaron las purezas de etanol y agua en la columna extractiva y recuperadora mediante el reflujo, respectivamente, para el proceso convencional mientras que para la secuencia de dos columnas se controló el etanol en el destilado con el reflujo y el agua con el flujo de la corriente lateral. Implementaron controladores PI en ambos casos

que fueron sintonizados mediante la optimización de sus parámetros, ganancia proporcional y tiempo integral, mediante el criterio del IAE; la sintonización se realizó por lazo y se realizó en un esquema de cambio de set-point. Se concluyó que la secuencia de dos columnas muestra los menores valores de IAE ofreciendo un mejor comportamiento dinámico.

Neves y colaboradores (das Neves et al. 2018) desarrollaron un sistema de control inteligente utilizando redes neuronales artificiales (ANN) para predecir los nuevos valores de los parámetros del controlador ante diferentes perturbaciones. Este modelo recibe información de la temperatura, flujos y composición de la alimentación azeotrópica y estima los parámetros para mantener la pureza de etanol deseada. Se comparó con un esquema de control convencional que utiliza únicamente un controlador de temperatura sintonizado mediante el método de Tyreus-Luyben. Se concluyó que el sistema de control inteligente muestra mejores desempeños dinámicos al rechazar de buena manera todas las perturbaciones del sistema al predecir los nuevos parámetros del controlador.

CAPÍTULO 4 METODOLOGÍA

4.1 Proceso convencional de purificación de bioetanol (Destilación Extractiva)

El tren de purificación convencional consta de tres columnas de destilación: una columna preconcentradora (CDP), una columna extractiva (CDE) y una columna recuperadora (CDR). Cada una de ellas tiene un condensador que opera con agua de enfriamiento y un rehervidor. En el caso cuando se tiene recirculación del agente extractante, se le acondiciona un intercambiador de calor sin cambio de fase a la corriente de fondo de la columna recuperadora para disminuir la temperatura y no exista un diferencial muy alto de temperatura entre el flujo de extractante recirculado y el extractante fresco. En la Figura 2 y Figura 3 se observa el diagrama del tren con y sin recirculación, respectivamente.

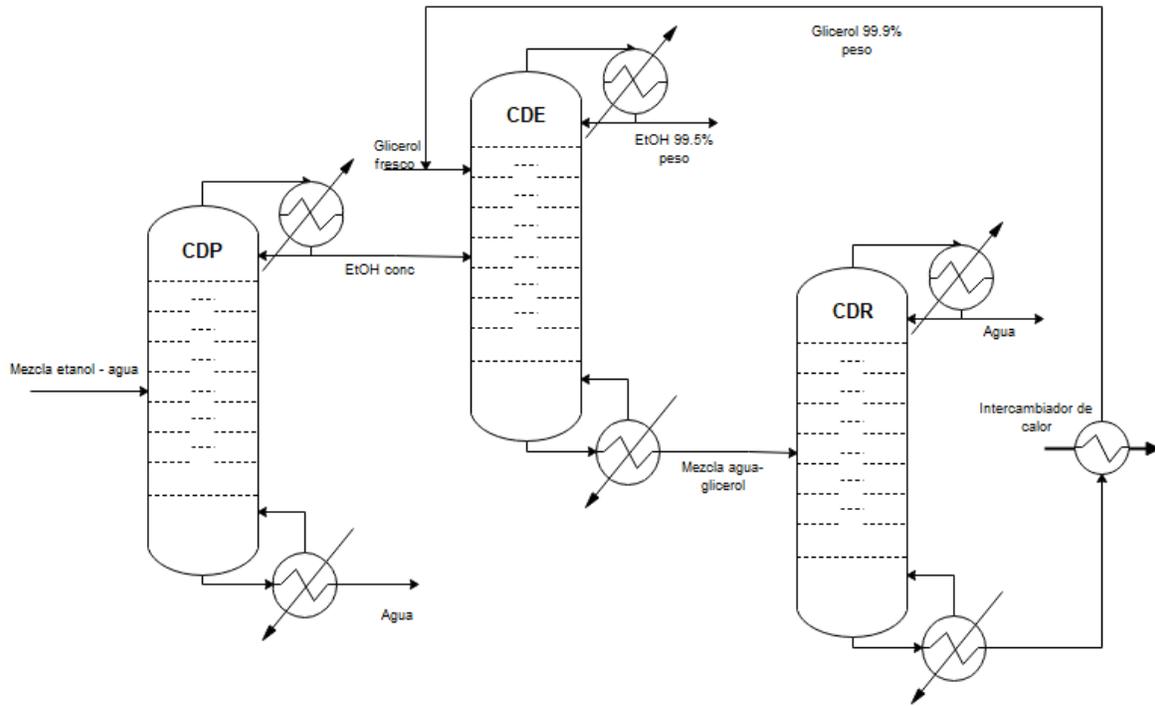


Figura 2 Proceso convencional de purificación de bioetanol con recirculación

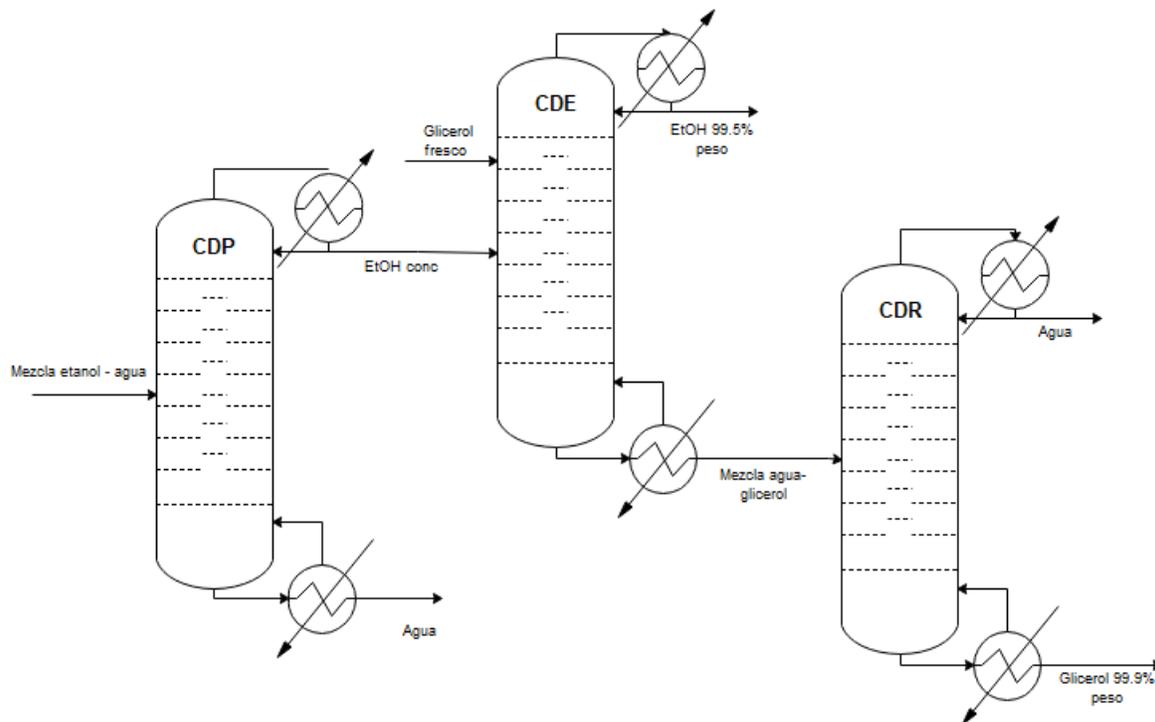


Figura 3 Proceso convencional de purificación de bioetanol sin recirculación

4.1.1 Columna preconcentradora

Debido a la presencia del azeótropo en la mezcla etanol-agua, no es posible lograr la pureza deseada del bioetanol grado combustible (99.5% wt) por lo que se requiere de una primera columna de destilación en la que se desea cumplir con una pureza de etanol cerca del azeótropo y con ello eliminar un importante exceso de agua, esta columna se conoce como columna preconcentradora. En esta columna se requiere lograr una pureza que esté cercana al azeótropo pero que tenga el menor consumo de energía por parte del rehervidor por lo que se especifica una pureza de etanol del 91% en peso (Kiss et al. 2014) en la corriente de domo y, por otra parte, se desea perder lo menos posible de etanol por la corriente de fondo por lo que se especifica la pureza de etanol en 1% en peso. Las especificaciones de esta columna se observan en la Tabla 3.

Tabla 3 Especificaciones de diseño de la columna preconcentradora

	Sin Recirculación	Con Recirculación
Número de etapas	20	20
Etapas de alimentación	15	15
Flujo alimentación de etanol (kmol/hr)	21.1152	21.1152
Flujo alimentación de agua (kmol/hr)	485.965	485.965
Pureza de bioetanol (% en peso)	0.91	0.91
Pureza de agua (% en peso)	0.99	0.99
Relación de reflujo	1.4236	1.4236
Presión de operación (atm)	1	1
Diámetro de la columna (m)	1.89	1.89
Carga térmica del reboiler (kW)	1485	1485

4.1.2 Columna extractiva

La corriente proveniente del domo de la columna preconcentradora se alimenta a una segunda columna de destilación donde se llevará a cabo el rompimiento del azeótropo a través de una destilación extractiva con ayuda de un tercer componente que debe tener un mayor punto de ebullición y además no formar otro azeótropo con el compuesto de interés, este compuesto se conoce como agente extractante (o entrainer) y en este caso de estudio se utilizó el glicerol por ser menos tóxico que otros glicoles, este compuesto entra a la columna por una segunda corriente la cuál debe ser alimentada a un plato cerca del domo de la columna extractiva y debido a que el compuesto es más pesado a la mezcla azeotrópica, debe forzosamente alimentarse en etapas superiores con respecto a la otra alimentación. De esta manera se logra obtener por la corriente de domo el bioetanol con la pureza requerida del 99.5% en peso y por la corriente de fondo se especifica una pureza de etanol del 0.1% en peso; esta corriente contiene una mezcla de agua y glicerol. En la Tabla 4 se reportan las especificaciones.

Tabla 4 Especificaciones de diseño de la columna extractiva

	Sin Recirculación	Con Recirculación
Número de etapas	12	12
Etapas de alimentación	8	8
Etapas de alimentación del extractante	2	2
Flujo alimentación de etanol (kmol/hr)	19.2148	19.2148
Flujo alimentación de agua (kmol/hr)	4.8596	4.8596
Flujo alimentación de glicerol (kmol/hr)	12.1578	12.6252
Pureza de bioetanol (% en peso)	0.995	0.995
Relación de reflujo	0.2	0.2
Presión de operación (atm)	1	1
Diámetro de la columna (m)	1.19	1.19

Carga térmica del reboiler (kW)	342	346
---------------------------------	-----	-----

4.1.3 Columna recuperadora

La corriente de fondo de la columna extractiva pasa a una tercera columna de destilación donde se llevará a cabo la separación del agua y el glicerol con el objetivo de recircular al proceso a este último y no tener que estar alimentando siempre altas cantidades de glicerol fresco; por ello se especifica que el glicerol tenga una pureza del 99.9% en peso en la corriente del fondo y 0.1% en la corriente de destilado. La temperatura a la cual sale la corriente de fondo de la columna recuperadora es muy alta por lo que se agrega un intercambiador de calor que utiliza como medio de enfriamiento agua para lograr una temperatura de 68°C en la corriente de glicerol y no haya problemas al momento de mezclarse con el glicerol fresco y de forma global con la entrada de éste a la columna extractiva debido a un gradiente de temperatura alto entre el domo y la corriente de alimentación de glicerol. En la Tabla 5 se reportan las especificaciones de la columna.

Tabla 5 Especificaciones de diseño de la columna recuperadora

	Sin Recirculación	Con Recirculación
Número de etapas	5	5
Etapas de alimentación	3	3
Flujo alimentación de etanol (kmol/hr)	0.0261	0.0271
Flujo alimentación de agua (kmol/hr)	4.6255	4.6903
Flujo alimentación de glicerol (kmol/hr)	12.1554	12.6228
Pureza del agua (% en peso)	0.9845	0.9842
Pureza del glicerol (% en peso)	0.999	0.999
Relación de reflujo	0.2466	0.2545
Presión de operación (atm)	1	1
Diámetro de la columna (m)	0.82	0.82
Carga térmica del reboiler (kW)	164	168

4.2 Proceso intensificado de purificación de bioetanol (Destilación extractiva)

Debido a los altos requerimientos de energía necesarios para romper el azeótropo de la mezcla etanol – agua y que impactan directamente en los costos de operación en el proceso, se ha optado por crear sistemas que minimicen este impacto y de esta manera hacer el proceso rentable. Aunque se ha visto que el mayor consumo de energía se requiere en la columna preconcentradora, al ser un sistema trivial tanto para el diseño como para el control, se ha dejado de lado la intensificación de esta etapa y la mayoría de la literatura se centra en la etapa de deshidratación del etanol y recuperación del solvente.

En este trabajo se tomó un sistema de una columna de destilación extractiva con pared divisoria de Kiss, Figura 4a, en la cual se tiene únicamente división de vapor debido a que la pared interna abarca hasta el domo, usualmente esta columna se conoce como columna de pared partida con sección superior dividida y sección inferior común (Suszwalak and Kiss 2012); esta columna consiste en dos corrientes de destilado por donde se obtienen los compuestos menos volátiles (etanol y agua) y una corriente de fondo que lleva el componente pesado (etilenglicol). En la Figura 4b se muestra el esquema termodinámicamente equivalente, como se observa consiste en una columna principal y un rectificador lateral (prefraccionador). En el prefraccionador se alimenta la corriente con etanol concentrado (85% en peso de etanol) proveniente de la columna preconcentradora, y etapas superiores a ésta se alimenta la corriente con el etilenglicol utilizado como agente extractante; aquí se lleva la deshidratación del etanol saliendo por la corriente de destilado con una pureza del 99.5% en peso del prefraccionador mientras que la mezcla agua – etilenglicol y algunas trazas de etanol se dirigen hacia la columna principal por medio del flujo de interconexión líquido. En la columna principal se lleva a cabo la separación del agua y etilenglicol, por la corriente de destilado sale el flujo de agua (99.5% en peso) con algunas trazas de impurezas de etanol principalmente y el etilenglicol con la pureza especificada del 99.5% en peso para posteriormente ser recirculado hacia el prefraccionador. Para poder calentar el contenido del prefraccionador, se tiene un flujo de interconexión de vapor el cual suministra la energía necesaria para evaporar el etanol y sea colectado en el tambor de reflujo una vez que haya sido condensado y posteriormente, una parte saldrá por la

corriente de destilado y otra muy pequeña será devuelta a la columna. En la Tabla 6 se reportan las especificaciones de este sistema.

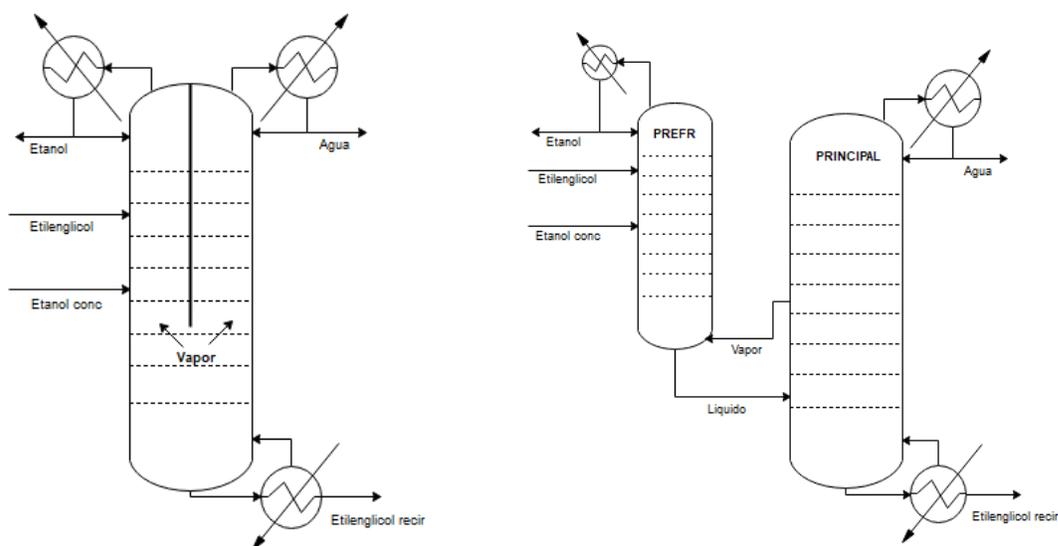


Figura 4 a) Columna de destilación extractiva con pared divisoria, b) Esquema termodinámicamente equivalente

Tabla 6 Especificaciones de diseño de la EDWC

	Prefraccionador	Principal
Número de etapas	16	20
Etapas de alimentación	13	---
Etapas de alimentación del extractante	3	
Etapas de interconexión de líquido		14
Etapas de interconexión de vapor		14
Flujo de líquido de interconexión (kmol/hr)		335.926
Flujo de vapor de interconexión (kmol/hr)		131.44
Flujo alimentación de etanol (kmol/hr)	85	---
Flujo alimentación de agua (kmol/hr)	15	---
Flujo alimentación de glicerol (kmol/hr)	190	---
Pureza del bioetanol (% en peso)	0.995	---
Pureza del agua (% en peso)	---	0.995
Pureza del glicerol (% en peso)	---	0.995
Relación de reflujo	0.27	0.2
Presión de operación (atm)	1	1

Diámetro de la columna (m)		0.88
Carga térmica del reboiler (kW)	0	2233

Las anteriores son las especificaciones de diseño que debe tener cada una de las columnas del tren de purificación con y sin recirculación, además de la columna extractiva de pared divisoria.

El diseño y simulación de los sistemas se realizó en Aspen Plus®, se tomaron las características reportadas del sistema y además las especificaciones de las purezas para cada una de las columnas de destilación. Además de la información que normalmente requiere Aspen Plus® para poder ser exportada la simulación a Aspen Plus Dynamics®, se activó la casilla de Tray Rating para fijar el diámetro de la columna el cuál se reporta, se hizo una nueva sección donde se introdujo el diámetro y se declara que este diámetro es válido a partir de la segunda etapa hasta la penúltima debido a que la primera es el condensador y la última el reboiler y estos serán dimensionados después, se selecciona el tipo de plato a usar, en nuestro caso se seleccionó el bubble cup aunque se comparó con el plato sieve arrojando resultados muy parecidos. Dentro de la sección generada en la casilla de Tray Rating, el siguiente paso es ir a la pestaña design/Pdrop, estando ahí se selecciona la casilla Update section pressure profile la cual automáticamente dará la caída de presión real o más exacta que la originalmente se le dio a cada columna.

Una vez que se completó la información de la sección creada en Tray Rating, se activa la pestaña Dynamics, para activarla se da click en el ícono Dynamic Mode e inmediatamente nos aparecerá que hace falta información en la simulación; esto se debe a que se necesita dimensionar el tanque de reflujo y la base de la columna, además de la hidráulica de las etapas. Para el dimensionamiento se puede hacer de dos maneras, la primera es encontrar el volumen tomando en cuenta el tiempo de residencia que queremos que tenga el líquido tanto en el tambor como en la base y por medio de los flujos de destilado más reflujo y fondo obtener así el volumen de los equipos, respectivamente, y utilizando una relación de altura-diámetro igual a 2, por medio de la siguiente ecuación se obtienen las dimensiones:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} (2D) \quad (1)$$

La otra manera para dimensionar estos equipos es a través de una heurística que nos indica que tanto para el tambor de reflujo como para la base de la columna (reboiler) la altura será de 3 ft y el diámetro de 2 ft, esta última fue la que se utilizó en las simulaciones realizadas. En la sección de Hydraulics, se tienen varias opciones para modelar la hidráulica del sistema, como previamente escogimos que el perfil de presión se actualizara automáticamente haciendo más rigurosa y precisa la simulación, elegimos la opción Rigorous. De esta manera ya queda lista la simulación para ser ejecutada. El procedimiento anterior se hace para las tres columnas con sus respectivos valores del diámetro de la columna y aplicando la heurística para el dimensionamiento de los equipos auxiliares de cada una. Después de que se corrió la simulación, se exporta a Aspen Plus Dynamics® como un archivo Flow Driven y ya que la simulación ha sido exportada con éxito, el primer paso a realizar es la inicialización de esta para así guardar los datos originales y en dado caso regresar a ellos cuando se tenga algún problema en la simulación. Esto se realiza en la sección desplegable que indica Dynamics, ahí se encuentra la opción Initialization, la cual se selecciona y se corre la simulación, cuando ya se hizo la inicialización, se regresa nuevamente a la opción Dynamics para realizar las pruebas del comportamiento dinámico del sistema de purificación de bioetanol.

En el desarrollo de un sistema de control eficiente para el proceso de purificación de bioetanol existen varios pasos a seguir, primero se debe evaluar la factibilidad de operación del sistema, esto se logrará por medio del índice de operabilidad; lo segundo es encontrar la configuración de control que sea adecuada para lograr mantener el sistema estable ante perturbaciones y la construcción del controlador que se desea implementar para llevar a cabo esa tarea; después para el correcto funcionamiento de los controladores es necesario adecuarlos al sistema y esto se lleva a cabo a través de una sintonización con la cual garantizamos que el controlador converja al setpoint de la variable que se desea controlar y, finalmente, se lleva a cabo la evaluación del desempeño del controlador, para esto es necesario plantear primero si se tratará de un problema de control regulatorio o de servo

control (cambio en el setpoint), una vez definido esto se realizan perturbaciones en las variables de interés y se analiza que tan suave o brusca es la respuesta del controlador.

4.3 Índice de operabilidad

La factibilidad de cierta entrada de control para mover cierta salida de control puede ser visualizada primeramente a través de su correspondiente ganancia estática, sin embargo, esta información no es suficiente para determinar si la entrada de control puede efectivamente llevar a la salida de control al valor deseado. En otras palabras, aunque la entrada de control pueda manejar la salida de control, existen restricciones del proceso que evitarían que se llegara a los valores nominales deseados. Además, si existe más de una opción de entrada de control y más de una salida de control, el problema principal se vuelve en encontrar cual entrada de control haría el menor esfuerzo para accionar cualquier salida de control, y el emparejamiento de entrada-salida de control se vuelve en un problema combinatorio.

Una estimación, en términos de porcentaje con respecto al valor nominal, del cambio que debe ser hecho en cierta entrada de control (u_i) para impulsar un cambio de una unidad en cierta salida de control (y_j) en porcentaje en relación con su valor nominal, viene dado por el siguiente parámetro, en este trabajo se conocerá como Índice de operabilidad (OI, por sus siglas en inglés):

$$OI_{ij} = \frac{\bar{y}_j}{\bar{u}_i} \cdot \frac{1}{K_{ij}} \quad (2)$$

Donde \bar{u}_i es el valor nominal de u_i y \bar{y}_j , el de y_j ; K_{ij} es la ganancia estática de la pareja de entrada-salida de control (u_i, y_j). Aunque K_{ij} puede ser calculada de forma precisa por medio de una linealización del modelo del proceso y la aplicación de la transformada de Laplace para obtener la función de transferencia de la pareja (u_i, y_j), en el caso de este trabajo, en el cual se consideran sistemas de grandes dimensiones y modelos no lineales, K_{ij} puede fácilmente ser calculada mediante el método de la curva de reacción.

Puesto que K_{ij} no encierra el efecto de otras variables de entrada en y_j , sino sólo u_i , por lo que O_{ij} también; por lo tanto, si hubiera otras variables de entrada activas con un tipo de efecto adverso, el valor OI puede verse como el cambio más bajo de u_i que produce el cambio de unidad de y_j . Por lo tanto, si se compararon los OI de diferentes pares de entrada-salida de control, el mejor par debe tener al menos el OI más bajo.

Así, para el cálculo del índice de operabilidad se tomaron en cuenta como entradas y salidas de control las variables listadas en la Tabla 7 para el proceso convencional de purificación:

Tabla 7 Variables de entrada y salida de control para el proceso convencional de purificación

Columna de destilación	Entradas de control	Salidas de control
Preconcentradora	* Flujo de reflujo * Carga térmica del reboiler	* $x_{D_{Etanol}}$ * $x_{D_{Agua}}$ * $x_{B_{Etanol}}$ * $x_{B_{Agua}}$
Extractiva	* Flujo de reflujo * Carga térmica del reboiler * Flujo de extractante	* $x_{D_{Etanol}}$ * $x_{D_{Agua}}$ * $x_{B_{Etanol}}$ * $x_{B_{Glicerol}}$
Recuperadora	* Flujo de reflujo * Carga térmica del reboiler	* $x_{D_{Glicerol}}$ * $x_{D_{Agua}}$ * $x_{B_{Glicerol}}$ * $x_{B_{Agua}}$

Para el caso del proceso de purificación con la columna extractiva de pared divisoria se consideraron las siguientes (Tabla 8):

Tabla 8 Variables de entrada y salida de control para la columna extractiva de pared divisoria

Columna de destilación	Entradas de control	Salidas de control
Extractiva y recuperadora	<ul style="list-style-type: none"> * Flujo de reflujo (Columna principal) * Flujo de reflujo (Prefraccionador) * Carga térmica del reboiler * Flujo de extractante * flujo de interconexión de vapor 	<ul style="list-style-type: none"> * $x_{D_{Etanol}}$ (Prefraccionador) * $x_{D_{Agua}}$ (Prefraccionador) * $x_{D_{Etanol}}$ (Principal) * $x_{D_{Agua}}$ (Principal) * $x_{B_{Etilen}}$ (Principal) * $x_{B_{Agua}}$ (Principal)

Para encontrar el índice de operabilidad se realizó un pequeño cambio en una de las entradas de control mientras que las demás se dejaron en sus valores nominales, típicamente se realiza un cambio del $\pm 1\%$ aunque este valor se puede modificar siendo mejor cuando el cambio que se da es muy pequeño y esto es debido a la linealización del modelo y a que en varios casos las respuestas no sean simétricas para los cambios positivos y negativos, esto es importante porque a la hora de realizar la sintonización se requiere que no se tengan ni tiempos de proceso ni ganancias estáticas muy diferentes. Así pues, en el caso del proceso convencional se tomó el valor de $\pm 1\%$ para la columna preconcentradora y recuperadora, y del $\pm 0.125\%$ para la columna extractiva debido a que arrojaba respuestas que no eran simétricas con el valor de cambio inicial de $\pm 1\%$; por otra parte, para el proceso intensificado se hizo un cambio del $\pm 0.125\%$ obtenido después de probar varios valores para obtener respuestas simétricas.

Una vez que se tiene el valor de la entrada cuando se aplicó el cambio, se ejecutó la simulación dejándola correr hasta un punto donde no se observó un cambio significativo en la trayectoria de la salida de control o ya se comportó de forma constante. Se procedió a obtener la ganancia estática, la cual nos representa el porcentaje de cambio realizado en la salida de control efectuado por un cambio en la entrada de control, mediante la ecuación 3

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (3)$$

Finalmente, los lazos de control a implementar serán aquellos cuyo IO sea muy cercano a cero.

4.4 Objetivo y configuración del sistema de control

El objetivo de la implementación del sistema de control es mantener la composición de etanol en su valor nominal tanto en la columna preconcentradora como en la columna extractiva, los cuales son del 91% en peso y 99.5% en peso, respectivamente y la composición del 99.9% en peso de glicerol en la columna recuperadora; esto para el proceso convencional. En el proceso intensificado se desea que la composición de etanol sea del 99.5% en peso en la corriente de destilado del rectificador, una composición de agua del 99.5% en peso en la corriente de destilado en la columna principal y una composición de etilenglicol del 99.5% en peso en la corriente de fondo en la columna principal. Para lograr mantener estas composiciones, se consideraron las entradas de control descritas en la Tabla 7 para el proceso convencional y en la Tabla 8 para el proceso intensificado. En este escenario se consideraron como salidas de control tanto las purezas como impurezas principales al ser más sensibles a los cambios en el proceso, así como lo dijo Luyben (Luyben 2006) en las corrientes de destilado y fondo.

Una vez que se identificaron las salidas y entradas de control, el siguiente paso fue la configuración de control donde se encontraron las mejores parejas de variables para formar los lazos de control, esto se determinó mediante el empleo del índice de operabilidad; además, cuando el sistema no es muy complejo se utiliza una heurística la cual indica que la salida de control se empareje a la entrada de control más cercana. Por otra parte, el encontrar los lazos de control se puede realizar con varias técnicas ampliamente estudiadas con sus diferentes grados de complejidad. Una de las más utilizadas es el análisis RGA (Relative Gain Array), la ganancia relativa de un subsistema escalar es la relación entre la función de transferencia a lazo abierto y la función de transferencia de resultante cuando todas las salidas están perfectamente controladas. La regla común es emparejar los subsistemas con ganancias relativas cercanas a 1, basados en la consideración que las interacciones tendrán pequeños efectos en el comportamiento de estos. Esta es una

herramienta de fácil uso y comprensión, sin embargo, en muchos casos que tratan sistemas complejos, por ejemplo, sistemas MIMO no es muy confiable debido a que ignora la información dinámica del proceso ya que se utiliza la información en estado estacionario para generar la matriz de ganancias de estado estacionario. En este sentido ha habido otros estudios para mejorar la confiabilidad del RGA, uno de los trabajos sobre esto es el realizado por Witcher y McAvoy quienes introdujeron el arreglo de ganancia relativa dinámica (DRGA) el cual quita las limitaciones en el aspecto dinámico que el RGA no hace, dando mejor emparejamiento de los lazos que serán aplicados en el control del sistema, sin embargo, el proceso computacional es muy problemático y difícilmente aplicable. Recientemente, Xiong presentó el ERGA (effective relative gain array) combinando las ventajas tanto del RGA como del DRGA (Xiong, Cai, and He 2005). Sin embargo, en la mayoría de los casos los emparejamientos que arroja el RGA son (R_R, x_D) y (Q_R, x_B) , lo que no nos permite explorar más entradas de control disponibles además que no tiene un significado físico que ayude a comprender de mejor manera como se comportaría la entrada de control para lograr llevar a la salida de control a sus valores nominales.

En este aspecto, el índice de operabilidad (IO) nos ayuda a darle un sentido físico a los lazos de control que son encontrados. El IO nos da la pareja de entrada – salida de control cuyo valor sea más cercano a cero lo que significa que se requerirá de menor esfuerzo de control por parte de la válvula de control de la entrada para lograr controlar la salida especificada, además toma en cuenta la interacción entre todas las entradas y salidas de control del sistema, eliminando así el problema de los sistemas MIMO.

4.5 Controlador lineal PI

Establecida la configuración de control, se seleccionó el tipo de controlador a utilizar, tanto para el proceso convencional como para el proceso intensificado se implementó un controlador del tipo PI lineal, el cual es suficiente para lograr controlar las perturbaciones que puedan afectar el buen funcionamiento de las columnas de destilación, son de fácil construcción e implementación y su costo es menor en comparación de controladores más sofisticados, además que su implementación no requiere necesariamente de un modelo

matemático en comparación de otro tipo de controladores como los de tipo no lineal que es necesario tener este modelo y además, presentan mayor complejidad tanto en su construcción como en su implementación. Para casos de destilación extractiva, se ha reportado que los controladores PI han desempeñado un buen funcionamiento requiriéndose únicamente hacer ajustes mínimos en los parámetros de sintonización para lograr tener una respuesta más rápida ante una perturbación.

La construcción del controlador PI lineal se representa por la ecuación 4

$$u_j = \bar{u}_j + K_C^j \left(\tilde{y}_j + \frac{1}{\tau_I^j} \cdot \int_0^t \tilde{y}_j(\theta) d\theta \right) \quad (4)$$

$$\tilde{y}_j = \bar{y}_j - y_j \quad (j = 1, 2, 3, \dots)$$

Donde \bar{y} y \tilde{y} son los valores nominal y d desviación de la variable y , respectivamente. K_C^j y τ_I^j son la ganancia proporcional y el tiempo integral del controlador para cada lazo de control L_j .

Estos controladores se implementaron en cada una de las columnas de destilación para estabilizar la composición tanto en la corriente de domo como en la de fondo, así, el proceso convencional de purificación contiene 6 controladores PI de composición (2 por cada columna) y el proceso intensificado contiene 3 controladores (2 controladores para los productos de destilado y un controlador para la corriente de fondo).

4.6 Sintonización del controlador PI

Después de haber construido un controlador capaz de mantener estable el sistema, se continuó con la sintonización, se llevó a cabo mediante la técnica de asignación de polos (Zavala-Guzmán et al. 2012). Primeramente se identificó el modelo de primer orden de la respuesta de la salida de control para efectos de sintonización que fue la misma curva de respuesta encontrada para obtener las ganancias estáticas necesarias en el índice de operabilidad, de estas gráficas se encontraron los valores finales de la salidas de control cuando se hizo la perturbación de tipo escalón a las entradas de control, con esto se

obtuvieron la ganancia estática, y además, la constante de tiempo la cual se determina cuando la respuesta ha sufrido un 98% de cambio respecto a su valor nominal.

Con los valores de la ganancia estática y la constante de tiempo y la aplicación de las relaciones de sintonización (ecuaciones 5 y 6) se encontró la ganancia proporcional y el tiempo integral necesarios en el controlador.

$$k_c^j = \frac{2n - 1}{K_{ij}} \quad (5)$$

$$\tau_I^j = \tau_p^j \cdot (\xi_j)^2 \cdot \left(\frac{2n - 1}{n^2}\right) \quad (6)$$

Donde ξ_j es el factor de amortiguamiento con un valor de 0.8412 y n es que tan rápida se desea que sea la respuesta del controlador. Una gran ventaja de aplicar esta técnica es que la sintonización se realiza de forma sistemática y simultánea para todos los controladores y así se evita el problema de prueba y error y, además, estar sintonizando controlador por controlador.

Debido a que la ganancia estática y la constante de tiempo se conocen por medio de la curva de reacción y el factor de amortiguamiento tiene un valor fijo, se exploraron diferentes valores de n (1, 4, 5, 7) para los cuales el sistema no presente una respuesta brusca, por ejemplo, sobredisparos o que haga que la entrada de control presente un cambio brusco en su valor en un lapso muy corto.

4.7 Evaluación del desempeño

Implementados y sintonizados los controladores correspondientes en cada columna de destilación del proceso, a través de un escenario de control regulatorio, se realizaron distintas perturbaciones en la composición de entrada debido a que provienen de un proceso fermentativo el cual no siempre logrará tener el mismo rendimiento y, por ende, afectar en la composición de su producto generando así flujos con diferentes composiciones que van a afectar al proceso de purificación de bioetanol tanto para convencional como para el intensificado, esto con el fin de evaluar el desempeño del controlador y comparar

los lazos de control encontrados por el índice de operabilidad y los lazos de control en los cuales se controlan las purezas de las corrientes de producto.

El máximo porcentaje de perturbación realizada se determinó cuando el controlador exigiera a la entrada de control un mayor esfuerzo al especificado por las características de la válvula.

CAPÍTULO 5

RESULTADOS

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos para el proceso convencional de purificación de bioetanol y para el proceso intensificado (Columna de destilación extractiva de pared divisoria). El proceso convencional es uno de los escenarios presentado en el trabajo de tesis de Lara-Montaña (Lara 2016) mientras que el proceso intensificado es el reportado por (Suszwalak and Kiss 2012)

5.1 Proceso convencional de purificación de bioetanol

El proceso convencional consta de tres columnas de destilación: columna preconcentradora, columna extractiva y columna recuperadora. El flujo de alimentación a la primera, proveniente de la etapa de fermentación, es de 507.08 kmol/hr con una concentración de 10% en peso de etanol y el resto de agua, principalmente. El agente extractante utilizado fue el glicerol (García-Ventura et al. 2016).

Se realizó el diseño y simulación en Aspen Plus® del tren de destilación con las características y especificaciones de cada columna utilizando el modelo termodinámico NRTL el cual describe de buena manera la interacción entre los compuestos presentes en la mezcla y, posteriormente se exportó a Aspen Plus Dynamics® para realizar el análisis dinámico y lograr el correcto control del proceso ante perturbaciones en la alimentación de entrada.

5.1.1 Proceso convencional sin recirculación

5.1.1.1 Índice de Operabilidad

Para encontrar los lazos de control a implementar en el tren de purificación, se calculó el índice de operabilidad con la ayuda de la ganancia estática del proceso al encontrar la trayectoria que se ajusta a una dinámica de primer orden de la salida de control al aplicar un cambio de tipo escalón en la entrada de control. En la sección 4.3 se presentan todas las entradas y salidas de control que se consideraron para cada una de las columnas de destilación.

En la Figura 5 se muestran las respuestas de las impurezas en cada una de las corrientes al realizar un cambio de tipo escalón en el reflujo y en la Figura 6 al realizar un cambio de tipo escalón en la carga térmica del reboiler para la columna preconcentradora.

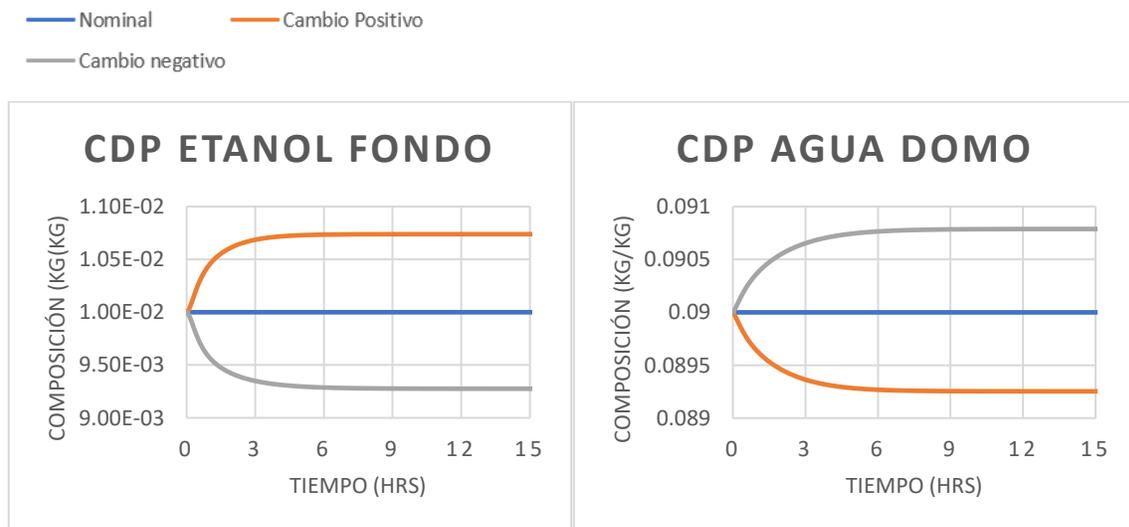


Figura 5. Respuesta dinámica a un cambio del 1% de tipo escalón en el reflujo en la columna preconcentradora

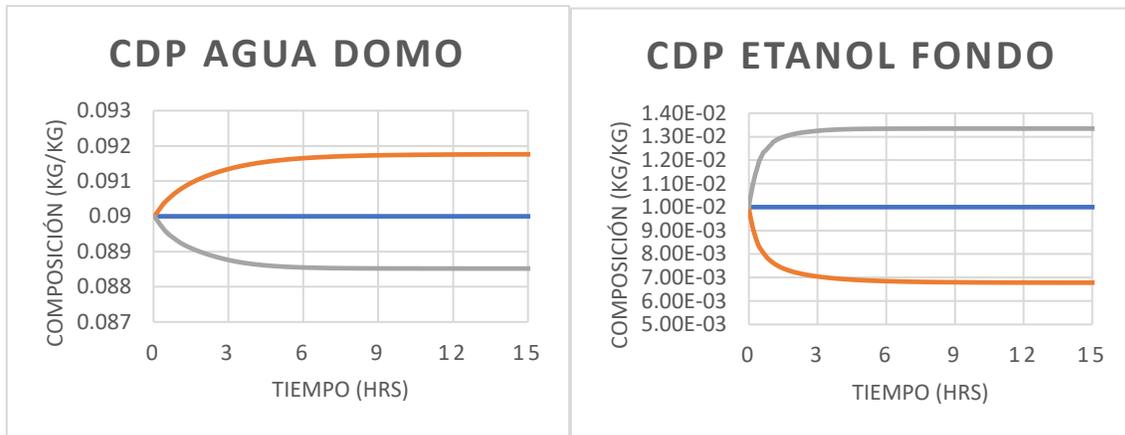


Figura 6 Respuesta dinámica a un cambio del 1% de tipo escalón en la carga térmica en la columna preconcentradora

Se puede observar que las trayectorias se ajustan a las descritas por las dinámicas de primer orden además que tanto el cambio negativo como positivo en la entrada de control nos da respuestas simétricas por lo que el cálculo del índice de operabilidad es relativamente sencillo, estos se encontraron por medio de la ecuación 2 y se muestran en Tabla 9.

Tabla 9 Índices de operabilidad de la columna preconcentradora

Entrada de control	x_{DEtOH}	x_{BEtOH}	x_{Dagua}	x_{Bagua}
Reflujo	11.8181	0.1367	-1.1688	-13.4785
Carga térmica	-5.6000	-0.0304	0.5545	3.0141
Reboiler				

Los valores resaltados en negro nos dan los menores esfuerzos por parte de las válvulas de las entradas de control para lograr realizar el control en la variable de salida por lo tanto fueron los lazos de control que se implementaron en el sistema. Estos valores también correspondieron a las impurezas en cada una de las corrientes de la columna preconcentradora como lo dijo Luyben (2006) al ser éstas más sensibles a los cambios en las condiciones nominales. De tal manera que los lazos de control son $L_1: (Reflujo, x_{Dagua})$ y $L_2: (Q_R, x_{BEtOH})$; otro posible lazo de control sería $L_1: (Reflujo, x_{BEtOH})$ y $L_2: (Q_R, x_{Dagua})$, sin embargo, se optó por el primero porque se requiere menor esfuerzo de control en suministrar el vapor necesaria para lograr la carga térmica deseada.

Así mismo, para la columna extractiva se encontró la ganancia estática y el índice de operabilidad para todos los pares entrada – salida de control. Se verificó que las respuestas se ajustaran a dinámicas de primer orden y fueran lo más simétricas posibles, esto fue algo que no se consiguió con el cambio del $\pm 1\%$ en el reflujo, carga térmica del reboiler y flujo de extractante por lo que se varió el cambio hasta un valor de $\pm 0.125\%$ donde se obtuvieron mejores respuestas, estas se muestran en la Figura 7, Figura 8 y Figura 9 para el reflujo, carga térmica y flujo de extractante, respectivamente.

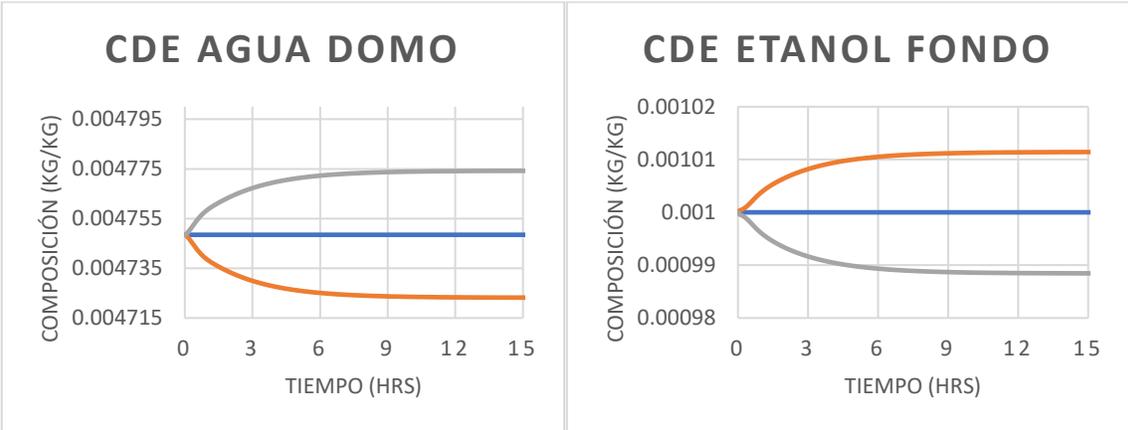


Figura 7 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en el reflujo de la columna extractiva

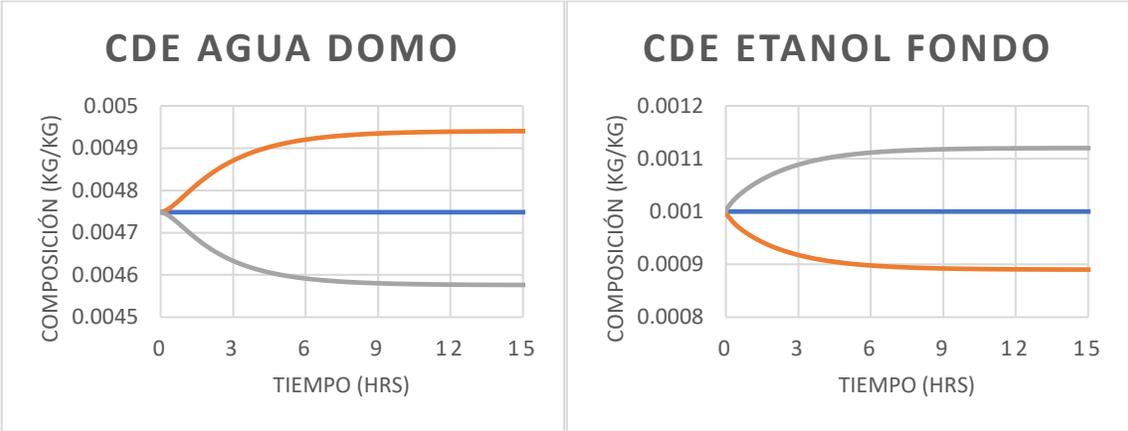


Figura 8 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en la carga térmica de la columna extractiva

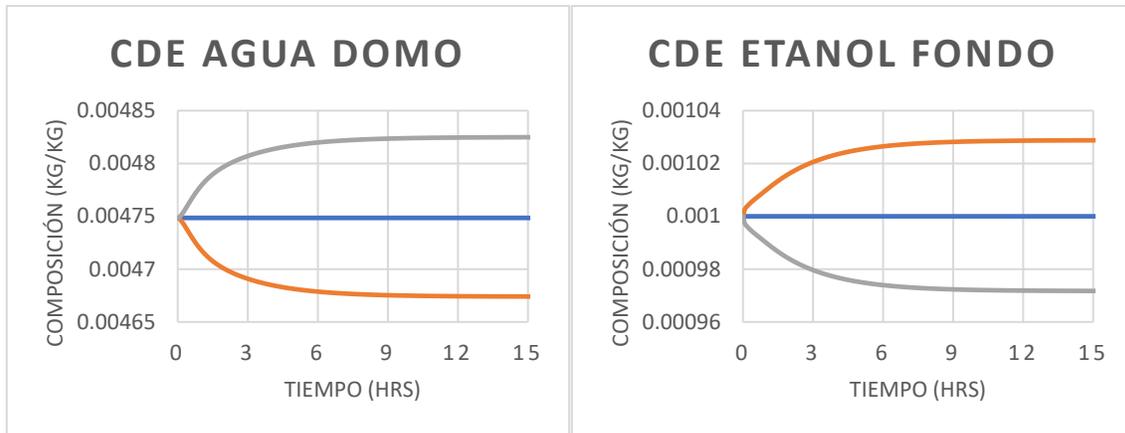


Figura 9 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en el flujo de extractante a la columna extractiva

De igual manera que en la columna preconcentradora, se obtuvieron los valores para el índice de operabilidad para la columna extractiva los cuales se reportan en la Tabla 10.

Tabla 10 Índices de operabilidad de la columna extractiva

Entrada de control	x_{DEtOH}	x_{BEtOH}	x_{Dagua}	$x_{Bglicerol}$
Reflujo	47.8365	0.1086	-0.2323	-48.4264
Carga térmica Reboiler	-6.7411	-0.0108	0.0325	5.0096
Flujo de extractante	16.3651	0.0437	-0.0786	581.1175

Revisando los índices de operabilidad obtuvimos que los lazos de control implementados corresponden nuevamente a las impurezas en cada una de las corrientes de producto; estos lazos son $L_3: (Reflujo, x_{D_{agua}})$ y $L_4: (Q_R, x_{B_{EtOH}})$. Como se puede observar en la Tabla 10, los índices de operabilidad para el flujo de extractante son muy altos si queremos controlar las purezas respectivas en cada corriente por lo que se requeriría mucho esfuerzo por parte de la válvula de alimentación de extractante y podría ser el caso en que se requiriera abrir en cuestión de segundos del 50% al 100%, lo que sería infactible. Además, de forma global si se quisiera controlar la pureza respectiva en cada corriente de producto simplemente se tendría que realizar un esfuerzo muy alto lo que podría ser imposible llevar a cabo por problemas operativos y propios de los equipos.

Finalmente, para la columna recuperadora igualmente se verificó que la respuesta se ajustara a una dinámica de primer orden (Figura 10, Figura 11) con un cambio del $\pm 1\%$, se observa que se ajustan a la dinámica de primer orden pero en el caso de la composición de glicerol en la corriente de domo cuando se hace el cambio en la carga térmica del reboiler, esta presenta mayor sensibilidad ante un cambio positivo que a uno negativo, dando como resultado que nunca se tengan respuestas simétricas; al ver este resultado se probaron diferentes cambios pero en ninguno de los casos se obtuvieron resultados favorables, por lo que se optó por dejar el valor de $\pm 1\%$. De esta manera, se calculó el índice de operabilidad (Tabla 11).

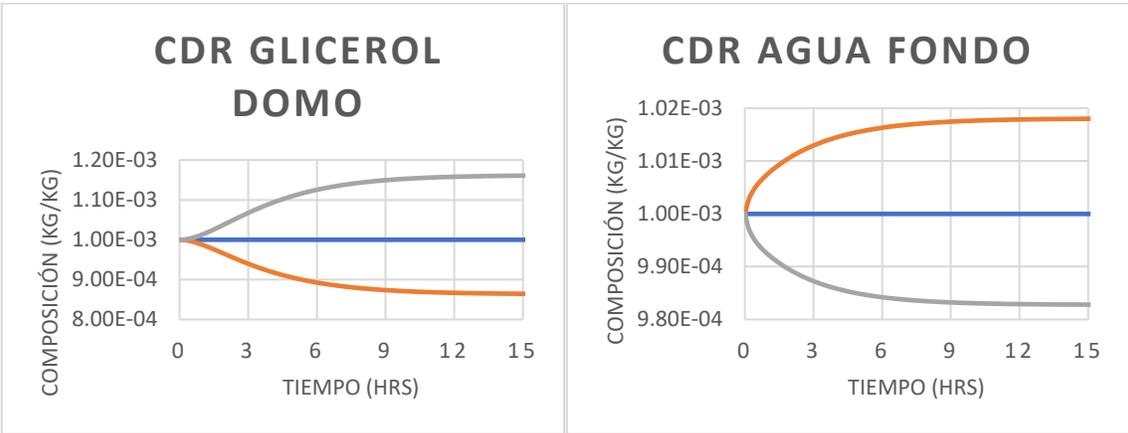


Figura 10 Respuesta dinámica a un cambio del 1% de tipo escalón en el reflujo de la columna recuperadora

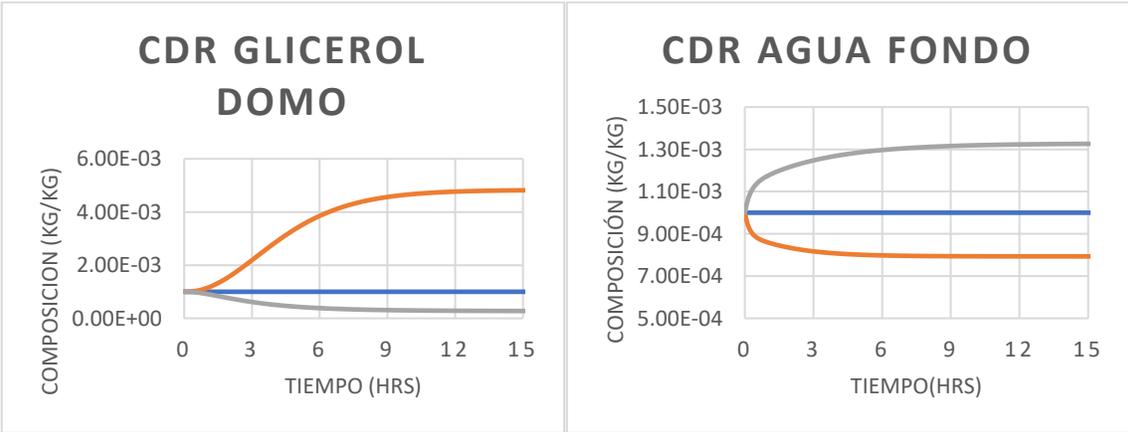


Figura 11 Respuesta dinámica a un cambio del 1% de tipo escalón en la carga térmica de la columna recuperadora

Tabla 11 Índices de operabilidad de la columna recuperadora

Entrada de control	$x_{D_{\text{glicerol}}}$	$x_{D_{\text{agua}}}$	$x_{B_{\text{agua}}}$	$x_{B_{\text{glicerol}}}$
Reflujo	-0.0668	67.2068	0.5663	-464.6511
Carga térmica Reboiler	0.0043	-4.4804	-0.0374	37.3459

De los índices de operabilidad reportados en la Tabla 11, se escogieron aquellos que presentaron los menores valores, en este caso aunque implica mayor esfuerzo controlar la composición de agua en la corriente de fondo con la carga térmica que si controláramos la composición de glicerol en el domo, se escoge el primero debido a que es más directo su control y así se evitaría crear un lazo de control cruzado, además, implica menos esfuerzo controlar la composición de glicerol en el destilado por parte del reflujo que controlar la composición de agua en la corriente de fondo. Por otra parte, se observó que controlar las respectivas purezas en las corrientes de producto implica demasiado esfuerzo de control por lo que podría darse el caso que esos lazos no estabilicen las salidas de control ante una perturbación. Entonces para la columna recuperadora se obtuvieron los lazos de control $L_5: (\text{Reflujo}, x_{D_{\text{glicerol}}})$ y $L_6: (Q_R, x_{B_{\text{agua}}})$ que corresponde a controlar las impurezas de las respectivas corrientes de producto.

En la Tabla 12 se muestra de manera resumida los 6 lazos de control implementados en el proceso de purificación de bioetanol.

Tabla 12 Lazos de control para el proceso sin recirculación

Columna de destilación	Lazos de control
Preconcentradora	$L_1: (\text{Reflujo}, x_{D_{\text{agua}}})$ $L_2: (Q_R, x_{B_{\text{EtOH}}})$
Extractiva	$L_3: (\text{Reflujo}, x_{D_{\text{agua}}})$ $L_4: (Q_R, x_{B_{\text{EtOH}}})$
Recuperadora	$L_5: (\text{Reflujo}, x_{D_{\text{glicerol}}})$

	$L_6: (Q_R, X_{B_{\text{agua}}}).$
--	------------------------------------

5.1.1.2 Configuración de control

Establecidos los lazos de control, se encontró la configuración de control y se construyeron los controladores lineales PI como se muestran en la Figura 12.

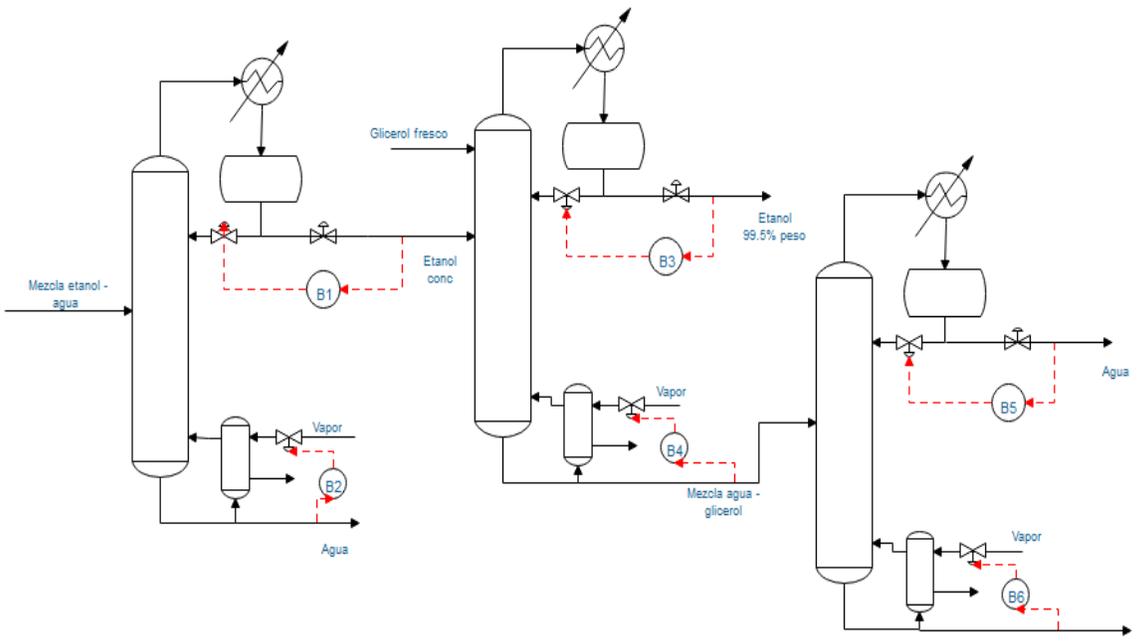


Figura 12 Configuración de control para el proceso de purificación sin recirculación.

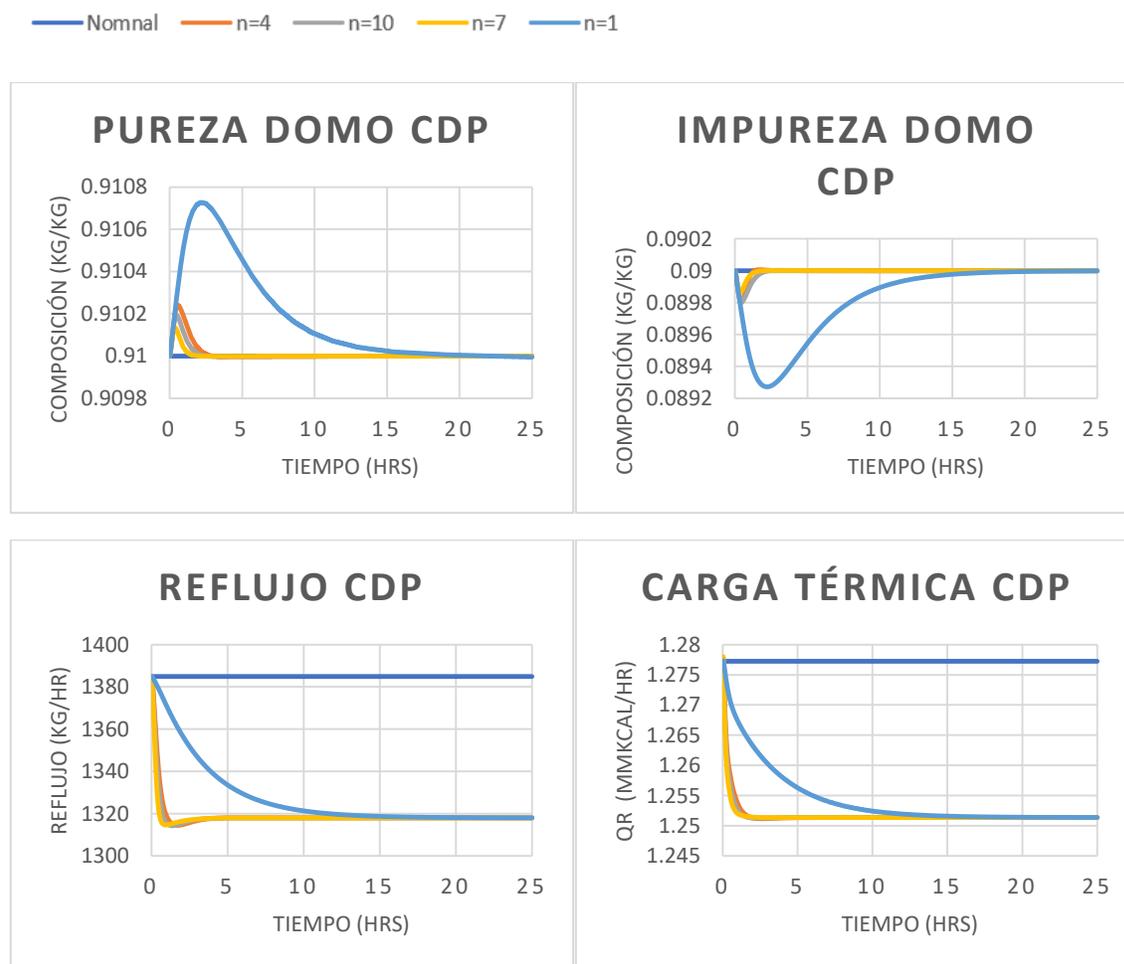
5.1.1.3 Sintonización y evaluación del desempeño del controlador

Utilizando la técnica de asignación de polos estables se realizó la sintonización sistemática y simultanea de los 6 controladores implementados en el proceso de purificación de bioetanol. Con los parámetros de la ganancia estática (K_{ij}), (τ_p^j) y (ξ_j) conocidos, el único parámetro que se necesita encontrar es n para calcular la ganancia proporcional (k_C^j) y el tiempo integral (τ_I^j).

Se probó n igual a 1, 4, 5 y 7 para determinar cual valor utilizar para todos los controladores. Para esta prueba se usó una perturbación negativa del 5% en la composición de etanol en la corriente de alimentación a la columna preconcentradora, teniendo ahora un 9.5% en peso de etanol y un 90.5% de agua. El criterio de selección del valor de n fue mediante la

observación de la respuesta de la entrada de control que no fuera tan brusca y, además, que la salida de control fuera controlada de manera rápida y eficiente. Del índice de operabilidad se obtuvo que los controladores estarán actuando sobre la impureza de cada corriente de producto (Tabla 12), pero lo que realmente importa es saber que los productos salgan con la pureza requerida por lo que también se revisó el comportamiento de estas variables ante la perturbación.

En la Figura 13. Figura 14 y Figura 15 se muestra el desempeño de los controladores para los diferentes valores de n y el comportamiento de las entradas de control para la columna preconcentradora, extractiva y recuperadora, respetivamente.



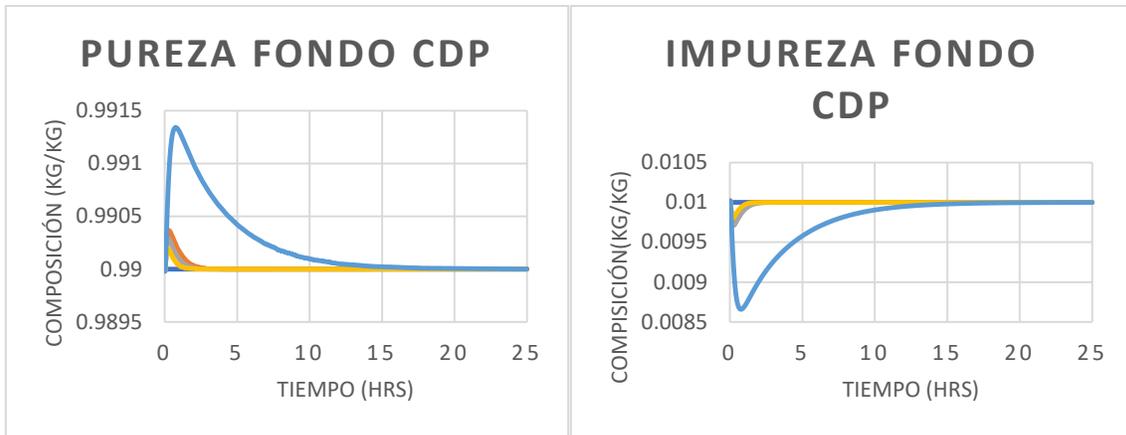
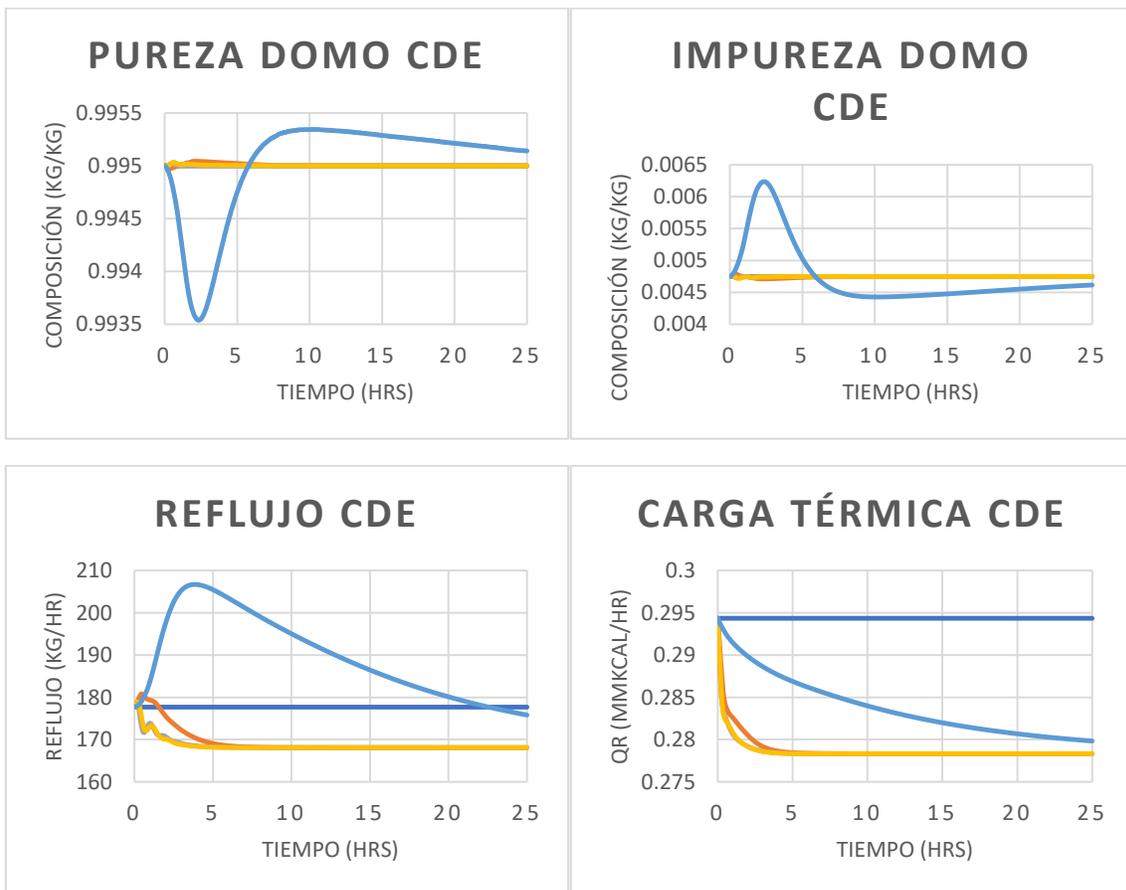


Figura 13 Desempeño de los controladores para varios valores de n en la columna preconcentradora



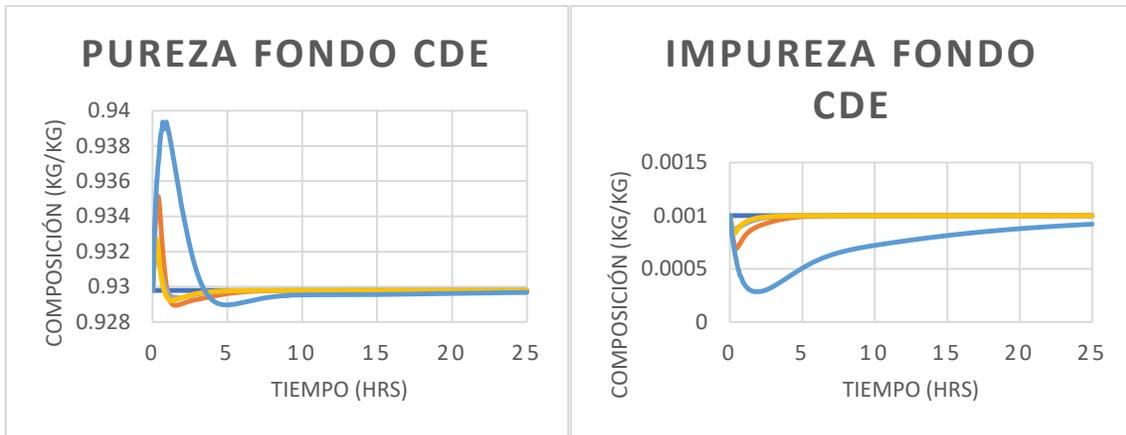
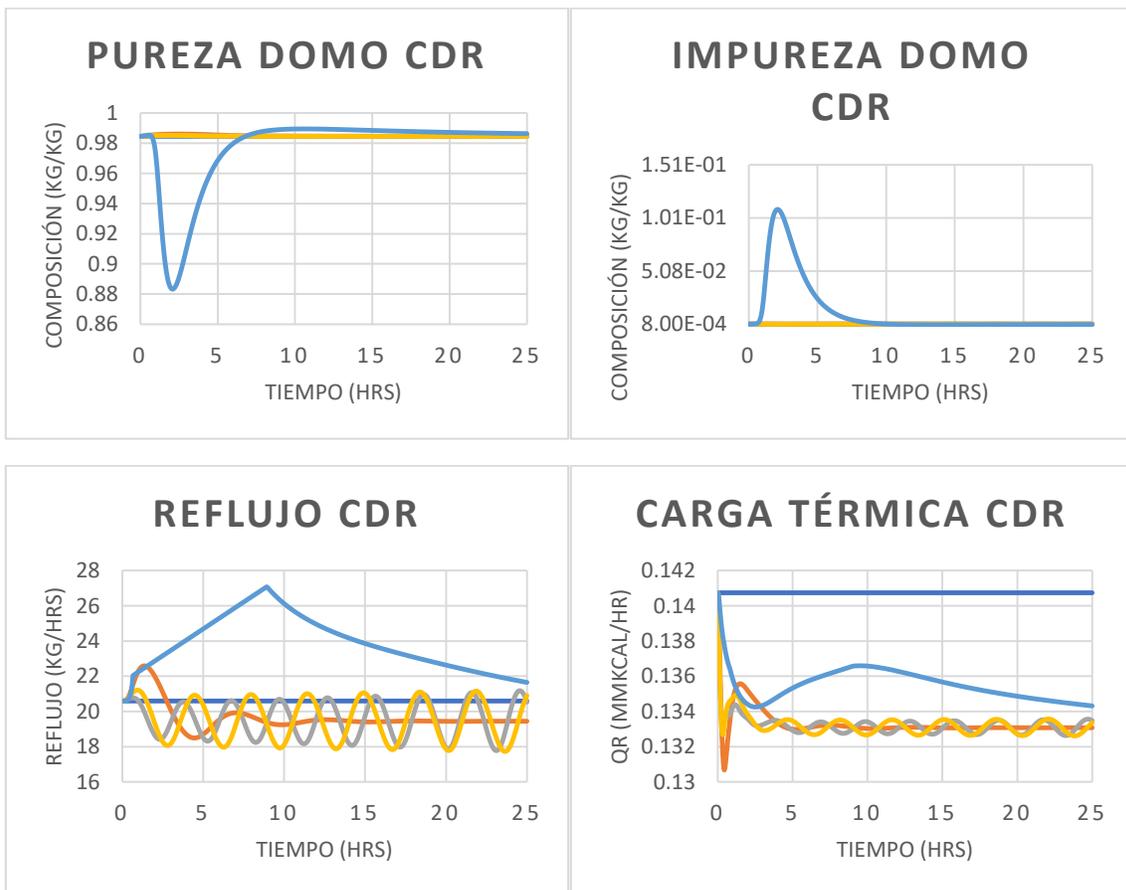


Figura 14 Desempeño de los controladores para varios valores de n en la columna extractiva



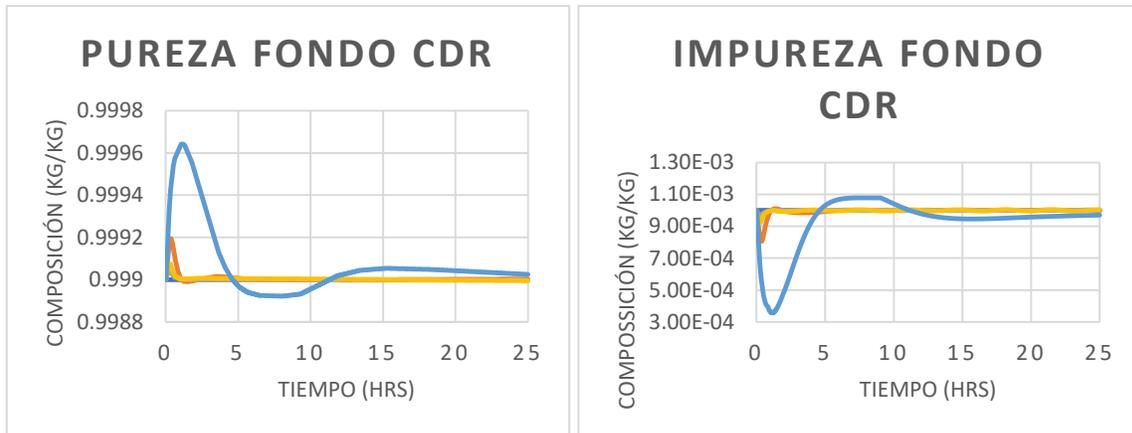


Figura 15 Desempeño de los controladores para varios valores de n en la columna recuperadora

De este primer ejercicio se puede observar que efectivamente entre mayor sea el valor de n , más rápida será la respuesta del controlador, sin embargo, también se puede observar que se pueden presentar oscilaciones haciendo que el controlador diverja o quizás llegue a converger, pero en un tiempo muy grande y este es un caso que no le conviene al proceso. Un valor de n pequeño, por otra parte, requiere de un lapso muy grande para llegar al valor nominal como se puede observar en las figuras cuando $n=1$ que requiere de mucho tiempo o simplemente en el tiempo de medición no se llegó al valor nominal, por este motivo, queda descartado este valor. Ahora bien, solo queda $n=4$, $n=7$ y $n=10$, para la columna preconcentradora y extractiva podemos observar que los valores altos de n dan una mejor respuesta (más rápida y estable) del controlador, sin embargo, en la columna recuperadora se observa que si bien el tiempo en el que las composiciones llegan a su valor nominal nuevamente, las entradas de control que son el refluo y la carga térmica se mantienen oscilando lo que se traduce en estar abriendo y cerrando la válvula de control y por tanto un mayor desgaste de la misma ocasionando que se tenga que estar cambiando en muy poco tiempo y así incrementar los costos de operación. Así, el valor de n que se escogió fue el de 4, que presentó una rápida respuesta y, además, presentó alta convergencia manteniendo estables a las entradas de control.

A continuación, se reportan (Tabla 13) los valores de la ganancia proporcional y tiempo integral para $n=4$ para todos los controladores implementados en el proceso de purificación de bioetanol. Estos valores se utilizaron en los subsecuentes estudios donde se perturbó la

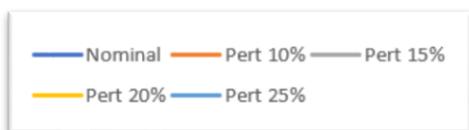
composición de entrada hasta encontrar un valor mínimo de composición donde el sistema de control ya no fuera lo suficientemente eficiente para contrarrestarlo.

Tabla 13 Ganancia proporcional y tiempo integral para cada controlador del proceso sin recirculación

Columna	Controlador	n	K_C	τ_I
PDC	B1	4	-8.1818	0.5131
	B2	4	-0.2132	0.3664
EDC	B3	4	-1.6261	0.6381
	B4	4	-0.0759	0.7008
RDC	B5	4	-0.4682	0.9879
	B6	4	-0.2619	0.6644

Para hacer el análisis del valor de n adecuado, se perturbó la composición de etanol en la alimentación en un -5%; se hicieron perturbaciones negativas debido a que actualmente no existen muchos procesos fermentativos que generan etanol arriba del 10% en peso el cual fue tomado como valor nominal. Se probaron perturbaciones de -10, -15, -20 y -25% en la composición de etanol, se escogió como límite el valor de 25% debido a que, en la columna extractiva, aunque todavía se podía controlar, al menos en simulación, hizo que se cerrara casi por completo la válvula del reflujo.

En las Figura 16, Figura 17 y Figura 18 se muestra el desempeño de los controladores, así como el comportamiento de las entradas de control ante las diversas perturbaciones.



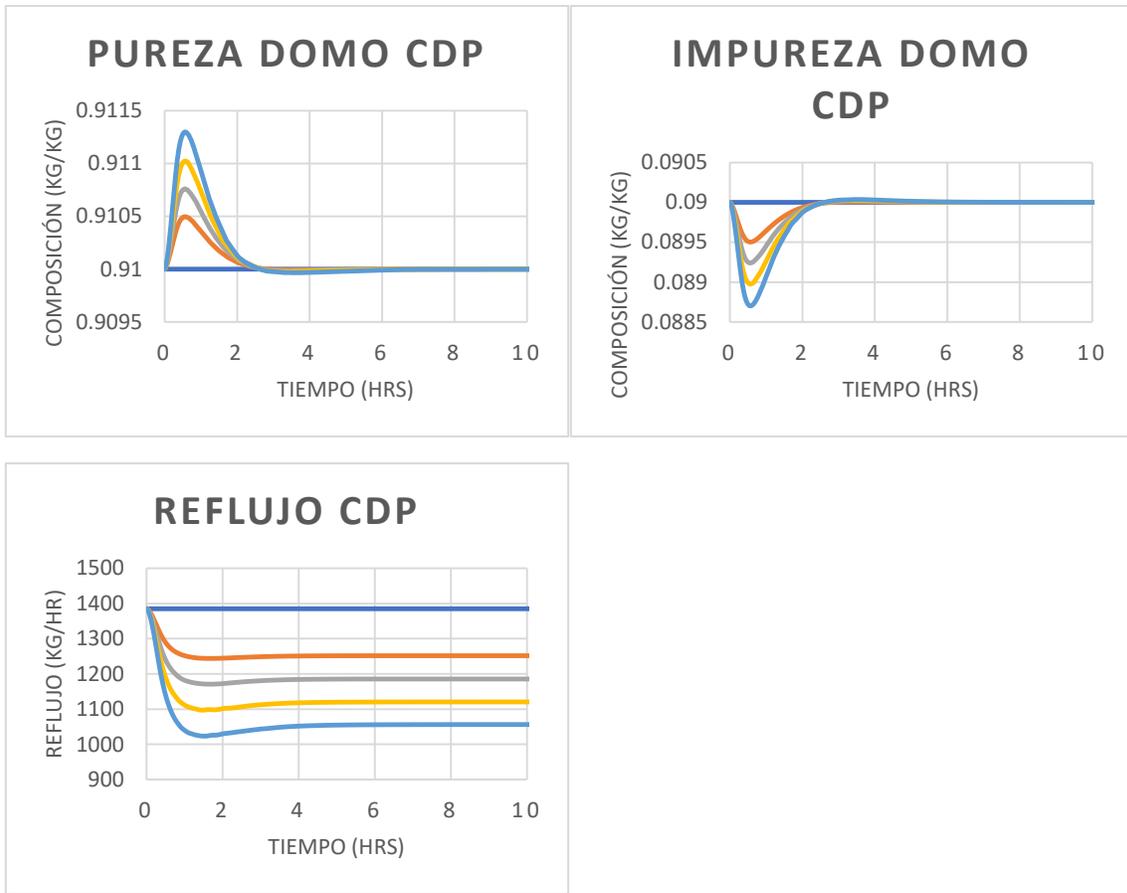
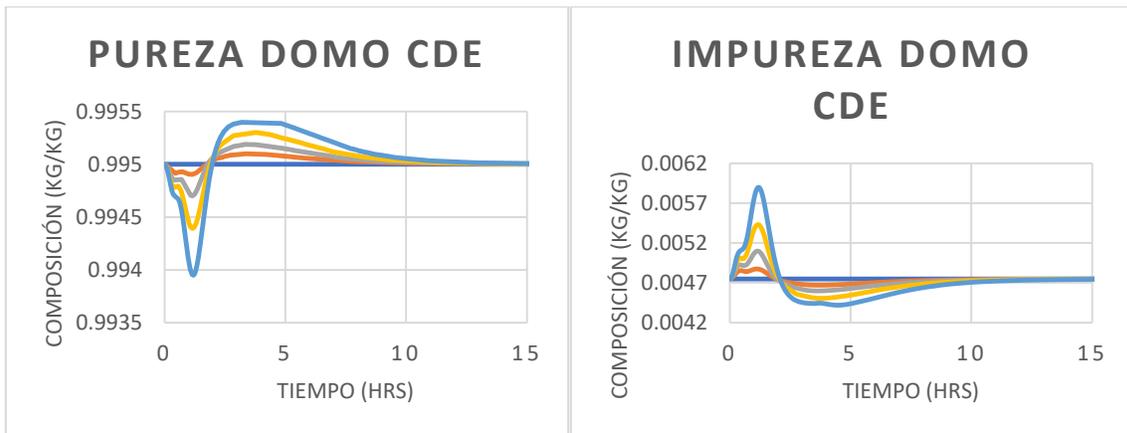


Figura 16 Desempeño de los controladores de la preconcentradora para perturbaciones de 10 al 25%



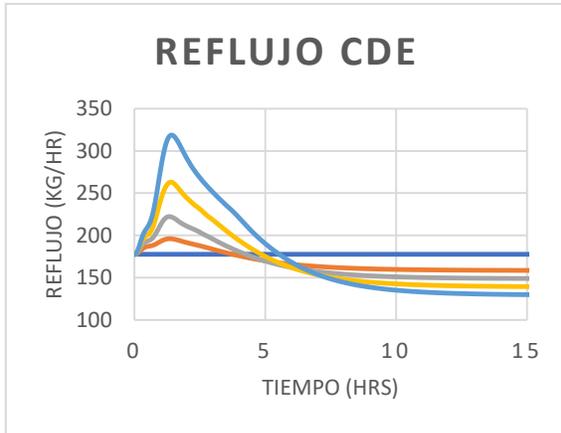
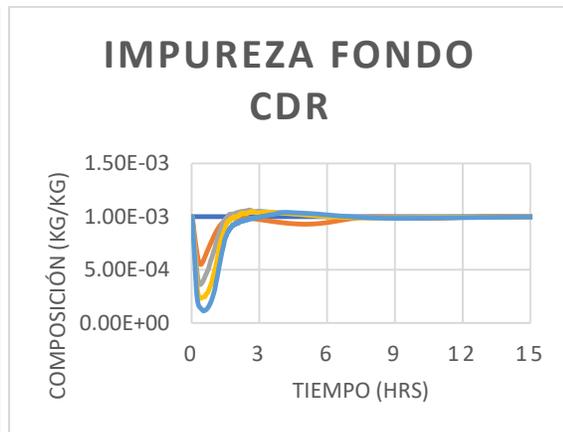
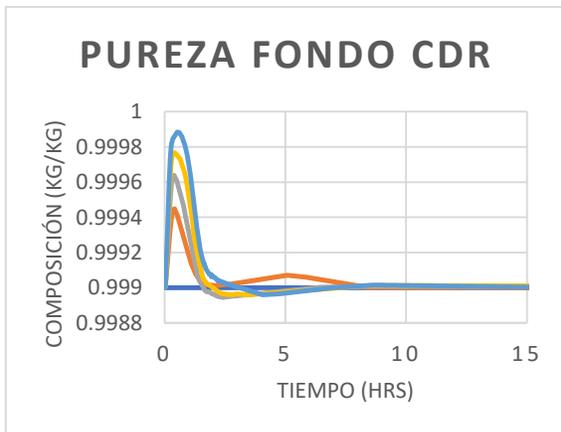


Figura 17 Desempeño de los controladores de la columna extractiva para perturbaciones de 10 al 25%



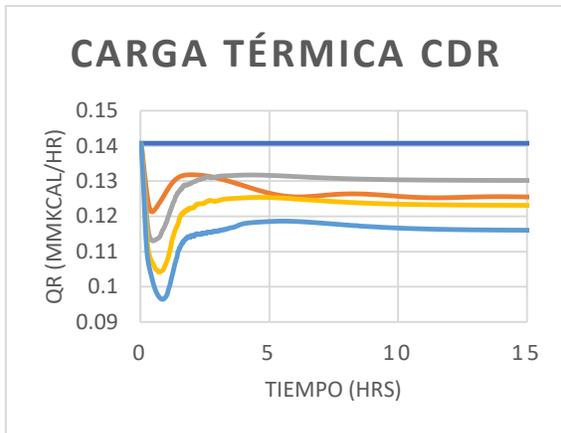


Figura 18 Desempeño de los controladores de la columna recuperadora para perturbaciones de 10 al 25%

Revisando las respuestas de la salidas de control, se puede observar que el controlador es muy eficiente ante grandes perturbaciones, sin embargo, observando el comportamiento de las entradas de control podemos ver que cuando se tiene una perturbación del 25%, que corresponde a una composición del 7.5%wt de etanol y 92.5%wt de agua, el reflujo en la columna extractiva se va casi al doble del valor nominal en un periodo corto lo que hace que la válvula haga un gran esfuerzo para abrirse rápidamente aunque sea por un instante. Aunque no se probó una perturbación del 30% probablemente este hubiera exigido una abertura total de la válvula, por tal motivo se consideró que la perturbación del 25% es la máxima que soporta el sistema de control, aun así, revisando la literatura este valor es muy bueno debido a que comúnmente lo más que se soporta es del 20%.

5.1.2 Proceso convencional con recirculación

En este escenario se tiene una recirculación del glicerol recuperado de la columna recuperadora, pero como sale a una temperatura elevada pasa primero por un intercambiador de calor para disminuir la temperatura hasta una no muy alta. Se tiene un make-up para agregar el poco de glicerol que se pierde y así, obtener siempre el balance de masa.

5.1.2.1 Índice de operabilidad

De igual manera que con el proceso convencional sin recirculación, se obtuvieron los índices de operabilidad para cada una de las columnas de destilación. En el caso de la columna preconcentradora, los índices son los mismos debido a que no hubo un cambio en las características de esta columna ni en ningún flujo; los índices para las otras dos columnas son diferentes debido a la presencia de la recirculación que ya trae también impurezas de agua con ella y por tal motivo nos cambia los valores de las entradas de control.

Así, en la Tabla 14 se muestra el índice de operabilidad de la columna extractiva y en la Tabla 15 los correspondientes a la columna recuperadora.

Tabla 14 Índices de operabilidad para la columna extractiva

Entrada de control	X_{DEtOH}	X_{BEtOH}	X_{Dagua}	$X_{Bglicerol}$
Reflujo	54.414	0.0778	-0.2876	-33.261
Carga térmica Reboiler	-10.0215	-0.0091	0.0481	4.1789
Flujo de extractante	53.1679	0.0554	-0.2629	70.8603

Tabla 15 Índices de operabilidad para la columna recuperadora

Entrada de control	$X_{Dglicerol}$	X_{Dagua}	X_{Bagua}	$X_{Bglicerol}$
Reflujo	-0.0491	141.3849	0.3774	-376.4347
Carga térmica Reboiler	0.0046	-21.3968	-0.0272	26.8548

Analizando los índices de operabilidad, se observó que aquellos pertenecientes a controlar las purezas de cada corriente de producto son muy altos, esto se traduce en que para lograr cambiar la salida de control en una unidad se requeriría mucho esfuerzo por parte de la entrada de control y en algunos casos, esto sería impráctico debido a las características del proceso.

A través de estos índices de operabilidad se obtuvo la configuración de control a implementar en el proceso dada por los lazos de control encontrados siendo los mismos

que en el caso anterior reportados en la Tabla 16, nuevamente se encontró es más factible controlar la impureza de cada corriente de producto.

Tabla 16 Lazos de control para el proceso convencional con recirculación

Columna de destilación	Lazos de control
Preconcentradora	$L_1: (Reflujo, x_{D_{\text{agua}}})$ $L_2: (Q_R, x_{B_{\text{EtOH}}})$
Extractiva	$L_3: (Reflujo, x_{D_{\text{agua}}})$ $L_4: (Q_R, x_{B_{\text{EtOH}}})$
Recuperadora	$L_5: (Reflujo, x_{D_{\text{glicerol}}})$ $L_6: (Q_R, x_{B_{\text{agua}}})$

5.1.2.2 Configuración de control

En la Figura 19 se muestra el proceso de purificación con su configuración de control, se observa que se controló el nivel de la columna recuperadora con el flujo de alimentación de corriente fresca del agente extractante.

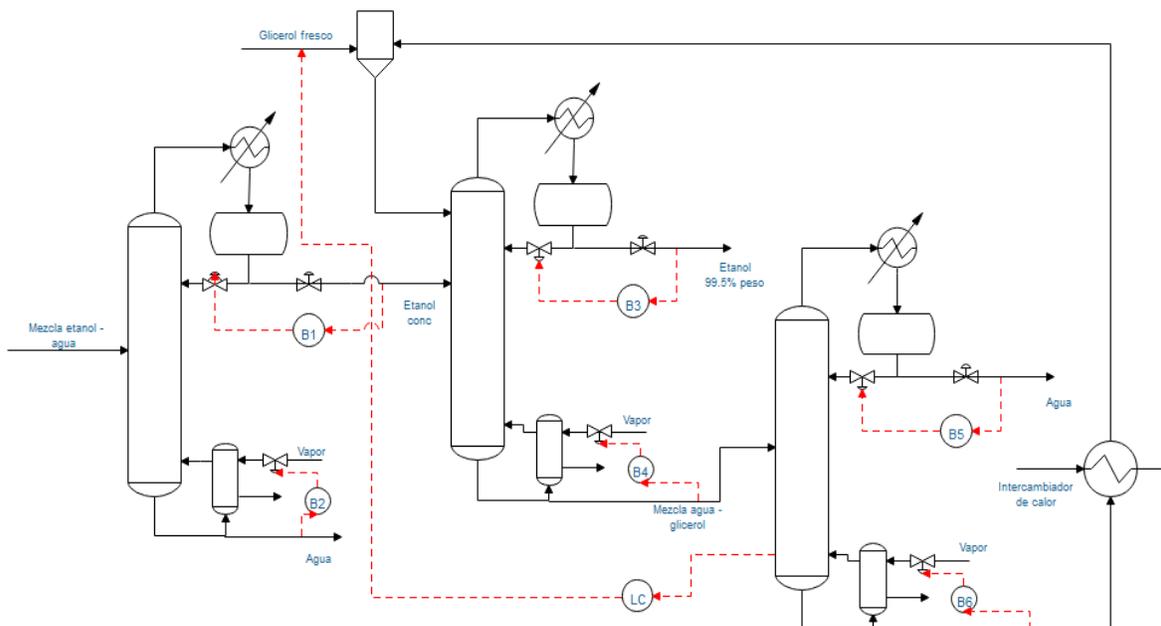


Figura 19 Configuración de control para el proceso de purificación con recirculación

5.1.2.3 Sintonización y evaluación del desempeño del controlador

Con la configuración de control establecida, se construyeron los controladores PI lineales y se llevó a cabo la sintonización de estos a través de la técnica de asignación de polos estables. Primeramente, se evaluó el valor de n a ser utilizado, para esto se probaron los valores de 4, 7 y 10 al igual que en el caso anterior para una perturbación negativa del 5% en la composición de etanol en la corriente de alimentación. En las Figura 20, Figura 21 y Figura 22 se muestran el comportamiento de la pureza en cada una de las corrientes principales tomando en cuenta que el control se realizó sobre las impurezas de estas corrientes.

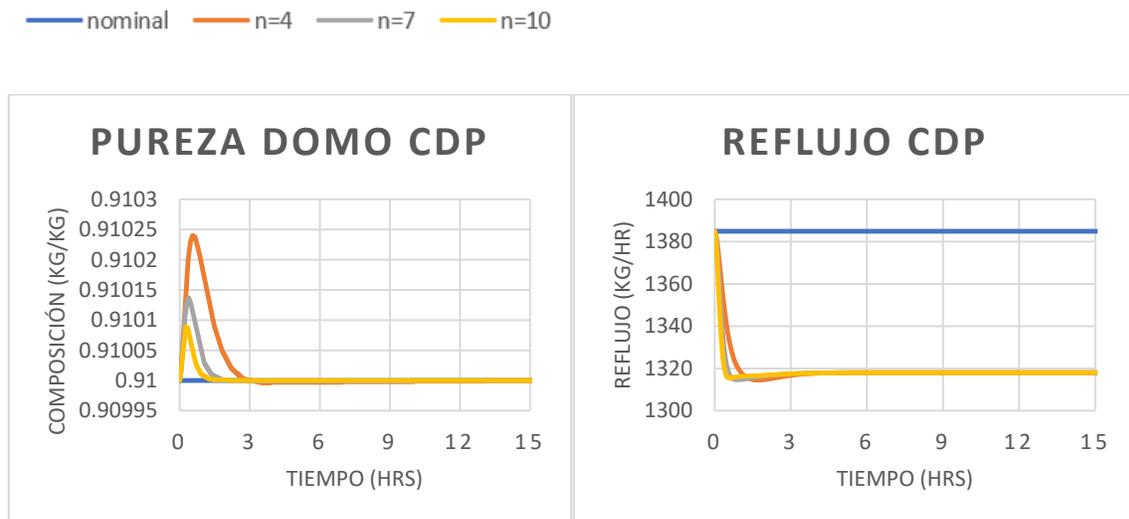


Figura 20 Desempeño de los controladores de la columna preconcentradora para varios valores de n

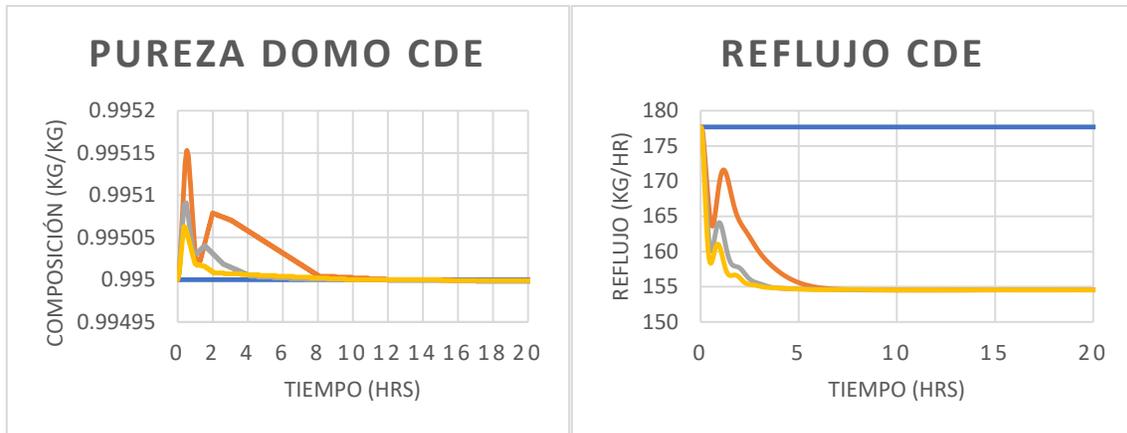


Figura 21 Desempeño de los controladores de la columna extractiva para varios valores de n

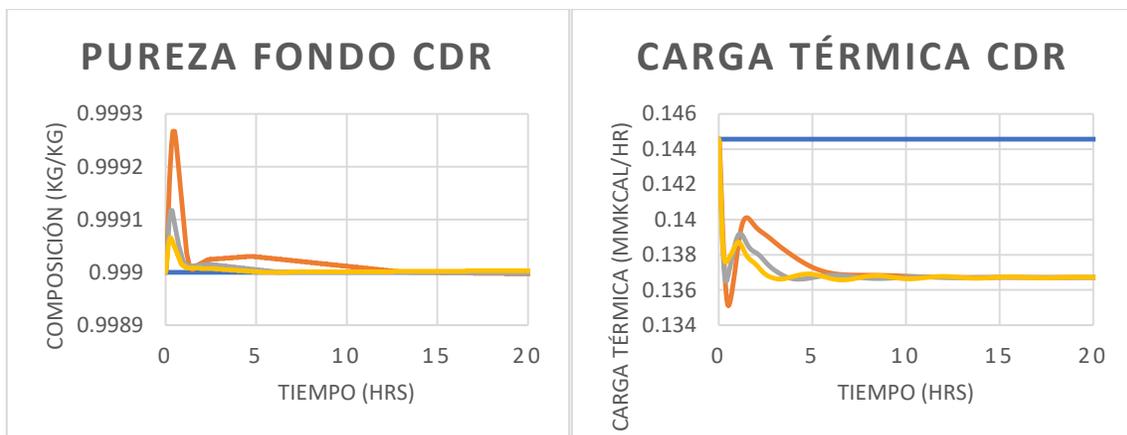


Figura 22 Desempeño de los controladores de la columna recuperadora para varios valores de n

Haciendo el análisis de este ejercicio, observamos que el valor de $n=4$ no es adecuado para el controlador debido a que tiene una respuesta lenta ante la perturbación dada por lo que se descartó. Ahora está $n=7$ y $n=10$, ambas presentan un comportamiento muy similar sin mostrar oscilaciones ni sobredisparos, sin embargo, se escogió el valor $n=10$ por dar una respuesta más rápida y, además, no permite que la respuesta dé un salto tan brusco ante la perturbación. En la Tabla 17 se muestran los valores de la ganancia proporcional y el tiempo integral de cada uno de los controladores.

Tabla 17 Ganancia proporcional y tiempo integral para cada controlador

Columna	Controlador	n	K_C	τ_I
PDC	B1	10	-22.2077	0.2228

	B2	10	-0.5788	0.1591
EDC	B3	10	-5.4654	0.4732
	B4	10	-0.1737	0.3083
RDC	B5	10	-0.9317	0.6232
	B6	10	-0.5172	0.5223

Así, con este valor se evaluó el desempeño de los controladores ante perturbaciones del 10 al 30% en la composición de etanol en la alimentación ya que la del 5% se realizó para encontrar el valor de n adecuado. Los resultados obtenidos se muestran en las Figura 23, Figura 24 y Figura 25 para la corriente de destilado y el reflujo de la columna preconcentradora, la corriente de destilado y el reflujo de la columna extractiva y la corriente de fondo y carga térmica de la columna recuperadora.

— Nominal — pert 10% — pert 15%
— pert 20% — pert 25% — pert 30%

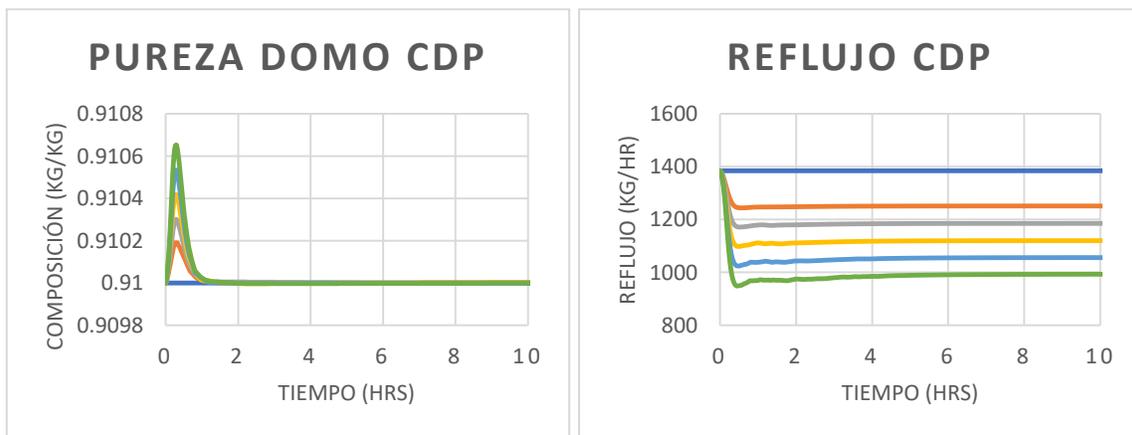


Figura 23 Desempeño de los controladores de la columna preconcentradora para perturbaciones del 10 al 30%

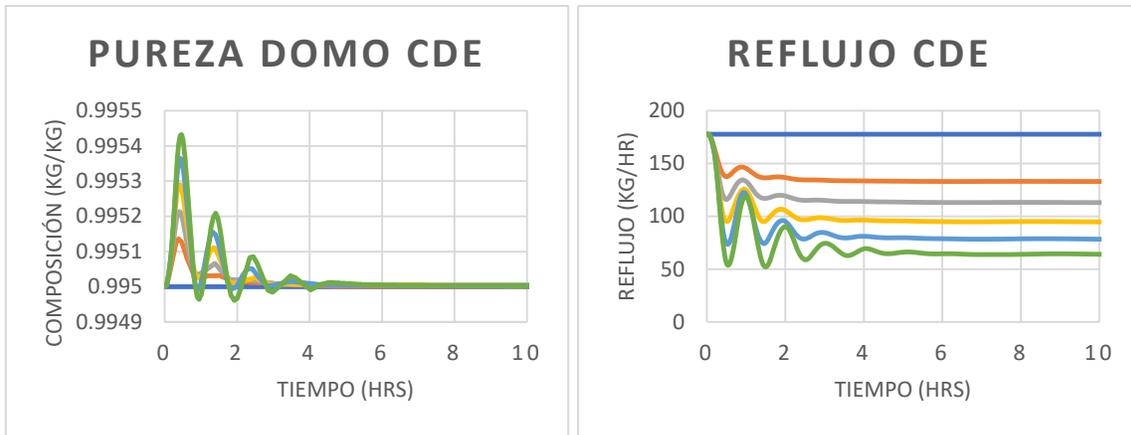


Figura 24 Desempeño de los controladores de la columna extractiva para perturbaciones del 10 al 30%

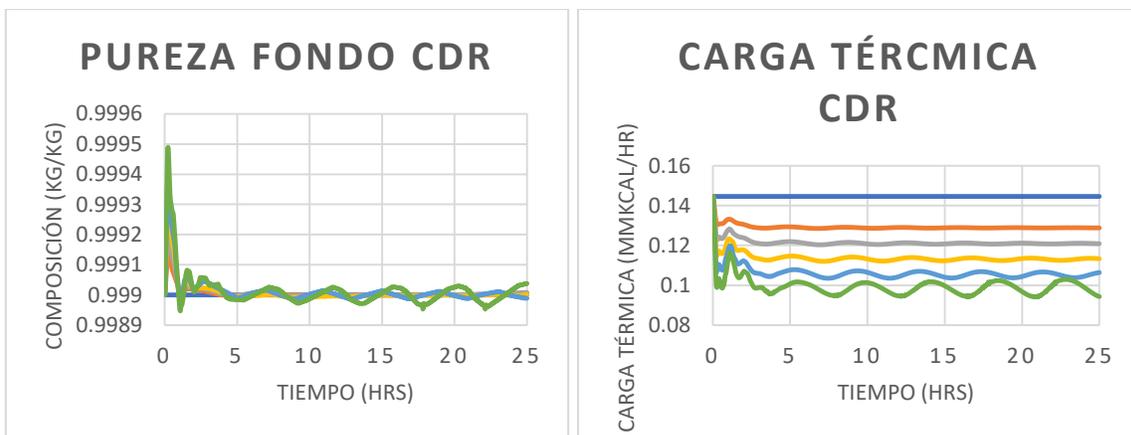


Figura 25 Desempeño de los controladores de la columna recuperadora para perturbaciones del 10 al 30%

Revisando el comportamiento de las respuestas ante las diversas perturbaciones, se encontró que los controladores de la columna preconcentradora pueden manejar fácilmente grandes cambios en la composición de etanol de la corriente de alimentación al ver que pueden estabilizar de manera rápida perturbaciones del 30%. Respecto a la columna extractiva se observó que, si bien controlan una perturbación del 30%, para lograr esto el reflujo se mantiene oscilando mucho en un principio lo que se significa que se debe estar abriendo y cerrando la válvula y por consiguiente se tenga un desgaste más rápido de la misma pero, al menos una perturbación del 20% se logra controlar fácilmente sin mucho esfuerzo y además, la respuesta de la composición de etanol no oscila por un periodo largo. Finalmente, analizando las gráficas pertenecientes a la columna recuperadora notamos que el comportamiento de la composición de glicerol se mantiene oscilando a lo largo de las 25

horas para la perturbación de 25 y 30% aunque para la primera la oscilación fuera más suave que en el segundo caso donde está oscilación cada vez fue mayor; esto también se observa en el comportamiento de la carga térmica donde vemos que a medida que pasa el tiempo se tiene una oscilación mayor.

De aquí se concluye globalmente que el sistema de control es eficiente para perturbaciones menores al 25% presentando un desempeño satisfactorio debido a que logra estabilizar la composición de los objetivos de control sin exigirle demasiado a las entradas de control.

5.2 Proceso intensificado (Columna de destilación extractiva de pared divisoria)

Se tomaron las especificaciones y características para este caso de estudio de (Suszwalak and Kiss 2012) quienes encontraron el diseño óptimo uniendo dos columnas en una: la columna extractiva y la columna recuperadora a través de la columna de destilación con pared divisoria. Se consideró un flujo de alimentación de 100 kmol/hr con una composición de etanol del 85% en mol y el resto agua al prefraccionador y se alimentó un flujo de 190 kmol/hr de etilenglicol que fue el agente extractante. Los objetivos de control en este sistema fueron 3: 1) Mantener la composición de etanol del 99.5% en peso en la corriente de destilado del prefraccionador, 2) Mantener la composición de agua del 99.5% en peso en la corriente de destilado de la columna principal y, 3) Mantener la composición de etilenglicol del 99.5% en peso en la corriente de fondo de la columna principal.

5.2.1 Índice de operabilidad

Se hizo el cálculo del índice de operabilidad con el fin de encontrar los lazos de control a implementar en el proceso para ello se realizó un cambio de tipo escalón del $\pm 0.125\%$ a cada una de las entradas de control para obtener una curva de reacción lo más simétrica posible ya que se hizo con el valor del ± 1 y no se obtuvieron los resultados deseados. Las entradas y salidas de control consideradas se muestran en la Tabla 8.

En la Figura 26 se presenta el comportamiento de cada una de las salidas de control cuando se realizó el cambio al flujo de vapor de interconexión.

Como se puede observar, al hacer un cambio en el flujo de vapor de interconexión en algunas de las corrientes de producto la salida de control se comporta de manera suavizada mientras que en otros se tiene al principio un comportamiento y transcurrido cierto tiempo se cambia éste generando respuestas que podrían no considerarse de primer orden, sin embargo, para efectos de encontrar el índice de operabilidad este comportamiento no tiene mucha importancia debido a que se busca el valor final de la respuesta.

— nominal — Cambio positivo — cambio negativo

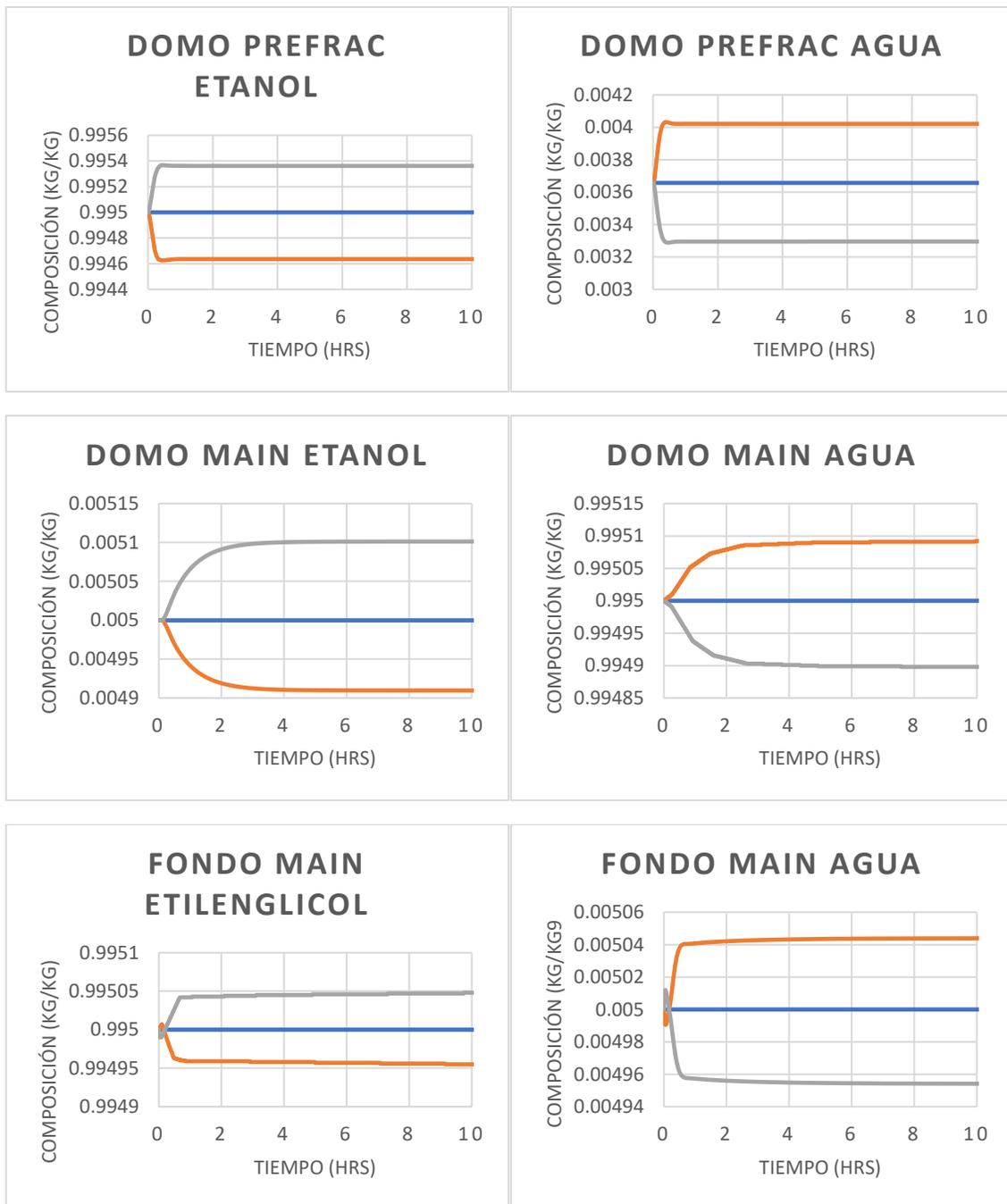


Figura 26 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en el flujo de vapor de interconexión

En la Figura 27 se presenta el comportamiento de cada una de las salidas de control cuando se realizó el cambio al reflujo en la columna principal.

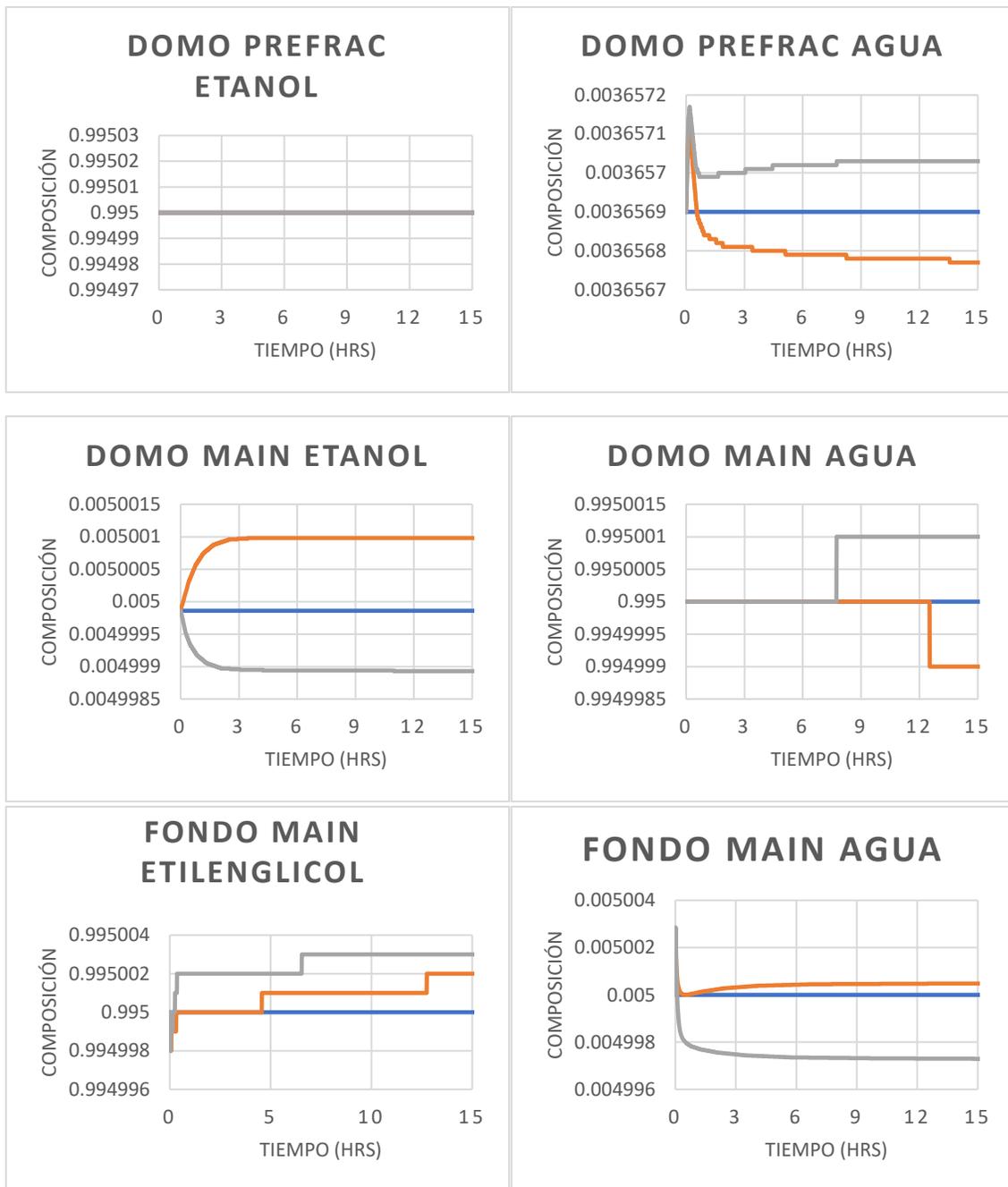


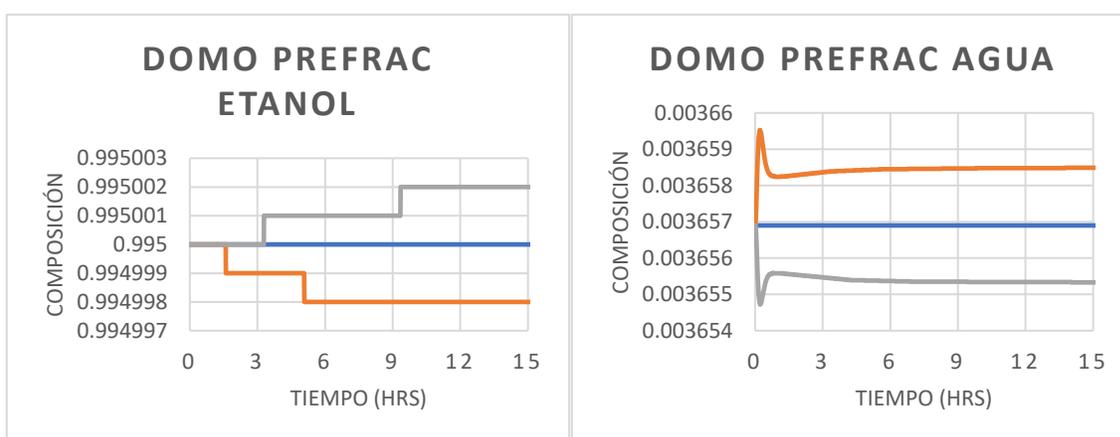
Figura 27 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en el reflujo de la columna principal

Visualizando el comportamiento de las respuestas ante el cambio en el reflujo de la columna principal se hace constar que no tiene efecto sobre la composición de etanol en el domo del prefraccionador porque siempre se mantuvo en el valor nominal no así en la composición de etanol en la columna principal donde se muestra un comportamiento estable y que nos da uno de primer orden, partiendo de aquí se podría decir que el reflujo

es una entrada de control adecuada para estabilizar la composición de etanol en el destilado de la columna principal pero esto se verá hasta que se obtengan los índices de operabilidad y ver que tan grande es este valor. El comportamiento de las demás salidas de control es raro y esto se puede deber a la interacción que existe entre las impurezas y purezas en el proceso. Aquí, el índice de operabilidad es más difícil de obtener, pero eso sólo significa que se requeriría de un esfuerzo de control muy grande para poder lograr un cambio en la salida de control.

En la Figura 28 se presenta el comportamiento de cada una de las salidas de control cuando se realizó el cambio en la carga térmica.

De aquí se observa que contrario al cambio en el reflujo de la columna principal, un cambio en la carga térmica si tiene un efecto en la composición de etanol en la corriente de destilación del prefraccionador. Además, existe un mejor comportamiento de las demás salidas.



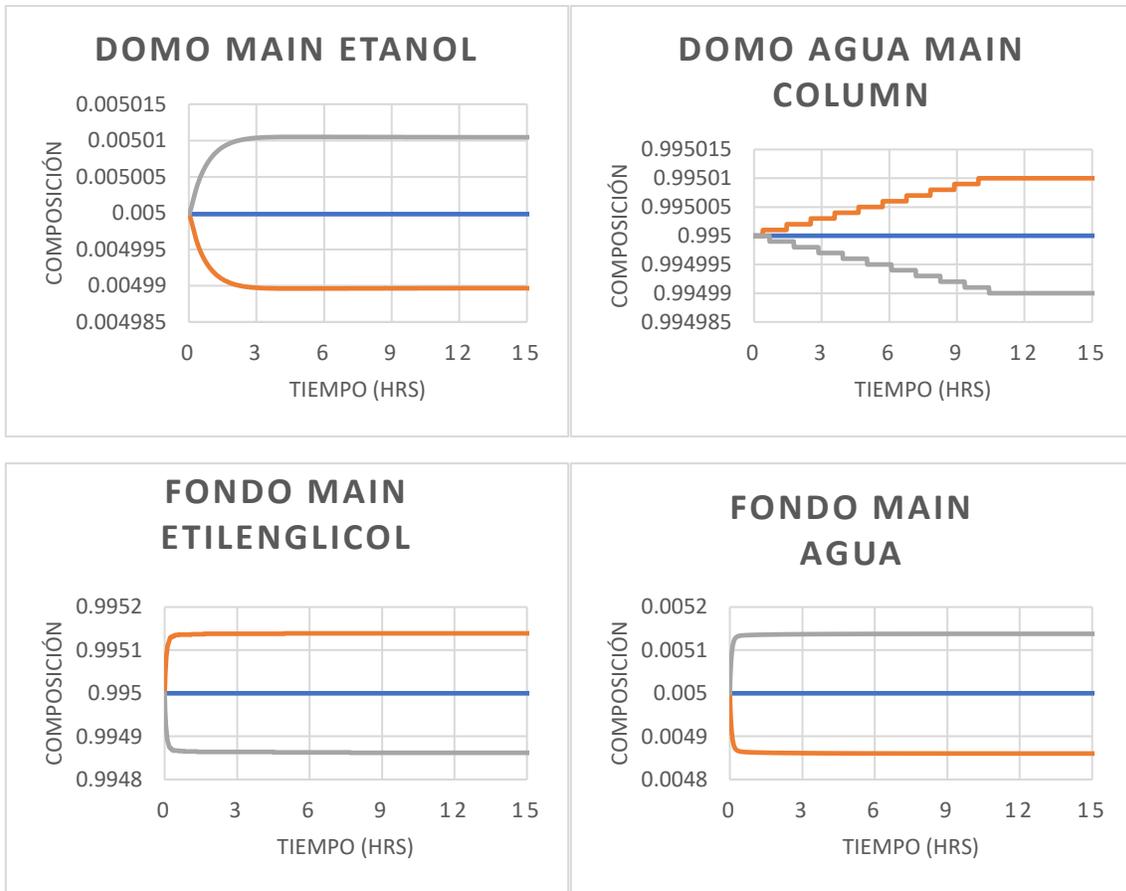
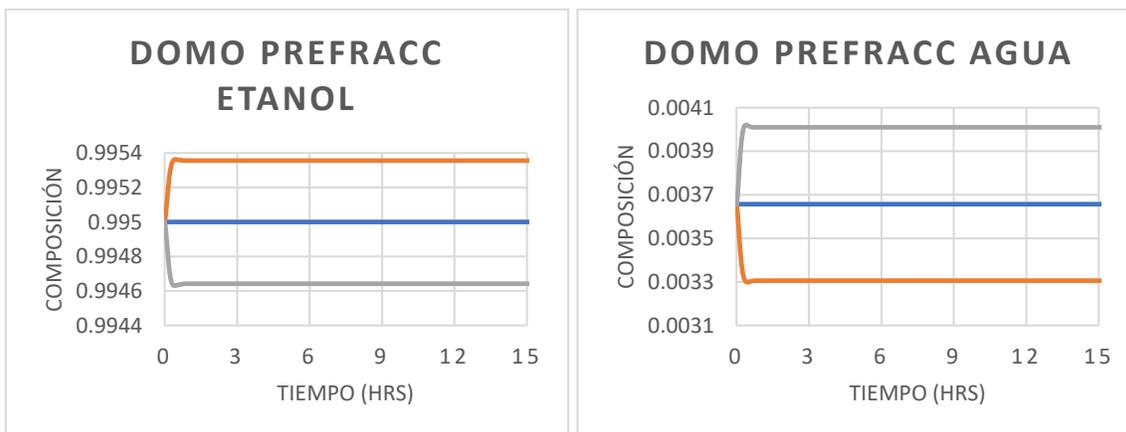


Figura 28 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en la carga térmica

En la Figura 29 se presenta el comportamiento de cada una de las salidas de control cuando se realizó el cambio en el reflujo del prefraccionador.



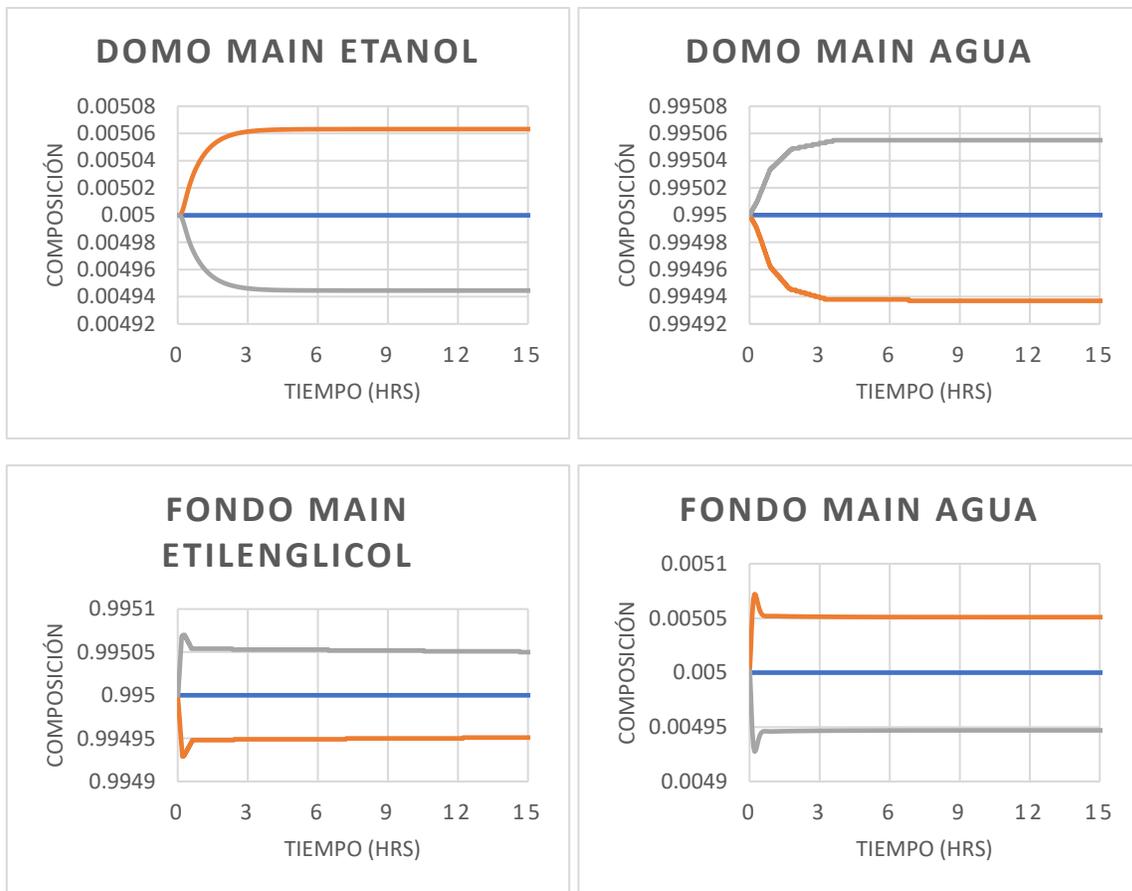


Figura 29 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en el reflujo del prefraccionador

Al revisar el comportamiento de cada una de las salidas de control en las diferentes corrientes de producto, se observa que en la mayoría se tiene un tipo de sobredisparo a excepción de las composiciones en el destilado de la columna principal. Al ser muy pequeño en algunas de las respuestas no se le tomó importancia nuevamente debido a que sólo se requiere del valor final de la salida de control para calcular el índice de operabilidad. Estas respuestas sólo demuestran la interacción existente entre los compuestos presentes en el sistema.

En la Figura 30 se presenta el comportamiento de cada una de las salidas de control cuando se realizó el cambio en el flujo de extractante que se alimenta al prefraccionador.

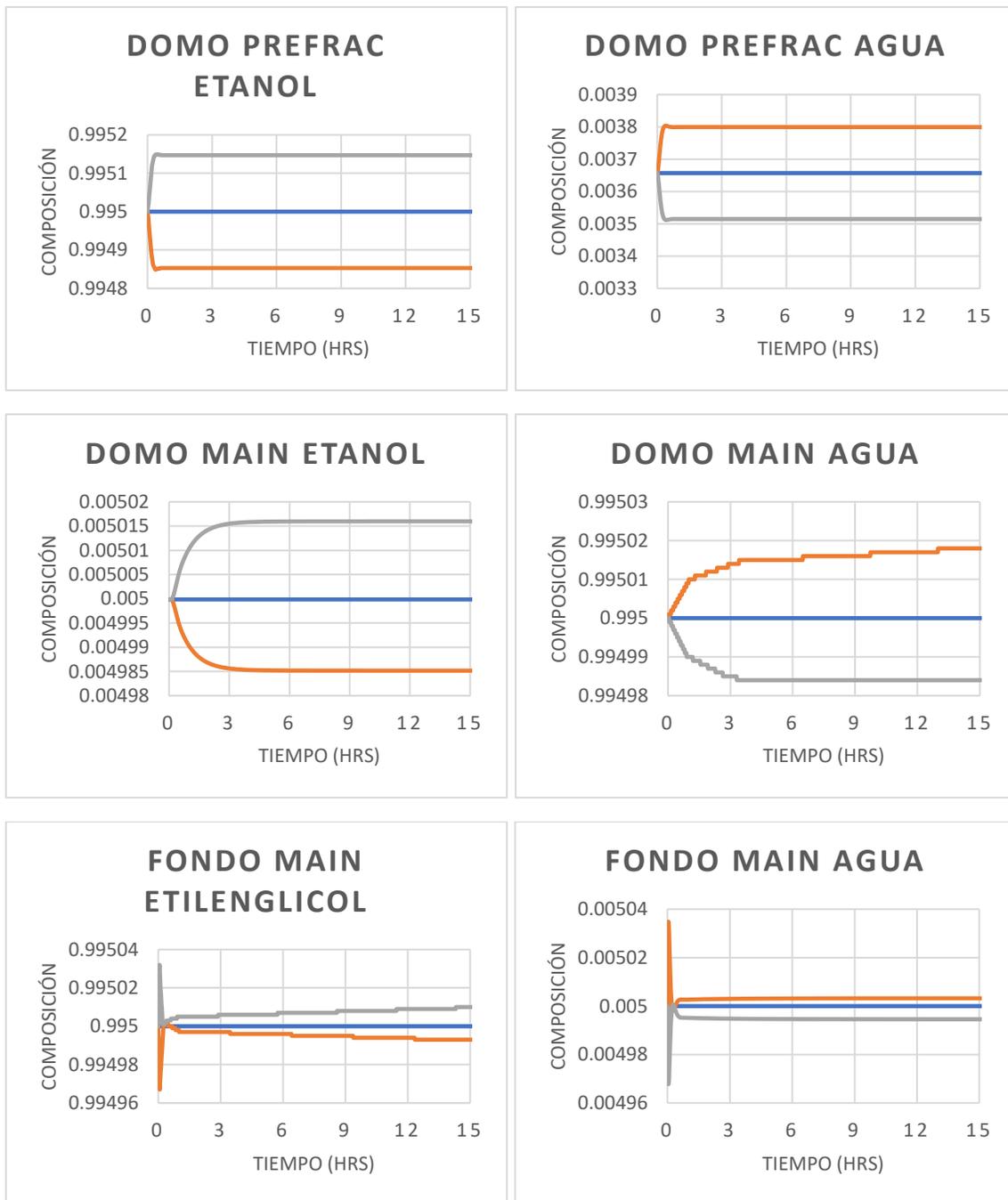


Figura 30 Respuesta dinámica a un cambio del 0.125% de tipo escalón en el flujo de extractante

Como se puede observar, las respuestas de las salidas de control de la corriente del fondo de la columna principal muestran un comportamiento peculiar al mostrar primero un pico pronunciado y después mantenerse “constante” a lo largo del tiempo.

En la Tabla 18 se presenta el índice de operabilidad para cada par de entrada-salida de control tomando los datos con los que se construyeron las gráficas anteriores.

Tabla 18 Índices de operabilidad para la columna de destilación extractiva de pared divisoria

Entrada de control	$x_{\text{Detanol}_{\text{pre}}}$	$x_{\text{Dagua}_{\text{pre}}}$	$x_{\text{Detanol}_{\text{main}}}$	$x_{\text{Dagua}_{\text{main}}}$	$x_{\text{Betilen}_{\text{main}}}$	$x_{\text{Bagua}_{\text{main}}}$
Reflujo						
prefraccionador	3.4838	-0.0129	0.1053	-21.0805	-26.1842	0.1202
Carga térmica						
Reboiler	-621.875	2.8749	-0.60211	124.375	8.9478	-0.0451
Flujo de						
extractante	-8.4897	0.0321	-0.4054	67.2297	-103.6458	1.4367
Reflujo columna principal	Valor muy alto	-32.6504	6.0677	-1243.75	Valor muy alto	3.8699
Flujo de vapor de						
interconexión	-3.43103	0.0125	-0.0652	12.3143	-23.4669	0.1391

Obtenidos todos los índices de operabilidad de cada una de las parejas, se seleccionaron las tres parejas que conformaran los lazos de control para cumplir con los objetivos de control planteados anteriormente; recordemos que se seleccionaron aquellas parejas que cuentan con el índice más bajo ya que esto implica que se requiere de un menor esfuerzo por parte de la entrada de control para lograr un cambio de una unidad en la salida. Utilizar como entrada de control el reflujo de la columna principal no sería adecuado debido a que todos sus índices de operabilidad son muy altos por lo tanto no se lograría estabilizar la salida de control así que queda descartado. Uno de los lazos que se debe implementar es aquel que sea capaz de controlar la composición de etanol en la corriente de destilado del prefraccionador por lo que si observamos la tabla encontramos que tanto el reflujo del prefraccionador como el flujo de vapor de interconexión presentan índices de operabilidad muy bajos para controlar la composición de agua en el destilado del prefraccionador y por consecuencia poder controlar la composición de etanol, de estos dos se escogió el lazo $L_1: (\text{Reflujo}_{\text{pref}}, x_{\text{Dagua}_{\text{pref}}})$ debido a que el flujo de vapor de interconexión presenta un menor índice de operabilidad al emparejarlo con la composición de etanol en el destilado de la columna principal que si utilizáramos el reflujo del prefraccionador, en cambio para

controlar la composición del destilado en el prefractionador ambos índices son muy similares. Así, el segundo lazo de control es $L_2: (V_{interconexión}, x_{Detanol_{main}})$. Por último sólo queda escoger el lazo de control que se aplicaría a la composición de la corriente de fondo, para esto nos queda la entrada de control del flujo de extractante y la carga térmica del reboiler pero, fijándonos en los valores calculados se encontró que la carga térmica presenta un menor índice de operabilidad al emparejarlo con la composición del agua en esta corriente siendo para el flujo de extractante estos índices muy altos así finalmente se obtuvo el tercer lazo de control $L_3: (Q_R, x_{Bagua_{main}})$ y revisando nuevamente los lazos obtenidos, podemos concluir que las entradas de control están emparejadas a las impurezas respectivas de cada una de las corrientes de producto, esto debido a que son más sensibles a los cambios y además, son más fáciles de controlar.

De manera resumida, en la Tabla 19 se encuentran los lazos de control que serán implementados y así obtener la configuración de control.

Tabla 19 Lazos de control para el proceso de pared divisoria

Columna de destilación	Lazos de control
Columna extractiva de pared divisoria	$L_1: (Reflujo_{pref}, x_{Dagua_{pref}})$ $L_2: (V_{interconexión}, x_{Detanol_{main}})$ $L_3: (Q_R, x_{Bagua_{main}})$

5.2.2 Configuración de control

En la Figura 31 se muestra la columna de destilación extractiva de pared divisoria con su configuración de control. Se construyeron controladores PI lineales porque uno de los propósitos de esta tesis es demostrar que con estos controladores es suficiente para controlar procesos complejos como es este sistema.

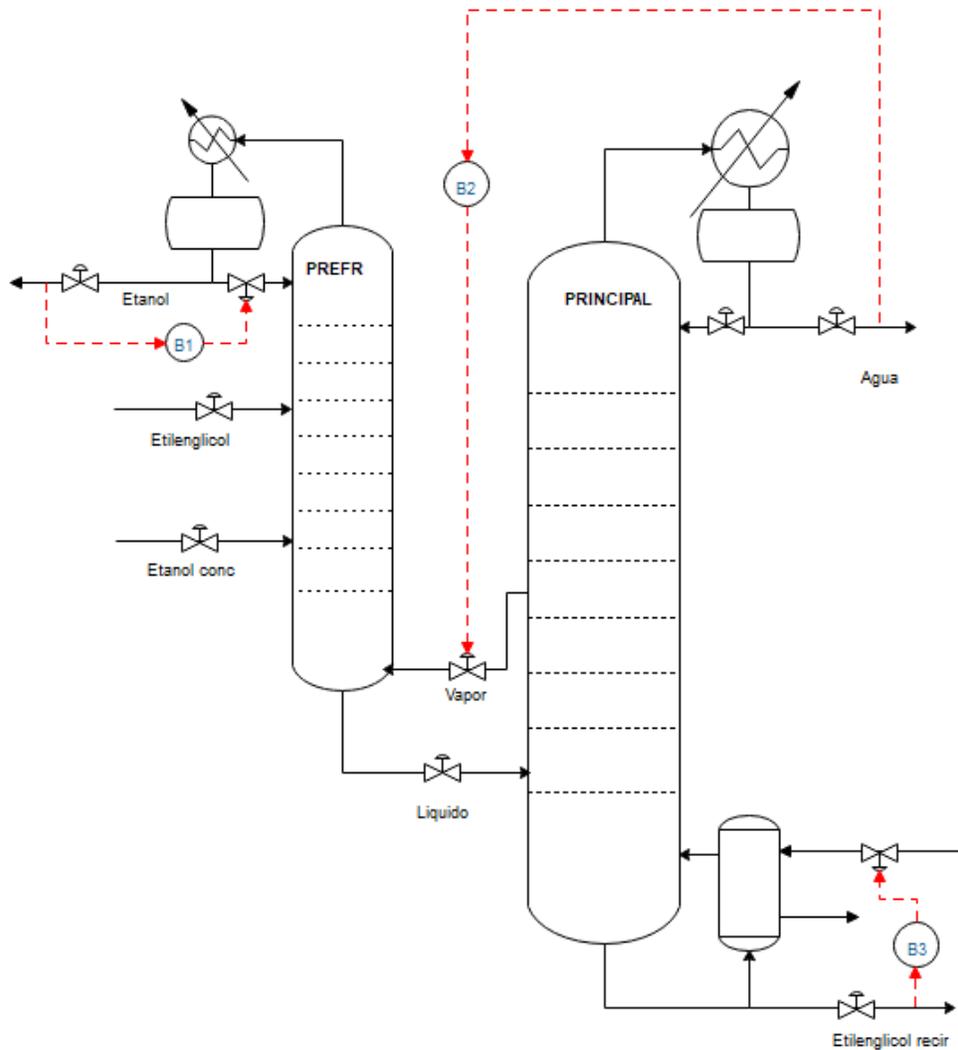


Figura 31 Configuración de control para la columna extractiva con pared divisoria.

5.2.3 Sintonización y evaluación del desempeño del controlador

Para llevar a cabo la sintonización se utilizó la técnica de asignación de polos estables al demostrar que sólo se requiere variar un parámetro para obtener una buena respuesta del controlador y permite sintonizar de manera simultánea todos los controladores implementados en el sistema. Al igual que en los casos anteriores se probaron valores para el parámetro n para esto se hizo una perturbación del -5% en la composición de etanol en la corriente de alimentación al prefraccionador, quedando ahora un flujo de 100 kmol/hr con un 80.75% mol de etanol y 19.25% mol de agua, se probó un valor 8 para ver si con ese

valor el controlador seguí convergiendo, el resultado fue que no, al tiempo 0.29 hr el controlador ya no pudo seguir haciendo iteraciones debido a que divergió además, como se muestra en la Figura 32, las variables de operación hacían que la válvula estuviera muy abierta o muy cerrada.

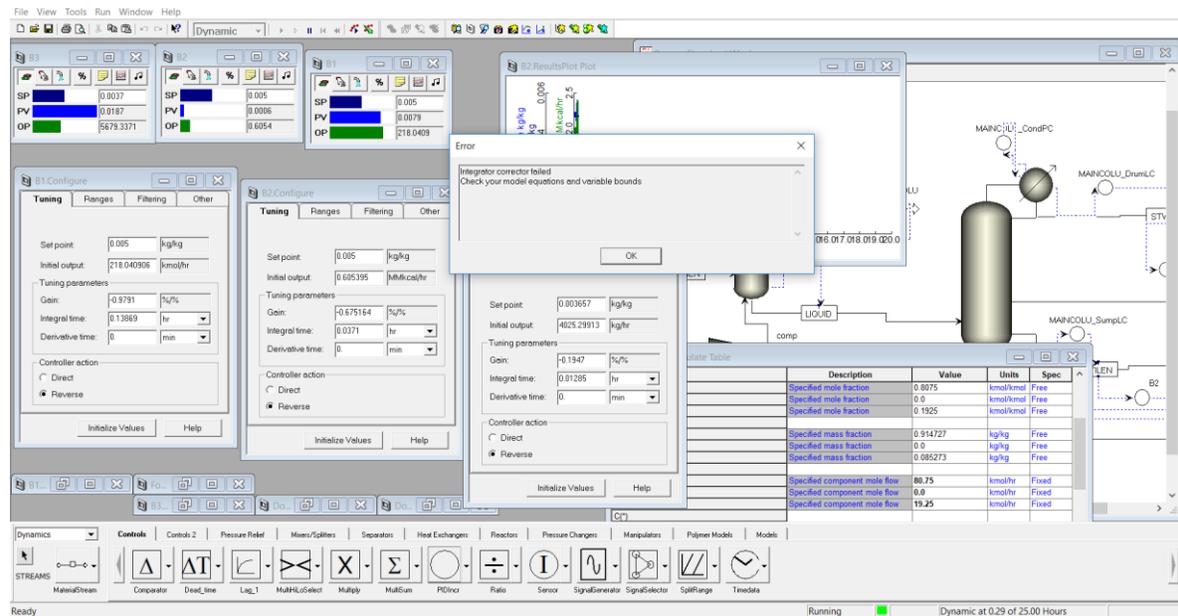


Figura 32 Problema de convergencia de los controladores con $n=8$

Luego se probó con un valor de $n=4$ arrojando el mismo resultado que con el valor de 8 pero ahora en un tiempo mayor, sin embargo, no se pudo realizar el control del proceso con este nuevo valor. El siguiente valor que se dio fue $n=2$, este valor no fue tampoco el correcto para todos los controladores, como se muestra en la Figura 33 tanto en las respuestas del controlador como en la entrada de control existe demasiadas oscilaciones lo que nos lleva a pensar que el controlador no está bien sintonizado.

— Nominal — $n=2$

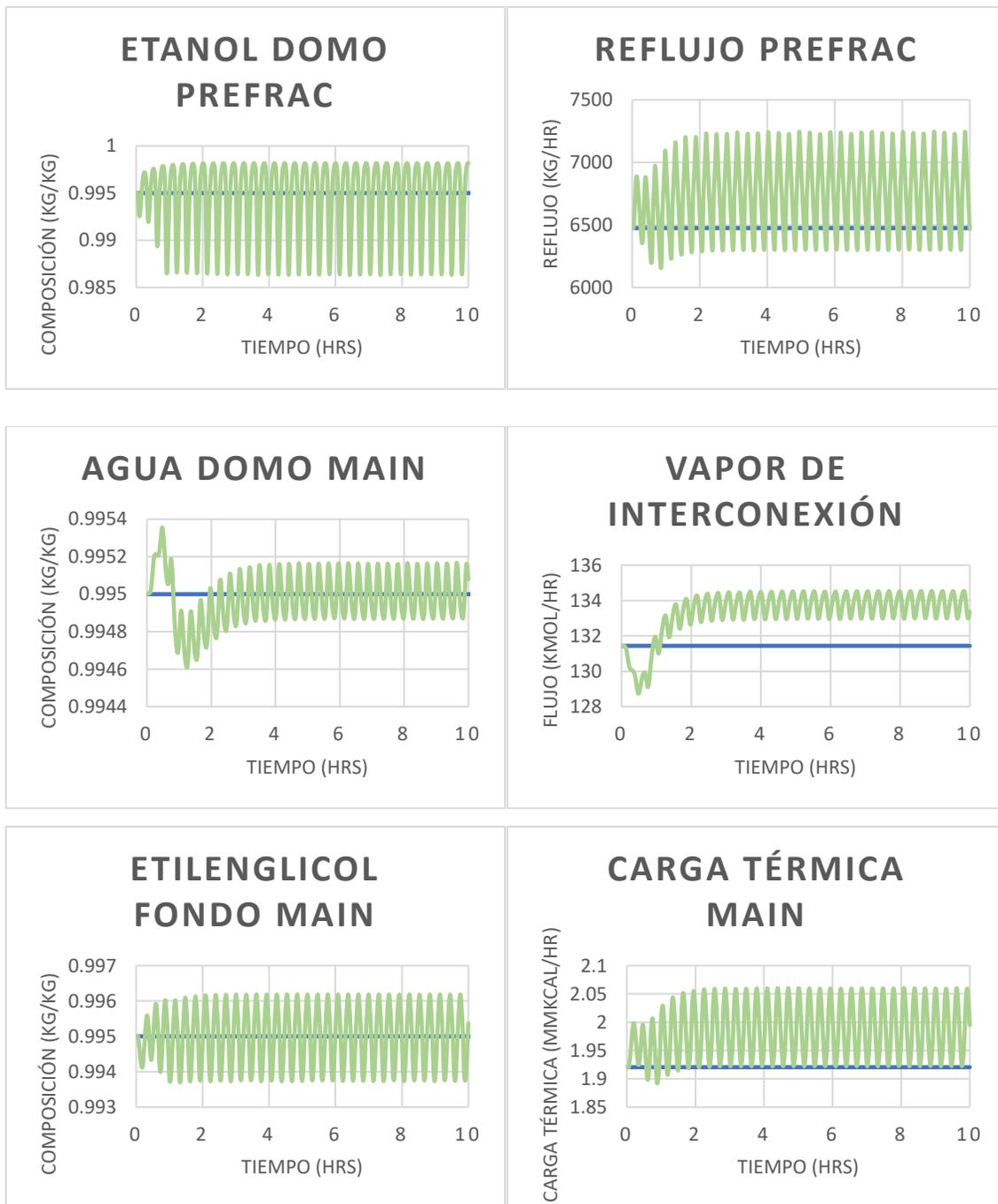


Figura 33 Problema de sintonización de los controladores con $n=2$

Observando un poco más de cerca el comportamiento de la composición de etanol en el domo del prefraccionador se nota que a lo largo del tiempo su oscilación va aumentando mientras que las otras dos salidas de control su oscilación se mantiene “constante”, esto llevó a la pregunta: ¿Qué pasa si se cambia el valor de n en el controlador del prefraccionador por un valor más pequeño por ejemplo 1? Se realizó de esa manera, se

cambió el parámetro de $n=1$ en el controlador del prefraccionador y los otros dos controladores se quedaron con $n=2$, el resultado fue que se eliminaron las oscilaciones de todos los controladores. De esta manera se logró sintonizar adecuadamente cada uno de los controladores, se logró estabilizar en poco tiempo, menos de tres horas, las composiciones en cada corriente de producto sin demandar un esfuerzo excedente en cada una de las entradas de control. En las Figura 34, Figura 35 y Figura 36 se muestra el comportamiento de la variable de proceso del controlador y la variable de operación de este, en otras palabras, la salida y entrada de control.

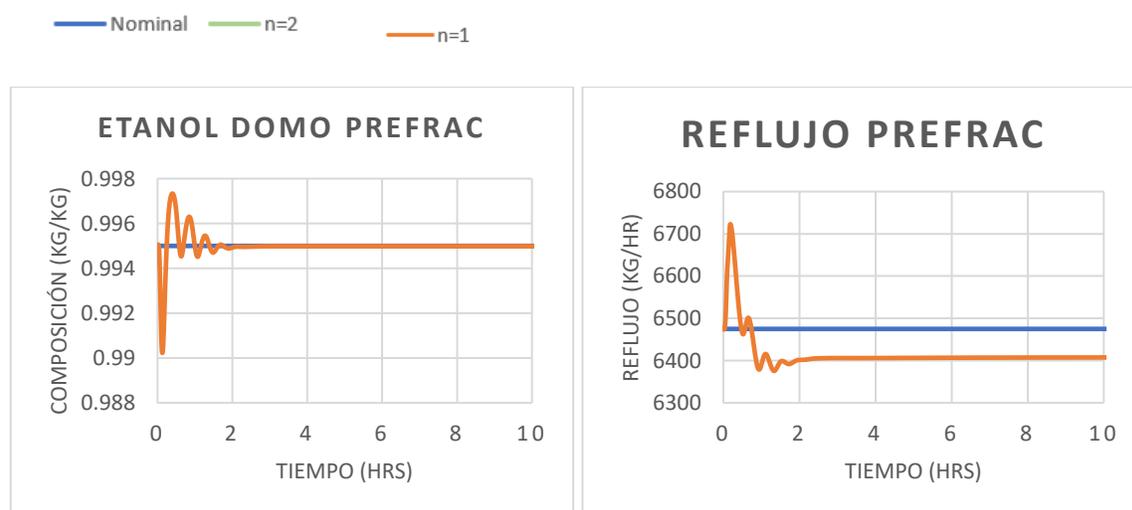


Figura 34 Desempeño del controlador del destilado del prefraccionador con $n=1$

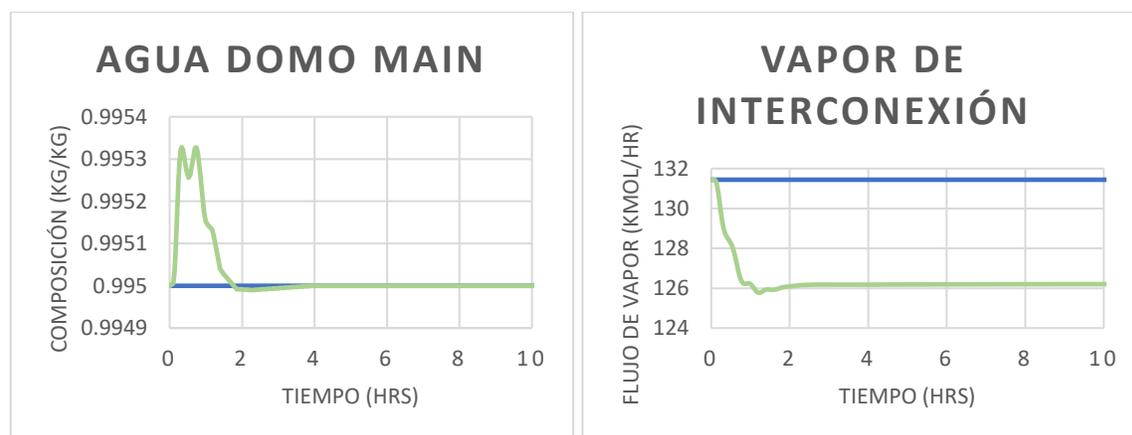


Figura 35 Desempeño del controlador del destilado de la columna principal con $n=2$

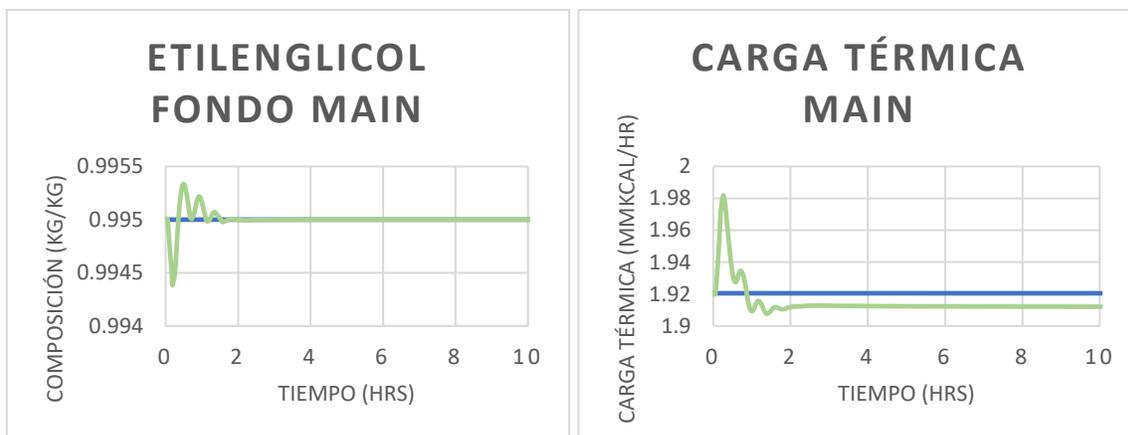


Figura 36 Desempeño del controlador de la corriente de fondo de la columna principal con $n=2$.

Así, mediante la perturbación del -5% a la composición de entrada se encontró el mejor valor de n para cada controlador. Los valores de ganancia proporcional y tiempo integral para cada uno se listan en la Tabla 20.

Tabla 20 Ganancia proporcional y tiempo integral para cada controlador implementado

Columna	Controlador	n	K_C	τ_I
Columna de destilación	B1	1	-0.01298	0.05484
extractiva	B2	2	-0.1958	0.4438
pared divisoria	B3	2	-0.1351	0.1187

Ya que fueron sintonizados correctamente los controladores, la otra parte de evaluación del desempeño se realizó con una perturbación del 10 y 15% en la composición de etanol en la corriente de alimentación. Se escogieron estos valores debido a que en la realidad esta corriente viene de una etapa previa de preconcentración en la cual se desea que en la corriente de destilado vaya la máxima concentración posible antes del azeotropo por lo tanto con perturbaciones de ese tamaño estaríamos diciendo que el proceso de preconcentración no está siendo eficiente y se está perdiendo mucho etanol por el fondo y además, incrementaría la carga térmica en la columna extractiva debido a que se necesitaría concentrar más la mezcla para tener una mejor separación por parte del agente extractante,

pero para fines académicos esto nos permite ver que tan eficiente es el sistema de control implementado. Así que estos valores de perturbación son más que nada ilustrativos.

En la Figura 37 se presenta la composición de etanol en el prefraccionador, se corrió la simulación a 25 horas pero viendo que la respuesta del controlador había llegado a su setpoint se recortó a 10 para visualizar de mejor manera el comportamiento en las primeras horas. Se observa que el controlador actúa bien ante las perturbaciones realizadas estabilizando la composición en un tiempo de aproximadamente 2 horas. Se nota también que la pureza de etanol en un principio cae drásticamente pero el controlador actúa de manera eficiente para regresarla al valor nominal.

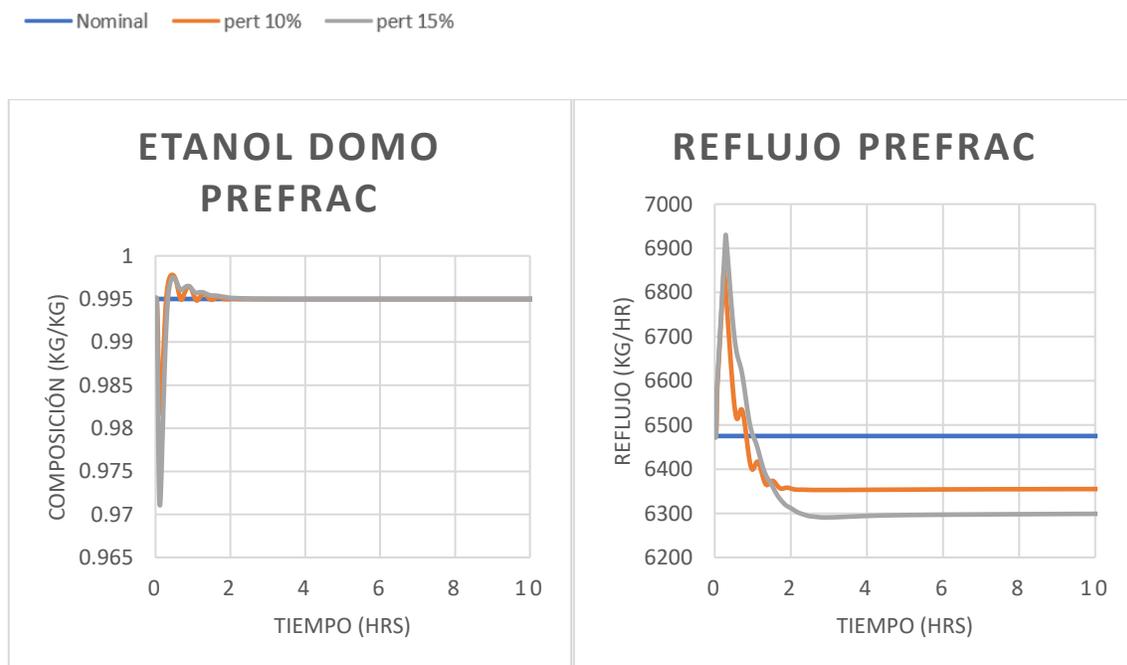


Figura 37 Desempeño del controlador del destilado del prefraccionador para perturbaciones del 10 y 15%

En la Figura 38 se presenta la respuesta de la composición de agua en la corriente de destilado en la columna principal ante las perturbaciones realizadas; el controlador fue capaz de estabilizar la perturbación del 10%, sin embargo, para la perturbación del 15% aunque en un principio parece ser controlado al transcurrir 12 horas del proceso vuelve a decaer la composición de agua hasta 0.9265 y se mantiene en ese valor. Revisando cual podría ser una posible causa, se vio que la carga térmica se incrementó para también

contrarrestar el efecto de la perturbación en la composición de etilenglicol en la corriente de fondo y por tal motivo al incrementar la carga térmica, se incrementó la temperatura del fondo de la columna y permitió que el etilenglicol se evaporara y se fuera hacia el domo reduciendo así la composición de agua.

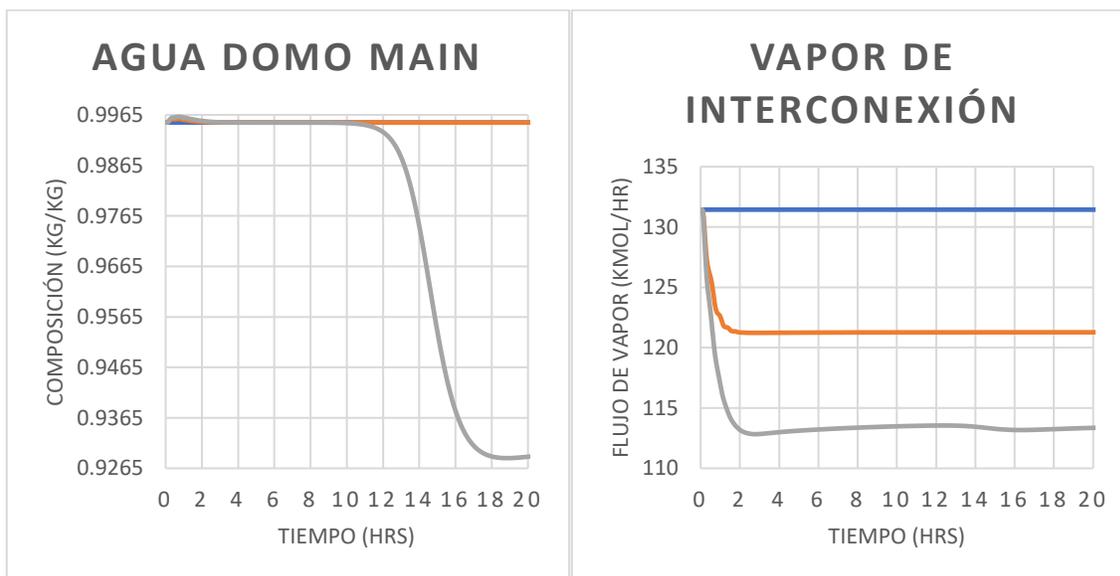


Figura 38 Desempeño del controlador del destilado de la columna principal para perturbaciones del 10 y 15%

Finalmente, en la Figura 39 se presenta el comportamiento de la composición del etilenglicol cuando se aplicaron las perturbaciones del 10 y 15% en la composición de etanol en la alimentación. Se observa que esta composición es más sensible a la carga térmica y por tal motivo se logra estabilizar relativamente rápido, sin embargo, para poder manejar la perturbación del 15% se requiere mayor cantidad de carga térmica en comparación de controlar la perturbación del 10% para la cual más bien se cerró la válvula para alimentar menos flujo de vapor. De aquí se concluye, que el controlador implementado para la composición de etilenglicol en la corriente de fondo es eficiente ante perturbaciones altas.

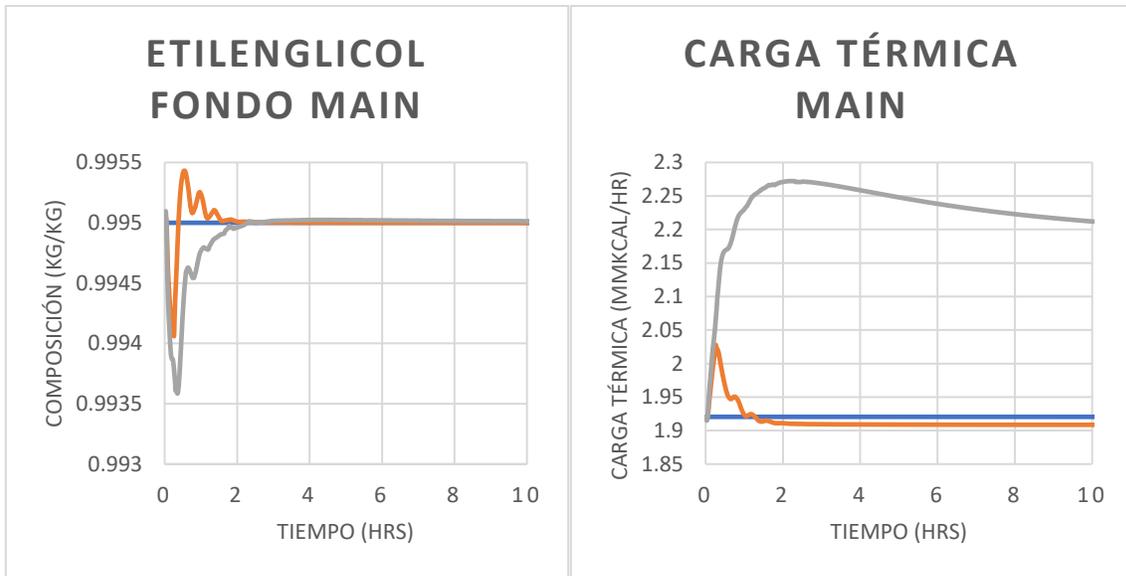


Figura 39 Desempeño del controlador del fondo de la columna principal para perturbaciones del 10 y 15%

CAPÍTULO 6

CONCLUSIONES

En este trabajo se obtuvo un sistema de control eficiente capaz de soportar perturbaciones del 25% en la composición de etanol en la alimentación para el proceso convencional y 15% en el sistema de pared divisoria a través de controladores PI lineales correctamente sintonizados por la técnica de asignación de polos estables encontrando las dinámicas de primer orden de las salidas de control.

Los controladores PI lineales fueron suficientes para lograr estabilizar las perturbaciones realizadas al sistema concluyendo así que no son necesarios controladores avanzados para desempeñar esta tarea haciendo que la implementación del sistema de control sea económica.

Mediante el uso del índice de operabilidad se encontraron los lazos de control adecuados para cada una de las configuraciones. Estos fueron los que menor esfuerzo de control requerían por parte de la variable manipulable (entrada de control); el resultado fue que era más factible controlar la impureza en cada una de las corrientes de producto como lo dijo Luyben al ser éstas más sensibles a las perturbaciones.

En el caso de la columna extractiva con pared divisoria se pudo llegar a estabilizar la pureza del agua en la corriente de destilado de la columna principal mediante el control de la impureza de etanol manipulando el flujo de vapor de interconexión y no el flujo de solvente que presenta también un índice de operabilidad bajo.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aditiya, H. B., T. M.I. Mahlia, W. T. Chong, Hadi Nur, and A. H. Sebayang. 2016. "Second Generation Bioethanol Production: A Critical Review." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 66: 631–53. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.07.015>.
- Alzate Ibañez, Angélica María. 2010. "Modelado y Control de Una Columna de Destilación Binaria." *Universidad Nacional de Colombia, Manizales Tesis de M*: 191.
- Baeyens, Jan, Qian Kang, Lise Appels, Raf Dewil, Yongqin Lv, and Tianwei Tan. 2015. "Challenges and Opportunities in Improving the Production of Bio-Ethanol." *Progress in Energy and Combustion Science* 47: 60–88. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2014.10.003>.
- Bajpai, Pratima. 2013. *Advances in Bioethanol | Springer*. Edited by Springer. <http://www.springer.com/la/book/9788132215837>.
- Bardone, Enrico, Marco Bravi, Taj Keshavarz, John H Bermudez Jaimes, Mario E T Alvarez, Javier Villarroel Rojas, and Rubens Maciel Filho. 2014. "Pervaporation: Promissory Method for the Bioethanol Separation of Fermentation." *Chemical Engineering Transactions* 38: 139–44. <https://doi.org/10.3303/CET1438024>.
- Bolado-Rodríguez, Silvia, Cristina Toquero, Judit Martín-Juárez, Rodolfo Travaini, and Pedro Antonio García-Encina. 2016. "Effect of Thermal, Acid, Alkaline and Alkaline-Peroxide Pretreatments on the Biochemical Methane Potential and Kinetics of the Anaerobic Digestion of Wheat Straw and Sugarcane Bagasse." *Bioresource Technology* 201: 182–90. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.11.047>.
- Brienzo, Michel, Simphiwe Fikizolo, Yuda Benjamin, Luvuyo Tyhoda, and Johann Gï½rgens. 2017. "Influence of Pretreatment Severity on Structural Changes, Lignin Content and Enzymatic Hydrolysis of Sugarcane Bagasse Samples." *Renewable Energy* 104: 271–80. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.12.037>.
- Buckbee, George. 2009. "Best Practices for Controller Tuning," 13. <https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&ved=0CB4QFjAA&url=https%3A%2F%2Fwww.isa.org%2Fstandards-and-publications%2Fisa-publications%2Fintech-magazine%2Fintech-whitepapers%2Fbest-practices-for-controller-tuning>

tuning%2F&ei=bcZPVLcuHMuyyAT.

- Cardona, C. A., Ó. J. Sánchez, and L. F. Gutiérrez. 2010. *Process Synthesis for Fuel Ethanol Production. Focus on Catalysts*. Vol. 2010. [https://doi.org/10.1016/S1351-4180\(10\)70424-4](https://doi.org/10.1016/S1351-4180(10)70424-4).
- Chen, Hongzhang, and Xiaoguo Fu. 2016. "Industrial Technologies for Bioethanol Production from Lignocellulosic Biomass." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 57: 468–78. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.12.069>.
- Conde-Mejía, Carolina, Arturo Jiménez-Gutiérrez, and Mahmoud El-Halwagi. 2012. "A Comparison of Pretreatment Methods for Bioethanol Production from Lignocellulosic Materials." *Process Safety and Environmental Protection* 90 (3): 189–202. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2011.08.004>.
- Errico, Massimiliano, César Ramírez-Márquez, Carlo Edgar Torres Ortega, Ben Guang Rong, and Juan Gabriel Segovia-Hernandez. 2015. "Design and Control of an Alternative Distillation Sequence for Bioethanol Purification." *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 90 (12): 2180–85. <https://doi.org/10.1002/jctb.4529>.
- Frolkova, A. K., and V. M. Raeva. 2010. "Bioethanol Dehydration: State of the Art." *Theoretical Foundations of Chemical Engineering* 44 (4): 545–56. <https://doi.org/10.1134/S0040579510040342>.
- García-Ventura, Ulises Miguel, Fabricio Omar Barroso-Muñoz, Salvador Hernández, and Agustín Jaime Castro-Montoya. 2016. "Experimental Study of the Production of High Purity Ethanol Using a Semi-Continuous Extractive Batch Dividing Wall Distillation Column." *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 108: 74–77. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2016.07.014>.
- Gaurav, N., S. Sivasankari, G. S. Kiran, A. Ninawe, and J. Selvin. 2017. "Utilization of Bioresources for Sustainable Biofuels: A Review." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 73 (September 2016): 205–14. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.070>.
- Gil, I. D., L. C. García, and G. Rodríguez. 2014. "Simulation of Ethanol Extractive Distillation with Mixed Glycols as Separating Agent." *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 31 (1): 259–70. <https://doi.org/10.1590/S0104-66322014000100024>.
- Gil, Iván D., Jorge M. Gómez, and Gerardo Rodríguez. 2012. "Control of an Extractive Distillation

- Process to Dehydrate Ethanol Using Glycerol as Entrainer." *Computers and Chemical Engineering* 39: 129–42. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2012.01.006>.
- Gorak, Andrzej, and Eva Sorensen. 2014. *Distillation: Fundamentals and Principles*. *Distillation: Fundamentals and Principles*. <https://doi.org/10.1016/C2010-0-66923-9>.
- Gracia, C. 2004. "C. Gracia Biocombustibles: ¿energía o Alimento 4: Bioetanol 77," 77–103.
- Gupta, Anubhuti, and Jay Prakash. 2015. "Sustainable Bio-Ethanol Production from Agro-Residues : A Review." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 41: 550–67. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.08.032>.
- Gupta, Pallav. 2013. "Simulation Studies of Extractive Divided Wall Distillation Columns." Thapar University.
- Gupta, Ram B, and Ayhan Demirbas. 2010. "Gasoline, Diesel and Ethanol from Grasses and Plants," 230. https://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpGDEBGP02/viewerType:toc/root_slug:gasoline-diesel-ethanol/url_slug:kt008LREVM?b-q=gasoline&b-subscription=TRUE&b-group-by=true&b-search-type=tech-reference&b-sort-on=default.
- Haugen, Finn. 2009. "Model-Based PID Tuning with Skogestad ' s Method," no. October: 1–7. <http://home.hit.no/~hansha/documents/control/theory/skogestad.pdf>.
- Kang, Qian, Lise Appels, Tianwei Tan, and Raf Dewil. 2014. "Bioethanol from Lignocellulosic Biomass: Current Findings Determine Research Priorities." *Scientific World Journal* 2014 (Ci). <https://doi.org/10.1155/2014/298153>.
- Kiss, Anton A., Radu M. Ignat, and Costin S. Bildea. 2014. *Optimal Extractive Distillation Process for Bioethanol Dehydration*. *Computer Aided Chemical Engineering*. Vol. 33. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63455-9.50057-X>.
- Lara-Montaña, Oscar Daniel. 2016. "Análisis de Costos Del Proceso de Separación Para Obtener Etanol Anhído Por Vía Extractiva." Universidad de Guanajuato.
- Lennartsson, Patrik R., Per Erlandsson, and Mohammad J. Taherzadeh. 2014. "Integration of the First and Second Generation Bioethanol Processes and the Importance of By-Products." *Bioresource Technology* 165 (C): 3–8. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.01.127>.

- Luyben, William L. 2006. *Distillation Design and Control Using ASPEN Simulation*. America.
<https://doi.org/10.1002/0471785253>.
- Mohd Azhar, Siti Hajar, Rahmath Abdulla, Siti Azmah Jambo, Hartinie Marbawi, Jualang Azlan Gansau, Ainol Azifa Mohd Faik, and Kenneth Francis Rodrigues. 2017. "Yeasts in Sustainable Bioethanol Production: A Review." *Biochemistry and Biophysics Reports* 10: 52–61.
<https://doi.org/10.1016/j.bbrep.2017.03.003>.
- Mohr, S. H., J. Wang, G. Ellem, J. Ward, and D. Giurco. 2015. "Projection of World Fossil Fuels by Country." *Fuel* 141: 120–35. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.10.030>.
- Neves, Thiago Gonçalves das, Wagner Brandão Ramos, Gilvan Wanderley de Farias Neto, and Romildo Pereira Brito. 2018. "Intelligent Control System for Extractive Distillation Columns." *Korean Journal of Chemical Engineering* 35 (4): 826–34. <https://doi.org/10.1007/s11814-017-0346-0>.
- OECD/FAO. 2015. *OCDE-FAO Perspectivas Agrícolas 2015*. París: OECD Publishing.
- Ramírez-Márquez, César, Juan Gabriel Segovia-Hernández, Salvador Hernández, Massimiliano Errico, and Ben Guang Rong. 2013. "Dynamic Behavior of Alternative Separation Processes for Ethanol Dehydration by Extractive Distillation." *Industrial and Engineering Chemistry Research* 52 (49): 17554–61. <https://doi.org/10.1021/ie402834p>.
- Ramos, Manuel A., Pablo García-Herreros, Jorge M. Gómez, and Jean Michel Reneaume. 2013. "Optimal Control of the Extractive Distillation for the Production of Fuel-Grade Ethanol." *Industrial and Engineering Chemistry Research* 52 (25): 8471–87.
<https://doi.org/10.1021/ie4000932>.
- Ritslaid, K, a Küüt, and J Olt. 2010. "State of the Art in Bioethanol Production." *Agronomy Research* 8 (1): 236–54.
- Rodionova, M. V., R. S. Poudyal, I. Tiwari, R. A. Voloshin, S. K. Zharmukhamedov, H. G. Nam, B. K. Zayadan, B. D. Bruce, H. J.M. Hou, and S. I. Allakhverdiev. 2017. "Biofuel Production: Challenges and Opportunities." *International Journal of Hydrogen Energy* 42 (12): 8450–61.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.11.125>.
- Segovia-Hernandez, Juan Gabriel, María Vázquez-Ojeda, Fernando I. Gómez-Castro, César Ramírez-Márquez, Massimiliano Errico, Stefania Tronci, and Ben Guang Rong. 2014. "Process Control

- Analysis for Intensified Bioethanol Separation Systems.” *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 75: 119–25. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2013.11.002>.
- Skogestad, Sigurd. 2004. “Simple Analytic Rules for Model Reduction and PID Controller Tuning.” *Modeling, Identification and Control* 25 (2): 85–120. [https://doi.org/10.1016/S0959-1524\(02\)00062-8](https://doi.org/10.1016/S0959-1524(02)00062-8).
- Suszwalak, David J P C, and Anton A. Kiss. 2012. “Enhanced Bioethanol Dehydration in Extractive Dividing-Wall Columns.” *Computer Aided Chemical Engineering* 30: 667–71. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-59519-5.50134-9>.
- Towler, Gavin, and Ray Sinnott. 2013. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. Chemical Engineering Design*. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-096659-5.00022-5>.
- Tututi-Avila, Salvador, Arturo Jiménez-Gutiérrez, and Juergen Hahn. 2014. “Control Analysis of an Extractive Dividing-Wall Column Used for Ethanol Dehydration.” *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 82: 88–100. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2014.05.005>.
- Vane, Lelan M. 2008. “Separation Technologies for the Recovery and Dehydration of Alcohols from Fermentation Broths.” *Biofuels, Bioproducts and Biorefining* 2: 553–88. <https://doi.org/10.1002/bbb>.
- Vargas-hernández, José G, Emmanuel Rodolfo, and Ascencio Espinosa. 2016. “Solar Panel and Renewable Energy in Mexico Development and Outlook for Photovoltaic.”
- Vohra, Mustafa, Jagdish Manwar, Rahul Manmode, Satish Padgilwar, and Sanjay Patil. 2014. “Bioethanol Production: Feedstock and Current Technologies.” *Journal of Environmental Chemical Engineering* 2 (1): 573–84. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2013.10.013>.
- Walker, Graeme M. 2011. “125th Anniversary Review: Fuel Alcohol: Current Production and Future Challenges.” *Journal of the Institute of Brewing* 117 (1): 3–22. <https://doi.org/10.1002/j.2050-0416.2011.tb00438.x>.
- Walker, Graeme M. 2012. *Bioethanol: Science and Technology of Fuel Alcohol. Ebook*. <http://bookboon.com/en/textbooks/chemistry-chemical-engineering/bioethanol-science-and-technology-of-fuel-alcohol>.

- Wang, Yinglong, Zhen Zhang, Yujun Zhao, Shisheng Liang, and Guangle Bu. 2015. "Control of Extractive Distillation and Partially Heat-Integrated Pressure-Swing Distillation for Separating Azeotropic Mixture of Ethanol and Tetrahydrofuran." *Industrial and Engineering Chemistry Research* 54 (34): 8533–45. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b01642>.
- Xiong, Qiang, Wen Jian Cai, and Mao Jun He. 2005. "A Practical Loop Pairing Criterion for Multivariable Processes." *Journal of Process Control* 15 (7): 741–47. <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2005.03.008>.
- Zabed, H., J. N. Sahu, A. Suely, A. N. Boyce, and G. Faruq. 2017. "Bioethanol Production from Renewable Sources: Current Perspectives and Technological Progress." *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 71 (December): 475–501. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.12.076>.
- Zavala-Guzmán, Alan Martín, Héctor Hernández-Escoto, Salvador Hernández, and Juan Gabriel Segovia-Hernández. 2012. "Conventional Proportional-Integral (PI) Control of Dividing Wall Distillation Columns: Systematic Tuning." *Industrial and Engineering Chemistry Research* 51 (33): 10869–80. <https://doi.org/10.1021/ie300237d>.