



ESTRATEGIA DE CONTROL PARA UN SISTEMA ALTERNATIVO DE LICUEFACCIÓN DE ETILENO EN UNA PLANTA DE OLEFINAS

(Control strategy for an alternative ethylene liquefaction system in olefins plant)

Recibido: 07/11/2012 Aceptado: 28/03/2012

Méndez, Ronald

Universidad Privada Dr. Rafael Belloso Chacín, Venezuela

ronaldmendez@gmail.com

González, Patricia

Universidad del Zulia, Venezuela

gonzalezpcj@gmail.com

Andrade, Dunexy

Universidad del Zulia, Venezuela

dunexyandrade@gmail.com

RESUMEN

Esta investigación tiene como objeto proponer una estrategia de control para un sistema alternativo de licuefacción del etileno producto cuando ocurre una interrupción de suministro a los usuarios en una planta de olefinas. Se diseñó una metodología con la finalidad de alcanzar el objetivo propuesto, la cual está estructurada en las siguientes etapas: fase 1: descripción de variables de proceso, fase 2: obtención de los datos del proceso, fase 3: obtención del modelo matemático del proceso, fase 4: elaboración del diseño de la estrategia de control y fase 5: evaluación de estrategias de control. Al comparar los resultados obtenidos entre las tres estrategias estudiadas se demostró que el proceso puede ser controlado mediante estrategias de control básicas, sin embargo se estableció que la estrategia de control por retroalimentación es la adecuada para implementar en los intercambiadores de calor E2, E3 y E4 del sistema evaluado, esto se debe a que la implementación de esta estrategia a nivel industrial requeriría una menor inversión económica debido a que necesita una instrumentación más sencilla que las otras estrategias evaluadas.

Palabras claves: Etileno, Estrategias de control, Licuefacción, Plantas de olefinas.

ABSTRACT

This research aims to propose a control strategy for an alternative product ethylene liquefaction system when a supply disruption occurs in an olefins plant. A methodology was designed in order to achieve the objective, which is structured in the following steps: Phase 1: Description of process variables, phase 2: data collection process, phase 3: obtain the mathematical model of the process, phase 4: developing the design of the control strategy, and phase 5: evaluation of control strategies. Comparing the results between the three strategies tested was demonstrated that the process can be controlled by basic control strategies, however was established that the feedback control strategy is



suitable for implementation in heat exchangers E2, E3 and E4 system tested, this is because the implementation of this strategy of this strategy on an industrial scale would require less financial investment because it requires less instrumentation than the other strategies evaluated.

Keywords: Ethylene, Control Strategies, Liquefaction, Olefins plants.

INTRODUCCIÓN

El etileno es uno de los compuestos químicos, obtenidos en plantas de olefinas, de mayor importancia para la industria petroquímica, ya que de él derivan una serie de productos terminados y aplicaciones necesarias para el día a día. En las plantas de olefinas una vez que se separa el etileno del resto de los componentes generados en los hornos de pirólisis, este es enviado a otras plantas como materia prima para la producción de otros compuestos químicos, tales como:  xido de etileno, dicloroetano, polietileno, entre otros.

Las plantas que utilizan el etileno como materia prima se les denomina dentro del argot de una planta de olefinas como usuarios. Durante el envío del etileno producto podrían generarse diversos problemas que no pueden ser solventados inmediatamente, entre los que se pueden mencionar la paralización imprevista de los usuarios, que como consecuencia genera el aumento de la presión en la columna separadora etano-etileno, y la pérdida del producto por quema y venteo. En un proyecto realizado en el año 2010 se reporta el empleo de un sistema alternativo de licuefacción para tratar de solventar estos problemas, sin embargo, el mismo no contempla una estrategia de control necesaria para su buen funcionamiento.

Entre las estrategias de control más usadas en la actualidad debido a su simplicidad y efectividad, se encuentran el control por retroalimentación, el control por cascada y el control por adelanto. Todas estas estrategias tienen como finalidad mantener el proceso de manera estable aún cuando durante el mismo se presenten ciertas perturbaciones.

En este proyecto se estudian las estrategias de control mencionadas, adaptadas a un sistema alternativo de licuefacción de etileno de una planta de olefinas, con el propósito de obtener mejoras en el proceso de producción, lo cual se traduce en mejoras de la rentabilidad del producto.

PROBLEMÁTICA

La industria petroquímica se encarga de la conversión de los hidrocarburos del petróleo y el gas natural, a través de cambios físicos y químicos que garantizan la obtención de productos químicos con diversas propiedades y aplicaciones. La petroquímica nacional ha orientado su crecimiento en tres líneas específicas de comercialización: fertilizantes, productos químicos industriales y olefinas, y resinas plásticas.

Los procesos de conversión petroquímicos se han convertido en elemento clave para otras industrias. Un ejemplo de ello lo constituyen las plantas de olefinas, las cuales



producen varios tipos de compuestos químicos como el propileno y el etileno, siendo este último uno de los más importantes, específicamente para la producción y comercialización de resinas plásticas.

Entre las fallas que se encuentran en el proceso de obtención del etileno a nivel industrial se encuentra la carencia de un sistema adecuado para la refrigeración y almacenamiento de grandes cantidades de este compuesto químico (Aguilar y otros, 2007). Durante el proceso de separación del etileno, la mayor parte de la producción de la columna separadora etano-etileno de la planta de olefinas es transportado del tambor de condensado parcial, para ser sobrecalentado y enviado en estado gaseoso hacia el cabezal de distribución, donde posteriormente se dirigirá a los diferentes usuarios.

Solo una pequeña cantidad de esta producción es subenfriada y almacenada. En el supuesto de que durante dicho proceso ocurriera una paralización imprevista de los usuarios, el etileno no utilizado se acumularía en la parte superior de la columna de fraccionamiento, causando congestión y diversos problemas que no pueden ser solventados inmediatamente, entre los cuales vale la pena destacar:

- Altas presiones en la columna separadora etano-etileno, disparando las válvulas de alivio con pérdidas excesivas de etileno.
- Variación en el perfil de temperatura de la columna.
- Grandes pérdidas de etileno por la corriente de fondo de la columna.
- Obstrucción de la corriente tope de la columna al no poder condensar rápidamente los vapores acumulados en el sistema.
- Aumento de la presión de los tanques de almacenamiento de etileno, lo que ocasiona mayor cantidad de vapores en estos.
- Inestabilidad en los sistemas de refrigeración de etileno al no poder manejar vapores en exceso generados y recibidos por los tanques de almacenamiento.
- Pérdida del producto etileno por quema y venteo, en los tanques de almacenamiento, por las altas presiones observadas en estos.

Una solución a estos problemas es el empleo de un sistema alternativo de licuefacción, proceso definido como la transformación de una sustancia de estado gaseoso al líquido, por acción de la disminución de la temperatura y el aumento de la presión. El cual funcionaría en el momento en que se detecte una falla en la distribución y/o consumo del etileno por parte de los usuarios, desviando el producto hacia un sistema de acumulación del mismo en estado líquido, permitiendo su almacenamiento.

Para que el sistema de licuefacción propuesto sea efectivo es necesario el empleo de estrategias de control. La definición de estas estrategias dependerá de cada proceso en particular, por lo cual debe evaluarse cuidadosamente las exigencias asociadas al mismo, a fin de adoptar la estrategia que sea capaz de asegurar el desempeño deseado.



Por lo anteriormente expuesto, la selección de la estrategia de control para un sistema alternativo de licuefacción de etileno de una planta de olefinas podría ser la solución, minimizando las perturbaciones en la columna de fraccionamiento etano-etileno, lo que se traduce en mejoras en el proceso de producción, y rentabilidad del producto.

SISTEMA DE LICUEFACCIÓN DE ETILENO

La metodología empleada para el diseño conceptual del sistema de licuefacción planteado por González y Andrade (2010), se bas o primeramente en la selección del sistema más idóneo para lograr la licuefacción del etileno gaseoso, luego en la toma de datos de planta para de esta manera conocer los rangos de presiones, flujos y temperaturas del etileno producto, los cuales fueron fundamentales para diseñar y especificar la cantidad necesaria de intercambiadores para licuar el etileno producto a la condiciones de almacenamiento, al igual que las condiciones de los medios refrigerantes, para los cuales se plante  emplear el propileno y etileno refrigerante que se encuentra disponible en planta.

METODOLOGÍA

La metodología empleada se propuso tomando en cuenta los pasos usados por Guerra (2009), en la que plantea una serie de fases o etapas consecutivas para el desarrollo de este tipo de proyecto. A continuación se muestra cada fase de la ejecución de la investigación:

Fase I. Descripción de variables del proceso: durante esta fase se describieron las variables del proceso de licuefacción de etileno.

Fase II. Obtención de datos del proceso: en esta etapa se adquirieron los datos del proceso de licuefacción de etileno mediante un programa de simulación de procesos.

Fase III. Obtención del modelo matemático del proceso: en esta fase se obtuvo el modelo matemático que describe el proceso de licuefacción de etileno planteado.

Fase IV. Elaboración del diseño de las estrategias de control: se diseñaron las estrategias de control para el sistema de licuefacción de etileno.

Fase V. Evaluación de estrategias de control: finalmente, se evaluaron las respuestas de las estrategias planteadas sobre el modelo matemático del sistema de licuefacción de etileno.

RESULTADOS

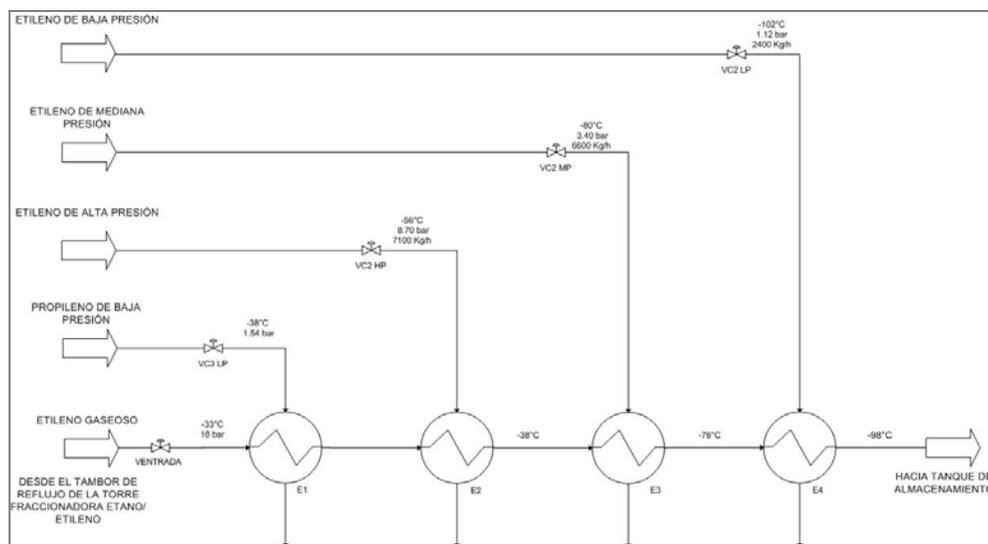
FASE I: DESCRIPCIÓN DE VARIABLES DEL PROCESO

En la Figura 1 se muestra el sistema de licuefacción de etileno para una planta de olefinas propuesto por González y Andrade (2010). Este sistema consiste en enfriar el etileno gaseoso proveniente del tambor de reflujo de la torre fraccionadora ETANO/ETILENO desde una temperatura de $-33\text{ }^{\circ}\text{C}$ a $-98\text{ }^{\circ}\text{C}$, para luego almacenarlo en

un tanque en caso de presentarse algún problema durante el envío del mismo a los usuarios, evitando con ello un aumento de presión en el sistema.

El enfriamiento del etileno se realiza a través de cuatro intercambiadores de calor, empleando propileno (-38 °C, 1.54 bar) en la primera etapa como medio de refrigeración, en la segunda etapa etileno de alta presión (-56 °C, 8.70 bar), en la tercera etapa etileno de media presión (-80 °C, 3.40 bar) y por último, en la cuarta etapa etileno de baja presión (-102 °C, 1.12 bar).

Figura 1. Diagrama de flujo de proceso del Sistema de licuefacción de etileno de una planta de olefinas



Fuente: González y Andrade (2010).

A continuación se presentaran las principales variables que intervienen en el proceso de licuefacción de etileno:

- Porcentaje de apertura de la válvula de control VC2 HP: esta representa la posición del vástago de la válvula VC2 HP que regula el flujo de etileno de alta presión que actúa como refrigerante para el intercambiador E2.
- Flujo de etileno de alta presión: es el flujo de etileno refrigerante de alta presión que va al intercambiador E2, esta variable tiene un valor de referencia de 7100 Kg/h.
- Temperatura del etileno de alta presión: es la temperatura del etileno refrigerante de alta presión que va al intercambiador E2, el valor de referencia es de -56 °C.
- Temperatura de salida del intercambiador E2: esta temperatura es tomada a la salida del intercambiador E2 y debe ser -38°C.



- Porcentaje de apertura de la válvula de control VC2 MP: esta variable representa la posición del vástago de la válvula VC2 HP que regula el flujo de etileno de mediana presión que actúa como refrigerante para el intercambiador E3.
- Flujo de etileno de mediana presión: se refiere al flujo de etileno refrigerante de mediana presión que va al intercambiador E3, esta variable tiene un valor de referencia de 6600 Kg/h.
- Temperatura del etileno de mediana presión: es la temperatura del etileno refrigerante de mediana presión que va al intercambiador E3, el valor de referencia es de -80 °C.
- Temperatura de salida del intercambiador E3: es la temperatura tomada a la salida del intercambiador E3 y debe ser -76°C.
- Porcentaje de apertura de la válvula de control VC2 LP: esta se refiere a la posición del vástago de la válvula VC2 LP que regula el flujo de etileno de baja presión que actúa como refrigerante para el intercambiador E4.
- Flujo de etileno de baja presión: es el flujo de etileno refrigerante de baja presión que va al intercambiador E4, su valor de referencia de 2400 Kg/h.
- Temperatura del etileno de baja presión: es la temperatura del etileno refrigerante de baja presión que va al intercambiador E4, el valor de referencia es de -102 °C.
- Temperatura de salida del intercambiador E4: es la temperatura tomada a la salida del intercambiador E4 y debe ser -98 °C, esta la temperatura de entrada al tanque de almacenamiento de etileno.

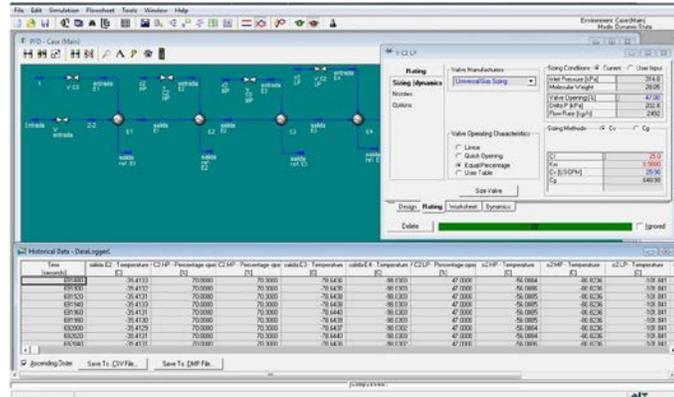
FASE II: OBTENCIÓN DE DATOS DEL PROCESO

La recopilación de los datos necesarios para la obtención del modelo matemático del proceso se realizó por medio de una simulación en estado dinámico, debido a que el sistema de licuefacción se encuentra en la fase de diseño. El paquete de simulación empleado para la simulación en estado dinámico fue el Hysys.

Por otro lado, en esta fase se procedió a simular y recolectar los resultados obtenidos para las distintas variables del proceso. Los datos obtenidos fueron recopilados a tiempo constante y almacenados en archivos de Excel para luego ser utilizados en la siguiente fase de esta investigación.

Finalmente, se realizó la corrida de la simulación en estado estacionario para establecer las condiciones básicas del proceso y así poder simular el sistema en estado dinámico. Para la simulación en estado dinámico se procedió a recolectar los datos obtenidos para cada una de las variables identificadas en una base de datos del simulador y se alteraron en forma de escalón cada una de las variables manipuladas (ver Figura 2).

Figura 2. Recolección de la data en estado dinámico



Fuente: elaboración propia.

FASE III: OBTENCIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO DEL PROCESO

Una vez obtenidos los datos en la etapa anterior se procedió a revisar y preparar los mismos para luego utilizar la herramienta de identificación de sistemas IDENT de MATLAB. Esta herramienta permitió obtener la función de transferencia de cada una de las partes del sistema a modelar. Los datos obtenidos para cada una de las variables identificadas fueron simuladas a plazo abierto y se alteraron en forma de escalón cada una de las variables manipuladas.

Figura 3. Modelos matemáticos del proceso

Modelo matemático de:	Funciones de transferencia
Válvula VC2 HP	305,8
Temperatura de salida del intercambiador de calor E2	$\frac{-0,0001338}{s + 0,03329}$
Perturbación que afecta a la temperatura de salida del intercambiador de calor E2	$\frac{0,01243s - 1,49 \times 10^{-9}}{s^2 + 0,03683s}$
Relación entrada-salida de temperatura del intercambiador E3	$\frac{0,03282}{s + 0,03442}$
Válvula VC2 MP	249,7
Temperatura de salida del intercambiador de calor E3	$\frac{-0,0001295}{s + 0,02571}$
Perturbación que afecta a la temperatura de salida del intercambiador de calor E3	$\frac{0,06334s + 6,141 \times 10^{-9}}{s^2 + 0,1281s}$
Relación entrada-salida de temperatura del intercambiador E4	$\frac{0,0285}{s + 0,02872}$
Válvula VC2 BP	140,6
Temperatura de salida del intercambiador de calor E4	$\frac{-0,0001627}{s + 0,01948}$
Perturbación que afecta a la temperatura de salida del intercambiador de calor E4	$\frac{0,003473s - 1,335 \times 10^{-9}}{s^2 + 0,03233s}$

Fuente: elaboración propia.

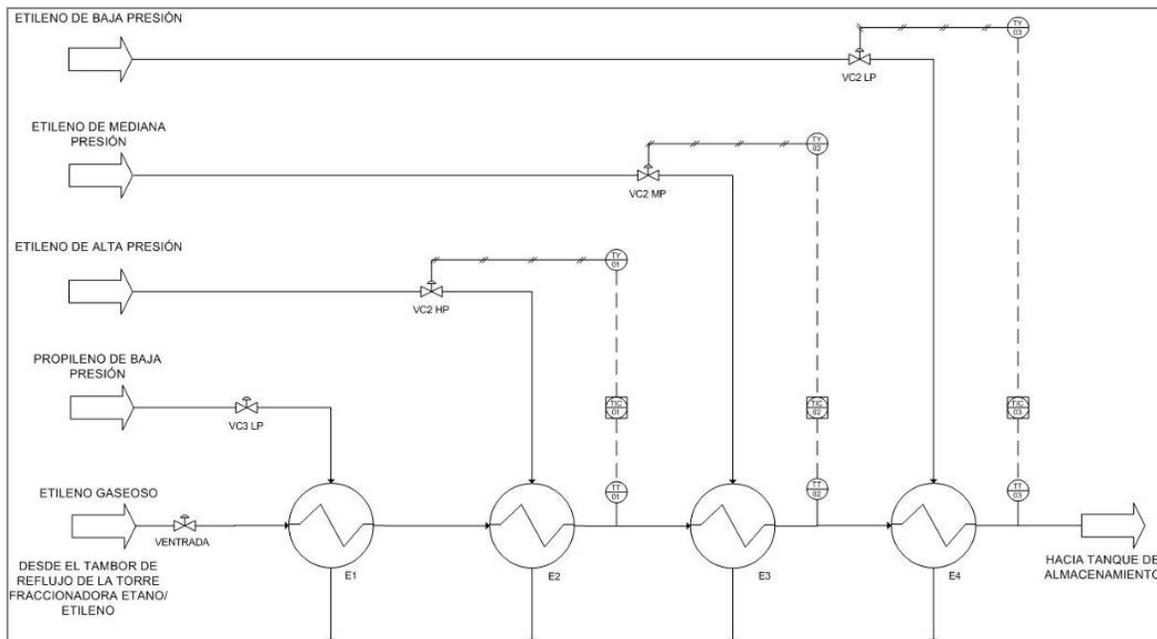
FASE IV: ELABORACIÓN DEL DISEÑO DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL

La estrategia de control es un conjunto de técnicas que se utilizan para asegurar que un proceso se realice de manera óptima, ya que es capaz de mantener el mismo de manera estable aún cuando durante del mismo se presenten ciertas perturbaciones. Lara (2003) asevera que las estrategias de control deben satisfacer los requerimientos operacionales y las necesidades de los usuarios. En esta fase se propusieron tres estrategias de control de procesos y estas son las siguientes:

- **Control de temperatura basado en una estrategia de control por retroalimentación**

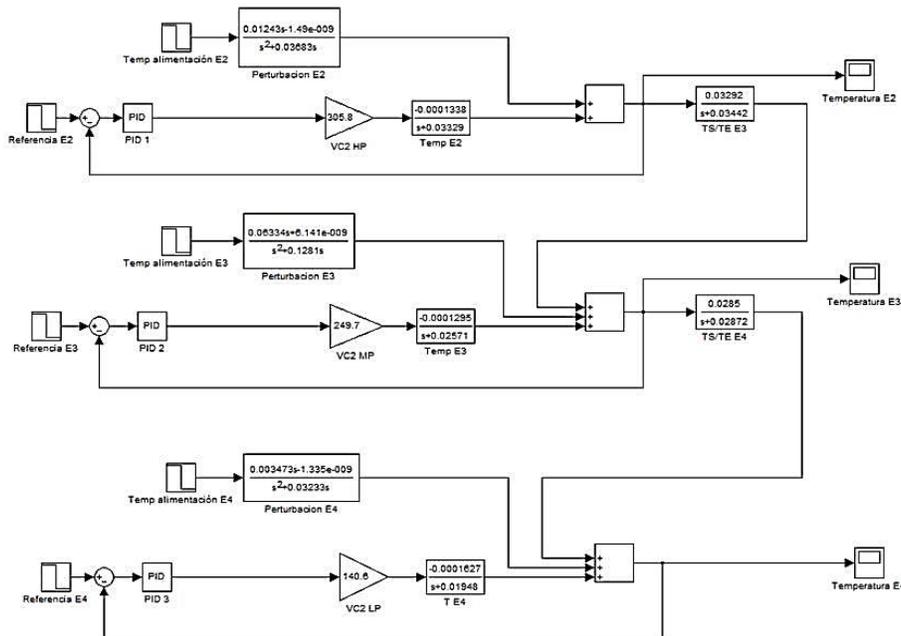
En la Figura 4 se observan los lazos de control que se diseñaron para los intercambiadores E2, E3 y E4 según la estrategia de control por retroalimentación, cada lazo de control consta de un medidor de temperatura, un controlador de temperatura y una válvula de control. Luego se construyó en SIMULINK de MATLAB el diagrama de bloques que representa la estrategia de control planteada (ver Figura 5).

Figura 4. Control de temperatura basado en una estrategia de control por retroalimentación



Fuente: elaboración propia.

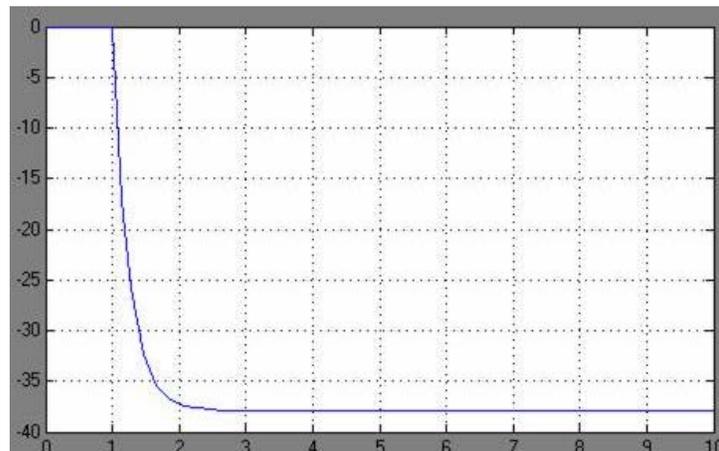
Figura 5. Diagrama de bloques de control de temperatura basado en una estrategia de control por retroalimentación



Fuente: elaboración propia.

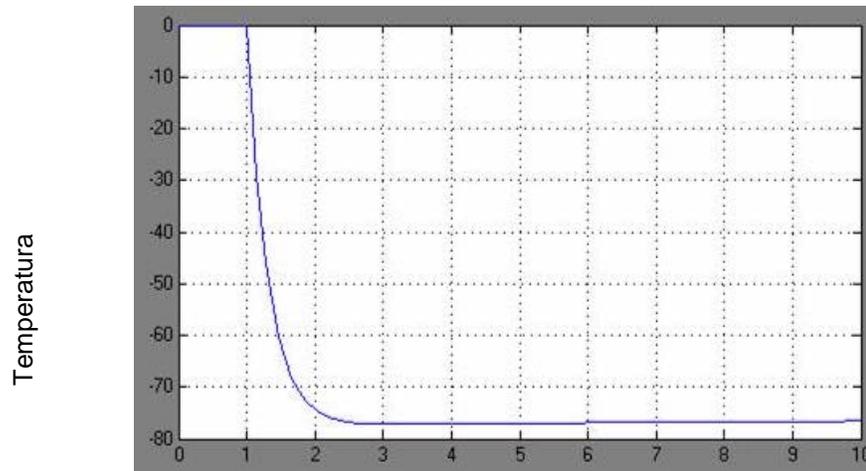
En las Figuras 6, 7 y 8 se representan las respuestas de los controladores por retroalimentación, los valores que se fijaron como referencia fueron -38, -76 y -98 para los intercambiadores E2, E3 y E4, respectivamente.

Figura 6. Respuesta del controlador por retroalimentación para la temperatura de salida del intercambiador E2



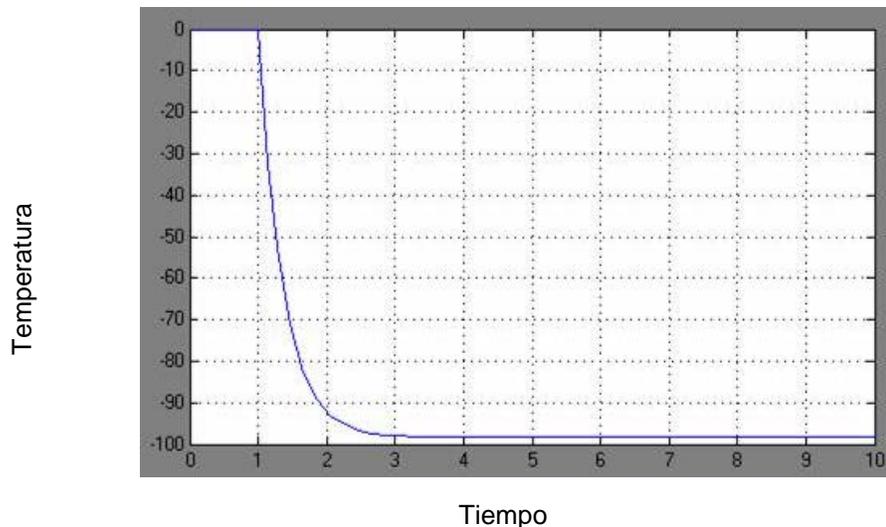
Fuente: elaboración propia.

Figura 7. Respuesta del controlador por retroalimentación para la temperatura de salida del intercambiador E3



Fuente: elaboración propia.

Figura 8. Respuesta del controlador por retroalimentación para la temperatura de salida del intercambiador E4



Fuente: elaboración propia.

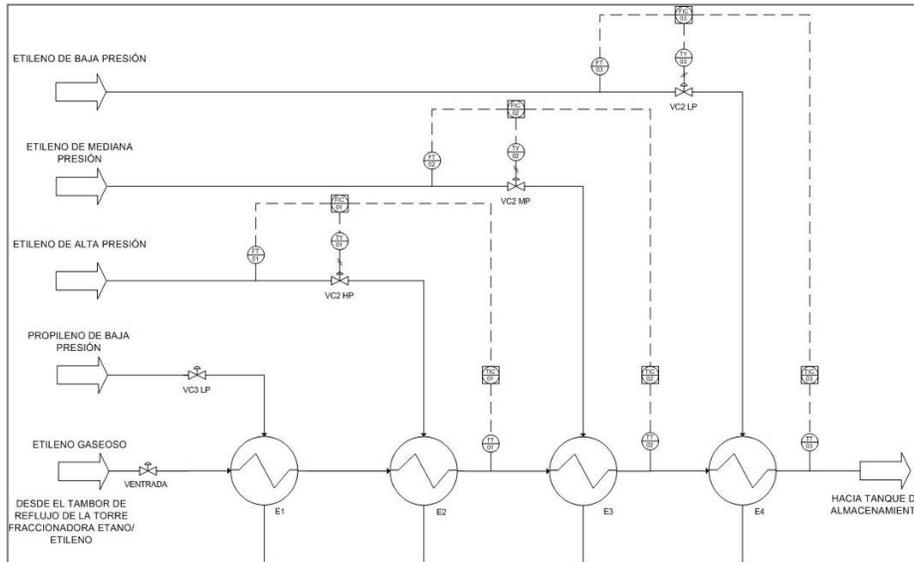
En la respuesta del controlador de temperatura de los tres intercambiadores, se observa que se logró estabilizar la temperatura en los valores de referencia.

- **Control de temperatura basado en una estrategia de control por cascada**

En la Figura 9 se observan los lazos de control que se diseñaron para los intercambiadores E2, E3 y E4 según la estrategia de control en cascada, cada lazo de

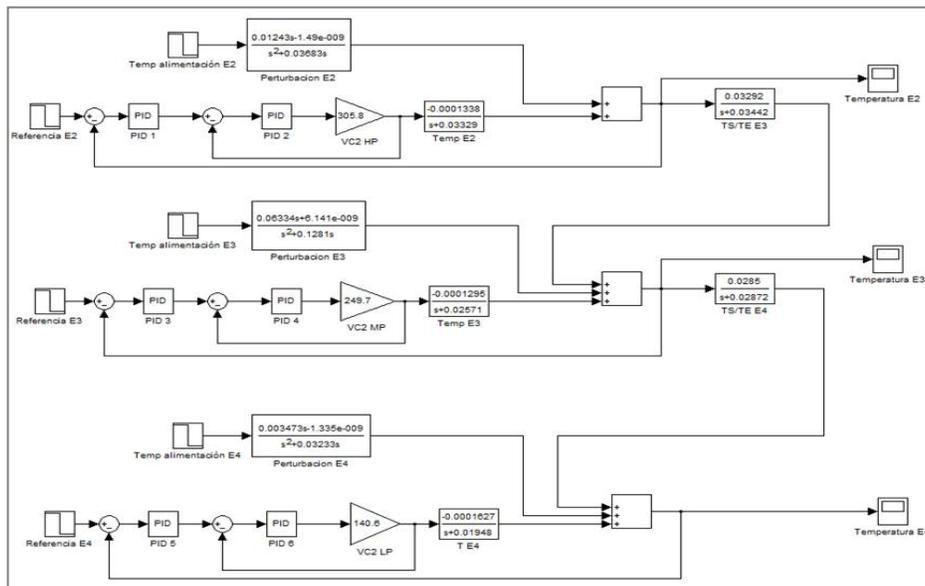
control consta de un medidor de temperatura, un controlador de temperatura en el lazo principal de control, un medidor de flujo, un controlador de flujo y una válvula de control para el lazo de control secundario. Luego se construyó en SIMULINK de MATLAB el diagrama de bloques que representa la estrategia de control planteada (ver Figura 10).

Figura 9. Control de temperatura basado en una estrategia de control cascada



Fuente: elaboración propia.

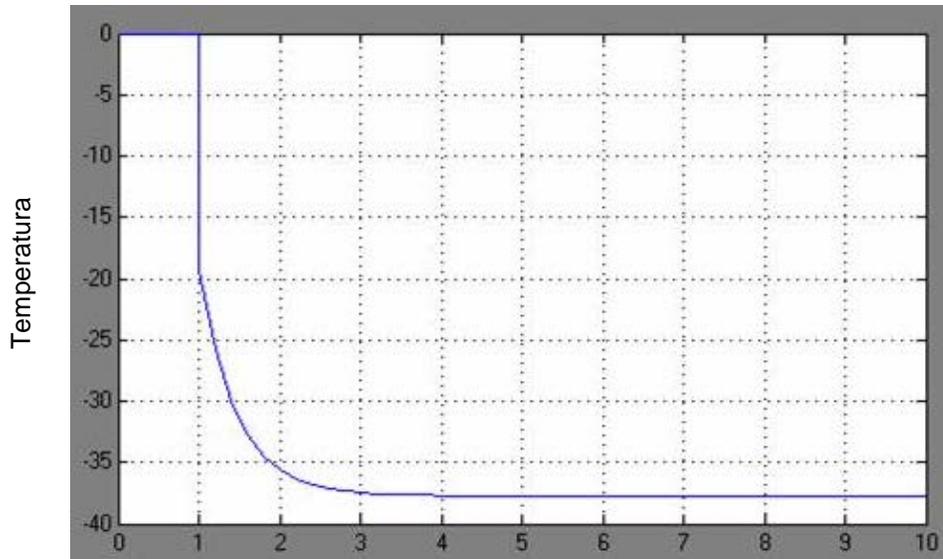
Figura 10. Diagrama de bloques de control de temperatura basado en una estrategia de control cascada



Fuente: elaboración propia.

En las figuras 11, 12 y 13 se representan las respuestas de los controladores por retroalimentación, los valores que se fijaron como referencia fueron -38, -76 y -98 para los intercambiadores E2, E3 y E4, respectivamente.

Figura 11. Respuesta del controlador cascada para la temperatura de salida del intercambiador E2



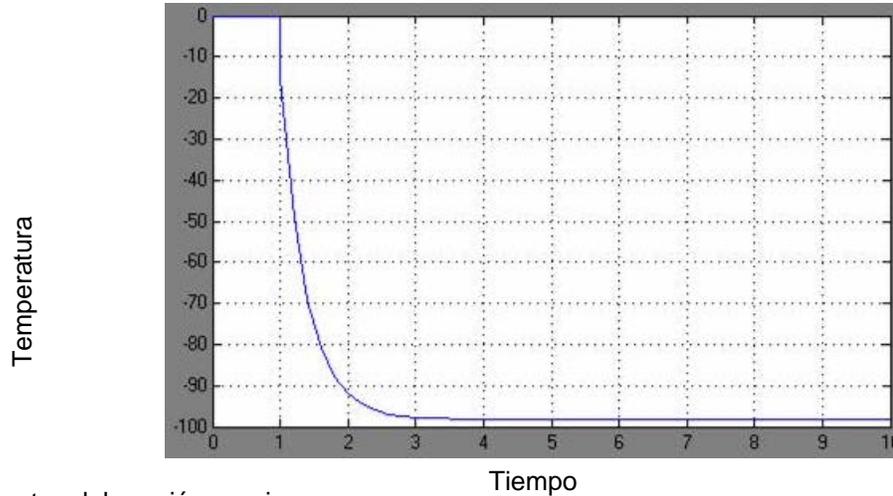
Fuente: elaboración propia.

Figura 12. Respuesta del controlador cascada para la temperatura de salida del intercambiador E3



Fuente: elaboración propia.

Figura 13. Respuesta del controlador cascada para la temperatura de salida del intercambiador E4



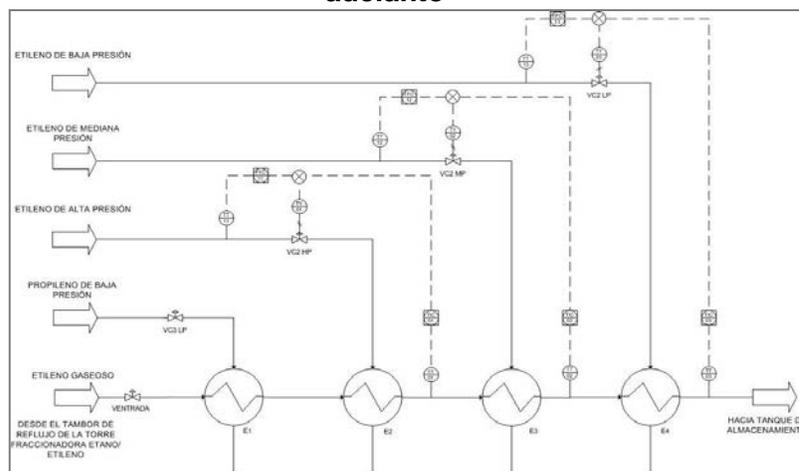
Fuente: elaboración propia.

Se observa en las respuestas del controlador de temperatura de los tres intercambiadores que se logró estabilizar la temperatura en los valores de referencia.

- **Control de temperatura basado en una estrategia de control por adelanto**

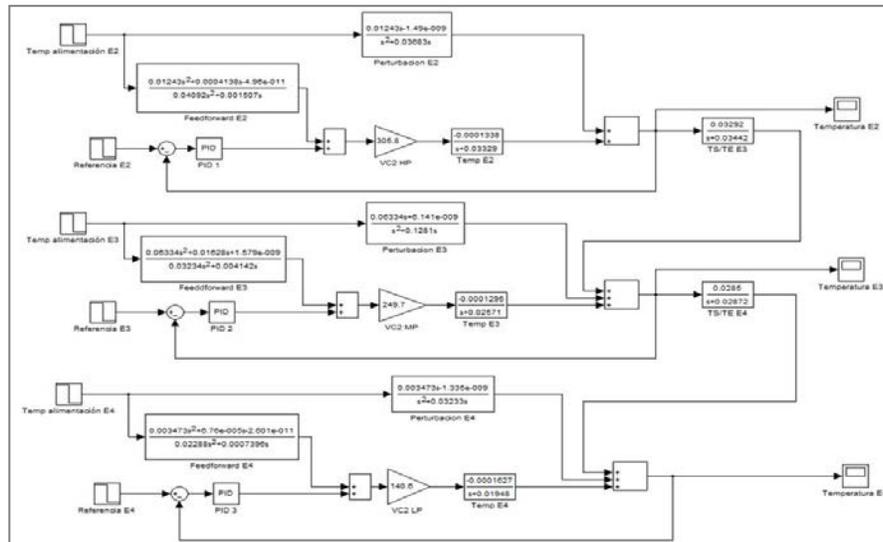
En la Figura 14 se observan los lazos de control que se diseñaron para los intercambiadores E2, E3 y E4 según la estrategia de control por adelanto, cada lazo de control consta de un medidor de temperatura y un controlador de temperatura en el lazo principal de control, un medidor de flujo, un controlador de flujo y una válvula de control para el lazo de control secundario. Luego se construyó en SIMULINK de MATLAB el diagrama de bloques que representa la estrategia de control planteada (ver Figura 15).

Figura 14. Control de temperatura basado en una estrategia de control por adelanto



Fuente: elaboración propia.

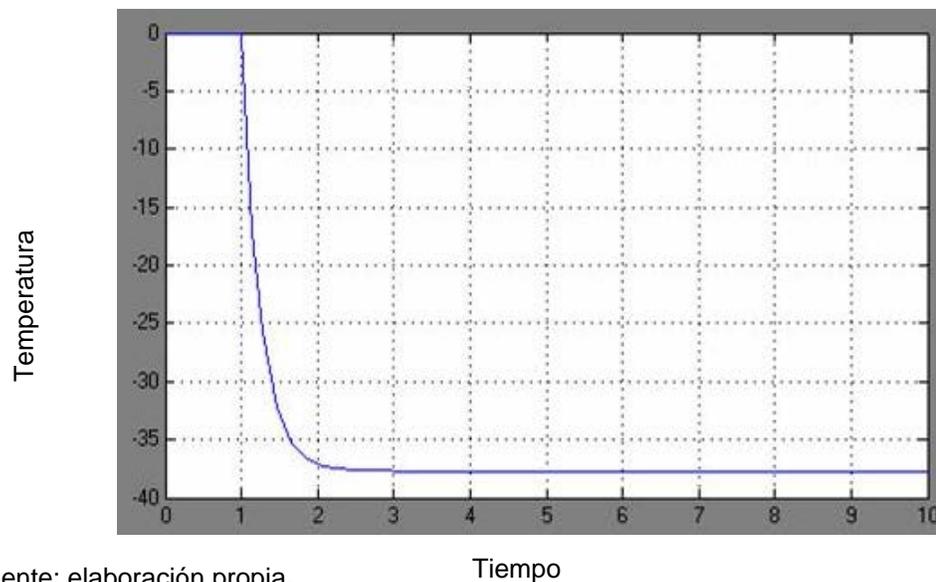
Figura 15. Diagrama de bloques de control de temperatura basado en una estrategia de control por adelantado



Fuente: elaboración propia.

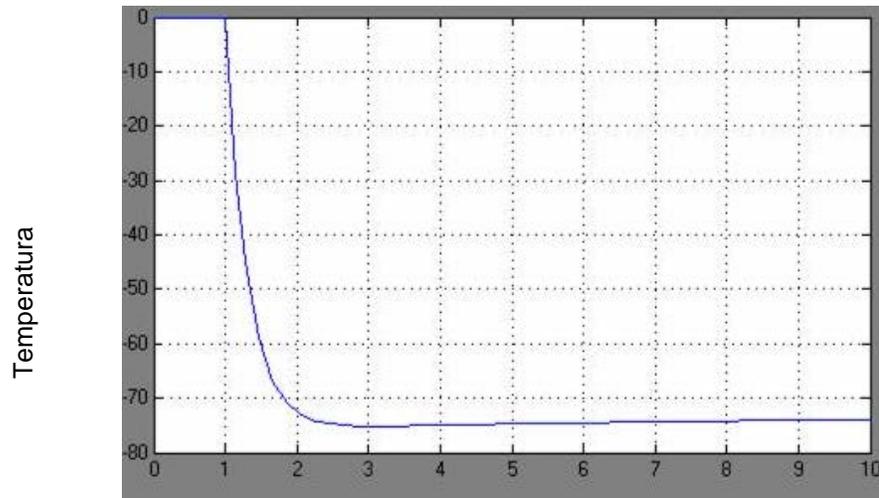
En las Figuras 16, 17 y 18 se representan las respuestas de los controladores por retroalimentación, los valores que se fijaron como referencia fueron -38, -76 y -98 para los intercambiadores E2, E3 y E4, respectivamente.

Figura 16. Respuesta del controlador por adelantado para la temperatura de salida del intercambiador E2



Fuente: elaboración propia.

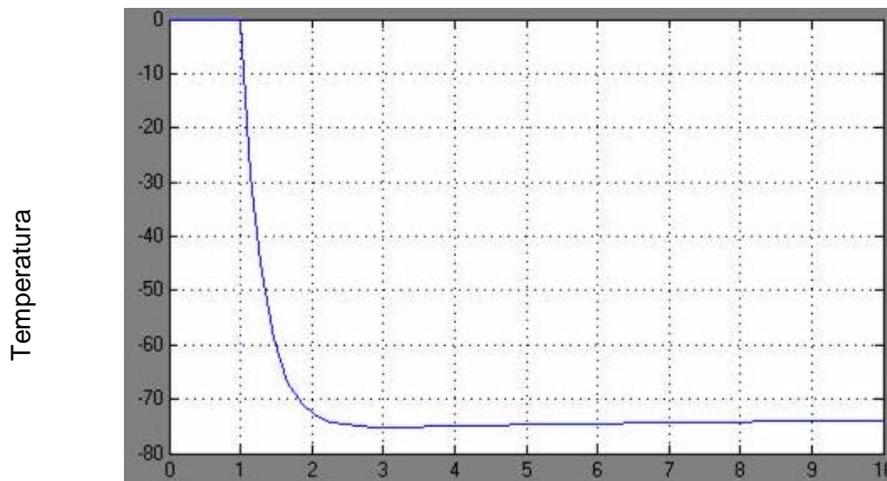
Figura 17. Respuesta del controlador por adelanto para la temperatura de salida del intercambiador E3



Fuente: elaboración propia.

Tiempo

Figura 18. Respuesta del controlador por adelanto para la temperatura de salida del intercambiador E4



Fuente: elaboración propia.

Tiempo

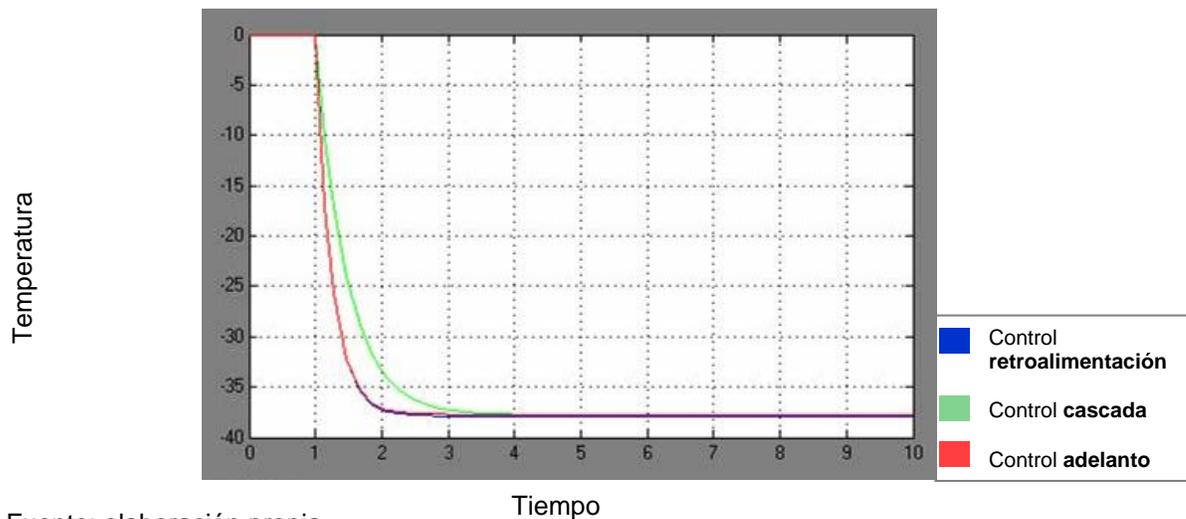
En las respuestas del controlador de temperatura de los tres intercambiadores se observa que se logró estabilizar la temperatura en los valores de referencia.

FASE V: EVALUACIÓN DE ESTRATEGIAS DE CONTROL

En la Figura 19 se aprecia que la respuesta del controlador por retroalimentación (línea azul) y la respuesta del controlador por adelanto (línea roja) presentan un

comportamiento similar, esto se debe a que la variable de perturbación que afecta la temperatura de salida del intercambiador de calor E2 no tiene una gran incidencia en esta parte del sistema. El controlador en cascada (línea verde) presenta un retardo en la velocidad de respuesta frente a los otros controladores, sin embargo logra estabilizar la temperatura en el valor de referencia preestablecido.

Figura 19. Respuestas de la temperatura de salida del intercambiador E2 en presencia de las estrategias de control simuladas

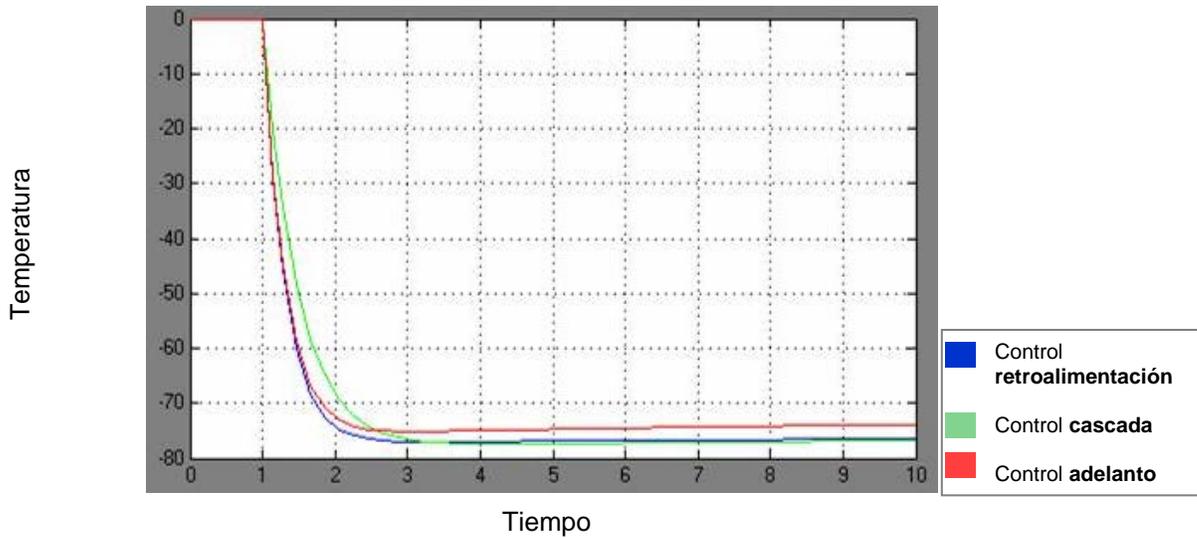


Fuente: elaboración propia.

Las respuestas de los controladores de temperatura diseñados para el intercambiador de calor E3 fueron distintas para cada estrategia de control aplicada (ver Figura 20). La respuesta del controlador por retroalimentación estabiliza la temperatura en el valor de referencia con una velocidad de respuesta aceptable, el controlador en cascada logra estabilizar la temperatura en el valor de referencia con un retardo en la velocidad de respuesta, mientras el controlador por adelanto no logra estabilizar la temperatura en el punto de consigna preestablecido.

El error del controlador por adelanto es mayor al de los otros dos controladores, esto se debe a que este tipo de estrategias es sensible a las variaciones de los parámetros del proceso, debido a que requieren de un modelaje cercano al real para alcanzar los objetivos.

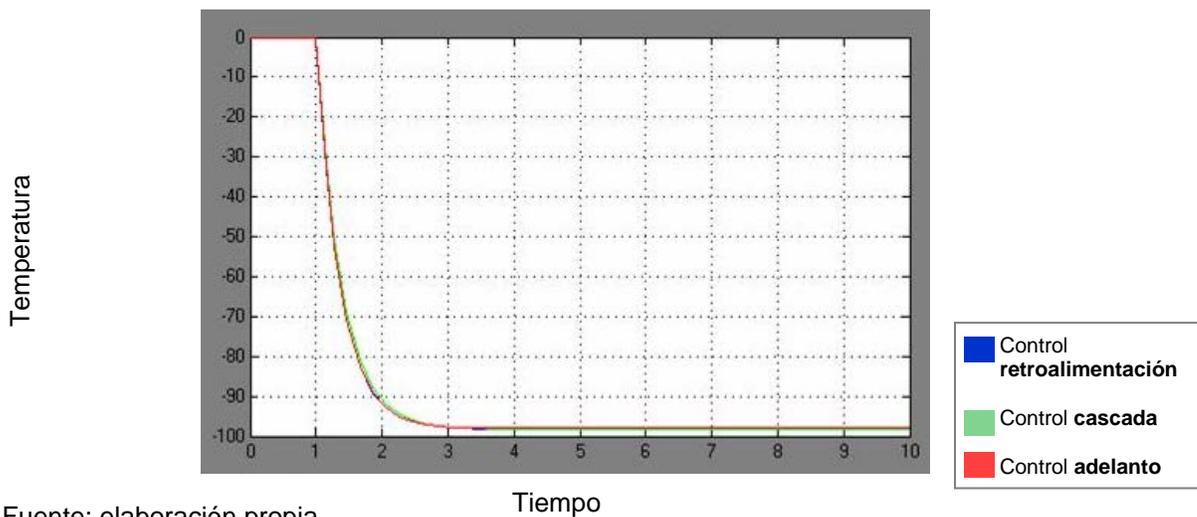
Figura 20. Respuestas de la temperatura de salida del intercambiador E3 en presencia de las estrategias de control simuladas



Fuente: elaboración propia.

En la Figura 21 se observa que las tres respuestas de los controladores de temperatura bajo las diferentes estrategias de control propuestas en esta investigación tienen una tendencia similar. Teniendo un leve retardo en la velocidad de respuesta del controlador en cascada. En este caso se puede decir que la perturbación no afecta en gran medida a la temperatura de salida del intercambiador de calor E4.

Figura 21. Respuestas de la temperatura de salida del intercambiador E4 en presencia de las estrategias de control simuladas



Fuente: elaboración propia.



Luego de comparar las respuestas de las estrategias de control por retroalimentación, control en cascada y control por adelanto, propuestas para el sistema de licuefacción de etileno de una planta de olefinas se puede establecer que la mejor estrategia de control para los tres intercambiadores de calor es la de retroalimentación, debido a que esta presentó una respuesta acorde a la necesidad del proceso.

En algunos casos se observó que se obtenían respuestas similares en las tres estrategias, sin embargo, el control por retroalimentación es más económico al momento de su implementación porque requiere de una instrumentación más sencilla que la requerida por las otras estrategias planteadas.

CONCLUSIONES

Se encontró que las perturbaciones, en la temperatura de salida (lado proceso) de los intercambiadores de calor E2, E3 y E4 que componen el sistema de licuefacción de etileno, originadas por la variación de las temperaturas de los refrigerantes pueden ser controladas mediante estrategias de control básicas.

Se logró realizar un modelo matemático del diseño conceptual del sistema de licuefacción de etileno de una planta de olefinas, para ello se llevó a cabo una estimación de modelos de procesos mediante la herramienta de identificación de sistemas IDENT de MATLAB. Se evaluó la implementación de distintas estrategias de control sobre el diseño conceptual del sistema de licuefacción de etileno, destacándose los siguientes resultados:

- Al implementar la estrategia de control por retroalimentación se logró controlar, de manera satisfactoria, las temperaturas de salida (lado proceso) de los intercambiadores de calor E2, E3 y E4 del sistema de licuefacción de etileno.
- Al incorporar una estrategia de control en cascada, para los intercambiadores de calor E2, E3 y E4, se evidenció que esta no proporciona una buena respuesta a pesar de lograr alcanzar al valor de temperatura que se fija como referencia. Se demostró una velocidad de respuesta del controlador con un tiempo de retardo considerable.
- En el mismo orden de ideas, al evaluar la estrategia de control por adelanto, se encontraron respuestas similares a la estrategia de control por retroalimentación.

Finalmente, se seleccionó una estrategia de control por retroalimentación ante la estrategia de control por adelanto como la propuesta más idónea, debido a los menores recursos que contempla el desarrollo de la primera.

RECOMENDACIONES

Realizar un estudio de factibilidad económica para la implementación de la estrategia de control propuesta para el sistema de licuefacción de etileno de una planta de olefinas.

Determinar mediante el modelo de simulación obtenido el efecto de otras perturbaciones que afecten el proceso de licuefacción de olefinas y así verificar el óptimo desempeño de la misma.



Realizar pruebas de la estrategia de control propuesta en otros sistemas de licuefacción con características similares, para corroborar si es aplicable y efectiva para otros procesos.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Aguilar, E.; Murrieta, F.; Martínez, P.; Villalobos, A. y Klip, A. (2007). Diseño óptimo evolutivo del proceso de refrigeración de etileno. *Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ)* vol. 22 núm. 1, 200.

Guerra, K. (2009). Diseño de estrategia de control avanzado para minimizar efectos perturbadores en la calidad de productos en Torre Desbutanizadora. Tesis para obtener el grado de Maestría. Universidad Privada Dr. Rafael Belloso Chacín. Venezuela.

González, P. y Andrade, D. (2010). Informe tecnológico: Simulación de sistema de licuefacción de etileno. Venezuela. Publicaciones de la Universidad del Zulia.

Lara, F. (2003). Diseño de estrategias de control PID y predictiva en planta de manufactura de propileno grado polímero. Tesis para obtener el grado de Maestría. Universidad Privada Dr. Rafael Belloso Chacín. Venezuela.