

Modelamiento y simulación de un sistema de control para una torre de destilación en la producción de kerosene

Modeling and simulation of a control system for the distillation tower in the production of kerosene.

Francisco E. Moreno G.^{1*}, José A. Becerra V.², Abdul O. Cárdenas G.³, Oscar R. Sandoval R.⁴

¹Ph.D, Ingeniero electrónico, Ingeniería Electromecánica, Universidad Francisco de Paula Santander, Cúcuta, Colombia
femgarcia@ufps.edu.co

²M.Sc., Ingeniero eléctrico, Ingeniería Electromecánica, Universidad Francisco de Paula Santander, Cúcuta, Colombia.
josearmandobv@ufps.edu.co

^{3,4}M.Sc., Ingeniero electromecánico, Ingeniería Electromecánica, Universidad Francisco de Paula Santander, Cúcuta, Colombia

Resumen — Este documento resalta información relacionada al modelamiento y simulación de un sistema de control para un proceso industrial (el tope de una torre de destilación que tiene como producto final kerosene). Modelamiento de válvula de control, diseño de convertidores y transductores de señales eléctricas. También se observa el manejo de ecuaciones en términos de Laplace para la simulación en el software Simulink y desarrollo del control en cascada utilizando el toolbox “PID tuner”.

Palabras claves — Control, control en cascada, kerosene, PID, Simulink.

Abstract — This document stands out information related to the modeling and simulation of a control system for an industrial process (the end of a distillation tower that has as product final kerosene). Modeling of control valve, design of converters and transducers of electric signs. The handling of equations is also observed in terms of Laplace for the simulation in the software Simulink and development of the control in cascade using the toolbox “PID tuner”.

Keywords — Control, cascade control, kerosene, PID, Simulink.

I. INTRODUCCIÓN

El petróleo durante muchos años ha significado una fuente de energía para el hombre, quien se ha dedicado al estudio profundo y exhaustivo del mismo a fin de ampliar sus conocimientos en cuanto a usos, eficiencia y beneficios se refiere.

Durante el año 2004, el consumo mundial de petróleo se elevó un 3,4% y alcanzó los 82,4 millones de barriles al día. Los responsables de casi la mitad del aumento son Estados Unidos y China, que en la actualidad utilizan 20,5 y 6,6 millones de barriles diarios, respectivamente [1].

La destilación es una técnica común para la separación de corrientes líquidas con dos o más componentes y es una de las operaciones unitarias más importantes en la industria química [2]

El diseño y control de una columna de destilación es de gran importancia, ya que permite obtener corrientes de producto con la pureza requerida, ya sea para la venta o para su utilización en otros procesos químicos [3].

El kerosene es un producto obtenido en la primera destilación del petróleo. También se conoce con el nombre de petróleo lampante. Se utiliza como combustible en motores de poca compresión, en lámparas y estufas [4].

El proceso industrial que se investiga es una destilación de kerosene. Este documento tiene como objetivo buscar el modelamiento y simulación de un sistema de control para el tope de la torre de destilación.

II. TOPE DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN CON CONTROL DE REFLUJO

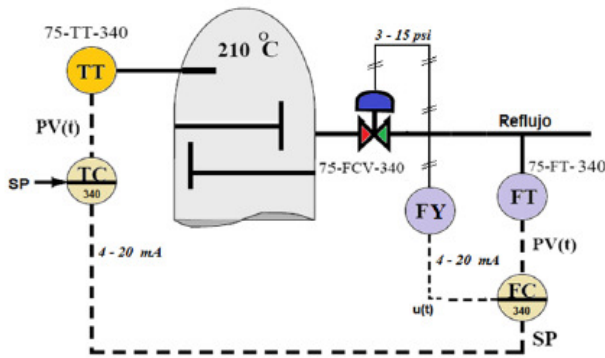


Figura 1. Esquema del tope de una torre de destilación con control de reflujo.

Basándose en el estudio y análisis de la figura 1 se observa que el sistema requiere la implementación de un control en cascada.

Basándose en el estudio y análisis de la figura 1 se observa que el sistema requiere la implementación de un control en cascada. La variable maestra es la temperatura a la cual se encuentra el kerosene almacenado en el tope de la torre de destilación medida a través de un transductor de temperatura (TT) y la variable esclava es el reflujo medido a través del transductor de flujo (FT) que ingresa al sistema por medio de una válvula de control accionada por el controlador del flujo (FC). El lazo de control lo compone también el controlador de temperatura (TC) y el convertidor de señal eléctrica a señal neumática (FY).

En el tope de la torre de destilación la variable esclava regula el paso del kerosene que viene del reflujo para mantener así la temperatura del sistema en el rango deseado, para ello, la variable maestra tiene la función de modificar el set point del lazo de control esclavo cada vez que exista variaciones en la señal de error de la variable temperatura.

En el sistema los transductores (flujo y temperatura) proporcionan una respuesta eléctrica normalizada de 4-20 mA, el convertidor de señales (FY) de corriente normalizada de 4-20 mA a señal neumática de 3-15 psi y por último un actuador y una válvula de control.

III. IDENTIFICACIÓN Y MODELAMIENTO DEL SISTEMA.

Para realizar el diseño del controladores PID (FC) y del PI (TC) se hizo necesario establecer el modelo dinámico que relacione la temperatura (T) del kerosene en el tope de la torre de destilación a variaciones del reflujo másico (\dot{M}), dicho modelo dinámico está representado un sistema de segundo grado con una frecuencia natural no amortiguada

$W_n = 10 \text{ rad/s}$, y un factor de amortiguamiento $\varepsilon = 0,35$.

El modelo dinámico de la planta está dado por la siguiente ecuación:

$$\frac{T(s)}{M(s)} = \frac{360 \times 10^3}{s^2 + 420s + 360 \times 10^3} \quad (1)$$

En donde $M(s)$ está dado en kg/min y $T(s)$ está dado en $^{\circ}C$.

Otro elemento importante en nuestro análisis es el modelo dinámico de la válvula de control el cual está representado como un sistema de primer orden con una constante de tiempo $\tau_v = 0,1 \text{ min}$ y una constante de válvula $K_v = 2,5$.

Por lo anterior, el modelo dinámico de la válvula de control está dado por:

$$\frac{F(s)}{V_p(s)} = \frac{1}{0,1s + 1} \quad (2)$$

Donde,

$F(s)$ = Señal de unidad de 0-1

La válvula seleccionada para el control de reflujo fue una válvula lineal donde su ganancia está definida por la siguiente ecuación:

$$\frac{K_v}{V_p} = 2,5 \quad (3)$$

El dimensionamiento de la válvula de control se basa en la ecuación de continuidad de fluidos de Bernoulli y está representada por la siguiente ecuación [5]:

$$Q(s) = K K_v(s) \sqrt{\frac{\Delta P_p}{\rho}} \quad (4)$$

Donde,

- $K_v(s)$ = Coeficiente o constante de la válvula.
- K = Coeficiente de proporcionalidad y dimensionamiento.
- $Q(s)$ = Flujo volumétrico m^3/s .
- ρ = Masa específica del fluido 800 kg/m^3 .
- ΔP_p = Caída de presión teórica del sistema en kg/cm^2 a través de la válvula y por consideración de diseño para fluidos líquidos fue tomada una caída del 25%.

Por lo tanto, el valor de caída de presión en la válvula es:

$$\Delta P_p = 0,415 \text{ kg/cm}^2 \quad (5)$$

Finalmente para relacionar el flujo másico con el flujo volumétrico, está definido en la siguiente ecuación:

$$\dot{M}(s) = \rho \dot{Q}(s) \tag{6}$$

Y sustituyendo en la ecuación 6 el valor de la masa específica se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{\dot{M}(s)}{\dot{Q}(s)} = 800 \tag{7}$$

Otra parte importante de los lazos de control es el modelo dinámico de los instrumentos, transductores y convertidor corriente (I) a presión (P), con un comportamiento lineal, ya que su constante de tiempo es muy pequeña comparada con el resto del proceso.

El controlador del sistema generará una señal eléctrica de 4-20 mA y para la válvula se necesita una señal neumática de 3-15 psi, por lo que a partir de curvas de calibración del convertor corriente (I) a presión (P) como puede ser observado en la figura 2, se obtiene la ecuación 8 que representa matemáticamente dicho comportamiento.

De la figura 2 se obtiene:

$$P = \frac{3}{4}I \tag{8}$$

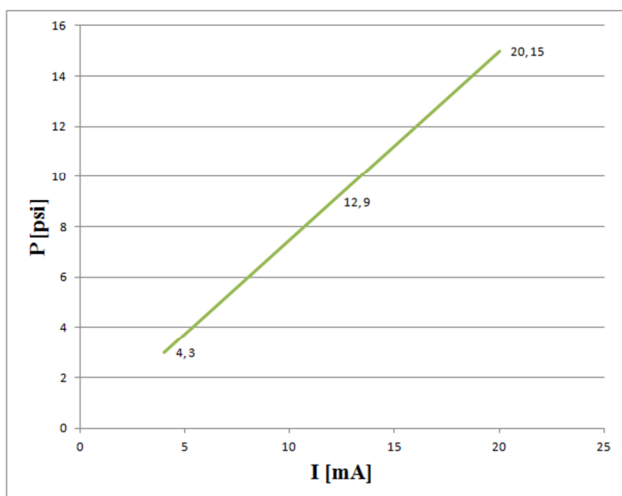


Figura 2. Conversión de corriente (I) a presión (P).

Para el convertidor de apertura de la válvula (Vp) a presión (P) se requiere una señal Vp en unidad (de 0 a 1).

De la figura 3 se obtiene el siguiente modelo:

$$Vp = \frac{1}{12}P - \frac{1}{4} \tag{9}$$

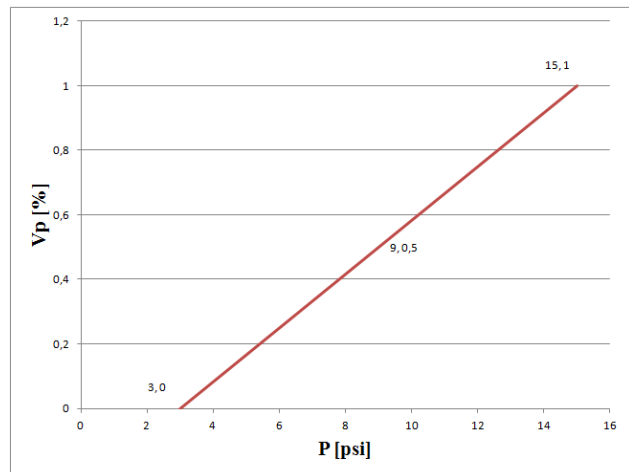


Figura 3. Conversión de presión (P) a porcentaje de apertura de la válvula (Vp).

En la calibración del transductor de flujo \dot{M}/I se requiere una señal \dot{M} que representa la cantidad de flujo másico que entra al sistema.

La figura 4 se rige bajo el siguiente modelamiento:

$$I = \frac{8}{105}M - 4 \tag{10}$$

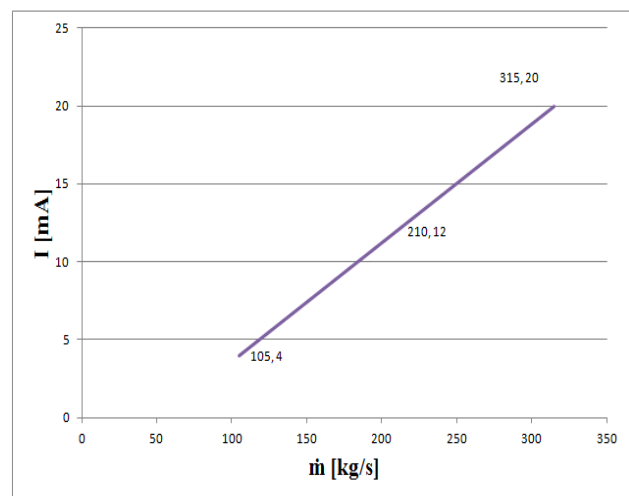


Figura 4. Conversión de flujo másico (\dot{M}) a corriente (I).

Por último, la figura 5 modela la calibración del transductor de temperatura:

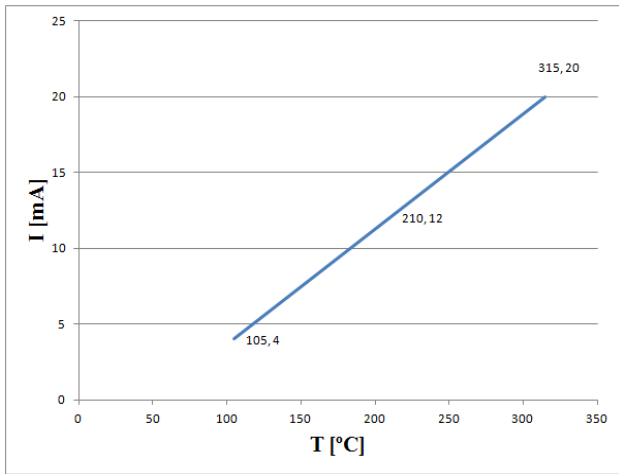


Figura 5. Conversión de temperatura (T) a corriente (I).

Calibración que permite obtener el modelo dinámico del transductor y está dado por la siguiente ecuación:

$$I = \frac{8}{105}T - 4 \quad (11)$$

IV. SINTONIZACIÓN Y SIMULACIÓN DE LOS LAZOS DE CONTROL[6]

Con todos los modelos que se obtuvieron de la planta: La válvula de control, los transductores y convertidores, se agrupan para conformar los lazos de control en Simulink de MATLAB para realizar la sintonización de los controladores. Finalmente se obtiene una representación en Simulink de la siguiente figura:

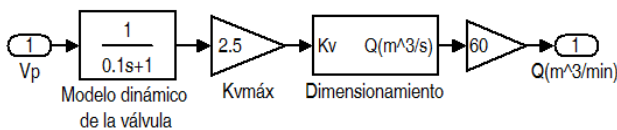


Figura 6. Modelo de la válvula de control en Simulink

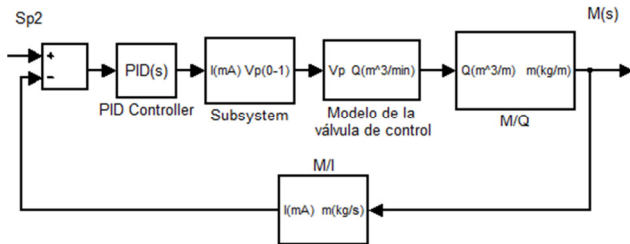


Figura 7. Lazo de control del reflujo en SIMULINK.

Para realizar la primera sintonización del controlador se ingresó una función escalón de magnitud 12 que representa una señal de corriente a temperatura nominal. Con la función *Block Parameters: PID Controller* de Simulink se sintoniza el controlador para la planta y las constantes son halladas utilizando un algoritmo PID con aproximación derivativa:

El resultado de la sintonización son las siguientes constantes:

- Proporcional (P) 0.9450
- Integrativa (I) 0.2245
- Derivativa (D) 1.4995
- Coeficiente de filtro (N) 0.63

La figura 8 presenta la respuesta del controlador del primer lazo de control.

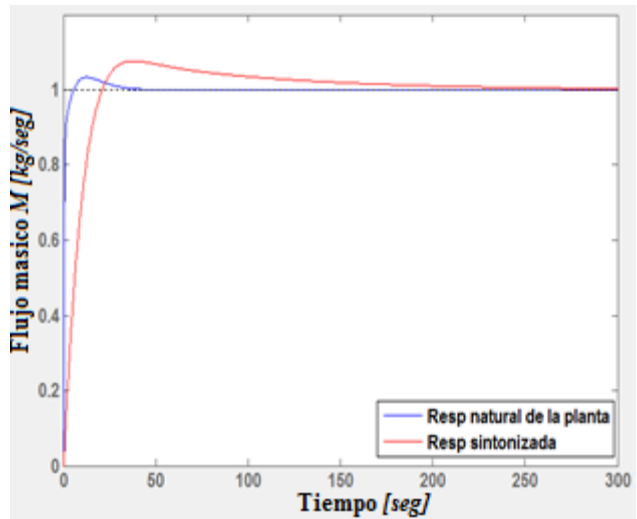


Figura 8. Respuesta de sintonización y ajuste para el controlador PID

Con la sintonización del primer lazo de control del reflujo se adiciona el resto del proceso y se procede a sintonizar el segundo controlador con el lazo de control de la temperatura a la cual debe mantenerse en 210°C. El sistema completo de simulación se puede observar en la figura 9.

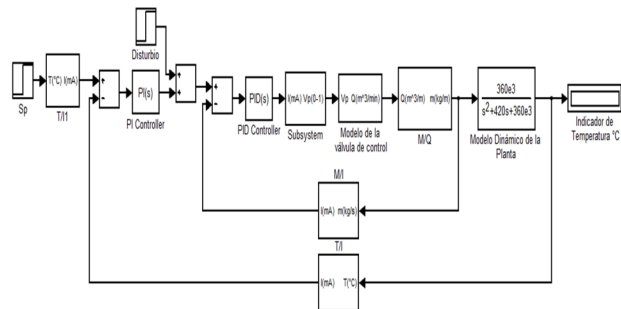


Figura 9. Lazos de control del proceso de destilación del keroseno en tope de la torre.

Se realiza de nuevo la sintonización de un controlador PI en lazo cerrado utilizando la función *Block Parameters: PID Controller* de Simulink.

El resultado de la sintonización del lazo de control externo o de temperatura arroja las siguientes constantes del controlador PI:

- Proporcional (P) 0.9450
- Integrativa (I) 0.2245

La figura 10 presenta la respuesta del controlador del segundo lazo de control.

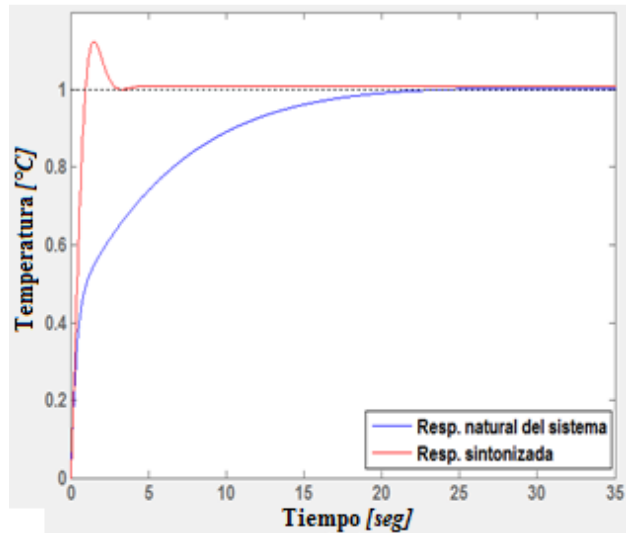


Figura 10. Respuesta de sintonización y ajuste para el controlador PI

Finalmente después de haber sintonizado los dos controladores se verifican la respuesta del proceso con sus respectivos ajustes y se somete a un disturbio ingresado a los 120 min de funcionamiento para verificar si los controladores están realizando sus funciones correctivas.

La respuesta final que se obtuvo con ambos controladores actuando al mismo tiempo se muestra en la siguiente figura.

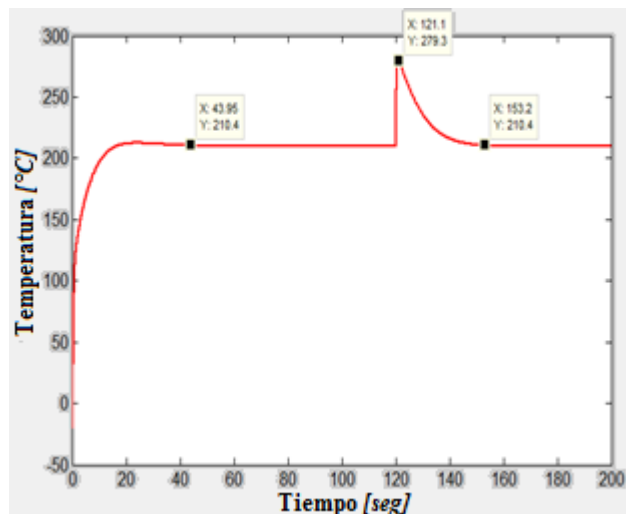


Figura 13. Temperatura (°C) vs tiempo (seg)

V. CONCLUSIONES

Cuando se realiza la sintonización de un controlador para cualquier proceso se recomienda trabajar en un solo sistema de unidades ya que disminuyen complejidad del desarrollo de los cálculos realizados y se tiene mayor seguridad de los resultados obtenidos.

La buena sintonización de un controlador depende en gran medida del correcto modelo matemático o las funciones de transferencia de los transductores e instrumentos vinculados en los lazos de control, en el planteamiento de esta metodología los instrumentos, transductores y convertidor I/P, respondían a una transferencia lineal, ya que su constante de tiempo es muy pequeña comparada con el resto del proceso, estas funciones lineales se consiguieron con las condiciones nominales de flujo y temperatura de la planta.

Un modelo fundamental y sensible dentro de los lazos de control fue el modelo dinámico de la válvula de control que se divide en tres partes: el modelo del dimensionamiento de la válvula donde se tiene en cuenta el flujo de recirculación por un factor de seguridad de 1.5 (flujo máximo 315 kg/min) y por condiciones de diseño se toma una caída máxima de presión 2 psi, el siguiente modelo es la ganancia máxima de la válvula y se trabajó una válvula lineal, por último el modelo dinámico de la válvula donde corresponde a un modelo de primer orden con una constante de tiempo ($\tau_v = 0,1 \text{ min}$) pero se hizo necesario con todos estos modelos hallar una constante ($k = 3,614463185e^{-3}$) que agrupa factores como accesorios en las tuberías, ajustes por viscosidad y otros factores que determinan el comportamiento real de la válvula, que al final permite obtener resultados coherentes para su selección.

REFERENCIAS

- [1] Ancheyta Jorge; Speight James G. Hydroprocessing of heavy oils and residua. CRC Press. p. 125, 2007.
- [2] Luyben, W. Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers. Mc- Graw Hill International Editions, 1996.
- [3] Bequette, B. Process Dynamics: Modeling, analysis and simulation. Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Sciences, 1998.
- [4] Castells X. E., "Reciclaje de residuos industriales", Ediciones Díaz de Santos S.A, Madrid, España, 2000.

- [5] Coeficiente de dimensionamiento de válvulas de control GICI Grupo de Investigación de Control Industrial, Universidad del Valle.
- [6] Texto guía de teoría de control e instrumentación, José Ricardo Bermúdez Santaella, "GIDPI" Grupo de Investigación de Desarrollo en Procesos Industriales UFPS.