

SISTEMA DE CONTROL DE TEMPERATURA PARA UNA REACCIÓN DE SAPONIFICACIÓN EN UN REACTOR QUÍMICO CONTINUO

SYSTEM OF CONTROL OF TEMPERATURE FOR A REACTION OF SAPONIFICACIÓN IN A CONTINUOUS

Emerson Collado Domínguez¹, Miguel Huallpacusi Barrera², Oscar Osoros Castillo³

RESUMEN

Los avances tecnológicos alcanzados, específicamente en lo referente a sistemas de control computarizado, están facilitando al ingeniero químico el mejor manejo y control de un mayor número de variables, restricciones y especificaciones que intervienen en un proceso determinado, haciendo que estos sean más eficientes y permitiendo obtener mejores rendimientos sin descuidar la calidad del producto y los niveles de producción requeridos. El sistema de control que se plantea busca mantener el valor de la temperatura deseado para una reacción química de modo que se pueda obtener la mayor conversión posible, ante la presencia de perturbaciones que se dan en el transcurso del proceso asociadas a los flujos y concentraciones de los reactantes, así como del flujo y temperatura del vapor saturado de calentamiento. A partir del modelamiento del proceso que se plantea en este artículo y el conocimiento de los elementos involucrados tales como las válvulas de control, medidores, transmisores y transductores se puede, a partir, de un sistema SCADA con el empleo de un PLC, monitorear, supervisar y controlar el curso de la reacción en tiempo real, manteniendo la temperatura en el valor óptimo deseado.

Palabras clave: Estrategia de control, Balance de energía, Control en cascada.

ABSTRACT

The technological progress achieved, especially regarding to computerized control systems, are facilitating the chemical engineer a better understanding and control of a larger number of variables, restrictions and specifications that are involved in a determinate process, making them more efficient and allowing to obtain higher performances, without compromising the product's quality and the production levels that are required. The purpose of the control system suggested is to maintain the desired temperature value for a chemical reaction in order to obtain the best conversion as possible, in presence of disturbances that occur while the process is taking place, and are associated with the flow and concentrations of the reactants and also with the flow and temperature of the saturated heating steam. From the mathematical model presented in this article and the knowledge of other elements involved such as control valves, sensors, transmitters, and transducers, a SCADA system with the use of a PLC is able to supervise, monitor and control the chemical reaction in real time, keeping the temperature in its optimal desired value.

Key words: Strategy of control, Balance of energy, Cascade control.

¹Catedrático principal de la Facultad de Ingeniería Química y Textil de la Universidad Nacional de Ingeniería.

²Bachiller de la Facultad de Ingeniería Química y Textil de la Universidad Nacional de Ingeniería. ³Bachiller de la Facultad de Ingeniería Química y Textil de la Universidad Nacional de Ingeniería.

INTRODUCCION

Este artículo presenta un modelo de sistema de control capaz de responder a las perturbaciones propias de un proceso químico que se realiza de manera continua, permitiendo hacer las correcciones necesarias para lograr que la operación se lleve a cabo a las condiciones deseadas.

Si bien la estrategia de control aplicada responde a las necesidades del proceso y equipos analizados, sobre la base del modelo y enfoque desarrollado, el estudio se puede hacer extensivo a reactores químicos presentes en unidades de proceso de la industria en general, con todas las aplicaciones que esto involucra.

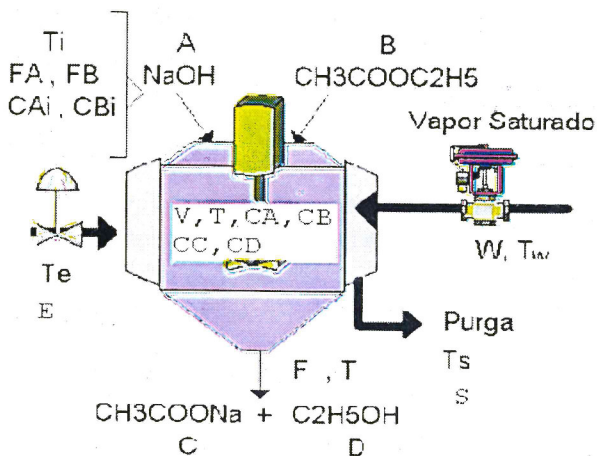


Fig. 1 Sistema de control para una reacción de saponificación.

SIMBOLOGÍA

Flujos [m³/min]: FA, FB, F, E, W, Q

Concentraciones [mol/m³]: CA_i, CB_i, C_A, C_B, C_C, C_D

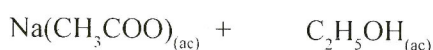
Temperaturas [°C]: Ti, Te, T, Tw, Ts

Capacidad calorífica a presión constante:

[J/Kg.°C]: Cp

Densidad [Kg/m³]: ρ

Reacción de saponificación



$$r = K_0 * e^{-E_a / R.(T+273.15)} * C_A * C_B$$

[r] = mol/ m³.min

K₀, E_a → constantes

ΔH_r → (+) calor de reacción constante (j/mol)

Consideraciones del modelo a aplicar

- La temperatura en la chaqueta (T_s) es homogénea.
- Los reactivos y los productos son líquidos, por lo cual, las densidades y capacidades caloríficas no varían significativamente con la temperatura o composición.
- El coeficiente global de transferencia de calor (U) es constante [U] = J/ °C.min.m² y las pérdidas de calor son despreciables debido al uso de aislantes.

Balances de masa para el reactor químico

Para el componente A:

$$F_A \cdot C_{A0} - F \cdot C_A - r \cdot V = V \frac{dC_A}{dt} \quad (1)$$

V: volumen → constante

Para el componente B:

$$F_B \cdot C_{B0} - F \cdot C_B - r \cdot V = V \frac{dC_B}{dt} \quad (2)$$

Para el componente C:

$$F \cdot C_C + r \cdot V = V \frac{dC_C}{dt} \quad (3)$$

Para el componente D:

$$- F \cdot C_D + r \cdot V = V \frac{dC_D}{dt} \quad (4)$$

Balance de energía para el reactor químico

$$F_A \cdot \rho_A \cdot C_{pA} \cdot T_i + F_B \cdot \rho_B \cdot C_{pB} \cdot T_i - F \cdot \rho \cdot C_p \cdot T + V \cdot r \cdot (\Delta H_r) + U \cdot A \cdot (T_s - T) = V \cdot \rho \cdot C_p \cdot dT/dt \quad (5)$$

Balance de energía para la chaqueta

$$E \cdot \rho_e \cdot C_{pe} \cdot T_e - S \cdot \rho_s \cdot C_{ps} \cdot T_s - U \cdot A \cdot (T_s - T) = C_M \frac{dT_s}{dt} \quad (6)$$

CM: Capacidad Calorífica del Metal (Acero Inoxidable 316) [J/°C].

Sistema de control de temperatura para una reacción de saponificación en un reactor químico continuo enchaquetado mediante el uso de plc's

El flujo de vapor se da según la ecuación de Leslie.

$W(\text{lb/h}) = 0.86 \cdot k_1 \cdot C_v \cdot P_1$ Cuando P_2 es $\frac{1}{2}$ o menor que P_1

$W(\text{lb/h}) = C_v \cdot k_1 \cdot \sqrt{(P_1 - P_2)(P_1 + P_2)}$ cuando $P_2 > \frac{1}{2} P_1$

$K_1 = 2.1$ para vapor de agua saturado se verifica el primer caso.

La variable a controlar es la temperatura del reactor, pues, su valor condiciona la conversión a alcanzar en la reacción de saponificación desarrollada.

Para poder mantener dicha temperatura en el set point requerido por el proceso, se debe controlar la mezcla de vapor saturado y agua fría que se da en la chaqueta del reactor.

Las perturbaciones a considerar para el proceso son los cambios en el flujo y concentración inicial de uno de los reactantes (NaOH) así como variaciones en el flujo y temperatura del vapor saturado suministrado por el caldero.

De la ecuación (1)

$$F_{A(t)} \cdot C_{A_i(t)} - F \cdot C_{A(t)} - V \cdot K_0 \cdot e^{-E_a/R(T(t)+273.15)} \cdot C_{A(t)} \cdot C_{B(t)} = V \frac{dC_{A(t)}}{dt}$$

Se debe linealizar la expresión:

$$V \cdot K_0 \cdot e^{-E_a/R(T(t)+273.15)} \cdot C_{A(t)} \cdot C_{B(t)} = f(T, C_A, C_B)$$

Se utilizará la ecuación:

$$\begin{aligned} f(T, C_A, C_B) &= f(T_0, C_{A0}, C_{B0}) + \\ & \left(\frac{\partial f}{\partial T} / 0 \right) \cdot T_{(t)} + \left(\frac{\partial f}{\partial C_A} / 0 \right) \cdot C_{A(t)} + \left(\frac{\partial f}{\partial C_B} / 0 \right) \cdot C_{B(t)} \quad f(T, C_A, C_B) = \\ & \underbrace{V \cdot K_0 \cdot e^{-E_a/R(T_0+273.15)} \cdot C_{A0} \cdot C_{B0}}_{A_1} + \\ & \underbrace{V K_0 \cdot C_{A0} C_{B0} \cdot e^{-E_a/R(T_0+273.15)}}_{A_2} \cdot \frac{E_a}{R(T_0+273.15)^2} \cdot T_{(t)} + \\ & \underbrace{V \cdot K_0 \cdot C_{B0} \cdot e^{-E_a/R(T_0+273.15)}}_{A_3} \cdot C_{A(t)} \\ & + \underbrace{V K_0 C_{A0} \cdot e^{-E_a/R(T_0+273.15)}}_{A_4} \cdot C_{B(t)} \end{aligned}$$

$[A_1] = \text{mol/min}$

$[A_2] = \text{mol/min} \cdot ^\circ\text{C}$

$[A_3] = \frac{m^3}{\text{min}} \quad [A_4] = \frac{m^3}{\text{min}}$

Entonces:

$$f(T, C_A, C_B) = A_1 + A_2 \cdot T_{(t)} + A_3 \cdot C_{A(t)} + A_4 \cdot C_{B(t)}$$

Donde:

$$\begin{aligned} T_{(t)} &= T_{(t)} - T_0 \\ C_{A(t)} &= C_{A(t)} - C_{A0} \\ C_{B(t)} &= C_{B(t)} - C_{B0} \end{aligned}$$

Estas variables en negrita se denominan variables de desviación y dicha notación se utilizará en adelante. En la ecuación (1) se deben linealizar los términos:

$F_A \cdot C_{A_i}$ y $F \cdot C_{A(t)}$

Reemplazando:

$$F_{A0} \cdot C_{A0} + F_{A0} \cdot C_{A_i(t)} + C_{A0} \cdot F_{A(t)} - F_0 \cdot C_{A0} - C_{A0} \cdot F_{(t)} - F_0 \cdot C_{A(t)} - A_1 - A_2 \cdot T_{(t)} - A_3 \cdot C_{A(t)} - A_4 \cdot C_{B(t)} = \frac{dC_A}{dt} V \quad (1.1)$$

Evaluando esta ecuación en estado estacionario

$$F_{A0} \cdot C_{A0} - F_0 \cdot C_{A0} - A_1 = 0 \quad (1.2)$$

Restando (1.1) - (1.2) y aplicando la transformada de Laplace: [1]

$$F_{A0} \cdot C_{A_i(s)} + C_{A0} \cdot F_{A(s)} - C_{A0} \cdot F_{(s)} - F_0 \cdot C_{A(s)} - A_2 \cdot T_{(s)} - A_3 \cdot C_{A(s)} - A_4 \cdot C_{B(s)} = V \cdot S \cdot C_{A(s)}$$

Sea $\tau_1 = \frac{V}{F_0 + A_3}$, min

$$C_{A(s)} = \frac{1}{(1 + \tau_1 s)(F_0 + A_3)} [F_{A0} \cdot C_{A_i(s)} + C_{A0} \cdot F_{A(s)} - C_{A0} \cdot F_{(s)} - A_2 T_{(s)} - A_4 C_{B(s)}] \quad (1.3)$$

En la ecuación (2): Aplicando el mismo criterio:

Sea $\tau_2 = \frac{V}{F_0 + A_4}$, $[\tau_2] = \text{min}$

$$C_{B(s)} = \frac{-1}{(1 + \tau_2 s)(F_0 + A_4)} * [C_{B0} \cdot F_{(s)} + A_3 \cdot C_{A(s)}] \quad (2.1)$$

En la ecuación (5)

$$F_{A(t)} \cdot \rho_A \cdot C_{pA} \cdot T_i + F_{B(t)} \cdot \rho_B \cdot C_{pB} \cdot T_i - F_{(t)} \cdot \rho \cdot C_p \cdot T_{(t)} + v \cdot r \cdot (\Delta H_r) + U \cdot A \cdot T_s - U \cdot A \cdot T_{(t)} = v \cdot \rho \cdot C_p \cdot \frac{dT}{dt} (t)$$

Linealizando y restando la expresión equivalente en estado estacionario, para luego aplicar Laplace.

Sea:

$$\tau_5 = \frac{v \cdot \rho \cdot C_p}{\rho \cdot C_p \cdot F_o - A_2 \cdot (\Delta H_R) + U \cdot A} \quad [\tau_5] = \min$$

$$T_{(s)} = \frac{1}{(1 + \tau_5 s) [\rho C_p F_o - A_2 (\Delta H_R) + U A]} *$$

Para obtener la función de transferencia de este proceso, se reemplazan en esta ecuación (5.1) las expresiones de $C_{A(s)}$ ecuación (1.3) y $C_{B(s)}$ ecuación (2.1).

Se obtiene una expresión de la siguiente forma

$$T_{(s)} = f(F_{A(s)}, F_{(s)}, C_{A(s)}, C_{B(s)}, C_{Ai(s)})$$

Función de transferencia del proceso primario → GI (2)

También a partir del balance de masa general se verifica:

$$F_{A(s)} \cdot \rho_A + F_{B(s)} \cdot \rho_B = F \cdot \rho$$

$$F_B = \text{constante de acuerdo al modelo}$$

Entonces:

$$F_{A(s)} \cdot \rho_A = F_{(s)} \cdot \rho$$

Para el proceso de mezclado que ocurre en la chaqueta del reactor (proceso secundario), la perturbación se origina por cambios en el flujo y/o temperatura del vapor proveniente del caldero el cual afecta las condiciones de la mezcla, variando S y Ts.

Reemplazando en la ecuación (6)

$$E_{(t)} \cdot \rho_e \cdot C_{pe} \cdot T_e - S_{(t)} \cdot \rho_s \cdot C_{ps} \cdot T_s - U \cdot A \cdot T_s + UAT + W(t) \cdot \rho_w \cdot C_{pw} \cdot T_w(t) = CM \cdot \frac{dT_s}{dt} (t)$$

Linealizando

$$E \cdot \rho_e \cdot C_{pe} \cdot T_e - \rho_s \cdot C_{ps} \cdot S_0 \cdot T_{s(t)} - \rho_s \cdot C_{ps} \cdot T_{s_0} \cdot S_{(t)} -$$

$$S_0 \cdot \rho_s \cdot C_{ps} \cdot T_{s_0} + W_0 \cdot \rho_w \cdot C_{pw} \cdot T_{w_0} + W_0 \cdot \rho_w \cdot C_{pw} \cdot T_{w(t)} + \rho_w \cdot C_{pw} \cdot T_{w_0} \cdot W_{(t)} - U \cdot A \cdot T_{s(t)} + U \cdot A \cdot T = CM \cdot \frac{dT_s}{dt} (t) \quad (6.1)$$

En estado estacionario:

$$E \cdot \rho_e \cdot C_{pe} \cdot T_e - S_0 \cdot \rho_s \cdot C_{ps} \cdot T_{s_0} - U \cdot A \cdot T_{s_0} + U \cdot A \cdot T = 0 \quad (6.2)$$

Restando Ecuación (6.1) – Ecuación (6.2) y aplicando Laplace.

Sea:

$$\tau_6 = \frac{C_M}{\rho_s \cdot C_{ps} \cdot Q_0 + U \cdot A}, \min$$

$$T_{s(s)} = \frac{1}{(1 + \tau_6 s) (\rho_s \cdot C_{ps} \cdot Q_0 + U \cdot A)} * [\rho_w \cdot C_{pw} \cdot W_0 \cdot T_{w(s)} + \rho_w \cdot C_{pw} \cdot T_{w_0} \cdot W_{(s)} - \rho_s \cdot C_{ps} \cdot T_{s_0} \cdot S_{(s)}]$$

Pero del balance de masa de la chaqueta se verifica:

$$S_{(s)} \cdot \rho_s = W_{(s)} \cdot \rho_w$$

Reemplazando se tiene:

$$T_{s(s)} = \frac{1}{(1 + \tau_6 s) (\rho_s \cdot C_{ps} \cdot Q_0 + U \cdot A)} * [\rho_w \cdot C_{pw} \cdot W_0 \cdot T_{w(s)} + (\rho_w \cdot C_{pw} \cdot T_{w_0} - \rho_w \cdot C_{ps} \cdot T_{s_0}) W_{(s)}] \quad (6.3)$$

Además

$$W \cdot \rho_w = 0,86 \cdot k1 \cdot P_1 \cdot \frac{0,454}{60} \cdot C_v$$

$$W_{(s)} \cdot \rho_w = 0,86 \cdot k1 \cdot P_1 \cdot \frac{0,454}{60} \cdot C_{v(s)}$$

$$\text{Sea } 0,86 \cdot k1 \cdot P_1 \cdot \frac{0,454}{60} = \alpha$$

$$W_{(s)} \cdot \rho_w = \alpha \cdot C_{v(s)}$$

En la ecuación (6.3)

$$T_{s(s)} = \frac{1}{(1 + \tau_6 s) (\rho_s \cdot C_{ps} \cdot Q_0 + U \cdot A)} *$$

$$[\rho_w \cdot C_{pw} \cdot W_0 \cdot T_{w(s)} + (C_{pw} \cdot T_{w_0} - C_{ps} \cdot T_{s_0}) C_{v(s)}] \quad (6.4)$$

Las ecuaciones (6.4 y 6.3) son 2 representaciones de la función de transferencia del proceso secundario: → G II [2]

Sistema de control de temperatura para una reacción de saponificación en un reactor químico continuo enchaquetado mediante el uso de plc's

Para que el sistema se encuentre definido se requiere conocer las siguientes variables:

- P_1 (psi) → Aguas arriba de la válvula.
- P_2 (psi) → Aguas abajo de la válvula.
- C_{V_0} (gpm)
- Ko, Ea
- ΔH_R (J/mol), F_0 (m³/min)
- V (m³): Volumen de mezcla reactante

- C_{A_0}, C_{B_0} [mol/m³], T_i [°C],
- F_{A_0} [m³/min]
- T_0 (°C): Temperatura en el reactor en E.E.
- ρ [Kg/m³], C_p [J/Kg°C] Mezcla reactante.
- U [J/°C*m²*min]
- A [m²] Área de la chaqueta en contacto con el reactor
- C_M [J/°C] Acero inoxidable 316.

A partir de las funciones de transferencia de los procesos desarrollados y de los otros elementos que componen un sistema de control se puede esbozar los diagramas de bloques de dos propuestas de sistema de control, un sistema por retroalimentación (Fig. 1) y un sistema más avanzado en cascada (Fig. 2) típico de los reactores químicos, los cuales, pueden ser evaluados y comparados mediante una simulación por computadora y principalmente para su aplicación experimental en los equipos correspondientes.

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

El equipo es un reactor de tanque agitado (Fig. 3) de 30 litros de volumen con chaqueta de calentamiento para vapor saturado a 90 psig.

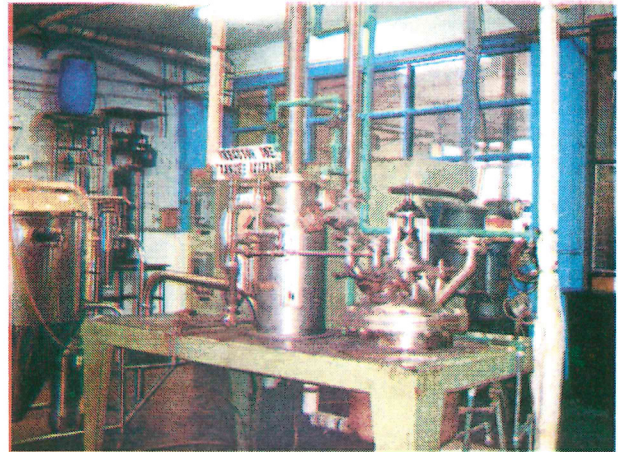


Fig. 3 Reactor químico

El sistema de control consta de dos sensores de temperatura, tipo termocupla con transmisor electrónico y señal de salida de 4 a 20 mA., el controlador es un PLC avanzado con entradas y salidas analógicas de 4 a 20 mA y comunicación a PC mediante red industrial vía Ethernet. La válvula de control tiene un actuador neumático y posicionador electro neumático con entrada de 4 a 20mA.

Se llevaron a cabo múltiples corridas y se tomaron como datos las temperatura del reactor y de la chaqueta del vapor versus el tiempo a fin de modelar la función de transferencia del proceso. Se usan diferentes valores del control proporcional a fin de encontrar los parámetros de sintonía y personalidad del controlador. Con los parámetros de sintonía se probaron distintos valores del P, I, D a fin de consistenciar los valores teóricos de sintonía con los experimentales.

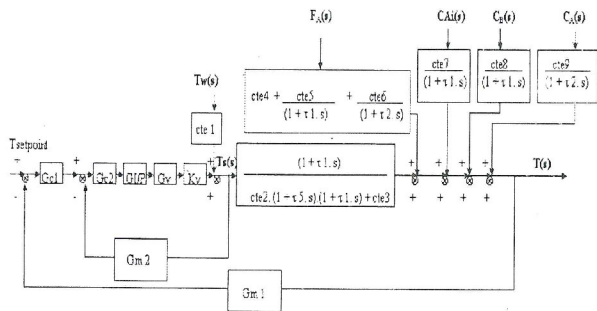


Fig. 1 Diagrama de bloques para el sistema de control en cascada.

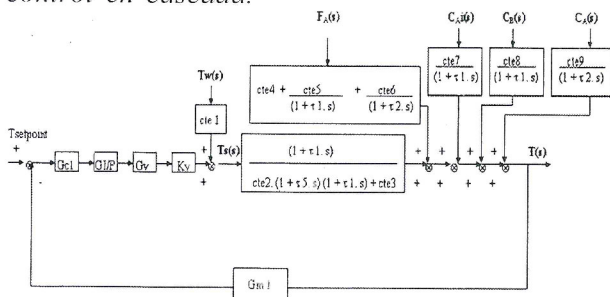


Fig. 2 Diagrama de bloques para el sistema de control por retroalimentación.

CONCLUSIONES

El modelo planteado responde a las perturbaciones propias del proceso desarrollado, cada proceso presenta sus particularidades y características, las cuales, dependen en gran medida también de los equipos en los que se desarrollan y las condiciones de operación que se fijan.

Otro tipo de acción considerada que modifica las condiciones del proceso, es un cambio en el valor de

temperatura deseado para la reacción de saponificación.

Una curva de reacción experimental para una perturbación definida y cuantificada, permite evaluar la respuesta del controlador, su sintonía mediante Ziegler Nichols y una evaluación de la respuesta del sistema de control.

REFERENCIAS

- 1 **Smith, C., Corripio, A.B.**, "Control automático de procesos". Editorial Limusa. Mexico 1994.
- 2 **Stephanopoulos, G.**, "Chemical Process Control. An Introduction to theory and practice". Prentice Hall International. New Jersey, USA, 1984.

Recepción de Originales: Enero 2005

Aceptación de Originales: Abril 2005

Correspondencia: ecollado@uni.edu.pe