

Diseño y simulación de un sistema de automatización del proceso de producción y fraccionamiento de ^{131}I , utilizando estrategias de control avanzado

José Páez^{1,*}, Pablo Arias², Jesús Miranda³

¹ Instituto Peruano de Energía Nuclear, Dirección de Servicios, División de Instrumentación Nuclear, Av. Canadá 1470, Lima 41, Perú

² Instituto Peruano de Energía Nuclear, Dirección de Transferencia Tecnológica, Laboratorio de Microinformática, Av. Canadá 1470, Lima 41, Perú

³ Instituto Peruano de Energía Nuclear, Dirección de Producción, Planta de Producción de Radioisótopos, Av. Canadá 1470, Lima 41, Perú

Resumen

En este reporte se presentan los resultados obtenidos en el diseño y simulación de un sistema de control utilizando estrategias avanzadas en una celda de producción en la Planta de Producción de Radioisótopos del IPEN. Los resultados demuestran que la temperatura del horno de fusión se estabiliza después de 30 minutos, constituyéndose en una ventaja para obtener el máximo rendimiento de la celda de producción de ^{131}I ; asimismo, se ha diseñado un controlador óptimo integral que permite obtener un modelo matemático que reproduzca con suficiente exactitud el comportamiento del proceso. Con la simulación final se ha demostrado que el sistema de control de temperatura de la celda de producción de ^{131}I es un sistema controlable y permite realizar la secuencia respectiva con las otras variables de control de la celda de producción.

Abstract

In this report, the results are obtained in the design and simulation of a control system using advanced strategies in a production cell in the Radioisotopes Production Plant at the IPEN. The results demonstrate that the temperature of the coalition oven is stabilized after 30 minutes, being constituted in an advantage to obtain the maximum yield of the cell production of ^{131}I ; also, an integral good controller has been designed that allows to obtain a mathematical model that reproduces with enough accuracy the behavior of the process. With the final simulation it has been to demonstrate that the System Control of Temperature of the Cell Production of ^{131}I is a controllable system and allows to carry out the respective sequence with other variables of control of the production cell.

1. Introducción

El presente trabajo muestra el diseño y la simulación de un sistema de control utilizando estrategias avanzadas en una celda de producción de ^{131}I . El proceso a ser controlado es la temperatura del horno de fusión, donde se inicia la producción de ^{131}I , hay que tener en cuenta que en la celda se produce un proceso dinámico donde se manejan alrededor de 42 variables de entrada y salida, para simplificar el trabajo se ha tomado la parte inicial del proceso [12,13].

El control de este proceso se simula en forma automática por la gran cantidad de radiación presente en el medio, debido a que el ^{131}I es un elemento radiactivo de alta energía. En la obtención de ^{131}I , además de producirse

radiación gamma, se encuentra presente la radiación beta en forma de aerosoles; por esa razón, la celda es hermética con una depresión que se genera por medio de bombas de vacío duplicadas, siempre preparadas para actuar en el momento que la otra salga fuera de servicio por algún percance, procedimiento que se denomina lógica dos de uno [6].

En la celda de producción de ^{131}I se utiliza el método por sublimación, el mismo que fue implementado el año 1993 con tecnología húngara y posteriormente rediseñada por personal peruano. El modelo que se simula es

* Correspondencia autor: jpaez@ipen.gob.pe

la automatización de este proceso de producción.

Los tiempos muertos que aparecen en el sistema de producción son ocasionados porque el operador realiza un proceso secuencial. Se ha simulado la lectura de temperatura y tiempo para poder hallar la función de transferencia [1,5].

2. Desarrollo

En el presente desarrollo se diseña, simula y evalúa un sistema de control que se adapta al control de temperatura del horno de fusión de la celda de producción de ^{131}I .

El control óptimo comprende el modelado del proceso, diseño del controlador óptimo integral, diseño del observador y simulación del control óptimo de temperatura [2,4].

2.1 Requerimiento de automatización e identificación de procesos críticos

El proceso de producción es del tipo secuencial.



Figura 1. Ensamblaje de los sub-sistemas para la celda de producción de ^{131}I .

En el control clásico las secuencias son independientes unas a otras, pero para procesos más complejos como el que se realiza en la celda de producción de ^{131}I deben emplearse estrategias de control multivariable [12,13].

La matriz clásica de transferencia es diagonal y nos informa el carácter independiente de los controladores. Todo el proceso maneja 42 señales de entrada y salida, resultando un modelo dinámico muy complejo. En este

estudio se modela la temperatura del horno de fusión T_1 [5,7]

2.2 Modelado de la temperatura en la celda de producción de ^{131}I

La arquitectura del sistema consta de un servosistema con una entrada y salida integrada a un controlador en cascada con la celda de producción de ^{131}I , como se muestra en la Figura 2.

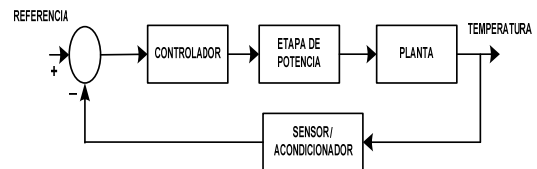


Figura 2. Estructura de un sistema de control de temperatura [13].

La celda de producción de ^{131}I con el horno de fusión posee una dinámica lenta, lo que constituye una ventaja a la hora de realizar las pruebas de simulación, pero activa tiempos muertos que deben ser tomados en cuenta. Las variables a controlar en la celda de producción de ^{131}I son:

- Temperatura del horno de fusión (y_1), como variable de control manipulada.
- Control calefactor del horno de fusión (u_1).

2.3 Modelo en espacio de estado del proceso de control de temperatura en la celda de producción de ^{131}I

En este proceso dinámico de simulación se pueden determinar curvas de respuesta a un escalón y a partir de ella encontrar la función de transferencia que reproduzca en forma aproximada las curvas reales [10,11].

La simulación se realizó teniendo en cuenta un proceso de producción estándar, tomando como referencia una cápsula que contenía 100 g de dióxido de teluro irradiado en el reactor, con una actividad radiactiva a procesarse de 4,5 a 5,5 curies.

Al empezar la etapa de producción de ^{131}I el control interno del horno de fusión es fijada en $750\text{ }^\circ\text{C}$ que es el valor de fusión del dióxido de teluro, después de haber llegado a su régimen desplazamos el control de temperatura interno a $755\text{ }^\circ\text{C}$ y tomamos mediciones cada 5 minutos.

$$i_{(0)} = 750\text{ }^\circ\text{C}$$

$$i_{(0)} + i_{(\infty)} \quad \text{donde: } i_{(\infty)} = 5 \text{ }^\circ\text{C}.$$

El Sistema de calefacción esta constituida por una resistencia calefactora, la especificación de fábrica de la resistencia térmica es por cada 300 mV la temperatura aumenta 1 °C.

La resistencia térmica es de 0,3 V/°C, entonces $u_{(0)}=225 \text{ V}$ en la temperatura prefijada inicial y después de llegar a 755 °C el $u_{(\infty)} = 1.5 \text{ V}$.

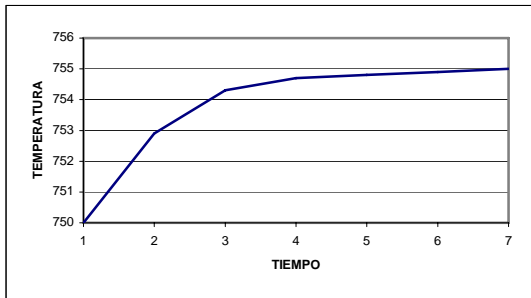


Figura 3. Gráfico: temperatura versus tiempo de la resistencia calefactora.

2.4 Análisis de la respuesta de una entrada a un escalón

Con los datos obtenidos en la simulación podemos hallar una curva $i_{(t)}$ que representa la evolución de la temperatura en el tiempo.

Asumimos la función de transferencia de primer orden para un proceso estándar, según los datos experimentales se asume que:

$$i_{(\infty)} = 5 \text{ }^\circ\text{C}; u_{(\infty)} = 1,5 \text{ V},$$

por lo tanto: $K_{(p)} = 3,33 \text{ }^\circ\text{C/V}$, el valor aproximado será de = 5,95, es decir:

$$\frac{i_{(s)}}{u_{(s)}} = \frac{K_{(p)}}{tS + I} \quad K_{(p)} = \frac{i_{(\infty)}}{u_{(\infty)}}$$

donde S es la variable de Laplace, la solución es conocida:

$$i_{(t)} = K_{(p)} (1 - e^{-t/\tau}) u_{(t)}$$

Hemos considerado una función de transferencia de primer orden que más se aproxima a nuestra simulación, lógicamente las pequeñas variaciones se deben a la toma de datos a partir de la curva experimental.

Para una segunda simulación se ha considerando los valores:

$i_{(\infty)}=10 \text{ }^\circ\text{C}$ que sería el valor final de la temperatura hasta 760 °C, el valor inicial

antes de generar el escalón sigue siendo:

$$i_{(0)} = 750 \text{ }^\circ\text{C}.$$

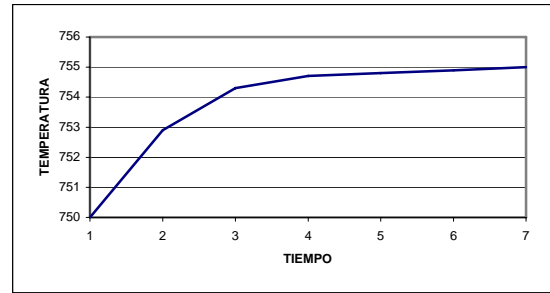


Figura 4. Gráfico: temperatura versus tiempo de la función de transferencia.

Con los datos obtenidos en la segunda simulación podemos hallar una curva $i_{(t)}$ que representa la evolución de la temperatura en el tiempo, a partir de representado en la Figura 4 podemos asumir una función de transferencia de segundo orden; tomando como punto de partida la información de la función de transferencia del primer experimento, podemos hallar los datos experimentales:

$$i_{(\infty)} = 10 \text{ }^\circ\text{C}; u_{(\infty)} = 3\text{V}$$

por tanto:

$$K_{(p)} = 3,33 \times 3,33 = 11,08 \text{ }^\circ\text{C/V}$$

El valor aproximado será de $\tau_2 = 1,44$

en el primer experimento $\tau_1 = 5,95$,

Por lo tanto la función de transferencia es:

$$\frac{i_{(s)}}{u_{(s)}} = \frac{11,08}{(5,95 S + 1)(1,44 S + 1)}$$

En la figura 5 se muestra el esquema donde determinamos los parámetros del controlador PID que son: P = 3,0, I = 0,8 y D = 0.

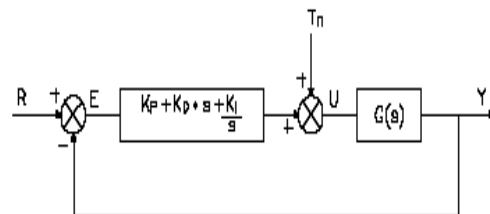


Figura 5. Diagrama de bloques de un sistema de control PID [4].

Usando el PID actual podemos simular en tiempo real la curva de temperatura a un escalón de 10 °C.

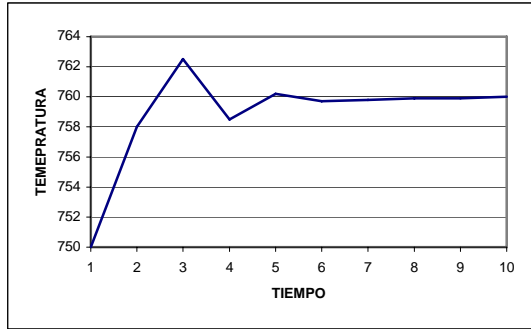


Figura 6. Curva de temperatura correspondiente al PID actual.

2.5 Diseño del controlador óptimo proporcional integral en la celda de producción de ¹³¹I

Una fase importante en el diseño es la identificación de la planta, que tiene como objetivo la obtención de un modelo matemático que reproduzca con suficiente exactitud el comportamiento del proceso, como se ha hecho en la simulación.

De la exactitud del modelo obtenido dependerá posteriormente el buen comportamiento del controlador diseñado. Para la planta de producción de radioisótopos se ha propuesto el siguiente modelo, considerando que los sistemas térmicos tienden a ofrecer una respuesta monótona creciente sin oscilaciones. La expresión matemática para este tipo de modelo es:

$$G(s) = \frac{Ke^{-t_d s}}{\tau s + 1}$$

El controlador óptimo proporcional integral que emplearemos en esta simulación se ha añadido una acción integral en el sistema de control vía un integrador con la señal de salida $v(k)$ y una ganancia integral K_I .

$$x_{(k+1)} = Gx_{(k)} + Hu_{(k)} \quad y_{(k)} = Cx_{(k)}$$

Donde la señal de control $u_{(k)}$ es de la forma:

$$u_{(k)} = -Kx_{(k)} + K_1 v_{(k)}$$

y la matriz de ganancia del controlador se expresa como:

$$K = [K_1 \ K_2 \ \dots \ K_n]$$

La ecuación del integrador es:

$$v_{(k)} = v_{(k-1)} + r_{(k)} - y_{(k)}$$

Para el tiempo $v_{(k+1)}$ podemos deducir:

$$\begin{aligned} v_{(k+1)} &= v_{(k)} + r_{(k+1)} - y_{(k+1)} \\ &= v_{(k)} + r_{(k+1)} - C[Gx_{(k)} + Hu_{(k)}] \\ &= (1 - CHK_1)v_{(k)} + (-CG + CHK)x_{(k)} + r_{(k+1)} \end{aligned}$$

De las ecuaciones anteriores podemos obtener:

$$x_{(k+1)} = (G - HK)x_{(k)} + HK_1 v_{(k)}$$

Se determina:

$$\begin{aligned} \begin{bmatrix} X(k+1) \\ V(k+1) \end{bmatrix} &= \begin{bmatrix} G - HK & HK_1 \\ -CG + CHK & 1 - CHK_1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X(k) \\ V(k) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 \\ 1 \end{bmatrix} r(k+1) \\ y(k) &= [C \quad 0] \begin{bmatrix} X(k) \\ V(k) \end{bmatrix} \end{aligned}$$

En el estado de equilibrio (cuando k tiende a infinito) las variables $x_{(k)}$, $u_{(k)}$ y $v_{(k)}$ toman los valores estacionarios en el infinito y podemos definir las siguientes variables incrementales:

$$\begin{aligned} X_{(k)} - X_{(\infty)} &= X_{e(k)} \\ V_{(k)} - V_{(\infty)} &= V_{e(k)} \end{aligned}$$

La inclusión de un integrador en el sistema de control aumenta en 1 el orden del sistema; es decir, mientras que el vector de estado $x_{(k)}$ del sistema original posee dimensión n , el vector de estado $\xi_{(k)}$ del sistema de control proporcional integral posee dimensión $(n+1)$, como consecuencia, la función de costo para el sistema de control proporcional integral toma la forma:

$$J = \frac{1}{2} \sum [\xi_{(k)}^T Q \xi_{(k)} + w^2_{(k)} R]$$

En lugar de K , ahora se debe calcular la matriz K que minimice la función de costo. La ecuación de Riccati y la ecuación de ganancia del controlador K resultan:

$$\begin{aligned} P &= Q + G^T P G - G^T P H [R + H^T P H]^{-1} H^T P G \\ K &= [R + H^T P H]^{-1} H^T P G \end{aligned}$$

El observador óptimo de estados:

Un observador que posee la siguiente ecuación de observación:

$$x_{(k+1)} = Gx_{(k)} + Hu_{(k)} + K_0^T_{(k)} [y_{(k)} - Cx_{(k)}]$$

Puede ser empleado para calcular el vector de estado estimado $x_{(k)}$, la matriz de ganancia $K_0_{(k)}$ se calcula de:

$$K_0_{(k)} = [R_0 + CP_0_{(k)}C^T]^{-1} CP_0_{(k)}G^T$$

Donde $P_{0(k)}$ es una matriz simétrica definida positiva, solución única de la siguiente ecuación de RICCATI:

$$P_{0(k+1)} = Q_0 + GP_{0(k)}G^T - GP_{0(k)}C^T[R_0 + CP_{0(k)}C^T]^{-1}C P_{0(k)}G^T$$

Donde Q_0 y R_0 son matrices de covarianza definidas positivas y asociadas con disturbios estocásticos que pueden afectar los estados y la salida del sistema [5,9].

3. Resultados

Tomando en cuenta al controlador óptimo cuadrático proporcional integral para el proceso de producción de ^{131}I procedemos con la simulación.

Hay que tener en cuenta que no se emplea el observador de estados por tener el proceso una función de transferencia de primer orden, en el cual la salida de temperatura es medible, la señal de referencia se ha fijado en 10°C que es el salto de temperatura luego que termina la etapa de estabilización y empieza la etapa de producción de ^{131}I . La simulación del proceso tomando como referencia las curvas estandarizadas se representa en la Figura 7.

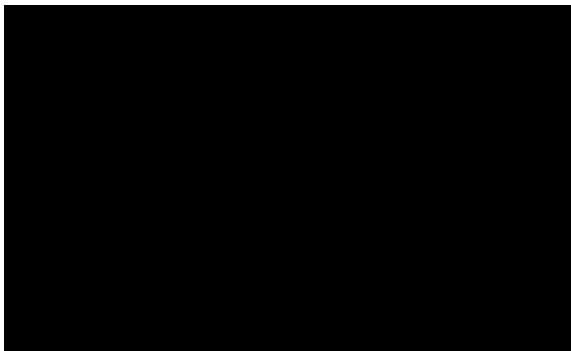


Figura 7. Curva de tiempo y temperatura en producción.

4. Conclusiones

La función de transferencia fue hallada en forma experimental trabajando con tiempos reales, tomando en cuenta las amortiguaciones y oscilaciones, debido a que el proceso de estabilización es lento. A partir de las curvas experimentales se ha encontrado la función de transferencia que reproduce en forma aproximada las mismas curvas.

El sistema del control de la temperatura del horno se estabiliza después de 30 minutos, representando una ventaja para poder obtener

el máximo rendimiento de producción en la celda de ^{131}I .

Mantener estable la temperatura del horno de fusión, permite que el operador permanezca menos tiempo durante las labores de operación en la producción de ^{131}I ; por ende, recibirá menos dosis de radiación, mejorando la protección radiológica. Lo óptimo sería que el sistema sea totalmente automático sin la intervención de un operador.

Sin embargo, una desventaja de utilizar dinámicas lentas, como en este proceso experimental, es el tiempo empleado en los diferentes pasos para el diseño del controlador.

Si bien es cierto, que solo se ha tratado una variable de entrada y otra de control, este estudio debe ser un punto de partida para realizar simulaciones con más variables de entrada, salida y control.

Con la simulación final se ha determinado que el sistema de control de temperatura de la celda de producción es un sistema controlable y permite realizar la secuencia respectiva con las otras variables que pueden ser controladas.

5. Agradecimientos

Al Ing. Nicanor Raúl Benites Saravia profesor de la Universidad Nacional de Ingeniería por su apoyo en la estructuración del presente trabajo.

6. Bibliografía

- [1] Ogata K. Sistemas de control en tiempo discreto. 2ª ed. México: Prentice-Hall; 1996.
- [2] Astrom KJ, Wittenmark B. Sistemas controlados por computador. Madrid: Paraninfo, 1990.
- [3] Isermann R. Digital control systems. New York: Springer-Verlag; 1991.
- [4] Astrom KJ, Wittenmark B. Adaptive control. 2nd ed. New York: Dover Pub. Inc.; 1989.
- [5] Camacho EF, Bordons C. Model predictive control. London: Springer-Verlag; 1999.
- [6] Ollero P, Camacho EF. Instrumentación y control de procesos químicos. 1a ed. Madrid: Ed. Síntesis; 1997.
- [7] Smith CA, Corripio A. Principles and practice of automatic process control. 2nd ed. New York: John Wiley and Sons; 1997.

- [8] Creus A. Instrumentación Industrial. México: Ed. Alfaomega Marcombo; 1989.
- [9] Acedo J. Control avanzado de procesos. Teoría y práctica. España: Ed. Díaz de Santos; 2003.
- [10] MathWorks [sitio en Internet]. Using Simulink. Disponible en:
<http://www.mathworks.com/help/toolbox/simulink/ug/bqchgnk.html>
- [11] MathWorks [sitio en Internet]. Real-Time Windows Target. Disponible en:
<http://www.mathworks.com/products/rtwt/>
- [12] Aguado A, Martínez M. Identificación y control. Madrid: Prentice-Hall; 2003.
- [13] Katsuhiko O. Ingeniería de control moderna. 4ª ed. Madrid: Prentice-Hall; 2003.