

Se establece un procedimiento práctico para el desarrollo y la puesta en marcha de controladores avanzados para procesos de nivel, desde su concepción, desarrollo inicial en simulación, hasta su implementación práctica.



Modelado borroso de tipo Takagi Sugeno y control predictivo de una planta de nivel

Takagi Sugeno type Fuzzy Modeling and Predictive Control of a Level Plant

RESUMEN

En la presente investigación, se desarrolló el modelado de una planta de nivel usando sistemas de inferencia borrosa de tipo Takagi Sugeno, así como su control empleando un control predictivo discreto basado en modelos (CPDBM). En el proceso de modelado, se demostró la utilidad de los sistemas de inferencia borrosa de tipo Takagi Sugeno al construir modelos que reproduzcan el comportamiento no lineal de plantas en un amplio rango de operación. Varios submodelos del proceso se obtuvieron mediante la estimación de parámetros de modelos físicos usando el estimador de máxima verosimilitud. Basado en esta información, se diseñó un control predictivo discreto basado en modelo (CPDBM) y se realizó su sintonización en Simulink®.

La implementación práctica fue llevada a cabo usando un controlador de la familia LogiX de Allen Bradley®, en el cual se programaron las funciones necesarias para implementar el CPDBM. Los resultados experimentales demuestran un superior desempeño de esta estrategia con respecto a un controlador clásico PID en cuanto a reducción del tiempo de asentamiento y sobreimpulso máximo, mejor filtrado del ruido en la señal de control y comportamiento uniforme sobre un gran rango de operación.

ABSTRACT

This research develops the modeling of a level plant using fuzzy inference systems of Takagi Sugeno type, as well as its control using a Discrete Model Predictive Control (DMPC). In the modeling process, the usefulness of Takagi Sugeno fuzzy inference systems has been demonstrated when constructing models reproducing the nonlinear behavior of plants in a wide range of operation. The sub-models of the process were obtained by estimating parameters using an estimator of maximum verisimilitude. Then, based on this information, a Discrete Model Predictive Control (DMPC) was designed, and afterwards, the tuning was made with Simulink®.

The practical implementation was carried out using a LogiX family Allen Bradley® controller, in which the necessary functions were programmed to implement the DMPC. The experimental results show a superior performance of this strategy compared to a classic PID controller in terms of reduction of settling time, maximum overshoot, better filtering of noise in the control signal, as well as a uniform behavior over a wide range of operation.



Palabras clave

Modelamiento difuso Takagi Sugeno, control predictivo discreto basado en modelos, planta de nivel, controlador lógico programable.

Key words

Takagi Sugeno Fuzzy Modeling, Model-Based Discrete Predictive Control, Level Plant, Programmable Logic Controller.

INTRODUCCIÓN

El desarrollo tecnológico en el campo de la automatización y control de procesos ha traído consigo la factibilidad de implementación de nuevas estrategias de control avanzadas, con el fin de optimizar el desempeño de los lazos de control ya existentes en la industria. Dentro de estos, sin duda alguna, el control de nivel es el más extendido en industrias, tales como la petroquímica, el tratamiento de aguas residuales, la fabricación de alimentos y bebidas, el sector farmacéutico, los bioprocesos y entre otros.

El control de nivel se torna sumamente importante en procesos donde la uniformidad del producto final depende del control fino de niveles, como, por ejemplo, en procesos de mezclado [1]. Normalmente, estos sistemas son regulados por estrategias convencionales. Así, tenemos que, dentro de las aplicaciones de control para este tipo de procesos, más del 95 % de los controladores son de tipo PI o PID [2]. Sin embargo, en aplicaciones prácticas, es común encontrar que este controlador posee un desempeño variable debido a las fuertes no linealidades introducidas por los actuadores y los componentes de los procesos debido a que este tipo de controlador lineal es válido para pequeños rangos de operación dentro de su zona de linealización. Es más, su estabilidad se ve fuertemente condicionada ante cambios paramétricos, introducción de tiempos de retardo y perturbaciones [3] [17].

Abordando esta problemática, algunos autores han demostrado que se puede mejorar el desempeño de este controlador incluyéndola dentro de la técnica de ganancia programada [21] [8]. Otros autores recomiendan la aplicación de controladores avanzados, como el control predictivo basado en modelos (CPBM) para procesos de nivel donde existen fuertes no linealidades [7]. Este ha demostrado una gran capacidad de estabilización y robustez ante incertidumbres en procesos con comportamiento dinámico complejo [15]. Esta es la razón de por qué el control predictivo es la técnica de control avanzado más usada en la industria química y petroquímica [9], con aplicaciones emergentes en el sector minero [16], producción de pulpa y papel, bioprocesos, producción farmacéutica, alimentos y bebidas [6].

Para implementar esta estrategia de control, usualmente, se necesita una buena descripción matemática de la planta, que, en muchos casos, solo se consigue mediante la aplicación técnicas de identificación no paramétricas, las cuales describen al proceso en un pequeño rango lineal. Un controlador avanzado diseñado con tal información limitada del proceso puede mostrar en la realidad un comportamiento muy diferente al de lo previsto por las simulaciones o inclusive llegar a la inestabilidad [10]. Una idea para ampliar el rango de validez del modelo es usar descripciones matemáticas locales de la planta para construir un modelo global. Existen muchas formas de integrar estos modelos, pero la más comprensible y transparente al diseñador es el enfoque difuso Takagi Sugeno [18]. La idea detrás de este enfoque es expresar el comportamiento local del proceso a través de las implicaciones de las reglas, las cuales pueden ser integradas estableciendo conjuntos de pertenencia. Este enfoque es altamente práctico y además, está demostrado que los modelos difusos son aproximadores universales de cualquier sistema no lineal continuo [4].

Uno de los objetivos de este artículo es establecer un procedimiento práctico para el desarrollo y la puesta en marcha de controladores avanzados para procesos de nivel desde su concepción, desarrollo inicial en simulación, hasta su implementación práctica. Para esto se propone usar el enfoque difuso Takagi-Sugeno para el desarrollo de un modelo de alta resolución del proceso, el cual será útil a la hora de diseñar el CPBM y asegurar su estabilidad en campo. Otro objetivo importante es demostrar la factibilidad de implementar estrategias de control avanzadas sobre controladores lógicos programables (PLC) industriales, ya que a pesar de que se han reportado aplicaciones tanto a nivel industrial como de instituciones de investigación, el control de modelo predictivo aún no ha alcanzado en la industria la popularidad que su potencial sugiere [5]. Finalmente, se implementan el algoritmo CPDBM y PID en el proceso bajo estudio. Los resultados de ambas técnicas son comparados para, de esta manera, mostrar las mejoras que se pueden conseguir con la técnica aquí desarrollada.

FUNDAMENTOS

Descripción del proceso

El proceso usado para implementar las técnicas de modelado y control predictivo fue el sistema compacto para control de nivel Lukas Nulle IAC 12, cuyas características técnicas se pueden consultar en [11]. Este puede representarse por el diagrama de la figura 1.

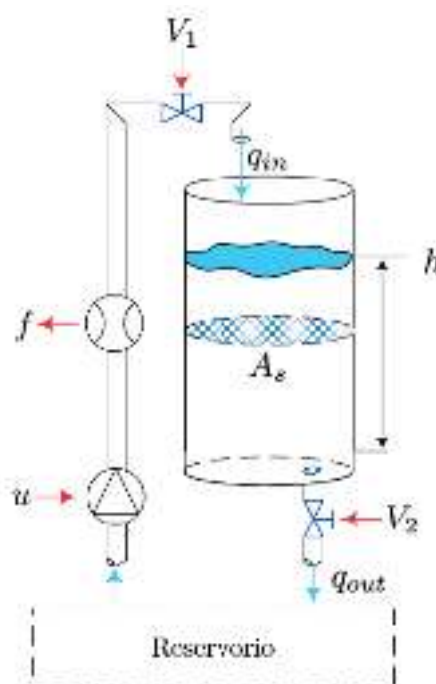


Figura 1. Representación del módulo educativo Lukas Nulle IAC 12.
Fuente: Elaboración propia.

El proceso bajo estudio está compuesto de un recipiente de llenado, un transductor de presión (para medir el nivel actual del tanque), un sensor de flujo volumétrico y un reservorio de aprovisionamiento con una bomba incluida. Las variables de perturbación son los porcentajes de apertura de las válvulas en la tubería de alimentación y descarga, las cuales regulan

el caudal de admisión y de evacuación del depósito. En el experimento, se ha considerado como variable de control a la tensión (0 V – 10 V) inyectada a la bomba $\mu(t)$ y como única variable de proceso a la tensión (0 V – 10 V), medida por el transductor de presión que determina el nivel del tanque $h(t)$. Las válvulas V_1 y V_2 fueron ajustadas manualmente al 100 %.

Para esta planta, se considera el siguiente modelo [19]:

$$\dot{h}(t) = \frac{1}{A_s} (u(t) - \mu(t)h(t)^{\alpha(t)}) \quad (1.1)$$

$$y(t) = h(t) \quad (1.2)$$

Donde A_s es una constante que representa el área seccional del tanque, los parámetros $\mu(t)$ y $\alpha(t)$ son valores que dependen de la geometría del depósito o de las condiciones de operación del sistema. A fin de implementar el CPDBM, se tiene que derivar un modelo discreto de la ecuación (1.1 -2). Para ello, se aproxima la derivada usando el método de Euler, con periodo de muestreo Δt , es decir:

$$h_{k+1} = h_k + \frac{\Delta t}{A_s} [u_k - \mu_k h_k^{\alpha_k}] \quad (2.1)$$

$$y_k = h_k \quad (2.2)$$

Modelado difuso

El enfoque usado para obtener un modelo del proceso en un gran rango de operación fue el método propuesto por Takagi Sugeno [18], el cual es descrito por reglas difusas tipo SI - ENTONCES los cuales representan dinámicas locales del sistema, de modo que, efectuando combinaciones difusas de los submodelos, se puede recrear el comportamiento de todo el sistema no lineal. Por ejemplo, la regla asociada con el i-ésimo submodelo usando un enfoque discreto, puede ser definida de la siguiente forma:

$$SI \ z_{1k} \in M_{i1} \ AND \ \dots \ AND \ z_{pk} \in M_{ip},$$

Entonces

$$h_{k+1} = f_i(h_k, u_k, \mu_k, \alpha_k), \quad i = 1..r$$

$$y_k = g_i(h_k), \quad i = 1..r$$

Donde M_{ij} es el conjunto de pertenencia; r , el número de particiones o reglas; y $z_{1k} \dots \dots z_{pk}$ son las variables de entrada del sistema de inferencia difusa. Las ecuaciones recursivas f_i y g_i son los subsistemas asociados a cada regla. En general, el modelo difuso Takagi Sugeno global puede ser expresado de la siguiente forma:

$$x_{k+1} = \frac{\sum_{i=1}^r \{\omega_i(z_k) f_i(h_k, u_k, \mu_k, \alpha_k)\}}{\sum_{i=1}^r \omega_i(z_k)} \quad (3.1)$$

$$y_k = \frac{\sum_{i=1}^r \{\omega_i(z_k) g_i(h_k)\}}{\sum_{i=1}^r \omega_i(z_k)} \quad (3.2)$$

Donde:

$$z_k = [z_1 \ z_2 \ \dots \ z_p] \quad (4)$$

$$\omega_i(z_k) = \prod_{j=1}^p M_{ij}(z_{jk}) \quad (5)$$

Para cualquier instante k , el término $M_{ij}(z_{jk})$ es el «peso» o grado de pertenencia de z_{jk} en el conjunto difuso M_{ij} .

METODOLOGÍA

A fin de conocer el grado de no linealidad del proceso y de establecer el número de submodelos adecuados para el sistema de inferencia, se procedió a obtener la característica estática del proceso (Figura 2) mediante inyección de señales tipo escalón de diferentes magnitudes a la tensión entregada a la bomba. Se observa que el proceso, efectivamente, describe una dinámica no lineal; sin embargo, dicho comportamiento podría ser aproximado por submodelos lineales, los cuales serían válidos para ciertos rangos de la variable u_k y h_k .

En el proceso de obtención de los submodelos, se tuvo que estimar los parámetros u_k y α_k para cada punto de operación. Estos se estimaron a partir de los datos dinámicos obtenidos del experimento de construcción de la curva estática y empleando el estimador de máxima verosimilitud mediante el *Toolbox IDEAS* [13].

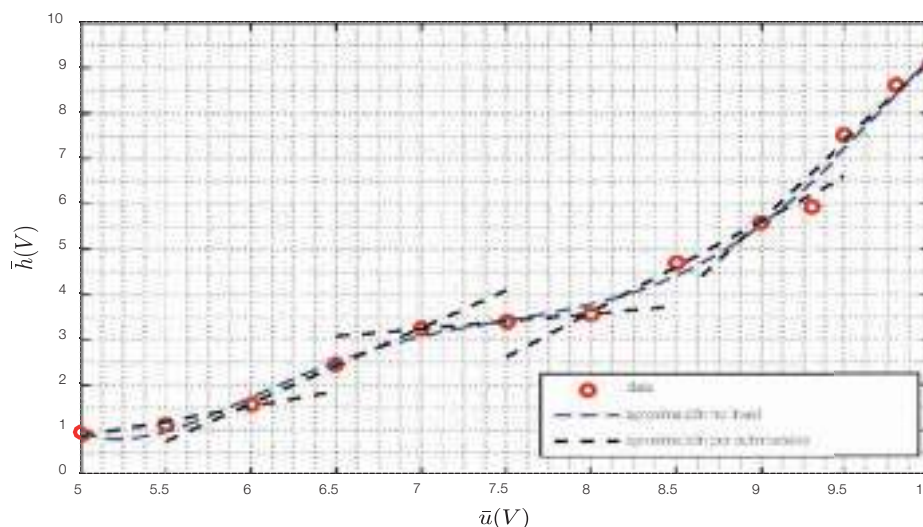


Figura 2. Característica estática del proceso de nivel.
Fuente: Elaboración propia.

En la tabla 1, se resumen los submodelos obtenidos para cada diferente tensión aplicada a la bomba.

\bar{u}_k	Submodelos
$\bar{u} = 5V$	$f_1 = h_{k+1} = h_k + \frac{\Delta t}{A_s} [u_k - 0.1514h_k^{1.6683}]$
$\bar{u} = 6V$	$f_2 = h_{k+1} = h_k + \frac{\Delta t}{A_s} [u_k - 0.1374h_k^{0.2510}]$
$\bar{u} = 7V$	$f_3 = h_{k+1} = h_k + \frac{\Delta t}{A_s} [u_k - 0.1132h_k^{0.3939}]$
$\bar{u} = 8V$	$f_4 = h_{k+1} = h_k + \frac{\Delta t}{A_s} [u_k - 0.1459h_k^{0.2712}]$
$\bar{u} = 9V$	$f_5 = h_{k+1} = h_k + \frac{\Delta t}{A_s} [u_k - 0.1383h_k^{0.2971}]$
$\bar{u} = 10V$	$f_6 = h_{k+1} = h_k + \frac{\Delta t}{A_s} [u_k - 0.1023h_k^{0.4134}]$

Tabla 1. Submodelos desarrollados para diferentes tensiones de entrada.
Fuente: Elaboración propia.

Debido a que la tensión inyectada a la bomba u_k determina fuertemente el comportamiento dinámico del proceso, esta es escogida como entrada para el sistema de inferencia difusa, de modo que $z_k = [u_k]$.

Los conjuntos de pertenencia M_i para la tensión aplicada a la bomba u_k han sido construidos usando funciones gaussianas y sigmoideas tal como se observa en la figura 3. En su diseño, se consideró el rango de tensión u_k a la entrada del sistema en el cual el modelo será válido (5 V – 10 V).

Control predictivo

El control predictivo es una técnica de control avanzado que ha sido usada con éxito en industrias tales como la petroquímica, la farmacéutica y la producción de alimentos y bebidas desde la década de los ochenta [9]. Su popularidad radica en que esta técnica puede estabilizar procesos caracterizados por

tener un comportamiento complejo y una dinámica difícil [15]. Para implementar esta estrategia de control, usualmente, se necesita una buena descripción matemática de la planta, la cual se usa para predecir el comportamiento futuro de las salidas, información que es usada por el algoritmo para optimizar la trayectoria futura mediante el cálculo de una secuencia de valores futuros de la señal de control. Sin embargo, la mayoría de los modelos usados no están exentos a tener incertidumbres y errores de modelado. Es por esta razón que la mayoría de controladores industriales llevan embebidos una acción integral. Esta funcionalidad también puede ser incorporada al clásico algoritmo CPBM usando el enfoque de espacio de estados usado en [14].

Todas estas funcionalidades como la incorporación de restricciones, la acción integral y la optimización en línea significan un elevado coste computacional [12], causa por la que muchas veces es imposible su implementación en controladores de uso industrial. Sin embargo, existen enfoques que permiten aliviar la carga computacional; por ejemplo: el uso de representaciones locales del modelo en espacio de estados y omitiendo restricciones sobre las variables sin mucha importancia para el proceso, en cuyo caso la solución del algoritmo es cerrada y, por lo tanto, fácilmente implementable sobre cualquier controlador industrial.

Algoritmo CPDBM

El algoritmo utilizado ha sido adaptado de [20], donde se considera añadir acción integral, a fin de eliminar posibles efectos debido a errores a aproximación y modelado. Se considera inicialmente que los submodelos de la tabla 1 pueden ser llevados a una representación discreta en el espacio de estados, tal que:

$$x_m(k + 1) = A_m x_m(k) + B_m u(k) \tag{6.1}$$

$$y(k) = C_m x_m(k) \tag{6.2}$$

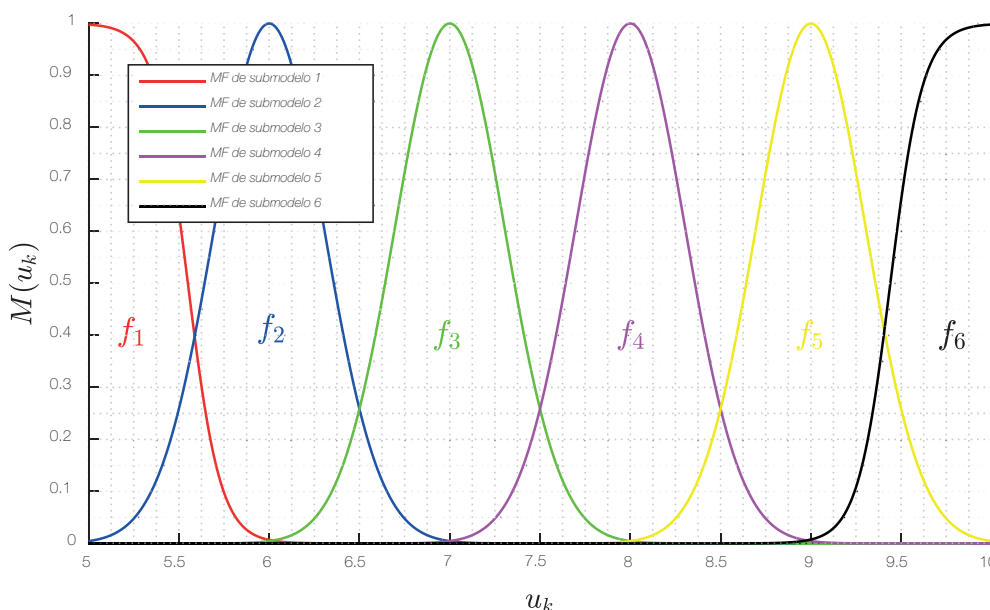


Figura 3. Conjuntos de pertenencia para U_k .
Fuente: Elaboración propia.

Donde $u(k)$ es la variable manipulada o variable de entrada; $y(k)$, la salida del proceso; y $x_m(k)$ el vector variable de estado de dimensión n_1 . Para incorporar la acción integral, debemos obtener la representación aumentada del sistema:

$$\begin{bmatrix} x(k+1) \\ \Delta x_m(k+1) \\ y(k+1) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & \\ C_m A_m & o_m^T \\ C_m B_m & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x(k) \\ \Delta x_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ B_m \\ B_m \end{bmatrix} u(k) \quad (7.1)$$

$$y(k) = \begin{bmatrix} C \\ o_m & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix} \quad (7.2)$$

Donde $o_m = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 & 0 \dots & 0 \end{bmatrix}$. El triplete A, B y C será usado en el diseño del CPDBM.

Optimización

Asumiendo que existe un vector R_s , que contiene la información de las referencias, definido por:

$$R_s^T = \begin{bmatrix} 1 & 1 & \dots & 1 \end{bmatrix} r(k_i) = \bar{R}_s r(k_i), \quad (8)$$

Si $r(k_i)$ es la referencia en el instante k y N_p , la ventana de optimización u horizonte de predicción, podemos definir la función de coste J como:

$$J = (R_s - Y)^T (R_s - Y) + \Delta U^T \bar{R} \Delta U \quad (9)$$

Donde:

\bar{R} es una matriz diagonal de la forma $\bar{R} = r_w I_{N_c \times N_c}$ ($r_w \geq 0$); y r_w , la «importancia» o peso que se le da a la ley de control ΔU ; N_c , el horizonte de control; y el vector Y y ΔU están expresados según las ecuaciones (10.1-2).

$$Y = [y(k_i+1|k_i) \ y(k_i+2|k_i) \ y(k_i+3|k_i) \ \dots \ y(k_i+N_c-1|k_i)]^T \quad (10.1)$$

$$\Delta U = [\Delta u(k_i) \ \Delta u(k_i+1) \ \Delta u(k_i+2) \ \dots \ \Delta u(k_i+N_c-1)]^T \quad (10.2)$$

Dado que nuestro sistema es de simple entrada simple salida (SISO), la dimensión de Y es N_p y la dimensión de ΔU es N_c . Para tal caso, la optimización de la ecuación 9, con respecto a la variable de entrada ΔU es una expresión fija, de la cual se puede derivar la señal de control:

$$\Delta U = (\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T (R_s - Fx(k_i)) \quad (11)$$

Donde:

$$F = \begin{bmatrix} CA \\ CA^2 \\ CA^3 \\ \vdots \\ CA^{N_p} \end{bmatrix}; \quad \Phi = \begin{bmatrix} CB & 0 & 0 & \dots & 0 \\ CAB & CB & 0 & \dots & 0 \\ CA^2B & CAB & CB & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{N_p-1}B & CA^{N_p-2}B & CA^{N_p-3}B & \dots & CA^{N_p-N_c}B \end{bmatrix} \quad (12)$$

Combinando la ecuación 11 con la ecuación 8:

$$\Delta U = (\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T (\bar{R}_s r(k_i) - Fx(k_i)) \quad (13)$$

El parámetro ΔU contiene las señales de control futuras $\Delta u(k)$, $\Delta u(k+1)$, $\Delta u(k+2)$..., $\Delta u(k+N_c-1)$. Sin embargo, solo el primer componente $\Delta u(k+1)$ de este vector es aplicado en cada instante a la planta, por lo que podemos simplificar (13) de la siguiente forma:

$$\Delta u(k_i) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & \dots & 0 \end{bmatrix} (\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T (\bar{R}_s r(k_i) - Fx(k_i)) = K_y r(k_i) - K_{mpc} x(k_i) \quad (14)$$

Donde se ha hecho:

$$K_y = (\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T \bar{R}_s \quad (15.1)$$

$$K_{mpc} = (\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T F \quad (15.2)$$

La estructura de la ecuación 14 es similar al clásico enfoque de realimentación de estados, donde la ganancia de realimentación es K_{mpc} . En la figura 4, se muestra de forma resumida la estructura del controlador predictivo discreto (CPDBM) con acción integral.

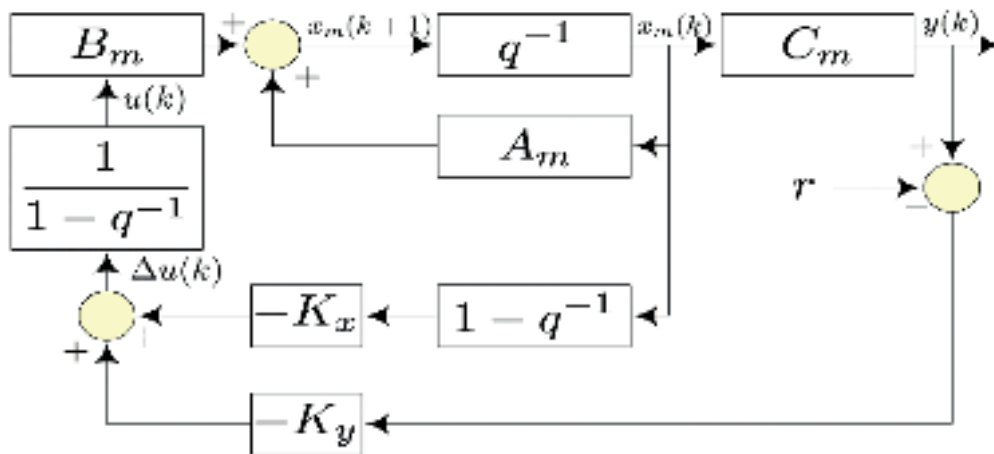


Figura 4. Diagrama de bloques del sistema de control predictivo discreto (DMPC). Fuente: [20].

RESULTADOS

Modelamiento

La figura 5 muestra la implementación del modelo difuso Takagi-Sugeno de las ecuaciones 3.1 y 3.2 en Matlab/Simulink. En la figura 6, se muestra la evaluación del desempeño del modelo propuesto.

Es evidente que el modelo encontrado puede reproducir con suficiente exactitud la dinámica real del proceso. El criterio de evaluación del modelo (fit) fue la raíz del error cuadrático medio normalizado (NRMSE, por sus siglas en inglés). Se evidencia también que la dinámica real del sistema incorpora pequeños tiempos muertos en puntos cercanos a $u = 5V$, lo cuales por simpleza no fueron considerados en el modelo inicial. Sin embargo, el modelo es capaz de reproducir de forma aceptable la mayor parte de la dinámica principal del proceso.

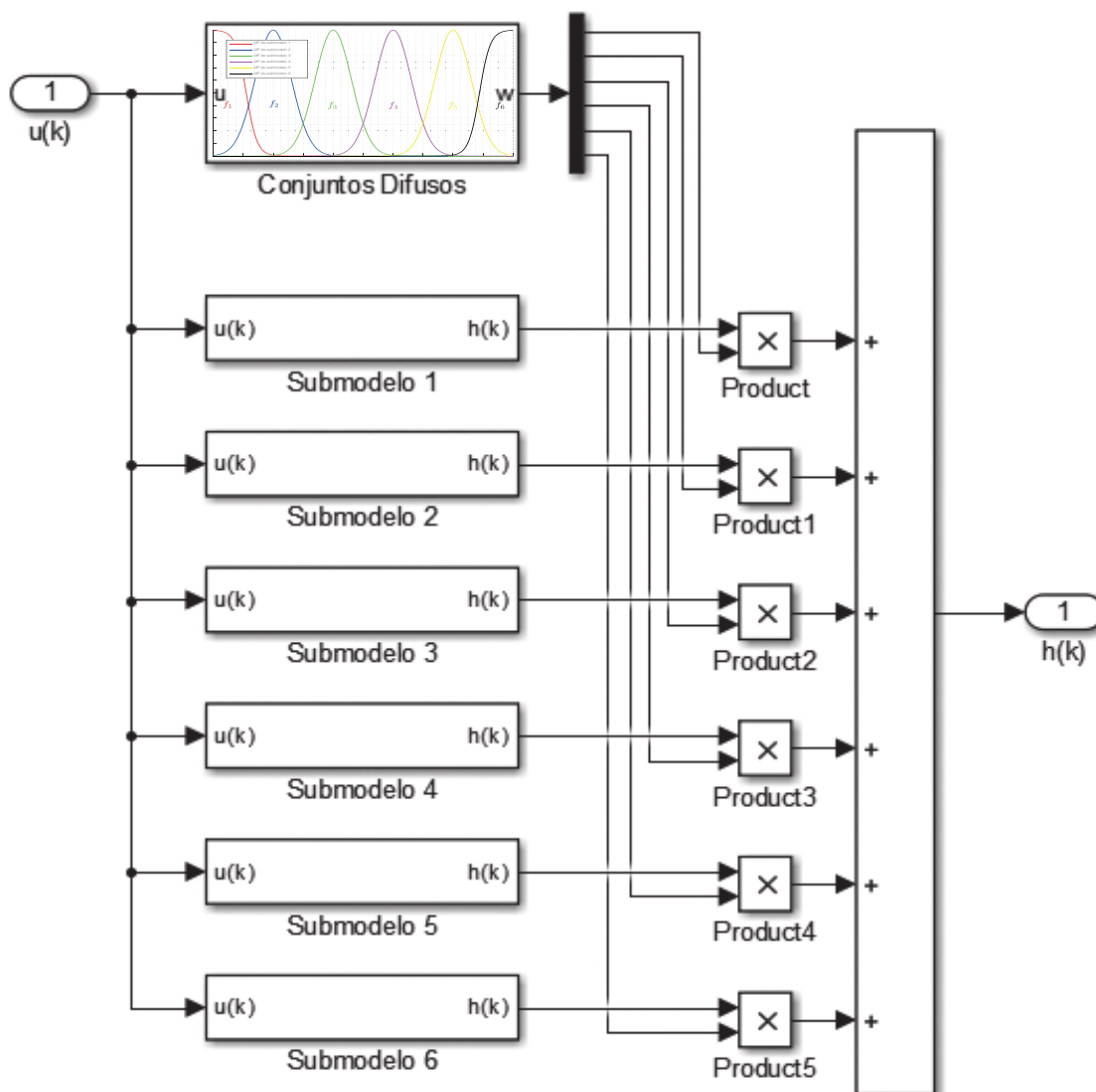


Figura 5. Diagrama de bloques del modelo difuso Takagi Sugeno de la planta de control de nivel Lucas Nulle IAC 12 en Simulink®. Fuente: Elaboración propia.

En la figura 7 se muestra el desempeño del modelo difuso Takagi Sugeno para predecir el comportamiento de la salida inyectando otros niveles de tensión al proceso diferentes a los que fueron usados para el modelamiento. De los experimentos, se puede concluir que el modelo desarrollado

puede representar con buena exactitud el sistema original en el dominio predefinido. Por lo tanto, puede ser usado para diseñar, sintonizar y evaluar el desempeño *off-line* de controladores que puedan ser incluidos al proceso.

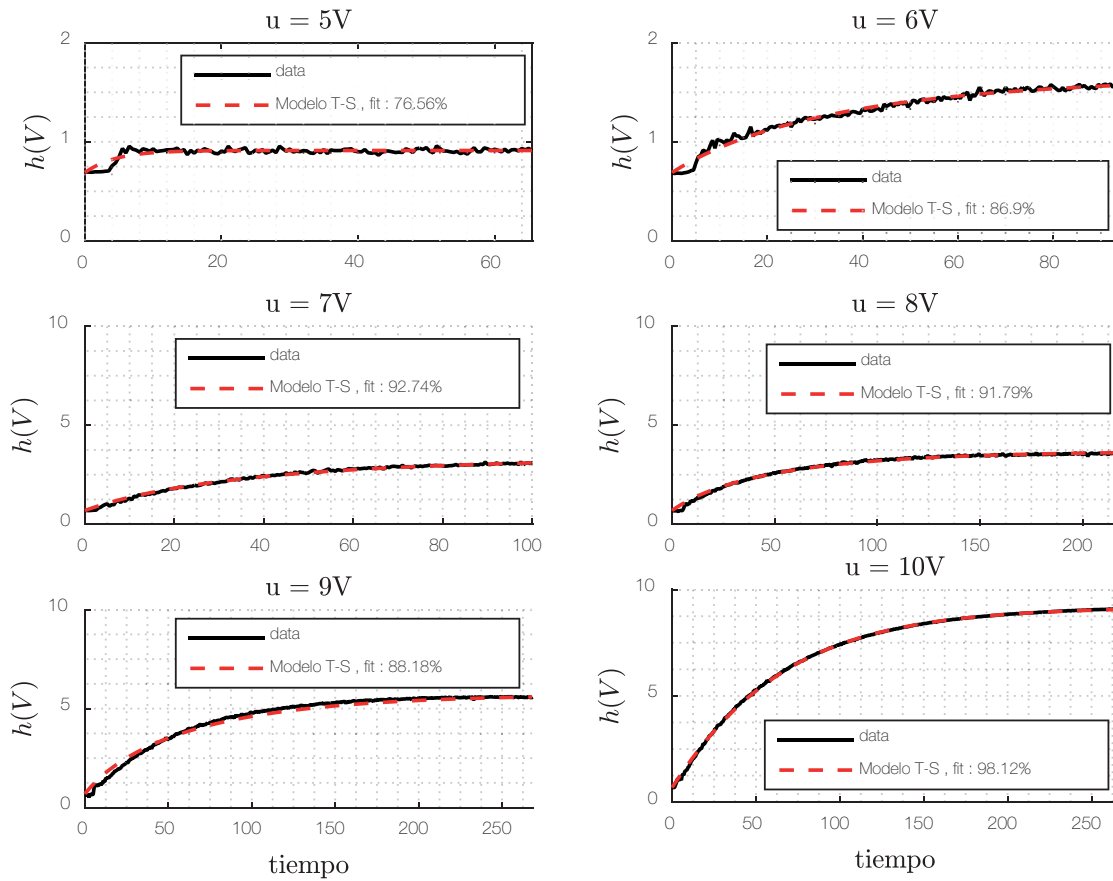


Figura 6. Evaluación del desempeño del modelo difuso Takagi Sugeno para diferentes tensiones a la entrada del sistema. Fuente: Elaboración propia.

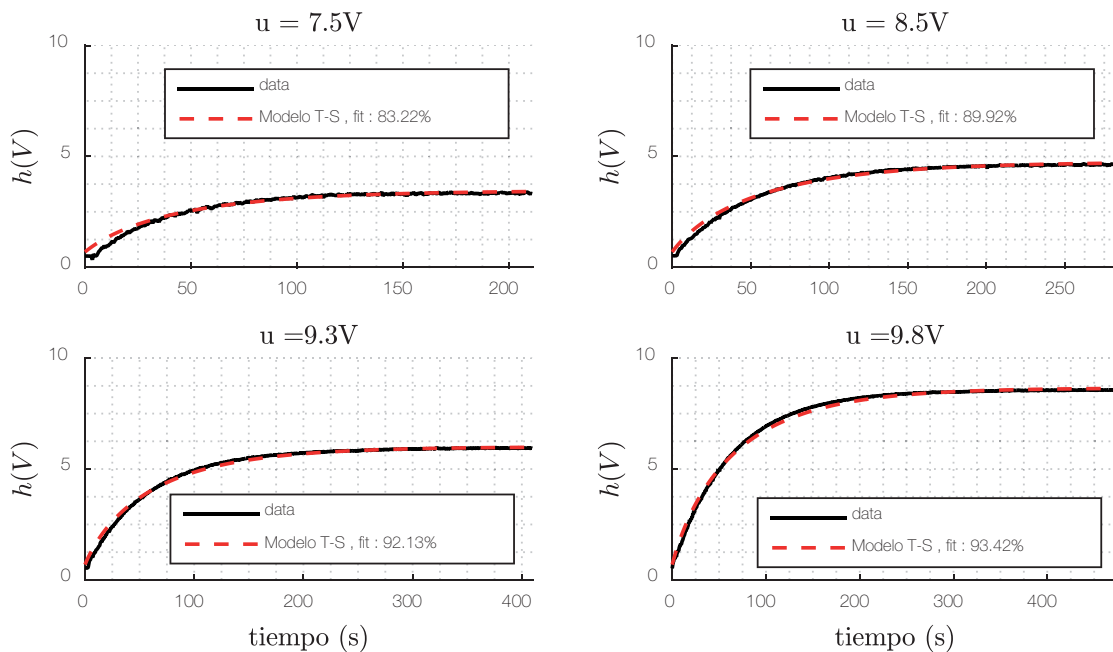


Figura 7. Validación del modelo con otro juego de datos tomados de otros puntos de operación a lo largo de todo el rango de operación del proceso. Fuente: Elaboración propia.

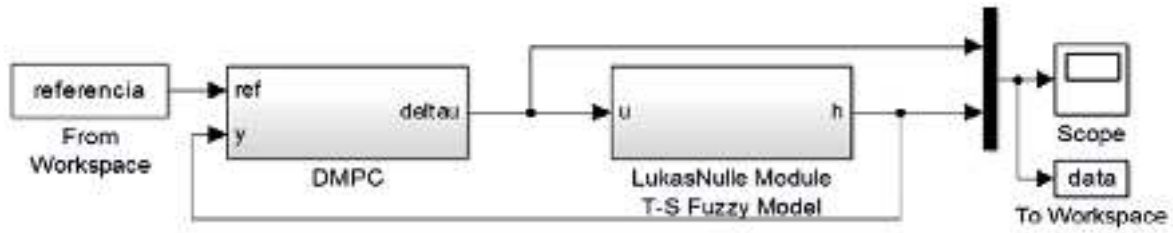


Figura 8. Simulación del controlador DMPC en Matlab/Simulink.
Fuente: Elaboración propia.

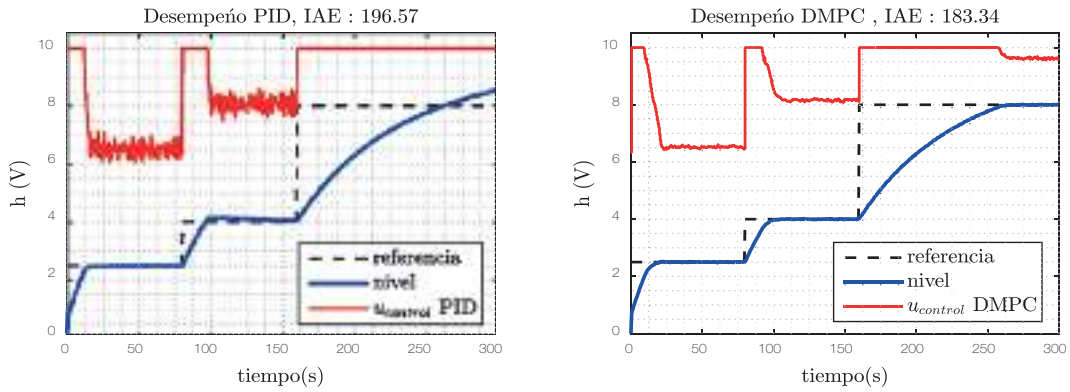


Figura 9. Comparación del desempeño del DMPC y PID discreto en Matlab/Simulink.
Fuente: Elaboración propia.

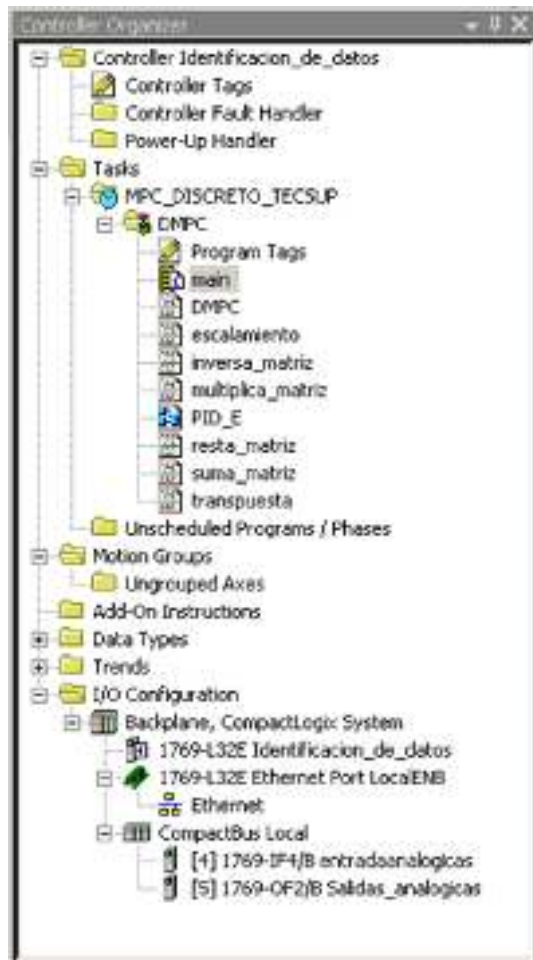


Figura 10. Implementación del Algoritmo CPDBM en Studio 5000®.
Fuente: Software Studio 5000®.

Sintonización del CPDBM en Simulink®

La evaluación inicial del desempeño del controlador se llevó a cabo en Simulink® (Figura 8). Se empleó como planta al modelo difuso validado obtenido anteriormente. Se obtuvo, inicialmente, un conjunto de parámetros y ecuaciones (15.1-2) para lo cual se usaron los submodelos de la tabla 1, donde se evidenció un similar desempeño en todos los casos. Los mejores resultados se obtuvieron fijando el horizonte de predicción y el horizonte de control .

Los valores de y con los cuales se realizó la simulación fueron los siguientes:

$$K_y = \begin{bmatrix} 2.5302 \\ 1.7408 \\ 1.0706 \\ 0.5133 \end{bmatrix} \quad K_{mpc} = \begin{bmatrix} 23.0706 & 2.5302 \\ 20.7485 & 1.7408 \\ 18.4958 & 1.0706 \\ 16.3677 & 0.5133 \end{bmatrix} \quad (16)$$

Para verificar la efectividad de la técnica de control propuesta, se evaluó su desempeño sobre un gran rango de operación; además, se comparó con un controlador PID bien sintonizado. El criterio de evaluación para ambos controladores fue la integral del error absoluto (IAE, por sus siglas en inglés). El tiempo de simulación fue fijado en 300 segundos. Los resultados de la figura 9 muestran que el PID discreto presenta sobreimpulsos y desempeño variable según la región de operación, mientras que el CPDBM presenta el menor tiempo de asentamiento, ausencia de sobrepicos y menor ruido en la señal de control. Hasta el tiempo de simulación, el error acumulado por el PID discreto fue 7.22 % mayor al CPDBM. De las simulaciones, se concluye que el CPDBM soluciona los problemas de variabilidad del desempeño de los controladores tradicionales verificando su superior desempeño en un gran rango de operación.

Resultados experimentales

El algoritmo CPDBM fue implementado en el PLC Compact Logix L32E, de la familia Allen Bradley, un controlador de uso extendido en el sector industrial peruano. Este PLC incluye la facilidad de ser programado en 4 de los 5 lenguajes del estándar IEC 1131-3 bajo el *software* Studio 5000®. Debido a la necesidad de programar funciones y manipular arrays se usó *texto estructurado*. En la figura 10, se observa la estructura las tareas, los programas, las rutinas y las subrutinas que implementan el algoritmo CPDBM.

Para comparar el desempeño del CPDBM, se diseñó, adicionalmente, un controlador PID, cuyos parámetros iniciales fueron encontrados con las herramientas de autosintonización del bloque PID ENHANCED, función ya implementada en Studio 5000®. Se elaboró una secuencia de referencias común procurando las mismas condiciones iniciales para evaluar el desempeño de ambos controladores. Los datos se recolectaron usando la herramienta TREND y se exportaron a Matlab para su análisis. Los resultados de la implementación se muestran en las figuras 11.a y 11.b.

En la tabla 2, se resumen las características más importantes en el desempeño de ambos controladores. Se verifica que el CPDBM tiene un mejor desempeño que el tradicional PID en términos de reducción del sobreimpulso, el tiempo pico, el tiempo de asentamiento y de la integral del error absoluto (IAE); además, mejora la calidad de la señal de control al filtrar mejor el ruido proveniente del sensor. Otro resultado notorio es que tanto el CPDBM como el PID muestran un comportamiento similar al de las simulaciones efectuadas en Simulink®, confirmando, de nuevo, la validez del modelo desarrollado anteriormente.

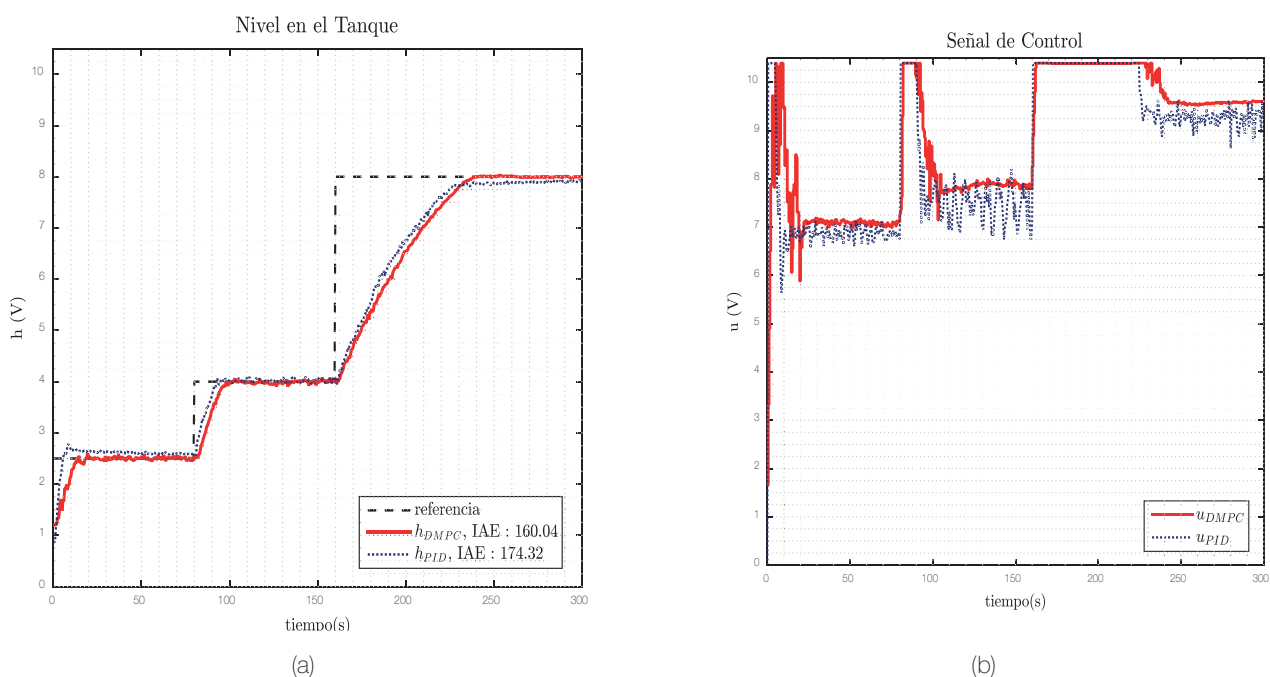


Figura 11. (a) Resultados de la implementación del DMPC con la planta real y comparativa con un PID bien sintonizado. (b) Comparativa de la señal de control generada por el DMPC y PID.

Fuente: Elaboración propia.

Técnica	Sobreimpulso %	Tiempo pico (s)	Tiempo de asentamiento (s)	IAE	Ruido en señal de control
PID	11.2	8.5	>80	172.32	moderado
DMPC	0	0	12.5	160.02	bajo

Tabla 2. Evaluación del desempeño de los controladores bajo un escenario real.
Fuente: Elaboración propia.

CONCLUSIONES

- Se desarrolló y se validó un modelo que es capaz de recrear el comportamiento de la planta de nivel sobre un gran rango de operación, y se verificó la utilidad del enfoque Takagi Sugeno a la hora de simplificar los cálculos y procedimientos. Basados en esta información, se propuso controlar el nivel de la planta usando un *controlador predictivo discreto basado en modelos* (CPDBM).
- Este algoritmo fue implementado en el controlador industrial Compact Logix L32E usando *texto estructurado*. El CPDBM fue comparado con un controlador PID correctamente sintonizado en términos de respuesta temporal como tiempo de asentamiento, sobreimpulso, tiempo pico y en términos de error total acumulado bajo el índice de integral del error absoluto (IAE).
- De los resultados experimentales, se concluye que el CPDBM posee un mejor desempeño e incrementa la uniformidad en la respuesta bajo diferentes puntos de operación con respecto al desempeño mostrado por el PID.
- Como trabajo futuro, se plantea investigar el uso del modelo desarrollado para el diseño de un sistema de diagnóstico, que pueda detectar fallos en sensor, actuador, tubería y tanque, el cual pueda ser integrado, ya sea a un sistema de supervisión avanzado o a un controlador adaptativo tolerante a fallos.

REFERENCIAS

- [1] Ansari, A. T., Raja, K. T., Sujitha, K., Kaa, H., y Abirami, S. (2014). Assessment Of Diverse Controllers For A Cylindrical Tank Level Process. *International Journal for Innovative Research in Science & Technology*, 1 (6), 82-86.
- [2] Åström, K., y Hägglund, T. (1995). *PID Controllers: Theory, Design and Tuning*. Carolina del Norte: Instrument Society of America.
- [3] Atherton, D. P., y Majhi, S. (Junio de 1999). Limitations of PID controllers. *The 1999 American Control Conference*. Conferencia llevada a cabo en IEEE Control Systems Society, San Diego, California. 3843-3847.
- [4] Buckley, J. (1992). Universal fuzzy controllers, *Automatica (Journal of IFAC)*, 28 (6), 1245-1248.
- [5] Camacho, E., y Alba, C. (2013). *Model predictive control*. Londres: Springer Science & Business Media.
- [6] Dotoli, M., Fay, A., Miskowicz, M., y Seatzu, C. (2015). A Survey on Advanced Control Approaches in Factory Automation. *IFAC-PapersOnLine*, 48 (3), 394-399.
- [7] Escobar, E. Salgado, J, Nicanor, Q. (octubre, 2014). Gain Scheduled - Model Predictive Control Applied to Nonlinear Systems, *Memorias del XVI Congreso Latinoamericano de Control Automático (CLCA 2014)*. Congreso llevado a cabo en Cancún, Quintana Roo, México. 899-904.
- [8] Fini, A., Gogani, M., y Pourgholi, M. (Setiembre, 2015). Fuzzy gain scheduling of PID controller implemented on real time level control. *Fuzzy and Intelligent Systems (CFIS), 2015 4th Iranian Joint Congress*. Congreso llevado a cabo en IEEE, Zahedan, Iran. 1-5.
- [9] Qin, J., y Badgwell, T. (2003). A survey of industrial model predictive control technology. *Control engineering practice*, 11(7), 733-764.
- [10] Kamyar, M. (2008). *Takagi-Sugeno Fuzzy Modeling for Process Control. Industrial Automation, Robotics and Artificial Intelligence*. School of Electrical, Electronic and Computer Engineering, Newcastle University.
- [11] Lucas Nülle (s. f.): Compact level control kit including vessel, tank, pump and sensors. Recuperado de <https://www.lucas-nuelle.com/317/pid/13909/apg/7474/Compact-level-control-kit-including-vessel,-tank,-pump-and-sensors-.htm>
- [12] Marruedo, D. (2002). *Control predictivo de sistemas no lineales con restricciones: estabilidad y robustez* [Disertación doctoral], Universidad de Sevilla.
- [13] Muñoz-Tamayo, R., Laroche, B., Leclerc, M., & Walter, E. (2009). IDEAS: a parameter identification toolbox with symbolic analysis of uncertainty and its application to biological modelling. *IFAC Proceedings Volumes*, 42(10), 1271-1276.
- [14] Ricker, N. (1991). Model-predictive control: state of the art. Proc. Fourth International Conference on Chemical Process Control, Texas. 271-296.
- [15] Rivas Pérez, Sotomayor Moriano, Prada Moraga. (Noviembre, 2000). Control predictivo adaptivo robusto. *IX Congreso Latinoamericano de Control Automático*. Congreso llevado a cabo en Cali, Colombia. 10-15
- [16] Sbábaro, D., y Del Villar, R. (Eds.). (2010). *Advanced control and supervision of mineral processing plants*. Londres: Springer Science & Business Media.

- [17] Sung, S. W., y Lee, I. B. (1996). Limitations and countermeasures of PID controllers. *Industrial & engineering chemistry research*, 35(8), 2596-2610.
- [18] Takagi, T., y Sugeno, M. (1985). Fuzzy identification of systems and its applications to modeling and control, *IEEE transactions on systems, man, and cybernetics*, 15(1), 116-132.
- [19] Viveros, R., Yuz, J., y Ibacache, R. (2014). Estimación simultánea de estado y parámetros para un sistema no lineal variante en el tiempo. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial*, 11(3), 263-274.
- [20] Wang, L. (2009). *Model predictive control system design and implementation using MATLAB®*. Londres: Springer Science & Business Media.
- [21] Wang, M., y Crusca, F. (2002). Design and implementation of a gain scheduling controller for a water level control system. *ISA transactions*, 41(3), 323-331.

Procesos. Ha recibido entrenamiento en *Process Control System* de Siemens (PCS7), DCS – DeltaV de Emerson Process Management y DCS Invensys de Foxboro. Es especialista en Instrumentación, Automatización y Control de Procesos, Sistemas Integrados de control DCS & SCADA y Gestión de Proyectos de Automatización en Tecsup. Ha participado en el programa de intercambio en la Universidad de Purdue. Cuenta con certificación del idioma inglés por la Universidad de Cambridge. Actualmente, se desempeña como docente a tiempo completo en el área de Electricidad y Electrónica en Tecsup Sede Sur.

@ omoreno@tecsup.edu.pe

Andrés Oswaldo Morocco Apfata

Ingeniero electrónico por la Universidad Nacional de San Agustín de Arequipa, con estudios de maestría en Ingeniería de Control y Automatización por la Pontificia Universidad Católica del Perú. Miembro del Colegio de Ingenieros del Perú. Posee experiencia en sistemas automáticos de control, programación de PLC e instrumentación industrial. Actualmente, es docente del área de Electrónica y Automatización en Tecsup Sede Sur.

@ amorocco@tecsup.edu.pe

Hernando Prada Rojas

Ingeniero electrónico por la Universidad Católica de Santa María, magíster en Instrumentación y Control Automático por la Universidad Nacional de San Agustín, y con estudios concluidos de doctorado en Ingeniería Mecatrónica por la Universidad Nacional de San Agustín. Asimismo, posee una segunda especialidad en el Programa de Especialización para Profesionales en Instrumentación, Automatización y Control de Procesos por Tecsup Sede Sur, y la certificación internacional de inglés por la Universidad de Cambridge. Con más de cuatro años de experiencia laboral como coordinador y *planner* de áreas asociadas a electrotecnia industrial y calidad e innovación educativa. Cuenta con más de diez años de experiencia como docente en las áreas de automatización, control, instrumentación, electrónica, electricidad e informática en los programas de formación regular, programas de capacitación continua y programas de especialización. Además, ha participado en proyectos para el sector minero, implementación de módulos de mantenimiento (SAP) y desarrollo de líneas de carrera, y evaluación para técnicos eléctricos e instrumentistas. Actualmente, es el jefe del Departamento de Electricidad y Electrónica de Tecsup Sede Sur.

@ hprada@tecsup.edu.pe

ACERCA DE LOS AUTORES

Julio Alejandro Mosaja Churata

Ingeniero electrónico de la Universidad Nacional de San Agustín de Arequipa y magíster en Ingeniería de Control y Automatización por la Pontificia Universidad Católica del Perú, graduado con mención sobresaliente, y es especialista en Gestión de Proyectos por la misma Universidad. Ha participado en diferentes proyectos de investigación aplicada financiados por FINCyT y CONCYTEC en el campo del diagnóstico y control tolerante a fallos aplicados a procesos industriales. Ha recibido entrenamiento técnico en DCS Invensys de Foxboro y PCS7 de Siemens en Tecsup, y CISCO CCNA v6 por la Universidad Católica San Pablo. Posee experiencia laboral tanto en proyectos como en el área de mantenimiento eléctrico instrumental, desempeñándose en el sector minero e industrial. Actualmente, capacita a profesionales en el área de automatización, instrumentación y control en Tecsup Sede Sur.

@ jmosaja@pucp.edu.pe

Edmundo Oswaldo Moreno Arévalo

Ingeniero electrónico de la Universidad Católica Santa María en la especialidad de Automatización y Control. Candidato a maestro en Ciencias de Ingeniería Electrónica con mención en Instrumentación y Control de