

PROGRAMACIÓN DE CONTROLADOR PREDICTIVO EN ECOSIMPRO[®] E IMPLEMENTACIÓN EN PLANTA DE DISTRIBUCIÓN DE OXÍGENO

D. Tejerina *, R. Martí *, D. Navia **, C. de Prada *

* Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática. Escuela de Ingenierías Industriales. Universidad de Valladolid. C/Real de Burgos s/n. 47011 Valladolid.
e-mail: {david; ruben; prada}@autom.uva.es

** Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, Universidad Técnica Federico Santa María. Av. Vicuña Mackenna 3939, San Joaquín. Santiago, Chile.
e-mail: daniel.navia@usm.cl

Resumen

Este trabajo aborda la implantación del control predictivo a una planta piloto de distribución de oxígeno a tres unidades consumidoras, que simula el comportamiento de una red de distribución de hidrógeno en una refinería. Para ello, se programa el control predictivo basado en un modelo de conocimiento en EcosimPro[®] y se establece el esquema de comunicaciones necesario para la implantación del controlador a la planta, empleando servidores OPC creados a partir de la simulación del proceso y del controlador en EcosimPro[®] y el SCADA EDUSCA para la comunicación con la planta.

Palabras Clave: Control predictivo, optimización no lineal, comunicación en tiempo real, EcosimPro[®], OPC, SCADA.

1 INTRODUCCIÓN

El control predictivo basado en modelos (*Model Predictive Control*) es un conjunto de métodos de control desarrollados en torno a determinadas ideas comunes:

- Uso explícito de un modelo para predecir el comportamiento futuro del proceso.
- Cálculo de la secuencia de control mediante la minimización de una función objetivo.
- Estrategia del horizonte móvil.

La estructura básica para implementar el control predictivo viene representada por la figura 1. Se emplea un modelo para predecir la evolución de la salida o estado del proceso a partir de las señales de entrada y salida conocidas. Las acciones de control futuras se calculan con el optimizador, que considera la función del coste y las posibles restricciones [4].

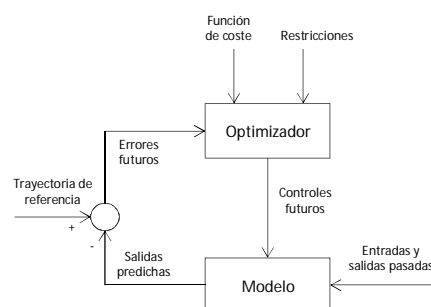


Figura 1: Estructura del MPC

La librería PREDICTIVE_CONTROL de Ecosim Pro[®] incluye los controladores lineales multivariables DMC y GPC con restricciones, válidos para procesos industriales continuos en condiciones de operación cercanas a las referencias estacionarias. Sin embargo, su aplicación en procesos batch o procesos continuos con cambios frecuentes en el set point es limitada.

Por ello, el objetivo de este artículo es mostrar a los usuarios de EcosimPro[®] los pasos a seguir para la programación de un controlador no lineal, en el que, una vez realizada su simulación, se aborda su aplicación al proceso identificado, gracias a la posibilidad que ofrece EcosimPro[®] de generar servidores OPC a partir de los códigos programados, para la comunicación del controlador con la planta vía OPC.

El artículo está organizado de la siguiente manera: En el apartado 2 se describe la planta de distribución de oxígeno; la identificación y validación del modelo se aborda en el apartado 3; la programación del MPC en el entorno de EcosimPro[®] se recoge en el apartado 4; y el esquema de comunicación del controlador con la planta en el 5 (simulación) y el 6 (proceso real). Los resultados obtenidos se muestran en el apartado 7 y las conclusiones en el 8.

2 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

La planta piloto está compuesta por dos generadores de oxígeno que aportan flujos de oxígeno de distinta pureza. El generador G1 (de alta pureza) proporciona un flujo con un 62% en volumen de oxígeno, mientras que G2 (de media pureza) aporta oxígeno al 50% en volumen, operando ambos a una presión de trabajo de 0.3 barg, controlada en la purga. El rango de caudal suministrado por ambos generadores se establece entre 0.4 y 4.4 L/min.

Se dispone de dos colectores para la circulación de sendos flujos con tres ramas de aporte por cada colector a las unidades consumidoras, como se muestra en la figura 2.

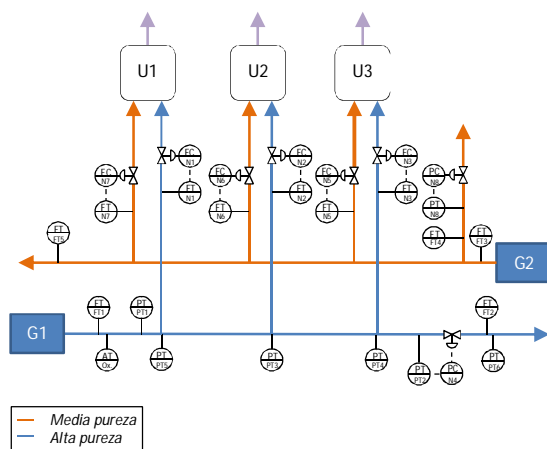


Figura 2: Diagrama de la planta

Las unidades consumidoras son depósitos de tanque agitado por los que circula un flujo continuo de agua impulsado por bombas peristálticas (figura 4), de tal modo que el consumo de oxígeno está basado en el fenómeno de difusión gas-líquido. La entrada de gas a la unidad se lleva a cabo a través de un difusor situado en la parte inferior, para facilitar la transferencia de materia.

Las variables medidas en las unidades consumidoras son la concentración de oxígeno disuelto (variable controlada) y la temperatura (perturbación medible), siendo los flujos de oxígeno en las ramas de aporte a cada unidad las variables manipuladas en el problema de control planteado.

La planta consta de un sistema de control distribuido, compuesto por un autómata programable (PLC) y un sistema de control y adquisición de datos (SCADA). La arquitectura del sistema de control que se ha implementado en la planta piloto se muestra en la figura 3.

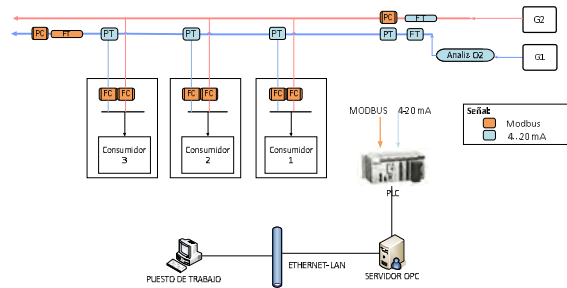


Figura 3: Arquitectura del sistema de control



Figura 4: Fotografía de la primera unidad consumidora

La nomenclatura empleada en el artículo se muestra en la tabla 1.

Nomenclatura		
C_{O_2}	Concentración de O_2 disuelto	mg/l
$C_{O_2}^{sat}$	Concentración de O_2 saturación	mg/l
$C_{O_2}^{in}$	Concentración de O_2 entrada	mg/l
T	Temperatura	$^{\circ}C$
P	Presión	bar
F	Flujo de agua	L/min
F_{O_2}	Flujo total de gas	L/min
F_{O_2C1}	Flujo de gas del colector 1	L/min
F_{O_2C2}	Flujo de gas del colector 2	L/min
V_L	Volumen de líquido	L
y_{O_2}	Fracción molar de O_2	$^{\circ}/1$
y_{O_2C1}	Fracción molar de O_2 colector 1	$^{\circ}/1$
y_{O_2C2}	Fracción molar de O_2 colector 2	$^{\circ}/1$
H	Constante de Henry	atm L/mg
k_{ga}	Coefficiente de transferencia	1/min

Tabla 1: Nomenclatura

3 IDENTIFICACIÓN

Se identifica un modelo de conocimiento a partir del balance de materia individual al oxígeno en fase líquida:

$$V_L \cdot \frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L a \cdot V_L \cdot (C_{O_2}^{sat} - C_{O_2}) + F \cdot (C_{O_2}^{in} - C_{O_2}) \quad (1)$$

Siendo:

$$C_{O_2}^{sat} = \left(\frac{P_{atm}}{H} \right) \cdot y_{O_2} \quad (2)$$

$$C_{O_2}^{in} = \left(\frac{P_{atm}}{H} \right) \cdot 0.21 \quad (3)$$

$$H = 5 \cdot 10^{-4} \cdot T + 1.315 \cdot 10^{-2} \quad (4)$$

$$k_L a = 0.7432 \cdot (T - 7.6670)^{0.5} \cdot F_{O_2}^{0.6822} \quad (5)$$

$$F_{O_2} = F_{O_2C1} + F_{O_2C2} \quad (6)$$

$$F_{O_2} \cdot y_{O_2} = F_{O_2C1} \cdot y_{O_2C1} + F_{O_2C2} \cdot y_{O_2C2} \quad (7)$$

El rango de validez del modelo es:

- Flujo de gas: 0.4 - 4.4 L/min
- Temperatura: 11 - 17 °C

La constante de Henry se calcula experimentalmente a partir de la ecuación 2 [8], midiendo la concentración en condiciones de saturación a distintas temperaturas y ajustando los valores alcanzados, obteniendo la expresión 4 (figura 5).

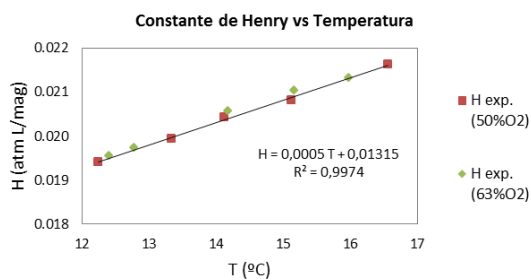


Figura 5: Constante de Henry vs Temperatura

En estado estacionario, el coeficiente de transferencia de materia ($k_L a$) [3] se despeja a partir de la expresión 1 en función de la concentración de oxígeno. De este modo, se identifica el coeficiente de transferencia en función del flujo de gas y de la temperatura, ajustando los valores alcanzados, empleando el comando *sftool* de Matlab [6], obteniendo la expresión 5 (figura 6).

Las ecuaciones 6 y 7 expresan el balance de materia global e individual al oxígeno, respectivamente.

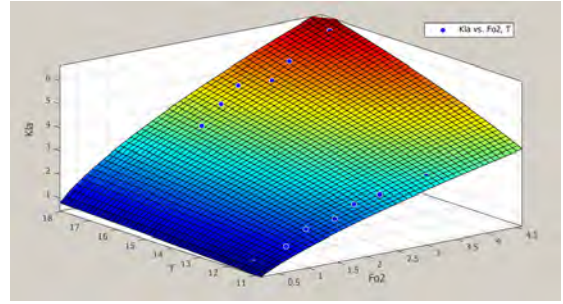


Figura 6: Ajuste del coeficiente de transferencia

Hasta este punto se ha realizado un análisis de los datos obtenidos en distintas condiciones de operación en régimen estacionario, sin embargo para llevar a cabo la identificación es necesario tener en cuenta la dinámica del sistema.

Se realiza la validación a una temperatura intermedia de 15 °C, obteniendo un error cuadrático medio de 0.43 (figura 7).

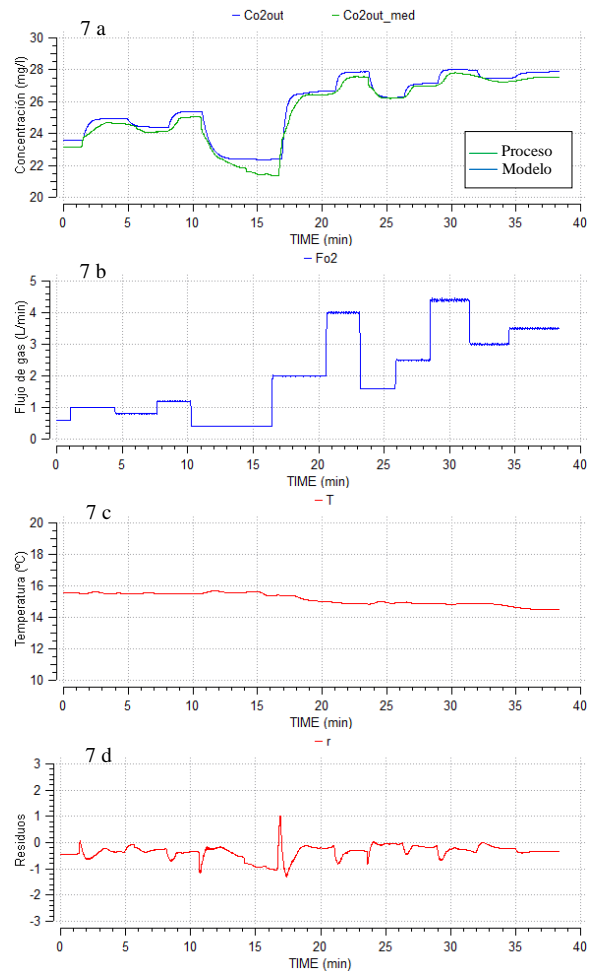


Figura 7: Validación del modelo. (7 a) Evolución de la variable controlada, (7 b) Flujo de gas, (7 c) Temperatura, (7 d) Residuos

4 PROGRAMACIÓN MPC

Para programar el controlador en EcosimPro[®], se crea una librería con los archivos `coste.el` y `control.el`. El archivo `coste.el`, recibe los valores de las variables manipuladas (flujos en ambos colectores), la perturbación medible (temperatura) y la variable controlada (concentración de oxígeno) de `control.el`, calculando la función de coste (J). El archivo `control.el` recoge el valor de la función objetivo y lleva a cabo la optimización (librerías NAG[®] [7]), proponiendo las nuevas acciones de control a aplicar (u).

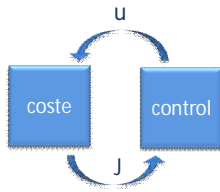


Figura 8: Esquema del MPC

La función de coste viene dada por la expresión:

$$\min_{u_1, u_2} J = \int_0^{t_f} \left((y_{\text{mod}}(t) - y_{\text{SP}}(t))^2 + \beta_1 \Delta u_1^2(t) + \beta_2 \Delta u_2^2(t) + \gamma \cdot \text{func} \right) \cdot dt$$

$$\text{func} = \max(u_1(t) + u_2(t) - F_{O_2}^{\text{max}}, 0)$$

Sujeto a:

$$\begin{aligned} & \text{Ecuaciones (1) - (7)} \\ & 0.4 \leq u_1(t) \leq 4.4; \quad 0.4 \leq u_2(t) \leq 4.4 \\ & -0.1 \leq \Delta u_1(t) \leq 0.1; \quad -0.1 \leq \Delta u_2(t) \leq 0.1 \end{aligned}$$

Siendo:

$$\begin{aligned} y_{\text{mod}} &= \text{valor predicho por el modelo} \\ u_1 &= F_{O_2C1}; \quad u_2 = F_{O_2C2} \end{aligned}$$

En la función de coste se incluyen factores de penalización sobre las acciones de control β_1 y β_2 , ambos iguales a 0.1, para suavizar la respuesta del sistema. Además, se incluye la restricción de no sobrepasar el flujo máximo en la propia función de coste, con un factor de peso elevado ($\gamma = 500$). De este modo, el algoritmo de optimización evita proponer acciones de control que impliquen que se exceda el máximo flujo ($F_{O_2}^{\text{max}} = 4.4$ L/min), correspondiente al valor hasta el que se ha identificado el modelo.

Como restricciones del problema de optimización, se limita el flujo proveniente de ambos colectores entre 0.4 y 4.4 L/min y las acciones de control permitidas en cada periodo de muestreo (± 0.1 L/min).

La sintonía del MPC viene dada por un horizonte de control $N_u = 3$ y un horizonte de predicción $N_2 = 30$. El parámetro α (factor de velocidad de la trayectoria

de referencia) se selecciona igual a 0.3. El tiempo de muestreo elegido es de 12 segundos, adecuado para captar la dinámica del sistema.

Sintonía del controlador predictivo	
Horizonte de control	$N_u = 3$
Horizonte de predicción	$N_2 = 30$
Factor de velocidad de la trayectoria de referencia	$\alpha = 0.3$

Tabla 2. Parámetros de sintonía del controlador

La simulación del controlador en EcosimPro[®] dando varios saltos en el set point, tomando como premisa inicial que el modelo es idéntico al proceso (sin incluir errores de modelado) se muestra en las figuras 9 a y 9 b.

La grafica 9 a incluye los límites superior e inferior relativos a la concentración de saturación y la alcanzada con flujo mínimo, respectivamente.

Se puede observar una respuesta sobreamortiguada, alcanzándose las referencias en tiempos que varían entre 4 y 6 minutos.

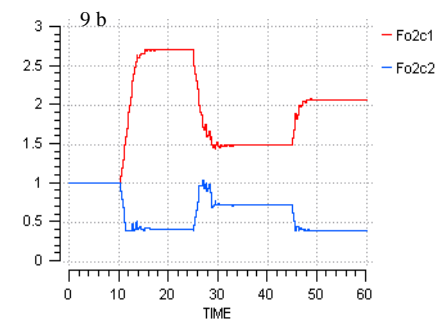
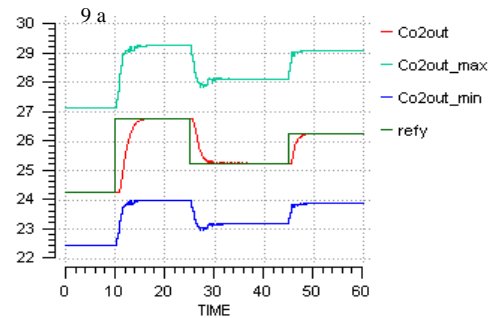


Figura 9: Simulación del controlador en EcosimPro. (a) Variable controlada, (b) Variables manipuladas

2.1 CORRECCIÓN DEL ERROR

No obstante, los modelos siempre incluyen errores, lo que conduce a que el proceso sea ligeramente distinto al modelo identificado. Por ello es necesario introducir un término de corrección del error entre el valor predicho por el modelo y el valor real medido. Dicho error puede sumarse tras la integración de la

función de coste, o bien en el punto inicial de integración. Para comprobar la capacidad de corrección en ambos casos, se provoca un error de modelado, multiplicando la expresión del coeficiente de materia ajustado (expresión 5) por 1.10 (10% de desviación).

Sin introducir término de corrección del error:

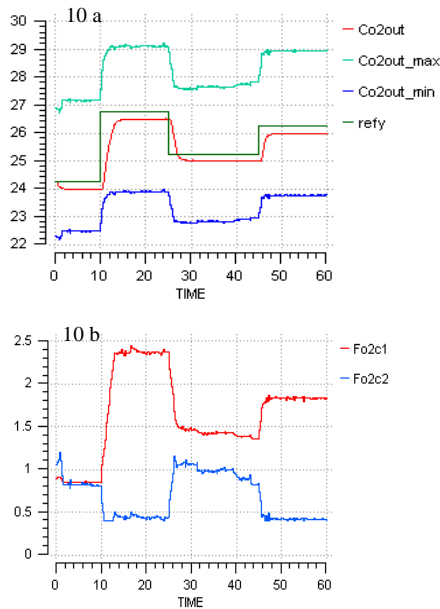


Figura 10: Introducción de un error de modelado, sin corrección del error. (a) Variable controlada, (b) Variables manipuladas

Incluyendo un término de corrección del error:

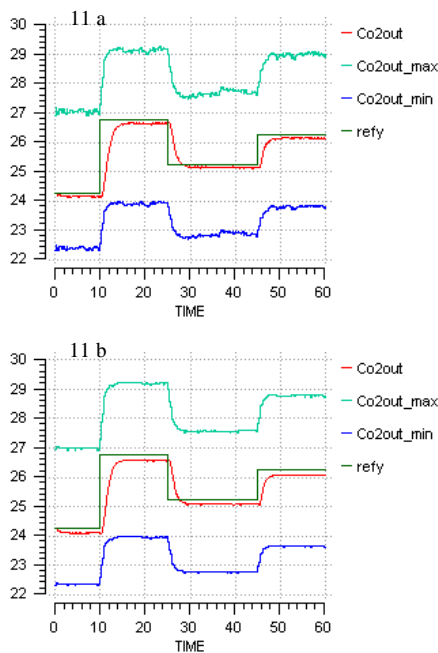


Figura 11: Corrección del error tras la integración (11 a) y en el punto inicial (11 b)

Como puede verse en la figura 10 a, sin corrección del error, los errores estacionarios son en torno al 1%, alcanzándose una concentración en torno a 0.30 mg/l por debajo del set point.

Sumando la corrección del error al valor predicho por el modelo tras la integración de la función de coste (figura 11 a), el error estacionario se reduce en torno a un 50%, mientras que llevando a cabo la corrección en el punto inicial (figura 11 b), se consigue una corrección cercana al 35%. No obstante, el error no se consigue eliminar completamente.

La estrategia para eliminar el error estacionario consiste en plantear un problema de optimización, paralelo al del control predictivo, que minimice el error entre la concentración predicha por el modelo (y_{mod}) y la concentración real medida del proceso (y_{real}) a lo largo de un horizonte móvil (se selecciona un horizonte igual a 5), modificando un parámetro de perturbación del modelo como variable de decisión (d) cada periodo de muestreo (*Moving Horizon Estimation*). Dicho parámetro se multiplica a la ecuación ajustada de k_1a :

$$k_1a = d \cdot \{m \cdot (T - n)^{0.5} \cdot F_{O_2}^a\} \quad (8)$$

$$\min_d \sum_{k=1}^{k=N-1} (y_{mod}(t_k) - y_{proceso}(t_k))^2 \quad (9)$$

s.a :

Ecuaciones: (1) – (8)

De esta forma, se dispone de un grado de libertad más, permitiendo al modelo ajustarse al proceso real a través de este parámetro. En la figura 12 se muestra la simulación de una perturbación del proceso (modificando el parámetro de la ecuación 8) en el minuto 5, mostrándose cómo la perturbación no medible (d) evoluciona para rechazar la perturbación:

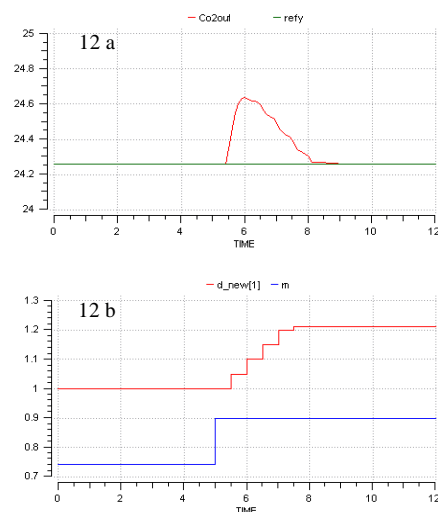


Figura 12: Aplicación MHE. (12 a) Variable controlada. (12 b) Estimación de la perturbación

5 ESQUEMA DE COMUNICACIÓN ECOSIMPRO® - OPC - SCADA

La comunicación entre el controlador y la planta se lleva a cabo vía OPC, gracias a la posibilidad de generar tales servidores a partir de un experimento en EcosimPro®, con el programa CreaOPC 4.8 [1] y configurando el SCADA EDUSCA [2] para el intercambio de variables con el proceso.

OPC (*OLE for Process Control*) es un estándar de comunicación en el campo del control y supervisión de procesos industriales, basado en la tecnología Microsoft OLE/COM/DCOM [9]. Ofrece una interfaz común para comunicación que permite que componentes software individuales interaccionen y compartan datos a través de una arquitectura cliente-servidor.

En primer lugar, se realiza la simulación del control predictivo aplicándolo al modelo de la planta, antes de implementarlo en el proceso real. Para ello se genera un servidor OPC del modelo y otro del controlador, configurando el SCADA para la comunicación entre variables, según el esquema que se muestra en la figura 13.

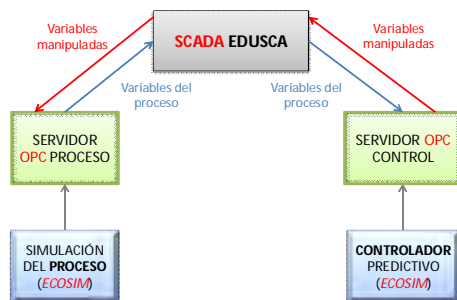


Figura 13: Esquema de comunicaciones

Es necesario sincronizar la lectura de las variables del proceso y la ejecución de las acciones de control. Para ello se emplea una variable entera denominada *activate*. Las acciones a realizar en función del valor de esta variable se especifican en el bloque DISCRETE del código del controlador, mediante el uso de la condición WHEN:

- Cada periodo de muestreo, la variable *activate* toma el valor 0.
- Cuando es igual a 1, se pasa al controlador el estado actual de las variables del proceso, asignando los valores a las variables de intercambio. Después la variable *activate* pasa a 2.
- Cuando toma el valor 3, el controlador calcula la nueva acción de control y el valor de *activate* pasa a 4.

Posteriormente, en la configuración del SCADA, se define el siguiente grafcet para transición entre etapas:

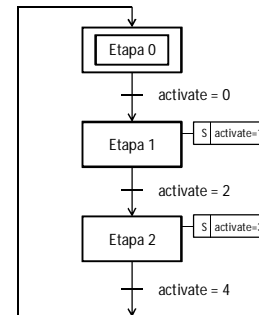


Figura 14: Grafcet para transición entre etapas

- Etapa 0: Espera.
- Etapa 1: El controlador lee las variables actuales vía OPC.
- Etapa 2: El controlador ejecuta las acciones de control.

Una vez guardada la configuración, se ejecuta el SCADA, comprobando que ante los mismos cambios en la referencia de concentración, se produce la misma evolución en las variables manipuladas, alcanzándose el set point de igual manera que en el experimento de EcosimPro®.

6 IMPLANTACIÓN DEL MPC EN PLANTA REAL

En la configuración del SCADA, se sustituyen las referencias al modelo por los valores leídos del proceso. Así, por ejemplo, en las variables de intercambio de los flujos de los colectores, en lugar de tener como variable de salida la correspondiente al modelo, se apunta al valor medido de la planta (figura 16).

Del mismo modo, en el caso de la variable controlada, se toma la medida de la sonda de oxígeno de la planta real (Variable Entrada), no de la simulación del proceso (figura 17).

El esquema de comunicaciones es, por tanto:

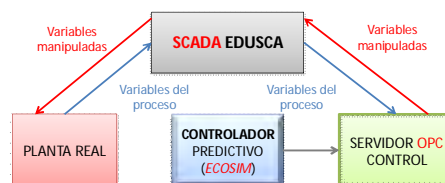


Figura 15: Esquema de comunicaciones del controlador con la planta

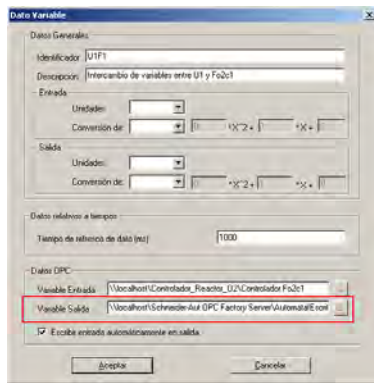


Figura 16: Variable de intercambio para el flujo del primer colector

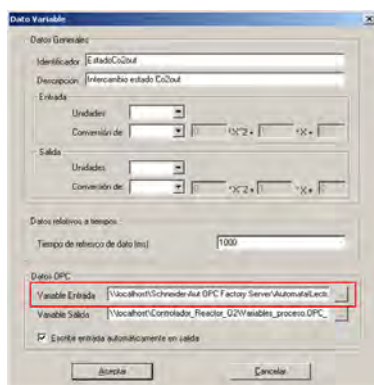


Figura 17: Variable de intercambio para la concentración de oxígeno

7 RESULTADOS Y DISCUSIONES

Como se ha comentado, el objetivo es el control de la concentración de oxígeno disuelto, actuando sobre el flujo de los colectores. Como perturbación medible, inicialmente se planteó únicamente la temperatura en la unidad consumidora, sin embargo, se observó que la pureza de oxígeno en los colectores variaba con el flujo demandado, siendo dicha perturbación mucho más significativa en el segundo colector (entre 45 y 52%), ya que en el primero se mantiene entre 62 y 63% en el rango de flujo de operación. Dado que solo se dispone de un analizador de O₂, se toma como perturbación medible la pureza del segundo colector (de media pureza).

En la figura 19 se presenta un diagrama de aplicación del controlador a una de las unidades consumidoras y en la figura 20 el sinóptico del SCADA para la interacción del usuario con la planta.

La evolución de la variable controlada (figura 18 a), las variables manipuladas (18 b), las perturbaciones medidas (18 c) y la estimación d (18 d) ante varios saltos en la referencia se muestra a continuación.

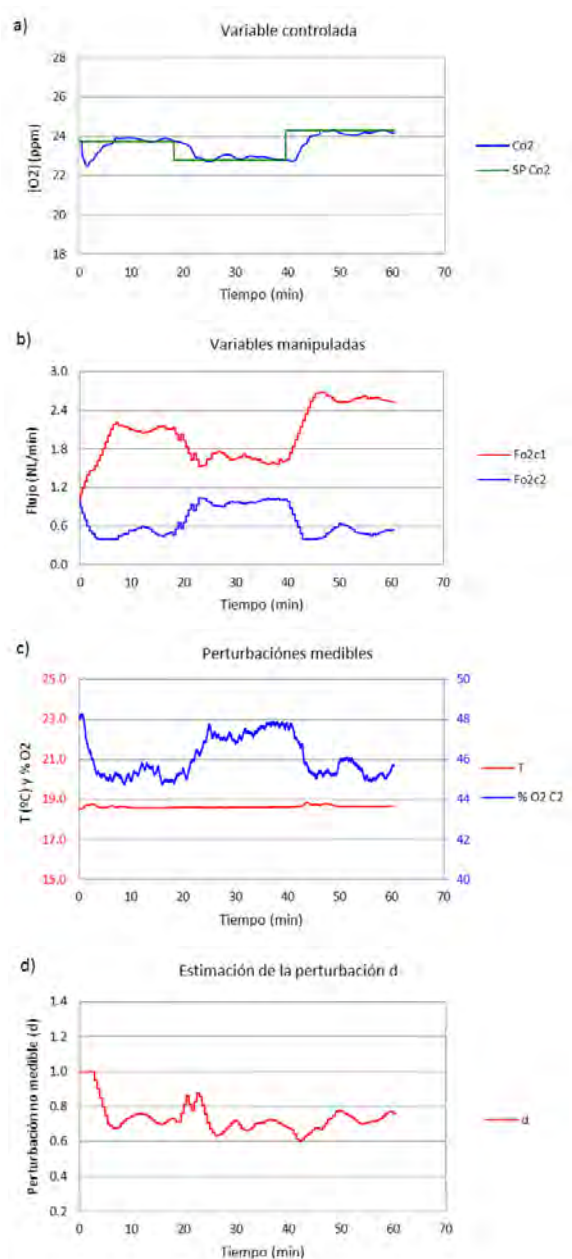


Figura 18: Aplicación del MPC a la planta. (a) Evolución de la variable controlada ante saltos en la referencia, (b) evolución de las variables manipuladas, (c) Perturbaciones medibles, (d) Estimación del parámetro de perturbación

Se observa una respuesta muy similar a la obtenida en la simulación, con tiempos de asentamiento cercanos a 10 minutos. Las pequeñas fluctuaciones de la variable controlada (± 0.2 ppm) en los estados estacionarios pueden deberse a perturbaciones del proceso, como la posible variación de volumen de agua en la unidad consumidora debido al efecto de las burbujas de oxígeno en el seno del líquido.

Inicialmente, se observa que el parámetro d comienza con valor 1, variando a medida que avanza el tiempo

hasta que la variable controlada alcanza la referencia, momento en que la estimación del parámetro d varía en un intervalo más estrecho.

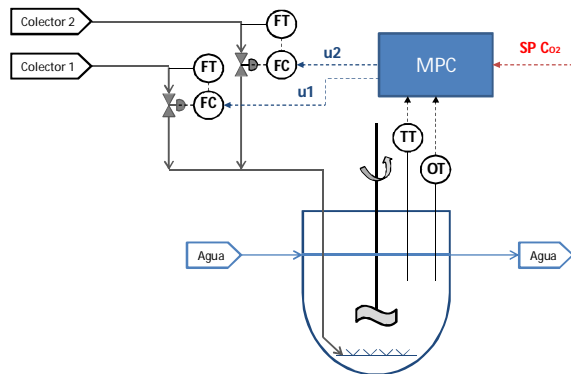


Figura 19: Diagrama de aplicación del MPC

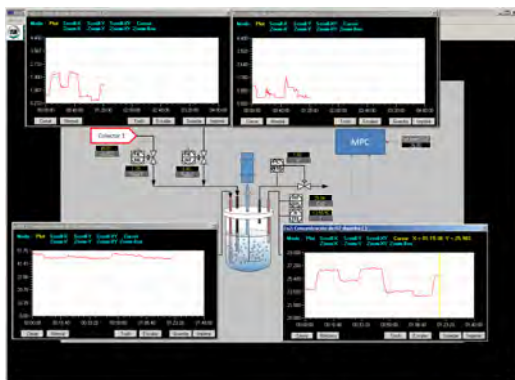


Figura 20. Sinóptico del SCADA

8 CONCLUSIONES

Se han mostrado los pasos a seguir para llevar a cabo la implantación de un controlador predictivo no lineal programado en el entorno de EcosimPro®, estableciendo la comunicación en tiempo real con el proceso vía OPC y configurando el SCADA para la interacción entre el usuario y la planta. Con ello, se propone una nueva funcionalidad de EcosimPro® que, además de simular el comportamiento de un modelo, es capaz de llevar a cabo el control y la supervisión de un proceso real mediante la creación de un servidor OPC a partir del código programado, herramienta que ya incluye la versión de Ecosim 5.0.

Agradecimientos

Los autores desean agradecer al Ministerio de Ciencia y Tecnología la financiación a través del proyecto “Control y optimización de redes de distribución”, CICYT (ref. 18ISAZ99) y al

Ministerio de Educación la beca de investigación en el Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática, Universidad de Valladolid.

Referencias

- [1] Acebes, L. F., Alves, R., Merino, A., (2004), Prada, C., (2004) “Un entorno de modelado inteligente y simulación distribuida de plantas de proceso”, *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial. Vol. 1, Núm. 2.*
- [2] Alves, R., Normey-Rico, J., Merino, A., Acebes, L.F., Prada, C., (2006), EDUSCA (Educational Scada): Features and applications, *7th IFAC Symposium in Advances in Control Education.*
- [3] Bird, R., Stewart, W., Lightfoot, E., (2002), “Transport Phenomena”, 2nd Edition, John Wiley & Sons.
- [4] Camacho, F., Bordons, C., (2004), “Control predictivo: pasado, presente y futuro”. *2004 CEA-IFAC.*
- [5] EcosimPro by EA Internacional, Dynamic Modeling & Simulation Tool, [Online] <http://www.ecosimpro.com/> Último acceso: Mayo de 2013.
- [6] MathWorks, Curve Fitting Tool [On line] <http://www.mathworks.es/es/help/curvefit/sftool.html> Último acceso: Mayo de 2013.
- [7] NAG, “Numerical Algorithms Group” [On line] <http://www.nag.co.uk/> Último acceso: Mayo de 2013.
- [8] Perry, R., Green, D., (1997), “Perry’s Chemical Engineers’ Handbook”, 7th Edition, 1997, Ed. McGraw-Hill.
- [9] Zamarreño, J. M. (2001). “Entorno de comunicaciones OPC para Ecosim”. *Primeras Jornadas de Usuarios de EcosimPro. Madrid, 2001.*