

MODELACIÓN DINÁMICA NO LINEAL Y CONTROL DE EVAPORADORES EN LA INDUSTRIA AZUCARERA.

Luis M. Peralta Suárez*, María E. O'Farril Pie, Dpto. Ing. Química, Facultad de Química y Farmacia, Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas (UCLV) Cuba; Julio Emmanuel Pullaguari Arciniega. Universidad Nacional de Loja, Ecuador. *Dr., Profesor Titular. mail: lperalta@uclv.edu.cu

Resumen: En este trabajo se desarrolla un modelo matemático no lineal riguroso del tipo DAEM para simular el comportamiento de estado estacionario y dinámico de la etapa de evaporación en el Ingenio azucarero "MALCA" de la Provincia de Loja en Ecuador. Con el modelo matemático dinámico se estudian seis estrategias de control de este proceso. Finalmente se hace un análisis desde el punto de vista técnico económico de cual debe ser la estrategia a implementar.

Palabras claves: Control de automático de procesos, Modelación dinámica, Evaporadores, Industria azucarera.

NONLINEAR DYNAMIC MODEL'S AND CONTROL OF SUGAR EVAPORATORS IN THE SUGAR INDUSTRY.

Abstract: In this work a rigorous nonlinear mathematical model of type DAEM is developed, to simulate the behavior of stationary and dynamic state of the stage of evaporation in MALCA Sugar Factory of the Province of Loja in Ecuador. With a dynamic mathematical model studied six strategies to control this process. Finally an analysis is made from economic and technical point of view of as it must be the strategy to implement.

Key Boars: Automatic Process Control, Dynamics Modeling, Sugar Industry.

INTRODUCCIÓN

El control del proceso de evaporación de jugos azucarados en la industria azucarera presenta gran importancia, desde el punto de vista energético y por el efecto que puede tener en la calidad de la operación de cristalización. Existen muchos trabajos anteriores que han abordado el problema de la modelación y el control automático de este proceso^{1, 2, 3, 4, 5}. El objetivo de este trabajo es analizar seis variantes de estrategias de control para un sistema de múltiples efectos, constituido por seis efectos o vasos, lo cual no es tradicional en la industria azucarera.

DESARROLLO

Modelo matemático dinámico del proceso

Para analizar el comportamiento de los sistemas de control se confeccionó un modelo matemático dinámico del proceso. El modelo de estado estacionario se dedujo de este igualando a 0 las derivadas. Las expresiones más importantes del modelo dinámico para el vaso i son las siguientes:

Balance de masa.

$$\frac{dV_i(t)}{dt} = \frac{1}{d_i} [F_{i-1}(t)d_{i-1} - F_i(t)d_i - Q(t)dv_i]$$

$$\frac{d}{dt} [cV_i(t)] = F_{i-1}(t)c_{i-1}(t) - F_i(t)c_i(t)$$

Balance de Energía

$$\frac{dT_{cp}dV_i}{dt} = F_{i-1}(t)d_{i-1}cp_{i-1}T_{i-1} - Q_i dv_i [L_i + cpv_i ep_i(t)] - F_i(t)d_i cp_i T_i + \frac{(100 - P_{ev})}{100} QT_i(t)$$

$$\frac{dT_{v_{i-1}}}{dt} = \frac{1}{cm_i} \left\{ \begin{array}{l} Q_{i-1}(t)dv_{i-1}[L_{i-1} + cpv_{i-1}ep_{i-1}] \\ - QT_i \left(1 + \frac{Pec}{100} \right) \end{array} \right\}$$

Ecuaciones complementarias.

$$Bx_i(t) = \frac{c_i(t)}{100d_i}$$

$$Q_i(t) = Kq_i [0.99P_i(t)]$$

$$QT_i = U_i At_i [T_{v_i}(t) - T_i(t)]$$

$$F_i(t) = Cv_i(t) \sqrt{\frac{P_i - P_{i+1} + 9.8(h_i - h_{i+1})d_i}{G_i}}$$

$$cv_i(t) = cv_{i_{max}} 50^{vp_i - 1}$$

$$\frac{dvp_i}{dt} = \frac{1}{\tau_{sm}} \{ K_{sm} [pv_i(t) - pv_{is}] - [vp_i(t) - vp_{is}] \}$$

$$H_i(t) = \frac{4V_i(t)}{\pi D_{tub}^2 N_{tub_i}}$$

Nomenclatura

Q: Flujo volumétrico de vapor, F: Flujo volumétrico de jugo; dv: Densidad del vapor; d: Densidad del jugo; Cpv: Calor Específico del vapor; Cp: Calor Específico del jugo; P: Presión en el vaso; Tv: Temperatura del vapor en la calandria; T: Temperatura del jugo; c: Concentración de sólidos solubles en el jugo; L: Calor latente de vaporización; U: Coeficiente total de transferencia de calor; vp: fracción de abertura; V: Volumen de jugo en

el vaso; At: Área de transferencia; pv; Presión a la válvula; ep: Elevación del punto de ebullición; G: Gravedad Específica del jugo; Cv: Coeficiente de la válvula; Pev; Pérdidas de calor en el vaso; Pec: Pérdidas de calor en la calandria; Kq: coeficiente de la ecuación de flujo del vapor a la salida del vaso. H: altura de jugo en el vaso. Dtub: diámetro de tubo en la calandria. Ntub: número de tubos.

Estrategias de control de múltiples efectos.

Para su comparación fueron seleccionadas seis estrategias de control de este proceso aplicadas en la práctica industrial. El control de presión en el último vaso se mantuvo constante en cada una de ellas [P₆-F_{agua al cond.}].

Estrategia 1 (Cascada): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de salida [H_i-F_i] y control del Brix del último vaso en cascada con el control de flujo de vapor al primer vaso [Bx₆-Q_{0sp}].

Estrategia 2 (Lazo simple): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de entrada [H_i-F_{i-1}] y control del Brix del último vaso manipulando el flujo de salida del último vaso [Bx₆-F₆]. Control de nivel del tanque de alimentación en cascada con el control de flujo de vapor de escape del primer vaso [H₀-Q_{0sp}].

Estrategia 3 (Cascada +Anticipatorio): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de salida [H_i-F_i] y control del Brix del último vaso en cascada con el control de flujo de vapor de escape al primer vaso y

compensación anticipatoria (feedforward) de Brix de entrada al primer vaso

$$[B_{X_6}(B_{X_0})-Q_{0sp}].$$

Estrategia 4 (Lazo simple): Control de nivel en cada vaso (excepto el primero) manipulando el flujo de entrada $[H_i-F_{i-1}, i>1]$ y control del Brix del último vaso manipulando el flujo de salida del último vaso $[B_{X_6}-F_6]$. Control de nivel en el primer vaso en cascada con control de flujo de vapor de escape al primer vaso $[H_1-Q_{0sp}]$.

Estrategia 5 (Cascada Triple): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de

salida $[H_i-F_i]$ y control del Brix del último vaso en cascada triple con Brix de salida del primer vaso y control de flujo de vapor de escape al primer vaso $[B_{X_6}-B_{X_{1sp}}-Q_{0sp}]$.

Estrategia 6 (Cascada triple+Anticipatorio): Control de nivel en cada vaso manipulando el flujo de salida $[H_i-F_i]$ y control del Brix del último vaso en cascada triple con Brix de salida del primer vaso y flujo de vapor de escape al primer vaso mas compensación anticipatoria (feedforward) de Brix de entrada al primer vaso

$$[B_{X_6}(B_{X_0})-B_{X_1}-Q_{0sp}].$$

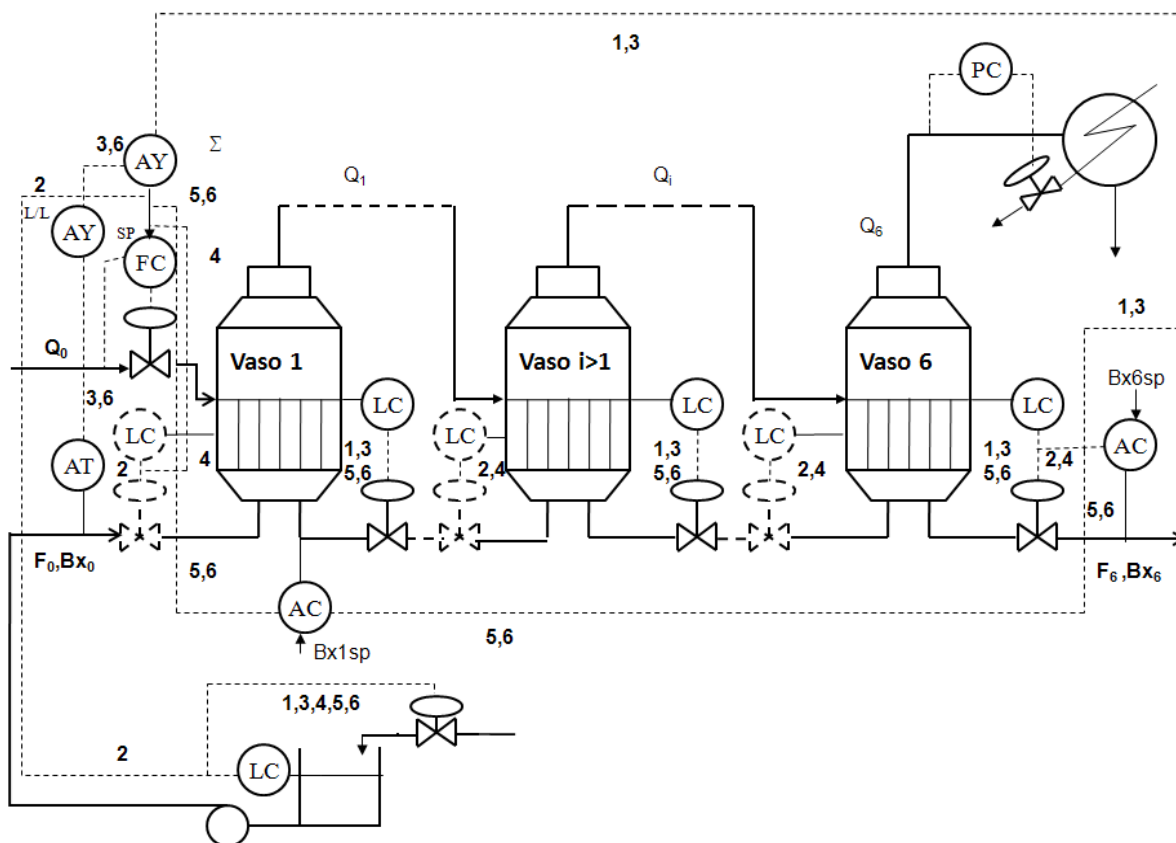


Fig. 1. Diagrama de instrumentación de las seis Estrategias. Los números 1 al 6 en las líneas de instrumentación indican a que estrategia pertenece el lazo de control en cuestión.

Ajuste de los Reguladores Automáticos.

Para simular cada estrategia al modelo dinámico del proceso se agregaron las

ecuaciones de los lazos de control respectivos, incluyendo los transmisores, reguladores, etc. Los reguladores automáticos

PID, para el control de concentración fueron ajustados para respuesta rápida y robusta, utilizando las ecuaciones de Ziegler y Nichols modificadas, utilizando un factor $f_c=1.5$.

$$K_C = \frac{0.6K_{c_{max}}}{f_c}, \tau_I = \frac{P_u}{2} f_c, \tau_D = \frac{P_u}{8}$$

Los parámetros críticos del lazo fueron obtenidos mediante simulación, realizando la prueba de ciclo continuo con los lazos de nivel cerrados, a fin de incluir el efecto de las interacciones. Los lazos de nivel fueron ajustados para obtener una respuesta lo mas rápida y exacta posible, sin exacerbar el efecto de la interacción. En el caso de la estrategia 4, en el primer vaso, fue necesario utilizar un regulador PI, en los demás casos fue suficiente un regular P. La red de adelanto atraso (lead-lag) fue utilizada como regulador anticipatorio y su ajuste fue obtenido por optimización. Los reguladores proporcionales de los lazos interiores de las cascadas fueron ajustados para respuesta rápida.

ANALISIS DE LOS RESULTADOS

Comportamiento del Brix.

Mediante la simulación en computadora de cada estrategia de control, utilizando el modelo no lineal del proceso, se obtuvieron las respuestas de las variables fundamentales ante un cambio tipo paso de un 10% en el valor del Brix de alimentación, respecto a su valor nominal que es de un 17%. Este fue el valor máximo de cambio observado en la instalación industrial. En la Figura 3^a y 3b se muestran estos resultados y en la Tabla 1 los indicadores fundamentales que permiten

llegar a conclusiones fundamentadas sobre la calidad del control.

Cuando analizamos el comportamiento nominal del Brix en el vaso 6 las estrategias que ofrecen mejores resultados fueron la II, III y la VI. Esto se deduce a partir de los cuatro primeros indicadores mostrados en la Tabla 1. En la Figura 3b se puede corroborar también este comportamiento, observándose que las estrategias II, III y VI producen las respuestas más rápidas y estables.

Se observa en la simulación, (Fig. 3a) una demora de transporte entre el primero y el último vaso, que afecta en mayor medida el comportamiento de la estrategia I, determinando su pobre comportamiento. En las estrategias III y IV el regulador anticipatorio basado en una lead-lag, a pesar de su carácter aproximado, permitió compensar, en buena medida, aunque no totalmente, el efecto de la demora de transporte.

El lazo interior de cascada [Qsp, Bx1] de la estrategia V resultó insuficiente para compensar el efecto de la demora de transporte, por ello al incluirse la lead-lag en la estrategia VI se observa la mejoría.

Al comparar las estrategias III con la VI, se observa que la última arroja un resultado inferior, no obstante haberse incluido en esta última un lazo de cascada interior de Brix1, que es lo único que la diferencia de la primera. Este lazo debería compensa en alguna medida el efecto de la perturbación a la entrada, pero sin embargo la lead-lag

seleccionada como regulador anticipatorio en esta estrategia no produce el mismo resultado que en la tres, deduciéndose que la función anticipatoria en esta estrategia debe ser más compleja para obtener mejores resultados.

De todas formas las estrategias V y VI demandan más instrumentación y quedan por debajo de las otras en los índices de comportamiento nominal, por lo cual quedan relegadas.

La estrategia IV refleja muy mal comportamiento, lo que se observa en la Fig. 3^a y en los indicadores de la Tabla 1.

Comportamiento del nivel de jugo.

Los niveles de jugo en los vasos son variables controladas muy importantes, para garantizar la seguridad, la eficiencia de la operación y además el balance total de materiales de este proceso.

Es conveniente que el nivel se mantenga en su valor óptimo para favorecer la transferencia de calor y con ello la eficiencia térmica del proceso y por otra parte evitar arrastres de líquido con el vapor y que los tubos no se descubran y recalienten. Por eso la cota superior de variación aceptable, seleccionada para considerar una buena calidad del control, durante los transientes, fue de 5% y en estado estacionario menor que 1%. Por otra parte el ajuste de estos lazos debe afectar lo menos posible el comportamiento del lazo de Brix6. Como quiera que el nivel que mayor variabilidad presenta en todas las estrategia es H1, el del primer vaso, este es el escogido para analizar dicho comportamiento.

Su valor nominal efectivo, incluyendo la mezcla jugo- vapor, es de 2.24m.

Como se observa en la Figura 5a y en la tabla 1, el indicador de comportamiento del nivel de jugo en el tubo es menos favorable en la estrategia IV, aunque no se viola la cota superior permitida de variación. Sin embargo el ajuste exacto del nivel en esta estrategia se logra a partir de perjudicar el comportamiento del Brix. Este resultado muestra que el apareamiento de [Q0, H1] en la estrategia IV introduce mayor interacción que el observado en la estrategia 2 [F0, H1], manteniendo la misma combinación [F6, Bx6] en el lazo de control de Brix6. Lógicamente hay mayores demoras entre Q0 y H1 que entre F1 y H1.

Comportamiento robusto de las estrategias III y II.

Las dos mejores estrategias a partir de los resultados analizados son la II y la III. El análisis comparativo del comportamiento robusto de estas estrategias permite llegar a una conclusión definitiva sobre cual de las dos es la mejor. Para ello simulamos el sistema de control para otro punto de operación, considerando una disminución en el coeficiente total de transferencia de calor U de un 10%, para luego comparar el ISE obtenido en este caso, con el ISE para el punto de operación nominal. El cambio de U, como perturbación paramétrica de baja frecuencia, es muy dable en las condiciones operacionales de este proceso, debido a los depósitos de sales en los tubos, que incrementan la resistencia a la transferencia

de calor con el tiempo de operación, reduciendo el U hasta un valor intolerable, antes del cual hay que parar el equipo para realizar la limpieza requerida.

Las Figuras 6a y 6b y la fila correspondiente de la Tabla 1, reflejan el resultado de la comparación de forma muy clara y objetiva. Se hace evidente que la estrategia II es mucho más robusta que la III, si bien el comportamiento nominal de ambas no presenta diferencias significativas. Obviamente esto es debido a la poca robustez del compensador anticipatorio, que es muy sensible a la incertidumbre en el proceso, lo

cual está ampliamente recogido en la literatura.

Comportamiento de la variable manipulada.

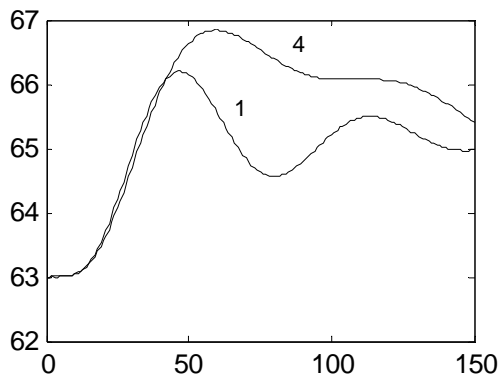
Cuando analizamos el esfuerzo de la variable manipulada podemos constatar un cambio suave y medurado de esta variable, en todas las estrategias, aunque en la IV se observa determinada oscilatoriedad. En ningún caso hay saturación de la válvula de control. Por lo cual este aspecto no limita a ninguna estrategia en particular.

Tabla 1. Indicadores de comportamiento del sistema de control para 100 min. de simulación.

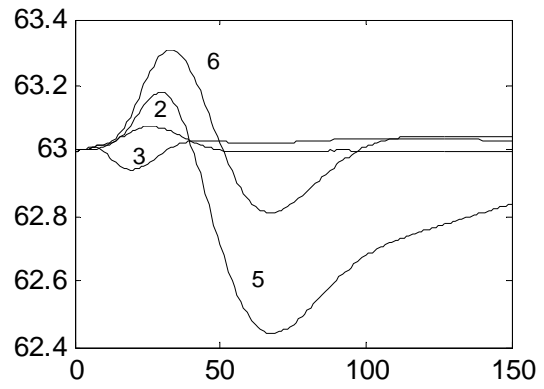
INDICADOR	ESTRATEGIAS					
	I	II	III	IV	V	VI
Integral del Error al cuadrado	660	0.21	0.06	0.02	2.75	1.39
Pico Máximo o Mínimo de Brix 6 (%)	66.2	63.15	62.92	63.04	62.62	63.32
Tiempo Final de respuesta (min)	>150	28	41	41	100	48
Valor final del Brix 6 (%)	65	63.00	63.00	63.04	62.98	63.00
Esfuerzo de la variable manipulada abs(M-Mmax)/M x 100 *	5.9	15.9	6.2	6.3	7.4	6.8
Variación máxima del nivel en el 1er vaso (%). **	0.08	0.23	0.1	2.53	0.1	0.09
Variación de ISE (%). **	98	0.79	1.34 10 ⁶	1.39	2858	15211.5

*Para M=Q0 color normal, M=F6 columna en negrita.

** $\Delta H = (H1n - H1) / H1 \times 100$, $\Delta ISE = (ISE - ISEn) / ISEn \times 100$. n: nominal.

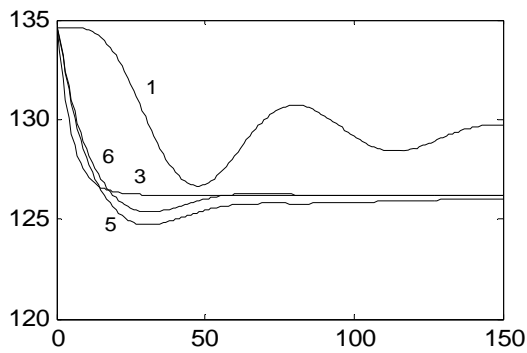


(a)

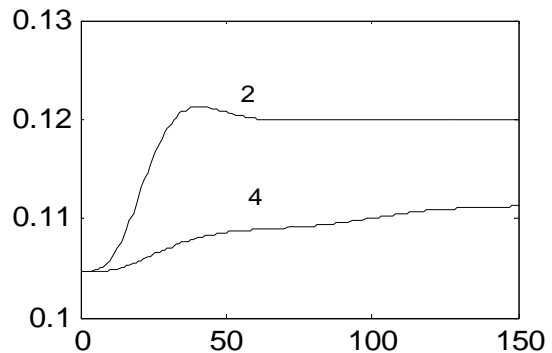


(b)

Fig. 3. Brix del 6to vaso (%) vs. Tiempo [min] ante cambio de un 10% en el Brix de la alimentación al 1er vaso: a) Estrategia 1 y 4, b) Estrategias 2, 3, 5, 6.

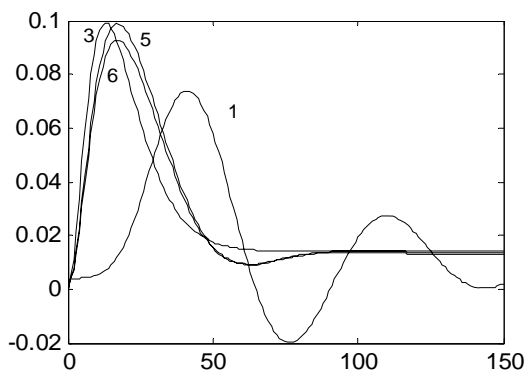


(a)

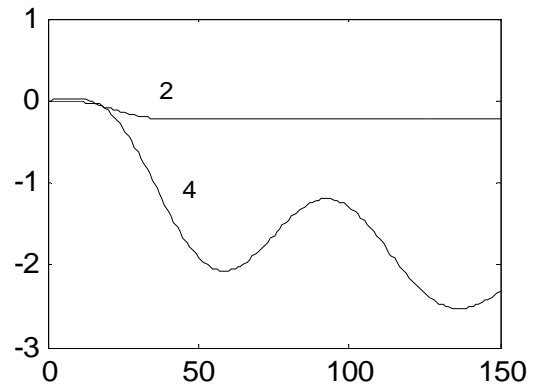


(b)

Fig. 4. Comportamiento de la variable manipulada a) Q_0 y b) F_6 (m^3/min) vs. Tiempo [min], para cada estrategia (1, 2, 3, 4, 5, 6).

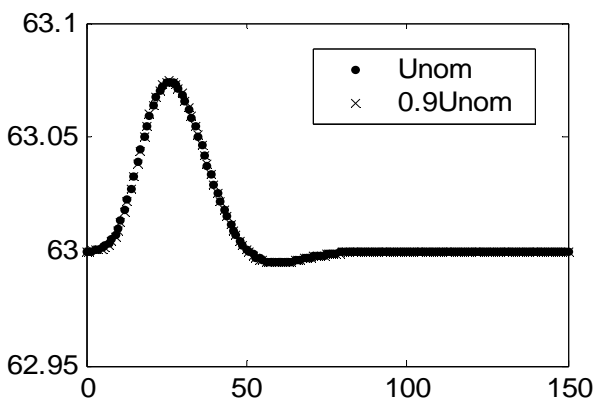


(a)

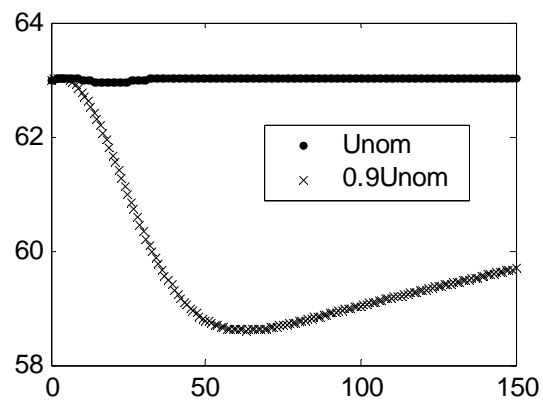


(b)

Fig. 5. Respuesta del Nivel efectivo de líquido en el primer vaso, $\Delta H1$ [%] vs. Tiempo [min.] : a) estrategias 1,3,5 y 6 b) estrategias 2 y 4.



(a)



(b)

Fig. 6. Respuesta del Brix6 [%] vs. Tiempo [min] para cambio de un 10% en Brix0, para $U=U_{nom}$ y $U=0.9U_{nom}$: a) estrategia 2, b) estrategias 3, nom. : Nominal.

CONCLUSIONES

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos mediante la simulación de las diferentes estrategias, podemos afirmar que la estrategia más promisoría es la II, teniendo en cuenta su comportamiento nominal y robusto, lo cual se refleja en los indicadores observados y en la simulación. La estrategia I, que es la mas

utilizada en la práctica, para este caso no se comporta bien, teniendo en cuenta el efecto de la demora de transporte y de las interacciones presentes en este proceso. Las demás estrategias, por otra parte, tienen un costo mas elevado en instrumentación.

FUENTES DE INFORMACION CONSULTADAS

1. Kam, K. M. and Tade, M. O. (2000). Simulated Nonlinear Control Studies of Five Effect Evaporator Models., Computers and Chemical Engineering, 23, 1795 -1810,2000.
2. S. Lisane Elhaq, F. Giri and H. Unbehauen. The Development of Controllers for a Multiple-effect Evaporator in Sugar Industry. www.cds.caltech.edu/conferences/related/ECC97/proceeds/751_1000/ECC837.PDF. Última Consulta: 20 Mayo 2007.
3. Nielsen, K. M., Pedersen, T. S. and Nielsen, J. F. D. Simulation and Control of a Multiple Effect Evaporator. UKACC International Conference of CONTROL'96. 1996.
4. Pitteea, A.V.; Ah King, R.T.F.; Rughooputh, H.C.S. Intelligent controller for multiple-effect evaporator in the sugar industry. IEEE International Conference. On Volume 3, Issue , 8-10 Page(s): 117 – 182. Dec. 2004.
5. Pennise S. N. , Liow, J. L. Shneider P. A. CFD Model Development for Sugar Mill Evaporator. Third International Conference in CFD in the Mineral and Process Industry. CSIRO. Melbourne . Australia. Dec. 2003.