

Control no lineal iterativo predictivo de evaporador en obtención de bio-etanol.

Ipanaqué William¹, De Keyser Robain², Dutta Abhishek³, Oliden José⁴,
Manrique José⁵.

¹Universidad de Piura, Dpto. de Electrónica y Automática, Urb. San Eduardo, Piura
(e-mail: William.ipanaque@udep.pe)

²Department of Electrical Energy, Systems and Automation, Ghent University, 9000 Gent,
Belgium (e-mail: Robain.DeKeyser@UGent.be)

²Department of Electrical Energy, Systems and Automation, Ghent University, 9000 Gent,
Belgium (e-mail: dutta.abhishek@ugent.be)

⁴Universidad de Piura, Dpto. de Electrónica y Automática, Urb. San Eduardo, Piura
(e-mail: josecarlosoliden@gmail.com)

⁵Universidad de Piura, Dpto. de Electrónica y Automática, Urb. San Eduardo, Piura
(e-mail: jose.manrique@udep.pe)

Resumen: La producción de biocombustible tiene positivo impacto en el tema ambiental, por ello la atención al modelado y control de estos procesos merece la atención de la comunidad científica. En éste artículo se presenta el modelo, simulación y control no lineal aplicado a un proceso de evaporación de doble efecto. Dicho proceso es utilizado para la obtención de bio-etanol a partir del jugo de la caña de azúcar, el objetivo es realizar el control de la concentración del jugo a la salida de la última etapa, utilizando como controlador un regulador predictivo no lineal NEPSAC, el cual tiene características importantes que facilitan el desarrollo de su algoritmo, no requiriendo de tiempos de computo excesivos. Se muestra los resultados del modelo confrontándolo con datos de planta y el comportamiento del control no lineal en base al modelo desarrollado.

Palabras claves: evaporación, bio-etanol, jugo de caña de azúcar, modelación, control predictivo no lineal, NEPSAC, EPSAC

1. INTRODUCCION

Procesos para obtención de biocombustibles han merecido notable atención en la literatura científica debido a su positivo impacto en el ambiente y la economía (Gupta *et al.*, 2010). La producción de bio-etanol a partir de la biomasa es una de las alternativas para disminuir el consumo de combustibles tradicionales (Mustafa y Ballat, 2009); el uso de caña de azúcar como biomasa tiene relevantes beneficios en la producción de etanol (Laser *et al.*, 2002; Limtong *et al.*, 2007). El uso de metodologías de control avanzado aplicadas a la obtención de bio-combustible tiene pues particular relevancia.

Uno de los procesos que intervienen en la obtención de etanol es el evaporador multi-etapa, su control

basado en un adecuado modelo es tratado en este artículo.

Existen varios trabajos que tratan la simulación del modelo del evaporador y su control, por ejemplo (Gomolka, 1985; Rousset, *et al.*, 1989 a,b). Un trabajo interesante fue presentado por (Villar *et al.*, 1993) el cual muestra una instalación real con resultados comparativos, donde se han modelado las cámaras de jugo y de vapor, y se ha considerado el intercambio de calor con el exterior; retardos presentes pueden también ser tomados en cuenta (Tonelli *et al.*, 1990). Estos trabajos relacionan propiedades físico térmicas y algunos de sus parámetros específicos se han considerado constantes, como: el coeficiente de transferencia de calor global y el calor latente de vaporización.

Dentro de las metodologías de control avanzado basados en modelos se encuentran el control predictivo basado en modelos lineales o no lineales (Quin and Badgwell 1998; De Keyser 2003). Mientras que las metodologías basadas en modelos lineales se pueden considerar maduras, los algoritmos basados en modelos no lineales son materia de investigación y de nuevas propuestas, (Patric *et al.*, 2010; Genceli y Nikolaou 1995; Camacho y Bordons 2007).

Este artículo considera el modelo de un evaporador cuyos datos de simulación se contrastan con los obtenidos de una planta en el norte del Perú. Este modelo no lineal es usado en una estrategia de control predictivo denominado NEPSAC (De Keyser y Donald 2007; De Keyser y Lazar 2004), la principal ventaja de este algoritmo es que basado en descomponer la salida en dos partes una denominada básica y otra basada en el efecto de variables manipulables actual y futura, permite tratar el problema no lineal sin grandes requerimientos de tiempo de procesamiento. Se muestran los resultados aplicados al modelo del evaporador para producción de etanol. Tal como se describe la determinación de los parámetros del controlador es muy intuitiva y empírica. Se comparan los resultados con un controlador predictivo lineal, GPC (Clarke *et al.* 1987), y un regulador PI.

2. MODELO DEL EVAPORADOR DE 2 ETAPAS

Para realizar la modelación del evaporador se consideran dos etapas para la obtención de etanol. Se divide cada etapa en una cámara de calefacción o condensación y otra de concentración o vaporización (Ipanaqué y Manrique, 2011; Cadet *et al.*, 1999), entre éstas existe una transferencia de calor a través de un conjunto de tuberías por la que circula el vapor (evaporadores tipo Robert). En la figura 1 se muestra el esquema de una etapa de un evaporador tipo Robert.

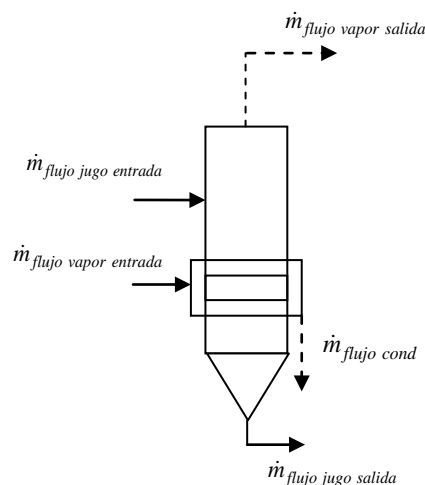


Fig. 1. Esquema de una etapa del evaporador tipo Roberts

Para el modelado del evaporador se trabajaron con las siguientes hipótesis:

- No se considera propiedades de flujo bifásico en la cámara de calefacción y por tanto la cesión de energía del vapor al jugo sólo será calculado con la diferencia de los estados a la entrada y salida.
- La masa de vapor dentro de la cámara de concentración (vapor en el interior del evaporador) y la masa de vapor dentro de la cámara de condensación (alojada en la calandria) es constante.
- El nivel de contenido de jugo en cada efecto es constante.
- Las pérdidas del calor transferido en cada efecto representa el 20% del valor total de calor entregado por el vapor, valor promedio estimado.
- El vapor generado y el jugo de caña de cada etapa están a temperatura de equilibrio. Se considera el incremento del punto de ebullición del jugo, debido al grado de concentración.
- El vapor de calefacción se considera saturado y al salir de ella se considera condensado.

El vapor de salida de la etapa 1 constituye el vapor de entrada de la etapa 2 y el jugo de salida de la etapa 1 entra a la siguiente etapa como flujo de entrada. Se analiza por separado las cámaras de condensación y concentración. A continuación se describen las variables que se usan en el modelo del sistema.

$\dot{m}_{vapor\ ent}$: Flujo másico del vapor de entrada [kg/s].

\dot{m}_{cond} : Flujo másico del condensado [kg/s].

$H_{vapor\ ent}$: Entalpía del vapor de entrada [J].

H_{cond} : Entalpía del condensado [J].

\dot{q}_{trans} : Flujo del calor transferido [J/s].

$\dot{m}_{jugo\ ent}$: Flujo másico del jugo de entrada [kg/s].

$\dot{m}_{vapor\ sal}$: Flujo másico del vapor de salida [kg/s].

$\dot{m}_{jugo\ sal}$: Flujo másico del jugo de salida [kg/s].

$H_{jugo\ ent}$: Entalpía del jugo de entrada [J].

$H_{jugo\ sal}$: Entalpía del jugo de salida [J].

$H_{vapor\ sal}$: Entalpía del vapor de salida [J].

$C_{jugo\ ent}$: Concentración del jugo de entrada [°Brix].

$C_{jugo\ sal}$: Concentración del jugo de salida [°Brix].

p_0 : Presión del vapor de entrada [Pa].

p_1 : Presión de vapor de la primera etapa [Pa].

p_2 : Presión de vapor de la segunda etapa [Pa].

2.1. Cámara de calefacción o condensación:

Balance de masa:

$$\frac{dm_{vapor}}{dt} = \dot{m}_{vapor\ ent} - \dot{m}_{cond} \quad (1)$$

Balance de energía:

$$\frac{dm_{vapor}H_{vapor}}{dt} = \dot{m}_{vapor\ ent}H_{vapor\ ent} - \dot{m}_{cond}H_{cond} - \dot{q}_{trans} \quad (2)$$

2.2. Cámara de concentración o vaporización:

Balance de masa:

$$\frac{dm_{jugo}}{dt} = \dot{m}_{jugo\ ent} - \dot{m}_{vapor\ sal} - \dot{m}_{jugo\ sal} \quad (3)$$

Balance de energía:

$$\frac{dm_{jugo}H_{jugo}}{dt} = \dot{m}_{jugo\ ent}H_{jugo\ ent} - \dot{m}_{jugo\ sal}H_{jugo\ sal} - \dot{m}_{vapor\ sal}H_{vapor\ sal} + \dot{q}_{trans} \quad (4)$$

Balance de concentración:

$$\frac{dm_{jugo}C}{dt} = \dot{m}_{jugo\ ent}C_{jugo\ ent} - \dot{m}_{jugo\ sal}C_{jugo\ sal} \quad (5)$$

Para la simplificación del modelo se considera que la masa y la energía tanto en la cámara de calefacción como en la de concentración no varían en el tiempo.

Consideramos que el sistema tiene dos variables manipulables, el flujo másico de vapor a la entrada $\dot{m}_{vapor\ ent}$, que influye en gran medida en el calor transferido \dot{q}_{trans} , y el flujo másico de jugo a la entrada $\dot{m}_{jugo\ ent}$. La entalpia del jugo depende de su concentración C_{jugo} y temperatura (Hugot, 1986). Expresada en la fórmula (6)

$$H_{jugo} = (4.1868 - (0.0297 - 4.6 \times 10^{-5}q)C_{jugo} + 3.75 \times 10^{-5}C_{jugo}T_{jugo})T_{jugo} \quad (6)$$

La constante q es la pureza del jugo de caña.

Por otro lado se asume que la presión de entrada del vapor y las presiones de las cámaras de concentración se mantienen constantes.

3. ALGORITMO NEPSAC

El algoritmo NEPSAC se desarrolla a partir de la estrategia de control EPSAC (De Keyser and Lazar,

2004) que a continuación se explica. Se considera un modelo del proceso de la siguiente forma:

$$y(t) = x(t) + n(t) \quad (7)$$

Donde $y(t)$ es la salida medida del proceso, $x(t)$ es la salida real del proceso y $n(t)$ el disturbio. El control requiere una predicción de las futuras salidas, en un horizonte de predicción de N_2 . Dado por:

$$y(t+k|t) = x(t+k|t) + n(t+k|t) \quad (8)$$

La salida futura puede ser descrita como la contribución de dos partes:

$$y(t+k|t) = y_{base}(t+k|t) + y_{\acute{o}ptimo}(t+k|t) \quad (9)$$

$y_{base}(t+k|t)$ es el efecto de las entradas pasadas y la secuencia futura de control $u_{base}(t+k|t)$ y los disturbios.

$y_{\acute{o}ptimo}(t+k|t)$ es el efecto de las acciones de control $\delta u(t+k|t) = u(t+k|t) - u_{base}(t+k|t)$, en un horizonte de control N_u .

La salida optimizada se puede expresar como una ecuación de convolución en tiempo discreto, para la respuesta impulso. En notación matricial se expresa como sigue:

$$Y_{\acute{o}ptimo} = GU \quad (10)$$

Donde:

$$Y_{\acute{o}ptimo} = [y_{\acute{o}ptimo}(t+N_1|t) \dots y_{\acute{o}ptimo}(t+N_2|t)]^T$$

$$U = [\delta u(t|t) \dots \delta u(t+N_u-1|t)]^T$$

$$G = \begin{bmatrix} h_{N_1} & h_{N_1-1} & h_{N_1-2} & \dots & h_{N_1-N_u+1} \\ h_{N_1+1} & h_{N_1} & h_{N_1-1} & \dots & h_{N_1-N_u+2} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ h_{N_2} & h_{N_2+1} & h_{N_2+2} & \dots & h_{N_2-N_u+1} \end{bmatrix}$$

Entonces la salida predicha queda expresada matricialmente como:

$$Y = \bar{Y} + GU \quad (11)$$

Donde:

$$Y = [y(t+N_1|t) \dots y(t+N_2|t)]^T$$

$$\bar{Y} = [y_{base}(t+N_1|t) \dots y_{base}(t+N_2|t)]^T$$

Si se tiene la predicción de la salida se puede optimizar la señal de control U minimizando la función de costo J .

$$J = \sum_{N_1}^{N_2} [r(t+k|t) - y(t+k|t)]^2 + \lambda \sum_0^{N_s-1} [u(t+k|t)]^2 \quad (12)$$

Donde λ es el peso de la variable de control y $r(t+k|t)$ es la referencia. Minimizando la función de costo se obtiene U en notación matricial.

$$U = [G^T G - \lambda I]^{-1} G^T [R - \bar{Y}] \quad (13)$$

$$R = \begin{bmatrix} r(t+N_1|t) \\ \vdots \\ r(t+N_2|t) \end{bmatrix} \quad (14)$$

3.1 Controlador predictivo no lineal NEPSAC

El algoritmo EPSAC ha sido extendido para procesos no lineales resultando el algoritmo NEPSAC. El modelo del que se dispone es no lineal, entonces la estrategia es aproximar de manera iterativa las predicciones del modelo, en base a una secuencia de salidas futuras, de manera que estas predicciones converjan a una solución óptima. Con este fin, las acciones de control futuras se expresan como la suma de una secuencia base $u_{base}(t+k|t)$ y una secuencia optimizada $\delta u(t+k|t)$.

$$u(t+k|t) = u_{base}(t+k|t) + \delta u(t+k|t) \quad (15)$$

En el caso lineal no importa el valor inicial de $u_{base}(t+k|t)$, pero en caso no lineal sí, porque se basa en iteraciones, entonces el u_{base} debe ser el valor más cercano posible a $u(t+k|t)$, haciendo $\delta u(t+k|t)$ menor que una tolerancia.

En el caso del control no lineal, la matriz G se obtiene de una entrada impulso y una entrada escalón, obteniéndose el siguiente orden de los elementos de la matriz G para un horizonte de predicción de N_2 .

$$G = \begin{bmatrix} h_{N_1} & h_{N_1-1} & h_{N_1-2} & \cdots & g_{N_1-N_s+1} \\ h_{N_1+1} & h_{N_1} & h_{N_1-1} & \cdots & g_{N_1-N_s+2} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \cdots & \vdots \\ h_{N_2} & h_{N_2+1} & h_{N_2+2} & \cdots & g_{N_2-N_s+1} \end{bmatrix}$$

El algoritmo NEPSAC puede ser estructurado en los siguientes pasos:

1. Medir la salida del proceso $y(t|t)$
2. Seleccionar un vector U_{base} .
3. Calcular \bar{Y} del modelo utilizando U_{base} .
4. Calcular la matriz G empleando una entrada impulso y una escalón.

5. Calcular U con la minimización de la función de costo J . Si $U < \varepsilon$ entonces $u(t) = u_{base}(t|t) + U(1)$ y se vuelve al paso 1 para el siguiente tiempo de muestreo. Si no $U_{base} = U_{base} + U$ y se vuelve al paso 3.

Esta estructura se sigue para cada periodo de muestreo. La cantidad de iteraciones depende de que tan cerca se encuentre el valor de U_{base} con relación al U óptimo.

4. PRUEBAS A LAZO ABIERTO

Las simulaciones del evaporador a lazo abierto fueron implementadas en el software ECOSIMPRO. En la simulación se tomaron en cuenta los parámetros de funcionamiento de la tabla 1.

Tabla 1. Tabla de parámetros del funcionamiento del evaporador

Parámetros	Valores nominales
$C_{jugoent}$	13.91 °Brix
$T_{jugoent}$	93.97 °C
$\dot{m}_{jugoent}$	33.02 kg/s
$\dot{m}_{vaporent}$	5.42 kg/s
$C_{jugosal}$	16.08 °Brix
$\dot{m}_{vaporsal}$	2.39 kg/s
$\dot{m}_{jugosal}$	28.56 kg/s
P_0	374.81 kPa
P_1	276.55 kPa
P_2	177.28 kPa

Los valores nominales pueden variar debido a factores como: temperatura ambiente, fluctuaciones en la temperatura, presión, concentración de entrada del jugo. En la tabla 2 se compara las concentraciones del modelo y la planta, con resultados favorables.

Tabla 2. Comparación de valores obtenidos en modelo y en la planta Real "Agrícola del Chira".

	°Brix de entrada	Salida de etapa 1	Salida de etapa 2
Valor Real de la Planta.	13.91	14.95	15.44
Modelo en EcosimPro	13.91	14.84	16.086

La figura 2 muestra la respuesta de la concentración en grados °Brix en cada etapa del evaporador para un incremento en la entrada escalón de 4.00 kg/s a 5.42 kg/s de vapor en la primera etapa ($\dot{m}_{vaporent}$).

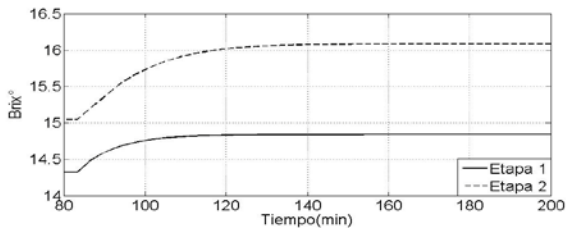


Fig. 2. Respuesta a entrada escalón: °Brix en la primera y segunda etapa.

El valor de la salida está entre 15 y 16.5 °Brix para la segunda etapa, observe que este tiene una dinámica poco más lenta que la primera etapa (se han hecho pruebas para diferentes entradas de flujo de vapor). La figura 3 muestra la salida de la segunda etapa frente a diferentes cambios en el flujo de vapor. La concentración aumenta con el flujo de vapor.

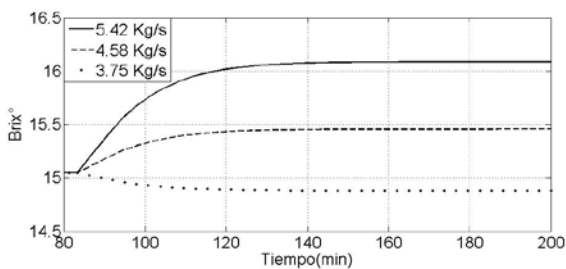


Fig. 3. Salida en °Brix de la segunda etapa para diferentes entradas de flujo de vapor.

5. PRUEBAS A LAZO CERRADO

Se realizaron distintas pruebas con el control NEPSAC, así como el controlador predictivo lineal GPC y PI con el fin de comparar su comportamiento. En los reguladores NEPSAC y GPC (Clarke et al. 1987) se usó el parámetro $\lambda = 0.01$ y un horizonte de predicción de 3 y 4 respectivamente. El controlador PI fue sintonizado por asignación de polos (Ipanaqué, W., 2012) cuyos polos fueron $-6.3 \cdot 10^{-3}$ y $-7.3 \cdot 10^{-3}$. La figura 4 muestra la respuesta del sistema sometido a una perturbación en la concentración del jugo de alimentación en la primera etapa; como perturbación se tiene una variación de 13.91 a 13.6 °Brix del jugo de alimentación en $t=6$ minutos. En el caso del NEPSAC la señal de salida vuelve a la referencia en aproximadamente 50 minutos, el cual es un valor aceptable para este tipo de procesos. Para los casos de GPC y PI, la salida se aleja más de la referencia al producirse el disturbio y demora más en restablecerse.

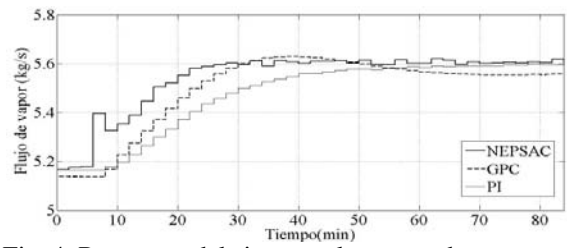
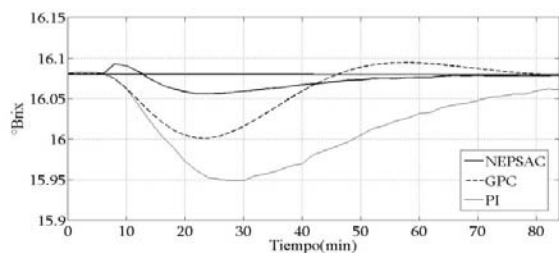


Fig. 4. Respuesta del sistema a lazo cerrado ante una perturbación en la concentración del jugo de alimentación

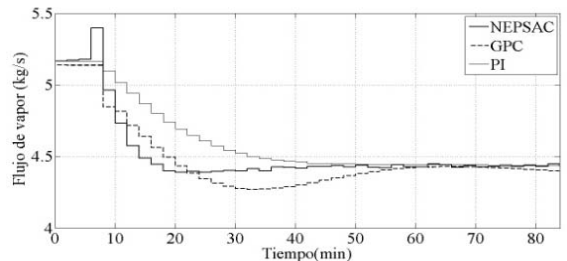
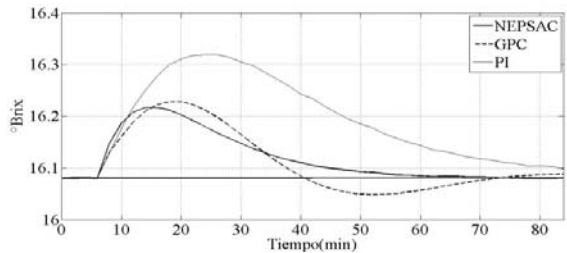


Fig. 5. Respuesta del sistema a lazo cerrado ante una perturbación en el flujo del jugo de alimentación.

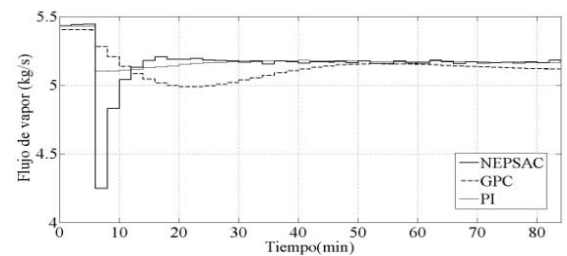
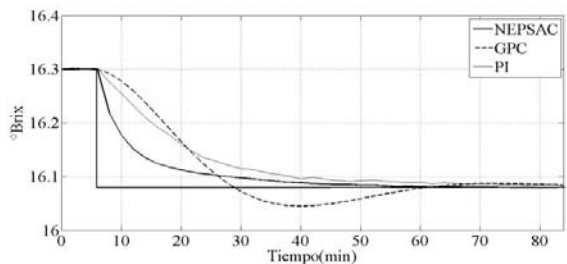


Fig. 6. Respuesta del sistema a lazo cerrado ante un cambio de referencia de 16.3 a 16.08 brix.

En las figuras 5 se ha realizado una prueba para un disturbio en el flujo de jugo de alimentación en la primera etapa. La perturbación en el flujo fue de 1981 kg/min a 1700 kg/min y ocurrió en el instante $t=6$ min. Se observa que el control con NEPSAC alcanza la referencia en un menor tiempo, aproximadamente 50 minutos, y se aleja menos del *setpoint* que en el caso del controlador GPC y PI.

Se realizó una prueba de cambio de *setpoint* para los tres controladores. En la figura 6 se aprecia que el control NEPSAC alcanza la referencia en 50

minutos. Mientras que el GPC y PI lo hacen en 70 minutos aproximadamente. El control NEPSAC tiene un mejor comportamiento para este sistema ante cambios de referencia, porque alcanza el *setpoint* en un menor tiempo y sin oscilaciones.

6. CONCLUSIONES

Se ha mostrado la aplicación de un control predictivo no lineal con parámetros bastante intuitivos. Las prestaciones del control han sido probadas frente a variaciones en una perturbación y frente a variaciones en la referencia. La estrategia de control NEPSAC obtiene un comportamiento óptimo para valores cercanos a los nominales.

7. AGRADECIMIENTOS

Este artículo se hizo en cooperación entre las universidades de Piura y de Ghent en base a un acuerdo de colaboración entre ambas instituciones.

8. REFERENCIAS

- Cadet C., Tourea Y., Gilles G., Chabriat J.P. (1999). Knowledge modeling and nonlinear predictive control of evaporators in cane sugar production plants”, *Journal of Food Engineering*.
- Camacho, E.F., Bordons, C. (2007). Nonlinear model predictive control: an introductory review. In: *Assessment and future directions of nonlinear Model Predictive Control*, R. Findeisen et al. (eds.) LNCIS, 358, Vol. 40, pp. 1-16, pp. 59-70, Springer Berlin Heidelberg.
- Clarke, D., Mohtadi, C. and Tuffs P. (1987) Generalized Predictive Control - Part I. The Basic Algorithm. *Automatica* 23(2): 137-143.
- De Keyser, R., (2003). Model Based Predictive Control. UNESCO Encyclopedia of Life Support Systems (EoLSS). Article contribution 6.43.16.1. EoLSS Publishers Co. Ltd., ISBN 0 9542 989 18-26- 34 (www.eolss.net), pp. 30. Oxford.
- De Keyser R., Lazar M. (2004). Nonlinear predictive control of a DC-to-DC converter. In: *Symposium on Power Electronics, Electrical Drives Automation & Motion - SPEEDAM*. Capry, Italy.
- De Keyser, R., Donald III, J. (2007). Application of the NEPSAC Nonlinear predictive control strategy to a semiconductor reactor. In: *Assessment and future directions of nonlinear Model Predictive Control*, R. Findeisen et al. (eds.) LNCIS, 358, pp. 503-512, Springer Berlin Heidelberg.
- Genceli, H. and Nikolau. M. (1995). Design of robust constrained model predictive controller with Volterra series. *A. I. Ch E*, J 41, 2083-2097.
- Gomolka, W.(1985). "Contribution a l' etude de l' analysedynamique, de la simulation et de l'automatization d'unprocede d' evaporation a multiples efts", Doctoral Thesis, Ecole Centrale des Arts et Manufactures, Paris.
- Gupta K.K., Rehman A., Sarviya R.M. (2010). Bio-fuels for the gas turbine: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14pp. 2946–2955
- Hugot, E.(1986). "Handbook of cane sugar engineering” (3rd ed.), Oxford.
- Ipanaqué W. y Manrique J. (2011). Modeling and simulation of a multistage evaporator in ethanol plant using ECOSIMPRO environment. *IEEE International Conference on Control and Automation, ICCA* , art. no. 6137971 , pp. 71-75
- Ipanaqué W., (2012). Control Automático de Procesos. Innovando los procesos productivos. (1^{era} ed.), ISBN: 978-9972-50-142-5. Lima, Perú.
- Laser Mark, Schulman Deborah, Allen Stephen G, Lichwa Joseph, Antal Jr. Michael J, Lynd Lee R. (2002). A comparison of liquid hot water and steam pretreatments of sugar cane bagasse for bioconversion to ethanol. Volume 81, Issue 1, pp. 33-44. *Bioresource Technology*.
- Limtong Savitree, Sringiew Chutima, Yongmanitchai Wichien. (2007). *Production of fuel ethanol at high temperature from sugar cane juice by a newly isolated Kluyveromyces marxianus*. *Bioresource Technology*, Volume 98, Issue 17, pp. 3367-3374.
- Mustafa Balat, Havva Balat (2009) . Recent trends in global production and utilization of bio-ethanol fuel *Applied Energy* 86 pp. 2273–2282.
- Patic P. C., R. M. Zemouri R, L. Duta, (2010). Recurrent Neural Networks in Linear Systems Controlling Studies in Informatics and control Vol. 19, no 2 pp. 153-158.
- Rousset, F.,Saincir, Y.,& Daclin, M. (1989a). "Automatic process control of multiple - effect evaporation" (Part I). 114(4), pp. 323-328. Zuckerind.
- Rousset, F.,Saincir, Y.,& Daclin, M. (1989b). "Automatic process control of multiple - effect evaporation" (Part II). 114(4), pp. 470-476. Zuckerind.