

MODELADO Y CONTROL DE UNA TERMOBATIDORA PARA EXTRACCIÓN DE ACEITE DE OLIVA

J. R. Cueli, C. Bordóns

Escuela Superior de Ingenieros, Universidad de Sevilla
Camino de los Descubrimientos s/n, 41092-Sevilla (España)
Teléfono: +34954487348, Fax: +34954487340,
E-mail: {cueli,bordons}@cartuja.us.es

Resumen

Este artículo describe el proceso de modelado, mediante ecuaciones diferenciales no lineales, de una termobatidora que forma parte del proceso de extracción de aceite de oliva en una almazara. Muestra además, los resultados en simulación del empleo de diversas estrategias de control aplicadas sobre el modelo no lineal obtenido, las cuales serán diferentes versiones del algoritmo de control predictivo DMC, diferenciadas, sobre todo, por el tratamiento que se da a las perturbaciones medibles. El resultado se compara finalmente con un controlador PI estándar. Previa a la implementación del control predictivo se ha realizado una fase de modelado lineal.

Palabras clave: Procesos industriales, almazaras, control predictivo, modelado de sistemas.

1. INTRODUCCIÓN

El proceso de extracción de aceite de oliva en almazaras consta de varias partes, que son la recepción, limpieza, preparación, extracción, almacenamiento y envasado [1]. El diagrama del proceso, tras el lavado y molienda, se muestra en la figura 1.

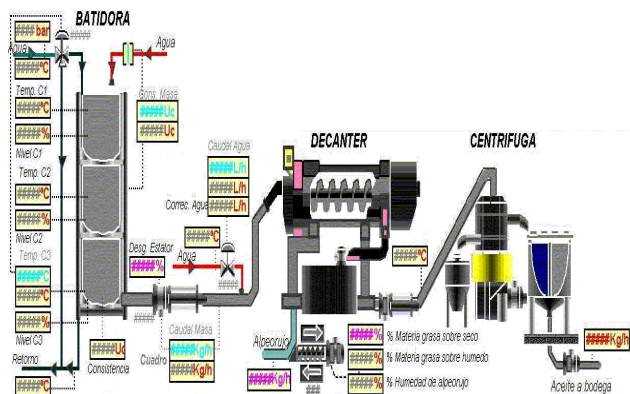


Figura 1. Diagrama de proceso

La fase de preparación consta de dos subprocesos. La molienda es el primero de ellos, en el cual se procede a la trituración de la aceituna, generalmente mediante molino de martillos, con la finalidad de conseguir romper las celdas del fruto que contienen el aceite. Y el segundo es el batido, que consiste en

remover la masa obtenida tras la molienda, manteniéndola a una temperatura constante de unos 35°C. Con el batido se consigue unificar la masa de aceituna, de forma que las diferentes fases se distribuyan homogéneamente, facilitando así la extracción del aceite. El batido es una parte bastante importante en el proceso, ya que con un batido defectuoso, la extracción o separación posteriores se ven perjudicadas, así como la calidad y cantidad del producto terminado.

En la termobatidora, el objetivo a alcanzar es mantener la temperatura en el punto óptimo de trabajo, que se estima en 35°C, al mismo tiempo que se realiza el batido. La principal dificultad estriba en el modo de funcionamiento de la batidora con entrada de masa fría a intervalos procedente de la molienda, provocando cambios continuos en los niveles de la misma. Estos cambios provocan que la temperatura se modifique continuamente, de forma que es necesario algún tipo de prealimentación que compense con cierta anticipación estos cambios de temperatura, que, si bien no son excesivamente grandes, podrían perjudicar la calidad final del aceite. Este objetivo se trata de alcanzar mediante un feedforward, en el caso del PID, y, mediante la consideración en el algoritmo de una perturbación medible, en el caso del control predictivo. Esto es necesario, ya que la respuesta de la temperatura al escalón en la válvula de entrada de agua de calefacción tiene una dinámica muy lenta, con lo

cual, sin un mecanismo de anticipación a las perturbaciones introducidas por los cambios en el nivel, la compensación introducida por el controlador no será adecuada. La ventaja del control predictivo sobre el PID radica en su optimalidad. Si está bien diseñado los índices de error han de ser menores con el control predictivo que con el PID, con un esfuerzo de control similar (esto es perfectamente posible, porque en este caso lo importante es el momento en que se abre o cierra la válvula, siendo el gasto de combustible de calderas aproximadamente el mismo). Como inconveniente se tiene un mayor requerimiento computacional.

El artículo se organizará como sigue. En la sección 2 se realiza una descripción más completa de la termobatidora. En la sección 3, se realiza el modelado de la termobatidora mediante ecuaciones diferenciales no lineales. Estas se han validado con datos de la planta para verificar la exactitud del modelo. También ha sido necesario obtener modelos lineales aproximados en torno a un punto de trabajo, lo cual se describe en la sección 4. La estrategia de control mediante controlador PID con prealimentación se muestra en la sección 5. En la sección 6, se especifica el algoritmo de control predictivo usado, y se dan detalles sobre las diferentes versiones empleadas y las ventajas que tienen las mismas sobre el control de la batidora. Al final del artículo se muestran las conclusiones que se desprenden del estudio realizado.

2. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA

La termobatidora es el sistema físico cuyo objetivo es realizar el batido de la masa procedente de la molienda, para preparar la misma para la extracción posterior. El calentamiento de la masa de aceituna se consigue mediante una camisa, y por la cual circula el agua caliente que se necesita para calentar la masa. El interior de la batidora, se suele dividir en varios compartimentos, separados por intercambiadores de calor, por las que circula también el agua caliente. Ello es necesario para aumentar la superficie de intercambio de calor. Las medidas de un cuerpo de la batidora son del orden de 1 m de diámetro y 3 m de longitud. La masa entra por un extremo, y es empujada por la acción de las palas, que, al mismo tiempo que cumplen su función de batir, transportan de forma gradual la masa al otro extremo, por el cual sale la masa por medio de un rebosadero. El hecho de que existan placas de intercambio de calor dentro de la batidora consigue que el calentamiento de la masa sea gradual, ya que una variación brusca de temperatura repercutiría negativamente en la calidad final del aceite. Además se suelen disponer varios cuerpos (dos, tres o cuatro, normalmente), colocados uno encima de otro, para aumentar la capacidad y

para conseguir variaciones de temperatura más graduales aún. Es decir, con un solo cuerpo, el trayecto que recorre la masa de aceituna es más corto, por ello habría que calentarla más rápidamente, provocando cambios abruptos de temperatura. Es mejor repartir el incremento de temperatura necesario entre varios cuerpos, de forma que cuando la masa ha salido del cuerpo superior, pasa al cuerpo inmediatamente inferior por medio de un rebosadero, llegando así hasta el último, como se muestra en la figura 2.

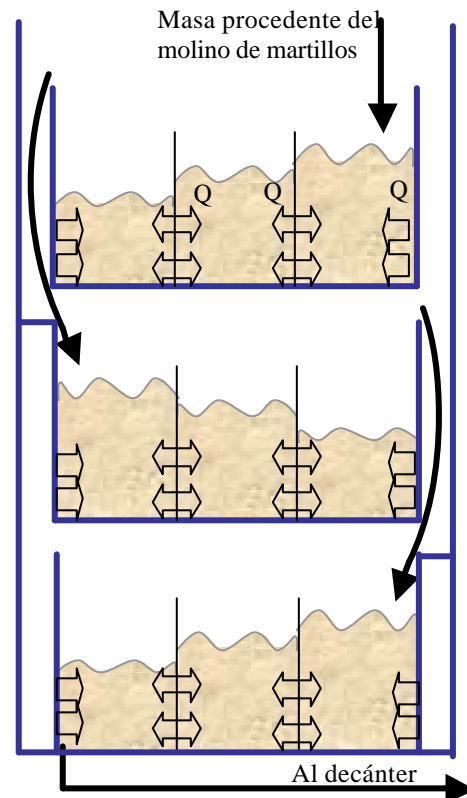


Figura 2. Termobatidora

La finalidad de aumentar la temperatura es facilitar el batido, pues la masa se vuelve más fluida. Como es de esperar, hay un límite superior, que si se sobrepasa provoca el enranciamiento del aceite obtenido con posterioridad, con la pérdida de características organolépticas y de calidad, debida a la aceleración en los procesos de oxidación y a la pérdida de componentes volátiles responsables del aroma del aceite de oliva. Una cota de esta temperatura es de 40°C. Si ésta se sobrepasa, el aceite perderá de modo seguro gran parte de sus propiedades.

Asimismo, el tiempo de batido, o tiempo de permanencia de la masa en la termobatidora, alcanza un valor adecuado en torno a la hora y media. Un tiempo inferior hará que el batido no sea completo, mientras que uno superior puede originar la aparición de emulsiones, lo cual se debe evitar. Este parámetro

suele estar fijado por el régimen de producción que se establezca y el volumen de la batidora.

La viscosidad de la masa dependerá del tipo de aceituna (picual, hojiblanca, alberquina, etc), y además del grado de humedad que presente la misma, que cambia según el origen o el estado de maduración del fruto. Por esta razón, en algunas termobatadoras se incluye la adición de agua en el primer cuerpo, con el objeto de homogeneizar la viscosidad de la masa que procede de diferentes variedades o tipo de aceituna. Es muy importante que el agua que se añade no esté fría con relación a la masa, ya que aparecerían emulsiones, y sólo se debe añadir en caso necesario.

En el último cuerpo (y en los demás) suelen haber sensores de nivel. Generalmente, existe un nivel máximo y un mínimo, de manera que si el nivel está por debajo del mínimo, se procede a conectar los molinos, introduciendo así más masa fría por los cuerpos superiores. Si ese nivel supera el máximo, se procede a parar la molienda para permitir que los niveles bajen. Lógicamente, hay una bomba de masa que se encarga de extraer la masa del último cuerpo para llevarla al decánter. Este dispositivo de control del nivel no es necesario en los cuerpos anteriores, ya que la masa sale por rebosaderos, de forma que el nivel estará acotado en todo momento. El mecanismo anterior provoca así perturbaciones en la temperatura a controlar, ya que durante aproximadamente la mitad de un ciclo de funcionamiento, está entrando masa fría, con lo cual la temperatura tiende a bajar. Además, al cambiar los niveles de los tres cuerpos de forma casi independiente, están cambiando las superficies de intercambio de calor, y la cantidad de masa total presente en la batidora (y por lo tanto la cantidad de calor necesaria para calentarla). El calor intercambiado y la masa total a calentar dependen del nivel. Esta dependencia es lineal si se asumen placas de forma rectangular.

Además, la temperatura del agua de calefacción no es perfectamente estable, ya que hay un mecanismo de recirculación, que provoca que en los instantes en los que el calor intercambiado es grande, la temperatura de este agua disminuye, porque la caldera de calefacción no es capaz de absorber los picos de máxima demanda de calor.

Por los motivos expuestos, la temperatura a la salida de la batidora presenta una componente de la misma frecuencia que la evolución de los niveles. La frecuencia fundamental de ésta corresponde al período de un ciclo completo de funcionamiento. Este ciclo tiene una duración igual al tiempo entre dos arranques consecutivos del molino de martillos. El controlador ha de tratar de disminuir esta componente en la medida de lo posible. Esta señal

puede ser predicha con bastante exactitud por tener este comportamiento periódico. De hecho, el nivel del tercer cuerpo es una señal casi senoidal pura. Sin embargo, la temperatura del agua de adición no es predecible, porque su evolución no es claramente periódica, como se ve en la figura 3. De cualquier forma, la temperatura del agua de entrada es más estable que los niveles, y supondremos que la señal es constante para los valores futuros no conocidos.

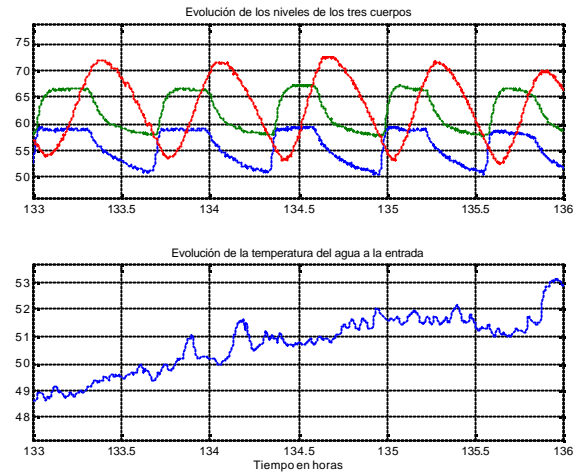


Figura 3. Perturbaciones: niveles y temperatura agua

3. MODELADO DEL SISTEMA CON ECUACIONES DIFERENCIALES

La termobatidora puede modelarse [5] como un sistema termodinámico, en el que además de un balance de energías, habrá un balance de masas.

Se ha dividido y simplificado el problema para aplicar las ecuaciones termo dinámicas [8], de forma que se ha realizado primero el modelo de un solo cuerpo. Las ecuaciones toman la forma siguiente:

Para el balance de energía:

$$\begin{aligned} d(m \cdot C_e \cdot T) / dt &= F_e \cdot r \cdot C_e \cdot T_e - F_s \cdot r \cdot C_e \cdot T + Q - Q_{p1} + Q_g \\ d(m_c \cdot C_{ec} \cdot T_{cs}) / dt &= F_c \cdot r_c \cdot C_{ec} \cdot (T_{ce} - T_{cs}) - Q - Q_{p2} \end{aligned} \quad (1)$$

$$Q = U \cdot S \cdot (T_{cl} - T)$$

$$Q_{p1,2} = ct_{q,2} \cdot (T - T_a)$$

donde cada parámetro es

m	Masa de pasta en la batidora
mc	Masa de agua en las placas de calefacción
Ce	Calor específico pasta
Cec	Calor específico agua

T	Temperatura pasta
Tcs	Temperatura agua
Te	Temperatura masa entrada a la batidora
Tce	Temperatura agua entrada
Fe	Caudal de masa entrada a la batidora
Fs	Caudal de masa a la salida de la batidora
Fc	Caudal de agua
ρ	Densidad pasta
ρ_c	Densidad agua
Q	Calor intercambiado
Qp1,2	Pérdidas
Qg	Calor generado en el batido

Las ecuaciones restantes se emplean para obtener los caudales de entrada a cada uno de los cuerpos. Esos caudales no son conocidos directamente, por lo cual hay que estimarlos a partir de los datos disponibles, que son los niveles y el caudal de masa de salida del último cuerpo. Son la (2), y la (3), que se obtiene despejando el caudal de entrada en la ecuación (2).

$$d(Ab \cdot r \cdot L) / dt = F_e - F_s \quad (2)$$

$$F_e = F_s + d(Ab \cdot r \cdot L) / dt \quad (3)$$

donde

Ab	es el área aproximada de la base de la batidora
L	es el nivel medido por los sensores

Podemos así llegar a un modelo del tipo que se ve en la figura siguiente:

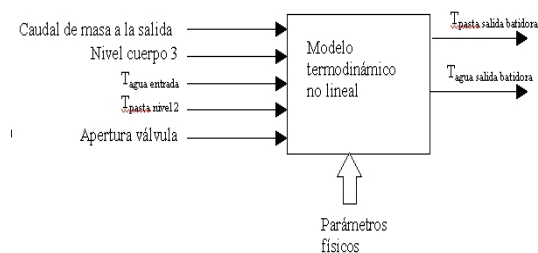


Figura 4. Modelado del último cuerpo de la batidora

El modelo incluye un factor de pérdidas, que refleja el calor desprendido al exterior, proporcional a la diferencia de temperaturas y un factor constante que refleja la generación de calor por fricción en el batido.

Para la obtención del modelo completo hay que ensamblar varios cuerpos, en este caso tres, lo cual es sencillo:

- La temperatura de la masa a la entrada del cuerpo i será igual a la temperatura de la

masa a la salida del cuerpo $i-1$, exceptuando el primer cuerpo, en el cual la temperatura de la masa a la entrada será considerada una constante.

- El caudal de agua de calefacción y su temperatura son iguales para los tres cuerpos, ya que para nuestro caso, el circuito de calefacción está dispuesto en paralelo. Tras pasar por los tres cuerpos, las tres ramas del circuito se unifican, con lo cual la temperatura a la salida es la media de las tres. En otras termobatidoras, la disposición es serie, estando el agua de entrada al último cuerpo más fría que la de entrada al primero.
- Algo similar ocurre con los flujos de entrada, de forma que el flujo de entrada al cuerpo i será igual al flujo de salida del cuerpo $i-1$.

Una vez se tiene el sistema completo, se procede a una estimación inicial de los parámetros. Algunos de ellos no serán conocidos exactamente. Posteriormente se ajustan de forma más exacta, ya que se dispone de los datos reales. Se ha intentado emplear un algoritmo numérico de gradiente para ajuste de esos parámetros pero no se consigue un resultado bueno, debido a la presencia de no linealidades, que hacen que el gradiente calculado no apunte al punto deseado, en el que los parámetros son iguales a los reales. Por ello, hay que emplear el método de ensayo y error, orientado mediante algún tipo de planificación, para ajustar así de forma más precisa esos parámetros. En la figura 5 se puede ver una gráfica que muestra la temperatura real frente a la obtenida en simulación para los mismos datos de entrada.

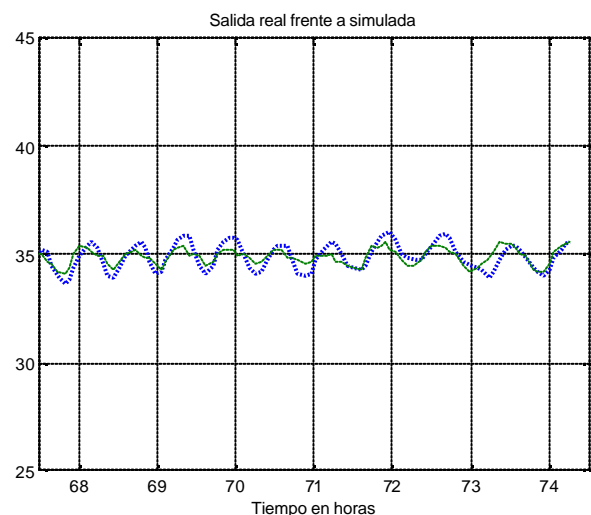


Figura 5. Temperaturas real y simulada

La planificación consiste en darse cuenta de qué parámetros hay que cambiar para obtener, por ejemplo un menor rizado en la temperatura

(modificando la densidad de la masa), de qué forma se reduce un error de dinámica lenta (modificando las pérdidas, o aumentando el coeficiente global de transmisión de calor), o cómo se puede aumentar la temperatura del agua la salida (disminuyendo el calor específico de la masa).

Cabe decir que es imposible reducir al mínimo el error durante todo instante de tiempo, ya que los parámetros pueden cambiar con el tipo de aceituna, desgastes en el circuito de calefacción, etc.

Así, el modelo se podrá ajustar de forma más exacta para un segmento de datos (ver figura 5), y para el resto, el resultado hay que esperar una buena aproximación, con un cierto error tolerable (ver figura 6).

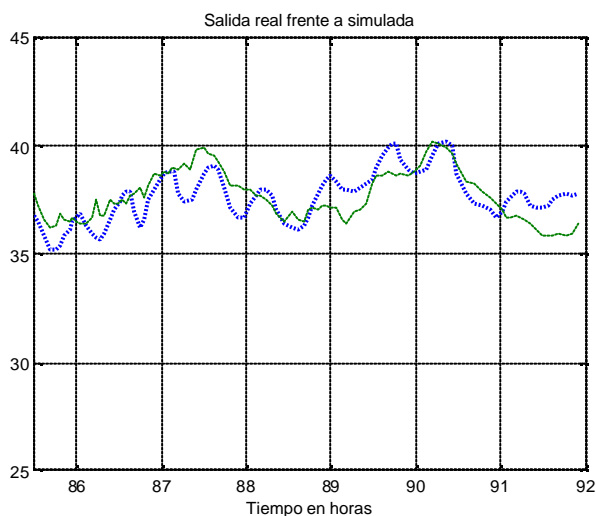


Figura 6. Temperaturas real y simulada

4. MODELADO LINEAL DEL SISTEMA

Esta parte es necesaria sobre todo para la implementación del controlador predictivo, aunque también puede aportar información para la sintonización del PID. Existen dos modos de atacar el problema del modelado lineal. El primero es identificar sobre datos reales. El problema de estos datos es la imposibilidad de aplicar escalones a la entrada (salvo quizás, en el caso de la válvula), además del hecho de no poder mantener el sistema en un punto de trabajo estable (recordar que los niveles están continuamente subiendo y bajando). Por esta razón, el empleo de técnicas de identificación multivariable es obligatorio [4]. El segundo modo es emplear el simulador desarrollado. Aquí sí podemos establecer un punto de operación y aplicar escalones en las entradas que deseemos. Mediante técnicas de

identificación sencillas se obtienen los modelos lineales necesarios.

En principio, los modelos necesarios son de la temperatura alcanzada en el último cuerpo en función del caudal y temperatura de agua de calefacción, y de la temperatura del cuerpo en función del nivel del mismo. Se pueden obtener modelos de otras variables, pero éstas son las que nos van a interesar.

Los modelos obtenidos [7] y empleados en el diseño de los controladores han sido:

De la temperatura frente al caudal:

$$\begin{aligned} B &= 1e-5 \cdot (0.127 \cdot z^{-6} + 0.239 \cdot z^{-7} - 0.270 \cdot z^{-8} \\ &\quad - 0.007 \cdot z^{-9} - 0.0297 \cdot z^{-10} - 0.008 \cdot z^{-11} - 0.016 \cdot z^{-12}) \\ A &= 1 - 2.39 \cdot z^{-1} + 1.80 \cdot z^{-2} - 0.41 \cdot z^{-3} \end{aligned} \quad (4)$$

De la temperatura frente al nivel:

$$\begin{aligned} B_p &= -5.002 \cdot z^{-5} + 5.019 \cdot z^{-6} \\ A_p &= 1 - 0.988z^{-1} \end{aligned} \quad (5)$$

De la temperatura frente a la temperatura del agua:

$$\begin{aligned} B_{p2} &= 0.0061 \cdot z^{-5} \\ A_{p2} &= 1 - 0.987 \cdot z^{-1} \end{aligned} \quad (6)$$

El tiempo de muestreo es de 100 s, y la respuesta al escalón del modelo se muestra en la figura siguiente:

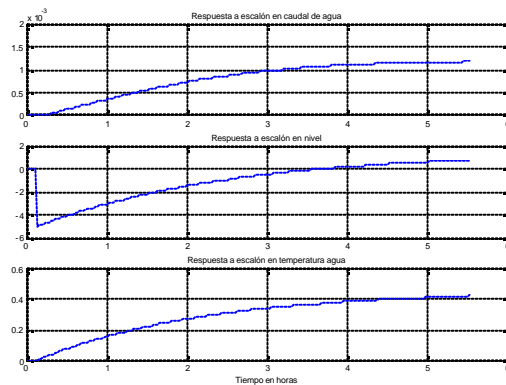


Figura 7. Respuesta al escalón

La respuesta al escalón del nivel tiene un fuerte pico al comienzo de la misma, ello se debe a la entrada brusca de masa fría. Cuando esa masa permanece cierto tiempo en la batidora, la temperatura sube, un poco, pero no llega a anularse, porque el calor necesario para calentar todo el contenido de la termobatidora es mayor al haber subido el nivel.

5. ESTRATEGIA DE CONTROL

El objetivo de control es mantener la temperatura del tercer cuerpo lo más estable posible, intentando rechazar en el mayor grado posible las perturbaciones originadas por las paradas y arranques del molino de martillos, por las continuas variaciones de nivel y por las variaciones en la temperatura del agua. La única variable manipulada será el caudal de agua de calefacción.

El proceso se caracteriza por existir retrasos importantes en la dinámica de la temperatura. De hecho, el efecto de las perturbaciones sobre la temperatura tiene una dinámica algo más rápida (sobre todo si el régimen de producción es alto) que la del propio efecto de la variable manipulada, lo que provoca complicaciones a la hora de compensar esas perturbaciones. Otra característica es la no linealidad del proceso, por ello se han debido obtener aproximaciones mediante modelos lineales para poder aplicar un control predictivo basado en modelo.

Así, el esquema general de control será el siguiente:

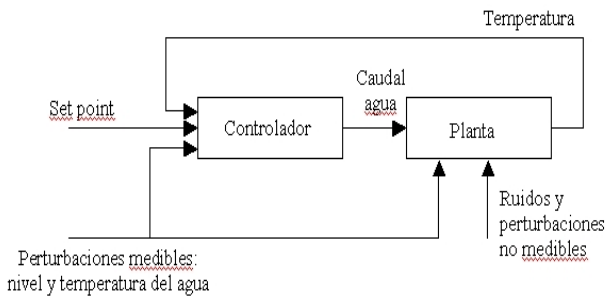


Figura 8. Esquema de control

6. CONTROL PREDICTIVO DE LA TERMOBATIDORA

El algoritmo de control predictivo [3] que se ha empleado es el DMC (Dynamic Matrix Control) [2], que destaca por incluir la funcionalidad del control predictivo basado en modelo y por tener una implementación sencilla. En efecto, podemos incluir fácilmente las perturbaciones, mientras que el modelo de ruido es adecuado a nuestro proceso.

La peculiaridad del proceso, está en que el efecto de la acción de control es más lento que las perturbaciones. Ello hace pensar que algún tipo de predicción de la evolución futura de las perturbaciones puede emplearse para mejorar el resultado. En efecto, el algoritmo DMC básico supone que la perturbación se mantiene constante hacia el futuro. ¿Por qué no modificarlo para que tenga en cuenta una estimación mejor de la evolución

futura? Esto se ha realizado en simulación para nuestro caso, y el resultado ha mejorado bastante. Sabiendo que el efecto de la perturbación es más rápido que el de la acción de control se llega a la conclusión de que la información aportada por la evolución futura de las perturbaciones es importante en este caso para obtener un buen resultado.

La predicción de la parte respuesta libre debida a las perturbaciones, para el caso general, se calcula como:

$$y = D \Delta d_f + f_d$$

$$f_d = \sum_{i=1}^N (g_{i+1} - g_i) \Delta d_p(t-i)$$

$$D = \begin{pmatrix} g_1 & 0 & \dots & 0 \\ g_2 & g_1 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_p & g_{p-1} & \dots & 0 \end{pmatrix}$$

$$\Delta d_f = (\Delta d(t) \Delta d(t+1) \dots \Delta d(t+p))^T \quad (7)$$

donde

f_d contiene el efecto de perturbaciones pasadas

Δd_f es el vector de incrementos de perturbaciones futuras

El algoritmo DMC básico considera que la mejor estimación de las perturbaciones futuras es suponer que se mantendrá constante:

$$\Delta d_f = (\Delta d(t) \ 0 \ \dots \ 0)^T \quad (8)$$

Podemos también hacer que la estimación considere que la pendiente se va a mantener constante en el futuro:

$$\Delta d_f = (\Delta d(t) \ \Delta d(t) \ \dots \ \Delta d(t))^T \quad (9)$$

O bien calcular una estimación de la evolución futura. En este caso ésta se obtiene modelando la perturbación como un modelo AR de orden 2 [6], la cual da una buena predicción, ya que la señal tiene un comportamiento bastante periódico. Se forma entonces el vector de incrementos de perturbaciones futuras como:

$$\Delta d_f = (\Delta d(t) \ \Delta d(t+1) \ \dots \ \Delta d(t+p))^T \quad (10)$$

siendo los valores de la perturbación a partir del instante actual los estimados por el predictor óptimo para la señal AR.

Es de esperar que mientras mejor sea la predicción de las perturbaciones, mejor será el resultado. Este es el resultado de la aplicación de las diferentes versiones del DMC sobre la planta modelada de forma lineal.

Como se observa en la figura 9, a medida que vamos aportando mayor información sobre las perturbaciones al controlador, mejor es el rechazo de las mismas.

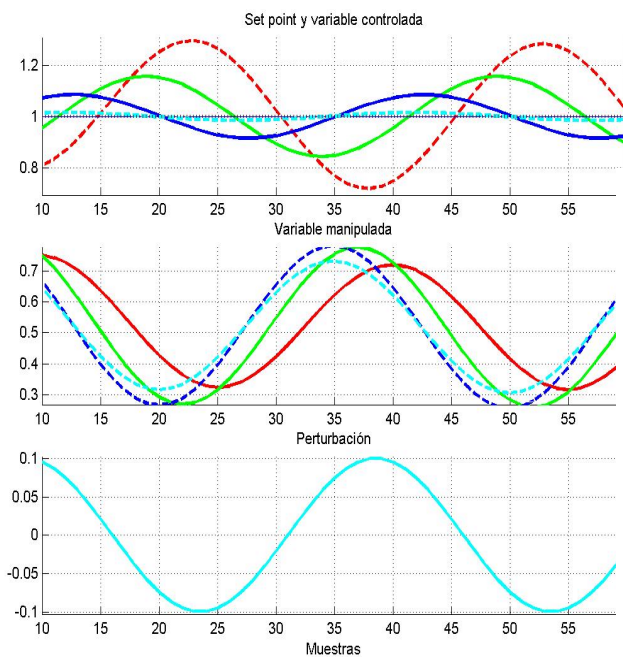


Figura 9. Resultado sobre la planta lineal de las versiones del dmc

En la figura 9, la primera gráfica contiene el set point en línea discontinua, y las temperaturas correspondiendo la de mayor amplitud al DMC sin perturbaciones, la siguiente al DMC con perturbaciones, la penúltima en amplitud al DMC con perturbaciones estimadas por modelo lineal, y la de menor amplitud (casi constante) al DMC con perturbaciones estimadas por modelo AR. En la siguiente tabla se muestra el ajuste de cada una de ellas. La segunda gráfica contiene la acción de control para los diferentes casos y la tercera, la evolución del nivel.

Algoritmo	Ajuste (IAE)
DMC sin perturbaciones	12.165
DMC con perturbaciones básico	9.789
DMC con perturbaciones (estimación por pendiente constante)	8.254
DMC con perturbaciones (estimación por modelo AR)	7.848

Tabla 1. Ajustes obtenidos

El ajuste se ha medido con el IAE, que es la integral acumulada del error.

Finalmente hay que preguntarse qué ocurre cuando el modelo es no lineal, ya que ello nos dará mayor información de lo que ocurrirá cuando estos algoritmos se implanten sobre la planta real. Para ello acudimos al simulador desarrollado. El resultado se muestra en la figura 10. El resultado mejora del mismo modo al incluir información sobre perturbaciones, con un modelo AR. La gráfica muestra el caso de un control mediante PID, y dos casos del DMC, el algoritmo básico y el que emplea el modelo AR para predicción de las perturbaciones, que es, lógicamente, el que proporciona mejor ajuste.

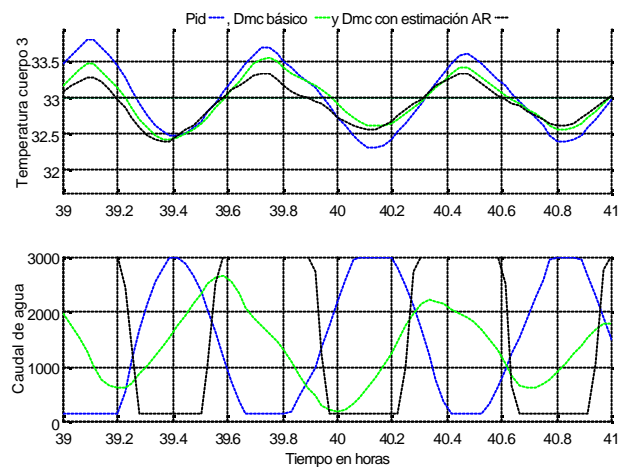


Figura 10. Resultado sobre simulador no lineal

Como principal característica se tiene la capacidad del DMC para anticiparse a las perturbaciones, aplicando la acción de control, por decirlo así, antes de que se comiencen a observar los efectos de las perturbaciones en la variable controlada, de forma que el efecto de éstas queda reducido. Sobre la razón por la cual la mejoría no es tan buena (no se elimina el rizado por completo) ésta hay que buscarla principalmente en la saturación que existe en la acción de control. El límite de éstas variables hace que la mejoría obtenida no sea más notable. Ampliando estos límites el resultado mejoraría de forma mucho más notoria.

En la tabla 2 vemos los ajustes obtenidos sobre simulación en el modelo no lineal, correspondientes al experimento mostrado en la figura 10.

Algoritmo	Ajuste (IAE)
PID	1372
DMC con perturbaciones básico	1121
DMC con perturbaciones (estimación por modelo AR)	1037

Tabla 2. Ajustes obtenidos con planta no lineal

7. CONCLUSIONES

En este artículo se ha desarrollado un modelo y al mismo tiempo se ha mostrado la aptitud del control predictivo para trabajar en entornos que presentan dificultades para los controladores tradicionales, sobre todo cuando existen perturbaciones medibles o cuando existen restricciones, en cuyos casos se obtienen mejoras sobre controladores como PIDs, que en todo caso dependerán del tipo de proceso. Para el caso de una termobatidora, la mejora obtenida es apreciable, aunque limitada, siempre dentro de unos márgenes que están dados principalmente por la capacidad física de los actuadores instalados en la planta, y también por el grado de certidumbre de los modelos empleados. Las pruebas sobre el sistema real se realizarán durante la próxima campaña del aceite 2000/2001.

Agradecimientos

Los autores desean dar las gracias a Prof. Daniel Limón y Prof. Daniel Rodríguez por su colaboración en el modelado con ecuaciones termodinámicas y a Prof. Manuel Ruiz Arahal por su ayuda en la toma de datos y sus conocimientos en herramientas de modelado lineal de sistemas, y también a Eduardo Fernández Camacho. Este trabajo ha sido financiado por el proyecto FEDER 1FD97-0836. También desean agradecer a la Soc. Coop. Ntra. Sra. De los Remedios (Antequera) su colaboración.

Referencias

- [1] Civantos, L. *Obtención del aceite de oliva virgen*. 2ª ed. Ed. Agrícola Española, S.A, 1999
- [2] C.R.Cutler y B.C. Ramaker. *A Computer Control Algorithm*. En Automatic Control Conference, San Francisco, 1980
- [3] E.F. Camacho y C.Bordóns. *Model Predictive Control*. Springer-Verlag, 1999
- [4] Ljung L.. *System Identification - Theory for the User*, Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J. 1987.
- [5] Ljung L. and T. Glad. *Modeling of Dynamic Systems*, Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J. 1994.
- [6] Oppenheim J. and A.S. Willsky. *Signals and Systems*, Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J. 1985.
- [7] Söderström T. and P. Stoica. *System Identification*, Prentice Hall International, London. 1989.
- [8] Thompson E.V., Ceckler W.H. *Introducción a la Ingeniería Química*. Mc. Graw-Hill, 1979.