

MODELADO Y CONTROL DE SISTEMAS INDUSTRIALES PARA LA EXTRACCIÓN DE ACEITE

Maribel Mendez Vega Juan Manuel Escañó Fernando Dorado Carlos Bordóns
mimvega@gmail.com jmesca@cartuja.us.es fdorado@cartuja.us.es bordons@cartuja.us.es

Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática. Universidad de Sevilla

Resumen

En este artículo se aborda el modelado y simulación de una almazara de extracción de aceite. El modelo es obtenido empleando ecuaciones de primeros principios cuyos parámetros son ajustados con datos reales obtenidos de una almazara situada en Malagón (Ciudad Real). Estos modelos, construidos tanto en Ecosim como en Matlab sirven a su vez de soporte para poder realizar un análisis de la dinámica de la planta y proponer una estrategia de control que mejore el rendimiento global del proceso.

Palabras clave: Modelado, control predictivo.

1 Introducción

Se ha realizado un estudio de una almazara localizada en Malagón (*Ciudad Real*). El objetivo de este análisis es proponer estrategias de control para mejorar el rendimiento del proceso. Se ha abordado el modelado y validación de los subsistemas dinámicos que intervienen en el proceso con el fin de construir un modelo integral del mismo. El proceso consta de diversas fases (ver figura 1). La primera de ellas es un pretratamiento, donde se clasifican las aceitunas y se almacenan en tolvas. En la segunda fase, se produce el acondicionamiento de la pasta. En este momento, las aceitunas trituradas en el molino pasan a la termobatidora, donde un ligero calentamiento y volteo de la pasta logra la extracción y aglomeración de las moléculas de aceite extrayéndolas de la matriz de fibra en la que se encuentran. Ya en la tercera etapa se procede a separar en el decánter las dos fases resultantes del proceso, el aceite y el orujo.

El artículo comienza con la descripción y modelado de la termobatidora, donde sus resultados son validados con los datos obtenidos de la planta. En la siguiente sección se presenta el modelado del decánter, en el que se estudia la influencia del agua añadida en el proceso como variable de control. Posteriormente se presenta una estrategia de control encaminada a mejorar el proceso. Finalmente se comentan los resultados obtenidos.

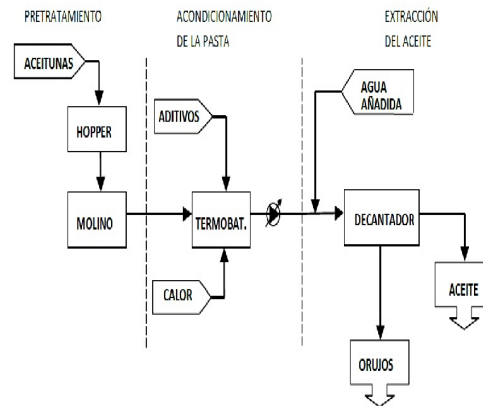


Figura 1: Proceso de obtención del aceite de oliva.

2 Modelado de la termobatidora

2.1 Descripción de la termobatidora

La función de la termobatidora es lograr que las moléculas de aceite de la pasta sean extraídas de la matriz fibrosa en la que se encuentran y a su vez éstas comiencen a unirse dando origen a la fase de aceite. Esto se logra calentando ligeramente la pasta y con un proceso de mezcla favoreciendo la homogeneización del proceso. La termobatidora (ver fig. 2) está compuesta por dos tanques que son calentados por agua circulante a través de una camisa externa. Este caudal puede ser regulado mediante una válvula en la entrada de la termobatidora. La pasta fría entra en el tanque superior donde inicia el tratamiento y posteriormente cae al tanque inferior. Existen unas hélices en ambos tanques que voltean la pasta para hacer más eficiente este proceso. Finalmente, una bomba de desplazamiento positivo conduce la pasta desde la salida del segundo tanque hacia el decánter.

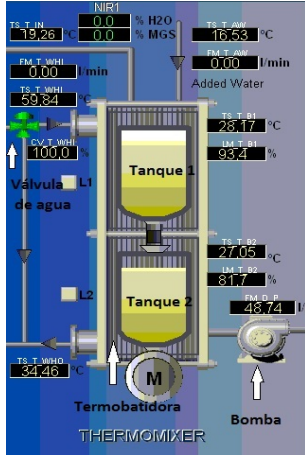


Figura 2: Esquema de la termobatidora.

2.2 Modelo de la Termobatidora

2.2.1 Variables

Las variables empleadas en el modelo son presentadas en la siguiente tabla:

Tabla 1: Modelo de variables

VARIABLES	DESCRIPCIÓN
m	Masa de pasta
mw	Masa de agua en chaquetas
Ce, Cew	Calor específico de pasta y agua
Tout, Toutw	Temp. salida de pasta y agua
Tin, Tinw	Temp. entrada de pasta y agua
Fin, Fout	Caudal de pasta de entrada y salida
Ta	Temperatura ambiente
Fw	Caudal de agua
Q	Calor intercambiado
Qf	Calor de fricción
Ql1, Ql2	Pérdidas de calor
Ks	Coefficiente de transferencia de calor
Kl1, Kl2	Factor de perdidas
h	Altura del tanque
L	Longitud del tanque
R	Radio de la sección del tanque
Sb	Sección del tanque
d	Densidad de la pasta

2.2.2 Ecuaciones de balance

En este apartado se describen las ecuaciones que modelan el funcionamiento de la termobatidora.

- Los tanques de la termobatidora tienen una forma rectangular y base semiesférica, por lo que la sección no es constante, sino que depende de la altura.

$$\text{Si } h \leq R$$

$$Sb = 2 \cdot L \cdot \sqrt{2 \cdot R \cdot h - h^2}$$

Si no

$$Sb = 2 \cdot L \cdot R$$

Haciendo énfasis en que la termobatidora consta de 2 tanques, se considera que la sección total de la termobatidora es la explicada anteriormente, si consideramos también que los dos tanques son iguales, la sección de cada tanque es la mitad de la sección total, es decir:

Si $h \leq R$

$$Sb = L \cdot \sqrt{2 \cdot R \cdot h - h^2}$$

Si no

$$Sb = L \cdot R$$

- El caudal viene dado por: $m = h \cdot Sb \cdot d$
- La variación del caudal de la pasta: $\frac{dm}{dt} = Fin - Fout.$
- La variación del caudal del agua, se considera nulo, por lo tanto: $Fwin = Fwout.$
- Balance de energía de la pasta:

$$ce \cdot \frac{d(m \cdot Tout)}{dt} = Fin \cdot ce \cdot Tin - Fout \cdot ce \cdot Tout + Q - Ql1 + Qf$$
- Balance de energía del agua:

$$cew \cdot mw \cdot \frac{d(Twout)}{dt} = Fwin \cdot cew \cdot (Twin - Twout) - Q - Ql2$$
- $Q = Ks \cdot (Twout - Tout)$
- $Ql1 = Kl1 \cdot (Tout - Ta)$
- $Ql2 = Kl2 \cdot (Twout - Ta)$

2.3 Obtención de parámetros: Ks, Kl1, Kl2 Y Qf

Para ajustar los valores de los parámetros Ks, Kl1, Kl2 y Qf, se emplea el método de mínimos cuadrados, utilizando los valores reales de los caudales y las temperaturas medidos en la almazara.

2.4 Validación del modelo

En este apartado se procede a contrastar los resultados obtenidos por el modelo cuando se enfrentan con otro conjunto de datos de validación obtenidos de la planta.

El modelo de la termobatidora se ha implementado en EcosimPro. Esta es una herramienta software con lenguaje orientado a objetos para modelar y simular la dinámica del proceso. De esta forma se pueden programar diversos “objetos” que se combinan para producir la planta industrial a partir de las ecuaciones que describen su comportamiento. Véase figura3.

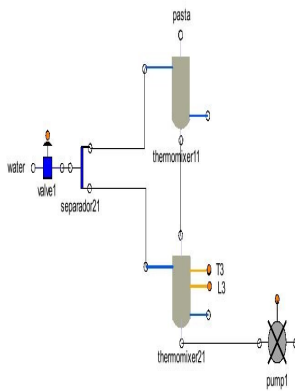


Figura 3: Esquema de la termobatidora en EcosimPro.

Para validar el modelo se tomaron los parámetros K_s , K_{11} , K_{12} , Q_f obtenidos anteriormente, junto con datos de la planta referentes a la evolución de los niveles los dos tanques de la termobatidora y el caudal de pasta de salida de la misma hacia el decánter. Se implementó un experimento en Ecosim, obteniendo como resultado la temperatura del tanque 2, la cuál, la comparemos con la temperatura real (T2) (ver fig. 4). Se observa que ambas temperaturas se aproximan bastante bien, con un buen seguimiento de la predicción a los datos reales, capturando bastante fielmente la dinámica del proceso.

3 Modelado del decánter

3.1 Descripción del decánter

El decantador tiene un papel principal en la extracción del aceite de oliva. Es aquí donde se produce la separación del aceite y del alpeorujo. Para ello, la pasta proveniente de la termobatidora, se le añade agua, y esta pasta, se introduce en el decánter (que aproximaremos por un cilindro horizontal) y se la hacer girar a gran velocidad. A lo

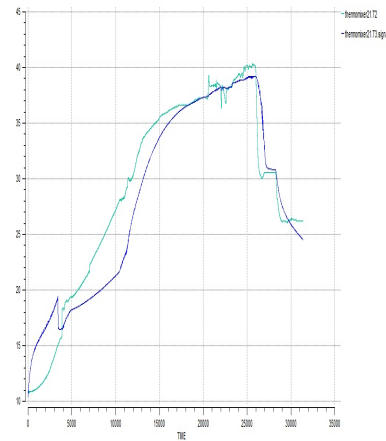


Figura 4: Temperatura de salida de la pasta de la termobatidora (real (T2) y simulada).

largo del trayecto del cilindro, se consigue la separación, por diferencia de su densidad, del orujo, el agua y el aceite.

Para realizar dicho objetivo, el decantador consta de los siguientes componentes, véase 5:

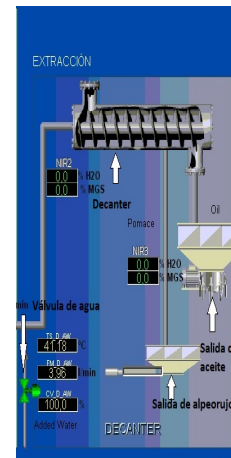


Figura 5: Esquema proceso de separación.

- La válvula que añade agua a la pasta proveniente de la termobatidora, y todo ello alimenta al decanter. Dicha válvula juega un papel importante en la acción de control de la extracción del aceite de oliva.
- El decanter (3), un tambor cilíndrico (1), que tiene como eje en su interior un tornillo sin fin (2). El tambor gira a una velocidad y el tornillo sin fin gira un poco más despacio. Este diferencial de velocidades hace que los sólidos tiendan a irse hacia la zona estrecha de la estructura cónica (5) y el aceite hacia el otro lado (4). El álabe del tornillo tiene que estar perfectamente ajustado con la pared del

tambor de forma que el aceite pueda pasar entre ambas estructuras pero la fase sólida no, véase figura 6.

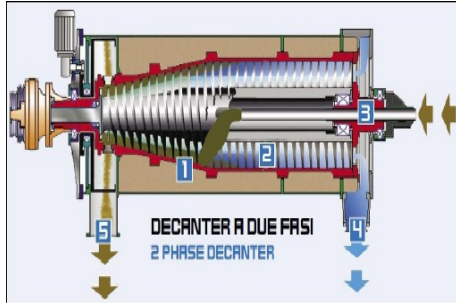


Figura 6: Esquema de un decanter centrífugo de dos fases (tomado del “Catálogo comercial de Barigelli”).

3.2 Modelo del decánter

Dada la dificultad de modelar el movimiento de los fluidos en el decantador hemos simplificado la estructura y tomaremos para nuestras simulaciones el siguiente modelo, representado en la figura 7.

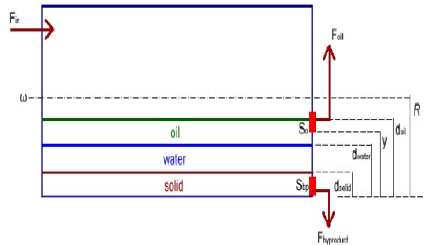


Figura 7: Esquema simplificado del decanter.

Consiste en un tambor perfectamente cilíndrico y sin tornillo sin fin en el que se combinan ecuaciones de fluidodinámica con otras puramente geométricas. Se introduce un flujo de pasta con una composición dada por x_{oil} , x_{water} y x_{solid} (dependiendo del tipo de aceituna). Es decir, tres productos con diferentes densidades. Una vez dentro se separan debido a la aceleración centrífuga provocada por la velocidad angular del decantador quedando el aceite en la parte más interior del decanter y el alpeorujo en la más exterior.

Según la posición de las alturas de las interfases calculamos los flujos de salida y sus composiciones.

La ranura por la que sale el aceite puede regularse (parámetro “ y ” en el esquema de la figura 7), pero sólo cuando la planta esté parada. Lo lógico será elegir una u otra posición dependiendo del tipo de aceituna con la que se esté trabajando

(típicamente en esta almazara: arbequina, picual o cornicabra).

3.2.1 Variables

Las variables utilizadas para implementar el modelo son las descritas a continuación.

Tabla 2: Modelo de variables

Variables	significado físico
m, V	Masa, volumen total en el decanter
m_{oil}, V_{oil}	Masa y volumen de aceite en decanter
m_{water}, V_{water}	Masa y volumen de agua en decanter
m_{solid}, V_{solid}	Masa y volumen sólidos en decanter
F_{in}	Flujo pasta entrada al decanter
F_{oil}	Flujo aceite salida
$F_{byproduct}$	Flujo alpeorujo salida
x_{oil}	Fracción de aceite de entrada al decanter
x_{water}	Fracción de agua de entrada al decanter
x_{solid}	Fracción de sólidos de entrada al decanter
$oil.x_{oil}$	Fracción de aceite en salida del aceite
$oil.x_{water}$	Fracción de agua en salida del aceite
$oil.x_{solid}$	Fracción de sólidos en salida del aceite
$F_{byproduct.x_{oil}}$	Fracción de aceite en la salida del alpeorujo
$F_{byproduct.x_{water}}$	Fracción de agua en la salida del alpeorujo
$F_{byproduct.x_{solid}}$	Fracción de sólido en la salida del alpeorujo
d_{oil}	Distancia de la interfaz aire-aceite
d_{water}	Distancia de la interfaz aceite-agua
d_{solid}	Distancia de la interfaz agua-sólidos
R, L	R : Radio y longitud del decantador
S_{oil}, S_{bp}	Sección de salida del aceite y del alpeorujo
ω	Velocidad angular
y	Posición de salida del aceite
d_{out1}, d_{out2}	Diámetro de la ranura de salida del aceite y

3.2.2 Ecuaciones de balance

En este apartado se describen las ecuaciones que modelan el funcionamiento del decantador.

- Conservación de masa:

$$\frac{dm}{dt} = F_{in} - F_{oil} - F_{byproduct}$$

$$\frac{dm_{oil}}{dt} = F_{in} \cdot x_{oil} - F_{oil} \cdot oil.x_{oil} - F_{byproduct} \cdot F_{byproduct.x_{oil}}$$

$$\frac{dm_{water}}{dt} =$$

$$= F_{in} \cdot x_{water} - F_{oil} \cdot oil.x_{water} - F_{byproduct} \cdot F_{byproduct.x_{water}}$$

$$\frac{dm_{solid}}{dt} =$$

$$= F_{in} \cdot x_{solid} - F_{oil} \cdot oil.x_{solid} - F_{byproduct} \cdot F_{byproduct}.x_{solid}$$

- Geometría del decantador - Cálculo de las alturas de las interfaces:

$$d_{oil} = R - \sqrt{\frac{V - L \cdot \pi \cdot R}{\pi \cdot L}}$$

$$R - \sqrt{\frac{d_{water} = (V_{water} + V_{solid}) - L \cdot \pi \cdot R}{\pi \cdot L}}$$

$$d_{solid} = R - \sqrt{\frac{V_{solid} - L \cdot \pi \cdot R}{\pi \cdot L}}$$

- Composición de la salida por la ranura del aceite y por la ranura del alpeorajo. Se ha considerado distintas posibilidades de las posiciones de las interfaces, en función de la posición de la ranura de salida del aceite (y), y el diámetro de la misma.
- Composición de la salida por la ranura de alpeorajo. Se ha considerado también distintas posibilidades de las posiciones de las interfaces, en función del diámetro de la ranura de salida de alpeorajo.

3.3 Validación

En este apartado tiene como objetivo, mostrar las distintas simulaciones realizadas con los valores reales medidos en la almazara de Malagón. Se comprueba que los valores obtenidos en Ecosim son valores coherentes con la dinámica esperada del proceso.

Para ello, se implementa el modelo de la válvula del agua más el decanter en EcosimPro, véase figura8, donde se usan las ecuaciones que describen su comportamiento, las cuales son explicada en el apartado 3.2.2.

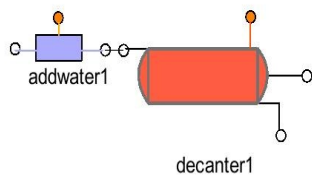


Figura 8: Esquema de decanter más agua añadida en EcosimPro.

Con el modelo diseñado para el decánter y datos de la planta del caudal de agua añadida al decánter y del caudal de salida de pasta en la termobatiadora (caudal total de entrada al decánter), se implementó un experimento en Ecosim, para obtener

la composición del aceite y comprobar si se pierde parte del aceite por la ranura del alpeorajo (ranura 2).

Obteniendo que el aceite está compuesto el 100% de aceite (figura 9) y que prácticamente no sale aceite por la ranura del alpeorajo, ya que aproximadamente en $t=4000$, la interfaz aceite-agua está por encima de la abertura de salida del alpeorajo, impidiendo que se pierda aceite, que es el objetivo que se quería conseguir (figura 10).

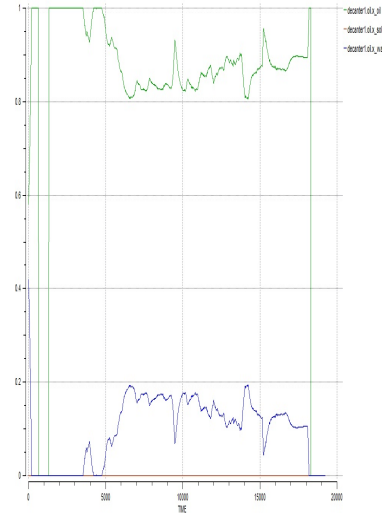


Figura 9: Composición del aceite.

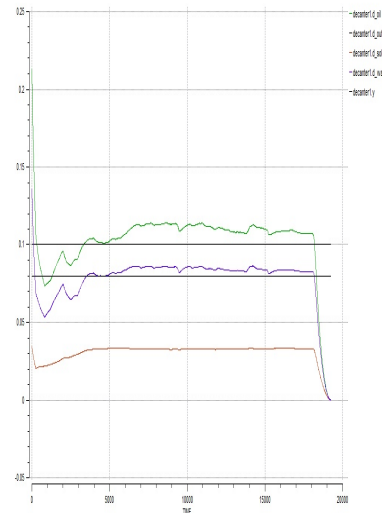


Figura 10: Distancias del aceite, agua y sólido, dout2 e y.

4 Esquemas de control

Este apartado tiene como finalidad proponer un sistema de control en la almazara de Malagón, que cumpla los objetivos que a continuación se detalla,

para mejorar la calidad y la cantidad de aceite obtenido:

1. Mantener constante la temperatura de la pasta de salida de la termobatidora.
2. Reducir al máximo el porcentaje de aceite que se pierde mezclando con el orujo en el decantador.

Como ambos objetivos no están relacionadas entre sí, ya que el primer objetivo está relacionado con la termobatidora y el segundo con el decanter, se va a realizar el estudio de forma independiente. El primer apartado se dedica al diseño del controlador, que satisfaga el cometido del primer objetivo y la comprobación del controlador en EcosimPro. En el segundo apartado, su finalidad es cumplir el segundo objetivo y su comprobación en EcosimPro. Se deja en el tercero y último apartado, la comprobación del funcionamiento de los controladores en el modelo de la almazara y en EcosimPro.

Para llevar acabo la implementación de los controladores se ha utilizado el software de Matlab-Simulink, ya que dicho programa me permite la conexión de Matlab con Ecosim. Lo cuál, es de mucha utilidad en los dos últimos apartados en el que los controladores diseñados en Matlab pueden ser utilizados con los modelos de Ecosim, comprobando así su funcionamiento y verificando que cumple los objetivos.

4.1 Control de temperatura

El objetivo de este controlador es mantener constante la temperatura de salida de la pasta en la termobatidora. Se debe evitar el sobrecalentamiento de la misma, para que no se pierdan los compuestos aromáticos, no se aceleren los procesos de oxidación y conseguir que se mantenga todo el aroma y no aumente la acidez.

Se han empleado dos controladores, un controlador PID y un MPC (Control Predictivo Basado en Modelo). La justificación de cada controlador, viene dada en sus correspondientes apartados. Dejando el último apartado, a la comparación de ambos controladores, donde al controlador PID se le ha incluido un Feed Forward para tener en cuenta las perturbaciones.

4.1.1 Controlador PID

En el diseñado del controlador PID, se ha tenido en cuenta:

- El controlador va a cancelar la dinámica del sistema.

- El tiempo de respuesta del controlador sea mayor que el sistema a controlar.

Obteniendo la siguiente expresión para el controlador:

$$Ki = 7,052 \cdot 10^{-5} \Rightarrow Kp = 0,2591$$

$$C_{PI}(s) = \frac{Kp \cdot s + Ki}{s} = \frac{0,2591 \cdot s + 7,052 \cdot 10^{-5}}{s}$$

4.1.2 Controlador MPC

El MPC presenta una serie de ventajas sobre otros métodos (en este caso el controlador PI), entre las que destacan [4]:

- Resulta particularmente atractivo para personal sin conocimiento profundo de control, puesto que los conceptos resultan muy intuitivos, a la vez que la sintonización es relativamente fácil.
- Puede tratar con facilidad el caso multivariable.
- Posee intrínsecamente compensación del retardo.
- Introduce de forma natural control feedforward para compensación de perturbaciones medibles.
- Resulta conceptualmente simple la extensión al tratamiento de restricciones, que pueden ser incluidas de forma sistemática durante el proceso de diseño.
- Es muy útil cuando se conocen las futuras referencias (róticas o procesos en batch).
- Es una metodología completamente abierta basada en algunos principios básicos que permite futuras extensiones.

Debido a estas ventajas, resulta interesante la implementación del controlador MPC. Referente al diseño, se ha utilizado el toolbox de MPC de Matlab. Se ha empleado el modelo diseñado de la termobatidora (apartado 2.2.2), donde existen una variable manipulable (f_{win}) y varias perturbaciones medibles (f_{in} , t_{in} , t_{win}).

4.1.3 Comparación entre el controlador PI y el MPC

En este apartado se pretende ver las ventajas del controlador MPC, sobre el PI. Como se puede ver

en el apartado anterior, el MPC tiene muchas ventajas, una de ellas es la capacidad de introducir de forma natural control feedforward para compensación de perturbaciones medibles. Dicha ventaja, la hace que se elija el uso del controlador MPC, frente al PI.

Para seguir profundizando en esta ventaja, se ha añadido al sistema controlado por el PI, un controlador feedforward ($Cff = \frac{-Gp}{G}$), cuya misión es compensar la perturbación medible (función de transferencia GP) introducida por la temperatura de agua a la entrada de la camisa, ya que la variación de la temperatura del agua que es calentada en una caldera, hace que varíe de forma importante la temperatura de la pasta a la salida de la termobatidora (función de transferencia G).

Particularizando para el caso de estudio, la función de transferencia G, que es la función que modela el comportamiento de la temperatura de salida de la pasta de la termobatidora, respecto al caudal de agua de entrada en la camisa. Y Gp, es la función que describe la perturbación, en este caso es, la temperatura del agua que entra en la camisa. Con todo ello, se obtiene un controlador con las siguientes características:

$$Gp(s) = \frac{2,897 \cdot 10^{-8}}{s^2 + 1,454 \cdot 10^{-3} \cdot s + 3,634 \cdot 10^{-7}}$$

$$G(s) = \frac{1,952 \cdot 10^{-6}}{s^2 + 1,454 \cdot 10^{-3} \cdot s + 3,634 \cdot 10^{-7}}$$

$$Cff(s) = \frac{-2,897 \cdot 10^{-8}}{1,952 \cdot 10^{-6}} = -0.0148$$

Se concluye este apartado mostrando el comportamiento de los controladores MPC y PI+Feedforward, frente a una perturbación medible. Dicha simulación puede verse en las figuras 11 y 12, observando que el controlador MPC, posee importantes ventajas frente el PI+Feedforward, entre ellas:

- El tiempo de subida es mucho menor, aproximadamente 7500s.
- Se alcanza el valor de referencia mucho antes, por lo que se consigue mejor estabilidad. Ya que la señal de salida en el caso del MPC se consigue aproximadamente en el 5000s, frente a los 15700 s, en el caso del PI+Feedforward.
- Sólo se necesita un sólo controlador, frente a los dos necesarios en el PI+FF. Si se añade más perturbaciones, con el diseño del MPC, sería suficiente, en cambio habría que diseñar un nuevo controlador feedforward por cada perturbación.

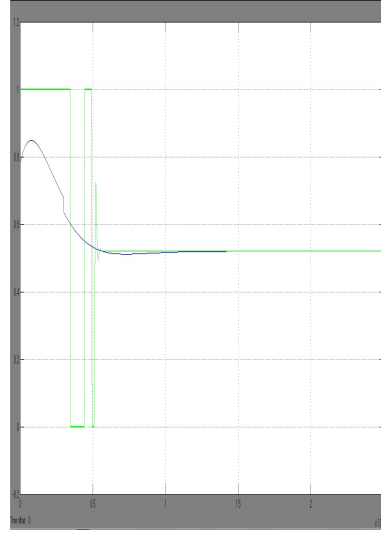


Figura 11: Valor de la variable manipulada (fwin) el controlador MPC (color verde) y el PI+Feedforward (color azul).

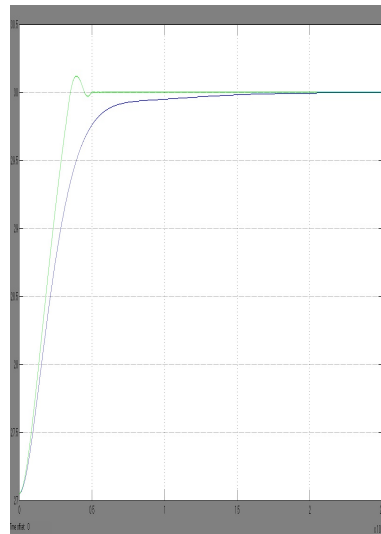


Figura 12: Temperatura de la pasta de salida de la termobatidora al actuar el controlador MPC (color verde) y el PI+Feedforward (color azul).

- Resulta conceptualmente simple la extensión al tratamiento de restricciones, que pueden ser incluidas de forma sistemática durante el proceso de diseño.
- Resulta particularmente atractivo para personal sin conocimiento profundo de control, puesto que los conceptos resultan muy intuitivos, a la vez que la sintonización es relativamente fácil.
- Como desventaja, se podría considerar que la señal de control es mucho más abrupta en el caso del MPC, frente al PI+Feedforward.

5 Conclusión

Se ha implementado en este trabajo un modelo integral del proceso de extracción de aceite en una almazara, cubriendo tanto la termobatidora como el decánter. Ambos modelos han sido validados con datos reales de una planta, y han sido el soporte para diseñar una estrategia de control para mejorar la eficiencia del proceso de extracción.

Referencias

- [1] A. Records y K. Sutherland. "DECANTER CENTRIFUGE HANDBOOKD".
- [2] A. Valls. "MODELADO Y SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DEL ACEITE DE OLIVA".
- [3] C. Bordons. y J.R. Cueli. "PREDICTIVE CONTROLLER WITH ESTIMATION OF MEASURABLE DISTURBANCES. APPLICATION TO AN OLIVE OIL MILL".
- [4] Eduardo F. Camacho y Carlos Bordons. "MODEL PREDICTIVE CONTROL".
- [5] F. Dorado. "ACEITE MALAGÓN. ANALISIS FOR PROCESS CONTROL AND MONITORING".
- [6] J.A. Rossiter. "MODEL-BASED PREDICTIVE CONTROL. A PRACTICAL APPROACH".
- [7] Información obtenida de la página web "www.ecosimpro.com".
- [8] K. Ogata. "INGENIERÍA DE CONTROL MODRENA".
- [9] Proyecto OLICEMATIC.