

Control predictivo aplicado a un proceso de producción continua de biodiésel

Miguel A. Patti^{a,b,*}, Diego Feroldi^{a,d}, David Zumoffen^{a,c}

^aGrupo de Ingeniería de Sistemas de Procesos (GISP) - CIFASIS - CONICET - UNR

^bUniversidad del Centro Educativo Latinoamericano (UCEL)

^cUniversidad Tecnológica Nacional - Facultad Regional Rosario (UTN-FRRo)

^dUniversidad Nacional de Rosario - FCEIA

Resumen

En este trabajo se presenta el desarrollo e implementación de un controlador MPC para el área de neutralización y lavado de una planta de producción de biodiésel la cual se encuentra modelada en forma rigurosa mediante el software Aspen Hysys. Se propone una estrategia de control avanzado debido a la propia naturaleza multivariable del proceso, las múltiples restricciones de operación y los diferentes requisitos de calidad del producto. El desarrollo e implementación del controlador se realiza en el entorno computacional de Matlab y mediante protocolos de comunicación específicos se logra la interacción con Aspen Hysys. Se utilizaron diversos escenarios para verificar el correcto funcionamiento de la estrategia de control propuesta y los resultados se comparan con otras estrategias de control existentes en la literatura.

Palabras Clave:

Control predictivo basado en modelo, producción de biodiésel, control de procesos industriales.

Predictive control applied to a continuous production process of biodiesel

Abstract

This work presents the development and implementation of an MPC controller for the neutralization and washing area of a biodiesel production plant, which is rigorously modeled using the Aspen Hysys software. An advanced control strategy is proposed due to the multivariable nature of the process, the multiple operating restrictions and the different quality requirements of the product. The development and implementation of the controller is done in the Matlab's computer environment and through specific communication protocols the interaction with the Aspen Hysys software is achieved. Several scenarios were used to verify the proper operation of the proposed control strategy and the results are compared with other existing control approaches in the literature.

Keywords:

Model-based predictive control, biodiesel production, industrial process control.

1. Introducción

Las principales fuentes de energía en nuestro planeta son el petróleo crudo (34%), seguido por el carbón (30%), el gas natural (24%), la energía hidráulica (7%) y la energía nuclear (5%), por lo que el consumo de energía basado en combustibles fósiles representa el 88% del total consumido (Biradar et al., 2014). El constante incremento del consumo energético a nivel mun-

dial junto con la reducción paulatina de las reservas de petróleo y la toma de conciencia gradual sobre los efectos contaminantes que derivan del uso de los combustibles fósiles ha llevado al estudio de alternativas viables que permitan incrementar el uso de energías renovables. Dentro de las energías renovables se encuentran los biocombustibles, los cuales son combustibles de origen biológico cuyos componentes provienen de organismos

*Autor para correspondencia: patti@cifasis-conicet.gov.ar

recientemente vivos o de sus desechos metabólicos (biomasa). La idea de utilizar combustibles basados en aceite vegetal o grasa animal no es nueva, de hecho, Rudolph Diesel presentó su motor en la Exposición de París del año 1900 funcionando con combustible realizado en base a aceite de maní (Hassan and Kalam, 2013). En función de las materias primas que se utilizan para su obtención, los biocombustibles se clasifican en categorías o generaciones (Demirbas, 2011) aunque la mayoría de los procesos a escala industrial todavía están dentro de la primera generación.

En particular dentro de los biocombustibles se encuentra el biodiésel, el cual es un combustible líquido producido a partir de aceite vegetal o grasa animal y alcoholes de bajo peso molecular (etanol, metanol). Dado que las materias primas utilizadas para su producción son capaces de regenerarse se lo considera una fuente de energía renovable (Demirbas, 2007).

En la literatura existen diferentes modelos estáticos/dinámicos de procesos de producción de biodiésel tales como modelos de reactores flujo pistón, reactores basados en tanques continuamente agitados y reactores simples entre otros. El modelo más riguroso hallado está realizado mediante el software de simulación de procesos químicos Aspen HYSYS (Zhang et al., 2012). Se trata de una planta completa de producción continua que utiliza la transesterificación alcalina homogénea para la producción del biodiésel. El modelo representa a una planta de mediana escala con una capacidad de producción de 200.000 toneladas al año. Este modelo fue tomado como referencia para el desarrollo del presente trabajo debido a la rigurosidad en el proceso de modelado.

En cuanto al control de la producción de biodiésel, en Benavides and Diwekar (2012) se trabaja sobre un reactor batch de producción de biodiésel bajo el enfoque de un problema de control óptimo, utilizando para su resolución el principio máximo, encontrando el perfil de temperatura determinístico óptimo para el reactor en estudio. Cabe aclarar que para procesos de producción a escala industrial, los procesos de tipo batch no resultan económicamente factibles. Las etapas de reacción y separación del proceso de producción de biodiésel son analizadas en un modelo reducido en Sikorski et al. (2016) a través de la parametrización de las relaciones entre las entradas y las salidas típicas del proceso. El proceso es descrito por dos modelos de sustitución: uno polinomial y otro de alta dimensión. Una estrategia orientada al control de plantas completas es desarrollada en Zhang et al. (2012) utilizando el marco integrado de simulación y heurística (*Integrated Framework of Simulation and Heuristics - IFSH*) logrando resultados satisfactorios y estables en presencia de diferentes tipos de perturbaciones. En Brásio et al. (2013) se analiza el rendimiento económico de un reactor de producción a escala industrial del tipo semi-batch utilizando un enfoque basado en control predictivo basado en modelo no lineal (*Nonlinear Model Predictive Control - NMPC*), buscando obtener un producto que cumpla con los estándares respectivos al menor precio posible. El controlador allí implementado utiliza un modelo de primeros principios para predecir la dinámica del reactor. Si bien el mencionado trabajo tiene en cuenta parámetros de calidad del producto final, algunos parámetros vinculados con las impurezas del biodiésel no fueron incluidos en el análisis.

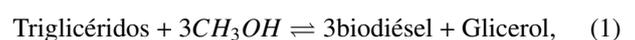
En este trabajo se presenta una estrategia de control avan-

zado haciendo uso del control predictivo basado en modelo (MPC, por su sigla en inglés *Model Predictive Control*) sobre una planta de producción continua de biodiésel modelada de manera rigurosa mediante el software de simulación de procesos químicos Aspen Hysys. Este software permite el modelado riguroso matemático de procesos químicos, cubriendo desde operaciones unitarias hasta plantas químicas completas y refinerías. En Zhang et al. (2012) se aborda el modelado y control con enfoque de planta completa de un proceso de producción de biodiésel. El modelado realizado es riguroso y según nuestro conocimiento no existe otro trabajo que aborde el modelado y control del proceso con tal rigurosidad. Sin embargo, el control realizado está basado en múltiples lazos de control proporcional-integral (PI) integrados con una compleja lógica de conmutación (*override control*) para poder abordar las restricciones. Por lo tanto, la motivación de nuestro trabajo es obtener un controlador centralizado multivariable y que además facilite el manejo de restricciones dado que en este tipo de proceso es conveniente trabajar en zonas de operación cercanas a las restricciones para aumentar el rendimiento del mismo.

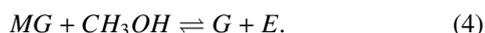
El artículo está organizado de la siguiente manera. En la Sección 2 se presenta una breve introducción al proceso de producción de biodiésel junto con un esquema simplificado de un proceso típico. En la Sección 3 se describen las tareas de modelado e identificación realizadas para obtener el modelo que utilizará el controlador MPC para estimar los valores de las variables del sistema. En la Sección 4 se presentan las principales características del controlador junto con la formulación del MPC. En la Sección 5 se discuten los resultados logrados y finalmente en la Sección 6 se enuncian las conclusiones obtenidas.

2. Producción de biodiésel

Si bien existen en estudio y desarrollo diferentes materias primas para obtener biocombustibles, en la producción a escala industrial de biodiésel, las principales materias primas son el aceite de palma (palma africana), el aceite de soja y el aceite de colza (canola). La calidad del aceite vegetal utilizado como materia prima impacta directamente en las características del producto final obtenido. Generalmente se utilizan aceites vegetales refinados (menor contenido de humedad, acidez y fósforo). En caso de que no se cuente con una materia prima de tales características es recomendable una etapa previa de refinado de la materia prima. Los métodos de producción de biodiésel buscan resolver los problemas relacionados a las altas viscosidades y bajas volatilidades de los aceites vegetales en comparación al diésel obtenido a partir de hidrocarburos. A escala industrial la principal técnica utilizada es la transesterificación, la cual es una reacción química entre un éster y un alcohol produciendo como resultado un nuevo éster en el cual el alcohol utilizado como reactivo reemplaza al grupo alcohol original. De esta manera se logra disminuir la viscosidad y el contenido de oxígeno del aceite vegetal. Esta reacción suele acelerarse mediante el uso de catalizadores que pueden ser alcalinos o ácidos. La estequiometría de la reacción es la siguiente:



donde se observa que un mol de triglicéridos reacciona con 3 moles de alcohol (en este caso metanol) dando como resultado 3 moles de biodiésel y un mol de glicerol, el cual es un co-producto del proceso. Esta reacción puede considerarse como el resultado de tres reacciones reversibles sucesivas (Freedman et al., 1986), consistentes en la transesterificación parcial del triglicérido (TG) formando el diglicérido (DG) y biodiésel (E), luego la transesterificación parcial del diglicérido para formar el monoglicérido (MG) y biodiésel, continuando con la transesterificación parcial del monoglicérido formando biodiésel y glicerol (G):



Dado que (1)-(4) son reacciones reversibles, es necesario utilizar alcohol en exceso para desplazar las mismas hacia el lado del producto (hacia la derecha) o bien retirar uno de los productos de la mezcla de reacción. A escala industrial el alcohol más utilizado es el metanol, principalmente por su bajo costo frente a otras alternativas como pueden ser el etanol o el butanol. En procesos de producción industriales de biodiésel esta reacción es acelerada mediante un catalizador. Los catalizadores alcalinos son los más utilizados, encontrándose entre ellos el hidróxido de sodio (NaOH) y el hidróxido de potasio (KOH).

En la Figura 1 se presenta un diagrama simplificado de la planta modelada en Hysys. Al área de alimentación ingresan las siguientes sustancias: metanol nuevo (flujo MetNuevo), metanol recuperado (flujo MetRecuperado), catalizador (flujo Catalizador) y aceite vegetal (flujo Aceite). El flujo de aceite vegetal es regulado mediante el controlador de flujo FC Aceite que acciona la válvula V3 de manera que el flujo molar de ingreso de aceite vegetal al proceso se mantenga constante en el valor 29.59 kmol/h (referencia local del controlador establecida por diseño). El controlador de flujo FC Met regula el ingreso de metanol nuevo accionando la válvula V1 de manera que el flujo Met+Cat obtenido a la salida del mezclador Mez1 como resultado de la mezcla de los flujos de metanol nuevo, metanol recuperado y catalizador mantenga la relación de metanol a aceite en el valor 9.32 (determinado por diseño). A fin de realizar tal tarea, el controlador FC Met posee una referencia remota que en estado estacionario asume el valor de 275.8 kmol/h . La referencia remota está vinculada a la concentración de trioleicos en el producto final (biodiésel). El ingreso del catalizador es regulado por el controlador de flujo FC Cat que acciona la válvula V2 de modo que la concentración del catalizador en el flujo Met+Cat sea del 0.91% (referencia local del controlador de flujo FC Cat). Finalmente, el metanol y catalizador (flujo Met+Cat) y el aceite vegetal (flujo Aceite) ingresan al área de reacción.

El área de reacción posee tres reactores continuamente agitados en serie (R1, R2 y R3) donde se desarrollan las reacciones de transesterificación. El flujo Aceite procedente del área de alimentación ingresa al primero de los reactores (R1). El flujo Met+Cat se dirige hacia el divisor de flujo Sep1, donde es dividido en los flujos Met+Cat R1, Met+Cat R2 y Met+Cat R3. El flujo de metanol y catalizador (flujo Met+Cat R1) que ingresa al primero de los reactores es regulado mediante el controlador

FC R1 a través de la válvula V4. El controlador FC R1 posee una referencia remota tal que el flujo de ingreso al reactor R1 sea el 90.496% del flujo total Met+Cat. El reactor R1 posee adicionalmente un control de nivel y de presión que por cuestiones de simplificación no están detallados en el diagrama.

El flujo de salida del primer reactor (flujo SR1) se dirige hacia el tanque decantador Dec1 donde la fase rica en metil esteres (flujo FBD1) se separa de la fase rica en glicerina (flujo FRG1). El flujo FBD1 ingresa al segundo reactor de transesterificación R2 al igual que el flujo de metanol y catalizador Met+Cat R2 procedente del divisor de flujo Sep1. Este último flujo es regulado por el controlador FC R2 accionando la válvula V5. El controlador de flujo FC R2 posee una referencia remota establecida de modo tal que el flujo Met+Cat R2 se corresponda al 9.30% del flujo Met+Cat. El reactor R2 también posee control de nivel y presión no detallados en el diagrama.

Del segundo reactor (R2) egresa el flujo SR2, el cual ingresa al tanque decantador Dec2 donde nuevamente la fase rica en biodiésel se separa de la fase rica en glicerina. El flujo correspondiente a la fase rica en glicerina que abandona el segundo tanque decantador (flujo FRG2) es mezclado en el mezclador Mez2 junto con el flujo FRG1 proveniente del primer tanque decantador. El flujo total obtenido FRGTot ingresa a la columna de destilación ColRecMetG donde se recupera el metanol (flujo MetRecupGli) y la glicerina es concentrada al 98% de pureza, siendo un coproducto del proceso. El flujo de glicerina que egresa de la columna ColRecMetG es almacenado en el tanque Glicerina Purif.

Al tercer reactor ingresa el flujo correspondiente a la fase rica en biodiésel (FBD2) proveniente del decantador Dec2 y el flujo correspondiente al metanol y catalizador Met+Cat R3 proveniente del separador de flujo Sep1. Este flujo queda determinado por la diferencia entre el flujo Met+Cat y la suma de los flujos Met+Cat R1 y Met+Cat R2. El reactor R3 también cuenta con controles de presión y nivel no detallados en el diagrama.

Del tercer reactor egresa el flujo SR3 que ingresa en la columna de destilación ColRecMetB donde la mayor parte del metanol remanente en el biodiésel es recuperado (flujo MetRecupBio). El flujo de metanol recuperado proveniente de la columna de destilación ColRecMetB es mezclado en el mezclador Mez3 con el flujo de metanol (MetRecupGli) procedente de la columna de destilación ColRecMetG. La mezcla de ambos flujos de metanol recuperado es enviada al área de alimentación como metanol recuperado para ingresar nuevamente al proceso (flujo MetRecuperado).

El flujo de biodiésel que egresa de la columna de destilación (flujo Bio) es enviado al área de neutralización y lavado donde ingresa al reactor de neutralización RN junto con el flujo Ácido Clorhídrico. En el reactor RN se realiza la neutralización del catalizador aún presente en el biodiésel. Para neutralizar el hidróxido de sodio (NaOH) utilizado como catalizador se utiliza ácido clorhídrico (HCl). El caudal de ácido clorhídrico es controlado por el controlador pH el cual acciona la válvula V21 para regular el ingreso del ácido al reactor de neutralización. El reactor RN cuenta también con control de nivel y de presión no detallados en el diagrama.

Del reactor RN egresa el flujo BioNeu que ingresa al mezclador Mez4, donde el flujo de biodiésel es mezclado con el

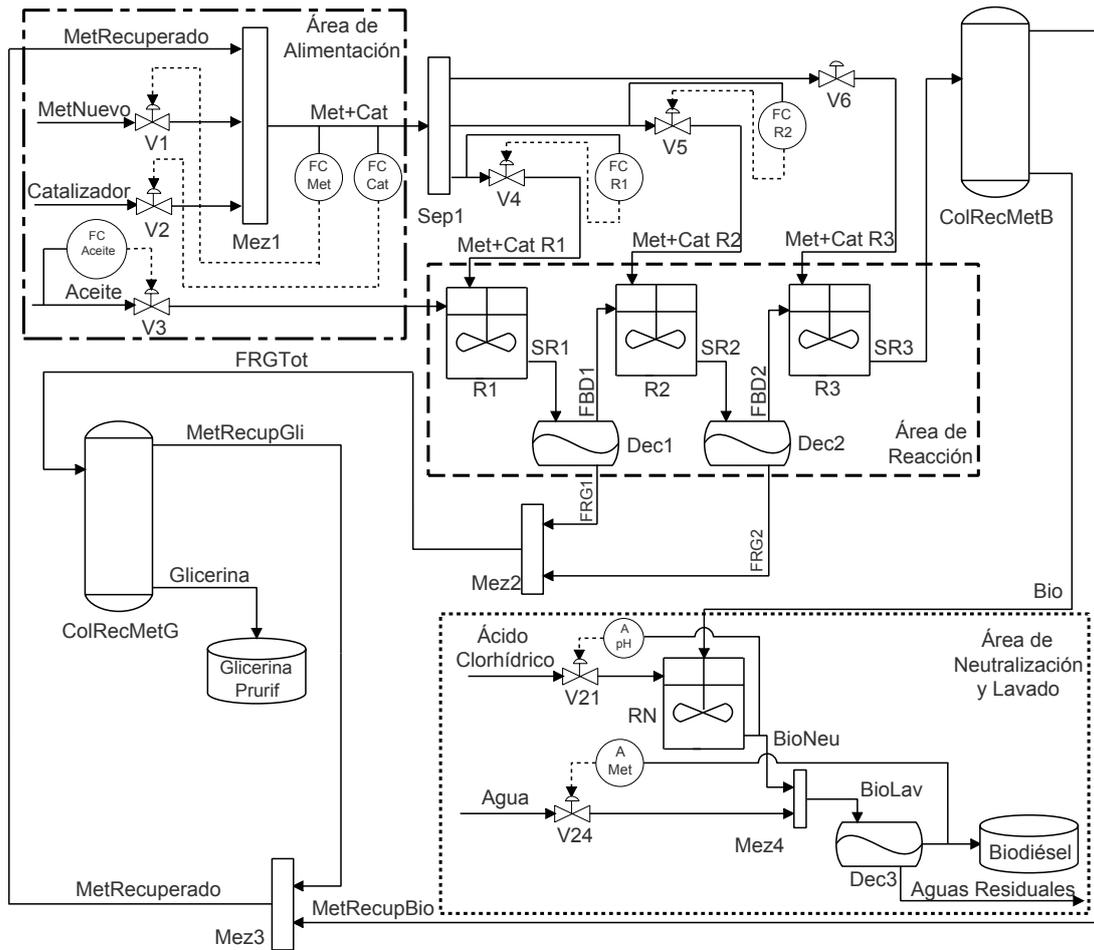


Figura 1: Diagrama simplificado de la planta de producción de biodiésel.

flujo de agua Agua para quitar el metanol remanente del biodiésel. El ingreso de agua al mezclador Mez4 es regulado por el controlador Cont. Met accionando la válvula v24 en función del contenido de metanol en producto final. El flujo BioLav que abandona el mezclador Mez4 ingresa al tanque decantador Dec3 donde se separa el biodiésel del agua de lavado. El tanque decantador Dec3 posee control de presión y nivel no detallados en el diagrama.

El flujo de biodiésel que egresa del tanque decantador Dec3 es almacenado en el tanque biodiésel. El flujo correspondiente al agua de lavado Aguas Residuales es enviado al área de tratamiento de aguas residuales.

La columna de destilación ColRecMetB consta de cinco niveles, ingresando el flujo SR3 en el tercer nivel de la misma. Tanto el condensador como el calentador de esta columna poseen controles de temperatura, presión y nivel (no detallados en el diagrama). Las referencias de estos controladores son locales, teniendo como objetivo lograr una pureza en el metanol recuperado cercana al 100%. La columna de destilación ColRecMetG consta de 10 niveles, ingresando el flujo FRGTTot en el cuarto nivel de la misma. Su condensador y calentador poseen también controles de temperatura, presión y nivel con referencias locales. En este caso se busca recuperar el metanol con una pureza cercana al 100% además de obtener el coproducto consistente en glicerina con una pureza de grado farmacéutico (superior al 98%).

3. Modelado e identificación

El área de neutralización y lavado de la planta tiene un gran impacto en la calidad final del producto. Por este motivo, en este trabajo se aborda el control de este subsistema. El modelo de planta en Zhang et al. (2012) presenta una estrategia de control descentralizada implementada mediante controladores PI (controladores proporcionales-integrales) junto con control selectivo por relevo (override control). Sin embargo, el uso de la mencionada estrategia de control conlleva una elevada complejidad de la lógica de conmutación necesaria entre los lazos de control para dar cumplimiento a los requerimientos impuestos por las normas de calidad que rigen al biodiésel. Por lo tanto, se propone reemplazar la estrategia de control por otra basada en la utilización de un controlador MPC. El uso de este tipo de controlador se justifica en virtud de que permite trabajar con múltiples variables además de facilitar la incorporación de las restricciones necesarias para operar de manera segura y confiable los procesos involucrados y obtener productos según los requerimientos especificados.

La estrategia de control propuesta requiere un modelo del proceso para poder realizar las predicciones de la evolución de las variables controladas a futuro. Luego de analizar las variables intervinientes, el modelo a identificar está definido según lo detallado en la Figura 2.

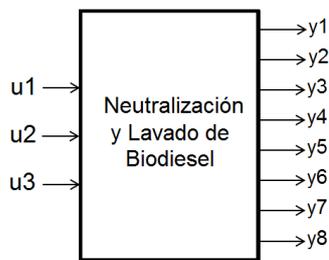


Figura 2: Modelo del área de neutralización y lavado del biodiésel.

En la Tabla 1 se detallan las variables del proceso, donde las variables u_i son entradas y las y_i salidas.

Tabla 1: Variables intervinientes en el modelo a identificar.

Variable	Descripción	Unidad
u_1	Flujo total de ingreso de metanol	$kmol/h$
u_2	Apertura válvula de HCl	%
u_3	Apertura válvula de agua	%
y_1	Contenido de triglicéridos	-
y_2	pH del biodiésel	-
y_3	Contenido de metanol	-
y_4	Contenido de metil ésteres	-
y_5	Contenido de glicerina	-
y_6	Contenido de agua	-
y_7	Contenido de diolécicos	-
y_8	Contenido de monoalécicos	-

El flujo total (nuevo más recuperado) de metanol que ingresa al proceso se considera como una variable relevante en el sistema (entrada u_1) dado que está directamente vinculado al rendimiento de la reacción de transesterificación, debiéndose mantener la relación alcohol versus aceite con alcohol en exceso a fin de maximizar la conversión del aceite vegetal en biodiésel. El porcentaje de apertura de la válvula V21 (ver en Figura 1) que regula el flujo de ingreso de ácido clorhídrico al reactor de neutralización es otra variable de importancia (entrada u_2) ya que tiene una influencia directa en la neutralización del catalizador restante en el flujo de biodiésel que alcanza el área de neutralización además de impactar directamente en el pH del biodiésel. El porcentaje de apertura de la válvula V24 que controla el flujo de ingreso de agua para el lavado del biodiésel también se consideró como una variable significativa del proceso (entrada u_3) dado su factor decisivo para la reducción del metanol remanente en el biodiésel.

En cuanto a posibles perturbaciones no medidas en el proceso se plantean las mismas que las consideradas en (Zhang et al., 2012): modificación del flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso y modificación de la temperatura con la cual ingresan los reactivos al proceso. La concentración de impurezas, la pureza y el pH del biodiésel se consideran como variables de salida dado que las mismas deben respetar los requerimientos establecidos por las normas de calidad vigentes que rigen la producción a escala industrial del producto.

Con respecto a la calidad del biodiésel, no existe una norma de calidad unificada a nivel mundial que regule su producción. Actualmente se cuenta con la norma europea EN14214 y la norma americana ASTM D6751. En ambas se detallan en-

tre otras propiedades la pureza mínima esperada del biodiésel y la concentración máxima permitida de determinadas impurezas. En este trabajo se utilizaron los parámetros especificados por la norma europea EN14214. En la Tabla 2 se detallan las especificaciones de calidad consideradas en el presente trabajo. Sin embargo, en las normas de calidad antes mencionadas no hay una referencia específica para el valor del pH que debe tener el biodiésel, aunque en general se prefieren productos con pH levemente ácido a neutro.

Tabla 2: Especificaciones de calidad consideradas (Norma EN14214).

Variable	Mínimo [-]	Máximo [-]
y_1	0.0000	0.0020
y_3	0.0000	0.0020
y_4	0.9650	1.0000
y_5	0.0000	0.0025
y_6	0.0000	0.0005
y_7	0.0000	0.0020
y_8	0.0000	0.0080

Los datos históricos de las variables de entrada y salida necesarios para la identificación del modelo se obtuvieron en base a la ejecución de diferentes simulaciones realizadas en el software Aspen HYSYS utilizando el modelo original de la planta. Para ello, se crean trenes de pulsos pseudo-aleatorios para excitar las entradas (u_1 a u_3) de manera simultánea. Con la planta funcionando en su estado estacionario se quitan los controles vinculados a la calidad del producto, se quita la referencia remota del controlador FC Met encargado de regular el flujo de ingreso de metanol y catalizador al proceso (el controlador FC Cat encargado de asegurar la concentración del 0.91 % en el flujo de metanol y catalizador no se desconecta). Además, se desconecta el controlador que regula el ingreso de ácido clorhídrico en el reactor de neutralización RN y se deshabilita el controlador que regula el ingreso de agua al mezclador Mez4. Luego, cada entrada recibe un tren de pulsos en particular para obtener tanto el conjunto los datos de estimación como el conjunto de datos de validación. Las amplitudes de los pulsos de excitación para cada variable están dentro de los siguientes rangos:

$$-0.04 \leq \frac{u_1 - u_1^0}{u_1^0} \leq 0.04, \quad (5)$$

$$-0.03 \leq \frac{u_2 - u_2^0}{u_2^0} \leq 0.03, \quad (6)$$

$$-0.2 \leq \frac{u_3 - u_3^0}{u_3^0} \leq 0.2, \quad (7)$$

donde cada u_i^0 corresponde al valor nominal de la variable u_i . Los cambios generados en las diferentes variables según el escenario descrito anteriormente garantizan el funcionamiento normal del proceso en análisis. Cada uno de los pulsos tiene una duración de 36 h a fin de que el sistema arribe a un nuevo punto de equilibrio antes de introducir nuevos cambios en las variables en estudio. Cada tren de pulsos está formado por 10 pulsos, en virtud de lo cual el tiempo total de cada simulación ejecutada en HYSYS tiene una duración de 360 h. Los datos son recolectados con un período de muestreo $t_s = 400$ s.

Con el objetivo de que el aporte de las diferentes variables físicas (flujos, temperaturas, concentraciones, etc.) sea el mis-

mo en el proceso de identificación, los valores obtenidos se normalizan con media cero y varianza unitaria.

El modelo del área en estudio es descripto por el siguiente sistema lineal discreto en espacio de estados:

$$\mathbf{x}(k + 1) = \mathbf{A}\mathbf{x}(k) + \mathbf{B}\mathbf{u}(k), \quad (8)$$

$$\mathbf{y}(k) = \mathbf{C}\mathbf{x}(k), \quad (9)$$

donde \mathbf{x} es el vector de estados de la planta, \mathbf{u} es el vector de entradas manipuladas, \mathbf{y} es el vector de salidas, \mathbf{A} es la matriz de estados, \mathbf{B} es la matriz de entrada y \mathbf{C} es la matriz de salida. Por las características del proceso, no existe transmisión directa entre las entradas y las salidas.

Para obtener los diferentes modelos lineales en espacio de estados se recurre a la función *n4sid* de Matlab la cual utiliza el método de subespacios para realizar la estimación de los mismos. Con los datos de estimación normalizados se obtienen varios modelos lineales con diferentes órdenes en el rango entre 6 y 16. Los modelos identificados son evaluados mediante el índice de rendimiento *FIT* presentado en (10), utilizando el conjunto de datos normalizados de validación.

$$FIT [\%] = \left(1 - \frac{\|\mathbf{y}_v - \mathbf{y}_m\|}{\|\mathbf{y}_v - \bar{\mathbf{y}}_v\|} \right) \cdot 100, \quad (10)$$

donde \mathbf{y}_v es el conjunto de datos de validación, \mathbf{y}_m son las salidas estimadas por el modelo e $\bar{\mathbf{y}}_v$ es la media de los valores de validación. En base al criterio antes mencionado se selecciona el modelo en espacio de estados de orden 14. En la Tabla 3 se detalla el índice (*FIT*) de cada una de las salidas estimadas por el modelo en relación a los datos de validación obtenidos en las simulaciones realizadas en Hysys.

Tabla 3: Medida de ajuste de las salidas estimadas por el modelo seleccionado en comparación con los datos de validación.

Variable	<i>FIT</i> [%]
y_1	87.95
y_2	45.77
y_3	49.84
y_4	70.24
y_5	55.91
y_6	78.29
y_7	85.60
y_8	74.23

La Figura 3 muestra la salida y_4 (pureza del biodiésel) correspondiente a los datos de validación junto con los datos estimados por el modelo identificado.

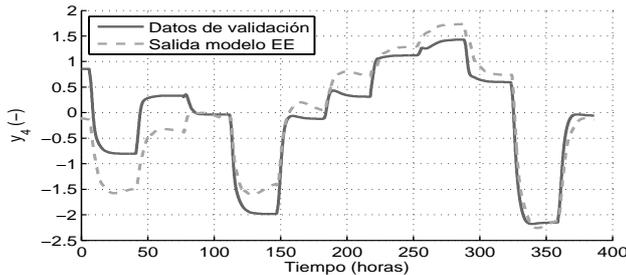


Figura 3: Salida correspondiente a la pureza del biodiésel (y_4). Datos de validación versus salidas estimadas mediante el modelo identificado.

4. Formulación del controlador MPC

El MPC utiliza un modelo dinámico de la planta a controlar con el objeto de poder estimar la respuesta futura de las variables de salida. Dicha predicción se realiza para un determinado período futuro de tiempo, denominado horizonte de predicción (h_p). Generalmente se pretende que las salidas de la planta sigan determinadas señales de referencia penalizando también el esfuerzo de control requerido para lograrlo, siendo estos criterios los que definirán la función objetivo del controlador. Los valores futuros de las variables manipuladas (calculadas en el instante de muestreo actual) se obtienen minimizando una función objetivo teniendo en cuenta los valores a futuro de las salidas y de las señales de control. En general, se suele definir alguna estructura simple para la trayectoria de entrada, permitiendo sólo h_m variaciones futuras de la señal de control ($h_m \leq h_p$), manteniéndose constante durante el resto del horizonte de predicción, siendo h_m el horizonte de control (Camacho and Bordons, 2013).

En cada instante discreto k , con $k = 0, 1, \dots$, se resuelve un problema de optimización a fin de determinar la secuencia de control óptima, donde se minimiza la función costo $V(k)$ sujeto a las restricciones del sistema. De la secuencia de señales de control calculadas sólo se aplica la primera de ellas, descartándose el resto. Los cálculos se repiten en el siguiente instante de muestreo $k + 1$ bajo una estrategia de horizonte deslizante incorporando nueva información obtenida de la planta.

La función objetivo puede ser escrita de forma matricial de la siguiente manera:

$$V(k) = \|\mathcal{T}(k) - \hat{Y}(k)\|_Q^2 + \|\Delta \hat{U}(k)\|_R^2, \quad (11)$$

donde \mathcal{T} es el vector de referencias, \hat{Y} es el vector de salidas predichas (p salidas), $\Delta \hat{U}$ es el vector de variables manipuladas (l entradas) y Q y R son matrices de pesos:

$$\mathcal{T}(k) = \begin{bmatrix} \tau_1(k+1) \\ \vdots \\ \tau_1(k+h_p) \\ \vdots \\ \tau_p(k+1) \\ \vdots \\ \tau_p(k+h_p) \end{bmatrix}, \hat{Y}(k) = \begin{bmatrix} y_1(k+1) \\ \vdots \\ y_1(k+h_p) \\ \vdots \\ y_p(k+1) \\ \vdots \\ y_p(k+h_p) \end{bmatrix}, \Delta \hat{U}(k) = \begin{bmatrix} \Delta \hat{u}_1(k+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_1(k+h_m) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_l(k+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}_l(k+h_m) \end{bmatrix}, \quad (12)$$

$$Q = \begin{bmatrix} Q_1 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & Q_2 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & Q_p \end{bmatrix}, \quad R = \begin{bmatrix} R_1 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & R_2 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & R_l \end{bmatrix}, \quad (13)$$

donde las matrices Q_i y R_i tienen la siguiente estructura:

$$Q_i = \begin{bmatrix} q_i(1) & 0 & \dots & 0 \\ 0 & q_i(2) & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & q_i(h_p) \end{bmatrix}, \quad R_i = \begin{bmatrix} r_i(0) & 0 & \dots & 0 \\ 0 & r_i(1) & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & r_i(h_m - 1) \end{bmatrix}. \quad (14)$$

El vector de salidas predichas puede ser expresado de la siguiente manera:

$$\hat{Y}(k) = \Psi x(k) + \Gamma u(k-1) + \Theta \Delta \hat{U}(k) + \underbrace{[1, \dots, 1]^T}_{\hat{D}(k)} \hat{d}(k), \quad (15)$$

donde $[1, \dots, 1]^T$ es un vector de dimensión $p \times h_p$.

A fin de incorporar la perturbación de salida constante al modelo existente se aumenta el sistema de la siguiente manera:

$$\xi(k) = \begin{bmatrix} x(k) \\ d(k) \end{bmatrix} = \underbrace{\begin{bmatrix} A & 0 \\ O & I \end{bmatrix}}_{A_{ext}} \begin{bmatrix} x(k-1) \\ d(k-1) \end{bmatrix} + \underbrace{\begin{bmatrix} B_u \\ O \end{bmatrix}}_{B_{ext}} u(k-1), \quad (16)$$

$$y(k) = \underbrace{\begin{bmatrix} C & I \end{bmatrix}}_{C_{ext}} \begin{bmatrix} x(k) \\ d(k) \end{bmatrix}. \quad (17)$$

Reescribiendo (16) y (17) en base a A_{ext} , B_{ext} y C_{ext} resulta:

$$\xi(k) = A_{ext} \xi(k-1) + B_{ext} u(k-1), \quad (18)$$

$$y(k) = C_{ext} \xi(k). \quad (19)$$

Utilizando una estrategia clásica de observador y el modelo aumentado presentado anteriormente podemos obtener estimaciones simultáneas de los estados y las perturbaciones de salida para utilizarse en la ecuación (11):

$$\hat{\xi}(k) = (A_{ext} - LC_{ext}) \hat{\xi}(k-1) + B_{ext} u(k-1) + Ly(k-1), \quad (20)$$

$$\hat{y}(k) = C_{ext} \hat{\xi}(k), \quad (21)$$

con

$$L = \begin{bmatrix} 0 \\ I \end{bmatrix},$$

siendo las dimensiones de L de 22 filas (14 estados + 8 perturbaciones) por 8 columnas (correspondientes a las 8 perturbaciones).

Por lo tanto, el funcional costo puede ser reescrito como:

$$V(k) = \underbrace{\mathcal{E}_p(k)^T Q \mathcal{E}_p(k)}_{\text{no depende de } \Delta \hat{U}(k)} - \Delta \hat{U}(k)^T \mathcal{G} + \Delta \hat{U}(k)^T \mathcal{H} \Delta \hat{U}(k), \quad (22)$$

donde

$$\mathcal{E}_p(k) = \mathcal{T}(k) - \Psi \hat{x}(k) - \Gamma u(k-1) - \hat{D}(k), \quad (23)$$

$$\mathcal{G} = 2\Theta^T Q \mathcal{E}_p(k), \text{ y } \mathcal{H} = \Theta^T Q \Theta + R. \quad (24)$$

Finalmente, podemos escribir la formulación MPC como un problema de programación cuadrática (*QP problem*) a partir de (22):

$$\min_{\Delta \hat{U}} \|\Delta \hat{U}^T(k) \mathcal{H} \Delta \hat{U}(k) - \mathcal{G}^T \Delta \hat{U}(k)\|, \quad (25)$$

sujeto a

$$0 \leq \Delta \hat{U}(k) \leq \Delta \hat{U}_{max}, \quad (26)$$

$$U_{min} \leq \hat{U}(k) \leq U_{max}, \quad (27)$$

$$Y_{min} \leq \hat{Y}(k) \leq Y_{max}. \quad (28)$$

Reemplazando (15) en (28), podemos escribir la restricción en \hat{Y} en función de $\Delta \hat{U}$:

$$\begin{bmatrix} \Theta \\ -\Theta \end{bmatrix} \Delta \hat{U}(k) \leq \begin{bmatrix} Y_{max} - \mathcal{E}_{\Delta U}(k) \\ \mathcal{E}_{\Delta U}(k) - Y_{min} \end{bmatrix}, \quad (29)$$

siendo $\mathcal{E}_{\Delta U}(k) = \Psi \hat{x}(k) + \Gamma u(k-1) + \hat{D}(k)$.

Por otra parte, podemos expresar a \hat{U} de la siguiente manera:

$$\hat{U}(k) = U(k-1) + \Lambda \Delta \hat{U}(k), \quad (30)$$

donde

$$U(k-1) = \underbrace{\begin{bmatrix} \hat{u}(k-1) \\ \vdots \\ \hat{u}(k-1) \end{bmatrix}}_{[L, h_m]}, \quad \Delta \hat{U}(k) = \begin{bmatrix} \Delta \hat{u}(k) \\ \Delta \hat{u}(k+1) \\ \vdots \\ \Delta \hat{u}(k+h_m-1) \end{bmatrix} \quad (31)$$

y

$$\Lambda = \underbrace{\begin{bmatrix} I & 0 & \dots & 0 \\ I & I & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ I & I & \dots & I \end{bmatrix}}_{[L, h_m] \times [L, h_m]} \quad (32)$$

con $I = [I \times I]$. Por lo tanto, las restricciones sobre $\hat{U}(k)$ quedan expresadas en función de $\Delta \hat{U}$ de la siguiente manera:

$$\begin{bmatrix} \Lambda \\ -\Lambda \end{bmatrix} \Delta \hat{U}(k) \leq \begin{bmatrix} U_{max} - U(k-1) \\ U(k-1) - U_{min} \end{bmatrix}. \quad (33)$$

Las restricciones (26), (29) y (33) se resumen en la siguiente expresión:

$$\begin{bmatrix} I \\ -I \\ \Theta \\ -\Theta \\ \Lambda \\ -\Lambda \end{bmatrix} \Delta \hat{U}(k) \leq \begin{bmatrix} \Delta \hat{U}_{max} \\ 0 \\ Y_{max} - \mathcal{E}_{\Delta U}(k) \\ \mathcal{E}_{\Delta U}(k) - Y_{min} \\ U_{max} - U(k-1) \\ U(k-1) - U_{min} \end{bmatrix}. \quad (34)$$

5. Resultados

La función escrita en MatLab recibe como parámetros los valores de las salidas actuales de la planta (obtenidos desde el entorno de Hysys), el modelo del proceso obtenido en la Sección 3, el tiempo de muestreo, las restricciones operativas de las variables manipuladas y las correspondientes a la calidad del producto (restricciones para las salidas). Las restricciones operativas correspondientes a las variables manipuladas se detallan en la Tabla 4.

Tabla 4: Restricciones operativas para las entradas incorporadas al controlador MPC.

Variable	Mínimo	Máximo
u_1 [kmol/h]	0.00	551.60
u_2 [%]	0.00	100.00
u_3 [%]	0.00	100.00

En cada ciclo de ejecución, la función calcula las matrices necesarias para resolver el problema de optimización expresado en (25) y realiza la optimización de la función objetivo mediante la función *quadprog* de MatLab, devolviendo los valores de las variables manipuladas. Estos valores son establecidos en el entorno Hysys y se continua con la simulación en dicho entorno hasta el próximo tiempo de muestreo (establecido también en 400 segundos). Para poder interactuar con el entorno de simulación Hysys se desarrollaron funciones auxiliares en MatLab basadas en el control activeX de Hysys. Las principales funcionalidades que aportan estas rutinas de interfaz son las siguientes: iniciar y detener el integrador de Hysys, leer y escribir valores de flujos de materiales, establecer el tiempo de finalización de la simulación, cambiar referencias en controladores, entre otras.

Las simulaciones en MatLab se realizan mediante una rutina principal encargada de realizar las siguientes acciones: i) abrir el archivo con la planta original en Hysys; ii) leer los valores de las variables de salida; iii) llamar a la función que implementa el controlador MP; iv) establecer los valores de las variables manipuladas en Hysys (en base a los valores devueltos por la función anterior); v) establecer el nuevo tiempo de finalización de la simulación en Hysys hasta la próxima lectura de los valores de las variables de salida; vi) iniciar el integrador en Hysys y registrar toda la información para su posterior análisis. Estos pasos son repetidos en un bucle cuya condición de finalización es la duración total de cada simulación. La estructura de los scripts desarrollados y su interrelación se presenta en la Figura 4.

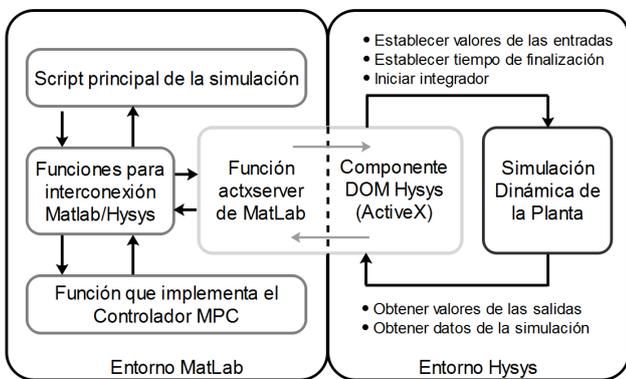


Figura 4: Estructura e interrelación de los scripts desarrollados para realizar las simulaciones vinculando los entornos de MatLab y Hysys.

Para el ajuste del controlador se llevaron a cabo numerosas simulaciones con el objetivo inicial de determinar los pesos para las entradas (\mathcal{R}) y las salidas (\mathcal{Q}). Cabe destacar que de las 8 salidas solo es necesario regular la salida y_2 a un determinado valor de referencia. El resto de las salidas solo se mantienen dentro de determinados rangos entre sus respectivas cotas mínimas y máximas. Por lo tanto, solo es necesario determinar el valor del peso para la salida y_2 (q_2), siendo el resto de los q_i nulos. Para ello se utilizó como medida de rendimiento la integral del error absoluto de y_2 con respecto a su referencia, buscando en todos los casos obtener el menor valor posible, mientras que para el resto de las salidas se utilizó como índice de desempeño el área acumulada fuera de los límites establecidos por las restricciones.

Es importante destacar que la política de control a aplicar, más allá de la utilización de un controlador MPC, se basa por un lado en relajar el seguimiento de la referencia de la salida correspondiente al pH y por otro en penalizar los cambios en las variables manipuladas. Como resultado de estas decisiones se observa (Figuras 6(b), 8(b) y 10(b)) una respuesta no tan buena para el seguimiento de la referencia de la salida correspondiente al pH como en el control original (en el transitorio). Sin embargo tal situación no afecta el objetivo global que es lograr un producto dentro de las restricciones de calidad, simplificando el control del proceso mediante la integración de las restricciones operativas y de calidad en un único controlador MPC.

Como escenarios para realizar el ajuste de los pesos se plantearon cambios en el valor de referencia de la salida correspondiente al pH (y_2), modificación en el flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso (d_1) y cambios en la temperatura de los reactivos (d_2). Por otra parte, los pesos de las entradas se obtuvieron mediante un proceso de barrido paramétrico para los escenarios descritos anteriormente, variando el peso correspondiente a la entrada u_1 de 15 a 30, para u_2 de 10 a 20 y para u_3 de 30 a 55, siendo en todos los casos el valor mínimo del incremento 1. Los rangos de variación propuestos para los pesos surgieron de simulaciones preliminares. El principal objetivo de este procedimiento fue encontrar un conjunto de parámetros de modo que se obtenga el menor valor posible de la integral del error absoluto para la salida y_2 manteniéndose el área acumulada fuera de las restricciones del resto de las salidas en cero. Los parámetros del controlador luego del proceso de ajuste se detallan en la Tabla 5.

Tabla 5: Parámetros del controlador MPC luego del ajuste.

Descripción	Valor
Horizonte de predicción (h_p)	100
Horizonte de control (h_m)	10
Peso para la entrada u_1 (q_1)	30.0
Peso para la entrada u_2 (q_2)	20.0
Peso para la entrada u_3 (q_3)	55.0
Peso para la salida y_2 (r_2)	0.5

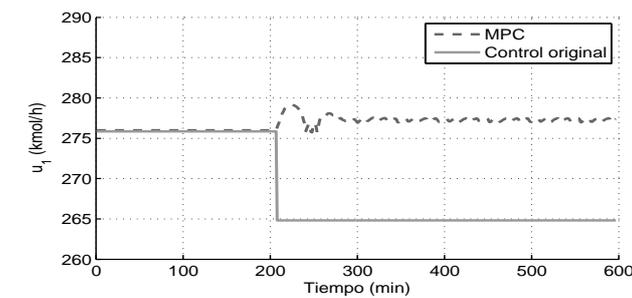
Cabe mencionar que el punto de operación al que lleva el controlador MPC a la planta original en Hysys es ligeramente diferente al punto de trabajo de la planta controlada con la estrategia de control original. Esto se debe a la diferencia que hay entre el modelo interno de la planta utilizado por el controlador MPC para estimar las salidas y la planta real. A pesar de esta diferencia, el controlador MPC logra llevar a la planta original en Hysys a un punto operativo en el cual todas las restricciones se respetan, logrando además una reducción significativa en el contenido de metanol en el producto final. En la Tabla 6 se detallan los valores en estado estacionario de las entradas y salidas con el control original de la planta (columna EEO) y con el controlador MPC (columna EEMPC).

Una vez que la planta alcanza su nuevo estado estacionario se ejecutan numerosas simulaciones en las que se ingresan perturbaciones en el flujo de ingreso de aceite vegetal con un rango de variación del 4% por encima y por debajo de su valor nominal y una perturbación de -10°C en la temperatura de los reactivos. Estas perturbaciones son similares a las propuestas en Zhang et al. (2012).

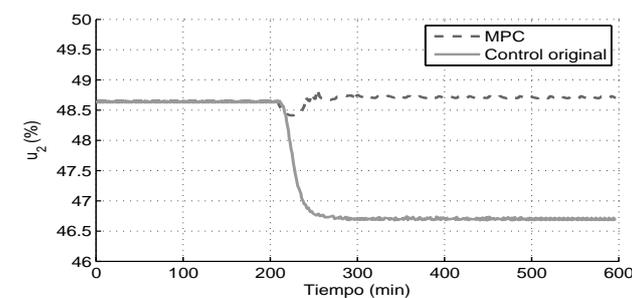
Tabla 6: Valores de las entradas y salidas de la planta en estado estacionario con el control original y con el controlador MPC.

Variable	Unidad	EEO	EEMPC
u_1	kmol/h	275.8	276.0
u_2	%	48.64	48.65
u_3	%	51.78	53.20
y_1	-	0.001595	0.001613
y_2	-	4.9	4.9
y_3	-	0.000506	0.000428
y_4	-	0.996829	0.996819
y_5	-	0.000000	0.000000
y_6	-	0.000498	0.000497
y_7	-	0.000282	0.000318
y_8	-	0.000289	0.000324

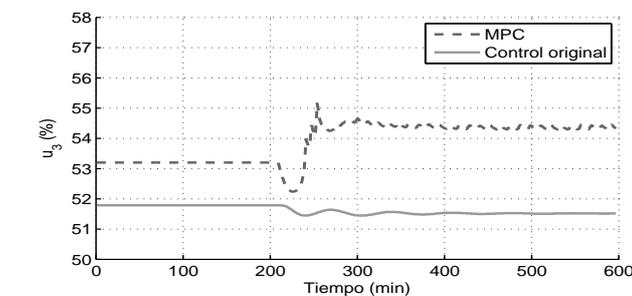
Dichas variaciones consideradas respecto de los nuevos valores en estado estacionario. La duración de estas simulaciones es de 10 a 20 horas dependiendo de la evolución observada en las entradas y salidas, ingresándose las perturbaciones en todos los casos en el tiempo $t = 200 \text{ min}$.



(a) Ingreso de Metanol



(b) Porcentaje de apertura válvula HCl

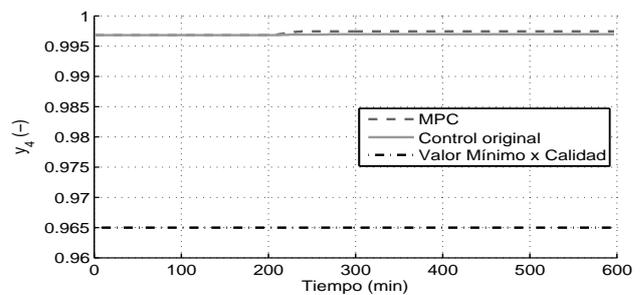


(c) Porcentaje de apertura válvula agua

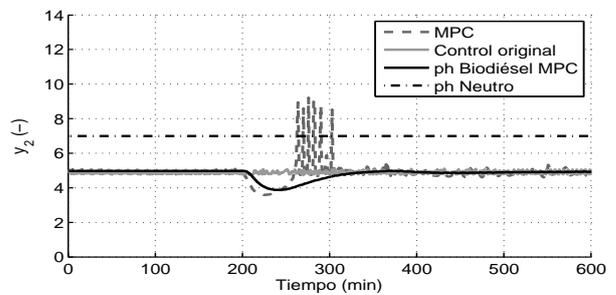
Figura 5: Evolución de las variables manipuladas frente a la reducción del 4% en el flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso (de 29.59 a 28.41 kmol/h). Comparación entre el control original y el control MPC propuesto.

En las Figuras 5(a)-(c) se presenta la evolución de las entradas frente a una perturbación en el flujo de ingreso de aceite vegetal correspondiente a la reducción en un 4% con respecto a su valor nominal. Se puede apreciar en la Figura 5(c) la diferencia de punto de trabajo de la planta para el caso del control mediante MPC. También se puede observar que el esfuerzo de control para las entradas u_1 y u_2 requerido en el caso del controlador MPC es menor que el requerido por el control original de la planta. Cabe mencionar que la evolución de las variables manipuladas se realizó dentro de las restricciones operativas especificadas.

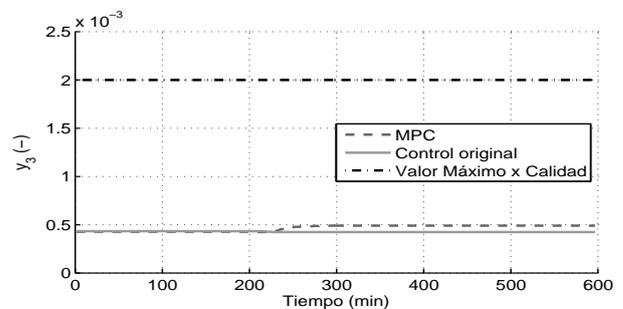
En las Figuras 6(a)-(c) se presenta la evolución de la pureza, el pH y el contenido de metanol en el producto final, tanto con el control original como con el control MPC propuesto. Se observa que la pureza del biodiésel (Figura 6(a)) y el contenido de metanol en el mismo (Figura 6(c)) presentan valores similares en ambas estrategias de control y en ambos casos están dentro de las restricciones de calidad del producto. En cuanto a la salida correspondiente al pH del biodiésel (Figura 6(b)), se puede observar en el intervalo comprendido entre 200 y 280 min que su valor pasa a ser básico y luego vuelve a ser ligeramente ácido.



(a) Pureza del biodiésel

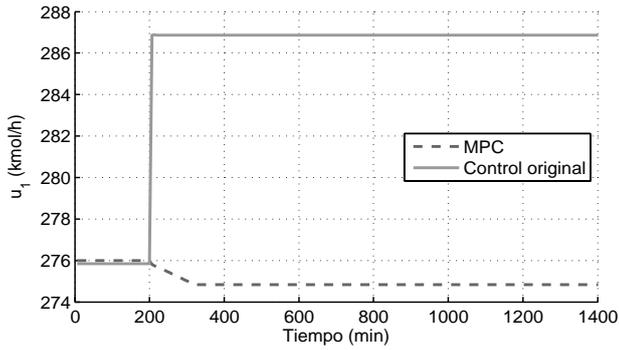


(b) pH del biodiésel

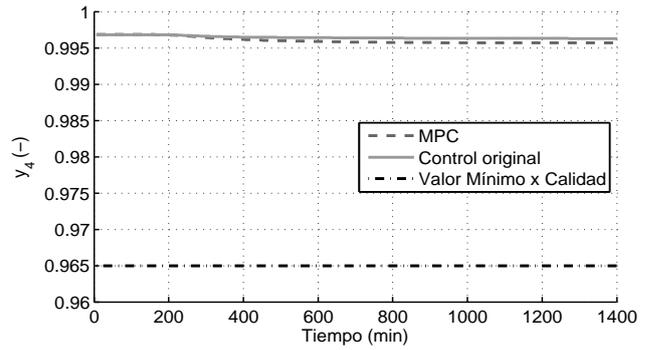


(c) Contenido de metanol en el biodiésel

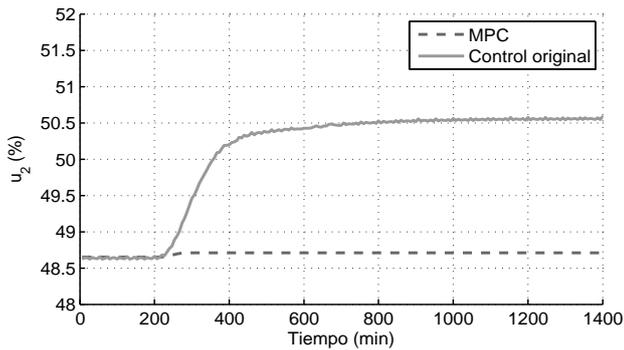
Figura 6: Evolución de la pureza, pH y contenido de metanol en el producto final frente a la reducción del 4% en el flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso (de 29.59 a 28.41 kmol/h). Comparación entre el control original y el control MPC propuesto.



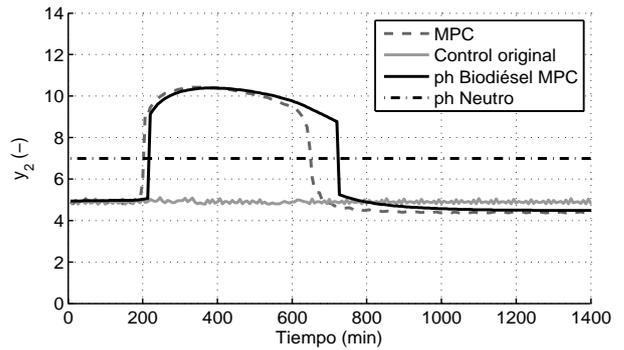
(a) Ingreso de Metanol



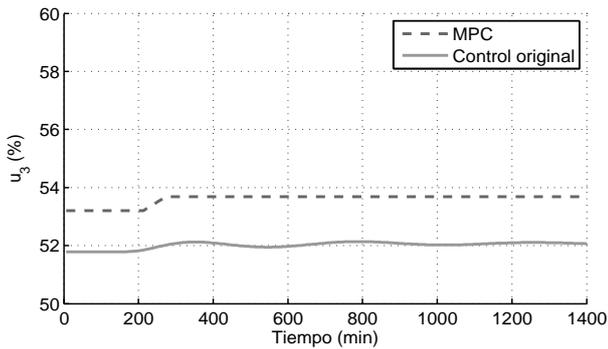
(a) Pureza del biodiésel



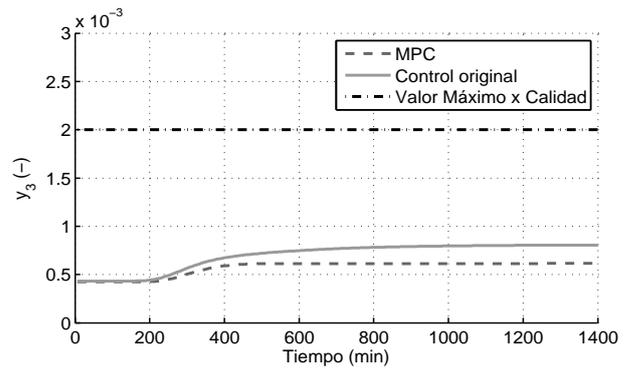
(b) Porcentaje de apertura válvula HCl



(b) pH del biodiésel



(c) Porcentaje de apertura válvula agua



(c) Contenido de metanol en el biodiésel

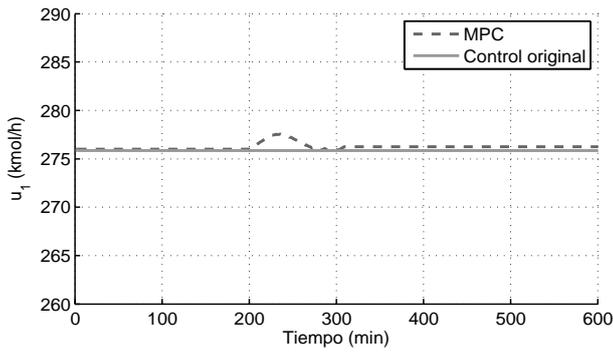
Figura 7: Evolución de las variables manipuladas frente al aumento del 4% en el flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso (29.59 a 30.77 kmol/h).

Figura 8: Evolución de las variables controladas frente al aumento del 4% en el flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso (29.59 a 30.77 kmol/h).

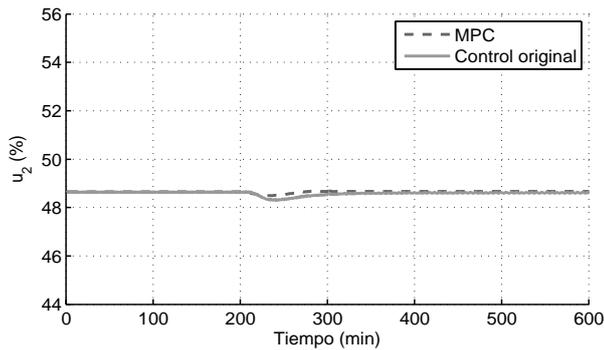
El carácter oscilatorio del valor de esta salida (tanto para el control original como para el nuevo control propuesto) se debe a que su lectura se realiza a la salida del reactor de neutralización. El valor del pH en el producto final medido aguas abajo en el proceso resulta en un valor estable acorde al criterio de que el biodiésel obtenido sea ligeramente ácido.

En las Figuras 7(a)-(c) se presenta la evolución de las entradas de la planta comparando las estrategias de control utilizadas. El escenario evaluado consiste en el aumento del flujo de ingreso de aceite vegetal de 4% con respecto a su valor nominal. Se observa que el esfuerzo de control requerido por la estrategia de control basada en el controlador MPC es menor al requerido por el control original de la planta (Figuras 7(a) y 7(b)). Los valores de las variables manipuladas en todo momento respetan las restricciones operativas especificadas.

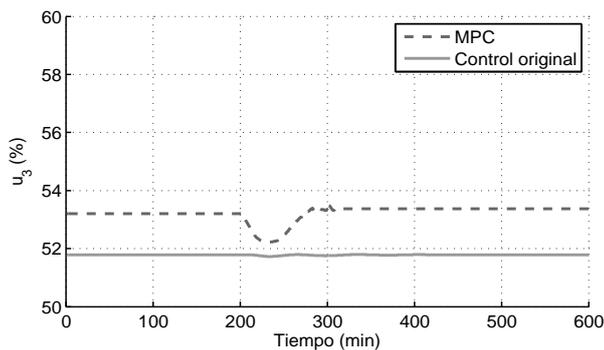
En las Figuras 8(a)-(c) se presenta la evolución de la pureza del biodiésel, su pH y la concentración de metanol para el escenario correspondiente al aumento en un 4% (de su valor nominal) del flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso. Se puede apreciar en la Figura 8(a) que la pureza del biodiésel resulta en todo momento muy superior al mínimo especificado por la norma de calidad. En el caso del control realizado mediante MPC, el valor de la pureza del biodiésel es menor en un 0.06% respecto al valor de la pureza del producto con el control original de la planta. En cuanto a la salida correspondiente al pH del biodiésel (Figura 8(b), se puede observar que durante un intervalo de aproximadamente 420 min el valor del pH es superior al pH neutro, volviéndose el biodiésel un producto básico. Luego de este período vuelve a un pH ligeramente ácido (alrededor del valor 4.9).



(a) Ingreso de Metanol



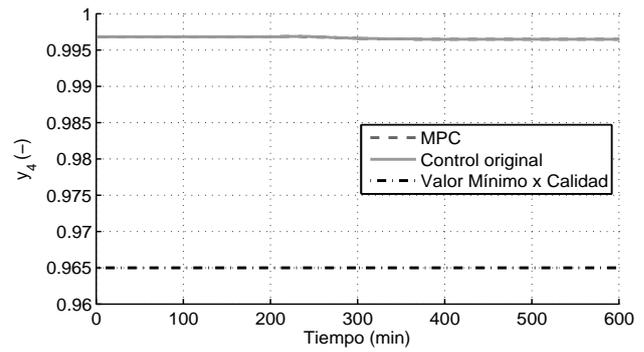
(b) Porcentaje de apertura válvula HCl



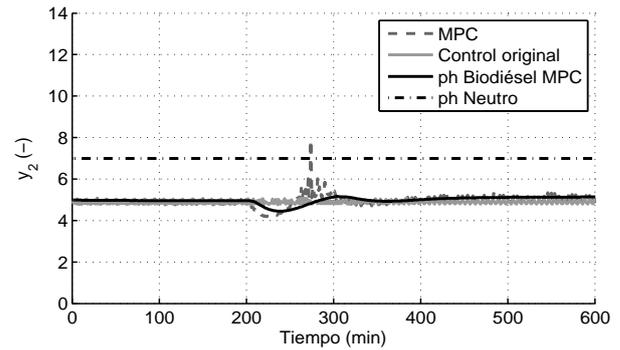
(c) Porcentaje de apertura válvula agua

Figura 9: Evolución de las variables manipuladas frente a la reducción de la temperatura de los reactivos en 10°C (de 25 a 15°C).

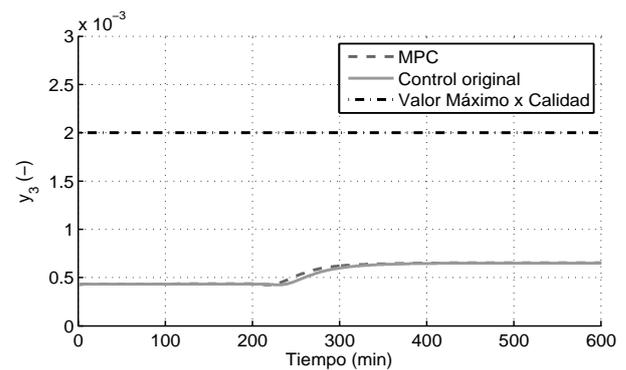
La demora en alcanzar el valor esperado se debe a que para el caso del control basado en MPC se observa una reducción en el ingreso de metanol al proceso además de un incremento de apenas el 0.06% en el porcentaje de apertura de la válvula que regula el ingreso de HCl al reactor de neutralización. Al haber más ácido y menos metanol en el proceso, el valor del pH resulta 0.5 más ácido respecto del valor en su estado estacionario anterior (previo al ingreso de la perturbación). Para el caso del control original de la planta se observan cambios muy superiores en las variables manipuladas en respuesta al mismo escenario (Figuras 7(a) y 7(b)). En cuanto a la salida correspondiente al contenido de metanol como impureza en el biodiésel (Figura 8(c)) se puede apreciar que su valor para el caso del control realizado mediante la estrategia basada en el controlador MPC resulta menor al correspondiente bajo el control original de la planta.



(a) Pureza del biodiésel



(b) pH del biodiésel



(c) Contenido de metanol en el biodiésel

Figura 10: Evolución de la pureza, pH y contenido de metanol en el producto final frente a la reducción de la temperatura de los reactivos en 10°C (de 25 a 15°C).

En las Figuras 9(a)-9(c) se presenta la evolución de los valores de las variables manipuladas comparando la estrategia de control original de la planta con la nueva propuesta basada en el controlador MPC. El escenario consiste en la reducción de la temperatura de los reactivos en 10°C (pasa de 25 a 15°C). Se puede observar en las Figuras 9(a)-(c) que el comportamiento de las variables manipuladas es similar en ambas estrategias de control, presentando un pequeño transitorio en el flujo de ingreso de metanol (u_1 - Figura 9(a)) y en el porcentaje de apertura de la válvula de agua (u_3 - Figura 9(c)) para el caso del control realizado con el controlador MPC.

En las Figuras 10(a)-(c) se presenta la evolución de la pureza del biodiésel, su pH y la concentración de metanol en el producto final para el escenario en estudio. La salida correspondiente a la pureza del biodiésel (Figura 10(a)) tiene valores muy similares en ambas estrategias de control. Cabe destacar

que tanto con la estrategia original de control de la planta como con la propuesta basada en el controlador MPC, la pureza del biodiésel está siempre por encima del valor mínimo requerido por las normas de calidad. La evolución de la salida correspondiente al pH (Figura 10(b)) presenta bajo la estrategia de control basada en MPC un período transitorio en el intervalo comprendido entre los instantes 200 y 300 *min*. Luego de dicho intervalo el valor vuelve a la zona de pH ligeramente ácido. El contenido de metanol en el producto final (Figura 10(c)) es muy similar en ambas estrategias de control en el presente escenario.

Es importante destacar que en el escenario de aumento del 4% del flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso el control basado en MPC permite aumentar la producción biodiésel en un 4% utilizando prácticamente la misma cantidad de metanol y HCl que la utilizada en su estado estacionario anterior. Cabe señalar que en este escenario la restricción correspondiente al contenido de agua en el producto final (salida y_6) no se satisface con el control original de la planta como tampoco con el nuevo control propuesto. Esto se debe a que la planta está operando muy cerca de la restricción mencionada, es decir, no se han contemplado los "backoff" necesarios para una correcta operación dinámica. Consideramos que esto no se trata de un error en el control sino en la selección del punto de operación de la planta. En la Figura 11 se presenta la evolución de los valores de la salida correspondiente al contenido de agua en el biodiésel (en ambas estrategias de control) correspondientes al escenario donde se incrementa un 4% el flujo de ingreso de aceite vegetal al proceso.

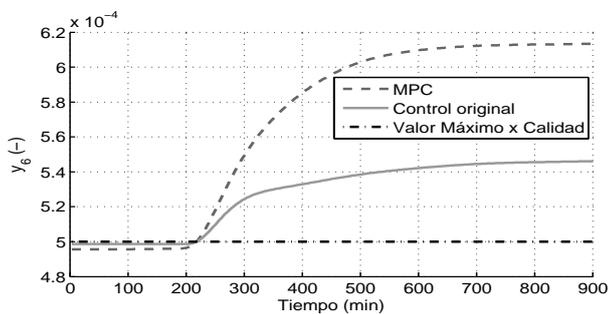


Figura 11: Evolución de la salida correspondiente al contenido de agua en el biodiésel (salida y_6). Comparación de los valores en ambas estrategias de control.

En las gráficas correspondientes al pH del biodiésel (Figuras 6(b), 8(b) y 10(b)) se presenta también la evolución del pH medido aguas abajo en el proceso (directamente en el producto final) con la estrategia de control basada en el controlador MPC (leyenda "ph Biodiésel MPC").

6. Conclusiones

En este trabajo se abordó el control del área de neutralización y lavado de una planta de producción de biodiésel. Para ello se propuso una estrategia de control avanzado basada en MPC con el objetivo de mejorar el desempeño respecto a la estrategia de control de múltiples lazos PI y lógica de conmutación (override control) que hasta el momento tenía implementado este proceso. La estrategia de control fue desarrollada en Matlab mientras que el modelo riguroso de la planta está desarrollado en Aspen HYSYS. Para poder implementar la estrategia de control se desarrolló además una adecuada interfaz de

comunicación entre Matlab y HYSYS mediante funciones auxiliares en MatLab basadas en el control activeX de Hysys. A fin de evaluar la estrategia de control se realizaron múltiples simulaciones con diferentes escenarios. A través de los resultados obtenidos se puede concluir que el controlador logra rechazar satisfactoriamente las perturbaciones introducidas en los diferentes escenarios simulados a la vez de respetar las restricciones operativas del proceso y las correspondientes a la calidad del producto final.

La estrategia de control propuesta resultó ser una alternativa satisfactoria para reemplazar el control original de la planta, permitiendo el abordaje de las restricciones operativas y de calidad de manera más directa y en un único controlador, simplificando el control de la misma. Es importante destacar también que la estrategia de control propuesta requiere de un menor esfuerzo de control que el requerido por la estructura de control original de la planta, lo que reditúa en una operación más segura y económica del proceso.

La metodología utilizada para el ajuste del controlador fue realizada heurísticamente a través de un análisis de barrido paramétrico mediante numerosas simulaciones. Una metodología basada en optimización posiblemente logre un mejor ajuste del controlador, permitiendo la obtención de resultados aún más beneficiosos. También sería conveniente obtener un modelo no lineal del área en estudio a fin de mejorar la estima de los valores futuros de las salidas de la planta y conseguir un funcionamiento superior del controlador a implementar.

Referencias

- Benavides, P. T., Diwekar, U., 2012. Optimal control of biodiesel production in a batch reactor: Part i: Deterministic control. *Fuel* 94 (Supplement C), 211–217.
DOI: 10.1016/j.fuel.2011.08.035
- Biradar, C., Subramanian, K., Dastidar, M., 2014. Production and fuel quality upgradation of pyrolytic bio-oil from jatropha curcas de-oiled seed cake. *Fuel* 119 (Supplement C), 81–89.
DOI: 10.1016/j.fuel.2013.11.035
- Brásio, A. S., Romanenko, A., Leal, J., Santos, L. O., Fernandes, N. C., 2013. Nonlinear model predictive control of biodiesel production via transesterification of used vegetable oils. *Journal of Process Control* 23 (10), 1471–1479.
DOI: 10.1016/j.jprocont.2013.09.023
- Camacho, E. F., Bordons, C., 2013. *Model predictive control*. Springer Science & Business Media.
- Demirbas, A., 2007. Importance of biodiesel as transportation fuel. *Energy Policy* 35 (9), 4661–4670.
DOI: 10.1016/j.enpol.2007.04.003
- Demirbas, A., 2011. Competitive liquid biofuels from biomass. *Applied Energy* 88, 17–28.
DOI: 10.1016/j.apenergy.2010.07.016
- Freedman, B., O. Butterfield, R., H. Pryde, E., 01 1986. Transesterification kinetics of soybean. *Journal of the American Oil Chemists' Society* 63, 1375–1380.
DOI: 10.1007/BF02679606
- Hassan, M. H., Kalam, M. A., 2013. An overview of biofuel as a renewable energy source: development and challenges. *Procedia Engineering* 56 (Supplement C), 39–53, 5th BSME International Conference on Thermal Engineering.
DOI: 10.1016/j.proeng.2013.03.087
- Sikorski, J. J., Brownbridge, G., Garud, S. S., Mosbach, S., Karimi, I. A., Kraft, M., 2016. Parameterisation of a biodiesel plant process flow sheet model. *Computers and Chemical Engineering* 95 (Supplement C), 108–122.
DOI: 10.1016/j.compchemeng.2016.06.019
- Zhang, C., Rangaiah, G., Kariwala, V., 2012. Design and plantwide control of a biodiesel plant. In: *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*. John Wiley and Sons, Ltd., Ch. 14, pp. 293–317.