



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

**Máster en Investigación en Ingeniería de Procesos y Sistemas
Industriales**

**DISEÑO EN SIMULACIÓN DE ESTRUCTURAS DE CONTROL DE UNA
SECCIÓN DE EVAPORACIÓN DE LA INDUSTRIA AZUCARERA
ORIENTADO A UNA MEJORA DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA.**

Autor:

Pablos de la Fuente, Cristian

Tutor:

Acebes Arconada, Luis Felipe

Dpto. Ingeniería de Sistemas y Automática

Valladolid, Julio de 2016.

Resumen

En este trabajo se desarrolla un modelo de la sección de evaporación de una industria azucarera utilizando una herramienta de simulación dinámica orientada a objetos como es *EcosimPro*. Después de analizar las carencias de los sistemas de control que habitualmente se usan en la planta real, se ha utilizado el modelo creado para diseñar algunas estrategias de control que traten de solventar los problemas actuales. En particular, dada la naturaleza multivariable del proceso modelado se ha realizado un estudio de la interacción entre las distintas variables, de manera que las estrategias presentadas pudieran ser controlables presentando el menor grado de acoplamiento posible. Una vez simuladas se ha seleccionado la mejor para proponer una serie de índices que midan la eficiencia energética del sistema bajo estudio. Dichos índices pueden ser usados por un controlador ubicado por encima de la estructura de control presentada para calcular los valores óptimos de ciertas consignas.

Palabras clave: *EcosimPro*, evaporación, industria azucarera, eficiencia energética, estructura de control.

Abstract

Over the course of this project a sugar industry evaporation section has been modeled by means of the object oriented dynamic simulation tool *EcosimPro*. After analyzing the implications of the control problems present in the real plant, new control strategies based on the newly developed model are presented in order to overcome the given difficulties. Due to the MIMO (Multiple-Input, Multiple-Output) nature of the plant it is necessary to study the interaction of the process variables such that decoupled control schemes can be considered. Based on simulation results the best control strategy is selected and several energy efficiency indices are proposed. These measure the energy consumption of the process each considering various aspects and enable the use of advanced control schemes on a top layer, above the basic controls, which calculate the optimal values for some of the more important setpoints.

Keywords: *EcosimPro*, evaporation, sugar industry, energy efficient, control structure.

1. Introducción	1
1.1 Motivación: Necesidad de una estrategia de control alternativa para la sección de evaporación	3
1.1.1 Obtención de azúcar a partir de remolacha	3
1.1.2 Estrategia de control utilizada en la sección de evaporación	6
1.1.3 Problemas asociados a la estrategia de control empleada	7
1.2 Modelado y simulación de procesos como herramientas para el diseño de nuevas estructuras de control.....	9
1.2.1 EcosimPro como herramienta de simulación.....	12
1.3 Antecedentes	14
1.3.1 Librería de modelos del cuarto de remolacha de una industria azucarera para un simulador de entrenamiento de operarios.....	14
1.3.2 Software de optimización energética.....	16
1.4 Objetivos.....	19
1.5 Estructura del TFM.....	20
2. MODELADO Y SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN DE EVAPORACIÓN	21
2.1 Modelado y parametrización de la sección de evaporación.....	23
2.1.1 Anteevaporación	23
2.1.2 Evaporación.....	26
2.1.3 Consumidores de vapor. Sumideros de energía.	28
2.2 Validación del modelo	35
3. PROPUESTAS DE CONTROL PARA EL SISTEMA MODELADO.....	39
3.1 Estrategias de control.....	41
3.1.1 Propuesta 1.....	41
3.1.2 Propuesta 2.....	51
3.1.3 Selección de la mejor propuesta de control	57
4. ESTUDIO DEL CONTROL DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA.	59
4.1 Monitorización de la eficiencia energética del proceso.....	61
4.2 Control del proceso en base a los índices creados.....	69
5. CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO.....	73
5.1 Conclusiones.....	75
5.2 Trabajo futuro.....	76
Bibliografía.....	77





1. Introducción



1.1 Motivación: Necesidad de una estrategia de control alternativa para la sección de evaporación

1.1.1 Obtención de azúcar a partir de remolacha

El proceso de obtención de azúcar a partir de remolacha puede dividirse en dos secciones: el cuarto de remolacha y el cuarto de azúcar. El primero de ellos se trata de un proceso continuo que abarca desde la recepción de la remolacha hasta el final de la sección de evaporación. El cuarto de azúcar en cambio se trata de un proceso esencialmente discontinuo en el que se trabaja con un jarabe de alta concentración en azúcar y comprende las etapas de cristalización, centrifugación y secado del azúcar obtenido.

Cuarto de remolacha

Las remolachas recibidas de los agricultores se pesan, pasan a través de un desterrado en seco y son almacenadas en silos. Cuando son requeridas se produce el transporte de las mismas a fábrica por arrastre con agua, produciéndose así una separación de piedras, arenas y hierbas.

Una vez lavada, la remolacha es troceada en tiras denominadas cosetas que presentan una gran superficie de contacto para facilitar la extracción de sacarosa en la etapa de difusión. En esta sección las cosetas se hacen circular en contracorriente con agua caliente, extrayéndose así la sacarosa de la coseta y obteniéndose por un lado jugo de difusión rico en sacarosa, y por otro lado pulpa agotada. Esta última es prensada, secada y granulada para su venta (1).

El jugo de difusión además de sacarosa posee un alto contenido de sólidos denominados no-azúcares que deben ser eliminados. Para ello se hace pasar por una etapa de depuración en la que los sólidos no deseados son eliminados mediante un proceso químico en el que se añade lechada de cal y CO_2 al jugo de difusión para precipitar las impurezas y separarlas tras un filtrado de la corriente principal, obteniéndose así un jugo más puro. En esta etapa además se lleva a cabo un desendurecimiento del mismo para eliminar las sales de calcio y magnesio que en la posterior etapa de evaporación pueden dar lugar a la formación de incrustaciones en la superficie de intercambio de calor.

El jugo procedente de la depuración presenta un alto contenido en agua pero una baja concentración de materia seca (Brix). En la sección de evaporación se pretende aumentar esta concentración eliminando la mayor cantidad de agua posible. Para llevar esto a cabo se utiliza como fuente de calor vapor de agua mediante una estrategia de evaporación en co-corriente para evitar así la descomposición de la sacarosa. El jugo concentrado que se obtiene de

esta etapa se denomina jarabe y tras una etapa de refundido estará listo para la cristalización (jarabe estándar) (1).

Cuarto de azúcar

La primera etapa del cuarto de azúcar se trata de la cristalización que tiene lugar en cristalizadores o tachas, en ella mediante aporte de calor se produce la sobresaturación del jarabe obtenido anteriormente y el precipitado de la sacarosa. Después mediante una etapa de centrifugación se separa el azúcar cristalizado de la disolución. Este proceso se repite hasta tres veces de manera consecutiva, obteniéndose azúcar de diferentes calidades y una disolución de la que ya no puede extraerse más azúcar denominada melaza.

El azúcar de 1ª obtenido, denominado azúcar blanquilla, pasa a una etapa de secado, enfriamiento y cribado antes de ser almacenado en silos. Finalmente será envasado y listo para ponerse a la venta (1).

A continuación en la Figura 1 se muestra un diagrama de bloques del proceso.

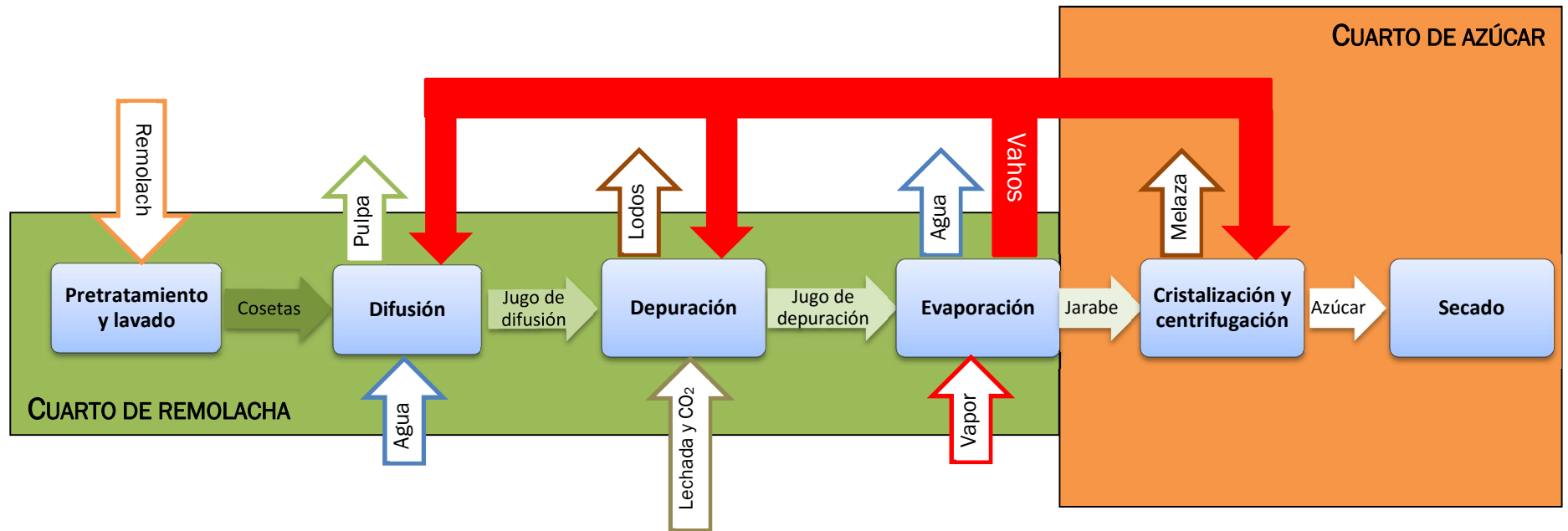


Figura 1 - Diagrama de bloques del proceso

1.1.2 Estrategia de control utilizada en la sección de evaporación

Como se ha comentado previamente la sección de evaporación se sitúa después de la de depuración y antes de la de cristalización siendo la última etapa del cuarto de remolacha.

El jugo procedente de la etapa de depuración es almacenado en un tanque pulmón del que se extrae conforme se hace necesario. El jugo que abandona el tanque pasa a través de una serie de recalentadores donde se aumenta su temperatura hasta prácticamente la de ebullición, de manera que cuando llega a los evaporadores únicamente se emplea calor latente y no sensible. Como se comentó el flujo de jugo a través de los evaporadores es en corriente, una estrategia muy empleada en la industria azucarera para evitar la descomposición térmica del azúcar (sacarosa) en fructosa y glucosa, los dos monosacáridos que lo forman. Para generar el vacío necesario que permita el flujo de vapor y líquido a lo largo de los distintos evaporadores se emplea un condensador barométrico, encargado de condensar aquellos vahos que no han sido utilizados a lo largo del proceso.

El nivel de jugo presente en el interior de los evaporadores es una variable importante para llevar a cabo una buena evaporación, para regularlo se dispone de controladores de nivel situados antes de los mismos.

Para regular la cantidad de jarabe que sale de la etapa de evaporación, a la salida del último efecto (evaporadores que trabajan a una misma presión) se cuenta con un regulador de flujo empleado también para controlar que el nivel de jugo presente en el tanque se establezca dentro de unos límites.

La fuente de calor utilizada en el primer evaporador es vapor generado en una caldera que se ha hecho pasar a través de unas turbinas de expansión para generar electricidad, o en caso de necesitar un vapor de mayor calidad (mayor presión) puede utilizarse aquel procedente directamente de la caldera. La presión a la que llega este vapor es la variable utilizada para controlar indirectamente el brix del jarabe a la salida de la sección, el control adecuado de esta variable resulta vital ya que debe situarse entre unos valores determinados que permitan posteriormente llevar a cabo la cristalización correctamente.

Una estrategia alternativa que puede ser utilizada es controlar el brix mediante la presión del último efecto, de manera que en caso de demandar un mayor brix se utilice una presión menor en el último evaporador a costa de expulsar más vahos al condensador barométrico. Una vez mencionado esto, se debe observar el hecho de que cuanto mayor es la diferencia entre el primer y último efecto mayor es el brix del jarabe.

Para el resto de los efectos la fuente de calor son los vahos procedentes del efecto anterior. La utilización del condensador barométrico provoca que la presión de operación de los distintos efectos vaya siendo cada vez menor. El hecho de que esta presión disminuya provoca que el agua se evapore a una temperatura cada vez más baja conforme la concentración de azúcar va subiendo, evitando así la descomposición térmica de la sacarosa y dando lugar también a vahos de menor calidad. Y es que la presión de estos vahos es un aspecto de gran importancia para el conjunto del proceso, ya que también se utilizan como fuente de calor para otros equipos de la fábrica como recalentadores o tachas, por lo que debe ser vigilada en todo momento.

1.1.3 Problemas asociados a la estrategia de control empleada

La estrategia de control descrita y utilizada en la actualidad presenta ciertas deficiencias a la hora de controlar el proceso adecuadamente. Como se ha comentado el control del brix del jarabe que llega a la etapa de cristalización se hace indirectamente, un operador humano modifica las consignas de la presión del vapor procedente de las turbinas y caldera, o de la presión del último efecto hasta que el brix es el deseado. A efectos prácticos el controlar el brix de esta manera puede llevar a desajustes en el proceso ya que ambas variables están conectadas. Si se introduce una mayor cantidad de vapor en el primer efecto la presión de todos los evaporadores subirá lo que conllevará que para mantener la misma presión en el último efecto se tenga que liberar una mayor cantidad de vahos hacia el condensador barométrico. Por el contrario si para controlar el brix se reduce la presión en el último efecto bajará la presión en todos y cada uno de los evaporadores forzando al regulador de presión del primer efecto a introducir una mayor cantidad de vapor al sistema.

Cuanto menos vapor se utilice menos gasto energético se tendrá en las calderas y una mayor eficiencia energética presentará el proceso. Un gasto excesivo de vapor no solamente viene provocado por utilizar una presión excesivamente alta a la entrada del proceso, sino también por expulsar un caudal demasiado elevado de vahos al condensador barométrico de manera que estos no están siendo utilizados en el resto del proceso.

Por otro lado pese a que controlar el nivel del tanque pulmón previo al primer efecto es importante, en la actualidad esta variable no es controlada directamente sino que su valor se trata de vigilar de forma manual con el caudal de jarabe a la salida de la sección, con el gran retardo y las interacciones con el brix que ello conlleva. Y es que mientras que un desbordamiento podría causar la pérdida de producto, un vaciado podría resultar en averías en la bomba de alimentación y en los propios evaporadores cuyos niveles de flujo disminuirían rápidamente poniendo en serio peligro la operación.

Por último se piensa que la presión del vapor que reciben las tachas para funcionar debería ser controlada de tal manera que se asegure siempre el suministro de calor a las mismas. Sin embargo en la presente estrategia de control esta variable queda derogada en efecto del brix.

En vista de lo anteriormente comentado se debe presentar una estrategia de control como solución a los problemas planteados que intente abordar de alguna manera los siguientes puntos:

- Controlar de forma automática que el brix del jarabe a la salida del último efecto tiene siempre una concentración dentro de unos márgenes determinados y lo más constante posible, utilizando la menor cantidad de vapor posible de manera que la eficiencia energética del proceso sea óptima.
- Garantizar que el nivel de jugo en el tanque pulmón situado al comienzo de la etapa se encuentre dentro de unos límites determinados, de manera que se asegure la producción y el bienestar de los equipos.
- Garantizar que se satisfaga la demanda de vahos de todos y cada uno de los consumidores de vapor asociados a la etapa de evaporación. Haciendo especial mención a la presión del vapor que se emplea como fuente de calor en las tachas.

1.2 Modelado y simulación de procesos como herramientas para el diseño de nuevas estructuras de control.

Para desarrollar nuevas estrategias de control en un proceso real ya existente, el modelado del mismo y su posterior simulación mediante algún software específico se rigen como una herramienta necesaria, de modo que pueda aplicarse la suficiente experimentación sin los riesgos asociados a la realidad que ello conlleva. En este apartado se pretende proporcionar una breve introducción al modelado y simulación de sistemas o procesos de manera que se entienda el porqué del uso de este tipo de herramientas para estudiar el efecto que diversas estructuras de control pueden tener sobre un determinado proceso.

Primeramente se debe entender la definición de sistema y como se clasifican. Un sistema está formado por diversos elementos que actúan conjuntamente para lograr un cierto objetivo y cuyas propiedades desean estudiarse. Los sistemas pueden clasificarse según tres aspectos fundamentales:

- **Sistemas estáticos y dinámicos.** Los sistemas estáticos son aquellos en los que sus variables de estado no se ven modificadas con el paso del tiempo. Por otro lado en los sistemas dinámicos algunas o todas estas variables evolucionarán a lo largo del tiempo.
- **Sistemas deterministas y estocásticos.** Sistemas deterministas son aquellos que no poseen ningún componente de carácter aleatorio, de manera que su comportamiento está determinado una vez definidas las condiciones iniciales y las relaciones entre sus componentes. Por otro lado, en un sistema estocástico en el que algún elemento se comporta de forma aleatoria, su comportamiento no estará predeterminado por las entradas y las relaciones entre componentes y por lo tanto solo podrá estudiarse en términos probabilísticos.
- **Sistemas continuos y discretos.** Se entiende como sistema continuo aquel en el que sus variables cambian de valor de forma continua a lo largo del tiempo, mientras que las variables de un sistema discreto cambian solamente de valor en instantes de tiempo determinados.

Centrándose en la proceso de evaporación de una industria azucarera, este sistema se puede clasificar como continuo, dinámico y determinista puesto que variables como la concentración de azúcar de la mezcla cambian a lo largo del tiempo de una manera continua y no presenta elementos aleatorios que intervengan en el proceso.

Una de las mejores maneras de estudiar las propiedades de un sistema es mediante la experimentación. Muchas veces esta experimentación puede ser imposible de realizar por motivos físicos, económicos o de viabilidad

económica. La solución es la creación de un modelo que refleje con la fidelidad adecuada las características más importantes del sistema a estudiar lo que permitirá realizar posteriormente experimentos sobre dicho modelo como si del sistema original se tratara.

Modelos de sistemas. Tipos de modelos.

Los modelos pueden ser clasificados como físicos o matemáticos. Un modelo físico es aquel formado por una estructura material y que presenta unas características similares a las del sistema de estudio. Dentro de este grupo de modelos se encuentran las maquetas a escala y los modelos analógicos, los cuales presentan una estructura física diferente a la del sistema original pero tienen algunas variables de estado cuyo comportamiento es muy similar. Por otro lado, los modelos matemáticos tratan de representar el sistema mediante una serie de relaciones lógicas y cuantitativas entre sus variables de estado.

Se llama modelado al proceso de creación de un modelo que representa un sistema real o teórico que puede ser posteriormente utilizado para diversos objetivos. Su complejidad depende del propósito para el cual haya sido creado, debiéndose buscar siempre un equilibrio entre complejidad y realismo (2).

Para el caso de los modelos matemáticos estos pueden ser obtenidos mediante razonamientos y utilizando leyes físicas, químicas, eléctricas... o bien mediante una experimentación directa sobre el sistema a estudiar y el análisis posterior de los datos, de forma que se obtienen relaciones matemáticas entre las entradas realizadas al sistema y las salidas obtenidas. Si el modelo ha sido obtenido mediante la utilización de leyes matemáticas se habla de modelos de conocimiento, y de lo contrario de identificación de sistemas.

Muchas veces con una identificación se puede sortear de manera más rápida e igualmente eficaz el problema del modelado de sistemas, sin embargo esta técnica requiere una experimentación sobre el sistema no siempre posible y no da una información tan completa del mismo como puede obtenerse de los modelos de conocimiento.

Con independencia del tipo de modelo escogido en algún momento se requiere de una estimación de parámetros del modelo, y posteriormente deberá ser validado bajo condiciones conocidas comparando la respuesta obtenida con la del sistema real de manera que pueda conocerse la bondad del mismo.

El problema de los modelos matemáticos es que en muchas ocasiones son lo suficientemente complejos como para no poderse resolver de manera exacta

mediante procedimientos analíticos por lo que debe recurrirse a la simulación para obtener una respuesta aproximada a partir del conocimiento del valor de una serie de variables (condiciones de partida).

Simulación de sistemas

La simulación consiste en la ejecución de modelos matemáticos en un ordenador y el análisis de la salida obtenida. Gracias a la simulación se puede evaluar el rendimiento de un sistema bajo diferentes configuraciones y largos periodos de tiempo como si del sistema real se tratase.

Los estudios derivados de la simulación de los sistemas reales son procesos iterativos en los cuales a partir de conclusiones obtenidas de diversos experimentos se realizan cambios que repercutirán de nuevo sobre el modelo hasta que se alcance el objetivo deseado, por lo que un primer paso muy importante es la correcta identificación y formulación del problema a estudiar.

Para llevar a cabo el modelado y la simulación de modelos se tiene que utilizar software desarrollado para este fin. Existen diversas soluciones en este apartado dependiendo del tipo de simulación que se quiera llevar a cabo (continua, estática o discreta), o del lenguaje de programación empleado (general, orientado a bloques, orientado a objetos...).

Centrándose en la simulación de sistemas continuos objeto de este proyecto los lenguajes generales presentan como ventaja su gran utilidad para una gran cantidad de aplicaciones, sin embargo su falta de orientación puede dificultar en exceso el modelado correcto de sistemas.

Por otro lado en los lenguajes de simulación orientados a bloques para representar la causalidad computacional se emplean bloques de manera que cada bloque puede representar una operación lógica determinada, y un modelo puede definirse por la interconexión de los mismos en una interfaz gráfica. Un ejemplo de este tipo de software es *Simulink*.

Este tipo de lenguajes presentan como ventajas su gran simplicidad a la hora de ser construidos e interpretados. Sin embargo, cuando los sistemas son muy complejos se deben construir modelos de gran tamaño con un número muy grande de bloques lo que puede llevar a dificultades en la depuración y modificación del mismo. Además debido a la forma de cálculo empleada en muchas ocasiones estos modelos son lentos en comparación con otras alternativas, y el hecho de utilizar una librería de bloques predefinida y no modificable por el usuario puede llevar a problemas por generación de lazos algebraicos imposibles de resolver.

Otra alternativa son los lenguajes de modelado orientados a objetos que se caracterizan por permitir la descomposición de un modelo complejo en

submodelos más sencillos, lo que facilita la depuración y reutilización del mismo a través de la encapsulación del conocimiento en diversas unidades y la utilización de herencias entre ellas. Ejemplos de este tipo de sistemas son *EcosimPro*, *DYMOLA* o *gProms*.

Muchos de estos lenguajes permiten escribir de una manera sencilla las ecuaciones que representan al sistema tal y como se haría en un papel lo que facilita en muchos casos la interpretación y análisis de los modelos creados y su modificación en caso de que fuera necesario por diversos aspectos relacionados con la simulación como la existencia de lazos algebraicos o problemas de índice.

Debido a las características del sistema a modelar donde destaca su gran tamaño se ha escogido como solución para el problema de modelado y simulación un lenguaje de programación orientado a objetos. Dentro de estos la opción elegida ha sido la de *EcosimPro*.

1.2.1 *EcosimPro* como herramienta de simulación.

EcosimPro se trata de una herramienta de simulación dinámica de carácter general para sistemas tanto continuos como discretos basados en ecuaciones diferenciales algebraicas y eventos discretos (3) que además permite el análisis de procesos en estado estacionario, junto con estudios de sensibilidad y optimización.

Este software de simulación permite modelar sistemas empleando modelado orientado a objetos. El conocimiento se encapsula en unidades denominadas componentes los cuales pueden heredar de otros componentes determinadas características cuando se requiera, lo que permite obtener modelos complejos y construir librerías reutilizables de una manera sencilla.

El hecho de permitir crear librerías desde cero representa una clara ventaja sobre otros tipos de software comercial específicos en los que las librerías ya son aportadas al usuario y no pueden modificarse. Esto último puede ahorrar tiempo de trabajo, pero impide una completa personalización de las mismas lo que en muchas ocasiones puede ser trascendental para una óptima simulación del proceso.

EcosimPro se caracteriza además por separar claramente la interfaz de simulación de la de modelado, dando la posibilidad en esta última de crear modelos de manera intuitiva mediante una interfaz gráfica en la que se interconectan componentes sin tener que acceder a las ecuaciones que caracterizan a los mismos, lo que permite la creación de modelos de conocimiento complejos sin necesidad de un conocimiento profundo utilizando librerías que pueden ser públicas o privadas.



Una vez generado el modelo formado por diversos componentes se aportan las condiciones de contorno y se asigna una causalidad computacional a través de la creación de particiones, a partir de las cuales podrán generarse diferentes tipos de experimentos mediante los que estudiar las propiedades del sistema modelado.

1.3 Antecedentes

Ya que ha sido utilizado para la realización del presente trabajo, en este apartado se trata de dar una breve visión acerca de proyectos previos realizados en el Centro de Tecnología Azucarera (CTA) relacionados con el proceso de evaporación del cuarto de remolacha de una industria azucarera y el control de sus lazos principales.

1.3.1 Librería de modelos del cuarto de remolacha de una industria azucarera para un simulador de entrenamiento de operarios.

Ante la no existencia de ninguna herramienta que permitiera la simulación dinámica de procesos azucareros, el objetivo principal de este trabajo fue el desarrollo de una de ellas para posibilitar la creación de un simulador de entrenamiento de operarios para una industria azucarera. De esta forma se ha dado la posibilidad de obtener operarios más formados y esto mismo ha repercutido sobre una mejora en la productividad de las industrias de azúcar (4).

Para ello tuvieron que abordarse dos grandes líneas de trabajo, por un lado se tuvo que desarrollar todos los modelos necesarios para la simulación del proceso, y por otro lado se tuvo que crear las interfaces y herramientas oportunas para poder construir el simulador como tal.

Para el modelado y simulación de todas y cada una de las secciones se utilizó el software comercial *EcosimPro*. Se desarrollaron diferentes librerías de modelos matemáticos sobre propiedades físicas, elementos de transporte y todos y cada uno de los equipos y secciones involucrados en el proceso azucarero.

Algunas de estas librerías que posteriormente han sido utilizadas para desarrollar el trabajo presentado se describen a continuación:

- Propiedades fisicoquímicas: *EcosimPro* no dispone de bases de datos genéricas de compuestos químicos. Es por ello que se hace necesario crear una librería en la que se recojan las propiedades termodinámicas más importantes de los compuestos con los que se va a trabajar. Además respecto al proceso estudiado en muchas ocasiones se trabaja con mezclas de propiedades difíciles de obtener de manera precisa por lo que se utilizan estimaciones y correlaciones obtenidas de bibliografía.
- Puertos: para conectar los distintos componentes que se vayan creando se necesita de la existencia de puertos específicos para cada fluido que pueda verse utilizado en el proceso. Los puertos que vienen por defecto en *EcosimPro* no son lo suficientemente específicos por lo que su creación resulta necesaria.

- Elementos de flujo: en esta librería se incluyen componentes que cubren el modelado de válvulas, bombas, tuberías y otros elementos necesarios para la existencia de flujo.
- Elementos de control: para poder recrear la sección de evaporación de cualquier industria azucarera deben incluirse los múltiples lazos de control presentes en la planta real. En esta librería se hallan diferentes tipos de controladores, así como transmisores de las principales variables de proceso presentes en cualquier planta industrial.
- Elementos de proceso básicos: en esta librería se encuentran modelados unidades de proceso básicas para todo tipo de industria de procesos como pueden ser intercambiadores de calor o depósitos.
- Elementos de evaporación: de esta librería se ha obtenido los modelos de evaporadores necesarios para llevar a cabo el modelado del proceso.

Una vez creados los modelos, a través de la utilización de un motor de simulación que puede ser distribuido o no, se permite la posibilidad de entrenar a uno o varios operadores de forma simultánea en una o varias secciones de la fábrica, incluyendo la monitorización en todo momento de la respuesta de los operarios ante cambios en el proceso o malfunciones provocadas por parte de un supervisor encargado del entrenamiento de los mismos (4).

La necesidad de una simulación distribuida surge cuando en lugar de simular una sola sección se trata de hacer lo propio con el proceso completo, ya que este está formado por una enorme cantidad de ecuaciones y variables que en conjunto forman un proceso que combina dinámicas rápidas con otras lentas (stiff) y que por lo tanto es muy lento si su simulación se realiza en un único PC (4). Para llevar a cabo la sincronización de las diferentes simulaciones se utilizó software propio desarrollado en el CTA llamado *UneSim* y *UneSimCnfg*.

La comunicación entre los diferentes ordenadores que llevan a cabo la simulación, los operarios y el supervisor se lleva a cabo mediante OPC, un conjunto de estándares interfaces y métodos utilizados para aplicaciones de control de procesos y manufactura que sirven para sustituir la utilización de drivers específicos de cada uno de los dispositivos utilizados para el control de una planta industrial (5).

Para permitir la comunicación hombre máquina se desarrolló un SCADA lo más parecido posible al utilizado en la planta real con acceso a datos vía OPC, desarrollado en Visual C++ a través de EDUSCA, de manera que los operarios notaran la menor diferencia posible cuando se incorporasen al proceso.

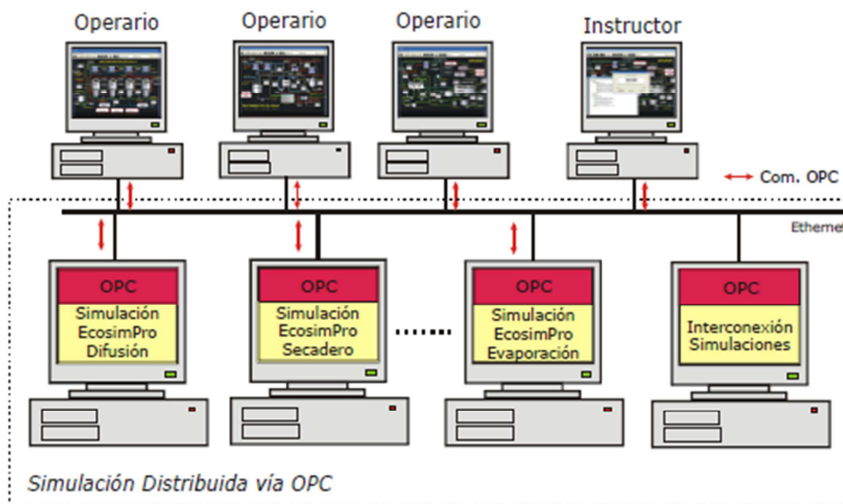


Figura 2 - Arquitectura del simulador de entrenamiento en versión distribuida.

El simulador desarrollado dio lugar a varias publicaciones y presentaciones en congresos (6) (7) (8) (9). Además es utilizado para la formación de operarios por parte de Azucarera Ebro S.L.

1.3.2 Software de optimización energética.

Como consecuencia de las políticas reformistas llevadas a cabo por la Unión Europea en el mercado del azúcar y el precio de los combustibles fósiles, en el Centro de Tecnología Azucarera se desarrolló una herramienta que permite estudiar la eficiencia energética de una industria azucarera, así como optimizar el uso de la energía maximizando la producción de azúcar sin olvidar su calidad que ha sido implementada en la fábrica de Toro que pertenece a la empresa Azucarera Ebro S.L y la factoría de Olmedo de la corporativa ACOR (10).

Esta herramienta tiene su mayor aplicabilidad sobre todo en la sección de evaporación, ya que gran parte de la energía consumida y generada del proceso global se da en esta etapa (10). Aquí se deben tomar decisiones como cuál debe ser la presión del vapor generado en calderas o cómo deben distribuirse los vahos generados en esta sección entre la gran cantidad de consumidores existentes en el proceso que influyen mucho en la eficiencia energética de la planta global. Estas decisiones son muy difíciles de tomar en base a aspectos energéticos y suelen llevarse a cabo conforme la demanda cambia de una manera heurística.

Para el cálculo del estado de eficiencia energética de una planta se necesita una medida de las variables de proceso con el menor error posible y la estimación de otras no medidas pero muy importantes para el objetivo buscado como rendimientos energéticos y coeficientes globales de intercambio de calor.

La aplicación desarrollada emplea datos de planta junto con algoritmos de reconciliación de datos y un modelo estacionario del proceso de forma que devuelve las variables medidas corregidas, estimaciones de variables no medidas y un cálculo de una serie de índices energéticos (10). Cuanta más redundancia en las medidas del proceso exista mayor será la exactitud en la corrección de variables y en la estimación de aquellas no medidas por lo que en muchas ocasiones puede ser necesaria la implementación de nuevos sensores.

La reconciliación de datos es una técnica utilizada para el cálculo de errores en las variables medidas de un proceso y la estimación de aquellas que no puede medirse por razones tecnológicas o económicas (10). Para llevar esto a cabo se utilizan técnicas de optimización, que aprovechan en caso de existir un modelo de la planta a estudiar y una cierta redundancia en las medidas de proceso.

Sin embargo, todo modelo matemático tiene una serie de parámetros que no son conocidos y que deben estimarse de alguna manera. Para solucionar dicho problema la optimización debe encontrar no solo el valor de las variables no medidas y los errores de aquellas medidas, sino que además tiene que ser capaz de hallar los parámetros del modelo desconocido. Este problema puede plantearse de dos formas diferentes, dependiendo de si la optimización se basa en el cálculo de residuos del modelo o en la resolución de un modelo matemático que pueda manipularse simbólicamente (10).

Para el trabajo desarrollado se decidió emplear la segunda técnica en la que deben seleccionarse una serie de condiciones de contorno a costa de que el número de variables de decisión sea menor. La elección de estas variables no es trivial y debe realizarse junto con personal experto por lo que no puede generalizarse.

Como ya se ha comentado, para la reconciliación de datos se necesita un modelo matemático con el que se pueda ajustar los balances de materia y energía. Dada la técnica escogida se seleccionó como herramienta de simulación y modelado *EcosimPro*, ya que dicha herramienta permite entre otras ventajas la creación de librerías reutilizables, describir los modelos conforme a primeros principios, el modelado de los sistemas a estudiar de forma simple mediante su herramienta gráfica y una sencilla manipulación simbólica de las ecuaciones por parte del usuario especificando únicamente las variables de contorno.

Además este software genera en forma de DLL o de clase C++ el modelo de simulación final junto con el experimento de simulación por lo que puede ser integrado fácilmente después en otras aplicaciones, y permite la reutilización

de una versión simplificada de las librerías creadas para el simulador de entrenamiento de operarios comentado en el apartado anterior.

La optimización se lleva a cabo directamente en los experimentos sobre los modelos generados utilizando una librería denominada NAG C[®] (10). La rutina de la optimización llama a la función objetivo de forma que utilizando los valores propuestos por el optimizador se ejecuta la simulación y posteriormente se calculan el valor de la función de costo. Dicho valor se vuelve a mandar al optimizador y se vuelve a repetir el proceso tantas veces sea necesario hasta que se alcanza la precisión deseada.

Para una correcta implementación en fábrica además del software de reconciliación de datos, se presenta una interfaz gráfica creada con EDUSCA que permite un uso sencillo del mismo. Sin embargo, el optimizador implementado en EcosimPro debe adaptarse para poder ser utilizado en el SCADA creado, y para ello se utilizan dos herramientas: AdaptaDLL y OptimCOM (10). Las comunicaciones necesarias entre el SCADA y el proceso real se llevan a cabo vía OPC.

Cabe destacar que antes de poder ser implementado en fábrica debe configurarse correctamente el sistema y en lugar de utilizar datos reales de planta se tienen que utilizar datos obtenidos mediante simulación empleando un software como el de entrenamiento de operarios previamente comentado.

Una vez configurado correctamente puede ser utilizado en planta de manera que el SCADA recoge los datos reales de planta y laboratorio enviándolos posteriormente al optimizador. Los resultados obtenidos del mismo son mostrados al operador y pueden almacenarse en históricos.

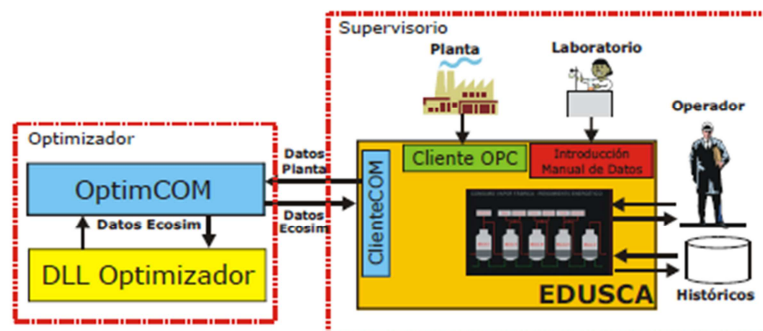


Figura 3 – Arquitectura del sistema

Para el presente trabajo se han utilizado múltiples estimaciones de variables no medidas en la realidad a partir del software de optimización descrito y que han servido para parametrizar correctamente el modelo desarrollado.

1.4 Objetivos

El objetivo principal de este TFM consiste en el desarrollo de un modelo de la sección de evaporación de una industria azucarera, y su posterior uso para el estudio y presentación de diversas estrategias de control que puedan ser utilizadas para solventar los problemas actuales.

Este objetivo final puede dividirse en una serie de objetivos más pequeños a desarrollarse:

- Modelado dinámico de la sección de evaporación. Se deberá realizar un modelo dinámico de tal manera que la respuesta del mismo sea lo más semejante posible a la respuesta de la planta real. Además se deberá realizar un modelo sencillo de las tachas que será necesario para la posterior propuesta de estructuras de control.
- Estudiar estructuras de control del brix del jarabe a la salida del proceso. Se deberán plantear diversas estrategias de control para conseguir que el jarabe a la salida tenga siempre una concentración de brix conocida y sea controlable automáticamente. Además se intentará dar una solución al problema de control del nivel del tanque de alimentación.
- Desarrollar distintos índices de medida de la eficiencia energética del proceso. Para tratar de abordar el problema de que el proceso sea energéticamente eficiente se deberán crear una serie de índices que representen de una manera adecuada si el proceso se está llevando o no de manera eficiente desde un punto de vista energético. Para ello se deberá estudiar:
 - La dependencia de estos índices con las consignas importantes del proceso.
 - El rango de variación de los mismos.
- Plantear estructuras de control en base a los índices de eficiencia energética desarrollado. Una vez solucionado el problema base del control y encontrados aquel o aquellos índices que mejor representen la eficiencia del proceso, se pretende utilizarlos para desarrollar una estrategia de control avanzada en la que una vez optimizados se utilicen como referencia de control y se puedan establecer así las consignas más importantes del proceso, asegurando en todo momento que el proceso está operando óptimamente desde un punto de vista energético.

1.5 Estructura del TFM

El TFM se ha estructurado de la siguiente manera:

- En el primer capítulo se realiza una breve descripción del proceso de obtención de azúcar a partir de remolacha recalcando el problema existente en el control de la sección de evaporación y explicando la necesidad de un sistema de regulación alternativo. A continuación se explican las herramientas que han posibilitado el estudio del problema planteado y finalmente se describen de una manera muy simple los trabajos previos relacionados que han sido utilizados para el desarrollo del trabajo.
- En el segundo capítulo se trata de exponer como se ha construido el modelo que ha permitido posteriormente estudiar las ventajas e inconvenientes de diversas estructuras de control. Para ello se ha decidido dividir el apartado en tres partes diferenciadas comentando las decisiones que se han llevado a cabo y los problemas que han ido surgiendo durante el modelado.
- En el tercer capítulo se han descrito y comparado dos propuestas de control básicas que tratan de solventar los problemas expuestos. Además se ha estudiado el acoplamiento presente entre las variables del sistema y se ha propuesto una solución para el mismo.
- En el cuarto capítulo se explican los diversos índices energéticos desarrollados para medir la eficiencia energética del proceso, así como la posibilidad de implantación en una estructura de control avanzada que permita operar siempre desde un punto de vista energético óptimo.
- En el quinto y último capítulo se detallan las conclusiones del trabajo y los problemas abiertos que podrían estudiarse en trabajos futuros.

2. MODELADO Y SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN DE EVAPORACIÓN



2.1 Modelado y parametrización de la sección de evaporación

En este capítulo se explica cómo se realizó el modelado de la sección de evaporación de la factoría situada en Olmedo de la corporativa ACOR. Para ello se ha decidido dividir el proceso global en tres secciones diferenciadas: anteevaporación, evaporación y consumidores, de manera que se puedan explicar y comentar las características más importantes de cada uno de los componentes empleados junto con las decisiones que se han tenido que tomar y los problemas que han tenido que superarse.

Para realizar la parametrización de los distintos modelos empleados se han utilizado datos reales de proceso de un estado estacionario obtenido del software de optimización comentado en el apartado 1.3.2. De modo que los parámetros desconocidos han sido ajustados hasta que el modelo ha proporcionado una respuesta numérica similar a la real.

En la Figura 4 se muestra el esquema realizado en EcosimPro de la sección de evaporación.

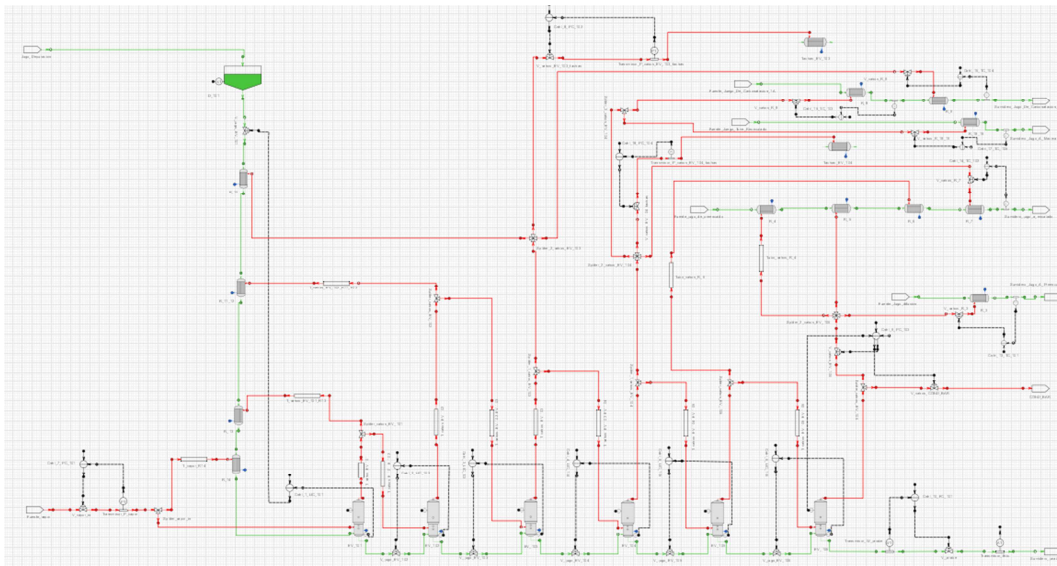


Figura 4 – Esquema de la sección de evaporación realizado con EcosimPro

2.1.1 Anteevaporación

Esta zona comienza con la llegada de jugo desde la sección de depuración a un tanque donde es almacenado hasta que se requiere en el proceso. Este jugo con alto contenido de agua y poca concentración de azúcar, una vez solicitado está demasiado frío como para ser utilizado directamente en el proceso de evaporación por lo que debe pasar a través de una serie de intercambiadores de calor (recalentadores) hasta que su temperatura asciende hasta prácticamente la de ebullición. Estos recalentadores están alimentados por vahos de alta calidad obtenidos de los primeros efectos y en

caso de ser necesario se utiliza vapor de calderas directamente para completar el precalentamiento de la mezcla.

Por otro lado en esta subsección se encuentra también el control asociado con la presión a la que se solicita el vapor procedente de la caldera después de pasar por una serie de turbinas para producir electricidad, y que será el que se encargue de alimentar al primer efecto.

En la Figura 5 se puede observar una ampliación del subsistema estudiado.

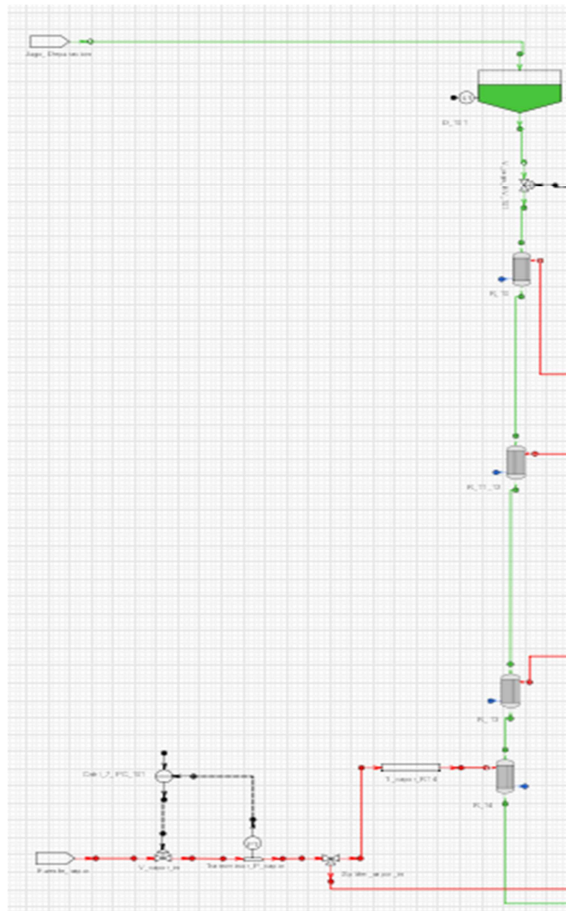


Figura 5 – Esquema de la subsección de anteevaporación

Para modelar la llegada de jugo de depuración al proceso se ha escogido una fuente de caudal, temperatura y brix constantes cuyos parámetros han sido obtenidos del periodo estacionario real.

Como taque de alimentación se ha utilizado el componente denominado *Deposito_jugo_1in_1out* de la librería de procesos básicos. Este componente modela un tanque de almacenamiento abierto a la atmósfera con rebose, y requiere diversos parámetros. La presión en el interior del depósito se ha ajustado de tal manera que no suponga una restricción al flujo de jugo correspondiente al caso estacionario mencionado, esta presión en la realidad

se correspondería con la presión que aportaría una bomba situada al pie del depósito.

Por otro lado la altura en la entrada, el diámetro transversal y el volumen máximo han sido obtenidos a partir de datos presentes en el software de optimización, y otros parámetros como la altura mínima y máxima detectable por el sensor, altura del fondo o la constante de modelado de la ecuación de Francis se han dejado como venían por defecto.

Destacar que el efecto de la temperatura ambiente sobre el depósito no se ha tenido en cuenta ya que se ha considerado que no es importante para el objetivo del modelo y que solo lo complicaría, por lo que se ha supuesto que la temperatura a la que el jugo sale del tanque para entrar en los recalentadores es la misma a la que llega.

A la salida del depósito de almacenamiento se ha colocado una *válvula de jugo* de la librería de elementos de flujo con la que se calcula el caudal de flujo que sale del tanque y llega al primer evaporador a través de una ecuación como la que se muestra a continuación:

$$W = K_{vs} \cdot Ap \cdot \sqrt{h_f}$$

Donde W es el caudal de líquido que atraviesa la válvula, K_{vs} es el flujo de fluido que atravesaría la válvula si estuviera completamente abierta produciendo una caída de presión igual a la unidad, Ap representa la apertura de la válvula y h_f es la caída de presión a través de la válvula.

Esta válvula está involucrada en el sistema de control del nivel del primer evaporador, por lo que su apertura la decidirá el controlador de nivel asociado. Por otro lado el coeficiente K_{vs} se ha parametrizado para que se obtenga el flujo deseado, y la pérdida de carga será calculada a partir de las presiones disponibles en otros componentes.

Respecto a los recalentadores, todos ellos han sido modelados como intercambiadores de calor de carcasa y tubos denominados *cambiadores jugo vapor* en la librería de elementos de procesos básicos que se corresponden con condensadores en los que los vahos procedentes de evaporadores o incluso el vapor de calderas se encargan de aportar el calor suficiente al jugo de depuración para que alcance así su temperatura de ebullición y se gaste menos energía en el proceso de evaporación.

Todos los recalentadores han sido parametrizados conforme a los datos obtenidos del software de optimización energética, y solamente algunos parámetros como los coeficientes globales de intercambio de calor han tenido

que ser modificados manualmente para que el modelo se ajustara en mayor medida a la realidad. En el caso de los recalentadores 11 y 12 por motivos de simplificación se han modelado como un único recalentador de mayor tamaño, ya que su disposición en la realidad es en paralelo e implementar esto en EcosimPro significaría aumentar la complejidad del modelo de manera totalmente innecesaria.

Finalmente la llegada de vapor desde la caldera se ha modelado como una fuente de vapor saturado a una determinada presión. La presión escogida ha sido tal que no suponga ningún problema a la hora de demandar vapor dentro del rango de trabajo habitual. El sistema de control asociado a la presión a la que se recibe el vapor de calderas se ha modelado como un controlador PI (PC-101) con anti-windup escogiendo unos parámetros de sintonía que den una respuesta lógica ante variaciones en el proceso.

2.1.2 Evaporación

En la subsección de evaporación se comprenden todos los evaporadores que hacen posible que la concentración de brix del jarabe a la salida del proceso sea superior respecto a aquella que posee el jugo de depuración.

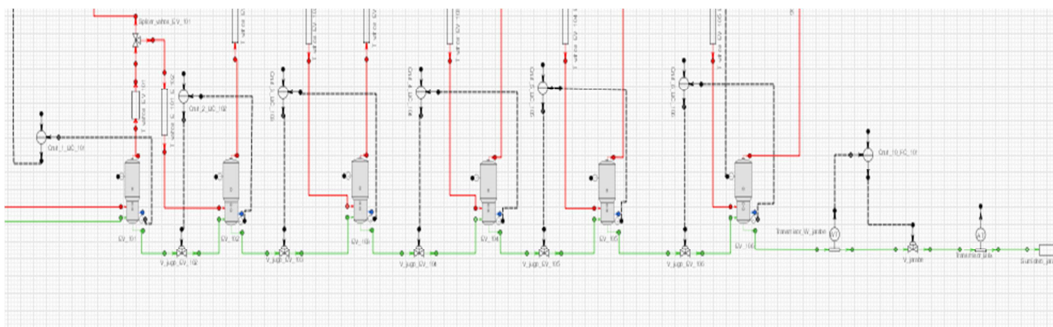


Figura 6 – Subsección de evaporación

Pese a que en la industria azucarera se utilizan evaporadores de tipo Robert y de película descendente, para el modelo creado se han considerado todos ellos de tipo Robert. El utilizar ambos tipos de evaporadores no aporta ninguna ventaja al estudio del control, mientras que el modelado puede verse dificultado debido a la recirculación del vapor que presentan los evaporadores de película descendente, complicando el modelo innecesariamente.

En los evaporadores tipo Robert el jugo circula a través de la calandria donde recibe el calor del vapor que condensa (cámara de calefacción). El jugo una vez que entra en ebullición borbotea de tal manera que parte del mismo avanza hasta un tubo central por donde abandona el sistema con una concentración de sólidos mayor. Por otro lado, los vahos generados por la ebullición de la mezcla alcanzan una cámara superior (cámara de vahos)

donde existe una salida por la que se dirigen hacia el siguiente evaporador o cualquier otro consumidor de vapor.

En la librería utilizada se disponía de evaporadores Robert de distinta complejidad. Se escogió el modelo de evaporador más sencillo que considera la cámara de vahos separada de la cámara de calefacción, sin entrada de incondensables en la calandria y con altura del tubo central constante.

Como se puede observar en la Figura 6 se han modelado 6 evaporadores. En la planta real existen más de 6 evaporadores, sin embargo lo que se ha buscado una vez más es representar de la manera más simple el proceso utilizando un único evaporador para cada efecto. De esta manera se trata de hacer que un evaporador se comporte como el conjunto de aquellos que presenten una determinada presión de trabajo parametrizándolo correctamente.

En los evaporadores tipo Robert en disposición de co-corriente el flujo de líquido se lleva a cabo por vasos comunicantes por lo que la presión a la que el jugo sale de un evaporador debe ser mayor que aquella que presenta la cámara de evaporación del siguiente efecto. En este caso por la simplicidad del modelo, en lugar de controlarse la altura del tubo central como se haría en la realidad se hace lo propio con la altura de la cámara de evaporación empleando varios controladores PI con anti-windup para evitar así la saturación de las válvulas en las que de nuevo se calcula el caudal y que responden a una ecuación similar a la mostrada en el apartado 2.1.1.

A la salida del último efecto se tiene un regulador de flujo (FC-101) con el que se controla la cantidad de jarabe que llegará a la sección de cristalización. Esta sección se ha modelado como un sumidero de presión a la que el jarabe debe ser entregado.

En cuanto a los vahos obtenidos de la evaporación del agua en los distintos efectos, para crear un flujo de vapor entre dos efectos situados uno a continuación de otro o hacia los distintos consumidores se ha utilizado un componente denominado *tubería* donde se puedan calcular los flujos máscicos de vapor. Un exceso de *tuberías* lleva a problemas matemáticos por lo que se han tenido que colocar solo y exclusivamente donde eran necesarias ya que en ocasiones otros elementos como transmisores o válvulas pueden realizar esta misma función generando de lo contrario lazos algebraicos o problemas de índice.

Para generar la diferencia de presiones entre los distintos efectos de la sección de evaporación se debe utilizar un condensador barométrico que condense los vahos excedentes de la evaporación y genere el suficiente vacío. Para modelar el condensador barométrico se ha utilizado un sumidero de

presión al que se le ha asignado un valor de presión obtenido de sinópticos de la planta real.

En la planta real una de las variables controladas es la presión en el último efecto a través de un regulador de rango partido (PC-103). Dicho controlador se ha modelado como un regulador PI que afecta al caudal de vahos destinados a ciertos recalentadores desde el último efecto hasta que la válvula asociada a los mismos satura, momento en el que se comienza a utilizar una válvula que dirige los vahos sobrantes al condensador barométrico.

2.1.3 Consumidores de vapor. Sumideros de energía.

En este apartado se trata de dar una descripción de cómo se han modelado los diferentes consumidores de vahos cuyas necesidades deben ser satisfechas por los diferentes evaporadores. No se han incluido los recalentadores presentes en la subsección de anteevaporación porque pertenecen directamente a la sección modelada hablándose únicamente de aquellos consumidores repartidos en otras etapas del proceso azucarero.

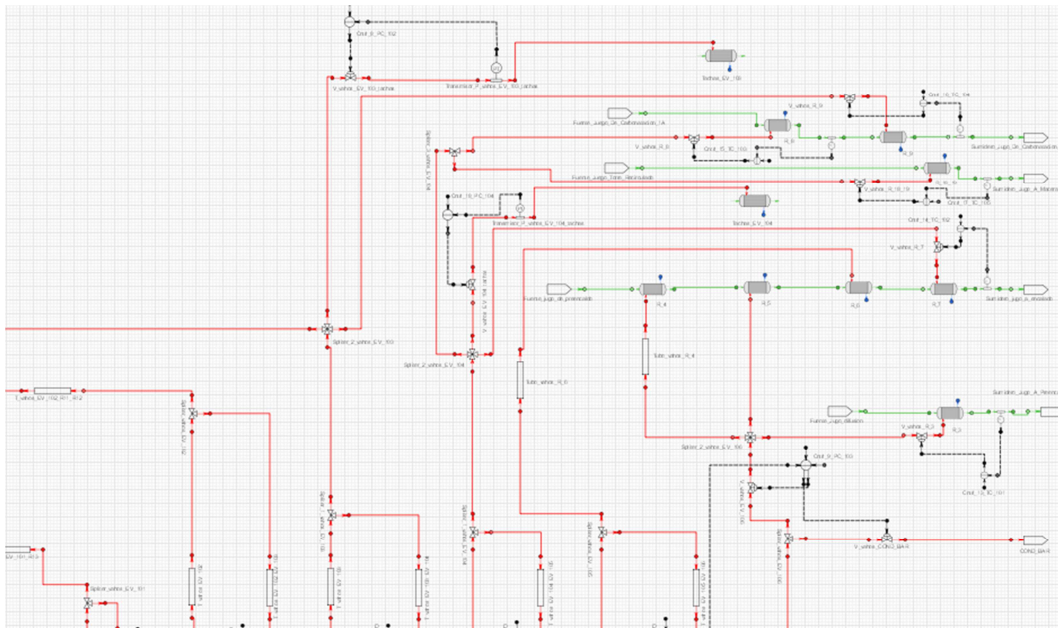


Figura 7 – Subsección de consumidores de vapor

Para modelarse los consumidores de vapor de una manera sencilla se ha tratado de crear un componente denominado *sumidero de energía* con el que únicamente proporcionando la energía demandada, así como si el vapor requerido es saturado o no, se pueda calcular el flujo másico de vahos demandado sin necesidad de conocer nada más. La ecuación que relaciona flujo másico y calor es la siguiente.

$$Q = W \cdot H$$

Donde Q es el calor que se ha introducido como parámetro en el sumidero de energía, W es el flujo másico de vapor y H es la entalpía de la corriente de vapor, que se podrá calcular a partir de su temperatura en algún otro componente. De este modo se podrá obtener inmediatamente el consumo de vapor para una demanda de energía determinada.

Este componente se testeó con éxito en modelos en los cuales no se necesitaba la presencia de reguladores. Sin embargo, cuando se añadieron controladores de presión para algunos consumidores de tal manera que la presión de la corriente de vapor que llega al sumidero pudiera ser controlada con la apertura de una válvula, aparecieron problemas relacionados con lazos algebraicos.

Para testear el comportamiento del sumidero de energía se creó un modelo en el que únicamente se tenía una línea de vapor junto con un regulador de presión y una fuente de vahos a una presión fija determinada que trataba de simular un evaporador. Se muestra el esquema en la Figura 8.

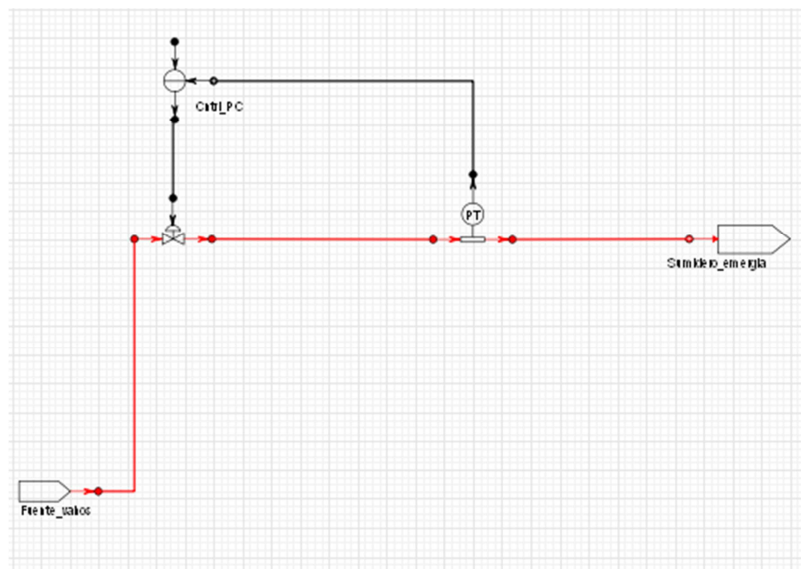


Figura 8 - Testeo del sumidero de energía

En este caso se apreció la aparición de un lazo algebraico no lineal en el que se solicitaba como variable de ruptura la presión en el sumidero de energía.

$$W = Kv \cdot \frac{Ap}{100} \cdot \sqrt{P_{fue}^2 - P_{sum}^2}$$

$$H_{sum} = \frac{Q}{W}$$

$$T_{sum} = f(H_{sum})$$

$$P_{sum} = f(T_{sum}) \rightarrow P_{sum}$$

Pese a que el lazo algebraico únicamente constaba de una ecuación, debido a la precisión requerida de este valor para que la simulación comenzara se desechó rápidamente la idea de mantenerlo y se buscó la manera de romperlo. La solución fue utilizar en la válvula una ecuación dinámica para calcular el caudal de vapor de tal manera que no se necesitase el conocimiento de la presión en el sumidero para calcularlo.

$$\tau \cdot \frac{dW}{dt} = K_v \cdot \frac{A_p}{100} \cdot \sqrt{P_{fue}^2 - P_{sum}^2} - W$$

De esta forma se consiguió que la simulación al menos comenzara a costa de dar un valor inicial al caudal. Sin embargo, rápidamente se comprobó cómo enseguida se obtenían valores de presión y temperatura ilógicos lo que llevaba a que la simulación parase a los pocos instantes de comenzar.

Se encontró que el problema estaba relacionado con el valor inicial que se aportaba al caudal, ya que si este era muy malo, por la secuencia de cálculo establecida se obtenían enseguida valores extremos de entalpía lo que llevaba a esos valores ilógicos de temperatura y presión, y el modelo no podía converger. La temperatura se calcula mediante la interpolación de una serie de tablas termodinámicas en función de la entalpía, por lo que para solucionar el problema bastó con modificar los valores extremos de las mismas, de tal manera que aunque el valor inicial dado fuera malo la temperatura extrapolada no fuera absurda.

Solucionados los problemas anteriores el modelo ya era capaz de simular, sin embargo no se conseguía que se regulase la presión de una manera adecuada. Y es que en la simulación se observaba como cuando la presión se situaba por encima de la consigna la válvula se cerraba como era de esperar, pero la presión no hacía más que aumentar en lugar de disminuir.

Analizando el modelo matemático se comprobó cómo al cerrarse la válvula se provocaba que el caudal fuera menor, pero debido a que el calor es constante la entalpía era mayor y esto hacía que la temperatura y por consiguiente la presión se disparasen. Por este motivo se decidió configurar el regulador con una constante proporcional negativa de tal manera que si la presión se situara por encima de la consigna la válvula se abriera. Esto físicamente parece imposible, pero a la hora de la simulación funcionó tal y como se muestra en la siguiente figura.

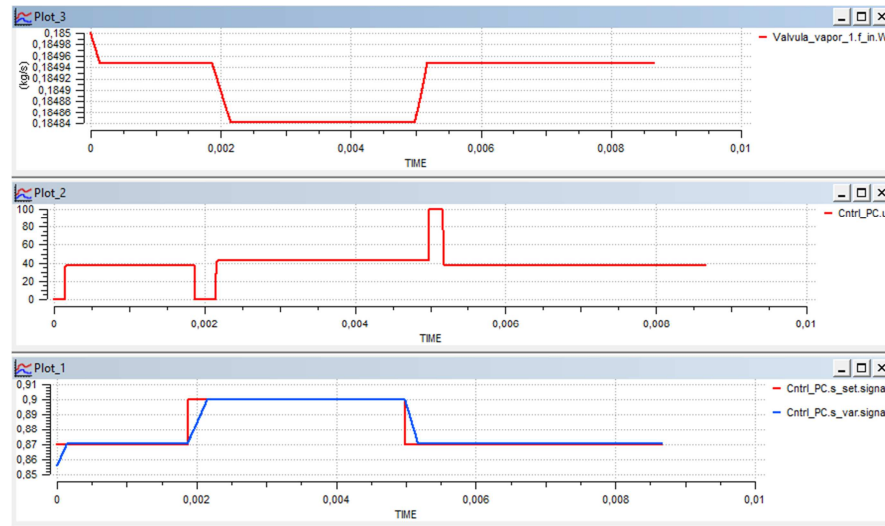


Figura 9 – Lazo de control de presión con una fuente de presión constante y el regulador con ganancia proporcional negativa.

Como se puede observar en la Figura 9 cuando se demanda una presión mayor el actuador primero se cierra completamente debido a que la constante proporcional es muy alta, y cuando la presión ha aumentado lo suficiente vuelve a abrirse hasta una apertura mayor de la que tenía circulando menos caudal. Esto en principio puede parecer que no es lógico puesto que el caudal es menor que el inicial con una apertura de la válvula mayor. Sin embargo, al tratarse de una fuente de presión constante al aumentar la presión en el sumidero el caudal debe disminuir ya que ahora la diferencia de presiones entre ambos extremos de la válvula es menor y por lo tanto es posible que para una apertura mayor que la de antes el caudal sea menor.

El hecho de modelar un evaporador como una fuente de presión constante no es muy correcto, ya que si los consumidores de vahos demandan mucho vapor de un mismo efecto, la presión en el interior del mismo decrecerá. Es por ello que se decidió crear una fuente en la que el caudal de vapor que se pueda obtener dependa de la presión.

Para ello se creó un nuevo componente denominado *fuentes de presión vs caudal* que se correspondía con una tabla en la que dependiendo de la presión se calculase un determinado caudal. La tabla creada se corresponde con la imagen mostrada en la siguiente figura.

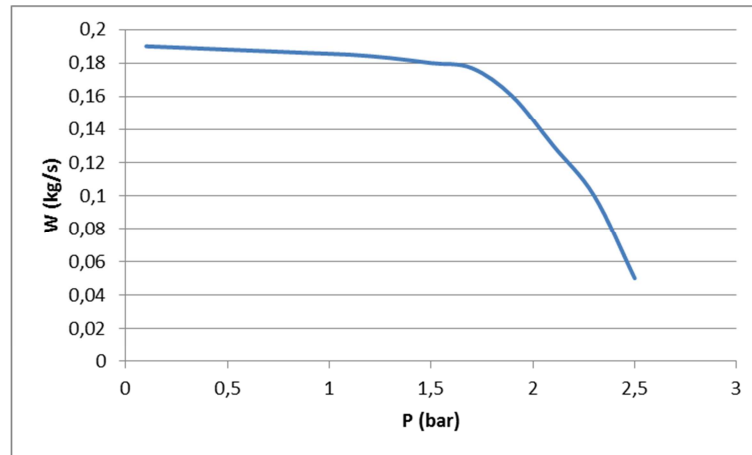


Figura 10 – Curva que trata de describir el comportamiento de un evaporador.

En la Figura 10 se puede observar como para un caudal determinado que se calcula en la válvula, inmediatamente se conoce cuál es la presión en el interior del evaporador. Para mantener una presión alta en el evaporador, el flujo de vahos de salida debe ser muy bajo, pero en cambio si se quiere un flujo muy elevado la presión en el evaporador tenderá a disminuir. Cabe destacar que como se muestra en la gráfica hay una zona en la que prácticamente el caudal es constante aunque la presión sigue disminuyendo.

Al sustituir este componente en el modelo de pruebas anterior mostrado en la Figura 8 se comprobó cómo de nuevo únicamente podía controlarse utilizando un regulador con una ganancia negativa. Sin embargo, en este caso se llegó a la conclusión de que el sistema funcionaba correctamente, ya que si la presión se encuentra por encima de la consigna el regulador abrirá de manera que llegará un mayor caudal de vapor, pero a una presión más baja debido a como se ha modelado la fuente de presión vs caudal.

El hecho de que el regulador funcione de una manera inversa a como cabría esperar es debido a que se está forzando a que la energía sea una constante en el sumidero. Esto en la realidad no es posible, cuando se pide un cambio en la consigna de la presión de los vahos que llegan a un recalentador, si la presión se encuentra por encima de la de consigna y el controlador se cierra, efectivamente pasará un caudal de vahos menor pero además el calor intercambiado también disminuirá por lo que la entalpía en este caso no aumentaría. Por lo tanto se debe tener en cuenta que el uso del sumidero de energía va en contra de la realidad a la hora de usarlo.

En vista de que el modelo desarrollado no representaba fielmente la realidad se decidió modelar todos los consumidores como intercambiadores de calor. Sin embargo, la dificultad en la parametrización de los mismos para el caso de las tachas hizo que se decidiera abordar el problema desde otro punto de vista. Un sumidero de energía como el que se pretendía modelar puede

considerarse como un intercambiador del que se desconocen las condiciones de entrada y de salida del fluido frío y del que únicamente interesa conocer cuánto caudal de vapor consume. Con esta idea en mente se modificó el modelo matemático de los intercambiadores de calor líquido vapor que se habían utilizado y se eliminaron todas aquellas ecuaciones que hacían referencia al fluido frío estableciendo además como variable de contorno el calor transmitido en el intercambiador Q .

De esta manera se creó un nuevo componente que se testeó en un modelo similar al mostrado en la Figura 4 con el que se obtuvieron resultados mucho mejores. En la Figura 11 se puede observar cómo ante una demanda mayor de calor por parte del consumidor *Tachas_EV_103* enseguida el caudal de vapor, así como la apertura de la válvula aumentan. Por otro lado cuando se introduce un cambio en el SP de presión del vapor que llega al consumidor la respuesta también es la adecuado abriéndose de nuevo la válvula y aumentando el caudal de vapor.

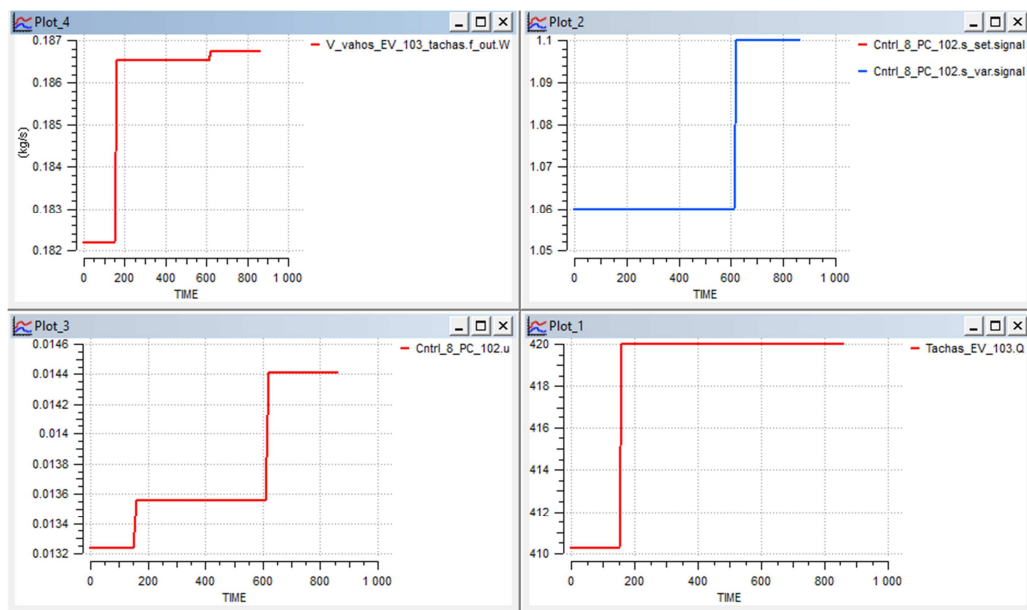


Figura 11 – Simulación del nuevo componente creado

Una vez conseguido crear el sumidero de energía deseado se hizo un análisis de la situación planteando las ventajas e inconvenientes de las dos alternativas de modelado. Respecto a modelar los consumidores de vahos como sumideros de energía cabe destacar:

- El único parámetro que debe conocerse para modelar la demanda de los consumidores de vahos es la energía que demandan.
- El hecho de tener que fijar las demandas de los consumidores implica que la variación de estas a lo largo del tiempo pueda no ajustarse a la realidad ya que no es trivial dar valores de consumo de energía.



La alternativa al uso de estos sumideros de energía es utilizar intercambiadores de calor para simular la demanda de vahos. Este modelado presenta las siguientes ventajas e inconvenientes:

- Se pueden modelar cambios en la demanda más fácilmente, variando el caudal de la corriente fría que entra en el intercambiador lo que es más intuitivo al menos para el caso de los recalentadores.
- Puesto que ya están creados en las librerías que se poseen no es necesario realizar un estudio de compatibilidad para subsanar errores y validar el modelo como se tendría que hacer con los sumideros de energía.
- Se deben conocer y parametrizar las características de las corrientes frías que entran en los intercambiadores, así como los propios intercambiadores. Esto puede ser conocido en el caso de los recalentadores, sin embargo para las tachas lo único que se puede hacer es dar valores a la misma hasta que el consumo se parezca al que se debería tener en un estado estacionario real.

Como conclusión, debido a las ventajas e inconvenientes presentados se ha decidido modelar los recalentadores como intercambiadores de calor, y las tachas como *sumideros de energía*. Se ha tomado esta decisión debido a que se conocen valores típicos de las propiedades de los flujos fríos que afectan a los recalentadores, y por otro lado el consumo energético de las tachas puede estimarse de una manera más intuitiva modificando directamente el flujo de energía que no variando un flujo frío inexistente. Sin embargo, el hecho de modelar las tachas de esta manera no exime de tener que parametrizarlas como si de un intercambiador de calor se trataran por lo que para ello se han tomado valores de calor demandado reales y se han ajustado estos parámetros para que el comportamiento sea lo más cercano posible a la realidad.

Una vez solucionado el problema del modelado de los consumidores de vahos, al igual que se ha hecho para modelar el flujo de vapor entre los diferentes efectos, se han utilizado componentes *tubería* para calcular el flujo de vapor que abandona la etapa de evaporación y se dirige a otros cometidos. Para separar el vapor que se debe dirigir a los consumidores del que sigue hacia el siguiente efecto se han utilizado válvulas de tres y cuatro vías. Estos componentes no son más que conectores que no aportan nada más a la simulación manteniendo la presión y caudal calculados en otros componentes.

Respecto a la disposición de los recalentadores se ha tratado de mantener la real exceptuando los recalentadores 5 y 6 que en la realidad se encuentran en paralelo pero se han situado en serie facilitando así el desempeño del

modelo. Para modelar las entradas de jugo procedente de diferentes secciones del proceso se han utilizado *fuentes de jugo* a los que se han aportado parámetros extraídos de los datos de proceso reales. Las salidas del jugo de los recalentadores se han modelado como *sumideros de jugo* a los que se les ha dado un valor de presión realista.

Para numerosos recalentadores se han incorporado controladores de temperatura que regulan el flujo de vapor procedente de los evaporadores para que el flujo de jugo en diferentes etapas del proceso tenga la temperatura requerida. Como se puede imaginar un fallo en las presiones de los evaporadores podría generar numerosos problemas en muchas partes de la planta por lo que como se ha comentado se trata de una sección vital para el proceso.

Las tachas poseen un regulador de presión (PC -104) encargado de garantizar que los vahos procedentes bien del tercero o del cuarto efecto tengan una presión suficiente como para satisfacer las demandas de vahos. Su consumo energético estacionario ha sido obtenido de estimaciones creadas a partir del software de optimización energética, sin embargo, las tachas son equipos que trabajan por lotes en lugar de continuo por lo que la demanda de las mismas puede cambiar muy bruscamente en momentos determinados. Para tratar de simular estos cambios en la demanda de calor se ha incorporado al componente *sumidero de energía* la posibilidad de que su demanda evolucione a lo largo del tiempo de forma sinusoidal, constante o por escalones.

2.2 Validación del modelo

Una vez construido y parametrizado el modelo creado el siguiente paso consiste en validarlo. Ante la escasez de datos reales del proceso se ha realizado una validación cualitativa del modelo. Para realizar dicha validación se han introducido una serie de cambios típicos en el modelo y se ha observado si la respuesta del mismo es la esperada. Dichos cambios pueden observarse en la Figura 12 y Figura 13.

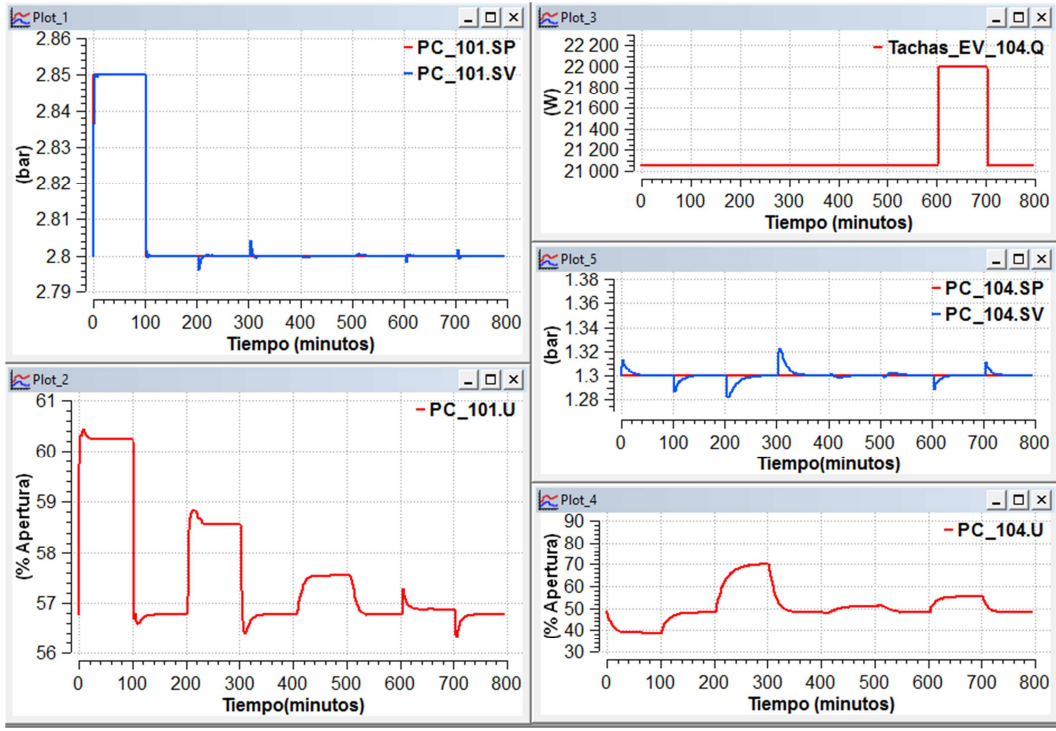


Figura 12 – Validación cualitativa del modelo creado (I)

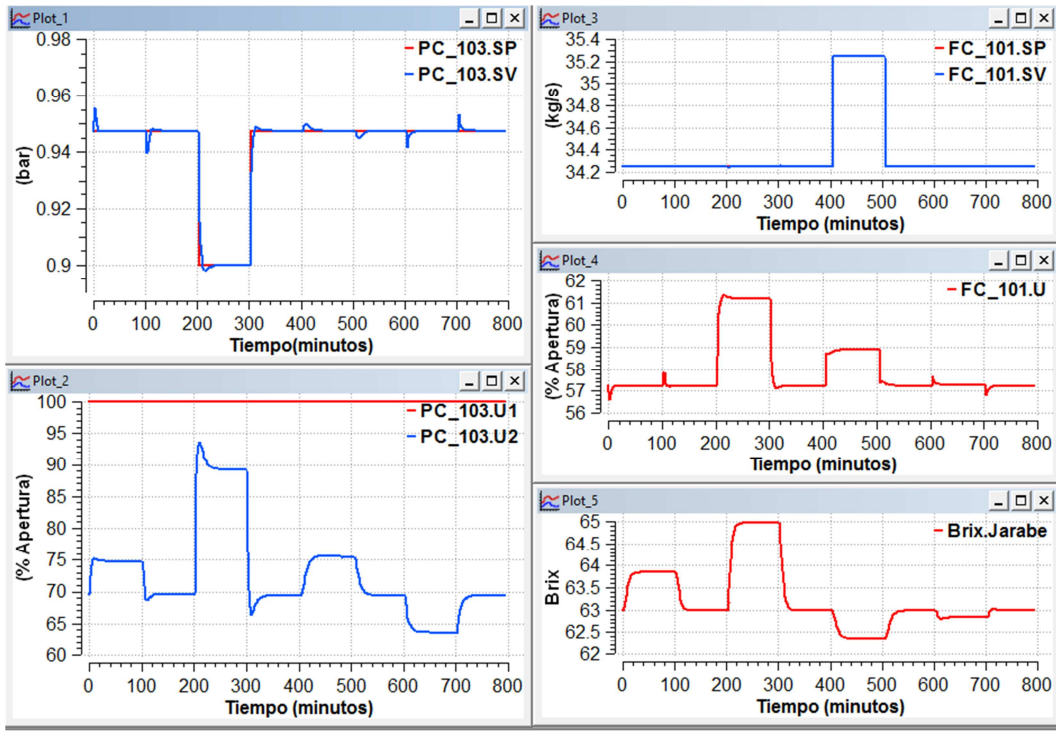


Figura 13 – Validación cualitativa del modelo creado (II)

Cambio en el SP del regulador de presión PC-101

En el instante 0 se ha realizado un salto en la consigna del regulador que controla la presión del vapor procedente de calderas. Este aumento ha provocado un aumento en la presión de todos los evaporadores hasta el último efecto, de forma que como puede observarse en la Figura 13 el regulador de rango partido PC-103 se ve obligado a abrir la válvula que envía los vahos al condensador de manera que la presión se mantenga constante. Por otro lado estos cambios provocan una alteración notable en el brix de jarabe de salida ya que si se trata la misma cantidad de jugo y se aumenta la cantidad de vapor que entra al sistema es de esperar que el brix aumente. Las tachas por su parte ante el aumento en la presión de todos los evaporadores reciben vahos a una mayor presión, perturbación que el regulador PC-104 se encarga de amortiguar cerrando la válvula de control.

Cambio en el SP del regulador de presión PC-103

Con este cambio en el instante 200 se trata de comprobar la respuesta del sistema cuando la presión en el último efecto cae. En esta ocasión el efecto en las presiones de los diferentes efectos será el contrario al ocurrido en el caso anterior. En la Figura 12 se observa como la presión del vapor procedente de calderas cae levemente y es rápidamente corregido por el regulador PC-101 abriendo la válvula de control, esto mismo ocurre para la presión de los vahos que llegan a tachas. Para mantener el flujo sin variaciones el regulador FC-101 se ve obligado a aumentar su señal de control, ya que la apertura de la válvula de vahos al condensador provoca que se evapore una mayor cantidad de agua en el sistema por lo que se tiene que disminuir la diferencia de presiones en la misma para que el flujo sea constante. Respecto al brix se observa un incremento provocado por el aumento de agua evaporada manteniéndose el flujo de jarabe obtenido.

Cambio en el SP del regulador de flujo FC-101

En el instante 400 se provoca un cambio unitario en el flujo de jarabe que se obtiene en la sección de evaporación. Dado que el flujo de jugo aumenta también lo hará la demanda de los recalentadores presentes antes de la sección de evaporación para poder establecer la temperatura del jugo cercana a la de ebullición. Este aumento en la demanda de ciertos consumidores se ve reflejado en un aumento de la apertura de la válvula de vapor para mantener la presión en el sistema. Por otro lado el aumento de flujo a tratar provoca que aumente ligeramente la presión en el último efecto ya aumentará el flujo agua evaporada, para contrarrestarlo el controlador de presión abre la válvula de control enviando un mayor flujo de vahos al condensador barométrico. Dado que la presión del vapor de calderas y la



presión en el último efecto se mantienen constantes gracias a la actuación de sus respectivos controladores el brix cae en su concentración puesto que se está tratando más jugo utilizando la misma cantidad de vapor.

Cambio en la energía demandada por las tachas

En el instante 600 se comprueba cómo ante un aumento en la demanda energética por parte de las tachas su consumo de vapor aumenta considerablemente. Este aumento de energía provoca una caída de presión en el 4º efecto provocando por consiguiente lo mismo en el resto de los evaporadores, y que la válvula de control del regulador PC-104 tenga que abrirse para recuperar la presión de suministro. De nuevo el regulador PC-101 se ve obligado a permitir que entre un mayor flujo de vapor dentro del sistema hasta que se llega a otro estado estacionario. Por su parte el regulador de presión del último efecto ante la mayor demanda de vapor tiene que enviar menos vahos al condensador barométrico para mantener la presión requerida. En la Figura 13 se observa como el brix prácticamente no cambia su valor estando afectado sobre todo durante el estado transitorio cuando el flujo de jarabe aumenta levemente y no hay suficiente vapor para tratarlo.

3. PROPUESTAS DE CONTROL PARA EL SISTEMA MODELADO



3.1 Estrategias de control.

Se estudia una mejora de la estrategia de control implementada actualmente en la planta de Olmedo de la corporativa ACOR, para ello en este apartado se presentan dos alternativas diferentes de modo que se puedan paliar los problemas ya comentados en el apartado 1.1.3, controlándose las variables más importantes del proceso de manera automática. A continuación gracias al modelo creado se simulan dichas propuestas de forma que pueda comprobarse su efectividad.

3.1.1 Propuesta 1

Se parte del sistema de control comentado en el apartado 1.1.2. En esta estructura de control se tienen tres variables controladas:

- La presión a la que el vapor fresco llega a la sección de evaporación.
- La presión del último efecto.
- El flujo de jarabe que sale del último efecto.

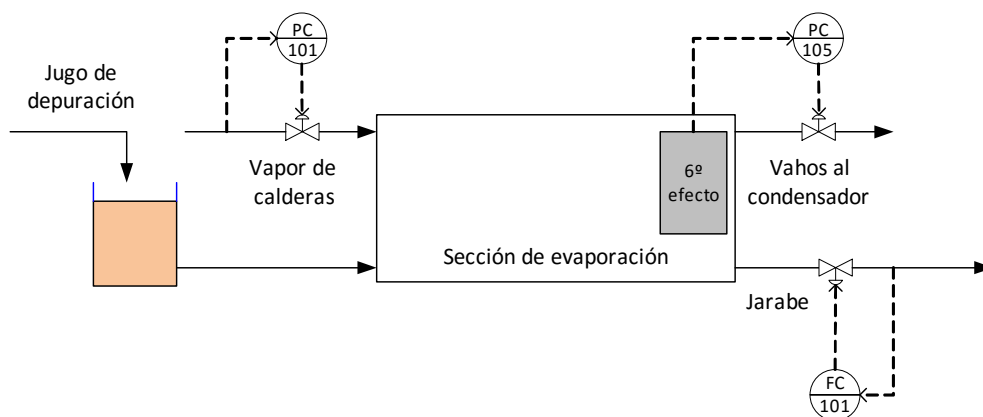


Figura 14 – Esquema de control de la propuesta base

La primera propuesta de control se basa en utilizar estos controladores como lazos internos de otros controladores de variables más destacadas en cascada (11), de manera que su control no sea eliminado puesto que en ocasiones aunque no sean las variables más importantes del proceso se puede requerir un control directo sobre ellas por motivos de seguridad.

Dado que se tienen tres variables controladas, se podrán crear tres controladores en cascada que permitan controlar tres variables distintas a las que se regulan actualmente, por lo que se tiene tres grados de libertad. Dado que el brix es la variable más importante del proceso, esta no puede descartarse. Por otro lado, la segunda variable seleccionada será el nivel del tanque de almacenamiento de jugo de depuración puesto que se considera también de suma importancia, ya que de su nivel depende la disponibilidad o no de producto.

La última variable que se ha decidido controlar es la presión del evaporador que alimenta a las tachas (en este caso el cuarto) puesto que es una variable vital para la siguiente etapa del proceso. Previo a esta elección se realizó un estudio tratando de controlar la cantidad de vapor utilizado en el proceso, de manera que este pudiera minimizarse. Se escogió controlar la presión del cuarto efecto porque pese a que esta alternativa pudo ser implementada en simulación, en ningún momento se aseguraba el suministro de un caudal de vapor a una presión mínima a las tachas por lo que las necesidades energéticas de la etapa de cristalización no estaban resueltas.

Una vez que se han elegido las tres variables a controlar se tiene un sistema de control multivariable, por lo que para decidir que variable externa emparejar con que variable interna se ha realizado un estudio con la matriz de Bristol (12) de forma que pueda estudiarse además el acoplamiento presente en el sistema.

Para ello una vez realizada una sintonía definitiva de los tres reguladores internos se procede a dar un salto de una determinada amplitud a cada uno de ellos respecto a un punto estacionario y analizar cuál es la respuesta de las variables que quieren controlarse.

Para realizar el estudio mediante EcosimPro se han creado diversos informes en los que se almacenan la respuesta de las variables para cualquier instante. A continuación se han preparado los datos obtenidos con *Excel* para poder ser leídos en *Matlab*.

Utilizando la librería de identificación de *Matlab* (12) se ha realizado la identificación de todas las posibles parejas de variables como funciones de transferencia de complejidad adaptada a la respuesta real del sistema, para obtener así cada una de las ganancias de manera automática y poder generar la matriz de ganancias estacionarias del sistema.

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ y_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 18.55 & -47.44 & 0.20 \\ 0.38 & 0.43 & 0.00 \\ 41.06 & -104.59 & -4.11 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \end{bmatrix}$$

Figura 15 – Matriz de ganancias estacionarias de la propuesta 1

En la Figura 15, la salida y_1 se corresponde con el brix, y_2 con la presión del 4º efecto y y_3 con el nivel. Entre las entradas u_1 se refiere a la presión del vapor que llega al sistema, u_2 a la presión del último efecto y u_3 es el flujo de jarabe que se obtiene a la salida del sistema.

Para conocer la controlabilidad del sistema se obtiene el determinante de la matriz de ganancias, de modo que si el determinante es distinto de cero el sistema es controlable.

$$\det(G) = -118.57 \neq 0$$

A partir de los componentes de la matriz de ganancias del sistema puede construirse la matriz de ganancias relativas (RGA) o matriz de Bristol.

$$RGA(G) = G \times (G^{-1})^T$$

	y_1	y_2	y_3
u_1	0.2752	0.6274	0.0975
u_2	0.6890	0.3109	0.0000
u_3	0.0358	0.0617	0.9025

Figura 16 – Matriz de Bristol del sistema

De la matriz RGA obtenida se puede observar como el emparejamiento más adecuado pese a la existencia de una cierta interacción es el control del brix con la presión del último efecto, la presión del cuarto efecto con el control de la presión a la que llega el vapor de turbinas, y el nivel del tanque de almacenamiento con el caudal de jarabe obtenido del último efecto.

Una vez decidida la propuesta de control a implementar, el siguiente paso consiste en probarla mediante simulación en *EcosimPro*. Para ello se ha modificado lo necesario del modelo base incorporando controladores tipo PI con anti-windup de nivel para el tanque (LC-107), de presión para el cuarto efecto (PC-105) y de composición de brix (AC-101) junto con un transmisor que ha tenido que ser desarrollado para poder cerrar el lazo de control.

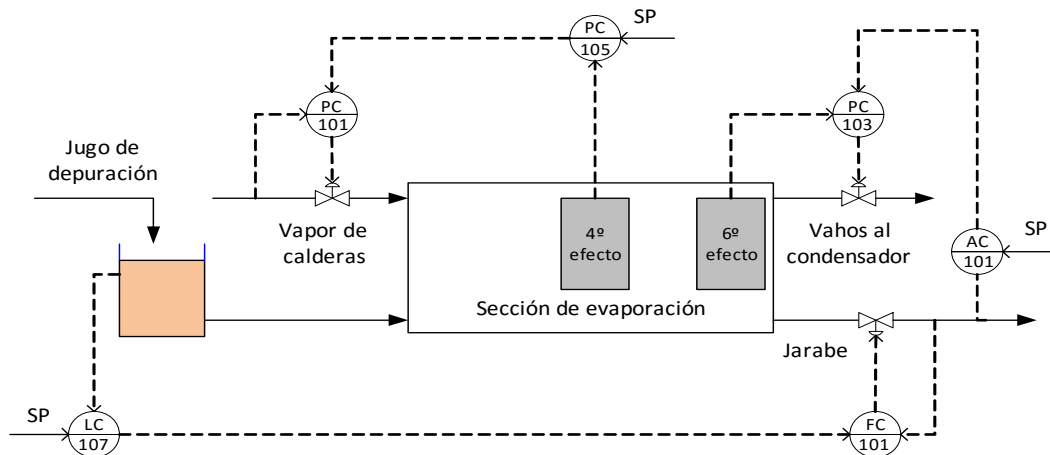


Figura 17 – Esquema de la propuesta 1.

Para obtener una respuesta aceptable del sistema todos los lazos excepto el de nivel se han sintonizado con el seguimiento de consigna por objetivo mediante el método de prueba y error, tratando de que la respuesta fuera rápida pero sin sobrepico. Para el caso del controlador de nivel la prioridad es el rechazo de perturbaciones de modo que no se desborde o vacíe el tanque

sin importar tanto el seguimiento del set-point establecido. En la Tabla 1 se recogen los valores sintonizados para cada uno de los controladores.

Controlador	Kc	Ti	Descripción
LC-107	-0.2	7000	Regulador de nivel del tanque de almacenamiento de jugo
FC-101	15	10	Regulador del flujo de salida del último efecto
PC-105	0.1	50	Regulador de presión del 4º efecto
PC-101	10	5	Regulador de presión del vapor procedente de calderas
AC-101	-0.008	1000	Regulador de composición de brix para el jarabe producto del proceso
PC-103	-15	10	Regulador de presión del último efecto

Tabla 1 - Sintonía de los reguladores presentes en la propuesta 1

Una vez implementado se han realizado diversos cambios en las consignas de los nuevos controladores y se ha comprobado su influencia en el resto del sistema tal y como puede comprobarse en la Figura 18 y Figura 19.

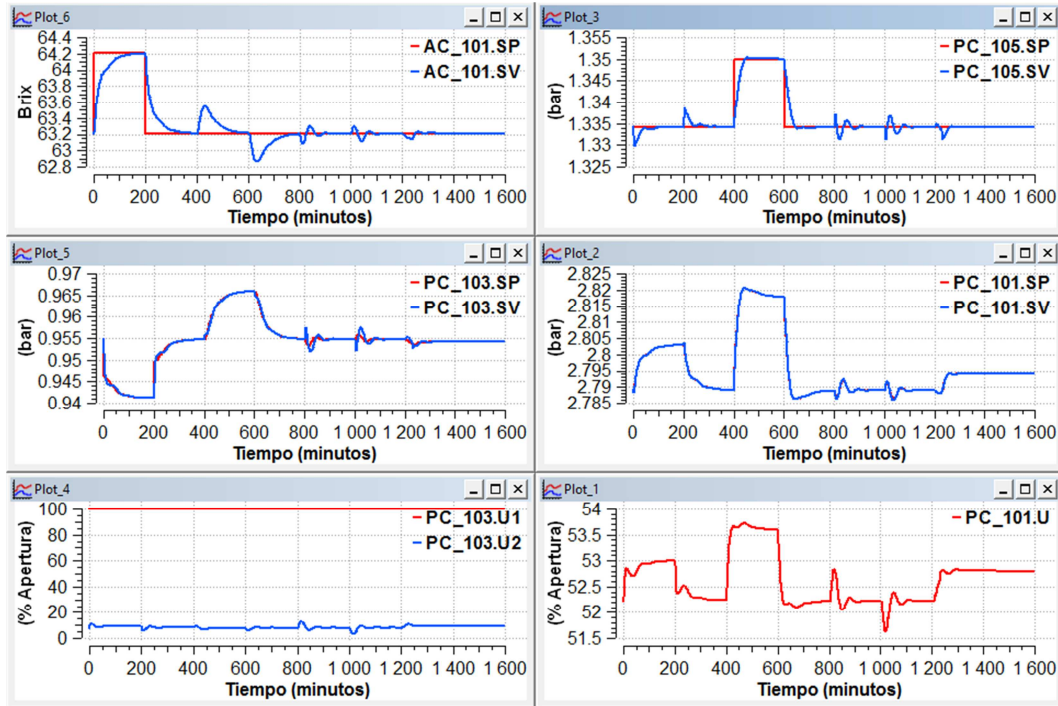


Figura 18 – Respuesta de la propuesta 1 ante cambios en las consignas y perturbaciones (I)

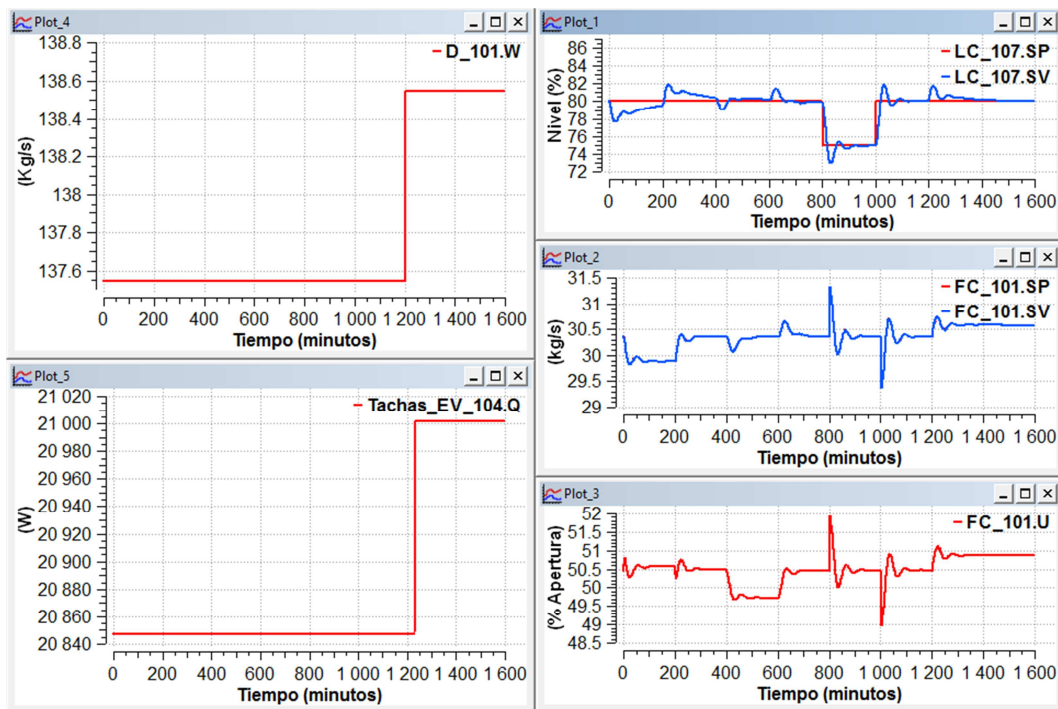


Figura 19 – Respuesta de la propuesta 1 ante cambios en las consignas y perturbaciones (II)

Cambio en el SP del brix del jarabe demandado

Se ha realizado un salto en los primeros instantes de la simulación de una unidad en el SP de la variable brix. Como puede observarse la variable sigue correctamente a la consigna y se consigue un tiempo de asentamiento aproximadamente de 200 minutos. Se puede ver cómo este cambio desestabiliza ligeramente a la presión en el 4º efecto pero siempre manteniéndola por encima del límite de 1.3 bar que es la consigna de presión a la que las tachas demandan el vapor. Por otro lado en el controlador de nivel se observa el error en estado estacionario se va corrigiendo lentamente, pero esto no supone ningún problema ya que lo importante es que se mantenga en torno a la referencia.

Cambio en la consigna de la presión del 4º efecto

En algún momento de la operación en la planta real puede que se demande una mayor presión del vapor destinado a tachas. Si esto es así se deberá incrementar también la presión del evaporador que las alimenta. Este cambio de presión se ha simulado en el instante 400 aproximadamente. Se puede observar como el brix sufre una cierta desviación respecto a la consigna durante unos 150 minutos, sin embargo la fluctuación no es muy importante y puede llevarse de nuevo a la consigna deseada. Por otro lado en esta ocasión el nivel sufre una pequeña fluctuación que rápidamente es controlada por el regulador correspondiente.

Cambio en la consigna de nivel

Puede ser que en algún momento el tanque se esté aproximando peligrosamente a los valores extremos permitidos y se desee operar con un nivel más bajo por seguridad. Como puede comprobarse en la Figura 19 ante un cambio de nivel en el instante 800 pese a que se está utilizando una sintonía en la que el componente integral tiene una influencia pequeña se consigue que el error en estado estacionario sea nulo debido al efecto integral del sistema y a la agresividad del controlador. En la Figura 18 puede observarse como la influencia sobre el brix y la presión del 4º efecto es mínima.

Perturbación introducida en el caudal de entrada y las tachas

Una perturbación típica del sistema puede ser la llegada repentina de un caudal de jugo ligeramente diferente al tanque de almacenamiento. Esto provocará que este se comience a llenar y para remediarlo se tendrá que sacar más producto lo que a su vez provocará que el tiraje en tachas sea mayor. Dado que no se posee un modelo que relacione el brix del jarabe de salida de la sección con el calor demandado por las tachas se ha supuesto

que de alguna manera su relación es lineal con un cierto retraso, y de este modo en el instante 1200 aproximadamente se ha incrementado el calor demandado en tachas en la misma proporción que el incremento de flujo en el sistema. En ambas figuras puede observarse como el efecto apenas es notorio en el sistema.

Desacoplamiento del sistema

Con la matriz de Bristol se comprobó cómo pese a haber escogido el emparejamiento de variables que presenta una menor interacción, el sistema presenta un cierto acoplamiento que puede afectar directamente a la rapidez y eficacia del esquema de control propuesto. Para tratar de solucionar este problema se ha buscado una matriz de desacoplo D , que multiplicada por la matriz de ganancias del sistema G , generen una matriz diagonal de tal forma que el acoplamiento desaparezca.

Dado que es la solución más sencilla y puede mejorar bastante la respuesta de la estructura de control, se ha decidido utilizar como desacoplador la inversa de la matriz de ganancias estacionarias de modo que en el estado estacionario las interacciones entre las variables afectadas desaparezcan y se pueda utilizar una sintonía más agresiva en los controladores sin afectar a la estabilidad del sistema.

Debido a que según la Figura 16 la interacción existe principalmente entre el control de brix y el control de la presión del cuarto efecto, se ha decidido prescindir del controlador de nivel para este estudio. De este modo primeramente se ha vuelto a calcular la matriz de ganancias del sistema sin considerar el nivel de la misma forma comentada anteriormente.

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 18.55 & -47.44 \\ 0.37 & 0.43 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix}$$

Figura 20 - Matriz de ganancias del sistema sin tener en cuenta el control del nivel

A continuación se ha calculado la inversa de la nueva matriz de ganancias estacionarias de manera que en estado estacionario el producto de la matriz de desacoplamiento por la matriz de ganancias sea una matriz diagonal.

$$G^{-1} = \begin{bmatrix} 0.0168 & 1.8259 \\ -0.0145 & 0.7140 \end{bmatrix}$$

Figura 21 - Matriz de ganancias del sistema inversa

Para introducir la matriz de desacoplamiento en *EcosimPro* se ha desarrollado un nuevo componente denominado *desacoplador* en el que se realiza el cálculo necesario para eliminar el acoplamiento, y que permite además emplear el control con *desacoplador* o sin el de forma que pueda compararse



la respuesta de las principales variables del sistema teniendo en cuenta o no el acoplamiento.

En la Figura 22 se puede observar un esquema que muestra cómo actúa el desacoplador integrado en el proceso. Las salidas del sistema se comparan con sus referencias de manera que de existir un error el regulador correspondiente generará una señal de control, siendo esta cero en caso de ser el valor de la variable igual a la del set-point. La señal de control generada entra en el *desacoplador* junto con la señal de control calculada por el otro regulador en caso de existir, de forma que a la salida del mismo se tienen las señales de control desacopladas. Posteriormente se les suma el bias correspondiente y se aplica una cierta saturación en caso de ser necesario, estando ya listas para ser aplicadas a los controladores internos del sistema obteniéndose unas nuevas salidas y volviendo a repetirse el proceso.

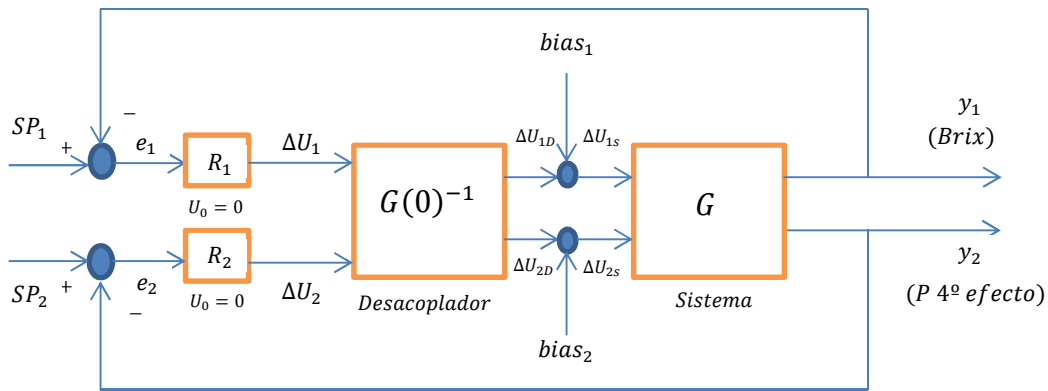


Figura 22 – Esquema del desacoplador introducido

Los controladores de presión y de composición se han vuelto a resintonizar teniendo en cuenta ahora la presencia del desacoplador instalado, pudiéndose ahora utilizar una sintonía más agresiva que en el caso anterior daba lugar a una respuesta inestable.

Controlador	Kc	Ti	Descripción
PC-105	0.2	40	Regulador de presión del 4º efecto
AC-101	0.25	300	Regulador de composición de brix para el jarabe producto del proceso

Tabla 2 – Sintonía de los reguladores desacoplados

Cabe destacar que para garantizar una respuesta adecuada del sistema se ha tenido que cambiar el signo de la ganancia del controlador de brix como consecuencia de los signos de los coeficientes de la matriz de desacoplo. En la Figura 23 y Figura 24 se muestra el nuevo comportamiento del sistema después de haber introducido el desacoplador en el mismo.

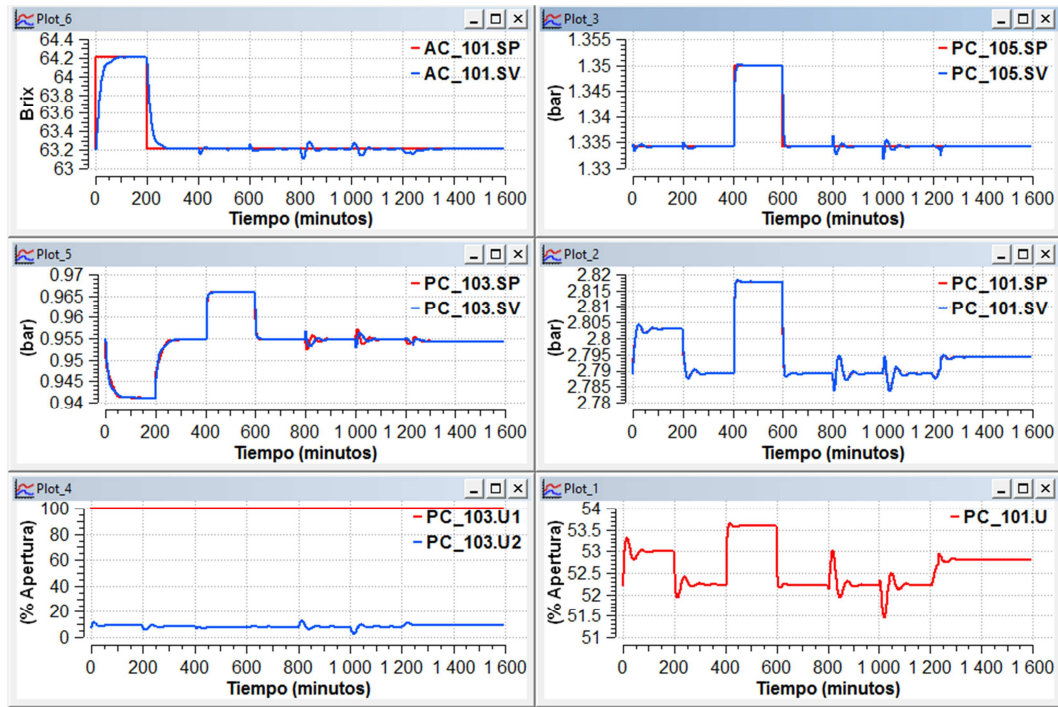


Figura 23 – Respuesta del sistema desacoplado ante cambios en las consignas y perturbaciones (I)

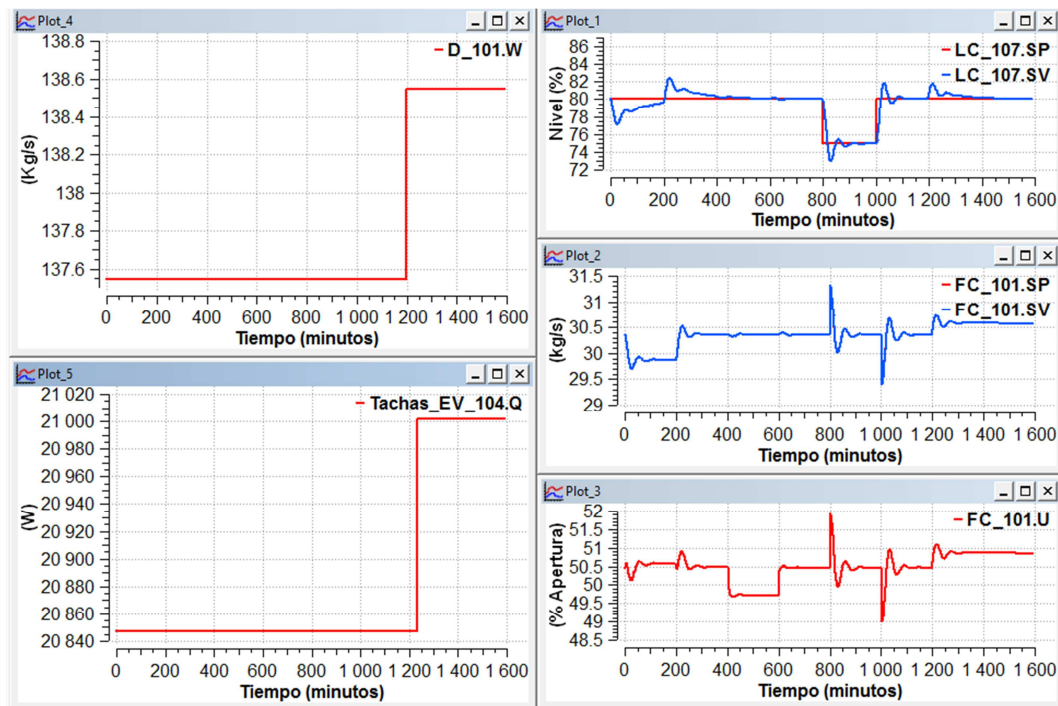


Figura 24 – Respuesta del sistema desacoplado ante cambios en las consignas y perturbaciones (II)



Entre los cambios más destacados a la hora de incorporar el desacoplador En la Figura 23 puede comprobarse como el tiempo de asentamiento ante un cambio en la consigna de brix es ahora de menos de la mitad (80 minutos aproximadamente), además la interacción sobre la presión en el 4º efecto es notablemente menor. Por otro lado ahora cuando se realiza un cambio en la consigna de la presión del 4º efecto, el efecto sobre el brix es prácticamente insignificante variándose únicamente unas centésimas su valor.

Entre el resto de las variables destaca que apenas afectan al seguimiento de consigna de los controladores mencionados en el párrafo anterior, por lo que como conclusión se comprueba cómo la incorporación del desacoplador permite una acción más rápida sobre el sistema sin afectar a su estabilidad suponiendo una ventaja a mayores de la primera estructura de control propuesta.

3.1.2 Propuesta 2

Puesto que como se mencionó en el capítulo 1 el brix se ve afectado cuando la diferencia de presiones entre el primer y último efecto cambia, para la propuesta 2 se decide eliminar el control de la presión del último efecto y añadir un control de presión diferencial entre el primer y último efecto de la sección de evaporación. De esta forma se incorpora este nuevo controlador a los lazos internos junto con el control de la presión del vapor procedente de las calderas y del flujo de jarabe a la salida del proceso se incorpora.

De nuevo se tienen tres variables internas controladas y se pretende regular a través de lazos en cascada las mismas tres variables que en la propuesta anterior. Se estudiará de nuevo cuales son los emparejamientos correctos entre variables y se propondrá una sintonía para la propuesta con y sin *desacoplador*.

De la misma manera que en el apartado anterior, primeramente se ha realizado una sintonía adecuada de los lazos internos descritos anteriormente con el seguimiento de consigna como objetivo de control y sin sobrepicos en los cambios de set-point. La sintonía se muestra en la Tabla 3. Después se han realizado una serie de saltos mediante simulación de las mismas y se han obtenido las ganancias de las respuestas de las variables externas que se desean controlar y cuyo emparejamiento adecuado se desconoce. De este modo se ha construido la matriz de ganancias estacionarias del sistema ya sin tener en cuenta el control de nivel y el controlador de flujo de jarabe, ya que del estudio anterior se entiende que seguirá siendo un emparejamiento idóneo.

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -25.49 & 54.72 \\ 0.75 & -0.41 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix}$$

Figura 25 – Matriz de ganancias del sistema de la propuesta 2

Siendo el determinante de la matriz G el que se muestra a continuación.

$$\det(G) = -30.91 \neq 0$$

Dado que de nuevo esta matriz no dice mucho acerca del acoplamiento del proceso se obtiene a partir de ella y de su inversa la matriz de ganancias relativas o matriz de Bristol.

$$RGA(G) = \begin{matrix} & \begin{matrix} y_1 & y_2 \end{matrix} \\ \begin{matrix} u_1 \\ u_2 \end{matrix} & \begin{bmatrix} -0.34 & 1.34 \\ 1.34 & -0.34 \end{bmatrix} \end{matrix}$$

Figura 26 – Matriz RGA de la propuesta 2



En la Figura 26, y_1 se corresponde con el brix a la salida del proceso, y_2 con la presión en el cuarto efecto, u_1 es el control de la presión del vapor de calderas, e y_2 representa el control diferencial de presiones entre el primer y el último efecto.

Como puede observarse la única combinación posible para poder controlarse el proceso pese a la existencia de una cierta interacción, es emparejar el control del brix con el control diferencial de presiones, y el control de la presión del 4º efecto con el control de la presión del vapor procedente de calderas. En la Figura 27 se muestra un esquema de la segunda propuesta de control.

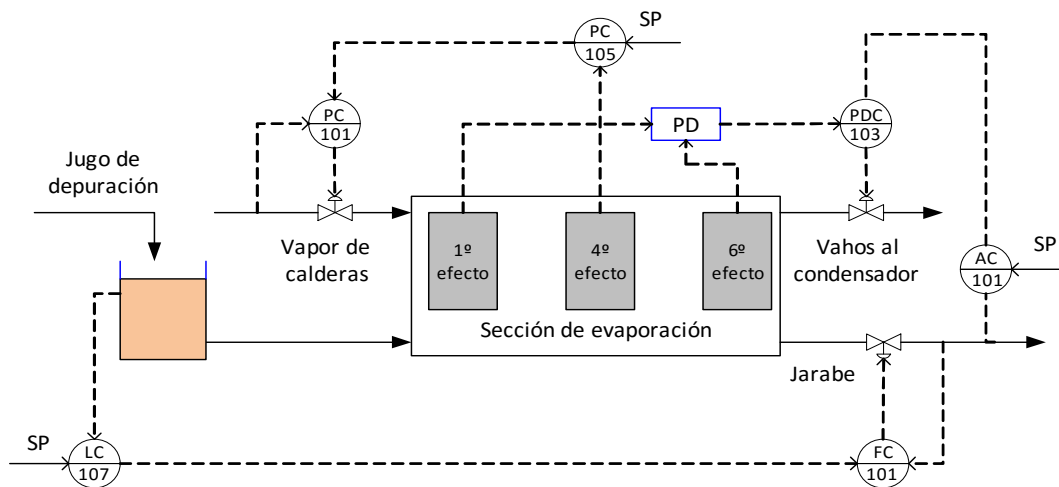


Figura 27 - Esquema de la propuesta 2.

Una vez decididas las variables a emparejar se sintonizan dos nuevos reguladores, un PI correspondiente al control del brix a la salida del proceso, y otro PI que regula la presión del 4º efecto. La sintonía del controlador de nivel se ha mantenido constante respecto a la propuesta 1.

Controlador	Kc	Ti	Descripción
LC-107	-0.2	7000	Regulador de nivel del tanque de almacenamiento de jugo
FC-101	15	10	Regulador del flujo de salida del último efecto
PC-105	0.1	50	Regulador de presión del 4º efecto
PC-101	10	5	Regulador de presión del vapor procedente de calderas
AC-101	0.01	1000	Regulador de composición de brix para el jarabe producto del proceso
PDC-103	75	2500	Regulador diferencial de presión entre el primer y el último efecto

Tabla 3 - Sintonía de los lazos de control presentes en la propuesta 2

Una vez sintonizados los reguladores se procede a realizar los mismos experimentos que se realizaron para la propuesta 1 de manera que posteriormente se puedan comparar las respuestas que ambos planteamientos proporcionan.

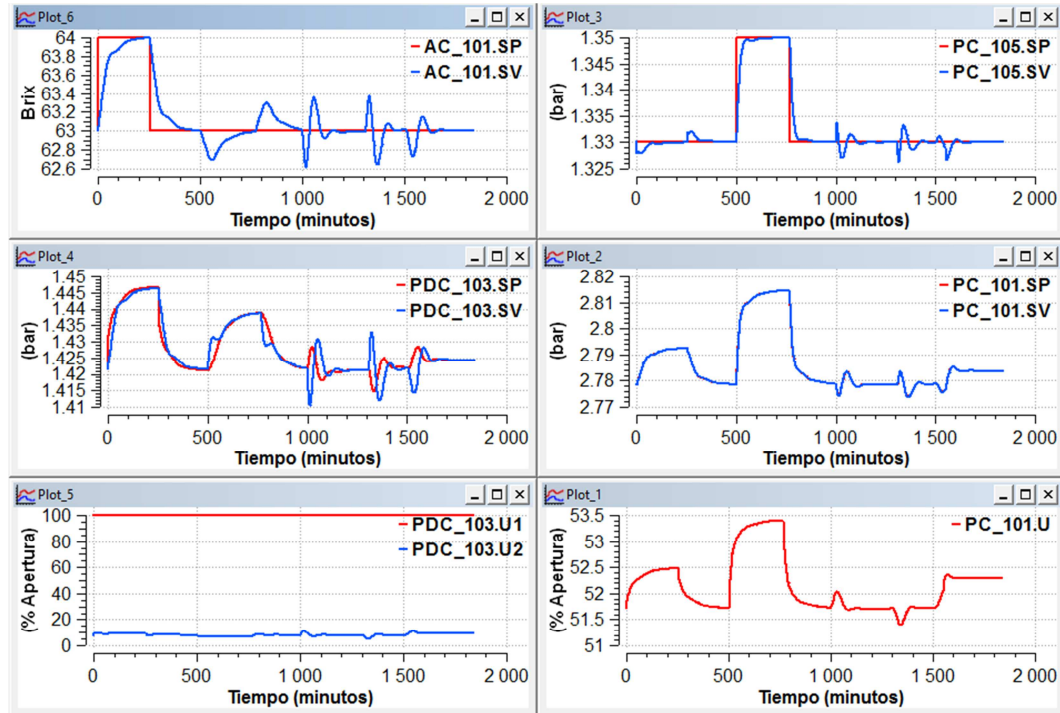


Figura 28 - Respuesta del sistema ante cambios en las consignas y perturbaciones (I)

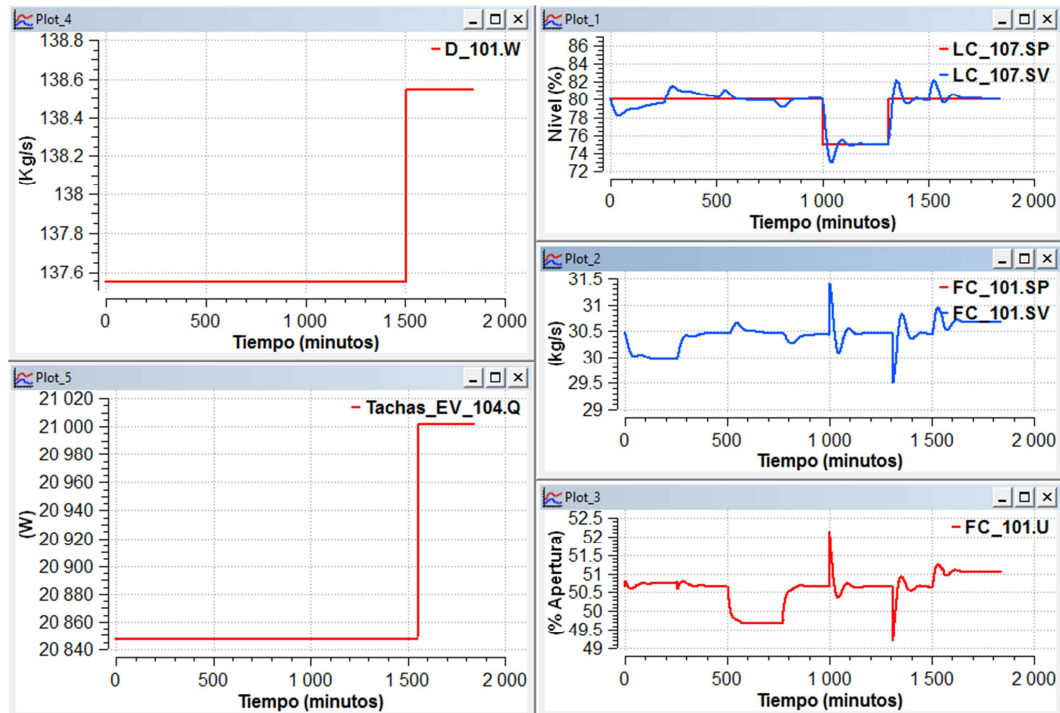


Figura 29 - Respuesta del sistema ante cambios en las consignas y perturbaciones (II)

Cambio en el SP del brix del jarabe demandado

En la Figura 28 puede observarse un cambio positivo en la consigna del brix del jarabe en el instante 0 y otro negativo en el instante 250. Ante este cambio en el sistema el brix tarda en estabilizarse de nuevo en torno a 200 minutos, mientras que la presión en el 4º efecto y el nivel del tanque sufren una pequeña perturbación.

Cambio en la consigna de la presión del 4º efecto

En el instante 500 se ha provocado un cambio en la presión del 4º efecto hasta 1.35 bares. Esto ha provocado una perturbación en el brix del jarabe reduciéndolo momentáneamente hasta 62.6. No es una perturbación muy grande y el regulador tarda en torno a 250 minutos en solucionarlo. Por otro lado en el depósito se puede observar como en el instante en el que se provoca el cambio su nivel crece un máximo de un 2% para a continuación retroceder a su valor inicial.

Cambio en la consigna de nivel

A los 1000 minutos de simulación se ha cambiado la consigna de nivel para comprobar el comportamiento dinámico del sistema ante un cambio en el punto de trabajo del nivel del depósito. En la Figura 28 y Figura 29 puede observarse como el nivel se establece en el valor deseado tras una respuesta levemente subamortiguada, y como el resto de los reguladores amortiguan correctamente las perturbaciones destacando la que se produce en el brix, ya que durante los aproximadamente 200 minutos que tarda el controlador en rechazarla el brix cambia de valor de manera oscilatoria con una amplitud de 0.4 que puede ser importante a la hora de los consumos energéticos demandados en la siguiente etapa. La presión en el 4º efecto sufre un cambio mucho más pequeño y siempre se mantiene por encima de los 1.3 bares de presión demandados por el vapor destinado a tachas.

Perturbación introducida en el caudal de entrada y las tachas

Por último en el instante 1500 aproximadamente se ha simulado un incremento en la llegada de jugo de depuración a la sección de depuración con el correspondiente incremento tras unos instantes del consumo de las tachas. Como se puede comprobar los tres reguladores principales son capaces de amortiguar la perturbación introducida siendo de nuevo el controlador de brix el que presenta una mayor oscilación en su respuesta.

Desacoplamiento del sistema

Al igual que se hizo con la propuesta 1 ante la interacción mostrada por la matriz de Bristol entre las dos variables principales del proceso se ha buscado

una matriz de desacoplamiento que pueda ser introducida entre los controladores internos y externos de la propuesta planteada.

De nuevo la matriz de desacoplamiento escogida es la inversa de la matriz de ganancias del sistema, de manera que se pueda asegurar que el sistema se encuentra desacoplado en el estado estacionario.

$$D = G^{-1} = \begin{bmatrix} 0.0134 & 1.7703 \\ 0.0245 & 0.8248 \end{bmatrix}$$

Figura 30 – Matriz de ganancias del sistema inversa de la propuesta 2

Modificando el componente *desacoplador* previamente creado en *EcosimPro* se ha introducido en la simulación esta nueva matriz de desacoplamiento que sigue una estructura similar a aquella mostrada en la Figura 22.

Como ocurrió con la propuesta 1 la introducción del *desacoplador* ha permitido sintonizar los controladores de brix y presión del 4º efecto de una forma más agresiva respecto al caso en el que no se utiliza tal y como se muestra en la siguiente tabla.

Controlador	Kc	Ti	Descripción
PC-105	0.2	40	Regulador de presión del 4º efecto
AC-101	0.1	300	Regulador de composición de brix para el jarabe producto del proceso

Tabla 4 – Sintonía de los reguladores desacoplados

En la Figura 31 y Figura 32 se muestra la respuesta del sistema con el desacoplador incorporado.

Al realizar un cambio en la consigna del brix el sistema responde con un tiempo de asentamiento muy similar al que se tenía en el caso con acoplamiento (en torno a 200 minutos), sin embargo la presión en el 4º efecto apenas cambia su valor. Por otro lado un cambio en la consigna de esta presión ahora se lleva a cabo de una manera mucho más rápida, y lo que es más importante generando una perturbación mucho más pequeña en el brix que aquella que podía observarse en la Figura 28. Ante cambios en el set-point del nivel y un aumento en el caudal de entrada de jugo de depuración al tanque de almacenamiento el brix sigue oscilando de una manera muy similar, sin embargo, el efecto sobre la presión ha disminuido de forma drástica.

Como conclusión se puede comprobar como con el *desacoplador* incorporado en el sistema su respuesta mejora notablemente sobre todo en lo que ha rechazo de perturbaciones se refiere, mejorándose el seguimiento de consigna notablemente en el caso de la presión del 4º efecto.

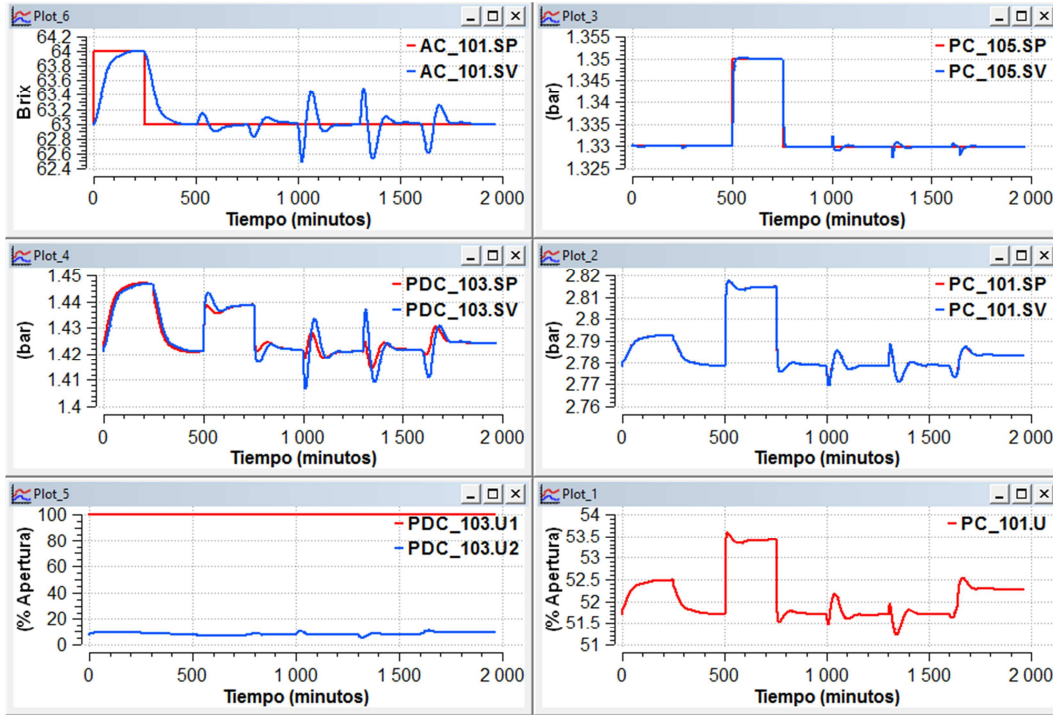


Figura 31 – Respuesta de la propuesta 2 con desacoplador ante cambios en las consignas y perturbaciones (I)

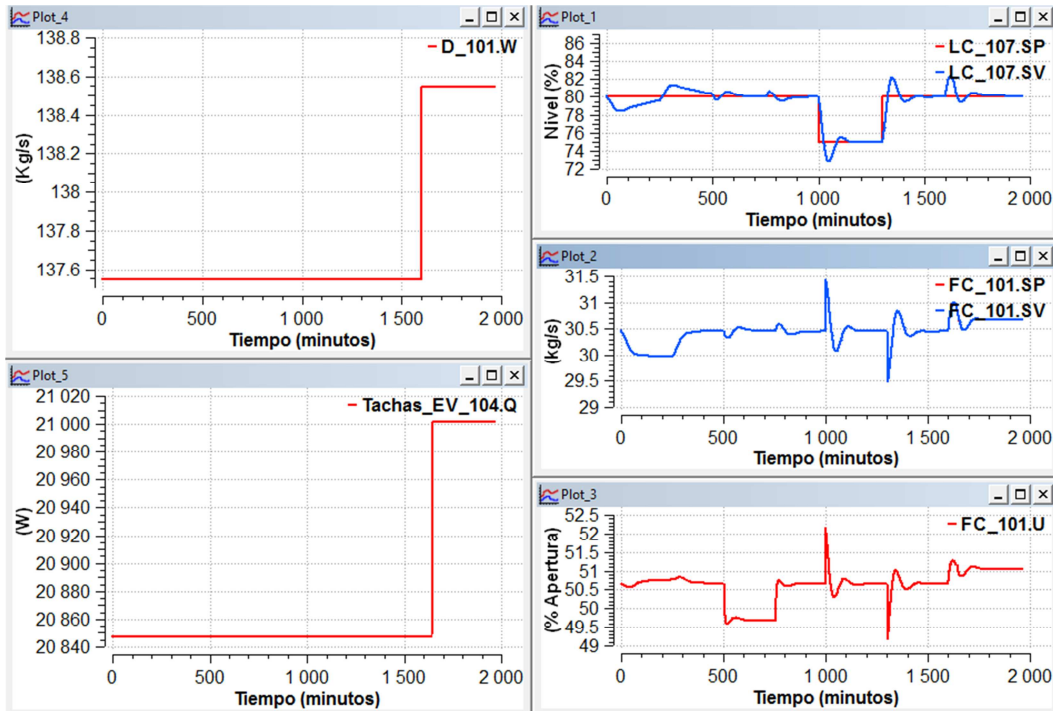


Figura 32 – Respuesta de la propuesta 2 con desacoplador ante cambios en las consignas y perturbaciones (II)

3.1.3 Selección de la mejor propuesta de control

De los resultados obtenidos en los dos apartados anteriores se concluye cual es la mejor de las dos propuestas con desacoplador presentadas. Por un lado se ha comprobado cómo el seguimiento de consigna ante cambios en el brix en la propuesta 1 es más rápido que en la segunda, esto seguramente está relacionado con el hecho de que controlar una variable interna como la diferencia de presiones es mucho más lento que controlar la presión de un único efecto. Los cambios en el brix del jarabe deben efectuarse de la manera más rápida posible ya que afectarán directamente a la siguiente etapa del proceso.

Por otro lado respecto a cambios en el set-point de la presión en el 4º efecto y en el nivel del tanque apenas se aprecian diferencias entre ambas propuestas en lo que ha seguimiento de consignas se refiere. Sin embargo, estos cambios afectan de una manera más importante al seguimiento del brix en la propuesta 2, y pese a que las perturbaciones en la presión del 4º efecto son rechazadas de una manera más eficiente, la respuesta de la propuesta 1 es suficiente y por lo tanto en este aspecto también es más adecuada.

Por último ante incrementos en el flujo de jugo de depuración y consecuentemente en la demanda energética de las tachas ocurre algo parecido a lo comentado en el párrafo anterior, los cambios afectan más al brix en la propuesta 2 mientras que la presión en el 4º efecto apenas se ve perturbada.

Por todos los aspectos comentados a lo largo de este apartado se concluye que la propuesta de control 1 es más adecuada de implementar como solución a los problemas de control existentes en la actualidad en la planta real.



4. ESTUDIO DEL CONTROL DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA.



4.1 Monitorización de la eficiencia energética del proceso.

Como ya se ha comentado en otros apartados gran parte del consumo energético de la industria azucarera se produce en la sección de evaporación. Desde un punto de vista económico y ecológico interesa que el consumo de energía para llevar a cabo un proceso sea el menor posible. Esto hoy en día es más importante que nunca debido a la fluctuación en el precio de los combustibles fósiles como consecuencia de su creciente escasez, y de diversos problemas políticos y ambientales que pueden afectar y mucho a los beneficios obtenidos en la industria de procesos.

Así, una vez solucionado el problema del control base de la sección de evaporación se pretende ir más allá profundizando en la problemática de la eficiencia energética. Para poder controlar una variable de manera continua lo primero que se necesita es conocer el estado de la misma en todo instante. En el caso de la energía esto no es fácil ya que no puede medirse directamente, sino a través de cálculos y estimaciones.

Con el propósito de mejorar la medida de la energía en mente, se han desarrollado una serie de índices energéticos que permiten monitorizar la eficiencia energética de la planta desde distintos puntos de vista.

Para desarrollar estos índices el primer paso ha sido pensar qué variables fácilmente medibles son las que mejor representan la energía consumida en el proceso. En este grupo se encuentra primeramente el flujo másico de vapor procedente de calderas. Cuanto más vapor se requiera para la evaporación más energía se estará consumiendo. Sin embargo, la eficiencia energética también dependerá de cuanto producto se esté obteniendo ya que puede ser que la proporción de producto obtenido – energía gastada sea mayor gastando más energía.

Por otro lado el caudal de vahos destinados al condensador es también una medida a considerar, ya que indica indirectamente cuanto vapor del que entró al sistema no está siendo utilizado en otros evaporadores o consumidores energéticos.

Una última medida interesante puede ser el caudal de vapor demandado por las tachas. Cuanto menor sea la concentración de brix del jarabe obtenido mayor será el consumo energético por parte de las tachas en la siguiente etapa del proceso, puesto que más energía demandarán para poder cristalizar el azúcar. De nuevo es interesante estudiar qué es más conveniente si obtener un producto de mayor concentración a costa de gastar más vapor en la evaporación o uno de menor contenido en brix utilizando más vahos para las tachas.

Algunas de las variables propuestas pueden ser medidas con la instrumentación presente en la estructura de control presentada. Sin embargo, otras requieren de instrumentos de control a mayores tanto en la simulación como en la planta real y cálculos derivados de la información proporcionada por los mismos. Esto requiere una inversión de tiempo y dinero importante y su rentabilidad desde el punto de vista energético y productivo del proceso es un tema importante a debatir.

A continuación se describirán los índices propuestos y posteriormente se mostrarán en simulación tratando de monitorizar la eficiencia energética del proceso utilizando la estructura de control propuesta en el apartado 3.1.3.

Índices propuestos.

En este subapartado se describen los diversos índices que se han creado junto con su motivación. Todos los índices descritos son instantáneos, significando esto que son capaces de dar información acerca de la eficiencia del proceso para cualquier instante de tiempo sin ningún tipo de acumulación en su cálculo.

Índice 1

$$I_1 = \frac{\text{Flujo másico de vahos al condensador}}{\text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$$

Este índice trata de medir cuanto vapor del que entra en el sistema no está siendo utilizado en la sección de evaporación teniendo que ser mandado al condensador barométrico. Valores altos de este índice indicarán un mayor derroche energético, ya que en caso de disminuir el flujo másico de vapor demandado por la evaporación es de esperar que el flujo másico de vahos enviados al condensador barométrico también se reduzca, por lo que cuanto menor sea el valor de este índice mejor será la eficiencia energética.

Índice 2

$$I_2 = \frac{\text{Brix del jarabe de salida}}{\text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$$

Con este índice se trata de indicar cuanto vapor se está utilizando para obtener una determinada concentración de brix a la salida del proceso. Valores altos de este índice indicarán que el proceso es más eficiente ya que se estará obteniendo en proporción un mayor brix para una determinada cantidad de vapor usada.

Índice 3

$$I_3 = \frac{\text{Azúcar obtenido}}{\text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$$

A través de este índice se consigue medir cuanto vapor es utilizado para obtener una determinada cantidad de azúcar. Se halla muy relacionado con el índice 2 puesto que el azúcar obtenido se puede considerar aproximadamente como el flujo másico de jarabe adquirido multiplicado por la concentración de brix, y de nuevo valores altos del mismo indicarán un proceso de mayor eficiencia energética.

Índice 4

$$I_4 = \frac{\text{Jugo procesado en la sección de evaporación}}{\text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$$

El índice 4 trata de mostrar la eficiencia energética desde el punto de vista de cuanto vapor se está utilizando para tratar un determinado caudal de jugo a la entrada del proceso. Cuanto menor sea el caudal de vapor empleado, y por lo tanto mayor el valor del índice más eficiente será el proceso.

Índice 5

$$I_5 = \frac{\text{Brix del jarabe de salida}}{\text{Flujo másico de vahos al condensador}}$$

Se trata de una variación del índice 2, con él se pretende medir que cantidad de vahos se están expulsando al condensador barométrico para conseguir un determinado brix a la salida del proceso. Valores altos de este índice indicarán que el proceso es más eficientemente energético mostrando que la proporción brix obtenido – vahos enviados al condensador es menor.

Índice 6

$$I_6 = \frac{\text{Azúcar obtenido}}{\text{Flujo másico de vahos al condensador}}$$

Es una modificación del índice 5 en el que en lugar de evaluar el brix de jarabe obtenido se estudia la cantidad de vahos que se están enviando al condensador para obtener una determinada cantidad de azúcar. De nuevo valores altos de este índice significará un proceso más eficiente desde un punto de vista energético.

Índice 7

$$I_7 = \frac{\text{Jugo procesado en la sección de evaporación}}{\text{Flujo másico de vahos al condensador}}$$

Modificación del índice 4 que trata de medir lo mismo pero desde el punto de vista del flujo másico de vapor enviado al condensador. Cuanto mayor sea el valor de este índice más jugo se estará procesando con un menor gasto energético.

Índice 8

$$I_8 = \frac{\text{Brix del jarabe de salida}}{\text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}$$

Este índice trata de mostrar la dependencia entre la concentración de brix del jarabe producto del proceso y el flujo de vapor que es demandado por las tachas para un determinado instante. Un valor grande de este índice indicará una mayor eficiencia energética desde este punto de vista ya que cuanto mayor sea el brix de jarabe obtenido menor deberá ser el flujo de vahos demandado por las tachas.

Índice 9

$$I_9 = \frac{\text{Azúcar obtenido}}{\text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}$$

El índice 9 se trata de una modificación del índice 8 en el que en lugar del brix se tiene en cuenta la cantidad de azúcar total obtenida del proceso. Valores altos del mismo indican una mayor eficiencia energética.

Índice 10

$$I_{10} = \frac{\text{Jugo procesado en la sección de evaporación}}{\text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}$$

Se trata de relacionar la cantidad de jugo que se está procesando para un determinado instante en la sección de evaporación y la cantidad de vapor que en ese mismo momento se está demandando en tachas. Valores altos de este índice indicarán que se está tratando una cantidad de jugo muy alta demandando poca cantidad de vapor en las tachas.

Índice 11

$$I_{11} = \frac{\textit{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}{\textit{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$$

Con el índice 11 se pretende mostrar que cantidad de vapor del que entra en el proceso es utilizado por las tachas. Desde este punto de vista cuanto mayor sea este índice una mayor proporción de vapor se estará utilizando en los cristalizadores lo que puede ser interesante ya que no se está desperdiciando.

Índice 12

$$I_{12} = \frac{\textit{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}{\textit{Flujo másico de vahos al condensador}}$$

Por último, el índice 12 relaciona la cantidad de vahos utilizados por las tachas con la cantidad de los mismos que llegan al condensador. Cuanto mayor sea el valor de este índice menos vahos se estarán desperdiciando enviándolos al condensador barométrico y más eficiente será el proceso.

Problemática del modelo propuesto

De los índices propuestos solamente aquellos que no requieren conocer la demanda de vahos de las tachas pueden ser evaluados mediante simulación con el modelo creado para este trabajo. Esto es debido a que no se dispone de un modelo matemático adecuado que represente el consumo real de las tachas y por lo tanto no tiene sentido que sean evaluados.

Aun así se han decidido exponer en la presente memoria para que se tengan en cuenta para un trabajo futuro, ya que el conocer la relación entre la productividad y los vahos demandados por las tachas así como con aquellos enviados al condensador barométrico puede resumir de una manera muy interesante la eficiencia energética del proceso.

Experimentación con los índices energéticos

Para demostrar el funcionamiento de los índices energéticos propuestos se ha llevado a cabo como ejemplo un cambio unitario en la consigna del brix procedente de la sección de evaporación y se ha comprobado cual es la dinámica de los índices.

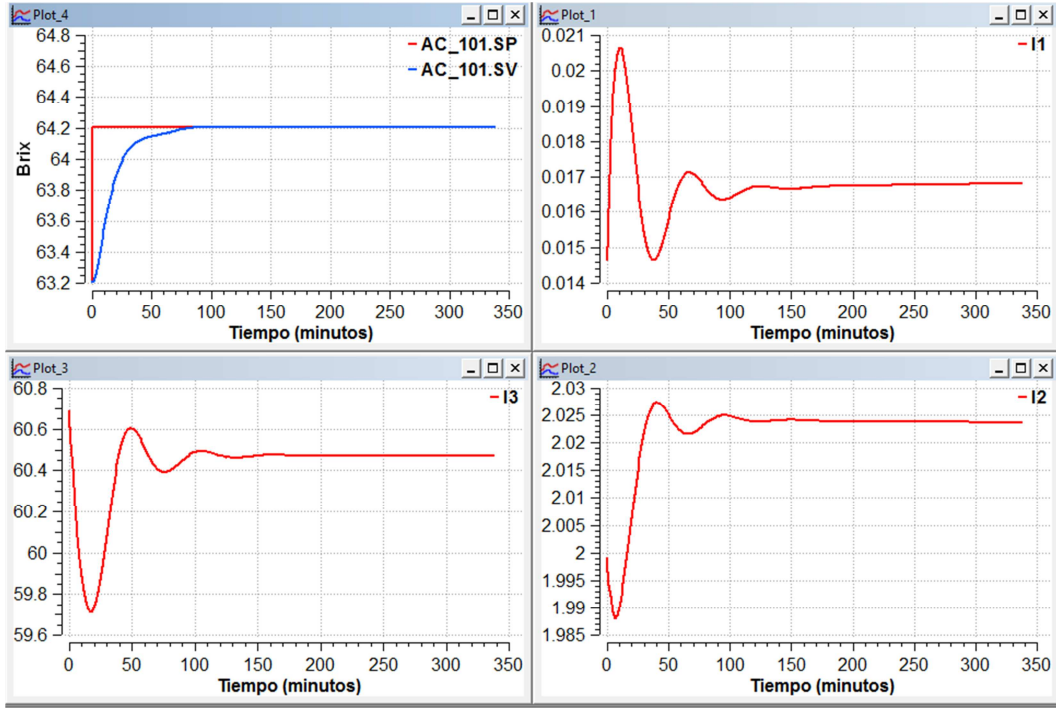


Figura 33 – Índices energéticos para un cambio unidad en la consigna de brix (I)

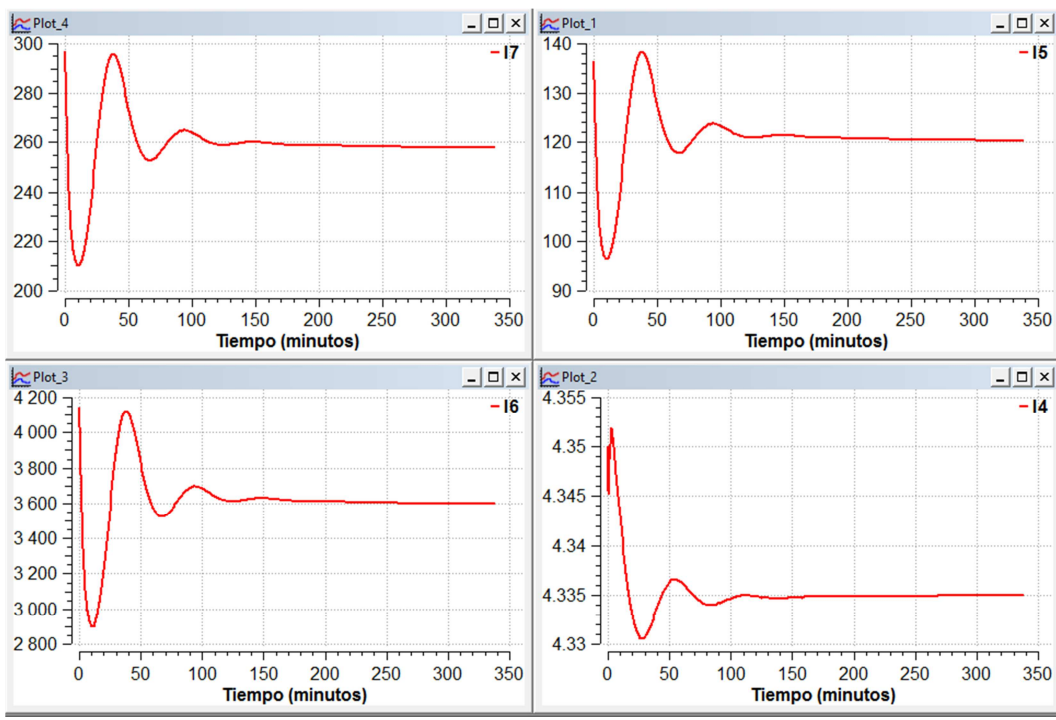


Figura 34 – Índices energéticos para un cambio unidad en la consigna de brix (II)

Según el índice 1 mostrado en la Figura 33 ante un cambio en la consigna de brix del jarabe el proceso se hace menos energéticamente eficiente ya que su valor ha aumentado indicando que se están enviando una mayor cantidad de vahos al condensador respecto al vapor que entra en el proceso procedente de calderas.

Del resto de los índices propuestos el índice 2 indica que se está obteniendo un mayor brix a la salida utilizando menos vapor por lo que el proceso se podría considerar más eficientemente energético. Por su parte los índices 3 y 4 indican un empeoramiento energético ya que aunque ahora se saca más brix parece ser que la cantidad de azúcar obtenida y de jugo tratado es menor para una misma cantidad de vapor, por lo que se puede deducir que el sistema está tratando menos jugo pero concentrándolo más.

Respecto a los índices 5,6 y 7 que relacionan el brix, azúcar y jugo tratado con los vahos enviados al condensador barométrico puede observarse en la Figura 34 como la evolución de todos ellos es prácticamente la misma indicando que el proceso ahora es menos energéticamente eficiente.

El comportamiento global de todos los índices excepto el 2 indican que ante un cambio positivo de una unidad en la consigna de brix el proceso consume proporcionalmente más energía para obtener menos producto por lo que desde un punto de vista energético (sin tener en cuenta la sección de cristalización) se debería operar con una consigna menor.

Reducción de índices

El comportamiento de ciertos índices como el 5,6 y 7 hace pensar que miden exactamente lo mismo por lo que algunos de ellos se podrían eliminar para simplificar el análisis del problema. Antes de ello deben realizarse pruebas con el resto de posibles modificaciones como cambios en las demandas de las tachas o en la presión del 4º efecto de manera que se pueda afirmar sin lugar a ambigüedad que las medidas son las mismas. Debido a que como se ha comentado no se dispone de ningún modelo de las tachas que indique su consumo real no se ha eliminado ninguno de los índices quedando este problema como trabajo futuro.

Por otro lado se debería llevar a cabo un estudio con el que se midiera la importancia de los índices dentro del proceso, ya que en el ejemplo mostrado por ser el índice 2 el único que indica que el proceso se está llevando a cabo de una manera más eficiente se ha concluido justo lo contrario. Sin embargo, pudiera ocurrir que obtener un brix lo más alto posible fuera mucho más beneficioso para el proceso que otras variables, por lo que el hecho de que este índice indicara una mejora en la eficiencia energética sería suficiente para concluir que se está operando de la manera correcta.

Índices ventana móvil

En el modelo creado no se tienen en cuenta ruidos siempre presentes en determinadas variables como puede ser el caudal o el brix del jugo que llega al tanque de almacenamiento. En caso de querer representarse fluctuaciones en determinadas condiciones de contorno del proceso sería interesante que los índices propuestos presentaran algún tipo de acumulación en sus medidas de manera que cambios acentuados en el proceso no alteraran en exceso el valor de sus medidas en el estado transitorio.

Para ello se presentan los mismos índices que en lugar de ser instantáneos calculan las relaciones propuestas moviéndose en una ventana móvil definida por el usuario a conveniencia y que puede ser interpretada como un filtro de atenuación ante cambios en el proceso.

La modificación esencial de los índices propuestos consiste en considerar en lugar del valor instantáneo de las variables medidas un valor acumulado a través de una integral definida entre un tiempo t y otro retrasado un determinado valor. Dado que el significado físico de los índices no varía se resume su formulación matemática en la siguiente tabla.

Índice energético	Expresión
Índice 1	$I_1 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vahos al condensador}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$
Índice 2	$I_2 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Brix del jarabe de salida}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$
Índice 3	$I_3 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Azúcar obtenido}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$
Índice 4	$I_4 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Jugo procesado en la sección de evaporación}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$
Índice 5	$I_5 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Brix del jarabe de salida}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vahos al condensador}}$

Índice 6	$I_6 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Azúcar obtenido}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vahos al condensador}}$
Índice 7	$I_7 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Jugo procesado en la sección de evaporación}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vahos al condensador}}$
Índice 8	$I_8 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Brix del jarabe de salida}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}$
Índice 9	$I_9 = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Azúcar obtenido}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}$
Índice 10	$I_{10} = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Jugo procesado en la sección de evaporación}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}$
Índice 11	$I_{11} = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por la evaporación}}$
Índice 12	$I_{12} = \frac{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vapor demandado por las tachas}}{\int_{t-\text{delay}}^t \text{Flujo másico de vahos al condensador}}$

Tabla 5 – Índices energéticos de ventana móvil

4.2 Control del proceso en base a los índices creados.

Una vez solucionado el problema de monitorización del consumo energético de la sección de evaporación sería interesante la implantación de una estructura de control que en base a una optimización dinámica de los índices creados fuera capaz de fijar las consignas del regulador de presión del cuarto efecto y del brix del jarabe de salida, asegurando siempre que el proceso se está llevando a cabo óptimamente desde un punto de vista energético.

Esta optimización se situaría por encima del proceso. Recibiría el valor de las variables necesarias del proceso real y mediante simulación se calcularían los índices para el estado actual. Posteriormente modificando el valor de las consignas mencionadas dentro del modelo el valor de estos índices iría cambiando hasta que se hallara un punto óptimo, momento en el que se establecerían como consignas en la planta real.

A la hora de llevar a cabo esta optimización se tendría que tener en cuenta que algunos índices pueden ser contrarios a otros por lo que se debería de llevar a cabo una optimización multi-objetivo en la que todos fueran optimizados de alguna manera o mono-objetivo con pesos y restricciones de manera que se diera más importancia a unos índices que a otros y se asegurara una productividad del proceso suficiente.

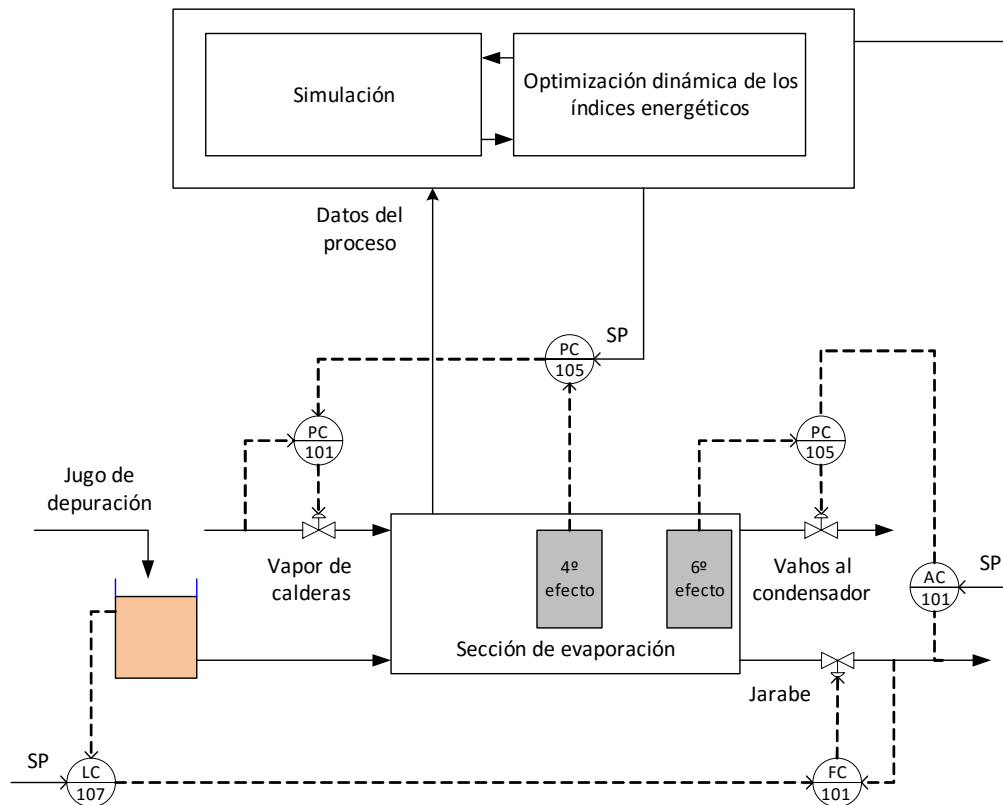


Figura 35 – Esquema de la estructura de la estructura de control basada en la optimización dinámica de los índices propuestos

Como se comentó en el apartado anterior los índices tratan de mostrar la eficiencia energética desde un punto de vista productivo. Sin embargo, aunque se escapa del alcance de este TFM sería interesante añadir otros índices que involucrasen aspectos económicos, tales como precios de las materias primas, del producto, beneficio obtenido... de manera que también se pudieran tener en cuenta a la hora de fijar las variables del proceso.

El modelo matemático necesario debe ser de mayor alcance al propuesto en este trabajo, incluyendo el modelado de la sección de cristalización de forma que se pudiera conocer el consumo real de las tachas en función de las condiciones de operación. Sería interesante incluir también las calderas

puesto que así se obtendría una relación directa entre materia prima consumida y vapor obtenido. Como consecuencia de las carencias mencionadas esta estructura de control no ha podido ser presentada en el este trabajo y queda como una propuesta de trabajo futuro.



5. CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO



5.1 Conclusiones

Como conclusiones del TFM desarrollado cabe destacar:

- Se ha desarrollado un modelo basado en primeros principios que describe el funcionamiento de la sección de evaporación de una industria azucarera. Dicho modelo ha sido desarrollado e implementado con *EcosimPro*, mediante la interconexión de distintos componentes previamente desarrollados y otros creados o modificados, como el *sumidero de energía* que ha permitido modelar de una manera muy simple el consumo energético de la sección de cristalización.
- Tras la consecución del modelo este ha sido correctamente parametrizado y validado cualitativamente, y posteriormente se ha utilizado para el estudio de dos alternativas de control básico.
 - En la primera de ellas mediante un control basado en estructuras en cascada, se ha conseguido el control adecuado de la composición del brix del jarabe producto de la sección de evaporación, así como del nivel del tanque de almacenamiento y de la presión del 4º efecto encargado de alimentar energéticamente a las tachas. Ante el acoplamiento inherentemente asociado a este sistema se ha desarrollado un componente denominado *desacoplador* que se ha comprobado cómo mejora notablemente la respuesta del sistema ante cambios en la consigna del brix.
 - Como segunda estrategia de control se ha realizado una breve modificación de la primera en la que se pretendía sustituir el control de la presión del último efecto por un control de la diferencia de presiones entre el primer y último efecto. Con esta modificación no se han obteniendo mejores resultados por lo que se ha determinado que de entre las dos posibilidades la primera era la mejor.
- Ante el gran gasto energético de la sección estudiada, utilizando la estrategia de control básica seleccionada se ha monitorizado el consumo energético mediante unos índices energéticos propuestos pudiéndose afirmar en todo momento si se está llevando a cabo la producción con una mayor o menor eficiencia energética.

5.2 Trabajo futuro

Del trabajo realizado surge la posibilidad de seguir estudiando diversos aspectos:

- Para el control base propuesto los controladores se han sintonizado mediante el método de prueba y error. Sería interesante realizar una sintonía óptima de los mismos de manera que se pudieran conocer el rendimiento máximo de las estructuras de control propuestas. Por otro lado se ha presentado un desacoplador muy simple que únicamente es capaz de eliminar la interacción entre variables en el estado estacionario, por lo que pueden ser estudiadas otras soluciones que permitan eliminar el acoplamiento de una manera más completa.
- Para un estudio más completo del consumo energético y de los índices propuestos debería crearse un modelo de las tachas que represente fielmente la relación entre el brix del jarabe procedente de la sección de evaporación y la energía demandada por las tachas.
- Se requiere un estudio mucho más profundo acerca de la utilización de los índices energéticos para realizar una optimización dinámica que fije las consignas principales del proceso para asegurar una producción óptima desde un punto de vista energético. Entre otros temas debe ahondarse en la búsqueda de funciones que se deseen optimizar y que representen el conjunto de los índices necesarios, así como las restricciones adecuadas que no limiten en exceso la labor de la optimización.
- Además para realizar dicha optimización se precisa de un modelo de la sección de evaporación junto con sus consumidores de forma que en base a las consignas a optimizar y las condiciones de contorno permita evaluar los índices previamente indicados. Este modelo podría ser de distinta naturaleza, de caja negra, gris, lineal o no, pero tendría que tener un coste computacional lo más bajo posible. Por otro lado, sería interesante que ese modelo incluyera la sección de calderas y la producción de energía eléctrica de modo que se tuvieran en cuenta a la hora de tomar decisiones.

Bibliografía



1. **Sociedad Cooperativa General Agropecuaria ACOR.** cooperativaacor. [En línea] [Citado el: 28 de Marzo de 2016.] <http://www.cooperativaacor.com/es/extraccion/art/189/>.
2. *INTRODUCTION TO MODELING AND SIMULATION.* **Maria, Anu.** 1997, Proceedings of the 1997 Winter Simulation Conference.
3. **Empresarios Agrupados.** ecosimpro. [En línea] EA International. [Citado el: 9 de 06 de 2016.] <http://www.ecosimpro.com/products/ecosimpro/>.
4. **Gómez, Alejandro Merino.** Librería de modelos del cuarto de remolacha de una industria azucarera para un simulador de entrenamiento de operarios. Valladolid : s.n., 2008.
5. **Cogent Real-Time Systems Inc.** OPC Datahub. [En línea] [Citado el: 15 de Junio de 2016.] <http://www.opcdatahub.com/WhatIsOPC.html>.
6. *Modelado y Simulación del Proceso de Producción del Azúcar.* **Merino A, Acebes L.F., Mazaeda R., de Prada C.** 3, 2009, Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial, Vol. 6, págs. 21-31.
7. *Advanced dynamic simulators to train control room operators of sugar factories.* **L.F. Acebes, A.Merino, R. Mazaeda, R.Alves, C. de Prada.** 0000, 2011, INTERNATIONAL SUGAR JOURNAL, Vol. 113, págs. 18-25.
8. *Beet and training simulator.* **A. Merino, R. Mazaeda, L.F. Acebes, R.Alves, C. de Prada.** 0000, 2012, INTERNATIONAL SUGAR JOURNAL 2012, Vol. 114, págs. 34-40.
9. *Sugar house training simulator.* **Rogelio Mazaeda, Alejandro Merino, César de Prada, Luis F.Acebes.** 0000, 2012, INTERNATIONAL SUGAR JOURNAL , Vol. 114, págs. 42-48.
10. *Análisis en línea del estado energético de plantas azucareras.* **L.F. Acebes, A.Merino, R.Alves, C. de Prada.** 3, 2009, Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial (RIAI), Vol. 6, págs. 68-75.
11. *On a new measure of interaction for Multivariables Process Control.* **Bristol, E.H.** 1, s.l. : IEEE Transactions on Automatic Control, 1966, Vol. 11. 133-134.
12. **The MathWorks, Inc.** Mathworks. [En línea] [Citado el: 25 de Junio de 2016.] <http://es.mathworks.com/products/sysid/>.
13. **P.W. van der Poel, H. Schiweck, T. Schwartz.** *Sugar Technology, Beet and Cane sugar Manufacture.* s.l. : Bartens, 1998.



14. *Libro blanco de la automatización y control en la industria de la caña de azúcar*. s.l.: Programa Iberoamericano de Ciencia y Tecnología para el Desarrollo (CYTED), 2011.
15. **McGinnis, R.A.** *Beet - Sugar Technology, 3d edition*. s.l.: Beet Sugar Development Foundation, 1982.
16. **Urbaniec, K.** *Modern Energy Economy In Beet Sugar Factories*. s.l.: Elsevier, 1989.
17. **Ogata, Katsuhiko.** *Ingeniería de Control Moderna, 5º ed.* s.l.: PEARSON EDUCACIÓN, S.A., 2010.
18. **Karl J. Åström, Tore Hägglund.** *Control PID avanzado*. s.l.: PEARSON EDUCACIÓN, S.A., 2009.
19. **F.Cellier, E.Kofman.** *Continuous system simulation* . s.l. : Springer, 2006.
20. **F.Cellier.** *Continuous system modeling*. s.l. : Springer, 1991.

