

Optimización y control de un proceso de mezclas Rundown para la fabricación de gasolinas

Rafael González-Martín^{a,*}, Fernando Morilla^b

^a *Petróleos del Norte S.A., Departamento Optimización y Control, C/ San Martín 5, 48550 Muskiz, Spain*

^b *Departamento de Informática y Automática, ETSI Informática, UNED, C/ Juan del Rosal 16, 28040 Madrid, Spain*

Resumen

La gasolina comercial es una mezcla de componentes obtenidos de la destilación del petróleo. El reto del Sistema de Optimización y Control es maximizar el margen económico del proceso utilizando la mezcla de componentes más barata, satisfaciendo la composición de las mezclas, los inventarios, la disponibilidad de las unidades de producción y las restricciones hidráulicas de las líneas. La complejidad de estos sistemas de mezcla ha ido aumentando debido a la competencia creciente en el sector, las refinerías más competitivas realizan las mezclas con componentes que provienen directamente de unidad sin pasar por almacenamiento intermedio, método rundown, se disminuyen inventarios y se aumenta el beneficio. En este artículo se presenta un método innovador consistente en aplicar distintos niveles de automatización emulando la estrategia de control en cascada. Los resultados obtenidos en simulación han permitido aplicar el método propuesto en una instalación real, donde se ha podido contrastar la bondad del método y su generalización a un sistema con dimensionamiento real.

Palabras Clave:

Control de procesos, Control predictivo, Optimización, Control de caudal, Control de calidad, Industria Química.

Gasoline rundown blender Process Optimization and Control

Abstract

Commercial gasoline is a blend of components obtained from the crude oil distillation processes. The Optimization and Control system challenge is maximizing the profit by choosing the less expensive components blend, honoring the process constraints such blend properties, tank inventories, components availability and hydraulic constraints among others. The increasing competitiveness in the oil refining industry has led the blending process to be more and more complex, blending components are tend to be used directly from process units instead of using intermediate tanks (rundown blender), the additional economical margin is huge. This paper presents a simply but practical approach to address this blending process problems by emulating the cascade control strategy, two MPC controllers are cascaded to the optimizer algorithm. The good results obtained in the simulation stage have enabled applying the approach in a real blending process where the good performance of the method has been confirmed.

Keywords:

Process Control, Predictive Control, Optimization, Flow Control, Quality Control, Chemical Industry.

1. Introducción

La gasolina es uno de los productos más valiosos de una refinería de petróleo, sus ventas contribuyen de forma significativa al margen de beneficios de la empresa. El proceso típico de fabricación de gasolinas consiste en mezclar selectivamente los productos intermedios obtenidos de la destilación del crudo.

Una refinería típica puede tener del orden de 20 productos intermedios (componentes) que posteriormente se mezclan en un proceso de "blending". El proceso de mezclas tiene que garantizar que se cumplan las especificaciones de venta de los productos finales mediante un Sistema de Control.

El reto del Sistema de Optimización y Control es maximizar el margen económico del proceso utilizando la mezcla de componentes más barata, satisfaciendo la

*Autor para correspondencia: rgonzalezm@repsol.com

composición de las mezclas, especialmente de las propiedades que intervienen en la especificación, satisfaciendo los inventarios y/o disponibilidades de las unidades de producción, y satisfaciendo las restricciones hidráulicas de las líneas. Por lo tanto, este problema se puede formular como un *problema de optimización sujeto a restricciones*. La dificultad de este problema reside fundamentalmente en la *no linealidad* de la mezcla de propiedades y en la *variabilidad* de la disponibilidad y calidad de los componentes.

Las propiedades importantes de un blending de gasolina se mezclan de forma no lineal, (Rusin, Chung, & Marshall, 1981), tradicionalmente este problema se ha resuelto mediante la linealización del proceso aplicando los llamados índices de mezcla, (Baird, 1989). En otros casos se ha optado por la utilización de algún algoritmo de programación no lineal, (Ramsey & Truesdale, 1990) o técnicas de programación lineal secuencial, (Diaz & Barsamian, 1996).

Sin embargo, la variabilidad de los componentes no está igualmente resuelta, es un factor tan crítico, que la mayoría de las refinerías en el mundo han optado por un proceso de mezclas en el que todos los componentes provengan de tanques intermedios. Prácticamente todas las publicaciones de los últimos años relacionadas con optimización de sistemas de mezcla se centran en cómo tratar la incertidumbre usando la técnica más o menos “de moda” en el momento de la publicación. En (Zang, Monder, & Forbes, 2002) se utiliza la Programación Estocástica (SP) para incluir la incertidumbre del modelo directamente en el algoritmo de optimización. (Wang, Li, Zhang, & Li, 2007) utilizan algoritmos híbridos inteligentes basados en Redes Neuronales (NN) y Algoritmos Genéticos (GA) para el mismo propósito. (Chebre, Creff, & Petit, 2010) hacen uso de un algoritmo de optimización no lineal sujeto a restricciones que utiliza un estimador de propiedades usando técnicas de Control Adaptativo y en (Cheng, Zhong, & Qian, 2011) se describe un filtro de Kalman para la estimación de propiedades.

Todos estos métodos adolecen de la simplicidad exigible a una aplicación industrial en tiempo real. El mantenimiento de las aplicaciones está inversamente relacionado con la complejidad de la tecnología implicada, es habitual ver aplicaciones fuera de servicio por no poder diagnosticar fácilmente los problemas. Sin embargo, la teoría clásica de control ofrece soluciones simples para minimizar el impacto de las perturbaciones en un lazo de control. En este artículo se describe un método que va a tratar rechazar la variabilidad en los componentes haciendo uso de una estrategia que emula al control clásico en cascada, (Marlin, 2000) (Seborg, 1999). En (Chen & Yang, 2016) se propone una estrategia similar para procesos de mezcla cuando los componentes proceden de tanques intermedios.

En la Sección 2 se describe el proceso de producción industrial de gasolinas que posteriormente queda modelizado en la Sección 3. Las secciones 4 y 5 muestran las innovaciones implementadas respecto al control de presiones y caudales, así como la optimización y control de propiedades de calidad.

2. La fabricación de gasolinas

La gasolina final no es un único producto ya que tiene distintos grados o especificaciones de venta en función del

destino geográfico y la época del año (Givens, 1985). Las especificaciones habituales de la gasolina comercial incluyen: número de octano, presión de vapor, contenido de azufre, contenido de aromáticos, viscosidad, y otras.

2.1. Tipos de mezclas y su control

En un blending con tanques intermedios los componentes provienen de tanques utilizados para almacenar temporalmente los productos de unidad. En la Figura 1 se puede ver un ejemplo de sistema de mezclas con dos líneas de producción simultáneas y con 14 componentes por línea. El sistema de control se resuelve incorporando válvulas de control automáticas comandadas por controladores de caudal que regulan el caudal de cada componente a la línea de producción. Los puntos de consigna se establecen en función de la receta apropiada para producir la calidad deseada de la gasolina.

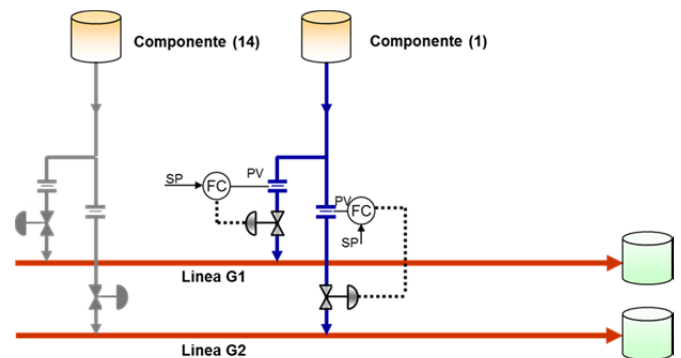


Figura 1: Blending de tanques intermedios

La tendencia mundial en el sector del refino es realizar las mezclas directamente desde las unidades de producción, (Agrawal, 1995) (Sullivan, 1990) (Treiber, 1998) (Chebre, Creff, & Petit, 2010), el potencial económico es enorme ya que se elimina la necesidad de tanque intermedio, se reducen tiempos de producción y se reducen inventarios que automáticamente se traducen en una reducción de activos circulantes con su reflejo en la cuenta de resultados de la empresa. Esta estrategia se muestra en la Figura 2.

Existen dos inconvenientes principales de esta configuración:

1. Complicación del sistema de mezclas. Es necesario cerrar el balance de materia mediante una tercera línea para gestionar los excesos de componente, de tal forma que las dos líneas principales tengan el control en caudal y el exceso se controle mediante un controlador de presión. Al objeto de proporcionar flexibilidad a la instalación es habitual que se usen selectores, HS, para poder escoger el servicio de la válvula, o bien en control de caudal o en control de presión.

2. La variabilidad en la composición de los componentes es la propia de las unidades de producción. El componente no ha sido promediado en el tanque y está sujeto a todas las perturbaciones de la unidad donde se está produciendo. Esto hace que aumente la incertidumbre de la mezcla y que sea mucho más difícil cumplir todas las especificaciones a la primera.

A pesar que el sector de refino es consciente de este potencial, la realidad es que la mayoría de las refinerías en el mundo siguen realizando las mezclas directamente desde

tanques intermedios, fundamentalmente debido a la escasez de productos comerciales que puedan gestionar bien un blending realizado directamente de unidades.

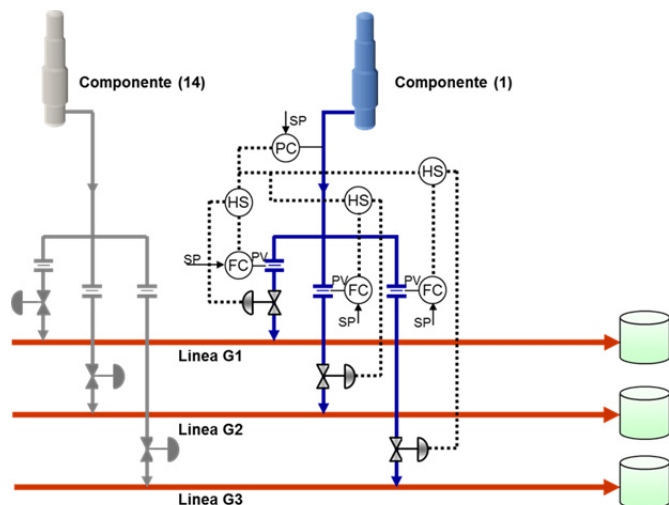


Figura 2: Blending rundown (directo de unidad de proceso)

2.2. Esquema de optimización y control propuesto

La jerarquía tradicional de los sistemas de Optimización y Control de mezclas responde a la especificada en la norma ISA ANSI/ISA-95.00.03-2010 y cuya última revisión se describe en (ISA, 2013).

La Figura 3 muestra la topología del Proceso y del Sistema de Control que se usará en este estudio. Se trata de un proceso de mezclas en el que 14 componentes pueden ser inyectados en cada una de las líneas de mezcla, en este caso tres, referidas como G1, G2 y G3. La adición individual de cada componente a cada línea se puede manipular mediante la apertura o cierre de una válvula automática instalada para tal efecto. Adicionalmente se medirá cada uno de los caudales mediante caudalímetros convencionales, FI's, la presión de las líneas mediante manómetros, PI's, y las propiedades químicas principales de las líneas de mezcla mediante analizadores de azufre y analizadores con tecnología NIR (Near Infra Red).

Se diseñará un Controlador Multivariable Predictivo, MPC, que garantice el control de todos los caudales requeridos en la mezcla, y que también se encargue de satisfacer las restricciones hidráulicas de las líneas mediante el control de presión de las mismas. Recibirá los puntos de consigna de caudal del módulo Optimizador. Por tanto, la función principal del Optimizador será calcular la receta óptima de la mezcla en cada instante de ejecución, dicha receta se calculará en base a la Disponibilidad de los componentes, Restricciones de caudal, Información económica de los componentes, Plan de Producción Global de la Refinería, Calidades medidas en las líneas y Calidades acumuladas en los tanques (que pueden ser validadas por análisis en Laboratorio). Esta es la Opción A de la Figura 3.

En este proceso no es habitual disponer de la calidad de los componentes en línea fundamentalmente por un tema de coste y mantenimiento, por lo que es necesario que el Sistema de Optimización y Control pueda tratar de forma explícita la variabilidad en la calidad de los componentes además de la disponibilidad de los mismos. Para reducir el impacto de la

variabilidad se propondrá modificar el controlador MPC para incluir el control de propiedades de la línea. Esta solución inspirada en el control en cascada queda representada en la Figura 3 como Opción B. Por tanto, el optimizador controlará la calidad de la gasolina mezclada en el tanque, manipulando los objetivos de calidad para la línea y asegurándose que estos objetivos sean compatibles con las restricciones de disponibilidad de los componentes y de caudal. La Sección 5 muestra este concepto con más detalle.

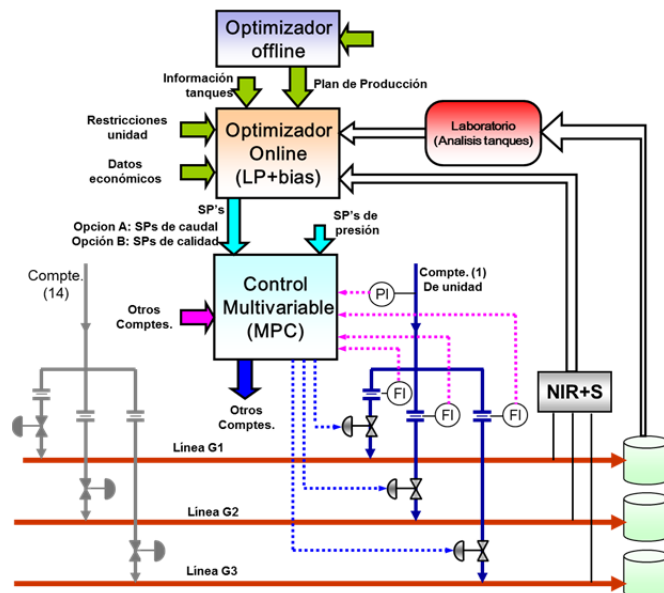


Figura 3: Esquema de Control propuesto.

3. Modelos asociados al proceso de mezclas

Se ha creado un modelo simplificado del proceso para poder simular y validar los sistemas de optimización y control. Se han utilizado las ecuaciones físico-químicas asociadas a los procesos implicados para calcular las ganancias en estacionario, la parte dinámica queda representada por una dinámica de primer orden más retardo (FOPD) parametrizada por una constante de tiempo, T_p , y un tiempo muerto, T_D que deben ser identificados empíricamente. Se ha segregado la parte hidráulico mecánica, de las variables analíticas de calidad. El modelo es bastante riguroso respecto a la parte estacionaria, de ahí que escenarios observados en el proceso real se hayan podido reproducir fielmente en simulación. Al mismo tiempo que se han podido explorar otros potenciales escenarios.

3.1. Sistemas hidráulico mecánicos

Válvulas automáticas de control

Las válvulas automáticas de control están ampliamente descritas en la literatura. El Control Valve Handbook de Fisher (Fisher, 2017) ha sido el manual de referencia durante los últimos 30 años. También destaca el libro publicado por ISA (Borden & Friedmann, 1998) y la referencia reciente publicada en castellano (Campo López, 2014). Básicamente todas las ecuaciones que caracterizan la ganancia en estacionario se sintetizan en la norma ANSI/ISA-S75.01-1985 (flow equations for sizing control valves) que define el

parámetro estándar cv , descrito en las referencias anteriores. El caudal que pasa a través de una válvula de control para líquidos se puede expresar mediante:

$$f(t) = NI \times Fp(t) \times cv \times \sqrt{\frac{P1(t) - P2(t)}{Gf}} \quad (1)$$

Donde:

- $f(t)$: caudal volumétrico (m³/h)
- NI : Factor de conversión de unidades
- $Fp(t)$: Fracción de apertura de la válvula (%1)
- cv : coeficiente de la válvula
- $P1(t)$: Presión aguas arriba de la válvula (Kg/cm²)
- $P2(t)$: Presión aguas abajo de la válvula (Kg/cm²)
- Gf : gravedad específica del líquido (Kg/l)

En las válvulas de este proceso los tiempos muertos se sitúan entre 3 y 10 segundos, las constantes de tiempo entre 30 segundos y un minuto. En esta simulación la Gf permanece constante.

Caudal y presión de líquidos en tuberías

La forma más simple de modelar la relación existente entre caudales de líquidos y caída de presión en una línea es usar el concepto de coeficiente de caudal, cv , expresado en (1) asumiendo una cv equivalente para el tramo de línea. Despejando de (1) la caída de presión Δp se obtiene:

$$P1(t) - P2(t) = \Delta p(t) = \frac{f(t)^2 \times Gf}{0.865^2 \times 0.980665 \times cv^2} \quad (2)$$

En la práctica T_D y T_P son de muy pocos segundos excepto en aquellos casos en los que haya una distancia de tubería considerable.

Tanques de hidrocarburos

En este caso se trata de aproximar la relación existente entre el caudal de entrada al tanque, FI-1, y el nivel del mismo LI-1. Una vez conocida la altura de la columna de líquido dentro el tanque es necesario saber la contrapresión que ejerce en la línea, PI-1. Las ecuaciones de balance de materia son suficientes para obtener el modelo dinámico del nivel. La contrapresión es directamente la presión hidrostática de la columna de líquido.

$$h = \frac{1}{A} \int_0^t f dt \quad (4)$$

$$p = 0.1 \times \rho \times h \quad (5)$$

Bombas de líquidos.

Se han modelado exclusivamente bombas centrífugas puesto que son las que se usan mayoritariamente en este servicio. El modelo tiene que relacionar el caudal impulsado con la diferencia de presiones generada por la bomba. Esta relación se suele obtener empíricamente con la curva característica de la bomba aportada por el fabricante (Perry, 1989). En las simulaciones se usa directamente una tabla de puntos que caracteriza la curva de la bomba.

3.2. Ejemplo de Proceso de mezclas

El proceso de mezclas se puede modelar como una combinación de todos los sistemas anteriores. En este caso, por simplicidad, se muestra el modelado de un proceso con dos componentes C1 y C2, y tres líneas de mezcla: Líneas G1, G2 y G3. La dos primeras líneas son las principales, mientras que la L3 es la línea de excesos que cierra el balance de materia disponible. La Figura 4 muestra este sistema de mezclas donde se han incorporado distintos, P_{xy} , puntos de interés para ayudar en la descripción matemática del sistema (donde x es el número de línea e y el número de punto).

Adicionalmente se ha considerado una perturbación consistente en un trasiego no planificado del tanque TK-0 al tanque TK-1. Este tipo de trasiegos perturban todo el circuito de mezclas ya que la incorporación de un nuevo caudal mediante la bomba P-3 impacta en la presión de la Línea G1 en el punto P13 y de ahí se transmite a todo el sistema. El caudal se mide con el instrumento F-D1.

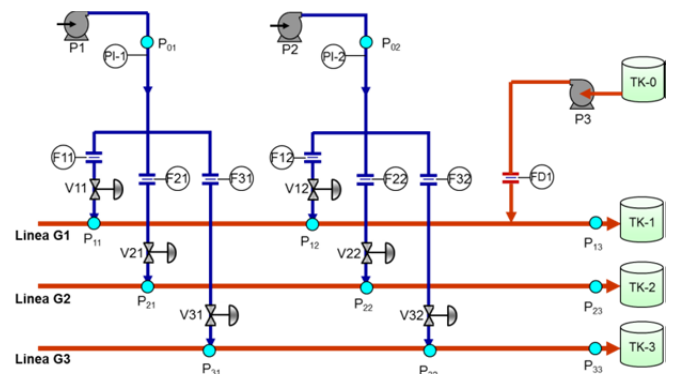


Figura 4: Proceso de mezclas con dos componentes y tres líneas

Las interconexiones entre los elementos se realizan a través de las presiones y de los caudales, tal como recoge el siguiente conjunto de ecuaciones:

$$p_{13} = \rho gh_1 \quad (6)$$

$$p_{23} = \rho gh_2$$

$$p_{33} = \rho gh_3$$

$$f_1 = f_{11} + f_{21} + f_{31} \quad (7)$$

$$f_2 = f_{12} + f_{22} + f_{32}$$

$$f_{13} = f_{11} + f_{12} + f_{D1} \quad (8)$$

$$f_{23} = f_{21} + f_{22}$$

$$f_{33} = f_{31} + f_{32}$$

$$f_{11} = cv_{11} \sqrt{\frac{p_{01} - p_{11}}{\rho}} \quad f_{12} = cv_{12} \sqrt{\frac{p_{02} - p_{12}}{\rho}}$$

$$f_{21} = cv_{21} \sqrt{\frac{p_{01} - p_{21}}{\rho}} \quad f_{22} = cv_{22} \sqrt{\frac{p_{02} - p_{22}}{\rho}} \quad (9)$$

$$f_{31} = cv_{31} \sqrt{\frac{p_{01} - p_{31}}{\rho}} \quad f_{32} = cv_{32} \sqrt{\frac{p_{02} - p_{32}}{\rho}}$$

$$p_{12} = p_{13} + \rho \frac{f_{13}^2}{cv_{123}^2} \quad p_{11} = p_{12} + \rho \frac{f_{11}^2}{cv_{112}^2}$$

$$p_{22} = p_{23} + \rho \frac{f_{23}^2}{cv_{223}^2} \quad p_{21} = p_{22} + \rho \frac{f_{21}^2}{cv_{212}^2} \quad (10)$$

$$p_{32} = p_{33} + \rho \frac{f_{33}^2}{cv_{323}^2} \quad p_{31} = p_{32} + \rho \frac{f_{31}^2}{cv_{312}^2}$$

3.3. Propiedades analíticas

Las propiedades analíticas de interés son aquellas que forman parte de la especificación comercial de las gasolinas, en conjunto representan la calidad de la mezcla, tanto en la línea como en el tanque. En el sector del refino se sabe, avalado por un gran número de ensayos de laboratorio, que muchas de las propiedades de una mezcla se pueden formular promediando las propiedades de los componentes individuales, ya sea por promedio volumétrico o másico, es decir:

$$p_M = \sum_{i=1}^n w_i p_i \quad p_M = \sum_{i=1}^n v_i p_i \quad (11)$$

Donde:

- p_M : propiedad de la mezcla
- p_i : propiedad del componente i
- w_i : fracción másica del componente i
- v_i : fracción volumétrica del componente i
- n : número de componentes de la mezcla

Pero también es bien conocido que esta formulación no va bien con propiedades como el RON (Research Octane Number), MON (Motor Octane Number) y PVR (Presión de vapor Reid) que son fuertemente no lineales. Para abordar estos casos, la industria cuenta con metodologías sencillas de aproximación (Auckland & Charnock, 1969), (Morris, 1975). Se trata de aplicar un cambio de variable y pasar a una propiedad alternativa, denominada índice de mezcla (Blending Index) de la propiedad correspondiente, que si presente buen comportamiento con dicha formulación. En definitiva, se pretende que:

$$BI(p_M) = \sum_{i=1}^n v_i BI(p_i) \quad (12)$$

Donde:

- $BI(p_M)$: índice de mezcla de la propiedad de la mezcla
- $BI(p_i)$: índice de mezcla de la propiedad del componente i

El cambio de variable se suele hacer con una función no lineal, que puede tomar varias formas. En este estudio se ha usado para la PVR el método desarrollado por Chevron Research Company (Baird, 1989). Mientras que para el RON y el MON se ha optado por el desarrollado por la compañía KBC (Baird, 1989). Lógicamente, para revertir el cambio de variable se utiliza la correspondiente función no lineal inversa. Luego en todo momento, conocidas las propiedades de los componentes y sus respectivas fracciones, se puede tener conocimiento de la propiedad de la mezcla.

4. Control de presiones y caudales

En esta sección se presenta el sistema de control típicamente usado en estos casos, aquí descrito como Control descentralizado. Posteriormente, se irán introduciendo las mejoras planteadas para después complementarla con simulaciones realistas.

4.1. Control descentralizado

En la Figura 5 se muestra el sistema de control habitual en este tipo de procesos. Cuatro controladores de caudal FC-11, FC-12, FC-21 y FC-22 se encargan de satisfacer los caudales

requeridos de los componentes C1 y C2 en cada una de las dos líneas principales G1 y G2. Las bombas P-1 y P-2 fijan la presión disponible en el sistema para un caudal determinado según su curva de presión. Dos controladores de presión PC-1 y PC-2 cierran el balance de materia derivando el resto del caudal disponible a la línea de excesos, G3.

Al objeto de poder entender mejor el funcionamiento del sistema de mezclas se ha realizado una simulación dinámica durante una ventana de tiempo de 300 minutos, tiempo más que suficiente para representar el comportamiento dinámico de las variables afectadas ante las circunstancias y eventos habituales que suceden en la práctica real. La simulación arranca de un estado estacionario a partir del cual se van encadenando un conjunto de eventos.

La Tabla 1 recoge un conjunto de once eventos, junto con un análisis cualitativo de los resultados observados. Que a su vez se han agrupado por tipo de variable en las siguientes figuras:

1. Figura de caudales. Muestra los SPs y PVs de los caudales a las líneas de producto G1 y G2. Adicionalmente se incluyen como referencia los caudales de exceso a la línea G3. (Figura 6)
2. Figura de aperturas de válvula. Se presenta la evolución de las aperturas de válvula, es esencial para poder entender las restricciones hidráulicas del proceso simulado. (Figura 7)
3. Figura de presiones y caudales totales de componentes. (Figura 8).

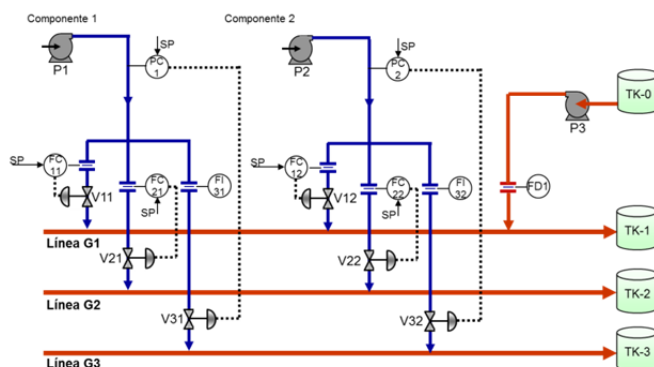


Figura 5: Sistema de control descentralizado para caudales y presiones

Tabla 1: Descripción de eventos y análisis cualitativo de resultados

#	Min.	Descripción
1	10	Cambio en el SP del FC-11 de 12 a 8 m3/h. Se observa que la PV sigue perfectamente al SP.
2	25	Cambio en el SP del FC-12 de 4 a 7 m3/h. Igual comportamiento que en el evento 1.
3	50	Cambio en el SP del FC-11 de 8 a 12 m3/h y cambio en el FC-22 de 11 a 14,2m3/h. El cambio en el FC-11 se realiza sin problemas, sin embargo, querer aumentar el caudal del Componente 2 a la L2, FC-22, obliga a que disminuya el caudal por la línea de excesos, no obstante, llega un momento en que no se puede disminuir más porque la válvula está completamente cerrada. En estas circunstancias hay que asumir un error en régimen permanente tanto en el FC-22 como en PC-2.
4	75	Cambio en SP del PC-2 de 9,5kg/cm2 a 8kg/cm2 El operador de control se da cuenta de la situación

y decide bajar la presión en PC-2 para poder conseguir algo más de caudal. Esta es la actuación adecuada ya que es la bomba centrífuga P-2 quien da presión a la línea. En principio la idea es razonable y se consigue más caudal total de C2, pero éste en lugar de irse a la L2 se va a la línea de excesos por la reacción del PC-2. De hecho, el error en régimen permanente del FC-22 aumenta.

5 100 Cambio en SP del FC-12 de 7m³/h a 6m³/h. El operador decide cambiar el punto de consigna reduciendo el caudal del C2 a la L1 para que quede más caudal disponible para la L2. En lugar de suceder esto, el caudal sobrante se va a la línea de excesos ya que el PC-2 reacciona antes.

6 125 Cambio de SP de PC-2 de 8kg/cm² a 9,5kg/cm². El operador, consciente de la cantidad tan grande de excesos vuelve a dejar el punto de consigna en su valor inicial. El efecto conseguido es cerrar la válvula de excesos para reducir presión en esta ocasión prácticamente se consigue que error en los controladores de caudal sea cero.

7 150 Cambio de SP de FC-22. El operador hace un pequeño ajuste en el punto de consigna llevando el error a cero, de esta forma evita que la válvula abra al 100% debido al término integral del controlador PI. El operador finalmente cree concluida su labor.

8 166 Comienzo trasiego al TK-1 con P-3. Por necesidades de producción es necesario realizar un trasiego del TK-0 al TK-1 a través de la P-3. Concretamente se comienza a bombear a un ritmo de 25m³/h. Este aumento de caudal provoca una contrapresión en la línea, todos los caudales que van a G1 bajan inicialmente y sus controladores actúan en consecuencia. El FC-12 consigue mantener el caudal abriendo su válvula, pero el FC-11 se queda trabajando con un error en régimen permanente ya que la válvula termina abriéndose al 100% si alcanzar el caudal deseado.

9 200 Cambio en SP del PC-1 de 10 a 10,5kg/cm². El operador inicia nuevamente el cambio en la presión de las líneas para acomodarse a la nueva situación hidráulica y conseguir satisfacer los puntos de consigna de los controladores de caudal. Con esta única actuación no es suficiente.

10 230 Cambio en SP del PC-1 de 10,5kg/cm² a 11,5kg/cm². Con este nuevo cambio por fin se consigue que la válvula pueda entrar en control y alcanzar los puntos de consigna de caudal. Nuevamente el operador cree concluida su labor.

11 270 Vuelve a subir el caudal del trasiego, DV1, de 25 a 30 m³/h. Se vuelven a descompensar las presiones volviéndose a saturar el FC-11 y generando un nuevo error en estacionario.

componentes de unidad, mantener los caudales requeridos con este sistema de control es prácticamente imposible.

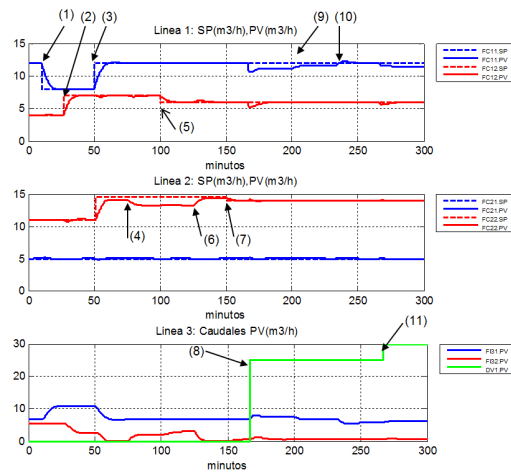


Figura 6: Caudales del Sistema de Control descentralizado

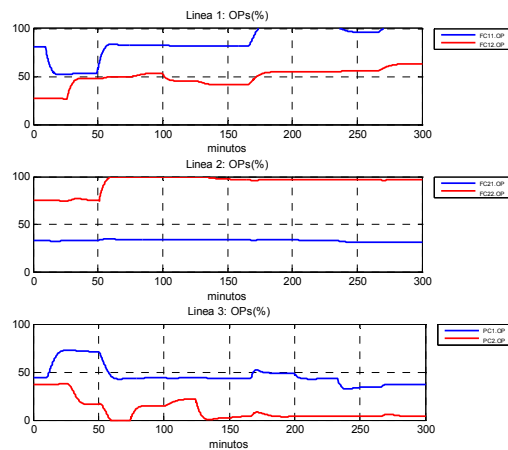


Figura 7: Aperturas de válvula del Sistema de Control descentralizado.

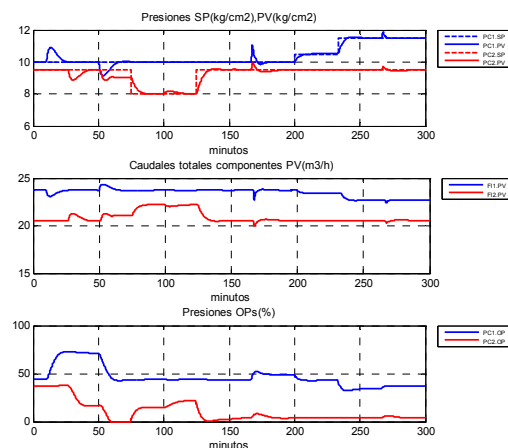


Figura 8: Presiones y caudales totales del Sistema de Control descentralizado

4.2. Control multivariable predictivo

El sistema de control anterior requiere ser mejorado y, debido a la gran interacción entre las variables, el Control Multivariable por desacoplo (Morilla, 2013) sería una posible alternativa. Pero las no-linealidades y las restricciones

Cuando los componentes provienen de tanques intermedios no es necesario cerrar el balance de materia, se puede disponer de más o menos caudal, siempre que haya suficiente inventario en el tanque intermedio sin tener que controlar la presión en la línea. Por el contrario, cuando muchos componentes provienen directamente de unidad esto se convierte en un problema de difícil solución. En el sistema de mezclas de la refinería de Petronor existen 14

inherentes al proceso sitúan al control predictivo como el mejor de los candidatos. En este caso se ha optado por un control multivariable predictivo con algoritmo DMC en el que todas las variables controladas, CVs, se controlan simultáneamente manipulando el conjunto de variables manipuladas disponibles, MVs. Esta estrategia a priori debiera permitir controlar mejor el proceso multivariable ya que minimiza el error global de todas las CVs. El nuevo esquema de control se puede observar en la Figura 9 , donde el controlador multivariable, bloque MPC, manipula las mismas 6 válvulas que los seis controladores monovariantes anteriores y controla las mismas 6 variables (cuatro caudales y dos presiones), resumidas en la Tabla 2.

En (De Keyser, 1991) y (Qin & Badgwell, 2003) se describe un buen resumen de los modelos usados en controladores MPC. En este caso se ha utilizado un modelo de coeficientes de la respuesta escalón, representado por (13).

$$y(t) = y_0 + \sum_{j=1}^n g_j \Delta u(t+k-j/t) \tag{13}$$

$$y(t) = y_0 + G(q^{-1})(1-q^{-1})u(t)$$

Donde g_j son los coeficientes de la respuesta escalón y $\Delta u(t) = u(t) - u(t-1)$. Además y_0 representa el efecto acumulativo de los incrementos de control n periodos de muestreo antes suponiéndose que la salida está asentada en un valor constante.

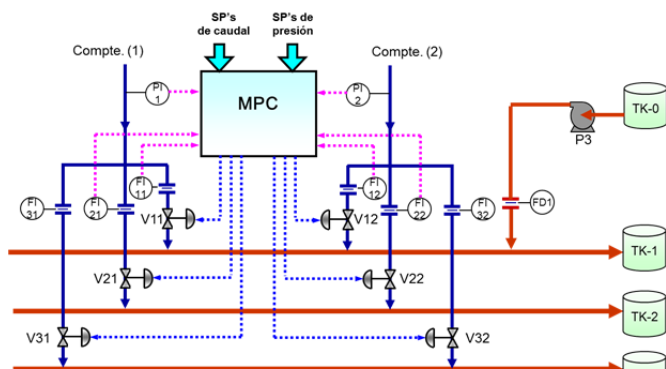


Figura 9: Esquema de control MPC para el control de caudales y presiones

Tabla 2: Estructura del controlador multivariable

CV/MVS	Tag	Descripción
CV1	FI-11.PV	CAUDAL COMPONENTE 1 A L1
CV2	FI-12.PV	CAUDAL COMPONENTE 1 A L2
CV3	FI-21.PV	CAUDAL COMPONENTE 2 A L1
CV4	FI-22.PV	CAUDAL COMPONENTE 2 A L2
CV5	PC-1.PV	PRESION COMPONENTE 1
CV6	PC-2.PV	PRESION COMPONENTE 2
MV1	V11.OP	VALVULA COMPONENTE 1 A L1
MV2	V12.OP	VALVULA COMPONENTE 2 A L1
MV3	V21.OP	VALVULA COMPONENTE 1 A L2
MV4	V22.OP	VALVULA COMPONENTE 2 A L2
MV5	V31.OP	VALVULA COMPONENTE 1 A L3
MV6	V32.OP	VALVULA COMPONENTE 2 A L3

Para la identificación dinámica del modelo del proceso es necesario haber “excitado” al proceso, fase de *Step-Test*. El

ensayo, realizado en simulación con el modelo de la parte hidráulica en lazo abierto, ha consistido en mover las variables manipuladas, es decir, cambiar de posición las seis válvulas implicadas (MV1 a MV6) y observar la evolución temporal de las variables controladas (CV1 a CV6). La duración de este ensayo fue de aproximadamente cinco horas.

Para la identificación se ha usado el producto comercial DMCPlus® de la empresa AspenTech Inc. La Figura 10 muestra una imagen cualitativa del modelo matricial dinámico que usará el controlador MPC. Cada celda recoge la respuesta escalón de la correspondiente variable controlada, por columna, con una variable manipulada, por fila. Una celda en blanco se interpreta como ausencia de interacción entre ese par de variables.



Figura 10: Modelo multivariable ajustado

Llegado a este punto, falta concretar cómo resolverá el problema de control el algoritmo DMC. En definitiva falta concretar la función de coste. En una primera opción se decidió dar prioridad a los puntos de consigna de caudales dejando flotar a las presiones cuando no hubiera grados de libertad disponibles, es decir, cuando alguna de las válvulas estuviera saturada. Pero esta opción no garantizaba que se pudieran satisfacer todas las consignas de caudales. Algo que sí se consiguió sustituyendo los puntos de consigna fijos para las presiones por puntos de consigna dentro de un rango, que equivale a asignar prioridades de forma dinámica en función de los puntos de operación alcanzados. En la determinación de los puntos de consigna óptimos se utiliza una función de coste donde todas las aperturas de válvula (las seis MVs) tienen asociados costes positivos. Pues es en esta situación donde se consiguen los caudales requeridos a la máxima presión posible, siempre dentro del rango, y que el caudal de excesos sea también el menor de los posibles. Justo la situación más favorable para el proceso de mezclas.

A continuación se presentan los resultados obtenidos mediante el algoritmo de control DMC, cuando el mismo proceso es sometido en simulación al mismo conjunto de eventos de la Tabla 1. Un vistazo rápido a la Figura 11 nos permite ver que los caudales simulados alcanzan los puntos de consigna en todas las circunstancias, es decir, el controlador MPC es capaz de hacer frente a todas las perturbaciones y eventos simulados manipulando simultáneamente todas las válvulas de control como se ve en la Figura 12.

La Figura 13 muestra los resultados para las presiones de la línea. Desde el momento inicial, el controlador MPC, debido al coste positivo de la apertura de las válvulas, decide cerrarlas todo lo posible, esto implica maximizar presiones, de esta forma se dispone de todo el caudal de producto disponible para las líneas de mezcla siempre que no se superen las presiones máximas de la línea. Este

funcionamiento sería el funcionamiento intuitivo buscado por el operador de proceso. La ventaja del esquema de control MPC es que lo consigue de forma automática, los objetivos para la presión de las líneas las decide el propio controlador en cada periodo de ejecución.

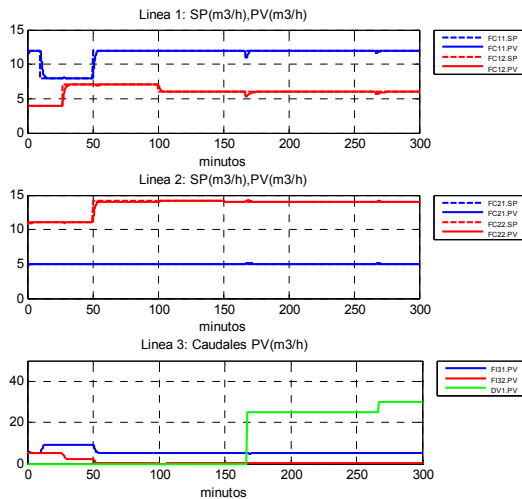


Figura 11: Caudales del MPC con rangos de presión

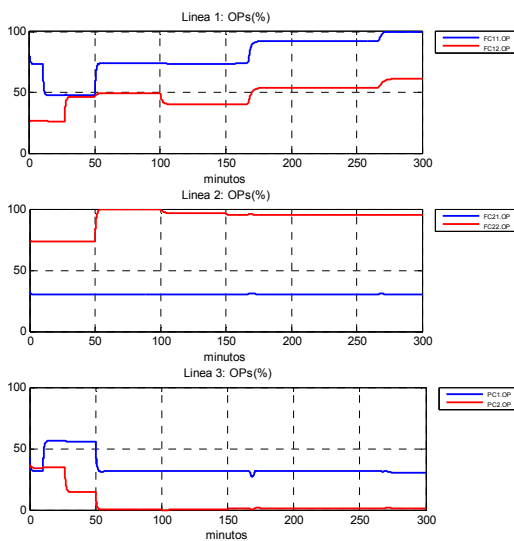


Figura 12: Aperturas de válvula del MPC con rangos de presión

5. Optimización y Control de Propiedades

Una vez resueltos los problemas hidráulicos, es posible garantizar el cumplimiento de un conjunto de puntos de consigna de caudal denominado receta, en tal caso, sería deseable pasar a controlar y optimizar las propiedades de calidad de las mezclas realizadas. Esta sección describe los métodos usados habitualmente en la industria y presenta un nuevo método que mejora los resultados al ser capaz de rechazar las perturbaciones no medibles de forma mucho más efectiva. Aunque algo ya se adelantó en la sección 2.2. La receta es habitualmente calculada por el optimizador online LP+bias, (Singh, Forbes, Vermeer, & Woo, 2000), que se encarga de controlar y optimizar las propiedades de la mezcla acumulada en el tanque.

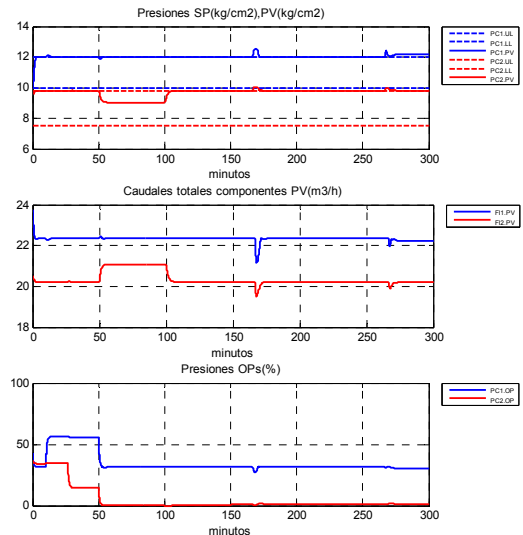


Figura 13: Presiones del MPC con rangos de presión

Una vez mezclados los componentes en la línea, se miden los caudales y presiones relevantes de las líneas para realimentarlos al controlador MPC que se encarga de garantizar el cumplimiento de las recetas de caudal requeridas por el bloque LP+bias. Los puntos de consigna de presión son fijados en función de las restricciones físicas de los equipos. Por otro lado, el caudal de la línea se acumula en el tanque, lugar donde se miden con analizadores de campo las propiedades clave que son realimentadas al controlador y optimizador que será quien calcule la receta para cumplir las especificaciones del tanque. Adicionalmente se suelen tomar muestras del tanque para ser analizadas en laboratorio y así poder contrastar las mediciones de los analizadores. Es importante mencionar que el tanque puede estar sujeto a perturbaciones debido a que se pueden incorporar otras corrientes que estén conectadas mediante otra línea.

El concepto del bias, usado en la programación lineal, se asemeja conceptualmente al error de predicción en el controlador IMC (García & Morari, 1982). La llegada de nuevos datos de laboratorio se aprovecha para actualizar el término bias y provocar que las nuevas consignas se generen tratando de corregir el error de predicción.

Según (Singh, Forbes, Vermeer, & Woo, 1997) la optimización y el control de un blending se puede formular como sigue:

$$\begin{aligned}
 \min_x F(x) &= \min_x c^T x \\
 \text{sujeta a:} & \\
 & Qx \leq (w^T x)s + bias \\
 & h(x) \leq 0
 \end{aligned} \tag{14}$$

Es decir, como un problema de programación lineal donde: c es un vector constante que tiene la información económica del proceso, Q es una matriz que contiene los índices de mezcla de calidad, s es el vector de especificaciones de calidad, x son los caudales de los componentes que queremos calcular, w es un vector de ponderación usado normalmente como unos o ceros en función de si existe o no caudal de un componente concreto a una línea, $bias$ son los errores de predicción usados para

compensar los vectores de predicción y h es un vector que tiene la disponibilidad y los límites superior e inferior de los componentes del blending.

Respecto a la función de coste F normalmente se define para conseguir los siguientes objetivos económicos ordenados por prioridad:

1. Minimizar caudales por la línea de excesos.
2. Minimizar regalo de calidad.
3. Maximizar el uso de componentes más baratos.
4. Minimizar desviación con respecto a la receta inicial generada por el Plan de Producción.

Estos objetivos se tienen que cumplir satisfaciendo las siguientes restricciones, también por orden de prioridad:

1. Disponibilidad de productos en unidades y tanques.
2. Límites físicos de líneas y equipos
3. Especificaciones de calidad del producto final.

Las variables a manipular son exclusivamente los puntos de consigna de caudal de cada uno de los componentes a cada línea.

5.1. Control de calidades en el tanque

Se ha realizado una simulación del proceso en Matlab al objeto de poder comparar los distintos métodos para el control y optimización de las propiedades de calidad en un blendig de tipo rundown, de tal forma que se simula la evolución temporal de calidades y caudales en líneas y tanques.

Se ha optado por seleccionar un caso de estudio más simple que el considerado en la Figura 3 en favor de la comprensión, se usan solo dos líneas, G3 para formular el producto y G2 para aceptar los excesos que cierran el balance de materia que viene de unidad. El caso de estudio simulado utiliza un número reducido de componentes, 8 de 14, sin restar representatividad de la realidad ya que en la práctica raro es el caso de usar más de 10 componentes de forma simultánea. La configuración simulada queda representada en la Tabla 3. Con SP se indica que el componente formará parte de la receta para esa línea como variable de decisión (MV) y su caudal necesitará del correspondiente valor de consigna, mientras que con EX se indica que el componente no formará parte de la receta para esa línea y su caudal actuaría como perturbación (exceso). Siete de los ocho componentes utilizados, los indicados como SP en la Tabla 3 para la línea G3, intervienen en la receta deseada, mientras que uno de los componentes, el indicado como EX en la Tabla3 para la línea G3, es el caudal de perturbación. En la línea G2 de excesos, la situación es la contraria, siete componentes son variables de perturbación habiendo un único componente, P2, como caudal manipulado.

Tabla 3: Topología del sistema de mezclas usada en este ejemplo

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
	P1	P2	MG1	MG2	BYMG	PLH	PP	ETBE	ALQUI	BUTENO	F-DISO1	C-DISO1	C-DISO2	F-DISO2
G1														
G2	EX	SP	EX	EX			EX		EX			EX	EX	
G3	SP	EX	SP	SP			SP		SP			SP	SP	

Para dar verosimilitud a la simulación con la realidad, se han definido un conjunto de perturbaciones realistas con las siguientes características:

1. **Perturbación de propiedad en el tanque** durante la ejecución del blending. La muestra tomada del tanque y analizada en laboratorio difiere del valor

calculado mediante el analizador de campo. En este caso hay que dar crédito al valor de laboratorio.

2. **Perturbación de caudal** de trasiego no planificado al tanque de producto. Por razones operativas es necesario introducir en el tanque formulado, TK-3, una corriente no planificada. En este caso se usará una corriente procedente del componente P2, un exceso que cambiará de valor sin previo aviso.
3. **Perturbación de propiedad en componente** que viene de unidad por razones de control del proceso de producción del componente. Esta es una de las más complejas puesto que cualquier decisión que se tome para compensar las desviaciones de la propiedad acumulada en el tanque no tendrá los efectos previstos por el optimizador.

El conjunto de perturbaciones usadas en la simulación se muestran en la Tabla 4.

Respecto a los tiempos de ejecución del controlador MPC y del optimizador es importante hacer varias consideraciones.

1. El tiempo de muestreo del controlador MPC tiene que ser lo suficientemente rápido como para poder controlar variables de proceso que alcanzan estacionario en unos 5 minutos. En este caso se ha usado un tiempo de ejecución de 15 segundos que es suficiente para discretizar el transitorio con precisión, concretamente requiere que el modelo tenga $5 \times 60 / 15 = 20$ coeficientes.
2. El tiempo de muestreo del optimizador va a depender, entre otras cosas, de la frecuencia a la que podamos refrescar los datos analíticos. Un tiempo de muestreo razonable en estos casos suele ser de 8 horas. Si por el contrario se dispone de un analizador en línea para calcular el valor de las propiedades acumuladas en el tanque, entonces el tiempo de muestreo se puede bajar hasta valores entre 1 y 4 horas, no es necesario aumentar la frecuencia puesto que la dinámica del proceso no lo requiere. En este caso se ha usado un muestreo de 8 horas.

Tabla 4: Parámetros simulación

Parámetros configurados en las perturbaciones	Valor
Valor medio de perturbación caudal	90 (m ³ /h)
Intervalo de simulación donde aplica	50
Valor medio perturbación en tanque	2 (psi)
Intervalo de simulación donde aplica	250
Valor medio error en propiedad de componente	2 (psi)
Intervalo de simulación donde aplica	150

La Figura 14 muestra el resultado de la simulación donde se observa la evolución de las cuatro propiedades clave acumuladas en el tanque conjuntamente con los límites HI y/o LO impuestos al optimizador según el caso. En trazo azul discontinuo se muestran los objetivos previstos por el optimizador. Se manifiestan dos incumplimientos claros al finalizar el blending, uno en la propiedad PVR y otro en el evaporado a 100°C, $E100$. Las causas de los incumplimientos son de distinta naturaleza.

En el caso de la PVR , hay una discrepancia clara entre los objetivos calculados por el optimizador y los valores conseguidos. Esto es razonablemente lógico ya que es precisamente en la propiedad PVR donde hemos incorporado

la perturbación provocando un error de 2 p.s.i. entre el valor teórico y el real. En la Figura 15 se puede observar que a partir del #150 hay una diferencia clara entre lo que el optimizador prevé para las propiedades de la línea, y lo que sucede, esta diferencia solo está presente en la propiedad PVR. Si el optimizador no es capaz de calcular caudales de forma correcta para que se cumplan las propiedades requeridas en la línea, este error se irá acumulando haciendo, como es el caso, que el valor final de la propiedad esté fuera de especificación.

Respecto al incumplimiento de la propiedad E100 las razones son diferentes, en este caso hay una coincidencia total entre el valor esperado, target, y el valor real puesto que el modelo para la propiedad E100 no tiene error. El optimizador no tiene suficientes grados libertad y ha tenido que decidir qué propiedades tenía que satisfacer puesto que no podía cumplir con todas a la vez. En esta ocasión se habían definido las prioridades a favor de la PVR, por tanto, el optimizador sacrifica la E100 para garantizar el cumplimiento de la PVR, aunque finalmente no cumpla ninguna de las dos.

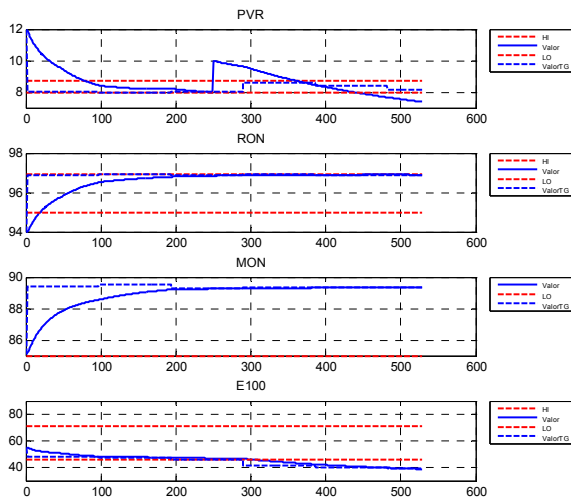


Figura 14: Evolución propiedades en tanque Caso DV total

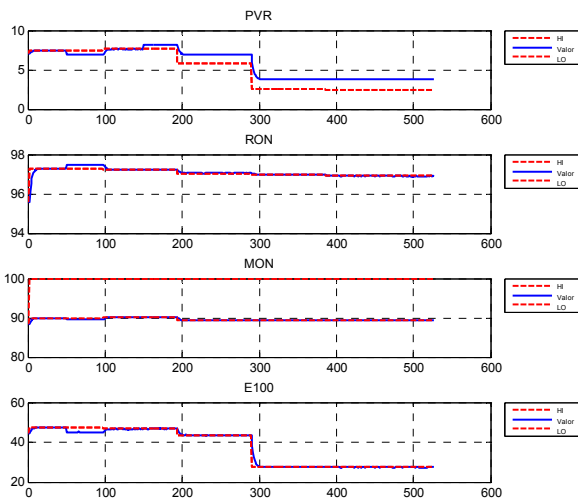


Figura 15: Evolución propiedades en línea Caso DV total

Se puede concluir que el funcionamiento del optimizador no es satisfactorio, el error de modelado con respecto a las propiedades de los componentes es prácticamente irreconciliable con la práctica industrial ya que sitúa al tanque fuera de especificación frecuentemente. *El método LP+bias no es adecuado para blendings de tipo rundown.* Queda evidenciada la necesidad de incorporar feedback respecto a las propiedades de los componentes. La forma más sencilla sería incorporar medidas reales de las propiedades mediante la instalación de instrumentación analítica en campo, desafortunadamente, es poco factible por el alto coste y por la complejidad del mantenimiento.

5.2. Control de calidades en línea

A nivel teórico se han planteado soluciones matemáticas para poder minorar el efecto de los errores de modelado, pero el principal problema es de observabilidad (Kalman, 1960), en nuestro caso hay que observar las propiedades de calidad de una serie de componentes que van a ser mezclados y que solo conocemos las propiedades de la mezcla en ciertos momentos determinados. Se desconocen por el momento aplicaciones prácticas exitosas de estas técnicas en procesos industriales.

Para combatir este problema se propone el esquema de la Figura 16 que está inspirado en la concepción del Control en Cascada, (Marlin, 2000). Entre el bloque LP+bias se incorpora un controlador MPC cuyo cometido es conseguir que se cumplan las calidades en la línea de mezclas. De manera que las perturbaciones que se produzcan en dichas calidades sean rechazadas antes de que afecten a las calidades en el tanque de almacenamiento. Un trabajo reciente (Chen & Yang, 2016) describe una filosofía semejante de control para el blending con componentes de tanque.

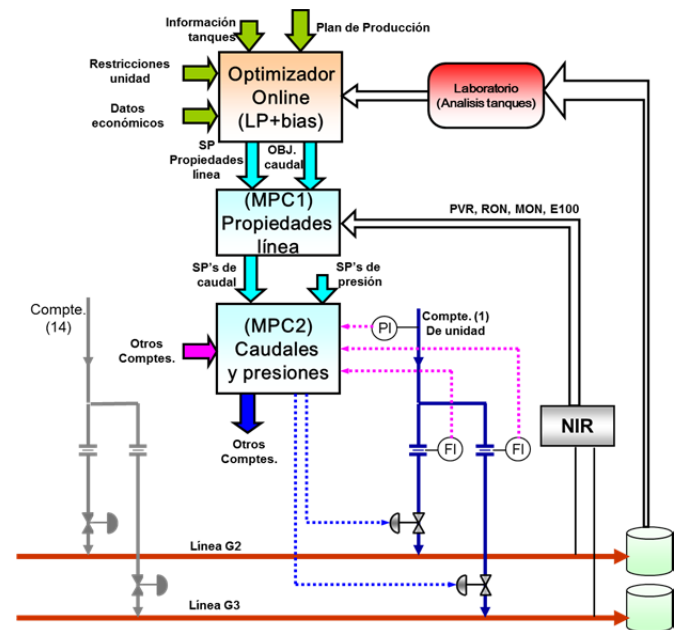


Figura 16: Esquema de Optimización y Control con calidad en línea

En este nuevo esquema de control se han incorporado analizadores en línea (NIR) que miden las propiedades, calidad, de las corrientes de la línea en tiempo real. Estas propiedades son ahora objeto de ser realimentadas al nuevo

controlador, el MPC externo. El bloque LP+bias que anteriormente calculaba los puntos de consigna de caudales y presiones ahora se tiene que reconvertir para fijar los puntos de consigna de las calidades, propiedades, requeridas en la línea.

Se ha incorporado un nuevo Controlador Multivariable MPC1 que ahora recibe como puntos de consigna las propiedades requeridas para las líneas, realimenta las propiedades medidas en las líneas de mezcla con el analizador NIR y adicionalmente recibe como Objetivos (targets) los valores de caudal determinados por el Optimizador online. Este controlador MPC1 calculará los puntos de consigna de caudal, receta, que el MPC2 se encargará de cumplir. El bloque LP+bias básicamente sigue teniendo los mismos roles que en el esquema anterior pero hay una pequeña diferencia, ahora determina puntos de consigna de propiedades de la línea mientras que anteriormente calculaba puntos de consigna de caudal.

La forma práctica de convertir los puntos de consigna de caudal a propiedades de línea es bastante directa, únicamente hay que utilizar el modelo de mezclas, índice de mezclas, descrito en (12)

$$SP_{calidad}(j) = BI(SP_{caudal}(i,j)) \tag{15}$$

Donde el SP de calidades para la línea j resultará de la aplicación del modelo de mezcla (índices de mezcla) para los caudales objetivo de componente i mezclados en la línea j . Estos caudales objetivo son los que determina el bloque LP+bias de la misma forma que venía haciéndolo hasta ahora.

El controlador MPC1 tiene las nuevas variables controladas, CVs, relacionadas con las variables de calidad de la línea.

Tabla 5 Controlador MPC1. Sumario de variables

		Propiedades línea			
		CVn+1	CVn+2	..	CVn+p
SPs caudal	MV1	?	?		?
	MV2	?	?		?
	MV3	?	?		?
	MV4	?	?		?
	..	?	?		?
	MVm	?	?		?

En el caso de estudio se usan 8 componentes en dos líneas, por tanto el número de variables manipuladas es 16. Respecto a las variables controladas hay que considerar las 4 propiedades que se van a controlar en la línea G3 (PVR, RON, MON, E100) por lo que el número total de CVs es 4.

En la Tabla 5 faltan por definir las interrogaciones, es decir, los modelos individuales que relacionan la apertura de cada válvula con las propiedades a controlar en cada una de las líneas. Para esto es necesario relacionar las aperturas de las válvulas con los caudales, y los caudales con las propiedades de calidad. Las primeras ganancias son conocidas ya que formaban parte del modelo empleado por el controlador MPC previo, ahora MPC2. Con respecto a la relación entre caudales y calidades tenemos que volver a usar el modelo de mezclas descrito en los índices de mezcla, solo que ahora no interviene el volumen acumulado en el tanque, solo los caudales aportados a la línea.

$$y_{est}(i).bi = \frac{\sum_{j=1}^{n_{comp}} [x(i,j).bi \times x(i,j).volumen]}{\sum_{j=1}^{n_{comp}} [x(i,j).volumen]} \tag{16}$$

Donde:

- $y_{est}(i).bi$: Índice de mezcla de la calidad prevista en la línea i para una propiedad concreta
- $x(i,j).bi$: índice de mezcla de la corriente i,j
- $x(i,j).volumen$: volumen de la corriente i,j , desde la última ejecución del controlador, es decir, $x(i,j) * T_c$
- T_c : Periodo de ejecución del controlador MPC

La ganancia estacionaria que relaciona $y_{est}(i)$ con el caudal $x(i,j)$ será la derivada parcial de (16):

$$K_{y_{est}(i)/x(i,j)} = \frac{\partial y_{est}(i).bi}{\partial x(i,j)} \tag{17}$$

Ésta se puede calcular fácilmente en cada ejecución del controlador teniendo en cuenta los caudales actuales $x(i,j)$ y los índices de mezcla $x(i,j).bi$ previstos para cada componente. Esto da lugar a un controlador MPC que debería cambiar las ganancias en cada periodo de ejecución y podría ser objeto de inestabilidades. Para evitar estos problemas se ha empleado un modelo de ganancias constantes, se han usado las ganancias correspondientes a los caudales previstos por el optimizador en su primera ejecución incrementadas en un 25%, si bien no es un método muy riguroso, es una práctica habitual en la industria cuando se desea dar robustez al controlador frente a perturbaciones no medidas. Existen múltiples referencias sobre la robustez y garantías necesarias para la estabilidad de un controlador MPC, (Camacho & Bordons, 2007), (Qi & Fisher, 1994). Un 25% más de ganancia en el modelo genera unos movimientos del controlador MPC un 25% aproximadamente menores que los necesarios, esto añade estabilidad al controlador a costa de aumentar el tiempo necesario para alcanzar estacionario. En este caso es asumible tardar unos minutos adicionales en alcanzar estacionario ya que el tiempo requerido para llenar el tanque es normalmente de dos o tres días.

En esta nueva simulación se incorporan las mismas perturbaciones que el caso anterior pero controlando la calidad de las propiedades de la línea. Se han considerado los mismos parámetros de simulación que el caso sin control de propiedades en línea, Tabla 4. La Figura 17 muestra las propiedades acumuladas en el tanque donde se observa a primera vista que se han satisfecho todas las restricciones de calidad y se han alcanzado los objetivos previstos por el optimizador cuando se termina de producir el lote. La diferencia con respecto al caso anterior está en los resultados conseguidos respecto a las propiedades requeridas para la línea. La Figura 18 muestra estos resultados donde se aprecia que el controlador MPC es capaz de manipular los caudales como sea necesario para conseguir que las propiedades reales, trazo azul, sean las que determina el optimizador, trazo rojo. Esto es así en toda la simulación salvo los transitorios en los que se requiere un cierto tiempo para la consecución de los nuevos caudales. El controlador MPC puede convivir con un error de modelado siempre que el feedback de propiedades de la línea esté disponible.

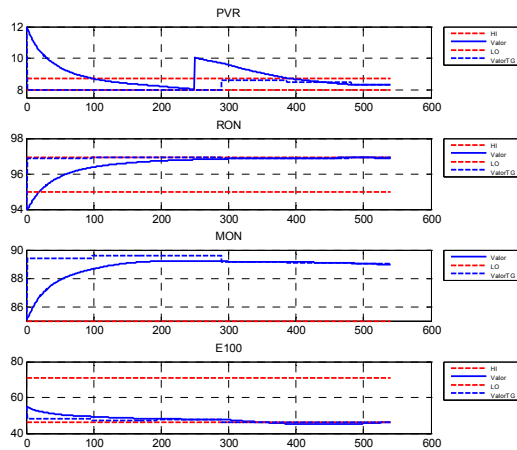


Figura 17: Evolución propiedades en tanque con control en línea

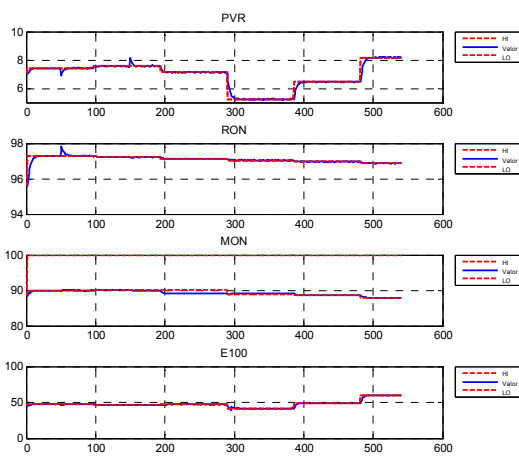


Figura 18: Evolución propiedades en línea con control en línea

6. Conclusiones

Se puede concluir que con esta modificación, el conjunto optimizador más controladores MPC, puede convivir con todas las perturbaciones habituales presentes en un caso real. Este sistema se ha implementado industrialmente dando resultados muy satisfactorios. No obstante se han detectado las siguientes posibles mejoras potenciales:

- Conveniencia de utilizar algoritmos de optimización más complejos. Concretamente la posibilidad de usar técnicas como Mixed Integer Linear Programming para posibilitar que haya componentes que se saquen completamente de la receta tomando decisiones de tipo entero.
- Incorporar en el optimizador incertidumbres de calidad y disponibilidad de los componentes.
- Recalcular las ganancias del MPC de calidad de línea con otro método más “científico” que mejore las respuesta en transitorios.

Referencias

Agrawal, S. (1995). Integrate blending control, optimization and planning. *Hydrocarbon Processing*, 129-139.

- Auckland, M., & Charnock, D. (1969). The Development of Linear Blending Indices for Petroleum Properties". *J. Institute of Petroleum*, 55(545), 322-329.
- Baird, C. T. (1989). *Guide to Petroleum Blending*. Austin, Texas: HPI Consultants, Inc.
- Borden, G., & Friedmann, P. G. (1998). *Control Valves: Practical Guides for Measurement and Control*. International Society of Automation.
- Camacho, E., & Bordons, C. (2007). *Model Predictive Control*. London: Springer.
- Campo López, A. (2014). *Valvulas de Control: Selección y Cálculo*. Ediciones Diaz de Santos.
- Chebre, M., Creff, Y., & Petit, N. (2010). Feedback Control and Optimization for the production of commercial fuels by blending. *Journal of Process Control*, 441-451.
- Chen, W., & Yang, J. (2016). A double loop optimization method for gasoline online blending. *IEEE International Conference on Industrial Technology (ICIT)* (págs. 622-627). Taipei, Taiwan: IEEE.
- Cheng, H., Zhong, W., & Qian, F. (2011). Real Time Optimization of the Gasoline Blending Process with Unscented Kalman Filter. *International Conference on Internet Computing and Information Services* (págs. 148-151). IEE Computer Society.
- De Keyser, R. (1991). Basic Principles of Model Based Predictive Control. *ECC 91 European Control Conference*, (págs. 1753-1758). Grenoble.
- Diaz, A., & Barsamian, J. (1996). Meeting changing fuel requirements with online optimization. *Hydrocarbon Processing*, 71-76.
- Fisher. (2017). *Control Valve Handbook 5th Ed*. Singapore: Fisher Controls International LLC.
- Forbes, J., & Marlin, T. (1994). Model accuracy for economic optimizing controllers. The bias update case. *Industrial Engineering Chemistry fundamentals*, 1919-1929.
- Garcia, C., & Morari, M. (1982). Internal Model Control-I. A unifying review and some new results. *IECPDD(21)*, 308-323.
- Givens, L. (1985). Modern petroleum refining: An overview. *Automotive Engineering*, 69-77.
- ISA, I. S. (2013). *ANSI/ISA-95.00.03-2013 Enterprise Control System Integration Part 3*. North Carolina USA: Research Triangle Park ISA.
- Kalman, R. (1960). A new approach to linear filtering and prediction problems. *Transactions of the ASME-Journal of Basic Engineering*, 35-45.
- Marlin, T. E. (2000). *Process Control, Designing Processes and Control System for Dynamic Performance 2nd ed*. New York: McGraw-Hill.
- Morilla, F., Garrido, J., & Vázquez, F. (2013). Control Multivariable por Desacoplo. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial*, 10(1), 3-17
- Morris, W. (1975). The Interaction Approach to Gasoline Blending. *NPRA 73rd Annual Meeting*. San Antonio, Texas.
- Perry, R. H. (1989). *Perry's Chemical Engineers Handbook 6th Ed*. USA: McGraw-Hill.
- Qi, Z., & Fisher, D. (1994). Robust stability of model predictive control. *American Control Conference*, (págs. 3258-3262). Baltimore USA.
- Qin, S., & Badgwell, T. (2003). A survey of industrial model predictive control technology. *Control Engineering Practice*, 733-764.
- Ramsey, J., & Truesdale, P. (1990). Blend optimization integrated into refinery wide strategy. *Oil & Gas Journal*, 40-44.
- Rusin, M., Chung, H., & Marshall, J. (1981). A transformation method for calculating the research and motor octane numbers of gasoline blends. *Industrial Engineering Chemistry Fundamentals*, 195-204.
- Seborg, D. (1999). *A perspective on Advanced Strategies for Process Control (revisited)*. New York: Springer-Verlag.
- Singh, A., Forbes, J., Vermeer, P., & Woo, S. (1997). Model Updating in the Presence of Stochastic Feedstock Disturbances for Real-Time Optimization of Blending Operations. *American Control Conference*.
- Singh, A., Forbes, J., Vermeer, P., & Woo, S. (2000). Model based real time optimization of automotive gasoline blending operations. *Journal of Process Control*, 43-48.
- Sullivan, T. (Mayo de 1990). Refinery-wide blend control and optimization. *Hydrocarbon Processing*, 93-96.
- Treiber, S. e. (1998). *Reformulated Gasoline: The challenge to conventional Gasoline Blending Technology*. Hydrocarbon Processing Process Optimization Conference. Houston, USA.
- Wang, W., Li, Z., Zhang, Q., & Li, Y. (2007). On-line optimization model design of gasoline blending system under parametric uncertainty. *Proceedings of the 15th Mediterranean Conference on Control & Automation*. Athens, Greece.
- Zang, Y., Monder, D., & Forbes, J. (2002). Real-time optimization under parametric uncertainty: a probability constrained approach. *Journal of Process Control*, 373-389.