

TESIS DOCTORAL

2019

**Optimización y Control de un Proceso de
mezclas tipo rundown para la fabricación
de gasolinas****D. Rafael González Martín**Ingeniero en Automática y Electrónica Industrial
por la Universidad de Mondragón**Programa de Doctorado en
Ingeniería de Sistemas y de Control****Director****Dr. D. Fernando Morilla García**

Catedrático de Ingeniería de Sistemas y Automática

*A Sole, compañera y amor de mi vida
y a Xabier, su dulce sonrisa me robó el corazón para siempre.*

Agradecimientos

El mío ha sido un viaje largo, inesperadamente largo, cuando decidí matricularme y realizar los estudios de doctorado fue por varios motivos, pero esencialmente por uno, quería cumplir un sueño, un sueño casi de adolescencia que fue tomando forma y que se fue convirtiendo primero en una meta, y luego en una necesidad, en una necesidad constante de seguir aprendiendo, de seguir explorando los límites de las cosas, de ir más allá de lo establecido y de seguir cuestionándolo todo. Ahora estoy llegando al final de este viaje, y lo que más me apremia es la necesidad de agradecer a todos los que me han ayudado en el camino.

Mi agradecimiento tiene que expresarse desde el principio, en primer lugar, a quien me introdujo el gusanillo de esta maravillosa especialidad, Ander Etxebarria, mi primer profesor de Automática y posterior compañero y amigo. Después de un tiempo, fue Sole quien me dio el empujón necesario para empezar, seguramente no hubiera empezado de no haber sido por su insistencia. Y así, empecé emocionado, disfrutando del aprendizaje y de la posibilidad de aplicar lo aprendido en una instalación industrial que resulta ser la empresa en la que trabajo. Tener la sensación de hacer algo que sirva para algo es muy gratificante, y si ese algo, es algo nuevo, todavía más. Quiero agradecer a Petróleos del Norte S.A. (Petronor) la posibilidad de haber podido desarrollar este trabajo, y de disfrutar mientras lo hacía.

Una vez terminada la investigación y aplicados los conceptos desarrollados, la etapa de disfrute comenzó a decaer, se habían resuelto todos los problemas técnicos y solo quedaba lo más tedioso, documentar, escribir esta tesis y defenderla, pero en ese momento se torció todo. El azar quiso que ese Martes 13 quedara marcado en el calendario y que una de las personas más queridas se marchara para siempre. La vida tiene sus cosas, y la vida, quiso en ese momento que la redacción de esta tesis quedara en suspenso durante un periodo prolongado. Es en este periodo donde más tengo que agradecer, sino hubiera sido por la cariñosa insistencia de Sole, Cesar de Prada, Gloria Gutierrez, Fernando Morilla, Sebastián Dormido, Pedro Txarroalde... esta tesis se hubiera quedado sin terminar, y hubiera sido la primera vez en mi vida que dejara algo importante sin hacer.

Afortunadamente, a pesar de haber pasado un largo espacio de tiempo, el tema de la tesis sigue en vigor, ha sido necesaria una pequeña adaptación para retomar el trabajo, y terminar por fin lo empezado allá por el año 2000. Durante esta última etapa, es imprescindible volver a agradecer a Fernando Morilla la ayuda prestada, su aportación ha marcado la diferencia.

Es mucho el pelo perdido y las canas que me han salido desde que empecé este viaje, pero también ha sido mucho el tiempo que ha permanecido viva esta ilusión. Gracias de corazón a todos los que habéis sido mi "*Pepito Grillo*" y me habéis sabido poner las pilas.

Resumen

La gasolina comercial es una mezcla de componentes obtenidos de la destilación del petróleo crudo después de haber pasado por una serie de procesos orientados a cumplir un conjunto de especificaciones, éstas están relacionadas con las características físico químicas que garantizan una buena combustión en su lugar de venta. Adicionalmente se han ido introduciendo otras especificaciones relacionadas con el cumplimiento del marco regulatorio en términos de impacto en el medioambiente.

El reto del Sistema de Optimización y Control en este proceso de mezclas es maximizar el margen económico del proceso utilizando la mezcla de componentes más barata, satisfaciendo la 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 complejidad de estos sistemas de mezcla ha ido aumentando con el tiempo debido a la competencia creciente en el sector, por este motivo, las refinerías más competitivas realizan las mezclas con componentes que provienen directamente de unidad en lugar de pasar por almacenamiento intermedio, se disminuyen inventarios y potencialmente se aumenta el beneficio. A pesar del enorme potencial económico en juego, a día de hoy casi no existen soluciones tecnológicas que resuelvan este problema de optimización y control de forma sencilla y robusta.

En esta tesis se presentan los métodos habituales y se describe un método innovador consistente en aplicar distintos niveles de automatización emulando la estrategia de control en cascada. Los exitosos resultados obtenidos en simulación han permitido aplicar el método propuesto en una instalación real, concretamente en una refinería de petróleo, donde se ha podido contrastar la bondad del método y su generalización a un sistema con dimensionamiento real.

El método descrito tiene potencial de mejora que podría ser explorado en futuras investigaciones, se enumera una lista de posibles modificaciones orientadas a dar mayor robustez al método y a un mejor desempeño en un escenario de perturbaciones constantes mayoritariamente no medidas.

INDICE

1	Introducción.....	1
1.1	La producción de gasolinas	1
1.2	Hipótesis y objetivos de la tesis.....	5
1.3	Contribución sobre el estado de conocimiento.....	8
1.4	Organización de la tesis.....	9
2	Proceso de mezclas para la producción de gasolinas	11
2.1	Descripción general. Unidades de una refinería de petróleo.	11
2.2	Especificaciones habituales de un blending	14
2.3	Topologías del sistema de mezclas	15
2.3.1	Blending con tanques intermedios	15
2.3.2	Blending tipo rundown o inline	16
2.4	Sistemas de instrumentación	18
2.5	Topología de los sistemas de Optimización y Control	19
3	Descripción analítica del proceso. Modelos asociados	23
3.1	Descripción del bloque FOPD	23
3.2	Sistemas hidráulico mecánicos	25
3.2.1	Válvulas automáticas de control.....	25
3.2.2	Caudal y presión de líquidos en tuberías.	28
3.2.3	Tanques de hidrocarburos.	30
3.2.4	Bombas de líquidos.....	31
3.2.5	Ejemplo de Proceso de mezclas	33
3.3	Propiedades analíticas (índices de mezcla).....	38
3.3.1.1	Presión de Vapor Reid (PVR).....	39
3.3.1.2	Research Octane Number (RON)	39
3.3.1.3	Motor Octane Number (MON)	40
3.4	Descripción Empírica	41
3.4.1	Modelo de respuesta impulsional (FIR).....	41
3.4.2	Modelo de respuesta a salto	42

3.4.3	Modelo Recursivo de Función de Transferencia	43
3.5	Proceso de Obtención del Modelo Matricial Dinámico.....	44
4	Control de Presiones y Caudales.....	49
4.1	Control descentralizado.....	49
4.2	Control Multivariable Predictivo (MPC).....	55
4.2.1	Fundamentos del Control Predictivo.....	55
4.2.2	Cálculo de los movimientos del controlador MPC	59
4.2.3	MPC para el caso multivariable, uso de Programación Lineal	61
4.2.4	Estrategia cuando no existe solución factible	64
4.2.4.1	CV Rank.....	65
4.2.4.2	LP Equal Concern Error	66
4.2.4.3	Imposición de la solución de la programación lineal.....	67
4.2.5	Descripción del controlador MPC utilizado en el proceso de blending	68
4.2.5.1	Análisis cualitativo de ganancias en estacionario	74
4.2.6	Resultados Controlador MPC	77
4.3	Control MPC usando rangos	80
4.3.1	Resultados Control MPC usando rangos.....	80
4.4	Comparativa de los sistemas de control y valoración económica.....	83
4.5	Detalles del controlador real implementado.....	85
5	Optimización y Control de Propiedades.....	89
5.1	Fundamentos teóricos aplicados	89
5.2	Descripción del caso de estudio.....	98
5.2.1	Caso inicial $h=1$	103
5.2.2	Caso inicial $h=0.3$	106
5.2.3	Caso DV tanque y caudal	109
5.2.4	CasoDVTtotal.....	113
5.3	Control de calidades en la línea.....	118
5.4	Caso estudio control calidades en línea.....	123
5.5	Aspectos prácticos de una implementación industrial	127
6	Conclusiones y futuras líneas de trabajo.....	129
	Bibliografía	133

Apendices.....	137
A. Código Matlab para cálculo de índices de mezcla	137
B. Simulación proceso hidráulico: Valores iniciales	141
C. Ejemplo de configuración del Optimizador en Matlab	148

Lista de Tablas

Tabla 2-1 Propiedades comerciales de gasolinas Normal(GSP95) y Premium(GSP98)	15
Tabla 3-1 Entradas y salida del bloque válvula	27
Tabla 3-2 Entradas salidas del bloque tanque	30
Tabla 4-1 Descripción de eventos y análisis cualitativo de resultados.....	52
Tabla 4-2 Valores típicos de CV Rank.....	65
Tabla 4-3 Estructura del Controlador Multivariable	73
Tabla 4-4 Matriz de ganancias estacionarias K.....	74
Tabla 4-5 Matriz RGA.....	74
Tabla 4-6 Descomposición SVD. Matriz U	75
Tabla 4-7 Descomposición SVD. Matriz Σ	76
Tabla 4-8 Descomposición SVD. Matriz V.....	76
Tabla 4-9 Emparejamientos recomendados.....	76
Tabla 4-10 Conjunto de eventos aplicados al controlador MPC.....	78
Tabla 4-11 Acciones asociadas a cambio de receta	86
Tabla 5-1 Topología del sistema de mezclas usada en este ejemplo	100
Tabla 5-2 Propiedades de los componentes	100
Tabla 5-3. Parámetros principales de la simulación	102
Tabla 5-4. Parámetros específicos de la simulación del caso inicial $h=1$	103
Tabla 5-5. Parámetros específicos de la simulación del caso inicial $h=0,3$	107
Tabla 5-6. Parámetros específicos de la simulación del caso DV tanque y caudal	110
Tabla 5-7. Parámetros específicos de la simulación del caso DV total	113
Tabla 5-8 Controlador MPC1. Sumario de variables	120
Tabla 5-9 Controlador MPC: Sumario de variables aumentado	122
Tabla 5-10 Sumario de Cambios en la nueva estrategia de control.....	123
Tabla 5-11. Parámetros específicos de la simulación del caso DV total con control de línea	123

Lista de Figuras

Figura 1-1 Proceso genérico del refino de petróleo.....	2
Figura 1-2 Proceso típico de mezclas.	3
Figura 1-3 Esquema de Control propuesto.....	5
Figura 2-1 Diagrama de proceso de una refinería típica	12
Figura 2-2 Blending de tanques intermedios	16
Figura 2-3 Blending rundown (directo de unidad de proceso).....	17
Figura 2-4 ISA-95, Jerarquía niveles de control	19
Figura 2-5 Jerarquía habitual en un Sistema de Optimización y Control de mezclas	20
Figura 3-1 Modelo del bloque FOPD	24
Figura 3-2 Máscara del bloque FOPD	25
Figura 3-3 Modelo de una válvula de control.....	26
Figura 3-4 Máscara del bloque válvula de control	27
Figura 3-5 Respuesta dinámica de una válvula de Control	28
Figura 3-6 Modelo simple de un tramo de línea de líquido.....	29
Figura 3-7 Mascara de simulación para tramo de tubería.....	29
Figura 3-8 Modelo de un tanque de proceso.....	30
Figura 3-9 Máscara del bloque tanque	31
Figura 3-10 Curva característica de una bomba centrífuga	32
Figura 3-11 Diagrama de bloques de una bomba centrífuga	32
Figura 3-12 Máscara del bloque bomba	33
Figura 3-13 Esquema de un proceso de mezclas con dos componentes y tres líneas.....	34
Figura 3-14 Vista parcial del modelo del proceso de mezclas de la Figura 3-13	36
Figura 3-15 Diagrama de bloques del proceso.....	36
Figura 3-16 Simulación del proceso de mezclas con un controlador de caudales y presiones.....	37
Figura 3-17 Modelo Respuesta Impulsional	42
Figura 3-18 Modelo Respuesta a salto.....	43
Figura 3-19 Identificador del modelo	44
Figura 3-20 Ensayo realizado en variables independientes.....	47
Figura 3-21 Evolución temporal variables dependientes.....	47
Figura 3-22 Modelo multivariable obtenido.....	48
Figura 3-23 Modelo multivariable ajustado.....	48
Figura 4-1 Sistema de Control descentralizado de caudales y presiones.....	50
Figura 4-2 Diagrama interno del bloque controlador con control descentralizado	51
Figura 4-3 Caudales del Sistema de Control descentralizado.....	53

Figura 4-4 Aperturas de válvula del Sistema de Control descentralizado.....	54
Figura 4-5 Presiones y caudales totales del Sistema de Control tradicional	55
Figura 4-6 Estrategia de horizonte móvil de un CPBM	58
Figura 4-7 Esquema de control MPC para el control de caudales y presiones	68
Figura 4-8 Diagrama de bloques con control predictivo MPC.....	69
Figura 4-9 Modelo simulado del sistema de mezclas con control centralizado MPC	69
Figura 4-10 Máscara controlador MPC	72
Figura 4-11 Modelo multivariable usado por el controlador MPC	73
Figura 4-12 Caudales del MPC con SPs de presión.....	78
Figura 4-13 Aperturas de válvula del MPC con SPs de presión	79
Figura 4-14 Presiones del MPC con SPs de presión.....	79
Figura 4-15 Caudales del MPC con rangos de presión	81
Figura 4-16 Aperturas de válvula del MPC con rangos de presión.....	82
Figura 4-17 Presiones del MPC con rangos de presión.....	82
Figura 4-18 Comparación caudales de receta	83
Figura 4-19 Comparación caudales de exceso y acumulación en TK-3	84
Figura 4-20 Modelo multivariable implementado	85
Figura 4-21 Interface de Operador MPC control de caudales y presión	86
Figura 5-1 Diagrama de bloques del Optimizador de calidad en el tanque	89
Figura 5-2 Diagrama de bloques del bias (IMC)	91
Figura 5-3 Proceso de Mezclas simplificado de ejemplo	92
Figura 5-4 Esquema de Optimización y Control.....	99
Figura 5-5 Evolución propiedades en tanque Caso Ini, $h=1$	104
Figura 5-6 Evolución propiedades en línea Caso Ini, $h=1$	105
Figura 5-7 Evolución caudales en línea Caso Ini, $h=1$	106
Figura 5-8 Evolución propiedades en tanque Caso Ini, $h=0.3$	107
Figura 5-9 Evolución propiedades en línea Caso Ini, $h=0.3$	108
Figura 5-10 Evolución caudales en tanque Caso Ini, $h=0.3$	109
Figura 5-11 Evolución propiedades en tanque Caso DV tanque y caudal.....	110
Figura 5-12 Evolución propiedades en línea Caso DV tanque y caudal	111
Figura 5-13 Evolución caudales en línea Caso DV tanque y caudal	112
Figura 5-14 Evolución propiedades en tanque Caso DV total	114
Figura 5-15 Evolución propiedades en línea Caso DV total.....	115
Figura 5-16 Evolución caudales en línea Caso DV total	116
Figura 5-17 Diagrama de Bloques del Optimizador con control de calidad en línea	118
Figura 5-18 Esquema de Optimización y Control con control de calidad en línea.....	119
Figura 5-19 Evolución propiedades en tanque Caso DV total con control en línea	124

Figura 5-20 Evolución propiedades en línea Caso DV total con control en línea.....	125
Figura 5-21 Evolución caudales en línea Caso DV total con control en línea	126
Figura 5-22 Funcionalidad de la Implementación industrial del Optimizador	127

Lista de Abreviaturas

ADU	Atmospheric Distillation Unit
AKU	Alquilation Unit
BI	Blending Index
CPBM	Control Predictivo Basado en Modelos
CV	Variable Controlada
DMC	Dynamic Matrix Controller
DCU	Delayed Cocker Unit
E100	Evaporado a 100°C
FC	Flow Controller
FI	Flow Indicator
FIR	Finite Impulse Response
FCCU	Fluid Catalytic Cracking Unit
FOPD	First Order Plus Delay
GA	Genetic Algorithm
GMV	Generalized Minimum Variance
GOV	Gas Oil de Vacio
Hc	Horizonte de Control
Hp	Horizonte de Prediccion
HS	Hand Selector
ISA	International Society of Automation
IDCOM	Identification and Command
LPG	Liquified Petroleum Gas
MON	Motor Octane Number
MPC	Model Predictive Control
mv	Manipulated Variable
NIR	Near Infra Red
NN	Neural Network
PC	Pressure Controller
PI	Pressure Indicator
PID	Controlador Proporcional Integral Derivativo
PV	Process Variable
PVR	Presión de Vapor Reid
RGA	Relative Gain Array
RON	Research Octane Number

SP	Set Point
SProg	Sequential Programming
SVD	Singular Value Decomposition
u	Variable entrada
VDU	Vacuum Distillation Unit
y	Variable salida
\hat{y}	Variable salida estimada

1 Introducción

Este capítulo describe el proceso de mezclas requerido para la producción industrial de gasolinas comerciales. Se presentan los problemas relacionados con los sistemas de control disponibles en el mercado, tanto desde una perspectiva histórica como de los retos actuales que afronta la industria. Se describen los objetivos y la organización de la tesis.

1.1 La producción de gasolinas

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. La Figura 1-1 muestra el diagrama de flujo de un proceso genérico de refinación de petróleo en el que los productos intermedios provienen de la primera destilación atmosférica y de las plantas de Conversión. Estos productos intermedios tienen que ser tratados antes de poder mezclarse, básicamente se trata de eliminar todo el contenido de azufre que luego no puede estar presente en el producto final.

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.

La Figura 1-2 muestra un proceso de mezclas típico, los componentes son mezclados en líneas (*headers*) diferentes mediante la adición de componentes cuya procedencia puede ser directamente de Unidad de Proceso o de algún tanque intermedio. El destino final de cada línea es un tanque de producto final listo para su venta. En el proceso de la Figura 1-2 se obtienen dos productos, con sus correspondientes características, como mezclas de cuatro

componentes (dos procedentes de tanques y dos procedentes de unidades) empleando dos líneas de mezcla.

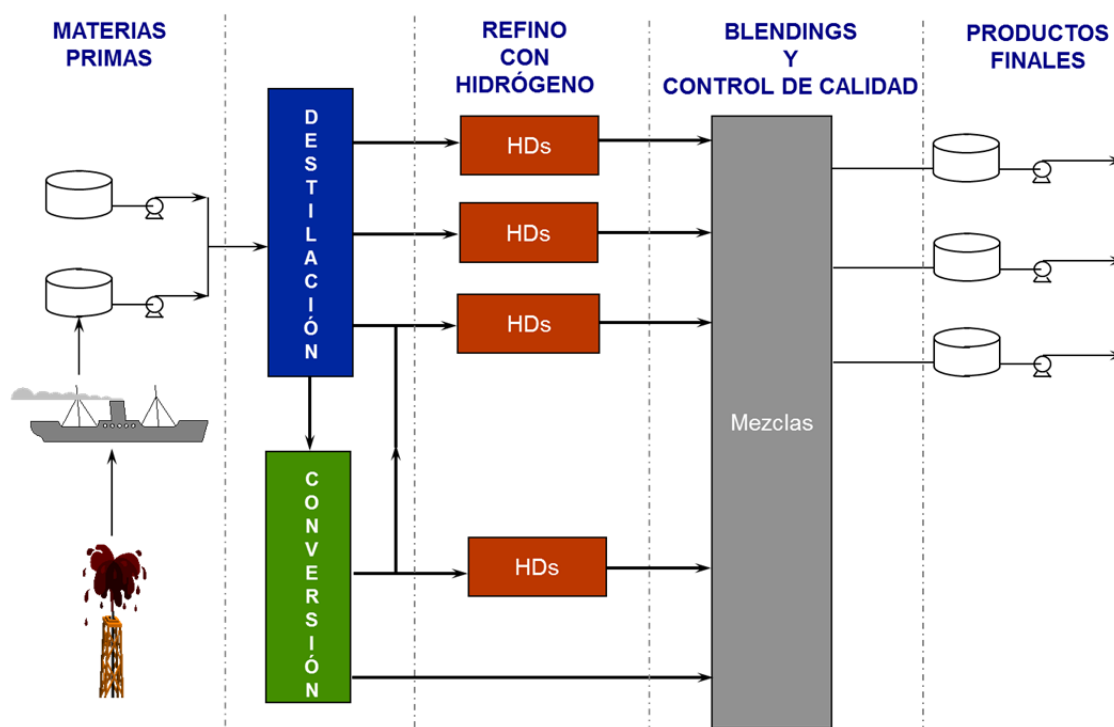


Figura 1-1 Proceso genérico del refinado de petróleo

La adición de los componentes a las líneas se controla mediante válvulas de control automáticas que regulan el caudal del componente añadido a la línea. Es muy habitual que se disponga de Analizadores en línea para poder medir las propiedades químicas de la mezcla que son objeto de la especificación. En función del tipo de gasolina se suelen controlar simultáneamente hasta doce propiedades, entre las que destacan: densidad, presión de vapor, índice de octano, fracción bencénica, fracción olefínica, varias temperaturas de evaporación y contenido en azufre (Baird, 1989).

El reto del Sistema de Control en este proceso de mezclas es maximizar el margen económico del proceso utilizando la mezcla de componentes más barata, satisfaciendo la 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**.

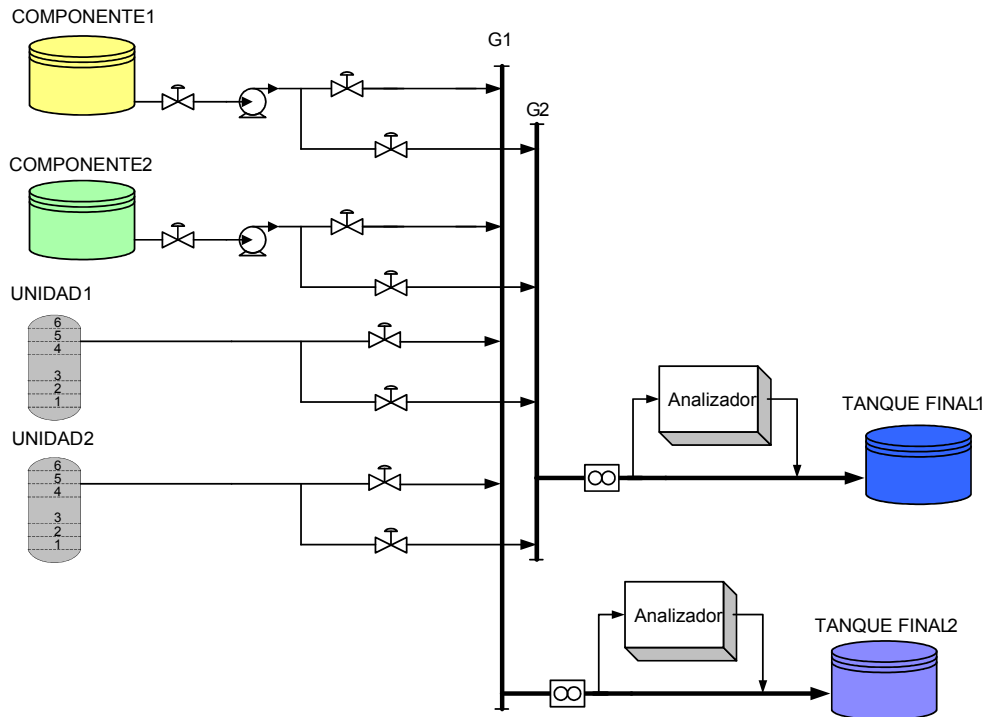


Figura 1-2 Proceso típico de mezclas.

La dificultad de este problema de optimización reside fundamentalmente en la no linealidad de la mezcla de propiedades y en la variabilidad de la disponibilidad y calidad de los componentes. El problema de la no linealidad es un factor clave que ha sido estudiado intensivamente por la comunidad científico-académica (Avriel, 1976) (Edgar & D.M., 1988) existiendo un amplio abanico de soluciones posibles al problema de optimización. 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, eliminando de esta forma la variabilidad de calidad al ser conocida la composición del tanque. En este tipo de blending de tanques la variabilidad de la disponibilidad es muy reducida ya que se puede anticipar la cantidad necesaria de cada componente, por tanto, basta con garantizar que en cada tanque haya inventario suficiente antes de empezar la mezcla.

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 tancaje intermedio, recurso escaso en una refinería, se reducen tiempos de producción al acercarse a una estrategia de producción "just-in-time" y se reducen inventarios que se traducen automáticamente en una reducción de activos circulantes con su reflejo en la cuenta de resultados de la empresa.

A pesar que el sector de refino es consciente de este potencial, la realidad es que la mayoría de las refinerías mundiales siguen realizando las mezclas directamente desde tanques. Los motivos son varios, pero fundamentalmente hacen referencia a la escasez de productos comerciales, en el área de optimización y control automático, que puedan gestionar bien un blending realizado directamente de unidades.

1.2 Hipótesis y objetivos de la tesis

El objetivo fundamental de esta investigación se centra en estudiar y desarrollar un Sistema de Optimización y Control que sea válido para procesos de mezcla directa de unidad. Este tipo de procesos se conocen como Sistemas de Mezcla de tipo "rundown". Asimismo, y debido a la vinculación profesional del doctorando con la Refinería de Petróleos del Norte (PETRONOR S.A.) el sistema desarrollado se ha implementado en el Blending de Gasolinas de la Refinería de Bilbao, que consta de tres líneas de mezcla y catorce componentes, de los cuales, trece proceden directamente de Unidades de Proceso. Este Sistema de Optimización y Control tiene especial relevancia en la Refinería de Bilbao debido a la imposibilidad de ampliar el parque de tanques por limitaciones orográficas. Y donde cualquier ampliación en el volumen de operaciones requiere una gestión optimizada del sistema de mezclas.

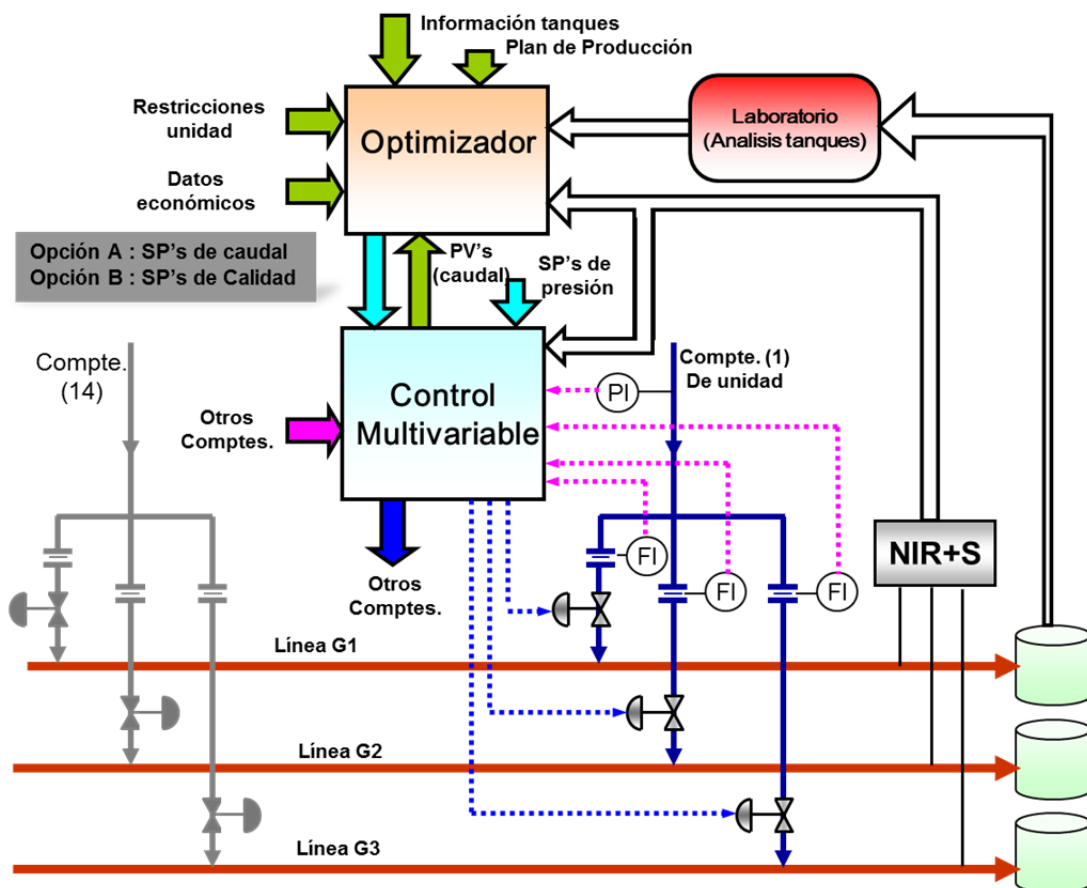


Figura 1-3 Esquema de Control propuesto.

La Figura 1-3 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**).

Por un lado, se diseñará un Controlador Multivariable, 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.

Este Controlador Multivariable recibirá los puntos de consigna de caudal a través 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 1-3.

En esta tesis se propone usar el Controlador Multivariable a una frecuencia de ejecución múltiplo de la frecuencia de ejecución del Optimizador. Esta solución inspirada en el control en cascada queda representada en la Figura 1-3 como Opción B. Donde, el Controlador Multivariable además de controlar caudales y presiones, controlará la calidad de la mezcla en la línea en cada periodo de ejecución, análogamente a lo que haría el lazo interno de un control en cascada. De esta forma se deja que el optimizador controle 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 las restricciones de caudal.

Esta investigación va a comparar las dos opciones propuestas aportando evidencias que sirvan para seleccionar la opción más robusta que cumpla con las especificaciones. La opción seleccionada será la que se implemente físicamente en el proceso real.

Implementar el esquema propuesto en la Figura 1-3 con los componentes directamente de unidad, supondría un notable éxito industrial ya que hasta el momento, no se han encontrado publicaciones sobre instalaciones de este estilo con un Sistema de Control que funcione adecuadamente.

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. A continuación se enumeran distintas formas de abordar este problema.

La que más atención ha generado en la comunidad científica consiste en emplear algoritmos de optimización que incluyan la parte estocástica de la incertidumbre del modelo no-lineal. En todos los casos se intenta reducir la incertidumbre mediante algún tipo de observador que estime las propiedades de los componentes usados en la mezcla. 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 relativamente habitual ver aplicaciones fuera de servicio por no poder diagnosticar fácilmente los problemas que van apareciendo durante la vida útil de la aplicación. Un problema bastante habitual es que los algoritmos de optimización caen en mínimos locales de difícil solución.

Sin embargo, la teoría clásica de control ofrece soluciones sencillas para minimizar el impacto de las perturbaciones en un lazo de control, siendo ésta la línea argumental que define el trabajo desarrollado en esta investigación. Se va a tratar de desacoplar la variabilidad en la calidad 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.

Con el fin de alcanzar los objetivos descritos se plantea la siguiente metodología:

1. Estudiar las dificultades habituales al realizarse los procesos de mezcla reales.
2. Seleccionar las tecnologías más adecuadas para cada función, de tal forma que además de cumplir con la especificación requerida hayan demostrado una robustez suficiente en entornos industriales.
3. Validar los esquemas de control, algoritmos de control y de optimización en un entorno de simulación antes de implementarlos en el proceso real. Como herramienta de simulación se ha optado por MATLAB®¹ y Simulink®².
4. Implementar en el Sistema de Control en tiempo real los algoritmos de control y optimización desarrollados, validando y puliendo los aspectos prácticos que puedan aparecer. El Sistema de Control utilizado ha sido el TPN/TPS de Honeywell.³
5. Realizar el cálculo de la estimación de beneficios del optimizador instalado. Este punto quedará fuera del alcance de esta tesis por cuestiones de confidencialidad.

1.3 Contribución sobre el estado de conocimiento

El trabajo realizado en esta tesis ha propiciado la siguiente publicación:

González, Rafael; Morilla, Fernando. Optimización y Control de un Proceso de Mezclas Rundown para la Fabricación de Gasolinas. Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial, [S.I.], Dic. 2018. ISSN 1697-7920

Adicionalmente, la problemática abordada en esta tesis doctoral ha propiciado otros trabajos similares en la refinería de Petronor. En los que ha estado muy implicado el doctorando, y que han generado las siguientes publicaciones:

Sarabia, D., de Prada, C., Gómez, E., Gutiérrez, G., Podar, S., Sola, J.M., González-Martín, R. (2012). Data reconciliation and optimal management of hydrogen networks in a petrol refinery. Control Engineering Practice 20 (4), 343-354.

¹ Software desarrollado por The Mathworks Inc. <http://www.mathworks.com>

² Software desarrollado por The Mathworks Inc. <http://www.mathworks.com>

³ <https://www.honeywellprocess.com>

De Prada, C., Sarabia, D., Gutierrez, G., Gomez, E., Marmol, S., Sola, M., Pascual, C., Gonzalez-Martin, R. (2017). Integration of RTO and MPC in the Hydrogen Network of a Petrol Refinery. Processes. 5. 3. 10.3390/pr5010003.

1.4 Organización de la tesis

Esta tesis está dividida en cinco secciones principales asociadas a cada uno de los capítulos.

En el Capítulo 1, se presenta una introducción básica al problema planteado y a la forma de resolverlo.

El Capítulo 2 describe cómo es el Proceso de producción de gasolinas comerciales y en particular las distintas opciones disponibles para el Proceso de Mezclas. Se definen las características a controlar en una gasolina comercial y se hace una presentación somera de los sistemas de instrumentación y control asociados al proceso de mezclas.

El Capítulo 3 describe analíticamente el proceso, tanto desde un punto de vista riguroso como empírico. Se presentan los modelos matemáticos que serán usados posteriormente para el control y la optimización del proceso.

El Capítulo 4 presenta las soluciones de control y optimización para el sistema hidráulico mecánico de caudales y presiones. Se demuestran las dificultades y limitaciones de los métodos habituales y se propone una estructura de control basada en Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos.

El Capítulo 5 presenta el problema del control y optimización de las variables de calidad. En primer lugar se analizan los métodos habituales evidenciándose su comportamiento deficiente en los sistemas de mezcla de tipo rundown. Se propone una nueva metodología basada en el Control en Cascada con resultados favorables. Se aportan detalles prácticos de la implementación realizada de esta nueva metodología en un entorno industrial real.

El Capítulo 6 concluye y plantea nuevas líneas de trabajo para dar continuidad al desarrollo realizado en esta tesis.

2 Proceso de mezclas para la producción de gasolinas

En este capítulo se describe el proceso de mezclas con más detalle que el expuesto en la sección de Introducción. Se presentan de forma muy general las unidades de proceso típicas en una refinería, los diferentes métodos para realizar las mezclas y los sistemas habituales de instrumentación y control.

2.1 Descripción general. Unidades de una refinería de petróleo.

La gasolina es uno de los productos más importantes de una refinería, entre otras cosas porque genera un porcentaje importante de los beneficios. Contrariamente a lo que se pueda pensar, la gasolina de automoción resulta de mezclar una serie de componentes, productos intermedios, producidos mediante un conjunto de procesos de refino a partir de la destilación del crudo. Para la producción de una gasolina comercial se suelen mezclar un número variable de componentes distintos, rara vez estos componentes provienen directamente de la destilación a presión atmosférica, normalmente requieren procesamiento adicional, siendo las unidades de refino más habituales las que se representan en la Figura 2-1. Al proceso de mezclas se le denomina habitualmente con el anglicismo “*blending*”.

Algunos de los productos intermedios se destilan adicionalmente en fracciones más ligeras y más pesadas para añadir flexibilidad en el *blending*, una refinería grande puede generar del orden de una docena o más de componentes que formarán parte del *blending*. En el caso de la refinería de Petronor hay unos 14 componentes distintos.

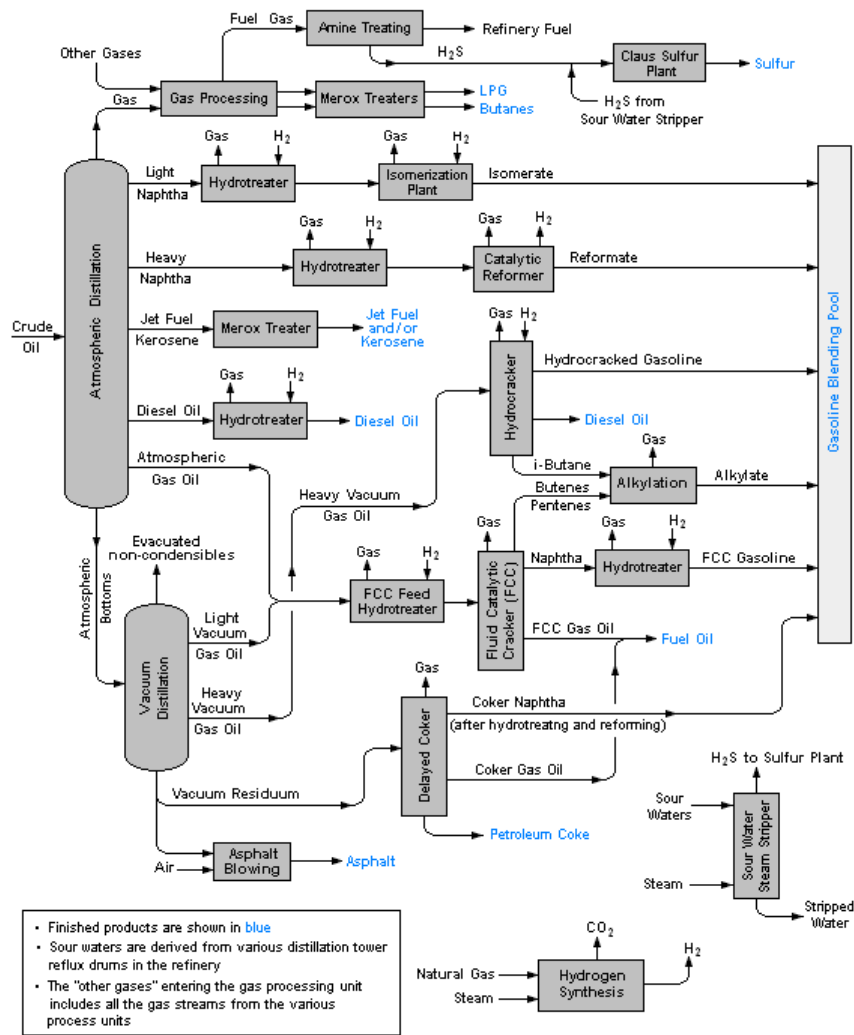


Figura 2-1 Diagrama de proceso de una refinera típica⁴

A continuación se describen brevemente las unidades más importantes:

1. Destilación Atmosférica (ADU). Es la unidad donde comienza el proceso de refinado de petróleo. El crudo se fracciona inicialmente en una torre de destilación atmosférica después de haber sido desalinizado. Como consecuencia se obtiene el primer fraccionamiento consistente en LPG, nafta ligera, nafta pesada, keroseno, diésel, gasoil atmosférico y residuo. Ninguno de estos productos sirve directamente para ser usado como producto final requiriéndose tratamiento adicional.
2. Destilación al Vacío (VDU). La unidad de destilación al vacío recoge como carga las fracciones pesadas de la destilación atmosférica y las destila a una presión muy inferior a la atmosférica, a muy pocos mm de columna de agua. De esta forma se puede bajar las temperaturas de destilación y evitar el craqueo de los productos con su consecuente formación de carbón. De esta destilación se obtienen destilados

⁴ Diagrama libre publicado en Wikimedia Commons

- adicionales a la destilación atmosférica, fundamentalmente destilados medios tipo gasoil. El residuo de esta destilación es tan pesado que su uso prácticamente queda relegado como carga a la unidad de Coquer.
3. Reformado Catalítico o Plattformados. Esta unidad fundamentalmente se encarga de subir el índice de octano de la nafta virgen convirtiendo hidrocarburos de bajo octano en hidrocarburos de alto octano. Las reacciones químicas que tienen lugar son fundamentalmente la conversión de metilciclohexano (RON de 75) y nheptano (RON de 0) a tolueno que tiene un RON de 120. Este producto es uno de los componentes importantes del proceso de mezclas de gasolina, blending.
 4. Craqueo Catalítico Fluidificado (FCC). Esta es una unidad de conversión donde las fracciones más largas, pesadas, de hidrocarburo se rompen y se convierten en fracciones más ligeras mediante reacción catalítica. Los productos craqueados se mandan de nuevo a una columna fraccionadora donde son separados de nuevo en productos semejantes a los de la unidad de crudo. De aquí se obtienen naftas craqueadas que son también componentes del blending de gasolina. Del orden del 20% de los productos obtenidos contienen componentes muy ligeros que tienen que ser separados para poder ser utilizados posteriormente en el blending.
 5. Hidrocraqueo. El hidrocraqueo es un proceso en dos fases que combina el craqueo catalítico (ruptura de las moléculas en presencia de un catalizador) y la hidrogenación, y por medio del cual los gasóleos resultantes de la Unidad de Vacío (GOV) se descomponen en presencia de hidrógeno y de un catalizador en productos de mayor valor añadido. En comparación con el craqueo exclusivamente catalítico, el hidrocraqueo tiene la ventaja de procesar cargas con alto contenido en azufre, sin desulfuración previa, y obtener como principal producto gasoil.
 6. Alquilación (AKU). La unidad de alquilación procesa las fracciones de olefinas ligeras producidas en el proceso de craqueo catalítico. A pesar que estas fracciones tienen un número de octano aceptable su rango de punto de ebullición es muy bajo para la producción de gasolinas. La reacción catalítica de alquilación convierte estas olefinas con isobutano parafínico para crear iso-octano, un hidrocarburo muy apreciado en el blending de gasolinas por su alto número de octano.
 7. Hidrotratamientos o hidrosulfuración. Estas unidades básicamente tratan las naftas mediante reacciones catalíticas para reducir la cantidad de azufre, nitrógeno y oxígeno. Estas fracciones una vez desulfuradas son parte indispensable de los componentes habituales usados en el blending de gasolinas.
 8. Unidad de Coquizamiento retardado (DCU). La coquización es un proceso de conversión severa, principalmente utilizado para reducir los excedentes de fuelóleo pesado de bajo valor, transformándolo en carburantes de automoción. Mediante este

proceso, el hidrógeno de la molécula del hidrocarburo se reduce de forma tan completa que el residuo es una forma de carbono casi puro, denominado coque. Esta Unidad se alimenta de residuo de vacío y produce, además de coque, gas de refinería, LPG, nafta y gasóleos.

9. Planta de Hidrógeno: Para llevar a cabo los procesos de hidrodeshulfuración e hidrocrackeo se necesita hidrógeno de alta pureza. El objetivo de esta Unidad es la producción de hidrogeno adicional al que se obtiene como subproducto de los procesos de la Refinería, para satisfacer totalmente la demanda de éste.
10. Procesos de mezcla o blendings. Existe un proceso de mezcla para varios de los productos finales como la gasolina, gasoil, fueloil, asfalto, ...El proceso de mezcla final o blending, es la combinación física de varias fracciones de hidrocarburos líquidos procedentes de distintos procesos para obtener productos acabados con unas características específicas. Los productos se mezclan dentro del proceso por medio de un sistema de distribuidores, o bien fuera del proceso en tanques y recipientes. Es en esta etapa cuando se incorporan aditivos a la gasolina y a los combustibles de automoción, durante o después de la mezcla, para conferirles propiedades específicas adicionales. Entre estos aditivos están los que mejoran el índice de octano y el poder antidetonante de la gasolina, principalmente alcoholes y éteres.

2.2 Especificaciones habituales de un blending

El proceso de blending, mezclas, es el resultado de combinar el conjunto de componentes intermedios, conjuntamente con pequeñas cantidades de aditivos (antioxidantes, detergentes, desactivadores de metales, ...) para obtener una mezcla que satisfaga las especificaciones de venta de una gasolina comercial. La gasolina final tampoco 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. Todas ellas definidas de cara a obtener un buen funcionamiento del motor de gasolina y a ser medioambientalmente sostenibles según marque la regulación pertinente en el lugar destinado a su uso. En la Tabla 2-1 se muestran las especificaciones habituales (límites inferior y superior) de gasolinas de invierno (I) y de verano (V) para distintas calidades, Normal (GS95) y Premium (GS98), para el mercado español. Estas especificaciones cambian según las necesidades del destino geográfico, no es lo mismo una gasolina para ser utilizada en un desierto o en un páramo helado.

GASOLINA	Unidad	GSP95V		GSP98V		GSP95I		GSP98I	
		GSP95Vi	GSP95Vs	GSP98Vi	GSP98Vs	GSP95Ii	GSP95Is	GSP98Ii	GSP98Is
Propiedad		Lim. Inf.	Lim. Sup.	Lim. Inf.	Lim. Sup.	Lim. Inf.	Lim. Sup.	Lim. Inf.	Lim. Sup.
DENSIDAD 15°C	kg/l	0,7200	0,7750	0,7200	0,7750	0,7200	0,7750	0,7200	0,7750
AZUFRE	mg/kg		10		10		10		10
AROMATICOS	%V		35,0		35,0		35,0		35,0
BENCENO	%V		1,0		1,0		1,0		1,0
OLEFINAS	%V		18,0		18,0		18,0		18,0
OXIGENO	%P		2,10		2,7		2,10		2,7
ETERES C5+	%V		100,0		100,0		100,0		100,0
OXIGENADOS	%V								
PRESION VAPOR REID	psi	6,5	8,7	6,5	8,7	7,3	10,7	7,3	11,6
PRESION VAPOR REID	kPa	45	60	45	60	50	74	50	80
N.O.R.	-	95,0	97,9	98,0		95,0	97,9	98,0	
N.O.M.	-	85,0		85,0		85,0		85,0	
EVAPORADO A 70°C	%V	20	45	20	48	22	47	22	50
EVAPORADO A 100°C	%V	46	69	46	71	46	69	46	71
EVAPORADO A 150°C	%V	75		75		75		75	
EVAPORADO A 180°C	%V								
NUMERO OCTANO MEDIO	-			93,0				93,0	
VLI	-		980		1.050		980		1.050
FECHA DEL DATO		28-mar-14		28-mar-14		28-mar-14		28-mar-14	

Tabla 2-1 Propiedades comerciales de gasolinas Normal(GSP95) y Premium(GSP98)

2.3 Topologías del sistema de mezclas

En el capítulo 1 se ha mencionado que los componentes del sistema de mezclas pueden provenir de tanques intermedios o directamente de las unidades de proceso (Agrawal, 1995). En función de la disponibilidad de tancaje intermedio y de otros factores, la refinería optará por un sistema u otro. A continuación se describe cada caso con sus ventajas e inconvenientes.

2.3.1 Blending con tanques intermedios

En este caso los componentes provienen de tanques intermedios utilizados para almacenar temporalmente los productos de unidad. En la Figura 2-2 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.

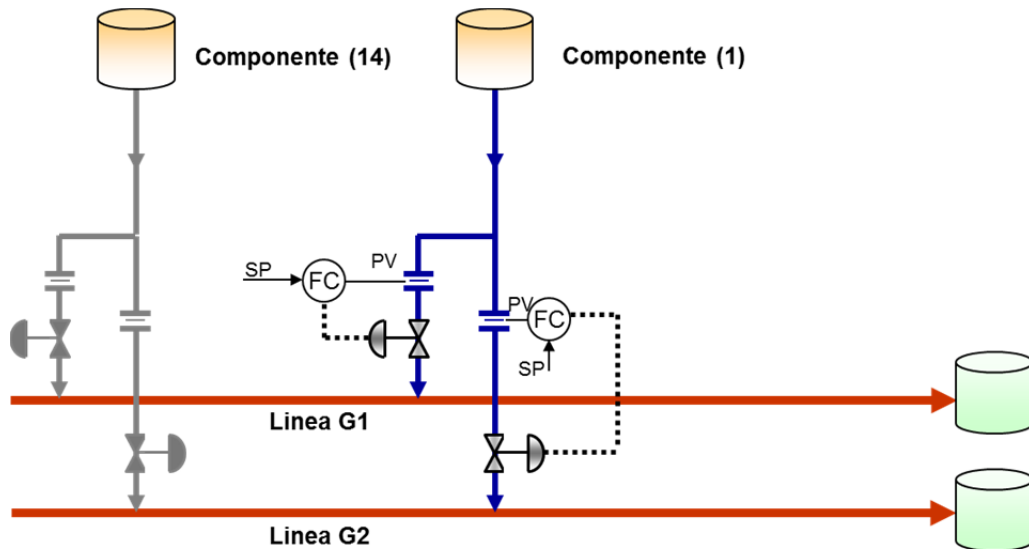


Figura 2-2 Blending de tanques intermedios

Las ventajas de este sistema están asociadas con la disponibilidad y estabilidad en la calidad de los productos intermedios. Normalmente el producto almacenado en el tanque intermedio está bien caracterizado, su composición ha sido medida y por tanto conocida a la hora de calcular la receta. Habitualmente su variabilidad es muy baja durante el tiempo que dura el lote de fabricación, esto reduce las incertidumbres haciendo que los resultados sean muy satisfactorios.

Los principales inconvenientes están asociados con la necesidad de requerir unos tanques solo para este propósito. En función de la disponibilidad de tanques en la refinería esta necesidad es muy probable que condicione el tipo de trasiegos reduciendo el margen de producción e impactando directamente en la cuenta de resultados. Por otro lado, esta estrategia requiere aumentar significativamente el inventario y por tanto los costes de producción.

2.3.2 Blending tipo rundown o inline

En los casos que el parque de tanques de la refinería sea limitado, y se haya convertido en un cuello de botella en las operaciones de la refinería, siendo el caso de la refinería de Petronor, es más adecuada la estrategia de la Figura 2-3. Los componentes del blending se alinean directamente desde su producción en la unidad de proceso al sistema de mezclas, para posteriormente almacenar la mezcla en el tanque de destino. Las ventajas son evidentes puesto que se evitan todos los inconvenientes de la opción anterior, el potencial económico es tremendo y por eso se ha convertido en la tendencia preferente.

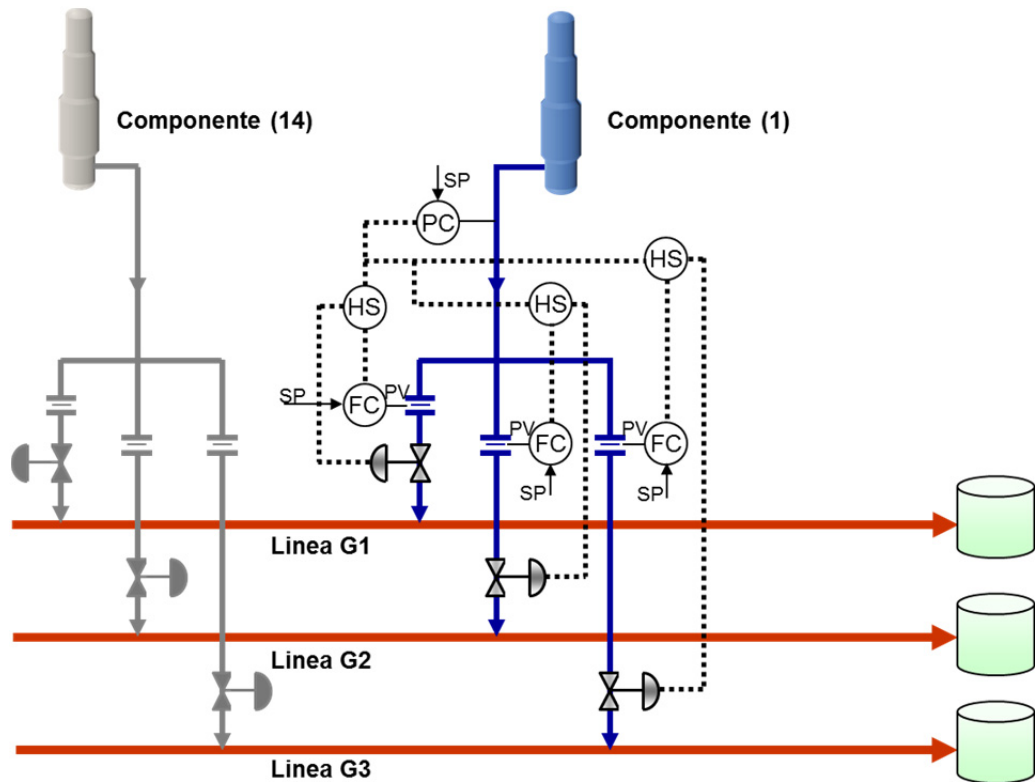


Figura 2-3 Blending rundown (directo de unidad de proceso)

Existen dos inconvenientes principales de esta configuración:

1. Complicación del sistema de mezclas. Al ser necesario cerrar el balance de materia del producto proveniente de la unidad, es necesario añadir una tercera línea para gestionar los excesos, de tal forma que las dos líneas principales tengan el control en caudal y se pueda garantizar un exceso controlado por presión a la línea de excesos. Al objeto de proporcionar flexibilidad a la instalación es habitual que se usen selectores, HS, en cada válvula para poder escoger su servicio, o bien en control de caudal o en control de presión. Es imperativo mantener una válvula para controlar la presión de desalojo de la unidad, normalmente la de la válvula alineada al tanque de excesos, el resto de válvulas darán servicio a los correspondientes controladores de caudal. Es importante señalar que cualquier línea puede ser configurada como excesos o como línea de producción. Esta estrategia de control queda reflejada en la Figura 2-3. Si bien esta complicación en la estrategia de control tiene un sobrecoste de instrumentación y de una nueva línea, su potencial económico hace que su instalación sea muy rentable.
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, es decir, sin tener que ajustar la calidad posteriormente mediante otra mezcla. Adicionalmente la variabilidad en la disponibilidad queda condicionada a la producción del componente en la propia unidad. Es precisamente en este contexto donde surge la necesidad del sistema de optimización y control objeto de esta tesis.

2.4 *Sistemas de instrumentación*

Para controlar un proceso como el descrito anteriormente es necesario disponer de sistemas de instrumentación y control que midan las variables principales y que puedan controlar el proceso. No entra dentro del alcance de esta tesis describir los sistemas físicos utilizados en la implementación industrial pero sí enumerar las referencias industriales utilizadas con respecto a los siguientes elementos:

- **Medidores de caudal máxicos.** Existen múltiples proveedores en el mercado aunque la tendencia conservadora del sector de refino suele utilizar las soluciones provistas por los líderes sectoriales. En nuestro caso se trata de Emerson que tiene publicados varios textos de referencia todos ellos accesibles a través de:
<http://www.emerson.com/es-es/automation/measurement-instrumentation/flow-measurement>
- **Niveles de tanques.** Al igual que el caso anterior, Emerson ocupa el liderazgo en este sector, en esta página web se acceden a todos los contenidos publicados por la empresa:
<http://www.emerson.com/es-es/automation/measurement-instrumentation/level>
Es de especial interés la *Guía Para El Ingeniero* (Hagg & JoHan, 2017) publicada también por Emerson.
- **Tecnología NIR.** En este caso el líder mundial en analizadores en línea basados en Near Infrared Technology es la empresa TopNir proveniente de British Petroleum (BP):
<http://topnir.com>
- **Arquitectura del Sistema de Control.** El sistema de control es el Experion® Process Knowledge System (PKS), líder mundial en la implantación de Sistemas de Control Distribuido en el sector del Refino de Petróleo.
<https://www.honeywellprocess.com/en-US/explore/products/control-monitoring-and-safety-systems/integrated-control-and-safety-systems/experion-pks/pages/default.aspx>

2.5 Topología de los sistemas de Optimización y Control

Los sistemas de control usados en el proceso de mezclas se encargan de producir la gasolina en tiempo real satisfaciendo la disponibilidad de los componentes y cumpliendo las especificaciones de calidad. Esta mezcla, o receta, no es única, y por tanto, siempre que haya posibilidad de elegir hay posibilidad de optimizar. El sistema de control deberá cumplir los siguientes requisitos:

1. Maximizar el beneficio producido usando la mezcla de componentes más barata que sea posible puesto que no todos los componentes tienen el mismo precio.
2. Minimizar los regalos de calidad ajustándose lo máximo posible a la especificación, pero sin incurrir en no conformidades ya que esto requerirá de ajustes posteriores, remezclas, que tienen un coste asociado muy importante. Minimizar los regalos de calidad implica no producir una calidad mayor que la que nos paguen. Existen muchos estudios propios y benchmarks de mercado para cuantificar el coste de los regalos de calidad, en (Givens, 1985) se muestra que un regalo de 0,1 puntos de número de octano se cuantifica en varios millones de dólares al año para una refinería de tamaño estándar.

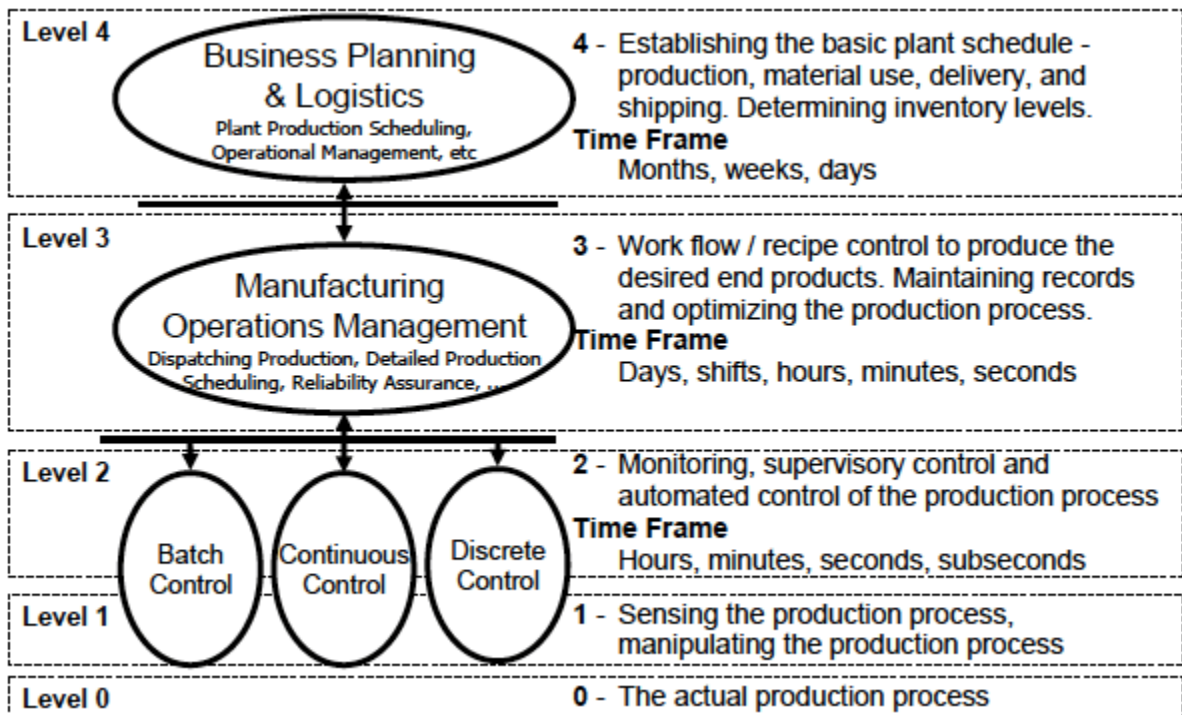


Figura 2-4 ISA-95, Jerarquía niveles de control ⁵

⁵ ANSI/ISA-95.00.03-2013 Copyright © ISA 2013

La Figura 2-4 muestra la jerarquía tradicional de los sistemas de Optimización y Control de mezclas especificada en la norma ISA ANSI/ISA-95.00.03-2010 y cuya última revisión se describe en (ISA, 2013). Esta arquitectura es el estándar industrial aplicado en multitud de ámbitos industriales desde la primera versión de la norma en 2010, en (Zuehlke, 2010) ya se describen varios casos de aplicación y cómo implementar correctamente la norma. Se establecen los cuatro niveles jerárquicos descritos en la Figura 2-4.

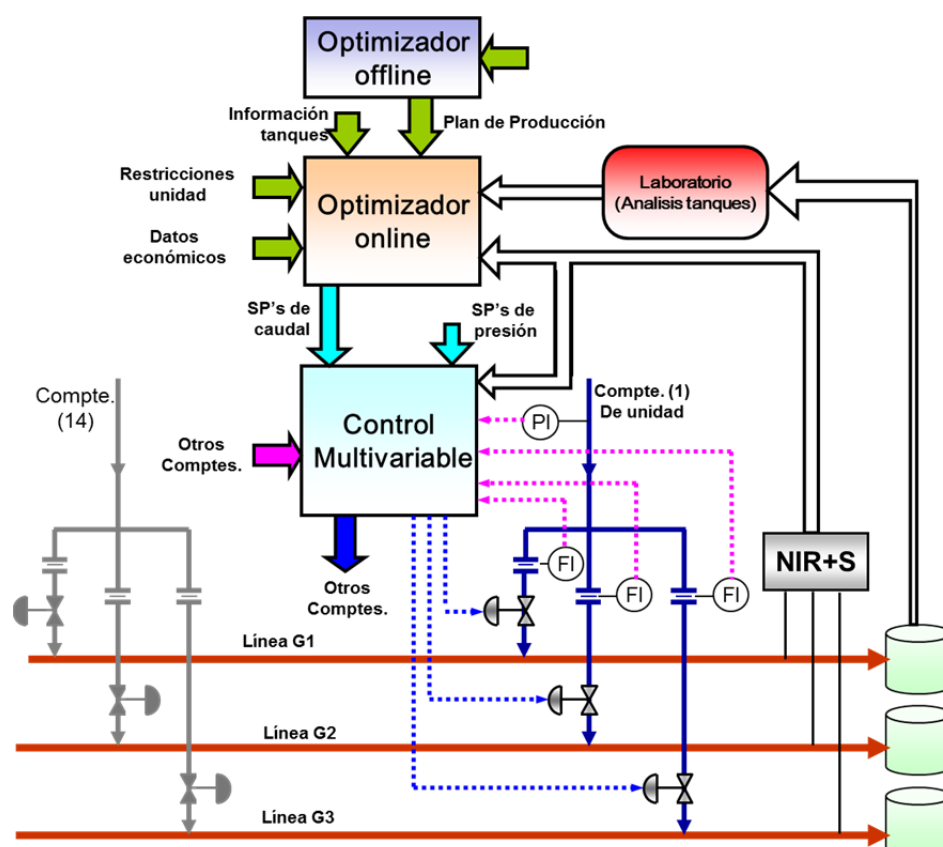


Figura 2-5 Jerarquía habitual en un Sistema de Optimización y Control de mezclas

La particularización de esta metodología al sistema de mezclas queda representada en la Figura 2-5. Se establecen tres niveles de decisión, la optimización off-line o planificación, el optimizador on-line y el sistema de control que se encarga de la parte hidráulica. Los roles se distribuyen entre los tres niveles de tal forma que la capa de planificación se encarga de calcular el plan de operaciones global de la refinería a corto plazo (2 o 3 días) y a medio plazo (1 mes vista). La planificación a medio plazo (Level 4) depende más de circunstancias externas, situación del mercado, precios, demanda, etc., que de circunstancias internas, queda fuera del alcance de este trabajo. La planificación a corto plazo (Level 3) es la que define habitualmente la receta de partida que se usará en el sistema de mezclas para conseguir producir la gasolina deseada en especificación.

Normalmente las técnicas utilizadas se basan en la Programación Lineal a partir de modelos lineales de planta, (Diaz & Barsamian , 1996), (McDonald, L.M., M.P., & Roe, 1992). Sin embargo, las propiedades importantes de un blending de gasolina se mezclan de forma no lineal, (Rusin, Chung, & Marshall, 1981), generando un problema resuelto tradicionalmente 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).

Siempre que se usa un modelo del proceso es conveniente aplicar una estrategia de feedback para corregir los errores de predicción, esto se consigue mediante la utilización de un término llamado “bías” que consiste en calcular la diferencia entre los valores predichos y reales, es decir, el error de predicción. Este bias se actualiza en cada periodo de ejecución del optimizador y se suma al valor predicho. En la práctica industrial este es el método que más éxito ha tenido, (Diaz & Barsamian , 1996), (Singh, Forbes, Vermeer, & Woo, 2000) y el que ha sido utilizado en la mayoría de las aplicaciones comerciales.

Este método funciona muy bien siempre que el bias calculado resulte de un proceso de mezcla en el que los componentes provienen de tanques intermedios, sin embargo cuando el sistema de mezclas es de tipo rundown es relativamente fácil cometer errores debido a la incertidumbre en las propiedades de los componentes (Forbes & Marlin, 1994).

En el capítulo 1 se hacía referencia a los distintos métodos investigados y publicados para resolver este problema, siendo precisamente el objeto de este trabajo el diseñar un sistema sencillo y robusto que controle y optimice un sistema de mezclas de tipo rundown sin tener que recurrir a tecnologías muy complejas que puedan comprometer el mantenimiento del sistema resultante en lazo cerrado.

El controlador multivariable (Level 2) se encargará de satisfacer las recetas calculadas en el nivel anterior por el optimizador. Su buen funcionamiento es la clave del éxito del esquema global, la sección 4.2 describe con detalle los aspectos teóricos y de implementación.

3

Descripción analítica del proceso. Modelos asociados

En este capítulo se describe analíticamente el proceso de mezclas segregando la parte hidráulico mecánica, de las variables analíticas de calidad. Se presentan dos aproximaciones, una teórica simplificada en la que se utilizan las ecuaciones físico químicas asociadas a los procesos implicados, y la empírica, en la que se describen los ensayos habituales para modelizar el proceso de mezclas.

En la aproximación teórica simplificada se combinarán modelos estáticos y modelos dinámicos. Los modelos estáticos con el objetivo de recoger las características no lineales de los componentes fundamentales del proceso de mezclas en todo el rango de operación. Y los modelos dinámicos con el objetivo de recoger las dinámicas dominantes de estos componentes. Por tanto, todos los modelos son híbridos con una parte estática rigurosa y con una caracterización dinámica aproximada mediante un FOPD.

En la aproximación empírica se emplearán modelos dinámicos lineales multivariables. Estos modelos son válidos para caracterizar la ganancia estática y el transitorio en torno al punto de operación en el que se haya realizado el ensayo, pero no pueden reproducir las no linealidades existentes en el proceso.

3.1 Descripción del bloque FOPD

Para representar las dinámicas dominantes de los componentes fundamentales del proceso de mezclas se ha optado por utilizar una dinámica de primer orden más retardo (FOPD), se trata de una simplificación, pero realizar una modelización rigurosa hubiera sido una tarea muy compleja que no habría aportado ninguna funcionalidad adicional al caso práctico. El bloque FOPD está compuesto por tres parámetros ajustables mediante ensayos empíricos, se trata de la ganancia estática K , la constante de tiempo T_P , y el tiempo muerto T_D de la función de transferencia:

$$FOPD(s) = \frac{K}{T_p + 1} e^{-T_D s} \tag{3-1}$$

En lugar de simular la función de transferencia $F(s)$ representada en (3-1) se ha optado por simular la ecuación diferencial asociada, (3-2), donde y es la salida, y u es la entrada del bloque respectivamente. De esta manera es posible imponer condiciones iniciales a la entrada u_{ini} y a la salida del bloque y_{ini} .

$$\frac{dy}{dt} = \frac{K}{T_p} u(t - T_D) - \frac{y}{T_p} \tag{3-2}$$

La Figura 3-1 presenta la implementación de (3-2) realizada en Simulink donde se puede apreciar que las condiciones iniciales de simulación han quedado expresadas mediante in_ini y out_ini .

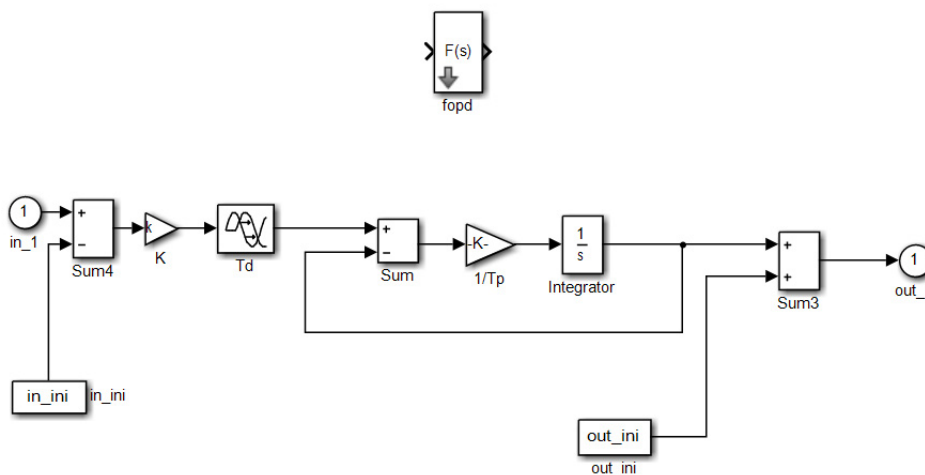


Figura 3-1 Modelo del bloque FOPD

Los parámetros de configuración del bloque se presentan en la Figura 3-2.

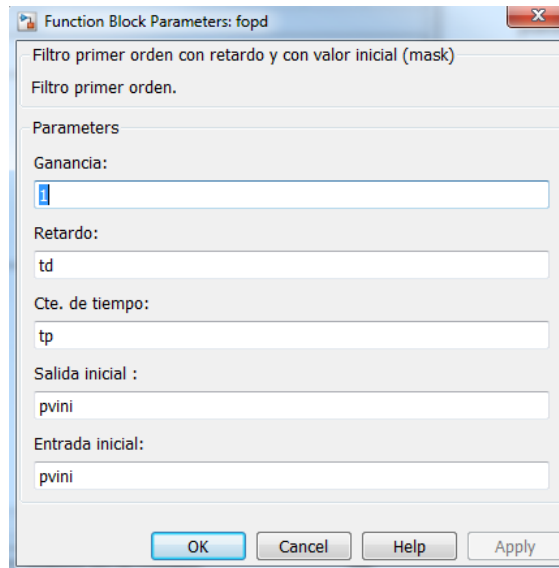


Figura 3-2 Máscara del bloque FOPD

3.2 Sistemas hidráulico mecánicos

En esta sección se describen los modelos utilizados en cada uno de los componentes que forman el proceso de mezclas. Los componentes hidráulico mecánicos usados en el modelo son los siguientes:

1. Válvulas automáticas de control.
2. Caudal y presión de líquidos en tuberías.
3. Tanques de hidrocarburos.
4. Bombas de líquidos.

3.2.1 Válvulas automáticas de control

Las válvulas automáticas de control están perfectamente modeladas en la literatura habiendo múltiples referencias. El Control Valve Handbook de Fisher (Fisher, 2017) ha sido el manual de referencia durante los últimos 30 años, disponible online en:

<http://www.emerson.com/documents/automation/control-valve-handbook-en-3661206.pdf>

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:

$$f(t) = N1 \times Fp(t) \times cv \times \sqrt{\frac{(P1(t) - P2(t))}{Gf}} \tag{3-3}$$

Donde:

- $f(t)$: caudal volumétrico
- $N1$: Factor de conversión de unidades
- $Fp(t)$: Fracción de apertura de la válvula
- Cv : coeficiente de la válvula
- $P1(t)$: Presión aguas arriba de la válvula
- $P2(t)$: Presión aguas abajo de la válvula
- Gf : gravedad específica del líquido (en esta simulación permanece constante)

En la Figura 3-3 se presenta la representación esquemática y el modelo usado para la simulación incluyendo las unidades de ingeniería:

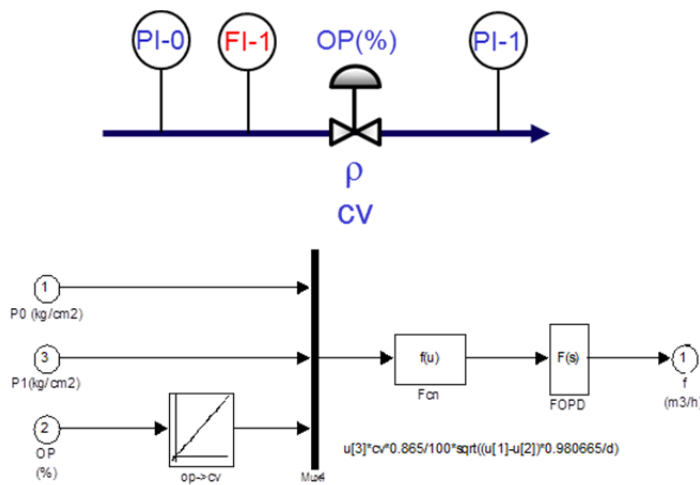


Figura 3-3 Modelo de una válvula de control

El bloque modelado en Simulink tiene tres entradas y una salida, todas ellas dependientes del tiempo y con las unidades de ingeniería indicadas entre paréntesis.

Entrada/salida	#	Variable	Unidades
Entrada	1	P0	Kg/cm ²
Entrada	2	OP	%
Entrada	3	P1	Kg/cm ²
Salida	1	f	m ³ /h

Tabla 3-1 Entradas y salida del bloque válvula

Los parámetros que definen el modelo quedan sumariados en la máscara creada en Simulink, Figura 3-4. OP→CV es una tabla bidimensional que permite caracterizar el posicionador de la válvula e incorporar no linealidades como la isoporcentualidad. Las características dinámicas del FOPD se definen en T_D y T_P , mientras que su ganancia estática queda fijada internamente al valor unitario. Cv es el valor de diseño de la válvula. Densidad del producto en Kg/l. y finalmente las condiciones iniciales de la simulación para el caudal de salida.

Con las unidades de ingeniería referenciadas en la Tabla 3-1 y eliminando la referencia temporal, la ecuación (3-3) se convierte en:

$$f = 0,865 \times \frac{op}{100} \times cv \times \sqrt{\frac{(P0 - P1) \times 0,980665}{\rho}} \quad (3-4)$$

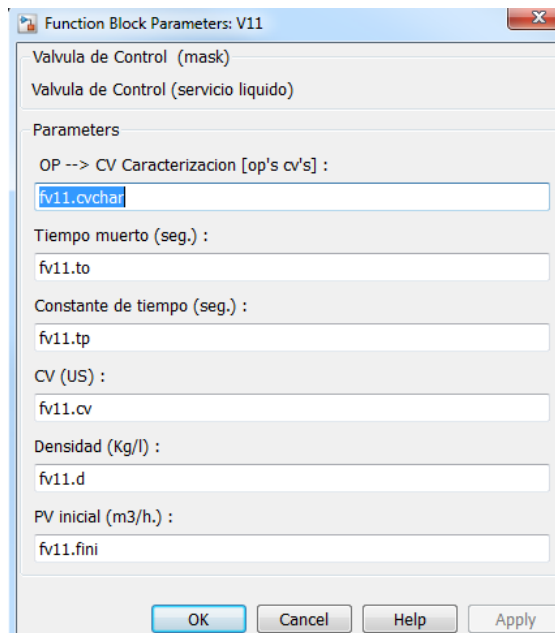


Figura 3-4 Máscara del bloque válvula de control

En la Figura 3-5 podemos ver un ensayo real de una válvula:

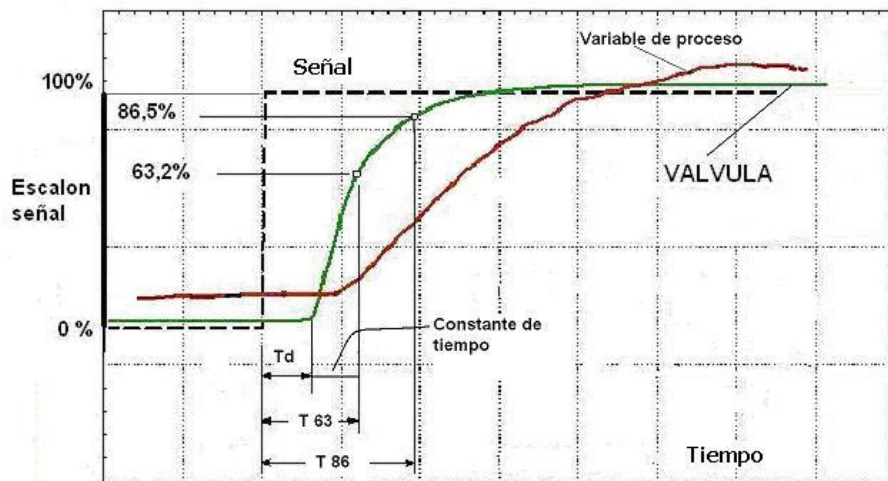


Figura 3-5 Respuesta dinámica de una válvula de Control⁶

Se ha representado la señal de control enviada a la válvula, que en el ensayo cambia bruscamente del 0% al 100%, la señal de posicionamiento de la válvula, su posición real y la variable de proceso asociada. En este ensayo se puede apreciar visualmente el tiempo muerto, T_D y la constante de tiempo T_P . 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.

3.2.2 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 la ecuación (3-3) asumiendo una cv equivalente para el tramo de línea. La Figura 3-6 Modelo simple de un tramo de línea de líquido presenta el bloque Simulink usado en la simulación.

Despejando de la ecuación (3-4) la caída de presión Δp se obtiene:

$$P1 - P0 = \Delta p = \frac{f^2 \times \rho}{0.865^2 \times 0.980665 \times cv^2} \quad (3-5)$$

⁶ Con permiso de Antonio Campo López (Campo López, 2014)

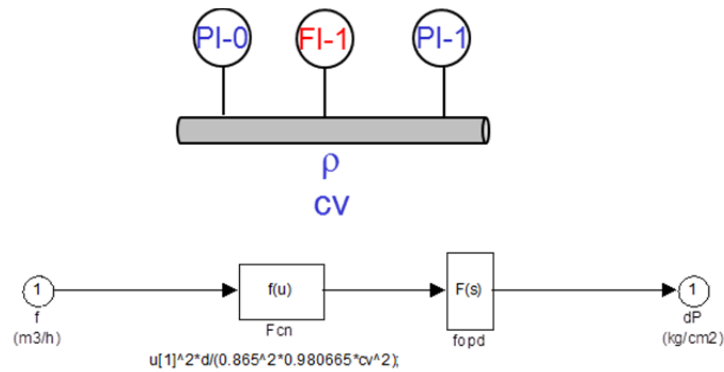


Figura 3-6 Modelo simple de un tramo de línea de líquido

En este caso solo hay una entrada, el caudal (m^3/h) y una salida, la diferencia de presiones ΔP (Kg/cm^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 y el caudal sea lo suficiente bajo de tal forma que la velocidad lineal del líquido en tubería requiera de más de diez segundos, en ese caso es significativo y debiera ser modelizado para sintonizar dinámicamente los controladores afectados.

La máscara definida para el simulador, Figura 3-7, presenta el resto de parámetros de configuración con el mismo concepto definido para la válvula de control.

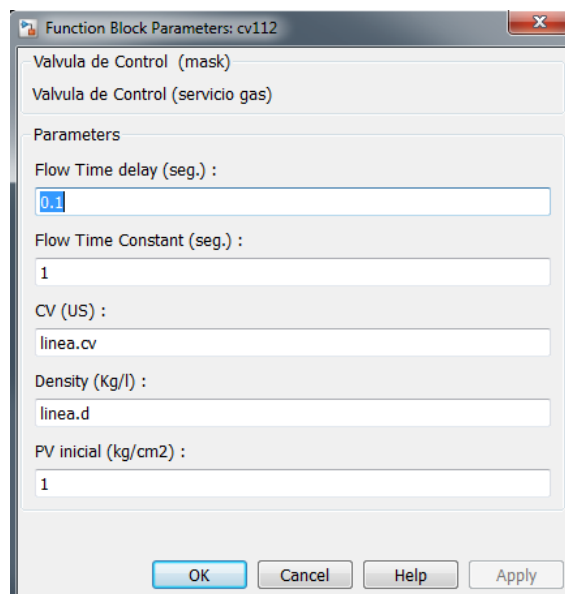


Figura 3-7 Mascara de simulación para tramo de tubería.

3.2.3 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.

La Figura 3-8 muestra el diagrama esquemático y el bloque Simulink de simulación. El conjunto de entradas y salidas queda definido en la Tabla 3-2 .

Entrada/salida	#	Variable	Unidades
Entrada	1	f	m ³ /h
Salida	1	h	mm
Salida	2	P	Kg/cm ²

Tabla 3-2 Entradas salidas del bloque tanque

Los bloques ganancia K son utilizados exclusivamente para la conversión de unidades tal como se indica en la descripción de cada bloque.

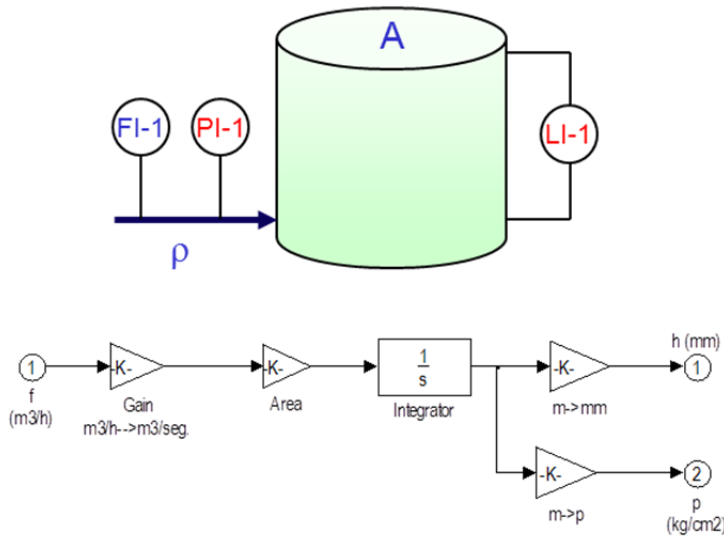


Figura 3-8 Modelo de un tanque de proceso

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.

$$h = \frac{1}{A} \int_0^t f dt \tag{3-6}$$

$$p = 0.1 \times \rho \times h \quad (3-7)$$

En este caso el modelo dinámico no requiere FOPD ya que la dinámica está incluida en el término integral. Al igual que en los casos anteriores se presenta la máscara con los parámetros del bloque, Figura 3-9.

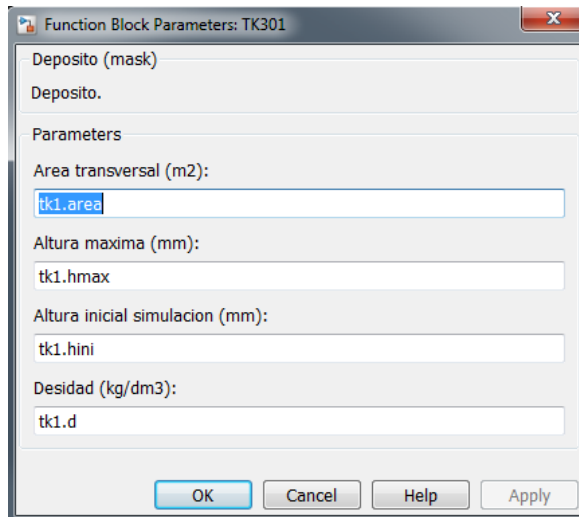


Figura 3-9 Máscara del bloque tanque

3.2.4 Bombas de líquidos.

En este apartado se definen exclusivamente las 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 de característica de la bomba aportada por el fabricante. En (Perry, 1989) se describen con detalle todos los aspectos relevantes de las bombas centrífugas.

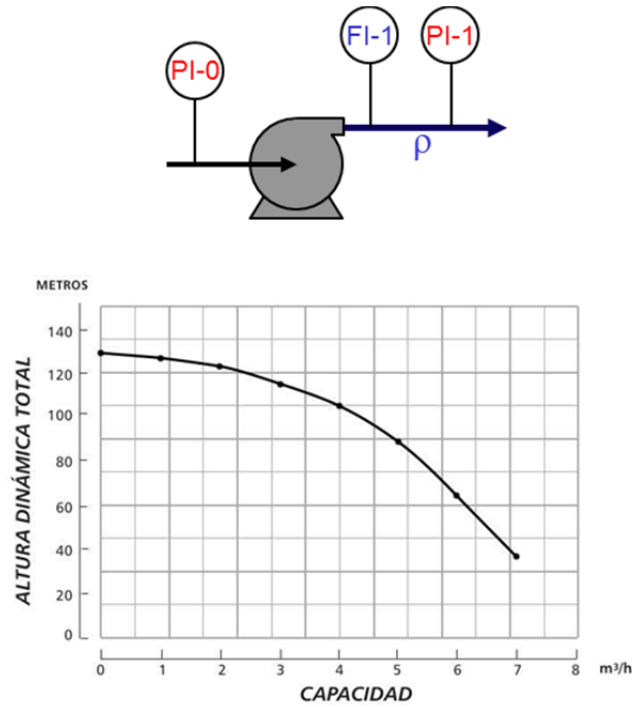


Figura 3-10 Curva característica de una bomba centrífuga

La Figura 3-10 muestra una curva característica de una bomba centrífuga de líquidos para una velocidad de giro determinada. En función del caudal entregado la bomba genera una altura manométrica que se convierte en presión diferencial mediante la expresión:

$$h = \frac{\Delta p}{\rho g} = \frac{PI_1 - PI_0}{\rho g} \quad (3-8)$$

En las simulaciones se usa directamente una tabla de puntos que caracteriza la curva de la bomba. La Figura 3-11 muestra el diagrama de bloques de la simulación, donde se puede apreciar la tabla 2D que sirve para introducir la curva característica de la bomba y el bloque FOPD para definir las características dinámicas.

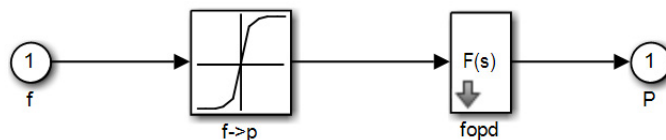


Figura 3-11 Diagrama de bloques de una bomba centrífuga

En la Figura 3-12 se muestra la máscara con los parámetros del bloque.

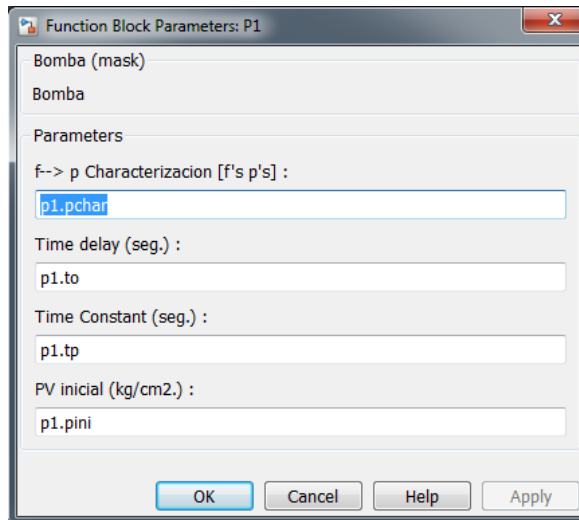


Figura 3-12 Máscara del bloque bomba

3.2.5 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. Este proceso es el que se utilizará posteriormente para valorar los distintos sistemas de control propuestos para el control de caudales y presiones. Las dos primeras líneas son las principales, las que vehiculan los productos mezclados, mientras que la L3 es la línea de excesos que cierra el balance de materia disponible. La Figura 3-13 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 bastante habituales 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 perturbando los caudales y presiones de interés. El caudal se mide con el instrumento F-D1.

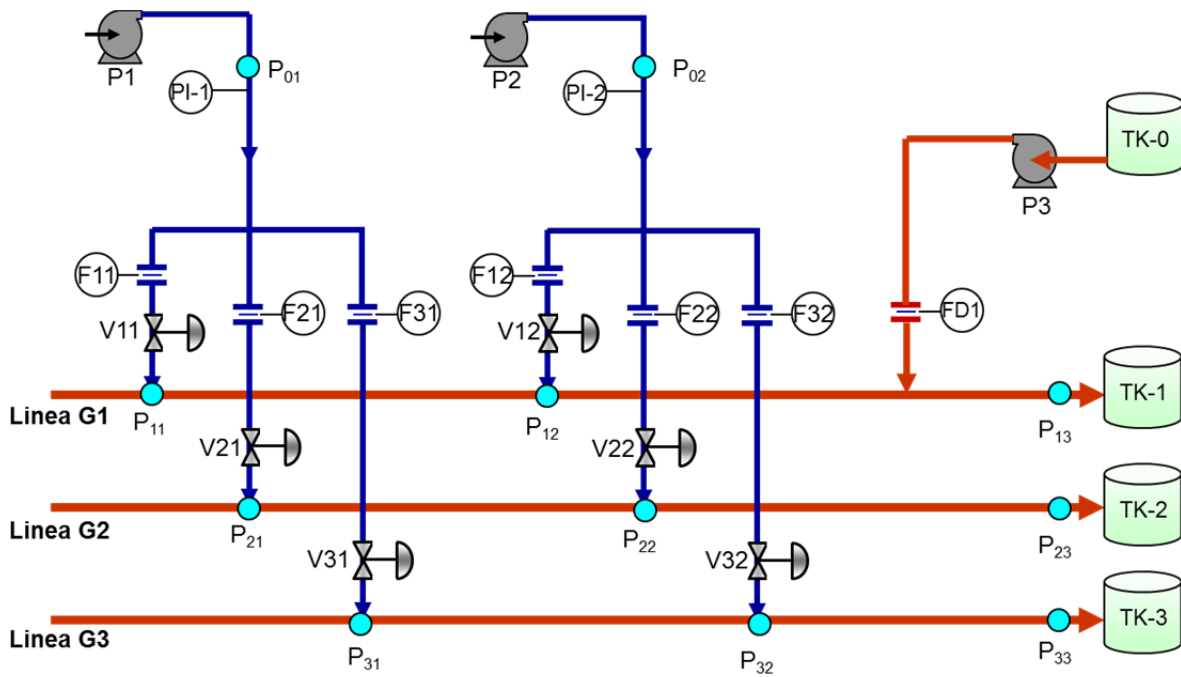


Figura 3-13 Esquema de un proceso de mezclas con dos componentes y tres líneas

En este proceso de mezclas particular intervienen diecinueve elementos: seis válvulas, seis tramos de tubería, tres bombas y cuatro tanques. Las interconexiones entre los elementos se realizan a través de las presiones y de los caudales, tal como recoge el siguiente conjunto de ecuaciones:

$$\begin{aligned} p_{13} &= \rho g h_1 \\ p_{23} &= \rho g h_2 \\ p_{33} &= \rho g h_3 \end{aligned} \quad (3-9)$$

$$f_1 = f_{11} + f_{21} + f_{31} \quad (3-10)$$

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

$$\begin{aligned} f_{13} &= f_{11} + f_{12} + f_{D1} \\ f_{23} &= f_{21} + f_{22} \\ f_{33} &= f_{31} + f_{32} \end{aligned} \quad (3-11)$$

$$\begin{aligned} f_{11} &= cv_{11} \sqrt{\frac{p_{01} - p_{11}}{\rho}} & f_{12} &= cv_{12} \sqrt{\frac{p_{02} - p_{12}}{\rho}} \\ f_{21} &= cv_{21} \sqrt{\frac{p_{01} - p_{21}}{\rho}} & f_{22} &= cv_{22} \sqrt{\frac{p_{02} - p_{22}}{\rho}} \\ f_{31} &= cv_{31} \sqrt{\frac{p_{01} - p_{31}}{\rho}} & f_{32} &= cv_{32} \sqrt{\frac{p_{02} - p_{32}}{\rho}} \end{aligned} \quad (3-12)$$

$$\begin{aligned}
 p_{12} &= p_{13} + \rho \frac{f_{13}^2}{cv_{123}^2} & p_{11} &= p_{12} + \rho \frac{f_{11}^2}{cv_{112}^2} \\
 p_{22} &= p_{23} + \rho \frac{f_{23}^2}{cv_{223}^2} & p_{21} &= p_{22} + \rho \frac{f_{21}^2}{cv_{212}^2} \\
 p_{32} &= p_{33} + \rho \frac{f_{33}^2}{cv_{323}^2} & p_{31} &= p_{32} + \rho \frac{f_{31}^2}{cv_{312}^2}
 \end{aligned} \tag{3-13}$$

Las presiones de impulsión de las bombas P_{01} y P_{02} resultan de la curva característica de cada bomba tal como se ha mostrado en la sección 3.2.4.

Las variables dependientes importantes de esta simulación son presiones y caudales, a estos efectos, la densidad de los productos afecta muy poco a los caudales ya que son muy parecidas, por lo que se ha considerado la misma densidad para todos los circuitos en pro de la simplicidad.

El modelo del proceso de mezclas en Simulink queda parcialmente representado en la Figura 3-14. Donde se aprecian claramente los seis modelos de válvula, los seis modelos de tramos de tubería, tres modelos de tanques, el conexionado entre todos ellos y los bloques sumadores para combinar los caudales. En cada una de las tres filas queda simulada cada una de las líneas de mezcla con su tanque. El caudal que entra en cada tanque es la suma de los caudales individuales calculados con los modelos de válvula y tramo de línea, descritos en las secciones anteriores, una vez recalculadas aguas arriba las caídas de presión en cada tramo de línea. Este modelo es una representación parcial del proceso de mezclas de la Figura 3-13 pues no incluye las tres bombas ni el tanque TK-0.

El proceso de mezclas también se puede representar parcial y funcionalmente mediante un bloque como el de la Figura 3-15 donde se han marcado las variables que posteriormente serán objeto de ser controladas como CVs, y las que serán objeto de manipulación por los sistemas automáticos de control como MVs. Se ha marcado la perturbación como DV1 y los niveles en los tres tanques se han dejado como variables de proceso no controladas.

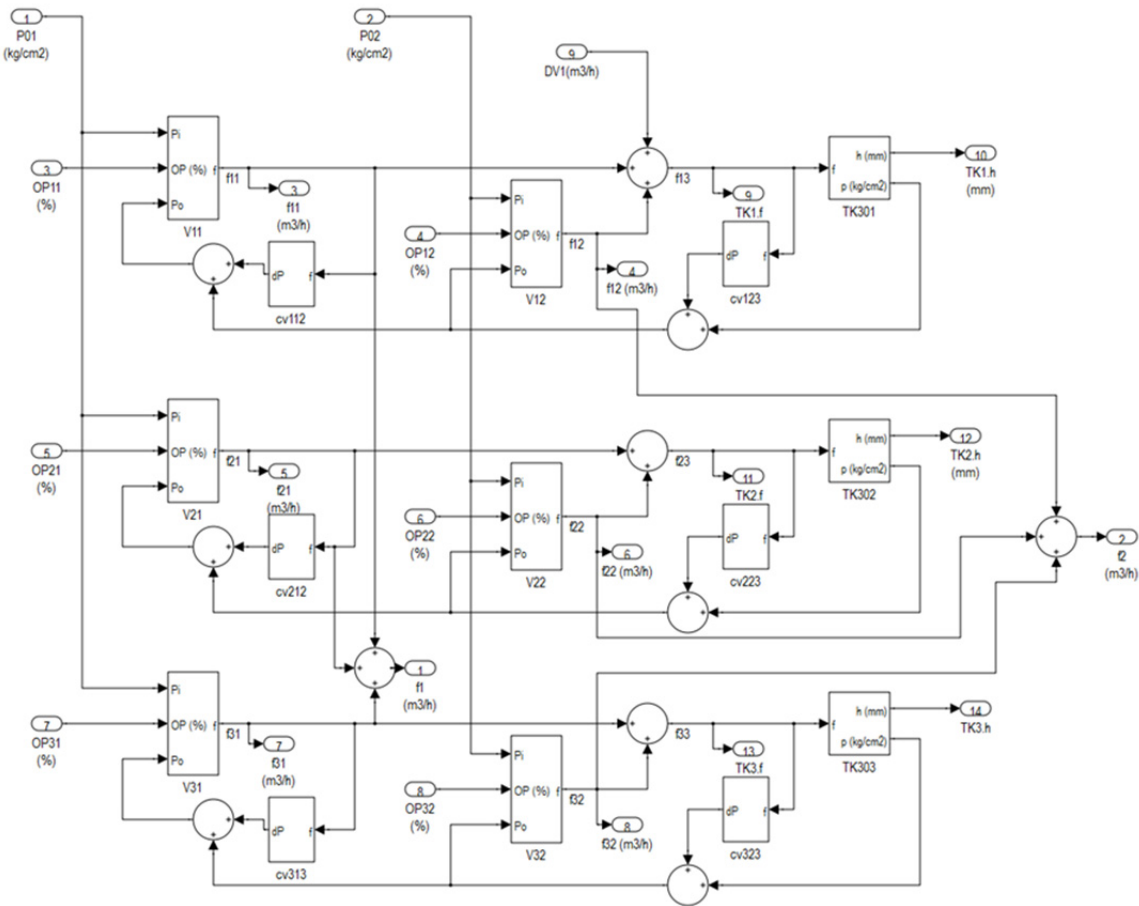


Figura 3-14 Vista parcial del modelo del proceso de mezclas de la Figura 3-13

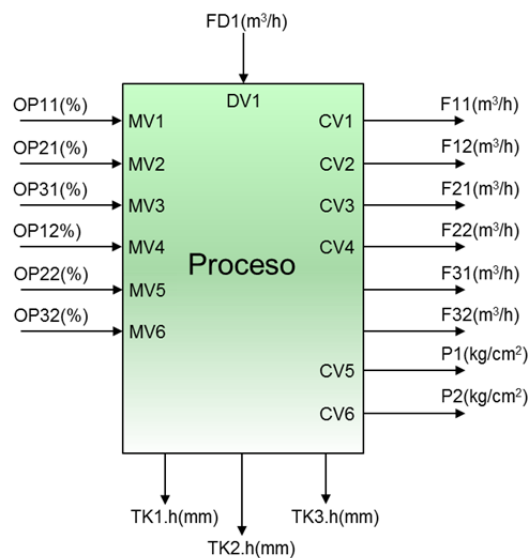


Figura 3-15 Diagrama de bloques del proceso

La Figura 3-16 muestra el aspecto final que tiene el simulador para este proceso particular de mezclas. El bloque principal del modelo, resaltado en color verde, representa una abstracción del proceso con algunas variables más que el bloque de la Figura 3-15.

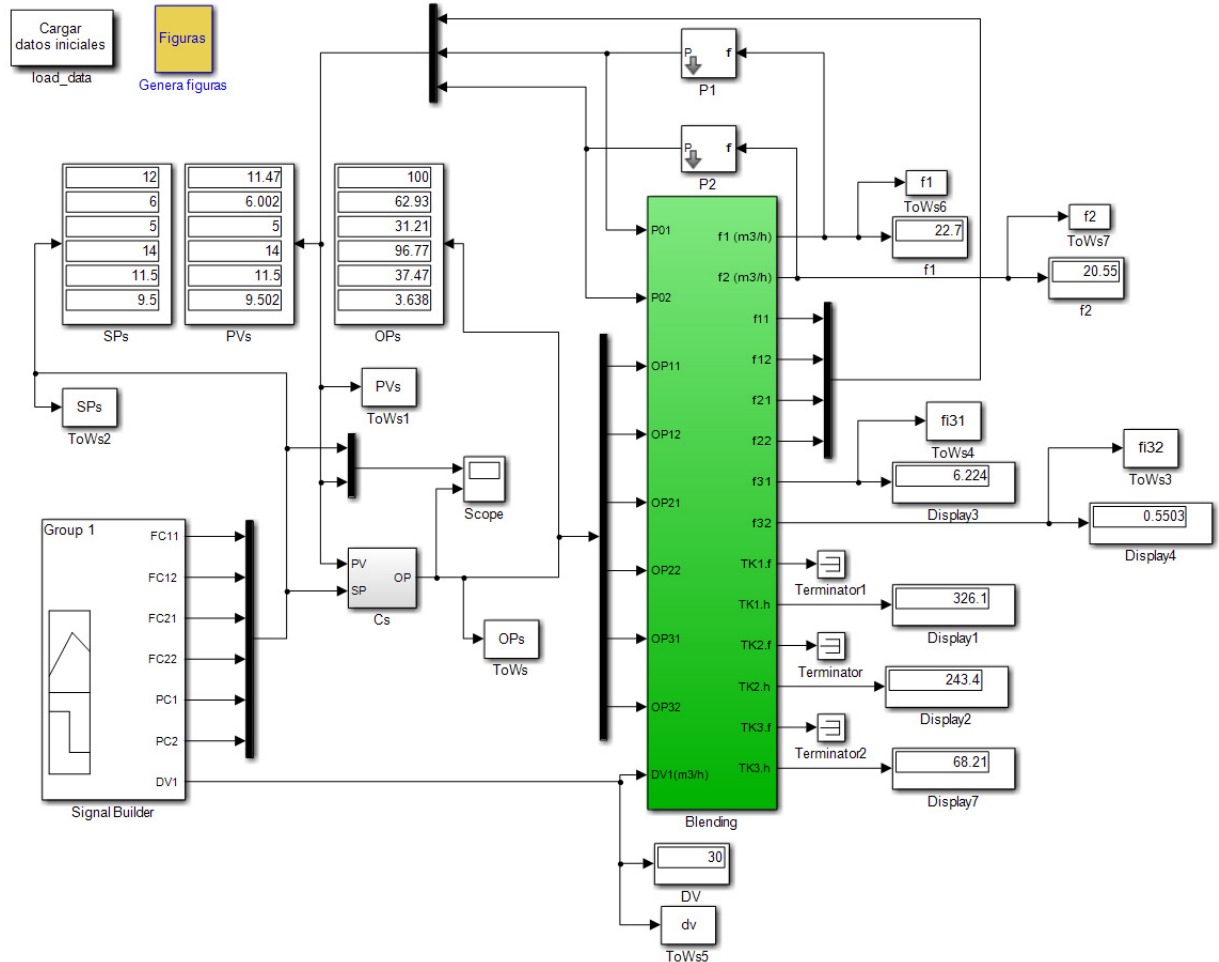


Figura 3-16 Simulación del proceso de mezclas con un controlador de caudales y presiones

En la parte superior se pueden apreciar los modelos de las bombas P1 y P2 que generan su presión de impulsión a partir del caudal total del componente impulsado por cada una de ellas. El modelo también incluye un controlador multivariable 6x6, que se describirá en la sección 4-1. Así como una serie de bloques auxiliares para definir las condiciones del experimento a simular, para monitorizar la simulación y para la representación gráfica de resultados.

3.3 Propiedades analíticas (índices de mezcla)

Las propiedades analíticas de interés son aquellas que forman parte de la especificación comercial de las gasolinas, Tabla 2-1, 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::

$$p_M = \sum_{i=1}^n w_i p_i \quad p_M = \sum_{i=1}^n v_i p_i \quad (3-14)$$

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

Casi todas las propiedades de la Tabla 2-1 mezclan linealmente en función de la fracción volumétrica del componente excepto el azufre que lo hace en función del caudal másico. Sin embargo, algunas de las propiedades más importantes se mezclan de forma no-lineal requiriendo un modelo más complejo que la media volumétrica. Es conocido que propiedades como el RON, MON y PVR son fuertemente no lineales y la industria ha desarrollado desde hace tiempo metodologías sencillas para poder aproximar estas relaciones (Auckland & Charnock, 1969), (Morris, 1975). La metodología consiste en linealizar estas funciones de tal manera que tengamos una representación alternativa que mezcle de forma lineal. Buscamos que:

$$BI(p_M) = \sum_{i=1}^n v_i BI(p_i) \quad (3-15)$$

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 índice de mezcla, **B**lending **I**ndex en inglés, es una función no lineal que puede tomar varias formas. Los siguientes apartados describen los índices de mezcla usados en la Refinería de Petronor.

3.3.1.1 Presión de Vapor Reid (PVR)

El modelo teórico no lineal para calcular la PVR requiere saber el peso molecular de cada uno de los componentes. En la práctica esto es muy complicado y se usa el método desarrollado por Chevron Research Company (Baird, 1989).

El índice de mezcla de cada componente se calcula como:

$$BI(p_i) = pvr_i^{1.25} \quad (3-16)$$

El índice de mezcla de la mezcla se calcula según la fórmula (3-15) y finalmente para calcular la propiedad final de la mezcla hay que deshacer la linealización efectuada, en este caso :

$$pvr_M = BI(p_i)^{0.8} \quad (3-17)$$

3.3.1.2 Research Octane Number (RON)

El método usado en este caso es el desarrollado por la compañía KBC (Baird, 1989). Sigue la siguiente metodología:

Si el RON del componente i , $RON_i > 85$:

$$BI(p_i) = e^{(0.0135 RON_i + 3.422042)} \quad (3-18)$$

Si el RON del componente i , $RON_i \leq 85$:

$$BI(p_i) = RON_i + 11.5 \quad (3-19)$$

Una vez calculado el BI de la mezcla BI_M , se deslinealiza mediante las formulas:

Si $BI_M > 96.5$:

$$RON_M = \frac{\ln BI_M - 3.422042}{0.0135} \quad (3-20)$$

Si $BI_M \leq 96.5$:

$$RON_M = BI_M - 11.5 \quad (3-21)$$

3.3.1.3 Motor Octane Number (MON)

El método usado en este caso es análogo al anterior y también está desarrollado por la compañía KBC (Baird, 1989). Sigue la siguiente metodología:

Si el MON del componente i , $MON_i > 71$:

$$BI(p_i) = e^{(0.0167 MON_i + 3.357594)} \quad (3-22)$$

Si el MON del componente i , $MON_i \leq 71$:

$$BI(p_i) = RON_i + 23 \quad (3-23)$$

Una vez calculado el BI de la mezcla BI_M , se deslinealiza mediante las formulas:

Si $BI_M > 94$:

$$MON_M = \frac{\ln BI_M - 3.357594}{0.0167} \quad (3-24)$$

Si $BI_M \leq 94$:

$$MON_M = BI_M - 23 \quad (3-25)$$

Todos estos cálculos se emplearán en el capítulo 5 para la optimización y control de propiedades. El apéndice A presenta el código de las tres funciones programadas en Matlab con ese fin.

3.4 Descripción Empírica

En este apartado se describe el método empírico utilizado para obtener un modelo dinámico lineal del proceso hidráulico mecánico que será posteriormente utilizado por un controlador CPBM o MPC. Adicionalmente, se usará la misma metodología para controlar las variables de calidad de la línea de mezcla.

Los modelos dinámicos paramétricos típicamente utilizados en aplicaciones de control en tiempo real son aquellos ampliamente utilizados en Control Predictivo Basado en Modelos, CPBM, en (De Keyser, 1991) y (Qin & Badgwell, 2003) se describen un buen resumen de las técnicas existentes y de su implantación industrial. En realidad, cualquier modelo a partir del cual se puedan calcular predicciones puede utilizarse para CPBM (continuo o discreto, función de transferencia, espacio de estados o convolución, lineal o no lineal incluso modelos basados en reglas, modelos basados en redes neuronales). A continuación se comentan los tres modelos más utilizados.

3.4.1 Modelo de respuesta impulsional (FIR)

Es el utilizado en el algoritmo IDCÓM de Setpoint, también denominado modelo de convolución. La respuesta del sistema en el instante actual es el resultado de la secuencia de entradas pasadas, Figura 3-17. El estado actual del sistema sólo se debe a las variaciones que haya habido en el pasado en las entradas (variables independientes).

$$y(t) = \sum_{j=1}^{\infty} h_j u(t-j) \approx \sum_{j=1}^n h_j u(t-j) = H(q^{-1})u(t) \quad (3-26)$$

donde los h_j son los coeficientes de la respuesta impulsional y donde:

$$H(q^{-1}) = h_1 q^{-1} + h_2 q^{-2} + \dots + h_n q^{-n} \quad (3-27)$$

Claramente debe truncarse después de un punto n , a partir del cual el sistema se considera estable. Utilizando este modelo la predicción puede escribirse como:

$$y(t+k/t) = \sum_{j=1}^n h_j u(t+k-j/t) = H(q^{-1})u(t+k/t) \quad (3-28)$$

Hay que hacer notar que : $u(t+k/t) = u(t+k)$ para $k < 0$

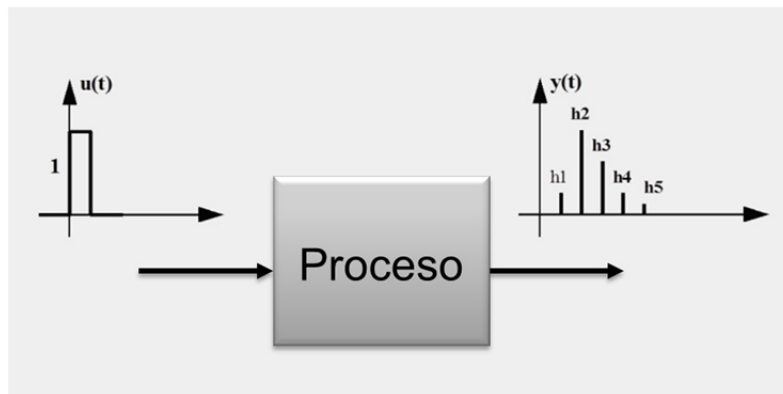


Figura 3-17 Modelo Respuesta Impulsional

La ventaja del modelo FIR (Finite Impulse Response) es que no necesita ninguna información a priori y puede describir cualquier dinámica por inusual que sea. Puesto que no hay términos recursivos, la predicción es simple y menos sensible a errores del modelo. (Es sabido que la recursión puede introducir grandes errores de predicción incluso cuando los errores en los parámetros individuales del modelo sean pequeños).

La principal desventaja es que este modelo no puede aplicarse directamente a sistemas inestables y que contiene un gran número de parámetros (n es generalmente del orden de 30 a 50).

3.4.2 Modelo de respuesta a salto

Es el modelo utilizado por el algoritmo DMC de Dynamic Matrix Control Corporation, y el que se utilizará posteriormente en esta tesis. Después de un salto en escalón de la variable manipulada u , Figura 3-18, si el sistema alcanza un valor estacionario y al cabo de n periodos de muestreo, tendremos:

$$\Delta y(t) = \sum_{j=1}^n g_j \Delta u(t+k-j/t) = G(q^{-1})(1-q^{-1})u(t) \quad (3-29)$$

donde g_j son los coeficientes de la respuesta a salto y $\Delta u(t) = u(t) - u(t-1)$.

La predicción de la respuesta del proceso se calcula como:

$$y(t+k/t) = \sum_{j=1}^n g_j \Delta u(t+k-j/t) = G(q^{-1})(1-q^{-1})u(t+k/t) \quad (3-30)$$

Los coeficientes de la respuesta impulsional y la respuesta a salto están relacionados:

$$g_j = \sum_{i=1}^j h_i \quad (j = 1 \dots n; g_0 = 0) \quad \text{y} \quad h_j = g_j - g_{j-1} \quad (j = 1 \dots n; h_0 = 0) \quad (3-31)$$

El modelo de respuesta a salto tiene básicamente las mismas ventajas y desventajas que el modelo de respuesta impulsional.

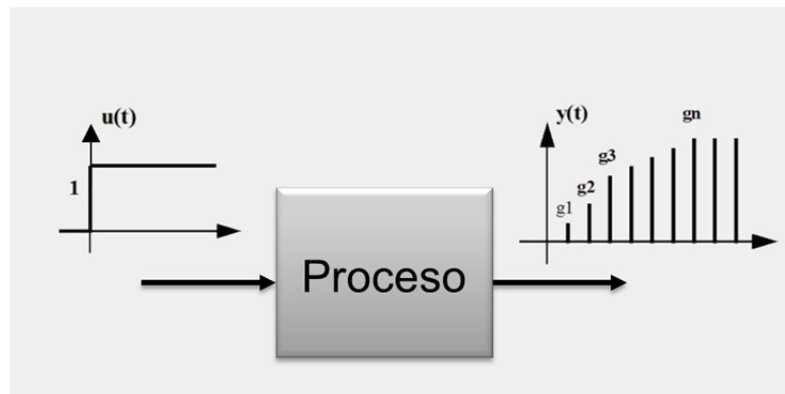


Figura 3-18 Modelo Respuesta a salto

3.4.3 Modelo Recursivo de Función de Transferencia

Es el modelo empleado por el algoritmo RMPCT de Honeywell. El proceso se describe mediante una ecuación en diferencias:

$$y(t) + a_1 y(t-1) + a_2 y(t-2) + \dots + a_{na} y(t-na) = b_1 u(t-1) + b_2 u(t-2) + \dots + b_{nb} u(t-nb) \quad (3-32)$$

de manera abreviada $A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})u(t)$.

En este tipo de modelo, la respuesta actual del proceso no sólo depende de los cambios pasados en las entradas, sino también de las salidas anteriores.

La predicción de la respuesta del proceso se calcula como:

$$y(t+k/t) = \frac{B(q^{-1})}{A(q^{-1})} u(t+k/t) \quad (3-33)$$

La ventaja de este modelo es que puede utilizarse para procesos que no sean estables. El número de parámetros que definen el modelo es mucho menor que en el caso de los modelos FIR o respuesta a salto. La desventaja es que hay que especificar el orden de n_a y n_b . Además, como ya se ha señalado anteriormente, su naturaleza recursiva hace mucho más difícil la predicción y tiene una gran sensibilidad a los errores.

3.5 Proceso de Obtención del Modelo Matricial Dinámico

La identificación dinámica consiste en: conocida la evolución en el tiempo de las variables controladas y las variables manipuladas, encontrar los parámetros del modelo que mejor sean capaces de expresar las variaciones de las variables controladas en función de las variaciones de las variables manipuladas. Esto se muestra en la Figura 3-19.

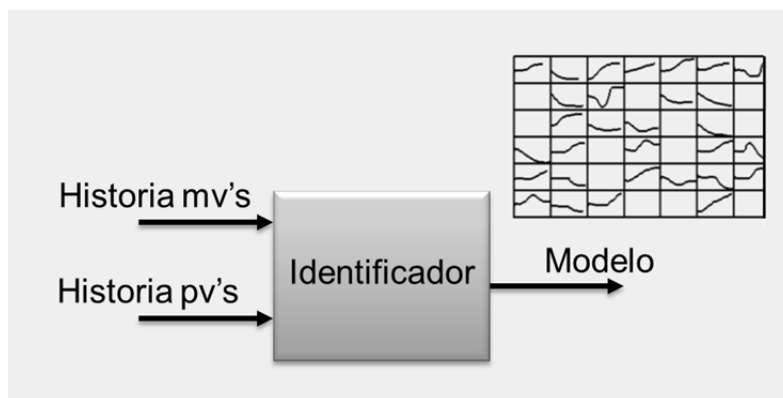


Figura 3-19 Identificador del modelo

A continuación se presentan los principios **básicos** matemáticos necesarios para obtener el modelo dinámico. Un conjunto de ecuaciones algebraicas lineales se puede representar por la ecuación matricial:

$$y_{(nx1)} = A_{(nxN)} \cdot x_{(Nx1)} \quad (3-34)$$

donde “n” es el número de ecuaciones, “N” el número de incógnitas, siendo conocido y y la matriz de coeficientes A . La solución x a este sistema cuando el número de ecuaciones es mayor que el número de incógnitas se puede hallar mediante mínimos cuadrados.

Calculando el vector de residuos “r” :

$$r = Ax - y \tag{3-35}$$

y resolviendo :

$$\text{Min}_c \sum_{i=1}^n r_i^2 \tag{3-36}$$

resulta :

$$x = (A^T A)^{-1} A^T y \tag{3-37}$$

Aplicando este procedimiento al problema de la identificación dinámica de un sistema lineal con una entrada y una salida se puede obtener una expresión equivalente:

$$\underset{(nx1)}{\delta p v} = \underset{(nxN)}{\Delta M V} \cdot \underset{(Nx1)}{c} \tag{3-38}$$

con :

$$\delta p v = \begin{bmatrix} \delta p v_1 \\ \delta p v_2 \\ \delta p v_3 \\ \delta p v_4 \\ \cdot \\ \cdot \\ \delta p v_n \end{bmatrix} \quad c = \begin{bmatrix} c_1 \\ c_2 \\ c_3 \\ c_4 \\ \cdot \\ \cdot \\ c_N \end{bmatrix} \tag{3-39}$$

$$\Delta M V = \begin{bmatrix} \Delta m v_{11} & 0 & 0 & \cdot & \cdot & \cdot & 0 \\ \Delta m v_{12} & \Delta m v_{11} & 0 & & & & 0 \\ \Delta m v_{13} & \Delta m v_{12} & \Delta m v_{11} & & & & 0 \\ \Delta m v_{14} & \Delta m v_{13} & \Delta m v_{12} & \cdot & & & 0 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & & & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & & & \cdot \\ \Delta m v_{1n} & \Delta m v_{1(n-1)} & \Delta m v_{1(n-2)} & \cdot & \cdot & \cdot & \Delta m v_{1(n-N+1)} \end{bmatrix} \tag{3-40}$$

donde :

δp_v : muestras diferenciales de la respuesta del sistema con respecto al valor inicial.

Δm_v : muestras diferenciales de la excitación al sistema con respecto al valor anterior.

c : coeficientes de la respuesta escalón.

n : número de muestras

N : número de coeficientes

Resolviendo por mínimos cuadrados obtenemos la expresión :

$$c = (\Delta MV^T \Delta MV)^{-1} \Delta MV^T \delta p_v \quad (3-41)$$

Los modelos de interés para el Control Multivariable relacionan varias variables independientes con varias variables dependientes, esto hace que el modelo sea más complejo que el caso monovariable de una variable independiente con una variable dependiente, sin embargo, el procedimiento de resolución es idéntico, solo hay que agrupar adecuadamente las variables independientes en la matriz ΔMV e igualmente con respecto a las variables dependientes en el vector δp_v .

Para la identificación dinámica del modelo del proceso es necesario “excitar” a la planta de manera que se pueda obtener la relación entre las variables independientes (que serán las causas) y las variables dependientes (que serán los efectos). Esta es la fase denominada de **Step-Test**.

Este procedimiento se ha ejecutado con el modelo de simulación descrito en la Figura 3-14. El ensayo realizado ha consistido en mover las variables manipuladas en lazo abierto, es decir, cambiar de posición las seis válvulas implicadas (MV1 a MV6 de la . Figura 3-15) y observar la evolución temporal de las variables controladas (CV1 a CV6 de la . Figura 3-15) El ensayo resultante puede verse en las Figura 3-20 y Figura 3-21.

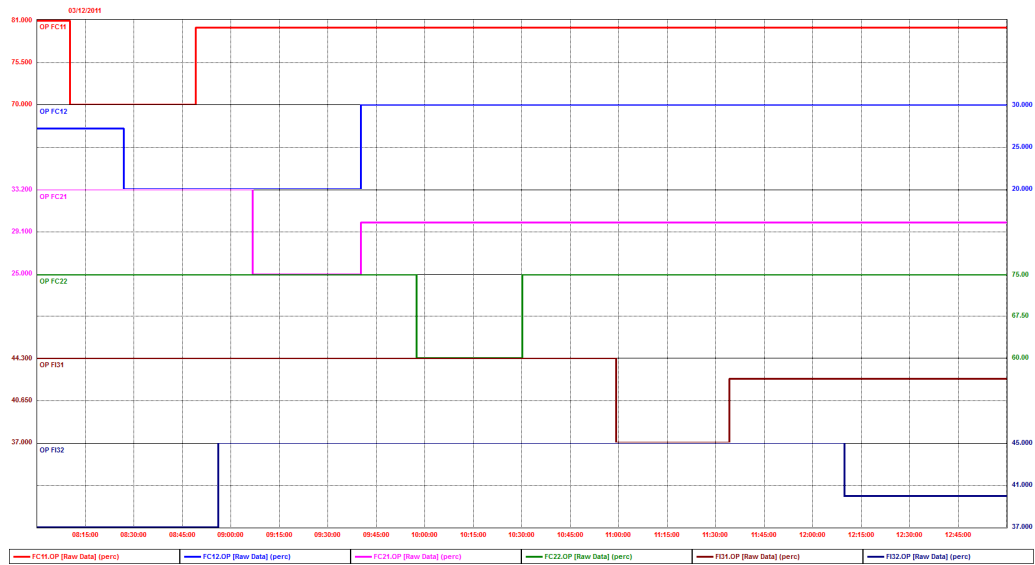


Figura 3-20 Ensayo realizado en variables independientes

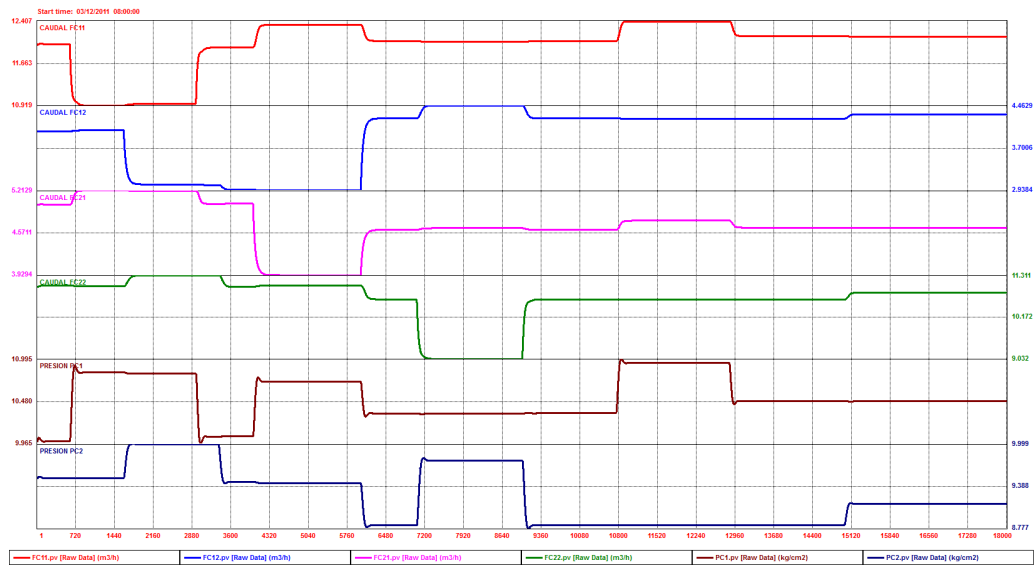


Figura 3-21 Evolución temporal variables dependientes

En este caso, la duración del ensayo ha sido de 5 horas, tiempo suficiente para identificar correctamente las dinámicas implicadas permitiendo que cada variable dependiente alcance el estado estacionario. El tiempo requerido para alcanzar el estado estacionario es del orden de cinco minutos, tiempo razonable para un caudal de líquidos. De los datos obtenidos con el ensayo anterior se obtiene el modelo multivariable de coeficientes FIR, o respuesta a salto, presentado en la Figura 3-22, en el que cada columna de la matriz representa una variable controlada, CV, y cada fila una variable independiente, en este caso variables manipuladas, MVs.

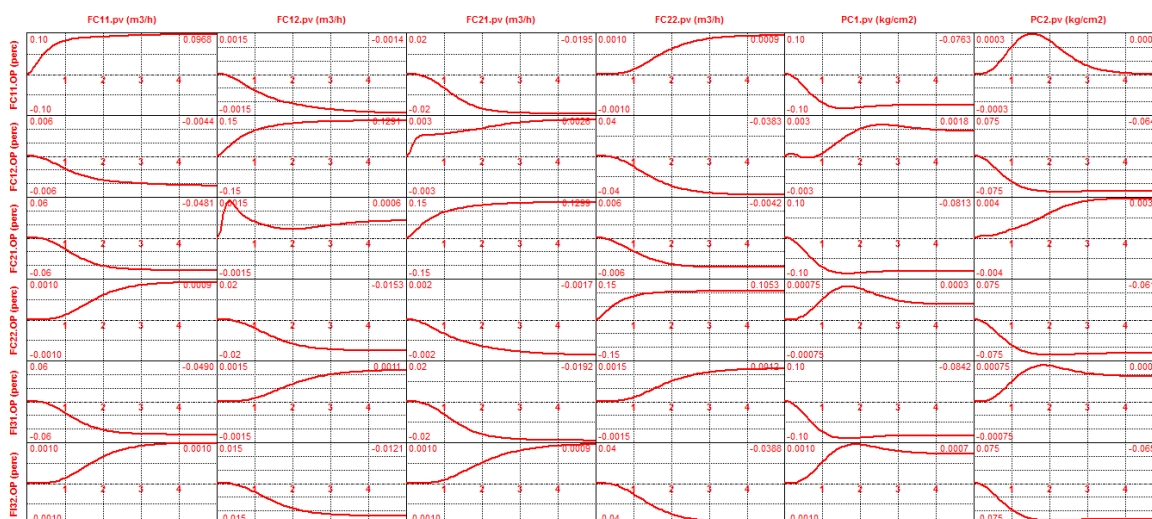


Figura 3-22 Modelo multivariable obtenido

Para la obtención de este modelo se ha usado el producto comercial DMCPlus® de la empresa AspenTech Inc. Cada una de las curvas está auto escalada por lo que pudiera dar la apariencia que existe relación entre cada MV y CV, es decir, de mostrar modelo donde realmente la relación causa-efecto es irrelevante. La Figura 3-23 muestra el modelo ajustado, se ha utilizado la misma escala por cada variable controlada y se han eliminado las curvas azules por tener una ganancia prácticamente nula. La razón para eliminarlas está relacionada con el condicionamiento de la matriz del modelo multivariable que representa las ganancias en el estacionario. Este aspecto se describe con detalle en (Darby, Harmse, & Nikolaou, 2012) y algunas soluciones se proponen en (Short, November 2016) y (Minh & N., 2005).

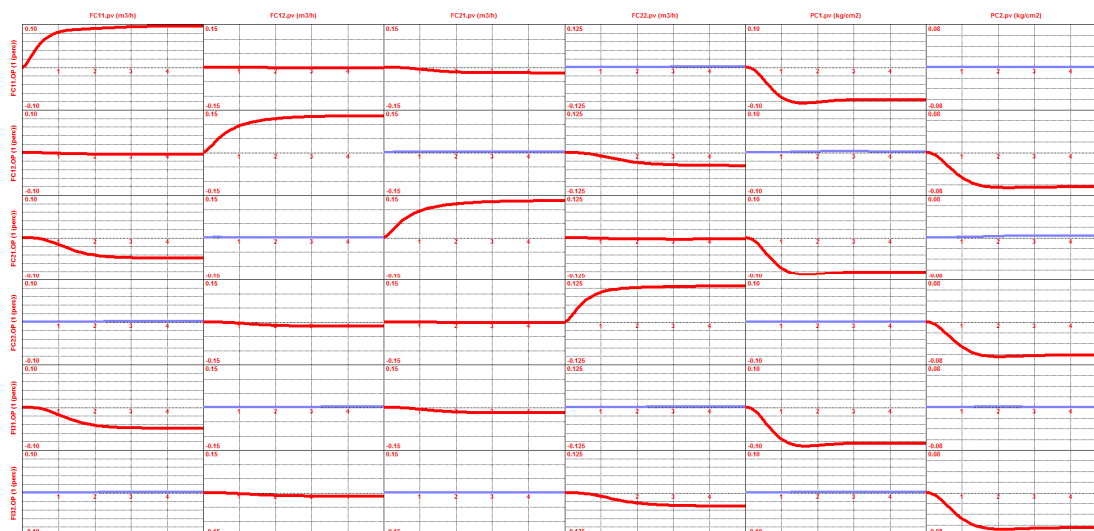


Figura 3-23 Modelo multivariable ajustado

4 Control de Presiones y Caudales

En este capítulo inicialmente se presenta el sistema de control típicamente utilizado en estos casos, aquí descrito como Control descentralizado. Posteriormente, se irán introduciendo las mejoras planteadas presentando previamente su justificación teórica para después complementarla con simulaciones realistas.

Se presentan casos de estudio en los que se demuestra que el controlador MPC tiene un mejor desempeño que el Control descentralizado. Se presentan las ventajas de poder trabajar de forma multivariable explícita, pudiendo asignar prioridades de unas variables controladas con respecto a otras. Se demostrará también cómo trabajar con rangos de operación, en lugar de puntos de consigna, añade grados de libertad muy interesantes que contribuyen en la consecución de mejores resultados económicos.

Finalmente se darán algunos detalles prácticos de la implementación industrial realizada.

4.1 Control descentralizado.

En la Figura 4-1 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.

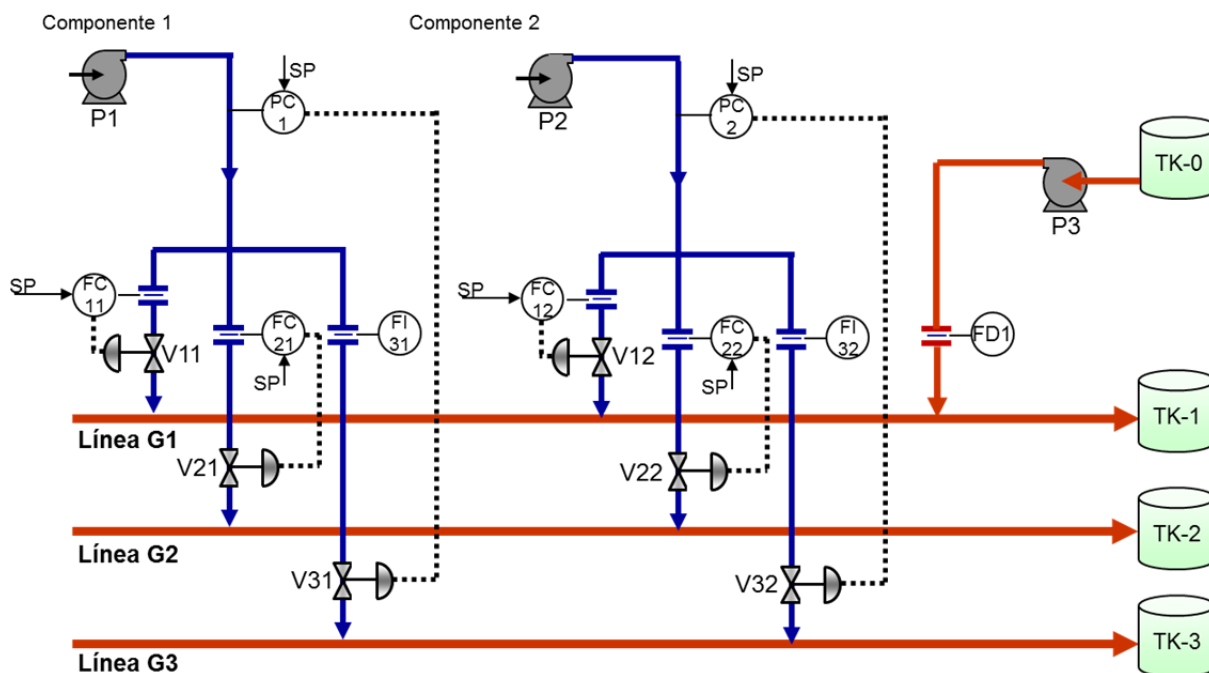


Figura 4-1 Sistema de Control descentralizado de caudales y presiones

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 Figura 3-16 muestra el diagrama de bloques empleado en Simulink. El bloque "Signal Builder" se ha usado para definir una serie de eventos habituales y así poder ilustrar mejor el funcionamiento del sistema. La Figura 4-2 muestra la estructura interna del bloque controlador, se trata de un conjunto de controladores PID, ecuación ideal estándar ISA, que ejecutan los controladores representados en la Figura 4-1. La simulación arranca de un estado estacionario a partir del cual se van encadenando un conjunto de eventos. Es muy importante definir las condiciones iniciales de forma consistente cada vez que se ejecuta la simulación, para ello se ha definido un fichero script "load_data" que incorpora la definición de dichos valores y que se ejecuta mediante el botón "Cargar datos iniciales" mostrado en la esquina superior izquierda. El Apéndice B muestra los valores iniciales usados en la simulación.

La Tabla 4-1 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 4-3)

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 4-4)
3. Figura de presiones y caudales totales de componentes. (Figura 4-5).

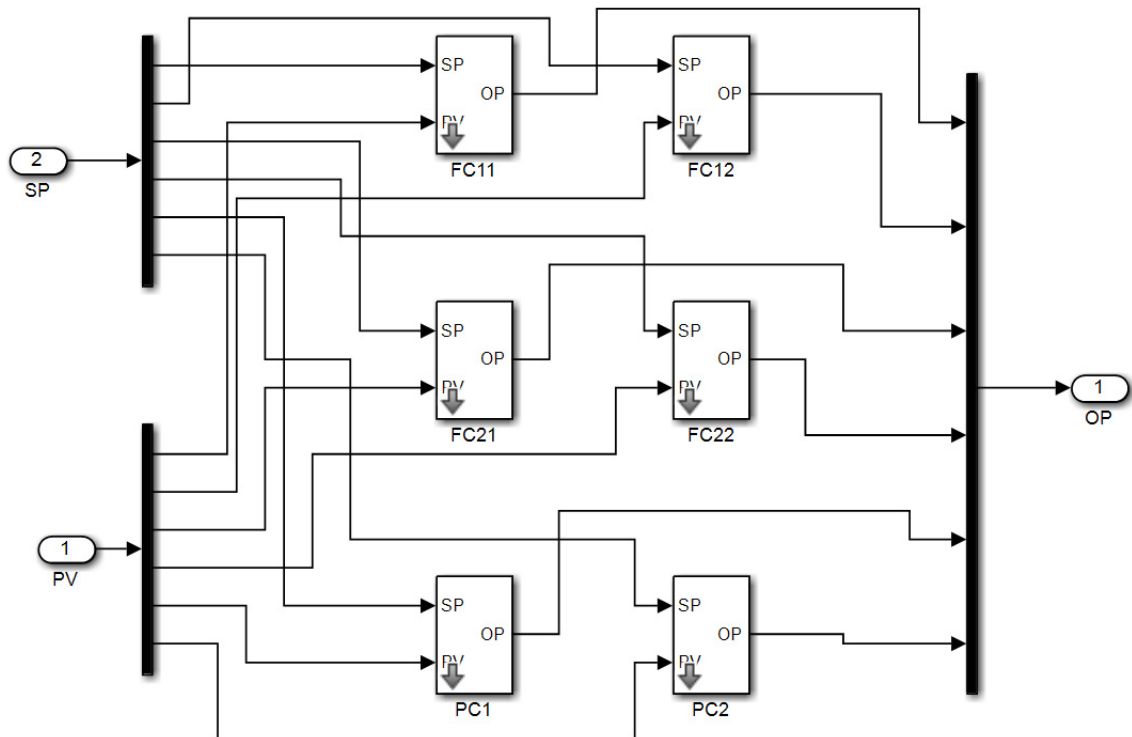


Figura 4-2 Diagrama interno del bloque controlador con control descentralizado

#	Minuto	Descripción
1	10	Cambio en el SP del FC-11 de 12 a 8 m ³ /h. Se observa que la PV sigue perfectamente al SP. En este caso para bajar el caudal requerido es necesario cerrar el balance de materia aumentando el caudal a la línea de excesos. Esto sucede ya que una disminución del caudal total de la bomba P-1 hace que la presión en la línea tienda a aumentar, reaccionado el PC-1 en consecuencia y abriendo la válvula V31. Este comportamiento transitorio de la presión puede verse en la Figura 4-5. Finalmente el sistema se queda operando en el nuevo punto de operación.
2	25	Cambio en el SP del FC-12 de 4 a 7 m ³ /h. Igual comportamiento que en el evento 1.
3	50	Cambio en el SP del FC-11 de 8 a 12 m ³ /h y cambio en el FC-22 de 11 a 14,2m ³ /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, incluso la presión de la línea no se puede mantener en el punto de consigna, ver PC-2.PV de la Figura 4-5. 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/cm ² a 8kg/cm ² 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 una bomba centrífuga quien da presión a la línea, P-2, que se comporta como en la Figura 3-10. 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 7m ³ /h a 6m ³ /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/cm ² a 9,5kg/cm ² . 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 25m ³ /h. Este aumento de caudal provoca una contrapresión en la línea. Que hace que todos los caudales que van a L1 bajen inicialmente y que sus controladores actúen 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/cm ² . 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/cm ² a 11,5kg/cm ² . 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 m ³ /h. Se vuelven a descompensar las presiones volviéndose a saturar el FC-11 y generando un nuevo error en estacionario.

Tabla 4-1 Descripción de eventos y análisis cualitativo de resultados

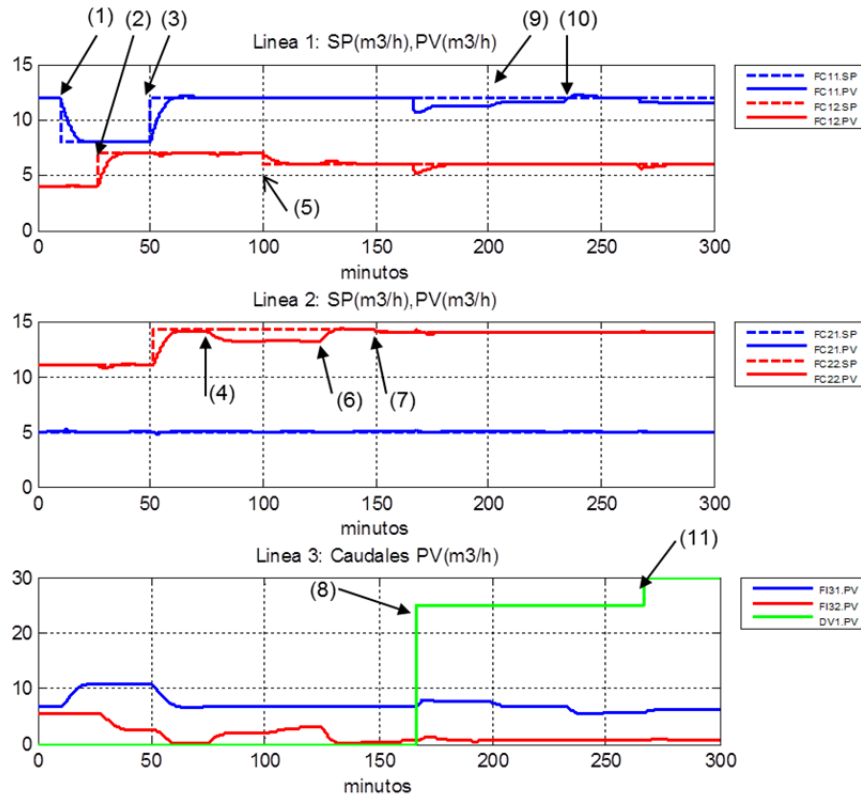


Figura 4-3 Caudales del Sistema de Control descentralizado

Los eventos simulados, nueve cambios de consignas y dos cambios de perturbación, son solo una muestra de todas las circunstancias que suceden en un proceso real de mezclas, pero ilustran la dificultad de satisfacer los puntos de consigna de los controladores de caudal, es decir evidencian la dificultad de mantener la receta que calcula el optimizador para cumplir con las especificaciones del producto en la línea.

Otro evento muy habitual no simulado es la contrapresión creciente en los tanques conforme va subiendo el nivel, en esta simulación se han simulado solo 300 minutos mientras que un tanque puede tardar en llenarse del orden de dos días. La altura de los tanques es del orden de 20m, por lo que la contrapresión puede cambiar hasta 2kg/cm^2 teniendo un efecto muy importante en la apertura requerida de las válvulas para contrarrestar el efecto de la presión aguas abajo y mantener el caudal.

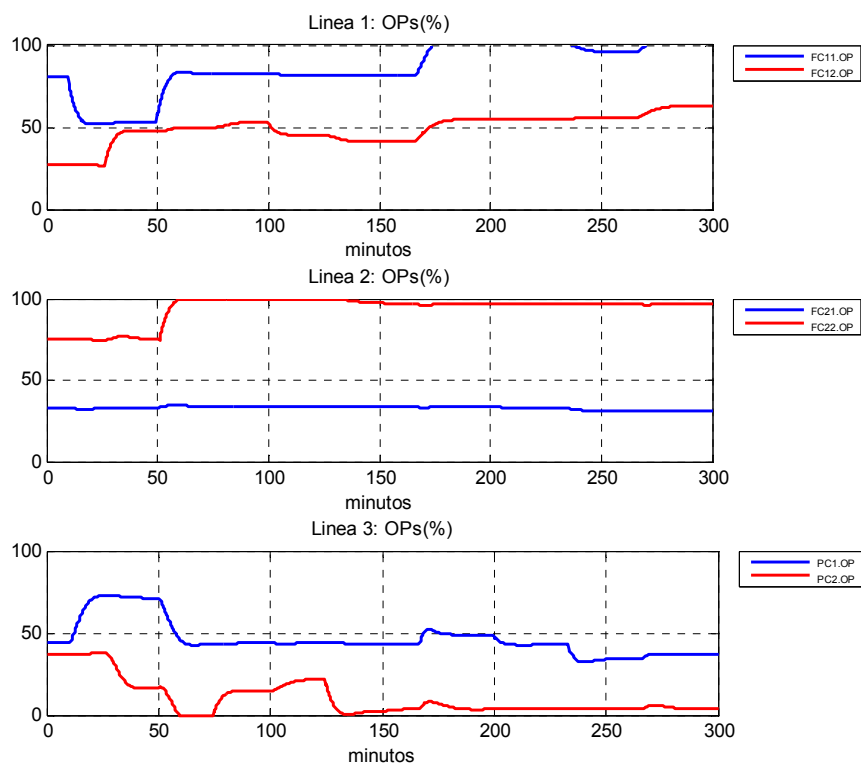


Figura 4-4 Aperturas de válvula del Sistema de Control descentralizado.

Es conveniente recordar que 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 componentes de unidad, mantener los caudales requeridos con este sistema de control es prácticamente imposible. En estas condiciones es muy difícil satisfacer las recetas de mezcla calculadas por el planificador para cumplir con las especificaciones de la mezcla, este mal desempeño tiene un impacto económico importante por tener que “reblendear” aquellos tanques que no cumplan con todas las especificaciones a la primera. Precisamente este punto es el principal factor de motivación de este trabajo, en este escenario es realmente necesario mejorar el comportamiento del sistema de control. Una de las alternativas es la que se presenta en la siguiente sección.

Por otra parte, es importante resaltar que estos problemas no se pueden resolver mejorando la sintonía de los controladores PIDs implicados.

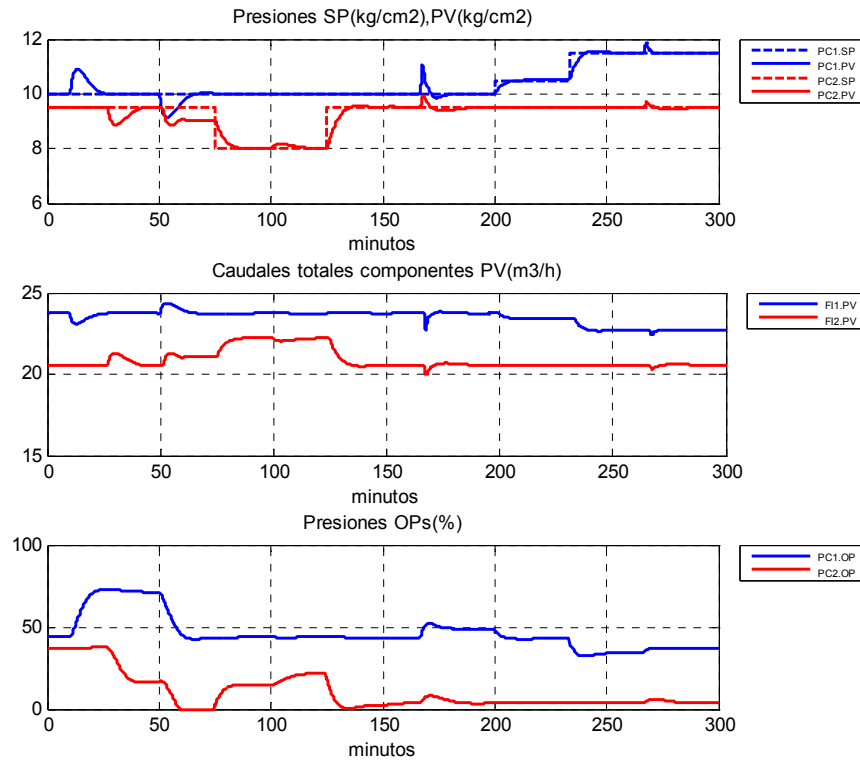


Figura 4-5 Presiones y caudales totales del Sistema de Control tradicional

4.2 Control Multivariable Predictivo (MPC).

Antes de proceder a resolver el problema de control simultáneo de presiones y caudales haciendo uso del Control Multivariable Predictivo conviene describir los fundamentos de la tecnología. En la siguiente sección se describe una breve introducción histórica conjuntamente con la descripción básica del algoritmo.

4.2.1 Fundamentos del Control Predictivo

A finales de la década de los 70 y principios de los 80 hubo un interés especial en la industria y en el mundo académico en lo que se denominó Control Avanzado de Procesos. Durante los años 60, Control Avanzado era cualquier algoritmo que fuera algo más que el clásico control PID basado en las tres acciones Proporcional, Integral y Derivativa. El control basado en PID se encargaba de controlar las necesidades más básicas de cualquier proceso industrial, de tal forma que aspectos como la seguridad, el control de calidad o la economía del proceso

quedaban dentro del ámbito del control PID, siendo el algoritmo estándar en la industria y con una presencia superior al 80% (Blevings, 2012).

Aspectos prácticos como la sintonía de controladores empezaron a atraer seriamente a la comunidad científica y se empezaron a desarrollar métodos de autosintonía basados en métodos como la Ganancia Mínima (MV), Ganancia Mínima Generalizada (GMV) (Clarke, Mohtadi, & Tuffs, 1987), Pole Placement (Wellstead, Prager, & Zanker, 1979). Estos métodos funcionaban relativamente bien en entornos de simulación y laboratorio, pero carecían de la robustez necesaria para ser utilizados ampliamente en la industria. No obstante, el potencial de los mismos había atraído la atención de la comunidad científica hasta tal punto que los desarrollos condujeron a lo que se denominó el Model Predictive Control (MPC), o también denominado Control Predictivo Basado en Modelos (CPBM), y que tan buena acogida tuvo en la industria. Hay muchos artículos que describen la evolución de los desarrollos y los distintos métodos desarrollados. De entre los cuales son de especial interés los siguientes (Qin & Badgwell, 2003) y (De Keyser, 1991). Para una descripción más detallada conviene leer el libro (Camacho & Bordons, 2007).

De los desarrollos que tuvieron continuidad en la industria son especialmente relevantes las iniciativas simultáneas e independientes llevadas a cabo en Europa por Adersa (Richalet y col., 1978) y en los Estados Unidos por Shell Oil Co. (Cutler y Ramaker, 1980; Prett y Gilelette, 1979). Permitieron la introducción de nuevas técnicas de control basadas en el concepto de predicción mediante modelos : IDCOM (Identification and Command) y DMC (Dynamic Matrix Control).

Durante los últimos años se ha puesto de manifiesto que todos estos métodos y otros muchos que fueron propuestos desde entonces tenían muchos elementos en común y esencialmente eran variaciones de un mismo tema central. Hoy en día los elementos claves del **Control Predictivo Basado en Modelos (CPBM)** están suficientemente establecidos y dan lugar a una familia de métodos de control que presentan algunas ventajas importantes cuando se les compara con otros procedimientos alternativos. Entre estas mejoras pueden mencionarse las siguientes :

- a) Permite resolver problemas de control con conductas dinámicas no usuales (Sistemas inestables en lazo abierto de fase no mínima).
- b) Resulta particularmente atractivo al personal técnico de planta que posee una formación limitada en problemas de control, ya que los conceptos pueden comprenderse en un período corto de tiempo.

- c) **Puede manejar de una forma bastante directa problemas de control interactivos de tipo multivariable.**
- d) Posee una compensación inherente de los retardos puros del sistema, tiempos muertos.
- e) Introduce de una manera natural la acción de control feedforward para compensar perturbaciones medibles.
- f) Es conceptualmente simple extender la estrategia de CPBM a problemas de control con restricciones (p.e. restricciones sobre las variables manipuladas, variables controladas e incluso sobre la velocidad de variación de estas variables).
- g) Los parámetros de diseño son parámetros de especificación en lugar de parámetros de sintonía, es decir, están relacionados directamente con el comportamiento del sistema.
- h) Es una metodología totalmente abierta que se basa en algunos principios básicos pero que permite añadir al campo posibles extensiones futuras.
- i) Posee una característica interesante de “mirar hacia adelante” que resulta extraordinariamente útil cuando se puede planificar la evolución del punto de consigna (como el control de procesos tipo batch o de robots).

Como la mayoría de estas características son de gran importancia en problemas de control de naturaleza práctica, no resulta sorprendente que hayan aparecido numerosas aplicaciones del CPBM. Por supuesto que el CPBM también posee algunas desventajas. Fundamentalmente es computacionalmente complejo. Aunque con la potencia de cálculo disponible hoy en día no representa un problema en el caso de aplicaciones en el campo del control de procesos donde las plantas suelen ser generalmente lentas. Sin embargo pueden llegar a plantear complicaciones cuando se trata de sistemas de tipo mecánico, servo-control y aplicaciones en robótica (no obstante el CPBM resulta adecuado para efectuar cálculos en paralelo con sistemas multiprocesadores).

Una desventaja fundamental del CPBM es la necesidad de disponer de un modelo conveniente del proceso. Esto explica por qué un gran número de métodos han surgido del campo del control adaptativo. En cualquier caso, algún tipo de modelización o identificación del sistema será necesario y esto supone un precio a pagar. Una vez que se dispone de un modelo, el CPBM es en sí mismo un procedimiento relativamente directo. Conviene no obstante señalar que esta desventaja se suaviza algo con el argumento de que también los métodos de control clásicos (incluso el simple regulador PID) necesitan de un modelo del proceso cuando tienen que sintonizarse para operar satisfactoriamente cuando el proceso tiene una dinámica “difícil” de controlar.

El Control Predictivo Basado en Modelos, CPBM, habitualmente incluye las siguientes técnicas como parte del algoritmo:

1. Uso explícito de un modelo dinámico para predecir la evolución de las salidas del proceso durante un horizonte futuro de predicción. El modelo del proceso calcula el valor de las salidas predichas $\hat{y}(t+j|t)$ para cada j , $j=1, j=2, \dots, j=H_p$ siendo H_p el horizonte de predicción, y para cada instante de tiempo t . Éstas dependen de los valores pasados de las entradas y las salidas hasta el instante de tiempo actual t , incluyendo los valores futuros de la señal de control $u(t+j|t)$, $j=0, \dots, j=H_c$ que serán calculados.
2. La secuencia de los movimientos calculados por el controlador se obtiene de minimizar una función de coste que incluye el desempeño del controlador en términos de error y del esfuerzo de la señal de control.
3. Uso de una estrategia de horizonte móvil, de tal forma que en cada nueva ejecución del controlador, el horizonte se va moviendo un periodo de muestreo hacia el futuro y la secuencia de movimientos de control, $u(t+l/t+l)$, vuelve a ser calculada aunque sólo el primer movimiento es el aplicado al proceso. Solamente se envía al proceso la señal de control calculada en el instante actual de ejecución $u(t/t)$. En el siguiente periodo de muestreo se vuelve a medir el valor de las salidas del proceso $y(t+1)$ y se repite el paso 1 actualizando todas las secuencias de datos.

Esta metodología se queda representada en la Figura 4-6.

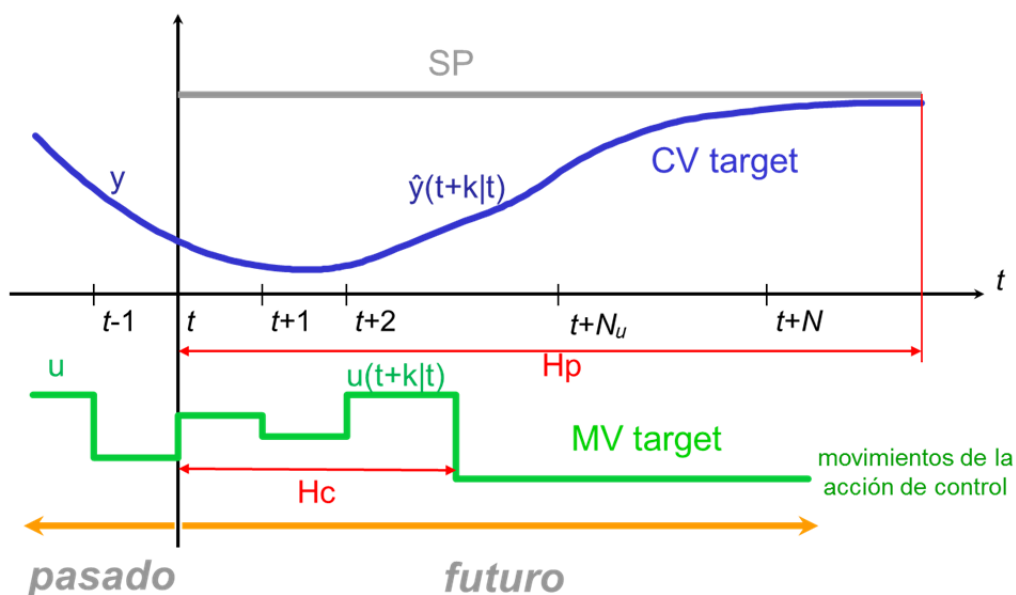


Figura 4-6 Estrategia de horizonte móvil de un CPBM

4.2.2 Cálculo de los movimientos del controlador MPC

Se han desarrollado muchos métodos en la literatura para calcular los movimientos del controlador (Qin & Badgwell, 2003), en este caso se ha optado por el algoritmo de referencia en la industria de procesos . El algoritmo DMC de Cutler y Ramaker (Cutler & Ramaker, 1980)

En 1979, Cutler y Ramaker trabajaban para la Shell oil Company, desarrollaron y publicaron el algoritmo que se ha convertido en estándar de la industria, el controlador DMC (Dynamic Matrix Control). Este algoritmo utiliza un modelo de coeficientes, concretamente los coeficientes de la respuesta escalón, para calcular la predicción de las variables controladas y eventualmente los movimientos del controlador. El objetivo del controlador DMC es conducir las variables controladas hasta sus puntos de consigna mediante el uso de una función objetivo que penaliza la desviación entre los dos y la cantidad de movimiento necesario en la acción del controlador.

Considerando el caso del proceso más simple, una entrada y una salida (SISO), la respuesta escalón del modelo de la planta tal como se mostraba en (3-29) será:

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t-i) \quad (4-1)$$

La perturbación en el instante t y a lo largo del horizonte de predicción es:

$$\begin{aligned} \hat{x}(t+j|t) &= \hat{x}(t|t) = e(t) \\ e(t) &= y(t) - \hat{y}(t|t) = \end{aligned} \quad (4-2)$$

Siendo el valor predicho:

$$\hat{y}(t+j|t) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t+j-i) + \hat{x}(t+j|t) \quad (4-3)$$

Si se considera una perturbación constante, el valor de la predicción de la salida para cualquier instante j es:

$$\hat{y}(t+j|t) = \sum_{i=1}^j g_i \Delta u(t+j-i) + rl(t+j) \quad (4-4)$$

Siendo rl la respuesta libre del proceso, es decir, la predicción de la salida que solo incluye acciones del pasado. La predicción para un horizonte de predicción p y m acciones de control para ($j=1, \dots, p$) es:

$$\hat{y}(t+p|t) = \sum_{i=p-m+1}^p g_i \Delta u(t+j-i) + rl(t+p) \quad (4-5)$$

Esta ecuación se puede reescribir por

$$\hat{y} = G\Delta u + rl \quad (4-6)$$

La ecuación (4-6) representa la relación entre las salidas futuras y las acciones incrementales de control mediante la matriz dinámica:

$$G = \begin{bmatrix} g_1 & 0 & \cdot & \cdot & \cdot & 0 \\ g_2 & g_1 & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ g_m & g_{m-1} & \cdot & \cdot & \cdot & g_1 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ g_p & g_{p-1} & \cdot & \cdot & \cdot & g_{p-m+1} \end{bmatrix} \quad (4-7)$$

La matriz dinámica G está compuesta de m (horizonte de control, Hc) columnas, con los coeficientes de la respuesta escalón adecuadamente desplazados.

La función de coste que se usa para calcular las acciones de control, incluyendo la penalización en la cantidad de movimiento de la acción de control (γ) y la priorización (**ec**) de las variables controladas resulta:

$$J = \sum_{j=N_1}^{N_2} ec(j) [\hat{y}(t+j|t) - sp(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{Nu} \gamma(j) [\Delta u(t+j-1)]^2 \quad (4-8)$$

Si no se consideran restricciones en J, la solución se puede obtener mediante mínimos cuadrados derivando J e igualando a cero, de tal forma que :

$$\Delta u = (G^T G + \gamma I)^{-1} G^T (sp - rl) \quad (4-9)$$

En el algoritmo DMC, el factor de penalización γ es un parámetro de ajuste usado para penalizar la cantidad de movimiento y hacer que la acción de control sea más suave generando menos problemas de fiabilidad en los actuadores.

En cada periodo de muestreo se resuelve un algoritmo de mínimos cuadrados, de tal forma que aplicando el método de horizonte de control móvil sólo el primer valor del vector $\Delta u(t)$ se aplica al proceso, descartando el resto de valores y actualizando el vector $\Delta u(t)$ en el siguiente periodo de muestreo para volver a repetir la secuencia.

4.2.3 MPC para el caso multivariable, uso de Programación Lineal

Extender el caso SISO al caso de control multivariable MIMO es tan sencillo como actualizar el orden de las matrices implicadas. Para un caso MIMO el cálculo de la salida del proceso queda:

$$y_j(t) = \sum_{k=1}^{Nu} \sum_{i=1}^{\infty} g_i^{kj} \Delta u^k (t - i) \quad (4-10)$$

La matriz G en este caso es de dimensión (p*Ny, m*Nu) siendo p el horizonte de predicción, m el horizonte de control, Ny número de variables controladas y Nu el número de variables manipuladas. .

Cuando el problema a resolver es del tipo multivariable es esencial incluir el tratamiento explícito de restricciones en el cálculo de la ley de control. En la práctica industrial hay múltiples alternativas más o menos complejas, (Camacho & Bordons, 2007) (Qin & Badgwell, 2003), siendo la más utilizada la aplicación de un algoritmo de optimización de Programación Lineal (LP). La Programación Lineal se ha estudiado ampliamente y aplicado industrialmente desde 1940, hay varios libros de referencia obligada (Dantzig, 1963), (Luenberger, 1984) y múltiples artículos de aplicaciones tipo “survey” (Todd, 2002). A continuación se presentan los fundamentos del método y su forma de aplicación al MPC multivariable.

La programación lineal permite encontrar soluciones a problemas del tipo:

$$\begin{aligned} \min_x F(\mathbf{x}) &= \min_x \mathbf{c}^T \mathbf{x} \\ \text{sujeta a } & \mathbf{Ax} \leq \mathbf{b} \\ & \mathbf{y} \leq \mathbf{x} \leq \mathbf{lb} \end{aligned} \quad (4-11)$$

Donde:

x: vector de variables independientes, o variables de decisión.

ub, lb: límites superior e inferior de **x**

c: vector de coeficientes de costes

b: vector de coeficientes de límites

A: matriz de coeficientes

(.)^T: representa la transpuesta de la matriz

La expresión a minimizar o maximizar se denomina función objetivo y las inecuaciones son politopos convexos impuestos a la función objetivo a minimizar.

El método de solución comúnmente utilizado se conoce como *Simplex* y fue desarrollado por George B. Dantzing en 1947, (Dantzig, 1963). Veamos ahora como se puede aplicar esta formación al control multivariable.

El modelo descrito en (4-10) hace referencia al comportamiento dinámico del proceso asumiendo que un tiempo H_p , horizonte de predicción, Figura 4-6, se alcanza estado estacionario. Una representación sencilla del modelo estacionario asumiendo que el proceso es lineal sería la siguiente:

$$\begin{aligned}\Delta cv_{SS} &= G \Delta mv_{SS} \\ cv_{SS}(i+1) &= cv_{SS}(i) + \Delta cv_{SS}(i)\end{aligned}\tag{4-12}$$

Donde:

Δmv_{SS} : vector incrementos previsto para el estacionario en las variables manipuladas.
Dimensión ($N_u \times 1$).

Δcv_{SS} : vector incrementos previsto para el estacionario en las variables controladas.
Dimensión ($N_y \times 1$).

G : matriz de ganancias de estacionario del modelo. Dimensión ($N_y \times N_u$).

$x(i)$: valor previsto antes de hacer el cambio en Δcv_{SS} .

$x(i+1)$: valor previsto después de hacer el cambio en Δcv_{SS} .

En CPBM multivariable es muy habitual imponer restricciones en las variables controladas, CVs, sustituyendo los puntos de consigna por rangos, es decir:

$$cv_{SS} = sp \rightarrow cv_{LO} \leq cv_{SS} \leq cv_{HI}\tag{4-13}$$

Donde:

cv_{HI} : límite superior de las variables controladas

cv_{LO} : límite inferior de las variables controladas

Por lo tanto se deberá cumplir :

$$cv_{LO} \leq cv_{SS}(i+1) \leq cv_{HI}\tag{4-14}$$

O lo que es lo mismo:

$$cv_{SS}(i) + \Delta cv_{SS}(i) \leq cv_{HI}\tag{4-15}$$

$$-(cv_{SS}(i) + \Delta cv_{SS}(i)) \leq -cv_{LO}\tag{4-16}$$

Prescindiendo de la notación $x(i)$ por simplicidad y usando (4-12) las ecuaciones anteriores se transforman en:

$$cv_{SS} + G\Delta mv_{SS} \leq cv_{HI} \quad (4-17)$$

$$-(cv_{SS} + G\Delta mv_{SS}) \leq -cv_{LO} \quad (4-18)$$

Operando:

$$G\Delta mv_{SS} \leq cv_{HI} - cv_{SS} \quad (4-19)$$

$$-G\Delta mv_{SS} \leq -cv_{LO} + cv_{SS} \quad (4-20)$$

Imponer restricciones en las variables manipuladas se resuelve satisfaciendo las inecuaciones siguientes:

$$mv_{SS} + \Delta mv_{SS} \leq mv_{HI} \quad (4-21)$$

$$mv_{SS} + \Delta mv_{SS} \geq mv_{LO} \quad (4-22)$$

Ahora solo falta adecuar las ecuaciones (4-19), (4-20), (4-21) y (4-22) al formato general descrito en (4-11) resultando:

$$A = \begin{bmatrix} G \\ -G \end{bmatrix} \quad b = \begin{bmatrix} cv_{HI} - cv_{SS} \\ -cv_{LO} + cv_{SS} \end{bmatrix} \quad (4-23)$$

$$ub = [mv_{HI} - mv_{SS}] \quad lb = [mv_{LO} - mv_{SS}] \quad (4-24)$$

$$x = \Delta mv_{SS} \quad (4-25)$$

Una vez definidas **A**, **x**, **ub** y **lb** solo falta incorporar el coste unitario de cada componente de **x**, esto se resuelve incorporando en **c** los costes económicos asociados a cada *mv*.

Para un sistema con dos variables independientes la función de coste se convierte en :

$$F = Coste_1 \Delta mv_{1SS} + Coste_2 \Delta mv_{2SS} \quad (4-26)$$

La función de coste **F** puede representar cualquier función de optimización que sea razonablemente lineal con respecto a cambios en Δmv_{SS} . Parece razonable que deseemos introducir en dicha función la economía real del proceso que en la mayoría de los casos se puede expresar con dos términos. Por un lado el beneficio extra que obtenemos por producir más cantidad de un producto valioso y por otro lado el desembolso que supone en energía el producir más del producto anterior. Es decir,

$$F = -(\Delta SS \text{ Cambio en producción}) * \text{valor de los productos (€)} \quad (4-27)$$

$$+ (\Delta SS \text{ cambio en energía}) * \text{precio de la energía (€)}$$

Usando como función de coste la función anterior, entonces 'Coste₁' queda definido como el cambio que se produce en F después de haber producido un cambio unitario en $mv1$ habiendo mantenido $mv2$ constante.

Ahora hay que relacionar los productos de valor añadido con las variables controladas y los costes energéticos con las variables manipuladas. Normalmente los costes energéticos se asocian directamente con las variables manipuladas ya que se puede determinar fácilmente lo que cuesta en términos económicos el aumentar o disminuir cada variable manipulada. Para las variables de valor añadido el análisis no es tan simple, ya que hay que relacionar cada una de estas variables con las variables controladas y posteriormente mediante el uso del modelo obtener la equivalencia con respecto a las variables manipuladas.

Supongamos un caso en el que haya dos variables que interesa maximizar por su gran valor añadido (producto A y producto B). En primer lugar hay que encontrar las ganancias de las cantidades de estos productos con respecto a las variables manipuladas. Definimos estas ganancias como G_{A1} y G_{A2} para el producto A, y G_{B1} y G_{B2} para el producto B. La función de coste se transforma en :

$$\begin{aligned}
 F = & - (G_{A1} * \Delta mv1_{SS} + G_{A2} * \Delta mv2_{SS}) * \text{valor producto A (€/unidad)} & (4-28) \\
 & - (G_{B1} * \Delta mv1_{SS} + G_{B2} * \Delta mv2_{SS}) * \text{valor producto B (€/unidad)} \\
 & + \Delta MV1_{SS} * \text{coste mv1} \\
 & + \Delta MV2_{SS} * \text{coste mv2}
 \end{aligned}$$

Reordenando (4-28) en el formato de (4-26) resulta :

$$\begin{aligned}
 \text{Coste}_1 & = (-G_{A1} * \text{valor de A}) + (-G_{B1} * \text{valor de B}) + \text{coste mv1} & (4-29) \\
 \text{Coste}_2 & = (-G_{A2} * \text{valor de A}) + (-G_{B2} * \text{valor de B}) + \text{coste mv2}
 \end{aligned}$$

En el controlador [DMC] a Coste_N se le denomina **LPCOST**.

4.2.4 Estrategia cuando no existe solución factible

La solución anterior es aceptable siempre que exista una solución factible x que satisfaga todas las restricciones.

La programación lineal permite calcular un nuevo punto de operación que, satisfaciendo todas las restricciones tanto en las variables manipuladas como en las controladas, minimiza una función de coste o función objetivo.

Pero ¿qué ocurre cuando no existe ningún punto de operación que cumpla con todas las restricciones, esto es, cuando no existe solución factible? En este caso la estrategia va a consistir en “relajar” las restricciones de aquellas variables controladas que se consideren menos importantes. En otras palabras, cuando existen grados de libertad el controlador “optimiza” utilizando la programación lineal y cuando no existen grados de libertad, el controlador busca la solución menos mala “olvidándose” de las variables que se hayan considerado menos importantes.

En el controlador DMC existen dos parámetros que nos permiten asignar prioridades en el caso de que el problema de programación lineal no tenga solución.

4.2.4.1 CV Rank

Es el parámetro que permite una asignación de prioridades “gruesa”, organizando las prioridades según el tipo de variable. Cuanto menor es el CV Rank que asignamos a una variable, mayor es la importancia que le estamos otorgando. Así, por ejemplo, una agrupación típica sería:

Variable controlada	CV Rank
Seguridad y medio ambiente	10
Variables integradoras (niveles)	20
Límites de operatividad (inundación, etc)	30
Especificaciones de calidad	40
Objetivos económicos	50

Tabla 4-2 Valores típicos de CV Rank

El valor numérico que asignemos al CV Rank no tiene mayor importancia, sólo importa su valor en relación a otros valores. Cuando el problema de programación no tiene solución, se vuelve a resolver eliminando las restricciones en las variables que tienen un mayor CV Rank y así hasta que se encuentra alguna solución.

El CV Rank se asigna por separado al límite alto y al límite bajo de cada variable controlada, porque en la mayoría de las variables la importancia de relajar el límite alto no es la misma

que la relajar el límite bajo. Así, suponiendo una temperatura de pared de tubo de un horno como variable controlada, el CV Rank para el límite alto será muy bajo (el que corresponda a las variables de seguridad), mientras que el CV Rank en el límite bajo será alto (no suele tener mucha importancia el que la temperatura del tubo esté por debajo del límite especificado).

4.2.4.2 LP Equal Concern Error

Podemos definir el concepto de “Equal Concern Error” como el nivel de error admisible para una variable controlada. Se define en las mismas unidades de ingeniería que la CV. El Equal Concern Error no significa que el controlador permita dicha magnitud de error, si no que comparativamente pondere más o menos los errores en una CV con respecto a otra. En la medida que el Equal Concern Error es mayor, menos importancia relativa se da a dicha CV, cuanto menor es el valor de este parámetro, mayor es su importancia.

Este parámetro permite el ajuste “fino” de prioridades, estableciendo distintas prioridades dentro de las variables a las que se ha asignado un mismo CV Rank. Supongamos una columna de destilación con extracciones laterales en la que se utilizan como variables de calidad las temperaturas de las extracciones. Al ser variables de calidad lo normal es que a todas las temperaturas se les haya asignado el mismo CV Rank. Entonces, a través del LP Equal Concern Error vamos a poder establecer prioridades para decidir las temperaturas que son más importantes (a las que asignaremos un LP equal concern error superior).

De las distintas formas matemáticas disponibles en la literatura (Qin & Badgwell, 2003) para implementar este concepto, la más práctica es mediante la utilización de las variables de holgura, también referidas como slack en las variables dependientes.

Definiendo el slack s como un vector de valores positivos, $s \geq 0$, y de dimensión $(N_y \times 1)$, las ecuaciones (4-19) y (4-20) se convierten en

$$G\Delta m v_{SS} - s \leq cv_{HI} - cv_{SS} \quad (4-30)$$

$$-G\Delta m v_{SS} - s \leq -cv_{LO} + cv_{SS} \quad (4-31)$$

de donde la nueva formulación para \mathbf{A} , \mathbf{x} , \mathbf{b} , \mathbf{ub} y \mathbf{lb} resulta:

$$A = \begin{bmatrix} G & -I \\ -G & -I \end{bmatrix} \quad b = \begin{bmatrix} cv_{HI} - cv_{SS} \\ -cv_{LO} + cv_{SS} \end{bmatrix} \quad x = \begin{bmatrix} \Delta mv \\ s \end{bmatrix} \quad (4-32)$$

Siendo la matriz identidad I ($N_y \times N_y$) y por tanto los nuevos límites para el vector x teniendo en cuenta que $\infty \geq x \geq 0$ serán:

$$ub = \begin{bmatrix} mv_{HI} - mv_{SS} \\ \infty \end{bmatrix} \quad lb = \begin{bmatrix} mv_{LO} - mv_{SS} \\ 0 \end{bmatrix} \quad (4-33)$$

Falta ahora incorporar las prioridades para poder determinar qué valor de s es necesario para poder cumplir todas las restricciones en las variables dependientes, siendo su valor deseado $s=0$. Esto se consigue aumentando la función de coste F , de tal forma que incluya los valores de s promediados por orden de importancia y con un peso suficiente, de tal forma que cuando la programación lineal quiera minimizar F se obligue a resolver $s=0$, salvo que sea estrictamente necesario hacer que algún valor $s \neq 0$ para cumplir con todas las restricciones. Por tanto el nuevo vector de costes c .

$$c^{T'} = [c^T \quad hh] \quad (4-34)$$

Siendo hh un vector ($1 \times N_y$) igual a:

$$hh = \left[\infty .* \frac{1}{ec} \right] \quad (4-35)$$

En la práctica ∞ se resuelve con un número lo suficientemente grande (9999). El vector ec contiene los equal concern errors de cada variable controlada y el operador $' .* '$ denota producto escalar.

4.2.4.3 Imposición de la solución de la programación lineal

Una vez resuelta la función de coste sujeta a restricciones mediante el algoritmo de programación lineal, falta por ver como se incluye esto dentro del controlador. La forma más habitual consiste en imponer los nuevos puntos de consigna, Δcv_{SS} , y al objeto de garantizar la estabilidad del conjunto se fuerza al cálculo de movimientos Δmv (4-9), la solución de estado estacionario calculada por el módulo de programación lineal.

El módulo de programación lineal genera el vector Δmv_{SS} , que es el vector de movimientos de las variables manipuladas en el estacionario. Pero aún falta por determinar cómo van a ser cada uno de los movimientos Δmv hasta que se alcance el estacionario. La solución consiste en hacer $\Sigma \Delta mv = \Delta mv_{SS}$.

4.2.5 Descripción del controlador MPC utilizado en el proceso de blending

En el sistema de control descentralizado hay ocasiones en las que no se satisfacen todos los puntos de consigna de caudal porque para controlar la presión de la línea es necesario mandar un caudal a la línea de excesos, y a veces, este caudal es demasiado grande. Para remediar este problema, la única forma de hacerlo con el control descentralizado es probando con otros valores de presión en la línea tal como hacía el operador en la simulación de la Tabla 4-1.

A continuación se propone 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, también simultáneamente. Esta estrategia a priori debiera permitir controlar mejor el proceso multivariable ya que minimiza el error global de todas las CVs. Para poder ilustrar este método se ha usado un controlador MPC en el proceso de mezclas de ejemplo descrito en la sección 3.2.5 donde se manipulan 6 válvulas y se controlan 6 variables. Este proceso junto con su controlador se puede observar en la Figura 4-7.

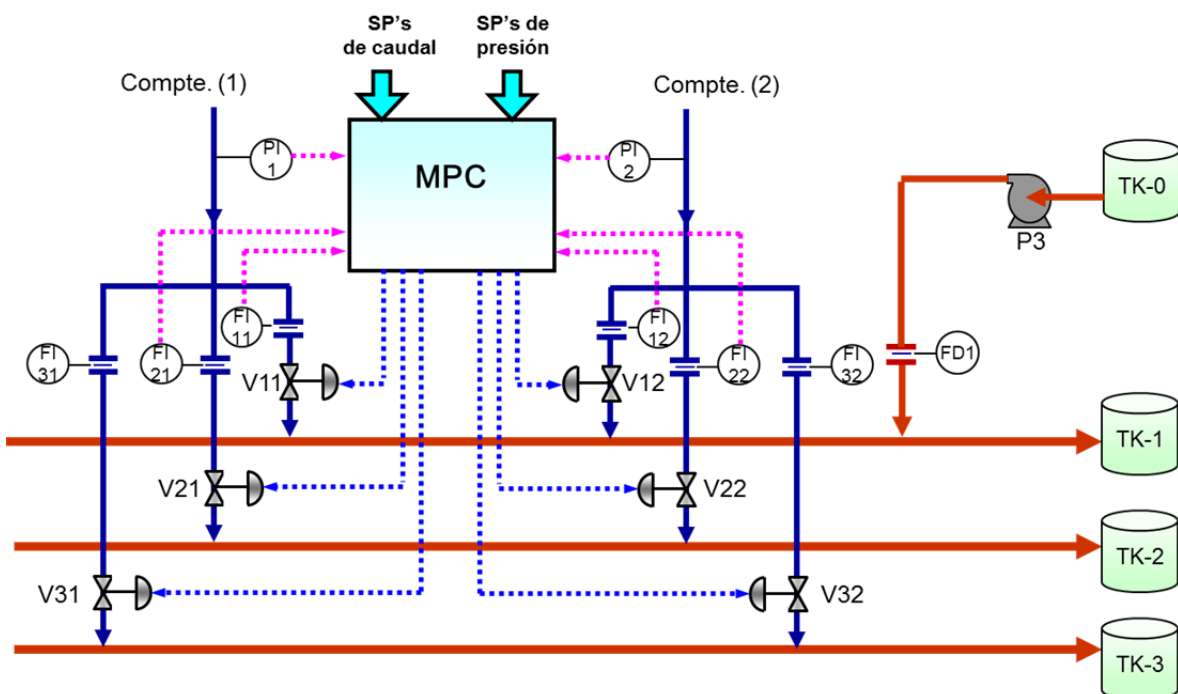


Figura 4-7 Esquema de control MPC para el control de caudales y presiones

La Figura 4-8 es una representación alternativa del diagrama de bloques.

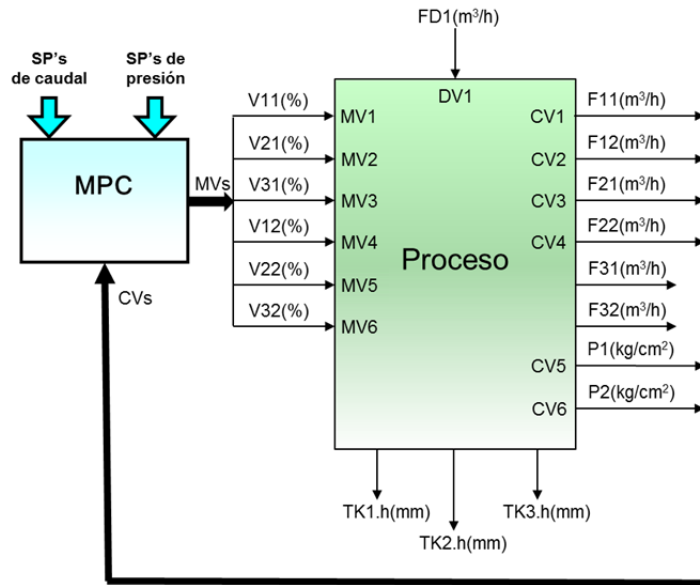


Figura 4-8 Diagrama de bloques con control predictivo MPC

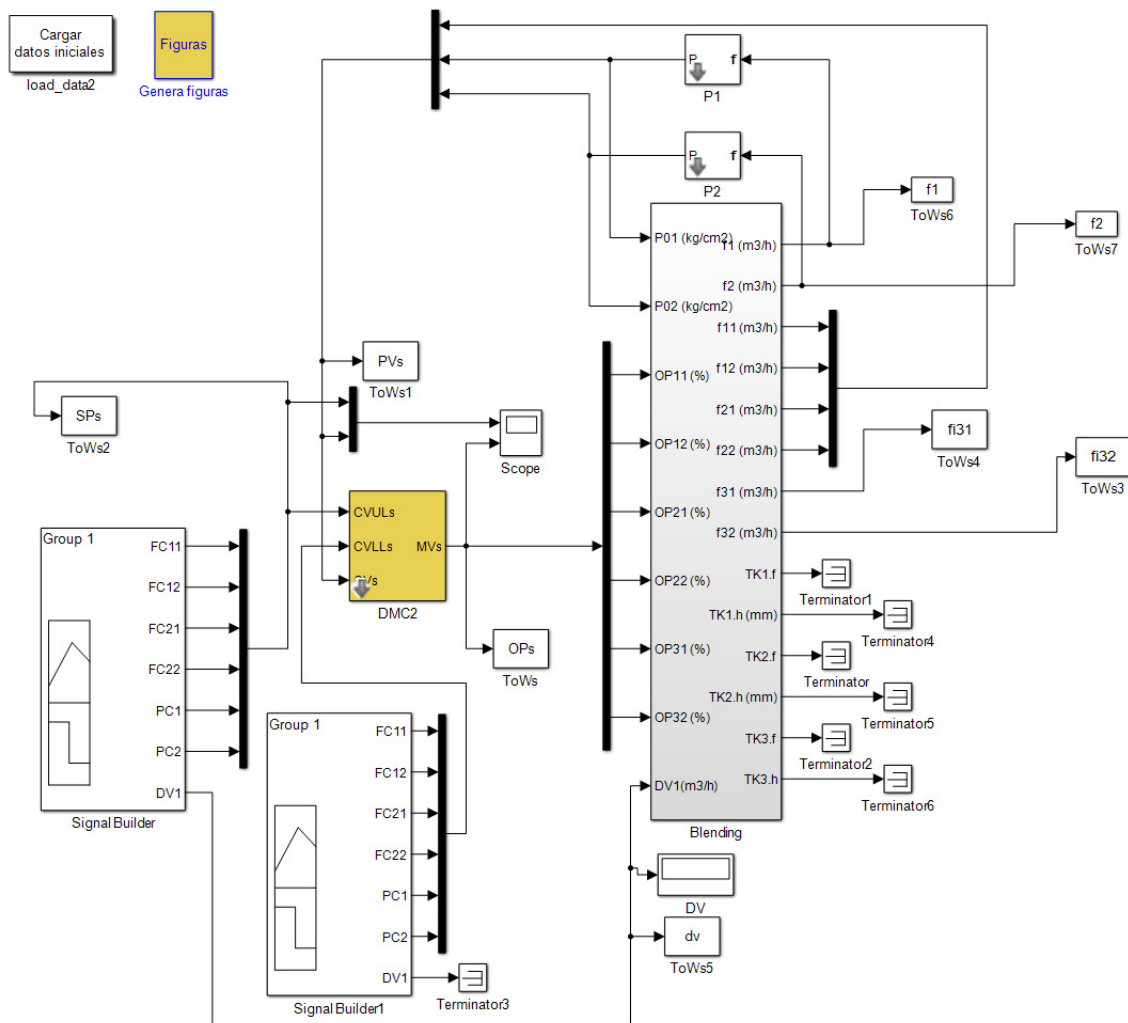


Figura 4-9 Modelo simulado del sistema de mezclas con control centralizado MPC

El sistema con el controlador MPC se presenta en la Figura 4-9. Incluye unos generadores de señal para definir los límites superior e inferior de las variables controladas que se usan para simular los eventos descritos en la Tabla 4-1. El resto es idéntico a la simulación de la Figura 3-16 excepto en el controlador. En este caso se usa un control centralizado, bloque DMC2, que responde a formulación básica del algoritmo predictivo descrito en la sección 4.2. Se trata de un controlador de tipo DMC, que además de incorporar la ley de control básica también incorpora el objetivo de minimización de cambios en las variables manipuladas. Es una versión mejorada de la que se describe en (Duro, 2001).

Como entradas el controlador recibe:

1. Los límites superior e inferior de las variables controladas.
2. Las medidas de las variables controladas del proceso, presiones y caudales.

Como salidas el controlador devuelve:

1. El comportamiento que las variables manipuladas del proceso deben seguir. El controlador manipula estas variables para que se consigan los dos objetivos propuestos en la ley de control.

Para funcionar adecuadamente el controlador MPC necesita conocer un conjunto de parámetros adicionales de configuración, la máscara usada en la simulación, Figura 4-10, sirve para incorporar los parámetros del controlador:

1. El número de variables controladas.
2. El número de variables manipuladas.
3. El número de variables de perturbación, que sólo será distinto de cero si se tiene en cuenta el modelo de las perturbaciones.
4. Los valores iniciales de las variables controladas, expresados mediante un vector cuyo tamaño depende del número de variables de este tipo.
5. Los valores iniciales de las variables manipuladas, expresados mediante un vector cuyo tamaño depende del número de variables de este tipo.
6. Los valores iniciales de las variables de perturbación, que sólo tendrán un valor distinto de [] cuando se tenga en cuenta el modelo de las perturbaciones y por lo tanto el número de variables de perturbación sea no nulo.
7. Los costes asociados a cada variable manipulada.
8. Límite superior de las variables manipuladas. Estos son valores constantes fijos.
9. Límite inferior de las variables manipuladas. Estos son valores constantes fijos.
10. El horizonte de control, cuyo valor debe ser inferior al del horizonte de predicción. Este horizonte influye en la actividad del controlador, de forma que si el horizonte de control

es pequeño el controlador produce señales de control suaves y en caso contrario origina señales de control más agresivas.

11. El horizonte de predicción, que debe ser mayor o igual al número de coeficientes que se utilicen para generar los modelos.
12. El vector donde se indican los “move suppression factors” de cada variable manipulada.
13. Vector de equal concerns para discriminar la importancia relativa entre variables controladas.
14. El número de coeficientes de los modelos, que describen los comportamientos de todas las variables controladas del sistema frente a cambios escalones unitarios en las variables manipuladas.
15. La matriz de modelos que describe dichos comportamientos. Dicha matriz tiene un número de columnas igual al de variables manipuladas del sistema y un número de filas igual al número de coeficientes que se utilizan para describir los modelos, multiplicado por el número de variables a controlar. Cada una de las columnas de la matriz representa los comportamientos de todas las variables controladas del proceso, frente a un cambio en una de las variables manipuladas del mismo, cuando el resto de las variables manipuladas permanecen constantes. Por lo tanto, cada una de las columnas de la matriz se genera por yuxtaposición de los vectores “modelo” de todas las variables controladas, respecto al cambio provocado en la variable manipulada asociada a esa columna de la matriz de modelos. El orden de los modelos de las variables controladas es constante para todas las columnas y debe ser conocido para poder operar con la matriz.
16. El periodo de muestreo del controlador. El mismo que se haya utilizado para generar los modelos.

Function Block Parameters: DMC2

(mask)

Parameters
[ncv, nmv, ndv]
[6 6 0]

Valor inicial de las variables controladas
cvini

Valor inicial de las variables manipuladas
mvini

Valor inicial de las variables de perturbacion
dvini

[LPCost] #mv
[1 1 1 1 1 1]

[MVUPLimit] #mv
[100 100 100 100 100 100]

[MVLOLimit] #mv
[0 0 0 0 0 0]

[Horizonte de control, Horizonte de prediccion]
[10 90]

Move suppression factors
[15 15 15 15 15]

Equal concern
[0.1 0.1 0.1 0.1 1 1]

Numero de coeficientes
60

modelo
coef

Periodo de muestreo
5

OK Cancel Help Apply

Figura 4-10 Máscara controlador MPC

La Tabla 4-3 describe las CV's y MV's configuradas en el controlador.

En la sección 3.4 se ha descrito el método de obtención del modelo dinámico empírico mediante la realización de un *step test*. El modelo de coeficientes usado en este controlador es el mismo de la sección 3.4, que se vuelve a mostrar gráficamente en la Figura 4-11, dejando en blanco aquellas parejas donde la interacción es nula o es despreciable. El proceso alcanza estacionario en 5 minutos, este tiempo de asentamiento coincide con los valores habituales de planta.

VARIABLES CONTROLADAS		
#	TAG	DESCRIPCION
1	FI-11.PV	CAUDAL COMPONENTE1 A L1
2	FI-12.PV	CAUDAL COMPONENTE 1 A L2
3	FI-21.PV	CAUDAL COMPONENTE 2 A L1
4	FI-22.PV	CAUDAL COMPONENTE 2 A L2
5	PC-1.PV	PRESION COMPONENTE 1
6	PC-2.PV	PRESION COMPONENTE 2
VARIABLES MANIPULADAS		
1	V11.OP	VALVULA COMPONENTE 1 A L1
2	V12.OP	VALVULA COMPONENTE 2 A L1
3	V21.OP	VALVULA COMPONENTE 1 A L2
4	V22.OP	VALVULA COMPONENTE 2 A L2
5	V31.OP	VALVULA COMPONENTE 1 A L3
6	V32.OP	VALVULA COMPONENTE 2 A L3

Tabla 4-3 Estructura del Controlador Multivariable

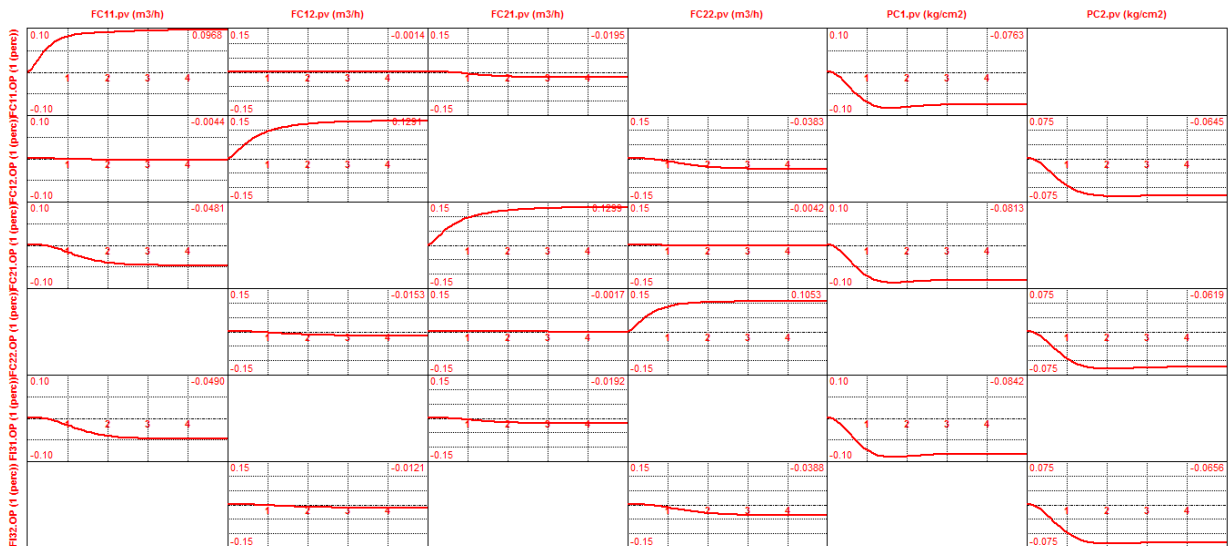


Figura 4-11 Modelo multivariable usado por el controlador MPC

4.2.5.1 Análisis cualitativo de ganancias en estacionario

Antes de poner el controlador en funcionamiento, es conveniente hacer un análisis previo de las ganancias obtenidas para poder entender cómo está condicionado el proceso multivariable, para ello usaremos el método del Array de Ganancias Relativas (RGA) y la Descomposición de Valores Singulares (SVD). Queda fuera del alcance de este documento el presentar con detalle los fundamentos teóricos de la mismas, el lector interesado puede encontrar éstas y otras técnicas descritas con detalle en (McAvoy, 1983) y (Skogestad & Postlethwaite, 1996). El modelo dinámico obtenido es muy bueno, se puede observar que las ganancias en estacionario son todas del mismo orden, se trata de un proceso bien escalado. Obteniendo del modelo dinámico la matriz K de ganancias en estacionario se obtiene la siguiente matriz :

K	V11.OP	V12.OP	V21.OP	V22.OP	V31.OP	V32.OP
FI11.PV	0,097	-0,004	-0,048	0,000	-0,049	0,000
FI12.PV	-0,001	0,129	0,000	-0,015	0,000	-0,012
FI21.PV	-0,019	0,000	0,130	-0,002	-0,019	0,000
FI22.PV	0,000	-0,038	-0,004	0,105	0,000	-0,039
PC1.PV	-0,076	0,000	-0,081	0,000	-0,084	0,000
PC2.PV	0,000	-0,064	0,000	-0,062	0,000	-0,066

Tabla 4-4 Matriz de ganancias estacionarias K

Operando se obtiene la matriz de ganancias relativas Λ (RGA):

rgaK	V11.OP	V12.OP	V21.OP	V22.OP	V31.OP	V32.OP
FI11.PV	0,686	0,000	-0,005	0,000	0,319	0,000
FI12.PV	0,000	0,916	0,000	0,000	0,000	0,084
FI21.PV	-0,001	0,000	0,876	0,000	0,125	0,000
FI22.PV	0,000	-0,007	0,000	0,742	0,000	0,265
PC1.PV	0,315	0,000	0,130	0,000	0,555	0,000
PC2.PV	0,000	0,092	0,000	0,258	0,000	0,650

Tabla 4-5 Matriz RGA

Idealmente el array de ganancias relativas (RGA) definido por (Bristol, 1966) se define para un sistema cuadrado, mismo número de entradas que de salidas, pero se puede usar una definición más amplia considerando el caso general de m entradas y n salidas:

$$RGA = \Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \lambda_{12} & \dots & \lambda_{1m} \\ \lambda_{21} & \lambda_{12} & \dots & \lambda_{2m} \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \lambda_{n1} & \lambda_{n2} & \dots & \lambda_{nm} \end{bmatrix} \quad (4-36)$$

Según (Morilla, 2000) se puede interpretar los valores de λ_{ij} de la siguiente forma:

Si $\lambda_{ij} = 1$ significa que la ganancia entre u_j e y_i es la misma cuando todos los demás lazos de control están abiertos que cuando están cerrados. Esto indica que no existe interacción entre el lazo que se está analizando y los demás lazos. Esta sin duda es la situación ideal.

Si $\lambda_{ij} = 0$ pueden ocurrir dos cosas: 1ª) Que la ganancia en lazo abierto es nula. En este caso significa que y_i no se ve afectado por u_j cuando los demás lazos están abiertos, por tanto nunca hay que escoger u_j para controlar y_i . 2ª) Que la ganancia en lazo cerrado sea muy grande, comparada con la del lazo abierto. Esto supone una situación potencial de inestabilidad ya que si se está usando u_j para controlar y_i , es posible que el lazo se inestabilice por el aumento de ganancia del proceso al cerrar otros lazos.

Si $\lambda_{ij} = \infty$ es el caso contrario al anterior. Igual de desaconsejado.

Si $\lambda_{ij} < 0$ supone que la ganancia del lazo cambia de signo al cerrar otros lazos. Este caso hace que inevitablemente el lazo sea inestable. Es el caso más desfavorable de todos.

Siempre hay que escoger emparejamientos con λ_{ij} lo más cercano a la unidad.

En la Tabla 4-5 se han resaltado los valores de λ_{ij} más próximos a la unidad por lo que los emparejamientos sugeridos quedan automáticamente definidos. Coinciden con los que se han empleado en el apartado anterior.

Mediante la descomposición SVD se generan las matrices U, Σ , V que se presentan en las siguientes tablas. También se han resaltado los valores que definen las combinaciones mas adecuadas que se resumen en la Tabla 4-6, Tabla 4-7 y Tabla 4-8.

U						
FI11.PV	-0,380	0,019	-0,669	0,039	-0,636	0,045
FI12.PV	0,089	-0,794	-0,056	-0,075	0,021	0,593
FI21.PV	0,684	0,079	0,259	-0,005	-0,676	0,051
FI22.PV	-0,094	0,429	0,042	-0,746	0,015	0,498
PC1.PV	-0,608	-0,125	0,692	0,042	-0,365	0,008
PC2.PV	-0,030	0,403	0,038	0,659	0,075	0,628

Tabla 4-6 Descomposición SVD. Matriz U

Σ	V11.OP	V21.OP	V12.OP	V22.OP	V31.OP	V32.OP
FI11.PV	0,168	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
FI12.PV	0,000	0,154	0,000	0,000	0,000	0,000
FI21.PV	0,000	0,000	0,127	0,000	0,000	0,000
FI22.PV	0,000	0,000	0,000	0,121	0,000	0,000
PC1.PV	0,000	0,000	0,000	0,000	0,083	0,000
PC2.PV	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,070

Tabla 4-7 Descomposición SVD. Matriz Σ

V						
V11.OP	-0,023	0,071	-0,965	0,006	-0,249	0,028
V12.OP	0,111	-0,942	-0,066	-0,196	0,001	0,239
V21.OP	0,932	0,115	0,073	-0,023	-0,333	0,025
V22.OP	-0,063	0,210	0,019	-0,973	-0,027	0,063
V31.OP	0,337	0,052	-0,240	-0,044	0,906	-0,056
V32.OP	0,027	-0,217	-0,027	-0,110	-0,069	-0,967

Tabla 4-8 Descomposición SVD. Matriz V

Se observa que los emparejamientos recomendados serían:

RGA		SVD	
IND	DEP	IND	DEP
V11.OP	FI11.PV	V11.OP	FI11.PV
V12.OP	FI12.PV	V12.OP	FI12.PV
V21.OP	FI21.PV	V21.OP	FI21.PV
V22.OP	FI22.PV	V22.OP	FI22.PV
V31.OP	PC1.PV	V31.OP	PC1.PV
V32.OP	PC2.PV	V32.OP	PC2.PV

Tabla 4-9 Emparejamientos recomendados

En este caso ambos métodos coinciden claramente, adicionalmente de la matriz Σ , Tabla 4-7, se obtiene un número de condición C.N.=2,4, que es muy bueno, esto indica un buen condicionamiento del proceso haciendo que sea un buen candidato para usar una estrategia de control descentralizado (Morilla, 2000) tal como se ha presentado en la sección 4.1, es decir, como se viene realizando tradicionalmente con el sistema de control de la Figura 4-1. Sin embargo, ya hemos visto los problemas reales que hacen que el sistema sea muy poco operativo y que conducen a la necesidad de hacer algo distinto, de implementar otro sistema de control que tenga mejores resultados, en realidad, los problemas vienen derivados de tener que gestionar las restricciones reales presentes en el caso real y que ninguno de los métodos de análisis presentados tiene en cuenta. En este trabajo estas mejoras se conseguirán mediante un control centralizado (Morilla, 2000).

4.2.6 Resultados Controlador MPC

En esta sección se presentan los resultados obtenidos mediante el algoritmo de control DMC. La Tabla 4-10 muestra el conjunto de eventos simulados en este controlador. Al objeto de poder realizar una comparación justa se ha sometido al proceso al mismo conjunto de eventos en las variables independientes que al sistema de control tradicional tal como quedaba definido en la Tabla 4-1. Los puntos de consigna se imponen igualando los límites superior e inferior de las variables controladas. Los equal concern utilizados han sido de 0.1 m³/h para los caudales y 1Kg/cm² para las presiones, por tanto explícitamente le indicamos al controlador que los caudales son más importantes. En este caso los resultados se pueden ver en las figuras: Figura 4-12, Figura 4-13 y Figura 4-14.

#	Minuto	Descripción
1	10	Cambio en el SP del FC-11 de 12 a 8 m ³ /h. Se observa que la PV sigue perfectamente al SP. El controlador MPC se comporta de forma similar al control tradicional. En este caso para bajar el caudal requerido y controlar la presión a la vez se abre simultáneamente la válvula V31. Este comportamiento transitorio puede observarse en la Figura 4-12. Finalmente el sistema se queda operando en el nuevo punto de operación.
2	25	Cambio en el SP del FC-12 de 4 a 7 m ³ /h. Igual comportamiento que en el evento 1.
3	50	Cambio en el SP del FC-11 de 8 a 12 m ³ /h y cambio en el FC-22 de 11 a 14,2m ³ /h. El cambio en el FC-11 se realiza sin problemas, y al contrario que el caso del control tradicional, el FC-22 también alcanza el punto de consigna, esto es porque el controlador multivariable ha decidido dar prioridad al caudal en lugar de a la presión de la línea que ha quedado directamente por debajo del punto de consigna. Este fenómeno se puede observar en la Figura 4-14 donde la presión PC2.PV queda con un error en régimen permanente. Sin embargo la receta de caudal se sigue cumpliendo y el operador no tiene que realizar acciones adicionales.
4	75	Cambio en SP del PC-2 de 9,5kg/cm ² a 8kg/cm ² . Se mantiene el mismo salto en el SP a efectos de comparación con el control tradicional. En este caso la presión PC-2.PV sigue con error en régimen permanente para dar prioridad a los caudales que se mantienen sin error en el estacionario.
5	100	Cambio en SP del FC-12 de 7m ³ /h a 6m ³ /h. Se mantiene el mismo salto en el SP a efectos de comparación con el control tradicional. El sistema se mantiene en los puntos de consigna de caudal.
6	125	Cambio de SP de PC-2 de 8kg/cm ² a 9,5kg/cm ² . Se mantiene el mismo salto en el SP a efectos de comparación con el control tradicional. Comportamiento igual que el

		evento # 4.
7	150	Cambio de SP de FC-22 Se mantiene el mismo salto en el SP a efectos de comparación con el control tradicional. El sistema se mantiene en los puntos de consigna.
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 25m ³ /h. Este aumento de caudal provoca una contrapresión en la línea. Que hace que todos los caudales que van a L1 bajen inicialmente y que el controlador actúe en consecuencia abriendo la válvula al 100% . En este caso, se consigue mantener los SP de caudal en perjuicio del SP para el PC-1.
9	200	Cambio en SP del PC-1 de 10 a 10,5kg/cm ² . Comportamiento igual que el evento # 4.
10	230	Cambio en SP del PC-1 de 10,5kg/cm ² a 11,5kg/cm ² . Comportamiento igual que el evento # 4.
11	270	Vuelve a subir el caudal del trasiego, DV1, de 25 a 30 m ³ /h. Se vuelven a descompensar las presiones volviéndose a reubicar las válvulas para dar prioridad a los SPs de caudal.

Tabla 4-10 Conjunto de eventos aplicados al controlador MPC

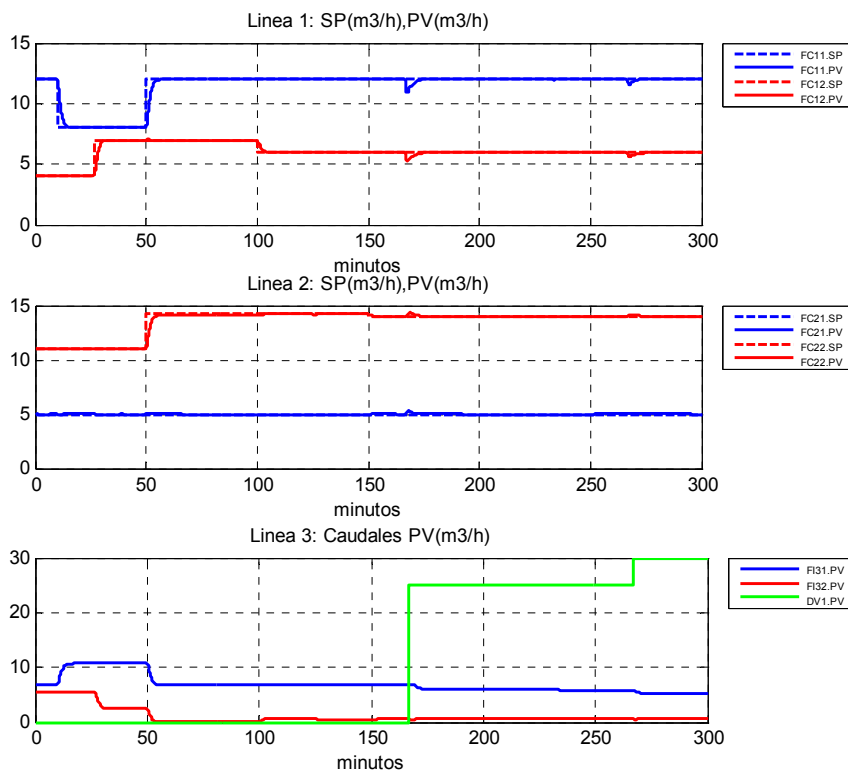


Figura 4-12 Caudales del MPC con SPs de presión

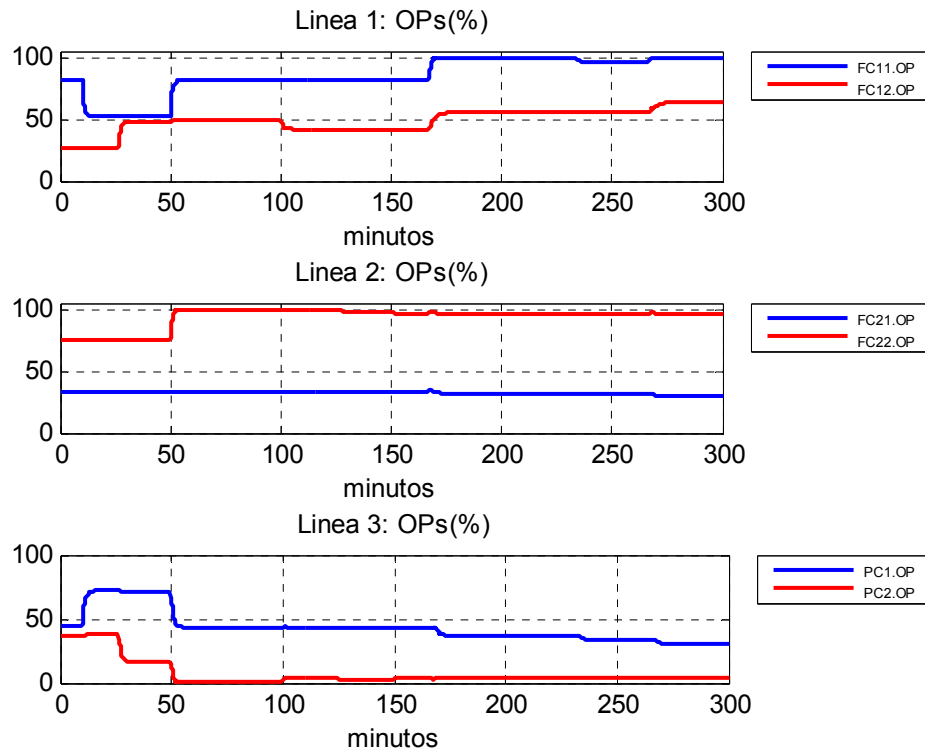


Figura 4-13 Aperturas de válvula del MPC con SPs de presión

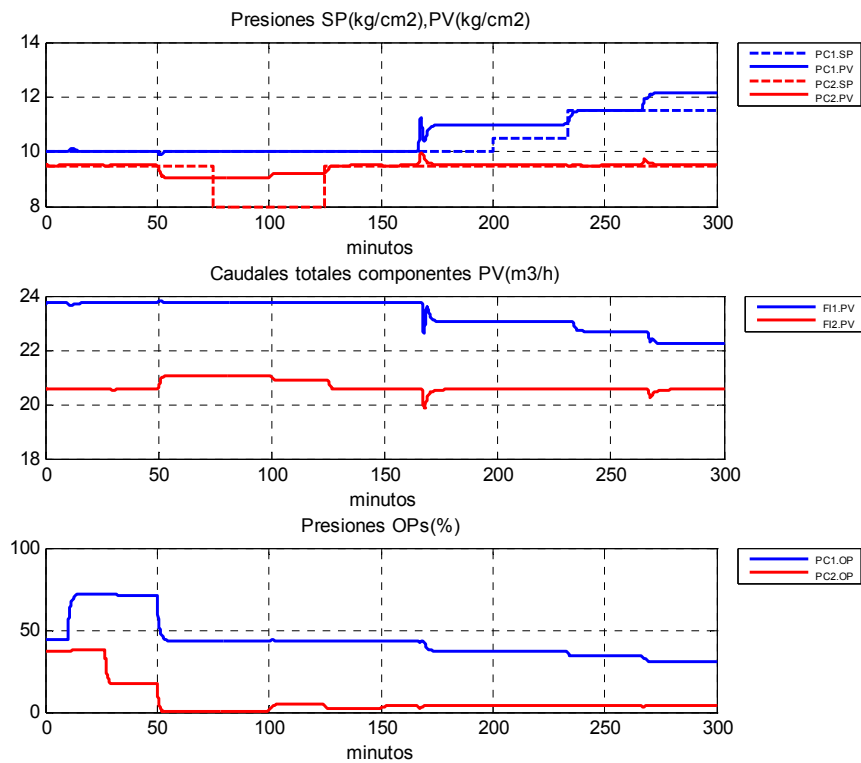


Figura 4-14 Presiones del MPC con SPs de presión

Podemos concluir que este sistema de control mejora sustancialmente al sistema descentralizado de FCs y PCs. En este caso se da prioridad a los puntos de consigna de caudal dejando flotar a la presión cuando no haya grados de libertad disponibles, es decir, cuando alguna de las válvulas esté saturada. Es necesario mejorar esta estrategia para poder asignar prioridades de forma dinámica en función de los puntos de operación alcanzados. Esto se consigue mediante la utilización de rangos en lugar de puntos de consigna fijos.

4.3 Control MPC usando rangos

En el caso anterior hemos visto cómo a pesar de tener un proceso bien condicionado, con suficientes grados de libertad (6x6), hay ocasiones en las que debido a las restricciones en las aperturas de las válvulas, no es posible satisfacer que todas las variables controladas, CVs, estén en sus puntos de consigna. En este contexto cobra sentido la metodología propuesta en la sección 4.2.1 en la que para ganar grados de libertad se usan rangos. Este es el caso expuesto a continuación donde desde un punto de vista práctico se mantienen puntos de consigna para los caudales y se establecen rangos para la presión. El rango de presión se escoge en función de los valores aceptables de la curva de descarga de las bombas implicadas, Figura 3-10, en este caso los rangos establecidos son 7,5 y 10 kg/cm² para la bomba P2 y 10 y 12,5 kg/cm² para la bomba P1, ambos marcados como líneas discontinuas en la Figura 4-17.

Desde el punto de vista económico, la función LP usada para establecer el punto de operación dentro del rango, se configura con valores positivos para los costes asociados a las aperturas de válvula, de esta forma se puede conseguir minimizar los caudales de exceso como se verá posteriormente.

4.3.1 Resultados Control MPC usando rangos

En este caso un vistazo rápido a la Figura 4-15 nos permite ver que los caudales reales alcanzan los punto de consigna en todas las circunstancias, es decir, el nuevo 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 4-16.

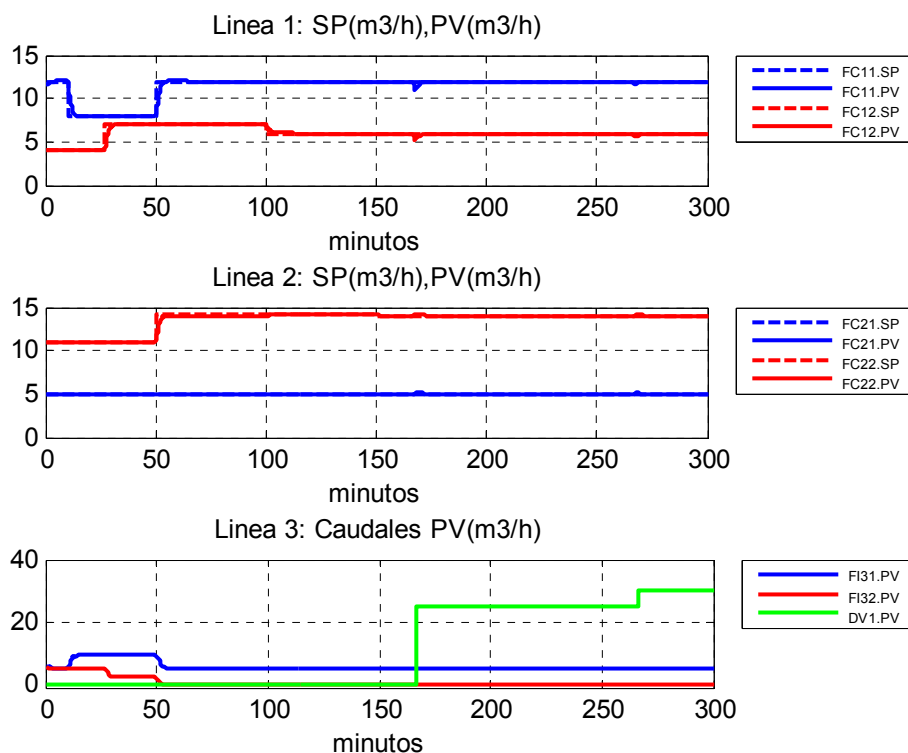


Figura 4-15 Caudales del MPC con rangos de presión

La Figura 4-17 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, se intenta minimizar el caudal de excesos buscando la máxima presión permitida para las líneas, al mismo tiempo que se satisfacen todos los puntos de consigna de caudal. La ventaja de este sistema es que se consigue el funcionamiento intuitivo de forma automática, los objetivos para la presión de las líneas las decide el controlador en cada periodo de ejecución.

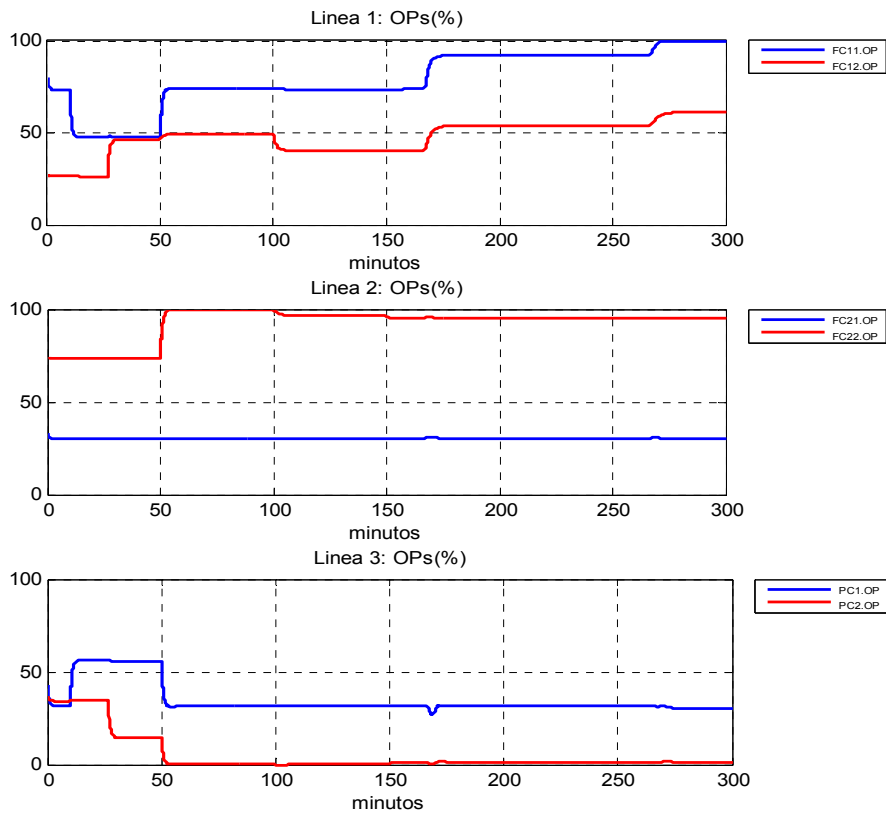


Figura 4-16 Aperturas de válvula del MPC con rangos de presión

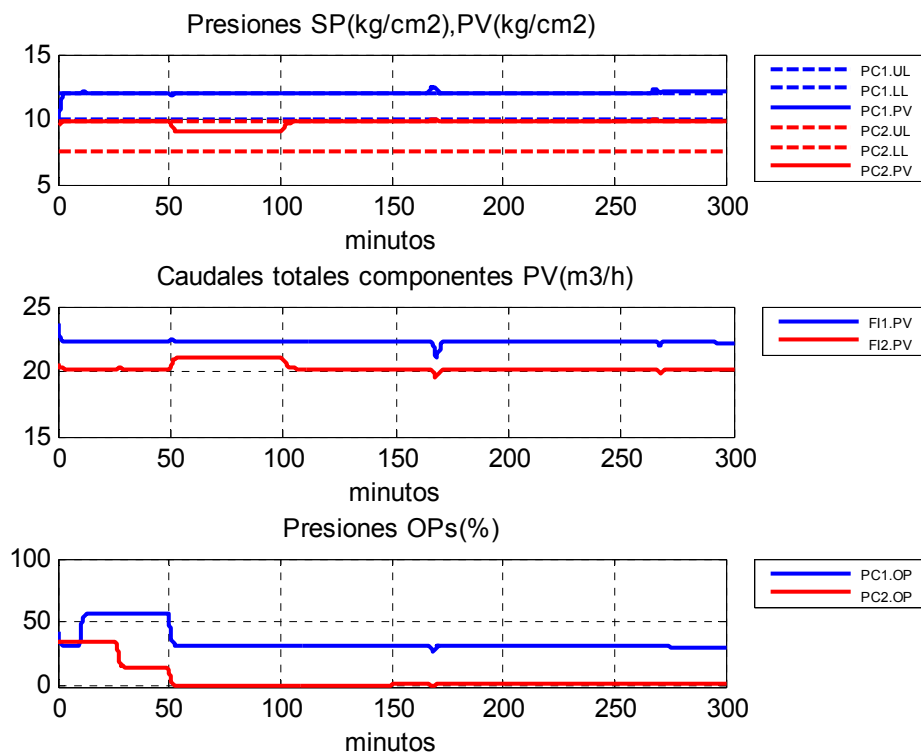


Figura 4-17 Presiones del MPC con rangos de presión

4.4 Comparativa de los sistemas de control y valoración económica

De los tres casos a comparar realmente merecen tenerse en cuenta sólo los dos últimos, el MPC con rangos en presión, y MPCsp con puntos de consigna, ya que son los únicos que alcanzan de forma sostenida los puntos de consigna en todos los eventos. El comportamiento dinámico en ambos casos es prácticamente idéntico.

Para poder discriminar entre MPC y MPCsp hay que atender a otro tipo de criterios ya que una vez establecidas las prioridades entre las variables controladas mediante el concepto de "equal concern" el controlador predictivo ha seguido los puntos de consigna siguiendo las prioridades asignadas y por tanto las dos soluciones serían equivalentes. El criterio seleccionado para valorar qué alternativa es más favorable es el económico.

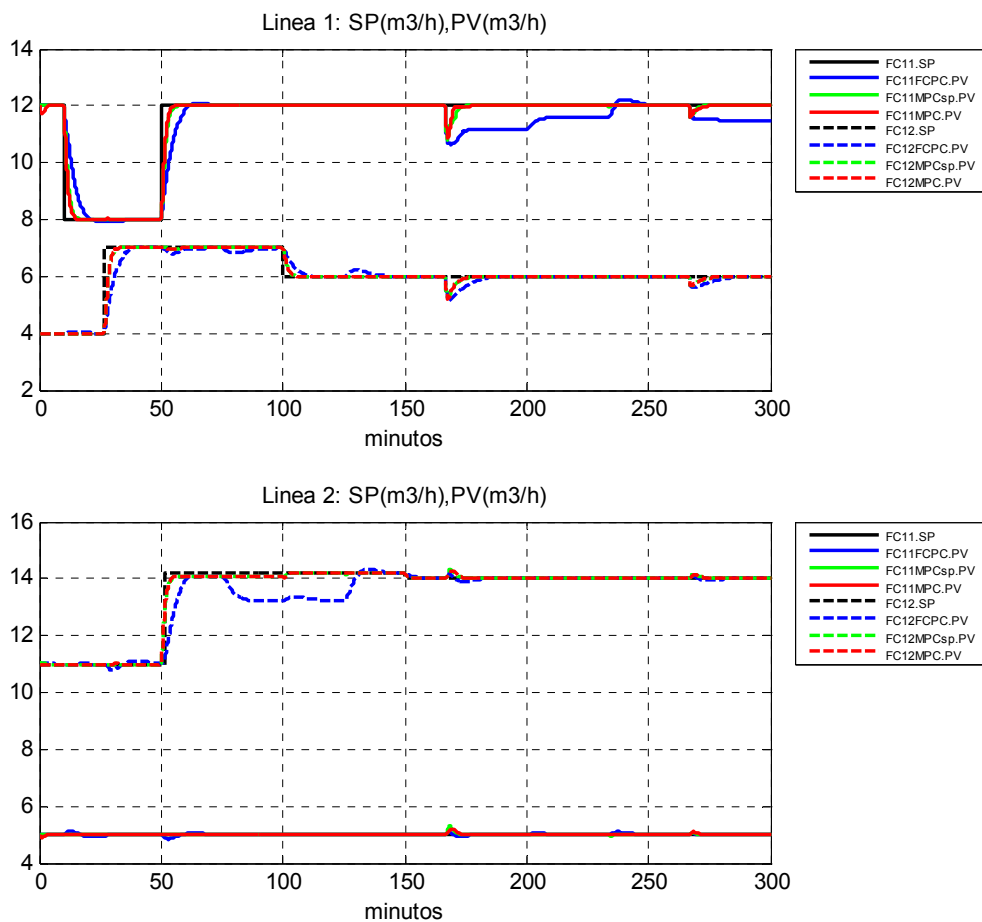


Figura 4-18 Comparación caudales de receta

En la Figura 4-18 se presentan las comparaciones respecto al cumplimiento de los puntos de consigna de caudal y presión. Claramente se ve que el caso de control descentralizado, FCPC (línea azul), no alcanza siempre los puntos de consigna (línea negra) y por tanto queda descartado. Entre los otros dos casos MPC (línea verde) y MPCsp (línea roja) no hay diferencias apreciables a simple vista. Basándose en un criterio cualitativo del error (SP-PV) no podríamos discriminar de forma práctica la mejor alternativa, por lo que cualquiera de los dos casos sería igualmente viable.

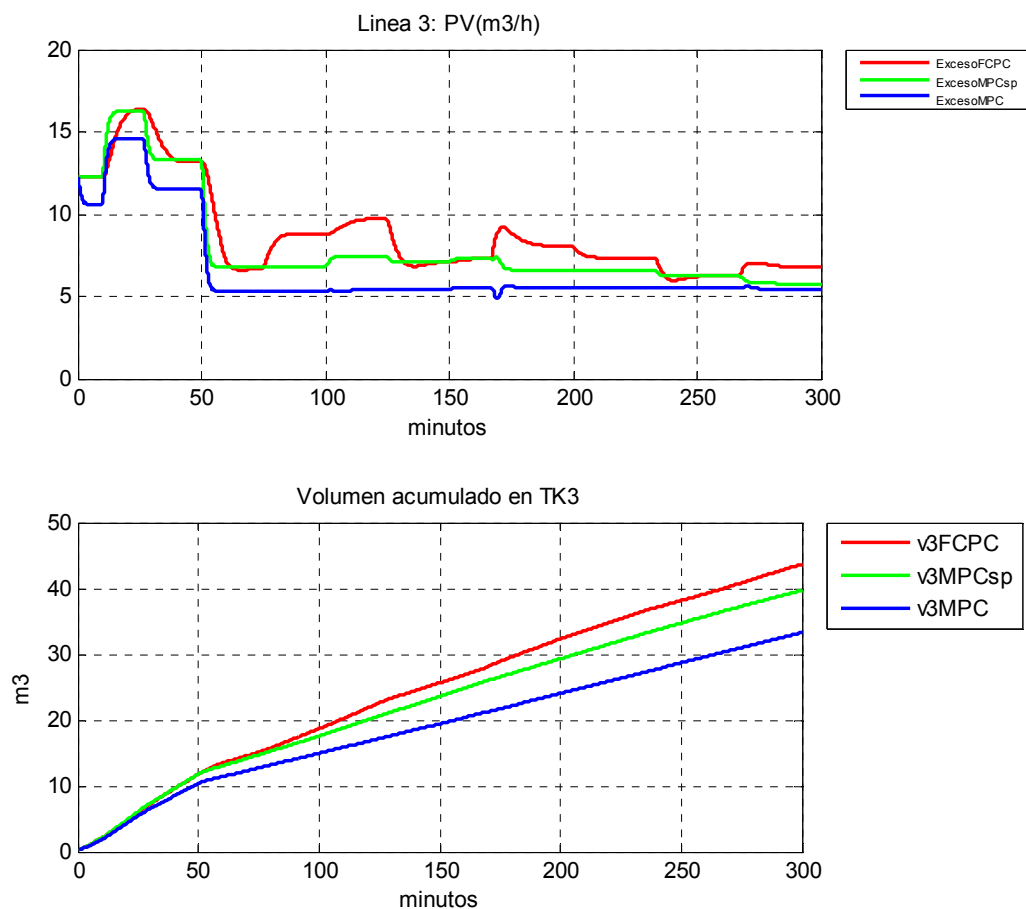


Figura 4-19 Comparación caudales de exceso y acumulación en TK-3

En todos los casos industriales existe una direccionalidad económica basada en la economía del proceso, en este caso es el caudal de excesos quien marca la clave, minimizar este caudal lleva asociados beneficios por el hecho de desaprovechar menos producto en el tanque de excesos, producto que requerirá tratamiento adicional posterior, o bien de reprocesado, o estará valorado a un precio menor por no cumplir especificaciones. El control MPC con rangos contribuye de forma decisiva ya que añade un grado de libertad en la presión, y de esta forma el controlador llevará el proceso en la dirección más económica, en

este caso subiendo presión hasta el límite superior ya que esto minimizará los caudales de excesos. Esta circunstancia puede verse en la Figura 4-19 a, donde el caso MPC es el que genera un caudal de exceso menor (línea azul).

La Figura 4-19 b presenta el caudal acumulado de estos excesos en el tanque, pudiéndose observar que en cinco horas la diferencia de volúmenes acumulados entre MPC y MPCsp es del orden de $8m^3$ sobre $40m^3$, es decir, un 20% menos, lo cual expresado en unidad monetaria puede resultar en una cifra muy importante. Como criterio cualitativo de comparación se podría usar por tanto el caudal de excesos acumulado que se ha generado durante la producción del lote.

4.5 Detalles del controlador real implementado

El caso industrial implementado con el controlador comercial DMCPlus de AspenTech, consta de 14 componentes y 3 líneas de formulación, existiendo una cuarta para gestionar algunos excesos. La Figura 4-20 muestra la matriz dinámica, modelo, usado por el controlador MPC. La estructura del modelo es semejante al de la Figura 4-11. Por motivos de confidencialidad no se da más detalle del modelo aunque se puede deducir que las curvas de la diagonal son las que representan las relaciones entre las válvulas de control y los caudales correspondientes. Las de la parte derecha son las relaciones de las válvulas con las presiones de las líneas.

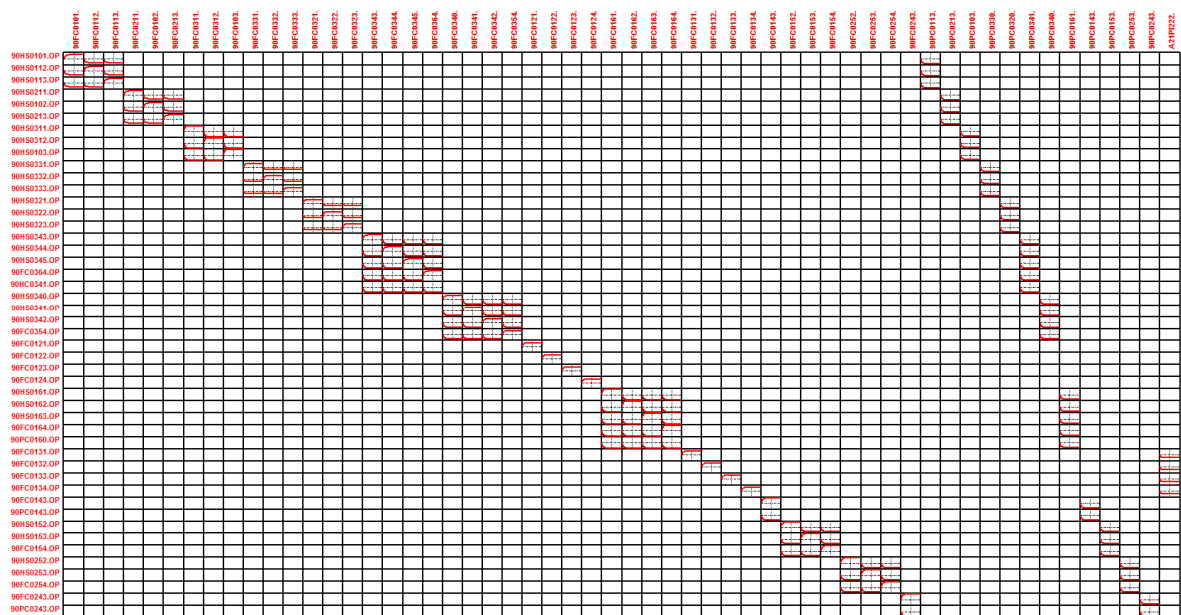


Figura 4-20 Modelo multivariable implementado

La interface de operación merece un comentario explícito debido a su complejidad de realización. Cada vez que se cambian las alineaciones, es decir, cada vez que se empieza un nuevo blending con una receta diferente, es necesario realizar las alineaciones de los componentes implicados con la línea correspondiente. También es necesario indicar al controlador MPC si un componente en particular va a ser usado, y si es el caso, si va a ser un exceso o un punto de consigna, ya que los límites asociados a las variables controladas serán diferentes en cada caso. Las acciones asociadas a cada uno de los casos quedan resumidas en la Tabla 4-11.

Tipo alineación	Acciones
FS (fuera de servicio)	<ul style="list-style-type: none"> MV asociada: Límite superior = 0% MV asociada: Límite inferior = 0% CV asociada: fuera de servicio
EX (Exceso)	<ul style="list-style-type: none"> MV asociada: Límite superior = 0% MV asociada: Límite inferior = 100% CV asociada: Limite superior = rango máximo CV asociada: Limite inferior = rango mínimo
SP (Punto de consigna)	<ul style="list-style-type: none"> MV asociada: Límite superior = 0% MV asociada: Límite inferior = 100% CV asociada: Limite superior = SP CV asociada: Limite inferior = SP

Tabla 4-11 Acciones asociadas a cambio de receta

Todos estos cambios se realizan de forma automática por parte del operador en el gráfico definido al efecto mostrado en la Figura 4-21:

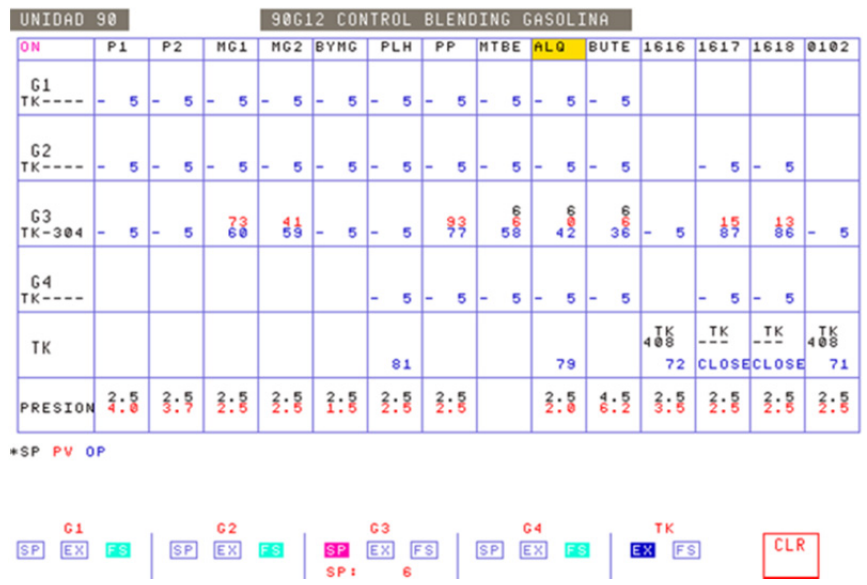


Figura 4-21 Interface de Operador MPC control de caudales y presión

Una vez seleccionado el componente, ALQ en el ejemplo, el operador selecciona la configuración particular para cada una de las líneas, en este caso se alinea en punto de consigna con G3 y el exceso va a un tanque.

Otro aspecto interesante del controlador industrial es la inclusión de las aperturas de válvula, OP; como variables controladas. Esto permite imponer límites de operación en las aperturas de válvula de tal forma que en controlador siempre fuerce al proceso a trabajar dentro de límites de operación prefijados, sin que se abra o cierre una válvula de control más de lo permitido.

5 Optimización y Control de Propiedades

Una vez resueltos los problemas hidráulicos podemos garantizar el cumplimiento de un conjunto de puntos de consigna de caudal denominado receta. Una vez que el cumplimiento de la receta está garantizado es posible pasar a controlar y optimizar las propiedades de calidad de las mezclas realizadas. Este capítulo 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.

5.1 Fundamentos teóricos aplicados

La receta, tal como se describía en la Figura 2-5 será habitualmente calculada por el optimizador online LP+bias, (Singh, Forbes, Vermeer, & Woo, 2000), que se encargará de controlar y optimizar las propiedades de la mezcla acumulada en el tanque.

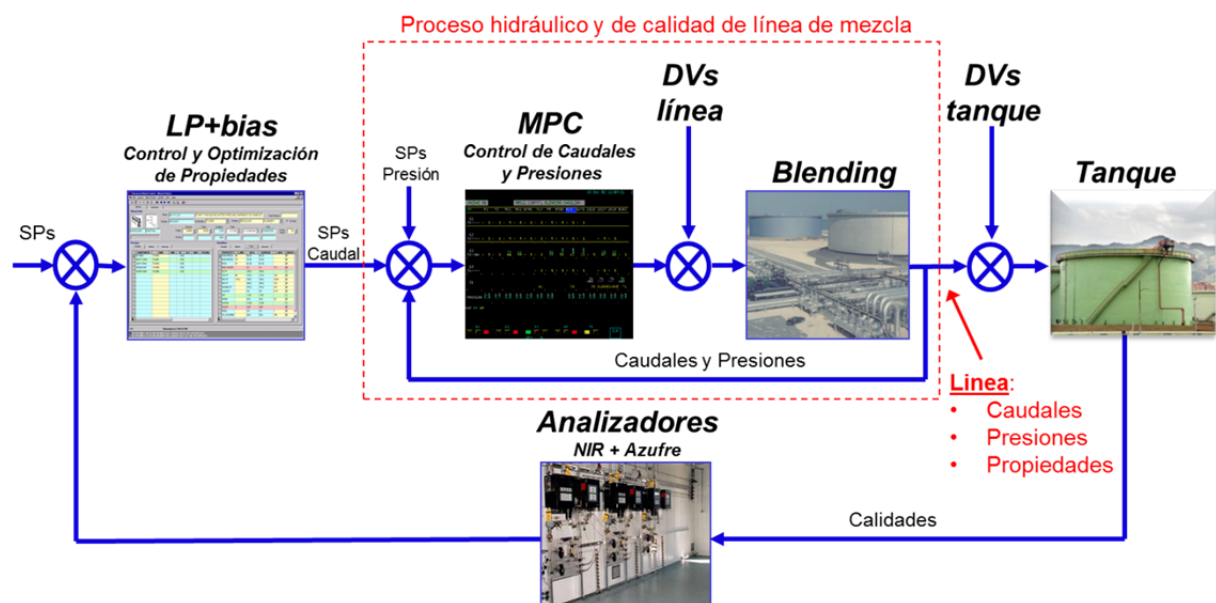


Figura 5-1 Diagrama de bloques del Optimizador de calidad en el tanque

La Figura 5-1 muestra la arquitectura del proceso completo. 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 y líneas siendo habitualmente valores fijos. 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 los puntos de consigna necesarios de caudal para que se cumplan los puntos de consigna de las propiedades acumuladas en el tanque. Adicionalmente se suelen tomar muestras del tanque para ser analizadas posteriormente 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.

En la sección 2.5 se hacía un repaso por la literatura respecto a las tecnologías y los métodos habituales para implementar el bloque LP+Bias, la técnica normalmente usada es la programación lineal. En esta tesis se ha añadido el concepto de horizonte temporal de cumplimiento de especificación. En esta sección se describen los fundamentos matemáticos asociados a la implementación del optimizador. Inicialmente se presenta la formulación tradicional y posteriormente la adaptación de la misma al proceso de mezclas de tipo rundown.

Es conveniente explicar con un mínimo de detalle el concepto del bias usado en la programación lineal, conceptualmente se asemeja al controlador IMC descrito en (Garcia & Morari, 1982) . El Optimizador recibe originalmente un conjunto de SPs u objetivos que estos sirven para calcular el valor de las MVs que manipulan el Proceso, este a su vez conjuntamente con los efectos de las variables de perturbación dan lugar a las variables controladas CVs. El concepto de Internal Model Control usa un modelo del Proceso para estimar el valor de las CVs de tal forma que se pueda comparar el valor real medido de las CVs, y , con el valor estimado de las mismas, y_{est} , esta diferencia es la que se realimenta para modificar los SPs originales de tal forma que los nuevos recojan los errores de modelado o perturbaciones no medidas. Esta estrategia se muestra en la Figura 5-2.

El término bias es el equivalente al error de predicción que se calcula como el valor medido menos el valor predicho.

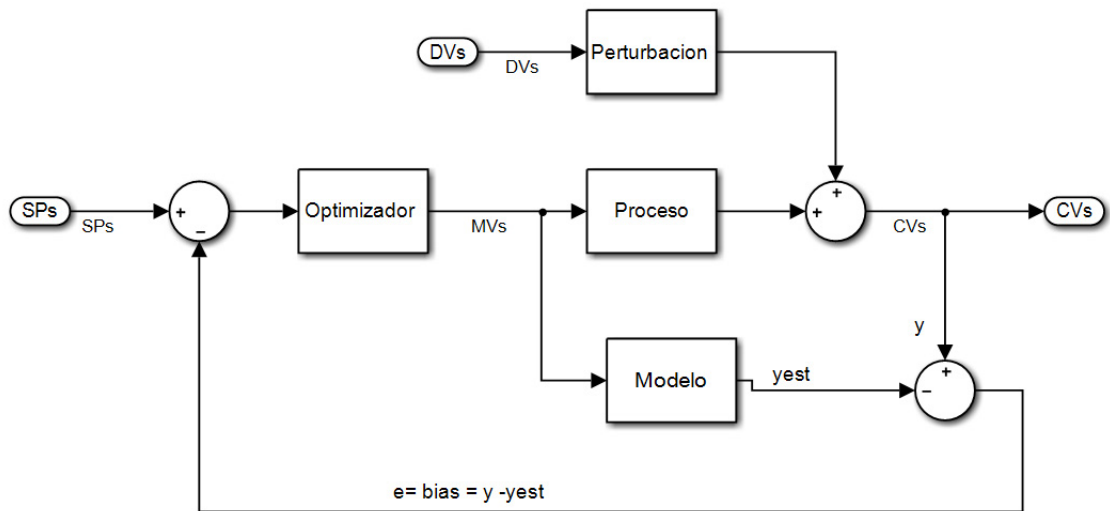


Figura 5-2 Diagrama de bloques del bias (IMC)

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

$$\begin{aligned}
 \min_x F(x) &= \min_x c^T x \\
 \text{sujeta a:} & \\
 Qx &\leq (w^T x)s + \text{bias} \\
 h(x) &\leq 0
 \end{aligned}
 \tag{5-1}$$

Es decir, como un problema de programación lineal donde: \mathbf{c} es un vector constante que tiene la información económica del proceso, \mathbf{Q} es una matriz que contiene los índices de mezcla de calidad, \mathbf{s} es el vector de especificaciones de calidad, \mathbf{x} son los caudales de los componentes que queremos calcular, \mathbf{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, \mathbf{bias} son los errores de predicción usados para compensar los vectores de predicción y \mathbf{h} es un vector que tiene la disponibilidad y los límites superior e inferior de los componentes del blending.

Una vez descrita la formulación estándar de la programación lineal, representada por (4-11), ahora el reto es representar las ecuaciones que describen el proceso de mezclas de tipo rundown con una estructura que sea compatible con este formato, es decir, hay que ver cómo se construyen las matrices y vectores \mathbf{A} , \mathbf{x} , \mathbf{b} , \mathbf{ub} , \mathbf{lb} . Respecto a la función de coste \mathbf{F}

normalmente se define para conseguir los siguientes objetivos económicos ordenados por prioridad:

1. Minimizar caudales por la línea de excesos. Esto se consigue asignando un coste positivo al caudal asociado.
2. Minimizar regalo de calidad. Esto se consigue ajustando los objetivos del optimizador, SPs, a la especificación de venta del producto sin dejar mucho margen.
3. Maximizar el uso de componentes más baratos. Para ello, el precio de cada componente se asignará con el coste positivo correspondiente.
4. Minimizar desviación con respecto a la receta inicial generada por el Plan de Producción. Esto de momento no se ha planteado pero sería útil para optimizaciones multiperiodo, es decir para optimizar una secuencia de blendings.

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.

Describir la formulación requerida para el Proceso de 14 componentes y 3 líneas solo añade complejidad innecesaria, por tanto, siempre que se pueda se usará formulación general, aunque en casos concretos, y para facilitar su entendimiento, se utilizará un proceso de mezclas simplificado de 3 componentes y 3 líneas como el representado en la Figura 5-3 . Todas las conclusiones son extrapolables al caso general.

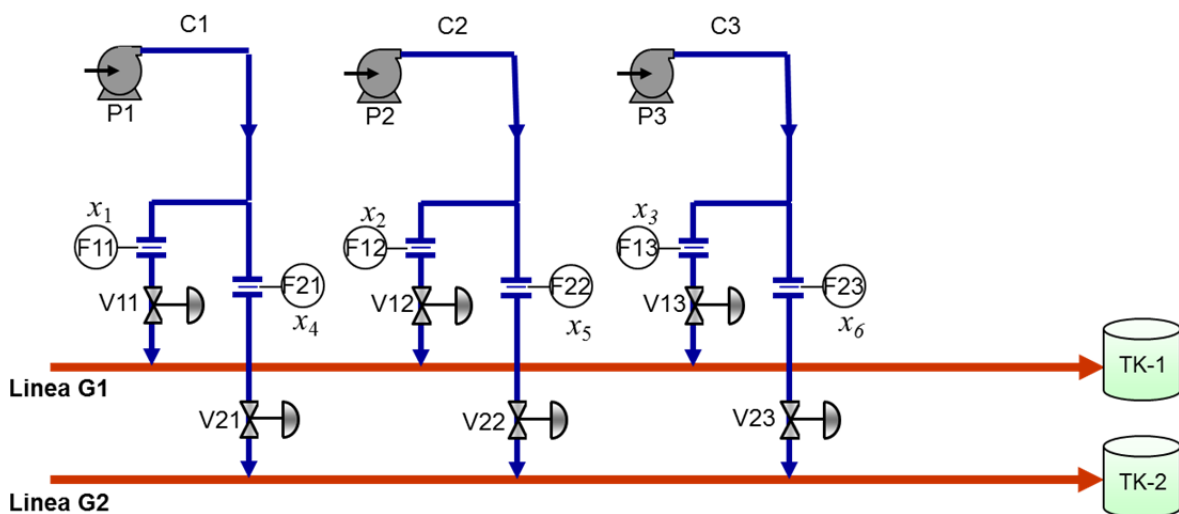


Figura 5-3 Proceso de Mezclas simplificado de ejemplo

Las variables a manipular son exclusivamente los puntos de consigna de caudal de cada uno de los componentes a cada línea. Las presiones tal como se ha comentado anteriormente tienen puntos de consigna fijos para satisfacer los límites físicos de los equipos implicados. Se usará la siguiente notación:

$$mv(i, j) = x(i, j)$$

donde:

$$i: \text{número de línea}$$

$$j: \text{número de componente}$$
(5-2)

El vector de variables manipuladas mv , x de ahora en adelante, es un vector columna de dimensión $(ncomp \times nlineas, 1)$, donde $ncomp$ es el número de componentes y $nlineas$ el número de líneas. Por comodidad se usará también la notación alternativa:

$$x(k) = x(i, j) \quad \forall k = nlineas \times (i - 1) + j$$
(5-3)

Para el ejemplo:

$$x = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \\ x_6 \end{bmatrix} \text{ o bien, } x = \begin{bmatrix} x_{11} \\ x_{12} \\ x_{13} \\ x_{21} \\ x_{22} \\ x_{23} \end{bmatrix}$$
(5-4)

El vector de límites superior, ub , e inferior, lb , resulta directamente de la aplicación de los límites físicos del proceso para cada caudal. Estos límites se obtienen de aplicar las características físicas del proceso, limitaciones en bombas, pérdida de carga de las líneas, diferencia de alturas, etc. Por tanto:

$$x_{LO}(i, j) \leq x(i, j) \leq x_{HI}(i, j)$$

$$ub = x_{HI}$$

$$lb = x_{LO}$$
(5-5)

Respecto a las restricciones de disponibilidad de productos, se ha optado por incluirlas explícitamente en la matriz de restricciones A y el vector b , (4-11), de tal forma que A y b tendrán dos partes diferenciadas, una relacionada con las restricciones de disponibilidad y otra con las propiedades de calidad.

$$A = \begin{bmatrix} A_1(\text{restricciones disponibilidad}) \\ A_2(\text{restricciones calidad}) \end{bmatrix} \quad b = \begin{bmatrix} b_1(\text{restricciones disponibilidad}) \\ b_2(\text{restricciones calidad}) \end{bmatrix} \quad (5-6)$$

Cada componente tiene una disponibilidad superior e inferior definidas por las condiciones del proceso y las bases de diseño de la unidad donde se está produciendo. Habitualmente son valores fijos que solo se modifican por el Departamento de Planificación cada vez que sea requerido por las necesidades globales de la planta, en la Figura 2-5 queda definido como Plan de Producción. También es posible que estos valores se modifiquen en línea por cambios en la disponibilidad de los equipos implicados, por ejemplo tener que bajar disponibilidad por fallo en una bomba primaria y tener que usar la auxiliar.

La disponibilidad se representará mediante los vectores x_{DISHI} y x_{DISLO} respectivamente de dimensiones $(ncomp, 1)$. Matemáticamente se puede expresar como:

$$\begin{aligned} x_{DISLO}(j) \leq \sum_{i=1}^{nlineas} x(i, j) \leq x_{DISHI}(j) \quad \forall k \in [1..ncomp] \\ \sum_{i=1}^{nlineas} x(i, j) \leq x_{DISHI}(j) \\ - \sum_{i=1}^{nlineas} x(i, j) \leq -x_{DISLO}(j) \end{aligned} \quad (5-7)$$

El número de filas de A_1 y b_1 será $(ncomp \times 2)$ y el número de columnas de A_1 $(ncomp \times nlineas)$. Para el ejemplo que nos ocupa de $ncomp=3$ y $nlineas=2$ quedaría:

$$A_1 = \begin{bmatrix} +1 & 0 & 0 & +1 & 0 & 0 \\ 0 & +1 & 0 & 0 & +1 & 0 \\ 0 & 0 & +1 & 0 & 0 & +1 \\ -1 & 0 & 0 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & -1 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & -1 & 0 & 0 & -1 \end{bmatrix} \quad b_1 = \begin{bmatrix} x_{DISHI1} \\ x_{DISHI2} \\ x_{DISHI3} \\ -x_{DISLO1} \\ -x_{DISLO2} \\ -x_{DISLO3} \end{bmatrix} \quad (5-8)$$

La matriz de calidades A_2 tiene que incluir las restricciones de calidad por cada propiedad y línea, estas variables de calidad son las variables a controlar cv . Por cada cv es necesario crear dos nuevas filas en A_2 , una para el límite superior y otra para el límite inferior. Por tanto el número de filas de A_2 será $(npropiedades \times nlineas \times 2)$.

Se usará la notación y , yes , e , sHI y sLO para referirnos a las cvs de calidad, cvs estimadas del modelo, error de predicción (bías), especificación de calidad superior e inferior respectivamente. La dimensión de b_2 será $(npropiedades \times nlineas \times 2, 1)$.

Es necesario incorporar el concepto del bias, e , representado en la Figura 5-2 cuyo cálculo surge de comparar los valores de calidad medidos menos los predichos. De la Figura 5-2 se deduce:

$$\left. \begin{array}{l} e = y - yest \\ y = yest + e \end{array} \right\} \quad (5-9)$$

$$\left. \begin{array}{l} sLO \leq y \leq sHI \\ sLO \leq yest + e \leq sHI \end{array} \right\} \quad (5-10)$$

$$\left. \begin{array}{l} yest \leq (sHI - e) \\ -yest \leq -(sLO - e) \end{array} \right\} \quad (5-11)$$

Para calcular el valor estimado de la propiedad de cada línea de mezclas i , se usan los índices de mezcla descritos en la sección 3.3, de aquí en adelante referidos como ' $.bi$ '. El cálculo no incluye ninguna dinámica adicional, asume que los caudales ya han alcanzado estado estacionario. Se trata por tanto de un modelo de cálculo en estacionario. Las ecuaciones de (5-11) se convierten en

$$\left. \begin{array}{l} yest(i).bi \leq (sHI(i) - e(i)).bi \\ -yest(i).bi \leq -(sLO(i) - e(i)).bi \end{array} \right\} \quad (5-12)$$

El índice de mezcla $yest(i).bi$ en cada línea se puede obtener del cálculo genérico de los índices de mezcla, tal como sigue:

$$yest(i).bi = \frac{Tk(i).bi \times Tk(i).volumen + \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(i,j).bi \times x(i,j).volumen]}{Tk(i).volumen + \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(i,j).volumen]} \quad (5-13)$$

Donde:

$Tk(i).bi$: Índice de mezcla calculado de la calidad acumulada en el tanque i

$Tk(i).volumen$: Volumen actual medido del tanque i

$x(i,j).bi$: índice de mezcla de la corriente i,j

$x(i,j).volumen$: volumen de la corriente i,j , desde la última ejecución, es decir, $x(i,j)*Ts$

Ts : Periodo de ejecución del optimizador

Desde un punto de vista práctico solo es estrictamente necesario que la ecuación (5-11) se satisfaga al terminar el lote, es decir, una vez que el tanque esté lleno o se alcance el volumen total especificado, por razones obvias este momento tiene que ser siempre antes de llenar el tanque.

Definiremos el tiempo $topt$, como el tiempo necesario para alcanzar el volumen requerido desde el instante actual. Se calculará como:

$$topt = \frac{Tk(i).volumenHI - Tk(i).volumen}{\sum_{j=1}^{j=ncomp} x(i,j)} \quad (5-14)$$

Donde:

$Tk(i).volumenHI$: máximo volumen requerido en el tanque i

$Tk(i).volumen$: Volumen actual medido del tanque i

$x(i,j)$: caudal actual del componente j a la línea i

A semejanza de la estrategia de horizonte de control móvil que se usa en el Control Predictivo Basado en Modelos, $topt$ se actualiza en cada periodo de ejecución, se asume que el caudal total por línea permanece constante desde el instante de tiempo actual hasta conseguir la especificación, este supuesto es razonable puesto que se actualiza en cada ejecución del optimizador.

Es bastante habitual en la práctica industrial querer darse un margen de seguridad de tal forma que el tanque alcance la especificación antes de estar lleno. Para conseguir este objetivo se propone el parámetro h , denominado a partir de ahora horizonte de especificación, como la fracción de $topt$ en la que se alcanzará la especificación, su valor va de 0 a 1. Un valor de $h=0,5$ implica que el optimizador tendrían que calcular los caudales de los componentes de tal forma que la especificación se alcance en un 50% de $topt$. Cambiando en (5-13) las expresiones de $x.volumen$ por $x h topt$ y eliminando la notación (i) por simplicidad, se llega a la siguiente expresión alternativa para (5-13):

$$\frac{Tk.bi \times Tk.volumen + \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(j).bi \times h \times topt \times x(j)]}{Tk.volumen + \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(j) \times h \times topt]} \leq (sHI - e).bi \quad (5-15)$$

$$- \frac{Tk.bi \times Tk.volumen + \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(j).bi \times h \times topt \times x(j)]}{Tk.volumen + \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(j) \times h \times topt]} \leq -(sLO - e).bi$$

Definiremos:

$$(sHI - e).bi = \alpha HI \quad (5-16)$$

$$(sLO - e).bi = \alpha LO$$

Para poder mantener la estructura de la formulación $\mathbf{Ax} \leq \mathbf{b}$ es necesario redefinir el vector \mathbf{x} incluyendo los valores de volumen actual de los tanques. En nuestro ejemplo de dos líneas el nuevo vector de \mathbf{x} quedaría.

$$x = \begin{bmatrix} x \\ Tk(1).volumen \\ Tk(2).volumen \end{bmatrix} \quad (5-17)$$

Operando se puede expresar (5-15) en función del nuevo vector \mathbf{x} :

$$\begin{aligned} \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(j) \times h \times topt \times (x(j).bi - \alpha HI)] + Tk.volumen(Tk.bi - \alpha HI) &\leq 0 \\ \sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(j) \times h \times topt \times (\alpha LO - x(j).bi)] + Tk.volumen(\alpha LO - Tk.bi) &\leq 0 \end{aligned} \quad (5-18)$$

Todos los valores de (5-18) son conocidos. La primera ecuación es la que hace referencia al límite superior y la segunda al límite inferior. Cada ecuación de (5-18) hay que incluirla como nueva fila de la matriz de restricciones \mathbf{A}_2 .

Siguiendo con el ejemplo del caso concreto, (5-19) presenta las dos filas resultantes a incluir en \mathbf{A}_2 con respecto al límite superior de una propiedad i , y para cada una de las líneas 1 y 2. Se presenta $\mathbf{A}_2(i)^T$ por conveniencia en la impresión.

$$\mathbf{A}_2(i)^T = \begin{bmatrix} h \times topt \times (x(1,1).bi - \alpha HI(1)) & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ h \times topt \times (x(1,2).bi - \alpha HI(1)) & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ h \times topt \times (x(1,3).bi - \alpha HI(1)) & h \times topt \times (x(2,1).bi - \alpha HI(2)) & h \times topt \times (x(2,2).bi - \alpha HI(2)) & h \times topt \times (x(2,3).bi - \alpha HI(2)) & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ Tk(1).bi - \alpha HI(1) & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & Tk(2).bi - \alpha HI(2) & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (5-19)$$

$$x = \begin{bmatrix} x(1,1) \\ x(1,2) \\ x(1,3) \\ x(2,1) \\ x(2,2) \\ x(2,3) \\ Tk(1).volumen \\ Tk(2).volumen \end{bmatrix} \quad b_2(i) = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

La creación de las filas referidas a los límites inferiores es equivalente.

Finalmente solo queda por definir la orientación económica de la función de coste $F(x)$ descrita en (5-1). Los costes (i,j) del componente j , de la línea i , que están incluidos en el vector de costes \mathbf{c} se tienen que calcular representando la economía real del proceso. Una aproximación razonable consiste en minimizar los caudales que sean excesos seleccionando los componentes más baratos, por tanto:

$$\text{coste}(i,j) = \text{signo}(i,j) \times \text{precio}(j) \quad (5-20)$$

Donde:

$\text{signo}(i,j)$: -1 si es un setpoint de caudal, +1 si es un exceso. Puesto que se desea minimizar la función de coste

$\text{precio}(j)$: Precio del componente j .

Asignando este criterio de costes se consiguen minimizar los caudales de excesos maximizando el caudal de los componentes que forman parte de la mezcla como punto de consigna.

5.2 Descripción del caso de estudio

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, de tal forma que se simula la evolución temporal de calidades y caudales en las líneas y los correspondientes a los acumulados en los tanques. Se ha considerado que los caudales y presiones alcanzan siempre el punto de consigna requerido por el optimizador en el tiempo transcurrido entre ejecuciones del optimizador, por tanto, se ha excluido de la simulación el comportamiento del controlador MPC de caudales y presiones. Este supuesto es aceptable puesto que las variables caudal y presión tienen una dinámica mucho más rápida que las variables de calidad, y porque el controlador MPC ha demostrado ser capaz de cumplir fielmente con las consignas solicitadas por el optimizador.

Se ha optado por seleccionar una topología sencilla para el caso de estudio en favor de la comprensión, se trata de un caso concreto del esquema general de la Figura 5-4, usa dos líneas, G3 para formular el producto y G2 para aceptar los excesos que cierran el balance de materia que viene de unidad. G1 queda fuera de servicio, es decir, sin ningún componente que vierta en la línea. Respecto al número de componentes utilizados en la simulación se han considerado potencialmente los 14 componentes del caso industrial en lugar del sistema de 2 componentes utilizado en el capítulo 4. Esto es necesario puesto que ahora se trata de

demostrar el desempeño del sistema respecto al cumplimiento de las variables de calidad y para este propósito conviene utilizar un conjunto de componentes lo más real posible.

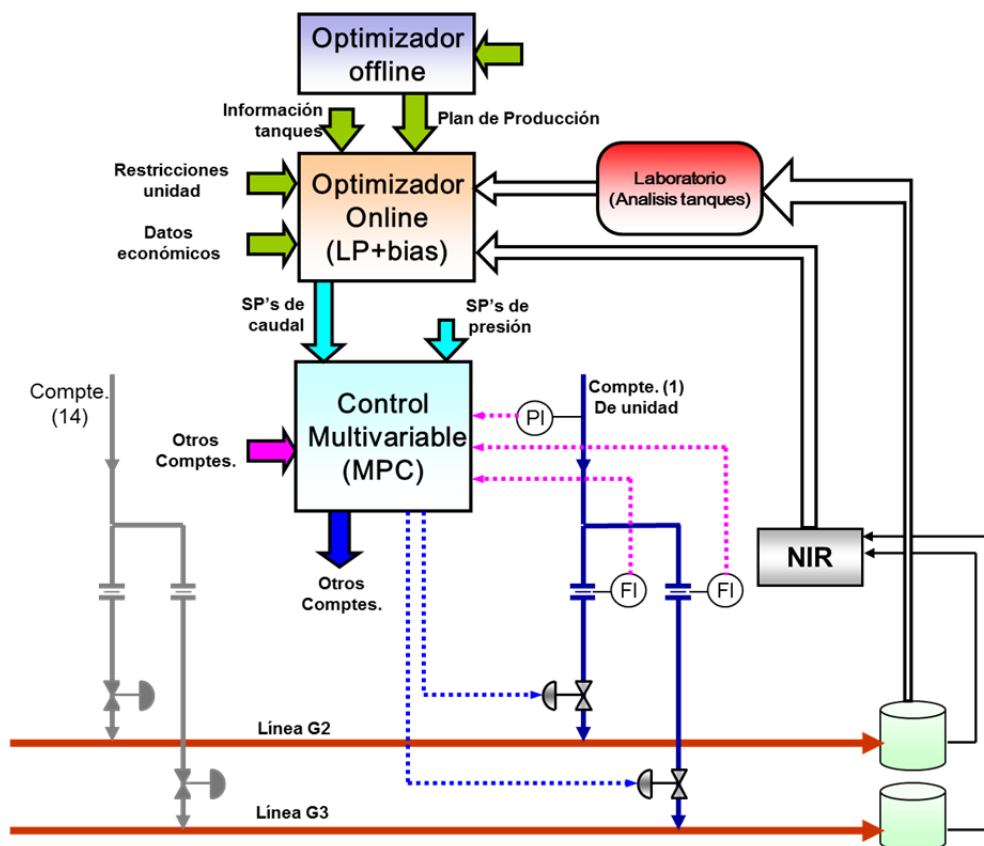


Figura 5-4 Esquema de Optimización y Control

En este caso el controlador multivariable MPC se encarga de controlar los caudales y presiones del blending. El optimizador es el que calcula la receta de caudales basándose en las propiedades acumuladas en el tanque, midiéndose éstas mediante muestras enviadas al laboratorio, o mediante analizador de campo NIR+S. El optimizador usará como información adicional las restricciones reales de disponibilidad de caudal, datos económicos, planes de producción para los próximos lotes de blending e información en tiempo real del contenido de los tanques implicados.

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 5-1. 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 5-1 para la línea G3, intervienen en la receta deseada, mientras que uno de los componentes, el indicado como EX 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.

	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	

Tabla 5-1 Topología del sistema de mezclas usada en este ejemplo

Por tanto, la línea G3 es la que se está formulando, asumiendo el caudal de P2 como perturbación. La Tabla 5-2 muestra las propiedades físicas de los catorce componentes. El precio se ha puesto en unidades porcentuales para preservar la confidencialidad.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
	P1	P2	MG1	MG2	BYMG	PLH	PP	ETBE	ALQ	C4	FD1	CD1	CD2	FD2
	P1-P2	P1-P2	GAFCLI	GAFGIN	GAFGIN	PLH	PP	ETBE	ALQ	nC4	CDEISO-L	CDEISO-C	CDEISO-C	CDEISO-L
GASOLINA	0,7952	0,7952	0,664	0,7578	0,7578	0,6775	0,8541	0,7483	0,697	0,584	0,6322	0,6246	0,6246	0,6322
DENSIDAD Kg/l	5	5	130	450	450	0	5	126	5	40	0	0	0	0
AZUFRE ppm	61,8	61,8	1	23,3	23,3	0,4	86,9	0	0	0	0	0	0	0
AROMATICOS % V	6,7	6,7	1	0,6	0,6	0,44	1,92	0	0	0	0	0	0	0
BENCENO % V	0,5	0,5	46,2	20,6	20,6	1	2,4	0	0	0	0	0	0	0
OLEFINAS % V	0	0	0	0	0	0	0	15,8	0	0	0	0	0	0
OXIGENO % P	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MTBE % V	0	0	0	0	0	0	0	100	0	0	0	0	0	0
OTROS OXIGENADOS % V	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PVR en psi	4,6	4,6	13,7	2,8	2,8	10,4	1	3,85	5,94	51,6	16,8	21,2	21,2	16,8
PVR en Kpa	31,72	31,72	94,48	19,31	19,31	71,72	6,90	26,55	41,00	355,86	115,86	146,21	146,21	115,86
RON	98,3	98,3	94	90,1	90,1	71,5	101,8	118	98,2	94	81,7	84,2	84,2	81,7
MON	87,6	87,6	82	79,6	79,6	72,9	97,2	102	95,9	89,1	79,6	81,4	81,4	79,6
EVAPORADO A 70° % V	5	5	91	2	2	60	0	0	3	100	100	100	100	100
EVAPORADO A 100° % V	35	35	100	30	30	100	0	100	24	100	100	100	100	100
EVAPORADO A 150° % V	91	91	100	98	98	100	87	100	93	100	100	100	100	100
EVAPORADO A 180° % V	100	100	100	100	100	100	100	100	99	100	100	100	100	100
(RON+MON)/2	92,95	92,95	88	84,85	84,85	72,2	99,9	110	97,05	91,55	80,65	82,8	82,8	80,65
VLI														
PRECIO %	96%	96%	74%	85%	85%	66%	107%	100%	107%	51%	59%	58%	58%	59%

Tabla 5-2 Propiedades de los componentes

Esta configuración del blending es la que se va a usar en el caso de estudio que servirá como base para poder comparar justamente y en condiciones homogéneas los distintos métodos y algoritmos que se van a simular. La homogeneidad en las condiciones experimentales se consiguen fijando los parámetros en el simulador:

1. Condiciones iniciales del tanque (en inglés, heel). Definidos por el volumen inicial y valores iniciales de las propiedades. Si bien en la práctica real el número de propiedades a controlar son las que aparecen en la especificación, ver Tabla 2-1, en este caso, por simplicidad, se van a controlar solo un subconjunto de las propiedades habituales de una gasolina, en particular aquellas más difíciles de controlar por su carácter no-lineal, pvr, RON,MON y una propiedad lineal, fracción evaporada a los 100°C, E100. Los resultados son extrapolables al caso real. Se establecen límites superior e inferior para cada propiedad.

2. Condiciones finales del tanque. Volumen final a alcanzar y especificación de propiedades que se quieren conseguir.
3. Limitaciones de disponibilidad de componentes.
4. Limitaciones de caudales por componente y línea.

La especificación de la mezcla en el tanque también incluye un volumen máximo, una vez alcanzado se considerará que se ha terminado de fabricar el lote, momento en el cual se dará por finalizada la simulación, momento en el que si todo ha ido bien se tendrán que cumplir las especificaciones del producto definidas anteriormente. El volumen máximo definido suele ser cercano al 90% del volumen máximo operativo del tanque.

Para dar verosimilitud a la simulación con la realidad, se han definido un conjunto de perturbaciones habituales en la práctica industrial. El tipo de perturbaciones simuladas tienen 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. Esta perturbación queda definida en la simulación con el parámetro ***dvtanque***.
2. **Perturbación de caudal** de trasiego no planificado al tanque de producto. Por razones de procesos es necesario introducir en el tanque formulado, TK-3, una corriente no planificada, que puede ser de otro componente o provenir directamente de otro tanque. En este caso se usará una corriente procedente del componente P2, un exceso que cambiará de valor sin previo aviso. Esta perturbación queda definida en la simulación con el parámetro ***dvcaudal***.
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. Esta perturbación queda definida en la simulación con el parámetro ***dvprop***.

No se han simulado perturbaciones relacionadas con la disponibilidad de componente ya que éstas quedan resueltas con el MPC de caudales manipulando la válvula del componente que va a la línea de excesos. Esta estrategia ha demostrado que funciona adecuadamente por lo que no es necesario volver a simular los efectos que van a ser corregidos por el MPC.

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 muestro del optimizador va a depender, entre otras cosas, de la frecuencia a la que podamos refrescar los datos analíticos. Si es necesario tomar una muestra del tanque y esperar al análisis de laboratorio los tiempos de ejecución serán altos para no cargar de trabajo al laboratorio. 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. Otra consideración importante es que el optimizador tiene que permitir al controlador MPC alcanzar estacionario para los puntos de consigna de caudal fijados, normalmente el tiempo requerido es muy inferior al de la disponibilidad de nuevos valores analíticos, que es el factor que realmente fija el periodo de ejecución del optimizador. En este caso se ha usado un muestreo de 8 horas.

Por último, faltan por definir los parámetros de ajuste del optimizador. Por el momento el único parámetro es el horizonte de especificación, h , tal como se ha descrito en la sección 5.1.

La Tabla 5-3 muestra un resumen de los parámetros principales de la simulación.

Datos Generales Simulación		
PARAMETRO	DESCRIPCION	VALOR
TKIni.vol	Volumen inicial	1165
SPHI.Volumen	Volumen máximo del tanque destino	18196
TKIni.pvr	PVR inicial del tanque destino	12
TKIni.ron	RON inicial del tanque destino	94
TKIni.mon	MON inicial del tanque destino	85.1
TKIni.e100	E100 inicial del tanque destino	55
SPHI.Specs	Limites máximos especificación	Tabla 2-1
SPLO.Specs	Limites mínimos especificación	Tabla 2-1
Ece.pvr	Equal concern PVR	0.1
Ece.ron	Equal concern RON	1
Ece.mon	Equal concern MON	3
Ece.e100	Equal concern E100	1
h	Horizonte de especificación	1

Tabla 5-3. Parámetros principales de la simulación

En cada una de las simulaciones se mostrará una tabla similar a la anterior con los parámetros específicos de la simulación. El archivo completo de configuración para el caso de estudio más simple, el descrito en el apartado 5.2.1, se puede consultar en el Apéndice C.

5.2.1 Caso inicial $h=1$

En este primer caso se ha considerado un horizonte de especificación $h=1$, lo cual implica que el optimizador tiene que alcanzar estacionario con todas las propiedades dentro de especificación al finalizar el proceso de mezclas, es decir cuando se alcance la especificación de máximo volumen del tanque.

En este caso no se ha considerado ninguna perturbación. La Tabla 5-4 recoge los parámetros de esta simulación.

Datos Específicos Simulación		
PARÁMETRO	DESCRIPCIÓN	VALOR
h	Horizonte de especificación	1
dvcaudal.caudalm	Valor medio de perturbación caudal	0
dvcaudal.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	inf
dvtanque.pvr	Valor medio perturbacion en tanque	0
dvtanque.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	inf
dvprop.error	Valor medio error en propiedad de componente	0
dvprop.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	inf
calculolinea	Switch de control de propiedades en linea	OFF

Tabla 5-4. Parámetros específicos de la simulación del caso inicial $h=1$

La Figura 5-5 muestra la evolución de las cuatro propiedades controladas. En azul continuo el valor de la propiedad acumulada en el tanque, en rojo los límites superior, HI, e inferior, LO, establecidos y el azul discontinuo muestra el valor objetivo calculado por el optimizador, es decir, donde prevé que va a terminar la propiedad al finalizar el blending.

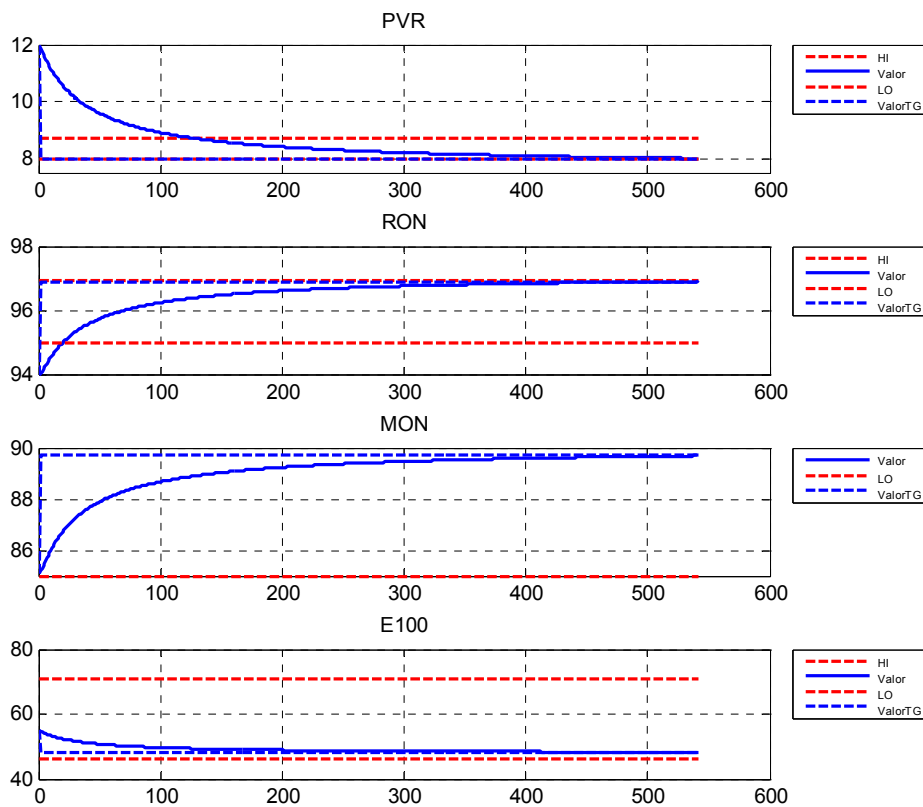


Figura 5-5 Evolución propiedades en tanque Caso Ini, $h=1$

El proceso de blending ha alcanzado el volumen máximo requerido en el tanque alrededor de la muestra #550, momento en el cual todas las propiedades del tanque, trazos en azul, cumplen la especificación entre rojo discontinuo. En azul discontinuo se presentan los valores “target”, es decir, los valores predichos calculados por el optimizador para la finalización del lote. Existe una coincidencia total entre los valores previstos y los valores obtenidos debido al buen comportamiento del modelo.

La Figura 5-6 muestra la previsión, el cálculo, del optimizador para las propiedades requeridas en la línea. En rojo discontinuo los límites calculados para poder cumplir con las propiedades acumuladas en el tanque y en azul el valor de la propiedad medida por el analizador NIR de campo. EL valor real alcanza el previsto rápidamente, en cuanto se estabilizan los caudales, al no haber discrepancias entre las propiedades nominales de los componentes y las reales. Es importante recordar que el optimizador no tiene en cuenta las propiedades medidas en la línea por el analizador NIR como feedback, en esta figura se muestra solo a título informativo para validar la veracidad del cálculo del optimizador.

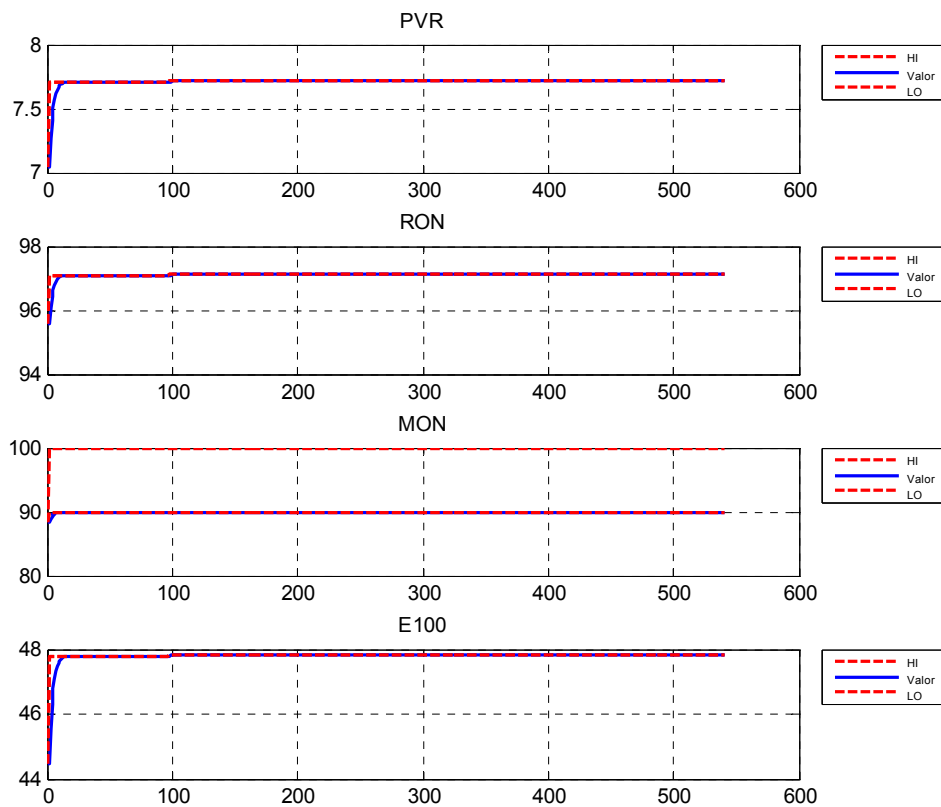


Figura 5-6 Evolución propiedades en línea Caso Ini, $h=1$

Respecto a los caudales requeridos para cumplir con estas propiedades en la línea, el optimizador calcula los objetivos en la primera ejecución, siendo estos prácticamente constantes a lo largo de la duración del lote de mezclas ya que no hay eventos ni perturbaciones que afecten a la simulación de este proceso de mezcla. Esta circunstancia puede apreciarse en la Figura 5-7 donde se muestra en trazo continuo los caudales reales de los componentes y en trazo discontinuo los puntos de consigna, u objetivos, calculados por el optimizador. Las pequeñas diferencias son debidas al tiempo necesario para alcanzar los nuevos valores estacionarios que difieren de los valores iniciales de caudal.

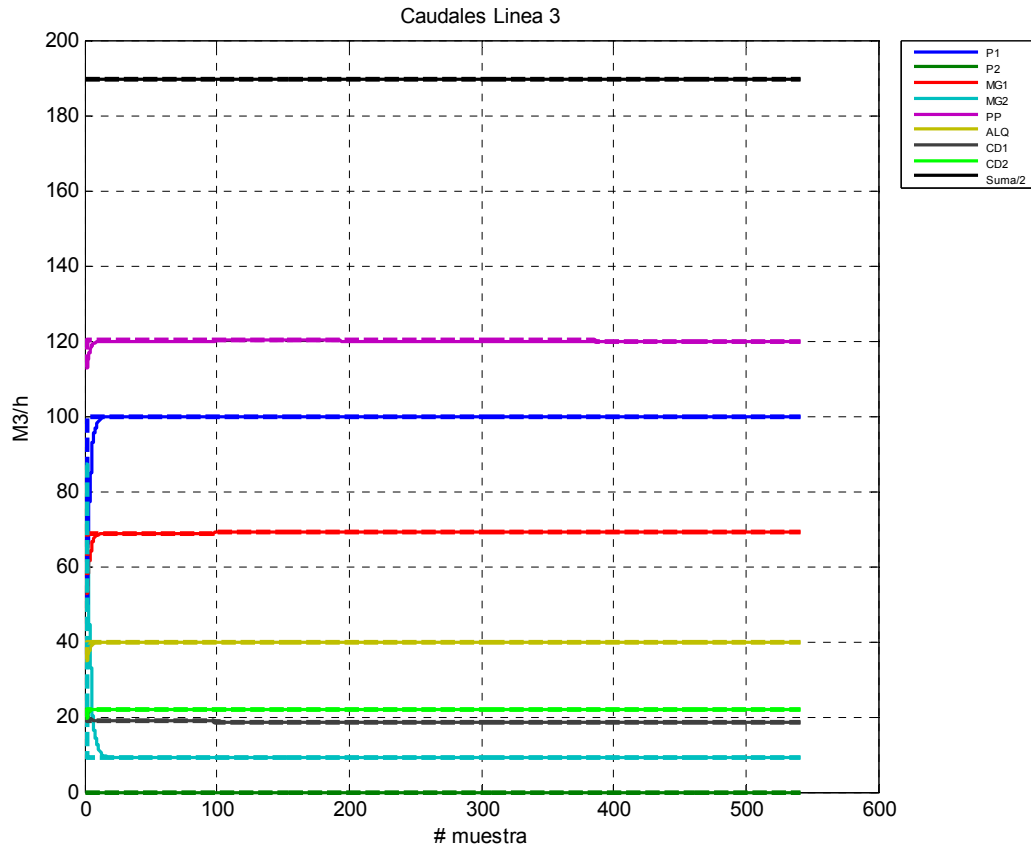


Figura 5-7 Evolución caudales en línea Caso Ini, $h=1$

5.2.2 Caso inicial $h=0.3$

En ocasiones es conveniente que las propiedades del tanque alcancen la especificación en un tiempo muy inferior al requerido para realizar el lote, esto es debido a que una vez conseguido los objetivos luego es más fácil asumir perturbaciones o incluso planificar escenarios alternativos de uso del tanque una vez cumplidos los criterios de calidad. Para conseguir este tipo de formulación se usará el horizonte de especificación, en este segundo caso se ha considerado un horizonte de especificación $h=0,3$, lo cual implica que el optimizador tiene que alcanzar estacionario con todas las propiedades dentro de especificación aproximadamente cuando haya transcurrido un 30% del tiempo de duración estimado para producir el lote. No se ha considerado ninguna perturbación adicional. En la tabla siguiente se muestran los parámetros de esta simulación.

Datos Específicos Simulación		
PARAMETRO	DESCRIPCION	VALOR
h	Horizonte de especificación	0,3
dvcaudal.caudalm	Valor medio de perturbación caudal	0
dvcaudal.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	inf
dvtanque.pvr	Valor medio perturbacion en tanque	0
dvtanque.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	inf
dvprop.error	Valor medio error en propiedad de componente	0
dvprop.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	inf
calculolinea	Switch de control de propiedades en linea	OFF

Tabla 5-5. Parámetros específicos de la simulación del caso inicial $h=0,3$

En la Figura 5-8 puede verse la evolución de las propiedades acumuladas, en este caso los objetivos se alcanzan prácticamente en la iteración #200, que es aproximadamente el 30% de los 550 intervalos requeridos para terminar el lote. Por tanto, el objetivo se ha cumplido según lo requerido.

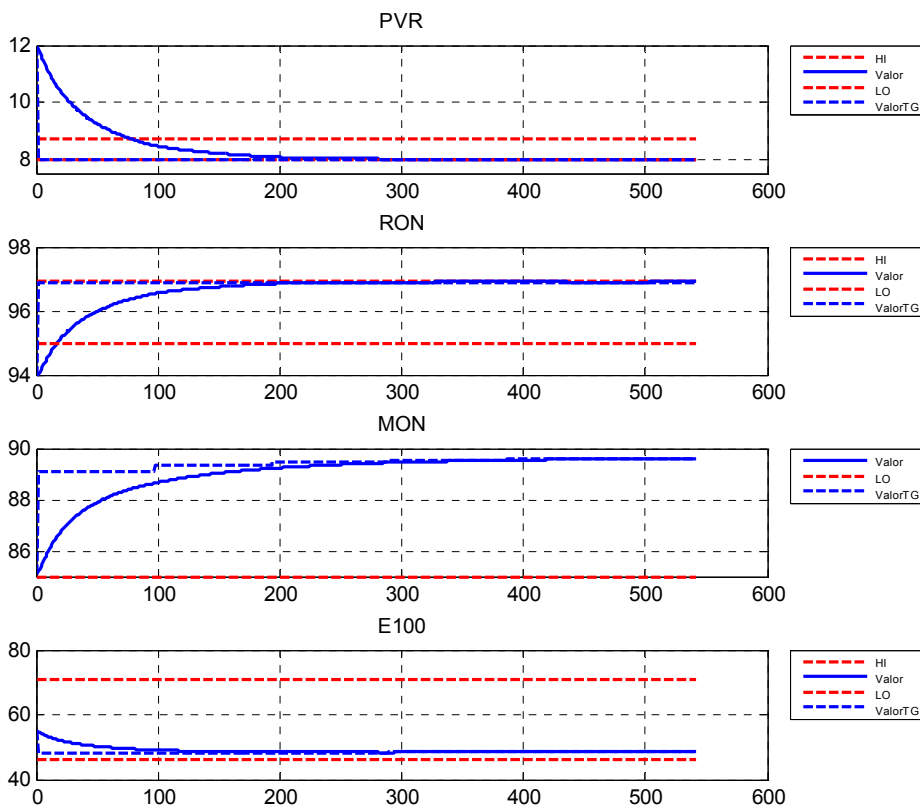


Figura 5-8 Evolución propiedades en tanque Caso Ini, $h=0.3$

Conviene resaltar que para hacer que las propiedades acumuladas en el tanque permanezcan constantes a partir del intervalo #200, el optimizador tiene que ir reajustando los caudales para que que las propiedades de la línea vayan evolucionando según lo requerido. Por ejemplo, en el caso de la pvr, una vez alcanzado el objetivo de especificación acumulada en tanque, $pvr=8$, es necesario que el producto que vaya entrando en el tanque tenga esta pvr, para que conforme se siga acumulando la propiedad acumulada no cambie. Este efecto puede verse en la Figura 5-9 , donde inicialmente la pvr requerida para la línea era muy inferior al objetivo ya que había que compensar el valor inicial de pvr en tanque, en este caso 12. Una vez alcanzado el objetivo, el optimizador determina nuevos valores muy próximos al objetivo. El mismo efecto que se observa en la pvr puede verse en el resto de propiedades que están cerca del límite, no es el caso del MON ya que no tiene que cumplir un límite superior.

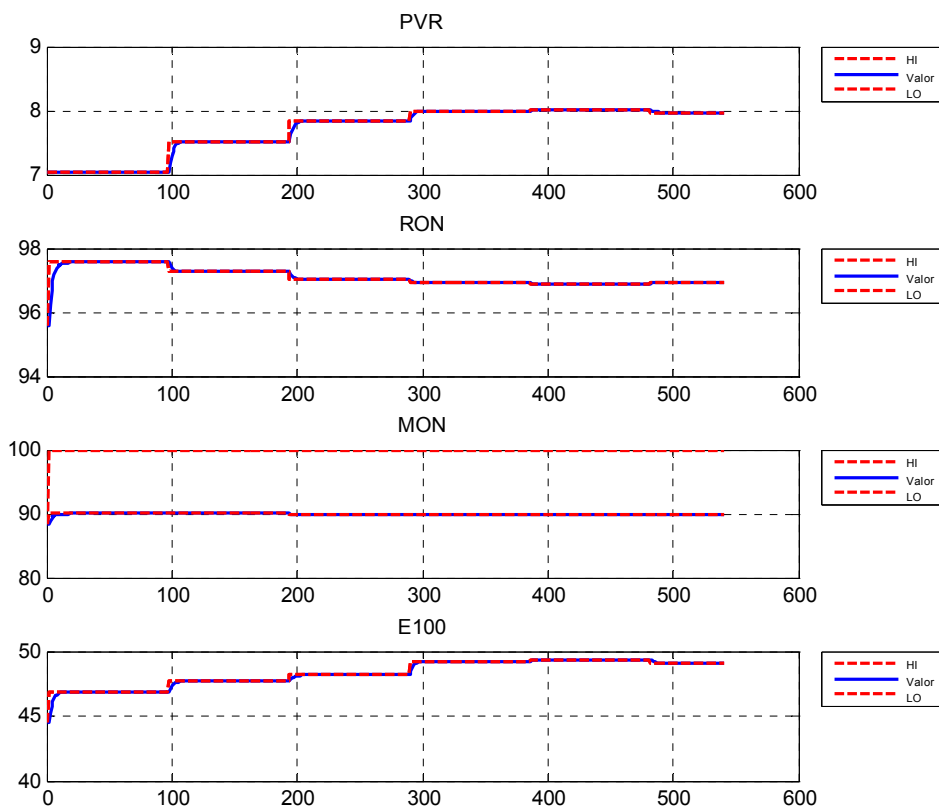


Figura 5-9 Evolución propiedades en línea Caso Ini, $h=0.3$

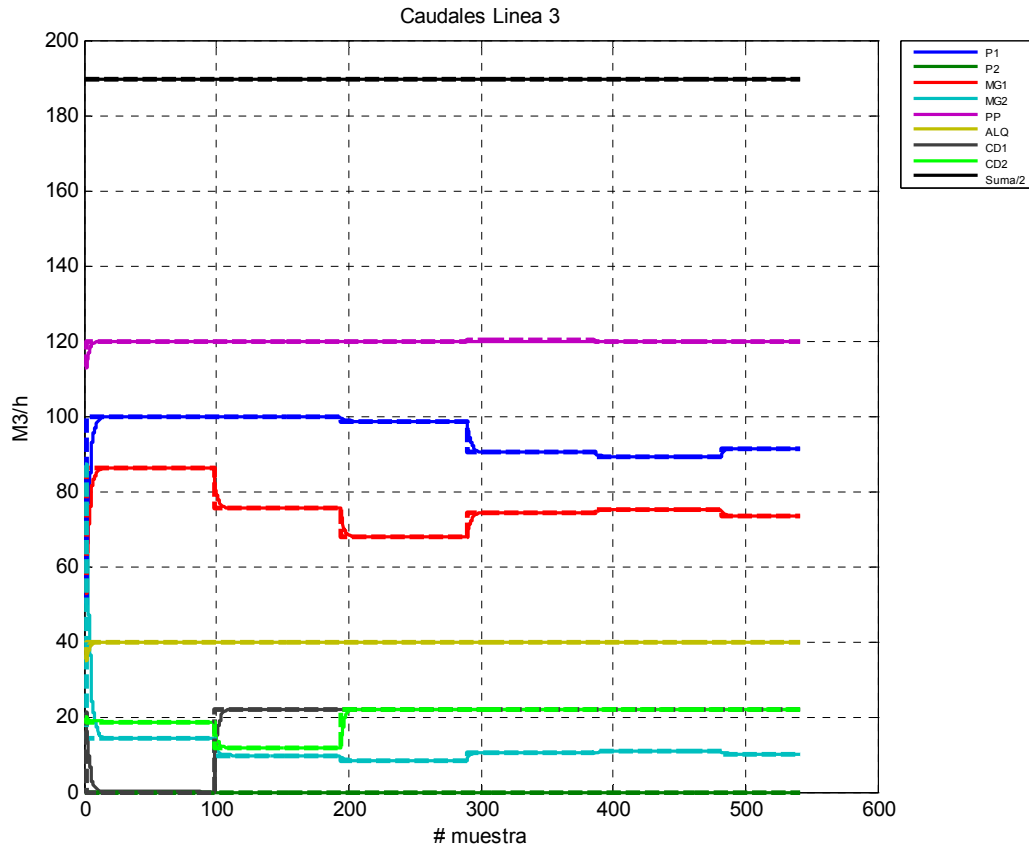


Figura 5-10 Evolución caudales en tanque Caso Ini, $h=0.3$

La Figura 5-10 muestra la evolución de los caudales requeridos en cada ejecución del optimizador. La línea trazoada es el valor objetivo y la continua el valor real alcanzado.

5.2.3 Caso DV tanque y caudal

En este caso de estudio se presenta la respuesta del optimizador a dos perturbaciones:

1. Perturbación de caudal de trasiego. En la iteración #50 se alinean 90 m³/h provenientes del componente P2. Se ha añadido a la simulación una señal aleatoria con distribución gaussiana de media 0 y una desviación estándar de 3m³/h.
2. Perturbación de error en la muestra de propiedad en tanque. En la iteración #250 se toma muestra del tanque y se analiza en laboratorio detectándose un error de la propiedad pvr acumulada de 2p.s.i.

Se ha considerado un horizonte de especificación $h=1$. En la tabla siguiente se muestran los parámetros de esta simulación.

Datos Específicos Simulación		
PARAMETRO	DESCRIPCION	VALOR
h	Horizonte de especificación	1
dvcaudal.caudalm	Valor medio de perturbación caudal	90 (m3/h)
dvcaudal.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	50
dvtanque.pvr	Valor medio perturbacion en tanque	2 (p.s.i.)
dvtanque.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	250
dvprop.error	Valor medio error en propiedad de componente	0
dvprop.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	inf
calculolinea	Switch de control de propiedades en linea	OFF

Tabla 5-6. Parámetros específicos de la simulación del caso DV tanque y caudal

En la Figura 5-11 puede verse la evolución de las propiedades acumuladas. Es difícil apreciar el impacto de la perturbación de caudal, su efecto se empieza a notar en la iteración #50 pero es corregido por el optimizador en la siguiente ejecución, aproximadamente en la #100, que es cuando se cambian los caudales para rechazar el efecto de la perturbación de caudal. Esto puede verse en la evolución de los caudales, Figura 5-13.

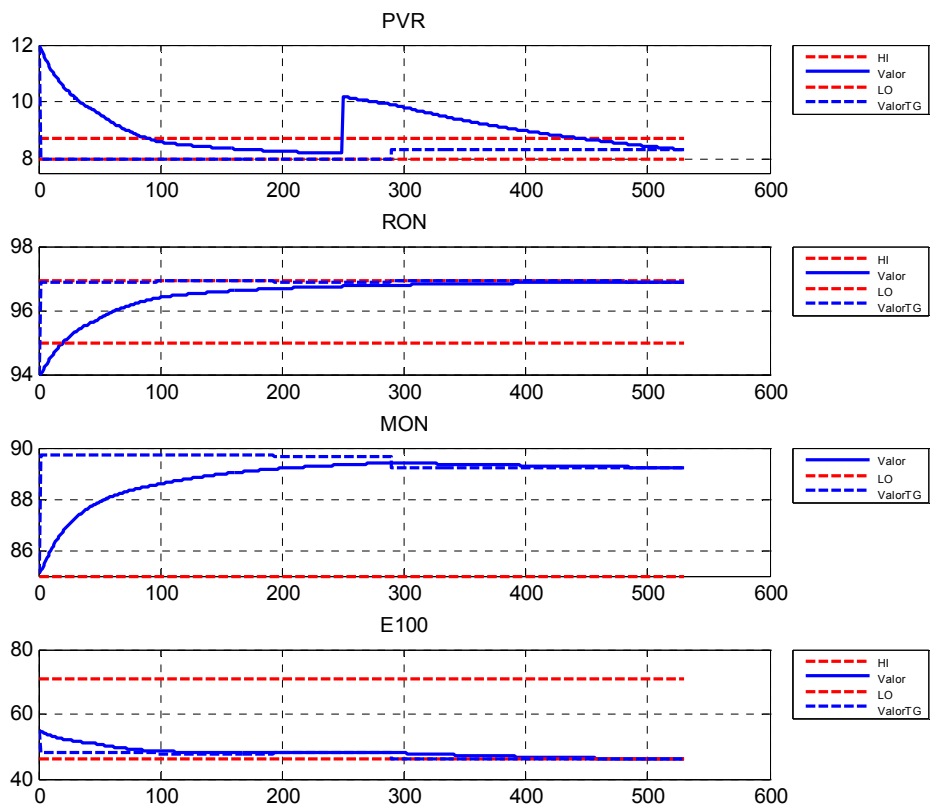


Figura 5-11 Evolución propiedades en tanque Caso DV tanque y caudal

También puede observarse como el optimizador recupera el caudal total a su valor objetivo, trazo negro. Esto es importante para no alterar significativamente la duración en tiempo del blending.

Respecto a las propiedades previstas por el optimizador en la línea, se observa en la Figura 5-12 el impacto de la perturbación de caudal, que si bien no afecta significativamente en las propiedades acumuladas, si tiene un impacto claro en la línea. Esto se observa en la desviación de la propiedad real (azul continua) con respecto al valor previsto para la línea (roja discontinua). En la siguiente ejecución del optimizador esto se corrige rechazando de esta manera el efecto de la perturbación.

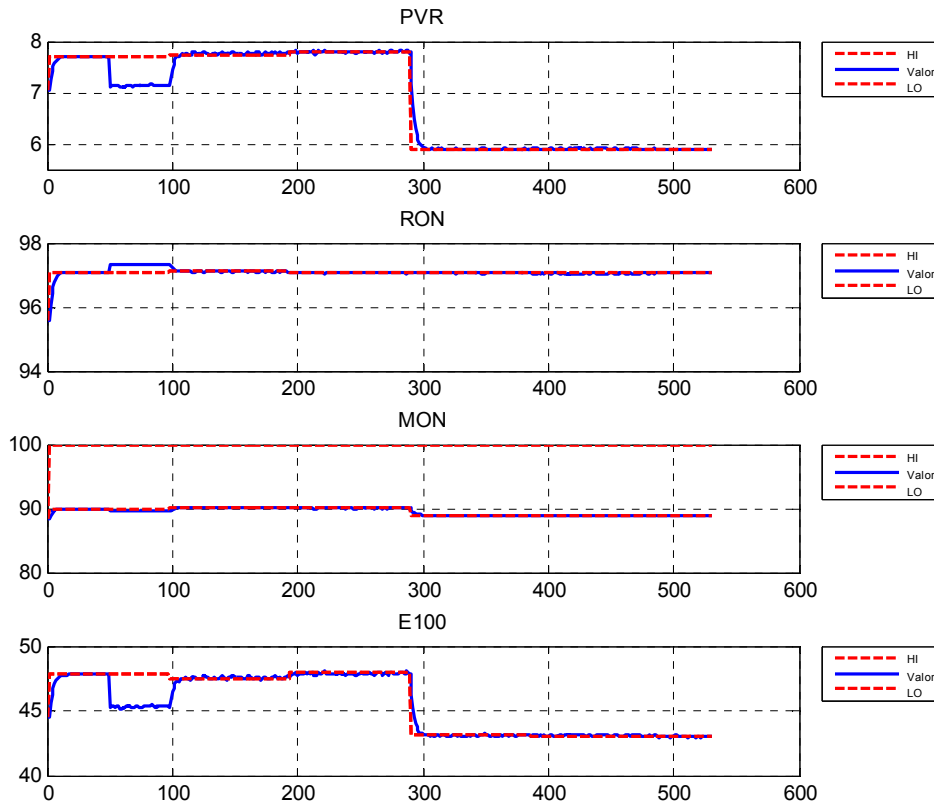


Figura 5-12 Evolución propiedades en línea Caso DV tanque y caudal

Respecto a la perturbación de propiedad en tanque el efecto es claramente visible en todas las figuras. La *pvr* acumulada en el tanque tiene un cambio súbito en el instante #250 que vuelve a sacar al tanque de especificación. El optimizador se ejecuta en el #290 recalculando los nuevos caudales y llevando al tanque nuevamente dentro de especificación.

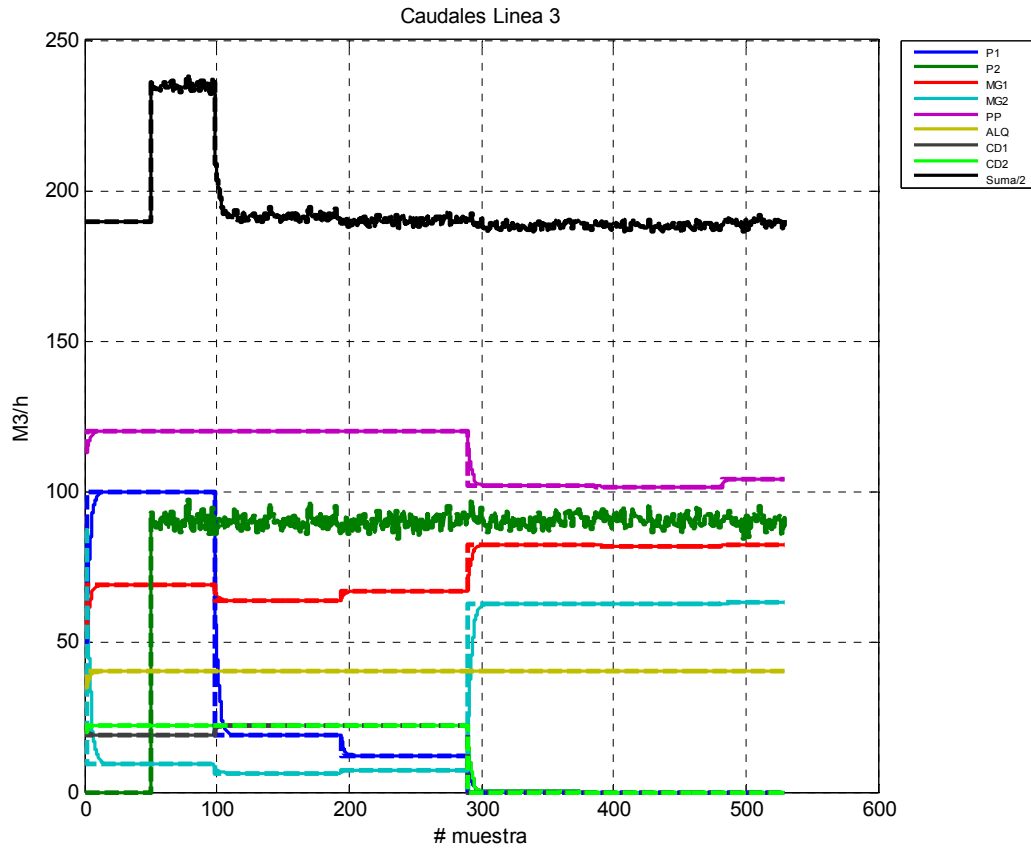


Figura 5-13 Evolución caudales en línea Caso DV tanque y caudal

Se puede concluir que el optimizador cumple correctamente con los objetivos, rechazando adecuadamente las perturbaciones de carga. Es importante puntualizar la coincidencia entre los valores previstos por el optimizador y los reales, esto es gracias a que el modelo que usa el optimizador es muy fiel a la realidad.

5.2.4 CasoDVTotal

En este caso de estudio se incorpora una perturbación adicional al caso anterior, a partir del muestreo #150 se simula una perturbación de propiedad de componente, concretamente la *pvr* del alquilato, componente #9. Esta situación es muy habitual en la ejecución de blendings de tipo rundown ya que alinear directamente componentes de unidad tiene el inconveniente que cualquier perturbación presente en las unidades, donde se produce el componente, se transmitirá al componente afectando posteriormente a la mezcla como se demostrará a continuación.

Se ha considerado un horizonte de especificación $h=1$. En la tabla siguiente se muestran los parámetros de esta simulación.

Datos Específicos Simulación		
PARAMETRO	DESCRIPCION	VALOR
h	Horizonte de especificación	1
dvcaudal.caudalm	Valor medio de perturbación caudal	90 (m3/h)
dvcaudal.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	50
dvtanque.pvr	Valor medio perturbacion en tanque	2 (p.s.i.)
dvtanque.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	250
dvprop.error	Valor medio error en propiedad de componente	2 (p.s.i.)
dvprop.ts	Intervalo de simulacion donde aplica	150
calculolinea	Switch de control de propiedades en linea	OFF

Tabla 5-7. Parámetros específicos de la simulación del caso DV total

La Figura 5-14 muestra las propiedades acumuladas en el tanque donde se observan 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 reales 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 5-15 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 en tanque haciendo, como es el caso, que el valor final de la propiedad esté fuera de especificación. Sin embargo, el valor previsto, línea azul de trazos, si está dentro de especificación, pero es precisamente este error de modelo entre lo que hay realmente y lo que el optimizador cree, lo que provoca que el tanque se salga de especificación.

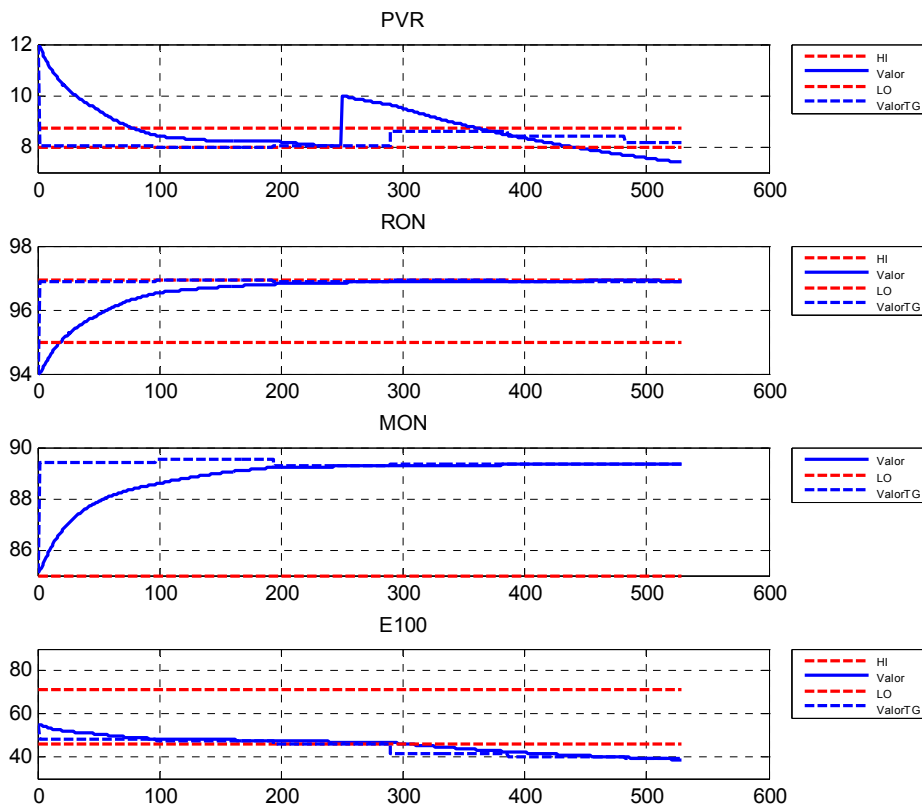


Figura 5-14 Evolución propiedades en tanque Caso DV total

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. En este caso se trata simplemente que 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 la 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.

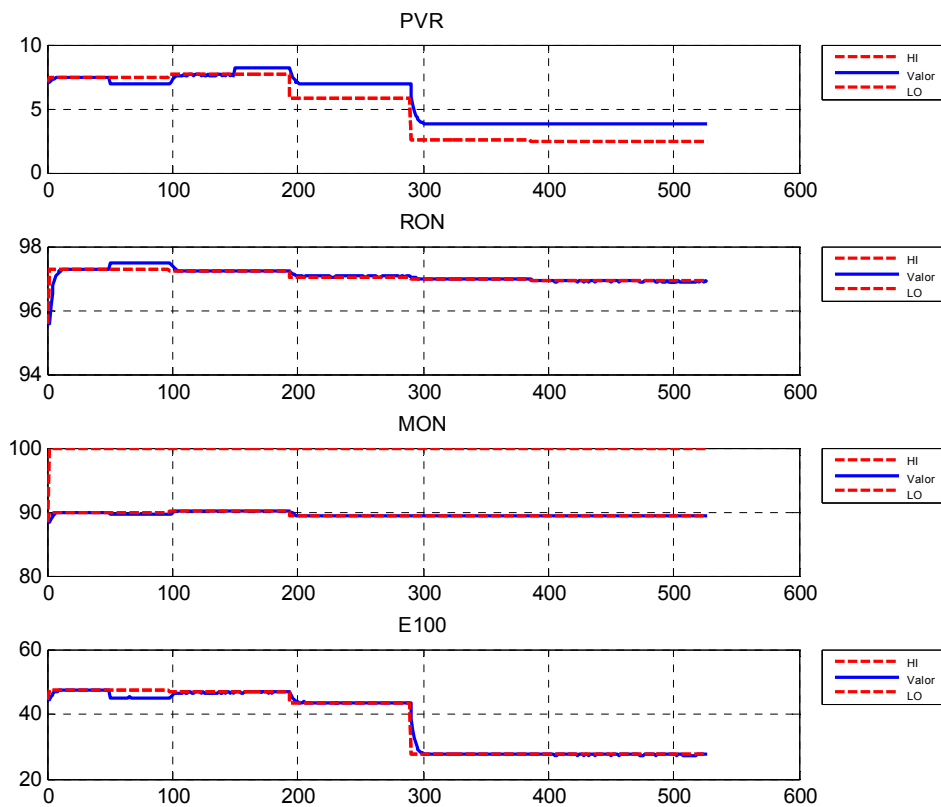


Figura 5-15 Evolución propiedades en línea Caso DV total

En la evolución de los caudales siempre hay una coincidencia entre los objetivos calculados por el optimizador y los caudales reales.

Se puede concluir en este caso que el funcionamiento del optimizador no es satisfactorio, ya que 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.

Queda evidenciada la necesidad de incorporar feedback respecto a las propiedades de los componentes. Es un hecho claro y asumido que siempre va a haber alguna circunstancia en la que las propiedades reales de los componentes sean distintas a las previstas

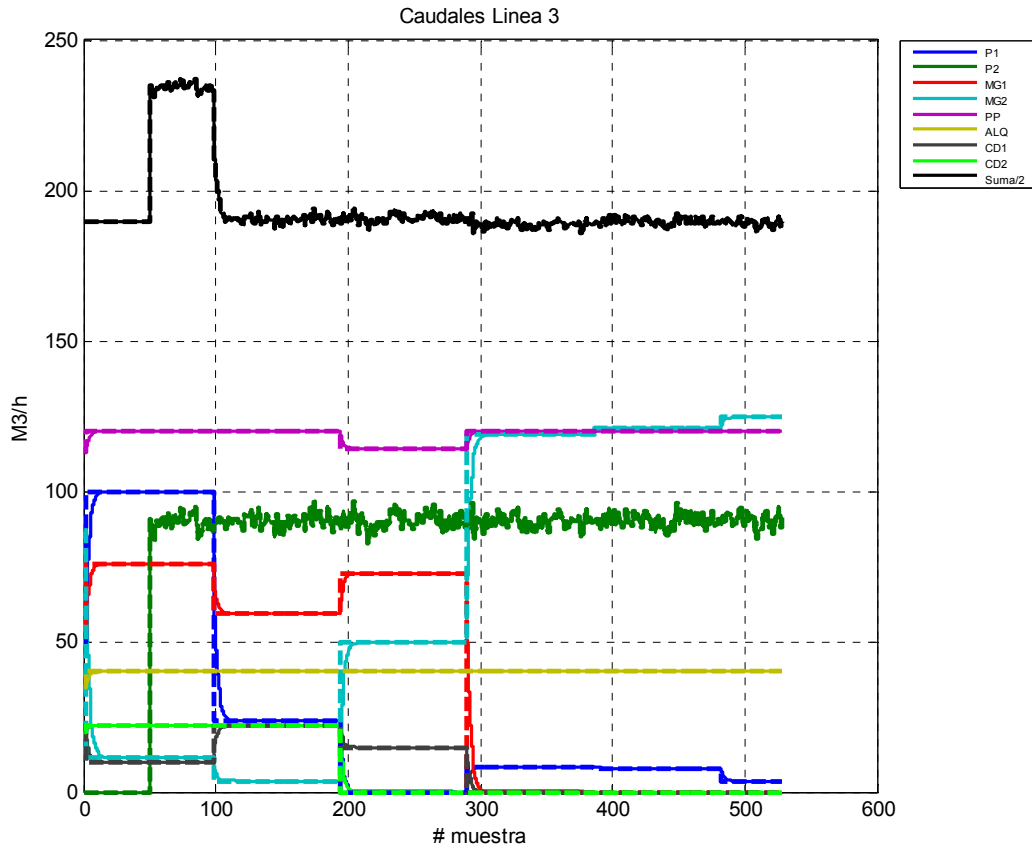


Figura 5-16 Evolución caudales en línea Caso DV total

La forma más sencilla de resolver el feedback sería incorporar medidas reales de las propiedades de los componentes mediante la instalación de instrumentación analítica en campo. Desafortunadamente es poco factible por el alto coste de instalación, pero sobre todo por la dificultad de mantener un sistema que funcione adecuadamente de forma continua.

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 en (Kalman, 1960) describe las condiciones necesarias para poder observar los parámetros internos de un sistema, 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. Es un problema muy complejo que ha sido investigado en (Zang, Monder, & Forbes, 2002) mediante la utilización de la técnica conocida como “Stochastic Programming” y posteriormente en (Cheng, Zhong, & Qian, 2011) mediante la aplicación de un Filtro de Kalman de tipo UKF (Unscented kalman Filter).

Es conveniente remarcar que los resultados reportados son a nivel teórico y para sistemas de mezclas con tanques intermedios, sin embargo, todavía no está demostrado a nivel teórico la aplicabilidad de estos métodos en un blending de tipo de rundown, con las propiedades de casi todos los componentes cambiando frecuentemente.

Una forma práctica y realizable de resolver el problema es la alternativa planteada en este trabajo y descrita a continuación.

5.3 Control de calidades en la línea

Uno de los problemas que adolece el esquema utilizado hasta ahora, Figura 5-1, es que parte de las perturbaciones de la línea, DVs línea, se transmiten hasta el tanque, lugar donde se miden y se realimentan posteriormente al bloque Controlador/Optimizador LP+bias. En particular las perturbaciones que se transmiten al tanque son todas las relacionadas con la calidad de la línea, es decir, las propiedades de la mezcla.

Para combatir este problema se propone el esquema de la Figura 5-17 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.

Durante la realización de este trabajo de tesis, se ha publicado un artículo (Chen & Yang, 2016) que describe una filosofía semejante de control, la diferencia fundamental entre las dos opciones es que en la tesis se aborda el blending de tipo rundown mientras que en (Chen & Yang, 2016) se aborda el blending con componentes de tanque.

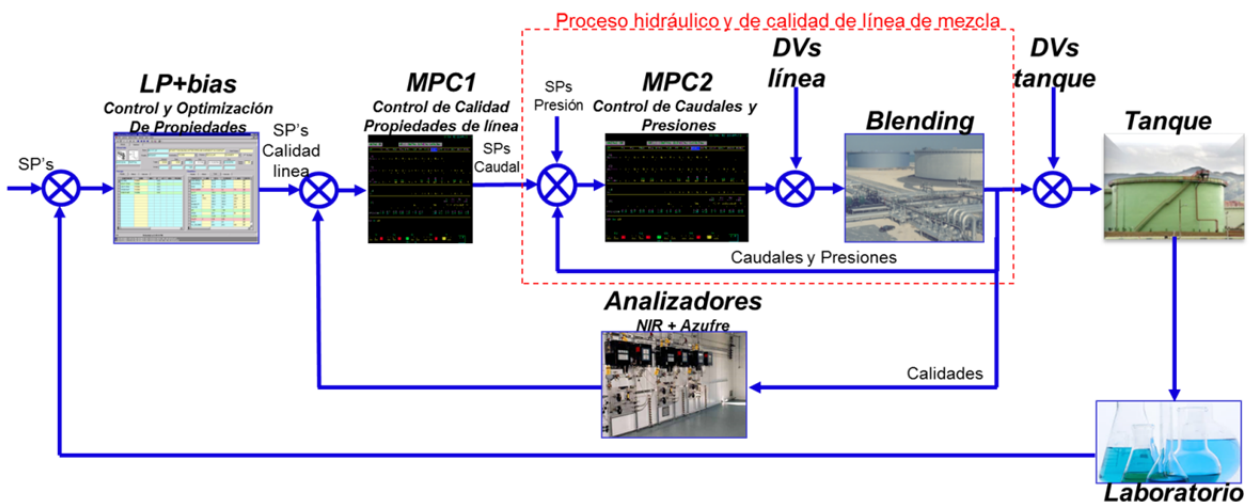


Figura 5-17 Diagrama de Bloques del Optimizador con control de calidad en línea

En la Figura 5-1 ya se mostraba que las variables de interés en la línea eran caudales, presiones y calidades. Sin embargo solo se medían caudales y presiones que posteriormente eran realimentadas al controlador MPC para tomar las decisiones con respecto a las

aperturas de las válvulas de control. En este nuevo esquema de control, Figura 5-17, 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, para que de esta manera las propiedades de la línea estén bajo control y que una perturbación de calidad en los componentes pueda ser rechazada sin afectar significativamente a la calidad acumulada en el tanque. 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.

El nuevo diagrama de bloques del esquema de control para el caso de estudio es el siguiente:

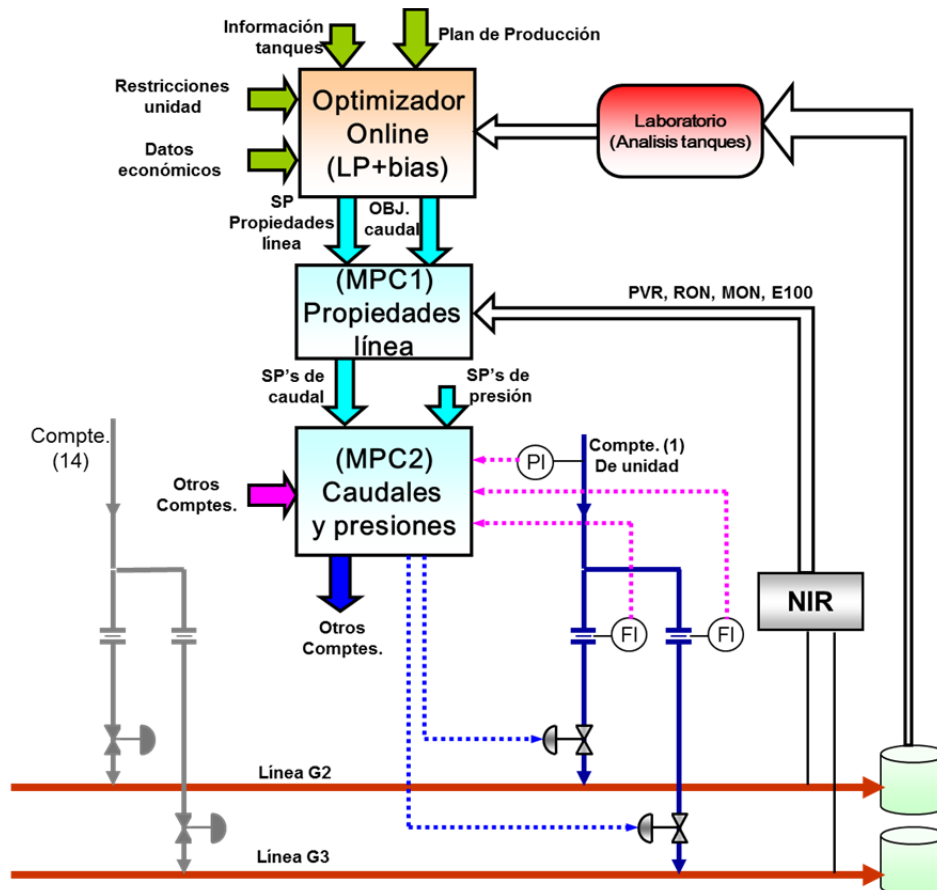


Figura 5-18 Esquema de Optimización y Control con control de calidad en línea

A diferencia de la Figura 5-4, 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 es bastante directa, únicamente hay que utilizar el modelo de mezclas, índice de mezclas, descrito en la sección 3.3

$$SP_{calidad}(j) = BI(SP_{caudal}(i,j)) \tag{5-21}$$

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.

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

Tabla 5-8 Controlador MPC1. Sumario de variables

En el caso de estudio, Tabla 5-1, se usaban 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 5-8 faltan por definir las interrogaciones, es decir, los modelos individuales que relacionan la apertura de cada válvula implicada en el blending 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, Sección 3.3 , o en la ecuación (5-13), solo que ahora no interviene el volumen acumulado en el tanque, solo los caudales aportados a la línea.

$$y_{est}(i).bi = \frac{\sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(i,j).bi \times x(i,j).volumen]}{\sum_{j=1}^{j=ncomp} [x(i,j).volumen]} \quad (5-22)$$

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, $x(i,j) \cdot T_c$

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 (5-22):

$$K_{y_{est}(i)/x(i,j)} = \frac{\partial y_{est}(i).bi}{\partial x(i,j)} \quad (5-23)$$

Que 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 de cada componente. Esto da lugar a un controlador MPC que puede cambiar las ganancias en cada periodo de ejecución y podría ser objeto de inestabilidades como se describía en la sección 3.5 al hacer referencia a las posibles colinealidades. Para evitar estos problemas se ha decidido emplear un modelo de ganancias constantes, concretamente se han usado las ganancias correspondientes a los caudales previstos por el optimizador en su primera ejecución multiplicadas por 1,25, si bien no es un método muy riguroso, es una práctica habitual en la industria cuando se desea degradar el comportamiento del lazo cerrado para dar robustez al controlador frente a perturbaciones no medidas. Este cálculo da una idea del orden de las ganancias necesarias, asumiendo que el controlador MPC tendrá un error de predicción cada vez que los caudales requeridos se desvíen de la receta inicial. Afortunadamente, el controlador MPC puede convivir con el error de predicción usando su compensación feedback y corrigiendo los

caudales necesarios en cada periodo de ejecución. Existen múltiples referencias sobre la robustez y garantías necesarias para la estabilidad de un controlador MPC, (Camacho & Bordons, 2007), (Qi & Fisher, 1994). El hecho de utilizar un 25% más de ganancia que el valor teórico necesario garantiza que los movimientos reales del controlador MPC serán del orden del 25% menores que los necesarios en cada ejecución, esto añade estabilidad al controlador a costa de aumentar el tiempo necesario para alcanzar estacionario ya que se requieren más ejecuciones. En este caso particular, se puede asumir perfectamente tardar unos minutos adicionales en alcanzar estacionario ya que el tiempo requerido para llenar el tanque es normalmente de dos o tres días.

Respecto a la parte dinámica de los modelos de calidad se usa la misma dinámica de los modelos de caudal ya que se asume que la mezcla de calidades en la línea no tiene dinámicas adicionales y se produce de forma casi instantánea.

Es conveniente resaltar que este nuevo esquema de control hay dos bloques que calculan los caudales de cada componente. Por un lado el bloque LP+bias calcula los caudales objetivo para cumplir con la especificación final del tanque, y por otro, el controlador MPC1 calcula los caudales requeridos para cumplir con la especificación de la línea. Es necesaria una modificación adicional para garantizar la convergencia entre los dos cálculos, la forma ideada en este trabajo es imponer al controlador MPC1 los objetivos de caudal calculados por el LP+bias como variables controladas adicionales pero con una prioridad inferior a la de las propiedades de la línea, es decir, definiendo un equal concern mayor para estas variables.

		Propiedades línea				Objetivos de Caudal					
		CVn+1	CVn+2	..	CVn+p	CV1'	CV2'	CV3'	CV4'	..	CVm'
SPs caudal	MV1	?	?		?	x					
	MV2	?	?		?	x	x		x		
	MV3	?	?		?	x		x			
	MV4	?	?		?	x					
	..	?	?		?						
	MVm	?	?		?	x	x				

Tabla 5-9 Controlador MPC: Sumario de variables aumentado

Los modelos necesarios para relacionar los SPs de caudal y los objetivos de caudal tienen ganancia unitaria y no tienen dinámica adicional. Por tanto, el nuevo controlador MPC1 se encargará prioritariamente de controlar las propiedades de la línea respetando los objetivos de caudal marcados por el bloque LP+bias, si hubiera inconsistencias o incompatibilidades entre ambos objetivos el MPC1 siempre dará prioridad a la consecución de las propiedades.

A modo de resumen la Tabla 5-10 recoge todos los cambios aplicados en esta nueva estrategia de control.

Bloque	Cambios
LP+Bias	<ul style="list-style-type: none"> • Convertir SPs de caudal a SPs de calidad en línea • No se envían SPs de caudal como tal, se mantienen como objetivos
MPC1 propiedades línea	<ul style="list-style-type: none"> • Nuevas CVs de calidad para la línea • Cálculo consistente de ganancias al principio del blending • Disminución prioridad objetivos de caudal

Tabla 5-10 Sumario de Cambios en la nueva estrategia de control.

5.4 Caso estudio control calidades en línea

En este caso de estudio se incorporan las mismas perturbaciones que el caso anterior pero se resuelve el problema controlando la calidad de las propiedades de la línea como se ha descrito anteriormente.

Se ha considerado un horizonte de especificación $h=1$. En la tabla siguiente se muestran los parámetros de esta simulación.

Datos Específicos Simulación		
PARAMETRO	DESCRIPCION	VALOR
h	Horizonte de especificación	1
dvcaudal.caudalm	Valor medio de perturbación caudal	90 (m ³ /h)
dvcaudal.ts	Intervalo de simulación donde aplica	50
dvtanque.pvr	Valor medio perturbación en tanque	2 (p.s.i.)
dvtanque.ts	Intervalo de simulación donde aplica	250
dvprop.error	Valor medio error en propiedad de componente	2 (p.s.i.)
dvprop.ts	Intervalo de simulación donde aplica	150
calculolinea	Switch de control de propiedades en línea	ON

Tabla 5-11. Parámetros específicos de la simulación del caso DV total con control de línea

La Figura 5-19 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. .

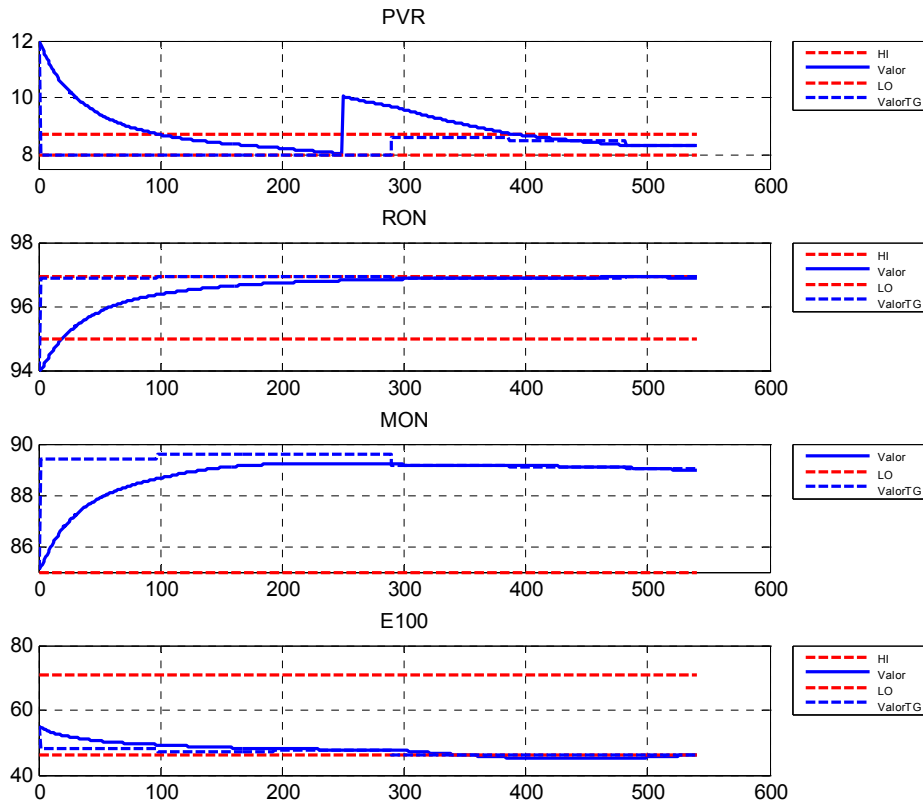


Figura 5-19 Evolución propiedades en tanque Caso DV total con control en línea

La clave y diferencia fundamental con respecto al caso anterior sin control de la línea, ver Figura 5-14 , se puede entender en los resultados conseguidos respecto a las propiedades requeridas para la línea. La Figura 5-20 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.

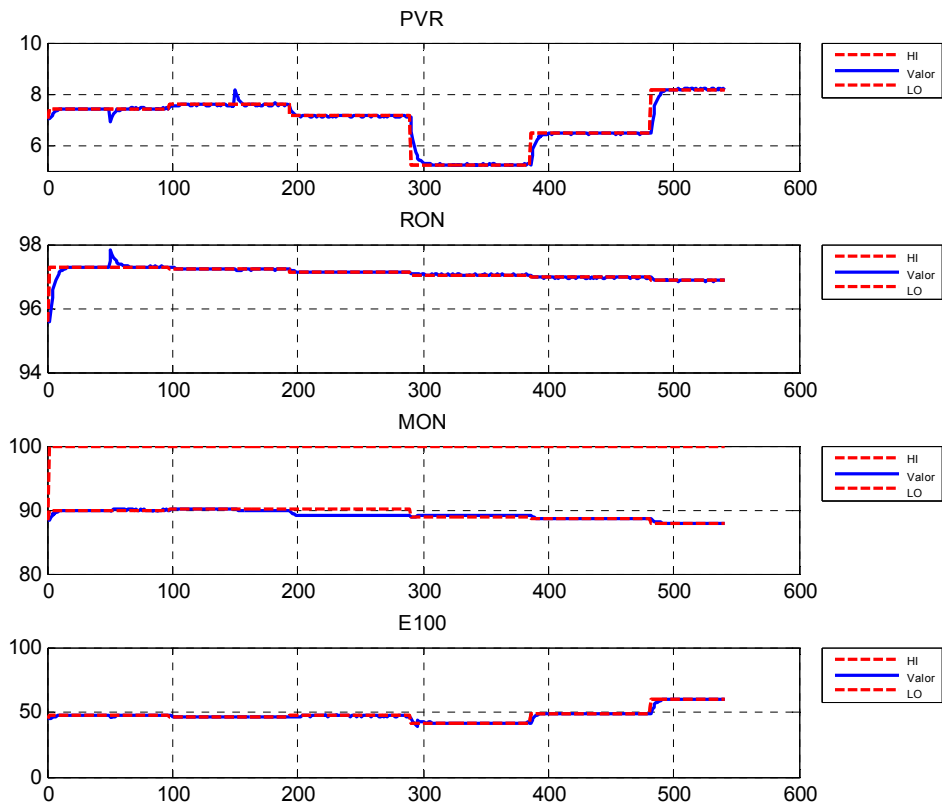


Figura 5-20 Evolución propiedades en línea Caso DV total con control en línea

La aportación del feedback de propiedades de la línea ha sido clave para poder controlar las mismas. El controlador MPC puede convivir con un error de modelado siempre que el feedback esté disponible.

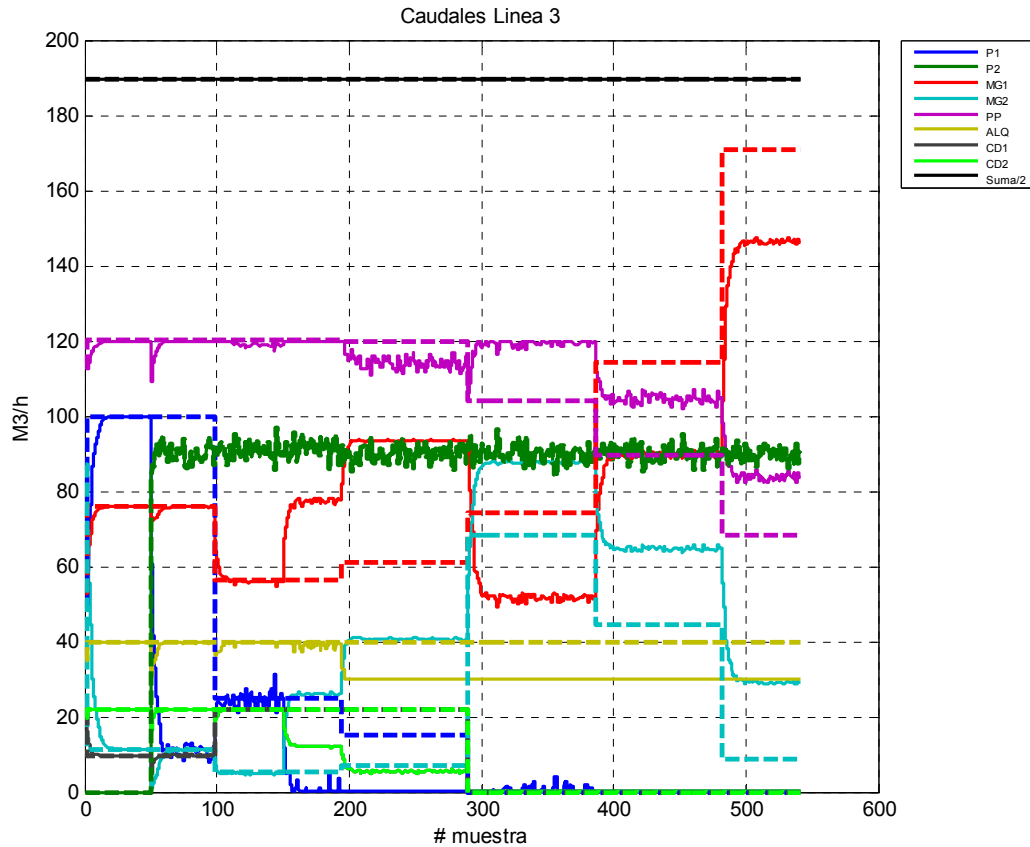


Figura 5-21 Evolución caudales en línea Caso DV total con control en línea

Como consecuencia del error de modelado, los caudales reales no son los que el optimizador preveía como objetivos, son, los que sean necesarios para obtener las propiedades demandadas para la línea. Esto se aprecia en la Figura 5-21 donde se observa que la línea de trazos difiere de la continua a partir del intervalo #150 que es donde se da el error de modelado en la propiedad.

Se puede concluir que con esta modificación, el conjunto optimizador más controladores MPC, puede convivir con todas las perturbaciones habituales presentes en un caso industrial garantizando la consecución de objetivos de calidad para la línea, y consecuentemente para el acumulado en el tanque. Este es el sistema básico que se ha implementado industrialmente dando resultados muy satisfactorios.

5.5 Aspectos prácticos de una implementación industrial

La implementación industrial del algoritmo de optimización requiere de servidumbre adicional encaminada a dar robustez a la aplicación. El algoritmo básico que forma parte del núcleo del optimizador es el descrito en la sección anterior, pero es necesario realizar una serie de comprobaciones adicionales y mantener las buenas prácticas necesarias en cualquier aplicación de Optimización y Control en tiempo real. En este apartado se hace una descripción meramente funcional, el detalle técnico queda fuera del alcance de esta tesis. La Figura 5-22 muestra el esquema funcional. Se han representado cuatro tipos de bloques con un color diferente asociado al tipo de función.

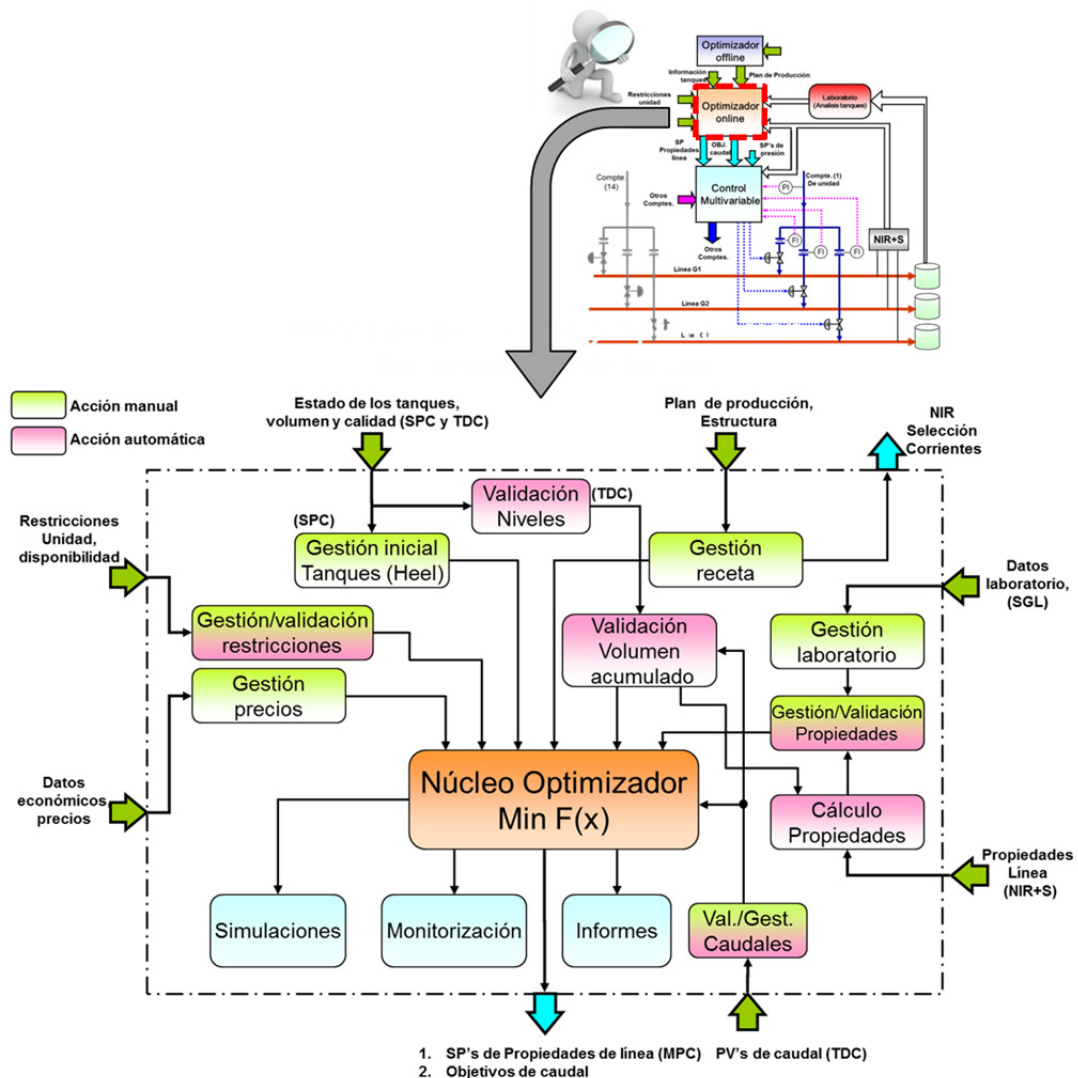


Figura 5-22 Funcionalidad de la Implementación industrial del Optimizador

La parte de interface (azul) se ejecuta en tres módulos diferentes: **Simulaciones**, módulo dedicado a predecir la evolución de las variables principales y presentarla al operador,

también sirve para ejecutar casos “What if”. **Monitorización** aporta la funcionalidad de supervisar y monitorizar el estado actual del proceso de mezclas. **Informes** sirve para generar bajo demanda los informes previamente configurados.

El **Núcleo del Optimizador** (naranja) es la parte de resolución matemática del algoritmo de optimización. Todos los datos que use tienen que estar previamente procesados, bien sea de forma manual (verde) o automática (magenta).

El módulo de **Gestión de precios** (verde), sirve para validar la actualización de los precios de los componentes, es necesario para la función de coste del optimizador.

Gestión/validación restricciones (verde y magenta) sirve para gestionar los equipos disponibles o en mantenimiento, y validar los equipos físicos contra sus límites operativos para determinar si están disponibles o no.

Gestión Inicial Tanques (verde) se usa para recuperar los datos del sistema de inventarios y validar la composición y volumen inicial de los tanques usados al comenzar el proceso de blending.

Gestión Receta (verde) convierte los datos provenientes del escalón jerárquico superior con respecto a la planificación de la refinería a medio plazo.

Validación niveles y caudales (magenta), se usa para validar el nivel de los tanques calculado en función de la acumulación de masa medida por los instrumentos de caudal. Se alarma al operador si se detectan diferencias importantes ya que puede significar errores de medición en los niveles o en los caudales. En cualquiera de los casos el proceso de blending automático requerirá intervención manual del operador para tomar decisiones de cómo continuar.

Calculo y Validación de Propiedades (verde y magenta). Determina las propiedades de las líneas de blending en función de los analizadores en línea, también calcula el acumulado en el tanque y lo compara (valida) con los datos de laboratorio disponibles para su contraste estadístico.

Gestión Laboratorio (verde) hace de interface con la base de datos de laboratorio para obtener los resultados de calidad de las muestras tomadas en el tanque o en las líneas.

6 Conclusiones y futuras líneas de trabajo

A continuación se enumeran las aportaciones y conclusiones más relevantes ordenadas por capítulo.

Capítulo 2:

- Se han presentado las ventajas e inconvenientes de los dos tipos de formular un *blending*. Con particular énfasis en el *blending* de tipo *rundown* por su potencial económico.
- Se han mostrado los requisitos para los sistemas de control usados en el proceso de mezclas.
- Se ha descrito la jerarquía habitual en un Sistema de Optimización y Control de mezclas.

Capítulo 3:

- Se han desarrollado modelos simples para la simulación de presiones, caudales y niveles en procesos de mezclas que han sido capaces de evidenciar los problemas y los retos de estos casos.
- Se ha desarrollado un simulador para un proceso de mezclas concreto, con dos componentes y tres líneas. Este simulador se ha utilizado para analizar y probar el proceso hidráulico mecánico.
- Se han seleccionado las funciones no lineales para el cálculo de propiedades de gasolinas comerciales.
- Repaso a la identificación de modelos dinámicos multivariables especialmente utilizados en controladores predictivos.

Capítulo 4:

- Repaso a la formulación de control predictivo multivariable.

- Se han incorporado al simulador del proceso de mezclas desarrollado en el capítulo 3 dos tipos de controladores: Control descentralizado, Control Predictivo. Este último preparado para seguimiento de consignas o para control dentro de rangos.
- Se ha realizado un estudio comparativo de estos tres controladores sobre el ejemplo poniendo énfasis en los resultados económicos.

Capítulo 5:

- Se ha formulado el problema de Optimización del proceso de mezclas usando los métodos tradicionales de Programación Lineal+ bias.
- Se ha simulado el sistema de mezclas completo y se han evidenciado los problemas prácticos del método anterior en proceso de tipo rundown.
- Se ha propuesto un método alternativo basado en el control en cascada de dos controladores MPC bajo el optimizador LP+bias.
- Se ha demostrado que el problema se puede resolver mediante la técnica planteada, el sistema de optimización y control está funcionando industrialmente sin incidentes significativos.

Una de las claves del éxito de la aplicación ha sido la relativa sencillez de las técnicas implicadas, MPC y LP+bias, muy conocidas y experimentadas en el mundo industrial. No obstante, desde un punto de vista teórico sería conveniente estudiar la posibilidad de sustituir estas técnicas sencillas por otras más complejas pero de mayor potencial. En particular 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 pero haciendo uso del control de la calidad en la línea, es decir realimentando al optimizador global con la calidad medida en la línea.
- Recalcular las ganancias del MPC de calidad de línea con algún método robusto. Actualmente se usa la estrategia más conservadora de usar la máxima ganancia observada, de esta forma se garantiza estabilidad pero se sacrifica el comportamiento dinámico ya que podría ser más ajustado.
- Estudiar y demostrar analíticamente la estabilidad del lazo cerrado incluyendo la imposición de objetivos, *targets*, de caudal en la función objetivo.

- Construir un mejor observador de los errores de propiedades. Se podría usar un observador tipo filtro de Kalman, para poder mejorar la calidad de la solución del optimizador.
- Calcular los movimientos del optimizador para todo el lote. Es decir, calcular los movimientos que se van a realizar en el instante actual de ejecución postulando los movimientos que se realizaran en todas las ejecuciones del optimizador hasta que se finalice el blending. Esto añadiría grados de libertad que se podrían usar para calcular una estrategia de movimientos más optimizada desde el punto de vista económico.

Bibliografía

- 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.
- Avriel, M. (1976). *Nonlinear Programming: Analysis and Methods*. New Jersey: Prentice-Hall.
- Baird, C. T. (1989). *Guide to Petroleum Blending*. Austin, Texas: HPI Consultants, Inc.
- Blevings, T. L. (2012). PID Advances in Industrial Control. *IFAC Conference on Advances in PID Control, PID12*. Brescia (Italy).
- Borden, G., & Friedmann, P. G. (1998). *Control Valves: Practical Guides for Measurement and Control*. International Society of Automation.
- Bristol, E. (1966). On a New Measure of Interaction for Multivariable Process Control. *IEEE Transactions on Automatic Control*, AC11, 133.
- 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.
- Clarke, D. W., Mohtadi, C., & Tuffs, P. S. (1987). Generalized Predictive Control - Part I. The Basic Algorithm. *Automatica*, 23, 137-148.
- Cutler, C. R., & Ramaker, B. (1980). Dynamic Matrix Control- A computer control algorithm. *Proceedings of the 1980 Joint Automatic Control Conference* (págs. 5-13). San Francisco: American Automatic Control Council .
- Dantzig, G. (1963). *Linear Programming and Extensions*. Princeton University Press.

- Darby, M., Harmse, M., & Nikolaou, M. (2012). MPC: Current practice and challenges. *Control Engineering Practice*, 328-342.
- 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. *Hidrocarbon Processing*, 71-76.
- Duro, N. (2001). *Contribuciones al modelado y control de columnas de destilación. Tesis Doctoral*. UNED.
- Edgar, T., & D.M., H. (1988). *Optimization of Chemical Processes*. New York: McGraw-Hill.
- 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.
- Gonzalez-Martin, R., & Morilla, F. (2019). Optimización y Control de un Proceso de Mezclas Rundown para la Fabricación de Gasolinas. *RIAI*, aceptado.
- Hagg, L., & JoHan, S. (2017). *The Engineers Guide To Tank Gauging*. Emerson Process Management.
- 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.
- Luenberger, D. (1984). *Linear and Nonlinear Programming 2nd ed*. Addison-Wesley.
- Marlin, T. E. (2000). *Process Control, Designing Processes and Control System for Dynamic Performance 2nd ed*. New York: McGraw-Hill.
- McAvoy, T. (1983). *Interaction Analysis Theory and Application*. Research Triangle Park: Instrument Society of America.
- McDonald, J., L.M., G., M.P., M., & Roe, D. (1992). Gasoline Blending using NIR spectorscopy and LP optimization. *NRPA Computer Conference*.
- Minh, V., & N., A. (2005). Robustness of Model Predictive Control for Ill Conditioned Distillation Process. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 311-316.
- Morilla, F. (2000). *Curso de Doctorado: Control Multivariable*. Dpto. Informática y Automática UNED.
- 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.
- Richalet, J. (1993). Industrial applications of model based predictive control. *Automatica*, 29, 1251-1274.
- 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.
- Short, M. (November 2016). Move Suppression Calculations for Well-conditioned MPC. *ISA Transactions*.
- 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.
- Skogestad, S., & Postlethwaite, I. (1996). *Multivariable Feedback Control, Analysis and Design*. John Wiley & Sons.
- Sullivan, T. (Mayo de 1990). Refinery-wide blend control and optimization. *Hydrocarbon Processing*, 93-96.
- Todd, M. (2002). The many facets of linear programming. *Mathematical Programming*, 417-436.
- 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.
- Wellstead, P. E., Prager, D., & Zanker, P. (1979). Pole assignment self-tuning regulator. *Proceeding of the Institution of Electrical*, 126(8), 781-787.
- Xiaoqiang Z., G. R. (2005). Blending Scheduling under Uncertainty Based on Particle Swarm Optimization Algorithm. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 535-541.

- Zang, Y., Monder, D., & Forbes, J. (2002). Real-time optimization under parametric uncertainty: a probability constrained approach. *Journal of Process Control*, 373-389.
- Zuehlke, D. (Abril de 2010). SmartFactory - Towards a factory-of-things. *Annual Reviews in Control*.

Apendices

A. Código Matlab para cálculo de índices de mezcla

```

function [xb]=blend(x);
%blend Calculates xb sample blended from samples x
% function [xb]=blend(x);
% parms:
%     x: samples vector (sample type)
% results:
%     xb : blended sample

global nullsample

xb=nullsample;

%calculate total volume
vt=sum([x.volumen]);
ft=sum([x.caudal]);
xb.volumen= vt;
xb.caudal=ft;
if vt==0
    vt=1 ; %para hacer que todas las propiedades se queden como estan
end

%calculate nonlinear properties
pvrbi=pvr2bi([x.pvr]);
ronbi=ron2bi([x.ron]);
monbi=mon2bi([x.mon]);

pvrbi= ([x.volumen]*pvrbi)/vt;
ronbi= ([x.volumen]*ronbi)/vt;
monbi= ([x.volumen]*monbi)/vt;

xb.pvr= bi2pvr(pvrbi);
xb.ron= bi2ron(ronbi);
xb.mon= bi2mon(monbi);

%calculate volumen weighted properties

xb.precio= ([x.volumen]*[x.precio])/vt;
xb.dens= ([x.volumen]*[x.dens])/vt;
xb.aromaticos= ([x.volumen]*[x.aromaticos])/vt;
xb.benceno= ([x.volumen]*[x.benceno])/vt;
xb.olefinas= ([x.volumen]*[x.olefinas])/vt;
xb.oxigeno= ([x.volumen]*[x.oxigeno])/vt;
xb.mtbe= ([x.volumen]*[x.mtbe])/vt;
xb.otros= ([x.volumen]*[x.otros])/vt;
xb.e70= ([x.volumen]*[x.e70])/vt;
xb.e100= ([x.volumen]*[x.e100])/vt;
xb.e150= ([x.volumen]*[x.e150])/vt;
xb.e180= ([x.volumen]*[x.e180])/vt;
xb.rm2= (xb.ron+xb.mon)/2;
xb.vli= ([x.volumen]*[x.vli])/vt;

% calculate mass weighted properties
if xb.dens==0
    xb.azufre=0;
else
    xb.azufre= (([x.volumen].*[x.dens])*[x.azufre])/(vt*xb.dens);
end

xb.tipo='blend';

```

```

function [bi]=pvr2bi(pvr);
%pvr2bi Calculates VRP blending index using Chevron method
% function [bi]=pvr2bi(pvr);
% parms:
%   pvr : RVP column vector(psi)
% results:
%   bi  : blending index

    if min(size(pvr)) ~= 1
        error ('RVP is not a vector')
    end
    n= length(pvr);
    bi = ones(size(pvr));
    for i=1:n
        bi(i)= pvr(i)^1.25;
    end %for

function [pvr]=bi2pvr(bi);
%bi2pvr Calculates VRP from blending index using Chevron method
% function [pvr]=bi2pvr(bi);
% parms:
%   bi  : blending index vector
% results:
%   pvr : RVP  vector(psi)

    if min(size(bi)) ~= 1
        error ('bi is not a vector')
    end
    n= length(bi);
    pvr = ones(size(bi));

    for i=1:n
        pvr(i)= bi(i)^0.8;
    end %for

function [bi]=ron2bi(ron);
%ron2bi Calculates RON blending index using KBC method
% function [bi]=ron2bi(ron);
% parms:
%   ron : RON column vector
% results:
%   bi  : blending index

    if min(size(ron)) ~= 1
        error ('ron parameter is not a vector')
    end
    n= length(ron);
    bi = ones(size(ron));
    for i=1:n
        if ron(i)==0
            bi(i)=0;
        elseif ron(i)>85
            bi(i)= exp(0.0135* ron(i)+3.422042);
        elseif ron(i)<=85
            bi(i) = ron(i)+11.5;
        else
            bi(i)= 0;
        end %if
    end %for

function [ron]=bi2ron(bi);
%bi2ron Calculates RON from blending index using KBC method
% function [ron]=bi2ron(bi);
% parms:
%   bi  : blending vector
% results:
%   ron : RON vector

    if min(size(bi)) ~= 1
        error ('bi is not a vector')
    end
    n= length(bi);
    ron = ones(size(bi));

    i=find(bi>96.5);
    ron(i)=(log(bi(i))-3.422042)./0.0135;

```

```

i=find(bi<=96.5);
ron(i)=bi(i)-11.5;

i=find(bi==0);
ron(i)=ron(i)*0;

function [bi]=mon2bi(mon);
%mon2bi Calculates mon blending index using KBC method
% function [bi]=mon2bi(mon);
% parms:
%     mon : mon column vector
% results:
%     bi  : blending index

if min(size(mon)) ~= 1
    error ('mon parameter is not a vector')
end
n= length(mon);
bi = ones(size(mon));
for i=1:n
    if mon(i)==0
        bi(i)=0;
    elseif mon(i)>71
        bi(i)= exp(0.0167* mon(i)+3.357594);
    elseif mon(i)<=71
        bi(i) = mon(i)+23;
    else
        bi(i)= 0;
    end %if
end %for

function [mon]=bi2mon(bi);
%bipvr Calculates MON from blending index using KBC method
% function [mon]=bi2mon(bi);
% parms:
%     bi  : blending vector
% results:
%     mon : MON vector

if min(size(bi)) ~= 1
    error ('bi is not a vector')
end
n= length(bi);
mon = ones(size(bi));

i=find(bi>94);
mon(i)=(log(bi(i))-3.357594)./0.0167;

i=find(bi<=94);
mon(i)=bi(i)-23;

i=find(bi==0);
mon(i)=mon(i)*0;

```


B. Simulación proceso hidráulico: Valores iniciales

```

cvlin=[
-10  -10
   0   0
  10  10
  20  20
  30  30
  40  40
  50  50
  60  60
  70  70
  80  80
  90  90
 100 100
 120 120];
% esta es la original para fcpc
%fv=struct('d',0.75,'cvchar',cvlin,'to', 1, 'tp', 5, 'cv', 5, 'roc', 100, 'fini', 0,
'opini',50);
fv=struct('d',0.75,'cvchar',cvlin,'to', 1, 'tp', 50, 'cv', 5, 'roc', 100, 'fini', 0,
'opini',50);
fv11=fv;
fv12=fv;
fv21=fv;
fv22=fv;
fv31=fv;
fv32=fv;
fv11.fini=12;
fv12.fini=4;
fv21.fini=5;
fv22.fini=11;
fv31.fini=6.74;
fv32.fini=5.54;

fv11.opini=81;
fv12.opini=27.2;
fv21.opini=33.2;
fv22.opini=75;
fv31.opini=44.3;
fv32.opini=37;

linea=fv;
linea.cv=20;
tk=struct('area',640,'hmax',13000,'hini', 100, 'd', 0.8);
tk1=tk;tk2=tk;tk3=tk;
tk3.hini=0;
pchar1= [
   0 13
   1 13
  22 10
  30 1
];
pcharplana= [
   0 13
   1 13
  22 12.5
  30 1
];
pchar2= [
   0 12
   1 12
  20 10
  30 1
];
%original para fcpc
%pump=struct('pchar',pchar1,'to', 1, 'tp', 10, 'pini', 10);
pump=struct('pchar',pchar1,'to', 1, 'tp', 30, 'pini', 10);
p1=pump;p2=pump;
p1.pchar=pcharplana;
p2.pchar=pchar2;
p2.pini=9.5;

%
%configuration parameters for dmc blending

```

```

%
% #cv's (n) = 6
% #mv's (m) = 6
%
% cv's : [FC11.PV FC12.PV FC21.PV FC22.PV PC1.PV PC2.PV]'
% mv's : [FC11.OP FC12.OP FC21.OP FC22.OP FI31.OP FI32.OP]'
%
disp('Loading blending configuration data...')

imax= 18000;
ncv=6;
nmv=6;
ndv=0;
cvini=[fv11.fini fv12.fini fv21.fini fv22.fini 10 9.5]';
mvini=[fv11.opini fv12.opini fv21.opini fv22.opini fv31.opini fv32.opini]';
dvini=[11];
hc=1;
hp=90;
msf=[5 5 5 5 5]; % move suppression factors
ncoef= 60;

g11=[ 5.653175e-003 1.645395e-002 2.841453e-002 3.952376e-002 4.915097e-002 5.724469e-002
6.394490e-002 6.943445e-002 7.388918e-002 7.746734e-002 8.031047e-002 8.254582e-002
8.428731e-002 8.563574e-002 8.667879e-002 8.749123e-002 8.813529e-002 8.866126e-002
8.910863e-002 8.950735e-002 8.987903e-002 9.023832e-002 9.059425e-002 9.095154e-002
9.131164e-002 9.167372e-002 9.203558e-002 9.239420e-002 9.274633e-002 9.308880e-002
9.341882e-002 9.373411e-002 9.403292e-002 9.431409e-002 9.457698e-002 9.482138e-002
9.504750e-002 9.525583e-002 9.544707e-002 9.562207e-002 9.578175e-002 9.592708e-002
9.605900e-002 9.617842e-002 9.628618e-002 9.638304e-002 9.646969e-002 9.654674e-002
9.661471e-002 9.667407e-002 9.672517e-002 9.676833e-002 9.680380e-002 9.683176e-002
9.685237e-002 9.686573e-002 9.687191e-002 9.687095e-002 9.686287e-002 9.684769e-002]';
g12=[ -6.254106e-006 -3.555890e-005 -1.033230e-004 -2.134248e-004 -3.625035e-004 -5.435600e-004
-7.477998e-004 -9.669038e-004 -1.194012e-003 -1.423537e-003 -1.650846e-003 -1.872155e-003 -
2.084705e-003 -2.286349e-003 -2.475466e-003 -2.650938e-003 -2.812215e-003 -2.959108e-003 -
3.091805e-003 -3.210792e-003 -3.316811e-003 -3.410818e-003 -3.493861e-003 -3.567076e-003 -
3.631612e-003 -3.688640e-003 -3.739288e-003 -3.784591e-003 -3.825492e-003 -3.862820e-003 -
3.897280e-003 -3.929450e-003 -3.959794e-003 -3.988663e-003 -4.016311e-003 -4.042915e-003 -
4.068583e-003 -4.093371e-003 -4.117291e-003 -4.140331e-003 -4.162459e-003 -4.183632e-003 -
4.203802e-003 -4.222922e-003 -4.240948e-003 -4.257839e-003 -4.273565e-003 -4.288099e-003 -
4.301422e-003 -4.313522e-003 -4.324391e-003 -4.334024e-003 -4.342421e-003 -4.349583e-003 -
4.35512e-003 -4.360209e-003 -4.363678e-003 -4.365920e-003 -4.366937e-003 -4.366728e-003]';
g13=[ 1.175392e-005 -5.149788e-005 -3.110003e-004 -8.677741e-004 -1.784527e-003 -3.083910e-003
-4.754727e-003 -6.759698e-003 -9.044255e-003 -1.154420e-002 -1.419131e-002 -1.691819e-002 -
1.966257e-002 -2.236920e-002 -2.499110e-002 -2.749047e-002 -2.983860e-002 -3.201550e-002 -
3.400913e-002 -3.581449e-002 -3.743252e-002 -3.886896e-002 -4.013315e-002 -4.123712e-002 -
4.219453e-002 -4.301995e-002 -4.372807e-002 -4.433325e-002 -4.484908e-002 -4.528814e-002 -
4.566182e-002 -4.598027e-002 -4.625236e-002 -4.648573e-002 -4.668687e-002 -4.686124e-002 -
4.701336e-002 -4.714696e-002 -4.726506e-002 -4.737010e-002 -4.746404e-002 -4.754842e-002 -
4.762447e-002 -4.769315e-002 -4.775522e-002 -4.781127e-002 -4.786176e-002 -4.790706e-002 -
4.794745e-002 -4.798315e-002 -4.801435e-002 -4.804117e-002 -4.806374e-002 -4.808212e-002 -
4.809639e-002 -4.810658e-002 -4.811272e-002 -4.811484e-002 -4.811295e-002 -4.810703e-002]';
g14=[ -1.383739e-007 -3.102760e-007 -9.083593e-008 1.262989e-006 4.422061e-006 9.534708e-006
1.763913e-005 2.953504e-005 4.579382e-005 6.663074e-005 9.211754e-005 1.220366e-004
1.560713e-004 1.936499e-004 2.340352e-004 2.764407e-004 3.200932e-004 3.642195e-004
4.081318e-004 4.512135e-004 4.929190e-004 5.327999e-004 5.704972e-004 6.057599e-004
6.384257e-004 6.684230e-004 6.957545e-004 7.204829e-004 7.427176e-004 7.626076e-004
7.803244e-004 7.960542e-004 8.099933e-004 8.223351e-004 8.332634e-004 8.429496e-004
8.515510e-004 8.592071e-004 8.660406e-004 8.721577e-004 8.776484e-004 8.825887e-004
8.870426e-004 8.910622e-004 8.946907e-004 8.979631e-004 9.009072e-004 9.035457e-004
9.058965e-004 9.079737e-004 9.097884e-004 9.113491e-004 9.126623e-004 9.137330e-004
9.145647e-004 9.151598e-004 9.155200e-004 9.156463e-004 9.155391e-004 9.151985e-004]';
g15=[ 1.245146e-005 -4.482035e-005 -2.949127e-004 -8.451557e-004 -1.761915e-003 -3.069627e-003
-4.758833e-003 -6.792796e-003 -9.116761e-003 -1.166525e-002 -1.436899e-002 -1.715945e-002 -
1.997252e-002 -2.275080e-002 -2.544544e-002 -2.801682e-002 -3.043468e-002 -3.267769e-002 -
3.473277e-002 -3.659402e-002 -3.826169e-002 -3.974112e-002 -4.104158e-002 -4.217519e-002 -
4.315595e-002 -4.399884e-002 -4.471915e-002 -4.533188e-002 -4.585128e-002 -4.629061e-002 -
4.666191e-002 -4.697593e-002 -4.724205e-002 -4.746838e-002 -4.766180e-002 -4.782808e-002 -
4.797201e-002 -4.809748e-002 -4.820768e-002 -4.830516e-002 -4.839193e-002 -4.846959e-002 -
4.853941e-002 -4.860234e-002 -4.865915e-002 -4.871042e-002 -4.875660e-002 -4.879805e-002 -
4.883504e-002 -4.886778e-002 -4.889642e-002 -4.892111e-002 -4.894193e-002 -4.895895e-002 -
4.897224e-002 -4.898184e-002 -4.898776e-002 -4.899003e-002 -4.898865e-002 -4.898362e-002]';
g16=[ -1.976681e-007 -5.393389e-007 -6.456526e-007 2.666961e-007 3.208939e-006 8.857377e-006
1.795569e-005 3.119115e-005 4.910271e-005 7.191458e-005 9.968061e-005 1.323519e-004
1.694136e-004 2.101294e-004 2.537327e-004 2.994033e-004 3.463342e-004 3.937590e-004
4.409623e-004 4.872918e-004 5.321502e-004 5.750275e-004 6.155334e-004 6.533913e-004
6.884210e-004 7.205531e-004 7.498116e-004 7.762960e-004 8.001391e-004 8.215066e-004
8.405870e-004 8.575824e-004 8.726963e-004 8.861257e-004 8.980578e-004 9.086702e-004

```

```
%Ass(3,2)=0;Ass(3,6)=0;
%Ass(4,1)=0;Ass(4,5)=0;
%Ass(5,2)=0;Ass(5,4)=0;Ass(5,6)=0;
%Ass(6,1)=0;Ass(6,3)=0;Ass(6,5)=0;
g14=zeros(ncoef,1);g16=zeros(ncoef,1);
g23=zeros(ncoef,1);g25=zeros(ncoef,1);
g32=zeros(ncoef,1);g36=zeros(ncoef,1);
g41=zeros(ncoef,1);g45=zeros(ncoef,1);
g52=zeros(ncoef,1);g54=zeros(ncoef,1);g56=zeros(ncoef,1);
g61=zeros(ncoef,1);g63=zeros(ncoef,1);g65=zeros(ncoef,1);

coef=[g11 g12 g13 g14 g15 g16;
      g21 g22 g23 g24 g25 g26;
      g31 g32 g33 g34 g35 g36;
      g41 g42 g43 g44 g45 g46;
      g51 g52 g53 g54 g55 g56;
      g61 g62 g63 g64 g65 g66];

coefss=[g11(60) g12(60) g13(60) g14(60) g15(60) g16(60);
        g21(60) g22(60) g23(60) g24(60) g25(60) g26(60);
        g31(60) g32(60) g33(60) g34(60) g35(60) g36(60);
        g41(60) g42(60) g43(60) g44(60) g45(60) g46(60);
        g51(60) g52(60) g53(60) g54(60) g55(60) g56(60);
        g61(60) g62(60) g63(60) g64(60) g65(60) g66(60)]
rgaK=rga(coefss)
[u_k s_k v_k]=svd(coefss)
cn_k=cond(coefss)

disp('Blending configuration data loaded!')
```

C. Ejemplo de configuración del Optimizador en Matlab

```

% Fichero de configuracion para optimizacion de blending
%
% Sintaxis:
%
% Parametros de entrada:
%
% Parametros de salida:
%
% Invocado por : blendsim.m
%
% Ejemplos:
%
% Ver tambien:

% Autor   : Rafael Gonzalez-Martin
% Historia: 14-Jul-2003 version inicial
%         02-May-2017 version final

%descripcion del caso, ejemplo del caso inicial h=1
%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Valores iniciales de la receta
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%          1    2    3    4    5    6    7    8    9    10   11   12   13   14
caudalini=[0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0;
            0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0;
            50   0    53   87   0    0    113  0    35   0    0    21   20   0];

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Valores restricciones de caudal
%
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%          P1    P2    MG1    MG2    ByMG    PLH    PP    ETBE    ALQ    C4    FD1    CD1    CD2    FD2
mvLO(1,:)=[0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0];
mvHI(1,:)=[0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0];
mvLO(2,:)=[0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0];
mvHI(2,:)=[0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0];
mvLO(3,:)=[0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0    0];
mvHI(3,:)=[100  0    500  500  0    0    500  0    500  0    0    500  500  0];

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% disponibilidad del componente n
% nota : estos valores se tienen que leer online
%       los valores de este fichero son de referencia
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%          P1    P2    MG1    MG2    ByMG    PLH    PP    ETBE    ALQ    C4    FD1    CD1    CD2    FD2
compLO=[0    0    0    0    0    0    0    0    30    0    0    0    0    0];
compHI=[200  200  200  160  0    0    120  0    40    0    0    22  22  0];

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Valores iniciales de los tanques
% dejar asignado nullsample si la linea esta fuera de servicio
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

tkini(1)= nullsample; % tanque de la linea 1
tkini(2)= nullsample; % tanque de la linea 2
tkini(3)= nullsample; % tanque de la linea 3

```



```

% inicia tank heel Y-TK-302
% para la linea 3
tkini(3).volumen=1165;
tkini(3).tipo = 'linea';
tkini(3).dens=0.7457;
tkini(3).azufre=147;
tkini(3).aromaticos=32.86;
tkini(3).benceno=0.83;
tkini(3).olefinas=17.8;
tkini(3).oxigeno=0;
tkini(3).mtbe=0;
tkini(3).otros=0;
tkini(3).pvr=12;
tkini(3).ron=94;
tkini(3).mon=85.1;
tkini(3).e70=23;
tkini(3).e100=55;
tkini(3).e150=93;
tkini(3).e180=0;
tkini(3).rm2=90.8;
tkini(3).vli=0;
tkini(3).precio=0;

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Define especificaciones de cada tanque
% asignar nullsample si no tiene especificacion
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

% usa GSP95V (specs(1:2)) para tanque 3

spLO(1)= specs(37);% especificacion nula LO
spHI(1)= specs(38);% especificacion nula HI
spLO(2)= specs(37);
spHI(2)= specs(38);
spLO(3)= specs(1);
spHI(3)= specs(2);
spHI(3).volumen=18196; % volumen maximo requerido para el tanque 3

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Ajustes relacionados con el comportamiento estatico
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

% define equal concern errors para las variables de calidad
ece(1,:)= [0.05 5 5 5 10 5 1 1 0.1 1 10 1 5 1 2 1 10];
ece(2,:)= [0.05 5 5 5 10 5 1 1 0.1 1 3 1 5 1 2 1 10];
ece(3,:)= [0.05 5 5 5 10 5 1 1 0.1 1 3 1 1 1 2 1 10];

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Ajustes para simular errores y perturbaciones
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

%error en caudal, adiccion de una corriente
dvcaudal.ts = 5000; %muestra donde se produce la perturbacion ref=50
dvcaudal.i=3; %linea donde se produce la perturbacion de caudal
dvcaudal.j=2; %%linea donde se produce la perturbacion de caudal
dvcaudal.caudalm=90; %caudal en m3/h de la perturbacion
dvcaudal.caudals=3; %caudal en m3/h de la perturbacion

%error en tanque,
dvtanque.ts = 2500; %muestra donde se produce la perturbacion ref=150
dvtanque.tk =3; % numero de tanque donde se produce la perturbacion
dvtanque.pvr=2; % perturbacion del tanque

%error en propiedad de linea,
dvprop.ts = 1500; %muestra donde se produce, en este caso no la tiene en cuenta el opt ref=150
dvprop.i =3; % linea donde se produce la perturbacion
dvprop.j =9; % componente donde se produce la perturbacion 9:alquilato
dvprop.error=5; % error en la propiedad

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Ajustes relacionados con el comportamiento dinamico

```

