

UNIVERSIDAD POLITECNICA DE MADRID
ESCUELA TECNICA SUPERIOR DE INGENIEROS INDUSTRIALES
CATEDRA DE PROYECTOS

**APLICACION DE UN MODELO FISICOQUIMICO RIGUROSO
OBTENIDO POR SIMULACION ESTACIONARIA Y DINAMICA
AL CONTROL MULTIVARIABLE PREDICTIVO
DE UNA DESPROPANIZADORA**

PROYECTO FIN DE CARRERA Nº 99791107



JOSE LUIS ABANADES GARCIA

OCTUBRE 1999

CÁTEDRA DE PROYECTOS		PROYECTO FIN DE CARRERA		ETS de Ing. Industriales UPM	
TÍTULO DEL PROYECTO: Aplicación de un Modelo Físicoquímico Riguroso Obtenido por Simulación Estacionaria y Dinámica al Control Multivariable Predictivo de una Despropanizadora.					
ENTIDAD PROPONENTE: Departamento de Ingeniería Química Industrial y del Medio Ambiente		Nº PROYECTO: 99791107			
TUTOR/ES ASIGNADO/S: José Ángel Gayoso Peña					
FECHA DE COMIENZO: Febrero 1999					
ALUMNO: José Luis Abánades García			Nº de MATRÍCULA: 91107		
ESPECIALIDAD E INTENSIFICACIÓN: Química					
DESCRIPCIÓN DE LOS OBJETIVOS DEL PROYECTO: Este proyecto se enmarca en el ámbito de la Simulación Estacionaria y Dinámica de Operaciones Unitarias y Procesos Químicos y del Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos (MBPC). El MBPC es en la actualidad la técnica más avanzada de Control de Procesos, especialmente adecuada para procesos dinámicamente complejos y con fuertes interacciones entre sus variables. Pero, para controlar el proceso, se requiere un modelo dinámico de éste. En la actualidad, estos modelos dinámicos se desarrollan mediante técnicas de identificación según las cuales es preciso aplicar pruebas en escalón (step-tests) al proceso real a partir de cuyos resultados se pueda elaborar el modelo dinámico. El objetivo de este proyecto es la demostración o, al menos, el estudio de la viabilidad del empleo de modelos físicoquímicos rigurosos conseguidos mediante simulación en lugar de los modelos identificados. Para ello, se propone el desarrollo de un modelo físicoquímico riguroso mediante simulación estacionaria y dinámica de la despropanizadora de la unidad de recuperación de ligeros de una refinería. El modelo anterior se empleará para desarrollar una matriz dinámica que incorporada a un MBPC comercial (DMC) permita efectuar el control de proceso en base a dicho modelo. Se planteará la viabilidad de conectar en línea el sistema de forma que la matriz dinámica pueda adaptarse a variaciones en las condiciones de alimentación a la columna.					
PROGRAMACIÓN (hitos principales): 1. Bases de diseño. 2. Desarrollo del modelo estacionario. 3. Desarrollo del modelo dinámico. 4. Programación necesaria para desarrollar la matriz dinámica de control a partir del modelo teórico. 5. Estudio de comportamiento del controlador usando el modelo matricial teórico. 6. Implementación en el controlador multivariable predictivo DMC para facilitar su conexión en línea.					
POR LA ENTIDAD PROPONENTE:			EL TUTOR:		
Nombre: José Ángel Gayoso Peña			Nombre: José Ángel Gayoso Peña		
POR LA CÁTEDRA DE PROYECTOS:			EL ALUMNO:		
Nombre:			Nombre: José Luis Abánades García		

Agradecimientos

Este texto es el resultado de todos los esfuerzos realizados en un año particularmente intenso de mi vida. Después de todas las alegrías y sinsabores que me ha deparado el desarrollo de este Proyecto Fin de Carrera, tengo la firme convicción de que todo el trabajo realizado no ha hecho más que consolidar todavía más mi interés en el área de la Simulación y el Control de Procesos Químicos.

Mi primer y más sincero agradecimiento es para mi tutor de proyecto, José Ángel Gayoso Peña, no sólo por sus consejos sino también por su permanente disposición a ayudarme. En los momentos más difíciles, él ha sabido guiarme acertadamente en la solución de mis problemas.

Hago extensivo mi agradecimiento a los profesores Miguel Ángel Ramos, Ángel Santos y Santos Galán. Siempre que he requerido su ayuda, fuese académica o no, no han dudado ni un momento en ofrecérmela.

También doy gracias al Departamento de Ingeniería Química y Medio Ambiente por los recursos informáticos puestos a disposición de los alumnos para mejorar nuestra preparación como ingenieros.

Y tampoco me quiero olvidar de mis amigos Amalia, Susana y Pablo. Con ellos he convivido durante mucho tiempo en el Laboratorio y he compartido muchas cosas tanto en los buenos ratos como en los malos que, ciertamente, han sido muy pocos. Un abrazo muy especial para los tres.

Un recuerdo también para Jesús, Regis, Esther e Isabel, a los que me une una gran amistad. Tampoco me quiero olvidar de Juan y Jorge del Laboratorio de Simulación de Materiales No Metálicos con quienes tantas veces hemos comido Pablo y yo en la cafetería. Y un saludo para:

Carmen, Aurora, Loli, Raquel Bartol, David Gómez, José Alberto, Javier Maeso, Javier Bonache, Antonio, Gema, Ines y Cata, Raul Bezares, Jorge Cano (cuantos correos nos hemos escrito), Mónica, Raul y Javier Sanz. Si me olvido de alguien, que sepa que también tiene que estar aquí.

Por último, dedico el fruto de mi esfuerzo personal a mis padres, a mis hermanas y a mis abuelos. Sin su apoyo y confianza durante este año hubiese sido imposible la consecución de este Proyecto. Contar con una ayuda y un amor tan grande ha hecho posible que los momentos difíciles se hicieran siempre mucho más llevaderos. Muchísimas gracias a todos.

Madrid, 8 de Octubre de 1999

José Luis Abánades García

ÍNDICE

ÍNDICE

Capítulo 0. RESUMEN	1 a 5
Capítulo 1. INTRODUCCIÓN	1 a 18
1.1. Objetivos e interés del Proyecto	1
1.2. Recursos informáticos utilizados	5
1.3. Planteamiento del Proyecto	9
1.4. Conclusiones	15
1.5. Extensiones futuras a partir de este Proyecto	15
Capítulo 2. BASES DE DISEÑO	1 a 45
2.1. Introducción	1
2.2. Descripción detallada del proceso	3
2.3. Planos y diagramas de proceso	8
2.3.1. Diagrama de bloques de la Refinería	P1
2.3.2. Diagrama de proceso de la Unidad de Recuperación de Ligeros	P2
2.3.3. Plano de tuberías e instrumentos de la Despropanizadora	P3
2.3.4. Plano de tuberías e instrumentos de la Despropanizadora después de implantado el controlador DMC	P4
2.4. Capacidad de la Unidad de Recuperación de Ligeros	9
2.5. Características de carga	9
2.6. Recuperación de LPG	11
2.7. Características y especificaciones de los productos	12
2.8. Balances de materia	14
2.9. Condiciones de diseño de los equipos	14
2.9.1. Desetanizadora	14
2.9.2. Despropanizadora	15
2.9.3. Absorbedor Primario	16
2.9.4. Absorbedor Secundario o Esponja	16

2.10. Listado ilustrado de la Despropanizadora	17
2.11. Factores de sobrecapacidad	18
2.12. Condiciones de límite de batería	18
2.13. Servicios auxiliares	19
2.14. Instrumentación y control	22
2.14.1. Introducción	22
2.14.2. Nomenclatura	24
2.14.3. Objetivos de control actuales y futuros	26
2.14.4. Estrategia y esquema de control básico actuales	27
2.14.5. Listado de instrumentación y control	33
2.14.6. Criterios de sintonización de los controladores	38
2.14.7. Sintonías del esquema regulatorio básico necesarias para la implementación del control MBPC	43
 Capítulo 3. SIMULACIÓN ESTACIONARIA	 1 a 41
3.1. Presentación	1
3.2. Hipótesis básicas empleadas en simulación	2
3.3. Desarrollo del modelo en régimen estacionario	6
3.4. Selección de la opción termodinámica	12
3.5. Determinación de eficacias en la columna	16
3.6. Modelo estacionario	25
3.6.1. Resultados de simulación	25
3.6.2. Conclusiones	27
3.6.3. Resultados de simulación del modelo final (<i>Report Summary</i>)	28
 Capítulo 4. SIMULACIÓN DINÁMICA	 1 a 83
4.1. Presentación	1
4.2. Esquema de control preexistente y esquema regulatorio subordinado al controlador multivariable predictivo DMC	4
4.3. Inicialización de cascadas y del controlador DMC	8

4.4. Preparativos en Aspen Plus de cara al desarrollo del modelo dinámico	10
4.5. Emulación del esquema real de control en simulación dinámica	12
4.6. Hipótesis básicas empleadas en simulación dinámica	20
4.7. Metodología seguida en la elaboración del modelo	26
4.8. Edición externa versus generación de la matriz DMC	30
4.9. Simulación de pruebas en escalón para el desarrollo fuera de línea del modelo del controlador multivariable DMC	36
4.9.1. Programación de tareas de escalón unitario	36
4.9.2. Empleo de guiones para la automatización de actividades	40
4.9.3. Código de programación editado de las tareas y guiones usados	42
4.10. Resultados y conclusiones del modelo dinámico	54

Capítulo 5. MODELO DEL CONTROLADOR MULTIVARIABLE

PREDICTIVO DMC	1 a 75
5.1. Presentación	1
5.2. El Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos	2
5.3. Terminología	6
5.4. El controlador multivariable comercial DMC	10
5.5. Modelos rigurosos frente a modelos identificados	11
5.6. Selección de variables, objetivos de control e hipótesis básicas en el desarrollo de la matriz dinámica de DMC	22
5.7. Desarrollo del modelo matricial en DMCModel	32
5.8. Modelo matricial final	39
5.9. Simulación de un plan de movimientos en las MV's & FF's y predicciones que ofrece DMCModel para ese plan	41
5.10. Resultados y conclusiones. Informe final del modelo	48
5.11. Posibilidad de funcionamiento en línea del controlador DMC con un modelo fisicoquímico riguroso	69

Capítulo 6. RESULTADOS Y CONCLUSIONES FINALES	1 a 3
Capítulo 7. BIBLIOGRAFÍA	1 a 3
Anexo 1. LA SIMULACIÓN DE PROCESOS	1 a 13
8.1. La simulación en Ingeniería de Procesos	1
8.2. La simulación estacionaria	3
8.3. La simulación dinámica	4
8.4. Avances en la simulación dinámica	7
8.5. Productos comerciales de simulación	12
Anexo 2. EL CONTROLADOR COMERCIAL DMC	1 a 24
9.1. Introducción	1
9.2. El sistema DMC	2
9.3. Terminología	7
9.4. Diseño y comisionado de un controlador DMC basado en modelos identificados	11
9.5. Parámetros de sintonización del controlador DMC	14
9.6. El controlador comercial DMC en este Proyecto	16
9.7. Ciclo de ejecución del controlador DMC	19
9.8. Criterios de implantación de un controlador comercial DMC	24
Anexo 3. LA NOMENCLATURA ISA	1 a 3

Capítulo 0

RESUMEN

Capítulo 0

RESUMEN

El presente Proyecto Fin de Carrera es un proyecto de investigación que se enmarca dentro de una línea apenas explorada en el área de la Simulación Estacionaria y Dinámica de Operaciones Unitarias y Procesos Químicos y del Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos.

El Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos, conocido como MBPC del inglés “Model Based Predictive Control”, constituye el estado del arte en el campo del Control de Procesos. Las técnicas MBPC son especialmente adecuadas para procesos con fuertes interacciones entre sus variables y con dinámicas complejas que involucren respuesta inversa, largos tiempos muertos, respuestas tipo rampa difícilmente estabilizables (típicamente, niveles) o fuertes perturbaciones.

Dentro de todas las posibilidades comerciales existentes, en este Proyecto se ha usado el controlador multivariable DMCPlus de Aspen Tech., el de mayor éxito a escala mundial, de modo que cuando se haga referencia a aspectos concretos del controlador, entonces se hablará de DMCPlus.

La característica fundamental del control MBPC reside en que es multivariable de modo que tiene en cuenta las múltiples entradas y salidas del proceso y las interacciones simultáneas que se producen entre unas y otras. Además, el control MBPC hereda de las aplicaciones del Control Avanzado algunas características reseñables: se incluye el adelanto entre sus posibilidades lo que permite anticiparse en las acciones de control cuando se producen perturbaciones medibles y tiene en cuenta restricciones al igual que el control con selectores.

El funcionamiento de estos sistemas de control exige la disponibilidad de un modelo dinámico del proceso que se quiere controlar, modelo que sea capaz de predecir el valor de las variables que se controlan en el proceso en función de entradas.

Todos los sistemas MBPC que funcionan comercialmente en la actualidad usan técnicas de identificación para la elaboración del modelo. La identificación requiere que el proceso se encuentre funcionando y analiza las entradas y salidas al mismo a lo largo de una serie de pruebas en escalón, del inglés “step-tests”. En estas pruebas, las entradas al proceso son sometidas a movimientos en escalón con objeto de registrar y analizar las respuestas en las salidas. Después de la identificación y considerando el proceso a controlar como una caja negra se elaborará el requerido modelo dinámico del proceso que usará el controlador multivariable.

Por otra parte, dentro del conjunto de herramientas para el análisis y diseño de procesos, la simulación estacionaria y dinámica juega un papel básico, sobre todo en procesos cuya complejidad hace inviable su estudio mediante métodos analíticos. Uno de los rasgos más interesantes de este tipo de herramientas es que pueden facilitar una visión más completa de las interacciones entre las distintas unidades de proceso y el sistema de control de modo que una de las áreas en las que su aplicación puede presentar un mayor potencial es la del Control de Procesos.

Teniendo presente esto y la creciente capacidad de computación y de cálculo de los ordenadores es posible imaginar la viabilidad del empleo de modelos fisicoquímicos rigurosos desarrollados mediante simulación en lugar de los comentados modelos identificados para el Control Multivariable de Procesos. Este Proyecto Fin de Carrera está orientado a este objetivo pudiéndose derivar las siguientes ventajas:

1. Mientras que la elaboración del modelo identificado requiere que el proceso se encuentre funcionando, el modelo riguroso puede desarrollarse incluso antes de que el proceso se haya puesto en marcha.

2. El espectro de validez del modelo riguroso puede ser notablemente más amplio pudiendo manejar grandes cambios en la alimentación. En el caso de la identificación, ante grandes cambios en la alimentación o en las variables de entrada al proceso, sería preciso replantearse el modelo.

De hecho, la práctica general a la hora de implementar un control MBPC basado en identificación consiste en realizar diferentes pruebas para elaborar un juego de modelos de modo que cuando cambien las condiciones de carga al proceso se le cargará al controlador un modelo distinto.

3. El modelo riguroso elaborado puede heredar los esfuerzos de modelización efectuados durante la fase de diseño para ampliar su uso a la optimización en línea siempre y cuando se enriquezca el modelo con la adecuada información económica. Sería pues una notable contribución al empleo de un modelo único para cada proceso, válido desde distintos puntos de vista para las diferentes aplicaciones que, hoy en día, hacen uso de la simulación.
4. Aunque, finalmente, se optase por la elaboración de modelos identificados en un proyecto MBPC convencional, los esfuerzos de simulación podrían servir, entre otras cosas, para optimizar la planificación de pruebas “step-tests” a realizar en planta para la posterior elaboración del modelo.

Se propone demostrar la viabilidad de esta nueva óptica del control MBPC sobre la despropanizadora, o “splitter” de propano-butanos, de la unidad de recuperación de ligeros de una refinería

Los recursos informáticos utilizados son el simulador estacionario Aspen Plus 10.0, los simuladores dinámicos Aspen Dynamics & Custom Modeler 10.0 y las herramientas DMCPlus 1.1 para el desarrollo fuera de línea del modelo del controlador multivariable DMC; todos estos paquetes informáticos son de la empresa Aspen Tech.

Se propone un acercamiento pragmático al empleo de los modelos rigurosos. Como principal premisa se ha establecido la necesidad de mantener al máximo la estructura interna del controlador multivariable DMC, aprovechando la mayoría de sus recursos. El planteamiento seguido sería, por lo tanto, el siguiente:

- Primero, se establecerían las bases de diseño del proceso a partir de la información bibliográfica recogida.
- Seguidamente, se desarrollaría el modelo estacionario y dinámico de la despropanizadora empleando las herramientas de simulación.
- Después de desarrollado el modelo riguroso por simulación para unas condiciones de entrada normales de operación, se somete al modelo a escalones unitarios en las variables de entrada al proceso para la generación de vectores de respuesta en las variables a controlar.
- Seguidamente, se configurará la información de la matriz dinámica de acuerdo con el formato de entrada que requiere el controlador DMC. Para ello, las respuestas de simulación observadas en las variables controladas son cargadas en DMCMModel, la herramienta de modelización de DMC, para generar, vía casos, una a una las filas de la matriz dinámica del controlador.
- A continuación, se simulará un plan de movimientos combinados en las variables independientes del controlador en el simulador dinámico y en DMCMModel con objeto de contrastar las respuestas proporcionadas por el modelo riguroso y la matriz dinámica del controlador lo que será útil para decidir la validez del modelo fisicoquímico riguroso con respecto al programa DMCMModel de desarrollo de la matriz dinámica.
- Se acabará con un estudio teórico de la implementación del modelo riguroso en el controlador multivariable para facilitar su conexión en línea.

A pesar de que el planteamiento seguido suponga un acercamiento teórico, las conclusiones a las que se ha llegado son muy prometedoras y confirman la viabilidad de la propuesta realizada, al menos en su aplicación fuera de línea.

En cualquier caso, el Proyecto pone de manifiesto la utilidad de la simulación estacionaria y dinámica como herramienta en el estudio del Control de Procesos, muy especialmente en el área del Control Multivariable.

Capítulo 1

INTRODUCCIÓN

Capítulo 1

INTRODUCCIÓN

1.1. Objetivos e interés del Proyecto

Durante los últimos años, en la Industria Química, en particular, y en otros sectores, en general, se viene observando un incremento cada vez mayor en las exigencias de calidad, seguridad, medio ambiente y gestión económica de las plantas. Como consecuencia de ello, se ha hecho preciso un cambio en ciertas políticas empresariales para que, de algún modo, puedan solucionarse esas exigencias crecientes siempre en coherencia con el principio de minimización de costes.

El Control de Procesos y la Simulación Estacionaria y Dinámica de Operaciones Unitarias y Procesos Químicos han tenido un papel muy importante en esta dinámica.

El desarrollo de estrategias de control avanzado y, sobre todo, el empleo de controladores predictivos en procesos donde se requiere una mejora sustancial con respecto a lo que ofrece el control tradicional ha permitido la solución de esas necesidades crecientes en calidad, seguridad o medio ambiente. Además el Control Multivariable Predictivo de Procesos (MBPC) proporciona posibilidades a la optimización en línea del proceso, según la cual la planta o el proceso trabajaría lo más cerca posible de su verdadero óptimo económico.

Por otra parte, la Simulación de Procesos, que se puede definir como todo un conjunto de paquetes informáticos con capacidad para el cálculo de balances de materia y energía de un proceso químico industrial, permite el análisis y diseño de procesos cuyo

grado de complejidad hace inviable su estudio por métodos clásicos. Esto ha abierto nuevas puertas a la mejora del Control de Procesos, muy especialmente en el campo del control MBPC basado en modelos.

Así pues, el marco donde se va a desarrollar este Proyecto Fin de Carrera cubre los ámbitos del Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos y de la Simulación Estacionaria y Dinámica de Operaciones Unitarias y Procesos Químicos.

El Control Multivariable Predictivo de Procesos, más comúnmente conocido como MBPC (“Model Based Predictive Control”), constituye en la actualidad el estado del arte en el ámbito del Control de Procesos. Originalmente desarrollado para resolver complejos problemas de control en refinerías, su aplicación se ha extendido a un gran número de entornos industriales: Petroquímica, Industria de los Plásticos, Industria de los Fertilizantes, Industria Papelera, Industria Alimentaria,

El control MBPC se caracteriza por:

- Multivariable: maneja de modo sencillo e intuitivo problemas de control interactivos de tipo multivariable.
- Predictivo: introduce de manera natural la acción de control en adelante para la compensación de perturbaciones medibles.
- Con restricciones: permite de un modo sencillo y natural la inclusión de restricciones en la estrategia de control.
- Basado en Modelos: este tipo de control necesita disponer de un modelo del proceso capaz de predecir el comportamiento de las variables a controlar en el proceso en función de sus variables independientes.

- Dinámicas no usuales: permite la solución de problemas de control con respuesta inversa, largos tiempos muertos, ...

El control MBPC necesita de la elaboración del modelo dinámico del proceso a controlar. La totalidad de los controladores MBPC comerciales funcionando en planta usan técnicas de identificación para la elaboración de este modelo. La identificación requiere que la planta se encuentre funcionando y analiza las variables de entrada y de salida a lo largo de una serie de pruebas en escalón a las que es sometido el proceso.

En estas pruebas en escalón, traducción literal del inglés “step-tests”, se introducen movimientos en forma de escalón en las variables independientes del proceso con objeto de recoger y analizar posteriormente las respuestas que se producen en las variables de salida. Una vez efectuado el análisis identificatorio sobre esos datos reales de proceso, se consigue el modelo dinámico siendo considerado el proceso como una caja negra.

La creciente velocidad de computación, la cada vez mayor capacidad de cálculo de los ordenadores actuales y la fiabilidad que últimamente ha alcanzado la simulación de procesos, especialmente en régimen dinámico, permiten imaginar la posibilidad del empleo para el control MBPC de modelos fisicoquímicos rigurosos desarrollados mediante simulación en lugar de los mencionados modelos identificados.

El objetivo de este Proyecto Fin de Carrera estará orientado, por lo tanto, a la obtención de modelos rigurosos conseguidos mediante simulación estacionaria y dinámica que se puedan utilizar en lugar de los modelos obtenidos por técnicas de identificación para el control multivariable MBPC de procesos.

La aplicación práctica sobre la cual se pretende demostrar la viabilidad de esta novedosa óptica propuesta para el control MBPC se va a realizar sobre la despropanizadora de la unidad de recuperación de ligeros de una refinería.

La despropanizadora de una unidad de recuperación de ligeros es una columna de destilación que separa una mezcla de propano y butanos (butano normal e isobutano) en dos corrientes líquidas:

- Por cabeza, como destilado, se va a obtener el propano producto final.
- Por el fondo de la columna se va a obtener el butano producto final. Esta corriente es una mezcla de los isómeros butano normal e isobutano.

El interés a la hora de elegir este proceso se basa en los siguientes aspectos:

1. El proceso resulta lo suficientemente complejo como para ser abordado en un tiempo razonable y con los recursos materiales disponibles.
2. Existe información bibliográfica de un proceso como el propuesto con todos los datos de partida necesarios para poder afrontar el desarrollo del modelo.
3. La despropanizadora es una columna final de fraccionamiento de la que se obtienen productos comerciales tanto por cabeza como por fondos, por lo que las exigencias de calidad y de optimización de costes en este tipo de columnas van a ser mucho mayores.

Mediante la implantación de un control MBPC basado en modelos rigurosos para la despropanizadora, podrían ser satisfechas tales exigencias pudiéndose esperar unos beneficios de entre 10 y 20 \$ por año y por BSPD procesados.

Estas cifras orientativas son las que proporciona la experiencia de implantación de controladores DMC reales en planta, aunque hayan sido desarrollados bajo la perspectiva de la identificación.

4. El control MBPC es muy adecuado para esta aplicación dado que en la despropanizadora se esperan grandes perturbaciones en la carga y complejas

interacciones dinámicas entre las variables dependientes e independientes, destacando, especialmente, el seguro acoplamiento que se producirá al tratar de controlar simultáneamente las calidades de cabeza y fondos.

1.2. Recursos informáticos utilizados

Desde relativamente hace poco tiempo, se vienen comercializando, a precios relativamente asequibles, herramientas informáticas de gran flexibilidad, capacidad y potencia tanto para la Simulación como para el Control de Procesos.

Estos paquetes de software no sólo son accesibles para el mundo empresarial sino que también pueden ser adquiridos por las escuelas de ingeniería bajo la fórmula de licencias académicas, según las cuales las escuelas pueden disponer de estos productos para la preparación de sus alumnos a precios más bajos. Esto redundará en una formación más completa de los futuros ingenieros. De hecho, para la realización de este Proyecto, todos los recursos informáticos empleados siguen esta fórmula.

La evolución de estas herramientas ha ido encaminada hacia la obtención de formatos capaces de permitir su empleo en ordenadores de pequeño tamaño tipo plataforma PC. Esto evita la necesidad de disponer de grandes máquinas multiusuario que ocasionan un empleo más molesto e incómodo. Actualmente, es incluso posible encontrar salas de control en las que existen ordenadores dedicados con exclusividad a la Simulación y al Control de los Procesos que tienen lugar en las plantas anexas.

Los paquetes comerciales se han ido renovando y mejorando con el paso de los años de una manera continuada, en la mayor parte de los casos basándose en la experiencia de los propios usuarios, lo cual ha permitido la actualización de estos productos a precios relativamente bajos.

La mejora de estos productos ha sido decisiva en el caso de los simuladores dinámicos. La nueva generación de los principales productos comerciales de simulación

dinámica (Aspen Dynamics & Custom Modeler de Aspen Tech., HYSIS de Hyprotech y PROTISS de Simulation Sciences) permite el desarrollo de modelos dinámicos complejos en PC's con una significativa reducción de recursos, costes y tiempo.

Los nuevos entornos gráficos han hecho olvidar a los usuarios de estos programas la penosa experiencia que suponía el hecho de desarrollar modelos no estacionarios de los procesos más simples con los simuladores disponibles hasta hace relativamente pocos años, como SPEEDUP de Aspen Tech.

Quizás se podría decir en descargo de SPEEDUP y otros simuladores similares que los modelos que se pueden elaborar con estos simuladores son modelos completamente abiertos y que para el desarrollo de éstos es preciso tener un conocimiento profundo del proceso a simular mientras que los modelos que se pueden elaborar con Aspen Dynamics y similares son cerrados (los que nos proporciona la librería de modelos del programa) y que cualquiera puede comenzar el desarrollo del modelo de un proceso sin conocerlo, lo que puede derivar en graves errores en la modelización del proceso que se trata de simular.

Estas afirmaciones no son totalmente ciertas: mientras que Aspen Custom Modeler permite la elaboración de modelos abiertos perfectamente personalizables (en inglés “custom”) por parte del usuario y exige el conocimiento del proceso a modelizar, Aspen Dynamics es una potente herramienta gráfica y el motor de simulación de los modelos que se pueden desarrollar con Aspen Custom Modeler.

Además, la generalización de la tecnologías de programación orientada a objetos en la nueva generación de simuladores dinámicos ha posibilitado la perfecta integración de estos programas con el resto de las herramientas de trabajo del usuario como son las hojas de cálculo o los propios programas de desarrollo de control multivariable.

Por otra parte, la complejidad de los modelos desarrollados con los nuevos simuladores dinámicos tampoco supone un obstáculo pues es posible desarrollar

modelos a gran escala con sistemas que permiten repartir la carga de cálculo sobre varios ordenadores funcionando en paralelo.

Una de las características más importantes de los nuevos simuladores dinámicos es que proporcionan al usuario una mejor visión de las interacciones que se producen entre las distintas unidades de proceso y el sistema de control, de modo que una de las áreas donde su aplicación puede presentar un mayor potencial es la del Control de Procesos, muy especialmente en el área del control MBPC.

A lo largo de estos últimos años, se ha ido produciendo una selección natural en el mundo de los programas comerciales de Simulación y Control de Procesos de forma que en la actualidad el número de opciones comerciales de calidad se ha reducido bastante. Entre todas las posibilidades comerciales existentes destacan las soluciones informáticas proporcionadas por la empresa Aspen Tech., adoptadas en el Departamento en el cual se ha realizado este Proyecto Fin de Carrera.

Así pues, para la consecución de los objetivos marcados en este Proyecto se han utilizado las siguientes herramientas informáticas, todas ellas de Aspen Tech.:

1. Aspen Plus versión 10.0.: Este programa informático es la herramienta de simulación estacionaria. Se ha usado para el desarrollo del modelo estacionario de la despropanizadora y para la preparación de éste de cara a la simulación dinámica.

Se trata de uno de los mejores simuladores estacionarios disponibles en el mercado y su empleo está completamente generalizado a escala mundial por su facilidad de manejo, sus potentes bancos de datos y las múltiples utilidades que ofrece: manejo de sólidos, electrolitos y polímeros, incorporación de módulos de optimización y de cálculo de costes, ...

2. Aspen Custom Modeler versión 10.0.: Este programa de simulación dinámica permite la elaboración de modelos dinámicos del proceso a simular

completamente abiertos y con el rigor que se desee. Se ha empleado para desarrollar el modelo dinámico de la columna.

Su utilización comienza a estar también muy extendida en las industrias e ingenierías del sector químico. Las razones que han impulsado su uso para este Proyecto son las ya apuntadas anteriormente y, principalmente, la perfecta compatibilidad con el simulador Aspen Plus, el que ambos manejen los mismos bancos de datos y, por supuesto, su disponibilidad.

3. Aspen Dynamics versión 10.0.: Éste es el motor de simulación dinámica de procesos. Presenta una perfecta compatibilidad con los dos anteriores simuladores. No está preparado para la elaboración de modelos personalizados por el usuario y, dado que Aspen Custom Modeler presenta el mismo motor de simulación que Dynamics, no ha sido precisa su utilización más que para la realización de pruebas preliminares en los modelos dinámicos conseguidos y como enlace entre Aspen Plus y Custom Modeler.

Aspen Dynamics & Custom Modeler constituyen un binomio que ofrece todas las herramientas de SPEEDUP pero con una interfaz con el usuario mucho más amigable, similar a la del simulador estacionario Aspen Plus.

4. DMCPlus versión 1.1.: Este paquete informático, comercializado por la misma empresa que ha desarrollado los simuladores empleados en el Proyecto, es el controlador multivariable predictivo.

Las razones de selección, como en los casos anteriores, se basan en su amplia aceptación dentro del sector químico para el control multivariable MBPC de procesos y la reciente compatibilidad y conectividad que se puede encontrar entre los simuladores dinámicos seleccionados y las herramientas de desarrollo fuera de línea del controlador. Este último aspecto es crucial, como se verá en su momento, para el Proyecto.

Sólo ha sido necesario disponer de DMCMModel, el programa para la elaboración fuera de línea del modelo matricial del proceso a controlar y para el análisis y preparación de datos de planta. DMCMModel es una potente herramienta gráfica para el manejo de grandes series temporales que, mediante técnicas de identificación, permite la elaboración del modelo matricial dinámico del proceso a controlar.

Dado el enfoque que se le ha dado al Proyecto, únicamente ha sido precisa la utilización de DMCMModel para la confección de la matriz de control a partir de la simulación dinámica rigurosa del proceso y un estudio de su comportamiento teniendo presente que no es objeto de este Proyecto la realización y análisis de una serie de datos “step-tests” reales de planta para el desarrollo de un modelo identificado del proceso.

Hubiese sido interesante disponer de unos datos de “step-tests” reales y de un modelo identificado comparable para poder ajustar el modelo riguroso y para poder comparar las predicciones, sobre los datos reales de planta, que ofrecen tanto el modelo riguroso como el modelo identificado.

1.3. Planteamiento del Proyecto

Las ventajas que se pueden derivar de la utilización de modelos fisicoquímicos rigurosos, desarrollados mediante simulación tanto dinámica como estacionaria, en lugar de modelos identificados para el control MBPC de procesos son las siguientes:

1. Los modelos identificados necesitan de procesos en marcha para su elaboración mientras que los modelos conseguidos mediante simulación pueden desarrollarse sin necesidad de que el proceso esté implantado.
2. La validez de los modelos rigurosos puede ser notablemente más amplia que la de los modelos identificados de modo que se puede tratar de conseguir un

modelo riguroso único sean cuales sean las condiciones de entrada al proceso, mientras que en el caso de la identificación es preciso la elaboración de un juego de modelos válidos para distintas condiciones de entrada.

De hecho, la práctica general a la hora de desarrollar un controlador multivariable DMC basado en modelos identificados consiste en realizar diferentes pruebas “step-tests” en planta para elaborar un juego de modelos de modo que cuando cambien las condiciones de carga al proceso se le introducirá al controlador un modelo distinto.

3. Es de esperar que la influencia de las perturbaciones medibles sobre la dinámica del proceso pueda ser mejor modelizada en simulación que no mediante técnicas de identificación. Esto es debido a que, en simulación, es posible emular escalones puros en las perturbaciones. La importancia de este hecho radica en que el controlador multivariable DMC no sólo tiene en cuenta el valor de las variables manipuladas sino que también considera la acción del control en adelante.
4. Enriqueciendo el modelo riguroso desarrollado mediante simulación con la información económica precisa, es posible ampliar la utilización del modelo fisicoquímico riguroso a la optimización en línea.

De este modo, es posible aprovechar los esfuerzos simulación para conseguir que el proceso opere lo más cerca de su verdadero óptimo económico.

Los modelos desarrollados mediante simulación permiten el avance hacia la optimización en línea, lo que es una notable contribución al empleo de un modelo único para cada proceso.

5. En cualquier caso, aunque no se demostrase la viabilidad de la propuesta realizada en este Proyecto, los esfuerzos de simulación realizados no serían

vanos pues podrían ser interesantes en un proyecto convencional de implementación de un controlador MBPC basado en la identificación para:

- Obtener información útil para la definición y análisis del proyecto lo que permitiría una evaluación económica previa del mismo.
- Comprobar la importancia de cada una de las variables de entrada y de salida seleccionadas para modelo de DMC. Igualmente, podría permitir la identificación de los comportamientos no lineales que pueden afectar decisivamente al control del proceso.
- Desarrollar y ajustar todas aquellas correlaciones necesarias para el control inferencial de ciertas variables, como las variables de calidad.
- Mejorar y optimizar en último término la planificación de la realización de las pruebas “step-tests”, siempre necesarias en todo proyecto de controlador DMC basado en modelos identificados.

Esta optimización puede reducir de una forma muy importante el tiempo consumido y los recursos materiales y humanos necesarios para la realización de las pruebas en escalón en planta, lo que deriva en una interesante reducción de costes.

Tanto más importante será esta reducción de costes si se tiene presente que es en esta fase del proyecto DMC convencional donde se consume la mayor cantidad de recursos y de tiempo.

Para el desarrollo del Proyecto y la consecución de los objetivos marcados, se ha seguido un planteamiento coherente con los recursos disponibles. Tal aproximación resulta pragmática dado que se ha establecido como principal premisa la necesidad de mantener al máximo la estructura interna del controlador DMC aprovechando la mayor

parte de sus posibilidades. De este modo, la integración del modelo elaborado mediante simulación con el controlador multivariable se podría desarrollar de la siguiente forma:

- Usando todos los datos necesarios de las bases de diseño de la despropanizadora de la unidad de recuperación de ligeros se desarrollará un modelo estacionario de la misma con Aspen Plus. Asimismo, se ajustará la opción termodinámica que sigue la columna y se determinará las eficacias tanto en zona de rectificación como agotamiento.

Una vez conseguido el modelo estacionario se iniciarán todos los preparativos, en Aspen Plus, necesarios para exportar la simulación a Aspen Dynamics. Para ello, habrá que enriquecer el modelo estacionario con información referente a la acumulación de líquido y las dimensiones de la columna, sus platos y del condensador.

- Después de cargado el modelo estacionario al simulador Aspen Dynamics, a continuación se exportará a Aspen Custom Modeler. Dentro de Custom Modeler, se desarrollará el modelo dinámico de la columna siendo preciso introducir previamente la necesaria información acerca del sistema regulatorio básico que subyace bajo el controlador multivariable DMC.

Esta información se compone de la configuración del esquema básico de control y de las sintonías de cada uno de los controladores. La forma de introducir esta información, y cualquier otra adicional, y la forma de configurar el control básico dentro del simulador serán explicadas en capítulos posteriores.

- El modelo dinámico será desarrollado para unas determinadas condiciones de entrada al proceso, condiciones en cuanto a la carga a la columna, como variables de perturbación, y en cuanto a los puntos de consigna del control básico, como variables manipuladas del futuro controlador DMC.

Las condiciones seleccionadas son condiciones normales de operación para que el modelo riguroso obtenido pueda tener aplicación real.

- Seguidamente, el modelo conseguido será sometido a escalones unitarios (“steps”) en cada una de las variables independientes del controlador con objeto de obtener una a una las ganancias relativas que configurarán la matriz dinámica del controlador DMC.

Para cada variable manipulada y para cada variable de perturbación del controlador se simulará un escalón en Aspen Custom Modeler. Los resultados de simulación en las variables controladas configurarán la fila de la matriz dinámica correspondiente a la variable independiente (manipulada o de perturbación) sobre la que se ha aplicado ese escalón.

Para la emulación de estos escalones unitarios, se aprovecharán las herramientas y utilidades que proporciona el simulador. Estas herramientas, basadas en lenguaje de programación *Visual Basic Scripting Language* permiten la programación de tareas, conocidas en el simulador como “tasks”, para la emulación de escalones y la confección de guiones, conocidos como “scripts”, para la recogida y graficado de los resultados de las simulaciones en hoja de cálculo Excel.

- A continuación, se configurará la información de la matriz dinámica de acuerdo con el formato de entrada que requiere el controlador DMC.

Para ello, una vez recogidos los resultados de las simulaciones de las pruebas en escalón como vectores en hoja de cálculo Excel, éstos serán exportados a DMCModel en el formato adecuado para luego generar la matriz usando las utilidades que facilita tal programa.

Podría haberse optado por la edición externa del archivo de la matriz dinámica de acuerdo con el formato de entrada de DMCMModel.

Sin embargo, el uso de las herramientas que facilita DMCMModel reduce ostensiblemente la carga de trabajo que supone la edición del archivo de texto de la matriz dinámica y no implica ir en contra de la filosofía general del Proyecto (sustitución de un modelo identificado por uno riguroso) al ser los vectores cargados a DMCMModel respuestas frente a escalón unitario.

- Una vez que ya ha sido elaborada la matriz dinámica del controlador, se simulará un plan de movimientos combinados en las variables independientes del controlador.

El mismo plan de movimientos combinados en las variables manipuladas y de perturbación será simulado, por separado, tanto en DMCMModel como en el simulador dinámico usado.

Se conseguirá así, por un lado, las predicciones dinámicas en las variables controladas que facilita la matriz dinámica del controlador DMC fuera de línea y, por otro lado, las respuestas de simulación en las mismas variables proporcionadas por el modelo fisicoquímico riguroso en el simulador dinámico Aspen Custom Modeler.

La contrastación de ambas respuestas será útil para decidir la validez del modelo dinámico obtenido mediante simulación con respecto al programa DMCMModel de desarrollo de la matriz dinámica.

Finalmente, se acabará con un estudio teórico de la implementación del modelo riguroso conseguido en el controlador multivariable DMC para facilitar su conexión en línea, recibiendo datos de planta en tiempo real.

1.4. Conclusiones

El presente Proyecto Fin de Carrera se enmarca dentro de una línea de investigación ciertamente novedosa y apenas explorada. A pesar de que el planteamiento seguido se quede en el mero acercamiento teórico de investigación, las conclusiones a las que se ha llegado son muy prometedoras.

La contrastación realizada entre las previsiones dinámicas que proporciona la matriz dinámica del controlador DMC fuera de línea y las respuestas facilitadas por el modelo fisicoquímico riguroso en el simulador dinámico confirma la viabilidad del uso de modelos rigurosos conseguidos mediante simulación en lugar de modelos identificados para el Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos, al menos en su aplicación fuera de línea.

En cualquier caso, al menos el Proyecto pone de manifiesto la utilidad de la simulación estacionaria y dinámica como herramienta en el estudio del Control de Procesos, muy especialmente en el campo del Control Multivariable.

1.5. Extensiones futuras a partir de este Proyecto

Aunque el planteamiento sea un acercamiento teórico preliminar, realmente se profundiza en el empleo de modelos rigurosos para el Control de Procesos. Esta línea de investigación, sin embargo, no queda completamente cerrada, más aún si se consideran las capacidades que incorporan las nuevas versiones de los simuladores dinámicos.

Extensiones futuras desarrolladas a partir de este Proyecto podrían tener en cuenta un planteamiento en el que se observase la posibilidad de utilización de modelos rigurosos únicos que valiesen con generalidad cualesquiera que fuesen las condiciones de entrada al proceso. La posibilidad de posteriores desarrollos se fundamenta en diversas circunstancias pero todas ellas giran en torno a la disponibilidad de datos reales

de planta y a la disponibilidad de herramientas de linealización de los modelos conseguidos en los simuladores dinámicos:

1. Las nuevas versiones de los simuladores dinámicos, Aspen Dynamics & Custom Modeler 10.1., incorporan una herramienta para la linealización de modelos desarrollados mediante simulación, por lo que, en un futuro, podrá ser elaborado un modelo linealizado de la despropanizadora que pueda valer con generalidad sean cuales sean las entradas al proceso.

Además, en las versiones 10.1, hay, dentro de la librería de modelos de control, módulos propios para la simulación de un controlador DMC lo que resulta particularmente atractivo para la realización de estudios previos.

Adicionalmente, existe plena conectividad con las herramientas de desarrollo fuera de línea de la matriz dinámica del controlador DMC lo que permitirá reducir la ingente carga de trabajo que supone la programación de tareas y guiones en Aspen Custom Modeler y el trasvase de información entre el simulador dinámico y DMCMModel.

2. La disponibilidad de datos reales de planta de “step-tests” y de un juego de modelos identificados para el proceso que se está estudiando permitirá comprobar la mejora de las predicciones dinámicas respecto a lo que se podría conseguir con ese juego de modelos identificados.

Con ello, se podría otorgar el requerido carácter experimental a los ulteriores proyectos de investigación.

Esta dimensión experimental es siempre necesaria para la contrastación y validación objetivas de las futuras líneas de investigación que puedan iniciarse a partir de este Proyecto.

Teniendo en cuenta todas estas circunstancias, las futuras extensiones de este Proyecto podrían seguir un planteamiento donde los principales hitos fuesen:

- Después de conseguido el modelo estacionario y dinámico de la columna, se utilizaría la herramienta de linealización que incorporará la nueva versión de Aspen Custom Modeler para generar un modelo linealizado único de la despropanizadora.

La obtención de este modelo único permitiría simplificar el trabajo de generación de la matriz dinámica del controlador multivariable DMC, matriz que valdría para todos los casos de condiciones de entrada al controlador dado que los coeficientes de tal matriz serían funciones lineales de esas mismas condiciones de entrada.

El espectro de validez del modelo riguroso único es mayor que el de cualquier modelo identificado comparable. De hecho, la práctica general en el desarrollo de un proyecto DMC convencional consiste en la obtención de un juego de modelos distintos, válidos para distintas condiciones de entrada.

- Mediante la simulación de escalones unitarios en Aspen Custom Modeler sobre el modelo linealizado es posible obtener una a una las filas que configuran la matriz dinámica del controlador.

Para que los resultados de simulación de escalones puedan convertirse en la matriz dinámica es preciso editar *externamente* el archivo de la matriz dinámica incluyendo los parámetros de linealización en un formato que pueda ser aceptado por DMCMModel. Esta *edición* se ve tremendamente facilitada por las ventajas que ofrecen las nuevas versiones de los simuladores dinámicos.

Será asimismo preciso el desarrollo de una interfaz adecuada mediante programación de un modulo que pueda automatizar este paso y el anterior.

Para la elaboración de la matriz dinámica y el desarrollo de este interfaz *no es aceptable* exportar los vectores a DMCMModel en el formato adecuado y luego generar *dentro de DMCMModel* la matriz pues el modelo linealizado incorpora coeficientes que son función de las entradas al proceso y las herramientas de DMCMModel para la obtención de la matriz dinámica no están preparadas en la actualidad para trabajar con vectores cuyos elementos están parametrizados.

- Periódicamente y frente a grandes variaciones en las entradas a la columna se revisará el modelo, repitiéndose nuevamente los pasos anteriores.

El integrar de este modo el modelo riguroso linealizado con el controlador multivariable DMC permite que el funcionamiento del controlador permanezca invariable, aunque pudiese ser actualizada la información contenida en la matriz dinámica periódicamente.

- Finalmente, si se dispone de unos datos reales de planta de “step-tests” y de un juego de modelos identificados desarrollado a partir de estos valores reales, se acabaría con la verificación fuera de línea de la mejora de las predicciones dinámicas respecto a lo que se podría conseguir con un juego de modelos identificados comparable.

Con ello, no se pretende aplicar los resultados obtenidos en tiempo real pero si dejar lista la estructura para que esto se pudiese llevar a cabo fácilmente.

Los resultados conseguidos con este planteamiento se acercarán más a la verdadera aplicación práctica de los modelos rigurosos desarrollados mediante simulación para el control MBPC pero la aproximación realizada con este Proyecto es, desde luego, un buen primer paso.

Capítulo 2

BASES DE DISEÑO

Capítulo 2

BASES DE DISEÑO

2.1. Introducción

La aplicación práctica del control MBPC basado en modelos rigurosos conseguidos mediante simulación estacionaria y dinámica se va a realizar sobre la despropanizadora de la unidad de recuperación de ligeros de una refinería. Entre otras razones, se ha elegido este proceso pues se ha encontrado información bibliográfica de un proceso como el propuesto con todos los datos de partida necesarios para poder afrontar el desarrollo del modelo.

La despropanizadora es una columna de destilación sin extracciones laterales cuyo objetivo consiste en la separación de dos productos. El diámetro de la columna es el mismo en la sección de rectificación y de agotamiento dado que los volúmenes de producción por cabeza y fondos son similares.

Por cabeza se va a obtener un producto propano líquido en especificaciones comerciales, mientras que por el fondo de la columna se va a retirar un producto butano líquido también en especificaciones comerciales. El producto propano que sale por cabeza se haya impurificado con trazas de C_2 y C_4 , junto con gran cantidad de propileno si lo hubiera. El producto butano que se extrae por el fondo de la columna es una mezcla de los isómeros del butano, a saber, butano normal y isobutano. Este producto butano contiene algo de propano y trazas de isopentano.

En jerga de refinería, a la despropanizadora también se la conoce como “splitter” de propano-butanos. La elección de esta operación básica también ha atendido a que tal proceso resulta razonablemente complejo para ser abordado en un tiempo razonable dentro del Proyecto y con los recursos materiales disponibles.

La despropanizadora se haya ubicada en refinería en la denominada unidad de recuperación de ligeros o de concentración de gases. Esta unidad de concentración de gases es una unidad final de refinería. Las corrientes que se alimentan a esta unidad proceden de diversas localizaciones aunque fundamentalmente son gases licuados del petróleo (indistintamente LPG o G.L.P.) procedentes de las unidades Merox de G.L.P. y del reformado catalítico de refinería, más conocido como “plaforming”.

Estas alimentaciones son corrientes de hidrocarburos líquidos “limpias” con muy bajos contenidos en azufre; mientras que los tratamientos Merox para LPG tienen como objetivo la desulfuración de LPG de la estabilización de naftas por el endulzamiento de mercaptanos y posterior eliminación de los disulfuros resultantes, las unidades de reformado catalítico requieren alimentaciones muy depuradas en azufre para evitar el deterioro del catalizador de platino necesario para el “platforming”.

Dada su procedencia, estas corrientes están constituidas principalmente por hidrocarburos ligeros saturados; mezclas de propano y butanos con componentes más ligeros y nunca alcanos más pesados que los hexanos. Los contenidos olefínicos, sin embargo, suelen ser bastante bajos; principalmente, etileno y propileno.

La unidad de recuperación de gases recibe asimismo corrientes G.L.P. vaporizadas desde las mismas unidades Merox y de Platforming. Estas corrientes están constituidas básicamente por fuel gas con pequeños contenidos en propano y butanos; son los productos ligeros de las unidades de hidrosulfuración y de las unidades de craqueo y reformado previamente desulfurados. Siempre será deseable la recuperación de propano y butano de estas corrientes, pero, dada su naturaleza, el aprovechamiento de estos componentes se efectuará pasando estas corrientes gaseosas directamente al absorbedor primario de la unidad junto con el producto de cabeza de la desetanizadora.

Los productos que se recuperan en la unidad de ligeros son productos finales de refinería como el propano y el butano productos que son enviados directamente al parque de almacenamiento o son productos intermedios que se consumen internamente en la refinería para la producción de hidrógeno por reformado con vapor, la producción de energía eléctrica con turbinas de gas, la producción de vapor de agua o la producción de energía calorífica en hornos.

Aunque no existe en esta unidad de recuperación de ligeros, muchas refinerías disponen de una columna de fraccionamiento de butano normal e isobutano después de la despropanizadora. En esa columna, por fondos se obtienen una corriente rica en butano normal y por cabeza una corriente rica en isobutano que se puede utilizar en las unidades de alquilación de la refinería para la fabricación de alquilatos.

Otra de las causas que han impulsado la selección de este proceso en el Proyecto radica en que de la despropanizadora se van a obtener productos finales de refinería destinados a comercialización por lo que las exigencias de calidad en esta columna van a ser mucho mayores que en cualquier otro tipo de columna, lo que, a la postre, hace de esta columna un candidato perfecto para la aplicación de un controlador multivariable tipo DMC con objeto de optimizar su operación al máximo.

2.2. Descripción detallada del proceso

La ubicación de la Unidad de Recuperación de Vapores, denominada a partir de ahora como URV, se muestra esquemáticamente en el plano “Diagrama de Bloques de la Refinería”. Asimismo, el flujo de corrientes dentro de la Unidad se presenta en el plano llamado “Diagrama de Flujo de la Segunda Unidad de Recuperación de Ligeros”.

Dos corrientes líquidas procedentes de la Unidad Merox de LPG y de la Unidad de Platforming o Reformado Catalítico, respectivamente, entran en la Unidad siendo mezcladas en el Tanque Pulmón de Alimentación a la Desetanizadora, URV-D-3.

La mezcla líquida de estas dos corrientes sale de este tanque siendo impulsada por la Bomba de Alimentación a la Desetanizadora, URV-P-5. Antes de entrar en la Desetanizadora, URV-T-1, la mezcla pasa al Precalentador de la Alimentación a la Desetanizadora, URV-E-9. En este equipo se produce un intercambio térmico entre la alimentación a la Desetanizadora y la corriente que sale por el fondo de la Despropanizadora, URV-T-3. Con este precalentamiento de la alimentación a la Desetanizadora se consigue un mejor aprovechamiento energético.

En la Desetanizadora, el calor es suministrado por el Hervidor de Fondo de la Desetanizadora, URV-E-1. Éste es un hervidor de tipo termosifón que usa como medio calefactor vapor de agua de alta presión. El producto de cabeza es condensado parcialmente con el Condensador de Cabeza de la Desetanizadora, URV-E-2, que utiliza agua de refrigeración. Es importante puntualizar que la sección de rectificación de la Desetanizadora ha sido diseñada más estrecha que la sección de rectificación como consecuencia de la mayor cantidad de producto de fondo que de cabeza. Asimismo, en esta columna se ha previsto una extracción lateral tres platos por debajo de la cabeza con objeto de decantar agua en un pequeño bote destinado al efecto.

Por un lado, el producto de fondos de la Desetanizadora, que es el de mayor valor, es enviado hacia la Despropanizadora. Por otro lado, mientras que el producto líquido de cabeza es reciclado como reflujo al plato de cabeza, el vapor no condensado es enviado junto con el vapor procedente de la Unidad de Hidrodesulfuración de Naftas y con el vapor de la Estabilizadora de Platforming al Absorbedor Primario.

A esta columna de absorción se la denomina URV-T-2 en planta. Los condensados acuosos recogidos en el Bote de Decantación de Agua y en el Bote de Reflujo de la Desetanizadora, URV-D-1, son enviados hacia el Deposito de Aguas Ácidas de la Unidad de Crudo junto con el agua de refrigeración del Intercooler del Absorbedor Primario, URV-E-3.

En la Despropanizadora, la alimentación líquida, parcialmente vaporizada como consecuencia de la pérdida de presión a lo largo de la línea y del paso de la corriente a

través de válvulas de control y de proceso, es fraccionada en un Producto Propano Líquido por cabeza y en un Producto Butano Líquido por fondos. En el fondo de esta columna, se está suministrando calor mediante el Hervidor de Fondos de la Despropanizadora, URV-E-4. Este hervidor es, como en el caso de la Desetanizadora, de tipo termosifón. Sin embargo, el hervidor de la Despropanizadora emplea vapor de baja presión. El vapor de cabeza de la Despropanizadora, después de condensado totalmente y, en la práctica, subenfriado, es bombeado como líquido por URV-P-4, la Bomba de Producto Destilado y de Reflujo de la Despropanizadora.

Una parte de este líquido de cabeza constituye el Producto Propano Destilado que es enviado hacia los Tanques de Almacenamiento de Propano pasando previamente por el Secador de Producto Propano, URV-DR-1, y el Refrigerador de Producto Propano, URV-E-8. El resto de propano condensado es reciclado al plato de cabeza de la Despropanizadora como reflujo de la columna. Del mismo modo, en el Botellón de Reflujo de la Despropanizadora, URV-D-2, se efectúa periódicamente un venteo al Sistema de Fuel Gas de la Refinería de los incondensables acumulados en este botellón.

Los fondos de la Despropanizadora constituyen el Producto Butano. Esta corriente cede calor a la corriente de alimentación a la Desetanizadora en el cambiador URV-E-9, para su mejor aprovechamiento energético, y es aún más enfriada por el Refrigerador de Fondos de la Despropanizadora, URV-E-7, antes de ser presurizada hasta los límites de batería. La corriente de Producto Butano se destina habitualmente a:

- a) Blending de gasolinas para ajustar la presión de vapor de estos carburantes.
- b) Parque de Almacenamiento de Producto Butano.

Eventualmente, en condiciones extraordinarias, se efectúa un reciclo de butano al Condensador de Cabeza de la Columna de Destilación de Crudo. Para impulsar tal corriente líquida de reciclo se utiliza la Bomba de Reciclo de Butano, URV-P-6.

Las corrientes de vapor de alimentación a esta Unidad de Recuperación de Vapores son el vapor de cabeza de la Columna Estabilizadora de la Unidad de Platforming y el vapor de cabeza del Stripper de la Unidad de Desulfuración de Nafta. La primera es presurizada hasta los límites de batería de la Unidad de Recuperación de Vapores mientras que la última es comprimida por el Compresor de Gas N-C-1.

A continuación, estas dos corrientes son mezcladas con el vapor de cabeza no condensado de la Desetanizadora. La mezcla de vapores resultante es alimentada al Absorbedor Primario, URV-T-2, por su parte inferior. En éste, se emplea aceite de absorción “lean oil” para la recuperación de los componentes valiosos presentes en esta mezcla gaseosa. Estos componentes son los hidrocarburos más pesados, principalmente propano y butano. El aceite “lean oil” es bombeado hacia el Absorbedor Primario por la Bomba de Lean Oil de la Unidad de Destilación de Crudo.

Mientras que esta corriente de aceite virgen “lean oil” entra a través de un distribuidor por la parte superior del Absorbedor Primario, el aceite enriquecido (“rich lean oil”) en los componentes menos volátiles recuperados sale del fondo bombeado por URV-P-3, la Bomba de Fondos del Absorbedor Primario. La corriente de aceite enriquecido es reciclada enviándose a la Columna Estabilizadora de la Unidad de Destilación de Crudo pasando previamente, para mejor aprovechamiento energético, a través del Cambiador de Fondos/Alimentación de esa columna.

La Columna Estabilizadora de Crudo separa el aceite “rich lean oil” en un producto de cabeza que es devuelto a la Unidad de Recuperación de Vapores y en aceite “lean oil” regenerado por fondos. El producto de cabeza es sometido a un tratamiento Merox antes de ser enviado a la Unidad de Recuperación de Vapores. Por otro lado, la corriente de aceite regenerado obtenida por fondos es reciclada al Absorbedor Primario.

El Absorbedor Primario es una columna de platos, en total 24, dotada de una refrigeración intermedia. En efecto, el calor de absorción generado en el Absorbedor Primario es eliminado mediante el Intercooler del Absorbedor Primario, URV-E-3, lo que permite mayores rendimientos de absorción, pues la absorción es un fenómeno

fisicoquímico favorecido a bajas temperaturas. Este equipo de refrigeración recoge la extracción lateral del plato número 12, el plato central de la columna, y la devuelve refrigerada a la columna un plato por debajo. Como medio de refrigeración se utiliza agua, que una vez que ha ejercido su función de refrigeración es enviada al Deposito de Aguas Ácidas de la Unidad de Crudo junto con los condensados acuosos recogidos en el Bote de Decantación de Agua y de Reflujo de la Desetanizadora.

El gas saliente por cabeza del Absorbedor Primario es enviado al Absorbedor Secundario o Esponja, URV-T-4. El Absorbedor Esponja funciona esencialmente del mismo modo que el Absorbedor Primario, es decir, es una columna de platos (en este caso 16) dentro de la cual circulan en contracorriente una corriente gaseosa ascendente de la que se quieren recuperar los componentes menos ligeros con una corriente de aceite líquido de absorción que en este caso se denomina aceite esponja. En el caso del Absorbedor Esponja, sin embargo, no es necesario efectuar una extracción lateral para la refrigeración intermedia y la eliminación del calor de absorción, pues ese calor generado es prácticamente nulo, despreciable.

El Absorbedor Secundario ha de retirar todos los hidrocarburos de cinco o más átomos de Carbono del vapor que deja el Absorbedor Primario, pero lo que se recuperará principalmente en él son los butanos y propano que todavía no habíaoan sido recuperados en el Absorbedor Primario. El aceite esponja (“lean sponge oil”) que se emplea como medio de absorción es básicamente keroseno bombeado al Absobedor Esponja desde la Unidad de Destilación de Crudo por la Bomba de Aceite Esponja.

El aceite esponja enriquecido, cuando sale del Absorbedor Secundario, es devuelto a la Torre de Crudo donde los componentes absorbidos son recuperados y el aceite esponja es regenerado. Si las dos columnas de absorción son operadas con acierto, la corriente de gas depurada saliente por cabeza del Absorbedor Esponja está constituida por componentes muy ligeros: hidrógeno, metano y etano, principalmente. Es el fuel gas de refinería que acaba siendo enviado a la Red de Fuel Gas para ser destinado luego a la producción de hidrogeno o de vapor de agua.

2.3. Planos y diagramas de proceso

Para la realización de este Proyecto Fin de Carrera únicamente son necesarios los siguientes planos y diagramas de proceso:

2.3.1. Diagrama de bloques de la Refinería.

Este es el plano nº 1 que se adjunta a continuación. Este diagrama es preciso para un mejor conocimiento de la ubicación de la Unidad de Recuperación de Ligeros en la Planta. Con este diagrama se puede saber con que otras unidades de la Refinería está relacionada la Unidad de Concentración de Gases objeto de este Proyecto.

2.3.2. Diagrama de proceso de la Unidad de Recuperación de Ligeros.

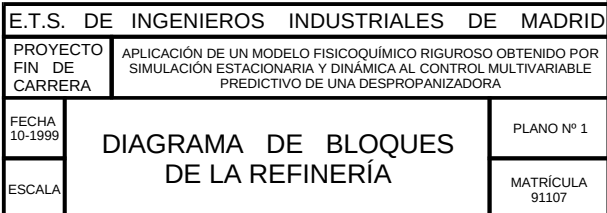
Este es el plano nº 2 que también se adjunta a continuación. Este segundo diagrama permite una mejor comprensión de la situación de la Despropanizadora en el conjunto de la Unidad de Recuperación de Vapores. El diagrama muestra las interrelaciones entre las distintas operaciones básicas que configuran la Unidad y todas las estrategias de control regulatorio básico empleadas en la Unidad antes de que se implemente el controlador multivariable DMC

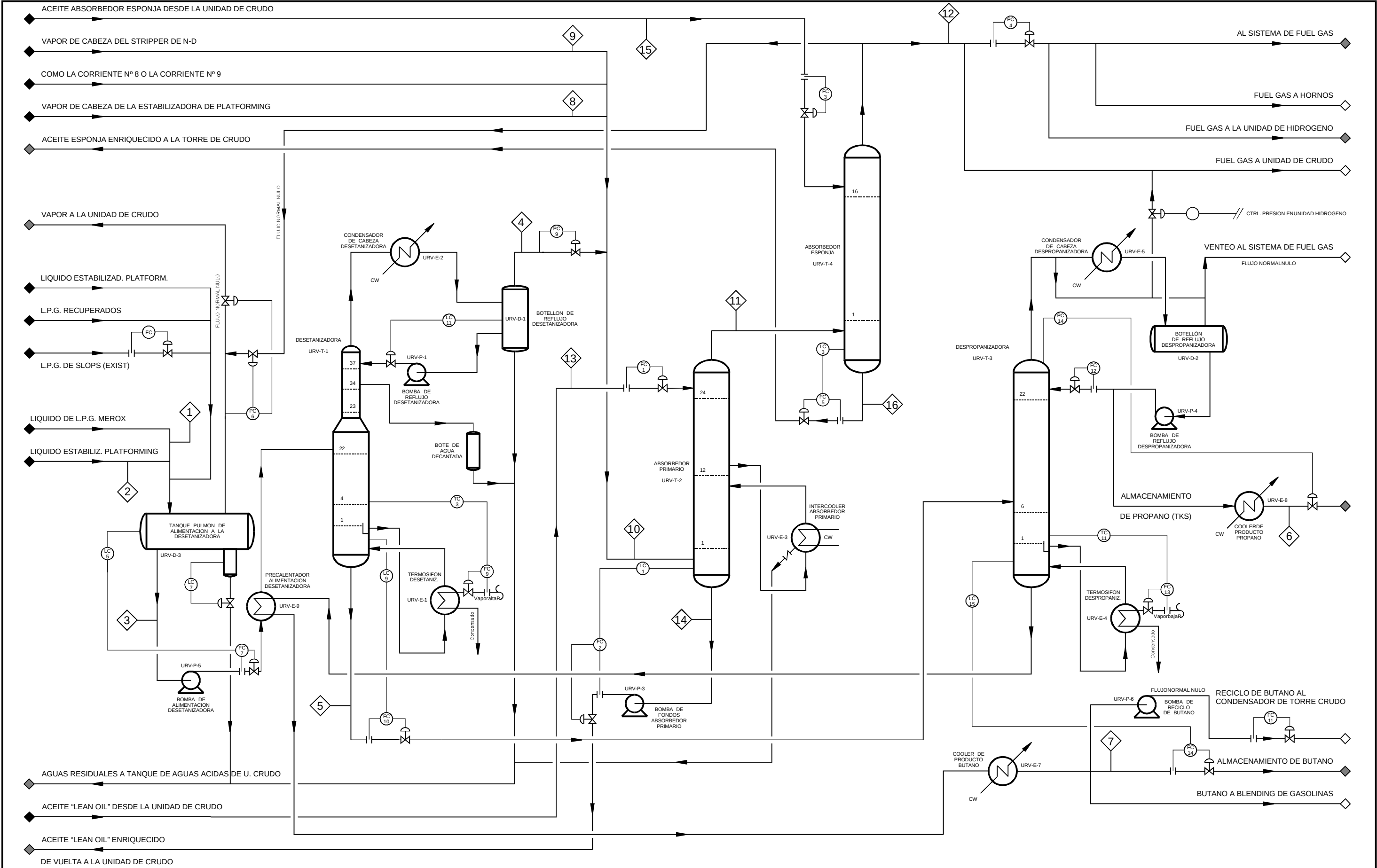
2.3.3. Plano de tuberías e instrumentos de la Despropanizadora.

El plano nº 3 expone esquemáticamente el esquema regulatorio básico usado en la columna objeto del Proyecto, con la nomenclatura utilizada y mostrando además toda la instrumentación de interés para simulación; siempre **antes** de implementado el controlador multivariable DMC.

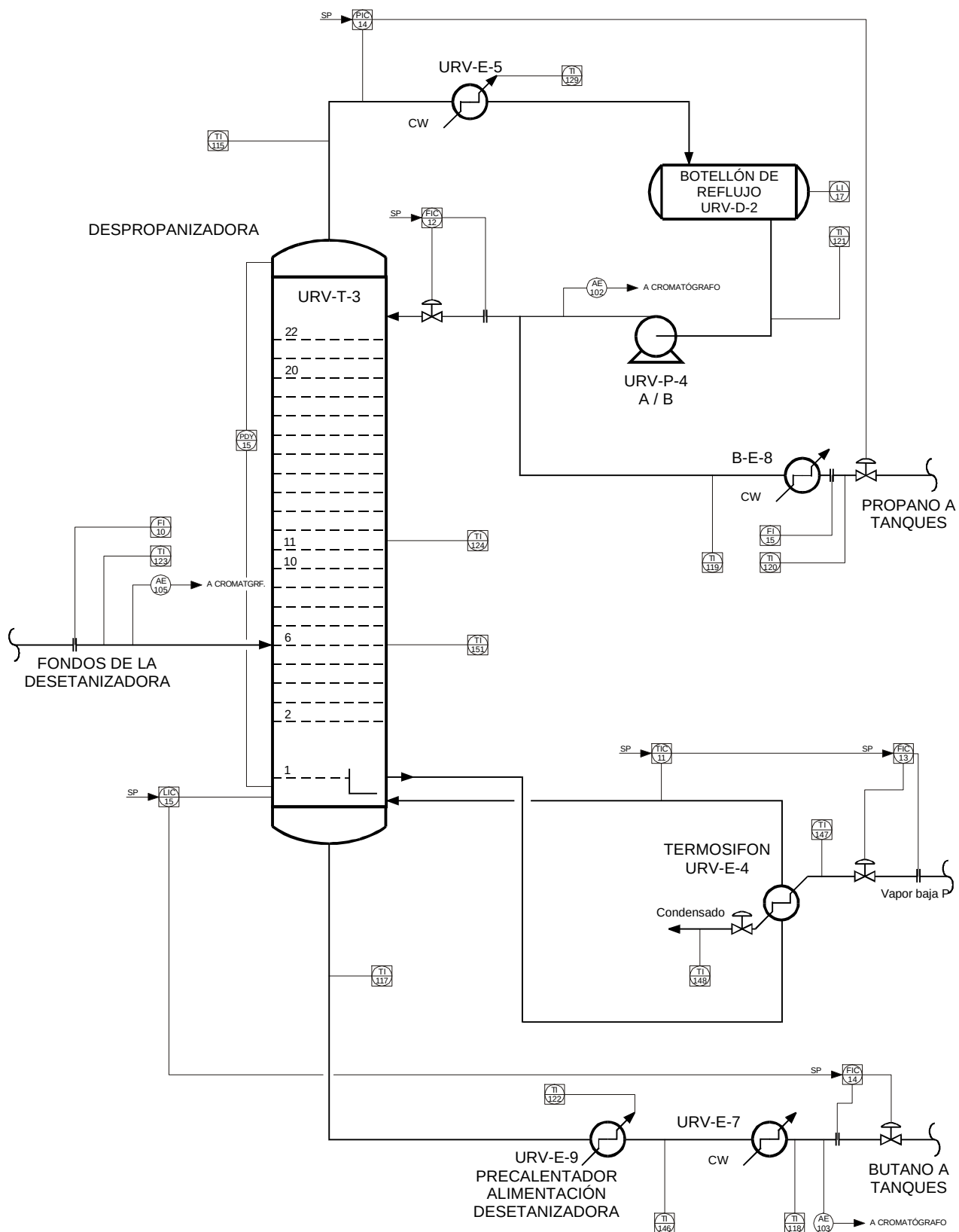
2.3.4. Plano de tuberías e instrumentos de la Despropanizadora después de implantado el controlador DMC

El plano nº 4 muestra como queda el sistema de control de la Despropanizadora después de implantado el controlador DMC.





◆ ALIMENTACIONES A LA UNIDAD		◆ PRODUCTOS DE LA UNIDAD		◇ PRODUCTOS CON USOS ALTERNATIVOS		E.T.S. DE INGENIEROS INDUSTRIALES DE MADRID				
1	LIQUIDO DE L.P.G. MEROX	5	FONDOS DESETANIZADORA — ALIMENT. DESPROPANIZADORA	9	VAPOR DE CABEZA DE STRIPPER DESULFURACIÓN DE NAFTAS	13	ALIMENTACION DE ACEITE DE ABSORCION "LEAN OIL"	PROYECTO FIN DE CARRERA	APLICACIÓN DE UN MODELO FÍSICOQUÍMICO RIGUROSO OBTENIDO POR SIMULACIÓN ESTACIONARIA Y DINÁMICA AL CONTROL MULTIVARIABLE PREDICTIVO DE UNA DESPROPANIZADORA	
2	LIQUIDO DE CABEZA DE ESTABILIZADORA DE PLATFORMING	6	PRODUCTO PROPANO LIQUIDO (A TANQUES)	10	VAPOR HIDROCARBURO AL ABSORBEDOR PRIMARIO	14	ACEITE ENRIQUECIDO "RICH OIL" DE VUELTA A UNIDAD CRUDO	FECHA 10-1999	DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SEGUNDA UNIDAD DE RECUPERACIÓN DE LIGEROS	
3	ALIMENTACION A LA DESETANIZADORA	7	PRODUCTO BUTANO LIQUIDO (A TANQUES)	11	VAPOR HIDROCARBURO AL ABSORBEDOR ESPONJA	15	ALIMENTACION ACEITE DE ABSORCION ESPONJA			
4	VAPOR DE CABEZA DE LA DESETANIZADORA	8	VAPOR DE CABEZA DE ESTABILIZADORA DE PLATFORMING	12	FUEL GAS AL SISTEMA DE FUEL GAS Y UNIDAD HIDROGENO	16	ACEITE ESPONJA ENRIQUECIDO DE VUELTA A UNIDAD CRUDO			



E.T.S. DE INGENIEROS INDUSTRIALES DE MADRID

PROYECTO FIN DE CARRERA APLICACIÓN DE UN MODELO FÍSICOQUÍMICO RIGUROSO OBTENIDO POR SIMULACIÓN ESTACIONARIA Y DINÁMICA AL CONTROL MULTIVARIABLE PREDICTIVO DE UNA DESPROPANIZADORA

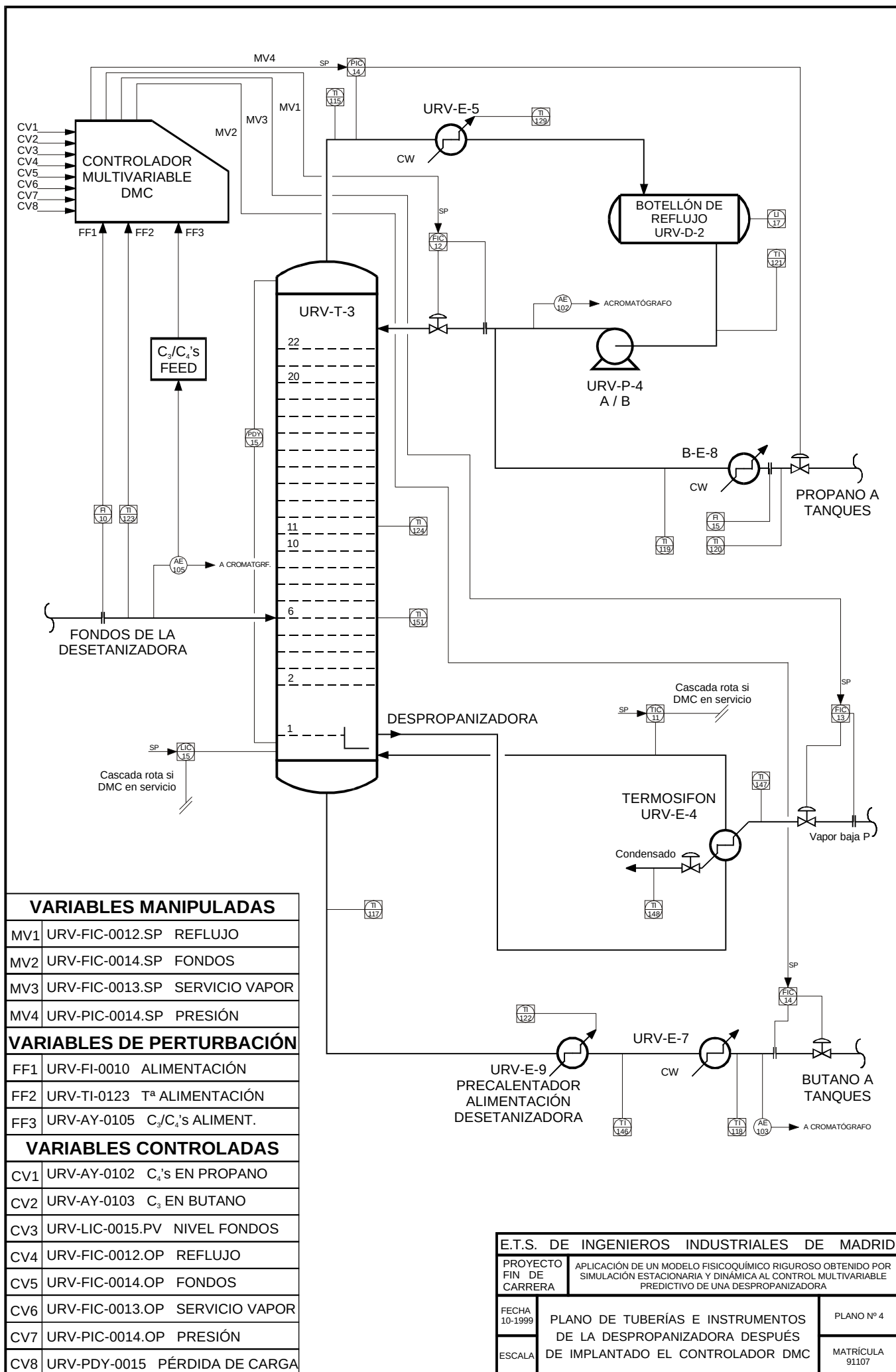
FECHA 10-1999

ESCALA

PLANO DE TUBERÍAS E INSTRUMENTOS DE LA DESPROPANIZADORA

PLANO Nº 3

MATRÍCULA 91107



E.T.S. DE INGENIEROS INDUSTRIALES DE MADRID		
PROYECTO	APLICACIÓN DE UN MODELO FÍSICOQUÍMICO RIGUROSO OBTENIDO POR SIMULACIÓN ESTACIONARIA Y DINÁMICA AL CONTROL MULTIVARIABLE PREDICTIVO DE UNA DESPROPANIZADORA	
FIN DE CARRERA		
FECHA 10-1999	PLANO DE TUBERÍAS E INSTRUMENTOS DE LA DESPROPANIZADORA DESPUÉS DE IMPLANTADO EL CONTROLADOR DMC	PLANO Nº 4
ESCALA		MATRÍCULA 91107

2.4. Capacidad de la Unidad de Recuperación de Ligeros

La Unidad de Recuperación de Vapores, también llamada Unidad de Concecntración de Gases, ha sido diseñada para procesar 90.614,1 Std. m³/Día (3,20 MMSCFD) de hidrocarburos gaseosos ligeros y 1.576,3 m³/Día (10.803 BPSD) de hidrocarburos líquidos ligeros con el objetivo de producir 247,6 m³/Día (1.697 BPSD) de Producto LPG Propano y 1.070,6 m³/Día (7.337 BPSD) de Producto LPG Butano.

2.5. Características de carga

- **Corrientes de alimentación de hidrocarburos ligeros**

Las corrientes de alimentación de hidrocarburos ligeros a la Unidad, en las condiciones de diseño, se encuentran tabuladas a continuación:

Alimentación Componente	1	2	3	4	5
H ₂	0,136	0,544			
C ₁	5,171	4,581	0,363	8,936	2,495
C ₂	52,662	30,799	3,946	16,375	12,111
C ₃	136,44	72,03	9,117	27,578	26,082
iC ₄	74,571	34,382	3,629	23,496	19,504
nC ₄	267,619	51,301	11,158	5,534	3,402
iC ₅	2,54	0,907	0,136	6,26	7,802
nC ₅	0,59	0,091	0,045	0,045	0,045
TOTAL	539,729	194,636	28,395	88,224	71,441
MW	23,36	21,5	22,362	14,56	15,921
Kg/Hr	27.798	9.230	1.399	2.835	2.498

Corrientes de alimentación en kmoles/hr

Las corrientes de alimentación son aquellas que se dan cuando la Unidad de Destilación de Crudo está procesando un crudo de Clase 1, la Unidad de Platforming está procesando, bajo condiciones de diseño, 2.334,7 m³/Día (16.000 BPSD) de alimentación de nafta a 96 RON EOR de severidad y la Unidad de Desulfuración de Naftas está procesando, bajo condiciones de diseño, 3.356,1 m³/Día (23.000 BPSD) de alimentación a 96 RON MOR de severidad. El crudo de Clase 1 alimentado a la Unidad de Crudo es detallado en las Especificaciones Técnicas para dicha Unidad.

Las corrientes de alimentación especificadas en la tabla superior son:

- **Alimentación n° 1:** Producto líquido procedente de la cabeza de la Estabilizadora de la Unidad de Destilación de Crudo después de un tratamiento de endulzamiento y desulfuración en la Unidad Merox.
- **Alimentación n° 2:** Producto líquido procedente de la cabeza de la Estabilizadora de la Unidad de Platforming o Reformado Catalítico.
- **Alimentación n° 3:** Producto líquido procedente de la cabeza del Stripper de la Unidad de Hidrodesulfuración de Naftas después de un tratamiento de endulzamiento en la Unidad Merox.
- **Alimentación n° 4:** Vapor de cabeza procedente de la Estabilizadora de la Unidad de Platforming o Reformado Catalítico.
- **Alimentación n° 5:** Vapor de cabeza procedente del Stripper de la Unidad de Hidrodesulfuración de Naftas después de un lavado con aminas.

Las alimentaciones líquidas 1, 2 y 3 son cargadas en el Tanque Pulmón de Alimentación a la Desetanizadora, URV-D-3, mientras que las alimentaciones gaseosas 4 y 5 son enviadas directamente al Absorbedor Primario, URV-T-2.

- **Aceites de absorción “lean oil” y “lean sponge oil”**

Las especificaciones de los aceites de absorción empleados en la Unidad de Recuperación de Vapores, en condiciones de diseño, son las siguientes:

Aceite “lean oil”		Aceite esponja	
Gravedad en °API	59,5/64,3	Gravedad en °API	47,8/48,2
Peso Molecular	95,5	Peso Molecular	153,5
Intervalo de Ebullición (TBP), °C	18,3-165,6	Intervalo de Ebullición (TBP), °C	165,6-494,3
Curva de Destilación ASTM, °C		Curva de Destilación ASTM, °C	
IBP	47,8	IBP	166,7
10%	69,4	10%	180,6
20%	82,2	20%	183,3
50%	106,1	50%	190,0
70%	126,7	70%	194,4
90%	144,4	90%	207,8
EP	158,9	EP	220,6

2.6. Recuperación de LPG

La Unidad de Recuperación de Ligeros ha sido diseñada para recuperar, como Producto LPG Propano, una porción del propano producido en la Unidad de Crudo, el propano alimentado a la Columna de Estabilización de la Unidad de Platforming y el propano alimentado al Stripper de la Unidad de Desulfuración de Naftas.

Asimismo, la Unidad ha sido diseñada para recuperar, como Producto LPG Butano y, también, como componente del Producto Gasolina, una porción de los butanos producidos en la Unidad de Destilación de Crudo, los butanos alimentados a la

Estabilizadora de la Unidad de Platforming y los butanos alimentados al Stripper de la Unidad de Desulfuración de Naftas.

Se espera, bajo condiciones de diseño, una recuperación del 89,2 % molar del propano y una recuperación del 99 % molar del butano.

2.7. Características y especificaciones de los productos

Las características de los productos obtenidos por la Unidad de Recuperación de Vapores, bajo condiciones de diseño, son las que se presentan en la siguiente tabla:

Características de los productos de la Despropanizadora en condiciones de diseño

Producto	Especificaciones ⁽¹⁾	
Off-Gas saliente del Absobedor Secundario	Según se está produciendo	
Aceite rico del Absobedor Primario	Según se está produciendo	
Aceite rico del Absobedor Secundario	Según se está produciendo	
Propano Producto	C ₂	2 % Máximo
	C ₃	97 % Mínimo
	C ₄	1 % Máximo
	Agua ⁽²⁾	NPGA Propano Comercial
Butano Producto	C ₂	2 % Máximo
	C ₃	Entre 8 y 14 %
	C ₄	84 % Mínimo
	C ₅	1 % Máximo
	Agua ⁽²⁾	NPGA Butano Comercial

Nota (1): Todas las características de los productos en condiciones de diseño vienen dadas en porcentaje volumen estándar.

Nota (2): Las cantidades de humedad de los productos han de ser las especificaciones marcadas por la normativa de la NGPA americana (Natural Gas Policy Act).

Por otro lado, las especificaciones comerciales de los productos propano y butano en vigor en España y que han sido aprobadas por el Ministerio de Industria y Energía (MINER) son las que se muestran en la siguiente tabla:

Especificaciones de Mezclas Comerciales Propano y Butano

Características	Unidad	Propano	Butano	Norm. ASTM
Densidad a 15 °C, mínimo	Kg/l	0,502	0,560	D 1.657
Densidad a 15 °C, máximo	Kg/l	0,535	-	D 1.657
Humedad ⁽¹⁾	-	Exento	-	D 2.713
Agua separada	-	-	Ausencia	-
Azufre total máximo	g/Nm ³	0,1	0,1	D 2.784
Ensayo Doctor Test	-	Negativo	Negativo	-
Azufre corrosivo, máximo	-	1 b	1 b	D 1.838
Presión vapor a 37,8 °C	Kg/cm ²	10-16	-	D 1.267
Presión vapor a 50 °C,	Kg/cm ²	-	7,5	D 2.598
Residuo volátil máximo ⁽²⁾	°C	-36	+2	D 1.837
Poder calorífico inferior,	Kcal/Kg	10.800	10.700	D 240
Poder calorífico superior,	Kcal/Kg	11.900	11.800	D 240
Composición:				D 2.163
Hidrocarburos C ₂ , máximo	%v.	2,5	2,0	-
Hidrocarburos C ₃ , mínimo	%v.	80	-	-
Hidrocarburos C ₃ , máximo	%v.	-	20	-
Hidrocarburos C ₄ , mínimo	%v.	-	80	-
Hidrocarburos C ₄ , máximo	%v.	20	-	-
Hidrocarburos C ₅ , máximo	%v.	1,5	1,5	-
Olefinas totales, máximo	%v.	35	20	-
Olefinas + acetilenos,	%v.	1.500	1.000	-
Olor	-	Característico	Característico	-

NOTA (1): Se considera “exento” cuando, en las condiciones descritas en la norma ASTM D 2.713, no se obstruya la válvula por efecto del hielo antes de los primeros sesenta segundos del ensayo.

NOTA (2): El residuo volátil máximo se determina como la temperatura de evaporación del 95% en volumen, según la norma ASTM D 1.837.

2.8. Balances de materia

Los balances materiales, en condiciones de diseño, para la Unidad de Recuperación de Ligeros son presentados simplificadaamente a continuación:

Corrientes Entrantes	Kg/Hr
Líquido de cabeza de la Estabilizadora de Crudo desulfurado	27.798
Líquido de cabeza del Stripper de Desulfuración de Naftas	1.399
Vapor de cabeza del Stripper de Desulfuración de Naftas	2.498
Líquido de cabeza de la Estabilizadora de Platforming	9.230
Vapor de cabeza de la Estabilizadora de Platforming	2.835
Aceite para el Absorbedor Primario	10.430
Aceite para el Absorbedor Esponja	5.216
Total	59.406

Corrientes Salientes	Kg/Hr
Producto LPG Propano	5.661
Producto LPG Butano	27.813
Fuel Gas	4.442
Aceite rico del Absorbedor Primario	15.425
Aceite rico del Absorbedor Secundario	6.065
Total	59.406

2.9. Condiciones de diseño de los equipos

2.9.1. Desetanizadora

La Desetanizadora ha sido diseñada para eliminar C_2 y componentes más ligeros en la alimentación en una cantidad suficiente como para producir por fondos un

producto con un 0,37 %v. de C_2 . Las condiciones de diseño de esta columna son las que se muestran en la siguiente tabla:

Condiciones de diseño de la Desetanizadora

Condensador parcial	
Hervidor de fondos de tipo termosifón	
Relación de reflujo externa	1,8 mol reflujo/mol producto cabeza
Nº real de platos	36
Carga térmica del condensador	781.200 Kcal/Hr
Carga térmica del termosifón	2.217.600 Kcal/Hr
Condiciones de P y T en el botellón de reflujo	37,8 °C a 27,1 Kg/cm ² g
Condiciones de P y T en la cabeza de la columna	52,8 °C a 27,8 Kg/cm ² g
Condiciones de P y T en la fondo de la columna	112,8 °C a 28,1 Kg/cm ² g

2.9.2. Despropanizadora

La Despropanizadora ha sido diseñada para producir un producto propano de cabeza que contenga un 1,0 %v. en C_4 's y un producto de fondos butano que contenga entre 8 y 14 %v. de C_3 . Sus condiciones de diseño son mostradas en la siguiente tabla:

Condiciones de diseño de la Despropanizadora

Condensador total	
Hervidor de fondos de tipo termosifón	
Relación de reflujo externa	6,3 mol reflujo/mol producto cabeza
Nº real de platos	22
Carga térmica del condensador	2.923.200 Kcal/Hr
Carga térmica del termosifón	2.192.400 Kcal/Hr
Condiciones de P y T en el botellón de reflujo	43,3 °C a 14,1 Kg/cm ² g
Condiciones de P y T en la cabeza de la columna	46,7 °C a 14,4 Kg/cm ² g
Condiciones de P y T en la fondo de la columna	93,9 °C a 14,8 Kg/cm ² g

2.9.3. Absorbedor Primario

El Absorbedor Primario ha sido diseñado para la recuperación aproximada del 78 % mol de propano en la alimentación de vapor a la columna de absorción. Sus condiciones de diseño son mostradas en la siguiente tabla:

Condiciones de diseño del Absorbedor Primario	
Cabeza	48,9 °C a 17,9 Kg/cm ² g
Fondos	53,3 °C a 18,3 Kg/cm ² g
Procedencia del aceite “lean oil”	Fondos de la Estabilizadora de Crudo
Caudal de aceite “lean oil”	108,9 Kmol/Hr
Nº real de platos	24
Carga térmica del intercooler	128.500 Kcal/Hr

2.9.4. Absorbedor Secundario o Esponja

El Absorbedor Secundario o Esponja ha sido diseñado para la recuperación del 99 % mol de C₅⁺ (hidrocarburos de cinco átomos de Carbono o más) en el vapor alimentado desde la cabeza del Absorbedor Primario al Secundario. Sus condiciones de diseño son mostradas en la siguiente tabla:

Condiciones de diseño del Absorbedor Esponja	
Cabeza	48,9 °C a 17,6 Kg/cm ² g
Fondos	54,4 °C a 17,9 Kg/cm ² g
Procedencia del aceite esponja	Keroseno de la Unidad de Crudo
Caudal de aceite esponja	34,0 Kmol/Hr
Nº real de platos	16
Intercooler	Ninguno

2.10. Listado ilustrado de la Despropanizadora

Con este listado ilustrado de la Despropanizadora se intenta mostrar cada uno de los datos de diseño de la columna que han sido necesarios para el desarrollo de los modelos estacionario y dinámico de esta columna mediante simulación. Estos datos son principalmente datos de dimensionamiento de la columna y de su botellón de reflujo:

Columna Despropanizadora	
Columna	
Denominación	URV-T-3
Nº total de platos ⁽¹⁾	22
Plato de alimentación ⁽²⁾	6
Diámetro de la columna Φ	170 cm.
Capacidad total	6.567 lt.
Capacidad útil	5.924 lt.
Tipo de condensador	Total
Fondo de la columna	
Tipo	Elíptico Korbogen ($\Phi/2$)
Altura ⁽³⁾	261 cm.
Nivel mínimo ⁽³⁾	0 cm.
Nivel máximo ⁽³⁾	261 cm.
Diámetro Φ	170 cm.
Sección de rectificación	
Nº de platos	16
Distancia entre platos	61 cm.
Altura de rebosadero	5 cm.
Diámetro Φ	170 cm.
Sección de agotamiento	
Nº de platos	6
Distancia entre platos	76 cm.
Altura de rebosadero	6,25 cm.
Diámetro Φ	170 cm.

Nota (1): Los platos de la columna se numeran en orden ascendente, de tal modo que el plato de fondo de la Despropanizadora sería el plato nº 1 y el de plato de cabeza sería el plato nº 22.

Nota (2): La alimentación a la columna se efectúa por encima del plato nº 6, no directamente al plato nº 6.

Nota (3): Estas dimensiones tienen como referencia la línea tangente del fondo de la columna.

Los datos del botellón de reflujo necesarios para simulación son:

Botellón de Reflujo de la Despropanizadora	
Denominación	URV-D-2
Posición	Horizontal
Tipo de condensador	Total
Tipo de cabezas	Elípticas Korbogen ($\Phi/2$)
Longitud ⁽¹⁾	670 cm.
Diámetro Φ	190 cm.
Capacidad total	20.792 lt.
Capacidad útil	20.780 lt.
Acumulación permanente	100 %

Nota (1): La longitud de este depósito se mide de tangente a tangente de modo que en esta longitud no son computadas las alturas de las cabezas. La altura de las cabezas es la mitad de $\Phi/2$. Estas mismas afirmaciones son aplicables al fondo de la columna.

2.11. Factores de sobrecapacidad

Se define el factor de sobrecapacidad de una bomba como el porcentaje adicional de caudal de líquido que puede suministrar esa bomba sobre su caudal nominal; de este modo, si una bomba se ha diseñado con un factor de sobrecapacidad del 15 % entonces esa bomba será capaz de impulsar un caudal un 15 % mayor que su caudal nominal. Se ha utilizado un factor de sobrecapacidad del 30 % para el diseño de la Bomba de Aceite Esponja Enriquecido. Para el resto de las bombas de la Unidad de Recuperación de Ligeros, ha sido usado un factor de sobrecapacidad del 20 %.

2.12. Condiciones de límite de batería

Las condiciones de diseño que se han utilizado, en los límites de batería, para los productos y las alimentaciones a la Unidad de Recuperación de Ligeros son las que se muestran en la tabla de la página siguiente:

Condiciones de límite de batería

Alimentaciones	Presión mínima, Kg/cm ² g	Temperatura máxima, °C
Producto líquido, Unidad Merox	16,9	40,6
Líquido de cabeza, Estabilizadora Platforming	16,9	43,3
Vapor de cabeza, Estabilizadora Platforming	18,6	43,3
Vapor de cabeza, Stripper Hidrodesulfuración	18,6	40,6
Aceite de absorción "lean oil"	21,8	37,8
Aceite esponja "lean sponge oil"	21,1	43,3

Productos	Presión mínima, Kg/cm ² g	Temperatura máxima, °C
Off-Gas a la Red de Fuel Gas	4,2	Según se produce
Producto LPG Propano	16,5	37,8
Producto LPG Butano	7,4	37,8
Aceite "lean oil" enriquecido	21,4	Según se produce
Aceite esponja enriquecido	6,0	Según se produce

2.13. Servicios auxiliares

En las siguientes tablas, se presentan los requerimientos estimados en cuanto a los Servicios Auxiliares para la Unidad de Recuperación de Ligeros. Los Servicios Auxiliares necesarios para tal Unidad son varios, a saber:

- Vapor de alta presión.
- Vapor de baja presión.
- Agua de refrigeración.
- Energía eléctrica.
- Condensados.

Estas exigencias se corresponden con el modo de operación de la Unidad en las condiciones de diseño especificadas en estas Bases de Diseño y considerando una temperatura ambiental exterior de 30 °C.

Vapor de alta pres.	Características en los límites de batería		
----------------------------	--	--	--

	Máximo	Mínimo	Normal
Presión, Kg/cm ² g	21,1	17,6	16,5
Temperatura, °C	251,7	237,8	226,7

Equipo	Servicio	Consumo Normal Kg/Hr
URV-E-1	Hervidor Desetanzadora	4.800

Vapor de baja pres.	Características en los límites de batería		
----------------------------	--	--	--

	Máximo	Mínimo	Normal
Presión, Kg/cm ² g	5,3	3,5	2,8
Temperatura, °C	204,4	147,8	143,3

Equipo	Servicio	Consumo Normal Kg/Hr
URV-E-4	Hervidor Despropanizadora	4.300

Agua refrigeración	Características en los límites de batería		
---------------------------	--	--	--

Entrante		Saliente	
Presión, Kg/cm ² g	4,2	Presión, Kg/cm ² g	2,1
Temperatura, °C	28,3	Temperatura, °C	48,9 máximo

Equipo	Servicio	Consumo Normal m³/Hr
URV-E-2	Condensador Cabeza Desetanzadora	83,1
URV-E-3	Intercooler Absorbedor Primario	13,6
URV-E-5	Condensador Cabeza Despropanizadora	239,4
URV-E-7	Refrigerador Fondos Despropanizadora	45,4
URV-E-8	Refrigerador Producto Propano	2,3

Energía eléctrica		Características en los límites de batería		
		Voltios	Ciclos	Fases
560 W o menos		220	50	1
De 750 W a 110 KW		380	50	3
Por encima de 110 KW		6300	50	3
Equipo	Servicio	Consumo Normal KW		
URV-P-1A&B	Reflujo Desetanizadora	12,3		
URV-P-3A&B	Fondos Absorbedor Primario	8,9		
URV-P-4A&B	Reflujo & Destilado Despropanizadora	40,0		
URV-P-5A&B	Alimentación Desetanizadora	91,0		
URV-P-6	Reciclo Butano	8,8*		
Total		152,2		

(*) A flujo máximo. Servicio intermitente.

Condensados		Características en los límites de batería		
Presión, Kg/cm ² g		4,2		
Temperatura, °C		Según se está produciendo		
Equipo	Servicio	Consumo Normal Kg/Hr		
URV-E-1	Hervidor Desetanizadora	4.800		
Condensados		Características en los límites de batería		
Presión, Kg/cm ² g		2,5		
Temperatura, °C		Según se está produciendo		
Equipo	Servicio	Consumo Normal Kg/Hr		
URV-E-4	Hervidor Despropanizadora	4.300		

2.14. Instrumentación y control

2.14.1. Introducción

Se puede entender por Control de Procesos el conjunto de actuaciones orientadas al mantenimiento de unas condiciones estacionarias de operación de acuerdo con unos valores fijados previamente de las variables de proceso involucradas.

El Control de Procesos tiene una estructura jeraquizada conforme a los siguientes niveles de automatización:

1. Control Regulatorio Básico.
2. Estrategias de Control Avanzado.
3. Control Multivariable Predictivo.
4. Optimización en Línea.

Dentro de la estructura jerárquica que tiene el Control de Procesos, el sistema de control preexistente que se encuentra implantado para la Unidad de Recuperación de Ligeros se podría enmarcar dentro del conocido como Control Regulatorio Básico.

Con este sistema de control, se garantiza al menos la operación segura y estable de la Unidad. Sin embargo, este Proyecto Fin de Carrera plantea la necesidad de no sólo incrementar la estabilidad y seguridad en la operación de la Despropanizadora sino que, además, expone la necesidad de acercar el funcionamiento de esta columna al óptimo económico. Por ello, se planea la implantación de un controlador multivariable predictivo DMC para esa columna.

Antes de comenzar con el desarrollo del Proyecto, es preciso establecer como se encuentra la Unidad, en general, y la Despropanizadora, en particular, en lo que se refiere a los sistemas de control y de instrumentación.

La Unidad, como ya se sabe, consta de dos columnas de destilación en serie, la Desetanizadora y la Despropanizadora, que se encuentran en paralelo con dos columnas de absorción en serie, el Absorbedor Primario y el Absorbedor Secundario.

El primer objetivo de la Unidad de Recuperación de Ligeros consiste en proporcionar una eficiente separación entre el propano y butano que se están alimentando a la Unidad, minimizando las pérdidas de propano al Sistema de Fuel Gas de la Refinería y los consumos de vapor de agua y otros servicios auxiliares.

El sistema de control que, en la actualidad, se está empleando para operar la Unidad se diseñó en su momento para garantizar unos objetivos que pueden ser organizados en orden creciente de prioridad, como se muestra a continuación:

- a) Seguridad y estabilidad asegurándose el cumplimiento de balances de materia y el control de la presión en las distintas columnas.
- b) Satisfacción de las limitaciones de los equipos garantizando que no se produzca el llenado completo o el vaciado completo de depósitos y de los fondos de las columnas que integran la Unidad.
- c) Control de calidad de los productos, especialmente del butano y propano.

Con el sistema de control que actualmente se está utilizando, el objetivo de control de calidad es difícil de cumplir dados los probables acoplamientos que se pueden producir al intentar controlar simultáneamente las composiciones de cabeza y de fondos de la Despropanizadora. Por ello, para solventar el acoplamiento entre, al menos, dos variables a controlar, el Proyecto propone el desarrollo de un control MBPC que asimismo garantizará un modo de operación más cercano al completamente optimizado.

2.14.2. Nomenclatura

La nomenclatura usada para la instrumentación instalada sigue las normas ISA. Ésta es la más empleada en el campo de la Ingeniería de Control de Procesos. La nomenclatura ISA se muestra en el Anexo 3 de este Proyecto Fin de Carrera.

Cada uno de los elementos que configuran los diagrama de procesos y de tuberías e instrumentos de la Unidad son denominados conforme al siguiente patrón:

URV-XXX-00NN

donde URV responde a Unidad de Recuperación de Vapores, XXX a tres letras (al menos un carácter) que denotan la función de ese elemento, ya sea un elemento de instrumentación o una operación unitaria propia del proceso, y donde NN son dos números de identificación del elemento. El “carnet de identidad” de cada elemento será por lo tanto este código URV-XXX-00NN.

Los distintos tipos de elementos de instrumentación empleados en la Unidad, según esta nomenclatura, son los siguientes:

CAUDAL		TEMPERATURA	
FIC	Indicador y controlador	TIC	Indicador y controlador
FI	Indicador	TI	Indicador
FC	Controlador	TC	Controlador
FT	Transmisor	TT	Transmisor
FV	Válvula	TV	Válvula
FALL	Alarma de caudal muy bajo	TW	Vaina de medida
FSLI	Interruptor de caudal muy bajo	TIE	Indicador y elemento primario
FO	Orificio de medida		

PRESIÓN		NIVEL	
PIC	Indicador y controlador	LIC	Indicador y controlador
PI	Indicador	LI	Indicador
PC	Controlador	LC	Controlador
PT	Transmisor	LT	Transmisor
PV	Válvula	LV	Válvula
PAL	Alarma de presión baja	LAL	Alarma de nivel bajo
PAH	Alarma de presión alta	LAH	Alarma de nivel alto
PSL	Interruptor de presión baja	LSL	Interruptor de nivel bajo
PSH	Interruptor de presión alta	LSH	Interruptor de nivel alto
PSV	Válvula de seguridad	LG	Mirilla de vidrio
PDY	Convertidor de presión diferencial	LY	Convertidor

ANÁLISIS		VARIOS	
AE	Elemento de análisis en línea	SC	Conexión de toma de muestras
AI	Indicador	SS	Interruptor de velocidad
AL	Valor mínimo de análisis	ST	Transmisor de velocidad
AS	Interruptor	TCHR	Cámara de prueba
AT	Cromatógrafo	EOV	Válvula motorizada
AY	Convertidor		

En cuanto a los equipos de proceso:

EQUIPO DE PROCESO	
D	Tanque o depósito
T	Columna de destilación o de absorción
P	Bomba
E	Cambiador de calor
C	Compresor
BR	Secador

2.14.3. Objetivos de control actuales y futuros

Los objetivos de control garantizados por el momento con el esquema regulatorio que se está utilizando en la Unidad son los objetivos de seguridad y estabilidad en la Unidad (aseguramiento del cumplimiento de los balances de materia y energía) y de satisfacción de las limitaciones dimensionales de los equipos. También se está intentando controlar la calidad de los dos productos en la Despropanizadora pero es seguro que con dificultades debido al muy probable acoplamiento entre los controladores encargados de satisfacer esos requerimientos.

Lo que ya no puede permitir el esquema de control preexistente es la minimización de la propagación de perturbaciones, ni conseguir objetivos de minimización de consumos energéticos para las especificaciones de productos dadas.

Aunque en una concepción general del control de la Unidad, estos objetivos no son los prioritarios (los prioritarios son los que ya se cubren con el esquema actual, base de partida de este Proyecto), sí parece muy interesante tratar de desarrollar un nuevo esquema atendiendo a nuevas estrategias para tratar de cumplir estos objetivos que sobre todo redundan en la mejora de aspectos importantes como la calidad y la economía en la Unidad.

Se puede intentar satisfacer estos nuevos objetivos pero el control de esta Unidad se ve complicado dada la presencia de dos columnas de destilación. La destilación es un proceso multiestado con grandes tiempos muertos y no linealidades que hacen complicado su control, más aún cuando es de esperar grandes perturbaciones y complejas interacciones dinámicas que derivan en el acoplamiento del control de las calidades de cabeza y fondos. Esto es especialmente crítico en la Despropanizadora.

Por ello, este Proyecto plantea la implementación, sobre el esquema de control preexistente, de un controlador multivariable predictivo comercial DMC para la Despropanizadora. Precisamente en la Despropanizadora porque es en ella donde las exigencias de calidad son cruciales (en esta columna se separan los productos finales) y

donde la minimización de perturbaciones es importante pues es una operación unitaria final dentro de la Refinería por lo que las perturbaciones que la pueden afectar son muchas. La implementación de este controlador comercial garantiza, además, el seguro acoplamiento que se produce en esta columna al tratar de controlar dos calidades.

Concretamente, los objetivos de control adicionales que se quieren cumplir en la Despropanizadora con la implementación del controlador comercial DMC son:

1. Mantenimiento de la especificación en butanos del producto propano.
2. Mantenimiento del contenido de propano en el producto butano tan elevado como sea posible siempre cumpliéndose las especificaciones establecidas: de 8 a 14 % en volumen estándar.
3. Minimización de los consumos energéticos de un modo coherente con los objetivos anteriormente marcados.

Las perturbaciones más frecuentes a considerar son las que se produzcan en el caudal, temperatura y composición de la alimentación a la columna y las que se den en los servicios de hervidor y condensador. Las que se tendrán en cuenta en el desarrollo del controlador DMC serán exclusivamente las que se den en la alimentación a la columna pues las otras tienen una influencia mínima.

2.14.4. Estrategia y esquema de control básico actuales

Las estrategias de control, que se están empleando en la actualidad en esta Unidad y que se quiere mejorar con la implementación del controlador DMC en la Despropanizadora, son las mostradas en los planos adjuntados en este Proyecto. Adicionalmente, se ha añadido el plano de tuberías e instrumentos nº 4 que muestra como quedará la Despropanizadora después de la implantación del controlador DMC.

El objetivo, ahora, es el de explicar cuales son las estrategias de control actuales y el esquema regulatorio básico preexistente, ambos diseñados en su momento, pues constituyen las bases de diseño del Proyecto de implantación del futuro DMC.

Las estrategias de control que se hayan implementadas en la Unidad de Recuperación de Ligeros cubren el campo del Control Básico de Procesos. En el proyecto en el que se diseñó el esquema de control actual, estas estrategias se consideraron para cumplir:

1. Seguridad y estabilidad de operación.
2. Satisfacción de las limitaciones dimensionales de los equipos. Lo que se trata es de evitar el vaciado o llenado completo de acumuladores.
3. Control de la calidad de los productos propano y butano.

A grandes rasgos, se podría decir que, actualmente, se está controlando el nivel de todos los depósitos y fondos de las columnas. No se regula, sin embargo, el nivel del botellón de reflujo de la Despropanizadora, URV-D-2, pues este depósito se encontrará permanentemente lleno en condiciones normales de operación por las razones que se apuntarán más tarde.

Todos estos controladores de nivel se hayan dentro de cascadas de control. En las cascadas de control de nivel de los recipientes se van a encontrar dos controladores:

- a) El controlador primario que en este caso sería el controlador de nivel del acumulador de líquido, depósito o fondo de columna.
- b) El controlador secundario que, en este caso, sería el controlador de caudal de extracción de líquido del acumulador.

En la cascada la salida a válvula del controlador primario fija el punto de consigna del controlador secundario. Dentro de la cascada, el lazo secundario ha de tener una respuesta más rápida que el dominante y suele ser simplemente proporcional ya que al controlador no le afecta el error permanente.

Con esta estrategia de control se consigue minimizar perturbaciones en el nivel de los acumuladores producidos por las fluctuaciones de nivel provocadas por la agitación que produce la caída de líquido sobre el volumen acumulado.

Para vigilar aún más el cumplimiento de los requerimientos de seguridad en el nivel de los acumuladores, todos los depósitos y todos los fondos de columna han sido provistos de alarmas e interruptores de nivel de alta y de baja.

El control de temperatura de fondos de las columnas de destilación también se efectúa en cascada actuando el controlador primario de temperatura sobre el caudal de alimentación de vapor en el hervidor de fondo (en ambos casos de tipo termosifón).

Con ello, se trata de garantizar el control de composición del caudal de fondo de ambas columnas. Las temperaturas que se controlan son medidas en el plato nº 4 de fondo de la Desetanizadora, URV-T-1, y en el propio fondo de la Despropanizadora, URV-T-3, dado que estos son los platos sensibles. El control de composición basado en el plato sensible busca aquel plato de la columna cuya temperatura sea un valor del que se pueda inferir la composición de la corriente de producto que se quiere controlar.

No existe control de composición del producto de cabeza de la Desetanizadora. En efecto, esta columna funciona con condensación parcial de modo que el vapor no condensado es enviado a absorción y su composición no es controlada confiando que las dos columnas de absorción y sus lazos de control garantizarán una recuperación al máximo de los valiosos propano o butanos. Además todo el líquido que ha sido condensado es enviado como reflujo total a la cabeza de la columna.

Únicamente ese líquido condensado es controlado en nivel en el botellón de reflujo, URV-D-1, tratando de garantizar que al menos el agua decantada no sea enviada como reflujo a la columna. Ese controlador de nivel de hidrocarburo sobrenadante sobre el agua decantada actúa sobre la apertura de válvula del reflujo total de condensado.

El control de composición del producto propano en la Despropanizadora se está realizando con un lazo sencillo PID de control del caudal de reflujo. La regulación en esta columna está configurada de tal modo que el propano, producto de cabeza, está siendo controlado por manipulación directa de su caudal en el lazo de presión en la cabeza de la columna mientras que el butano de fondos está siendo controlado en nivel.

Esta configuración de control de la Despropanizadora se completa por manipulación de los flujos internos a través de ese control de reflujo.

Hay que señalar además que la estrategia preexistente de control de la Despropanizadora realiza una regulación directa del flujo del producto de menor caudal (propano producto) por lo que es adecuada para relaciones de reflujo elevadas y producción de propano baja. También, es adecuada para procesos, como esta columna, donde se producen trastornos del balance de energía y favorece gran pureza del propano aunque con acoplamiento entre los lazos de control de calidad.

Por todo ello, para optimizar la producción de propano y butano, el consumo energético en la columna y, sobre todo, para eliminar el acoplamiento que representa, en la estrategia actual de control, intentar conseguir dos objetivos de composición contrapuestos, este Proyecto propone el desarrollo de un controlador multivariable predictivo DMC, aunque bajo un punto de vista no convencional: modelos rigurosos desarrollados mediante simulación en vez de los usuales identificados.

Para garantizar la operación segura de las columnas de destilación, en el sistema regulatorio actual se controla la presión en las cabezas de ambas. Antes de entrar en detalle hay que tener en cuenta que la Desetanizadora funciona con condensación parcial y la Despropanizadora funciona con condensación total.

En la Desetanizadora, dado que ésta funciona con condensación parcial de destilados, el control de presión es recomendable que se haga sobre el vapor saliente del botellón de reflujo. Esto permite una acción regulatoria directa y rápida sobre la presión en la columna. No se consideró en su momento el uso de métodos híbridos de control de presión pues en esa corriente de destilado no condensado no habrá incondensables.

En el caso de la Despropanizadora, dado que ésta trabaja con condensación total de destilados, se está usando un control de presión manipulando la carga térmica del condensador, URV-E-5 A/B. Se ha considerado el muy habitual control por inundación del condensador para columnas con condensación total. En esta estrategia, se controla la presión de cabeza de la columna abriendo o cerrando la válvula de salida de destilado permaneciendo el botellón de reflujo de esta columna lleno en condiciones habituales de operación y variando el área de inundación del condensador de reflujo. Es precisamente esa variación del área de inundación la que facilita el control de la presión de la Despropanizadora por manipulación, indirecta, de la carga térmica del condensador.

El fundamento de esta estrategia es el siguiente: un aumento de la presión en cabeza sobre el punto de consigna establecido en automático es debido a una mayor cantidad de vapor de cabeza, por lo que será preciso condensar una mayor cantidad de vapor en el condensador para poder adecuar esta presión. Para ello se actúa sobre el caudal de destilado de modo que, teniendo en cuenta que el condensador es total, el controlador abriría la válvula de salida del destilado provocando una bajada en el nivel de inundación del condensador o, lo que es lo mismo, un aumento del área de condensación. De este modo, se condensaría una mayor cantidad de vapor para adecuar la presión medida al punto de consigna del controlador. En todo momento, dentro de este razonamiento, el botellón de reflujo se haya prácticamente lleno y la acumulación de líquido solamente varía en el condensador de cabeza.

Para aplicar esta estrategia de control, fue preciso en el diseño del esquema de control actual que en planta el botellón de reflujo se sitúe por debajo de los dos equipos de condensación URV-E-5 A y B. El condensador inferior ha sido dotado incluso de

una mirilla de vidrio para que se pueda observar en planta cual es el nivel de acumulación de condensado en su interior.

Esta estrategia de control de presión tiene, sin embargo, una peculiaridad y es que produce un ligero subenfriamiento del destilado facilitado aún todavía más teniendo en cuenta que el condensador de cabeza, en condiciones normales de operación, funciona con la válvula de agua de refrigeración completamente abierta.

Por cuestiones de seguridad y de estabilidad de operación en los hervidores de fondo de las dos columnas de destilación, han sido establecidos sendos controladores de nivel de hidrocarburo líquido acumulado dentro de los termosifones. Estos controladores regulan la cantidad de hidrocarburo acumulado abriendo o cerrando la válvula de agua condensada que sale del termosifón. El funcionamiento es análogo al antes explicado: se regula ese nivel mediante una mayor o menor inundación de la superficie tubular, considerando que ahora es un calentamiento y no una condensación.

Por otro lado, en las columnas de absorción se está controlando el nivel de sus fondos en cascada para garantizar una operación en la que los fondos no se vacíen por completo o rebosen. Para controlar la absorción de los valiosos propano y butanos que acompañan al fuel gas se controla, mediante lazos sencillos de control de caudal, las corrientes de alimentación de los aceites de absorción. Estos lazos sencillos han sido integrados en sendas estrategias control avanzado de relación o “ratio control”.

En efecto, tanto el caudal de alimentación del aceite “lean oil” como del aceite esponja están controlados mediante sendos módulos de control de relación tomándose en ambos casos el caudal final de fuel gas saliente del Absorbedor Esponja, URV-T-4, como segundo “input” a los módulos de “ratio control”. El control de presión Absorbedor Primario, URV-T-2, y del Absorbedor Esponja está garantizado con la regulación de ese caudal de fuel gas saliente por cabeza del último.

Todos los equipos de intercambio de calor que emplean agua de refrigeración funcionan con las válvulas de agua de refrigeración en modo manual. En condiciones

normales de operación, estas válvulas se encuentran completamente abiertas. Por supuesto en la instrumentación actualmente instalada se previó, por cuestiones de seguridad, el empleo de venteos y válvulas de descarga para cada uno de los equipos.

2.14.5. Listado de instrumentación y control

Los principales controladores que configuran el actual control en la Unidad son:

CONTROLADOR	VAR. CONTROLADA	VAR. MANIPULADA	SITUACIÓN
TANQUE PULMÓN DE ALIMENTACIÓN A LA UNIDAD, URV-D-3			
URV-PIC-0006	Presión vapor a U.Crudo	Caudal vapor a U.Crudo	DCS pantalla
URV-LIC-0007	Nivel agua decantada	Caudal agua decantada	Local
URV-LIC-0005	Nivel LPG en tanque	Pto. Consigna FIC-7	DCS pantalla
URV-FIC-0007	Caudal alimen. Desetan.	Caudal alimen. Desetan.	DCS pantalla
DESETANIZADORA, URV-T-1			
URV-LIC-0011	Nivel botellón reflujo	Caudal de reflujo	DCS pantalla
URV-PIC-0009	Presión vapor no cond.	Caudal vapor no conden.	DCS pantalla
URV-TIC-0003	Tª plato sensible (4)	Pto. Consigna FIC-9	DCS pantalla
URV-FIC-0009	Caudal vapor agua herv.	Caudal vapor agua herv.	DCS pantalla
URV-LIC-0036	Nivel hidrocarburo herv.	Caudal agua condensada	Panel
URV-LIC-0009	Nivel fondo Desetaniz.	Pto. Consigna FIC-10	DCS pantalla
URV-FIC-0010	Caudal salida fondos	Caudal salida fondos	DCS pantalla
DESPROPANIZADORA, URV-T-3			
URV-PIC-0014	Presión cabeza Desprop.	Caudal propano product.	DCS pantalla
URV-FIC-0012	Caudal de reflujo	Caudal de reflujo	DCS pantalla
URV-TIC-0011	Tª fondo Despropaniz.	Pto. Consigna FIC-13	DCS pantalla
URV-FIC-0013	Caudal vapor agua herv.	Caudal vapor agua herv.	DCS pantalla
URV-LIC-0037	Nivel hidrocarburo herv.	Caudal agua condensada	DCS pantalla
URV-LIC-0015	Nivel fondo Desprop.	Pto. Consigna FIC-14	DCS pantalla
URV-FIC-0014	Caudal butano product.	Caudal butano product.	DCS pantalla

CONTROLADOR	VAR. CONTROLADA	VAR. MANIPULADA	SITUACIÓN
ABSORBEDOR PRIMARIO, URV-T-2			
URV-FIC-0001	Alimentación “lean oil”	Alimentación “lean oil”	DCS pantalla
URV-LIC-0001	Nivel fondo Absorb. 1 ^{ario}	Pto. Consigna FIC-2	DCS pantalla
URV-FIC-0002	Caudal “rich lean oil”	Caudal “rich lean oil”	DCS pantalla
ABSORBEDOR SECUNDARIO O ESPONJA, URV-T-4			
URV-FIC-0003	Alim. “lean sponge oil”	Alim. “lean sponge oil”	DCS pantalla
URV-LIC-0003	Nivel fondo Absorb. 2 ^{ario}	Pto. Consigna FIC-5	DCS pantalla
URV-FIC-0005	“rich lean sponge oil”	“rich lean sponge oil”	DCS pantalla
URV-PIC-0004	Presión fuel gas enviado	Caudal fuel gas enviado	DCS pantalla

Por otra parte, la instrumentación de medida y control que está utilizando el esquema regulatorio preexistente de la columna Despropanizadora es la que se muestra en la siguiente tabla. Esta información resulta particularmente interesante para el desarrollo de este Proyecto Fin de Carrera:

INSTRUMENTO	FUNCIÓN	SITUACIÓN
Alimentación a la Despropanizadora y platos		
URV-FT-0010	Transmisor de caudal de alimentación a la columna	Local
URV-FI-0010	Indicador de caudal de alimentación a la columna	DCS pantalla
URV-TI-0123	Indicador de temperatura de alimentación	DCS pantalla
URV-AI-0101	Indicador de C ₂ en alimentación a la columna	Local
URV-AE-0105	Elemento 1 ^{ario} análisis de la alimentación	Local
URV-AT-0100	Cromatógrafo de análisis	En línea
URV-TI-0124	T ^a del plato nº 11 de la columna (plato 1 de fondo)	DCS pantalla
URV-TI-0151	T ^a del plato nº 6 de la columna (plato 1 de fondo)	DCS pantalla
URV-PDY-0015	Indicación de pérdida de carga en la columna	DCS pantalla

INSTRUMENTO	FUNCIÓN	SITUACIÓN
Cabeza y condensador de cabeza, URV-E-5 A/B, de la Despropanizadora		
URV-PSH-0035	Interruptor de alta presión de cabeza de la columna	Local
URV-PAH-0035	Alarma de alta presión de cabeza de la columna	DCS pantalla
URV-PT-0014	Transmisor de presión de cabeza de la columna	Local
URV-PIC-0014	Controlador-indicador de la presión de cabeza	DCS pantalla
URV-PV-0014	Válvula de apertura controlada por URV-PIC-0014	Local
URV-TI-0115	Temperatura de los gases salientes de cabeza	DCS pantalla
URV-TI-0153	Tª del agua de refriger. de retorno en condensador	DCS pantalla
URV-LG-0020	Mirilla de vidrio para nivel en condensador cabeza	Local
URV-TI-0018A	Indicador Tª hidrocarburo entre URV-E-5 A y B	Local
URV-FT-0043	Descarga eventual de gases de cabeza a U. Hidróg.	Local
URV-FI-0043	Descarga eventual de gases de cabeza a U. Hidróg.	DCS pantalla
URV-FT-0044	Descarga eventual de gases de cabeza a sist. fuelgas	Local
URV-FI-0044	Descarga eventual de gases de cabeza a sist. fuelgas	DCS pantalla
URV-PSV-0010	Válvula de descarga de seguridad de la cabeza (1ª)	Local
URV-PSV-0006	Válvula de descarga de seguridad de la cabeza (2ª)	Local
URV-PSV-0009	Válvula de descarga de seguridad del condensador	Local
Botellón de reflujo de la Despropanizadora, URV-D-2		
URV-LG-0018	Mirilla de vidrio para nivel botellón de reflujo	Local
URV-LT-0017	Transmisor de nivel en el botellón de reflujo	Local
URV-LSL-0017	Interruptor de bajo nivel en el botellón de reflujo	Local
URV-LAL-0017	Alarma de bajo nivel en el botellón de reflujo	DCS pantalla
URV-LY-0017	Convertidor medida de nivel en el botellón	Local
URV-LI-0017	Indicación de nivel en el botellón de reflujo	DCS pantalla
URV-PI-0016	Indicación de la presión de descarga de incondens.	Local
URV-TI-0121	Tª de salida del líquido condensado del botellón	DCS pantalla

INSTRUMENTO	FUNCIÓN	SITUACIÓN
Reflujo en cabeza de la Despropanizadora y propano producto		
URV-PI-0017	Presión de impulsión de las bombas de reflujo	Local
URV-PI-0018		
URV-AE-0102	Elemento 1 ^{ario} análisis de propano en esa impulsión	Local
URV-AI-0102A	C ₂ en propano producto	DCS pantalla
URV-AI-0102B	Butano normal en propano producto	DCS pantalla
URV-AI-0102C	Isobutano en propano producto	DCS pantalla
URV-AI-0102D	Riqueza del propano producto	DCS pantalla
URV-AY-0001	Contenido molar de butanos en propano producto	DCS pantalla
URV-FT-0012	Transmisor del caudal de reflujo de la columna	Local
URV-FIC-0012	Controlador-indicador del caudal de reflujo	DCS pantalla
URV-FV-0012	Válvula de apertura controlada por URV-FIC-0012	Local
URV-FT-0128	Transmisor del caudal de reflujo de la columna	Local
URV-FSLL-0128	Interruptor de caudal muy bajo de reflujo	Local
URV-FALL-0128	Alarma de caudal muy bajo de reflujo	DCS pantalla
URV-EOV-0037	Válvula motorizada comandada por FSLL-128	Local
URV-TI-0119	T ^a del propano entrante a cambiador URV-E-8	DCS pantalla
URV-TI-0120	T ^a del propano saliente de cambiador URV-E-8	DCS pantalla
URV-TI-0021	T ^a del agua de refriger. de retorno en URV-E-8	Local
URV-FT-0015	Transmisor de caudal de propano a almacenam.	Local
URV-FI-0015	Indicador de caudal de propano a almacenamiento	DCS pantalla
URV-PSV-0008	Válvula de descarga de seguridad de URV-E-8	Local
FONDO DE LA DESPROPANIZADORA		
URV-PI-0015	Indicador de presión en el fondo de la columna	Local
URV-LG-0016	Mirilla de vidrio para nivel de fondo de la columna	Local
URV-LT-0015	Transmisor de nivel en el fondo de la columna	Local
URV-LSL-0043	Interruptor de bajo nivel en el fondo de la columna	Local
URV-LAL-0043	Alarma de bajo nivel en el fondo de la columna	DCS pantalla

INSTRUMENTO	FUNCIÓN	SITUACIÓN
FONDO DE LA DESPROPANIZADORA		
URV-LSH-0025	Interruptor de alto nivel en el fondo de la columna	Local
URV-LAH-0025	Alarma de alto nivel en el fondo de la columna	DCS pantalla
URV-LIC-0015	Controlador-indicador del nivel de fondo	DCS pantalla
URV-FT-0014	Transmisor del caudal de fondo de la columna	Local
URV-FIC-0014	Controlador-indicador del caudal de fondo	DCS pantalla
URV-FV-0014	Válvula de apertura controlada por URV-FIC-0014	Local
URV-TI-0117	Tª de hidrocarburo saliente del fondo de la columna	DCS pantalla
URV-TI-0146	Tª de butano de fondos saliente de URV-E-9	DCS pantalla
URV-TI-0122	Tª precalentamiento alim. Desetaniz. en URV-E-9	DCS pantalla
URV-TI-0118	Tª de butano de fondos saliente de URV-E-7 a TKS	DCS pantalla
URV-TI-0152	Tª del agua de refriger. de retorno en URV-E-7	DCS pantalla
URV-FT-0042	Transmisor de caudal de butano producto a tanques	Local
URV-FI-0042	Indicador de caudal de butano producto a tanques	DCS pantalla
URV-HS-0110B	Toma de muestras de fondo de Despropanizadora	DCS pantalla
URV-AE-0103	Elemento 1 ^{ario} análisis de butano producto a tanques	Local
URV-AI-0103A	Propano en producto butano	DCS pantalla
URV-AI-0103B	Riqueza de butano normal en producto butano	DCS pantalla
URV-AI-0103C	Riqueza de isobutano en producto butano	DCS pantalla
URV-AI-0103D	Pentanos en el producto butano	DCS pantalla
URV-AY-0002	Contenido molar de propano en butano producto	DCS pantalla
URV-PI-0019	Presión de salida de URV-P-6 butano a Ud. Crudo	Local
URV-FT-0011	Recirculación de butano producto a Unidad Crudo	Local
URV-FIC-0011	Recirculación de butano producto a Unidad Crudo	DCS pantalla
URV-FV-0011	Recirculación de butano producto a Unidad Crudo	Local
URV-PSV-0011	Válvula de descarga de seguridad de fondos	Local
URV-PSV-0007	Válvula de descarga de seguridad de URV-E-7	Local

INSTRUMENTO	FUNCIÓN	SITUACIÓN
Hervidor de fondo de la columna, termosifón URV-E-4		
URV-TI-0116	Tª de hidrocarburo saliente termosifón vuelto a col.	DCS pantalla
URV-TI-0147	Tª de servicio de vapor de agua en hervidor	DCS pantalla
URV-TI-0148	Tª de agua condensada saliente hervidor	DCS pantalla
URV-TT-0011	Transmisor de Tª de fondo en la columna	Local
URV-TIC-0011	Controlador-indicador de Tª de fondo	DCS pantalla
URV-FT-0013	Transmisor del caudal de servicio de vapor de agua	Local
URV-FIC-0013	Controlador-indicador del caudal de vapor de agua	DCS pantalla
URV-FV-0013	Válvula de apertura controlada por URV-FIC-0013	Local
URV-PI-0037	Indicador de presión en el termosifón lado agua	Local
URV-LG-0039	Mirilla de vidrio para nivel inundación termosifón	Local
URV-LT-0037	Transmisor de nivel inundación en el termosifón	Local
URV-LY-0037	Interruptor de nivel inundación en el termosifón	Local
URV-LIC-0037	Controlador-indicador del nivel inundac. termosifón	DCS pantalla
URV-LV-0037	Válvula de apertura controlada por URV-LIC-0015	Local

2.14.6. Criterios de sintonización de los controladores

La bibliografía no proporciona los parámetros de sintonización de los controladores para el proceso, por lo que ha sido preciso decidir una sintonización de todos los lazos con objeto de poder continuar con el Proyecto.

Los lazos de control que se están usando en el actual esquema de control están basados en el algoritmo PID (proporcional-integral-derivativo). Este algoritmo es apropiado para ser usado en lazos de realimentación. En el algoritmo, existen tres parámetros a sintonizar o ajustar: la ganancia K , la constante de tiempo integral T_I y la constante de tiempo diferencial T_D . La sintonización o ajuste de sintonías se realiza para poder conseguir una calidad de control aceptable. Además del ajuste del lazo, existe otra cuestión básica por resolver: ¿qué tipo de controlador (P, PI, PID) parece apropiado para las acciones de control que deben implementarse?.

En el esquema actual, la sintonización de estos controladores se ha realizado usando el método de Ziegler-Nichols que está basado en el comportamiento del proceso en el dominio del tiempo. El ajuste de parámetros de los controladores debería realizarse con datos reales de proceso y su realización acabaría en campo por prueba y error.

Como esto no es posible, se ha realizado al ajuste usando la propia simulación dinámica. Aplicando en simulación el mismo procedimiento Ziegler-Nichols que se usa con datos reales de planta se ha logrado el ajuste de las sintonías de los controladores. Tanto el procedimiento como las sintonías son mostrados al final de este capítulo.

Para saber si la calidad de control conseguida con la sintonización en simulación es aceptable, es necesario tener un criterio de calidad de respuesta. El criterio que utiliza el método de sintonización de Ziegler-Nichols, y que se ha usado en la simulación en el Proyecto, se basa en observar la respuesta dinámica del controlador a ajustar en lazo cerrado frente a escalón. La sintonización se ha realizado además sobre el punto de consigna y no sobre las perturbaciones dado que el controlador multivariable DMC que se va a implementar por encima de este esquema regulatorio básico ya incluye la acción de control en adelante entre sus posibilidades, teniendo en cuenta las perturbaciones medibles de mayor influencia en el proceso.

En la selección del tipo de controlador, el controlador PID, que incorporará las tres acciones y, por tanto, con tres parámetros a ajustar, es el que teóricamente ofrece la mejor calidad de respuesta tanto frente a cambios en su punto de consigna como a cambios en las perturbaciones. Sin embargo, es muy habitual en planta la presencia de ruido en las señales, la cual puede ser amplificada enormemente por la acción derivativa. Esto redundaría en un empobrecimiento de la calidad de control del PID.

Como en el proceso que se está estudiando en este Proyecto no se sabe de la presencia de filtros que puedan atenuar este ruido, en el ajuste de lazos del actual esquema de control se ha optado porque todos los controladores a simular tengan sólo la acción proporcional e integral, es decir que todos sean PI. Únicamente se ha hecho una

excepción con el controlador de caudal de vapor de agua al hervidor (PID) habida cuenta de que la bibliografía asegura que los servicios de vapor de agua y de agua de condensación son muy estables (por ello, no han sido considerados perturbaciones) y teniendo presente que la simulación dinámica del comportamiento de estos lazos de control da respuestas exentas de ruido.

Además existe en el Control de Procesos una regla de puño que dice que sólo en lazos sin ruido y lentos (constante de tiempo elevada) como los lazos de concentración es aconsejable usar la acción derivativa. En realidad, la gran mayoría de los lazos de realimentación disponen de controladores PI.

También hay que tener en cuenta el tipo de actuación del controlador, directa o inversa. La acción se elige analizando en que dirección, aumentar o disminuir, debe cambiar la salida del controlador (OP) ante un incremento en la variable de proceso controlada (PV) sobre el punto de consigna (SP, “Set Point”) del controlador. Dado que la sintonización del esquema regulatorio básico se ha realizado con el simulador dinámico, el criterio que se ha seguido es el que utiliza el programa Aspen Custom Modeler, es decir, el que considera que si cuando la PV aumenta sobre la SP del controlador y éste abre válvula o su OP aumenta entonces la acción será directa.

El método de ajuste que se ha utilizado, en simulación, para el ajuste de los controladores, como ya se ha dicho, es el método de Ziegler-Nichols de lazo cerrado. Se basa en la determinación de la ganancia última K_u y el periodo último P_u , esto es, de los dos parámetros característicos de la respuesta del controlador en frecuencia en lazo cerrado. El procedimiento implementado en simulación dinámica es el mismo que se sigue en el ajuste de las sintonías de los lazos con datos reales de proceso.

Este procedimiento se aplicará para el ajuste individual de cada regulador PID, manteniéndose el resto de controladores con unas sintonías fijas de referencia mientras se buscan los valores de ganancia última y periodo último para el controlador que en ese momento de la simulación se esté analizando.

El procedimiento seguido se resume en los siguientes cuatro pasos:

1. Partiendo de las condiciones estacionarias de operación, particulares pero normales, que dieron lugar al modelo estacionario, se anulan en el simulador dinámico las acciones integral y derivativa para el controlador que en ese momento se esté ajustando y se sintonizan las ganancias a un valor bajo. El resto de controladores se mantienen en unas condiciones de referencia.
2. Se pasa el controlador de manual a automático y, en la simulación, se provoca un escalón en el punto de consigna el controlador estudiado.

Como la ganancia se ajustó a un valor bajo entonces la respuesta observada en el controlador será lenta y sobreamortiguada.

3. Dentro de la simulación, se incrementa la ganancia en sucesivos pasos y se provoca el escalón en cada uno de ellos, hasta conseguir una respuesta de oscilación mantenida (ver figura nº 1).
4. La ganancia última es la ganancia del controlador en esas condiciones representadas y el periodo último se mide sobre la respuesta como se muestra en la figura nº 1 de la página siguiente.

El criterio de calidad usado por Ziegler y Nichols para desarrollar las reglas de sintonización, mostradas después de la figura nº 1 en el cuadro nº 2 de la siguiente página, es la relación de amortiguamiento a un cuarto. Este mismo criterio de calidad ha sido empleado en el desarrollo de las simulaciones para el ajuste de sintonías.

En la derivación de estas reglas los autores asumieron un controlador PID analógico no interactivo con la acción derivativa actuando sobre el error. Es de suponer que todos los controladores PID simulados en el sistema responden a estas características o que, al menos, se aproximan bastante.

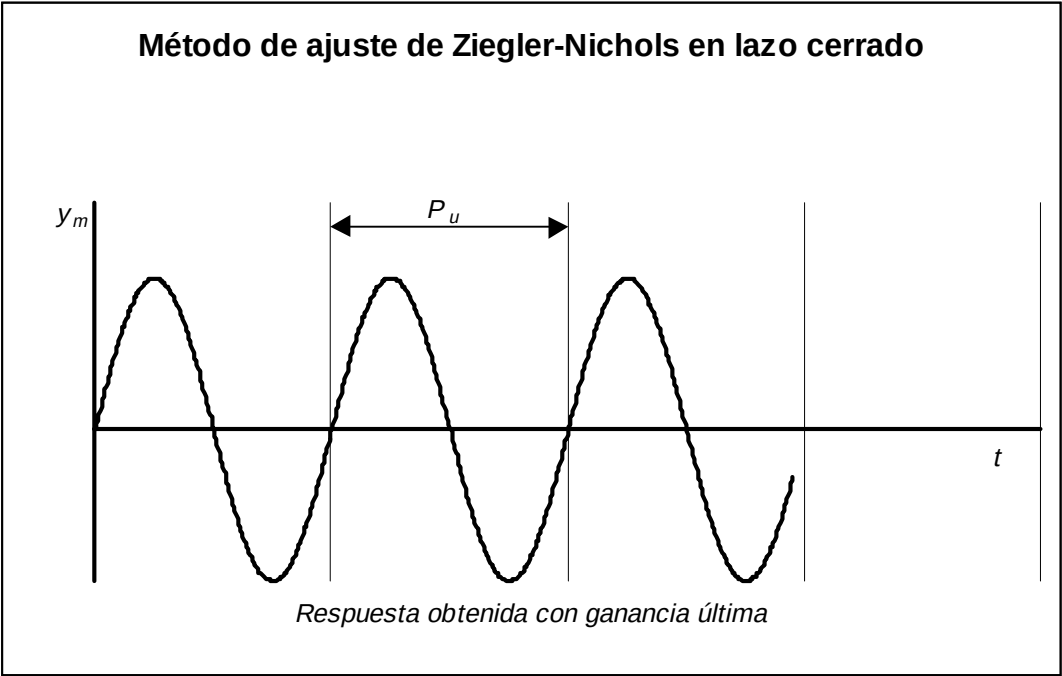


Figura 1. Método de ajuste de Ziegler-Nichols (lazo cerrado). Respuesta oscilación sostenida.

TIPO DE CONTROLADOR	GANANCIA PROPORCIONAL	CTE. TIEMPO INTEGRAL	CTE. TIEMPO DERIVATIVA
P	0,500 K_u	—	—
PI	0,450 K_u	0,830 P_u	—
PID	0,600 K_u	0,500 P_u	0,125 P_u

Cuadro 2. Método de ajuste Ziegler-Nichols (lazo cerrado). Reglas de sintonía del controlador.

2.14.7. Sintonías del esquema regulatorio básico necesarias para la implementación del control MBPC

Antes de mostrar las sintonías usadas para los controladores PID de la columna Despropanizadora hay que tener presente dos circunstancias. Por un lado, la implementación del controlador multivariable comercial DMC exige la presencia de un esquema regulatorio básico que se encuentre jerárquicamente por debajo de DMC dado que el control multivariable no actúa directamente sobre las variables de proceso sino sobre los puntos de consigna de los controladores de este esquema básico. La importancia del buen ajuste de estos lazos básicos no sólo no disminuye al implantar el controlador DMC sino que aumenta pues la calidad del control multivariable depende enormemente de la calidad del control básico que subyace debajo de él.

Por otra parte, como en este Proyecto se propone el desarrollo de modelos dinámicos elaborados mediante simulación que puedan sustituir a los modelos identificados comúnmente usados por el controlador DMC hay que buscar un compromiso entre el rigor de los modelos fisicoquímicos desarrollados y el tiempo consumido en su elaboración.

Por estas dos razones, la sintonización Ziegler-Nichols no ha sido efectuada para todos los lazos de control del esquema que actualmente está usando la columna:

1. Para la implementación del controlador multivariable comercial DMC se han roto todas las cascadas de control de la columna de tal modo que se sustituye la acción de control del lazo primario de la cascada sobre el SP del secundario por la acción de control del DMC sobre el SP del secundario.
2. El modelo dinámico de la Despropanizadora puede ser elaborado con el suficiente rigor sin necesidad de inclusión de ciertos lazos de control.

En el primer caso, las cascadas rotas son las de control de temperatura de fondo y de nivel de fondo de la columna. Esto no quiere decir que en planta no se mantengan

los controladores URV-TIC-0011 y URV-LIC-0015. Las cascadas no se encontrarán operativas cuando las circunstancias de proceso obligen a que el controlador multivariable se encuentre conectado, pero cuando la situación de operación de planta permita una calidad de control más que aceptable con el actual esquema de control entonces el controlador DMC se encontrará desconectado y las dos cascadas serán habilitadas. Otra causa que puede propiciar la desconexión del controlador DMC por parte del operador es un funcionamiento malo o inapropiado del esquema básico subyacente. Esto provoca la necesidad de habilitar cascadas y tratar, con DMC fuera de servicio, de llevar, de nuevo, el esquema regulatorio a un funcionamiento correcto para poder conectar nuevamente el controlador multivariable.

Es decir, la implementación del controlador multivariable no significa la desaparición del actual esquema de control sino la implantación de una estrategia más avanzada sobre las ya existentes. En el momento en que sea necesaria la conexión del controlador DMC, las ventajas de control que ofrecen las cascadas son mejoradas y ampliadas con nuevas posibilidades (eliminación de acoplamiento, manejo de restricciones y perturbaciones, ...) por parte del controlador DMC con lo que no es necesaria la habilitación de las cascadas.

El manejo alternativo de dos esquemas de control que se complementan provoca, en el diseño del controlador DMC, un problema de inicialización de cascadas cuando se produce el paso conexión a desconexión del controlador multivariable. La puesta en servicio y fuera de servicio del controlador DMC y las cascadas se ve con bastante mayor profundidad en el siguiente capítulo.

El problema puede ser resuelto haciendo que el punto de consigna (SP) de los controladores primarios de las cascadas sigan al valor de la variable de proceso que se está controlando (PV) cuando el controlador DMC esté conectado, lo que se conoce en jerga como inicialización de controlador con seguimiento de su punto de consigna. En el momento en que se produzca la habilitación de las cascadas no existirá una diferencia entre la variable controlada y el punto de consigna de los controladores primarios con lo que la transición de un esquema de control a otro se producirá suavemente y con una

calidad de control aceptable. Si no se hubiese efectuado el seguimiento, entonces las diferencias que existirían entre la PV y el SP podrían ser tan grandes que el cambio produciría fuertes oscilaciones en el funcionamiento de control de esas cascadas.

En el segundo punto se ha afirmado también que el modelo fisicoquímico de la Despropanizadora puede ser desarrollado en simulación dinámica con el suficiente rigor sin necesidad de inclusión de ciertos lazos de control. Estos lazos son dos:

- URV-FIC-0011 para el control del reciclo de butano a la Unidad de Crudo. En condiciones normales de operación, este reciclo es nulo.
- URV-LIC-0037 para el control del nivel de inundación en el hervidor de fondo, URV-E-4. Ese control se efectúa sobre el nivel de un pequeño bote, URV-D-5, aprovechando la ley de vasos comunicantes.

Este bote es tan pequeño que la acumulación en él es despreciable, por lo que el control de su nivel es muy rápido. Consecuentemente, este bote y el lazo de control pueden ser eliminados como elementos dinámicos en la elaboración del modelo sin que éste deje de ser lo suficientemente riguroso.

En la siguiente tabla, se muestra cuales son los controladores reales de proceso que finalmente se han tenido en cuenta para el desarrollo del modelo dinámico en simulación y cuales son las sintonías obtenidas mediante el método de Ziegler-Nichols dentro del propio simulador dinámico.

SINTONÍAS DEL ESQUEMA DE CONTROL DEBAJO DE DMC					
Controlador	Objetivo	K	T_I (min.)	T_D (min.)	Acción
URV-PIC-0014	Presión cabeza	15	6	0	Inversa
URV-FIC-0012	Reflujo columna	0,18	0,3	0	Inversa
URV-FIC-0014	Caudal fondos	0,25	0,2	0	Inversa
URV-FIC-0013	Caudal servicio hervidor	0,4	0,25	0,2	Inversa

Capítulo 3

SIMULACIÓN ESTACIONARIA

Capítulo 3

SIMULACIÓN ESTACIONARIA

3.1. Presentación

Para el desarrollo del modelo dinámico riguroso de la Despropanizadora es preciso primero la elaboración de un modelo estacionario de la columna. Para ello, se ha empleado el programa de simulación estacionaria Aspen Plus versión 10.0., uno de los más utilizados en las empresas e ingenierías del sector químico.

La simulación estacionaria no solamente puede ser útil para el diseño de nuevos procesos y para la optimización de otros ya implantados, sino que además puede ser usada para la obtención de modelos de procesos ya existentes que, ajustados con datos reales de planta, puedan servir para:

- Investigar su comportamiento en condiciones estacionarias de proceso.
- Llevar a cabo el estudio de posibles estrategias de control.
- Desarrollar posteriormente modelos dinámicos que puedan ser usados para investigar el comportamiento dinámico del proceso, como es en este caso.

La validez del modelo dinámico que se consiga a posteriori depende enormemente de lo bueno que sea el modelo estacionario previamente desarrollado. En esta etapa del Proyecto, por lo tanto, se intentará elaborar un buen modelo estacionario de la Despropanizadora.

Para obtener un buen modelo estacionario es preciso llevar a cabo el ajuste de éste con datos reales de planta. Mediante la contrastación de los resultados obtenidos mediante simulación del modelo de la columna con datos reales de planta, se podrá determinar la opción termodinámica más adecuada para el modelo estacionario y podrán ser ajustadas las eficacias, sobre el número teórico de etapas en la columna, en la zona de rectificación y de agotamiento de la Despropanizadora.

La validez y rigor del modelo estacionario conseguido dependerán, por lo tanto, de la calidad de los datos reales de proceso, es decir, dependerán de la disponibilidad de datos reales de proceso fiables y reconciliados.

La necesidad de elaborar un modelo estacionario previamente al desarrollo del dinámico también se fundamenta en que los simuladores dinámicos utilizados en el Proyecto exigen el desarrollo previo un modelo estacionario en Aspen Plus.

Después de enriquecido el modelo estacionario con la necesaria información acerca la acumulación de líquido en el botellón y en el fondo de la columna y acerca de las dimensiones del fondo, los platos y el botellón de reflujo, podrá ser exportado a Aspen Dynamics & Custom Modeler para el desarrollo del modelo dinámico.

3.2. Hipótesis básicas empleadas en simulación

Columna Despropanizadora de 22 platos reales, condensador total y termosifón como hervidor y alimentación a la columna bajo la convención “above-stage” de Aspen Plus. La convención “above-stage” se usa para indicar en el modelo que la alimentación se está realizando por encima del plato de alimentación y no directamente a ese plato.

Con todos estos datos de partida, la Despropanizadora tiene 24 etapas reales porque Aspen Plus considera que el botellón de reflujo y el binomio termosifón-fondo son etapas de equilibrio líquido-vapor.

Para Aspen Plus, el botellón será una etapa más a tener en cuenta incluso siendo la condensación parcial. Además, el termosifón de la Despropanizadora también será observado como etapa de equilibrio dado que sigue la convención “above-stage”.

El simulador sólo considerará que un termosifón puede dar lugar a otra etapa más de equilibrio si sigue la convención “above-stage”, en la que la salida del hervidor se devuelve a la columna entre el fondo y su primer plato produciéndose una separación entre un líquido que cae al fondo y un vapor que asciende al primer plato.

En la convención “on-stage”, el termosifón no sería considerado como etapa dado que la salida se introduce directamente al fondo sin separación líquido-vapor.

Comenzando la numeración de etapas desde la parte superior de la columna:

1. La etapa nº 1 sería el botellón de cabeza (de condensación total en este caso).
2. La etapa nº 2 sería el plato de cabeza (plato nº 22 en las bases de diseño).
3. El plato de alimentación se correspondería con la etapa nº 18 (el plato de alimentación sería el nº 6 según las bases de diseño).
4. La etapa nº 23 sería el plato de fondo (plato nº 1 en las bases de diseño).
5. El conjunto contituido por el termosifón y el fondo sería la etapa nº 24.

Antes de detallar como se ha desarrollado el modelo estacionario mediante simulación, es preciso establecer cuales han sido las hipótesis básicas de partida:

1. La corrección de caudales que se hace en planta se desconoce, pero se puede suponer, como una buena aproximación, que todos los caudales dados son caudales corregidos a volumen estándar.

2. La relación de reflujo y la carga térmica en el hervidor de fondo son las variables de operación de la Despropanizadora.

Estos dos valores han sido elegidos como los dos principales datos de entrada al modelo en detrimento de otras posibles combinaciones de entradas al modelo como podría ser el dato de carga de refrigeración junto con el caudal de reflujo. La razón estriba en que estas dos variables son las que más directamente afectan a la operabilidad y el control de la columna, lo que tiene una proyección interesante hacia el futuro controlador multivariable.

El valor de relación de reflujo se obtiene como el cociente entre los caudales de reflujo y de destilado, viniendo expresado en volumen estándar. Por otro lado, para calcular la carga térmica, se dispone del consumo de servicio de vapor, la temperatura del vapor de agua y del condensado. A la hora de realizar los cálculos, se supondrá que ese condensado sale como agua líquida pura en su punto de burbuja y se despreciará la pérdida de carga en el hervidor en el lado del fluido calefactor.

3. Las medidas de presión en la columna se hacen en Kg/cm^2 manométricos. La referencia a valores absolutos se hace considerando una presión atmosférica de 1 bar pues la refinería de las bases de diseño se encuentra a nivel del mar.
4. Se conoce el valor de pérdida de carga a lo largo de la columna y se supone que la pérdida de carga en el condensador es la misma.
5. Será preciso estimar la presión de alimentación teniendo en cuenta que ese valor es desconocido. Considerando lo que dice la información bibliográfica del proceso existente, la presión de alimentación a la columna se va a determinar en simulación usando un valor obtenido de modo que sea el primero en la ejecución para el que no aparecen avisos de que se está alimentando a una presión inferior a la del plato de alimentación.

6. Los análisis de las corrientes de alimentación, destilado y fondos disponibles para el ajuste del modelo vienen dados en tanto por ciento en volumen. Se supondrá que esos porcentajes en volumen son estándares.
7. La regulación de la presión de cabeza se está realizando por inundación del condensador. Este tipo de control, muy habitual en columnas de destilación con condensación total en cabeza, provoca el subenfriamiento de la corriente de condensado saliente del botellón de reflujo.

Por lo tanto, en el desarrollo del modelo estacionario, será preciso tener en cuenta este fenómeno e introducir el dato correspondiente a la temperatura de subenfriamiento del condensado de cabeza.

8. Los datos de temperatura necesarios para las simulaciones estacionarias son:
 - 8.1. Temperatura de la alimentación a la columna.
 - 8.2. Temperatura del vapor de agua entrante al hervidor de fondo.
 - 8.3. Temperatura del agua condensada saliente del hervidor de fondo.
 - 8.4. Temperatura de subenfriamiento del propano condensado saliente del botellón de reflujo.
 - 8.5. Temperatura de cabeza de la columna para la determinación de la opción termodinámica.
 - 8.6. Temperatura de la corriente de fondo de la columna para la determinación de la opción termodinámica.

9. El termosifón de fondos ha sido simulado como un hervidor de tipo tetera convencional. Esta simplificación permite conseguir un modelo estacionario lo suficientemente riguroso para los propósitos que se quiere cubrir.

Además, no se dispone de datos suficientes para poder modelizar adecuadamente ni la hidráulica ni el intercambio de calor en el termosifón y la gran acumulación de líquido en el fondo de la columna puede permitir descartar al termosifón como elemento dinámico en el posterior desarrollo del modelo dinámico en Aspen Custom Modeler.

A pesar de la simplificación, se ha tratado de simular la columna con un hervidor termosifón, pero, tras varias simulaciones, los valores de caudal circulante obtenidos en el termosifón resultaron enormes en comparación con el caudal de butano producto, lo que no es conceptualmente posible.

3.3. Desarrollo del modelo en régimen estacionario

El modelo de columna de destilación usado para elaborar el modelo estacionario de la Despropanizadora, a partir de las bases de diseño y las hipótesis de partida antes expuestas, es el conocido en Aspen Plus como *Radfrac*. El desarrollo del modelo se ha realizado por inserción en el simulador de una serie de datos de entrada.

El modelo *Radfrac* permite el diseño y la modelización rigurosa de las más comunes columnas de destilación, pudiéndose usar para destilaciones ordinarias, absorbedores, “strippers”, destilaciones azeotrópicas, extractivas, reactivas o que involucren tres fases. *Radfrac* representa un perfecto equilibrio entre el rigor y la sencillez en la elaboración del modelo de la columna de destilación.

Se ha usado *Radfrac* porque el proceso a simular consta de una única columna de destilación ordinaria, pudiéndose conseguir un modelo suficientemente riguroso.

Para definir el modelo y poder elaborarlo es necesario disponer de una serie de datos de entrada. Considerando las hipótesis básicas empleadas en las simulaciones, los datos de entrada a *Radfrac*, necesarios para la elaboración del modelo, son:

1. Temperatura, presión, caudal y composición de la alimentación.
2. Tipo de condensador de cabeza, tipo de hervidor de fondos, número total de etapas y etapa de alimentación a la columna.
3. Relación de reflujo y carga térmica en el hervidor.
4. Perfil de presiones en la columna y pérdida de carga en el condensador.
5. Temperatura de subenfriamiento de condensado de cabeza saliente del botellón de reflujo de la columna.
6. Acumulación inicial, posición, dimensiones y tipo de cabezas del botellón de reflujo y del fondo de la columna, para la preparación del modelo dinámico.
7. Diámetro, altura de rebosadero y distancia entre platos, tanto en zona de rectificación como en zona de agotamiento, de cara a la preparación del modelo dinámico.

Todos estos datos han sido facilitados por la bibliografía del proceso existente para unas determinadas condiciones reales de funcionamiento. Tales condiciones de proceso, aunque particulares, son unas condiciones normales de operación. Se dispone de todos los datos reales de la alimentación salvo la presión pero, como ya se dijo antes, este valor será la presión del plato de alimentación para el perfil real de presiones establecido en la Despropanizadora.

Para el modelo *Radfrac*, la columna tendrá 24 etapas reales y condensador total. El condensador total implica que el destilado se encuentra en su punto de burbuja, pero

dado que el control de la presión se realiza por inundación del condensador, se ha introducido adicionalmente en Aspen Plus el valor real de temperatura de subenfriamiento de ese producto destilado saliente del botellón de reflujo.

La alimentación se introduce entre las etapas 18 y 19. El hervidor, de tipo termosifón, ha sido simulado como un hervidor de tipo tetera y el valor de carga térmica se ha estimado a partir de la temperatura de servicio de vapor y de condensados y a partir del consumo de vapor de agua conforme a lo que se ha explicado en las hipótesis de partida. La relación de reflujo viene expresada en volumen estándar dado que los datos reales de caudal también vienen expresados en ese mismo formato.

Finalmente, se ha establecido como mejor suposición que la pérdida de carga en el condensador es igual al valor de pérdida de carga a lo largo de la columna. Los datos reales de planta disponibles son, por tanto, los mostrados en la tabla siguiente:

Listado de entradas al modelo estacionario en Aspen Plus			
Alimentación			
Temperatura		74,6	°C
Caudal		25,0	m ³ std./h
Composición	% C2 stdvol.	0,001	%
	% C3 stdvol.	25,376	%
	% n-C4 stdvol.	48,144	%
	% i-C4 stdvol.	26,479	%
Presión ⁽¹⁾		13,0037	kg/cm ² g
Carga térmica del hervidor		5,27	GJh
Relación de reflujo		5,00	stdvol.
Presión en el botellón		12,8	kg/cm ² g
Presión en la cabeza		13,0	kg/cm ² g
Pérdida de carga en la columna		0,2	kg/cm ²
Temper. de salida de botellón		19,70	°C
Tasa de acumulación en fondos		17,14	%
Tasa de acumulac. en botellón		100,00	%

Parámetros geométricos de la columna y el botellón en las bases de diseño

Nota (1): Calculada conforme a lo dicho en las hipótesis básicas de partida de simulación.

Adicionalmente, es necesario disponer de más datos reales de proceso:

- a) Temperaturas del vapor de cabeza y del líquido de fondos para determinar la opción termodinámica que más adecuadamente describa el comportamiento fisicoquímico del proceso que se está simulando.
- b) Análisis de las corrientes producto para la determinación de eficacias en la columna y el ajuste del modelo estacionario conseguido.
- c) Valores de caudal en las corrientes más significativas no sólo para determinar ciertas entradas al modelo en Aspen Plus (relación de reflujo, carga térmica en el hervidor de fondos, caudal de alimentación a la columna), sino también para verificar el cumplimiento de los balances de materia y la reconciliación de los datos reales de partida.

Todos estos datos reales de proceso necesarios aparecen en la siguiente tabla:

Datos necesarios para el ajuste del modelo estacionario			
Elección de la opción termodinámica			
Temperatura del vapor de cabeza		40,20	°C
Temperatura del líquido de fondos		87,20	°C
Determinación de eficacias			
Producto propano			
Calidad		98,71	% stdvol.
Producto butano			
Contenido de butano normal		64,20	% stdvol.
Contenido de isobutano		35,32	% stdvol.
Validación de balances de materia reales			
Caudal	Alimentación	25,0	m ³ std./h
	Propano	7,6	m ³ std./h
	Reflujo	38,0	m ³ std./h
	Butano	19,9	m ³ std./h

La figura nº 1, presentada a continuación, muestra el diagrama de flujo sobre el que trabaja el programa de simulación. Posteriores ilustraciones muestran como se introducen los datos más comunes para el desarrollo del modelo estacionario de la columna (fig. nº 2) y los datos que hay que introducir en Aspen Plus para poder enriquecer el modelo estacionario con objeto de su preparación para los simuladores dinámicos Aspen Dynamics & Custom Modeler (fig. nº 3).

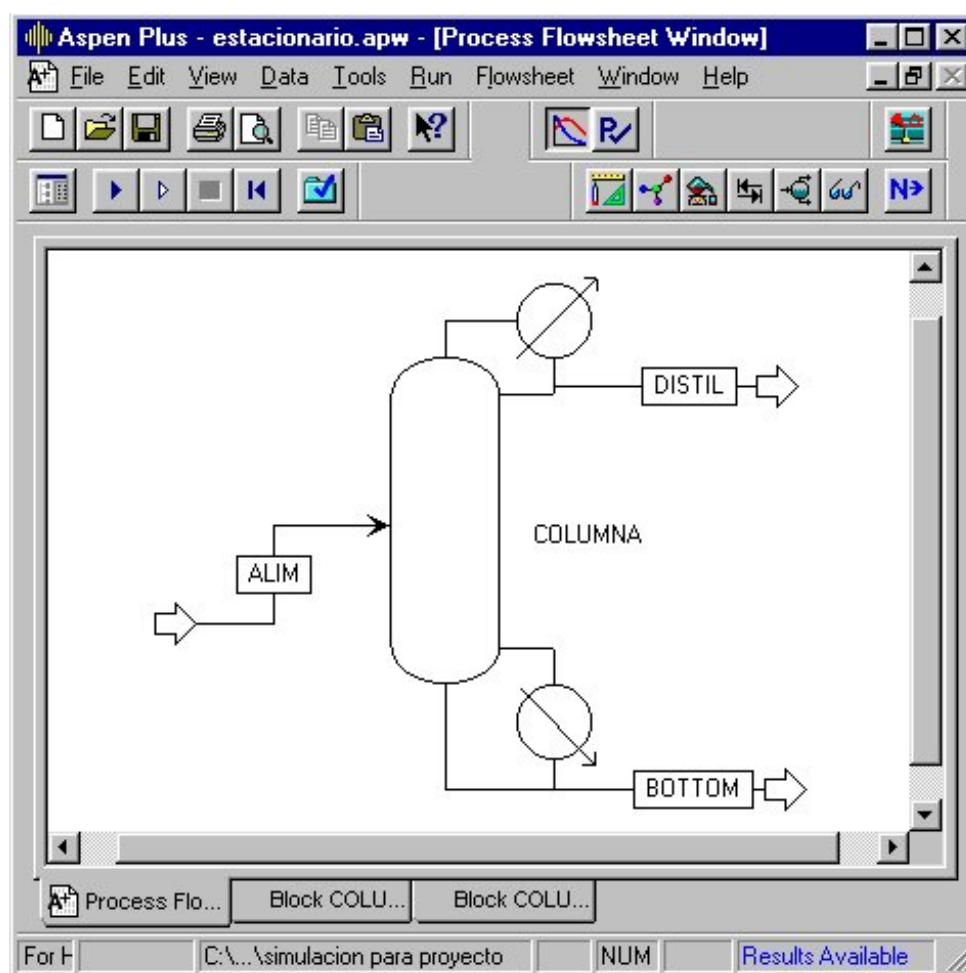


Fig. nº 1. Diagrama de flujo de la Despropanizadora en Aspen Plus 10.0.

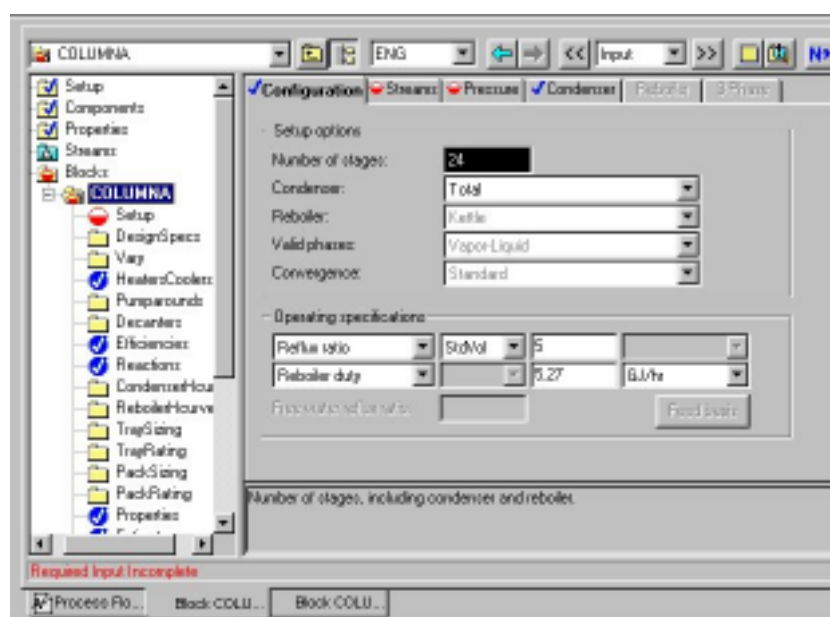
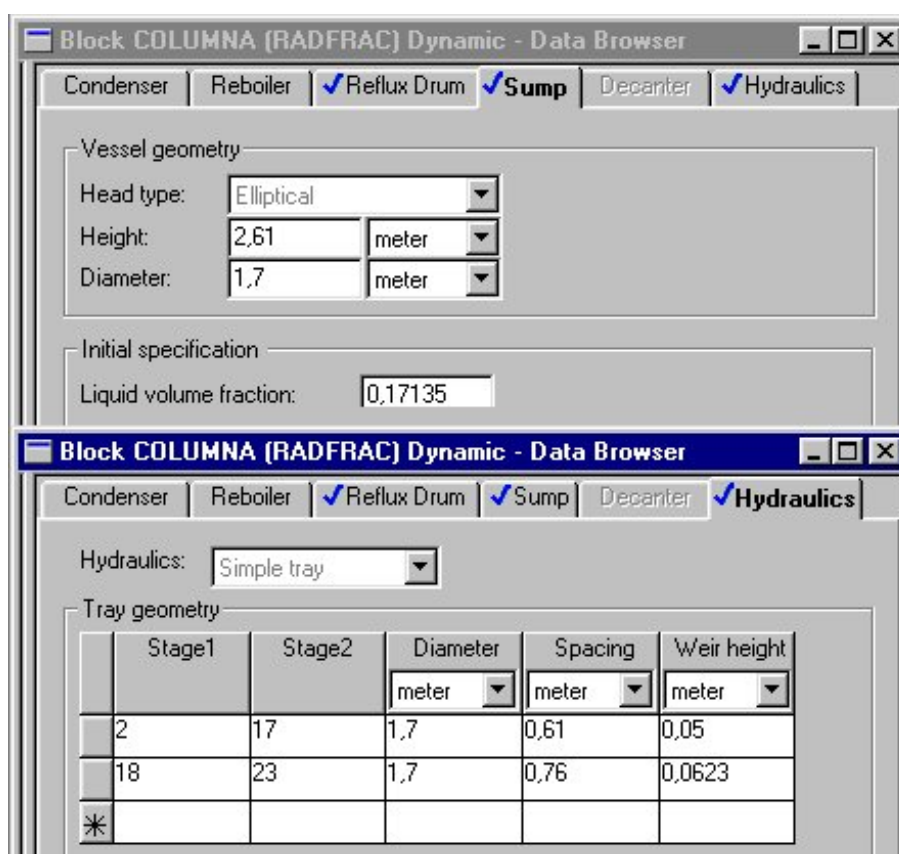
Fig. nº 2. Inserción de las entradas más comunes del modelo *Radfrac*.

Fig. nº 3. Preparativos para el modelo dinámico en Aspen Plus 10.0.

3.4. Selección de la opción termodinámica

Se ha elegido la opción termodinámica basada en el modelo de Redlich-Kwong-Soave con la corrección de densidades molares líquidas del modelo *Costald* tanto para mezclas como para componentes puros. Esta opción termodinámica es la que más adecuadamente describe el comportamiento fisicoquímico del proceso y la que mejor ajusta los datos reales de planta.

En primer lugar, se buscó en bibliografía especializada y en los manuales de usuario de Aspen Plus cuales podrían ser las opciones termodinámicas más aconsejables para el tipo de problema que se está afrontando.

En este caso, se está tratando con una columna Despropanizadora dentro de una unidad de recuperación de ligeros, la cual está siendo alimentada con corrientes de LPG procedentes de platformado y de estabilización de naftas sometidas a un tratamiento Merox. Las corrientes de alimentación a la unidad de recuperación de ligeros son corrientes con escaso contenido en productos azufrados, olefinas, diolefinas y otros hidrocarburos con enlaces insaturados. Estas corrientes contienen básicamente propano, butano e isobutano: hidrocarburos muy comunes, saturados y apolares.

Por otra parte, la Despropanizadora trabaja a presión relativamente alta, en torno a 14 Kg/cm^2 absolutos. Para este tipo de aplicaciones los manuales de Aspen Plus aconsejan el empleo de modelos termodinámicos basados en ecuaciones de estado para aplicaciones de hidrocarburos a alta presión. Se han manejado así seis posibilidades:

1. *NRTL* (Renon con gas ideal y ley de Henry).
2. *PENG-ROB* (ecuación de estado de Peng-Robinson).
3. *PSRK* (ecuación de estado predictiva de Redlich-Kwong-Soave).

4. *RK-SOAVE* (ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave).
5. *BWR-LS* (ecuación de estado de Benedict-Web-Rubin-Lee-Starling).
6. *LK-PLOCK* (ecuación de estado de Lee-Kesler-Plocker).

En la serie de datos reales disponible se ha observado que el modelo *RK-SOAVE* es el que mejor ajusta el punto de rocío en el vapor de cabeza de la columna y el punto de burbuja del líquido de fondos. Además los ajusta muy bien, lo que da a entender la alta fiabilidad de la simulación. Los resultados obtenidos aparecen en la siguiente tabla:

Elección de la opción termodinámica						
Opción	Simulación		Datos reales		Diferencias	
	cabeza rocío °C	fondos burbuja °C	cabeza real °C	fondos real °C	cabeza diff. °C	fondos diff. °C
NRTL	40,16	87,41	40,20	87,20	-0,04	0,21
PENG-ROB	40,16	87,55	40,20	87,20	-0,04	0,35
PSRK	40,27	87,60	40,20	87,20	0,07	0,40
RK-SOAVE	40,17	87,18	40,20	87,20	-0,03	-0,02
BWR-LS	40,24	86,86	40,20	87,20	0,04	-0,34
LK-PLOCK	40,68	87,59	40,20	87,20	0,48	0,39

Cualquiera que sea la modificación efectuada en la opción termodinámica con posterioridad no altera esta conclusión siempre y cuando no afecte a la ecuación de estado. Por ejemplo, si se cambia en la opción termodinámica la determinación de densidades molares de líquido por el modelo *Costald*, los valores predichos de puntos de rocío y burbuja siguen siendo los mismos que si no se hubiese hecho tal corrección.

De hecho, un ejemplo de los manuales de Aspen Plus aconseja cambiar, en la opción termodinámica elegida, la determinación de densidad molar de mezclas líquidas dada por defecto en la opción termodinámica elegida, modelo *API* para volúmenes en el caso de *RK-SOAVE*, por un modelo de densidad molar de mezclas líquidas *Costald*.

Para mantener consistencia con los resultados para componentes puros también han sido reemplazados los cálculos de densidad molar líquida de componentes puros dados por defecto, modelo *Rackett* para volúmenes en el caso de *RK-SOAVE*, por el mismo modelo *Costald* particularizado para componentes puros.

El modelo *Costald* para el cálculo de densidades molares de líquidos es adecuado para aplicaciones con líquidos a presiones moderadamente altas.

La ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave es de tipo cúbico donde:

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a}{V_m(V_m + b)}$$

donde

$$\begin{aligned} a &= \sum_i \sum_j x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \\ b &= \sum_i x_i b_i \\ a_i &= fcn(T, T_{ci}, p_{ci}, \omega_i) \\ b_i &= fcn(T_{ci}, p_{ci}) \\ k_{ij} &= k_{ji} \end{aligned}$$

y donde k_{ij} son los coeficientes de interacción binaria entre los componentes i y j , T_{ci} y p_{ci} son las condiciones críticas de temperatura y presión de cada componente, ω_i son los factores acéntricos de cada componente y los parámetros a_i y b_i son valores calculados de acuerdo con la formulación estándar de Soave para cada componente.

La ecuación del modelo *Costald*, usado para la modificación en la determinación de densidades molares de la opción termodinámica seleccionada, es la siguiente para componentes puros:

$$V_m^{sat} = V_m^{CTD} V_m^{R,0} (1 - \omega V_m^{R,\delta})$$

donde

$V_m^{R,0}$ y $V_m^{R,\delta}$ son funciones de la temperatura reducida T_r , donde ω es el factor acéntrico de ese componente y donde V_m denota volumen molar líquido.

Las reglas de mezcla son las siguientes:

$$V_m^{CTD} = \frac{1}{4} \left[\left(\sum_i x_i V_i^{*,CTD} + 3 \sum_i x_i V_i^{*,CTD} \right)^{2/3} \left(\sum_i x_i V_i^{*,CTD} \right)^{1/3} \right]$$

$$V_m^{CTD} T_c = \sum_i \sum_j x_i x_j V_{ij}^{CTD} T_{cij}$$

$$\omega = \sum_i x_i \omega_i$$

$$V_{ij}^{CTD} T_{cij} = (V_i^{*,CTD} T_{ci} V_j^{*,CTD} T_{cj})^{1/2}$$

donde T_{ci} es la temperatura crítica de cada componente, ω_i son los factores acéntricos de cada componente y $V_i^{*,CTD}$ los volúmenes característicos del modelo *Costald* para cada componente.

3.5. Determinación de eficacias en la columna

El objetivo final de la simulación en Aspen Plus y de la elaboración de un modelo estacionario del proceso en las condiciones reales que nos proporciona de partida la información bibliográfica del proceso existente es el ajuste de ese modelo en esas condiciones normales de operación.

El ajuste del modelo y la contrastación de resultados se concreta no sólo en la determinación de la opción termodinámica sino también en la determinación de las eficacias en la columna, tanto en zona de rectificación como en zona de agotamiento.

Hay dos modos de enfocar el problema de la determinación de eficacias:

- a) Partiendo del número real de etapas y variando eficacias Murphree hasta ajustar los datos reales de composición de los productos de cabeza y de fondos.
- b) Intentando encontrar el número de etapas teóricas tanto en zona de rectificación como en zona de agotamiento que mejor ajuste esas mismas composiciones.

Se ha optado por la determinación de eficacias en la columna vía etapa teórica considerando que las eficacias Murphree sólo pueden resolver el problema de ajuste del modelo de la columna de un modo orientativo y aproximado.

Para llevar a cabo el ajuste del modelo mediante la vía de la etapa teórica, han sido probadas diferentes combinaciones de número total de etapas teóricas en la columna frente a la posición de la etapa de alimentación.

Todas las posibilidades consideradas son conceptualmente razonables. En ellas, las eficacias resultantes serán ligeramente inferiores o iguales a la unidad, incluso ligeramente superiores, teniendo en cuenta que la destilación estudiada no presenta complicaciones relativas, sin extracción, azeótropos o reacciones, y considerando que

los componentes que se están separando tienen volatilidades relativas bien diferenciadas en las condiciones de operación en las que normalmente está trabajando la columna.

La eficacia en la zona de rectificación se definirá como el cociente entre el número de etapas teóricas obtenido en la zona de rectificación dividido entre el número de etapas reales de la zona de rectificación. Análogamente se define la eficacia en la zona de agotamiento. Recordar que el número de etapas reales en rectificación es de 17 y en agotamiento es de 7. De este modo, las combinaciones estudiadas son:

Combinaciones de nº de etapas teóricas frente a etapa de alimentación

Nº etapas teóricas	Etapas alimentac.	Nº etapas rectificadas	Nº etapas agotamnt.	Eficacia rectificadas	Eficacia agotamnt.
16	9	8	8	0,471	1,143
17	10	9	8	0,529	1,143
18	11	10	8	0,588	1,143
19	12	11	8	0,647	1,143
20	13	12	8	0,706	1,143
21	14	13	8	0,765	1,143
22	15	14	8	0,824	1,143
16	10	9	7	0,529	1,000
17	11	10	7	0,588	1,000
18	12	11	7	0,647	1,000
19	13	12	7	0,706	1,000
20	14	13	7	0,765	1,000
21	15	14	7	0,824	1,000
22	16	15	7	0,882	1,000
17	13	12	5	0,706	0,714
18	14	13	5	0,765	0,714
19	15	14	5	0,824	0,714
20	16	15	5	0,882	0,714
21	17	16	5	0,941	0,714
22	18	17	5	1,000	0,714
23	17	16	7	0,941	1,000
18	13	12	6	0,706	0,857
19	14	13	6	0,765	0,857
20	15	14	6	0,824	0,857
21	16	15	6	0,882	0,857
22	17	16	6	0,941	0,857
23	18	17	6	1,000	0,857
24	18	17	7	1,000	1,000

Se puede observar que se han barajado combinaciones de número de etapas teóricas frente a la posición de la etapa de alimentación en la columna con valores ligeramente mayores que la unidad en la zona de agotamiento.

En todos los casos estudiados la alimentación se introduce bajo la convención “above-stage”, es decir, por encima del plato de alimentación y no directamente en éste.

El ajuste del modelo, realizado para el único conjunto de datos reales de planta disponible, se basa esencialmente en las diferencias entre las composiciones obtenidas mediante simulación para los productos y los valores originales que han sido proporcionados por los análisis reales de planta. Estas diferencias vienen expresadas en lo que se denomina en este Proyecto como *distancia a la composición objetivo*; distancia entre la composición obtenida mediante simulación para la combinación que se estudiando en ese momento y la composición real de los productos. El criterio de ajuste del modelo no es más que una variación del *principio de mínimos cuadrados*.

La composición obtenida por simulación para esa combinación de número total de etapas teóricas frente a etapa de alimentación y la composición objetivo derivada de los datos reales de proceso son dos vectores de tres componentes. Estas componentes son las composiciones porcentuales, expresadas volumen estándar, más significativas en los productos, es decir:

1. Composición (% stdvol.) de propano en producto destilado.
2. Composición (% stdvol.) de butano normal en producto de fondos.
3. Composición (% stdvol.) de isobutano en producto de fondos.

Para determinar con el simulador estacionario la *distancia a la composición objetivo* en cada una de las combinaciones estudiadas, se ha realizado un estudio de

sensibilidades mediante la utilización de la herramienta *Sensitivity* que proporciona el programa Aspen Plus. La sistemática seguida es la expuesta a continuación:

- Una vez elaborado el modelo por inserción de los datos reales necesarios en *Radfrac* para un número de etapas teóricas y una posición del plato de alimentación iguales a los reales (24 etapas reales, alimentando en la etapa número 18), se determina la que debe ser la presión de alimentación conforme a lo dicho en las hipótesis básicas.
- Seguidamente, se procede a la determinación de la opción termodinámica para el modelo teórico anterior (24/18), según se explicó en el punto 3.4.
- Después, se entra directamente en el estudio de las distintas combinaciones de número total de etapas teóricas frente a etapa de alimentación para las condiciones particulares de proceso manejadas para el ajuste del modelo.
- Establecidas las combinaciones más plausibles (ver tabla de combinaciones de número de etapas teóricas frente a etapa de alimentación), todas éstas son estudiadas conjuntamente mediante el empleo en simulación de la utilidad *Sensitivity* sobre el modelo conseguido.

Se ha venido observando en los trabajos de simulación que si para cada combinación se realiza, particularmente, el mismo estudio de determinación de la presión de alimentación y la opción termodinámica, las conclusiones a las que se llega en cada caso particular difieren muy poco de los resultados obtenidos para la combinación 24/18. Por ello, la presión de alimentación y la opción termodinámica obtenidas para la combinación 24/18 se mantendrán en el estudio de sensibilidades realizado.

- En el estudio de sensibilidades se define una serie de variables de proceso sobre las que se quiere estudiar la influencia que tiene la variación de ciertas

entradas al modelo. En este caso, se ha hecho un estudio de sensibilidades sobre la calidad de propano en el producto propano y de butano normal e isobutano en el producto butano en función del número de etapas teóricas de la columna y también de la posición de la etapa de alimentación.

Los resultados obtenidos son ordenados por Aspen Plus en una tabla. Las dos primeras columnas serán las dos entradas al modelo, desempeñando el papel de variables independientes, y las tres restantes serán las calidades, variables dependientes cuya sensibilidad frente a las variaciones hechas en las independientes se pretende estudiar. El estudio de sensibilidades realizado va a cubrir todas las combinaciones de etapas teóricas frente a etapa de alimentación barajadas.

La figura nº 4, presentada a continuación, muestra como se realiza un estudio de sensibilidades en Aspen Plus y enseña que datos hay que introducir.

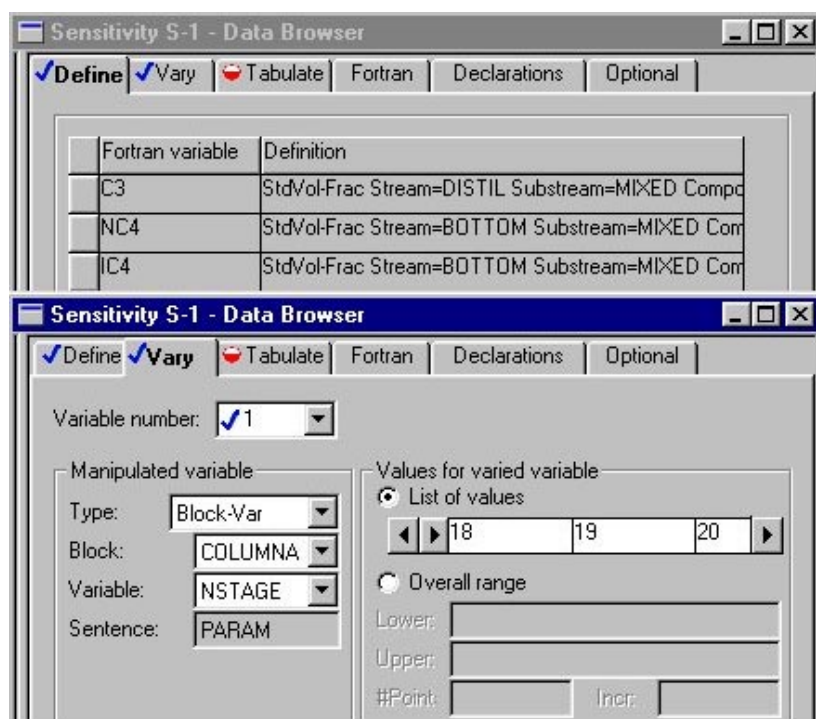


Fig. nº 4. Estudio de sensibilidades en Aspen Plus 10.0.

Como se puede observar en la ilustración de la página anterior, en la pestaña *Define* se definen las variables sobre las que se va a realizar el estudio y en la pestaña *Vary* son definidas las variables independientes. Así, en la figura, el *Vary* nº 1 es el número total de etapas de la columna (*NSTAGE*) apareciendo a la derecha los casos que se van a ser estudiados.

- Los resultados del estudio de sensibilidades serán exportados a hoja de cálculo Excel para su posterior manipulación. Los resultados obtenidos para cada uno de los casos estudiados serán comparados con los datos originales de proceso para realizar el ajuste y la contrastación del modelo estacionario conforme al criterio de *distancia mínima a la composición objetivo*.

La composición objetivo es el vector (0,9871 , 0,6420 , 0,3532) de modo que el contenido de propano en el producto propano es 98,71 % stdvol. y los contenidos de butano normal y de isobutano en el butano producto son, respectivamente, del 64,20 % stdvol. y 35,32 % stdvol.

Los resultados obtenidos denotan que la columna teórica que mejor ajusta el modelo es una columna que tiene el mismo número de etapas que la columna real y en la que la alimentación se introduce también en la misma etapa que en la columna real. Es decir, la misma combinación 24/18 es la que finalmente mejor ajusta los datos reales de proceso y para la que se obtiene una menor distancia a la composición objetivo.

Consecuentemente, las eficacias en rectificación y en agotamiento son iguales a la unidad. Este resultado se debe a que la determinación de eficacias se ha hecho según la vía de la etapa teórica de modo que, considerando que el número de etapas teóricas y la posición de la alimentación son números enteros, los posibles resultados de eficacias constituyen un conjunto de valores discretos entre los que no existe continuidad.

Este problema en la determinación de etapas teóricas en el ajuste de modelos de columnas de destilación no es tan grave en columnas que tienen muchos platos porque

las distribuciones discretas de eficacias resultantes son más densas y no tan dispersas como en los casos similares al de la Despropanizadora (columnas con pocos platos).

Por coherencia con el planteamiento seguido, finalmente se va a dar por bueno el modelo de columna teórica 24/18 con eficacias iguales a la unidad. La tabla siguiente muestra los resultados de simulación de ese estudio de sensibilidades:

Estudio de sensibilidades y ajuste del modelo estacionario de la columna

Nº etapas teóricas	Etapa aliment	Resultados de simulación (stdvol.)			Distancia a objetivo
		C ₃ propano	NC ₄ butano	iC ₄ butano	
16	9	0,9567	0,6193	0,3330	0,0429
17	10	0,9679	0,6212	0,3355	0,0334
18	11	0,9763	0,6224	0,3374	0,0273
19	12	0,9827	0,6233	0,3389	0,0239
20	13	0,9875	0,6238	0,3402	0,0223
21	14	0,9910	0,6242	0,3411	0,0218
22	15	0,9937	0,6245	0,3419	0,0218
16	10	0,9602	0,6202	0,3335	0,0398
17	11	0,9689	0,6216	0,3354	0,0326
18	12	0,9754	0,6225	0,3369	0,0279
19	13	0,9802	0,6232	0,3381	0,0250
20	14	0,9839	0,6236	0,3391	0,0234
21	15	0,9867	0,6239	0,3398	0,0225
22	16	0,9888	0,6242	0,3404	0,0220
17	13	0,9534	0,6207	0,3308	0,0458
18	14	0,9561	0,6212	0,3312	0,0432
19	15	0,9579	0,6216	0,3315	0,0417
20	16	0,9591	0,6220	0,3317	0,0406
21	17	0,9598	0,6222	0,3317	0,0400
22	18	0,9602	0,6224	0,3318	0,0396
23	17	0,9903	0,6243	0,3408	0,0218
18	13	0,9691	0,6222	0,3351	0,0323
19	14	0,9724	0,6227	0,3358	0,0299
20	15	0,9747	0,6230	0,3363	0,0282
21	16	0,9763	0,6232	0,3367	0,0272
22	17	0,9774	0,6234	0,3369	0,0265
23	18	0,9781	0,6236	0,3371	0,0261
24	18	0,9914	0,6244	0,3411	0,0217

Estos mismos resultados son sintetizados en la figura nº 5 donde se muestra, en un gráfico muy ilustrativo, la distancia a la composición objetivo de cada uno de los casos estudiados mediante la simulación de sensibilidades en Aspen Plus:

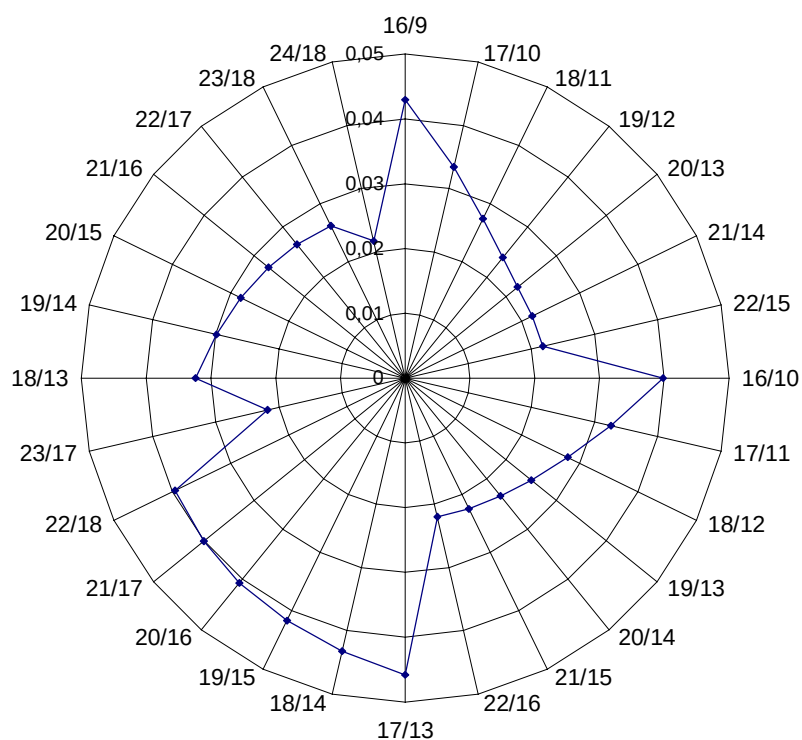


Fig. nº 5. Estudio de sensibilidades y ajuste del modelo estacionario de la columna.

Notar que el radio correspondiente al caso 24/18 es el que más se acerca a la composición objetivo representada por el punto central.

Hay que finalizar este punto señalando la importancia vital que tiene disponer no sólo de datos lo suficientemente fiables, sino que, además, estén reconciliados. La veracidad y reconciliación de los datos reales de proceso es fundamental para que el modelo estacionario ajustado con esos valores represente la realidad de planta con la mayor fidelidad y rigor posibles.

Los datos reales disponibles se corresponden con unas condiciones únicas y particulares de proceso. Se ha comprobado que estos datos reales reconcilian, “más o menos”, los balances de materia global y por componentes. Esta comprobación se representa, a continuación, en la siguiente tabla:

Reconciliación de balances en los datos reales de proceso				
Componente	Propano prd.	Butano prod.	Alimentación	Errores de balance
TOTAL	7,6 m ³ std./h	19,9 m ³ std./h	25,0 m ³ std./h	10,00 %
POR COMPONENTES				
Etano	0,004	0,000	0,001	
Propano	98,708	0,481	25,376	
n-Butano	0,856	64,198	48,144	
Isobutano	0,432	35,321	26,479	
	% stdvol.	% stdvol.	% stdvol.	
Etano	0,00030	0,00000	0,00025	21,60
Propano	7,50181	0,09572	6,34400	19,76
n-Butano	0,06506	12,7754	12,03600	6,68
Isobutano	0,03283	7,02888	6,61975	6,68
	m ³ std./h	m ³ std./h	m ³ std./h	%

La reconciliación no es buena en el etano, pero no importa pues este componente es muy minoritario; precisamente por ello los errores de balance son tan grandes en este componente. Los errores son muy aceptables en los butanos pero grandes en el propano. La culpa de que el error de balance global sea del 10 % es achacable al propano. Aunque los datos reales quizás no reconcilien satisfactoriamente los balances, van a ser dados por buenos dado que no se dispone de más datos reales de proceso.

Por otro lado, dada la naturaleza de la Simulación de Procesos, los resultados de simulación cumplen perfectamente los balances de materia y energía. Además, como se ha seguido el criterio de la *distancia mínima a la composición objetivo*, los resultados de simulación obtenidos garantizan una minimización de los errores en los caudales globales y por componentes para los productos respecto a los valores reales de planta.

3.6. Modelo estacionario

3.6.1. Resultados de simulación

Los resultados de simulación del modelo ajustado más significativos son los que aparecen en la siguiente tabla:

Resultados de simulación del modelo estacionario ajustado					
Presión de alimentación	13,0037	kg/cm ² g	Nivel en fondos	68,6 10	cms. %
Temperatura en el botellón	39,30	°C	Recuperación de propano	89,54	% molar
Temperatura en cabeza	40,17	°C	Recuperación de butano	>99	% molar
Temperatura en fondos	87,18	°C	Composiciones		
Relación de "boilup"	1,758	stdvol.	C ₃ en propano	99,14	% stdvol.
			C ₄ 's en propano	<1	% stdvol.
Propano prd.	5,7	m ³ std./h	C ₃ en butano	3,44	% stdvol.
Reflujo	28,5	m ³ std./h	C ₄ 's en butano	96,55	% stdvol.
Butano prod.	19,3	m ³ std./h			
Densidad propano prd.	11,460	kmol/m ³ std.	Carga térmica condensador	-5,44	GJ/h
Densidad butano prod.	9,953	kmol/m ³ std.	Carga térmica subenfriamiento	-1,01	GJ/h

Sobre estos resultados se puede hacer una serie de comentarios:

1. La temperatura verdadera del botellón no es la reflejada en la tabla sino la verdadera de subenfriamiento que se ha introducido como dato en el modelo. Ese valor de 39,30 °C se corresponde con la temperatura que habría en el botellón si no hubiese subenfriamiento. La carga de subenfriamiento viene reflejada al final de la tabla junto con la carga térmica del condensador.

2. La relación de “boilup” es a la relación de reflujo lo que el producto de cabeza o destilado al producto de fondo de la columna.
3. Como se puede ver, la suma de los caudales estándares de propano y butano es igual al caudal de alimentación; la naturaleza de la Simulación de Procesos garantiza que siempre se cumplan balances de materia y energía.

Ahora bien, el caudal de producto propano de simulación ($5,7 \text{ m}^3 \text{ std./h}$) difiere bastante del valor real ($7,6 \text{ m}^3 \text{ std./h}$). La razón fundamental que hace que se produzca esta circunstancia radica en la “difícil” reconciliación del balance de materia de propano en los datos reales de planta.

4. Los dos valores de densidad mostrados son muy interesantes de cara al desarrollo del futuro modelo dinámico. Su utilización en la elaboración del modelo en el simulador dinámico se verá más adelante. La fiabilidad de estos dos valores se basa en la elección del modelo *Costald* para la determinación de densidades molares líquidas.
5. El nivel de fondos introducido en la simulación estacionaria es un dato necesario de cara a exportar el modelo al simulador dinámico. El nivel es el que tiene el fondo de la columna inicialmente en este estado estacionario. Cuando en régimen dinámico se produzcan movimientos en ciertas válvulas de control o perturbaciones de proceso entonces el nivel variará.
6. Finalmente, las recuperaciones o rendimientos en el propano y los butanos y las composiciones de ambos productos entran, en estas condiciones particulares, dentro de especificaciones establecidas en las bases de diseño.

Únicamente no se cumple la especificación de propano en el fondo ($3,44 \text{ \% stdvol.}$) de la columna, pero incluso ese contenido es mejor que el rango marcado en las bases de diseño (de 8 a $14 \text{ \% stdvol.}$). Además, en las condiciones reales de proceso menos aún todavía se cumple esa

especificación (0,481 % stdvol. de propano en el producto butano). Por supuesto, siempre hubiese sido deseable que se cumpliesen todas las especificaciones, pero las condiciones reales de proceso disponibles son únicas y son las que son.

3.6.2. Conclusiones

El modelo estacionario finalmente obtenido tras el ajuste y la contrastación de resultados es un modelo de columna de destilación *Radfrac* con 24 etapas teóricas, incluyendo condensador y termosifón. En el modelo, la alimentación a la columna se introduce por encima de la etapa 18, siguiendo el criterio de enumeración expuesto al principio de este capítulo.

Como la columna real tiene las mismas etapas tanto en rectificación como en agotamiento, de modo que coinciden el número teórico y real de etapas y la posición teórica y real de la etapa de alimentación, entonces las eficacias tanto en zona de rectificación como en zona de agotamiento tienen un valor igual a la unidad.

El modelo ha sido enriquecido con la necesaria información acerca de las dimensiones y las acumulaciones de líquido en el botellón de reflujo y en el fondo de la columna. También, se ha introducido toda la información necesaria acerca de las dimensiones de los platos de rectificación y de agotamiento.

Todos estos datos han sido introducidos en el modelo para prepararlo de cara a la elaboración del modelo dinámico en Aspen Dynamics & Custom Modeler.

Se ha determinado de que la opción termodinámica más adecuada para esta aplicación se basa en la ecuación de Redlich–Kwong–Soave con la corrección en la determinación de densidades de líquidos *Costald*.

Y, aunque, la reconciliación de balances no sea plena, los datos disponibles van a ser dados por buenos pues son los únicos que ha proporcionado la bibliografía.

3.6.3. Resultados de simulación del modelo final (*Report Summary*)

Todas las entradas y todos los resultados de simulación de un modelo estacionario vienen condensados en el archivo denominado *Report Summary*, generado por Aspen Plus. En el *Report Summary* incluido a continuación, los resultados de la búsqueda de la opción termodinámica y del estudio de sensibilidades no son incluidos. Solamente son incluidos las entradas al modelo y los resultados de simulación del modelo finalmente obtenido tras el ajuste.

[illegible]

AAAAA SSSSS PPPPP EEEEE NN N PPPPP L U U SSSSS

A A S P P E N N N P P L U U S

AAAAA SSSSS PPPPP EEEEE N N N PPPPP L U U SSSSS

A A S P E N NN P L U U S

A A SSSSS P EEEEE N N P LLLLL UUUUU SSSSS

ASPEN PLUS IS A TRADEMARK OF
ASPEN TECHNOLOGY, INC.
TEN CANAL PARK
CAMBRIDGE, MASSACHUSETTS 02141
617/949-1000

HOTLINE:
U.S.A. 888/996-7001
EUROPE (32) 2/724-0100

VERSION: WIN32
RELEASE: 10.0-1
INSTALLATION: UPMADPC

OCTOBER 1, 1999
FRIDAY
8:39:31 P.M.

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE I
PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA

ASPEN PLUS (R) IS A PROPRIETARY PRODUCT OF ASPEN TECHNOLOGY, INC. (ASPENTECH), AND MAY BE USED ONLY UNDER AGREEMENT WITH ASPENTECH. RESTRICTED RIGHTS LEGEND: USE, REPRODUCTION, OR DISCLOSURE BY THE U.S. GOVERNMENT IS SUBJECT TO RESTRICTIONS SET FORTH IN (i) FAR 52.227-14, Alt. III, (ii) FAR 52.227-19, (iii) DFARS 252.227-7013(c)(1)(ii), or (iv) THE ACCOMPANYING LICENSE AGREEMENT, AS APPLICABLE. FOR PURPOSES OF THE FAR, THIS SOFTWARE SHALL BE DEEMED TO BE "UNPUBLISHED" AND LICENSED WITH DISCLOSURE PROHIBITIONS. CONTRACTOR/SUBCONTRACTOR: ASPEN TECHNOLOGY, INC. TEN CANAL PARK, CAMBRIDGE, MA 02141.

TABLE OF CONTENTS

RUN CONTROL SECTION.....	1
RUN CONTROL INFORMATION.....	1
FLOWSHEET SECTION.....	2
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS.....	2
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS.....	2
COMPUTATIONAL SEQUENCE.....	2
OVERALL FLOWSHEET BALANCE.....	2
PHYSICAL PROPERTIES SECTION.....	3
COMPONENTS.....	3
U-O-S BLOCK SECTION.....	4
BLOCK: COLUMNA MODEL: RADFRAC.....	4
STREAM SECTION.....	9
ALIM BOTTOM DISTIL.....	9
PROBLEM STATUS SECTION.....	11
BLOCK STATUS.....	11

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 1
PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
RUN CONTROL SECTION

RUN CONTROL INFORMATION

THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO UPM ETSI INDUSTRIALES

TYPE OF RUN: NEW

INPUT FILE NAME: _3800onq.inm

OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: _3800onq VERSION NO. 1
LOCATED IN:

PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:

NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE) = 0
NUMBER OF IN-CORE RECORDS = 256
PSIZE NEEDED FOR SIMULATION = 256

CALLING PROGRAM NAME: apmain
LOCATED IN: C:\ARCHIV~1\ASPENT~1\AP100\xeq

SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 2
 PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
 FLOWSHEET SECTION

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
ALIM	----	COLUMNA	DISTIL	COLUMNA	----
BOTTOM	COLUMNA	----			

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
COLUMNA	ALIM	DISTIL BOTTOM

COMPUTATIONAL SEQUENCE

SEQUENCE USED WAS:
 COLUMNA

OVERALL FLOWSHEET BALANCE

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***		
	IN	OUT	RELATIVEDIFF.
CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/HR)			
ETANO	0.295119E-02	0.295119E-02	0.339200E-08
PROPANO	72.7989	72.7989	0.291727E-08
N-BUTANO	120.706	120.706	-0.116084E-08
I-BUTANO	63.9435	63.9435	-0.113012E-08
TOTAL BALANCE			
MOLE(KMOL/HR)	257.452	257.452	0.000000E+00
MASS(KG/HR)	13942.7	13942.7	-0.213676E-09
ENTHALPY(CAL/SEC)	-0.222238E+07	-0.230068E+07	0.340318E-01

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 3
PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
PHYSICAL PROPERTIES SECTION

COMPONENTS

ID	TYPE	FORMULA	NAME OR ALIAS	REPORT NAME
ETANO	C	C2H6	C2H6	ETANO
PROPANO	C	C3H8	C3H8	PROPANO
N-BUTANO	C	C4H10-1	C4H10-1	N-BUTANO
I-BUTANO	C	C4H10-2	C4H10-2	I-BUTANO

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 4
 PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
 U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: COLUMN MODEL: RADFRAC

 INLETS - ALIM STAGE 18
 OUTLETS - DISTIL STAGE 1
 BOTTOM STAGE 24

PROPERTY OPTION SET: RKS-MOD STANDARD RKS EQUATION OF STATE

	*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
	IN	OUT	RELATIVEDIFF.	
TOTAL BALANCE				
MOLE(KMOL/HR)	257.452	257.452	0.000000E+00	
MASS(KG/HR)	13942.7	13942.7	-0.213676E-09	
ENTHALPY(CAL/SEC)	-0.222238E+07	-0.230068E+07	0.340318E-01	

 ***** INPUT DATA *****

***** INPUT PARAMETERS *****

NUMBER OF STAGES	24
ALGORITHM OPTION	STANDARD
ABSORBER OPTION	NO
INITIALIZATION OPTION	STANDARD
HYDRAULIC PARAMETER CALCULATIONS	NO
INSIDE LOOP CONVERGENCE METHOD	BROYDEN
DESIGN SPECIFICATION METHOD	NESTED
MAXIMUM NO. OF OUTSIDE LOOP ITERATIONS	25
MAXIMUM NO. OF INSIDE LOOP ITERATIONS	10
MAXIMUM NUMBER OF FLASH ITERATIONS	50
FLASH TOLERANCE	0.00010000
OUTSIDE LOOP CONVERGENCE TOLERANCE	0.00010000

***** COL-SPECS *****

MOLAR VAPOR DIST / TOTAL DIST	0.0
REBOILER DUTY CAL/SEC	349,644.
STDVOL REFLUX RATIO	5.00000
DIST + REFLUX SUBCOOLED TEMP K	292.850

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 5
 PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
 U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: COLUMN MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** PROFILES ****

P-SPEC	STAGE	1	PRES, ATM	13.3884
		2		13.5819

 **** RESULTS ****

*** COMPONENT SPLIT FRACTIONS ***

		OUTLET STREAMS

	DISTIL	BOTTOM
COMPONENT:		
ETANO	.99960	.40313E-03
PROPANO	.89539	.10461
N-BUTANO	.22858E-03	.99977
I-BUTANO	.69724E-02	.99303

*** SUMMARY OF KEY RESULTS ***

TOP STAGE TEMPERATURE	K	312.417
BOTTOM STAGE TEMPERATURE	K	360.327
TOP STAGE LIQUID FLOW	KMOL/HR	328.299
BOTTOM STAGE LIQUID FLOW	KMOL/HR	191.792
TOP STAGE VAPOR FLOW	KMOL/HR	0.0
BOTTOM STAGE VAPOR FLOW	KMOL/HR	337.123
MOLAR REFLUX RATIO		5.00000
MOLAR BOILUP RATIO		1.75776
CONDENSER DUTY (W/O SUBCOOL)	CAL/SEC	-361,090.
REBOILER DUTY	CAL/SEC	349,644.
DIST + REFLUX SUBCOOLED TEMP	K	292.850
SUBCOOLED REFLUX DUTY	CAL/SEC	-66,851.9

**** MAXIMUM FINAL RELATIVE ERRORS ****

DEW POINT	0.10309E-04	STAGE= 11
BUBBLE POINT	0.24312E-04	STAGE= 9
COMPONENT MASS BALANCE	0.57238E-05	STAGE= 17 COMP=ETANO
ENERGY BALANCE	0.18013E-03	STAGE= 9

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 6
 PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
 U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: COLUMN MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** PROFILES ****

NOTE REPORTED VALUES FOR STAGE LIQUID AND VAPOR RATES ARE THE FLOWS FROM THE STAGE EXCLUDING ANY SIDE PRODUCT. FOR THE FIRST STAGE, THE REPORTED VAPOR FLOW IS THE VAPOR DISTILLATE FLOW. FOR THE LAST STAGE, THE REPORTED LIQUID FLOW IS THE LIQUID BOTTOMS FLOW.

STAGE	TEMPERATURE K	PRESSURE ATM	ENTHALPY CAL/MOL		HEAT DUTY CAL/SEC
			LIQUID	VAPOR	
1	312.42	13.388	-28494.	-25177.	-.36109+06
SUBC	292.85	13.388	-29105.		-.66852+05
2	313.32	13.582	-28534.	-25194.	
3	313.87	13.591	-28643.	-25236.	
4	314.83	13.600	-28835.	-25312.	
16	348.11	13.705	-32751.	-28387.	
17	349.00	13.714	-32705.	-28352.	
18	350.15	13.723	-32709.	-28385.	
19	351.72	13.732	-32827.	-28580.	
22	356.84	13.758	-33136.	-29176.	
23	358.58	13.767	-33197.	-29336.	
24	360.33	13.776	-33221.	-29450.	.34964+06

STAGE	FLOW RATE KMOL/HR		FEED RATE KMOL/HR			PRODUCT RATE KMOL/HR	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	328.3	0.0000E+00					
SUBC	328.3					65.6598	
2	390.1	394.0					
3	387.8	455.8					
4	383.6	453.4					
16	339.0	405.8					
17	337.8	404.6		75.9842			
18	520.4	327.5	181.4673				
19	521.9	328.6					
22	527.2	333.6					
23	528.9	335.5					
24	191.8	337.1				191.7917	

**** MASS FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE KG/HR		FEED RATE KG/HR			PRODUCT RATE KG/HR	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	0.1451E+05	0.0000E+00					
SUBC	0.1451E+05					2901.9680	
2	0.1729E+05	0.1741E+05					
3	0.1727E+05	0.2019E+05					
4	0.1723E+05	0.2017E+05					
16	0.1867E+05	0.2158E+05					

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 7
 PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
 U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: COLUMN MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** MASS FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE KG/HR		FEED RATE KG/HR			PRODUCT RATE KG/HR	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
17	0.1865E+05	0.2158E+05		4000.9078			
18	0.2884E+05	0.1755E+05	9941.8260				
19	0.2911E+05	0.1779E+05					
22	0.3001E+05	0.1867E+05					
23	0.3029E+05	0.1897E+05					
24	0.1104E+05	0.1925E+05				.11041+05	

**** MOLE-X-PROFILE ****

STAGE	ETANO	PROPANO	N-BUTANO	I-BUTANO
1	0.44929E-04	0.99274	0.42022E-03	0.67902E-02
2	0.17135E-04	0.98421	0.10921E-02	0.14679E-01
3	0.80128E-05	0.96856	0.25539E-02	0.28883E-01
4	0.50078E-05	0.94087	0.56320E-02	0.53493E-01
16	0.25962E-05	0.21642	0.40000	0.38357
17	0.25681E-05	0.20814	0.44237	0.34949
18	0.16596E-05	0.19371	0.47821	0.32808
19	0.69797E-06	0.16709	0.49353	0.33938
22	0.47042E-07	0.85825E-01	0.55730	0.35687
23	0.17946E-07	0.61473E-01	0.58875	0.34978
24	0.62032E-08	0.39707E-01	0.62922	0.33108

**** MOLE-Y-PROFILE ****

STAGE	ETANO	PROPANO	N-BUTANO	I-BUTANO
1	0.11814E-03	0.99662	0.15954E-03	0.31022E-02
2	0.44929E-04	0.99274	0.42022E-03	0.67902E-02
3	0.21139E-04	0.98544	0.99535E-03	0.13543E-01
4	0.13359E-04	0.97206	0.22449E-02	0.25683E-01
16	0.94743E-05	0.35170	0.29913	0.34916
17	0.94654E-05	0.34239	0.33516	0.32243
18	0.61808E-05	0.32328	0.36871	0.30801
19	0.26245E-05	0.28359	0.39008	0.32633
22	0.18247E-06	0.15377	0.47630	0.36993
23	0.70391E-07	0.11219	0.51619	0.37162
24	0.24627E-07	0.73856E-01	0.56572	0.36042

**** K-VALUES ****

STAGE	ETANO	PROPANO	N-BUTANO	I-BUTANO
1	2.6295	1.0039	0.37967	0.45687
2	2.6220	1.0087	0.38476	0.46257
3	2.6382	1.0174	0.38974	0.46888
4	2.6676	1.0331	0.39860	0.48012
16	3.6493	1.6251	0.74782	0.91028
17	3.6858	1.6451	0.75765	0.92257
18	3.7242	1.6688	0.77102	0.93882
19	3.7602	1.6973	0.79039	0.96153
22	3.8790	1.7917	0.85465	1.0366
23	3.9224	1.8251	0.87676	1.0624

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 8
 PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
 U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: COLUMN MODEL: RADFRAC (CONTINUED)

**** K-VALUES ****				
STAGE	ETANO	PROPANO	N-BUTANO	I-BUTANO
24	3.9700	1.8600	0.89909	1.0886
**** MASS-X-PROFILE ****				
STAGE	ETANO	PROPANO	N-BUTANO	I-BUTANO
1	0.30567E-04	0.99049	0.55263E-03	0.89297E-02
2	0.11626E-04	0.97930	0.14324E-02	0.19252E-01
3	0.54099E-05	0.95897	0.33330E-02	0.37693E-01
4	0.33518E-05	0.92350	0.72865E-02	0.69208E-01
16	0.14172E-05	0.17324	0.42205	0.40471
17	0.13989E-05	0.16626	0.46576	0.36798
18	0.90070E-06	0.15417	0.50166	0.34417
19	0.37626E-06	0.13209	0.51427	0.35364
22	0.24852E-07	0.66490E-01	0.56909	0.36442
23	0.94241E-08	0.47340E-01	0.59761	0.35505
24	0.32402E-08	0.30416E-01	0.63530	0.33428
**** MASS-Y-PROFILE ****				
STAGE	ETANO	PROPANO	N-BUTANO	I-BUTANO
1	0.80479E-04	0.99562	0.21008E-03	0.40849E-02
2	0.30567E-04	0.99049	0.55263E-03	0.89297E-02
3	0.14349E-04	0.98091	0.13059E-02	0.17768E-01
4	0.90292E-05	0.96350	0.29330E-02	0.33555E-01
16	0.53561E-05	0.29157	0.32688	0.38155
17	0.53380E-05	0.28316	0.36535	0.35148
18	0.34682E-05	0.26602	0.39991	0.33407
19	0.14575E-05	0.23096	0.41874	0.35030
22	0.98040E-07	0.12116	0.49466	0.38418
23	0.37430E-07	0.87486E-01	0.53056	0.38196
24	0.12972E-07	0.57049E-01	0.57599	0.36696

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 9
 PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
 STREAM SECTION

ALIM BOTTOM DISTIL

STREAM ID	ALIM	BOTTOM	DISTIL
FROM :	----	COLUMNA	COLUMNA
TO :	COLUMNA	----	----
SUBSTREAM: MIXED			
PHASE:	MIXED	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR			
ETANO	2.9512-03	1.1897-06	2.9500-03
PROPANO	72.7988	7.6154	65.1834
N-BUTANO	120.7061	120.6786	2.7591-02
I-BUTANO	63.9435	63.4976	0.4458
COMPONENTS: MOLE FRAC			
ETANO	1.1463-05	6.2032-09	4.4929-05
PROPANO	0.2827	3.9707-02	0.9927
N-BUTANO	0.4688	0.6292	4.2022-04
I-BUTANO	0.2483	0.3310	6.7902-03
COMPONENTS: KG/HR			
ETANO	8.8741-02	3.5775-05	8.8705-02
PROPANO	3210.1774	335.8155	2874.3618
N-BUTANO	7015.8544	7014.2507	1.6037
I-BUTANO	3716.6134	3690.6996	25.9137
COMPONENTS: MASS FRAC			
ETANO	6.3647-06	3.2402-09	3.0567-05
PROPANO	0.2302	3.0416-02	0.9904
N-BUTANO	0.5031	0.6353	5.5263-04
I-BUTANO	0.2665	0.3342	8.9297-03
COMPONENTS: STD L/MIN			
ETANO	4.1667-03	1.6797-06	4.1650-03
PROPANO	105.7333	11.0607	94.6726
N-BUTANO	200.6000	200.5541	4.5854-02
I-BUTANO	110.3291	109.5599	0.7692
TOTAL L/MIN	416.6666	321.1748	95.4918
COMPONENTS: STD VOL FRAC			
ETANO	1.0000-05	5.2299-09	4.3616-05
PROPANO	0.2537	3.4438-02	0.9914
N-BUTANO	0.4814	0.6244	4.8018-04
I-BUTANO	0.2647	0.3411	8.0558-03
TOTAL L/MIN	416.6666	321.1748	95.4918
TOTAL FLOW:			
KMOL/HR	257.4515	191.7917	65.6598
KG/HR	1.3943+04	1.1041+04	2901.9680
L/MIN	2430.1627	383.7498	94.0934
STATE VARIABLES:			
TEMP K	347.7500	360.3272	292.8500
PRES ATM	13.5855	13.7755	13.3883
VFRAC	0.2993	0.0	0.0
LFRAC	0.7006	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:			
CAL/MOL	-3.1076+04	-3.3221+04	-2.9105+04
CAL/GM	-573.8163	-577.0816	-658.5227
CAL/SEC	-2.2224+06	-1.7698+06	-5.3084+05

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 10
PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
STREAM SECTION

ALIM BOTTOM DISTIL (CONTINUED)

STREAM ID	ALIM	BOTTOM	DISTIL
ENTROPY:			
CAL/MOL-K	-89.5959	-97.7815	-82.1859
CAL/GM-K	-1.6543	-1.6985	-1.8595
DENSITY:			
MOL/CC	1.7657-03	8.3297-03	1.1630-02
GM/CC	9.5623-02	0.4795	0.5140
AVG MW	54.1567	57.5664	44.1970

ASPEN PLUS VER: WIN32 REL: 10.0-1 10/01/1999 PAGE 11
PARA EMPEZAR MODELO DINAMICO DESPROPANIZADORA
PROBLEM STATUS SECTION

BLOCK STATUS

```
*****
*
* Calculations were completed normally
*
* All Unit Operation blocks were completed normally
*
* All streams were flashed normally
*
*****
```


Capítulo 4

SIMULACIÓN DINÁMICA

Capítulo 4

SIMULACIÓN DINÁMICA

4.1. Presentación

La simulación estacionaria de la columna para esos datos reales de proceso en esas condiciones particulares de operación permite la obtención, después del ajuste y la contrastación de resultados, de un modelo riguroso de la Despropanizadora válido en el régimen estacionario representado por esas condiciones únicas de proceso disponibles.

El Proyecto continúa con la obtención de un modelo dinámico fisicoquímico riguroso a partir de ese modelo estacionario. Los modelos fisicoquímicos rigurosos también son denominados *modelos de primer principio*, del inglés “first principle model”, haciendo referencia a su carácter termodinámico y tratan de representar lo más rigurosamente posible el verdadero comportamiento dinámico del proceso modelado.

Para la obtención de estos modelos es preciso el empleo de herramientas de simulación estacionaria y dinámica. Las herramientas de simulación dinámica que se van a utilizar a partir de este momento son los simuladores Aspen Dynamics y Aspen Custom Modeler versión 10.0. Estos simuladores se han seleccionado principalmente por su disponibilidad y por la compatibilidad que presentan con Aspen Plus 10.0. y con el programa de desarrollo del controlador multivariable DMCPlus; los cuatro productos informáticos son de la empresa Aspen Tech.

Para comenzar el desarrollo del modelo dinámico es necesario introducir en el modelo estacionario dentro del propio programa Aspen Plus información acerca de las

dimensiones del fondo de la columna y el botellón de reflujo y de la acumulación inicial de líquido en ambos recipientes. Asimismo será preciso incorporar al modelo estacionario información sobre las dimensiones (diámetro, distancia entre platos y altura de rebosadero) de los platos del modelo final de la Despropanizadora, tanto en la zona de rectificación como en la zona de agotamiento.

Todos estos preparativos en Aspen Plus son necesarios para poder trasladar el modelo estacionario a los simuladores dinámicos. Una vez que el modelo estacionario hay sido exportado, se completará el modelo dinámico incorporando los restantes elementos dinámicos en el simulador dinámico, es decir, los elementos del esquema regulatorio básico que se encuentra por debajo del controlador multivariable DMC.

El modelo dinámico obtenido es, por lo tanto, un modelo fisicoquímico riguroso que representa el funcionamiento del conjunto formado por la Despropanizadora y el esquema regulatorio básico que subyace por debajo del controlador DMC.

El modelo desarrollado en el simulador dinámico, antes de ejecutar cualquier simulación sobre él, se encuentra en condiciones estacionarias de proceso. Esas condiciones estacionarias serán las condiciones iniciales de las que parten todos los regímenes dinámicos que se producen en el modelo cuando en éste se simulan perturbaciones o movimientos en las variables de entrada. Estas condiciones iniciales se corresponden, por lo tanto, con la colección de valores reales de proceso usada para el desarrollo del modelo estacionario.

Durante el desarrollo del modelo dinámico del proceso habrá que tener en cuenta que el sistema regulatorio básico que se ha de simular, el que utiliza el controlador DMC, no es exactamente el mismo que el existente, el que se ha descrito en las bases de diseño. Además, por limitaciones del simulador principalmente, ha sido necesario tomar ciertas hipótesis básicas antes de comenzar a elaborar el modelo además de simular un esquema de control que no es exactamente el mismo que el subordinado al futuro DMC. Todos estos aspectos serán vistos con mayor profundidad a lo largo de este capítulo.

El modelo dinámico de la Despropanizadora será sometido a una serie de escalones unitarios en las variables de entrada seleccionadas para el controlador multivariable DMC con objeto de obtener, mediante simulación, las respuestas de las variables controladas frente a cada uno de esos escalones unitarios. Para la simulación dinámica de estos escalones se emplearán las herramientas de programación de tareas y guiones que facilita el simulador dinámico. Estas utilidades usan el lenguaje de programación *Visual Basic Scripting Language*.

Cada una de esas respuestas obtenidas configurará la celda de la matriz dinámica que empleará el controlador DMC correspondiente a la fila asociada a la variable independiente en la que se produce el escalón y a la columna asociada a la variable dependiente cuya respuesta se ha simulado.

Los resultados de simulación de escalones unitarios proporcionan, para esa pareja, información acerca del tiempo de establecimiento del régimen estacionario, la dinámica en la respuesta hasta que se alcanza, de nuevo, el estado estacionario y la ganancia relativa correspondiente.

Esta información, en forma vectorial, vector cuyos elementos representan la evolución de la respuesta a lo largo del tiempo, será configurada de acuerdo con el formato de entrada al controlador multivariable comercial DMC para generar la matriz dinámica del controlador. Tal aspecto será explicado en este capítulo, pero desarrollado en profundidad en el siguiente.

Una vez conseguida la matriz para el funcionamiento, fuera de línea, del controlador DMC, se simulará un plan de movimientos combinados en las variables independientes del controlador en el simulador con objeto de contrastar las respuestas proporcionadas por el modelo riguroso conseguido y el controlador. Esto será útil para decidir la validez del modelo riguroso con respecto al programa de desarrollo fuera de línea de la matriz dinámica. Tal punto sí será desarrollado por entero en el capítulo 5.

4.2. Esquema de control preexistente y esquema regulatorio subordinado al controlador multivariable predictivo DMC

El principal objetivo del Proyecto es la obtención mediante simulación de un modelo dinámico fisicoquímico riguroso para el control multivariable MBPC de la Despropanizadora. El empleo de la simulación dinámica ha de estar orientada a este objetivo. En efecto, dada la estructura jerárquica del control, la elaboración del modelo dinámico exige la necesidad de tener presente el esquema regulatorio básico que subyace por debajo del futuro controlador multivariable y no el de las bases de partida.

La modelización no solamente ha de ser rigurosa para la columna, también lo tiene que ser para el sistema regulatorio básico teniendo en cuenta que para que funcione adecuadamente el control multivariable, previamente han de funcionar bien los lazos de control básico. Esto quiere decir que la importancia del buen funcionamiento del control básico no sólo no disminuye al implantar el control multivariable, sino que aumenta puesto que las variables independientes sobre las que actúa el controlador DMC no son directamente las aperturas de válvula sino que son los puntos de consigna del control regulatorio básico.

Ahora bien, la implantación de un control multivariable exige el replanteamiento de ese control regulatorio básico. En efecto, el esquema básico de control que se encuentra por debajo del controlador DMC no es exactamente el mismo que el esquema de control preexistente, no coincide con el sistema de control básico que se describió en las bases de diseño. Ello se debe a diversas circunstancias:

- Las necesidades del controlador multivariable no sólo son distintas que las que eran satisfechas con el esquema previo sino que son incluso mayores.
- Quien se ocupará, en el futuro, del control del proceso no es el esquema básico de control sino el controlador multivariable comercial DMC.

- El control multivariable es además predictivo; considera también la acción de control en adelanto, aspecto que no consideraba el sistema de control preexistente. Consecuentemente, es necesario adaptar el esquema básico de regulación a esta nueva circunstancia.
- El esquema de las bases de diseño usa cascadas de control. Con las cascadas no sólo se intentaba garantizar una operación más estable (cascada de control de nivel de fondos) sino que además se trataba de controlar las calidades de cabeza y de fondos (control de reflujo y cascada de temperatura de fondos, respectivamente), probablemente sin éxito debido al acoplo producido al tratar de solventar estos dos objetivos de control contrapuestos.

El funcionamiento del futuro controlador multivariable DMC resolverá este problema de acoplamiento y aspirará además a objetivos de control superiores tales como la minimización de perturbaciones en el proceso y la maximización de beneficios.

El esquema regulatorio básico subordinado a DMC no necesita, pues, de la existencia de estas cascadas. Por ello, se han roto las cascadas de control en el esquema regulatorio que se va a simular en Aspen Custom Modeler de modo que los puntos de consigna de los controladores secundarios en el nuevo esquema regulatorio no vienen fijados por los controladores primarios de las cascadas sino por el controlador multivariable.

Por otro lado, también hay que tener en cuenta que los controladores tienen una serie de parámetros que hay que ajustar. Normalmente, habría sido preciso determinar la sintonía de los controladores haciendo pruebas de planta, pero dado que ello, evidentemente, no es posible en este Proyecto, las sintonías de los reguladores PID que se van a usar para la elaboración del modelo se han determinado usando las técnicas Ziegler-Nichols dentro del propio simulador dinámico. Algunas sintonías ya fueron determinadas en el anterior capítulo. Por razones que ya se verán en su momento, ha sido necesaria la emulación de lazos de control adicionales dentro de la simulación

dinámica para poder reproducir fielmente el funcionamiento del esquema regulatorio básico subordinado al DMC. Para estos lazos adicionales también se ha tenido que hacer una sintonización mediante simulación usando las técnicas de Ziegler-Nichols. Todas las sintonías ajustadas aparecerán en una tabla más adelante.

El conocimiento del esquema básico preexistente es fundamental, aunque finalmente este esquema no sea el subordinado al controlador DMC, pues permitirá un desarrollo más racional del modelo dinámico del proceso. Este esquema, descrito en su momento en las **bases de diseño**, consta de los siguientes elementos de control:

1. Control de presión de cabeza de la columna (URV-PIC-0014) por inundación del condensador de cabeza actuando la salida del control sobre la válvula de caudal de destilados.
2. Control de reflujo en cabeza de la columna (URV-FIC-0012) para el control de calidad del producto propano obtenido como destilado.
3. Control de nivel de fondos mediante una cascada donde el lazo primario es el controlador de nivel de fondos (URV-LIC-0015) y el lazo secundario es el controlador de caudal de fondos (URV-FIC-0014).

En esta cascada, el controlador URV-LIC-0015 funciona en automático y su salida (URV-LIC-0015.OP) fija el SP del secundario (URV-FIC-0014.SP).

4. Control de temperatura de fondos mediante una cascada para el control de la calidad del producto de fondos. En la cascada, el lazo primario es el controlador de temperatura de fondos (URV-TIC-0011) cuya salida a válvula (URV-TIC-0011.OP) fija el punto de consigna del regulador secundario (URV-FIC-0013.SP), el cual controla el caudal del servicio de vapor en el hervidor de fondos (URV-FIC-0013).

El esquema básico de control **que necesita el** controlador multivariable **DMC** tiene básicamente los mismos reguladores básicos que el esquema de las bases de diseño pero con las cascadas de control rotas por las razones apuntadas y con los puntos de consigna de todos los controladores restantes fijados por el controlador DMC y no por el operador de planta:

1. El control de presión de cabeza es el mismo (URV-PIC-0014).
2. El control de reflujo de destilado también es el mismo (URV-FIC-0012).
3. El control de caudal de fondos es el mismo (URV-FIC-0014), pero como la cascada de control de nivel de fondos está rota, el URV-FIC-0014.SP no está determinado por la URV-LIC-0015.OP del controlador primario de nivel de fondos sino que está fijado por el futuro controlador multivariable DMC.
4. El control de caudal de servicio de vapor del hervidor es nuevamente el mismo (URV-FIC-0013), pero dado que la cascada de control de temperatura de fondos está rota, el URV-FIC-0013.SP está establecido por el futuro DMC y no por la salida URV-TIC-0011.OP del controlador primario.

Las variables manipuladas que establecerá el controlador multivariable DMC para la regulación del proceso son, por lo tanto, los puntos de consigna de los cuatro controladores PID básicos que se mantienen respecto del esquema preexistente.

Pero para incorporar la acción “feedforward” de control en adelante es preciso que el controlador considere otras variables adicionales independientes sobre las cuales directamente no puede actuar. Estas variables son las perturbaciones medibles de mayor influencia en la operación de la columna. Se han considerado como variables de perturbación el caudal de alimentación a la columna, su temperatura y la relación de propano a butanos en la alimentación.

Adicionalmente, también podrían ser tenidas en cuenta las temperaturas del servicio de vapor de agua y de agua condensada en el hervidor, pero no han sido consideradas como perturbaciones dado que la información bibliográfica del proceso existente dice que esas temperaturas en el servicio de vapor son bastante constantes.

Se puede adelantar que las variables contraladas que considerará el controlador DMC son las salidas a válvula de los cuatro reguladores básicos PID cuyos SP's son considerados como variables manipuladas, las especificaciones principales de los productos, la indicación de nivel de fondo y el valor de pérdida de carga en la columna.

La elección de estas ocho variables controladas para el DMC responde a la necesidad de garantizar el control de las variables manipuladas consideradas, al control de las calidades de los productos sin que se produzca el acoplamiento y a la operación segura y estable de la columna sin violar las restricciones y limitaciones de proceso.

El esquema regulatorio básico preexistente aparece en las bases de diseño en el plano n° 3, mientras que el esquema regulatorio básico que utiliza el controlador multivariable aparece en el plano n° 4 adjuntado con el anterior y el resto de planos de las bases de diseño del proceso.

4.3. Inicialización de cascadas y del controlador DMC

En el anterior punto ha quedado claro que el controlador multivariable utiliza un esquema regulatorio distinto del descrito en las bases de diseño. Sin embargo, este hecho no significa que el sistema preexistente desaparezca.

En efecto, hay que considerar que el controlador multivariable DMC no se va a encontrar operativo permanentemente de modo que su conexión solamente será necesaria cuando la calidad de control conseguida con el esquema mostrado en las bases de diseño no satisfaga los nuevos objetivos de control propuestos.

Además, la desconexión del controlador multivariable DMC siempre será necesaria cuando el esquema regulatorio básico dependiente no funcione apropiadamente. En el control del proceso durante la operación normal de planta se podrán producir, por lo tanto, dos situaciones:

- a) Es necesaria la conexión del controlador DMC para conseguir una calidad en la regulación del proceso aceptable conforme a los nuevos objetivos de control. En este caso, las cascadas de control preexistentes se encuentran deshabilitadas, es decir, están fuera de servicio.
- b) No es necesaria la conexión del controlador DMC pues se pueden cubrir aceptablemente los nuevos objetivos de control a los que se aspira con el esquema ya existente. En este caso, las cascadas de control se han de encontrar habilitadas y operativas.

En el paso de una situación a la otra hay un cambio en el sistema de control de la columna. Este cambio puede dar lugar a una pérdida de calidad de control traumática y a alteraciones bruscas en el proceso si no se efectúa adecuadamente, surgiendo así un problema de puesta en servicio y fuera de servicio de cascadas y del controlador DMC.

Aunque no es objeto de este Proyecto, se propone que la puesta en servicio de cascadas se realice de tal modo que durante los periodos de tiempo en los que no se encuentren operativas (DMC conectado), el punto de consigna del regulador PID primario de la cascada siga al valor de la variable de proceso que mide tal controlador.

Esto se denomina, en jerga de Control de Procesos, seguimiento o “tracking” de la PV. Cuando el DMC se encuentre conectado, los SP’s de los controladores primarios de las cascadas se reasignan automáticamente a los valores de las PV’s correspondientes en cada periodo de muestreo. Así, cuando se desconecte el DMC y se restablezca el funcionamiento automático de las cascadas, no se producirán alteraciones bruscas en el control y el sistema seguirá con los últimos valores establecidos por el DMC.

También se propone un seguimiento o “tracking” de las salidas OP’s de los controladores primarios de las cascadas de modo que, cuando se rompan las cascadas, las salidas de los primarios se hagan igual a los respectivos puntos de consigna SP’s de los reguladores secundarios. Este “tracking” tiene también como objetivo el cambio de una configuración de control a la otra sin saltos bruscos en el control de la operación.

Para la inicialización del controlador DMC existen multiples estrategias que no van a ser explicadas dado que no es objeto de este Proyecto, pero basta con señalar que aunque el DMC no se encuentra en servicio, siempre se encontrará monitorizando el proceso funcionando en planta de modo que cuando se vaya a poner de nuevo en servicio lo pueda hacer en unas condiciones que no alteren bruscamente el control de proceso y que no produzcan una pérdida de calidad de control.

4.4. Preparativos en Aspen Plus de cara al desarrollo del modelo dinámico

Antes de trasladar el modelo estacionario de proceso al simulador dinámico Aspen Custom Modeler es preciso realizar toda una serie de preparativos en el simulador estacionario Aspen Plus.

En estos preparativos, el modelo estacionario va a ser enriquecido con información dinámica referente a la acumulación de líquidos en el fondo de la columna y en su botellón de reflujo. Este aspecto ya ha sido explicado a lo largo del Proyecto.

Para ello, primero es necesario indicar a Aspen Plus que el modelo que se ha obtenido va a ser el modelo de partida para el desarrollo de un modelo dinámico. Para ello, bastará decirle a Aspen Plus que el modo de entrada (*Input Mode*) de la simulación es dinámico. Solamente por ello, el simulador estacionario pedirá información adicional para completar las entradas adicionales necesarias para poder desarrollar el modelo dinámico en Aspen Dynamics o Aspen Custom Modeler.

Las entradas adicionales a rellenar piden información acerca de:

1. Las dimensiones del fondo y del botellón de reflujo en longitud y diámetro.
2. Los tipos de cabezas de estos recipientes o acumuladores y su orientación.
3. Las acumulaciones iniciales de líquido en estos recipientes para los simuladores dinámicos Aspen Dynamics y Custom Modeler.
4. El radio de los platos, la altura de sus rebosaderos y la distancia entre plato y plato tanto en zona de rectificación como en zona de agotamiento.

Con toda esta información se podrá simular rigurosamente la hidráulica interna en la columna en el estado estacionario. Las simulaciones que pueda hacer a partir de este momento en Aspen Plus serán simulaciones estacionarias pero que pueden ser exportadas a Aspen Dynamics, en donde las condiciones iniciales de proceso serán las condiciones estacionarias en las que se ha elaborado y ajustado el modelo estacionario.

Antes de poder exportar el modelo es preciso conseguir que en la ejecución de la simulación no se produzcan errores. Una vez logrado esto, hay dos modos de exportar la simulación estacionaria a Aspen Dynamics:

- a) En formato dinámico dirigido por flujo, *Flow Driven Dynamic Simulation*.
- b) En formato dirigido por presión, *Pressure Driven Dynamic Simulation*.

Se ha optado por exportar en formato de simulación dinámica dirigida por flujo, pues este formato es el más sencillo y con él se consigue el suficiente rigor en el desarrollo del modelo dinámico.

Se podría conseguir quizás un mayor rigor en cuanto al perfil de presiones en la columna si se hubiese utilizado el formato de simulación dinámica dirigida por presión,

pero el empleo de este formato habría exigido la introducción de las válvulas de control y de todos sus parámetros de funcionamiento así como valores de pérdida de carga en líneas y a través de las válvulas y, desde luego, todos estos valores no son conocidos.

Además, en la aplicación, no hay efecto en los caudales de las corrientes de proceso por parte de las presiones aguas arriba, es decir, los caudales de las corrientes pueden ser considerados independientes de la presión. En realidad, esto no es completamente cierto, pero, en el sistema en el que se está trabajando, se puede considerar, con el suficiente rigor, que esa interdependencia es inexistente.

La simulación será trasladada a Aspen Dynamics en formato *Flow Driven Dynamic Simulation*. De ahí, la simulación será exportada a Aspen Custom Modeler sin efectuar ningún cambio de modo que el paso por Aspen Dynamics será de puro trámite.

Al abrir la simulación en Aspen Custom Modeler se puede observar que el simulador ha asignado un esquema de control predefinido para el modelo *Radfrac*. Hay que eliminar completamente este esquema de control dado por defecto por el simulador porque no coincide, en modo alguno, con el subordinado al futuro controlador DMC.

Después de eliminado ese esquema, se comenzará a elaborar el esquema de control regulatorio básico que utiliza el controlador multivariable DMC para completar, de este modo, el modelo dinámico de la columna Despropanizadora.

4.5. Emulación del esquema real de control en la simulación dinámica

Una vez que ya se ha conseguido exportar el modelo a Aspen Custom Modeler se está en disposición de comenzar el desarrollo del modelo dinámico de la columna. Para ello, hay que introducir los controladores del esquema regulatorio básico subordinado al controlador DMC que propone este Proyecto implantar en el futuro. Hay que introducir este esquema de control y no otro dado que el modelo que se necesita

elaborar para la columna es un modelo que se usará para el desarrollo futuro de la matriz dinámica del controlador DMC.

Ahora bien, este esquema no puede ser introducido como tal en el simulador dinámico. Es decir, no se puede introducir exactamente la misma configuración real del esquema regulatorio que empleará DMC. Ello se debe a varias razones, fundamentadas básicamente en ciertas limitaciones inherentes a los simuladores dinámicos disponibles:

- a) El controlador URV-FIC-0013 controla el caudal de servicio de vapor expresado en kg/h de vapor de agua. Sin embargo, la única variable que nos deja controlar el simulador es el valor de carga térmica en el hervidor.

Esto propicia la necesidad de incluir un pequeño módulo de multiplicación de la variable de proceso carga térmica en el hervidor para que el regulador PID introducido en la simulación pueda trabajar con kg/h de vapor de agua.

La relación entre la carga térmica y el caudal de vapor de agua se puede suponer de proporcionalidad considerando que las temperaturas del servicio de vapor y de condensado son apreciablemente constantes, como deja claro la bibliografía, y despreciando la pérdida de carga en el hervidor. La constante de proporcionalidad entre la carga térmica y el caudal de vapor será el valor que habrá que incluir en ese módulo multiplicador.

El valor de la constante se ha determinado a partir de los datos reales de planta, con los que se ha desarrollado el modelo estacionario, conforme a las hipótesis básicas que se expusieron en el capítulo de simulación estacionaria resultando un valor específico de 463,701 kg/GJ.

- b) El controlador de presión, URV-PIC-0014, se usa en el esquema regulatorio para controlar la presión de cabeza de la columna. Este controlador en el proceso real lee la presión como manométrica. Para simular el controlador de presión trabajando con valores manométricos ha sido preciso acoplar un

módulo sumador al módulo de control PID de presión dado que Aspen Custom Modeler no permite trabajar con presiones manométricas.

Este módulo sumador convertirá la variable de proceso presión en cabeza de la columna en un valor manométrico y trasladará ese valor al módulo de control como su nueva PV. La constante de sumación no es más que la supuesta presión atmosférica del ambiente que rodea la planta con un signo negativo al convertir valores absolutos en manométricos: -1,01325.

- c) El controlador de presión no puede ser simulado dinámicamente tal y como realmente se encuentra en el esquema de proceso, fundamentalmente, porque sería necesario tener un conocimiento preciso de las dimensiones del condensador de cabeza, de su acotación en planta respecto del botellón de reflujo, de su posición, del número, longitud, radio, área y distribución de los tubos en el interior del condensador, de coeficientes de ensuciamiento, ...

Dado que el fundamento del control de presión en cabeza de la columna se basa en la variación del área de inundación en el condensador, toda esa información sería necesaria para poder simular apropiadamente la variación del área de condensación. Como todos esos datos no se están disponibles pero si se conoce el fundamento de esta estrategia de control, se ha optado por emular el controlador de presión usando una configuración alternativa que produzca los mismos resultados de control. Esto ha permitido simular ese control de una forma rigurosa y aceptable para los objetivos establecidos.

El objetivo de este control es la regulación de la presión por variación de la carga térmica del condensador. La variación de la carga térmica en el condensador se produce por variación del área de condensación a través de la manipulación directa del caudal de destilado. Esto hace que el nivel de inundación en el condensador varíe y que el botellón de reflujo esté completamente lleno en condiciones normales de operación.

Con estas premisas, se puede emular el control de lazo único en el esquema real dependiente del futuro DMC introduciendo un módulo regulador PID para el control de la presión de cabeza por manipulación directa (en la realidad, es indirecta) de la carga térmica del condensador, otro módulo de control PID, que se denominará URV-LIC-DUMMY, para el control de nivel del botellón de reflujo en cascada con otro módulo PID adicional, que se llamará URV-FIC-DUMMY, para el control del caudal de destilados.

Finalmente, para emular rigurosamente el funcionamiento del control real, es muy importante sintonizar los módulos con unos parámetros que produzcan unos resultados de control iguales a los que se producen en la realidad de la planta. Esto se consigue usando:

- c.1) Para el controlador de presión de simulación, las mismas sintonías que utiliza el lazo único real dado que ese lazo PID real controla la presión por manipulación de la carga térmica del condensador de cabeza, aunque sea de un modo indirecto. Estas sintonías fueron ajustadas usando las técnicas Ziegler-Nichols dentro del propio simulador dinámico.
- c.2) Para el regulador de nivel del botellón de simulación, una constante de proporcionalidad tendente a infinito (se ha introducido un valor de un 10^6 aunque Aspen Custom Modeler acepta hasta 10^9) y una constante de tiempo integral igual a la del controlador de nivel de fondos del esquema regulatorio preexistente.

Con ello, se consigue que, aunque el nivel del botellón pueda variar, este alcance rápidamente el estado estacionario de modo que se pueda considerar que en todo momento el botellón, en simulación, se haya permanentemente lleno. Se ha comprobado mediante simulación de este lazo que, con estas sintonías, efectivamente se consigue emular el verdadero comportamiento dinámico del botellón dentro del proceso real.

- c.3) Para el controlador de caudal de destilados, las mismas sintonías que se ajustaron en simulación para el controlador de caudal de fondos de la columna. Se ha comprobado mediante el uso del propio simulador que, efectivamente, el comportamiento conseguido es adecuado y se ajusta perfectamente al verdadero comportamiento real de planta.
- d) Los lazos de reflujo, URV-FIC-0012, de fondos, URV-FIC-0014, y el controlador de caudal de destilados adicional URV-FIC-DUMMY se han introducido como módulos reguladores PID. Las únicas variables PV que deja el simulador dinámico disponibles para estos módulos son los caudales **molares** y, sin embargo, los reguladores reales de planta usan valores de caudal en volumen estándar.

Por lo tanto, se reproduce la misma situación que en a): es necesario introducir en la simulación dinámica sendos módulos, en este caso divisores, para traducir las medidas de caudal molar que ofrece el simulador dinámico en medidas de caudal volumínico para los tres controladores PID.

Las constantes de división, en este caso, serán los dos resultados de densidad molar obtenidos en la simulación estacionaria para el producto de cabeza y de fondos y que fueron presentados en el anterior capítulo.

Se va a suponer que estas densidades son constantes a lo largo de cualquier régimen dinámico. Para URV-FIC-0012 y URV-FIC-DUMMY, el valor a introducir en los módulos divisores asociados, $11,460 \text{ kmol/m}^3 \text{ std.}$, es la densidad molar de las corrientes de reflujo y de propano producto. Para URV-FIC-0014, el valor a introducir en los módulos divisores asociados, $9,953 \text{ kmol/m}^3 \text{ std.}$, es la densidad molar de la corriente de butano producto.

- e) El esquema regulatorio real de procesos sobre el cual actuará el futuro controlador multivariable DMC no contempla, como ya se ha venido explicando, el uso de una cascada de control de nivel de fondos de modo que

la regulación básica, por si misma, deja el nivel de fondos *loco*, a merced de la apertura o cierre de válvula del controlador de fondos, URV-FIC-0014.

En el futuro, quien se deberá ocupar de ese nivel de fondos es el controlador DMC dentro de su estrategia de control multivariable, una estrategia que considera, en todo su conjunto, movimientos simultáneos en las variables manipuladas para controlar simultáneamente todas las dependientes.

Si, en simulación no se tiene en cuenta el nivel de fondos, éste queda ingobernado a la hora de simular escalones para el desarrollo de ese modelo matricial o a la hora de simular un plan de movimientos combinados en las variables independientes para conseguir validar el modelo logrado frente a las previsiones dinámicas que ofrece el controlador DMC.

Estas circunstancias obligan a incluir, en el esquema regulatorio desarrollado en el simulador, un módulo regulador PID en cascada con el controlador de caudal de fondos de la columna configurado de manera que se pueda reproducir al máximo posible las condiciones de desarrollo de un “step-tests” que se realizaría en planta para la elaboración de la matriz del controlador porque para conseguir el modelo matricial fisicoquímico riguroso, al fin y al cabo, hay que simular escalones o “steps” en el simulador.

En esta configuración, el módulo adicional de control de nivel, lic0015, está en cascada con el módulo de control de caudal de fondos, fic0014. Ahora bien, en condiciones normales de simulación de escalones, el controlador de nivel está en modo manual y la cascada está rota de modo que es como si sólo estuviese presente el controlador de caudal. Solamente cuando se rebose el nivel o quede completamene seco se activará la cascada para retomar el control del nivel *loco* y evitar así que la simulación colapse. La activación de la cascada implica la puesta en automático del controlador de nivel y en modo cascada del controlador de caudal, subordinándose al lic0015.

Este comportamiento se ha emulado en simulación con un módulo de control de nivel con algoritmo PID de banda muerta. El rango de banda muerta usado dentro del cual la cascada no se encuentra operativa tiene:

- e.1) Límite de baja al 0 % de modo que la cascada se pone en automático cuando se seque completamente el fondo. El 0 % se corresponde con 42,5 cms. de nivel en fondos.
- e.2) Límite de alta al 100 % de modo que la cascada se pone en automático cuando se llene completamente el fondo. El 100 % se corresponde con 303,5 cms. de nivel en fondos.

Aspen Custom Modeler tiene la limitación de que no permite simular PID's de banda muerta apropiadamente con lo que ha sido preciso incluir sendas tareas en código de programación para indicar durante simulación al control lic0015 cuando se debe poner en manual y cuando en automático. En la operación normal para la simulación de escalones, el nivel se encontrará entre el 0 % y el 100 % de modo que es como si no existiese ese lic0015.

Este modo de emular el comportamiento de la regulación del nivel permite reproducir el desarrollo normal de unos "step-tests" en los que el operador de planta no deja completamente *loco* el nivel de fondos actuando sólo sobre él cuando esté muy próximo a violar sus restricciones físicas. Además, la implementación de estas tareas en el simulador también consigue emular rigurosamente la inicialización y desconexión de cascadas explicadas antes.

Las sintonías del módulo lic0015 se han ajustado utilizando, como en casos anteriores, las técnicas de Ziegler-Nichols dentro del propio simulador dinámico. Las sintonías conseguidas para este lazo aparecen en una tabla dentro del subcapítulo 4.6. de hipótesis básicas empleadas para el desarrollo del modelo dinámico dentro de Aspen Custom Modeler.

Después de todas estas consideraciones previas sobre la implementación del diagrama de flujo del proceso en el simulador dinámico, éste queda como sigue:

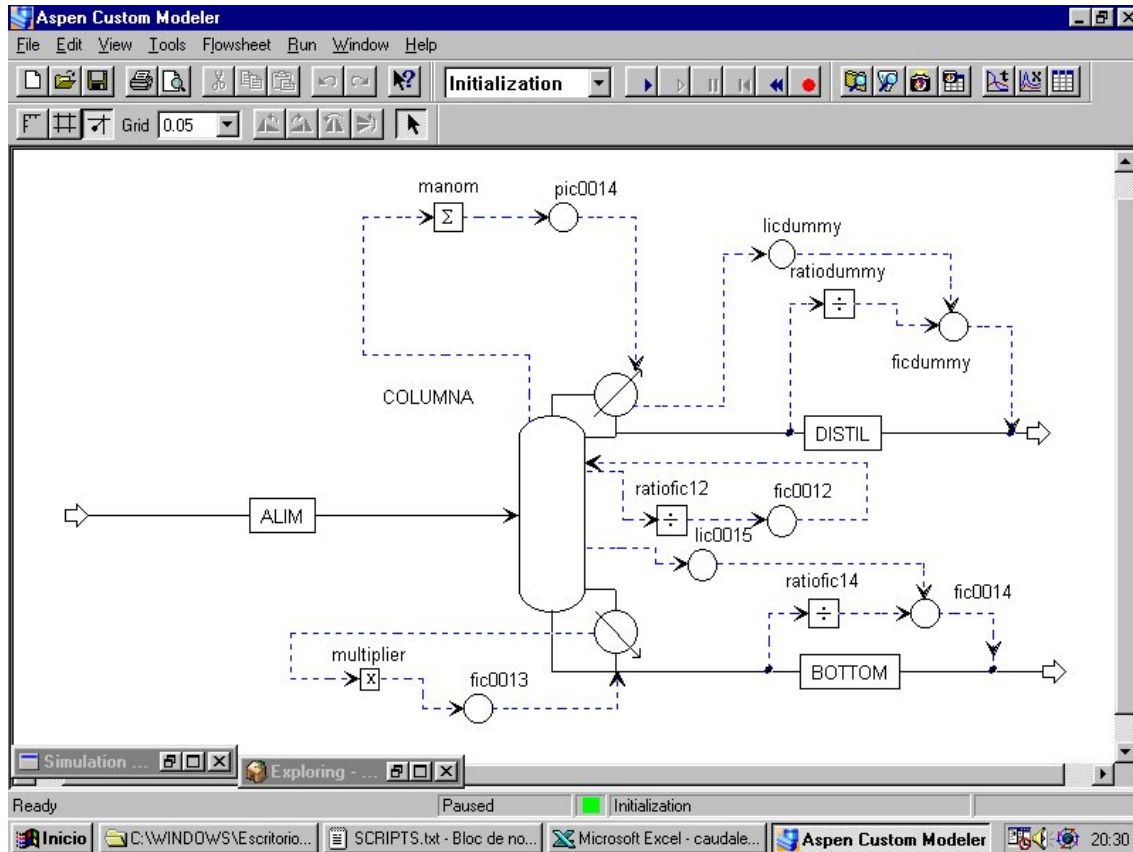


Figura nº 1. Diagrama de flujo de la Despropanizadora en la simulación dinámica.

Los módulos de control de la librería de modelos de Aspen Custom Modeler y Aspen Dynamics utilizados son de cuatro tipos:

1. Módulos regulador PID: usados para los controladores reales de proceso y todos aquellos que se han añadido por necesidades de simulación.
2. Módulos sumador: uno empleado para la corrección de presión manométrica del controlador de presión de cabeza de la columna.
3. Módulos multiplicador: uno usado para relacionar la carga térmica en el hervidor de fondos con el caudal de servicio de vapor de baja presión

consumido. En el diagrama de simulación dinámica de Aspen Custom Modeler, se encuentra conectado al controlador de caudal de vapor de agua.

4. Módulos divisor o “ratio”: tres utilizados para la conversión de caudales molares, ofrecidos por el simulador, a volumen estándar. Las conversiones son las densidades de destilado y líquido de fondos. Los módulos están asociados los controladores que actúan sobre los caudales de las corrientes de destilado, de reflujo y de líquido o extracción de fondos.

Todos los módulos usados finalmente en Aspen Custom Modeler para simular el esquema regulatorio dependiente de DMC vienen representados en la siguiente tabla:

Módulo	Tipo	Entrada	Salida
manom	sumador	Presión absoluta cabeza	Presión manométric. cabeza
pic0014	PID	Presión manométric. cabeza	Carga térmica condensador
ratiodummy	divisor	Caudal molar destilados	Caudal volumen destilados
ficdummy	PID	Caudal volumen destilados	Caudal molar destilados
ratiofic12	divisor	Caudal molar del reflujo	Caudal volumen del reflujo
fic0012	PID	Caudal volumen del reflujo	Caudal molar del reflujo
multiplier	multiplicador	Carga térmica hervidor	Caudal másico vapor agua
fic0013	PID	Caudal másico vapor agua	Carga térmica hervidor
ratiofic14	divisor	Caudal molar fondos	Caudal volumen fondos
fic0014	PID	Caudal volumen fondos	Caudal molar fondos
lic0015	PID	Nivel fondo de la columna	SP de fic0014

4.6. Hipótesis básicas empleadas en la simulación dinámica

El modelo dinámico hereda de la simulación estacionaria la opción termodinámica seleccionada, el ajuste realizado para las condiciones particulares de proceso en las que se ha elaborado el modelo estacionario y todas las hipótesis básicas apuntadas, en su momento, para el desarrollo de las simulaciones estacionarias. Adicionalmente, para el desarrollo de las simulaciones dinámicas será necesario considerar otras hipótesis básicas:

1. Se ha supuesto que las densidades introducidas en los módulos divisores, densidades de las corrientes de destilado, reflujo y fondos, son constantes.

Tal hipótesis es aceptable en el sentido que en la simulación de escalones para el desarrollo del modelo matricial del controlador DMC los escalones unitarios introducidos en las variables independientes del controlador son tan pequeños producen cambios en las variables de proceso con un impacto despreciable en los caudales de esas tres corrientes. Por supuesto, estos valores de densidad sólo pueden ser válidos para las condiciones particulares de proceso a partir de las cuales se están desarrollando todos los modelos.

2. Se supone que la relación entre el caudal de vapor de agua y la carga térmica en el hervidor es constante. Esto es coherente con la no necesidad de selección de las temperaturas de vapor de agua y de condensados del termosifón como variables de perturbación del controlador DMC. Además, la bibliografía del proceso existente informa de la constancia del servicio de vapor en temperaturas y presiones.
3. En cuanto a la emulación del control de presión de cabeza, hubiese sido preferible simular el comportamiento del verdadero lazo de control PID según está colocado realmente en proceso y no emularlo según lo explicado pues, aunque se puede reproducir aproximadamente el fundamento, los resultados obtenidos con esta emulación quizás no sean del todo rigurosos.

Por otro lado, las sintonías elegidas pueden no ser las más adecuadas. Aún así, los valores propuestos para *ficdummy* y *licdummy* van a ser dados por buenos porque razonablemente emulan el control de presión.

Además, dado el planteamiento teórico y de investigación del Proyecto, estas suposiciones no resultan traumáticas dado que únicamente se trata de demostrar la viabilidad de la propuesta realizada.

4. En cuanto a la emulación expuesta para control de nivel de fondos para evitar en simulación que el nivel quede *loco*, hay que señalar, en estas hipótesis básicas, que se consigue reproducir fielmente las responsabilidades del operador en el desarrollo de unos “step-tests” comparables a la simulación de escalones para la obtención del modelo matricial del controlador según la óptica de los modelos rigurosos de primer principio. Esta emulación permite tener la seguridad de que la simulación no colapsará por vaciado o llenado completo del fondo.

En la simulación de escalones para la elaboración de la matriz dinámica del controlador DMC, esta configuración obliga a que cuando llegue el momento de estudiar la fila de la matriz del controlador correspondiente a la variable manipulada punto de consigna URV-FIC-0014.SP, el movimiento en escalón se aplicará sobre la OP del controlador de nivel estando éste en manual.

5. Los rangos de movimiento en la variable de proceso PV y en la variable de salida OP de los reguladores PID usados en simulación son los que aparecen en la tabla de sintonías, rangos y parámetros mostrada la siguiente página.

La selección de estos rangos se ha realizado atendiendo a los valores reales de proceso disponibles y, particularmente, en el caso de los controladores de nivel (lic0015 y licdummy) considerando las limitaciones dimensionales de los equipos de proceso, básicamente la columna y el botellón de reflujo.

Quizá la asignación de rangos sea algo arbitraria pero tampoco importa tanto considerando que las ganancias relativas, a determinar con la simulación de escalones para cada par variable independiente—controlada de DMC, no dependen de los rangos a los que se refieran los valores de PV y OP.

6. Se ha supuesto que todos los reguladores PID en simulación utilizan el algoritmo ideal. El rigor logrado con esta hipótesis de partida es suficiente. Además, no se sabe de filtrado de señales o similar en el proceso real.

Conforme a estas hipótesis básicas, se puede construir la siguiente tabla en la que se muestran los parámetros usados por cada módulo de control introducido en el diagrama de flujo que usa Aspen Custom Modeler. No sólo se han incluido los reguladores PID sino también el resto de módulos usados. Además, hay que señalar que la acción de los PID se ha determinado conforme al convenio que usa el simulador dinámico. En este convenio, si la PV aumenta sobre el SP asignado entonces aumentará la salida OP del controlador sea a válvula o sea como punto de consigna del controlador secundario de una cascada.

Sintonías, rangos y parámetros en los módulos de control en simulación

pic0014		
manom	-1,01325	absoluta a manométrica
Ganancia	15	% / %
Constante de tiempo integral	6	min.
Constante de tiempo diferencial	0	min.
Algoritmo que utiliza	Ideal PI	
Modo de funcionamiento	Automático	
Acción del controlador	Inversa	
Rango en la variable de proceso		
PV min	0	kg/cm ² manométricos
PV max	26	kg/cm ² manométricos
Rango en la salida del controlador		
OP min	-10,885	GJ/h
OP max	0	GJ/h
ficdummy		
ratiodummy	11,460	kmol/m ³ std. (densidad)
Ganancia	0,25	% / %
Constante de tiempo integral	0,2	min.
Constante de tiempo diferencial	0	min.
Algoritmo que utiliza	Ideal PI	
Modo de funcionamiento	Cascada	
Acción del controlador	Inversa	
Rango en la variable de proceso		
PV min	0	m ³ std./h
PV max	70	m ³ std./h
Rango en la salida del controlador		
OP min	0	kmol/h
OP max	802,2	kmol/h

Sintonías y rangos en los módulos de control en simulación		
licdummy		
Ganancia	10 ⁶	% / %
Constante de tiempo integral	5	min.
Constante de tiempo diferencial	0	min.
Algoritmo que utiliza	Ideal PI	
Modo de funcionamiento	Automático	
Acción del controlador	Directa	
Rango en la variable de proceso		
PV min	0	cms.
PV max	190	cms.
Rango en la salida del controlador		
OP min	0	m ³ std./h
OP max	70	m ³ std./h
fic0012		
ratiofic12	11,460	kmol/m ³ std. (densidad)
Ganancia	0,18	% / %
Constante de tiempo integral	0,3	min.
Constante de tiempo diferencial	0	min.
Algoritmo que utiliza	Ideal PI	
Modo de funcionamiento	Automático	
Acción del controlador	Inversa	
Rango en la variable de proceso		
PV min	0	m ³ std./h
PV max	110	m ³ std./h
Rango en la salida del controlador		
OP min	0	kmol/h
OP max	1260,6	kmol/h
fic0013		
multiplier	463,701	kg vapor/GJ (conversión)
Ganancia	0,4	% / %
Constante de tiempo integral	0,25	min.
Constante de tiempo diferencial	0,2	min.
Algoritmo que utiliza	Ideal PID	
Modo de funcionamiento	Automático	
Acción del controlador	Inversa	
Rango en la variable de proceso		
PV min	0	kg vapor/h
PV max	6125	kg vapor/h
Rango en la salida del controlador		
OP min	0	GJ/h
OP max	13,2089	GJ/h

Sintonías y rangos en los módulos de control en simulación		
fic0014		
ratiofic14	9,953	kmol/m ³ std. (densidad)
Ganancia	0,25	% / %
Constante de tiempo integral	0,2	min.
Constante de tiempo diferencial	0	min.
Algoritmo que utiliza	Ideal PI	
Modo de funcionamiento	Cascada ⁽¹⁾	
Acción del controlador	Inversa	
Rango en la variable de proceso		
PV min	0	m ³ std./h
PV max	65	m ³ std./h
Rango en la salida del controlador		
OP min	122,4219	kmol/h
OP max	769,3669	kmol/h
lic0015		
Ganancia	2	% / %
Constante de tiempo integral	5	min.
Constante de tiempo diferencial	0	min.
Algoritmo que utiliza	Ideal PI	
Modo de funcionamiento	Manual ⁽¹⁾	
Acción del controlador	Directa	
Rango en la variable de proceso		
PV min	42,5	cms.
PV max	303,5	cms.
Rango en la salida del controlador		
OP min	0	m ³ std./h
OP max	65	m ³ std./h

Nota (1): El modo normal de operación en simulación de la cascada es con el controlador de nivel en manual y el controlador de caudal en cascada pero como si estuviese en automático dado que se asimila la OP del controlador de nivel al SP del controlador de caudal. Solamente cuando se violen las limitaciones dimensionales del fondo en simulación el controlador de nivel se pondrá en automático y el de caudal subordinado en cascada. Con ello se evita el colapso de la simulación.

Se puede observar en los controladores de los caudales de hidrocarburo que los rangos en las variables de proceso PV son exactamente los mismos que en las variables de salida OP salvo que los primeros se expresan en m³ std./h y los segundos en kmol/h de modo que las diferencias entre ambos son las constantes de proporcionalidad introducidas en los módulos “ratio”, es decir, las densidades molares de las

correspondientes corrientes. Análogamente le ocurre a los rangos en el fic0013, pero en este caso la proporcionalidad es la conversión de consumo de vapor de agua a carga térmica en el hervidor.

Además, se puede observar que los rangos en la PV de los controladores de nivel no son más que las limitaciones físicas de los recipientes correspondientes en los que se mide el nivel. Así, como el botellón tiene un diámetro de 1,9 metros y está en posición horizontal entonces el rango en la PV de licdummy será 0—190 cms. y como el fondo de la columna es, evidentemente, vertical, su altura es de 2,61 metros y tiene una cabeza de tipo *Korbbogen* entonces el rango será 42,5—303,5 cms. (261 cms.). En este último rango no se tiene presente la altura de la cabeza *Korbbogen* invertida que constituye el fondo de la columna.

Finalmente hay que observar que, en las cascadas, los rangos en la OP del controlador de nivel (primario) coinciden con los rangos en la PV del controlador de caudal (secundario). Es coherente pensar que esto se establezca así en planta.

4.7. Metodología seguida en la elaboración del modelo

Sobre el diagrama de flujo de la columna, eliminado el esquema regulatorio dado por defecto por el simulador dinámico, se van introduciendo los distintos módulos de control hasta completar el esquema regulatorio determinado en el punto 4.5. y representado por la figura nº 1 de la página 19.

Para ello, se abre la ventana del explorador (*Explorer*) de Aspen Custom Modeler y se van insertando sucesivamente los distintos módulos. Primero hay que buscar éstos en el explorador. Los módulos se encuentran en la librería de modelos de control (*ControlModels*) de la carpeta *Dynamics* del explorador del programa. Allí se selecciona cada uno de los módulos necesarios y se arrastran al diagrama de flujo. Luego se interconectan los módulos entre sí y con la columna arrastrando las conexiones de control *ControlSignal* de la carpeta *Stream Types* del explorador.

A la hora de introducir todos estos elementos en el diagrama de flujo hay que seguir un orden para que se pueda conseguir completar el diagrama de flujo con éxito. Para ello, primero se introducen los módulos sumador, multiplicador y divisores, se introducen sus parámetros, se conectan a las variables de proceso de la columna que modifican y, finalmente, se ejecuta una simulación de inicialización de estos módulos. Esta ejecución es necesaria para cargar los valores iniciales en estos módulos. Si esto no se hace así, el programa de simulación colapsará a posteriori.

Conseguido todo esto, se está en disposición de introducir los módulos PID y sus interconexiones. Esta actividad se efectúa según se ha explicado más arriba pero teniendo en cuenta que:

1. En las cascadas emuladas, primero se introduce el lazo secundario conectado al módulo “ratio” correspondiente, se pone en modo automático, se cambia la sintonización dada por defecto por el programa y se inicializa con la sintonización que realmente requiere el controlador en simulación. La inicialización se realiza por las mismas razones antes explicadas. Las sintonías requeridas para cada PID son mostradas en la tabla de sintonías, rangos y parámetros del anterior punto.

Luego son insertados y conectados los reguladores de nivel, son sintonizados de acuerdo con los valores expresados en aquella tabla y son inicializados, pero antes cambiando a cascada el modo de los secundarios subordinados.

2. Todos los reguladores PID son *arrastrados* desde la librería de modelos de control de Aspen Custom Modeler. Cada módulo PID es conectado al módulo de conversión de magnitud correspondiente (sumador, multiplicador o divisor, según corresponda) a través de su variable PV de entrada. La salida OP se conecta a la correspondiente variable de proceso que se va a manipular a través de apertura o cierre de válvula del correspondiente PID.

Hay que tener presente que cada módulo PID introducido tiene unas sintonías dadas por defecto por el propio programa. Estas sintonías deben ser cambiadas por los valores de sintonías que se va a emplear en simulación. Lo mismo ocurre para los rangos de movimiento de la PV y OP. Una vez que se hayan introducidos los parámetros correctos, se inicializa cada módulo PID.

3. Hay que introducir todas las sintonizaciones, parámetros, rangos, modos de funcionamiento, tipo de acción, ... correctamente para que la inicialización del sistema completo se produzca con éxito y dé lugar a unas condiciones iniciales de simulación dinámica verdaderas. Todos estos datos aparecen en la tabla de sintonías, rangos y parámetros del anterior subcapítulo.
4. Para que la ejecución de la simulación pueda trabajar con valores de presión manométricas será preciso editar y ejecutar previamente a la simulación un guión de cambio de unidades escrito en *Visual Basic Scripting Language*. Sobre este tema se hablará con mayor profundidad más adelante.
5. Para que el controlador de nivel de fondos lic0015 pueda emularse como PID de banda muerta será preciso introducir y activar antes de la ejecución de la simulación sendas tareas en *Visual Basic Scripting Language*. Estas tareas informarán a la cascada cuando ha de estar deshabilitada con el controlador lic0015 en manual y cuando en servicio con el controlador lic0015 en automático.
6. Para la simulación de escalones con el objeto último de la elaboración del modelo matricial del controlador DMC, será preciso introducir y activar sendas tareas que le digan al simulador en que variable independiente del controlador (manipulada o de perturbación) debe provocar el escalón y de cuanto ha de ser su magnitud. Se editará una tarea de escalón único por cada variable independiente y en cada ejecución de la simulación todas las tareas de escalón han de estar desactivadas salvo la correspondiente a la variable independiente que se esté estudiando en ese momento.

4.8. Edición externa versus generación de la matriz DMC

Una vez elaborado completamente el modelo dinámico se van a simular sobre éste escalones unitarios en las variables manipuladas y de perturbación elegidas para el controlador DMC. Para ello, se van a editar tantas tareas de escalón unitario único como variables independientes considera el controlador multivariable DMC.

Las tareas se escriben en lenguaje de programación *Visual Basic Scripting Language*. Al activar la tarea correspondiente a una de las variables independientes y desactivar todas las restantes, el simulador reconoce que ha de realizar un escalón sobre la variable independiente correspondiente a la tarea activada.

Éste va a ser, por tanto, el procedimiento seguido a la hora de simular escalones unitarios en las variables manipuladas y de perturbación para la obtención de resultados en Aspen Custom Modeler que puedan ser útiles para el desarrollo del modelo matricial del controlador DMC fuera de línea.

Las tareas de escalón se programan de tal modo que sólo se produzca un único escalón en la variable independiente que se trata de estudiar quedando el resto de variables manipuladas y de perturbación fijas.

El código de cada una de estas tareas será mostrado más adelante en el siguiente punto. Los resultados de estas simulaciones dinámicas de escalones son las respuestas observadas en las variables controladas del futuro controlador comercial DMC.

Si los escalones aplicados son unitarios en las unidades de ingeniería correspondientes, las gráficas respuesta obtenidas constituyen la fila de la matriz dinámica del controlador DMC correspondiente a la variable independiente en la que se ha aplicado el escalón.

Es en este momento donde se detectan algunas de las ventajas del empleo de modelos fisicoquímicos rigurosos en lugar de los habituales modelos identificados para el control multivariable MBPC:

1. El proceso no tiene por que encontrarse funcionando en planta. Puede encontrarse perfectamente todavía en fase de diseño porque la elaboración del modelo del proceso se realiza en el ordenador con el simulador dinámico. Sin embargo, los modelos identificados requieren que el proceso que se trata de controlar se encuentre perfectamente operativo en planta.
2. No es preciso realizar “step-tests” para la elaboración del modelo simulado porque éste se construye *virtualmente* dentro del ordenador. En realidad, si se necesitan datos dinámicos de proceso para el ajuste y la contrastación del modelo fisicoquímico riguroso conseguido por simulación, pero desde luego el volumen de datos necesarios es bastante menor.
3. En cualquier caso, no se necesita de la aplicación de múltiples escalones independientes en las variables manipuladas. En simulación basta con un único escalón para poder encontrar la ganancia relativa en cada una de las variables controladas, aunque, por supuesto, la validez del modelo matricial finalmente conseguido se circunscribirá a las condiciones particulares de proceso que se han empleado de partida para elaborar el modelo.

En el caso de los modelos identificados, se requiere la aplicación de varios escalones durante la fase de pruebas “step-tests” (ver el anexo que acompaña el Proyecto correspondiente al Controlador Comercial DMC) para cada una de las variables manipuladas de forma independiente de modo que la duración y los recursos consumidos son muy grandes, al contrario que el modelo matricial de primer principio desarrollado a partir de simulación.

Así, teniendo en cuenta que el modelo riguroso desarrollado en este Proyecto tiene cuatro variables manipuladas, tres de perturbación y ocho controladas y

que se le ha fijado un horizonte de estado estacionario de hora y media, para elaborar la matriz del controlador basta con simular siete escalones lo que, más o menos, puede llevar una tarde si se tiene perfectamente elaborado el modelo dinámico, una de las actividades que más tediosas, y si se tiene en cuenta que el progreso de la simulación es más rápido que la operación real.

Sin embargo, un modelo identificado comparable para esas condiciones de proceso requeriría $4 \times 10 \times 90 / 60 = 60$ horas como mínimo de desarrollo de unas pruebas “step-tests”. En ese cálculo, 4 son las variables manipuladas y 90 son los minutos de horizonte de tiempo al estado estacionario como en el modelo obtenido mediante simulación.

Se ha considerado que cada variable manipulada se mueve una media de 10 veces (lo normal en la realización de un “step-tests”). Y se habla de 60 horas como mínimo porque generalmente se suelen durar más, porque entre escalones hay que esperar un tiempo prudencial de estabilización mayor, porque es necesario recoger un rango temporal de datos mayor dado que no se pueden aplicar escalones sobre las variables de perturbación en planta, ...

Y, lo que es más importante, el espectro de validez del modelo identificado obtenido no será mucho mayor que el del modelo fisicoquímico riguroso obtenido mediante simulación.

4. Finalmente, en los modelos identificados, el comportamiento de las variables controladas frente a escalones en las variables de perturbación es más difícil de modelizar pues la naturaleza de las perturbaciones no permite que en planta puedan ser aplicados escalones en estas variables. En simulación, el estudio de este comportamiento es más sencillo dado que, dentro del simulador, perfectamente se pueden aplicar escalones unitarios en las variables de perturbación. Esto representa una gran ventaja que ofrece el desarrollo de modelos fisicoquímicos rigurosos frente a la habitual elaboración de modelos identificados: los resultados obtenidos a partir de

modelos rigurosos desarrollados mediante simulación para las perturbaciones son ciertamente más consistentes que los logrados con la identificación.

Nota importante: todo lo referente al modelo matricial, es decir, horizonte de tiempo al estado estacionario, variables manipuladas, de perturbación, controladas, coeficientes de alisamiento, ... se verá con mayor profundidad en el siguiente capítulo.

El problema fundamental surge ahora: cómo trasladar los resultados de simulación al programa DMCModel de desarrollo de la matriz dinámica del controlador sin perder coherencia con el planteamiento propuesto para el desarrollo del Proyecto.

Existen dos alternativas:

- a) Generación del modelo matricial del controlador DMC dentro del propio programa DMCModel de desarrollo fuera de línea del controlador.
- b) Edición externa a DMCModel del archivo que contiene toda la información de la matriz dinámica del controlador multivariable.

Las dos alternativas son posibles para el desarrollo del Proyecto y no entran en conflicto con el planteamiento propuesto. Sin embargo, finalmente, se ha seguido la primera porque las herramientas que ofrece el programa DMCModel simplifican enormemente la generación de la matriz dinámica del controlador. La alternativa de edición externa del archivo del modelo matricial del controlador es mucho más tediosa teniendo en cuenta que se debería editar un archivo de texto con $8 \times 7 \times 90 = 5.040$ parámetros numéricos (ver anexo sobre el Controlador Comercial DMC) donde 8 son las variables controladas, 7 las variables independientes del controlador DMC y 90 los minutos de horizonte al estado estacionario elegidos para el futuro controlador.

A primera vista, seguir la primera alternativa puede parecer que atenta contra la filosofía del Proyecto: sustitución de modelos identificados por modelos rigurosos desarrollados por simulación. En efecto, emplear las herramientas de identificación de

DMCModel para la generación del modelo matricial puede parecer que va en contra del planteamiento del Proyecto. Sin embargo, esto no es cierto básicamente por una razón:

La aplicación de las herramientas de identificación de DMCModel no se realiza sobre unos valores de “step-tests” reales de planta sino que se hace sobre las respuestas de las variables controladas frente a escalones **únicos** aplicados en las variables independientes en simulación. Esto equivale únicamente a un traslado de las gráficas de los resultados de simulación a las correspondientes celdas de la matriz dinámica. En este traslado, aunque se empleen esas herramientas, no se está produciendo ningún proceso de identificación porque los escalones son únicos, están perfectamente delimitados y las respuestas son *limpias* dado que proceden resultados de simulación.

De hecho, como se puede observar, el trabajo de generación de la matriz dinámica se simplifica enormemente con respecto a la alternativa b) y, lo que también es muy importante, las ganancias relativas son uniformizadas en el sentido de que, si los escalones simulados no son unitarios, al pasar los resultados de simulación a DMCModel y generar la matriz dinámica dentro del programa, entonces las ganancias relativas resultantes dentro de DMCModel ya se referirán a escalones unitarios.

Aunque el planteamiento original del Proyecto constituye un acercamiento teórico, realmente se está profundizando en el uso de modelos rigurosos para el Control de Procesos. Esta línea de investigación, sin embargo, no queda completamente cerrada, más aún si se consideran las capacidades que incorporan las nuevas versiones de los simuladores dinámicos y la posibilidad de disponer de datos reales de planta.

En efecto, el modelo matricial conseguido sólo tiene validez para las condiciones particulares de proceso en las que se han desarrollado todos los modelos. La validez del modelo es restringida. Extensiones futuras de este Proyecto podrían considerar un planteamiento en el que se observase la posibilidad del uso de modelos rigurosos únicos que valiesen con generalidad cualesquiera que fuesen las condiciones de entrada al proceso. La viabilidad de esta posibilidad se fundamenta básicamente en

la disponibilidad de datos reales de proceso y de herramientas de linealización de los modelos conseguidos en los simuladores dinámicos:

1. Las versiones de los simuladores dinámicos utilizadas no tienen una herramienta para la linealización de modelos pero las nuevas versiones sí de modo que, en un futuro, se podría elaborar un modelo linealizado de la Despropanizadora que pudiese valer con generalidad cualesquiera que fuesen las condiciones de entrada al proceso.
2. La disponibilidad de datos reales de “step-tests” y de un juego de modelos identificados permitiría comprobar la mejora de las predicciones dinámicas respecto a lo que se podría conseguir con ese juego de modelos identificados.

Teniendo en cuenta esto, después de conseguido el modelo estacionario y dinámico de la columna, se podría usar la herramienta de linealización para generar un modelo linealizado único de la Despropanizadora. El espectro de validez del modelo riguroso único sería bastante mayor que el del modelo riguroso desarrollado en este Proyecto (porque se ha desarrollado para unas condiciones particulares de proceso), pero lo que es más importante, el espectro de validez sería bastante mayor que el de cualquier modelo identificado comparable.

La elaboración de la matriz dinámica del controlador se debería realizar, según el nuevo planteamiento, necesariamente por edición externa del archivo de la matriz dinámica incluyendo los parámetros de linealización, siendo asimismo necesario el desarrollo de una interfaz adecuada mediante programación de un modulo que pueda automatizar todo este proceso.

En efecto, en las extensiones futuras del Proyecto, para la elaboración de la matriz dinámica y el desarrollo de este interfaz *no es aceptable* exportar los resultados de simulación de escalones en Aspen Custom Modeler a DMCCModel y luego generar *dentro de DMCCModel* la matriz pues el modelo linealizado incorpora coeficientes que

son función de las entradas al proceso y DMCCModel no está preparado en la actualidad para trabajar con vectores cuyos elementos están parametrizados.

Los resultados conseguidos con este planteamiento se acercarán más a la verdadera aplicación práctica de los modelos rigurosos desarrollados mediante simulación para el control MBPC pero la aproximación realizada con este Proyecto es, desde luego, un buen primer paso. De todos modos, los desarrollos futuros que se puedan realizar a partir de este Proyecto serán comentados con mayor profundidad en el último capítulo de este Proyecto Fin de Carrera.

4.9. Simulación de pruebas en escalón para el desarrollo fuera de línea del modelo del controlador multivariable DMC

4.9.1. Programación de tareas de escalón unitario

El controlador multivariable DMC tiene siete variables independientes y ocho variables controladas. De estas siete variables independientes, se han considerado tres de perturbación y las cuatro restantes manipuladas. Los criterios que se han seguido para la selección de las variables independientes y controladas del controlador DMC serán explicados en el siguiente capítulo, capítulo en el que se muestra con mayor detalle como se ha desarrollado la matriz dinámica del controlador. De todas maneras, a modo de resumen, se podría decir que las variables manipuladas que tiene en cuenta el controlador DMC que se está desarrollando en este Proyecto son las siguientes:

1. MV_1 , reflujo: URV-FIC-0012.SP
2. MV_2 , fondos: URV-FIC-0014.SP
3. MV_3 , servicio de vapor de agua: URV-FIC-0013.SP
4. MV_4 , presión de cabeza: URV-PIC-0014.SP

Las variables de perturbación que considera el controlador DMC son:

1. FF_1 , caudal de alimentación: URV-FI-0010
2. FF_2 , temperatura de alimentación: URV-TI-0123
3. FF_3 , composición de la alimentación: C3C4FEED o URV-AY-0105. Esta tercera variable de perturbación es la relación de propano a butanos, expresada en volumen estándar, en la alimentación a la columna.

Y, finalmente, las variables controladas son:

1. CV_1 , butanos en producto propano: URV-AY-0102 o URV-AY-0001
2. CV_2 , propano en producto butano: URV-AY-0103 o URV-AY-0002
3. CV_3 , nivel de fondos: URV-LIC-0015.PV
4. CV_4 , reflujo: URV-FIC-0012.OP
5. CV_5 , fondos: URV-FIC-0014.OP
6. CV_6 , servicio de vapor: URV-FIC-0013.OP
7. CV_7 , presión de cabeza: URV-PIC-0014.OP
8. CV_8 , pérdida de carga en la columna: URV-PDY-0015

Se van a simular por lo tanto siete escalones, uno por cada variable independientes y se recogerán ocho gráficas resultado de simulación por cada uno de los escalones estudiados; en total 56 gráficas que representan el comportamiento de cada variable controlada ante la aplicación de un escalón en cada variable manipulada y de

perturbación. Estas 56 gráficas representan la política del control multivariable: el movimiento de una variable independiente afecta simultáneamente a las ocho variables controladas seleccionadas y cada variable controlada puede verse afectada simultáneamente por varias variables independientes a la vez.

Para simular estos escalones en las variables independientes ha sido necesario la edición de siete tareas, tantas como variables independientes existen. En cada tarea se aplica un único escalón en una variable manipulada o de perturbación manteniéndose el resto de variables independientes fijas. Cuando se vaya a simular un escalón, se activará la tarea correspondiente dejando el resto de tareas de escalón desactivadas.

En general, las tareas (“tasks”) en Aspen Dynamics & Custom Modeler se usan para provocar cambios en las variables independientes del modelo que se está simulando. Las tareas sólo pueden ser invocadas en régimen dinámico y su ejecución involucra una permanente comunicación con la simulación del proceso. Una tarea es un conjunto de instrucciones creado en Aspen Dynamics o en Aspen Custom Modeler con lenguaje de programación *Visual Basic Scripting Language*. Las tareas se emplean básicamente para definir una secuencia de acciones que han de tener lugar durante la simulación dinámica de modo que, por ejemplo, se pueden utilizar tareas para:

- Definir perturbaciones en la condiciones de alimentación al proceso que se está simulando. Estas mismas tareas se han usado en este Proyecto para el estudio del comportamiento de las variables controladas frente a cambios en la variables de perturbación consideradas por el controlador DMC.
- Lanzar eventos cuando ciertas condiciones no son alcanzadas. Por ejemplo, se pueden usar tareas para proporcionar un control básico de nivel en un recipiente cerrando una válvula cuando el nivel cae por debajo de un cierto valor de consigna. Tareas similares se han usado en el Proyecto para emular el control de nivel de fondos y evitar que se salga de sus límites físicos.

Los escalones aplicados en simulación para la elaboración a posteriori de la matriz dinámica del controlador DMC son los siguientes:

Manipuladas:

1. En URV-FIC-0012.SP: desde 28,65 m³ std./h a 28,70 m³ std./h.
2. En URV-FIC-0014.SP: desde 19,27 m³ std./h a 18,27 m³ std./h.
3. En URV-FIC-0013.SP: desde 2.443,7 kg/h a 2.442,7 kg/h.
4. En URV-PIC-0014.SP: desde 13,0 kg/cm² man. a 13,1 kg/cm² man.

Variables de perturbación:

1. En URV-FI-0010: desde 25 m³ std./h a 27 m³ std./h.
2. En URV-TI-0123: desde 74,60 °C a 74,39 °C.
3. En C3C4FEED: desde 25,376 a 25,183 % stdvol. C₃ en la alimentación, desde 26,479 a 26,575 % stdvol. iC₄ en la alimentación y desde 48,144 a 48,241 % stdvol. nC₄ en la alimentación de modo que la relación C₃/C₄'s en la alimentación saltará de 0,3400 a 0,3366 en stdvol.

Notar que solamente son unitarios los escalones en URV-FIC-0014.SP y en URV-FIC-0013.SP. En el resto de variables independientes del controlador DMC, los escalones no son unitarios.

Se han elegido estos escalones no unitarios porque permiten simulaciones en las que el nivel en el fondo de la columna no viola las restricciones físicas inferior y superior y considerando, además, que la uniformización de ganancias relativas de las

variables controladas con respecto a escalones unitarios se produce en la generación de la matriz dinámica del controlador dentro del programa DMCMModel. Los códigos de programación empleados se recogen en el tercer punto de este subcapítulo.

4.9.2. Empleo de guiones para la automatización de actividades

Los resultados de simulación de los escalones tienen que ser exportados a hoja de cálculo Excel para su manipulación y su adecuación al formato de entrada que requieren las herramientas de generación del modelo matricial del controlador. Para facilitar esto se han empleado guiones dentro de la simulación de los escalones unitarios. Los guiones, como las tareas, han de ser editados en lenguaje de programación *Visual Basic Scripting Language*. Se han usado tres guiones:

1. **Arranque:** Guión de lanzamiento automático de simulaciones. Este guión proporciona información acerca de la simulación a punto de lanzarse y facilita de un modo automático el arranque de la simulación, llamando a su vez al guión de recogida de resultados en Excel.
2. **Recojo:** Guión para la recogida de resultados y su envío a la hoja de cálculo Excel. Se ha editado un guión *Recojo* diferente para cada escalón simulado, adaptando un guión predefinido a los requerimientos específicos de la simulación del escalón correspondiente.

Este guión es llamado desde *Arranque* y ha sido editado para que además grafique las respuestas en las variables controladas en la hoja de cálculo.

3. **Pepeuom:** Guión usado para la corrección del sistema de unidades de ingeniería que utiliza la simulación de modo que el modelo pueda trabajar con centímetros y con presiones en kg/cm^2 manométricos.

En general, en Aspen Dynamics & Custom Modeler se emplearán guiones (“scripts”) para la automatización de acciones en la simulación del proceso que se está estudiando. Se pueden usar guiones en simulación para:

- Automatizar y grabar acciones sobre modelos dinámicos y diagramas de flujo, simplificando la especificación e inicialización de éstos.
- Implementar secuencias de control de ejecución de simulaciones. De este modo, por ejemplo, se puede establecer el modo de simulación de una ejecución a otra o la obtención de instantáneas de una simulación en ejecución. Los guiones pueden además anidarse los unos dentro de los otros.
- Se pueden definir también simulaciones de estimación mediante el uso de guiones o el sistema de unidades de medida que utiliza la simulación: un ejemplo claro de esta posibilidad es el guión *Pepeuom*.
- Con guiones también pueden ser llamadas aplicaciones externas como hojas de cálculo Excel: un ejemplo muy completo de esto es el guión *Recojo*.

Importante es, sin embargo, no confundir los guiones con las tareas. Los guiones se emplean para personalizar la simulación mientras que las tareas se usan para definir secuencias de acciones que tienen que producirse durante la simulación.

Los guiones se ejecutan fuera de la simulación; de hecho, pueden ser usados para el lanzamiento de la simulación en el modo que desee el usuario (como, por ejemplo, el guión *Arranque*). Por otro lado, las tareas sólo pueden tener lugar dentro de una simulación en ejecución, siempre y cuando la tarea esté activada.

El código de programación de los tres guiones empleados en simulación aparece, a continuación, en el siguiente punto.

4.9.3. Código de programación editado de las tareas y guiones usados

Tareas de simulación de escalones.

```
' -----ESCALON EN REFLUJO-----
Task stepfc12sp runs when time == 0.1667;
fic0012.spo : 28.7;
End
' -----ESCALON EN FONDOS-----
Task stepfc14sp runs when time == 0.1667;
lic0015.opman : 18.2697;
End
' -----ESCALON EN SERVICIO VAPOR-----
Task stepfc13sp runs when time == 0.1667;
fic0013.spo : 2442.71;
End
' -----ESCALON EN PRESION-----
Task steppc14sp runs when time == 0.1667;
pic0014.spo : 12.8468;
End
' -----ESCALON EN CAUDAL ALIMENTACION-----
Task stepfi10 runs when time == 0.1667;
streams("alim").fvlstdr : 27;
End
' -----ESCALON EN TEMPERATURA ALIMENTACION-----
Task stepti123 runs when time == 0.1667;
streams("alim").t : 74.39;
End
' -----ESCALON EN COMPOSICIÓN C3 ALIMENTACION-----
Task stepxc3alim runs when time == 0.1667;
streams("alim").zvlstdr("propano") : 0.25183;
End
' -----ESCALON EN COMPOSICIÓN IC4 ALIMENTACION-----
Task stepxic4alim runs when time == 0.1667;
streams("alim").zvlstdr("i-butano") : 0.26575;
End
' -----ESCALON EN COMPOSICIÓN NC4 ALIMENTACION-----
Task stepxnc4alim runs when time == 0.1667;
streams("alim").zvlstdr("n-butano") : 0.48241;
End
' -----
```

Cada tarea se ha programado de tal modo que, si se encuentra activada antes de arrancar la simulación, se produzca el escalón al valor establecido en la segunda línea del código en el instante 0,1667 horas (10 minutos).

Notar en el código correspondiente a la tarea de escalón en la variable manipulada URV-FIC-0014.SP que el salto se introduce en la salida *OPman* del controlador de nivel de fondos (OP con el controlador en modo manual) teniéndose presente, de esta forma, la configuración con la que se ha emulado el control de fondos de la Despropanizadora en simulación.

Notar también que, dentro del código, el escalón realizado en URV-PIC-0014.SP no es a 13,1 sino que es a 12,8468. En el código de esta tarea se introducido este valor de 12,8468 y no el valor de 13,1 porque en el simulador dinámico hay un “bug” o error de programa que no permite que los guiones de cambio de unidades se carguen perfectamente en las tareas.

Al introducir este valor de 12,8468, ejecutar *Pepeuom*, activar la tarea, dejar inactivadas todas las demás y correr la simulación del escalón, cuando se produzca el salto, en el regulador pic0014 se observará que el punto de consigna sí se mueve a 13,1.

Finalmente, para producir el escalón en la perturbación relación de propano a butanos en la alimentación es necesario tener activadas las tres últimas tareas (y el resto inactivadas) pues esas tres tareas producen saltos en la composición de la alimentación de la columna que equivalen a un salto único en la relación C_3/C_4 's desde 0,3400 a 0,3366 en stdvol.

En estos tres saltos se ha supuesto que el contenido en etano de la alimentación y la diferencia de composición de n-butano a isobutano en la alimentación permanecen constantes. Estas suposiciones son coherentes con una operación normal de la unidad de recuperación de ligeros, conforme explica la bibliografía del proceso existente, y son necesarias para la determinación completa de los escalones a aplicar en la composición de la alimentación.

Tareas de emulación de control de nivel de fondo.

```
' -----TAREA MODO MANUAL EN EL CONTROLADOR DE NIVEL-----
Task modo_manual runs when((lic0015.pv>=0.425) and (lic0015.pv<=3.035));
lic0015.automan : 1;
End
' -----TAREA MODO AUTOMATICO EN EL CONTROLADOR DE NIVEL-----
Task modo_auto runs when((lic0015.pv<0.425) or (lic0015.pv>3.035));
lic0015.automan : 0;
End
' -----
```

Estas dos tareas siempre estarán activadas en todas las simulaciones de escalones. Permiten la emulación de un control básico del nivel de fondos de la columna evitando que éste se llene o se seque completamente eliminado, de esta manera, el riesgo de colapso de la simulación.

Los límites impuestos son del 0 % (0,425 metros) y del 100 % (3,035 metros). Notar que, a pesar de haber ejecutado el guión de cambio de unidades, la tarea necesita que los niveles se den en metros y no en centímetros.

Aunque estas dos tareas sirvan para emular las responsabilidades del operador de planta, que tiene que evitar que se sobrepasen las limitaciones físicas del nivel de fondos, y aunque este control mínimo de nivel también simule la inicialización y puesta fuera de servicio de cascadas, en la simulación de escalones interesará que la cascada no se active de modo que el nivel se encuentre entre los dos límites marcados y el controlador lic0015 opere en manual. De hecho, todas las tareas de escalón han sido programadas para que esto ocurra y, por ello, en algunas no se aplica escalón unitario.

Por lo tanto, como las simulaciones arrancarán con el controlador lic0015 en manual y con la cascada fuera de servicio, el escalón no se aplica directamente en el punto de consigna de fic0014 sino sobre la salida OPman del lic0015 puesto en manual.

Guión *Pepeuom* para cambio de unidades de medida en las simulaciones.

```
' -----GUION PEPEUOM PARA CAMBIO DE UNIDADES EN LAS SIMULACIONES-----
dim xuum
set xuum = application.simulation.uom
dim anyvar
anyvar=xuum.adduomset("pepeunidades")
anyvar=xuum.addconversion("m","pepeunidades","cm",0.01,0.0)
anyvar=xuum.addconversion("mm","pepeunidades","cm",10,0.0)
anyvar=xuum.addconversion("bar","pepeunidades","kg/cm2abs",0.980665,0.0)
anyvar=xuum.addconversion("kmol/kmol","pepeunidades","%molar",0.01,0.0)
xuum.selectuomset("pepeunidades")
' -----
```

Este guión define las "pepeunidades" y su ejecución previa permite el reconocimiento de éstas en simulación, aunque, como ya se ha dicho, las "pepeunidades" no podrán estar disponibles para las tareas. Este guión va a facilitar en simulación la posibilidad de trabajar con centímetros, presiones en kg/cm^2 y composiciones en tanto por uno. La ejecución de este guión se puede efectuar directamente desde el explorador del simulador o desde el guión *Arranque*, el cual se puede utilizar para el lanzamiento de cualquier simulación.

Guión *Arranque* para lanzamiento de simulaciones.

```
' -----GUION ARRANQUE PARA LANZAMIENTO DE SIMULACIONES-----
application.simulation.outputlogger.clearwindow
dim nbloques
set nbloques = blocks

msgbox " Simulación: "&application.simulation.fullname&" Intervalo de
simulación: "&STREAMS("ALIM").F.history.interval&" horas ", vbOkOnly , "
VBScript para Aspen Custom Modeler por jabanade "

msgbox "Grados de libertad:" & application.simulation.degrees & "; N° de
ecuaciones:" & application.simulation.equations & "; N° de bloques:" &
blocks.count & "; N° de corrientes:" & streams.count , vbOkOnly ,
"VBScript para Aspen Custom Modeler por jabanade"
```

```

for each i in blocks

msgbox "Bloque" & i.name & "emplea el modelo" & i.typename , vbOkOnly ,
"VBScript para Aspen Custom Modeler por jabanade"

next
dim preg1

preg1 = msgbox ("¿Quieres comenzar la simulación y volcar a la vez los
resultados en Excel?" , 1 , "VBScript para Aspen Custom Modeler por
jabanade")

if preg1 = 2 then

msgbox "Bueno, veo que abandonas. Muchas gracias y hasta la próxima" ,
vbOkOnly , "VBScript para Aspen Custom Modeler por jabanade"

else
pepeuom
recojo
end if
' -----

```

Este guión en sus primeras líneas proporciona información diversa sobre la simulación y cada uno de los bloques o módulos de los que está compuesta. Finalmente, se pregunta si se quiere arrancar la simulación. En caso afirmativo son lanzados, antes que la simulación, los guiones de cambio de unidades y de preparación de la simulación para la recogida de datos.

Guión *Recojo* para el lanzamiento final de la simulación y la recogida de resultados según se va ejecutando ésta.

```

' -----GUION RECOJO PARA EL LANZAMIENTO DEFINITIVO DE SIMULACIONES-
' -----Y LA RECOGIDA DE RESULTADOS EN HOJA DE CALCULO EXCEL-----
dim preg2

preg2 = msgbox ("¿Quieres continuar con la simulación?" , 1 , "VBScript
para ACM por jabanade")

```

```
if preg2 = 2 then

msgbox "Veo que abandonas. De todos modos, muchas gracias" , vbOkOnly ,
"VBScript para ACM por jabanade"

else

msgbox "Simulación de inicialización" , vbOkOnly, "VBScript para ACM por
jabanade"

' primero inicialización, luego se establece a modo dinámico
application.simulation.runmode = "initialization"
application.simulation.run (true)
application.simulation.runmode = "dynamic"
dim historizado
dim hojacalculo
' establecimiento de la variable de historización
set historizado = STREAMS("ALIM").F.history
' aquí se define el enlace a la hoja de cálculo
' EL ARCHIVO EXCEL HA DE ESTAR PREVIAMENTE CERRADO, NUNCA ABIERTO
' EL ARCHIVO EXCEL HA DE EXISTIR Y NECESARIAMENTE EN ESE "PATH"
set hojacalculo= GetObject("C:\recojo\recojoproy.xls", "Excel.Sheet")
hojacalculo.application.visible = true
hojacalculo.application.windows("recojoproy.xls").activate
' para establecer la duración de la simulación ->
' duración de los bucles de volcado de datos y nº de datos por bucle
dim ndatos

ndatos = inputbox ("Tienes que introducir:" & chr(13) & "Número de datos
a tomar por bucle" , " VBScript para ACM por jabanade" , 14)

' 14 datos por bucle por defecto
dim nbucles

nbucles = inputbox ("Tienes que decidir:" & chr(13) & "Número de bucles
para completar la simulación" , "VBScript para ACM por jabanade" , 10)

' 10 bucles totales por defecto
dim datatot
datatot = ndatos * nbucles
' vuelco de la información de la duración de la simulación a excel
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("A"&3).Value= "Intervalo"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("D"&3).Value= historizado.interval
```

```

hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("E"&3).Value= "horas"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("C"&3).Value= "minutos"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("A"&4).Value= "Inicio simul."
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("D"&4).Value= 0
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("E"&4).Value= "horas"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("C"&4).Value= "minutos"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("A"&5).Value= "Final simul."

hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("D"&5).Value= historizado.interval
* (datatot-1)

hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("E"&5).Value= "horas"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("C"&5).Value= "minutos"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("A"&6).Value= "Nº bucles"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("B"&6).Value= nbucles
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("D"&6).Value= nbucles
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("A"&7).Value= "Nº datos/bucle"
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("B"&7).Value= ndatos
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("D"&7).Value= ndatos
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("A"&8).Value= "Nº datos tot."
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("B"&8).Value= datatot
hojacalculo.Worksheets("INFO").Range("D"&8).Value= datatot
dim intval
intval= historizado.interval
dim finreal
dim inicio
dim fin
dim tiempo
' bucle externo, donde cada bucle es un ciclo de toma de datos ->
' y de ejecución de simulación
for i = 0 to nbucles-1
' finreal, inicio, fin son inicio y finales dentro del bucle
    finreal = intval * ( ( ndatos * ( i + 1 ) ) - 1 )
    inicio = 3 + ( i * ndatos )
    fin = 2 + ndatos * ( i + 1 )
' siguientes tres lineas para establecer final de bucle de ejecución ->
' de simulación corriendo y no se empiezan a volcar datos hasta su fin
    application.simulation.endtime = finreal
    application.simulation.termination = "attime"
    application.simulation.run(true)
' este set de historizado interno se hace para poder efectuar ->
' el volcado de datos de las variables recogidas en el set
    set histAY1N = STREAMS("DISTIL").In_F.Z("N-BUTANO").history

```

```

set histAY1I = STREAMS("DISTIL").In_F.Z("I-BUTANO").history
set histAY2 = STREAMS("BOTTOM").In_F.Z("PROPANO").history
set histLC15PV = lic0015.PV.history
set histFC120P = fic0012.OP.history
set histFC140P = fic0014.OP.history
set histFC130P = fic0013.OP.history
set histPC140P = pic0014.OP.history
set histFCdummyOP = ficdummy.OP.history
set histPDY151 = BLOCKS("COLUMNNA").Stage(2).P.history
set histPDY152 = BLOCKS("COLUMNNA").Stage(24).P.history
set histt6 = BLOCKS("COLUMNNA").Stage(18).T.history
set histt11 = BLOCKS("COLUMNNA").Stage(13).T.history
set histthead = BLOCKS("COLUMNNA").Stage(2).T.history
set histtbott = BLOCKS("COLUMNNA").Stage(24).T.history
' es en este set donde se declara cual es la variable en la que se ->
' provoca el escalón ( ;-) ). Los distintos scripts recojo se ->
' entre sí en la línea de las siguientes que tenga se activada y en ->
' las ordenes del bucle interno que digan que se tiene que recoger en ->
' tal o cual variable independiente
set histfc12spo = fic0012.spo.history
' set histfc14spo = lic0015.opman.history
' set histfc13spo = fic0013.spo.history
' set histpc14spo = pic0014.spo.history
' set histfi10 = streams("alim").fvlstdr.history
' set histti123 = streams("alim").t.history
' set histfeedc3 = streams("alim").zvlstdr("propano").history
' set histfeedic4 = streams("alim").zvlstdr("i-butano").history
' set histfeednc4 = streams("alim").zvlstdr("n-butano").history
' información de la pasada
application.msg "Pasada nº=" & cstr( i + 1 )
application.msg "Número de datos totales=" & cstr(histAY1N.count)

application.msg "Número de datos en esta pasada=" &
cstr(histAY1N.count / ( i + 1 ))

application.msg "Inicio=" & cstr(60 * histAY1N.starttime)& "mins."

application.msg "Inicio de esta pasada=" & cstr(60 *
(histAY1N.starttime + (i * ndatos * intval))) & "mins."

application.msg "Fin hasta ahora y de esta pasada=" & cstr(60 *
histAY1N.endtime) & "mins."

```

```

application.msg "Intervalo de vuelco de datos=" & cstr(60 *
histAY1N.interval) & "mins."

' volcado de tiempos
tiempo = i * intval * ndatos
' bucle primera columna (tiempos) en la hoja NECESARIAMENTE ->
' existente dentro del archivo C:\recojo\recojoproy.xls
' TODAS LAS WORKSHEETS MENCIONADAS A PARTIR DE AHORA ->
' NECESARIAMENTE DEBEN EXISTIR DENTRO DEL ARCHIVO ->
' C:\recojo\recojoproy.xls
for j = inicio to fin
application.msg "Instante"&cstr(j-2)&":"&cstr(60*tiempo)&"mins."
hojacalculo.Worksheets("AY1").Range("B"&j).Value= tiempo
tiempo= tiempo + intval
next

' >>> >>> >>> BUTANOS EN PROPANO >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>>

' bucle segunda columna ( variable medida en unidades A.C.M. )
histAY1N.units = "kmol/kmol"
histAY1I.units = "kmol/kmol"
uomAY1N = histAY1N.units
for j = inicio to fin
' la siguiente línea application.msg permite imprimir en la ventana de ->
' mensajes del simulador los resultados obtenidos
' se pueden repetir similares en el resto de los bucles internos

application.msg "histAY1(" & cstr(j-2) & ")=" & cstr(histAY1N(j-2) +
histAY1I(j-2)) & " " & uomAY1N & "(uds. A.C.M.)."

' la que necesariamente no debe desaparecer en todos los bucles es la ->
' siguiente línea pues permite el volcado de datos a la hoja de cálculo

hojacalculo.Worksheets("AY1").Range("C"&j).Value= histAY1N(j-2) +
histAY1I(j-2)

next
' bucle 3ª columna (variable medida en unidades deseadas por usuario)
histAY1N.units = "CurrentUnits"
histAY1I.units = "CurrentUnits"
uomAY1I = histAY1I.units
for j = inicio to fin

```

```

application.msg "histAY1(" & cstr(j-2) & ") =" & cstr(histAY1N(j-2) +
histAY1I(j-2)) & " " & uomAY1I & "(uds. usuario)."
```

```

hojacalculo.Worksheets("AY1").Range("D"&j).Value= histAY1N(j-2) +
histAY1I(j-2)

next

' >>> >>> >>> PROPANO EN BUTANO >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>>

histAY2.units = "kmol/kmol"
uomAY2 = histAY2.units
for j = inicio to fin
hojacalculo.Worksheets("AY2").Range("B"&j).Value= histAY2(j-2)
next
histAY2.units = "CurrentUnits"
uomAY2 = histAY2.units
for j = inicio to fin
hojacalculo.Worksheets("AY2").Range("C"&j).Value= histAY2(j-2)
next

' >>> >>> >>> NIVEL EN FONDOS >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>>

histLC15PV.units = "m"
uomLC15PV = histLC15PV.units
for j = inicio to fin
hojacalculo.Worksheets("LC15PV").Range("B"&j).Value= histLC15PV(j-2)
next
for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("LC15PV").Range("C"&j).Value= ((histLC15PV(j-2))
- 0.425) / 0.0261

next

' >>> >>> >>> REFLUJO A LA COLUMNA >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>>

for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("FC120P").Range("B"&j).Value=(histFC120P(j-2)) /
11.46

next
```



```

for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("FC120P").Range("C"&j).Value = (100 *
(histFC120P(j-2))) / 1260.6

next

' >>> >>> >>> CAUDAL DE FONDOS >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>>

for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("FC140P").Range("B"&j).Value=
((((histFC140P(j-2)) / 9.953)) + 12.3)

next

' >>> >>> >>> SERVICIO DE VAPOR >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>>

for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("FC130P").Range("B"&j).Value= 463.70145 *
(histFC130P(j-2))

next
for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("FC130P").Range("C"&j).Value= 100 * 463.70145 *
(histFC130P(j-2)) / 6125

next

' >>> >>> >>> PRESION EN CABEZA >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>> >>>

histPC140P.units = "CurrentUnits"
uomPC140P = histPC140P.units
for j = inicio to fin
hojacalculo.Worksheets("PC140P").Range("B"&j).Value= (histPC140P(j-2))
next
for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("PC140P").Range("C"&j).Value= 100 *
(histPC140P(j-2)) / (-10.885)

```

```

next

' >>> >>> >>> PERDIDA DE CARGA EN LA COLUMNA >>> >>> >>> >>> >>> >>>

histPDY151.units = "kg/cm2abs"
histPDY152.units = "kg/cm2abs"
uomPDY151 = histPDY151.units
for j = inicio to fin

hojacalculo.Worksheets("PDY15").Range("B"&j).Value= ((histPDY152(j-2)) -
(histPDY151(j-2)))

next

' >>> >>> >>> SP AL QUE SE APLICA EL ESCALON >>> >>> >>> >>> >>> >>>

' ESTE BUCLE SERA CONVENIENTEMENTE EDITADO CUANDO EL ESCALON SE ->
' APLIQUE EN OTRO SP O EN OTRA PERTURBACION
' POR LO TANTO, ESTE SCRIPT SE HA HECHO PARA RECOGER LOS RESULTADOS ->
' DE LA SIMULACION EN LA QUE SE APLICA ESCALON EN URV-FIC-0012.SP
for j = inicio to fin
application.msg"histfc12spo(" &cstr(j-2)& ")= " &cstr((histfc12spo(j-2)))
hojacalculo.Worksheets("fc12sp").Range("B"&j).Value= histfc12spo(j-2)
next

next

msgbox "Rebobinado de la simulación al instante inicial" ,
vbOkOnly , "VBScript para ACM por jabanade"

' para la reinicializacion de la simulacion
application.simulation.restart
end if

' -----

```

Todos los comentarios incluidos, precedidos por ', son lo suficientemente ilustrativos como para explicar lo que hace el guión *Recojo*. El guión puede ser lanzado directamente desde el explorador del simulador o desde el guión *Arranque*. Su función básica es el volcado de resultados a hoja de cálculo Excel. Las gráficas mostradas al final de este capítulo han sido elaboradas a partir de estos resultados en Excel.

4.10. Resultados y conclusiones del modelo dinámico

El modelo dinámico fisicoquímico riguroso de la Despropanizadora ha sido elaborado en Aspen Custom Modeler a partir del modelo estacionario conseguido y ajustado en Aspen Plus. Todos los elementos dinámicos referentes a la acumulación de líquido en el modelo dinámico riguroso fueron introducidos en Aspen Plus.

Los elementos dinámicos que restan configuran el esquema regulatorio básico de la columna. Este esquema no va a ser el preexistente de las bases de diseño sino que tiene que ser el subordinado al futuro controlador DMC. Para introducir esta regulación básica ha sido necesario hacer una serie de simplificaciones e hipótesis básicas de partida considerando que no es posible introducir ese esquema como tal en el simulador.

Destaca, sobre todo, la emulación del control de presión de cabeza y del control de nivel de fondos de la columna. Además se han considerado, como simplificaciones que no atentan contra el rigor del modelo conseguido, la constancia en el servicio de vapor de agua en el hervidor y la invariabilidad de las densidades molares de las corrientes de cabeza y de fondos. De este modo, el esquema usado en simulación no es exactamente el mismo que el dependiente del futuro controlador multivariable DMC pero los resultados que ofrece son los mismos que los que facilitaría aquél.

Las sintonías de los reguladores introducidos en el diagrama de flujo que usa el simulador dinámico han sido ajustadas mediante las técnicas de Ziegler-Nichols. Las sintonías resultantes de este ajuste han sido mostradas dentro de este capítulo. Para conseguir esta sintonización, la aplicación de Ziegler-Nichols se ha realizado dentro de la propia simulación dinámica arrojando unos resultados de sintonías óptimos.

Una vez elaborado el modelo dinámico, se han simulado pruebas en escalón sobre éste para la obtención de la matriz dinámica del futuro controlador DMC. Estas

pruebas se han realizado mediante la aplicación de tareas y guiones, dos herramientas muy útiles que ofrece el simulador Aspen Custom Modeler.

Los resultados han sido enviados a hoja de cálculo Excel y representan el comportamiento de las variables controladas seleccionadas para el controlador DMC frente a escalones en las variables manipuladas y de perturbación elegidas. Por sí mismos, estos resultados de simulación constituyen el modelo matricial del controlador. Ahora bien, de algún modo habrá que operar estos resultados para que puedan ser reconocidos por el programa DMCMModel, la herramienta de desarrollo del modelo matricial del controlador multivariable fuera de línea.

Debido a determinadas circunstancias, finalmente se ha optado por la adecuación de los resultados al formato de entrada de DMCMModel y al desarrollo de la matriz dinámica dentro de este programa. Se ha desestimado la vía de edición externa de la matriz dinámica del controlador DMC. Ahora se presentan los resultados de simulación frente a escalones recogidos en la hoja de cálculo Excel.

Las pruebas en escalón se han realizado en simulación mediante el empleo de tareas y guiones. Básicamente las tareas se han empleado para producir los escalones en simulación y los guiones para facilitar la recogida de resultados de simulación.

En cada prueba escalón se va a propiciar un escalón en una variable independiente del futuro controlador DMC, manteniéndose el resto de variables manipuladas o de perturbación constantes. Para llevar a cabo esto, se activará la tarea de escalón correspondiente a la variable independiente que se esté estudiando en ese momento y se desactivan todas las demás.

Los resultados en las variables controladas se muestran graficados, a continuación, por orden de simulación del escalón. Primero se simularon los escalones en las variables de perturbación, luego en las variables manipuladas seleccionadas para el controlador DMC. Teniendo en cuenta la experiencia práctica del control de las columnas de destilación, los resultados coinciden con lo esperado. En efecto, para cada

escalón, se ha explicado la ganancia obtenida y el régimen dinámico intermedio que ha llevado a esta ganancia teniendo en cuenta la experiencia del control de columnas de destilación y los resultados que se pueden ver en las gráficas.

En general, se ha observado que:

- La variable controlada URV-AY-0001, contenido de butanos en producto propano destilado, es sensible a cualquier escalón que se produzca en variable manipulada o de perturbación. El signo de su ganancia al estado estacionario depende de donde se produzca el escalón y de cual sea su signo. En general, se ha observado que esta variable es difícilmente estabilizable en el rango temporal escrutado, pero se considerará que alcanza el estado estacionario dentro del horizonte de tiempo al estado estacionario establecido para el controlador multivariable DMC; 90 minutos.
- La variable controlada URV-AY-0002, contenido de propano en el producto butano de fondos, también es sensible a cualquier escalón que se produzca en variable manipulada o de perturbación. El signo de su ganancia es, en general, opuesto al de la ganancia de la anterior variable. Y, además, se ha visto que esta variable alcanza más fácilmente el valor en régimen estacionario en el rango temporal estudiado.
- La variable controlada URV-LIC-0015.PV, nivel en el fondo, frente a cualquier escalón tiene un comportamiento de tipo rampa. Nunca es estabilizable. El nivel se llenará o se vaciará linealmente ante escalón comportándose como elemento dinámico acumulador o “integrador”. El signo del movimiento del nivel y el valor de la pendiente dependerá, de nuevo, de donde se produzca el escalón y de cual sea su signo. Este comportamiento *RAMP* debe ser especificado dentro de DMCMModel a la hora de generar la matriz dinámica del controlador.

- Los reguladores básicos de caudal (URV-FIC-0012, URV-FIC-0014, URV-FIC-0013) en el esquema regulatorio subordinado a DMC no dependen más que de este controlador y son independientes del resto del sistema y también entre sí. Esto significa que, mientras no sean manipulados sus puntos de consigna, dada la independencia que muestran con respecto del resto del sistema, estos reguladores no variarán su salida a válvula. Solamente, si se manipula un SP, entonces variará la salida OP del controlador de caudal en el que se ha tocado la SP, pero no se moverán las OP de los dos restantes controladores de caudal. Estas respuestas alcanzan casi inmediatamente el estado estacionario y presentan el mismo signo que el escalón aplicado. La dinámica es de tipo exponencial negativa.

Así, por ejemplo, sólo se podrá obtener una gráfica en URV-FIC-0012.OP (apertura a válvula del caudal de reflujo) cuando se aplique escalón en el punto de consigna URV-FIC-0014.SP de ese mismo controlador.

- Sin embargo, el controlador de presión URV-PIC-0014 sí se ve influido por las condiciones de proceso; no sólo estará condicionado por el controlador DMC a través de su SP sino que también dependerá del estado del sistema. Así pues, sea cual sea el escalón aplicado, la salida OP de este controlador es sensible. Dado que el controlador de presión es rápido, como los de caudal, la respuesta alcanzará el estacionario rápidamente. El signo de la ganancia depende del efecto que tenga el escalón introducido sobre el tráfico de vapor en la columna. En el caso de movimiento en el propio URV-PIC-0014.SP, la ganancia presenta un signo contrario al escalón debido al fundamento del control de presión por inundación variable del condensador de cabeza.
- La variable controlada URV-PDY-0015, medida de pérdida de carga en la columna también será siempre sensible y su signo está relacionado con el tráfico de líquido en la columna. Sin embargo, aunque las ganancias obtenidas mediante simulación en esta variable sean indudables, son valores

tan pequeños que hacen pensar si es necesario tenerlas o no en cuenta. Esta duda surge si se considerará que, en el funcionamiento real en planta del controlador multivariable, éste recoge la medida de la pérdida de carga en la columna. La precisión con la que se puede recoger ese valor real en planta está limitada por los equipos de medida, mientras que el simulador, que trabaja con modelos matemáticos, da una precisión muchísimo mayor.

Como lo que interesa es la aplicación real que pueda tener este Proyecto, entonces surge la duda de introducir las respuestas en URV-PDY-0015 en la matriz dinámica. PERO, lo que se podría ver como un inconveniente es ciertamente una ventaja sobre los modelos identificados: *la simulación dinámica puede ser muy valiosa para encontrar comportamientos dinámicos sutiles, con pequeña ganancia al estado estacionario, que no pueden ser determinados mediante las técnicas convencionales teniendo presente la sensibilidad limitada de indicadores y controladores reales de proceso.*

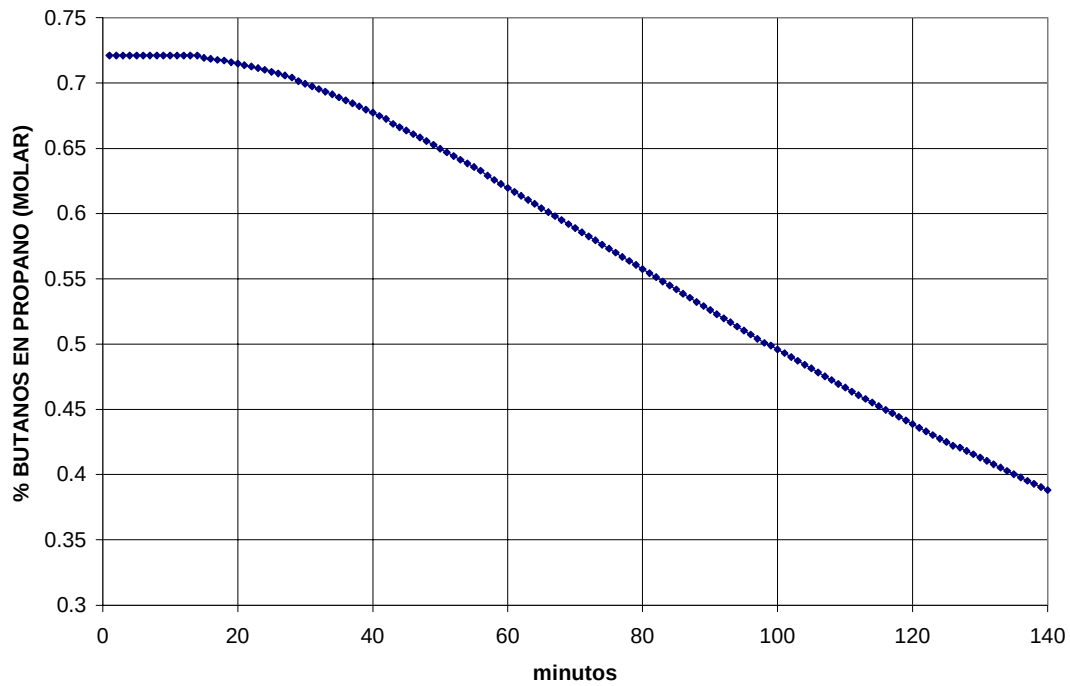
Por ello, sí van a ser tenidas en cuenta las respuestas dinámicas en la pérdida de carga en la columna a pesar de que tengan ganancia muy pequeña.

Se ha considerado un horizonte de tiempo escrutado en simulación de 140 minutos. Se considera en este horizonte que todas las variables controladas se estabilizan frente a escalón, salvo el nivel que tiene un comportamiento típico rampa jamás estabilizable frente a escalón. El horizonte de tiempo al estado estacionario usado como parámetro dentro del controlador DMC (esto ya es del siguiente capítulo) se ha establecido en 90 minutos. De nuevo, en este horizonte, se considera que todas las controladas consiguen la estabilización salvo el nivel, que actúa como un “integrador”.

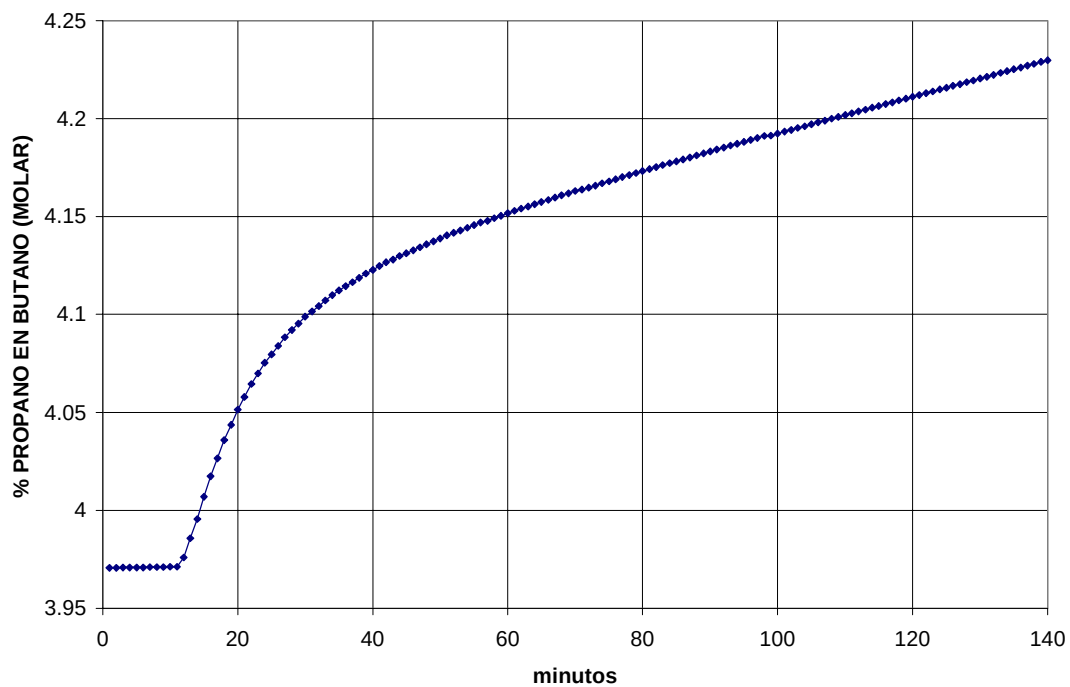
Los escalones aplicados, en general, no son unitarios y unos son incrementales y otros no. Esto se ha hecho para evitar que se saliese el nivel de sus restricciones físicas. Tampoco hay problema en ello, pues la futura elaboración de la matriz en DMCMModel, acaba determinando todas las ganancias a estado estacionario frente a escalones unitarios incrementales en ello suponiéndose principio de linealidad y superposición.

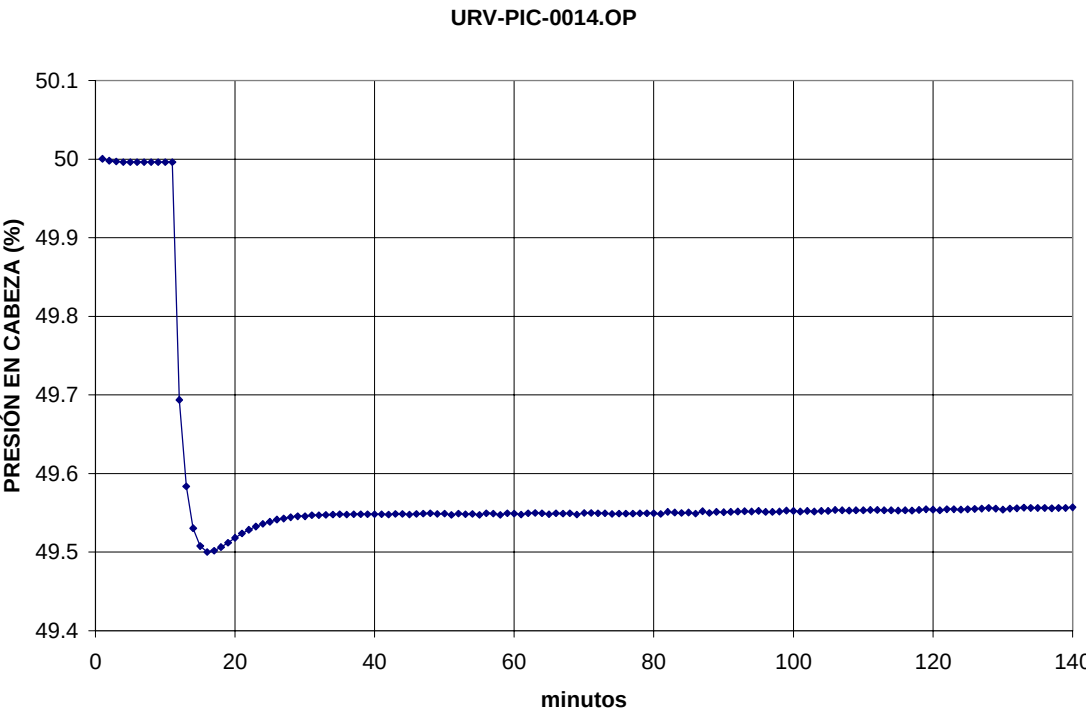
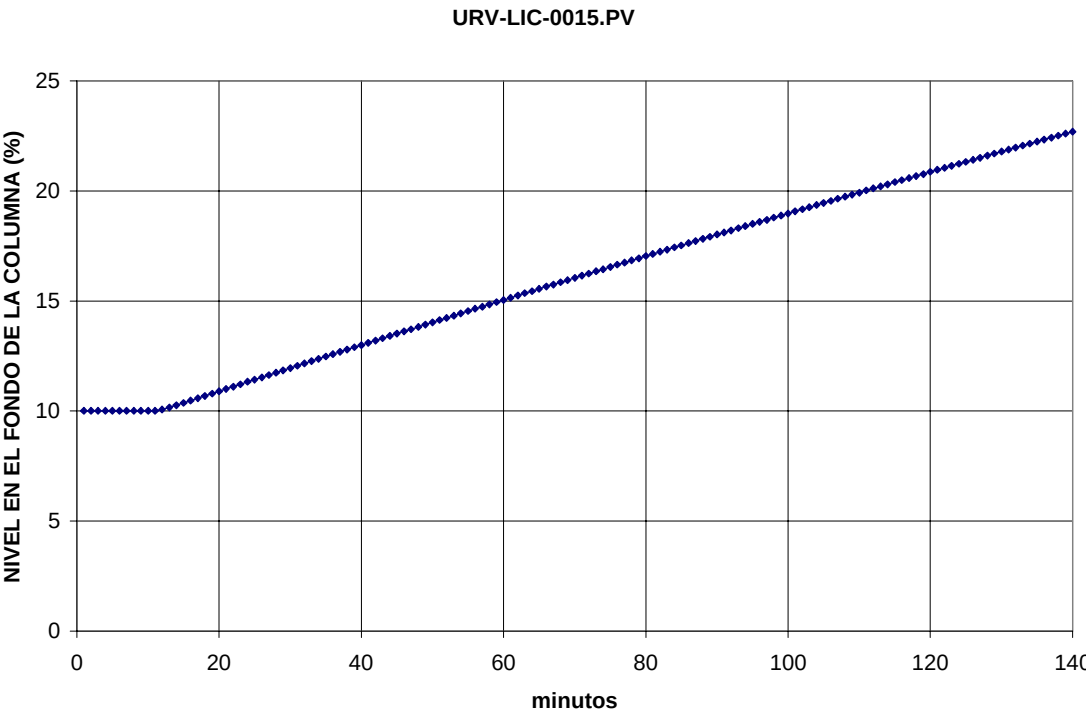
Escalón en C3C4FEED (C₃/C₄'s en alimentación) desde 0,3400 a 0,3366.

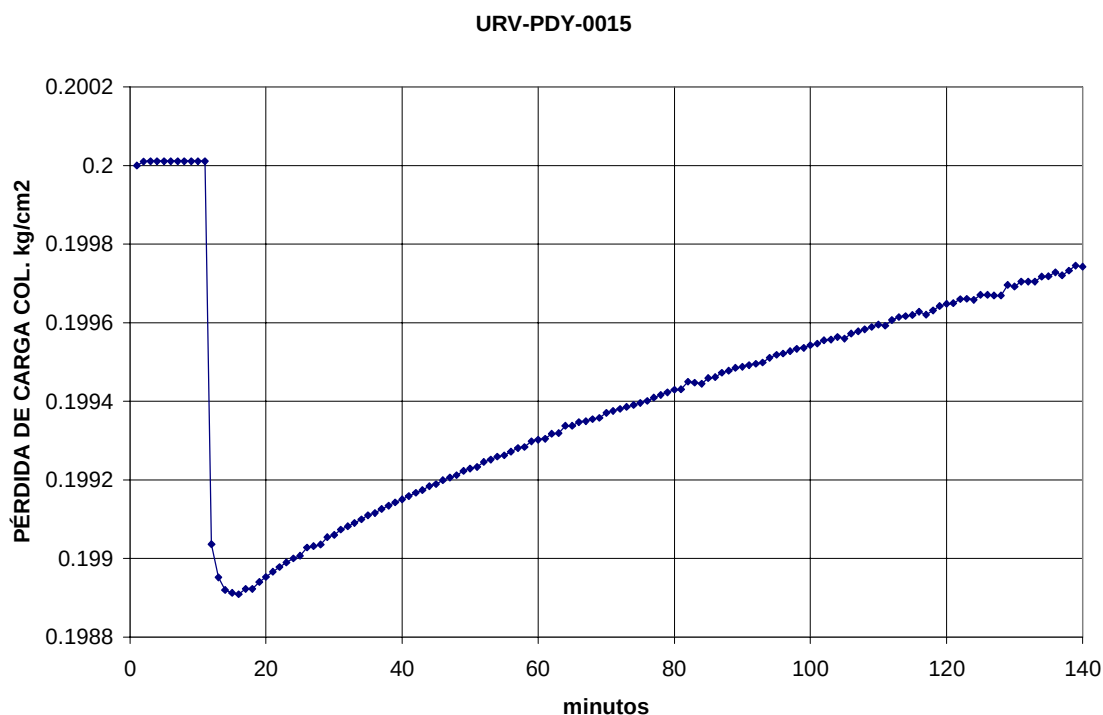
URV-AY-0001



URV-AY-0002







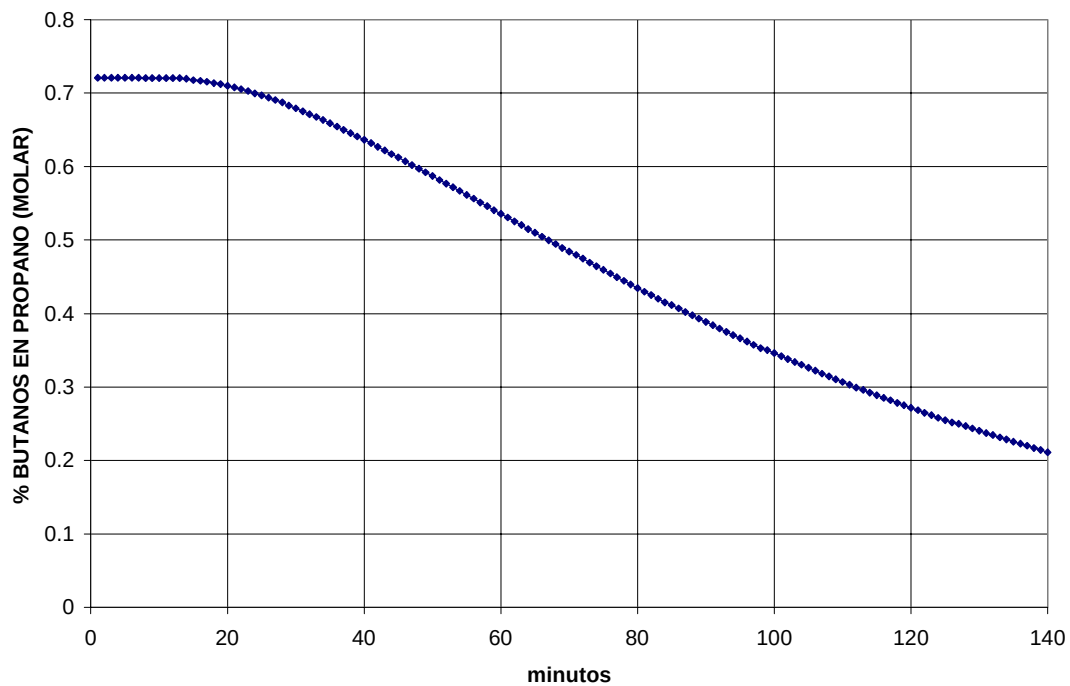
Escalón en C3C4FEED, relación de propano a butanos en la alimentación, desde 0,3400 a 0,3366 expresándose las composiciones en volumen estándar. Para efectuar este escalón ha sido preciso realizar los siguientes:

1. Desde 25,376 a 25,183 % stdvol. C_3 en la alimentación.
2. Desde 26,479 a 26,575 % stdvol. iC_4 en la alimentación.
3. Desde 48,144 a 48,241 % stdvol. nC_4 en la alimentación.

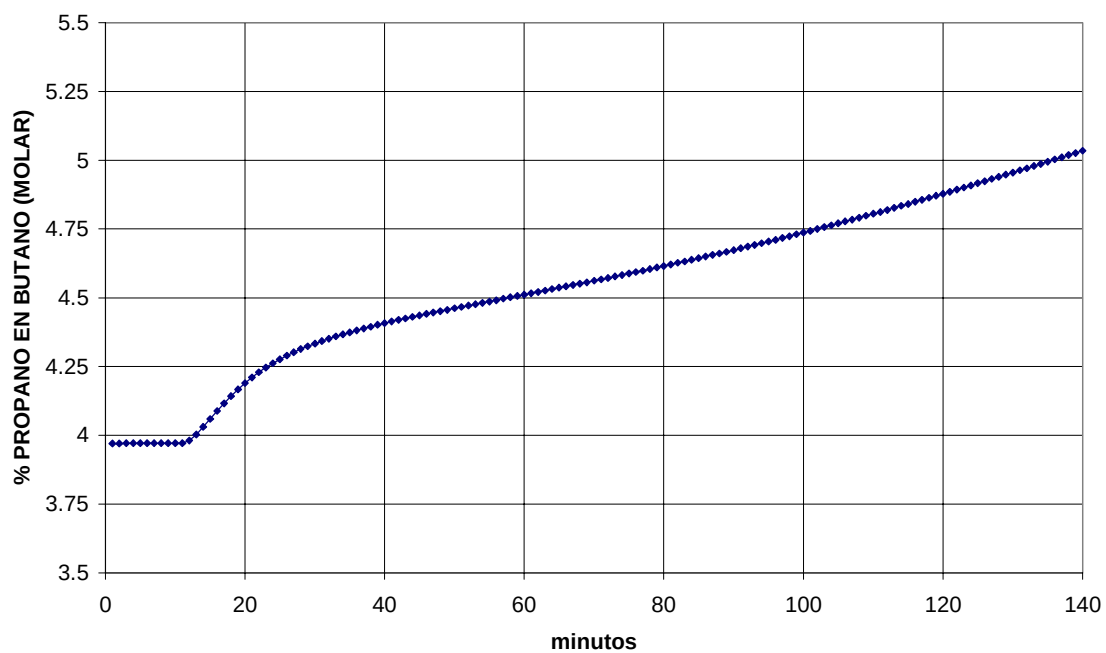
Al reducir el contenido de propano y aumentar el de butanos, manteniéndose el resto de variables independientes del controlador DMC, sólo se observa ganancia positiva en el contenido de propano en el producto butano y en el nivel de fondos, que aumenta linealmente con un comportamiento de tipo rampa. Ello es debido a que para la misma temperatura de alimentación, esa corriente tiene una menor tasa de vaporización lo que provoca una mayor caída de líquido al fondo de la columna. En general, todas las respuestas son difícilmente estabilizables salvo la presión que tendrá una marcada ganancia positiva frente a escalones incremento en la composición de la alimentación; alimentaciones más ricas en el ligero implican un aumento de presión en la columna.

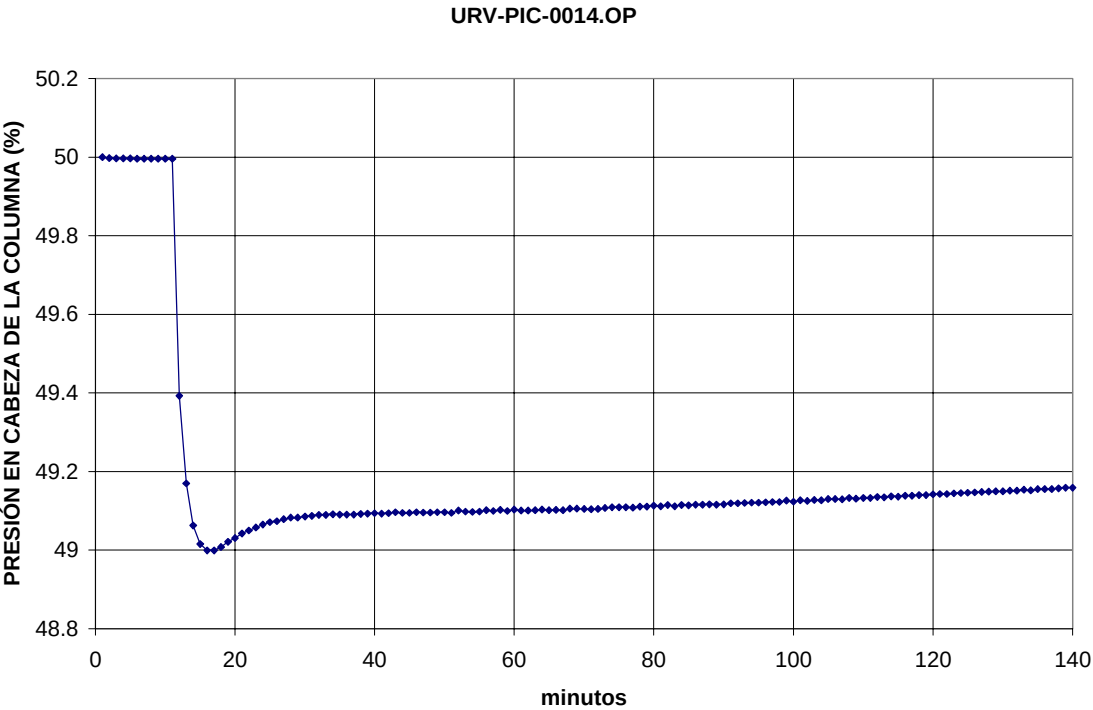
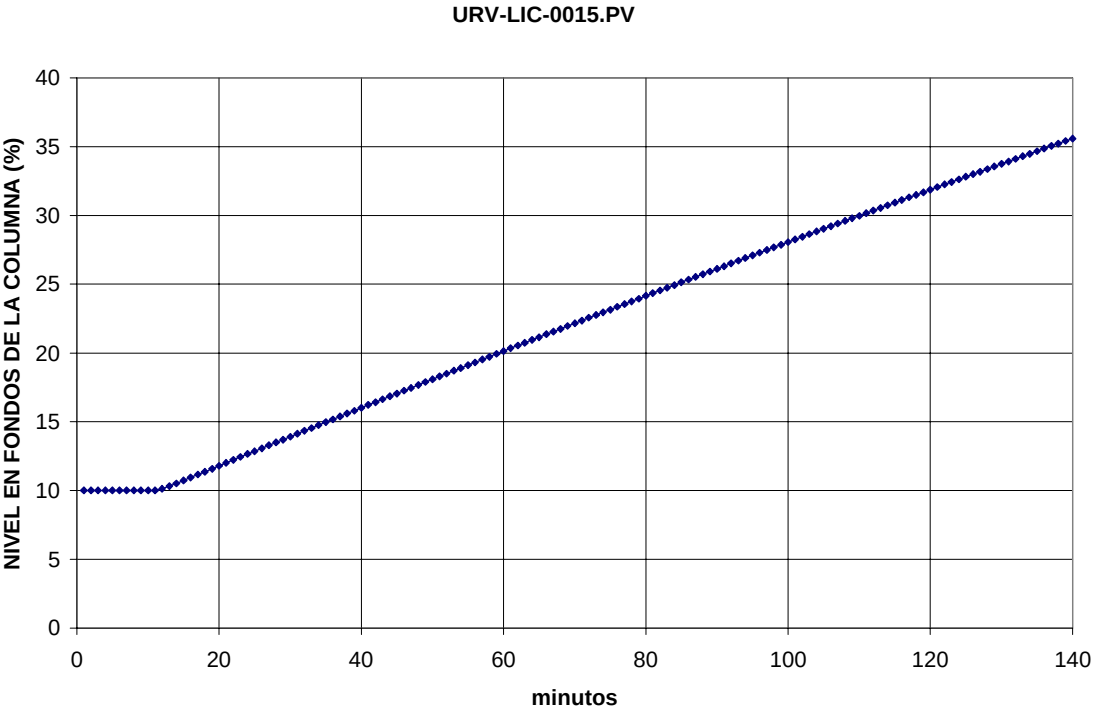
Escalón en URV-TI-0123 (temperatura de la alimentación) desde 74,60 a 74,39 °C.

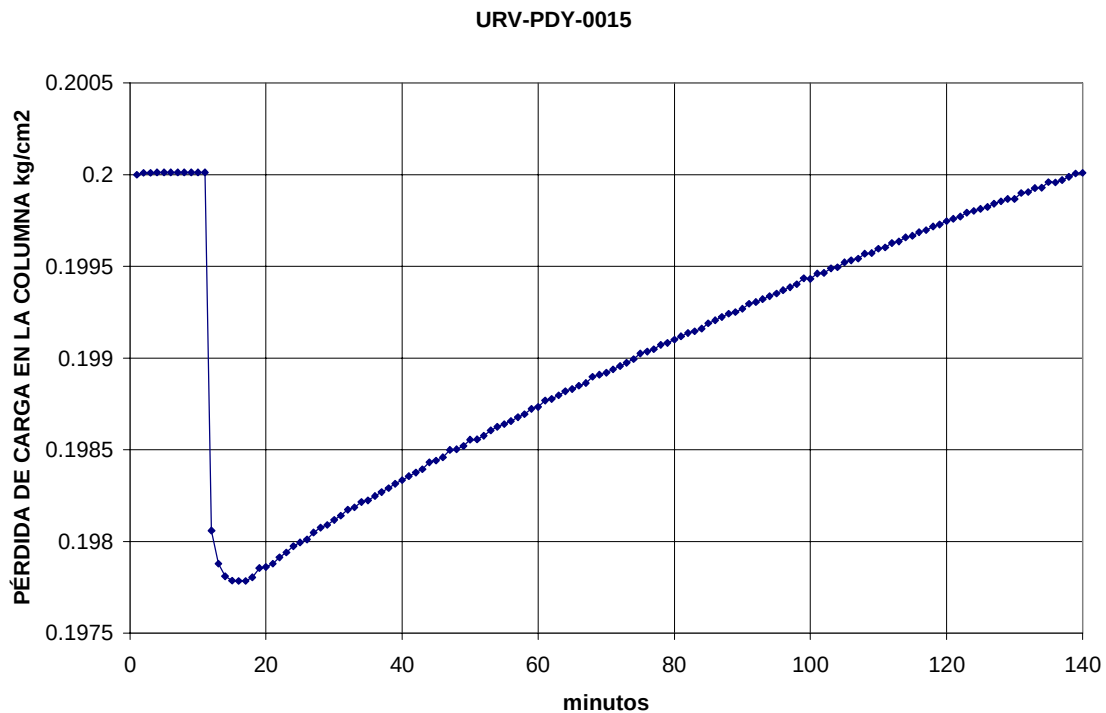
URV-AY-0001



URV-AY-0002

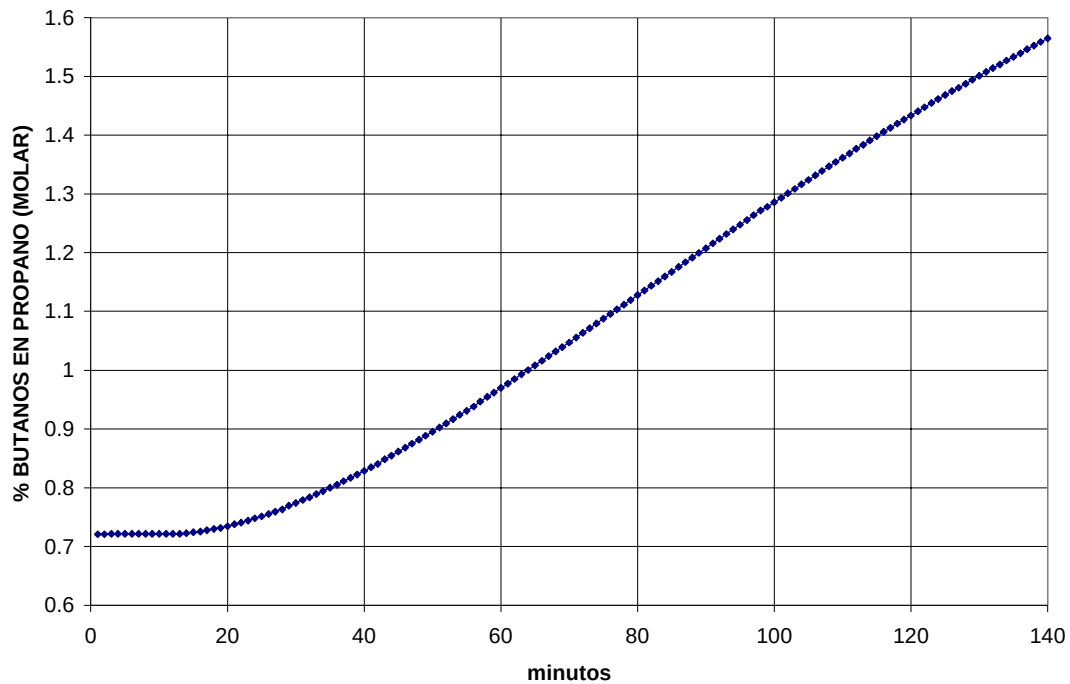
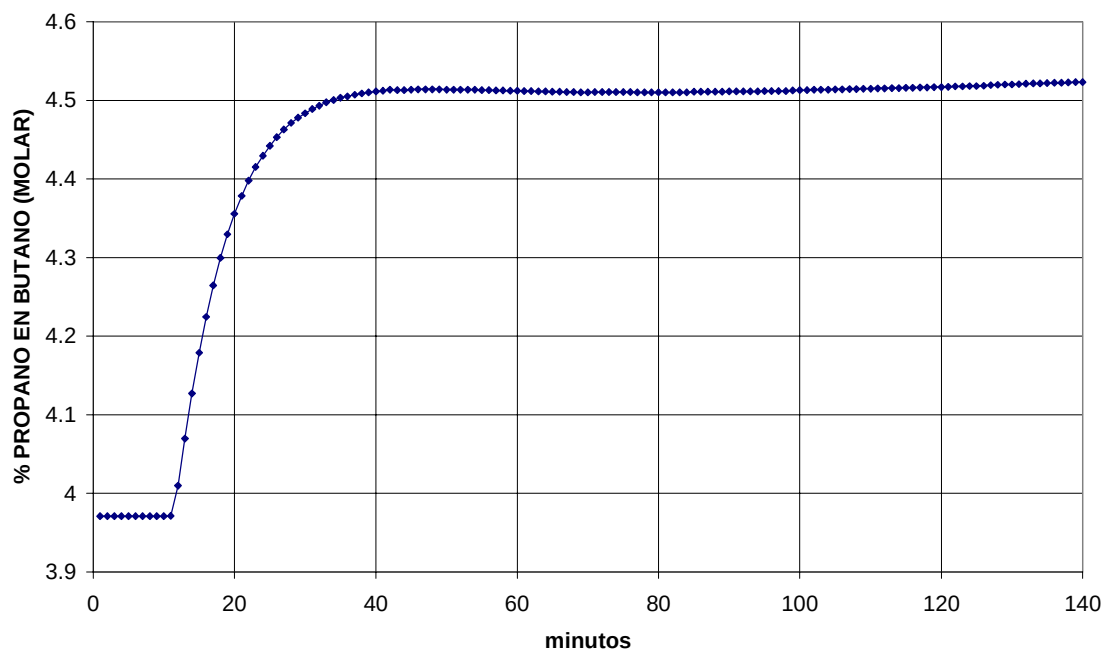




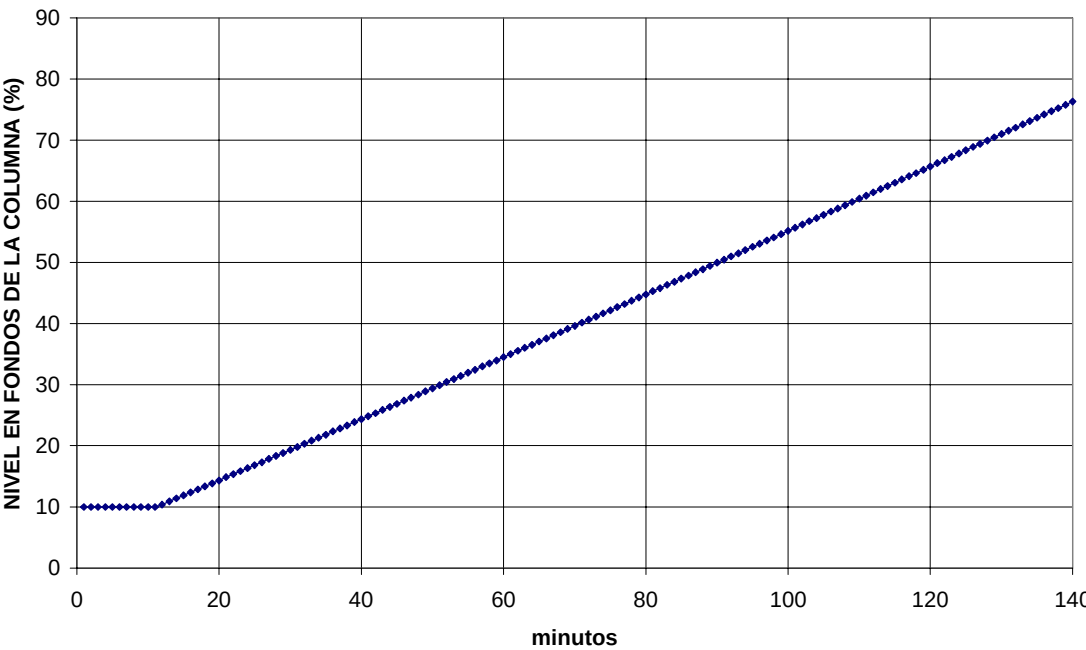


Escalón en la variable de perturbación temperatura de alimentación a la columna bajando ésta de 74,6 a 74,39 °C. Como en el caso del escalón en la composición de la alimentación, no hay movimiento en las válvulas de los controladores de caudal considerando que estos controladores son lazos independientes de las perturbaciones que se puedan producir en la columna y de los movimientos que se puedan introducir en los puntos de consigna de los otros lazos. Sólo el lazo de presión se ve afectado por estas circunstancias pues es un lazo no sólo dependiente de movimientos en su SP sino también de lo que esté ocurriendo en el sistema. Todo esto se traduce en respuesta del lazo de presión pero respuestas y ganancias nulas en los lazos de control de caudal.

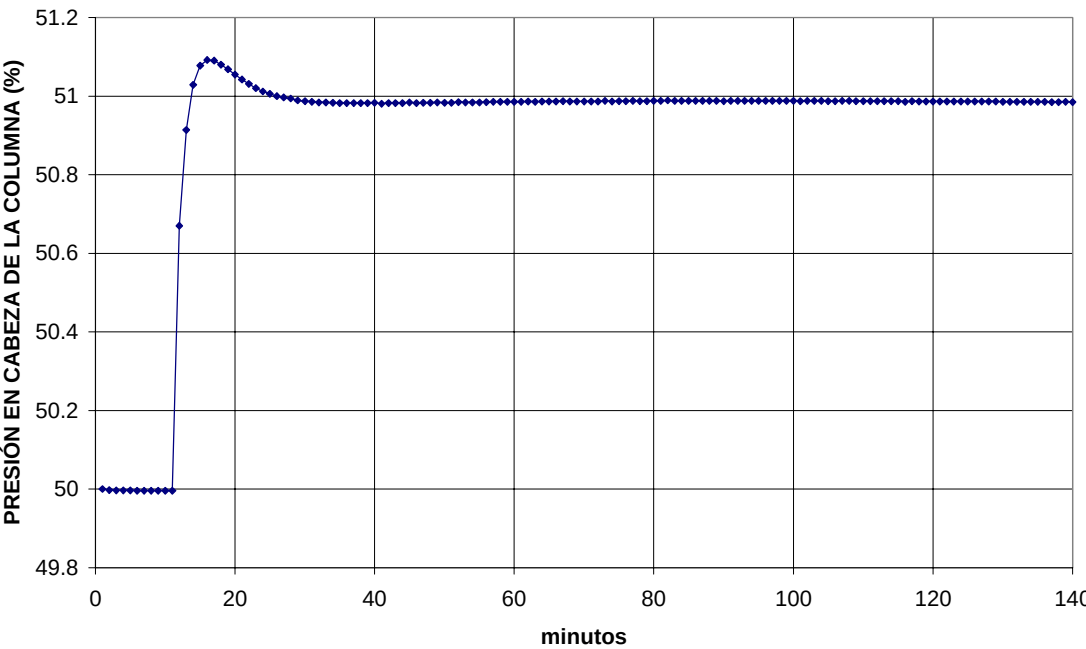
Los resultados obtenidos ante escalón son muy similares teniendo en cuenta que el efecto de aumentar el contenido del producto ligero en la alimentación equivale a aumentar la temperatura de esta corriente. La única variable controlada para DMC fácilmente estabilizable es URV-PIC-0014.OP en cabeza, teniendo en este caso una ganancia al estado estacionario negativa pues el escalón aplicado es de decremento. También se observa comportamiento de rampa en la medida de nivel de fondos. Pero el resto de variables controladas para el futuro DMC son difícilmente estabilizables.

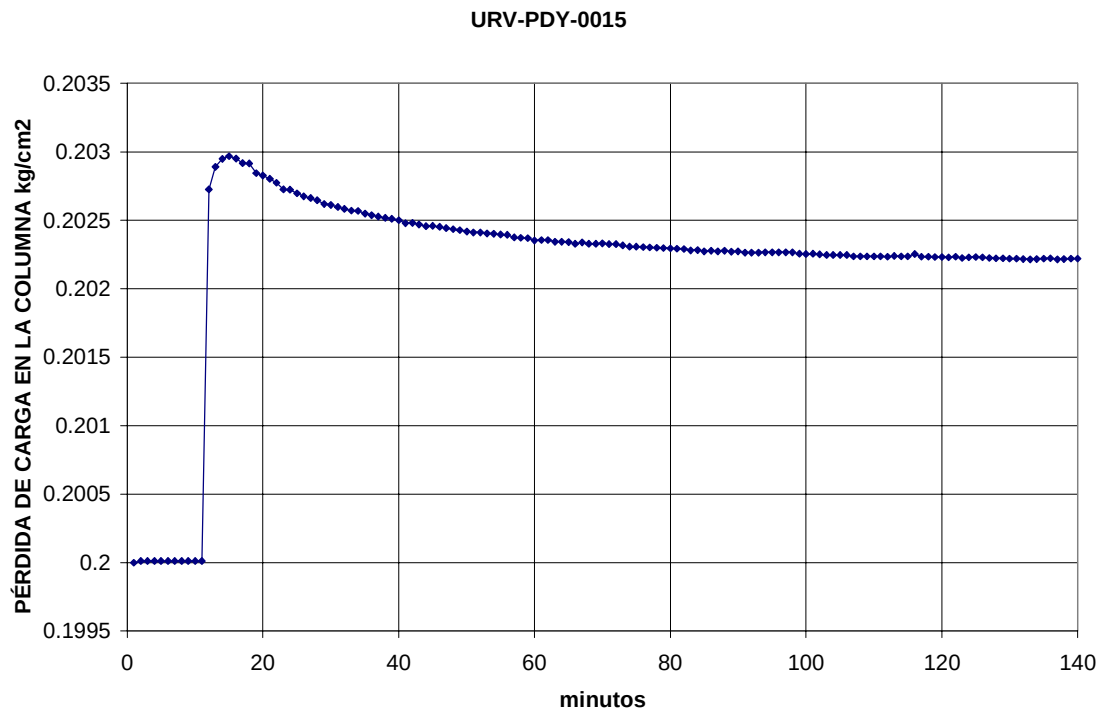
Escalón en el caudal de alimentación, URV-FI-0010, desde 25 a 27 m³ std./h.**URV-AY-0001****URV-AY-0002**

URV-LIC-0015.PV



URV-PIC-0014.OP





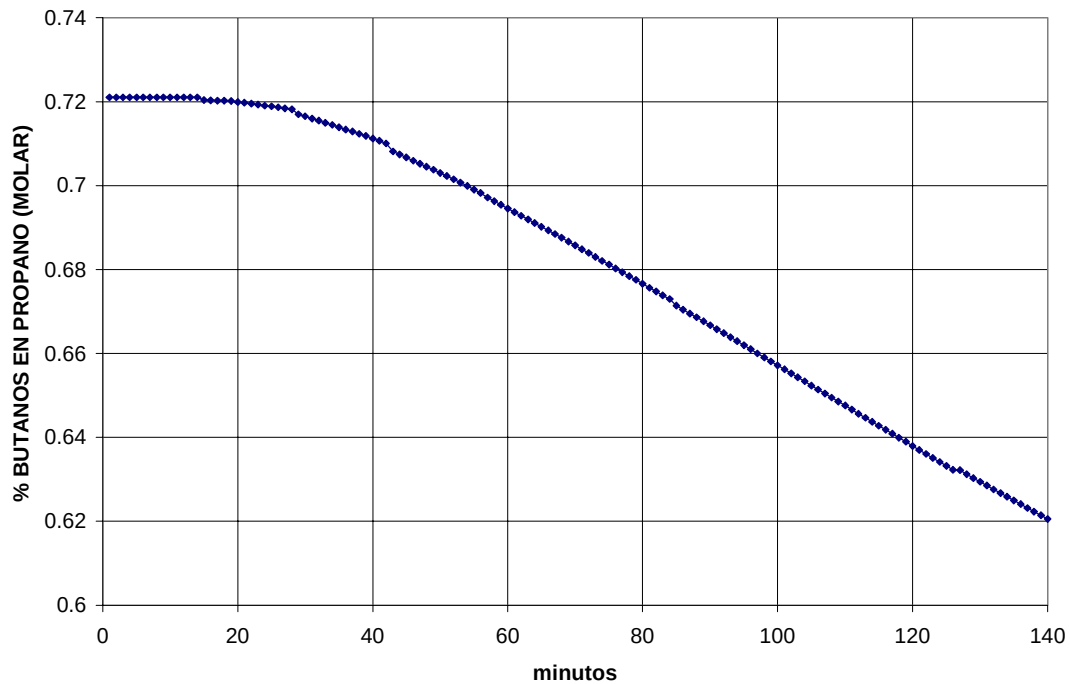
Escalón incremental en el caudal de la corriente de alimentación a la columna de 25 a 27 m³ std./h.. En este caso, todas las variables controladas sensibles al escalón en URV-FI-0010 presentan ganancias positivas: al aumentar el caudal de alimentación, el nivel de fondos se llena antes, hay más tráficos internos de modo que aumenta la pérdida de carga y la presión en cabeza de la columna, El resto de variables controladas, las salidas OP en los controladores de caudal, no son sensibles por lo que se viene diciendo sobre la independencia del sistema que tienen los reguladores de caudal. Todas las respuestas sensibles se estabilizan fácilmente salvo:

- URV-AY-0001, en la que el tiempo de estabilización es largo.
- La medida de nivel de fondos, que tiene un comportamiento tipo rampa creciente con el escalón incremental en el caudal de alimentación; como es de suponer, si se sigue sacando el mismo caudal de fondos de la columna.

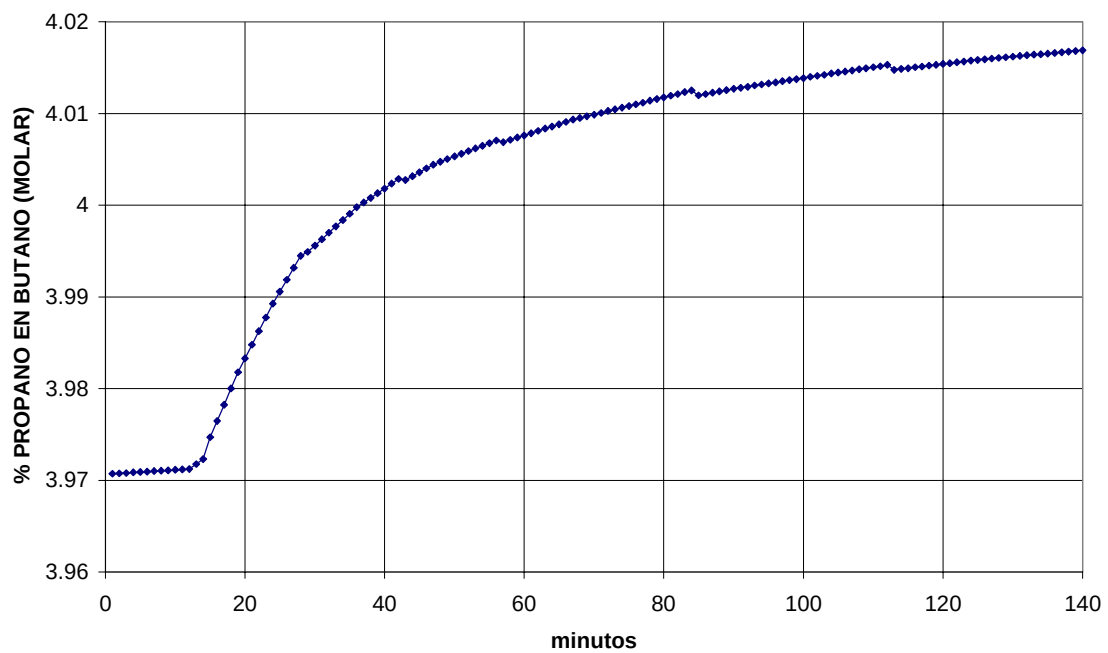
Sin embargo, es destacable la rápida estabilización del % de C₃ en butano.

En el punto de consigna del reflujo, URV-FIC-0012.SP, de 28,65 a 28,70 m³ std./h.

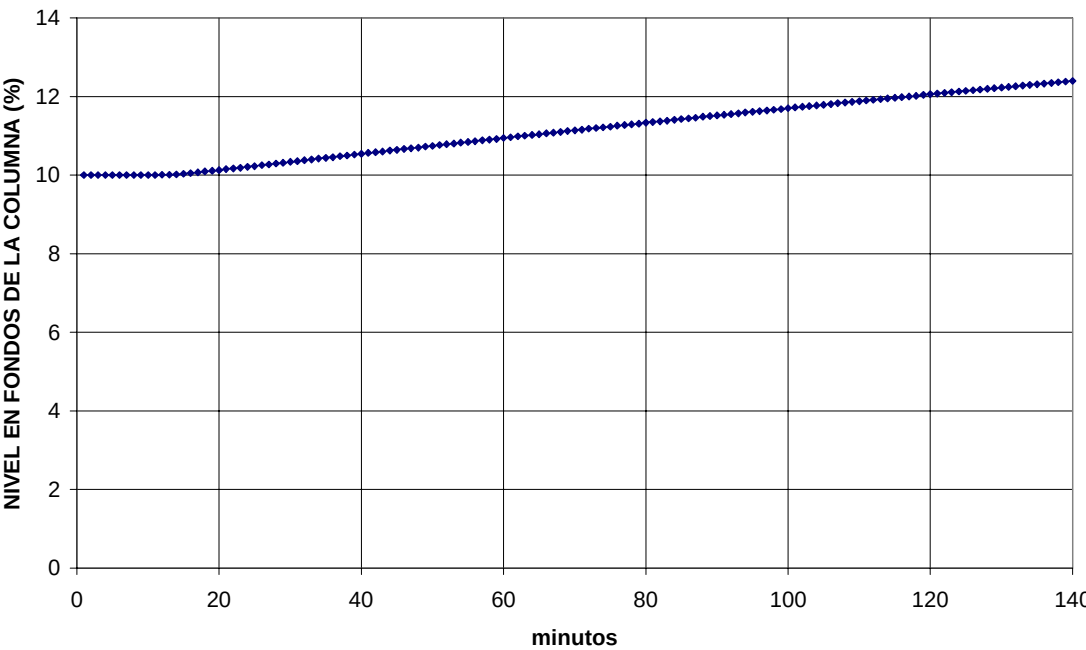
URV-AY-0001



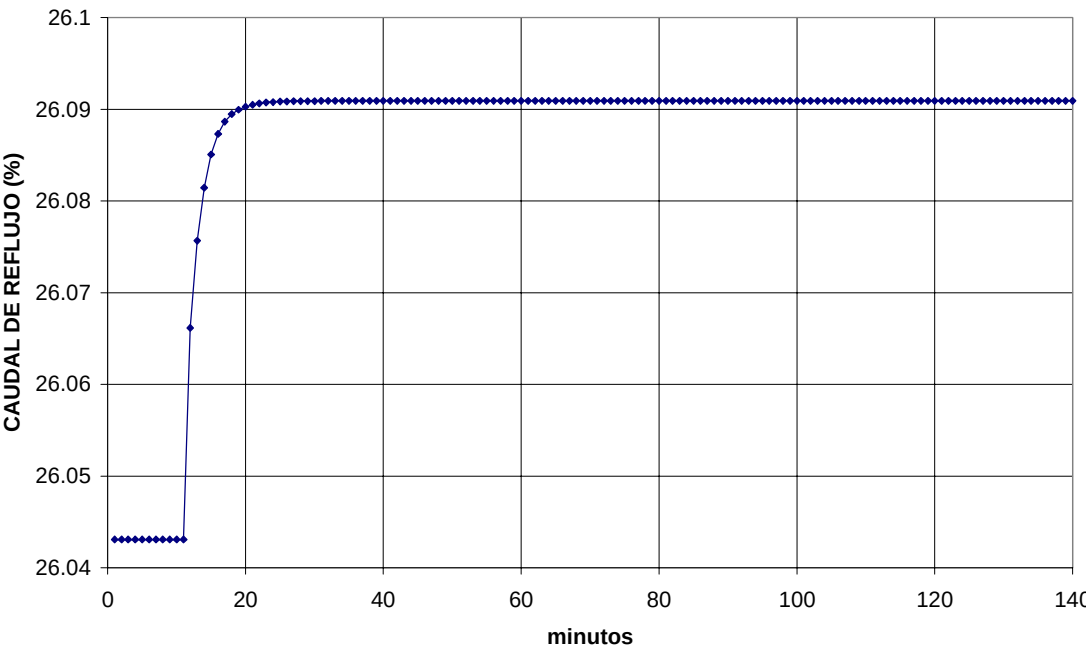
URV-AY-0002



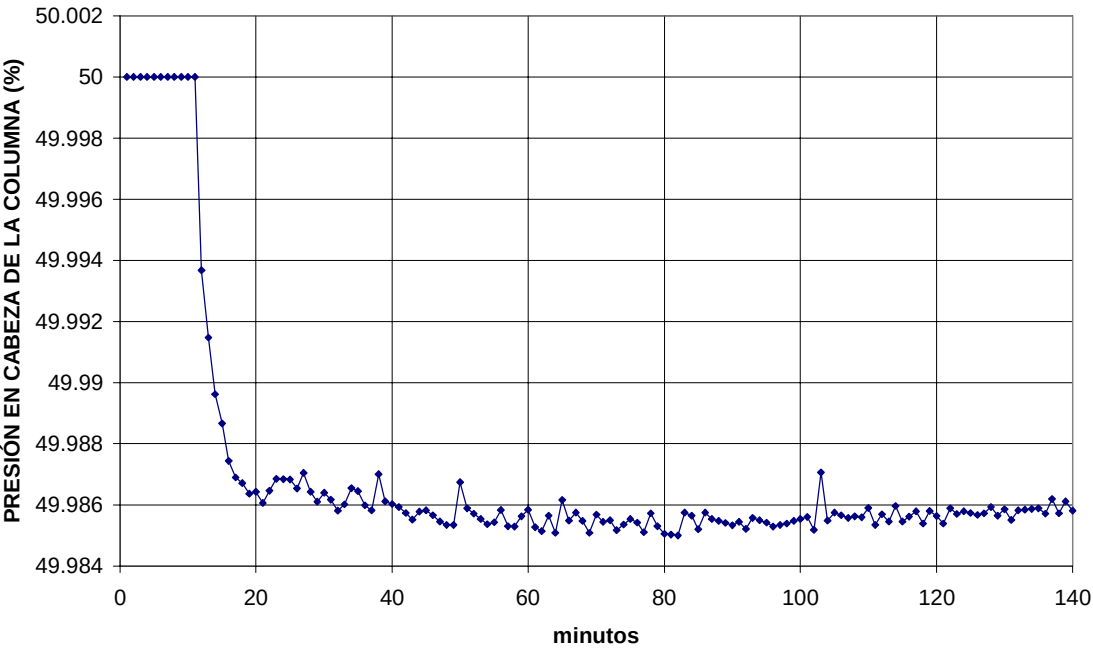
URV-LIC-0015.PV



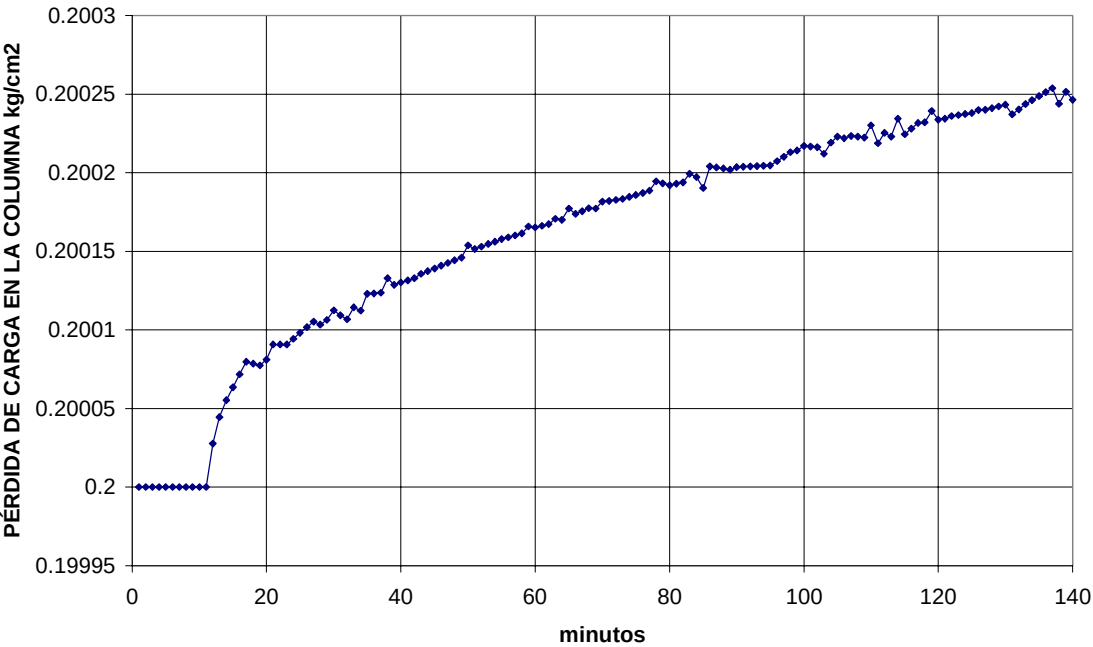
URV-FIC-0012.SP



URV-PIC-0014.OP



URV-PDY-0015



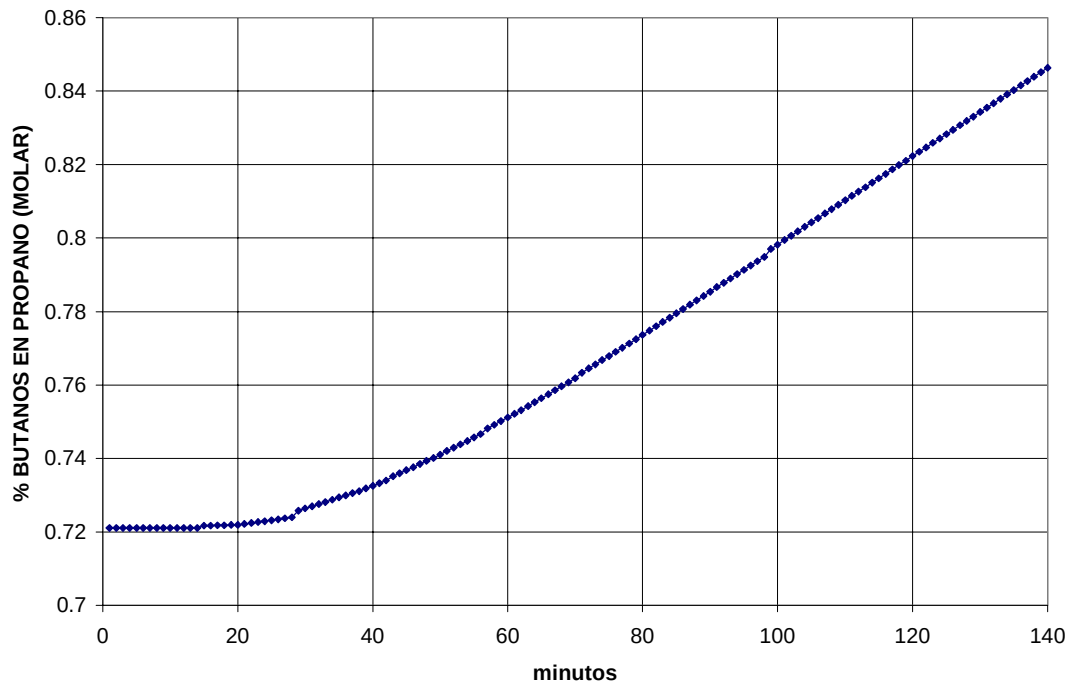
Escalón en la variable manipulada punto de consigna del regulador de caudal de reflujo. Escalón incremental desde 28,65 a 28,70 m³ std./h. Como consecuencia del escalón en una variable manipulada punto de consigna no sólo se va a observar sensibilidad dinámica en las cinco variables controladas habituales. También en la OP del controlador donde se aplica el escalón se consigue una ganancia no nula. La ganancia siempre observada en ese tipo de variable controlada será positiva. En las dos salidas OP de los reguladores de flujo que quedan no se ve, claro está, variación alguna.

Así, en este caso, como el escalón aplicado es de incremento, se ha conseguido:

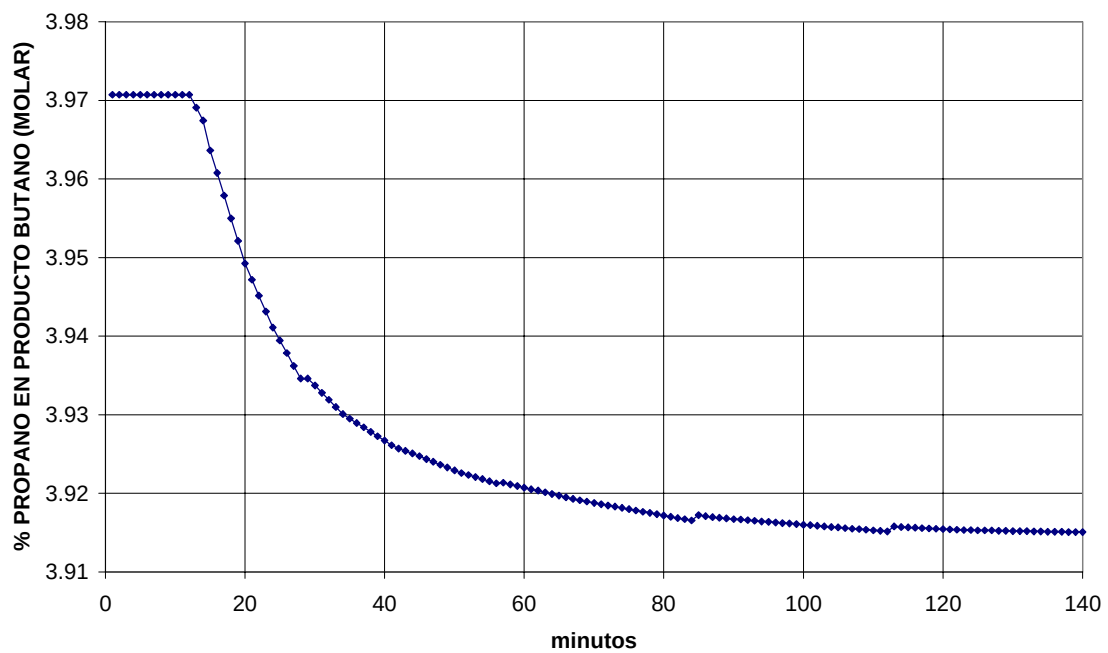
- Respuesta de ganancia negativa y difícilmente estabilizable en la variable controlada contenido de butanos en propano, como viene siendo habitual. Un aumento del reflujo frío hace que los pesados caigan al fondo. Por ello, se obtiene en el contenido de propano en el producto butano una respuesta de ganancia positiva, aunque más rápidamente estabilizable (se considerará estabilizada completamente en el horizonte de tiempo estudiado).
- Comportamiento tipo rampa creciente en el nivel de fondos; un aumento de reflujo incrementa la caída de líquido descendente en la columna.
- Respuesta de ganancia positiva y muy rápida en la variable controlada OP del controlador de reflujo. Aunque este controlador sea independiente del resto del sistema, como se ha aplicado un escalón en su punto de consigna, entonces se observa comportamiento dinámico sensible y ganancia positiva.
- Respuesta de ganancia negativa y muy rápida en la variable controlada OP del controlador de presión de cabeza de la columna. El aumento del reflujo reduce el tráfico de vapores lo que implica reducción de presión en cabeza. Sin embargo, en la medida de pérdida de carga a lo largo de la columna, se consigue, por el mayor tráfico de líquido, una ganancia positiva supuestamente estabilizada en el horizonte de tiempo escrutado.

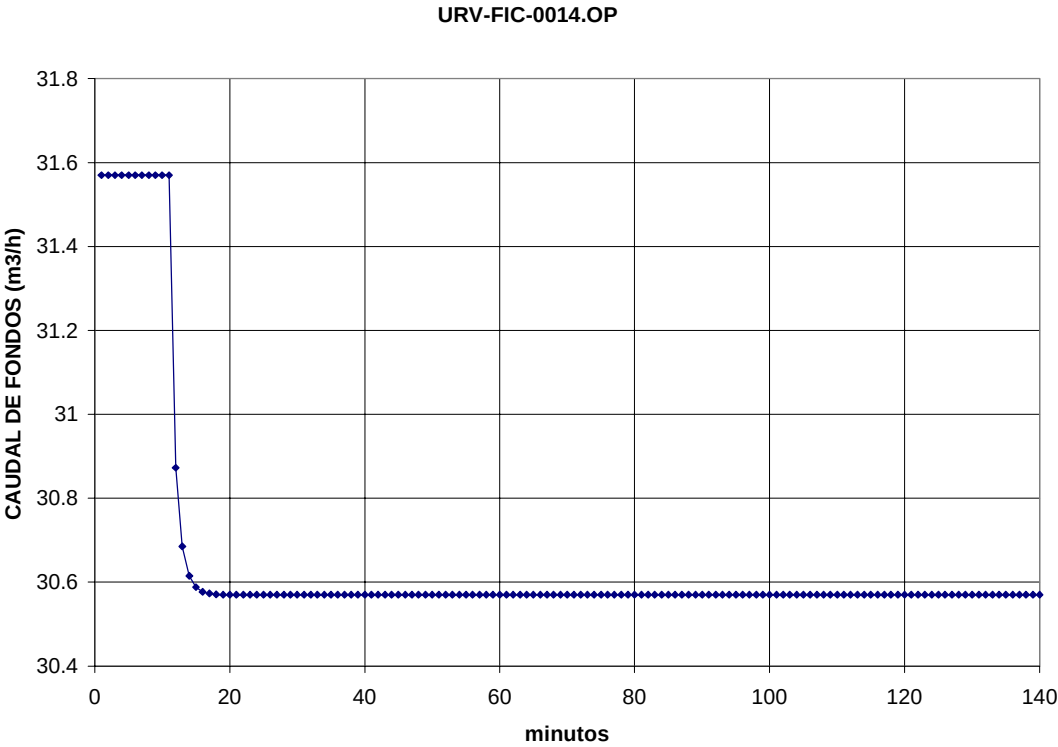
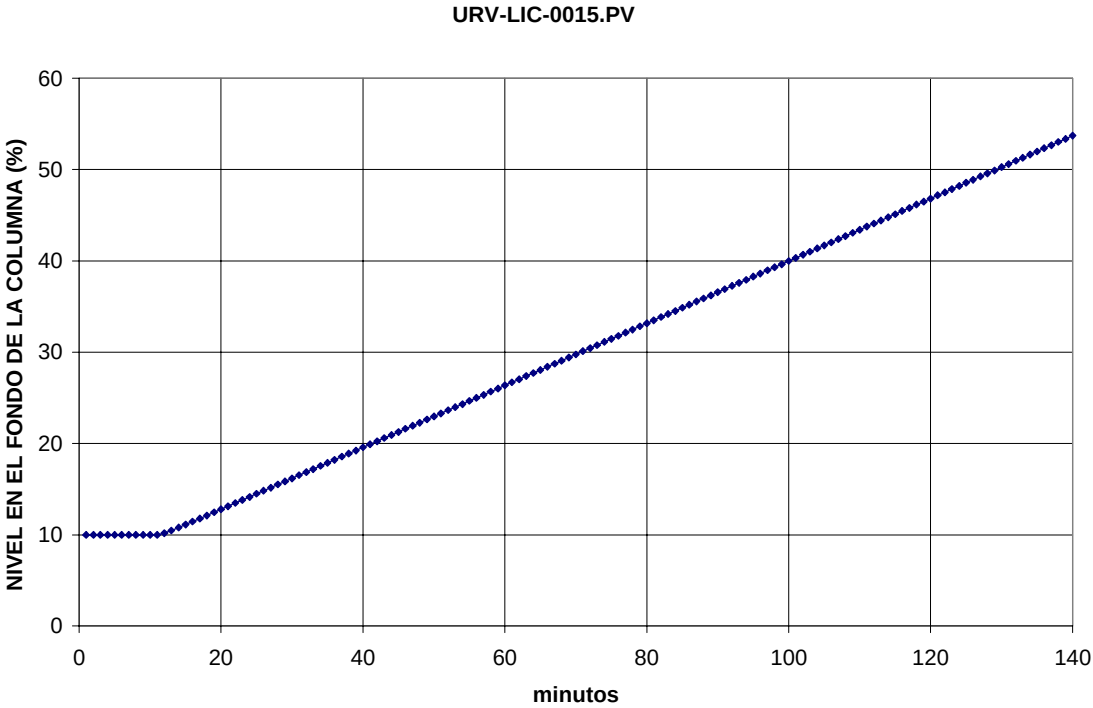
Escalón en SP del caudal de fondos, URV-FIC-0014.SP, de 19,27 a 18,27 m³ std./h.

URV-AY-0001

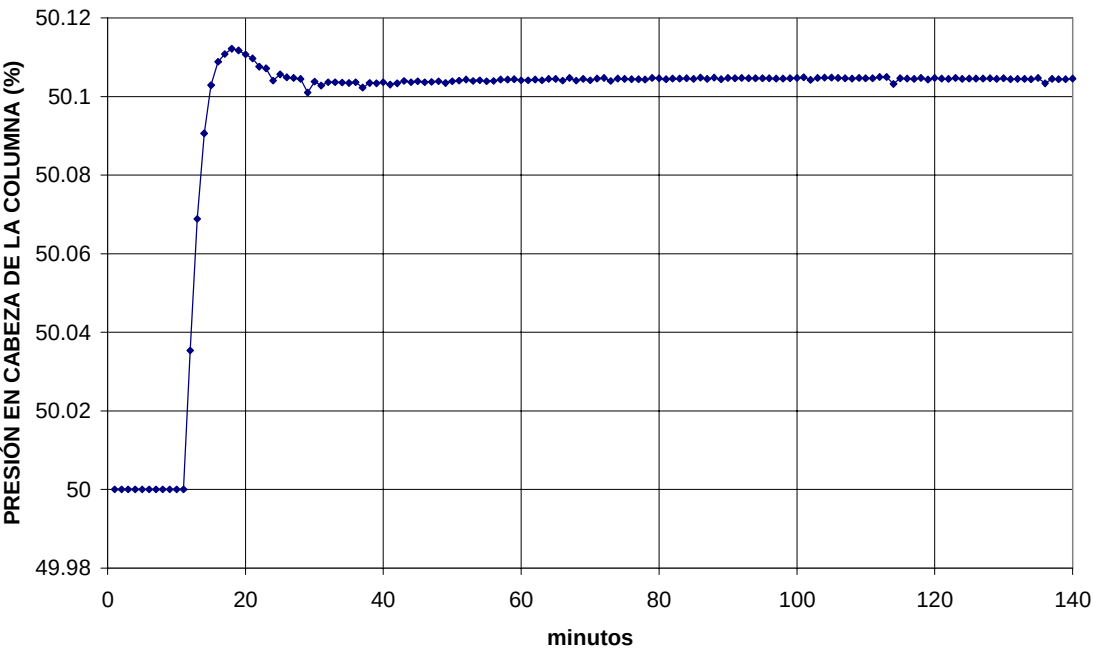


URV-AY-0002

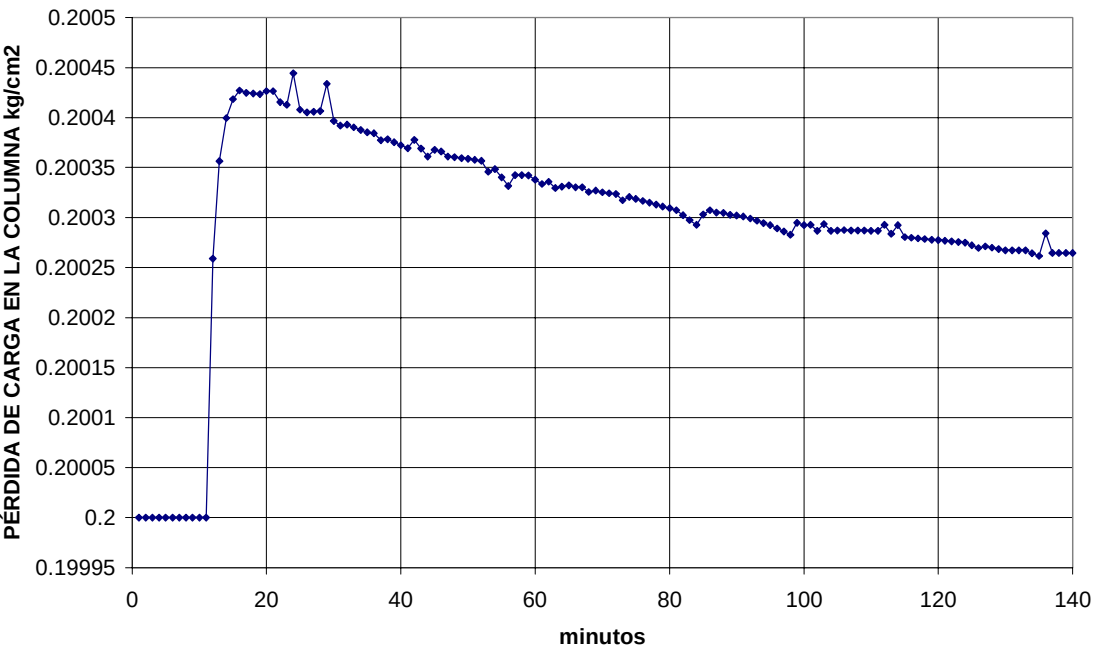




URV-PIC-0014.OP



URV-PDY-0015

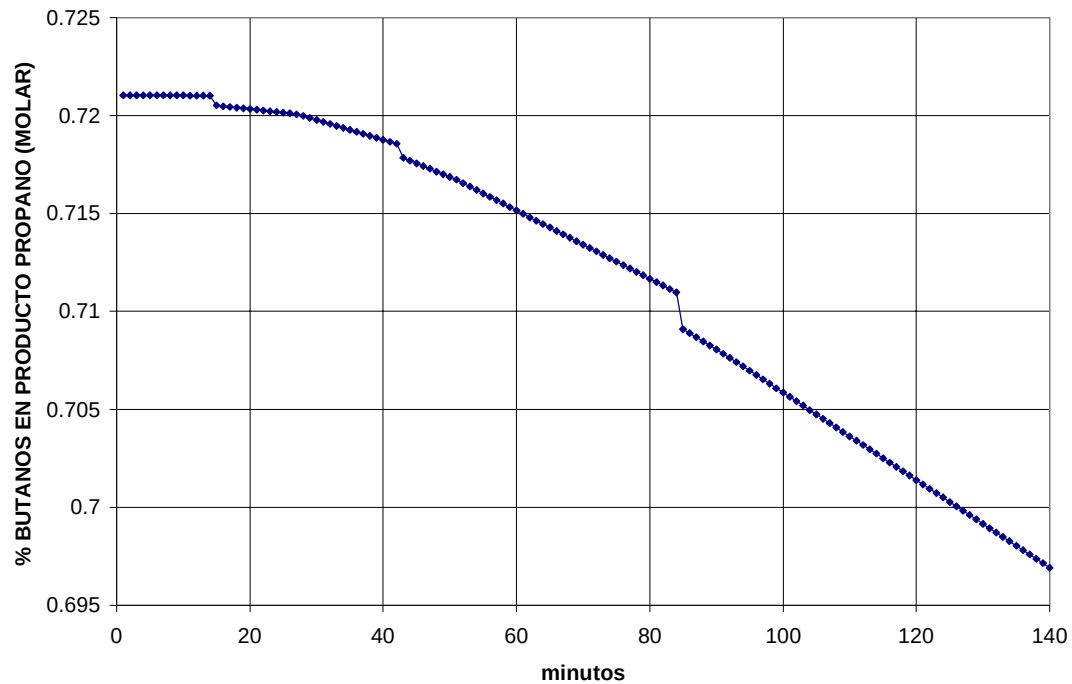


Escalón decremental en el punto de consigna del controlador de caudal de fondos de la columna. Se observa, por lo tanto, en función de lo comentado anteriormente, respuestas dinámicas en todas las variables controladas por el futuro DMC salvo en las salidas OP de los controladores de caudal de reflujo y de servicio de vapor al hervidor. El escalón decremental es unitario: desde 19,27 m³ std./h a 18,27 m³ std./h. Como el escalón es de decremento, la respuesta en la salida OP del controlador de caudal de fondos tendrá ganancia negativa. Ante escalón positivo, aumentaría el vaciado de fondos de modo que los resultados conseguidos serían los siguientes:

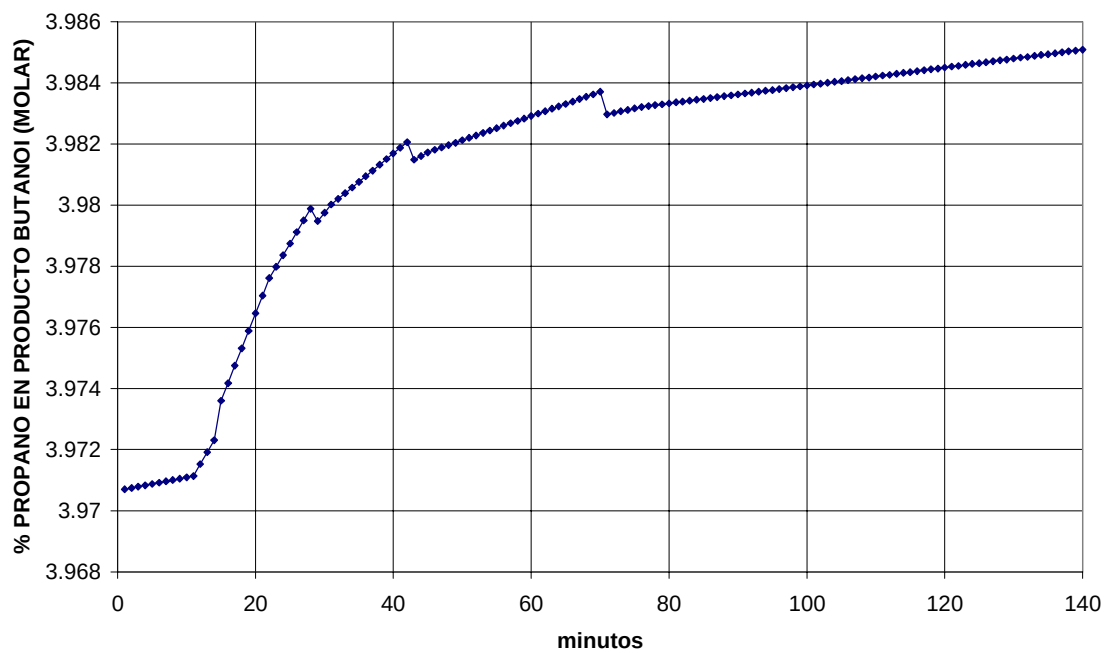
- Reducción del contenido de butanos en propano. La ganancia en esta variable controlada sería negativa pero difícilmente estabilizable. Es regla general que, dentro del horizonte de tiempo estudiado, esta variable se estabilice difícilmente ante cualquier escalón aplicado.
- Ganancia positiva y buena estabilización dentro del horizonte de tiempo escrutado para la variable controlada contenido de propano en butanos. Es regla general también que, al contrario que la anterior, esta variable sí se estabilice perfectamente dentro del horizonte de tiempo previsto.
- Comportamiento, que viene siendo habitual, de tipo rampa en el nivel de fondos. El nivel nunca se estabiliza en las pruebas en escalón, pues el fondo de la columna es un elemento acumulador o, también llamado, “integrador”. En este caso, un escalón incremental vaciaría más rápidamente el fondo luego el comportamiento sería lineal decreciente. Por otro lado, se consigue una respuesta instantánea en URV-FIC-0014.OP de ganancia positiva si el escalón es incremental. El resto de controladores de caudal no se entera.
- Respuestas negativas pero rápidas y estabilizadas en la salida OP del controlador de presión y en la medida de pérdida de carga en la columna pues una apertura de válvula de fondos y la bajada de nivel de fondos produce un vacío en la columna y facilita los tráficos.

Escalón en el servicio de vapor, URV-FIC-0013.SP, de 2.443,7 a 2.442,7 kg/h.

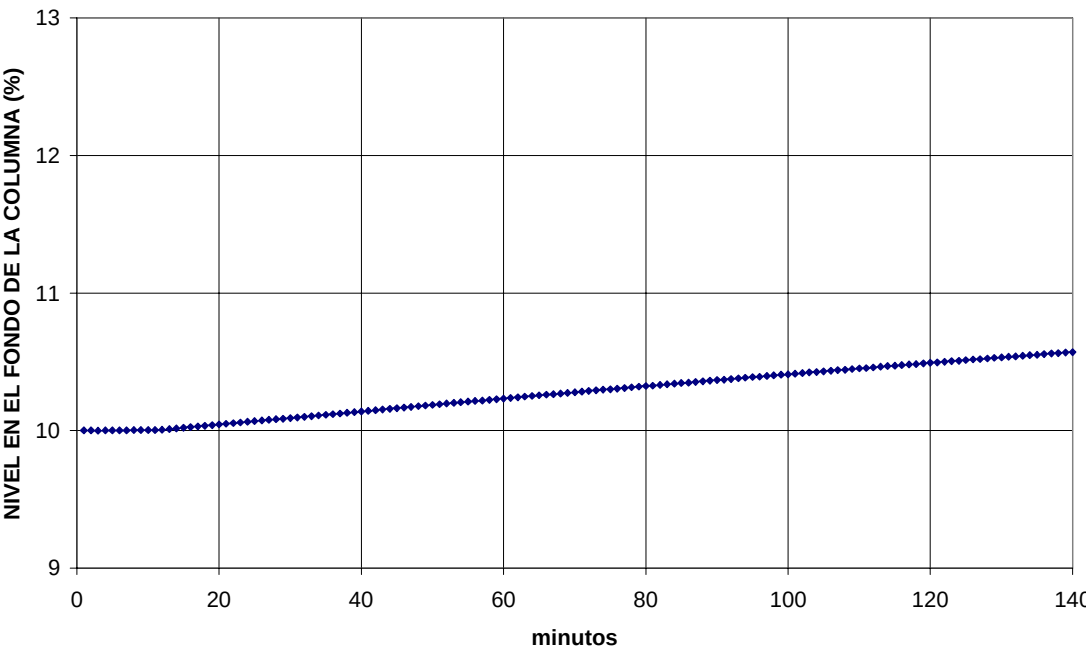
URV-AY-0001



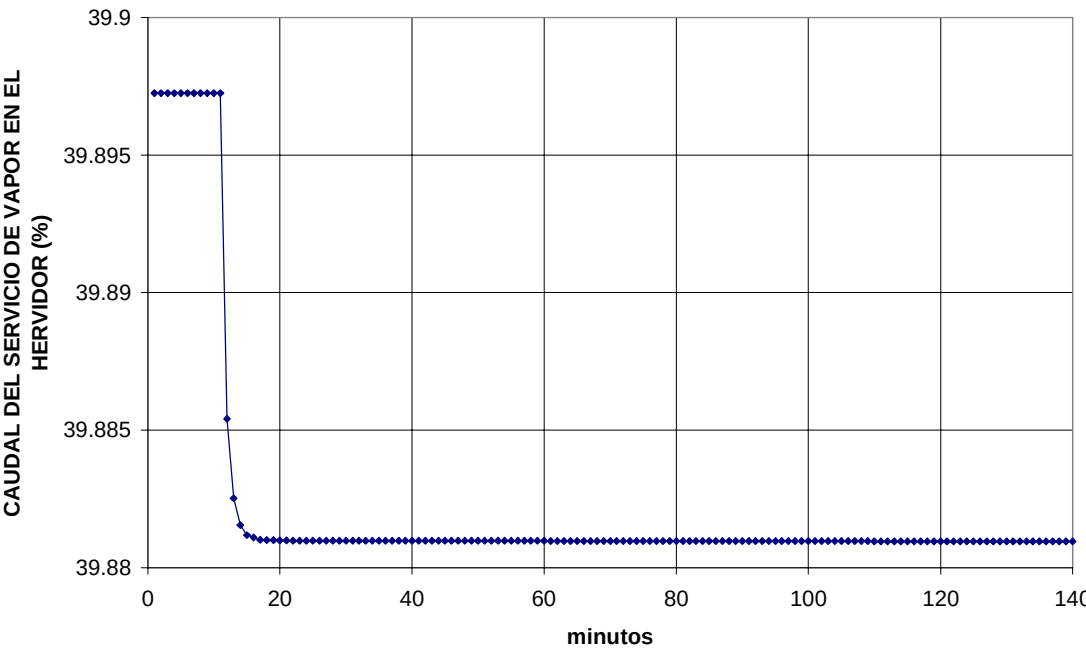
URV-AY-0002



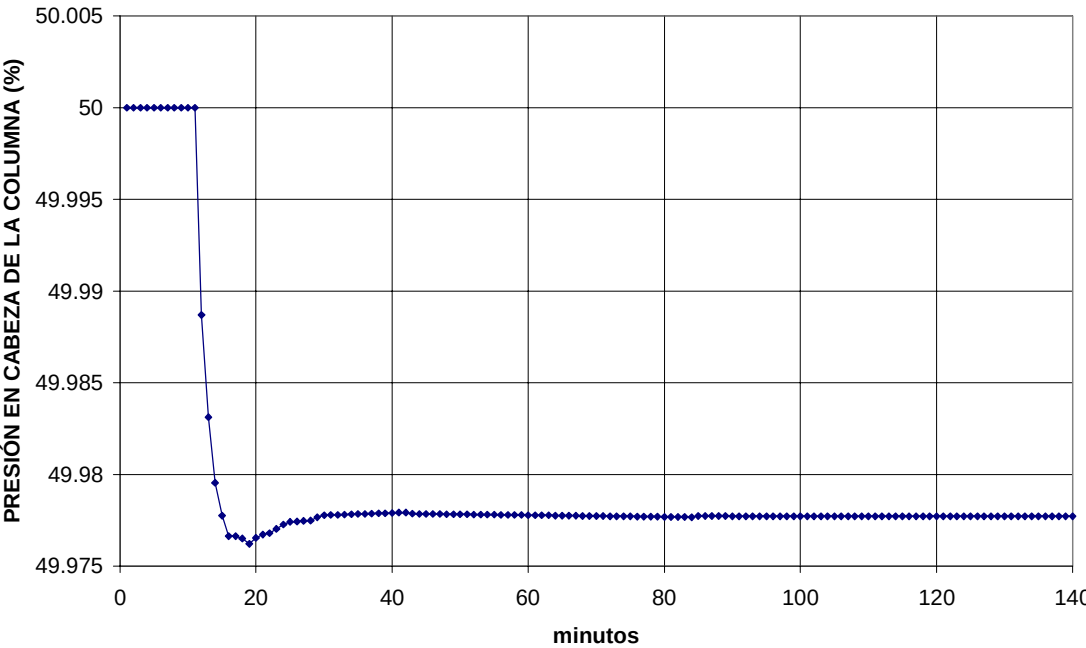
URV-LIC-0015.PV



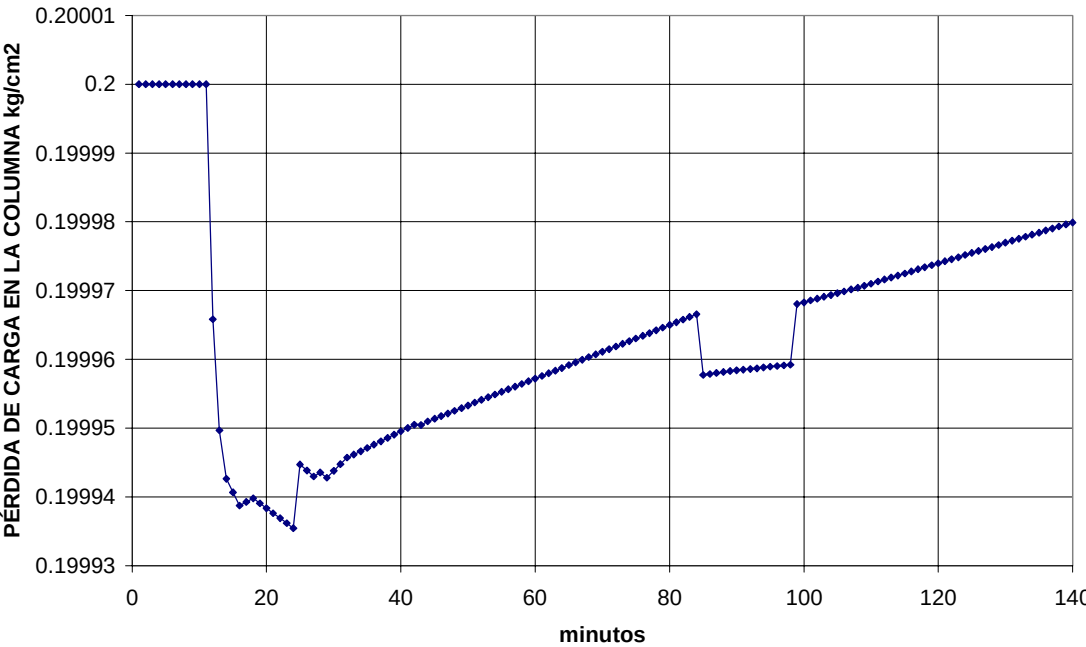
URV-FIC-0013.OP



URV-PIC-0014.OP



URV-PDY-0015

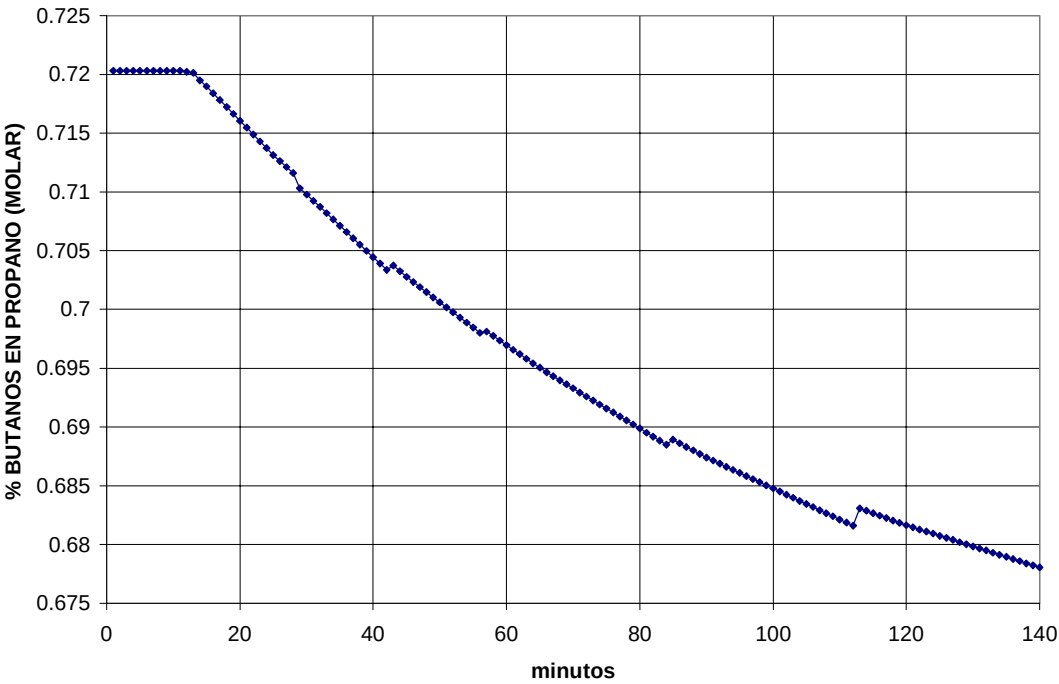


Escalón unitario decremental (-1 kg/h de vapor de agua en el servicio hervidor) en la variable manipulada URV-FIC-0013.SP desde 2.443,7 a 2.442,7 kg/h. Escalón en variable manipulada SP de uno de los tres reguladores básicos de flujo de la columna. Consecuentemente, se observará que la variable controlada OP del regulador donde se ha aplicado el escalón unitario sufre, como en las cinco variables dependientes habituales, un régimen dinámico. Si bien, esta OP se estabiliza rápidamente (los lazos FIC son muy rápidos), las cinco habituales tienen un régimen dinámico más o menos estabilizado después del horizonte cubierto en este estudio (140 minutos). Considerando que el escalón es decremental, entonces frente a escalón positivo en URV-FIC-0013.SP:

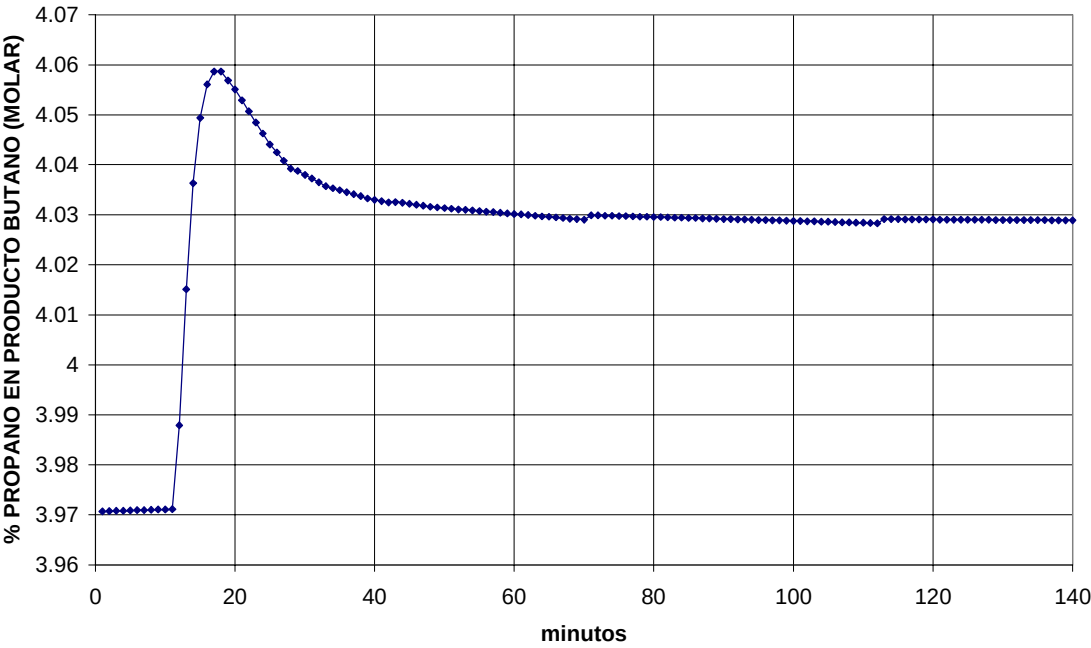
- El contenido de butanos en propano tendría una ganancia positiva pues un incremento en la carga térmica significa enviar vapores más enriquecidos en pesados a la cabeza. Sin embargo, como viene siendo habitual, la estabilización de esta variables es lenta. Se puede aceptar en cualquier caso que se ha conseguido la estabilización tras 90 minutos, que será el horizonte de tiempo al estado estacionario elegido para el controlador comercial DMC.
- La variable controlada contenido de propano en el producto butano de fondos tendría una estabilización aceptablemente rápida y una ganancia negativa considerando que un aumento de carga en el hervidor significa enriquecer el fondo en los componentes más pesados.
- Nuevamente, el comportamiento del nivel de fondos es lineal de tipo rampa. La pendiente no es tan fuerte teniendo en cuenta que el escalón es de 1 en 2500. Al aumentar la carga térmica, se evapora más líquido de fondos de modo que el nivel baja con lo que la rampa es decreciente.
- En URV-FIC-0013.OP, URV-PIC-0014.OP Y URV-PDY-0015, las ganancias que se observarán serán positivas, por el mayor tráfico de vapores en la columna y la estabilización en las tres se producirá rápidamente; los lazos de caudal y de presión son muy rápidos.

Escalón en el SP del control de presión, URV-PIC-0014.SP, de 13,0 a 13,1 kg/cm² g.

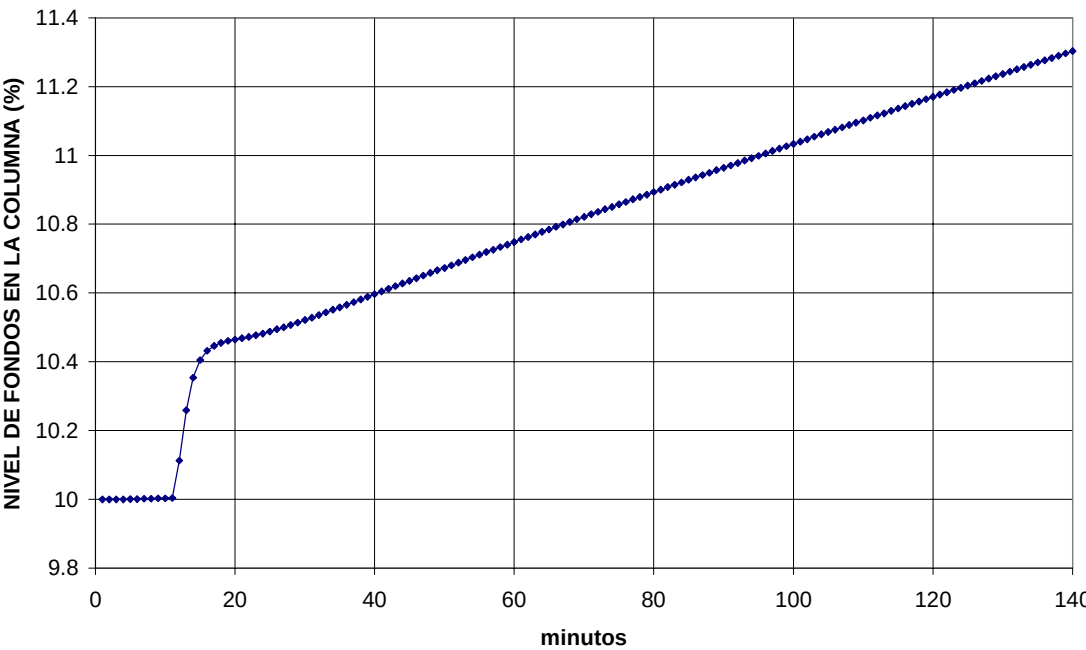
URV-AY-0001



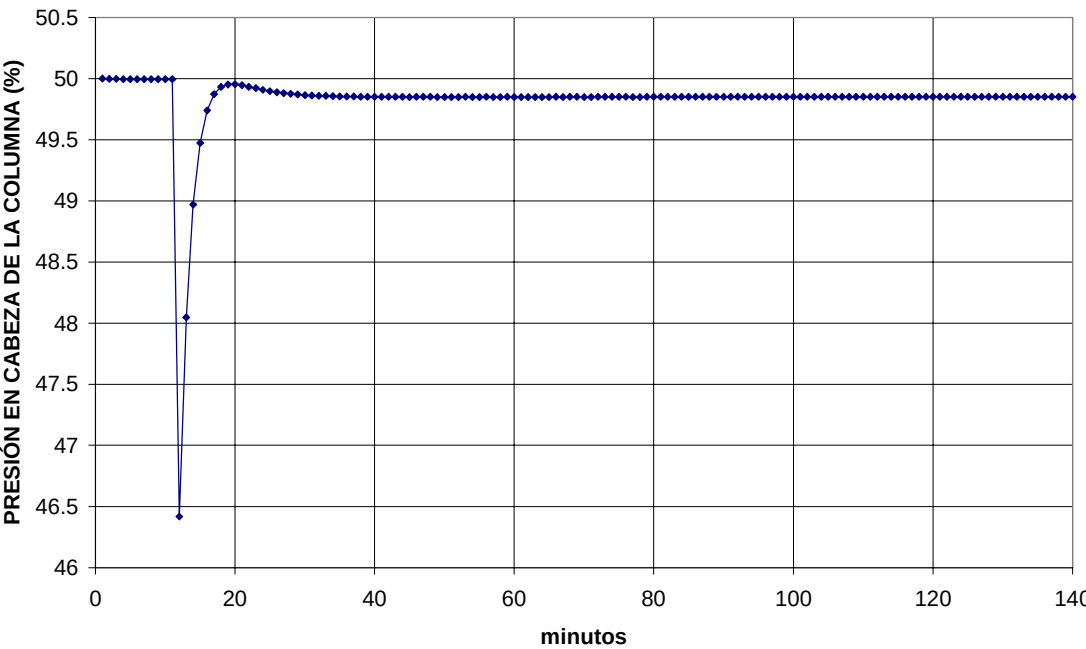
URV-AY-0002

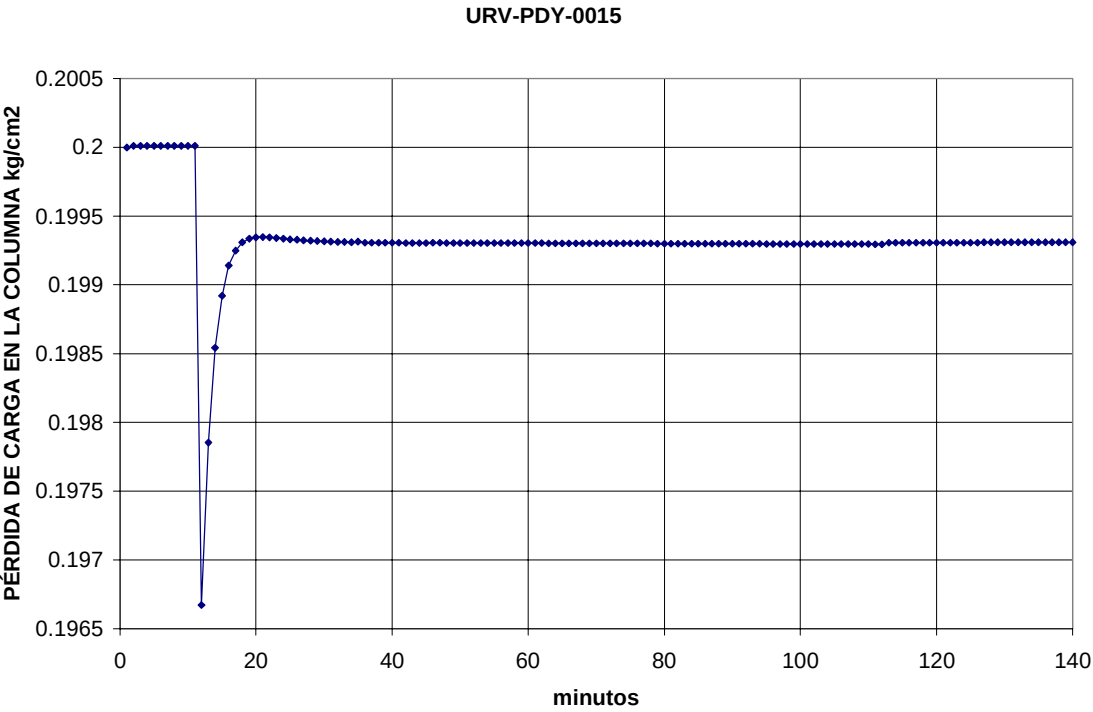
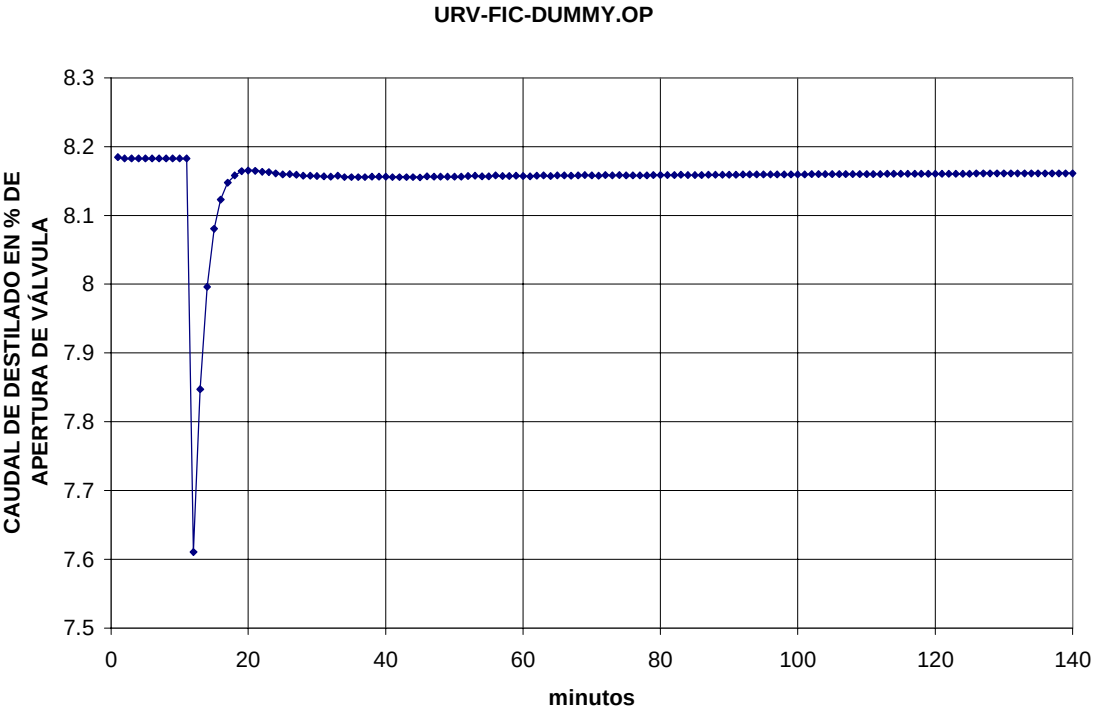


URV-LIC-0015.PV



URV-PIC-0014.OP





Escalón incremental en el punto de consigna del controlador de presión de cabeza, URV-PIC-0014.SP, de 13,0 a 13,1 kg/cm² manométricos. Como el resto de variables manipuladas, entradas SP de los reguladores de caudal, no se tocan entonces no se observará respuesta en la salidas OP de esos lazos de control básico de caudal. Se ha representado también como evoluciona la salida OP a válvula del controlador “dummy” de caudal introducido en el diagrama de flujo de simulación para emular el control de presión. Se puede observar que las dinámicas y las ganancias conseguidas tanto en URV-FIC-DUMMY.OP como URV-PIC-0014.OP son las mismas lo que demuestra que la emulación consigue reproducir fielmente ese control de presión de cabeza de la columna. Ante este escalón incremental, los resultados obtenidos son:

- Se reduce el contenido de butanos en el producto propano. Al trabajar la columna a una mayor presión, en régimen estacionario se podrán lograr mayor pureza en cabeza pero menor en fondos. El problema de esta variable controlada es que se estabiliza difícilmente en el horizonte escrutado.
- Conforme a lo dicho en el anterior punto, se conseguirá una ganancia positiva en el estado estacionario en la variable controlada contenido de propano en producto butano. La respuesta conseguida es rápida y alcanza muy bien el estado estacionario, lo que viene siendo habitual y destacable.
- Ante escalón incremental en el SP del controlador de presión de cabeza, el controlador actúa reduciendo la salida OP, es decir, el valor absoluto de la carga térmica del condensador. Esto deriva en el cierre parcial de la salida de destilados y en la reducción de la pérdida de carga en la columna, como se puede ver en las gráficas de URV-FIC-DUMMY.OP y URV-PDY-0015, respectivamente. Por todo ello, estas tres variables controladas tienen ganancias al estado estacionario negativas. Además dada la rapidez de todos los lazos de cabeza, la estabilidad en las tres se alcanza inmediatamente. Las tres dinámicas observadas lo atestiguan y, desde luego, han sido previsibles para ese lazo de control básico de presión de cabeza de la columna.

Capítulo 5

MODELO DEL CONTROLADOR MULTIVARIABLE PREDICTIVO DMC

Capítulo 5

MODELO DEL CONTROLADOR MULTIVARIABLE PREDICTIVO DMC

5.1. Presentación

En este último capítulo se va a presentar el desarrollo del modelo matricial del controlador multivariable predictivo DMC a partir de los resultados de simulación de escalones en el simulador dinámico Aspen Custom Modeler presentados en el capítulo anterior. Como ya se dijo, el desarrollo de este modelo matemático matricial se ha efectuado siguiendo el procedimiento de generación de la matriz dinámica dentro de la herramienta informática DMCCModel. Este programa, comercializado dentro del paquete DMC por la empresa Aspen Tech., es necesario para el desarrollo fuera de línea del modelo del controlador.

El modelo matricial conseguido hereda de los modelos estacionario y dinámico del proceso todas sus hipótesis básicas de desarrollo siendo necesario introducir algunas adicionales para poder efectuar la elaboración de la matriz dinámica del controlador. El modelo del controlador DMC hereda asimismo las condiciones iniciales de proceso a partir de las cuales se han desarrollado los dos modelos simulados de modo que su validez estará restringida al entorno de estas condiciones reales de proceso. Se espera que el modelo matricial dinámico desarrollado para el controlador multivariable tenga validez en su funcionamiento fuera de línea (“*off-line*”).

Para dar validez al modelo dinámico de primer principio desarrollado en el simulador Aspen Custom Modeler se van a realizar la simulación de un plan de

movimientos combinados en las variables independientes del controlador. Los resultados de esta simulación dinámica serán comparados, en DMCModel, con las previsiones que ofrece el modelo matricial fuera de línea en las variables controladas. La comparación de estas dos respuestas permitirá validar el modelo simulado con respecto al programa de desarrollo de la matriz dinámica del controlador.

Extensiones futuras efectuadas a partir de este Proyecto podrían involucrar el desarrollo de un modelo fisicoquímico riguroso único del proceso que pudiese valer, con generalidad, fuesen cuales fuesen las condiciones de entrada al proceso. Para estos desarrollos futuros, en la misma línea de investigación, la validez del modelo único se podría ver aumentada si se dispusiese de datos reales de proceso con los que se pudiesen ajustar los modelos estacionario y dinámico en distintas condiciones de operación.

El modelo único, linealizado, podría ser editado externamente en el formato adecuado para la obtención de la matriz dinámica del controlador DMC, matriz que tendría un espectro de validez mucho mayor que el de cualquier juego de modelos identificados comparable.

Al final de este capítulo, se hará un estudio de estas extensiones futuras del Proyecto dentro del estudio teórico de la posibilidad de funcionamiento en línea del controlador DMC desarrollado con un modelo riguroso obtenido mediante simulación.

5.2. El Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos

El Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos (MBPC) constituye, en la actualidad, el estado del arte en el campo del Control de Procesos. Las técnicas del control MBPC se usan profusamente hoy en día en refinerías, plantas químicas, sector alimentario, industria papelera, industria metalúrgica y otros entornos industriales.

El control MBPC se encuentra en plena expansión y mejora de modo que muchos de los algoritmos, herramientas y técnicas MBPC quedan obsoletos incluso

antes de su publicación. Aunque, los parecidos entre todos los algoritmos y técnicas sean notables, para este Proyecto Fin de Carrera se ha optado por el controlador DMC, desarrollado originalmente por DMCCorp. y en la actualidad distribuido por Aspen Tech., dada su amplia aceptación en las industrias e ingenierías del sector industrial químico.

Los elementos comunes a todas las técnicas y algoritmos del control MBPC, por supuesto presentes en el controlador DMC, están suficientemente establecidos:

1. Permite la solución de problemas de control con dinámicas poco usuales como largos tiempos muertos o respuesta inversa.
2. Es atractivo para el personal de planta con escasa preparación en el Control de Procesos porque sus conceptos son intuitivos y fácilmente comprensibles.
3. Maneja directamente problemas de control de tipo interactivo. Dentro de la política del control MBPC, el proceso a controlador es considerado como una caja negra en el que cualquier variable dependiente se puede ver afectada interactivamente por varias independientes y a la inversa.
4. Posee una compensación inherente a los retardos puros del sistema.
5. Introduce de una forma completamente natural la acción de control “*feedforward*” o de control en adelante para la compensación de perturbaciones medibles.
6. Es conceptualmente simple extender la filosofía MBPC a problemas de control con restricciones; de hecho, el controlador DMC lo hace.
7. El funcionamiento del control MBPC convencional exige la disponibilidad de un modelo dinámico del proceso a controlar, capaz de predecir el valor

de las variables controladas en función de los valores de las entradas al proceso (en general, variables manipuladas y perturbadoras).

8. Los parámetros de diseño del controlador no son parámetros de sintonía sino que son parámetros de especificación directamente relacionados con el comportamiento del sistema.
9. Es compatible con la tendencia actual de uso de programas de simulación en estaciones de trabajo o PC's. En este punto se basa la propuesta realizada en este Proyecto Fin de Carrera.
10. Mediante el enriquecimiento del control con información económica es posible la extensión del control MBPC a la Optimización en Línea para que el proceso trabaje lo más cerca posible de su verdadero óptimo económico.
11. Aunque computacionalmente resulta complejo, la potencia de cálculo disponible en la actualidad no representa un problema en el caso de aplicaciones en el campo del Control de Procesos donde las plantas suelen ser generalmente lentas.

La propuesta realizada por este Proyecto Fin de Carrera hereda todas estas características del Control Multivariable Predictivo pero se diferencia del control MBPC convencional en el tipo de modelos que emplea. En efecto, para el control MBPC convencional, por ejemplo el controlador DMC, se usan modelos desarrollados a partir de datos reales de planta mediante técnicas de identificación.

La práctica totalidad de los sistemas comerciales en funcionamiento utilizan procedimientos de identificación para la elaboración del modelo dinámico. La identificación requiere que el proceso en cuestión se encuentre en funcionamiento y analiza las entradas y salidas al mismo a lo largo de una serie de pruebas, denominadas “step-tests” en las que se introducen determinados movimientos para registrar y analizar

las respuestas. En base a dicho análisis, considerando el proceso una caja negra, se elabora el requerido modelo dinámico del proceso.

Sin embargo, en la óptica propuesta en el Proyecto, el modelo dinámico del proceso no se elaborará por identificación sino mediante Simulación de Procesos.

De esto se pueden derivar varias ventajas. Aunque todas estas ventajas se muestren con mayor profundidad en el punto 5.5. de este capítulo, como botón de muestra se puede decir que las más importantes son:

- a) El modelo fisicoquímico riguroso elaborado mediante simulación dinámica puede ser desarrollado sin necesidad que el proceso esté operativo.
- b) Se puede tratar de conseguir un modelo riguroso único que pueda valer con generalidad sean cuales sean las condiciones de proceso, lo que no es posible con las técnicas de identificación.

El cambio de filosofía que propone el Proyecto es profundo. A pesar de todo, para dar viabilidad práctica al empleo de modelos rigurosos desarrollados mediante simulación se aprovecharán al máximo las herramientas de obtención de modelos para control MBPC siempre coherentemente con la óptica expuesta. Estas herramientas se encuentran concretamente en el programa informático de desarrollo del modelo del controlador DMC fuera de línea.

La viabilidad práctica del nuevo punto de vista del control MBPC implica que *el funcionamiento del controlador comercial DMC permanezca invariable*, aunque el modelo que se le cargue al controlador no sea un modelo desarrollado mediante técnicas de identificación. Lo que se propone, por lo tanto, en este Proyecto es que el funcionamiento en planta del controlador DMC sea el mismo independientemente de si el modelo que utiliza el controlador es un modelo identificado o es un modelo riguroso desarrollado mediante técnicas de simulación.

5.3. Terminología

La terminología básica del control MBPC es común tanto para el control que usa modelos identificados como para el control que usa modelos rigurosos. Se volverá a hacer hincapié en los términos empleados en el control MBPC, siendo explicados con mayor detalle en anexos posteriores. En efecto, la terminología básica utilizada, en general, para el control multivariable MBPC y, en particular, para el controlador comercial DMC está detallada en el tercer anexo de este Proyecto. Resumiendo:

- **Procesos multivariables (MIMO):** son aquéllos con múltiples entradas y salidas entre las cuales se da una elevada interacción. En estos procesos, un movimiento o perturbación en una variable independiente de proceso (variable que sólo puede ser fijada por el operador de planta o por el controlador) afecta simultáneamente a muchas variables dependientes y, a la vez, cada variable dependiente puede verse afectada por cambios producidos simultáneamente en varias variables independientes. En estos procesos existen varias variables de entrada y de salida que interactúan entre sí.
- **Acoplamiento:** fenómeno multivariable producido básicamente en el control simultáneo de las calidades de los productos de columnas de destilación binaria por el cual lazos sencillos de control encargados de ese control entran en competencia sin llegarse a los resultados de control deseados.

La característica fundamental del control multivariable es que es capaz de ver el proceso en su conjunto y establecer una estrategia única en la que no existen objetivos que entren en competencia de modo que el control multivariable en columnas de destilación es un control simultáneo y coordinado de varias variables acopladas.

- **Modelo matricial del proceso:** es el modelo matemático que utiliza el controlador multivariable DMC para el control del proceso. Habitualmente

se desarrolla por identificación aunque en este Proyecto se propone su desarrollo por simulación como modelo riguroso. El modelo relaciona matemáticamente el efecto en cada variable dependiente causado por un cambio en cada variable independiente. A cada par variable dependiente-independiente se le denomina **subproceso**. El modelo que usa el controlador será, por lo tanto, una matriz de modelos de los subprocesos.

En realidad, el modelo del subproceso no es más que una secuencia de números, llamados **parámetros**, que indican los incrementos en la variable dependiente a lo largo del tiempo debidos a un escalón unitario en la independiente cuando todas las demás independientes permanecen constantes. La información que nos da cada modelo de subproceso es:

- **Ganancia en estado estacionario:** el valor de estabilización de la variable dependiente del subproceso tras el escalón unitario en la independiente.
- **Tiempo de estabilización:** o tiempo que tarda la variable dependiente en alcanzar el estado estacionario.
- **Dinámica:** la evolución transitoria hasta que la variable dependiente del subproceso consigue llegar al estado estacionario.

La secuencia de números de subproceso puede ser graficada. Todas las gráficas de evolución de la variable dependiente de subproceso a lo largo del tiempo frente a escalón unitario en la variable independiente correspondiente pueden ser ordenadas en una matriz de subprocesos donde las filas corresponden a las independientes y las columnas a las dependientes.

A partir de ese modelo matricial del proceso, el controlador es capaz de predecir el comportamiento futuro de las variables dependientes (carácter

predictivo del control MBPC) aceptándose en su funcionamiento el principio de linealidad y de superposición.

Variables del modelo del proceso que usa el controlador:

- a) **Variables controladas (CV's):** son las variables de proceso que deben mantenerse en un determinado valor o dentro de un determinado rango.

Son las variables dependientes del modelo matemático del controlador puesto que constituyen la respuesta del proceso a los cambios en las variables que mueve el controlador.

- b) **Variables manipuladas (MV's):** son variables independientes del modelo que el controlador puede ajustar para mantener las variables dependientes o controladas en los valores deseados.

En el control multivariable son manipuladas todas aquellas variables a las que el controlador multivariable predictivo les fija o bien un punto de consigna o bien, directamente, la salida a válvula de control.

En un controlador multivariable existirán múltiples MV's y CV's de modo que, en la política multivariable, el controlador es capaz de ver todas las variables conjuntamente como un solo sistema y considera el efecto simultáneo de todas las MV's en todas las CV's.

- c) **Variables de perturbación (DV's o FF's):** también son variables independientes del modelo y son aquellas que provocan variaciones en las CV's pero que no pueden ser manipuladas por el controlador. Por lo tanto son variables de adelanto y como las CV's serán variables de entrada al modelo. Las MV's son, sin embargo, dada su naturaleza, de salida.

Conforme al número de grados de libertad disponibles en el proceso a regular mediante el uso de un controlador multivariable se pueden dar tres situaciones:

1. **Procesos cuadrados:** aquéllos en los que no hay grados de libertad porque el número de MV's iguala al de CV's. El controlador no dispone de grados de libertad y el proceso tendrá un único punto de operación posible.
2. **Procesos estrechos:** aquéllos en los que el número de CV's a controlar estrechamente es superior al número de MV's disponibles de modo que el número de grados de libertad es negativo. Como el controlador no puede satisfacer todos los requerimientos de control, habrá que definirle una serie de prioridades de modo que ciertos objetivos de control serán sacrificados frente a otros considerados de mayor importancia.
3. **Procesos amplios:** aquéllos en los que existen más MV's disponibles que CV's a controlar en un punto de consigna. El número de grados de libertad disponibles para el controlador será positivo de modo que la ventana de operación será amplia.

Para que el controlador pueda decidir en que punto ha de operar el criterio que se seguirá es el económico, traducido finalmente a máximo beneficio económico de operación siempre de un modo coherente con las restricciones impuestas en las MV's y CV's en el proceso.

El número de grados de libertad de un controlador no es algo inherente al proceso, sino que está fundamentalmente unido a los requerimientos de control que se pretender llevar a cabo con el controlador multivariable implantado.

Es en este momento cuando surge el control con restricciones en MBPC: si se quiere controlar una CV a un SP, esto le cuesta al controlador un grado de libertad. El controlador multivariable ganará libertad cuando se especifique que se quiere controlar esa CV en un rango. Tanto mayor será la libertad ganada cuanto mayor sea ese rango.

Las restricciones son aplicables también a las MV's: si el rango en que se permite mover una variable manipulada es muy estrecho, se estará retringiendo la libertad del controlador.

5.4. El controlador multivariable comercial DMC

El producto comercial DMC es uno de los muchos controladores desarrollados para el control MBPC de procesos. Originalmente fue desarrollado por la empresa DMCCorp. aunque en la actualidad está comercializado por Aspen Tech. Las principales características del controlador comercial DMC son todas las comunes en el Control Multivariable Predictivo de Procesos, es decir, las expuestas con anterioridad. Ahora bien, el algoritmo que usa este controlador es el que mayor éxito ha obtenido en las ingenierías y empresas del sector químico y el que menos obsoleto se ha quedado.

El paquete comercial DMCPlus, comercializado por Aspen Tech., contiene multitud de herramientas para el desarrollo del controlador en línea y fuera de línea. Con este paquete se podrá determinar la matriz del controlador, se podrá simular su comportamiento fuera de línea, se podrán conseguir las sintonías del controlador para su funcionamiento en línea, ...

Este Proyecto se limita, dentro de lo que sería el diseño y comisionado del controlador, a la obtención de la matriz dinámica del controlador a partir de un modelo riguroso logrado por simulación, planteando la necesidad de que el funcionamiento del controlador en línea sea el mismo que si el modelo matricial cargado fuese identificado. En efecto, el Proyecto sugiere que el control MBPC con DMC sea el mismo donde únicamente haya cambiado el modelo matricial del controlador, sustituyéndose los modelos identificados por modelos fisicoquímicos rigurosos.

Para conseguir esta matriz dinámica a partir de los resultados de simulación dinámica y estudiar su comportamiento se ha utilizado, por lo tanto, DMCModel de

DMCPlus. DMCModel es la herramienta de desarrollo fuera de línea del modelo matricial del proceso que utilizará el controlador. Se pretende aprovechar todas las capacidades de DMCModel sin transgredir la filosofía básica del Proyecto.

5.5. Modelos rigurosos frente a modelos identificados

De lo visto hasta ahora se deduce la importancia de la fiabilidad del modelo que utilice el controlador. Una diferencia esencial con el modo de trabajar el controlador multivariable es que a diferencia de los reguladores convencionales PID, no responde a errores entre el valor deseado (SP) y el valor real de proceso (PV), sino a diferencias entre el valor deseado y el valor que predice el modelo.

El controlador multivariable predictivo, en general, y el controlador DMC, en particular, trabajan mirando al futuro y basan sus acciones de control en la predicción de su modelo matemático interno de modo que sus estrategias de control sólo serán aceptables si se dispone de un buen modelo del proceso a controlar.

Es en este punto donde el Proyecto se aleja del planteamiento convencional del Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos. El Proyecto propone que ese modelo del proceso se desarrolle mediante simulación estacionaria y dinámica de modo que se obtenga un modelo fisicoquímico riguroso del proceso mientras que, en el control MBPC convencional, ese modelo matemático del proceso se obtiene mediante la aplicación de técnicas de identificación. Queda claro, por lo tanto, que este Proyecto Fin de Carrera supone una línea de investigación muy interesante y apenas explorada en el campo del Control de Procesos.

Como ya se ha dicho no se pretende cambiar el funcionamiento interno del controlador multivariable sino que se pretende demostrar la viabilidad de la utilización de modelos desarrollados mediante simulación para el control multivariable MBPC en lugar de los comúnmente empleados identificados. De este modo, lo único que cambiará en el controlador finalmente implantado sería el modelo matemático del proceso que

utiliza para el control de éste, o mejor dicho, lo único que cambiará en el controlador es el modo de desarrollo de este modelo matricial del controlador.

El procedimiento habitualmente usado para la obtención del modelo matricial dinámico involucra la **identificación dinámica del proceso**. La identificación dinámica consiste en encontrar las secuencias numéricas o parámetros del modelo que mejor sean capaces de explicar las respuestas de las variables controladas en función de las variaciones de las variables manipuladas y de las variables de perturbación. Uno de los factores claves en el rápido desarrollo y aceptación del control multivariable radica en la madurez a la que ha llegado la tecnología de identificación dinámica, muy especialmente en el caso del controlador DMC; de ahí, el gran éxito que ha tenido este controlador comercial dentro del área del control MBPC de procesos.

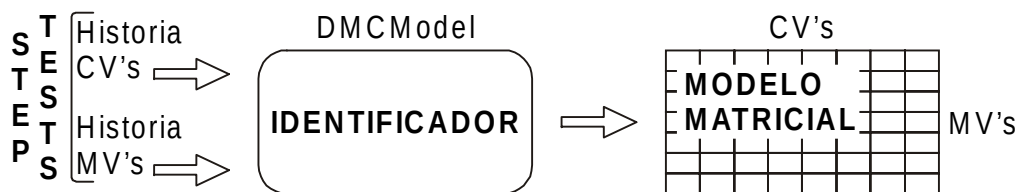


Fig. nº 1. Proceso de identificación.

El *software* específico de identificación dinámica es ese programa DMCModel. En este programa, bajo la óptica de los modelos identificados, se introduce la evolución real en planta de las variables controladas y manipuladas para obtener el modelo matricial del proceso, como indica la figura nº 1.

Para la identificación dinámica del modelo será, por lo tanto, necesario la excitación de la planta de manera que se pueda obtener la relación entre las variables independientes y las dependientes o controladas. Esta fase es la fase de “step-tests” de un proyecto DMC convencional (ver anexo 2) y por su duración, su complicada planificación y por la gran cantidad de recursos que consume es la fase más crítica.

Durante esta fase cada variable manipulada se mueve una media de 10 veces, normalmente sin que se mueva a la vez ninguna otra variable manipulada, y se espera un tiempo del orden del tiempo de estabilización para realizar cada nuevo movimiento de modo que estas pruebas pueden llegar a durar incluso un par de semanas en las que se registran minuto a minuto todas las variables de interés para la identificación.

Puesto que cuesta mucho tiempo y esfuerzo la realización de estas pruebas, es práctica habitual realizar una serie de pruebas preliminares llamadas “pre-steps” en las que sólo se mueve una vez las variables manipuladas y que sirven para tener una idea de los tiempos de respuesta de las variable controladas y para conocer cualquier anomalía en la planta antes de la realización de los “step-tests”.

El análisis estadístico de los datos de los “step-tests” y la aplicación de las técnicas de identificación permite obtener un modelo que cargar al controlador. Este modelo no sólo hereda el carácter identificado sino que, también, hereda, en cierto modo, la naturaleza estadística del análisis de datos de los “step-tests”.

Si la identificación se ha llevado a cabo correctamente, alimentando al modelo con los datos correspondientes a las variables manipuladas en los “step-tests” se podrán obtener predicciones de las variables controladas que serán bastante aproximadas a los valores reales de dichas variables. La determinación de predicciones puede ser realizada con DMCModel y es útil como elemento de juicio para determinar la validez de la matriz dinámica obtenida.

La identificación dinámica se realiza fuera de línea (“*off-line*”) y permite conseguir un modelo del proceso con validez en un determinado rango de condiciones de proceso. Si el proceso se encuentra fuera de ese rango es necesario cargar al controlador otro modelo matricial distinto. Por ello, los controladores que usan modelos identificados, en realidad, trabajan con un juego de modelos usando aquel modelo válido para las condiciones en las que se encuentre el proceso en ese momento.

Solamente cuando el proceso cambie de manera importante porque, por ejemplo, se hayan hecho modificaciones importantes entonces se impondrá la necesidad de realizar una reidentificación para la obtención de un nuevo juego de modelos.

El procedimiento propuesto en este Proyecto para la obtención del modelo matricial dinámico involucra la **simulación estacionaria y dinámica del proceso** a controlar. La simulación es una herramienta informática muy específica pero a la vez potente con la que se pueden desarrollar modelos matemáticos de los procesos que se tratan de controlar.

Estos modelos matemáticos están constituidos por ecuaciones que representan balances de materia, balances de energía, ecuaciones de estado y otras ecuaciones fisicoquímicas y termodinámicas del sistema formado por los compuestos químicos involucrados. Los programas de simulación están preparados para resolver simultáneamente las ecuaciones de ese modelo matemático, ya sea con dependencia del tiempo (simulación dinámica) o sin que intervenga el tiempo (simulación estática).

Por lo tanto, los modelos desarrollados por simulación heredan de ésta su naturaleza fisicoquímica y matemática. A estos modelos también se les llama de primer principio. Cuanto mayor sea el rigor con el que se han elaborado los modelos simulados más fielmente reproducirán la realidad de planta. El Proyecto, por tanto, propone el desarrollo de *modelos dinámicos fisicoquímicos rigurosos*.

Este desarrollo del modelo comenzará en el simulador Aspen Plus con objeto de:

- a) Conseguir determinar cual es la opción termodinámica más adecuada para la aplicación estudiada.
- b) Lograr un modelo ajustado en régimen estacionario.

El modelo estacionario se elaborará con la información necesaria de las bases de diseño del proceso y a partir de unas condiciones particulares de proceso. A partir de

este modelo estacionario, enriquecido con la necesaria información en cuanto a las acumulaciones de líquido y al esquema regulatorio subordinado al controlador DMC, se podrá desarrollar el modelo dinámico del proceso en Aspen Custom Modeler.

A continuación, el modelo dinámico conseguido puede ser sometido, dentro del mismo programa de simulación dinámica, a escalones unitarios en las variables independientes seleccionadas para el controlador DMC. El objetivo de esta simulación de escalones es análogo al de la realización de unos “step-tests” en planta para la obtención de los modelos identificados.

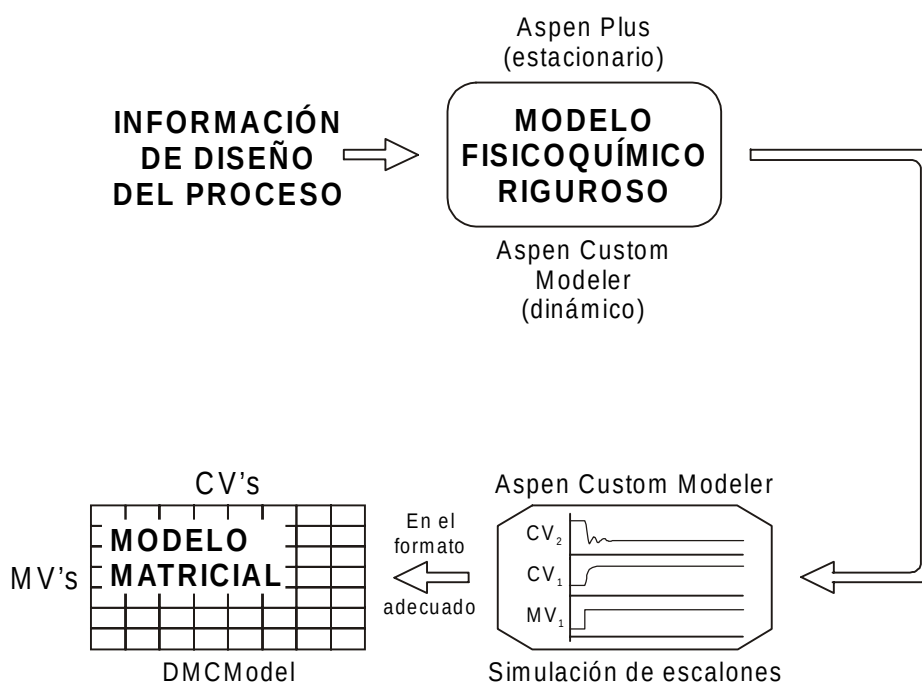


Fig. nº 2. Obtención del modelo matricial del controlador por simulación.

En efecto, los resultados de simulación de escalones unitarios en Aspen Custom Modeler son las respuestas de las variables controladas seleccionadas para el futuro controlador DMC de modo que, por sí mismos, constituyen la fila de la matriz dinámica correspondiente a la variable manipulada o de perturbación en la que se ha aplicado el escalón en simulación. Para que las respuestas frente a escalón unitario puedan ser reconocidas como matriz dinámica en el programa DMCModel, como indica la figura

nº 2, es necesario adecuar el formato de estos resultados. Como ya se dijo en el anterior capítulo, esto se puede lograr de dos modos:

- a) Edición externa del archivo de la matriz dinámica en el formato DMCMModel.
- b) Vectorización de los resultados de simulación de escalones en el formato adecuado y generación de la matriz dinámica dentro de DMCMModel a partir de los resultados vectorizados.

Las dos posibilidades son factibles y pueden ser llevadas a cabo sin quebrantar la filosofía del control MBPC basado en modelos rigurosos. Ahora bien, por diversas circunstancias se ha optado por la segunda posibilidad. Es necesario no extenderse más en este aspecto del Proyecto pues este punto ya fue tratado con suficiente profundidad en el anterior capítulo.

Después de conseguido el modelo matricial, se está en disposición de estudiar la validez y fiabilidad del modelo dinámico conseguido en simulación mediante la comparación de las previsiones que ofrece DMCMModel en las variables controladas cuando se aplica un plan de movimientos combinados en las independientes con las mismas previsiones que ofrece el modelo en simulación dinámica para ese mismo plan de movimientos en las variables independientes.

Este análisis servirá como elemento de juicio para decidir la fiabilidad de los modelos conseguidos y la validez del modelo dinámico logrado por simulación con respecto a la herramienta de desarrollo de la matriz dinámica del controlador.

Una vez que han sido expuestas las dos perspectivas en el proceso de obtención del modelo matricial dinámico del proceso es bastante fácil ver que se derivan las siguientes ventajas en el empleo de modelos fisicoquímicos rigurosos para el control multivariable MBPC frente a la utilización de modelos identificados:

1. Los modelos rigurosos pueden elaborarse antes de que el proceso se haya puesto en marcha mientras que los modelos identificados no sólo requieren que la planta esté operativa sino que además exigen que se realicen unas pruebas sobre el proceso, las pruebas “step-tests”, que involucran un gran gasto de recursos materiales y humanos. El desarrollo de modelos rigurosos por simulación significa, por lo tanto, un ahorro considerable de recursos materiales y humanos y puede completarse en un tiempo razonablemente pequeño en comparación con la obtención de modelos identificados.
2. El espectro de validez de un modelo riguroso desarrollado para unas condiciones particulares de proceso es similar al de un modelo identificado comparable. Sin embargo, desarrollos futuros de este Proyecto pueden buscar la obtención de un modelo riguroso único cuyo espectro de validez sea notablemente más amplio.

El modelo fisicoquímico único podría manejar sin problemas cambios en la alimentación, tanto cualitativos como cuantitativos, mientras que en el caso de la identificación se requerirían modelos distintos. En efecto, la práctica habitual consiste en la realización de diferentes pruebas en planta para la elaboración de un juego de modelos identificados de modo que cuando cambien las condiciones de entrada al proceso será necesario cambiar el modelo cargado en el controlador y usar el correspondiente a esas nuevas condiciones de entrada.

3. El modelo fisicoquímico puede heredar los esfuerzos de modelización efectuados durante la fase de diseño y puede ampliar su aplicación a la Optimización en Línea, siempre y cuando el modelo sea enriquecido adecuadamente con la necesaria información económica.
4. Además, hay que tener en cuenta que las técnicas de identificación del modelo dinámico conciben el proceso como si fuese una caja negra de la que sólo se conoce sus entradas y salidas a partir de las cuales en unas

determinadas condiciones reales de proceso (“step-tests”) se va a elaborar el modelo matricial. Por otro lado, en el desarrollo del modelo por simulación, el proceso se ve como una caja transparente cuyo contenido son los balances de materia y energía y las diversas ecuaciones termodinámicas que representan el comportamiento del sistema.

Esto significa que si se hace una modificación importante en el diseño original del proceso entonces en el caso de los modelos identificados se impone la necesidad de realizar una reidentificación prácticamente desde cero mientras que en el caso de los modelos obtenidos por simulación es bastante más sencillo cambiar el modelo teniendo presente que el proceso no es una caja negra de la que no se conoce nada de su interior.

5. Cabe esperar que la influencia de las perturbaciones medibles sobre la dinámica del proceso pueda ser mejor modelizada en simulación que no mediante técnicas de identificación porque, en simulación, es posible realizar escalones puros en las perturbaciones mientras que en las pruebas “step-tests” necesarias para la identificación esto no es posible. Además, la simulación dinámica puede tener en cuenta un mayor número de perturbaciones como medibles mientras que en la realidad de proceso algunas de estas perturbaciones no pueden ser medidas.
6. La Simulación de Procesos puede permitir descubrir interdependencias entre posibles candidatos a variables dependientes e independientes del controlador que no son detectables por las técnicas de identificación debido a las limitaciones físicas, en cuanto a sensibilidad y precisión, de la instrumentación real de proceso.

De este modo, por simulación pueden determinarse comportamientos dinámicos en ciertas variables controladas por parte de ciertas variables independientes que implican pequeñas ganancias al estado estacionario no detectables por la identificación pero que si pueden tener una influencia

decisiva en el control multivariable pues el considerar estas influencias puede afinar extraordinariamente el funcionamiento del controlador.

Esto puede dar lugar a que una variable de perturbación que en principio no era tomada en cuenta como tal por la identificación, ahora sí tenga que ser considerada. O también puede ocurrir que la simulación encuentre para cierto subproceso una ganancia al estado estacionario que, aunque pequeña, sí tenga que ser considerada en la matriz dinámica con el objeto de mejorar el funcionamiento del controlador.

7. Y aunque en el proyecto de controlador multivariable predictivo no se optase por el empleo de modelos rigurosos y finalmente se empleasen los modelos identificados, los esfuerzos de simulación podrían servir para:

7.1. *Definición del proyecto convencional DMC*: resulta evidente el interés que presenta el disponer de un modelo de simulación del proceso en las etapas preliminares del proyecto, donde pueda proporcionar información muy valiosa para el análisis y la definición del proyecto, así como para una evaluación económica del mismo previa.

7.2. *Análisis de variables*: esta etapa puede realizarse con modelos simulados estacionarios. Permite verificar la importancia de las variables manipuladas y controladas, así como determinar las variables de perturbación a tener en cuenta en las etapas posteriores del proyecto de controlador basado en modelos identificados, pues esto no se puede determinar experimentalmente. También se determinan todos los comportamientos no lineales que puedan afectar al sistema de control.

7.3. *Desarrollo de correlaciones inferenciales*: en el proyecto de controlador DMC basado en modelos identificados, a veces, es necesario determinar correlaciones inferenciales que puedan resultar de interés para el control del proceso. Estas correlaciones habitualmente se determinan por

análisis estadístico de datos históricos de planta. Pues bien, se pueden usar modelos estacionarios obtenidos por simulación en diferentes condiciones de operación o, incluso, modelos dinámicos para desarrollar estas correlaciones o, al menos, para contrastar los resultados obtenidos a partir del análisis estadístico de datos históricos.

7.4. *Simulación de pruebas “step-tests” en planta:* quizás la ventaja de la que se puede sacar mayor beneficio. Mediante la obtención de un modelo dinámico riguroso por simulación es posible optimizar la planificación de pruebas en escalón, identificándose el rango de perturbaciones más apropiado y estimándose el horizonte de tiempo al estado estacionario. De este modo, con el apoyo de la simulación se podrían reducir las pruebas en planta al mínimo, una vez comprobada la consistencia del modelo con los datos conseguidos, por ejemplo, en la fase de “pre-tests”. La posibilidad de la completa sustitución de los modelos identificados por los modelos fisicoquímicos depende de la precisión del modelo, del rigor con el que se haya elaborado y de su capacidad para reproducir el comportamiento real de planta.

Todas estas ventajas, destacando especialmente la segunda, se ven aún más potenciadas en las posibles extensiones futuras a este Proyecto Fin de Carrera, extensiones que seguirían la misma línea de investigación pero cuya posibilidad de desarrollo se basaría en la obtención de un modelo único fisicoquímico riguroso del proceso que estuviese convenientemente contrastado con datos reales de proceso.

La posibilidad de la obtención de modelos rigurosos únicos válidos sean cuales sean la condiciones de entrada al proceso se basa en las capacidades que incorporarán las nuevas versiones de los programas de simulación dinámica Aspen Dynamics & Custom Modeler según la cual es posible la linealización de los modelos desarrollados mediante simulación para la obtención de un modelo único parametrizado. Los coeficientes de linealidad de este modelo único dependerán de las condiciones de entrada al proceso.

Por otro lado, la disponibilidad de datos reales de planta de “step-tests” y de un juego de modelos identificados permitiría comprobar la mejora de las predicciones dinámicas respecto a lo que se podría conseguir con ese juego de modelos identificados. La contrastación con datos experimentales otorgaría validez y aplicabilidad reales al modelo riguroso obtenido. Conforme a esto, trabajos futuros que siguiesen la línea de investigación marcada en este Proyecto podrían tener el siguiente planteamiento:

- Conseguido el modelo estacionario y dinámico del proceso, se usaría la herramienta de linealización incorporada en las nuevas versiones de los simuladores para la obtención del modelo único.
- Por simulación de escalones unitarios sobre el modelo linealizado es posible obtener una a una las filas que configuran la matriz dinámica del controlador.
- La edición *externa* del archivo de la matriz dinámica incluyendo los coeficientes de linealización dependientes de las condiciones de entrada al proceso en el formato adecuado permitiría conseguir que el programa DMCModel reconociese el modelo matricial único.
- Será asimismo preciso el desarrollo de una interfaz adecuada mediante programación de un modulo que pueda automatizar este paso y el anterior.
- Al integrar de este modo el modelo linealizado con el controlador se consigue que el funcionamiento del controlador DMC permanezca invariable aunque pudiese ser actualizada por simulación la información contenida en la matriz dinámica periódicamente o frente a muy grandes cambios en las condiciones de entrada al proceso.
- Finalmente, la disponibilidad de valores reales de proceso permitiría el ajuste y afinamiento del funcionamiento del modelo y la disponibilidad de un juego de modelos identificados comparable permitiría verificar, fuera de línea, las

mejoras en las previsiones dinámicas del modelo riguroso único con respecto a las que ofrece el juego de modelos identificados.

En contra de los modelos rigurosos, sin embargo, se podría decir que:

- El esfuerzo necesario para desarrollar por simulación los modelos rigurosos para que puedan reproducir fielmente el comportamiento real del proceso, sea a partir de unas condiciones particulares de operación o sean cual sean las condiciones de entrada al proceso, es muy elevado. Esto implica buscar el perfecto equilibrio entre el esfuerzo realizado y el rigor conseguido de modo que se trate de conseguir un modelo suficientemente riguroso con una economía suficiente de esfuerzos, recursos y tiempo.
- Además, en cualquier caso, siempre sería necesario disponer de datos reales de planta para poder validar el modelo, dado que sin esta validación el modelo no tendría aplicabilidad real. Aunque no es posible generalizar, se podría estimar que, durante el desarrollo del modelo riguroso, entre el 70 y el 80 % del tiempo requerido se consume en el análisis y la depuración de estos datos experimentales siendo sólo entre el 20 y el 30 % el tiempo realmente consumido en el desarrollo del modelo. La selección de los datos con los que contrastar el modelo riguroso resulta crítica para poder obtener rentabilidad del modelo desarrollado, tanto más si el objetivo es la obtención de un modelo riguroso único.

5.6. Selección de variables, objetivos de control e hipótesis básicas en el desarrollo de la matriz dinámica de DMC

La matriz dinámica del controlador multivariable DMC se ha desarrollado a partir de los resultados de simulación observados en las variables controladas, seleccionadas para el controlador, frente a escalones en las variables independientes elegidas. Estos resultados de simulación, por sí mismos, constituyen la matriz dinámica

pero es necesario adecuar su formato para que puedan ser cargados en el futuro controlador. Para ello, se ha optado por la opción de generación de la matriz dinámica dentro del programa DMCMModel para la confección del modelo matricial fuera de línea por las razones que ya se apuntaron en el capítulo anterior.

Esto no atenta contra la propuesta original ni contra la filosofía del Proyecto dado que la utilización de las herramientas de DMCMModel no significa la aplicación de un proceso identificatorio. La utilización de las herramientas del programa DMCMModel simplemente implica un mero traslado de las gráficas de respuesta de simulación de escalón **único** a la celda correspondiente de la matriz dinámica.

La adopción de este procedimiento simplifica además enormemente el trabajo de obtención del modelo matricial dinámico y uniformiza las ganancias relativas obtenidas a valores que se obtendrían frente a escalón unitario puesto que la mayoría de los valores de ganancias relativas obtenidos en simulación se consiguen frente a escalones no unitarios. Se simulan escalones no unitarios para garantizar que el nivel de fondos nunca se salga de sus restricciones físicas.

Dado que los resultados de simulación de escalones no son sino la matriz del controlador, el modelo matricial conseguido hereda de los modelos estacionario y dinámico todas sus hipótesis básicas de desarrollo de modo que su validez se ve restringida a un entorno de las condiciones particulares de operación a partir de las cuales fueron elaborados los modelos estacionario y dinámico.

Para el desarrollo del modelo matricial está claro que primero hay que seleccionar las variables controladas, manipuladas y de perturbación para el controlador DMC. Las variables seleccionadas son las que se han venido mostrando en los sucesivos capítulos. Se han considerado las siguientes variables:

Manipuladas:

1. MV_1 , reflujo: URV-FIC-0012.SP

2. MV_2 , fondos: URV-FIC-0014.SP
3. MV_3 , servicio de vapor de agua: URV-FIC-0013.SP
4. MV_4 , presión de cabeza: URV-PIC-0014.SP

De perturbación:

1. FF_1 , caudal de alimentación: URV-FI-0010
2. FF_2 , temperatura de alimentación: URV-TI-0123
3. FF_3 , relación de propano a butanos en la alimentación: C3C4FEED

Controladas:

1. CV_1 , butanos en producto propano: URV-AY-0102 o URV-AY-0001
2. CV_2 , propano en producto butano: URV-AY-0103 o URV-AY-0002
3. CV_3 , nivel de fondos: URV-LIC-0015.PV
4. CV_4 , reflujo: URV-FIC-0012.OP
5. CV_5 , fondos: URV-FIC-0014.OP
6. CV_6 , servicio de vapor: URV-FIC-0013.OP
7. CV_7 , presión de cabeza: URV-PIC-0014.OP
8. CV_8 , pérdida de carga en la columna: URV-PDY-0015

Las manipuladas son los cuatro puntos de consigna que quedan disponibles en el esquema regulatorio básico después de que se hayan roto las cascadas. Dentro de la *política global del controlador multivariable*, el cual regula simultáneamente los movimientos en las MV's para controlar simultáneamente todas las CV's viéndose el sistema a controlar como todo un conjunto, estos cuatro SP's quedan para controlar:

1. URV-FIC-0012.SP (MV_1), para regular el caudal de reflujo. Todas las manipuladas tienen su parte de responsabilidad, dentro de la política de control multivariable, en el control de calidad del producto de cabeza, pero la que tiene una mayor influencia es URV-FIC-0012.SP.
2. URV-FIC-0014.SP (MV_2), para regular la extracción de fondos. Todas las variables MV's tienen su parte de responsabilidad en el control del nivel de fondos pero la MV con mayor influencia es ésta.
3. URV-FIC-0013.SP (MV_3), para regular el servicio de vapor de agua en el hervidor de fondos. De nuevo, en el control de la calidad de fondos todas las MV's participan conjuntamente, pero es URV-FIC-0013.SP la que mayor responsabilidad tiene.
4. URV-PIC-0014.SP (MV_4), para regular la presión en cabeza de la columna. Aunque todas las variables manipuladas, dentro de la política multivariable global, sean empleadas para el control simultáneo de presión en la cabeza de la columna para garantizar la operación estable y segura, la que mayor parte de responsabilidad tiene es esta URV-PIC-0014.SP.

Las principales perturbaciones que se podrían tener en cuentas son las tres de la corriente de alimentación presentadas más las temperaturas en el servicio de vapor y en los condensados de vapor de agua en el hervidor. Otras perturbaciones como la temperatura ambiental o la temperatura de agua de refrigeración son directamente descartables por su escasa influencia. La bibliografía del proceso existente asegura la

constancia en la temperatura del vapor de agua y de condensados. Esto permite eliminar estos valores como perturbaciones.

Finalmente sólo quedan las perturbaciones de la carga a la columna. Se consideraron estas tres FF's de partida como las más razonables y los resultados gráficos obtenidos en la simulación de escalones presentados en el capítulo anterior han demostrado que efectivamente estas variables seleccionadas pueden ser perfectamente FF's dada la sensibilidad mostrada por las CV's elegidas para el controlador.

Las variables controladas seleccionadas atienden a los objetivos de control que se quieren cubrir con el controlador multivariable DMC. Estos objetivos de control engloban los que eran cumplidos con el esquema básico preexistente: aseguramiento del cumplimiento de balances y satisfacción de los límites dimensionales de equipos para garantizar una operación estable y segura. El controlador multivariable DMC no sólo garantiza el cumplimiento de esos objetivos sino que también amplía el control para:

1. Eliminar el muy probable acoplamiento que se da entre los reguladores básicos del sistema preexistente encargados de controlar las calidades de los productos de cabeza y de fondos de la columna. Este objetivo es fundamental dada la tremenda importancia que tienen las exigencias de calidad en la columna porque los productos de esta columna son productos comerciales. Como la estrategia del control multivariable es general y atiende a todo el conjunto manipulando todas las MV's simultáneamente para el control simultáneo de todas las variables controladas, el acoplamiento no es posible.
2. Minimizar el efecto de las perturbaciones medibles; de ahí que en su desarrollo se hayan tenido en cuenta estas tres perturbaciones en la carga. Este objetivo también tiene mucha importancia dado que el efecto de las perturbaciones en esta columna está magnificado al ser la Despropanizadora una unidad final de refinería.

3. Minimizar los consumos energéticos para las especificaciones de los productos de cabeza y de fondos dadas. Este objetivo es principalmente de carácter económico. Sin embargo, si para conseguir que la operación en la columna sea estable y segura hay que relajar algún objetivo, el primero en ser relajado será éste porque siempre lo prioritario será garantizar los objetivos básicos que ya cubría el esquema regulatorio preexistente.

Los objetivos concretos que se quieren asegurar con la implementación del controlador multivariable comercial DMC son:

- Mantenimiento de la especificación de butanos en el producto propano.
- Mantenimiento del contenido de propano en el producto butano tan alto como sea posible coherentemente con las especificaciones establecidas.
- Minimización de los consumos energéticos de un modo coherente con los objetivos propuestos anteriormente.

Teniendo en cuenta todos estos objetivos de control, han sido seleccionadas como variables a controlar por parte del controlador DMC:

1. El contenido de butanos en el producto propano (CV_1 : URV-AY-0001) controlado para cubrir el objetivo de control de calidad correspondiente.
2. El contenido de propano en el producto butano (CV_2 : URV-AY-0002) controlado para cubrir el objetivo de control de calidad correspondiente.
3. La medida de nivel de fondos de la columna (CV_3 : URV-LIC-0015.PV) para garantizar una operación segura en la que no se violan las restricciones y limitaciones físicas del sistema: rebosado y vaciado completo del fondo.

4. La salida a válvula del regulador de reflujo (CV₄: URV-FIC-0012.OP) coherentemente con la selección de su punto de consigna como MV.
5. La salida a válvula del regulador de fondos (CV₅: URV-FIC-0014.OP) coherentemente con la selección de su punto de consigna como MV.
6. La salida a válvula del regulador de flujo másico del servicio de vapor de agua en el hervidor (CV₆: URV-FIC-0013.OP) coherentemente con la selección de su punto de consigna como MV.
7. La salida a válvula del regulador básico de presión en cabeza de la columna (CV₇: URV-PIC-0014.OP) coherentemente con la selección de su punto de consigna como MV y para garantizar la seguridad en la operación.
8. La pérdida de carga a lo largo de la columna (CV₈: URV-PDY-0015) para garantizar la operación segura y estable: evitar la inundación de la columna y facilitar los correctos tráficos internos de líquido y vapor.

Los escalones de simulación se aplican en las variables independientes y los resultados obtenidos en las variables controladas son los que determinan el modelo matricial del controlador. Los resultados de simulación reflejan la lenta estabilización de ciertas variables controladas, destacando especialmente la variable CV₁ del contenido de butanos en el producto propano.

La ventana temporal estudiada en la simulación de escalones es de 140 minutos suponiéndose, inclusive para la variable contenido de butanos en producto propano, que todas las variables controladas, a excepción del nivel de fondos porque es una variable con comportamiento de tipo rampa, son estabilizadas dentro de ese rango.

Sin embargo, el periodo de estabilización u **horizonte de tiempo hacia el estado estacionario** que se le ha definido al modelo matricial es de 90 minutos. Va a ser precisamente la variable *más lenta*, contenido de butanos en el producto propano, la

que determine el tiempo de estabilización en el modelo matricial. Se supone que independientemente de la magnitud del escalón aplicado y de la variable independiente en el que se haya aplicado, la variable CV_1 y, por tanto, todas las demás controladas son estabilizadas antes del vencimiento de los 90 minutos después de la aplicación de un escalón, excepción hecha, claro está, de la variable rampa nivel en fondos.

Para la definición del modelo matricial, a parte de las variables manipuladas, de perturbación y controladas, hay que establecer:

- *Horizonte de tiempo hacia el estado estacionario*: rango temporal donde todas las variables controladas que no se hayan fijado como de tipo rampa se encuentran estabilizadas cuando se haya aplicado un escalón unitario, independientemente de la magnitud del escalón y de la variable manipulada o de perturbación donde se haya aplicado el escalón. Es un valor común a todas las variables dependientes. Este valor debe ser un múltiplo entero del número de coeficientes del modelo multiplicado por el periodo de muestreo.
- *Numero de coeficientes del modelo*: es el número de elementos que tienen los vectores que representan la respuesta de las variables controladas frente a escalón o el número de elementos de cada una de las secuencias numéricas que representan cada subproceso (ver el subcapítulo 5.3. de terminología). Para todas las gráficas que configuran la matriz dinámica se tiene que definir el mismo número de coeficientes del modelo. El funcionamiento del controlador en línea sólo aceptará:

Número de coeficientes:	30	45	60	75	90	105	120
Movimientos a predecir en cada ciclo de control:	8	9	10	11	12	13	14

o cualquier múltiplo entero de los números de coeficientes expuestos, sin cambios en el número de movimientos.

- *Variables de tipo rampa y pseudorampa:* son variables controladas que no alcanzan nunca la estabilización frente a escalón aplicado en cualquiera de las variables independientes. Son variables relacionadas con el concepto de acumulación. Son variables que se comportan como acumuladores y, por ello, también se las denomina variables “integradoras”.

Son habitualmente los niveles vigilados por el controlador multivariable. El comportamiento dinámico que tienen estas variables de tipo rampa es un comportamiento lineal creciente o decreciente a lo largo del tiempo de modo que, por ejemplo, los niveles frente a escalón unitario se comportan vaciándose o llenándose a una velocidad constante. El valor característico que define el comportamiento lineal de la variable controlada rampa respecto de una variable independiente es la pendiente o “*slope*” frente a escalón unitario en esa variable independiente.

- *Factores de alisamiento:* se emplean en la generación del modelo para suavizar las gráficas de respuesta obtenidas en el simulador y para adecuar las respuestas frente a escalón unitario al tiempo de estabilización fijado, especialmente en la variable más lenta, el contenido de butano e isobutano en el producto de cabeza (CV₁: URV-AY-0001).

Dado que la obtención del modelo matricial se consigue por generación de éste en DMCMModel, según se ha explicado, en el programa, a la hora de elaborar la matriz a partir de los resultados de la simulación de escalones, ha sido preciso establecer el horizonte de tiempo para el modelo, el número de coeficientes y las variables controladas de tipo rampa.

Se ha supuesto, como ya se ha dicho, un tiempo de establecimiento de 90 minutos de modo que todas las variables controladas que no son rampa ni pseudorampa se considerarán estabilizadas dentro de este periodo de tiempo.

Ha surgido la duda de considerar el contenido de butanos en el producto propano como una variable rampa o pseudorampa. Quizás los resultados gráficos obtenidos en el anterior capítulo indiquen la necesidad de considerar esta CV_1 como una variable rampa porque a primera vista, la variable no es estabiliza. La experiencia a este respecto encontrada en la bibliografía para un controlador comercial DMC implantado en la despropanizadora de otra refinería indica que no sería correcto considerar esa variable controlada como una variable rampa o pseudorampa. Además habitualmente sólo son consideradas como variables rampa las variables de nivel.

Esta variable CV_1 , finalmente no se ha considerado como una variable de tipo rampa ni pseudorampa, porque, desde luego, es una variable que al cabo de un tiempo más o menos largo acaba estabilizándose. Y, aunque su estabilización sobrepase el horizonte de tiempo fijado, la manipulación de las gráficas de la matriz realizada con los factores de alisamiento ha permitido que la variable CV_1 quede estabilizada dentro de esos 90 minutos.

El valor de horizonte de tiempo al estado estacionario es uno de los posibles valores que se pueden tomar dentro de DMCMModel y es el más pequeño para el cual se puede considerar alcanzado el estado estacionario a la vista de los resultados de simulación. La experiencia bibliográfica antes mencionada propone ese mismo valor de tiempo de estabilización. La adopción de este valor permite elaborar un modelo matricial válido en el que la variable CV_1 puede ser considerada estabilizada dentro de los 90 minutos con total fiabilidad.

Finalmente, se ha elegido construir el modelo matricial con 90 coeficientes. Como el modelo usa 7 variables independientes y 8 variables controladas entonces el número total de coeficientes será $7 \times 8 \times 90 = 5.040$ coeficientes. Esta elección entra dentro de lo que permite DMCMModel y se basa en que los resultados de simulación han sido graficados con un periodo de muestreo de un minuto lo que se puede extender al propio modelo matricial.

5.7. Desarrollo del modelo matricial en DMCMModel

Para generar el modelo matricial del controlador ha sido precisa la adecuación de los resultados de simulación de escalones a un formato vectorial que pueda ser importado por el programa DMCMModel. A partir de estos vectores, dentro de DMCMModel, se podrá generar una a una las filas de la matriz dinámica mediante la ejecución de casos sobre los vectores y a partir de estos casos se podrán rellenar las celdas de la matriz dinámica del proceso que utilizará el controlador DMC.

Los valores de los parámetros que hay que definir en DMCMModel para generar la matriz dinámica son:

- a) *Horizonte de tiempo o tiempo de establecimiento*: para la ejecución de casos y la confección de los modelos fila y el modelo matricial final se ha usado, con uniformidad, un valor de tiempo de establecimiento de 90 minutos.
- b) *Periodo de muestreo*: coherentemente con las simulaciones realizadas el periodo de muestreo establecido es de 1 minuto.
- c) *Número de coeficientes*: conforme a lo dicho en las hipótesis básicas del subcapítulo precedente se ha seleccionado para todos los casos y modelos un valor de número de coeficientes para modelo de 90 (5.040 totales).
- d) *Factores de alisamiento (S)*: los establecidos en la generación de modelos fila mediante la ejecución de casos son los siguientes:
 - d.1) MV_1 (URV-FIC-0012.SP) : $S = 2$.
 - d.2) MV_2 (URV-FIC-0014.SP) : $S = 2$.
 - d.3) MV_3 (URV-FIC-0013.SP) : $S = 3$.

d.4) MV_4 (URV-PIC-0014.SP) : $S = 1$.

d.5) FF_1 (URV-FI-0010) : $S = 2$.

d.6) FF_2 (URV-TI-0123) : $S = 2$.

d.7) FF_3 (C3C4FEED) : $S = 1$.

Estos valores de alisamiento son suficientes para eliminar el ruido de los resultados de simulación y para garantizar que todas las CV's que no son rampa alcancen el estado estacionario dentro de los 90 min. *sin desvirtuar las ganancias relativas* obtenidas en las simulaciones de escalones dentro de Aspen Custom Modeler

Una vez que los resultados de simulación de escalones han sido adecuados a un formato vectorial que pueda ser reconocido por DMCMModel, los vectores fueron importados dentro del programa. Para cada simulación de escalón, 7 simulaciones en total, se han obtenido 8 vectores de respuesta en las variables controladas más un vector adicional que hay que añadir, el escalón en la variable manipulada o de perturbación correspondientes. En total se han conseguido $7 \times 9 = 63$ vectores. El trasvase de información a DMCMModel se ha realizado ordenadamente en el sentido de que se van a desarrollar tantos modelos fila como escalones simulados de modo que los 9 vectores correspondientes a una misma simulación serán importados en DMCMModel para conseguir el modelo fila correspondiente a esa variable independiente. Se desarrollarán siete modelos fila, tantos como variables independientes, mediante la ejecución de casos para cada fila de la matriz final, la cual se ensamblará a partir de los resultados conseguidos en la ejecución de casos. Los resultados de ganancias relativas obtenidos frente a escalón unitario son los presentados en la siguiente página. Notar que todos los modelos fila ya han sido uniformizados a escalón unitario.

Tabla de ganancias relativas conseguidas frente a escalón unitario

	MV₁	MV₂	MV₃	MV₄	FF₁	FF₂	FF₃
CV₁	-0,9655	-0,0651	+0,0122	-0,3373	+0,2448	+1,5884	+60,0010
CV₂	+0,7925	+0,0542	-0,0125	+0,5748	+0,2675	-3,3595	-63,1800
CV₃	+0,3417	-0,3145	-0,0011	+0,0063	+0,2296	-0,8409	-28,7050
CV₄	+0,8422	0	0	0	0	0	0
CV₅	0	+0,8889	0	0	0	0	0
CV₆	0	0	+0,0132	0	0	0	0
CV₇	-0,1586	-0,0998	+0,0165	+0,9356	+0,4417	+3,7470	+127,3600
CV₈	+0,0038	-0,0002	+0,00003	-0,0048	+0,0009	+0,0019	+0,1297

donde:

CV1. URV-FIC-0012.SP : escalón unitario + 1 m³ stdvol. / h.

CV2. URV-FIC-0014.SP : escalón unitario + 1 m³ stdvol. / h.

CV3. URV-FIC-0013.SP : escalón unitario + 1 kg de vapor de agua / h.

CV4. URV-PIC-0014.SP : escalón unitario + 1 kg / cm² manométrico.

FF1. URV-FI-0010 : escalón unitario + 1 m³ stdvol. / h.

FF2. URV-TI-0123 : escalón unitario + 1 °C.

FF3. C3C4FEED : escalón unitario + 1 adim. en C₃ / C₄'s stdvol.

de modo que:

CV1. URV-AY-0001 : las ganancias (“Gains”) representadas vienen dadas en:
 % molar de C₄'s en propano producto / X

CV2. URV-AY-0002 : las ganancias (“*Gains*”) representadas vienen dadas en:
% molar de C₃ en butano producto / X

CV3. URV-LIC-0015.PV : las pendientes (“*Slopes*”) vienen dados en:
% de nivel de fondos / (min × X)

CV4. URV-FIC-0012.OP : las ganancias (“*Gains*”) vienen dadas en:
% de apertura OP de válvula / X

CV5. URV-FIC-0014.OP : las ganancias (“*Gains*”) vienen dadas en:
m³ stdvol./h de apertura OP de válvula / X

CV6. URV-FIC-0013.OP : las ganancias (“*Gains*”) vienen dadas en:
% de apertura OP de válvula / X

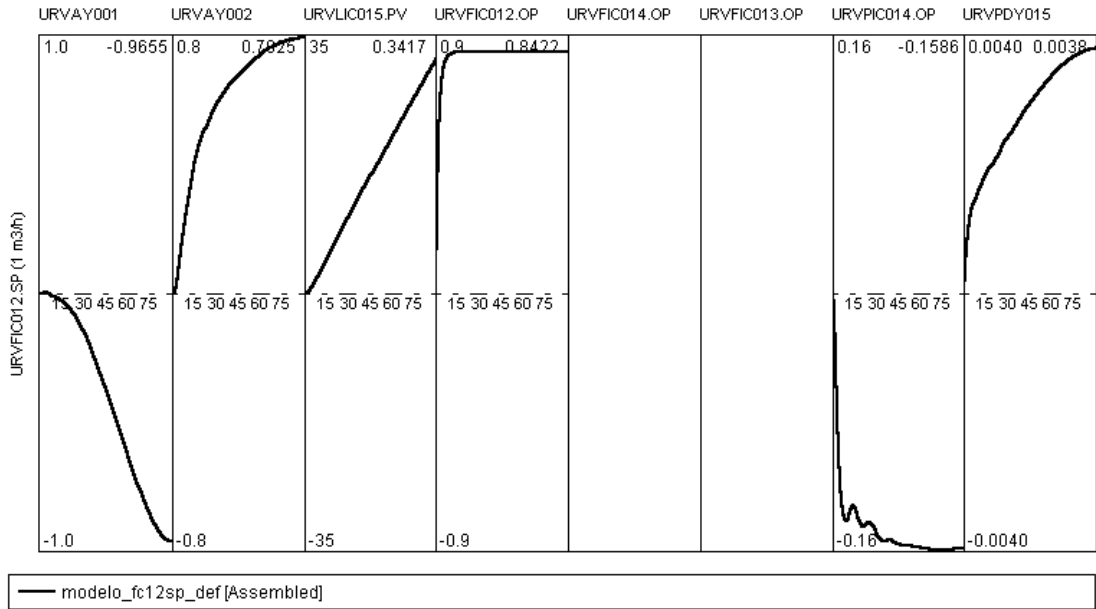
CV7. URV-PIC-0014.OP : las ganancias (“*Gains*”) vienen dadas en:
% de apertura OP de válvula / X

CV8. URV-PDY-0015 : las ganancias (“*Gains*”) vienen dadas en:
(kg / cm² absolutos) / X

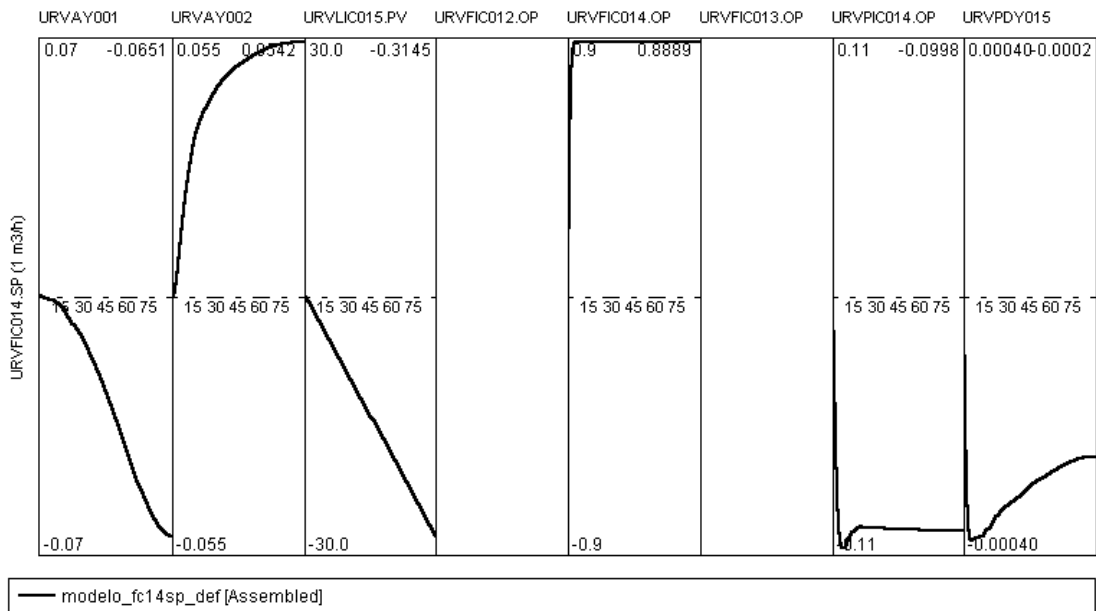
donde X es el valor escalón unitario (valor 1) en la unidad de medida de ingeniería de la MV o FF correspondiente en la que se ha aplicado el escalón unitario.

Los modelos matriciales fila conseguidos, en DMCMModel mediante la ejecución de casos, para cada variable independiente se muestran a partir de la siguiente página.

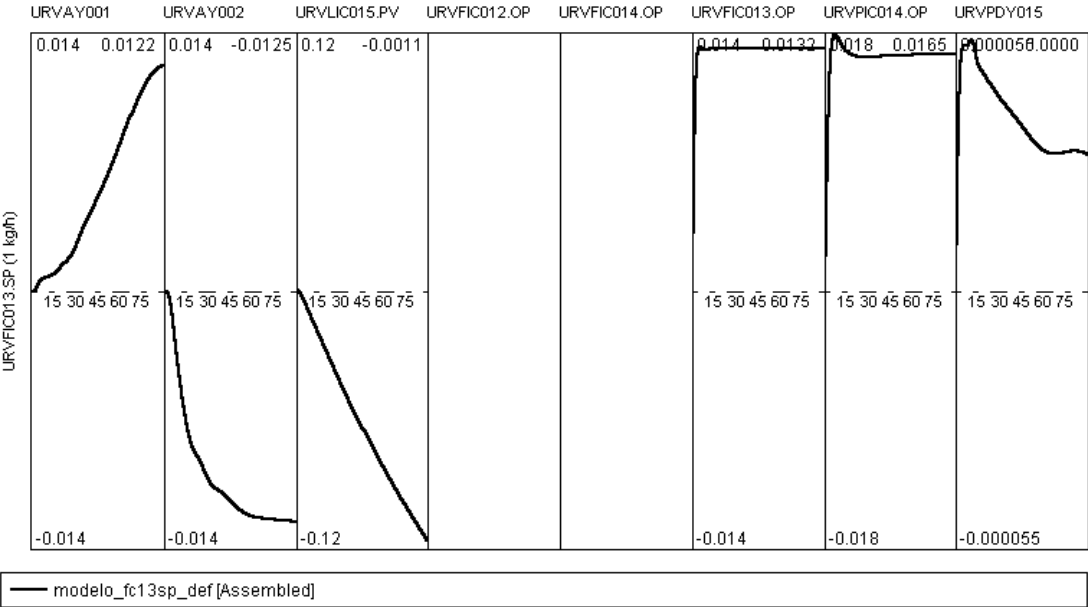
MODELO MATRICIAL FILA PARA MANIPULADA N° 1 URV-FIC-0012.SP
CON ESCALÓN UNITARIO + 1 m³ stdvol. / h.



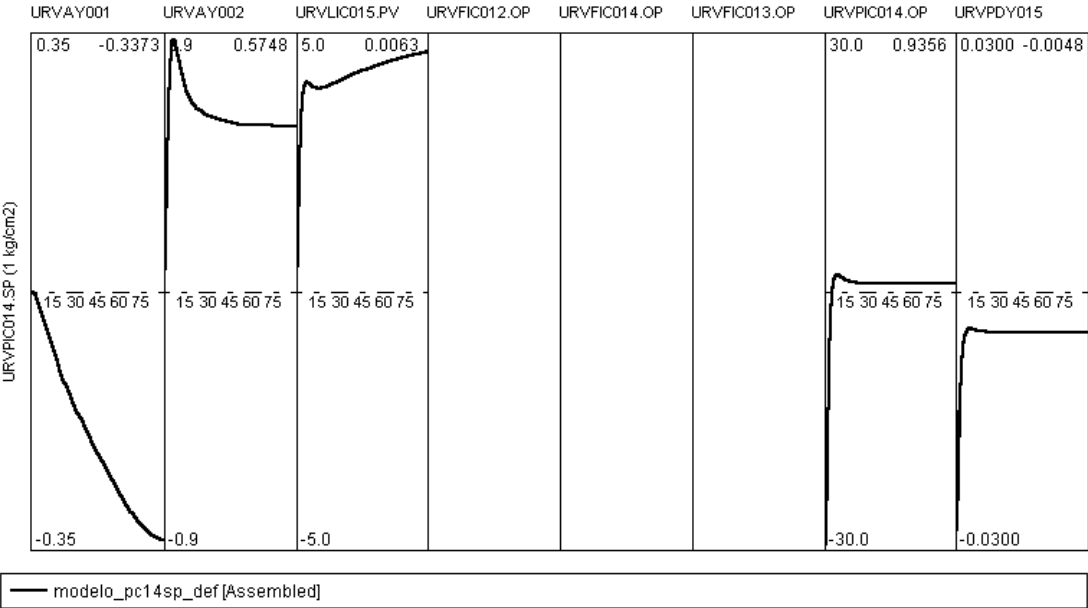
MODELO MATRICIAL FILA PARA MANIPULADA N° 2 URV-FIC-0014.SP
CON ESCALÓN UNITARIO + 1 m³ stdvol. / h.



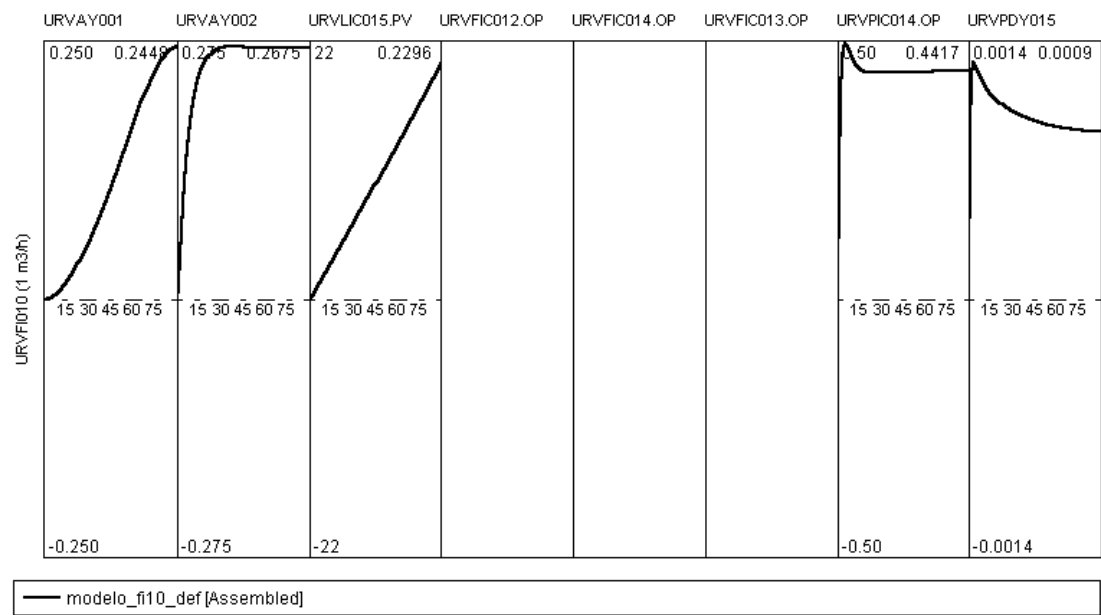
MODELO MATRICIAL FILA PARA MANIPULADA N° 3 URV-FIC-0013.SP
CON ESCALÓN UNITARIO + 1 kg de vapor de agua / h.



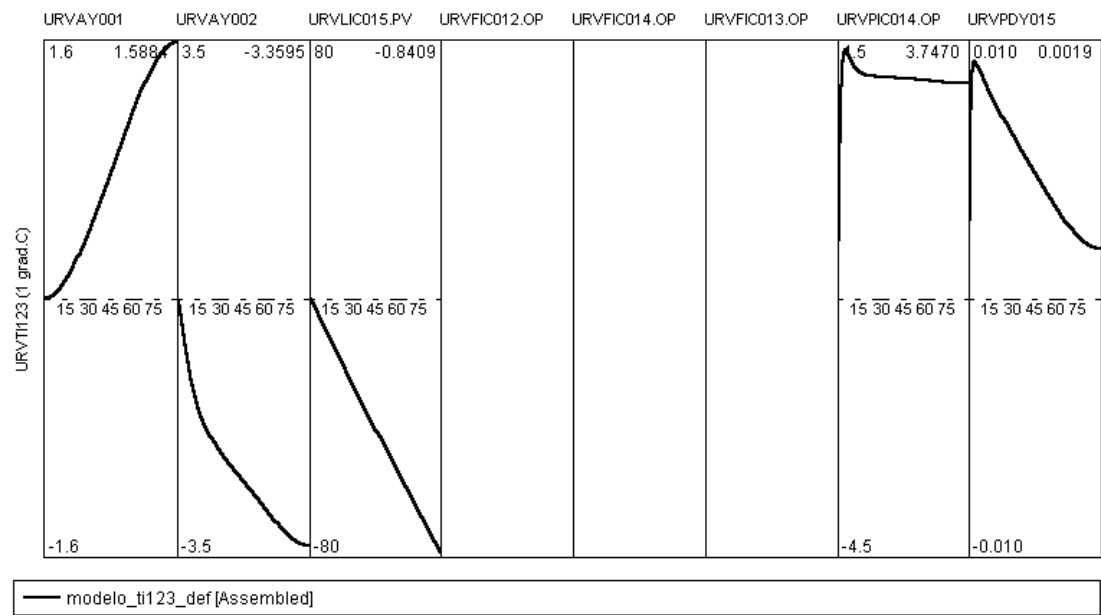
MODELO MATRICIAL FILA PARA MANIPULADA N° 4 URV-PIC-0014.SP
CON ESCALÓN UNITARIO + 1 kg / cm² manométricos.



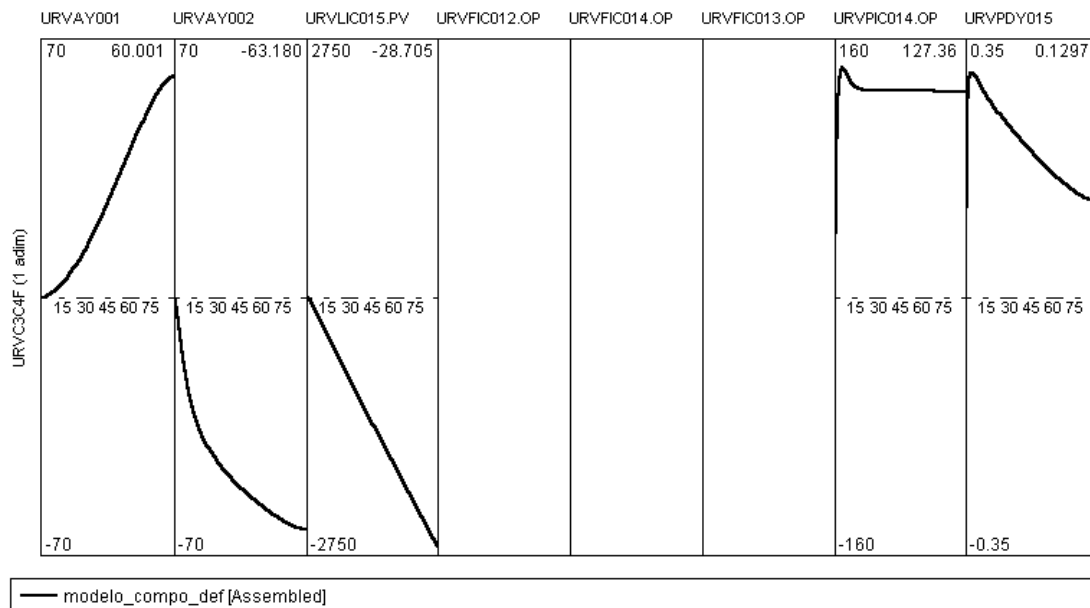
MODELO MATRICIAL FILA PARA PERTURBADORA Nº 1 URV-FI-0010 CON
ESCALÓN UNITARIO + 1 m³ stdvol. / h.



MODELO MATRICIAL FILA PARA PERTURBADORA Nº 2 URV-TI-0123 CON
ESCALÓN UNITARIO + 1 °C.



MODELO MATRICIAL FILA PARA PERTURBADORA N° 3 C3C4FEED CON ESCALÓN UNITARIO + 1 adim. en C₃ / C₄'s stdvol.

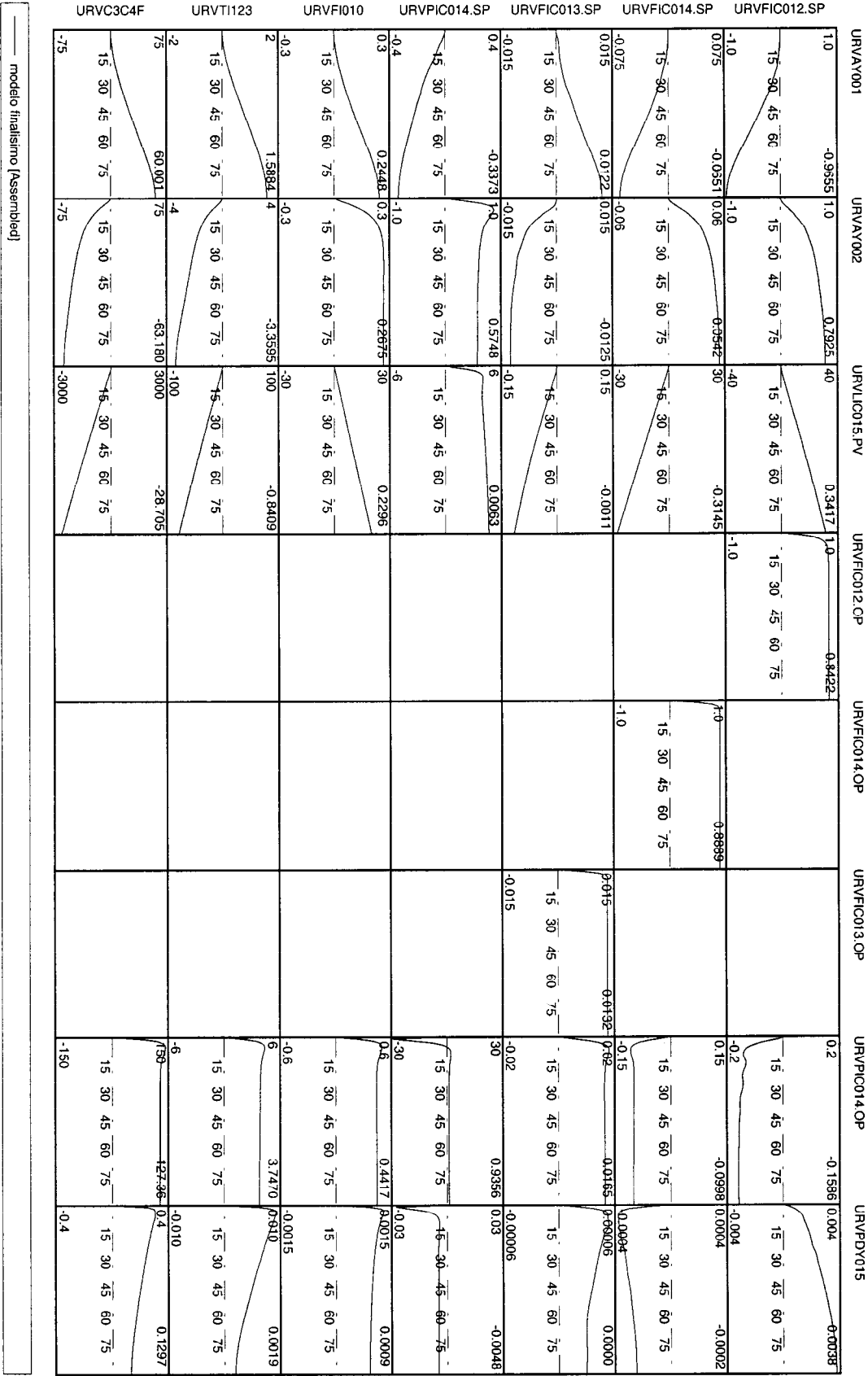


5.8. Modelo matricial final

Los modelos fila obtenidos son las filas del modelo matricial final del proceso que utilizará el controlador multivariable DMC. Para confeccionar este modelo matricial de 8 columnas CV's $\times$ 7 filas MV's & FF's no hay más que ensamblar una matriz de ese rango dimensional a partir de las siete filas disponibles. El modelo conseguido es la matriz dinámica presentada en la siguiente página.

En cada celda se representa la dinámica dentro de ese horizonte de tiempo de 90 minutos. Como el modelo se ha elaborado con 90 coeficientes, cada gráfica tendrá 90 puntos y un periodo de muestreo de 1 minuto. A partir de los 90 minutos todas las respuestas estarían estabilizadas salvo las respuestas de la variable controlada nivel de fondos que ha sido considerada de tipo rampa. Los valores numéricos representados en la esquina superior derecha de cada celda se corresponden con la ganancia relativa correspondiente a ese subproceso salvo en el caso de la columna URV-LIC-015.PV para la cual esos valores numéricos serían los “*slopes*” o pendientes de las rampas.

MODELO MATRICIAL FINAL



5.9. Simulación de un plan de movimientos en las MV's & FF's y predicciones que ofrece DMCMModel para ese plan

Una vez que ya ha sido elaborada la matriz dinámica del controlador, se ha simulado en Aspen Custom Modeler un plan de movimientos combinados en las variables independientes, tanto manipuladas como de perturbación. Los resultados de esta simulación serán exportados a DMCMModel en un formato vectorial del mismo modo que fueron trasladados los resultados de la simulación de escalones para confeccionar la matriz dinámica del controlador.

Ese mismo plan de movimientos combinados será ejecutado dentro de DMCMModel para conseguir las previsiones dinámicas en las CV's que facilita la matriz dinámica del controlador fuera de línea. Se podrá, así, comparar las respuestas de simulación facilitadas por el modelo dinámico riguroso con las predicciones que ofrece la matriz dinámica. La contrastación de ambas respuestas será útil para decidir la validez del modelo dinámico obtenido mediante simulación con respecto a la matriz dinámica desarrollada con DMCMModel.

La ejecución del plan de movimientos para la determinación de las previsiones dinámicas que ofrece la matriz, así como, la determinación de los errores en los resultados de simulación vectorizados con respecto de esas previsiones ha sido realizada con la herramienta de predicción ("*Predictions*") que facilita el programa DMCMModel.

El plan de movimientos combinados realizado se ha implementado con la adopción de tareas y guiones en Aspen Custom Modeler de la misma forma que se realizaron las simulaciones de escalón en las variables independientes. Los guiones son los mismos habiéndose adaptado lo necesario el guión *Recojo*. Las tareas de nivel son las mismas para evitar dejar el nivel *loco* pero las tareas de escalón son distintas y se han activado todas para que dentro de la misma simulación pueda ejecutarse el plan de movimientos que estas tareas proponen.

El código editado de estas tareas es el siguiente:

```
' ---escalón en fc12sp al cabo de 200 minutos-----
Task stepfc12sp runs when time == 3.334;
fic0012.spo : 28.6;
End
' ---escalón en fc13sp al cabo de 200 minutos-----
Task stepfc13sp runs when time == 3.334;
fic0013.spo : 2453.71;
End
' ---escalón en fc14sp al cabo de 500 minutos-----
Task stepfc14sp runs when time == 8.335;
lic0015.opman : 18.3;
End
' ---escalón en fi10 al cabo de 300 minutos-----
Task stepfi10 runs when time == 5.001;
streams("alim").fvlstdr : 25.5;
End
' ---escalones en pc14sp al cabo de 300 y 350 minutos-
Task steppc14sp runs when time == 5.001;
pic0014.spo : 12.945;
wait for time == 5.8345 ;
pic0014.spo : 12.8468;
End
' ---escalón en c3 aliment. al cabo de 100 minutos----
Task stepxc3alim runs when time == 1.667;
streams("alim").zvlstdr("propano") : 0.25183;
End
' ---escalón en ic4 aliment. al cabo de 100 minutos---
Task stepxic4alim runs when time == 1.667;
streams("alim").zvlstdr("i-butano") : 0.26575;
End
' ---escalón en nc4 aliment. al cabo de 100 minutos---
Task stepxnc4alim runs when time == 1.667;
streams("alim").zvlstdr("n-butano") : 0.48241;
End
```

Todos estos escalones fueron aplicados en los instantes señalados en los comentarios de las tareas y se realizaron a partir de las condiciones particulares e iniciales de proceso que han servido para desarrollar todos los modelos teniendo presente que la validez de todos los modelos conseguidos se circunscribe al entorno de estas condiciones de partida.

Así, los movimientos efectuados son:

Manipuladas:

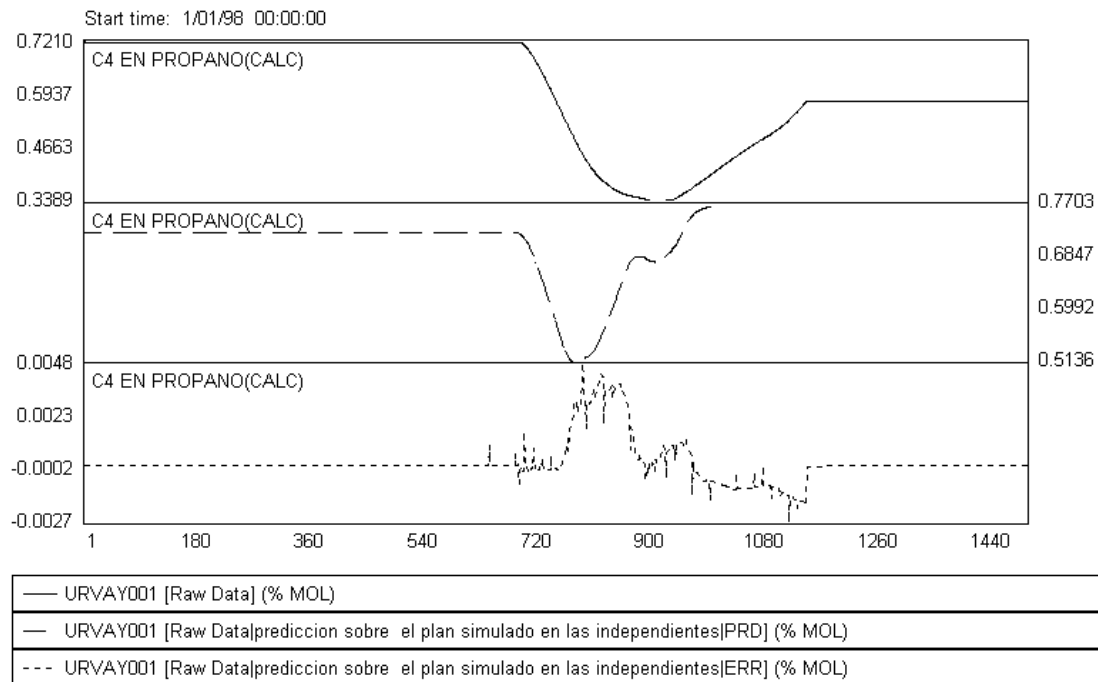
1. URV-FIC-0012.SP: de 28,65 a 28,60 m³ std./h al cabo de 200 mins.
2. URV-FIC-0014.SP: de 19,27 a 18,30 m³ std./h al cabo de 500 mins.
3. URV-FIC-0013.SP: de 2.443,7 a 2.453,7 kg/h al cabo de 200 mins.
4. URV-PIC-0014.SP: de 13,0 a 13,2 kg/cm² man. al cabo de 300 mins. y de 13,2 a 13,1 kg/cm² man. al cabo de 350 mins.

Variables de perturbación:

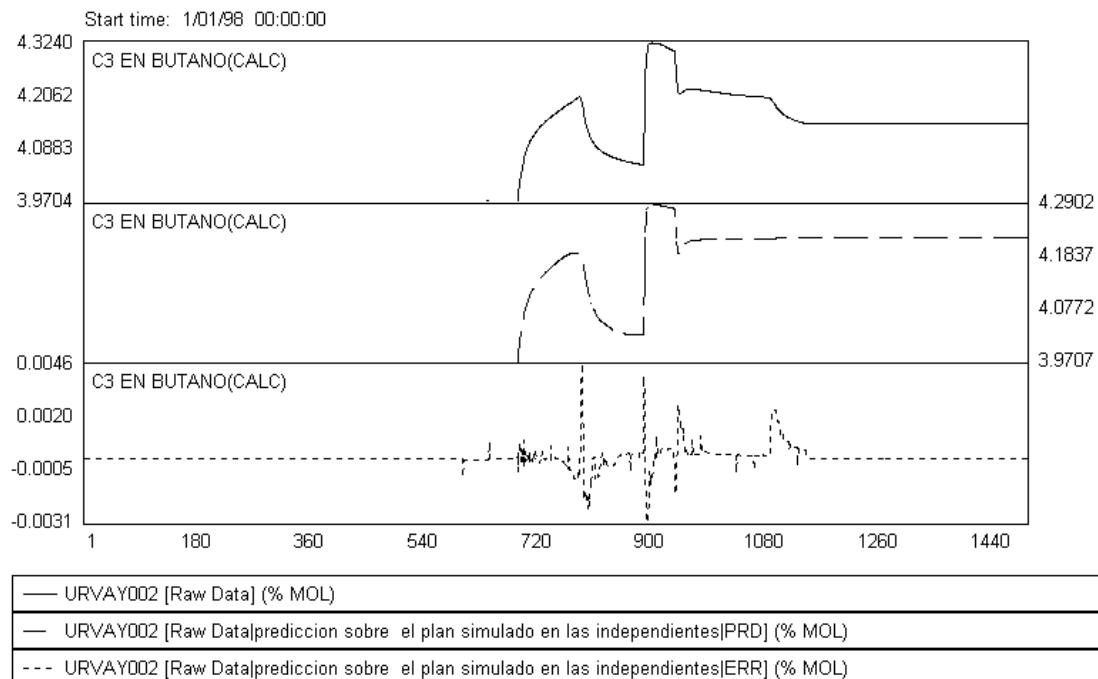
1. URV-FI-0010: de 25 a 25,5 m³ std./h al cabo de 300 mins.
2. En C3C4FEED: desde 25,376 a 25,183 % stdvol. C₃ en la alimentación, desde 26,479 a 26,575 % stdvol. iC₄ en la alimentación y desde 48,144 a 48,241 % stdvol. nC₄ en la alimentación de modo que la relación C₃/C₄'s en la alimentación saltará de 0,3400 a 0,3366 en stdvol. todos al cabo de 100 mins.

Los resultados de predicción y de error de los resultados de simulación con respecto a las previsiones dinámicas del modelo matricial son los siguientes:

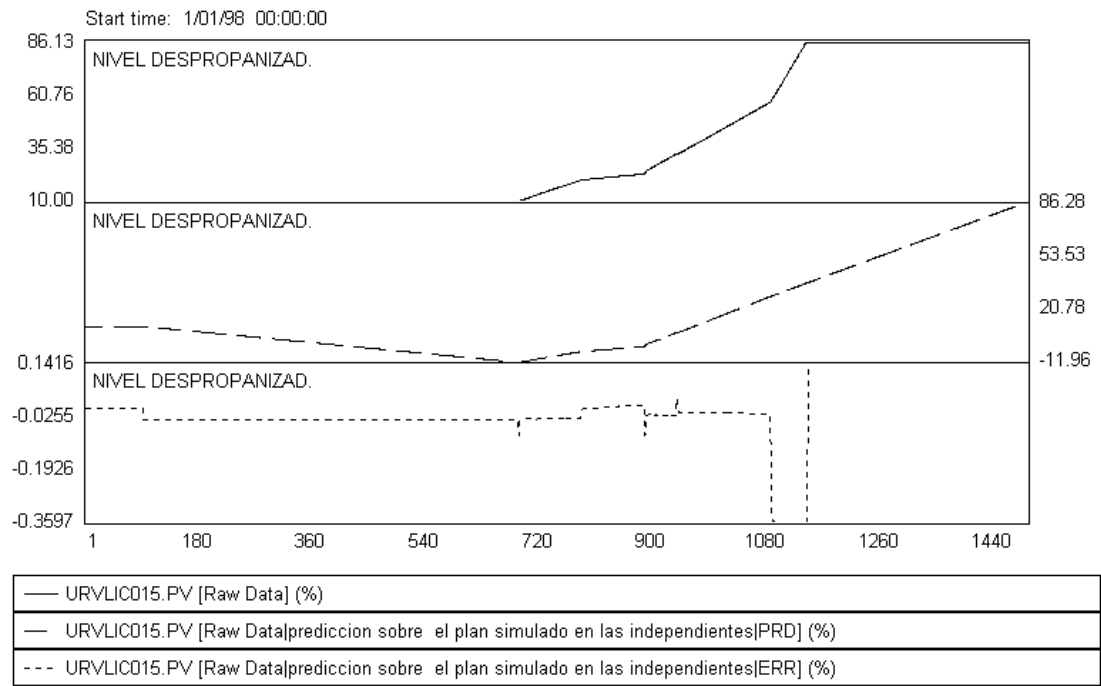
**RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-AY-0001, CONTENIDO DE BUTANOS EN PRODUCTO PROPANO**



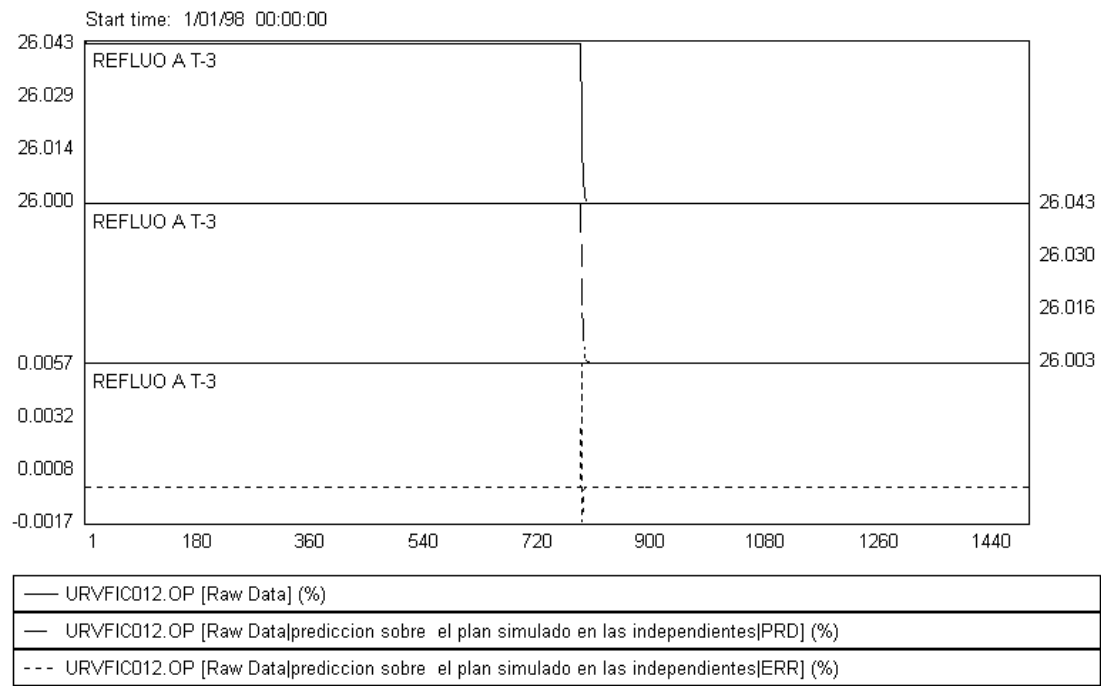
**RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-AY-0002, CONTENIDO DE PROPANO EN PRODUCTO BUTANO**



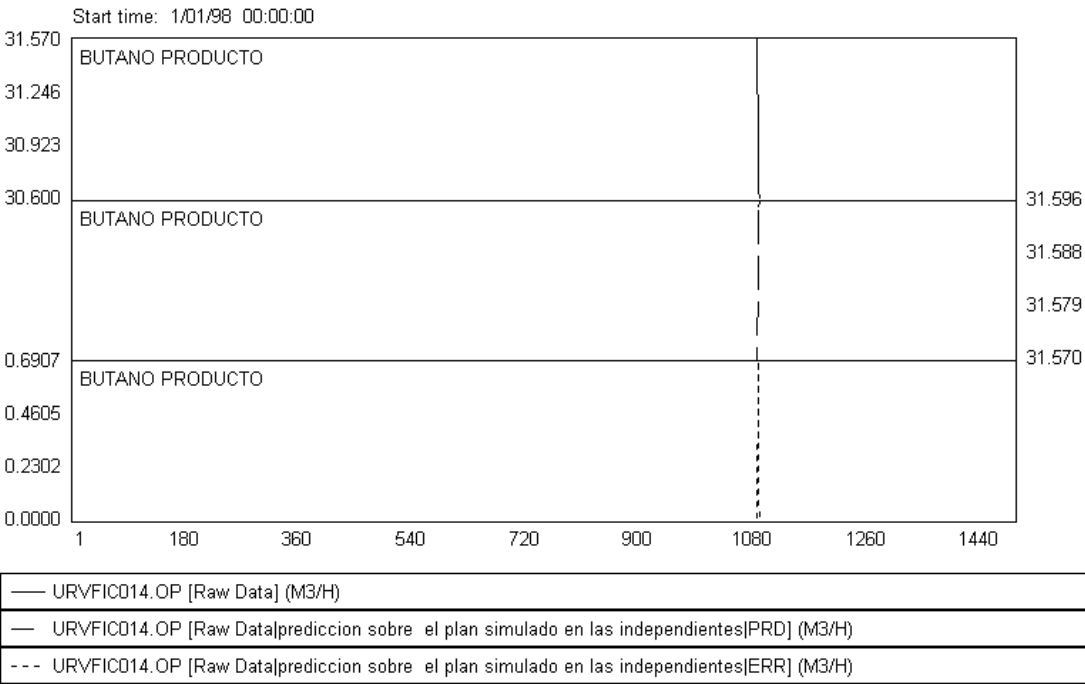
RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-LIC-0015.PV, NIVEL DE FONDOS DE LA COLUMNA



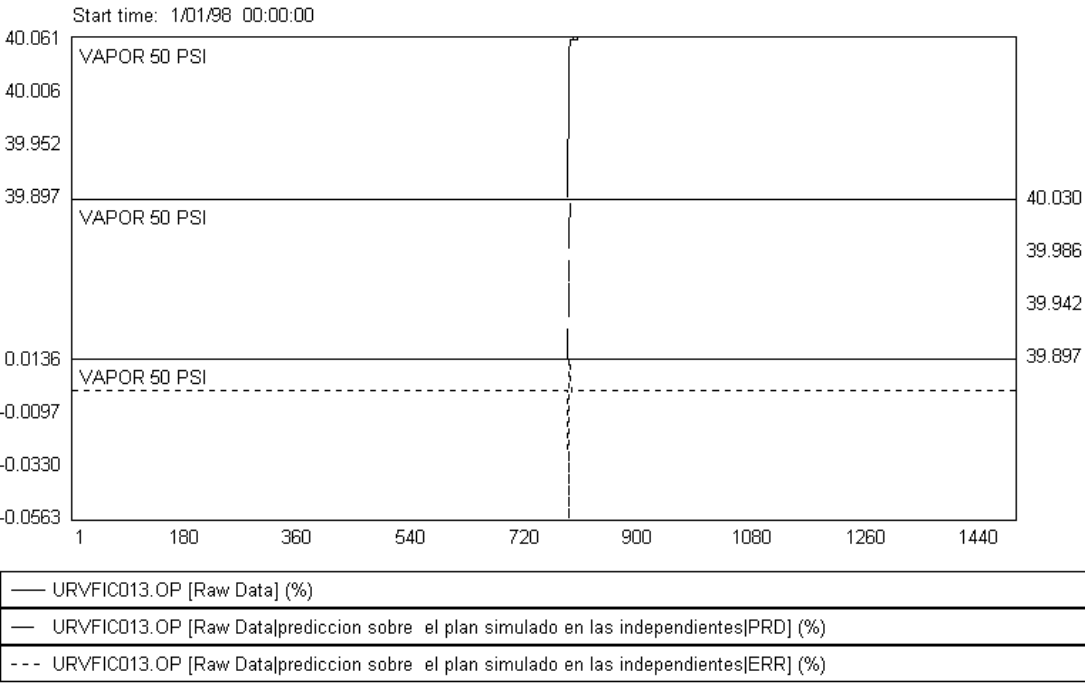
RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-FIC-0012.OP, REFLUJO EN CABEZA DE LA COLUMNA



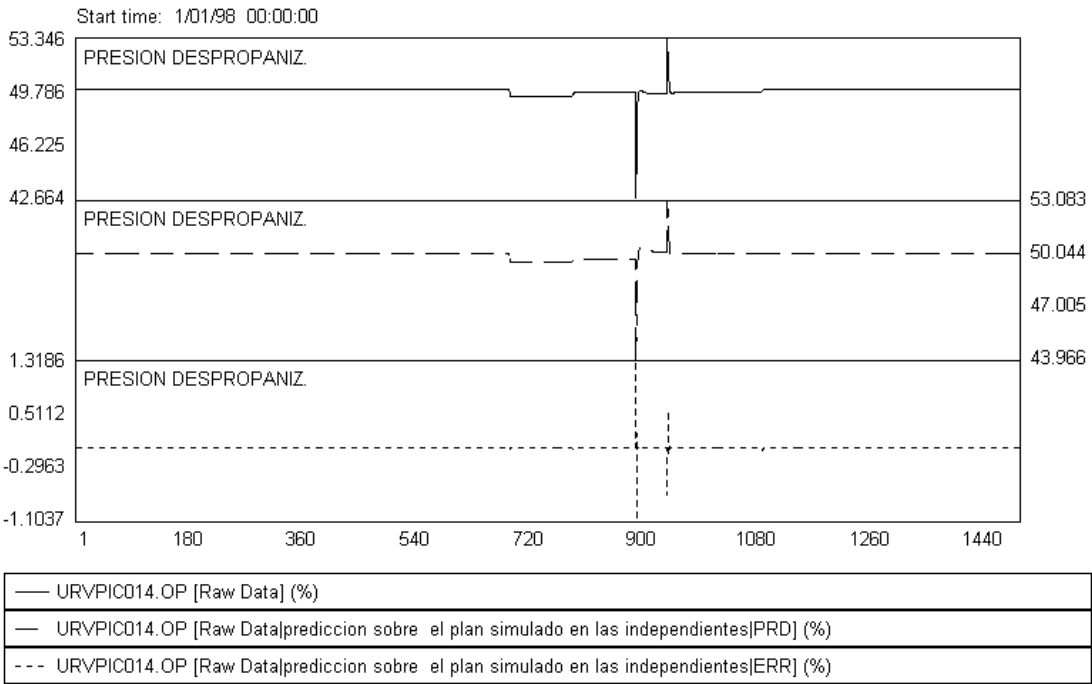
RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-FIC-0014.OP, CAUDAL DE FONDOS DE LA COLUMNA



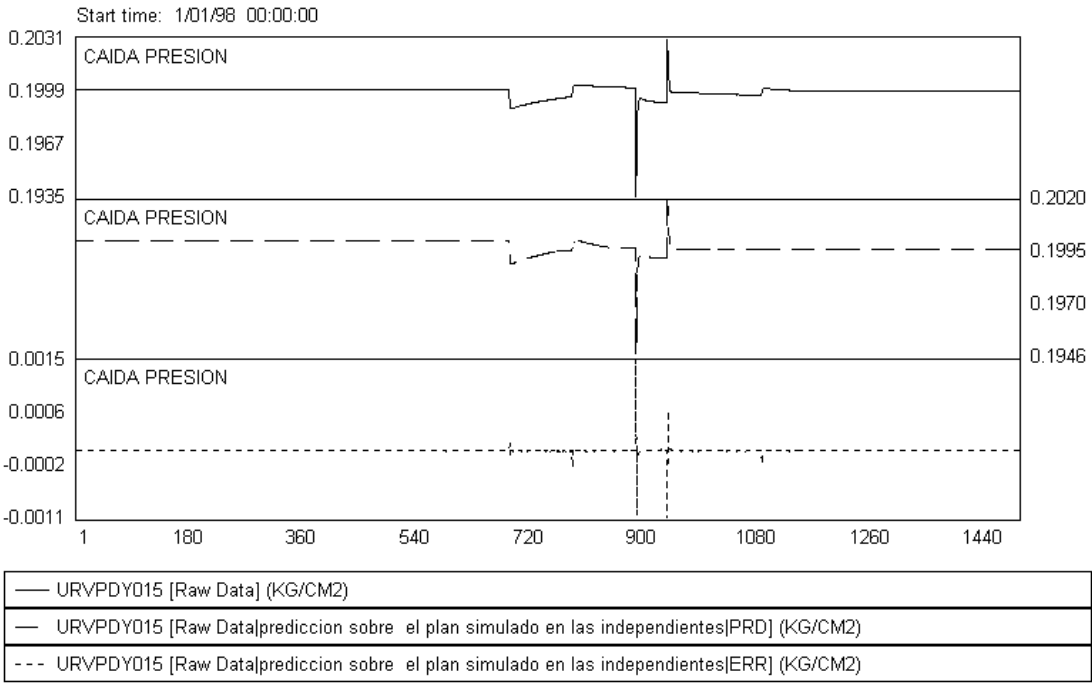
RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-FIC-0013.OP, SERVICIO DE VAPOR EN EL HERVIDOR



**RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-PIC-0014.OP, PRESIÓN DE CABEZA DE LA COLUMNA**



**RESULTADO DE SIMULACIÓN, PREVISIÓN DINÁMICA Y ERROR EN:
URV-PDY-0015, PÉRDIDA DE CARGA A LO LARGO DE LA COLUMNA**



5.10. Resultados y conclusiones. Informe final del modelo

En las gráficas presentadas en el punto anterior se muestran ordenadamente los resultados de simulación frente al plan combinado de movimientos simulado en Aspen Custom Modeler, las previsiones dinámicas que ofrece DMCCModel sobre ese plan de movimientos en las variables independientes y los errores conseguidos en los resultados de simulación respecto de las previsiones dinámicas.

Los comentarios que se pueden realizar a esas gráficas son los siguientes:

1. Las dinámicas conseguidas con el modelo riguroso de simulación y con la matriz dinámica del controlador son muy parecidas con unos tiempos de respuesta y de establecimiento, sino iguales, sí muy similares. Destacan, sobre todo, los resultados dinámicos en las siguientes variables controladas:

- 1.a) URV-AY-0002: Contenido de propano en producto butano.
- 1.b) URV-FIC-0012.OP: Apertura a válvula de regulación de reflujo.
- 1.c) URV-FIC-0014.OP: Apertura a válvula de regulación de fondos.
- 1.d) URV-FIC-0013.OP: Apertura a válvula de servicio de vapor.
- 1.e) URV-PIC-0014.OP: Apertura a válvula de regulación de presión.
- 1.f) URV-PDY-0015: Pérdida de carga a lo largo de la columna.

2. Los errores máximos en ningún caso superan un umbral máximo del 5%:

- 2.a) URV-AY-0001: error máximo del 0,6 % (0,0048 % molar de butanos en propano sobre 0,7703 % molar de la predicción).
- 2.b) URV-AY-0002: error máximo del 0,1 % (0,0046 % molar de propano en butano sobre 4,2902 % molar de la predicción).
- 2.c) URV-LIC-0015.PV: error máximo del -0,4 % (-0,3597 % de nivel sobre 86,28 % de nivel de la predicción).

- 2.d) URV-FIC-0012.OP: error máximo del 0,0 % (0,0057 % de salida OP sobre 26,043 % de salida OP de la predicción).
- 2.e) URV-FIC-0014.OP: error máximo del 2,2 % (0,6907 m³ / h de salida OP sobre 31,596 m³ / h de salida OP de la predicción).
- 2.f) URV-FIC-0013.OP: error máximo del -0,1 % (-0,0563 % de salida OP sobre 40,030 % de salida OP de la predicción).
- 2.g) URV-PIC-0014.OP: error máximo del 2,5 % (1,3186 % de salida OP sobre 53,083 % de salida OP de la predicción).
- 2.h) URV-PDY-0015: error máximo del 0,7 % (0,0015 kg / cm² de pérdida de carga sobre 0,2020 kg / cm² de la predicción).

A la vista de que el modelo matricial y el modelo riguroso dinámico vaticinan, para unos mismos movimientos en las variables manipuladas y de perturbación (que evidentemente se ha tratado que sean lo más completos posible), unas respuestas dinámicas en las variables controladas casi gemelas, aproximadamente los mismos tiempos de establecimiento y unos errores mínimos que entran dentro de lo razonable, se puede afirmar que *la fiabilidad del modelo fisicoquímico riguroso conseguido respecto de lo que predice el programa de elaboración de la matriz dinámica es muy elevada.*

Esta afirmación tiene plena validez al menos en el entorno de las condiciones iniciales de partida a partir de las cuales se ha desarrollado todos los modelos. Lo que se trata y se ha conseguido demostrar con este estudio es que *si es posible desarrollar un modelo matricial dinámico que se le pueda cargar al controlador DMC, al menos la posibilidad está abierta.*

Que ese modelo riguroso sea mejor o peor que uno comparable desarrollado por identificación ya es distinto. Para demostrar este segundo aspecto sería necesario disponer de datos reales de proceso y del modelo identificado comparable para comparar las previsiones que ofrece el modelo matricial desarrollado por identificación con las previsiones que ofrece el modelo matricial desarrollado por simulación. Esta

contrastación de resultados no ha sido posible precisamente por falta de esos datos experimentales, por lo que desarrollos futuros del Proyecto la habrán de tener en cuenta.

Hay que remarcar que la validez del modelo matricial conseguido solamente se puede circunscribir al entorno de las condiciones iniciales empleadas. Fuera de ese entorno sería, de nuevo, necesario contrastar el modelo con valores reales de planta para certificar su valor.

Extensiones futuras del Proyecto habrán de contar entre sus objetivos uno muy importante: desarrollar el modelo riguroso como un modelo único que pueda reproducir fielmente el comportamiento del proceso cualesquiera que sean las condiciones de entrada de proceso. El contraste con datos reales de planta para este modelo único será, evidentemente, mucho más crítico que para un modelo con validez en unas condiciones particulares de proceso.

En cualquier caso, el modelo matricial dinámico del controlador para su funcionamiento fuera de línea está conseguido. A partir de este momento seguiría el proyecto DMC por los derroteros habituales (ver anexo 2) de modo que el controlador que finalmente se obtendría sería exactamente el mismo que un común desarrollado según los cauces habituales pero con la diferencia de que el modelo que usa no es un modelo identificado sino que es un modelo fisicoquímico riguroso.

Por ello, el diseño del controlador que continuaría a partir de este momento, y que no es objetivo de este Proyecto Fin de Carrera, y el funcionamiento en línea del mismo permanecería inalterable salvo en el aspecto de que el modelo cargado al controlador no es un modelo identificado. La posibilidad del funcionamiento en línea del controlador DMC con un modelo fisicoquímico riguroso va a ser estudiada teóricamente en el punto final de este capítulo.

Para finalizar con los resultados y conclusiones del modelo se ofrece a continuación el informe final generado para el modelo en DMCMModel.

General List - informe final

Contents:

Vector:	URVAY001 [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVAY001 [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVAY001 [Raw Data]
Vector:	URVAY002 [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVAY002 [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVAY002 [Raw Data]
Vector:	URVC3C4F [Raw Data]
Vector:	URVFI010 [Raw Data]
Vector:	URVFIC012.OP [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVFIC012.OP [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVFIC012.OP [Raw Data]
Vector:	URVFIC012.SP [Raw Data]
Vector:	URVFIC013.OP [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVFIC013.OP [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVFIC013.OP [Raw Data]
Vector:	URVFIC013.SP [Raw Data]
Vector:	URVFIC014.OP [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVFIC014.OP [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVFIC014.OP [Raw Data]
Vector:	URVFIC014.SP [Raw Data]
Vector:	URVLIC015.PV [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVLIC015.PV [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVLIC015.PV [Raw Data]
Vector:	URVPDY015 [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVPDY015 [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVPDY015 [Raw Data]
Vector:	URVPIC014.OP [Raw Data prediccion sobre el plan ERR]
Vector:	URVPIC014.OP [Raw Data prediccion sobre el plan PRD]
Vector:	URVPIC014.OP [Raw Data]
Vector:	URVPIC014.SP [Raw Data]
Vector:	URVTI123 [Raw Data]
Vector List:	prediccion en URVAY001
Vector List:	prediccion en URVAY002
Vector List:	prediccion en URVFIC012.OP
Vector List:	prediccion en URVFIC013.OP
Vector List:	prediccion en URVFIC014.OP
Vector List:	prediccion en URVLIC015.PV
Vector List:	prediccion en URVPDY015
Vector List:	prediccion en URVPIC014.SP
Vector List:	tags CV's
Vector List:	tags FF's
Vector List:	tags MV's
Vector List:	variables dependientes
Vector List:	variables independientes
Model:	modelo finalisimo [Assembled]
Model:	modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]
Model:	modelo_fc12sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]
Model:	modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]
Model:	modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]
Model:	modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]
Model:	modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]
Model:	modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]
Model List:	modelo matricial final
Model List:	modelos fila
Prediction:	prediccion sobre el plan

Comments:

Vector: URVAY001 [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type:	Vector
Tag Name:	URVAY001
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan ERR
No. of Samples:	1496

Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	C4 EN PROPANO(CALC)
Engineering Units:	% MOL
Min Value:	-0.00265232
Max Value:	0.00478987
Average Value:	0.000128928
Standard Deviation:	0.000937535
Comment:	

Vector: URVAY001 [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type:	Vector
Tag Name:	URVAY001
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan PRD
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	C4 EN PROPANO(CALC)
Engineering Units:	% MOL
Min Value:	0.513601
Max Value:	0.770297
Average Value:	0.721162
Standard Deviation:	0.0568331
Comment:	

Vector: URVAY001 [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVAY001
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	C4 EN PROPANO(CALC)
Engineering Units:	% MOL
Min Value:	0.338888
Max Value:	0.721038
Average Value:	0.606387
Standard Deviation:	0.127825
Comment:	

Vector: URVAY002 [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type:	Vector
Tag Name:	URVAY002
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan ERR
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	C3 EN BUTANO(CALC)
Engineering Units:	% MOL
Min Value:	-0.00308371
Max Value:	0.00455947
Average Value:	5.05463e-005
Standard Deviation:	0.000461664
Comment:	

Vector: URVAY002 [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type:	Vector
Tag Name:	URVAY002
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan PRD
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	C3 EN BUTANO(CALC)
Engineering Units:	% MOL
Min Value:	3.9707
Max Value:	4.29019
Average Value:	4.09051
Standard Deviation:	0.119953
Comment:	

Vector: URVAY002 [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVAY002
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	C3 EN BUTANO(CALC)
Engineering Units:	% MOL
Min Value:	3.97039
Max Value:	4.32404
Average Value:	4.07301
Standard Deviation:	0.103061
Comment:	

Vector: URVC3C4F [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVC3C4F
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	relacion C3/C4's stdvol
Engineering Units:	ADIM
Min Value:	0.336599
Max Value:	0.340056
Average Value:	0.338184
Standard Deviation:	0.00172307
Comment:	

Vector: URVFI010 [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFI010
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	FONDO T-1
Engineering Units:	M3/H
Min Value:	25

Max Value: 25.5
Average Value: 25.2039
Standard Deviation: 0.245791
Comment:

Vector: URVFIC012.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type: Vector
Tag Name: URVFIC012.OP
Extension: Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR
No. of Samples: 1496
Start Time: 1/01/98 00:00:00
Stop Time: 2/01/98 00:55:00
Sampling Period: 60 (sec)
Tag Description: REFLUO A T-3
Engineering Units: %
Min Value: -0.00167653
Max Value: 0.00570549
Average Value: 2.14484e-006
Standard Deviation: 0.000154521
Comment:

Vector: URVFIC012.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type: Vector
Tag Name: URVFIC012.OP
Extension: Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD
No. of Samples: 1496
Start Time: 1/01/98 00:00:00
Stop Time: 2/01/98 00:55:00
Sampling Period: 60 (sec)
Tag Description: REFLUO A T-3
Engineering Units: %
Min Value: 26.0032
Max Value: 26.0431
Average Value: 26.0242
Standard Deviation: 0.0199041
Comment:

Vector: URVFIC012.OP [Raw Data]

Type: Vector
Tag Name: URVFIC012.OP
Extension: Raw Data
No. of Samples: 1496
Start Time: 1/01/98 00:00:00
Stop Time: 2/01/98 00:55:00
Sampling Period: 60 (sec)
Tag Description: REFLUO A T-3
Engineering Units: %
Min Value: 26
Max Value: 26.0431
Average Value: 26.0227
Standard Deviation: 0.0214886
Comment:

Vector: URVFIC012.SP [Raw Data]

Type: Vector
Tag Name: URVFIC012.SP
Extension: Raw Data
No. of Samples: 1496
Start Time: 1/01/98 00:00:00

Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	REFLUO A T-3
Engineering Units:	M3/H
Min Value:	28.6
Max Value:	28.6474
Average Value:	28.6249
Standard Deviation:	0.0236675
Comment:	

Vector: URVFIC013.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC013.OP
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan ERR
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	VAPOR 50 PSI
Engineering Units:	%
Min Value:	-0.0563208
Max Value:	0.0136336
Average Value:	-2.18227e-005
Standard Deviation:	0.00152105
Comment:	

Vector: URVFIC013.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC013.OP
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan PRD
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	VAPOR 50 PSI
Engineering Units:	%
Min Value:	39.8973
Max Value:	40.0301
Average Value:	39.9597
Standard Deviation:	0.0657207
Comment:	

Vector: URVFIC013.OP [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC013.OP
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	VAPOR 50 PSI
Engineering Units:	%
Min Value:	39.8973
Max Value:	40.0606
Average Value:	39.9747
Standard Deviation:	0.0815466
Comment:	

Vector: URVFIC013.SP [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC013.SP
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	VAPOR 50 PSI
Engineering Units:	KG/H
Min Value:	2443.71
Max Value:	2453.71
Average Value:	2448.46
Standard Deviation:	4.99521
Comment:	

Vector: URVFIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC014.OP
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan ERR
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	BUTANO PRODUCTO
Engineering Units:	M3/H
Min Value:	-4.28408e-008
Max Value:	0.690678
Average Value:	0.000666036
Standard Deviation:	0.018619
Comment:	

Vector: URVFIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC014.OP
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan PRD
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	BUTANO PRODUCTO
Engineering Units:	M3/H
Min Value:	31.5697
Max Value:	31.5964
Average Value:	31.577
Standard Deviation:	0.0118831
Comment:	

Vector: URVFIC014.OP [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC014.OP
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	BUTANO PRODUCTO
Engineering Units:	M3/H
Min Value:	30.6

Max Value:	31.5697
Average Value:	31.3043
Standard Deviation:	0.432247
Comment:	

Vector: URVFIC014.SP [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVFIC014.SP
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	BUTANO PRODUCTO
Engineering Units:	M3/H
Min Value:	18.27
Max Value:	18.3
Average Value:	18.2782
Standard Deviation:	0.0133852
Comment:	

Vector: URVLIC015.PV [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type:	Vector
Tag Name:	URVLIC015.PV
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan ERR
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	NIVEL DESPROPANIZAD.
Engineering Units:	%
Min Value:	-0.359682
Max Value:	0.141586
Average Value:	9.46228e-005
Standard Deviation:	0.10167
Comment:	

Vector: URVLIC015.PV [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type:	Vector
Tag Name:	URVLIC015.PV
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan PRD
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	NIVEL DESPROPANIZAD.
Engineering Units:	%
Min Value:	-11.9648
Max Value:	86.2764
Average Value:	16.8801
Standard Deviation:	27.4847
Comment:	

Vector: URVLIC015.PV [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVLIC015.PV
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00

Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	NIVEL DESPROPANIZAD.
Engineering Units:	%
Min Value:	9.99939
Max Value:	86.1348
Average Value:	35.4805
Standard Deviation:	31.7947
Comment:	

Vector: URVPDY015 [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type:	Vector
Tag Name:	URVPDY015
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan ERR
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	CAIDA PRESION
Engineering Units:	KG/CM2
Min Value:	-0.00112545
Max Value:	0.00150609
Average Value:	-2.10857e-007
Standard Deviation:	5.92103e-005
Comment:	

Vector: URVPDY015 [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type:	Vector
Tag Name:	URVPDY015
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan PRD
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	CAIDA PRESION
Engineering Units:	KG/CM2
Min Value:	0.194583
Max Value:	0.20195
Average Value:	0.199773
Standard Deviation:	0.000303968
Comment:	

Vector: URVPDY015 [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVPDY015
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	CAIDA PRESION
Engineering Units:	KG/CM2
Min Value:	0.19355
Max Value:	0.203118
Average Value:	0.199906
Standard Deviation:	0.000320866
Comment:	

Vector: URVPIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Type:	Vector
Tag Name:	URVPIC014.OP
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan ERR
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	PRESION DESPROPANIZ.
Engineering Units:	%
Min Value:	-1.10371
Max Value:	1.31863
Average Value:	7.14818e-005
Standard Deviation:	0.0507484
Comment:	

Vector: URVPIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]

Type:	Vector
Tag Name:	URVPIC014.OP
Extension:	Raw Data prediccion sobre el plan PRD
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	PRESION DESPROPANIZ.
Engineering Units:	%
Min Value:	43.9663
Max Value:	53.0834
Average Value:	49.9702
Standard Deviation:	0.255252
Comment:	

Vector: URVPIC014.OP [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVPIC014.OP
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	PRESION DESPROPANIZ.
Engineering Units:	%
Min Value:	42.6638
Max Value:	53.3464
Average Value:	49.9046
Standard Deviation:	0.275438
Comment:	

Vector: URVPIC014.SP [Raw Data]

Type:	Vector
Tag Name:	URVPIC014.SP
Extension:	Raw Data
No. of Samples:	1496
Start Time:	1/01/98 00:00:00
Stop Time:	2/01/98 00:55:00
Sampling Period:	60 (sec)
Tag Description:	PRESION DESPROPANIZ.
Engineering Units:	KG/CM2
Min Value:	13

Max Value: 13.2
Average Value: 13.0441
Standard Deviation: 0.0559996
Comment:

Vector: URVTI123 [Raw Data]

Type: Vector
Tag Name: URVTI123
Extension: Raw Data
No. of Samples: 1496
Start Time: 1/01/98 00:00:00
Stop Time: 2/01/98 00:55:00
Sampling Period: 60 (sec)
Tag Description: CARGA A T-3
Engineering Units: GRAD.C
Min Value: 74.6
Max Value: 74.6
Average Value: 74.6
Standard Deviation: 0
Comment:

Vector List: prediccion en URVAY001

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVAY001
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVAY001 [Raw Data]
URVAY001 [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVAY001 [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: prediccion en URVAY002

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVAY002
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVAY002 [Raw Data]
URVAY002 [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVAY002 [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: prediccion en URVFIC012.OP

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVFIC012.OP
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVFIC012.OP [Raw Data]
URVFIC012.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVFIC012.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: prediccion en URVFIC013.OP

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVFIC013.OP
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVFIC013.OP [Raw Data]
URVFIC013.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVFIC013.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: prediccion en URVFIC014.OP

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVFIC014.OP
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVFIC014.OP [Raw Data]
URVFIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVFIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: prediccion en URVLIC015.PV

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVLIC015.PV
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVLIC015.PV [Raw Data]
URVLIC015.PV [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVLIC015.PV [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: prediccion en URVPDY015

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVPDY015
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVPDY015 [Raw Data]
URVPDY015 [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVPDY015 [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: prediccion en URVPIC014.SP

Type: Vector List
List Name: prediccion en URVPIC014.SP
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVPIC014.OP [Raw Data]
URVPIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|PRD]
URVPIC014.OP [Raw Data|prediccion sobre el plan|ERR]

Vector List: tags CV's

Type: Vector List
List Name: tags CV's
No. of Vectors: 8

Comment:

Vectors:

URVAY001 [Raw Data]
URVAY002 [Raw Data]
URVFIC012.OP [Raw Data]
URVFIC013.OP [Raw Data]
URVFIC014.OP [Raw Data]
URVLIC015.PV [Raw Data]
URVPDY015 [Raw Data]
URVPIC014.OP [Raw Data]

Vector List: tags FF's

Type: Vector List
List Name: tags FF's
No. of Vectors: 3

Comment:

Vectors:

URVC3C4F [Raw Data]
URVFI010 [Raw Data]
URVTI123 [Raw Data]

Vector List: tags MV's

Type: Vector List
List Name: tags MV's
No. of Vectors: 4

Comment:

Vectors:

URVFIC012.SP [Raw Data]
URVFIC013.SP [Raw Data]
URVFIC014.SP [Raw Data]
URVPIC014.SP [Raw Data]

Vector List: variables dependientes

Type: Vector List
List Name: variables dependientes
No. of Vectors: 8

Comment:

Vectors:

URVAY001 [Raw Data]
URVAY002 [Raw Data]
URVFIC012.OP [Raw Data]
URVFIC013.OP [Raw Data]

URVFIC014.OP [Raw Data]
URVLIC015.PV [Raw Data]
URVPDY015 [Raw Data]
URVPIC014.OP [Raw Data]

Vector List: variables independientes

Type: Vector List
List Name: variables independientes
No. of Vectors: 7

Comment:

Vectors:

URVFIC012.SP [Raw Data]
URVFIC013.SP [Raw Data]
URVFIC014.SP [Raw Data]
URVPIC014.SP [Raw Data]
URVC3C4F [Raw Data]
URVFI010 [Raw Data]
URVTI123 [Raw Data]

Model: modelo finalisimo [Assembled]

Type: Model
Model Name: modelo finalisimo
Extension: Assembled
No. of Coefficients: 90
Time To Steady State: 90' 00"
Comment:
Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
No. of Independents: 7
No. of Dependents: 8

Independent Tags:

URVFIC012.SP (M3/H)
URVFIC014.SP (M3/H)
URVFIC013.SP (KG/H)
URVPIC014.SP (KG/CM2)
URVFI010 (M3/H)
URVTI123 (GRAD.C)
URVC3C4F (ADIM)

Dependent Tags:

URVAY001 (% MOL)
URVAY002 (% MOL)
URVLIC015.PV (%) Ramp
URVFIC012.OP (%)
URVFIC014.OP (M3/H)
URVFIC013.OP (%)
URVPIC014.OP (%)
URVPDY015 (KG/CM2)

Description of curve operations.

Curve [URVFIC012.SP, URVAY001]
Replaced with curve [URVFIC012.SP, URVAY001] from model "modelo_fc12sp_def.Assembled [Importe

Curve [URVFIC012.SP, URVAY002]
Replaced with curve [URVFIC012.SP, URVAY002] from model "modelo_fc12sp_def.Assembled [Importe

Curve [URVFIC012.SP, URVLIC015.PV]
Replaced with curve [URVFIC012.SP, URVLIC015.PV] from model "modelo_fc12sp_def.Assembled [Imp

Curve [URVFIC012.SP, URFVFI010]
Replaced with curve [URVFIC012.SP, URFVFI010] from model "modelo_fc12sp_def.Assembled [Imp

Curve [URVFIC012.SP, URVPIC014.OP]

Replaced with curve [URVFIC012.SP, URVPIC014.OP] from model "modelo_fc12sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC012.SP, URVPDY015]
 Replaced with curve [URVFIC012.SP, URVPDY015] from model "modelo_fc12sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC014.SP, URVAY001]
 Replaced with curve [URVFIC014.SP, URVAY001] from model "modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC014.SP, URVAY002]
 Replaced with curve [URVFIC014.SP, URVAY002] from model "modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC014.SP, URVLIC015.PV]
 Replaced with curve [URVFIC014.SP, URVLIC015.PV] from model "modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC014.SP, URVFIC014.OP]
 Replaced with curve [URVFIC014.SP, URVFIC014.OP] from model "modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC014.SP, URVPIC014.OP]
 Replaced with curve [URVFIC014.SP, URVPIC014.OP] from model "modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC014.SP, URVPDY015]
 Replaced with curve [URVFIC014.SP, URVPDY015] from model "modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC013.SP, URVAY001]
 Replaced with curve [URVFIC013.SP, URVAY001] from model "modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC013.SP, URVAY002]
 Replaced with curve [URVFIC013.SP, URVAY002] from model "modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC013.SP, URVLIC015.PV]
 Replaced with curve [URVFIC013.SP, URVLIC015.PV] from model "modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC013.SP, URVFIC013.OP]
 Replaced with curve [URVFIC013.SP, URVFIC013.OP] from model "modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC013.SP, URVPIC014.OP]
 Replaced with curve [URVFIC013.SP, URVPIC014.OP] from model "modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFIC013.SP, URVPDY015]
 Replaced with curve [URVFIC013.SP, URVPDY015] from model "modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVPIC014.SP, URVAY001]
 Replaced with curve [URVPIC014.SP, URVAY001] from model "modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVPIC014.SP, URVAY002]
 Replaced with curve [URVPIC014.SP, URVAY002] from model "modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVPIC014.SP, URVLIC015.PV]
 Replaced with curve [URVPIC014.SP, URVLIC015.PV] from model "modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVPIC014.SP, URVPIC014.OP]
 Replaced with curve [URVPIC014.SP, URVPIC014.OP] from model "modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVPIC014.SP, URVPDY015]
 Replaced with curve [URVPIC014.SP, URVPDY015] from model "modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFI010, URVAY001]
 Replaced with curve [URVFI010, URVAY001] from model "modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFI010, URVAY002]
 Replaced with curve [URVFI010, URVAY002] from model "modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFI010, URVLIC015.PV]
 Replaced with curve [URVFI010, URVLIC015.PV] from model "modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFI010, URVPIC014.OP]
 Replaced with curve [URVFI010, URVPIC014.OP] from model "modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVFI010, URVPDY015]
 Replaced with curve [URVFI010, URVPDY015] from model "modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90]

Curve [URVTI123, URVAY001]
 Replaced with curve [URVTI123, URVAY001] from model "modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVTI123, URVAY002]
 Replaced with curve [URVTI123, URVAY002] from model "modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVTI123, URVLIC015.PV]
 Replaced with curve [URVTI123, URVLIC015.PV] from model "modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVTI123, URVPIC014.OP]
 Replaced with curve [URVTI123, URVPIC014.OP] from model "modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVTI123, URVPDY015]
 Replaced with curve [URVTI123, URVPDY015] from model "modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVC3C4F, URVAY001]
 Replaced with curve [URVC3C4F, URVAY001] from model "modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVC3C4F, URVAY002]
 Replaced with curve [URVC3C4F, URVAY002] from model "modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVC3C4F, URVLIC015.PV]
 Replaced with curve [URVC3C4F, URVLIC015.PV] from model "modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVC3C4F, URVPIC014.OP]
 Replaced with curve [URVC3C4F, URVPIC014.OP] from model "modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90

Curve [URVC3C4F, URVPDY015]
 Replaced with curve [URVC3C4F, URVPDY015] from model "modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90

Model: modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Type:	Model
Model Name:	modelo_compo_def.Assembled
Extension:	Imported T= 90 N= 90
No. of Coefficients:	90
Time To Steady State:	90' 00"
Comment:	Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
No. of Independents:	1
No. of Dependents:	8
Independent Tags:	URVC3C4F (ADIM)
Dependent Tags:	URVAY001 (% MOL) URVAY002 (% MOL) URVLIC015.PV (%) Ramp URVFIC012.OP (%) URVFIC014.OP (M3/H) URVFIC013.OP (%) URVPIC014.OP (%) URVPDY015 (KG/CM2)

Model: modelo_fc12sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Type:	Model
Model Name:	modelo_fc12sp_def.Assembled
Extension:	Imported T= 90 N= 90
No. of Coefficients:	90
Time To Steady State:	90' 00"
Comment:	Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
No. of Independents:	1
No. of Dependents:	8
Independent Tags:	URVFIC012.SP (M3/H)

Dependent Tags:

URVAY001 (% MOL)
URVAY002 (% MOL)
URVLIC015.PV (%) Ramp
URVFIC012.OP (%)
URVFIC014.OP (M3/H)
URVFIC013.OP (%)
URVPIC014.OP (%)
URVPDY015 (KG/CM2)

Model: modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Type:	Model
Model Name:	modelo_fc13sp_def.Assembled
Extension:	Imported T= 90 N= 90
No. of Coefficients:	90
Time To Steady State:	90' 00"
Comment:	
	Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
No. of Independents:	1
No. of Dependents:	8
Independent Tags:	
	URVFIC013.SP (KG/H)

Dependent Tags:

URVAY001 (% MOL)
URVAY002 (% MOL)
URVLIC015.PV (%) Ramp
URVFIC012.OP (%)
URVFIC014.OP (M3/H)
URVFIC013.OP (%)
URVPIC014.OP (%)
URVPDY015 (KG/CM2)

Model: modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Type:	Model
Model Name:	modelo_fc14sp_def.Assembled
Extension:	Imported T= 90 N= 90
No. of Coefficients:	90
Time To Steady State:	90' 00"
Comment:	
	Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
No. of Independents:	1
No. of Dependents:	8
Independent Tags:	
	URVFIC014.SP (M3/H)

Dependent Tags:

URVAY001 (% MOL)
URVAY002 (% MOL)
URVLIC015.PV (%) Ramp
URVFIC012.OP (%)
URVFIC014.OP (M3/H)
URVFIC013.OP (%)
URVPIC014.OP (%)
URVPDY015 (KG/CM2)

Model: modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Type:	Model
Model Name:	modelo_fi10_def.Assembled
Extension:	Imported T= 90 N= 90
No. of Coefficients:	90
Time To Steady State:	90' 00"

Comment: Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
 No. of Independents: 1
 No. of Dependents: 8
 Independent Tags: URVFI010 (M3/H)
 Dependent Tags: URVAY001 (% MOL)
 URVAY002 (% MOL)
 URVLIC015.PV (%) Ramp
 URVFIC012.OP (%)
 URVFIC014.OP (M3/H)
 URVFIC013.OP (%)
 URVPIC014.OP (%)
 URVPDY015 (KG/CM2)

Model: modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Type: Model
 Model Name: modelo_pc14sp_def.Assembled
 Extension: Imported T= 90 N= 90
 No. of Coefficients: 90
 Time To Steady State: 90' 00"
 Comment: Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
 No. of Independents: 1
 No. of Dependents: 8
 Independent Tags: URVPIC014.SP (KG/CM2)
 Dependent Tags: URVAY001 (% MOL)
 URVAY002 (% MOL)
 URVLIC015.PV (%) Ramp
 URVFIC012.OP (%)
 URVFIC014.OP (M3/H)
 URVFIC013.OP (%)
 URVPIC014.OP (%)
 URVPDY015 (KG/CM2)

Model: modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Type: Model
 Model Name: modelo_ti123_def.Assembled
 Extension: Imported T= 90 N= 90
 No. of Coefficients: 90
 Time To Steady State: 90' 00"
 Comment: Case Output File, Settling Time: 90.000 # Coefs: 90 # Avg`d: 1
 No. of Independents: 1
 No. of Dependents: 8
 Independent Tags: URVTI123 (GRAD.C)
 Dependent Tags: URVAY001 (% MOL)
 URVAY002 (% MOL)
 URVLIC015.PV (%) Ramp
 URVFIC012.OP (%)
 URVFIC014.OP (M3/H)
 URVFIC013.OP (%)
 URVPIC014.OP (%)
 URVPDY015 (KG/CM2)

Model List: modelo matricial final

Type:	Model List
List Name:	modelo matricial final
No. of Models:	1
Comment:	
Models:	modelo finalisimo [Assembled]

Model List: modelos fila

Type:	Model List
List Name:	modelos fila
No. of Models:	7
Comment:	
Models:	modelo_compo_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90] modelo_fc12sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90] modelo_fc13sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90] modelo_fc14sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90] modelo_fi10_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90] modelo_pc14sp_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90] modelo_ti123_def.Assembled [Imported T= 90 N= 90]

Prediction: prediccion sobre el plan

Type:	Prediction
Prediction Name:	prediccion sobre el plan
Model Name:	modelo finalisimo [Assembled]
Comment:	
Independent Vectors: (7)	URVFIC012.SP [Raw Data] URVFIC014.SP [Raw Data] URVFIC013.SP [Raw Data] URVPIC014.SP [Raw Data] URVFI010 [Raw Data] URVTI123 [Raw Data] URVC3C4F [Raw Data]
Dependent Vectors: (8)	URVAY001 [Raw Data] URVAY002 [Raw Data] URVLIC015.PV [Raw Data] URVFIC012.OP [Raw Data] URVFIC014.OP [Raw Data] URVFIC013.OP [Raw Data] URVPIC014.OP [Raw Data] URVPDY015 [Raw Data]
Slices: (1)	1: 1 -- 1496

5.11. Posibilidad de funcionamiento en línea del controlador DMC con un modelo fisicoquímico riguroso

A partir de este momento se va a realizar un estudio teórico que contemple la posibilidad del funcionamiento del controlador multivariable comercial DMC en línea con el modelo fisicoquímico riguroso desarrollado fuera de línea.

El acercamiento debe contar, como principal premisa, con la necesidad de mantener al máximo la estructura interna del controlador DMC aprovechando la mayor parte de sus recursos, lo que implica que el diseño del controlador para el funcionamiento en línea permanezca invariable respecto de un proyecto DMC convencional, diferenciándose únicamente en el modelo matricial cargado fuera de línea al controlador. De esta forma, que el modelo riguroso sería utilizado en línea para:

- a) La predicción en lazo abierto del comportamiento de las variables controladas. Esta predicción es conocida como *respuesta libre del sistema* y se puede obtener a partir del modelo matricial del controlador, sea el modelo identificado o riguroso, y a partir de la historia de las variables controladas y manipuladas cuando no se aplica acción de control alguna.
- b) El cálculo de movimientos futuros requeridos en las variables manipuladas para que las controladas se ajusten a los objetivos de control conforme a una trayectoria conocida como *respuesta en lazo cerrado*.

Conforme a esto, sería necesario el desarrollo del controlador en sí y de su entorno de trabajo, con sus capacidades de programación lineal. El módulo de programación lineal requerido (ver ilustraciones en páginas siguientes) se encargaría de:

- a) La optimización de costes a partir de la información económica del proceso condensada en unos valores parámetros de sintonización del controlador

conocidos como *LPCOSTS*; por cada MV un *LPCOST*, de modo que ese valor es el coste unitario que supone el movimiento de esa MV.

- b) El manejo de restricciones en las MV's y CV's coherentemente con la filosofía del control MBPC. Estas restricciones vienen impuestas, en el funcionamiento en línea del controlador, por el operador de proceso y son manejadas por el controlador DMC de tal modo que las MV's nunca pueden violar sus restricciones. El controlador intentará mantener todas las CV's en sus rangos. Sin embargo, cuando no exista una solución que permita cumplir todas las restricciones el controlador relajará aquellas CV's que considere menos importantes. Las sintonías que permiten conocer al controlador cuales son las CV's de menor importancia, las que, llegado el caso, tenga que relajar, son los "*equal concern error factors*" y son valores que sólo puede establecer el ingeniero de control de proceso.

Otras sintonías del controlador necesarias para el funcionamiento en línea del controlador son aquellos *LPCOSTS* y los factores de supresión de movimiento a imponer en cada variable manipulada. Todos estos parámetros de sintonía del controlador son valores que únicamente pueden ser establecidos por el ingeniero de proceso, nunca por el operador de planta.

Los factores de supresión de movimiento se establecen en cada variable manipulada para limitar la amplitud de los movimientos de las MV's y, así garantizar una acción de control suave.

- c) Finalmente, de la determinación de los objetivos en las MV's y CV's conforme a los límites impuestos en las variables por parte del operador de proceso, a las sintonías introducidas por el ingeniero de proceso, a las previsiones en lazo abierto de las variables controladas y los valores actuales de las variables manipuladas. Esta determinación se efectúa con un algoritmo de programación lineal convencional basado en el principio de mínimos cuadrados implementado dentro del propio módulo *LP* del controlador.

El planteamiento expuesto exige para su viabilidad práctica la resolución de dos problemas trascendentales:

1. En primer lugar, se debe tratar de conseguir que el tiempo de ejecución del simulador dinámico sea inferior al tiempo real de proceso para posibilitar el funcionamiento en línea del controlador.

En el modelo matricial desarrollado se ha establecido un tiempo de estabilización de 90 minutos (hora y media). Si se establece un ciclo de ejecución del controlador de tres minutos, esto exigiría que el simulador dinámico proporcionase el funcionamiento durante hora y media de la planta en un tiempo de ejecución inferior a los tres minutos del ciclo de ejecución del controlador.

Para la aplicación estudiada, las simulaciones de escalones unitarios únicos aplicados en las variables manipuladas y de perturbación ofrecen resultados de respuesta libre del sistema de hora y media real de proceso en apenas un minuto de simulación.

Por lo tanto, si se dispone de una computadora potente en línea con el controlador, la hora y media de situación real de planta puede ser simulada en aproximadamente minuto y medio, un tiempo inferior a los tres minutos del ciclo de ejecución del controlador. Con ello, *el problema de determinación, por parte del simulador, de la respuesta libre del sistema estaría resuelto dentro del tiempo que dura el ciclo de ejecución de DMC.*

El medio minuto adicional requerido sería necesario para cargar las condiciones reales de proceso en el simulador y también para simular una situación de proceso más compleja que la representada por la simulación de escalones unitarios en las variables independientes del controlador.

2. La predicción de los movimientos requeridos para unos resultados determinados en las CV's supone un caso de optimización no lineal de compleja, y aún no resuelta satisfactoriamente, resolución matemática. Este funcionamiento inverso o determinación de movimientos para la respuesta forzada del sistema requeriría un incremento en el tiempo necesario para las tareas de simulación que superaría con creces los tres minutos de ciclo de ejecución del controlador. Si el planteamiento no es simplificado a este respecto entonces no habría posibilidad de funcionamiento en línea del controlador con un modelo matricial fisicoquímico riguroso.

La simplificación más común que se podría utilizar consistiría en el desarrollo de un modelo linealizado único del proceso por simulación. La linealización del modelo riguroso es posible dentro de las nuevas utilidades que ofrecen las nuevas versiones de los productos de simulación dinámica utilizados en el Proyecto.

La ecuación linealizada del modelo contiene una serie de parámetros que son función de las condiciones de entrada, por lo que el modelo linealizado mantiene su capacidad de reflejar en las salidas posibles cambios en las alimentaciones o condiciones de operación.

El modelo linealizado conseguido tendría un espectro de validez mucho más amplio de modo que valdría cualesquiera que fuesen las condiciones de entrada al proceso, lo que representa una ventaja clara con respecto a los modelos identificados: los controladores basados en modelos identificados requieren trabajar con un juego de modelos de modo que cada modelo del juego sólo valdrá para unas determinadas condiciones de proceso.

En el caso de la identificación, cuando se produzcan cambios en las condiciones de entrada al proceso será preciso cargar otro modelo diferente del juego mientras que, en el caso de la simulación, como el modelo desarrollado es único, éste se mantendrá con un ahorro de tiempo importante

en la comunicación entre el simulador y el controlador. Considerando este ahorro y teniendo en cuenta que el modelo linealizado puede determinar el funcionamiento inverso más rápidamente que un modelo no lineal, se podría conseguir, en el minuto y medio restante, resolver el problema de la respuesta en lazo cerrado del sistema lográndose así la verdadera comunicación entre el controlador y el simulador.

El funcionamiento en línea del controlador DMC con un modelo fisicoquímico riguroso quedaría como se muestra en la siguiente figura. Es destacable la necesidad de disponer de un sistema de captura y adquisición de datos de proceso (SCADA) que pueda servir para el trasvase de la información real de proceso en tiempo real al simulador y permitir así que el controlador pueda actualizar el modelo ante grandes cambios en las condiciones de entrada al proceso.

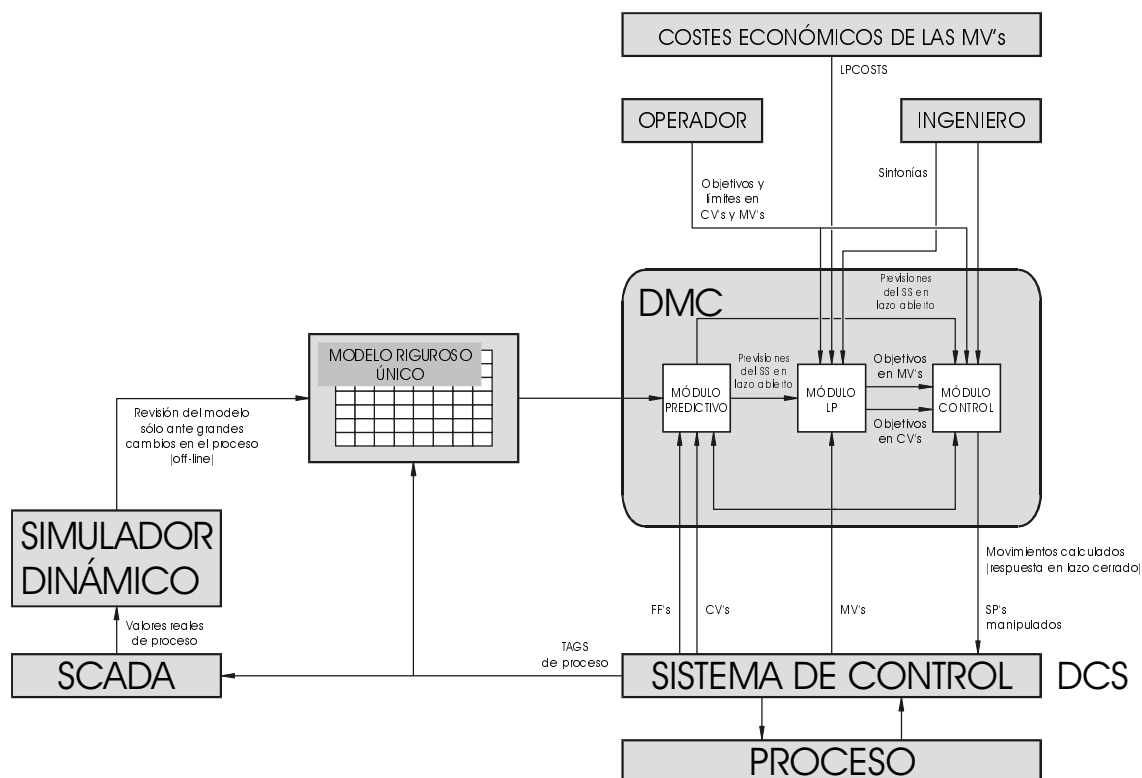


Fig. nº 3. Integración en línea del modelo riguroso en el controlador.

En la figura anterior, queda demostrado que la revisión del modelo matricial dinámico único sólo se efectuará en el momento que las condiciones de entrada al proceso cambien de una forma muy apreciable. Para el revisión del modelo único sería necesario el desarrollo de un interfaz que posibilitase en línea la carga del modelo que se ha representado fuera de línea.

Dado que, en este funcionamiento en línea, la actuación del controlador permanecería invariable, es interesante también mostrar las actividades realizadas por el controlador DMC en su ciclo de ejecución. Estas tareas aparecen en las siguiente figura:

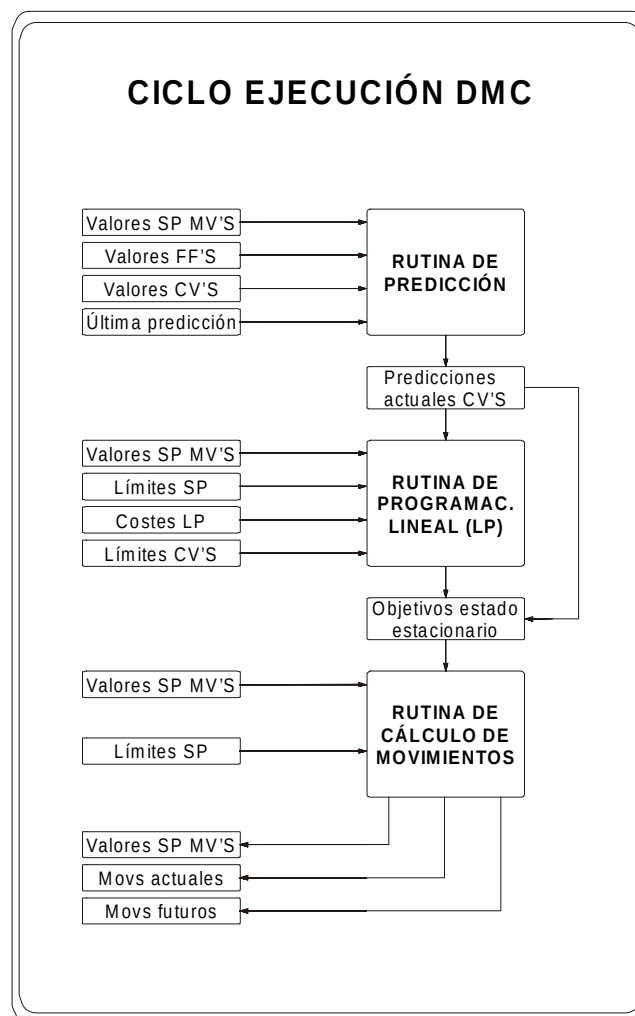


Fig. nº 4. Esquema de tareas realizadas por el controlador en su ciclo de ejecución.

Finalmente la obtención del modelo matricial del controlador fuera de línea se ve representada en la figura nº 5 presentada en la siguiente página. Es imprescindible hacer notar que el módulo intermedio no representa más que la contrastación de los resultados ofrecidos por simulación dinámica con las previsiones que puede ofrecer el modelo matricial a cargar al controlador. Si esta contrastación resulta positiva entonces la validez del modelo fisicoquímico riguroso desarrollado con simulación será plena.

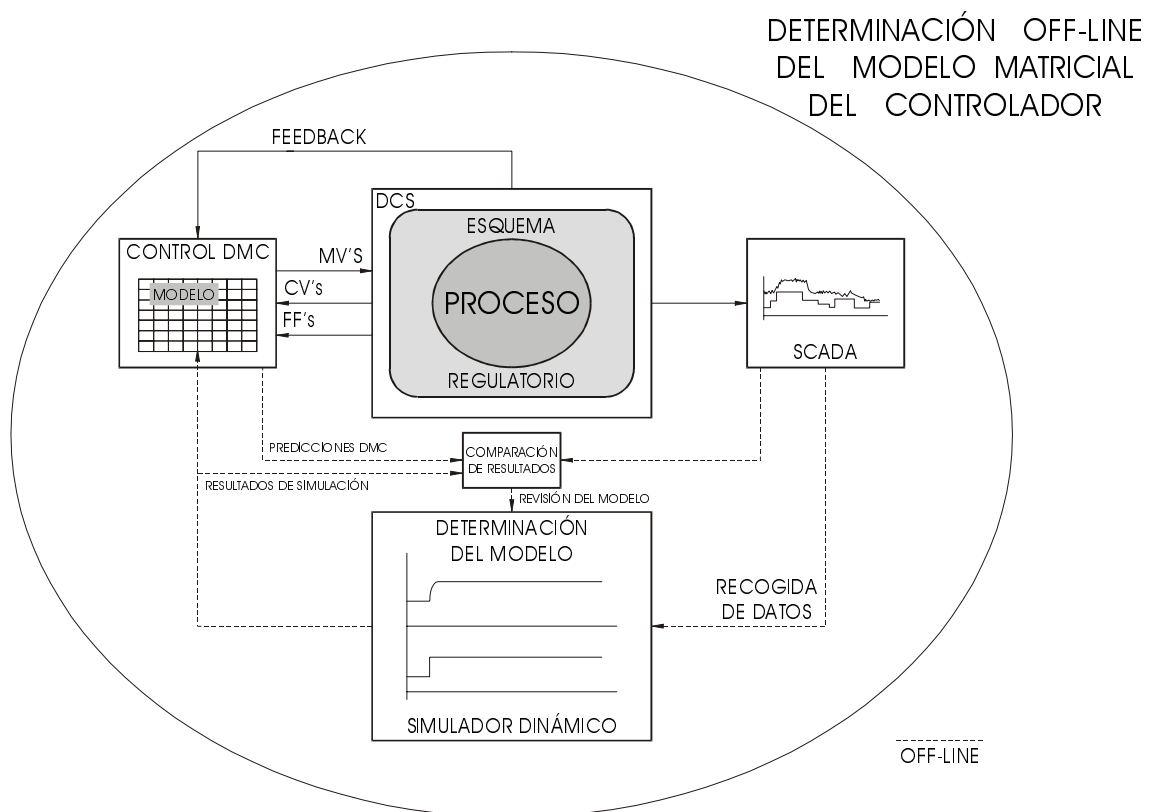


Fig nº 5. Determinación fuera de línea del modelo matricial del controlador.

Capítulo 6

RESULTADOS Y CONCLUSIONES FINALES

Capítulo 6

RESULTADOS Y CONCLUSIONES FINALES

El presente Proyecto Fin de Carrera se ha realizado dentro del marco del Control Multivariable Predictivo Basado en Modelos y de la Simulación de Procesos. El objetivo del Proyecto se circunscribe a la obtención de modelos rigurosos desarrollados mediante simulación que se puedan usar para el control MBPC de procesos en lugar de los habituales modelos identificados. La aplicación práctica en la que se pretende demostrar esta posibilidad considera el controlador multivariable comercial DMC para una columna despropanizadora de la unidad de recuperación de ligeros de una refinería.

El acercamiento realizado en este Proyecto a la propuesta realizada tiene un carácter básicamente teórico pero demuestra, a las claras, la viabilidad del planteamiento original y supone, sino la iniciación, sí el seguimiento de una línea de investigación muy novedosa, sobre la cual existen muy pocos trabajos realizados y tremendamente atractiva considerando las ventajas señaladas a lo largo del Proyecto en el uso de modelos rigurosos o de primer principio en lugar de modelos identificados.

Para el desarrollo del Proyecto y la consecución de los objetivos marcados, se ha seguido un planteamiento coherente con los recursos e información disponibles. Este planteamiento involucra el desarrollo de un modelo riguroso del proceso para unas condiciones reales de operación del proceso. Ahora bien, aunque reales, estas condiciones de operación son particulares de modo que la validez del modelo conseguido se circunscribe al entorno de esas condiciones de proceso.

Dentro de este marco, se ha obtenido un modelo estacionario del proceso exitosamente ajustado con datos reales de planta, especialmente en el tan importante y

crítico aspecto de la opción o modelo termodinámico que sigue el proceso. Estos datos reales de planta son esas condiciones particulares de proceso a partir de las cuales se han desarrollado todos los modelos. El modelo estacionario conseguido reproduce, de este modo, fielmente el estado inicial del proceso, en esas condiciones, a partir del cual comenzarán todos los regímenes dinámicos frente a cambios en las entradas al proceso.

A partir de este modelo, enriquecido convenientemente con los elementos dinámicos (acumulación de líquidos y esquema regulatorio básico) necesarios, se ha desarrollado el modelo dinámico. La fiabilidad de este modelo es teórica y queda pendiente, para extensiones futuras, de un ajuste y contrastación con datos reales de proceso, no disponibles para el Proyecto. El modelo conseguido ha sido sometido dentro del propio simulador a la simulación de escalones en las variables independientes seleccionadas para el controlador DMC. Los resultados de estas simulaciones, en el formato adecuado, conforman la matriz dinámica del controlador.

Todas estas actividades han podido ser llevadas a cabo sin transgredir la filosofía del Proyecto de modo que al menos la posibilidad teórica de la sustitución de los modelos identificados es factible, mucho más cuando han sido comparadas las respuestas de simulación para un programa de movimientos combinados en las variables de entrada al proceso con las previsiones dinámicas que ofrece el modelo matricial obtenido para ese mismo programa y los resultados obtenidos han sido muy positivos. La fiabilidad del modelo riguroso conseguido respecto del programa de elaboración de la matriz es muy elevada lo que demuestra la viabilidad de la propuesta realizada.

El acercamiento resulta asimismo pragmático pues supone que, a partir de desarrollado el modelo matricial del controlador DMC, el funcionamiento en línea del controlador permanezca inalterable. Así pues, el Proyecto ha contado, como principal premisa, con la necesidad de mantener al máximo la estructura interna del controlador DMC aprovechando la mayor parte de sus recursos. Esto quiere decir que el diseño del controlador para el funcionamiento en línea permanecerá inmutable respecto de un proyecto DMC convencional, diferenciándose únicamente en el modelo matricial cargado fuera de línea. Por ello, en el capítulo anterior se ha realizado un estudio teórico

de la implementación del modelo riguroso conseguido en el controlador DMC para facilitar su conexión en línea, recibiendo datos de planta en tiempo real. Este estudio es evidentemente teórico dado que no se dispone del proceso real en funcionamiento como para llevar a cabo sobre él una implementación en línea del controlador multivariable.

Así pues, los modelos y resultados obtenidos, dentro de los recursos existentes, son exitosos y cabe pensar que reproducen con veracidad el comportamiento real del proceso como para que puedan ser usados para el control multivariable del mismo. La principal conclusión extraída es que la propuesta es viable, al menos cerca de las condiciones de proceso de partida y en el funcionamiento del controlador fuera de línea.

Y, por supuesto, este Proyecto Fin de Carrera, como muchos otros realizados en el Departamento de Ingeniería Química y Medio Ambiente, al menos pone de manifiesto la utilidad de la simulación estacionaria y dinámica como herramienta, no sólo para la Optimización y Diseño, sino también en el estudio del Control de Procesos.

Finalmente, también es interesante señalar que este Proyecto, por su carácter innovador abre una puerta a la investigación de posibles extensiones futuras siempre y cuando se disponga de datos reales de proceso y de mejores recursos informáticos. Los desarrollos futuros podrían considerar un planteamiento en el que se observase la posibilidad del uso de modelos rigurosos únicos que valiesen con generalidad cualesquiera que fuesen las condiciones de entrada al proceso.

Esto conduciría al funcionamiento real del controlador DMC en línea con un modelo riguroso único siempre que se contase con datos reales de proceso y un juego de modelos identificados comparable. Estos datos reales de proceso no sólo se usarían para el ajuste del modelo único antes de la elaboración de la matriz dinámica sino que, además, podrían ser empleados junto con el juego de modelos identificados para determinar las previsiones que ofrecen el modelo riguroso y los modelos identificados sobre esos datos. La contrastación de ambos resultados y la mejora de las previsiones por parte del modelo riguroso único determinarían experimental y definitivamente la viabilidad de la propuesta original realizada y le darían verdadera aplicabilidad real.

Capítulo 7

BIBLIOGRAFÍA

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Ollero de Castro, P. & Camacho, E.F. “ Control e instrumentación de procesos químicos ”. Editorial Síntesis

- [2] Luyben, W.L. “ Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers ”. McGraw –Hill

- [3] Cifuentes Ochoa, F. & González Martín, R. Apuntes de Control Multivariable Predictivo de la Cátedra Repsol

- [4] Camacho, E.F. & Bordons, C. “ Model Predictive Control in the Process Industry. Advances in Industrial Control ”. Springer Verlag (1995)

- [5] Martín Sánchez, M.J. & Rodellar, J. “ Adaptive Predictive Control. From the concepts to plant optimization ”. Prentice Hall

- [6] Shinskey, F.G. “ Process Control Systems. Application, Design and Tuning ”

- [7] Gayoso J.A. Apuntes de Estrategias de Control Avanzado de Procesos Tradicional (TAC) de la Cátedra Repsol

- [8] Luyben, W.L., Tyréus, B.D. & Luyben, M.L. “ Plantwide Process Control ”

-
- [9] Peña Díez, J.L. “ La Simulación Dinámica en el Control de Procesos ”. Ingeniería Química (Julio/Agosto 1998)
- [10] De Prada, C. “ Fundamentos de Control Predictivo de Procesos “. Ingeniería Química (Marzo 1997)
- [11] Acedo Sánchez, J. “ Control de Columnas de Destilación “. Ingeniería Química (Febrero 1995)
- [12] Manuales de usuario de Aspen Plus versión 10.0. Aspen Tech. (1998)
- [13] Manuales de usuario de Aspen Dynamics y Aspen Custom Modeler versión 10.0. Aspen Tech. (1998)
- [14] Manuales de usuario de DMCPlus versión 1.1. Aspen Tech. (1998)
- [15] Roat, Downs, Vogel & Doss. “ The Integration of Rigorous Dynamic Modeling and Control System Synthesis for Distillation Columns: An Industrial Approach “. Tennessee Eastman Company, Kingsport, TN
- [16] Huba & Mikles (eds.). “ New Trends in Design of Control Systems ”. Pergamon Press (1995)
- [17] MacAvoy & Arkun. “ Model based process control ”. Pergamon (1989)
- [18] Sistu, P.B. & Bequette, B.W. “ Model Predictive Control of Processes with Input Multiplicities ”. Chemical Engineering Science 50(6) (1995)
- [19] Wang, Liu & Brown (eds.). “ Advanced Adaptive Control ”. Pergamon Press (1995)

- [20] Clarke, D. “ Advances in Model Based Predictive control ”. Oxford University Press (1994)

- [21] Bonvin, D. (ed.). “ Advanced Control of Chemical Processes ”. Pergamon Press (1994)

- [22] “ Multivariable Control of a C₃-C₄ Splitter Column ”. AIChE (Abril 1988)

- [23] “ Application of DMC to an FCCU ”. Honeywell Meeting (Enero 1993)

Anexo 1

LA SIMULACIÓN DE PROCESOS

Anexo 1

LA SIMULACIÓN DE PROCESOS

8.1. La simulación en Ingeniería de Procesos

Dentro del conjunto de herramientas disponibles para el análisis y el diseño de procesos, la Simulación de Operaciones Unitarias y Sistemas Químicos desempeña un papel básico y fundamental, muy especialmente en aquellos procesos cuyo grado de complejidad hace inviable su estudio por métodos analíticos.

Se podría definir brevemente un simulador de procesos como un programa de ordenador o paquete informático que puede realizar cálculos de balances de materia y energía de un proceso sea éste un equipo u operación básica aislada, una unidad de planta o la planta entera misma. Por otro lado, una simulación se podría definir como un modelo matemático de ese proceso que reproduce su comportamiento ya sea en condiciones estacionarias (simulación estacionaria) o en condiciones no estacionarias (simulación dinámica).

Tal simulación, modelo matemático, ha de ser cargada en el programa simulador y ejecutada para que el simulador pueda realizar los cálculos de balances de materia y energía con el objeto de obtener los resultados de simulación. Estos resultados de simulación pueden permitir desde el cálculo y diseño de un cambiador de calor hasta el desarrollo de un plan de puesta en marcha de una compleja unidad de proceso.

Así pues, las técnicas de Simulación de Procesos se fundamentan en el desarrollo y la obtención de uno o varios modelos matemáticos del sistema que se trata

de simular. El modelo o los modelos matemáticos están constituidos por una serie de ecuaciones que representan los balances de materia, de energía, la ecuación de estado del sistema, ... Partiendo de ese modelo, se podrá obtener información del sistema por métodos analíticos. Ahora bien, en muchos casos la complejidad de la solución analítica hace necesario el uso de métodos numéricos o analógicos para su resolución, muy especialmente en el caso del régimen dinámico.

La simulación es pues una herramienta informática de desarrollo muy específica pero a la vez potente con la que se pueden resolver simultáneamente las ecuaciones de ese modelo matemático, ya sea con dependencia del tiempo (simulación dinámica) o sin que intervenga el tiempo (simulación estática).

En este punto nos podemos preguntar que más ventajas se pueden derivar de la utilización de la simulación. En la actualidad, un ingeniero de procesos, en el curso de su trabajo normal, necesita llevar a cabo cálculos de balances de materia, determinación de propiedades fisicoquímicas, determinación de rendimientos, dimensionamiento de equipos, cálculos de necesidades de potencia eléctrica, etcétera. La Simulación de Procesos puede permitir la realización de todos estos cálculos ingenieriles.

Además de realizar el diseño del proceso, el ingeniero debe además optimizarlo desde el punto de vista no sólo técnico sino también económico. Esto representa en muchos casos la realización de cálculos repetitivos, alterando unas pocas variables del proceso. El empleo de la Simulación de Procesos y el buen criterio ingenieril pueden reducir drásticamente el número de cálculos a realizar para la optimización del proceso.

Por otro lado, en la puesta en marcha de un nuevo proceso siempre será importante contar con personal que haya sido entrenado previamente en el manejo del mismo, evitando todos aquellos riesgos inherentes a una operación no adecuada durante el arranque del proceso. La Simulación de Procesos, en este sentido, puede ser también útil para el entrenamiento de personal antes de la puesta en marcha de un proceso.

Las ventajas de procesar un diagrama de flujo mediante el uso de estas herramientas informáticas no se limitan únicamente a la reducción de gastos de personal, de recursos de ingeniería y de tiempo en la etapa de diseño del proceso. La ventaja más importante es la mayor consistencia de los resultados obtenidos tras el diseño asistido por simulación y la optimización técnica y económica del proceso.

Es, asimismo, muy importante puntualizar que los resultados obtenidos mediante simulación han de ser contrastados, en lo posible, con datos reales de una planta ya existente, para evitar errores debidos a un incorrecto manejo de los simuladores o a datos erróneos de propiedades fisicoquímicas que puedan ser usados por el programa.

Suele ser práctica habitual el empleo de los resultados experimentales de propiedades fisicoquímicas en lugar de los valores que nos pueda proporcionar el banco de datos termodinámicos que utiliza el propio simulador, mucho más cuando se trata de compuestos no muy comunes.

Así pues, el verdadero potencial de la simulación aparecerá una vez que el contraste con los datos reales de proceso haya resultado positivo. Es entonces cuando las condiciones de operación de la planta objeto de estudio se pueden optimizar, con el fin de obtener un determinado objetivo ya sea la reducción de costes, la mejora de las calidades de los productos, la optimización energética, ...

8.2. La simulación estacionaria

Como ya se ha definido, la simulación estacionaria es un modelo matemático del proceso que se trata de estudiar que reproduce su comportamiento en condiciones estacionarias, efectuando tanto balances de materia como de energía para cualesquiera que sean las condiciones de entrada al proceso. La simulación estacionaria se ejecuta en el programa simulador. El simulador es un paquete o programa informático que proporciona una estructura altamente flexible capaz de adaptarse a cualquier proceso u operación básica de modo que se va confeccionando el esquema que se desea simular o

modelizar en base a los módulos de operaciones unitarias, opciones termodinámicas y banco de propiedades fisicoquímicas de que dispone el programa.

La mayoría de los simuladores estacionarios son programas abiertos permitiendo al usuario la introducción de nuevos módulos, de nuevas opciones termodinámicas o nuevos datos fisicoquímicos obtenidos experimentalmente mediante la inclusión de instrucciones en lenguaje de programación Fortran y más modernamente Visual Basic.

Con este tipo de herramienta, el ingeniero puede conseguir:

- a) La optimización de las condiciones de operación del proceso en estacionario.
- b) La revisión, mejora y ampliación del diseño previo del proceso.
- c) La identificación de cuellos de botella y el estudio de su eliminación.
- d) La reducción de consumos energéticos y la maximización de la producción.
- e) La detección de posibles causas de averías y accidentes.
- f) El diseño y desarrollo desde el comienzo del proceso.
- g) El desarrollo de estudios de viabilidad.
- h) El estudio de estrategias de control para el proceso.

8.3. La simulación dinámica

Como ya se ha definido, la simulación dinámica de un proceso es un modelo matemático de este proceso que permite determinar su comportamiento en condiciones no estacionarias mediante el uso de un programa informático denominado simulador.

Este comportamiento se traduce en la evolución a lo largo del tiempo de las variables de proceso frente a cambios en las entradas al modelo ya sean éstas las condiciones de alimentación al proceso o los puntos de consigna del sistema de control del proceso.

También se dan, por supuesto, condiciones de funcionamiento no estacionario no sólo en procesos continuos sino también en procesos discontinuos como puedan ser procesos tipo “batch” o procesos tales como la pérdida de actividad de un lecho catalítico. Estos procesos discontinuos son también susceptibles de ser simulados dinámicamente. La potencia y capacidad de cálculo de los simuladores dinámicos se fundamenta, sobre todo, en que son capaces de resolver de forma simultánea un gran número de ecuaciones donde participa la variable tiempo. Estas ecuaciones pueden ser de carácter algebraico o diferencial y pueden ser lineales o no lineales.

El modelo matemático que describe el proceso a simular estaría, por tanto, constituido por todo ese conjunto de ecuaciones que representan el comportamiento dinámico del sistema y el simulador sería aquel programa o paquete informático que resolvería ese conjunto de ecuaciones en cada ejecución empleando, para ello, técnicas de cálculo numérico computerizado.

Todos los simuladores dinámicos comerciales disponen de un banco de datos de propiedades fisicoquímicas, de un banco de modelos termodinámicos y de una librería de modelos que barre todo el espectro de las operaciones básicas más comunes en la industria química y de los elementos de control más habituales.

De un modo muy similar al de los simuladores estacionarios, los simuladores dinámicos comerciales tienen una estructura flexible que permite de una manera más o menos sencilla el desarrollo de modelos dinámicos de los procesos a simular pudiéndose combinar los distintos módulos de la librería de modelos con ecuaciones “a medida”. Incluso, el usuario de estos programas puede editar los modelos que vienen incluidos en la librería para hacerse sus propios modelos con el grado de rigor en la modelización que se desee. Un aspecto diferenciador entre los distintos productos comerciales de simulación estacionaria es, por lo tanto, el carácter más o menos abierto

que pueda tener el programa lo que determina en gran parte su mayor o menor éxito entre los usuarios de este tipo de programas.

El usuario puede conseguir mediante simulación dinámica:

- a) No sólo la mejora sino la optimización de los consumos energéticos del proceso modelado, de la capacidad de producción en procesos continuos en estado transitorio o discontinuos, teniendo presente el sistema de control.
- b) La definición, estudio y mejora de estrategias de control avanzado: por ejemplo, el estudio de una estrategia de control inferencial.
- c) La evaluación y desarrollo de procedimientos y “recetas” de parada y puesta en marcha de procesos continuos y discontinuos.
- d) La evaluación de situaciones de riesgo y emergencia para evitar en la medida de lo posible accidentes y mejorar la seguridad en el proceso.
- e) El modelizado de operaciones inherentemente discontinuas: reactores tipo “batch”, destilaciones discontinuas, lechos de adsorción en configuración de tipo dual paralelo, ...
- f) El desarrollo y uso de modelos fisicoquímicos rigurosos para el control multivariable predictivo MBPC en lugar de los habituales modelos identificados. El estudio de la viabilidad de esta propuesta es de lo que trata el presente Proyecto Fin de Carrera.
- g) La interconexión del sistema de control de proceso con el simulador dinámico como herramienta de optimización en línea.
- h) El entrenamiento de personal de planta y la mejora de los procedimientos de operación que se están empleando en ésta.

8.4. Avances en la simulación dinámica

La implantación de los simuladores dinámicos de proceso se ha ido realizando a lo largo del tiempo más lentamente que en el caso de los simuladores estacionarios. Ello ha sido debido a la dificultad que supone el planteamiento de modelos relativamente complejos que incluyen múltiples ecuaciones diferenciales, así como a los mayores requerimientos de computación que suelen acompañar al desarrollo de estos modelos.

Tradicionalmente, los costes de desarrollo y mantenimiento de este tipo de técnicas han sido muy elevados con lo que una gran parte de los desarrollos existentes en el mercado se han centrado en aspectos muy específicos de proceso que pudieran resultar críticos para justificar la inversión a realizar.

Sin embargo, en los últimos años, esta situación ha cambiado. El aumento de la capacidad de cálculo y de la velocidad de computación de los ordenadores ha facilitado la aparición en escena de nuevos programas de simulación dinámica más asequibles y con aplicaciones más generales. La nueva generación de paquetes de simulación dinámica, entre los que destacan Aspen Dynamics & Custom Modeler de Aspen Tech., HYSYS de Hyprotech y PROTISS de Simulation Sciences, facilitan el desarrollo de modelos relativamente complicados sobre plataformas más accesibles tipo PC.

Pero, sobre todo, ofrecen una significativa reducción de recursos materiales y humanos necesarios para el desarrollo de estos modelos. Esto redundará principalmente en la reducción del tiempo necesario para el desarrollo de un modelo dinámico riguroso de las unidades de proceso más comunes.

Además, los nuevos simuladores dinámicos han sido dotados de una interfaz gráfica más cómoda y amigable, similar a la de los simuladores estacionarios. El usuario ya puede olvidar la poco gratificante experiencia que suponía el desarrollo de modelos en condiciones no estacionarias por edición en formato texto, incluso de las unidades

más simples (ver figura 2 en la página siguiente), en los sistemas de simulación que existían hasta hace bien poco como el programa SPEEDUP de Aspen Tech.

Se podría decir en defensa de SPEEDUP y de otros simuladores que usan un entorno similar, poco potente gráficamente donde ha de editarse el modelo (figuras 1 y 2), que los modelos que desarrollan estos simuladores son modelos completamente abiertos y personalizables y que para la elaboración de éstos es preciso tener un conocimiento profundo del proceso a simular mientras que los modelos que se pueden elaborar con Aspen Dynamics y similares son cerrados (los que nos proporciona la librería de modelos del programa) y que cualquiera, sin un conocimiento previo del proceso, puede comenzar el desarrollo del modelo pudiendo incurrir en graves errores.

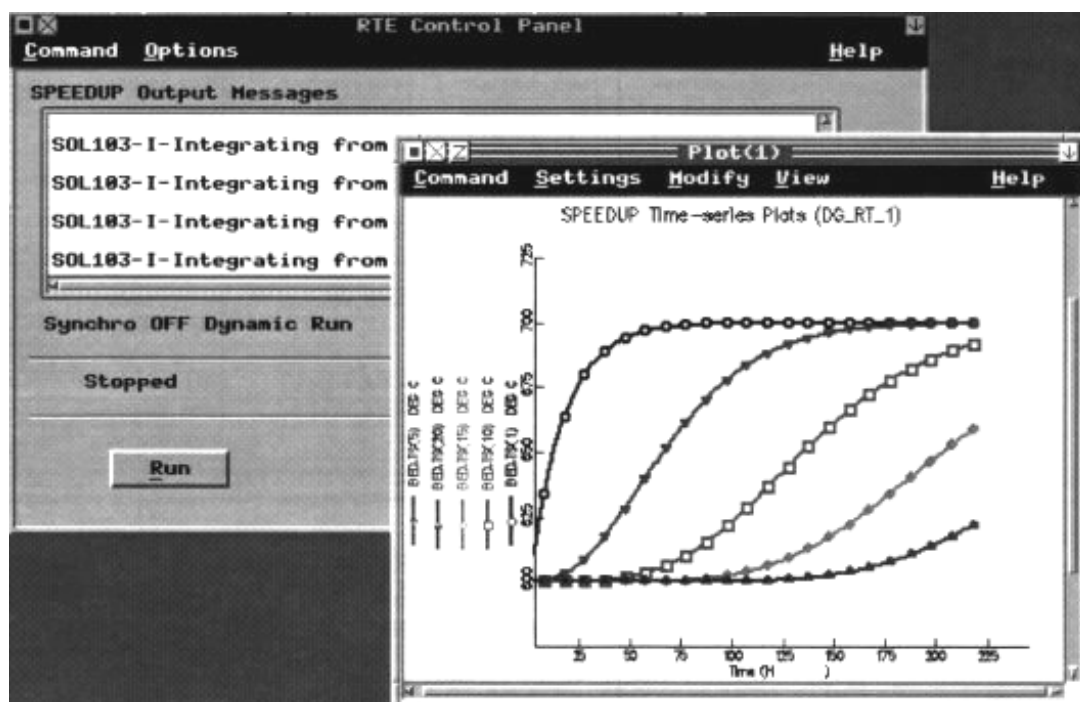


Fig. 1. Entorno gráfico de SPEEDUP de Aspen Tech.

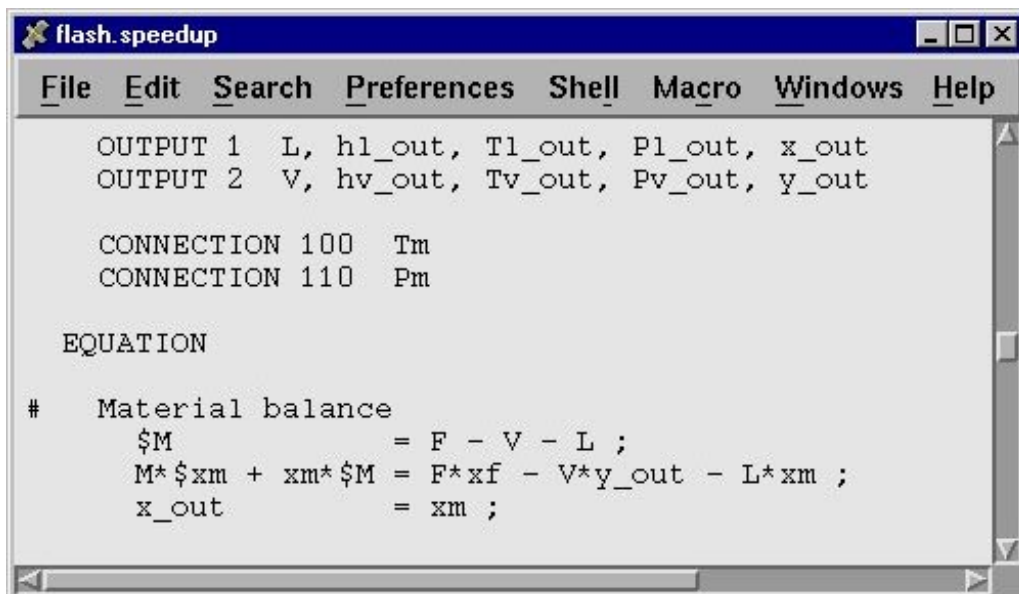
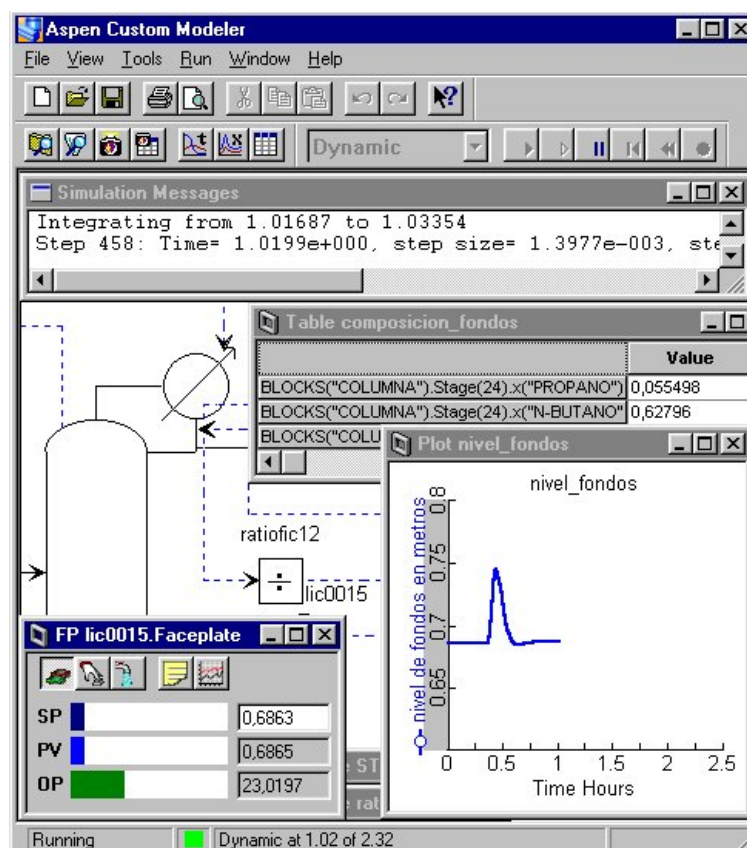
Fig 2. Editor *nedit* de modelos del simulador SPEEDUP.

Fig 3. Entorno gráfico de Aspen Custom Modeler de Aspen Tech.

Estas afirmaciones no son totalmente ciertas: mientras que Aspen Custom Modeler permite la elaboración de modelos abiertos perfectamente personalizables (en inglés “custom” significa personalizar) a la medida del usuario y exige el conocimiento del proceso a modelizar, Aspen Dynamics es una potente herramienta gráfica (figura 3) y el motor de simulación de los modelos desarrollados con Custom Modeler.

Además, la generalización de las tecnologías de programación orientada a objetos permite asimismo una perfecta integración de estos programas informáticos con el resto de herramientas del usuario, como hojas de cálculo, los simuladores estacionarios y programas de diseño de control, muy especialmente en el área del Control Multivariable Predictivo. El presente Proyecto Fin de Carrera es un claro ejemplo de esto. Por otro lado, el desarrollo de modelos muy complejos tampoco supone una dificultad para las nuevas herramientas pues es posible la elaboración de modelos dinámicos a gran escala con sistemas informáticos que permiten repartir la carga total de computación entre varios equipos trabajando en paralelo.

Todo esto se traduce en una mayor aceptación de estos paquetes informáticos por parte de las empresas e ingenierías del sector químico. El éxito no es completo pues, en la práctica, la simulación estacionaria sigue siendo la técnica más frecuentemente utilizada para representar el comportamiento dinámico de un sistema, a través de multiples casos estudiados en estado estacionario. La flexibilidad y sencillez de esta forma de proceder proporciona resultados muy aceptables en áreas como la de la Optimización de Procesos pero no en áreas como la del Control de Procesos donde no sólo es importante saber el estado estacionario inicial y el final sino también conocer cual es la evolución transitoria entre estado y estado.

En efecto, una de la características más interesantes de las herramientas dinámicas de simulación es que permiten al usuario disponer de una visión más completa de las interacciones entre las distintas unidades de proceso y el sistema de control de modo que una de las áreas en las que su aplicación puede presentar un mayor potencial es la del Control de Procesos, muy especialmente en el área de desarrollo de modelos dinámicos multivariables predictivos.

Precisamente en este aspecto se basa el planteamiento de este Proyecto Fin de Carrera: el desarrollo de modelos fisicoquímicos rigurosos (“first principle models”) que puedan reemplazar a los modelos identificados para el Control Multivariable Predictivo. Aunque las conclusiones a las que se lleguen no resulten totalmente positivas, los resultados de simulación desde luego siempre podrían ser utilizados en un proyecto convencional de Control Multivariable Predictivo para:

- La definición del proyecto y una evaluación económica previa del mismo.
- La determinación de la importancia de cada una de las variables que sean candidatas a manipuladas, controladas y de perturbación en el controlador.
- El desarrollo de correlaciones inferenciales que hayan de ser cargadas en el controlador multivariable.
- La simulación de pruebas en escalón para optimizar la duración de las pruebas reales en planta y los recursos que se van a consumir en éstas.

Como norma general, la elaboración de un modelo fisicoquímico riguroso fiable puede llevar el doble o incluso el triple del tiempo necesario para desarrollar un modelo estacionario del mismo proceso. Sin embargo, la disponibilidad previa de un modelo estacionario fiable simplifica enormemente el trabajo de desarrollo del dinámico. Aún así, el esfuerzo que supone la recopilación y depuración de datos de planta necesarios para contrastar los modelos estacionario y dinámico suelen implicar mucho más tiempo que el desarrollo de los propios modelos con lo que es preciso establecer un equilibrio entre el rigor de los modelos y el tiempo invertido en su desarrollo.

La transformación del modelo estacionario en el modelo dinámico suele ser muy sencilla una vez que el modelo estacionario ha sido enriquecido con los necesarios parámetros geométricos de cada uno de los equipos del proceso. Una vez hecho esto el

modelo estacionario será exportado al simulador dinámico; por ejemplo, de Aspen Plus a Aspen Dynamics siendo preciso incorporar la configuración del esquema regulatorio básico que emplea el proceso ya dentro del programa Aspen Dynamics.

8.5. Productos comerciales de simulación

Desde relativamente hace poco tiempo, los productos comerciales de simulación se vienen comercializando, a precios relativamente asequibles. Estos programas informáticos no sólo son accesibles para las ingenierías o las empresas sino que también pueden ser adquiridos a precios más bajos por las escuelas de ingeniería para la formación de alumnos bajo la fórmula de licencias académicas.

Los paquetes comerciales se han ido renovando continuamente a lo largo de los años, en la mayoría de los casos basándose en la experiencia de los propios usuarios, lo que ha permitido la actualización de estos productos a precios relativamente bajos. Sin embargo, también se ha ido produciendo una selección natural de modo que, actualmente el número de opciones comerciales de calidad se ha reducido enormemente. En la siguiente tabla se muestran los productos de simulación estacionaria y dinámica que, en la actualidad tienen mayor aceptación:

Tabla 1. Principales programas de simulación

SIMULADOR	COMPAÑÍA	APLICACIÓN
Aspen Plus 10.0.	Aspen Tech.	Simulación estacionaria
Aspen Dynamics & Custom Modeler 10.0.	Aspen Tech.	Simulación dinámica
HYSYS 1.2.	Hyprotech	Simulación estacionaria
HYSYS 1.2.	Hyprotech	Simulación dinámica
ChemCAD 4.0.	Chemstations	Simulación estacionaria
PROTISS	Sim. Sciences	Simulación dinámica

Entre todos destacan las soluciones informáticas proporcionadas por la empresa Aspen Tech., empleadas para la realización este Proyecto Fin de Carrera:

1. Aspen Plus versión 10.0.: Se trata de uno de los mejores simuladores estacionarios disponibles en el mercado y su empleo está muy extendido a escala mundial por su facilidad de manejo, sus potentes bancos de datos y las multiples utilidades que ofrece: manejo de sólidos, electrolitos y polímeros, incorporación de módulos de optimización y de cálculo de costes, ...
2. Aspen Custom Modeler versión 10.0.: Este programa de simulación dinámica permite la elaboración de modelos dinámicos del proceso a simular “a medida” y con el rigor que se desee. Su uso también empieza a estar muy extendido en las industrias e ingenierías del sector. Presenta perfecta compatibilidad con el simulador Aspen Plus, manejando ambos los mismos bancos de propiedades fisicoquímicas y modelos termodinámicos.
3. Aspen Dynamics versión 10.0.: Es el motor de simulación dinámica de procesos. Presenta una perfecta compatibilidad con los dos anteriores. Sin embargo, no está preparado para la elaboración de modelos personalizados por el usuario. A diferencia de Custom Modeler, los modelos que se pueden elaborar en Dynamics no son modelos abiertos, son modelos completamente cerrados. Aspen Dynamics & Custom Modeler constituyen un binomio que ofrece todas las herramientas de SPEEDUP pero con una interfaz con el usuario mucho más amigable, similar a la del simulador Aspen Plus.

Anexo 2

EL CONTROLADOR COMERCIAL DMC

Anexo 2

EL CONTROLADOR COMERCIAL DMC

9.1. Introducción

El Control Multivariable Predictivo (MBPC) constituye en la actualidad el estado del arte en el área del Control de Procesos. La tecnología MBPC se emplea hoy en día en multitud de campos, destacando las aplicaciones en el refinado del petróleo, la industria petroquímica, papelera, alimentaria, de los plásticos, de los fertilizantes,...

Con el paso de los años, se han desarrollado distintos algoritmos MBPC, la mayoría de los cuales quedan obsoletos incluso antes de su publicación dado el gran dinamismo de este campo del Control de Procesos y, aunque existe un parecido notable entre los distintos algoritmos, el que más éxito ha tenido con diferencia es el algoritmo DMC, desarrollado primero por la empresa DMCCorp. y actualmente distribuido por Aspen Tech. Aunque en este anexo se presente de forma genérica el control MBPC, las referencias a aspectos concretos se harán para DMC.

Entre las muchas mejoras que pueden derivarse del empleo del control MBPC en lugar del Control Tradicional o las técnicas de Control Avanzado cabe destacar:

- a) Permite la solución de problemas de control con comportamientos dinámicos no usuales: largos tiempos muertos, respuesta inversa, ...
- b) Maneja directamente problemas de control interactivos de tipo multivariable como, por ejemplo, el acoplamiento que se produce en el control de

columnas de destilación cuando se trata de controlar simultáneamente las calidades de los productos de cabeza y de fondos.

- c) Posee una compensación inherente de los retardos puros del sistema.
- d) Introduce de modo natural la acción de control en adelanto para la compensación de perturbaciones medibles.
- e) Es particularmente atractivo para el personal de planta que posee una formación limitada en problemas de control.
- f) Su aplicación puede ampliarse a la optimización en línea enriqueciendo el modelo que usa el controlador con la adecuada información económica.

9.2. El sistema DMC

El controlador comercial DMC de Aspen Tech., también denominado DMCPlus, es un controlador multivariable predictivo usado, en la actualidad, en multitud de procesos industriales con el objeto de conseguir la implementación de un control multivariable óptimo con restricciones. El controlador DMC es capaz de maximizar el beneficio económico del proceso que regula garantizando un control no agresivo, reduciendo el impacto de perturbaciones y proporcionando una operación de proceso consistente en la que no se violan las restricciones del sistema.

El paquete informático DMCPlus contiene software diseñado para:

- Evaluar gráficamente los datos de respuesta de planta capturados durante la fase de “step-tests” de planta del proyecto DMC. Tales datos son vitales para desarrollar, fuera de línea, un modelo matemático MIMO del proceso empleando la herramienta DMCModel de DMCPlus.

De hecho, DMCMModel ha sido la única herramienta usada durante este Proyecto para la elaboración de tal modelo matemático de entradas-salidas.

- Desarrollar un modo de representación dinámica, numérica y multivariable de la respuesta del proceso ante cambios en las condiciones de entrada.

Se emplearán técnicas de identificación para desarrollar el modelo matemático y para encontrar todas las relaciones de interdependencia que se producen simultáneamente entre las entradas y las salidas del modelo.

Las herramientas de identificación se encuentran también dentro de DMCMModel pero su utilización, en este Proyecto, se hará coherentemente con el planteamiento propuesto: el empleo de modelos fisicoquímicos rigurosos desarrollados mediante simulación en lugar de los identificados.

- Evaluar gráficamente los resultados de la identificación del modelo obtenido, también con DMCMModel. Caso de que dispusiese de datos de “step-tests” de planta, se podría usar esta utilidad con el objeto de comparar las respuestas que proporciona el modelo matemático desarrollado con los resultados de las pruebas de “step-tests” reales de planta.

Este hecho habría resultado muy interesante en este Proyecto: si se hubiese dispuesto de datos de pruebas de “step-tests” y de modelos desarrollados mediante identificación para el proceso se podría haber comparado las predicciones que proporciona el modelo fisicoquímico riguroso desarrollado, en el Proyecto, mediante simulación con los datos reales de “step-tests” y con las predicciones conseguidas para un modelo identificado comparable.

Tal análisis habría sido útil para determinar si mediante simulación se puede conseguir un modelo que cargue a DMC mejor que los identificados o, al menos, comparable, lo que habría servido para corroborar la viabilidad de la nueva óptica propuesta para el control multivariable predictivo.

- Identificar e incorporar las restricciones de proceso, de equipamiento, de seguridad y medio ambiente. Tal aspecto y los siguientes ya no son objeto del presente Proyecto Fin de Carrera.
- Desarrollar unos objetivos de control del proceso (beneficio máximo) empleando información económica del proceso recogida para tal proposito.
- Simular el comportamiento del controlador fuera de línea (*off-line*) y ajustar sus parámetros (sintonización) empleando DMCSimulate y DMCBuild.
- Generar el archivo de sintonización en línea (*on-line*) del controlador, lo que es necesario para llevar a cabo la predicción, la optimización local y los cálculos de movimiento del controlador multivariable DMC.
- Implementar finalmente el controlador multivariable en línea.

DMCPlus ha sido desarrollado para ayudar a incrementar la rentabilidad de plantas en operación a gran escala, permitiendo a los usuarios identificar el comportamiento dinámico del proceso matemáticamente y controlándolo lo más cercanamente posible al óptimo económico. Tal aspecto permite modos de operación en las condiciones más favorables: máximos rendimientos, máximas conversiones o mínimos costes de operación de planta. Por ello, las principales características de DMCPlus podrían ser resumidas de la siguiente forma:

- Control multivariable de procesos con varias variables a regular mediante la manipulación simultánea de varias variables manipuladas.
- Alta interactividad entre las variables de entrada y de salida del proceso. Identificación del modelo matricial dinámico del proceso.

- Incorporación del control en adelante. Consideración de las perturbaciones medibles que afecten apreciablemente al control como variables de entrada.
- Manejo de restricciones sobre las variables de entrada y salida del modelo, e incluso sobre la velocidad de variación de las variables manipuladas.
- Optimización económica empleando algoritmos de programación lineal.

Un controlador multivariable DMC con una variable manipulada y una variable controlada puede tener, al menos, el mismo rendimiento que un controlador PID tradicional. Sin embargo, la implementación de un controlador DMC solamente estará justificada en procesos industriales a gran escala donde existan problemas de control multivariable difícilmente abordables por parte de un control regulatorio basado en lazos simples de control con algoritmo PID.

Además, el Control Multivariable Predictivo cubre otras lagunas del Control Tradicional. Los problemas de elevada interactividad entre las variables de entrada y de salida que derivan en situaciones tales como el acoplamiento en el control simultáneo de las calidades de cabeza y de fondos de muchas destilaciones no pueden ser resueltos con el Control Básico. Un proceso es considerado interactivo cuando cada variable de salida de proceso se ve afectada simultáneamente por varias variables de entrada y viceversa.

El controlador multivariable predictivo DMC puede manejar procesos donde el número de grados de libertad resulte positivo, negativo o nulo. En la terminología del control multivariable un proceso se considera **cuadrado** cuando en él no hay grados de libertad. En un proceso cuadrado el número de variables independientes disponibles es igual al número de variables dependientes a controlar de modo que el proceso tendría un único punto de operación.

Un proceso se denomina **estrecho** cuando, en él, el número de variables a controlar estrechamente es superior al número de variables independientes disponible de

modo que el número de grados de libertad del proceso resulta negativo. En este caso, el controlador multivariable no podrá ser capaz de satisfacer todas las peticiones de control que se le están efectuando de modo que será preciso definir en el controlador una serie de prioridades con el objeto de que pueda llevar a cabo su cometido de control.

Para abrir una ventana de operación para el controlador, habrá que indicarle que objetivos de control son los de mayor importancia, cuales pueden ser relajados y hasta que punto pueden ser relajados. De hecho, el controlador multivariable predictivo DMC tendrá en cuenta la importancia relativa de cada una de las variables controladas a través de los denominados factores “*equal concern error factors*”, los cuales son parámetros de configuración y sintonía de DMC.

Para cada variable controlada existirá un “*equal concern error factor*” que determinará el peso de esa variable de salida del modelo en el esquema de prioridades del controlador cuando se produzcan grandes perturbaciones externas que amenacen con causar violaciones en el control del sistema.

Finalmente, un proceso se considera **ancho** cuando, en él, el número de grados de libertad resulte positivo. En este tipo de procesos, existe un mayor número de variables independientes que de controladas de modo que la ventana de operación es amplia. Hay muchos modos de operación y todos son perfectamente válidos.

Por ello, habrá que indicarle al controlador multivariable un criterio para que pueda discriminar entre los distintos puntos de operación y, así, elegir el mejor. Este criterio será el económico, entrando en juego, en este instante, el algoritmo de programación lineal (LP): el controlador deberá operar en aquel punto que garantice un beneficio máximo o un coste mínimo. La situación es reconocida por el controlador multivariable DMC como un problema de optimización y lo tratará de resolver usando el algoritmo de programación lineal.

Para resolver el algoritmo es preciso introducir en el módulo LP del controlador la información económica necesaria. Esta información viene expresada en forma de

costes unitarios de movimiento de cada una de las variables manipuladas. Estos costes unitarios son otros parámetros del controlador DMC que se denominan LPCOSTS. La solución que proporcionará el algoritmo de programación lineal será el óptimo económico aunque esta solución debe satisfacer todas las restricciones establecidas.

De todo lo anteriormente dicho trasciende la enorme importancia que tiene la determinación del número de grados de libertad del proceso para el que se vaya a implementar un controlador multivariable. El número de grados de libertad será la diferencia entre el número de variables independientes y dependientes en el proceso. Si se desea controlar una variable dependiente en un valor fijo entonces el controlador pierde un grado de libertad, pero si se quiere controlar ésta en un determinado rango entonces el controlador gana libertad, tanto más cuanto más amplio sea dicho rango.

Exactamente lo mismo pasa con las variables independientes del proceso; cuanto más estrecho sea el rango en el que está permitido el movimiento de una variable manipulada menor será la libertad que tenga el controlador.

9.3. Terminología

Las variables que emplea el modelo matricial MIMO (entradas y salidas multiples) del controlador multivariable comercial DMC pueden ser clasificadas como :

- Variables dependientes:
 - Variables manipuladas: MV's.
 - Variables de perturbación o "*feedforward*": DV's o FF's.
- Variables independientes:
 - Variables controladas: CV's.
 - Variables de restricción.

Las **variables manipuladas** son variables que el controlador multivariable puede ajustar, siempre dentro de unos límites, para efectuar el control del proceso. Directa o indirectamente, son las válvulas de control sobre las que el controlador DMC manda ordenes de apertura y cierre para la regulación del proceso.

Ahora bien, dado que por debajo del controlador multivariable siempre existirá un esquema de control regulatorio básico, entonces las variables manipuladas serán, más bien, los puntos de consigna de los controladores que constituyen ese sistema regulatorio básico. Junto con las variables de perturbación, las manipuladas son variables independientes de proceso, pero, a diferencia de las de perturbación, son variables de salida del modelo del controlador.

Las **variables de perturbación** son variables que influyen en el control del proceso pero que en modo alguno pueden ser manipuladas por el controlador multivariable, como, por ejemplo, la temperatura ambiental o las condiciones de alimentación a la unidad o proceso. Únicamente se tendrán en cuenta como variables perturbadoras aquellas medibles cuya influencia en el sistema a controlar sea lo suficientemente importante.

Las **variables controladas** son las que responden a cambios en las variables independientes del modelo pero que no pueden ser manipuladas directamente por el controlador. Mejor dicho, es preciso ajustar simultáneamente las variables manipuladas para conseguir el resultado de control deseado en las variables controladas, teniendo presente el valor que puedan tener las variables de perturbación.

Un buen ejemplo de variables controladas son las purezas de los productos del proceso. Las variables controladas son variables dependientes de las manipuladas y de las de perturbación y son siempre variables de entrada al modelo del controlador.

Las **variables de restricción** son variables que han de ser controladas, no en un punto de consigna como las variables CV's, sino dentro de un rango. Como las

variables controladas, las variables de restricción son variables de entrada al modelo del controlador, dependientes de las variables manipuladas y de las de perturbación.

En la siguiente figura se representa el esquema elemental de funcionamiento del controlador DMC actuando sobre el proceso que trata de controlar.

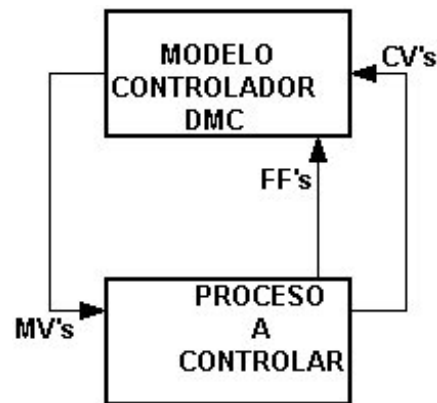


Figura 1. Terminología básica.

Únicamente las variables manipuladas son variables de entrada del modelo matemático mientras que el resto son variables de salida. Este modelo matemático es un modelo matricial; por ello, la denominación del controlador: DMC de “*Dynamic Matrix Controller*”. En el modelo, las variables dependientes conforman un vector de variables a controlar que se puede expresar como el producto de una matriz de coeficientes multiplicada por el vector de variables independientes (manipuladas y de perturbación).

El modelo está representado por esa matriz dinámica de coeficientes que son, sencillamente, los valores numéricos minuto a minuto de los cambios en las variables dependientes a lo largo del tiempo resultantes de la aplicación de un escalón unitario en unidades de ingeniería en cada una de las variables independientes. Además, el modelo matricial cumple los principios de linealidad y superposición.

En resumen, el modelo que emplea el controlador DMC es un modelo matricial dinámico representado por la matriz dinámica del controlador. Un buen ejemplo de

matriz dinámica de un controlador multivariable DMC sería el representado en la figura nº. 2. Este modelo contaría con cuatro variables dependientes y tres independientes. Las variables independientes están ordenadas por filas y las dependientes por columnas, de modo que cada columna representa la influencia que tiene cada variable independiente sobre la variable dependiente de esa columna. En realidad, cada celda de la matriz representa el modelo vectorial de un subproceso cuya entrada sería la variable independiente fila y cuya salida sería la variable dependiente columna correspondiente.

Puede ocurrir que una variable independiente fila no afecte en modo alguno a cierta variable dependiente columna o que su influencia sea tan pequeña que resulta despreciable o inapreciable. En ese caso, no aparecerá curva alguna de subproceso en la celda correspondiente de la matriz dinámica.

Eso es lo que ocurre en la matriz dinámica del controlador DMC representada en la figura nº. 2: la influencia que pueda tener la variable manipulada punto de consigna del controlador de caudal FC101 (FC101.SP) en la variable a controlar PV101 es tan pequeña que no merece la pena tenerla en cuenta en la matriz dinámica del controlador.

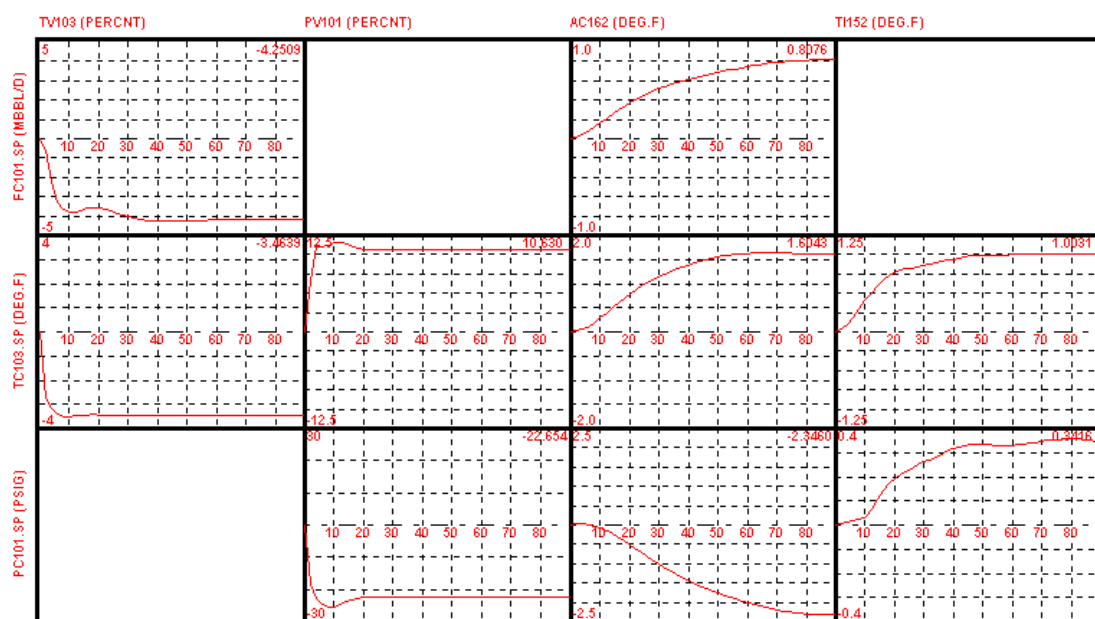


Figura 2. Modelo matricial del controlador multivariable comercial DMC.

Hay que hacer notar que, en este ejemplo de modelo matricial, no hay variables de perturbación pues todas las variables independientes son puntos de consigna del esquema regulatorio básico que subyace por debajo del controlador multivariable DMC.

En cada gráfica se puede observar que tras un periodo de tiempo más o menos largo se alcanza un valor estable. Dicho valor viene representado junto a la gráfica y no es más que la ganancia alcanzada en estado estacionario por la variable dependiente cuando se ha aplicado un escalón unitario en la independiente.

9.4. Diseño y comisionado de un controlador DMC basado en modelos identificados

Los pasos requeridos para el diseño y comisionado de un controlador DMC son:

1. Siempre que sea necesario, la instalación previa de un sistema de captura y recogida de datos de planta SCADAA y la modificación del sistema regulatorio básico para que acepte las ordenes del controlador multivariable.
2. La revisión del sistema regulatorio básico y sus sintonías. Previamente a la realización de pruebas en planta, hay que comprobar que toda la instrumentación se haya en perfectas condiciones y hay que revisar y, en su caso, refinar la sintonización de los controladores que configuran el esquema regulatorio básico. Incluso, a veces, es preciso replantear todo este esquema.

Esta etapa es vital pues el buen comportamiento del controlador DMC depende considerablemente del funcionamiento del esquema de control regulatorio básico subordinado. Esta fase durará a lo sumo dos días.

3. La realización de los “pre-tests” en planta, previos a las verdaderas pruebas de “step-tests”. Como en los “step-tests”, pero a modo de estudio preliminar,

se aplicarán escalones sobre cada una de las variables manipuladas y se monitorizará la respuesta en las controladas.

Con ello se adquirirá información preliminar sobre el comportamiento dinámico del proceso, los tiempos de establecimiento (horizontes de tiempo hacia el estado estacionario), la sintonización del controlador, la amplitud que hay que imprimir a los movimientos en las variables manipuladas en la fase de “step-tests” y la calidad de las señales procedentes del sistema DCS.

Durante esta fase de “pre-tests”, el proceso debe operar con la estructura de control que requiere el controlador multivariable para verificar aún más la fiabilidad de la instrumentación de planta. Tal estructura de control fue establecida en las dos fases anteriores del diseño y comisionado del controlador. Se estima una duración aproximada de tres días para la realización de estas pruebas “pre-tests” en planta.

4. La realización sistemática de “step-tests” en planta variando el mayor número de variables manipuladas con el objeto de determinar los efectos en las principales variables a controlar junto con la captura y almacenamiento de los resultados de las pruebas en tiempo real.

Esta fase es clave y el éxito en el diseño del controlador DMC depende en gran medida de lo bien o mal que se hagan estas pruebas en planta. Durante la realización de los “step-tests”, el proceso puede operar con normalidad, no siendo ni siquiera necesario que se encuentre en estado estacionario.

Únicamente, se debe mantener la configuración y sintonización final del esquema regulatorio básico siendo preciso además de que los movimientos de compensación en las variables manipuladas para el mantenimiento de la producción normal no sean realizados con una sincronización perfecta.

Durante la fase de “step-tests” se han de tomar datos minuto a minuto durante las 24 horas del día. Por ejemplo, para una unidad de crudo, la fase de “step-tests” puede durar entre 10 y 14 días.

Cada variable manipulada (cuatro en el caso de este Proyecto) se mueve una media de 10 veces en los “step-tests” sin que se mueva a la vez ninguna otra variable manipulada y generalmente se espera un tiempo del orden del horizonte de tiempo hacia el estado estacionario (hora y media en el caso de este Proyecto). En virtud de ello, para la realización de los “step-tests” de un proyecto DMC para la Despropanizadora, pero basado en la identificación, se requeriría como mínimo $4 \times 10 \times 1,5$ horas = 2,5 días pero se podría estimar, de una forma conservadora, una duración de una semana.

5. El desarrollo de un modelo dinámico del proceso a partir del análisis de los datos de “step-tests” y el uso de las herramientas de identificación. Antes del desarrollo del modelo matricial dependiente del tiempo es preciso efectuar, en algunos casos, la transformación de algunas variables controladas, el filtrado de los datos y su adecuación al formato de DMCMModel, así como la eliminación de porciones de datos malos producidos por un funcionamiento deficiente en algún controlador, por errores de medida en algún indicador o por cualquier otra circunstancia que haga pensar que esa porción de datos no es válida para la determinación de la matriz dinámica del controlador.
6. La adquisición de la necesaria información económica sobre el coste o beneficio que involucra el movimiento de cada una de las variables manipuladas, así como el establecimiento de la función objetivo para el algoritmo de programación lineal con todas sus restricciones.
7. El establecimiento de factores de supresión de movimiento en las variables manipuladas y de “*equal concern error factors*” en las controladas.

8. El ensayo del controlador multivariable DMC fuera de línea, sin conexión al proceso en tiempo real, usando el *software* proporcionado para tal propósito.
9. La carga en la computadora de control de proceso del archivo de sintonías del controlador cuando se encuentre en línea de proceso.
10. La sintonización del controlador DMC en modo lazo abierto.
11. El comisionado y seguimiento del funcionamiento del controlador en línea y el refinado de su sintonización si se hiciese necesaria.

9.5. Parámetros de sintonización del controlador DMC

Los factores de supresión de movimiento (*“move suppression factors”*) y los factores *“equal concern error factors”* son parámetros de sintonización primaria del controlador comercial DMC. Aunque no es objeto de este Proyecto la sintonización de estos parámetros parece muy interesante explicar a que atiende su existencia.

Para cada variable manipulada existirá un factor de supresión de movimiento mientras que para cada variable controlada existirá un *“equal concern error factor”*. Los factores de supresión de movimiento penalizan la amplitud de los movimientos a realizar en las variables manipuladas durante cualquier acción de control que realice el DMC. De este modo, se evitarán acciones de control excesivamente agresivas.

Por otro lado, los *“equal concern error factors”* permiten al usuario especificar que variables a controlar son prioritarias y cuales no lo son, tanto cuantitativa y como cualitativamente. Esto tiene especial interés en procesos en los que no se dispone de grados de libertad y en los que es imposible satisfacer todos los requerimientos de control sin salirse de las restricciones de proceso.

Incluso, las últimas versiones del controlador comercial DMC permiten especificar para cada variable controlada valores del “*equal concern error factor*” menores para cuando tal variable controlada se encuentre próxima a sus límites superior e inferior de modo que el controlador pondrá una mayor atención automáticamente sobre aquellas variables controladas que se aproximen a sus límites.

El tercer tipo de parámetro importante a ajustar dentro de un controlador comercial DMC es el de costes. Los costes *LPCOSTS* son los costes asociados al movimiento de cada variable manipulada.

Cuando el controlador puede satisfacer todos los requerimientos que se le han hecho y aún dispone de grados de libertad adicionales, es posible mover el punto de operación del proceso hacia otro punto de operación cuyo beneficio asociado sea mayor. Para que el controlador sea capaz de moverse hacia el punto óptimo, tiene que tener información sobre los costes del proceso, el precio de los productos, el coste de la carga y de los consumos energéticos, ... Toda esta información puede quedar condensada en un coste asociado a un movimiento en escalón unitario en cada variable manipulada. Tal coste unitario es el *LPCOST* de la correspondiente variable manipulada. Con los *LPCOSTS* y el algoritmo LP, se podría encontrar entonces aquel punto de operación económicamente óptimo del que se hablaba antes.

Estos tres parámetros son los parámetros de sintonización primaria del controlador DMC. Tales parámetros determinan conforme a lo dicho el comportamiento del controlador. Son parámetros que no se encuentran, sin embargo, accesibles o disponibles para el operador del sistema de control. Solamente puede ser el técnico de control quien determine cuales son los valores que deben tener estos parámetros.

Cuando el controlador DMC esté conectado y dirigiendo el esquema regulatorio básico de control de proceso, el operador de control sí puede establecer otros parámetros de funcionamiento del controlador: el número de variables controladas no críticas disponibles para el controlador y cuales son, los rangos en los que estas variables controladas deben permanecer, el número de variables manipuladas no críticas

disponibles para el controlador y cuales son y los rangos en los que estas variables manipuladas deben permanecer.

En todo diseño de un controlador comercial DMC, se debe elegir un determinado número de variables como potenciales variables a controlar y un determinado número de variables como potenciales variables manipuladas. Dentro de todo este conjunto de variables, las variables controladas críticas son aquellas que por su importancia determinan la desconexión del controlador DMC si no están disponibles y las variables manipuladas críticas son aquellas que no permiten la reconexión del controlador DMC si tampoco estuviesen disponibles.

El resto de variables manipuladas y controladas no son críticas y es el operador quien normalmente decide cuales pueden estar disponibles para el controlador DMC. Por otro lado, el controlador siempre respetará los rangos impuestos en las variables manipuladas sean críticas o no. Sin embargo, en el caso de las variables controladas, el controlador intentará mantener todas las CV's dentro de los límites que especifique el operador, pero cuando no exista una solución que permita cumplir todas las restricciones, el controlador relajará aquellas que considere de menor importancia.

9.6. El controlador comercial DMC en este Proyecto

El presente Proyecto se quedaría, dentro del comisionado y diseño del controlador DMC, en el quinto punto y siempre bajo el punto de vista de los modelos fisicoquímicos rigurosos. Se ha optado por desarrollar un modelo dinámico de la Despropanizadora mediante simulación dinámica empleando Aspen Dynamics y Aspen Custom Modeler en lugar de utilizando técnicas de identificación.

Habiéndose establecido previamente cuales son las variables manipuladas, variables a controlar por DMC y variables de perturbación, se elaborará el modelo fisicoquímico riguroso (*“first principle model”*) emulando los *“step-tests”* de planta mediante simulación en Aspen Custom Modeler mediante la programación de tareas y

guiones en lenguaje *Visual Basic Script*. Para cada variable manipulada y para cada variable de perturbación, se emulará un escalón. Los resultados obtenidos describen el comportamiento dinámico de cada variable controlada cuando se produce un escalón en la correspondiente variable independiente, es decir, configuran la fila de la matriz dinámica del controlador correspondiente a esa variable manipulada o de perturbación.

Para conseguir el fichero que contiene toda la información de la matriz dinámica que utilizaría el controlador multivariable DMC basado en una modelización fisicoquímica rigurosa se puede optar por dos alternativas:

1. Los resultados de simulación de “steps” pueden ser usados directamente para editar, fuera de DMCMModel, dicho fichero.
2. Los resultados de simulación de escalones para cada variable independiente pueden ser exportados a DMCMModel para generar una a una las filas que componen la matriz dinámica del controlador mediante la aplicación de las herramientas que tiene el propio programa.

Una de las principales razones que han impulsado este Proyecto radica en que la validez de los modelos rigurosos desarrollados mediante simulación puede ser apreciablemente más amplia que la de los modelos identificados pues se puede tratar de conseguir un modelo riguroso único sean cuales sean las condiciones de entrada al proceso, mientras que en el caso de la identificación es preciso la elaboración de un juego de modelos válidos para distintas condiciones de entrada. Para conseguir este propósito, es preciso la generación de un modelo linealizado del proceso lo que simplificaría el trabajo de generación de la matriz dinámica del controlador DMC.

La matriz así obtenida valdría para todas las posibles entradas al controlador dado que los coeficientes de tal matriz serían funciones lineales de esas mismas condiciones de entrada. Desarrollando una interfaz adecuada por programación de un módulo que pueda automatizar la linealización del modelo dinámico y la edición de la

matriz, se habría conseguido, al menos fuera de línea, el control multivariable predictivo de la Despropanizadora mediante el empleo de un modelo riguroso.

Implementar de esta manera el modelo riguroso en el controlador DMC permite que el funcionamiento del controlador permanezca inalterable, aunque la información contenida en la matriz dinámica pueda ser actualizada, mediante simulación, en el momento en que se produzcan grandes variaciones en las entradas al proceso.

Todo este planteamiento exige que la elaboración de la matriz dinámica se efectúe por edición externa a DMCCModel del fichero correspondiente. La segunda alternativa no es posible pues el controlador comercial no admite modelos cuyos coeficientes no sean numéricos; al controlador se le está intentando implementar un modelo cuyos coeficientes son funciones lineales de las condiciones de entrada al proceso y, por ahora, DMC no está preparado para ello.

Sin embargo, la no disponibilidad de la herramienta de linealización en los simuladores ha hecho que la elaboración de la matriz dinámica se haya realizado siguiendo la segunda alternativa con un considerable ahorro de tiempo. Esto ha limitado la validez de la matriz dinámica obtenida a unas condiciones particulares de proceso pero se deja abierta la posibilidad de seguir el planteamiento anterior en el futuro.

En cualquier caso, siempre se juega con la ventaja de que, dado el carácter computacional de las simulaciones, no ha sido preciso ningún filtrado de resultados de “step-tests” o el empleo de complejas transformaciones matemáticas en alguna de las variables a controlar. Además, en simulación, tampoco se generan porciones de datos malos. Sin embargo, siempre será necesario un importante trabajo sobre los resultados de la simulación para que éstos puedan ser introducidos en el formato correcto en el programa DMCCModel.

Finalmente, no ha sido posible la contrastación del modelo riguroso conseguido ni con un modelo identificado comparable (es decir, conseguido para las mismas condiciones de entrada al proceso) ni con datos reales de planta, dado que no se dispone

ni de ese modelo identificado ni de datos reales de “step-tests”. Esta contrastación habría sido muy importante para validar la propuesta realizada en el Proyecto aunque, en cualquier caso, los resultados obtenidos son tremendamente prometedores y denotan la viabilidad del planteamiento, más aún cuando se disponga de ciertos recursos como la herramienta de linealización en los simuladores.

9.7. Ciclo de ejecución del controlador DMC

Aunque el controlador emplee un modelo riguroso desarrollado mediante simulación, su funcionamiento en línea durante cada ciclo de ejecución será el mismo que si la matriz dinámica del controlador hubiese sido elaborada mediante procedimientos de identificación. Por ello, parece muy interesante explicar que tareas desempeña DMC cuando se encuentra conectado.

Si se hubiese podido obtener un modelo riguroso linealizado del proceso, al usar el controlador una matriz dinámica válida, con generalidad, cualesquiera que sean las condiciones de entrada al proceso, todas las tareas realizadas por el controlador en su ciclo de ejecución serían llevadas a cabo con mayor consistencia. A pesar de ello, las predicciones de las variables controladas siempre han de ser actualizadas con las medidas actuales de planta para asegurar la consistencia entre el controlador DMC y la situación actual de planta. En cada ciclo de ejecución, el controlador DMC:

- **Predice:** Empleando el modelo dinámico del proceso e información actual de las condiciones de planta, el controlador pronosticará los valores futuros que van a tomar las variables controladas en el caso de que no se tomase acción de control alguna. Esta respuesta se denomina predicción en lazo abierto o respuesta libre del sistema.

En la predicción en lazo abierto, el controlador empleará toda la información pasada para predecir el comportamiento de las variables controladas en el futuro hasta que se alcance el estado estacionario. Al periodo de tiempo hasta

que se alcance la estabilidad en el proceso se le conoce como horizonte de tiempo hacia el estado estacionario.

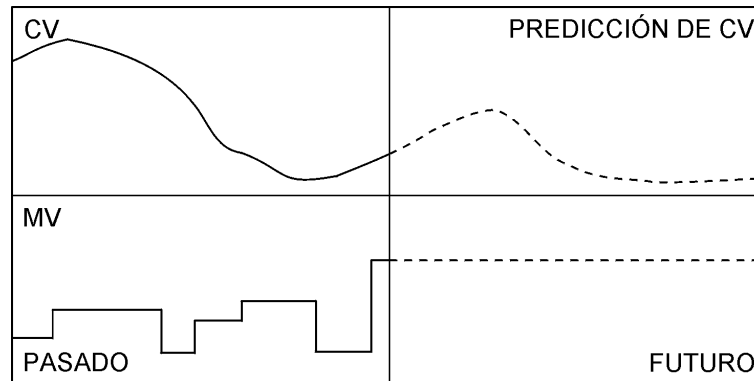


Fig 3. Respuesta libre del sistema.

El horizonte de tiempo hacia el estado estacionario varía de unos procesos a otros oscilando entre 30 minutos y varias horas. En este Proyecto, se ha tomado como horizonte de tiempo 90 minutos teniendo en cuenta las recomendaciones bibliográficas para este tipo de procesos.

- **Determina los objetivos óptimos de control:** En el controlador se ha implementado un algoritmo de programación lineal (LP) estándar que, empleando la predicción en lazo abierto y los costes unitarios (*LPCOSTS*) de las variables manipuladas, determinará las condiciones de estado estacionario futuras que cumplen todas las restricciones. El cálculo LP será realizado por parte del controlador en cada instante del ciclo de ejecución.

La función objetivo LP puede ser actualizada en cada bucle de control con nuevos valores de los costes unitarios y de los productos. Asimismo, cualquier no-linealidad en la función de coste implementada puede ser actualizada con la frecuencia deseada.

- **Calcula los movimientos de control:** Para conseguir esos objetivos de control. Basándose en la predicción del controlador en lazo abierto y en los

resultados conseguidos por programación lineal, el controlador encontrará el mejor conjunto de movimientos futuros en las variables manipuladas que lleven al proceso, a lo largo de una trayectoria denominada de respuesta forzada del sistema, a la región de operación deseada.

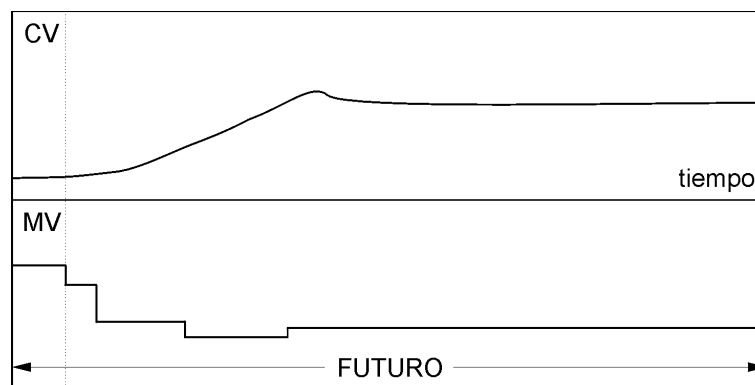


Fig 4. Respuesta forzada del sistema.

La respuesta forzada del sistema se adecuará a los factores de supresión de movimiento impuestos en las variables manipuladas y ha de evitar siempre la violación de las restricciones establecidas para estas variables. Sin embargo, si las circunstancias lo exigen, la respuesta forzada del sistema puede violar eventualmente las restricciones puestas en las controladas para conseguir los objetivos de control de acuerdo con la importancia que se haya asignado a cada variable dependiente a través de los “*equal concern error factors*”.

Entre 8 y 14 movimientos futuros serán calculados para cada variable manipulada en cada ciclo de ejecución lo que mejora enormemente el control del proceso especialmente en aquellos procesos con largos tiempos muertos o con comportamientos dinámicos anómalos tales como respuesta inversa.

Usando un algoritmo de mínimos cuadrados, se determinará la mejor serie de movimientos futuros que minimice la desviación de los objetivos obtenidos mediante programación lineal para cada una de las variables controladas a lo largo del horizonte de tiempo hacia el estado estacionario.

- **Implementación:** El controlador ejecutará el primer conjunto de movimientos futuros en las variables manipuladas que haya calculado. En cada ciclo de ejecución, las predicciones de las variables controladas son actualizadas con las medidas actuales de planta para asegurar la consistencia entre el controlador DMC y la situación actual de planta de modo que, de todos los movimientos calculados, el controlador solamente envía al sistema regulatorio básico el primero de ellos y, en la ejecución siguiente, toda la secuencia anterior vuelve a repetirse dentro de lo que se conoce como política o estrategia de horizonte móvil.

Para llevar a cabo todas estas actividades, la información de entrada que requiere el controlador multivariable predictivo DMC incluye los siguientes puntos:

- a) Valores actuales e históricos de las variables de proceso.
- b) Límites superiores e inferiores en las variables manipuladas y controladas.
- c) Costes unitarios en los movimientos de las variables manipuladas.
- d) El estado del control regulatorio básico que se encuentra bajo DMC.
- e) Restricciones en el magnitud de los movimientos en las manipuladas.
- f) Estatus de validez de los valores de las variables de proceso.

La información de salida del controlador multivariable transferida al sistema de control regulatorio subordinado incluye:

- a) Valores en los puntos de consigna de las variables manipuladas.

- b) Predicciones en lazo abierto de las variables controladas.
- c) Movimientos futuros de las variables manipuladas.
- d) Respuesta forzada del sistema para ese plan de movimientos futuros.
- e) Objetivos de control optimizados bajo el algoritmo de programación lineal.

En la figura 5, mostrada a continuación, se trata de representar gráficamente todas las actividades que realiza el controlador durante el ciclo de ejecución.

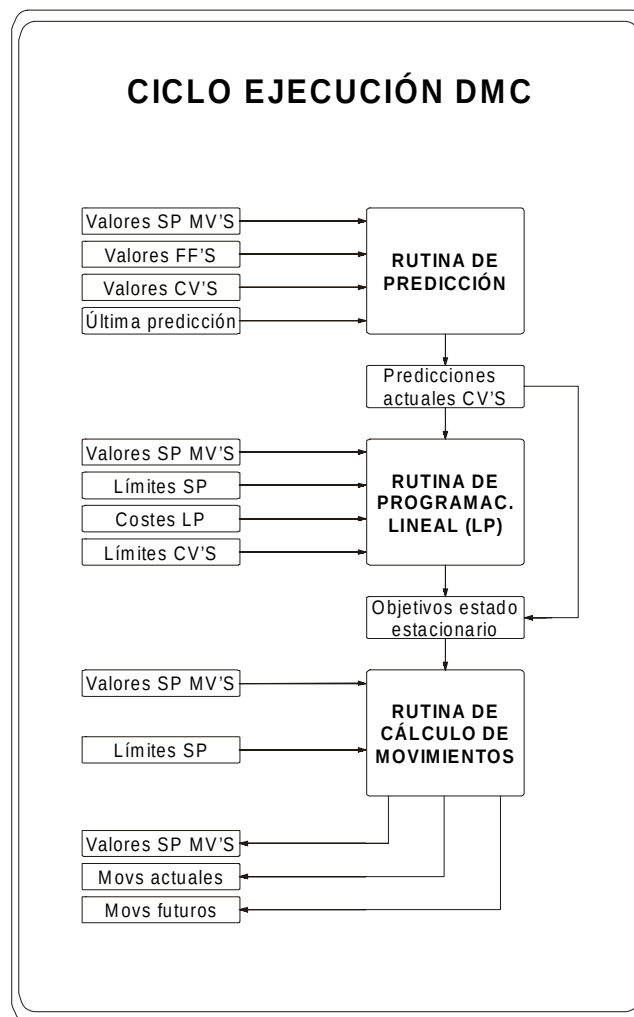


Figura 5. Esquema de tareas en un ciclo de ejecución del controlador DMC.

9.8. Criterios de implantación de un controlador comercial DMC

Un controlador multivariable puede implantarse en cualquier tipo de proceso que tenga varias variables que manipular y varias variables a controlar, ya sea en un punto fijo o en un rango más o menos amplio. Sin embargo, en muchas ocasiones, el Control Tradicional con aplicaciones de Control Avanzado es más que suficiente para cumplir todos los objetivos económicos y de operación (estabilidad, seguridad y calidad).

No obstante, existen una serie de procesos donde la implantación del control MBPC está especialmente recomendada y donde la diferencia de resultados con el control convencional es notoria:

- Procesos interactivos con objetivos de control y restricciones que entran en conflicto, como es el caso de la Despropanizadora objeto de este Proyecto.
- Procesos con un comportamiento dinámico poco usual: grandes retardos, respuesta inversa, ...
- Procesos cuyas restricciones son distintas en las distintas épocas del año o donde los precios de materias primas y productos varían regularmente.
- Procesos en donde trabajar de modo consistente cerca de sus límites genere altos beneficios: unidades de alta capacidad o que generen alto valor añadido, como es el caso de la Despropanizadora.

Anexo 3

LA NOMENCLATURA ISA

Anexo 3

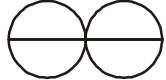
LA NOMENCLATURA ISA

	PRIMER CARÁCTER		CARACTERES SUCEIVOS		
	Parámetro medido	Modificación	Función pasiva	Función de salida	Modificación
A	Análisis		Alarma		
B	Llama		Disponible	Disponible	Disponible
C	Conduct. eléctrica			Control	
D	Densidad	Diferencial			
E	Tensión (EMF)		E.P.M. ⁽¹⁾		
F	Caudal	Relación			
G	Dimensión		Vidrio		
H	Manual				Valor alto
I	Intens. eléctrica		Indicador		
J	Potencia				
K	Tiempo				
L	Nivel		Lámpara		Valor bajo
M	Humedad				
N	Disponible		Disponible	Disponible	Disponible
O	Disponible		Orificio		
P	Presión				
Q	Cantidad	Totalización			
R	Radiactividad		Registro		
S	Velocidad	Seguridad		Interruptor	
T	Temperatura			Transmisor	
U	Multivariable		Multifunción	Multifunción	Multifunción
V	Viscosidad			Válvula	
W	Peso		Vaina		
X	Varios		Varios	Varios	Varios
Y	Disponible			Relé/Convertidor	
Z	Posición			E.F.C. ⁽¹⁾	

Nota (1): E.P.M. es elemento primario de medida y E.F.C. es elemento final de control.

SIMBOLOGÍA ISA

INSTRUMENTACIÓN LOCAL Y DE PANEL

-  Símbolo ISA para instrumento LOCAL a pie de planta
-  Símbolo ISA para instrumento localizado EN PANEL
-  Símbolo ISA para instrumento localizado EN PANEL LOCAL
-  Instrumento localizado EN PANEL con dos funciones

CONTROL DISTRIBUIDO (DCS)

-  Símbolo ISA de señal en pantalla no disponible para el operador
-  Símbolo ISA de señal en pantalla disponible para el operador
-  Símbolo ISA para representar un dispositivo de interfase auxiliar

CONTROL POR ORDENADOR

-  Símbolo ISA de señal en pantalla no disponible para el operador
-  Símbolo ISA de señal en pantalla disponible para el operador

CONTROL SECUENCIAL LÓGICO

-  Símbolo ISA de interconexión proceso —control lógico secuencial
-  Interconexión DCS —secuencia lógica. No accesible al operador
-  Interconexión DCS —secuencia lógica. Accesible al operador

SIGLAS HABITUALES		
AI	Artificial Intelligence	Inteligencia Artificial
APC	Advanced Process Control	Control Avanzado de Procesos
CIM	Computer Integrated Manufacture	Fabricac. Integrada por Ordenador
CV	Controlled Variable	Variable Controlada
DCS	Distributed Control System	Sistema de Control Distribuido
DDC	Direct Digital Control	Control Digital Directo
DMC	Dynamic Matrix Controller	Controlador Matricial Dinámico
DV	Disturbance Variable	Variable de Perturbación
FF	Feedforward	Variable de Perturbación
GMC	Generic Model Control	Control de Modelo Genérico
IMC	Internal Model Control	Control de Modelo Interno
MAC	Model Algorithmic Control	Control con Algoritmo de Modelo
MBPC o MPC	Model Based Predictive Control	Control Predict. Basado en Modelos
MIMO	Multiple Input Multiple Output	Entradas y Salidas Múltiples
MINLP	Mixed Integer Nonlinear Programming	Programación NoLineal y Entera
MIS	Management Information System	Sistema de Información de Dirección
MISO	Multiple Input Single Output	Múltiples Entradas y Salida Única
MMI	Man-Machine Interface	Interfaz Hombre-Máquina
MV	Manipulated Variable	Variable Manipulada
NLMPC	Nonlinear Model Predictive Control	Control Predict. de Modelo NoLineal
OP	Output Variable	Variable de Salida
PIMS	Plant Information Management Systems	Sistemas de Información de Dirección de Planta
PLC	Programmable Logic Controller	Autómata Lógico Programable
PV	Process Variable	Variable de Proceso
QP	Quadratic Programming	Programación Cuadrática
RNN	Requerent Neural Net	Red Neuronal Recurrente
SCADA	Supervisory Control And Data Adquisition	Sistema de Control de Supervisión y Adquisición de Datos
SISO	Single Input Single Output	Entrada y Salida Únicas
SP	Set Point	Punto de Consigna
SPC	Statistical Process Control	Control de Procesos Estadístico
SQP	Sequential Quadratic Technology	Tecnología Cuadrática Secuencial

