



Universidad Nacional de Educación a Distancia
Máster en Ingeniería de Sistemas y de Control

Trabajo de Fin de Máster:
Control de una Unidad de
Desintegración Catalítica Fluidizada (FCC)

María Ángeles Pérez Maciá

Director: Fernando Morilla García

Curso académico: 2011-2012

Convocatoria de defensa: Septiembre 2012

Control de una unidad de desintegración Catalítica Fluidizada (FCC)

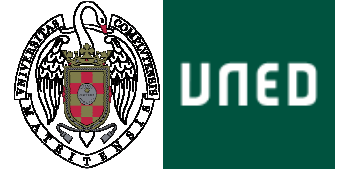
María Ángeles Pérez Maciá

Máster en Ingeniería de Sistemas y de Control

Proyecto específico propuesto por el alumno

Director

Fernando Morilla García



Autorización

Autorizamos a la Universidad Complutense y a la UNED a difundir y utilizar con fines académicos, no comerciales y mencionando expresamente a sus autores, tanto la memoria de este Trabajo Fin de Máster, como el código, la documentación y/o el prototipo desarrollado.

Firmado:

Firma del alumno

Resumen

La creciente demanda de productos de refinería combinada con la lenta, pero progresiva pérdida de la calidad del petróleo y con especificaciones más exigentes como consecuencia de una creciente preocupación medioambiental están forzando a las refinerías a hacer importantes inversiones. En este contexto, el desarrollo e implementación de estrategias de control adecuadas que permitan mejorar la eficiencia de los procesos de refinado se ha convertido en algo esencial para la supervivencia de estas plantas. Puesto que la unidad de desintegración catalítica (FCC por sus siglas en Inglés Fluid Catalytic Cracking) sigue siendo una unidad clave en la mayoría de las refinerías (actualmente existen en operación más de 400 unidades en todo el mundo) tanto el sector industrial como el académico han mostrado un gran interés en el desarrollo de nuevas estrategias de control y en su eficiente implementación.

El presente proyecto está enfocado al diseño de una estrategia para el control de una unidad de craqueo catalítico. El objetivo de la estrategia de control es mantener el sistema en unas condiciones de operación óptimas para la producción de gasolina a pesar de las variaciones en las alimentaciones a procesar que constituyen la principal fuente de perturbaciones.

El diseño de sistemas de control de unidades FCC representa un reto importante dado su complejo comportamiento: complicada y poco conocida hidrodinámica, cinética compleja (tanto de las reacciones de craqueo como de las reacciones de combustión de coque), fuerte interacción entre el reactor y el regenerador y numerosas restricciones.

Este trabajo propone una estrategia de control en dos niveles siguiendo una estructura jerárquica para el control de una unidad FCC. El nivel inferior incluye el control de la presión en el reactor y el control de la presión diferencial entre el regenerador y el reactor para lo cual se ha utilizado un control descentralizado con dos controladores PID.

En un nivel superior se incluye el control de la concentración de monóxido de carbono y el control de la temperatura del *riser* mediante un controlador centralizado que incluye una red de desacoplo tal que la

planta formada por dicha red y por el proceso a controlar presenta menos problemas de interacción entre sus variables que el proceso original.

Esta estrategia de control centralizado se compara con una estrategia de control más sencilla: un control descentralizado con cuatro controladores PID.

**Lista de palabras clave: Unidad de desintegración catalítica fluidizada,
FCCU, control multivariable, red de desacoplo**

Índice General

Índice General	I
Índice de Figuras	III
Índice de Tablas	VII
1. Introducción	1
1.1. Descripción del sistema	2
1.2. Modelo Amoco/Lehigh	4
1.3. Objetivos	5
2. Análisis dinámico del modelo no lineal de la unidad FCC en lazo abierto.....	6
2.1. Cambios en las variables de entrada F_1 y F_2	7
2.2. Cambios en la variable de entrada F_3	11
2.3. Cambios en la variable de entrada F_4	14
2.4. Cambios en la variable de entrada F_5	16
2.5. Cambios en la variable de entrada V_6	17
2.6. Cambios en la variable de entrada V_{lift}	18
2.7. Cambios en la variable de entrada V_{11}	20
2.8. Cambios en la variable de entrada V_{14}	21
2.9. Cambios en las variables de entrada V_7 , V_8 , V_{12} y V_{13}	23
2.10. Conclusiones.....	24
3. Control de la unidad FCC	25
3.1. Objetivo de control	25
3.2. Restricciones.....	25
3.3. Estrategia de control.....	27
3.3.1. Selección de las variables controladas y de las variables manipuladas.....	27
3.3.2. Selección de la configuración de control y del tipo de controlador	30
3.4. Estrategia de control A	32
3.4.1. Nivel inferior: Control descentralizado.....	32

3.4.2. Identificación del sistema 2x2.....	34
3.4.3. Nivel Superior: Diseño del controlador	45
3.4.3.1. Diseño de la red de desacoplo y del compensador feedforward.....	47
3.4.3.2. Diseño del controlador diagonal	52
3.5. Estrategia de control B.....	53
3.6. Resultados.....	54
4. Conclusiones.....	72
Bibliografía	73
Nomenclatura.....	75
Anexo A.....	77

Índice de Figuras

Figura 1. Esquema de una unidad FCC Modelo IV	3
Figura 2. Esquema Simulink correspondiente al modelo desarrollado por Amoco/Leihgh	5
Figura 3. Esquema de la unidad FCC con las principales variables de entrada y de salida.....	6
Figura 4. Respuesta del sistema ante un cambio de +5 unidades en F_1	8
Figura 5. Respuesta del sistema ante un cambio de - 5 unidades en F_1	9
Figura 6. Respuesta del sistema ante un cambio de + 5 unidades en F_2	11
Figura 7. Respuesta del sistema ante un cambio de + 5 unidades en F_3	12
Figura 8. Respuesta del sistema ante un cambio de - 5 unidades en F_3	13
Figura 9. Respuesta del sistema ante un cambio de + 5 unidades en F_4	15
Figura 10. Respuesta del sistema ante un cambio de - 5 unidades en F_4	15
Figura 11. Respuesta del sistema ante un cambio de +2 unidades en F_5	16
Figura 12. Respuesta del sistema ante un cambio de -2 unidades en F_5	17
Figura 13. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.05 unidades en V_6	18
Figura 14. Respuesta del sistema ante un cambio de +0.05 unidades en V_{lift}	19
Figura 15. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.05 unidades en V_{lift}	20
Figura 16. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.05 unidades en V_{11}	21
Figura 17. Respuesta del sistema ante un cambio de +0.01 unidades en V_{14}	22
Figura 18. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.01 unidades en V_{14}	23
Figura 19. Modelo en Simulink de la unidad FCC con el control descentralizado del nivel inferior.....	31
Figura 20. Validación de los modelos correspondientes a los lazos $P_4 - V_{11}$ y $\Delta P - V_{14}$	33
Figura 21. Ventana principal de la herramienta PID GUI de Matlab durante la sintonización del lazo de control $P_4 - V_{11}$	33
Figura 22. Modelo en Simulink de la unidad FCC con el control del nivel inferior implementado	34
Figura 23. Variación de la temperatura del <i>riser</i> aumentando y disminuyendo la diferencia de presión entre el regenerador y el reactor.....	35
Figura 24. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo la diferencia de presión entre el regenerador y el reactor.....	35

Figura 25. Variación de la temperatura del <i>riser</i> aumentando y disminuyendo la apertura de la válvula V_{lift}	36
Figura 26. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo la apertura de la válvula V_{lift}	36
Figura 27. Variación de la temperatura del <i>riser</i> aumentando y disminuyendo el caudal F_1	36
Figura 28. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_1	36
Figura 29. Variación de la temperatura del <i>riser</i> aumentando y disminuyendo el caudal F_2	37
Figura 30. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_2	37
Figura 31. Variación de la temperatura del <i>riser</i> aumentando y disminuyendo el caudal F_3	37
Figura 32. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_3	37
Figura 33. Variación de la temperatura del <i>riser</i> aumentando y disminuyendo el caudal F_4	38
Figura 34. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_4	38
Figura 35. Variación de la temperatura del <i>riser</i> ante cambios en la temperatura ambiente T_{amb}	38
Figura 36. Variación de la concentración de CO ante cambios en la temperatura ambiente T_{amb}	38
Figura 37. Variación de la temperatura del <i>riser</i> ante cambios en la temperatura ambiente T_1	39
Figura 38. Variación de la concentración de CO ante cambios en la temperatura ambiente T_1	39
Figura 39. Identificación del modelo $T_r-\Delta P_{rr}$ a partir de entradas en escalón. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	40
Figura 40. Identificación del modelo $T_r-\Delta P_{rr}$ a partir de una señal de entrada PRBS. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)	40
Figura 41. Identificación del modelo $X_{CO}-\Delta P_{rr}$ a partir de entradas en escalón. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	41
Figura 42. Identificación del modelo $X_{CO}-\Delta P_{rr}$ a partir de una señal de entrada PRBS. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	41
Figura 43. Validación del modelo T_r-V_{lift} . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	42
Figura 44. Validación del modelo $X_{CO}-V_{lift}$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	42
Figura 45. Validación del modelo T_r-F_1 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	42
Figura 46. Validación del modelo $X_{CO}-F_1$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	42
Figura 47. Validación del modelo T_r-F_2 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	43
Figura 48. Validación del modelo $X_{CO}-F_2$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	43

Figura 49. Validación del modelo T_r - F_3 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	43
Figura 50. Validación del modelo X_{CO} - F_3 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	43
Figura 51. Validación del modelo T_r - F_4 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	44
Figura 52. Validación del modelo X_{CO} - F_4 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	44
Figura 53. Validación del modelo T_r - T_{amb} . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	44
Figura 54. Validación del modelo X_{CO} - T_{amb} . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	44
Figura 55. Validación del modelo T_r - T_1 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	45
Figura 56. Validación del modelo X_{CO} - T_1 . Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua).....	45
Figura 57. Diagrama del proceso 2x2 y del controlador del nivel superior	49
Figura 58. Comparación de la respuesta T_r del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de +5% (gráfica superior) y -5% (grafica inferior) en ΔP_{rr}	50
Figura 59. Comparación de la respuesta X_{CO} del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de +5% (gráfica superior) y -5% (grafica inferior) en ΔP_{rr}	50
Figura 60. Comparación de la respuesta T_r del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de +0.05 (gráfica superior) y -0.05 (grafica inferior) en V_{lift}	51
Figura 61. Comparación de la respuesta X_{CO} del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de +0.05 (gráfica superior) y -0.05 (grafica inferior) en V_{lift}	51
Figura 62. Validación del modelo correspondiente al lazo T_r - V_{lift} . (Estrategia A)	53
Figura 63. Validación del modelo correspondiente al lazo X_{CO} - ΔP_{rr} . (Estrategia A).....	53
Figura 64. Incremento de 3 lb/s en la cantidad de <i>wash oil</i> . Respuesta de las variables controladas	57
Figura 65. Incremento de 3 lb/s en la cantidad de <i>wash oil</i> . Respuesta de las variables manipuladas	57
Figura 66. Incremento de 3 lb/s en la cantidad de <i>wash oil</i> . Respuesta de las variables con restricciones	58
Figura 67. Incremento de 5 lb/s en la cantidad de <i>diesel oil</i> . Respuesta de las variables controladas	59
Figura 68. Incremento de 5 lb/s en la cantidad de <i>diesel oil</i> . Respuesta de las variables manipuladas	59
Figura 69. Incremento de 5 lb/s en la cantidad de <i>diesel oil</i> . Respuesta de las variables con restricciones	60
Figura 70. Reducción de 2 lb/s en la cantidad total alimentada. Respuesta de las variables controladas	61
Figura 71. Reducción de 2 lb/s en la cantidad total alimentada. Respuesta de las variables manipuladas	61

Figura 72. Reducción de 2 lb/s en la cantidad total alimentada. Respuesta de las variables con restricciones.....	62
Figura 73. Reducción de 2 lb/s en la cantidad de <i>slurry</i> alimentada. Respuesta de las variables controladas	63
Figura 74. Reducción de 2 lb/s en la cantidad de <i>slurry</i> alimentada. Respuesta de las variables manipuladas.....	63
Figura 75. Reducción de 2 lb/s en la cantidad de <i>slurry</i> alimentada. Respuesta de las variables con restricciones.....	64
Figura 76. Aumento de 40 °F en la temperatura ambiente. Respuesta de las variables controladas	65
Figura 77. Aumento de 40 °F en la temperatura ambiente. Respuesta de las variables manipuladas.....	65
Figura 78. Aumento de 40 °F en la temperatura ambiente. Respuesta de las variables con restricciones	66
Figura 79. Aumento de 0.05 en el factor de coquización. Respuesta de las variables controladas.....	67
Figura 80. Aumento de 0.05 en el factor de coquización. Respuesta de las variables manipuladas	67
Figura 81. Aumento de 0.05 en el factor de coquización. Respuesta de las variables con restricciones...	68
Figura 82. Aumento de 30 °F en la temperatura del alimento. Respuesta de las variables controladas ..	69
Figura 83. Aumento de 30 °F en la temperatura del alimento. Respuesta de las variables manipuladas.	69
Figura 84. Aumento de 30 °F en la temperatura del alimento. Respuesta de las variables con restricciones.....	70

Índice de Tablas

Tabla 1. Punto de operación	7
Tabla 2. Comparación del modelo $T_r - \Delta P_{rr}$ estimado a partir de la información proporcionada por una señal de entrada tipo PRBS y por varias señales de entrada escalón.....	40
Tabla 3. Comparación del modelo $X_{CO} - \Delta P_{rr}$ estimado a partir de la información proporcionada por una señal de entrada tipo PRBS y por varias señales de entrada escalón.....	41
Tabla 4. Estimación de las funciones de transferencia $g_{Tr-Vlift}$ y $g_{Xco-Vlift}$	42
Tabla 5. Estimación de las funciones de transferencia g_{Tr-F1} y g_{Xco-F1}	42
Tabla 6. Estimación de las funciones de transferencia g_{Tr-F2} y g_{Xco-F2}	43
Tabla 7. Estimación de las funciones de transferencia g_{Tr-F3} y g_{Xco-F3}	43
Tabla 8. Estimación de las funciones de transferencia g_{Tr-F4} y g_{Xco-F4}	44
Tabla 9. Estimación de las funciones de transferencia $g_{Tr-Tamb}$ y $g_{Xco-Tamb}$	44
Tabla 10. Estimación de las funciones de transferencia g_{Tr-T1} y g_{Xco-T1}	45
Tabla 11. Realizabilidad de los desacoplos	48
Tabla 12. Índices correspondientes a los errores y a las señales de control	71

Capítulo 1

Introducción

Las unidades de craqueo catalítico, FCC (por sus siglas en Inglés Fluid Catalytic Cracking) son ampliamente usadas en la industria del refinado del petróleo para convertir hidrocarburos de bajo valor en diferentes hidrocarburos de alto valor, entre los que cabe destacar la gasolina. Dada su flexibilidad para procesar diferentes alimentaciones y su gran capacidad de conversión de gasóleos en gasolinas, la sección de FCC es considerada como una de las partes centrales de una refinería y su óptima operación puede tener un significativo impacto en la rentabilidad de la refinería siendo de gran importancia en el resultado económico de la planta.

La creciente demanda de productos de refinería combinada con la lenta, pero progresiva pérdida de la calidad del petróleo y con especificaciones más exigentes como consecuencia de una creciente preocupación medioambiental están forzando a las refinerías a hacer importantes inversiones. En este contexto, el desarrollo e implementación de estrategias de control adecuadas que permitan mejorar la eficiencia de los procesos de refinado se ha convertido en algo esencial para la supervivencia de estas plantas. Puesto que la unidad de desintegración catalítica sigue siendo una unidad clave en la mayoría de las refinerías (actualmente existen en operación más de 400 unidades en todo el mundo) tanto el sector industrial como el académico han mostrado un gran interés en el desarrollo de nuevas estrategias de control y en su eficiente implementación.

El diseño de sistemas de control de unidades FCC representa un reto importante dado su complejo comportamiento: complicada y poco conocida hidrodinámica, cinética compleja (tanto de las reacciones de craqueo como de las reacciones de combustión de coque), fuerte interacción entre el reactor y el regenerador y numerosas restricciones.

El presente proyecto está enfocado al diseño de una estrategia para el control de una unidad de craqueo catalítico. El objetivo de la estrategia de control es mantener el sistema en unas condiciones de operación óptimas para la producción de gasolina a pesar de las variaciones en las alimentaciones a procesar que constituyen la principal fuente de perturbaciones.

Existen diferentes diseños de unidades FCC [1]; en este trabajo se ha utilizado la configuración conocida como “Modelo IV”, la cual fue introducida por Standard Oil Development Co. (SOD), ahora ExxonMobil, en 1952. La diferencia más significativa de este diseño con respecto a otros es que el Modelo IV no presenta válvulas en las líneas de circulación del catalizador por lo que la capacidad de controlar directamente la velocidad de circulación del catalizador entre el reactor y el regenerador se ve limitada.

Para el desarrollo del proyecto se ha adoptado el modelo desarrollado por la corporación Amoco y la Universidad de Lehigh [2]. Los autores de dicho modelo aseguran que es suficientemente complejo para capturar las principales dinámicas del Modelo IV (en modo combustión completa), incluyendo no-linealidades e interacciones y permitiendo la evaluación de sistemas de control.

1.1. Descripción del sistema

La función de la unidad de craqueo catalítico es la de convertir fracciones pesadas de puntos de ebullición de aproximadamente 230 °C hasta 595 °C, en líquidos y gases más ligeros y de mayor utilidad, por medio de una pirólisis a altas temperaturas bajo la presencia de un catalizador.

El proceso de craqueo catalítico consiste en tres etapas: reacción, separación de productos y regeneración del catalizador, las cuales se describen a continuación.

En primer lugar el alimento, previamente precalentado, se mezcla con los residuos calientes provenientes del fondo del fraccionador principal y se inyectan en el *riser* del reactor donde se ponen en contacto con el catalizador sólido y vaporizan totalmente. El catalizador caliente suministra el calor sensible, el calor de vaporización y el calor de reacción necesario para llevar a cabo las reacciones de craqueo endotérmico. Como resultado de las reacciones de cracking el catalizador se desactiva debido al depósito de coque que ocasiona un bloqueo de los sitios activos y de los poros.

El catalizador gastado y los hidrocarburos son separados en la zona de separación del reactor y posteriormente en los ciclones localizados en la parte superior del reactor; el catalizador gastado pasa a través de una zona de agotamiento con baffles, en donde se pone en contacto con vapor de agua para eliminar los hidrocarburos adsorbidos en el catalizador. Los gases producto son enviados al fraccionador principal donde se separan en varias corrientes de diferentes productos. El gas húmedo que se obtiene por la parte superior del fraccionador principal se comprime y se envía a otros fraccionadores donde se sigue separando.

El catalizador desactivado se transporta desde el reactor hasta el regenerador a través de una conducción conocida como *U-bend*. Para facilitar la circulación del catalizador a lo largo de la tubería que

asciende hasta el regenerador se inyecta aire en la parte inferior de la misma. En el regenerador, el catalizador desactivado es fluidizado con aire caliente. El carbón y el hidrogeno presentes en la superficie del catalizador reaccionan con oxígeno para producir monóxido de carbono, dióxido de carbono y agua. De esta forma se restaura la actividad del catalizador, sirviendo además como acarreador de energía, ya que el calor absorbido por el catalizador en la zona de regeneración provee la energía necesaria para vaporizar la carga de alimentación en el *riser*, así como el calor necesario para las reacciones endotérmicas de craqueo. La mayor parte de las reacciones de combustión que ocurren en el regenerador tienen lugar en el lecho fluidizado. Sin embargo, si el catalizador es arrastrado por el aire fuera del lecho también pueden ocurrir en la zona de separación situada en la parte inmediatamente superior al lecho. El gas inyectado para fluidizar el lecho viaja hacia arriba a lo largo del regenerador hasta los ciclones donde el catalizador arrastrado se separa y se devuelve al lecho.

El catalizador regenerado fluye por encima de una presa hacia el interior de una columna ascendente (*standpipe*). El nivel del catalizador en dicha columna proporciona la fuerza impulsora necesaria para que el catalizador fluya hasta el *riser* del reactor.

Existen diferentes diseños de unidades FCC [1]; en este trabajo se ha utilizado la configuración conocida como "Modelo IV", la cual fue introducida por Standard Oil Development Co. (SOD) en 1952, ahora ExxonMobil. La diferencia más significativa de este diseño con respecto a otros es que el Modelo IV no presenta válvulas en las líneas de circulación del catalizador por lo que la capacidad de controlar directamente la velocidad de circulación del catalizador entre el reactor y el regenerador se ve limitada. En la Figura 1 se muestra en esquema de una unidad FCC Modelo IV.

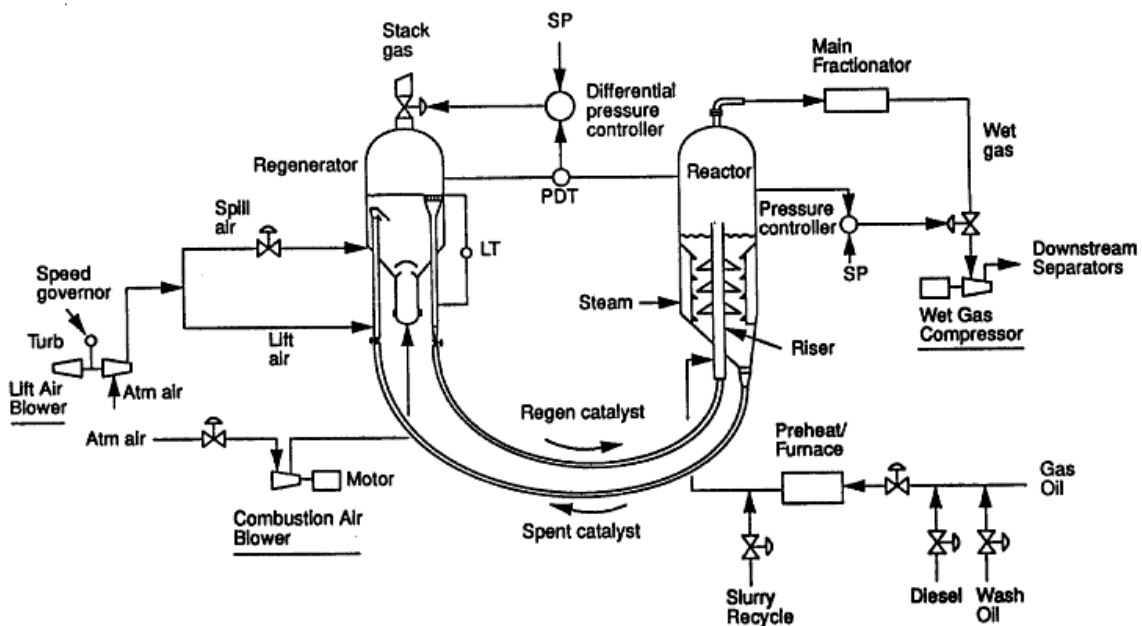


Figura 1. Esquema de una unidad FCC Modelo IV

1.2. Modelo Amoco/Lehigh

Existen numerosos modelos disponibles en la literatura que predicen la dinámica global de la sección reactor/regenerador de una unidad FCC [2]-[7]. En este proyecto se ha adoptado el modelo desarrollado por la corporación Amoco y la Universidad de Lehigh [2] para la unidad FCC Modelo IV. Se trata de un modelo realista, el cual captura los efectos más importantes y las interacciones en la unidad FCC. Sin embargo, simplifica ciertas partes del modelo y del procedimiento de integración para evitar que la integración sea excesivamente lenta. A pesar de ello el modelo predice los principales efectos dinámicos con suficiente precisión para la simulación de sistemas de control.

Las principales características de dicho modelo son:

- El regenerador es modelado empíricamente teniendo en cuenta la región inmediatamente superior a la fase densa (lecho de catalizador).
- EL modelo del reactor es muy simple: se asume que la velocidad de producción de gas húmedo depende únicamente de la temperatura del *riser* (dependencia lineal).
- Los factores de fricción de las líneas de flujo de catalizador se asumen constantes pero la velocidad de flujo del catalizador se considera independiente y no se asume constante.
- Se asume una fracción constante de hidrocarburos en el catalizador gastado que fluye hacia el regenerador pero no se modela el efecto del vapor en la zona de agotamiento con bafles del reactor.

El modelo desarrollado por Amoco/Lehigh puede encontrarse programado en Matlab-Simulink [8]. En la Figura 2 se muestra el esquema Simulink correspondiente al modelo. Este modelo ha sido modificado con el objetivo de evitar posibles errores numéricos que pudiesen aparecer durante el cálculo. En el Anexo A se recoge el código modificado que se ha utilizado a lo largo del proyecto.

Cabe decir que el modelo utiliza unidades del sistema angloamericano y que se van a mantener dichas unidades de medida a lo largo del presente trabajo.

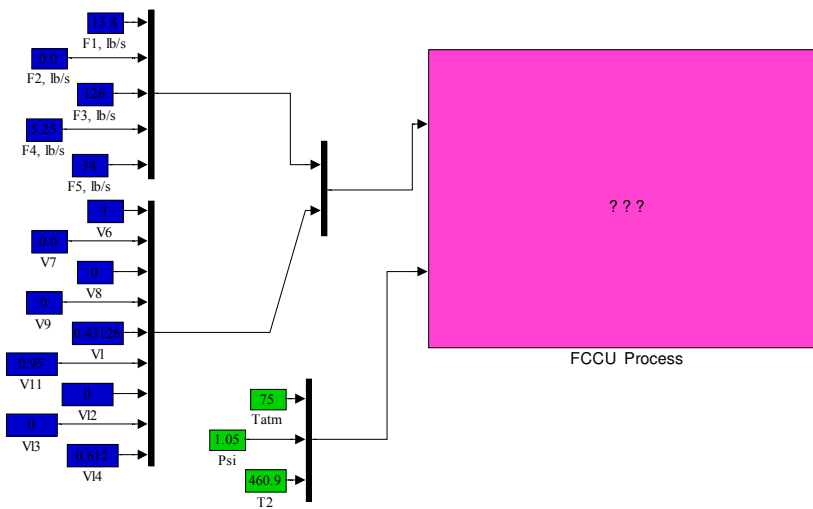


Figura 2. Esquema Simulink correspondiente al modelo desarrollado por Amoco/Leihgh

1.3. Objetivos

El objetivo principal del proyecto es el diseño de un sistema de control multivariable para una unidad de desintegración catalítica fluidizada.

La estrategia de control debe mantener el sistema en unas condiciones de operación óptimas para la producción de gasolina a pesar de las variaciones en las alimentaciones a procesar que constituyen la principal fuente de perturbaciones.

Para poder cumplir con el objetivo principal se realizará un estudio de la dinámica del sistema para poder comprender mejor el funcionamiento de la unidad.

La estrategia de control multivariable diseñada se comparará con una estrategia más simple, la estrategia descentralizada.

Capítulo 2

Análisis dinámico del modelo no lineal de la unidad FCC en lazo abierto

En este capítulo se realiza un análisis dinámico del modelo desarrollado por Amoco/Leigh [2] de la unidad FCC en lazo abierto con el fin de comprender mejor el funcionamiento de la unidad. Para determinar la existencia de interacciones dinámicas entre las variables de entrada y de salida es necesario examinar las respuestas de las salidas del proceso en lazo abierto cuando se aplican cambios tipo escalón en las entradas. Se llevaron a cabo diferentes simulaciones para evaluar el comportamiento dinámico del sistema en lazo abierto. Las simulaciones se realizaron evaluando las salidas cuando se perturba una entrada cada vez.

En la Figura 3 se muestra un esquema de la unidad con las principales variables de entrada y de salida. Dado el elevado número de variables de entrada y de salida se van a describir los efectos más importantes que pueden observarse.

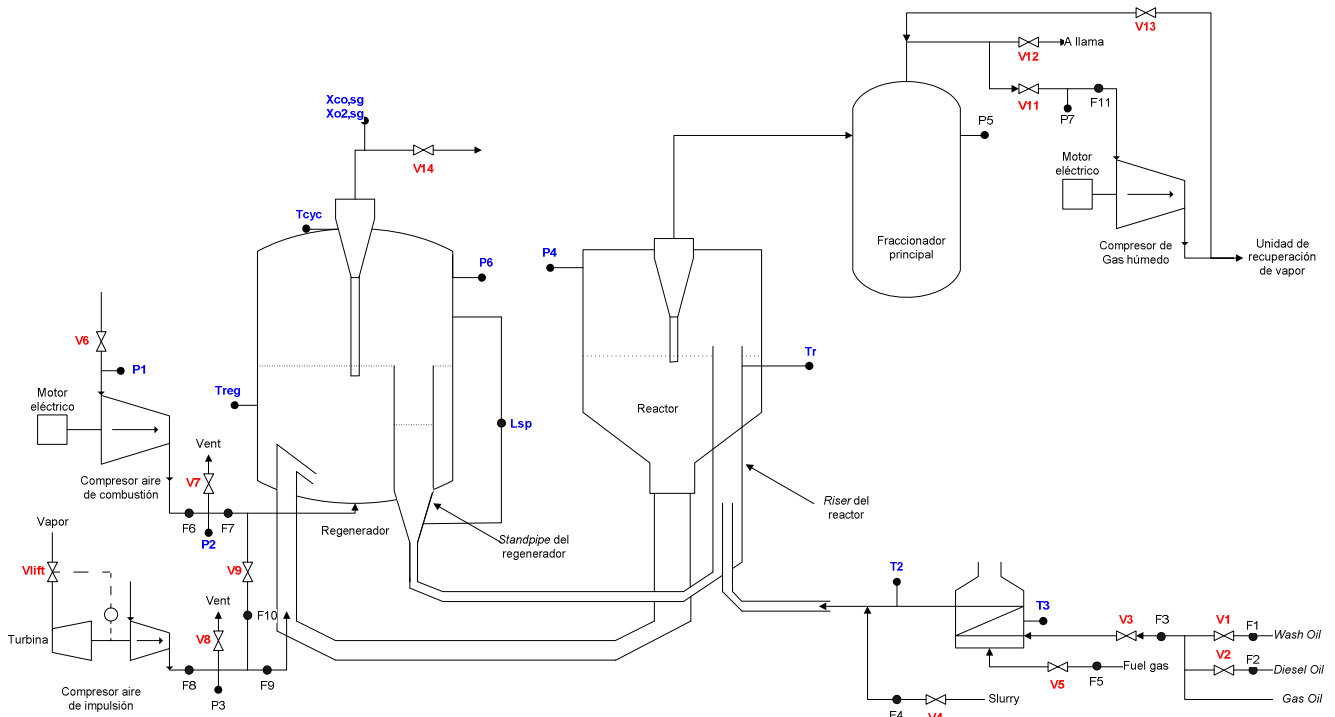


Figura 3. Esquema de la unidad FCC con las principales variables de entrada y de salida

El punto de operación sobre el que se analizaron las respuestas a cambios bruscos en todas y cada una de las entradas se recoge en la Tabla 1.

Tabla 1. Punto de operación

Variables de entrada	
F ₁ : flujo de entrada de <i>wash oil</i> [lb/s]	13.80
F ₂ : flujo de entrada de <i>diesel oil</i> [lb/s]	0.00
F ₃ : flujo de alimentación (<i>fresh feed</i>) [lb/s]	126.00
F ₄ : flujo de entrada de <i>slurry</i> [lb/s]	5.25
F ₅ : flujo de fuel hacia el horno de precalentamiento [lb/s]	34.00
V ₆ : posición de la válvula en la línea de succión del compresor de aire de combustión	1.00
V ₇ : posición de la válvula en la línea de venteo del compresor de aire de combustión	0.00
V ₈ : posición de la válvula en la línea de venteo del compresor de aire de impulsión	0.00
V ₉ : posición de la válvula de deriva	0.00
V _{lift} : posición de la válvula de flujo de vapor del compresor de aire de impulsión	0.43126
V ₁₁ : posición de la válvula en la línea de succión del compresor de gas húmedo	0.95
V ₁₂ : posición de la válvula de la llama de gas húmedo	0.00
V ₁₃ : posición de la válvula en la línea de venteo del compresor de gas húmedo	0.00
V ₁₄ : posición de la válvula de los gases a la salida del regenerador	0.612

2.1. Cambios en las variables de entrada F₁ y F₂

La corriente de *wash oil* (F₁) es una corriente más pesada que la de *gas oil* por lo que el aumento o reducción del caudal de *wash oil* (F₁) supone un aumento o reducción, respectivamente, de la tendencia a producir coque de la corriente alimento (*wash oil* + *diesel oil* + *gas oil*) que entra al reactor. Por otro lado, la corriente de *diesel oil* (F₂) es una corriente más ligera. Se espera que cambios en F₁ y F₂ produzcan respuestas similares pero de sentido opuesto. En las Figuras 4 - 6 se recogen los resultados obtenidos al simular cambios en estas dos variables de entrada.

Las Figuras 4 - 5 presentan las respuestas dinámicas de las variables de salida obtenidas al simular un cambio en el flujo de entrada de *wash oil* (F₁) de ±5 unidades en t = 10 min.

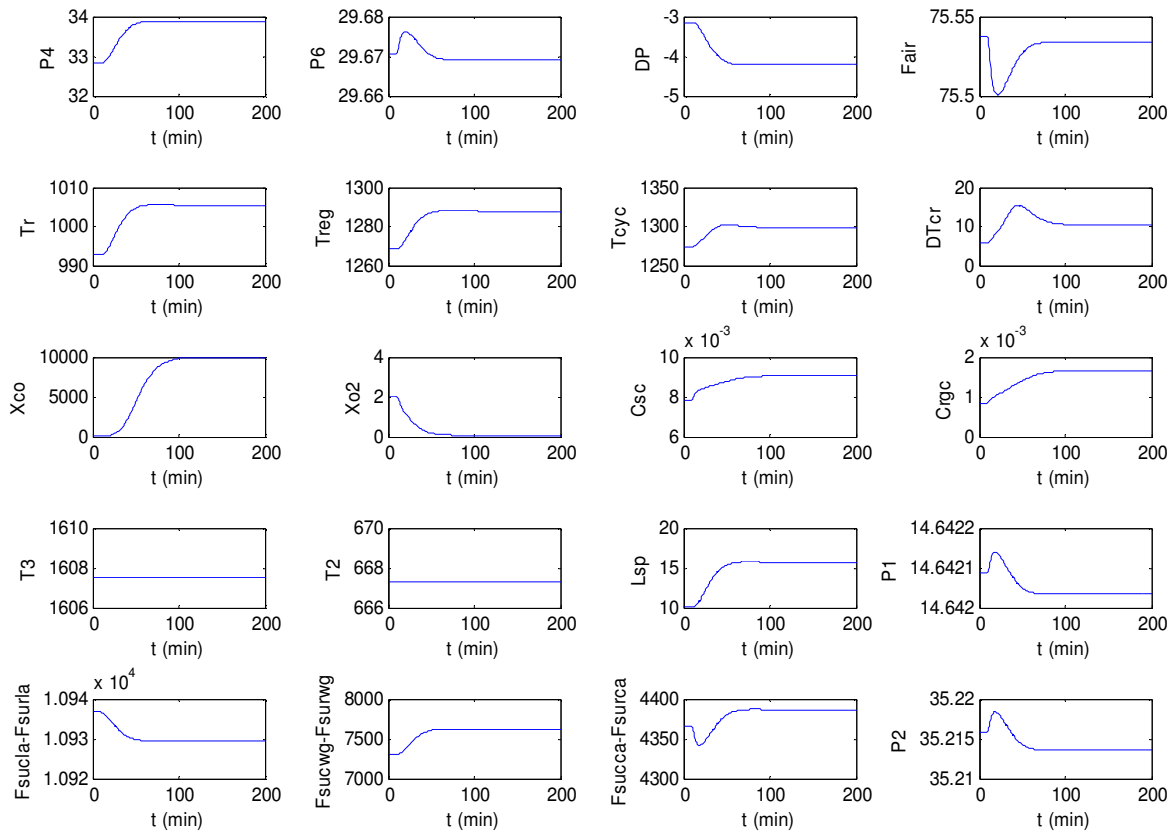


Figura 4. Respuesta del sistema ante un cambio de +5 unidades en F_1

El aumento de F_1 se traduce en un aumento de la concentración de coque en el catalizador gastado (C_{sc}). Con el aumento de C_{sc} , más coque llega al regenerador en la superficie del catalizador gastado, aumentando la velocidad de las reacciones de combustión que tienen lugar en el lecho fluidizado: la temperatura del regenerador (T_{reg}) aumenta, el exceso de oxígeno ($X_{O_2,sg}$) disminuye y la concentración de monóxido de carbono en el gas de chimenea ($X_{CO,sg}$) aumenta. Sin embargo, el aumento de la velocidad de las reacciones de combustión no es suficiente para eliminar todo el coque adicional proveniente del reactor con lo que la concentración de carbón sobre el catalizador regenerado (C_{rgc}) también aumenta.

Mayores temperaturas en el regenerador producen un aumento en la velocidad superficial, resultando en una altura de lecho ligeramente mayor y en un aumento del flujo de catalizador hacia el *standpipe* del regenerador. El aumento del nivel en el *standpipe* (L_{sp}) supone una mayor fuerza impulsora para el flujo de catalizador regenerado, viéndose incrementado el flujo de catalizador más caliente hacia el *riser* y por consiguiente, la temperatura en el *riser* (T_r). El aumento de la temperatura del *riser* favorece la producción de gas húmedo debido a una mayor velocidad de craqueo dando como resultado un aumento de la presión en el reactor (P_4).

Por otro lado, el descenso de F_1 (Figura 5) hace disminuir la concentración de coque en el catalizador gastado (C_{sc}). Esto provoca un descenso de la velocidad de las reacciones de combustión con el consiguiente descenso de la temperatura del regenerador (T_{reg}) y aumento del exceso de oxígeno ($X_{O_2,sg}$). El valor de la concentración de monóxido de carbono ($X_{CO,sg}$) en el gas de chimenea presenta comportamiento de fase no mínima (aunque en la Figura 5 no se aprecia debido a la escala del eje y). Inicialmente cae como respuesta a la reducción de la llegada de coque sobre el catalizador gastado, pero a continuación aumenta, llegando a exceder considerablemente su nivel original, debido a que la temperatura del regenerador disminuye afectando a la conversión del monóxido de carbono a dióxido de carbono. Algo similar ocurre con la respuesta dinámica de la fracción de coque en el catalizador regenerado (C_{rgc}), inicialmente cae como respuesta a la reducción de la llegada de coque sobre el catalizador gastado, pero a continuación aumenta debido a que la temperatura del regenerador disminuye.

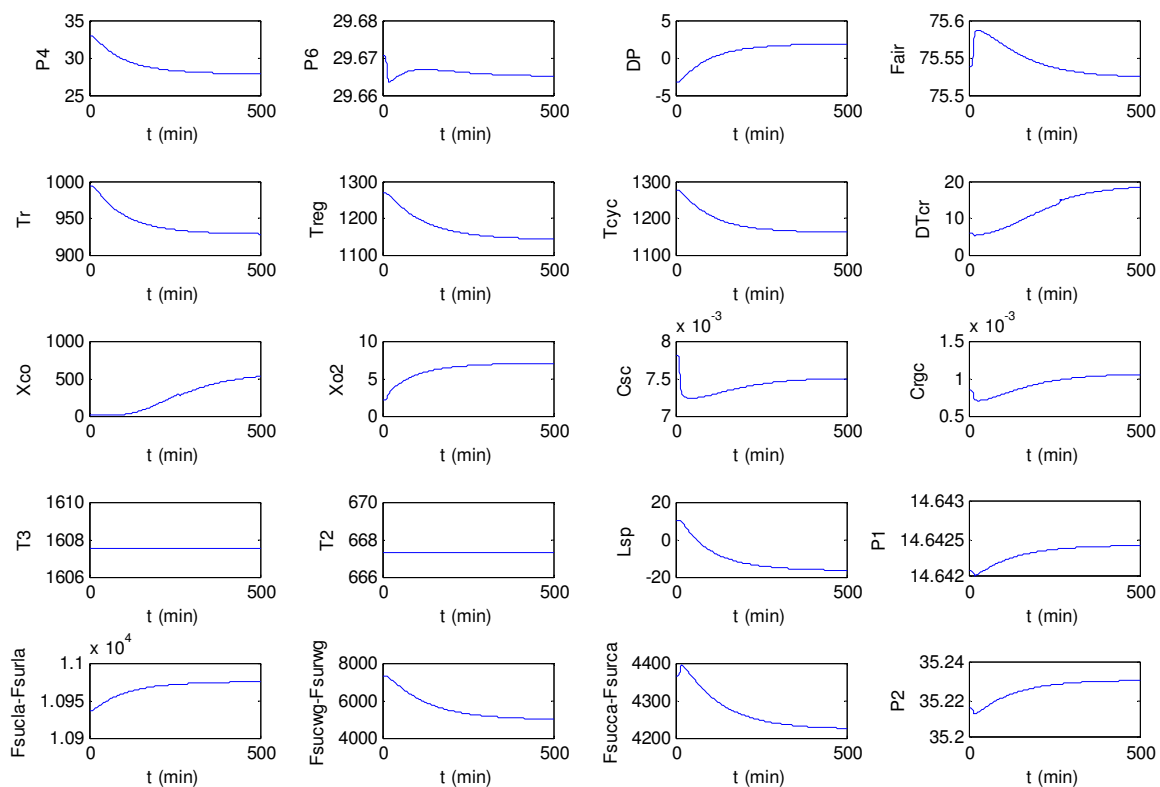


Figura 5. Respuesta del sistema ante un cambio de - 5 unidades en F_1

Cabe destacar que la respuesta del sistema ante un descenso de F_1 es significativamente más lenta que la respuesta obtenida ante un aumento.

La presencia de monóxido de carbono en los ciclones causa un aumento de la diferencia de temperatura entre los ciclones y el regenerador debido a la combustión de monóxido de carbono a dióxido de carbono.

Como consecuencia de una menor temperatura en el regenerador el nivel de catalizador en el *standpipe* (L_{sp}) disminuye al igual que la temperatura en el riser (T_r). Esto hace que la producción de gas húmedo sea menor y que por lo tanto la presión en el reactor (P_4) disminuya.

La mayor cantidad de catalizador en el *standpipe* que se obtiene al incrementar el flujo de *wash oil* (F_1) (figura 4) supone una mayor presión en la línea de descarga del compresor de aire de impulsión lo que se traduce en un menor flujo de aire a través del mismo ($F_{suc,la}-F_{sur,la}$). Lo contrario ocurre cuando F_1 se ve reducido.

Un aumento de la presión en el reactor como consecuencia del aumento en el caudal de *wash oil* (F_1), supone un aumento en la presión del fraccionador y en la presión de la línea de succión de compresor de aire húmedo. Esto se traduce en un aumento del flujo de aire a través del compresor de aire húmedo ($F_{suc,wg}-F_{sur,wg}$). Lo contrario ocurre cuando se reduce F_1 .

Las variaciones de presión en el regenerador, consecuencia de cambios en el flujo de *wash oil* (F_1) se trasladan a la línea de descarga del compresor de aire de combustión (P_2). Un aumento de la presión en la línea de descarga del compresor supone una reducción del flujo a través del mismo ($F_{suc,ca}-F_{sur,ca}$) y viceversa.

Por último, cabe mencionar que las variables de salida T_2 (temperatura del alimento que sale del horno de precalentamiento) y T_3 (temperatura del horno) no se ven afectadas por cambios en el flujo de *wash oil* alimentado.

Con respecto al caudal de *diesel oil* (F_2), como ya se ha comentado, un cambio en el mismo afecta a la tendencia de producir coque de la corriente alimento que entra al reactor.

La Figura 6 presenta el comportamiento de las variables de salida al variar el flujo de entrada de *diesel oil* de 0.0 lb/s (punto de operación, Tabla 1) a 5 lb/s.

La corriente de *diesel oil* es una corriente más ligera que la de *gas oil* y por lo tanto deposita menos cantidad de coque durante el proceso de craqueo. Es de esperar por tanto que un aumento de dicha corriente (F_2) de cómo resultado una respuesta del sistema muy similar a la obtenida al someter al sistema a una reducción en el caudal de *wash oil* (F_1). Observando las respuestas recogidas en las Figuras 5 y 6 se comprueba que así es. Solo cabe destacar que el valor de las ganancias de las respuestas obtenidas ante el incremento de F_2 son ligeramente inferiores. Por lo tanto, todo lo dicho con anterioridad para explicar la respuesta del sistema ante un escalón negativo en el caudal de entrada de *wash oil* (F_1) sirve para explicar el comportamiento del sistema ante un escalón positivo en el caudal de entrada de *diesel oil* (F_2).

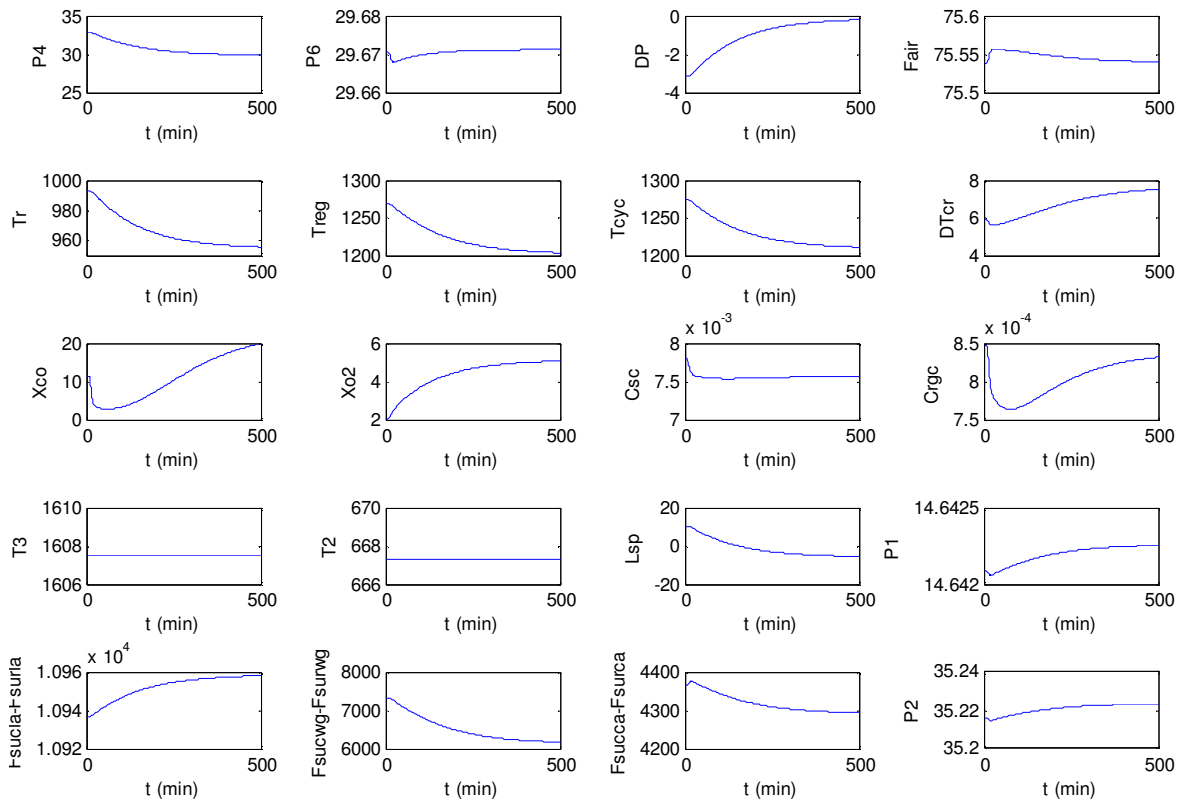


Figura 6. Respuesta del sistema ante un cambio de + 5 unidades en F_2

2.2. Cambios en la variable de entrada F_3

Los cambios en F_3 afectan principalmente a la cantidad total alimentada y a la temperatura del alimento de manera opuesta. Es decir, un aumento de F_3 supone un aumento de la cantidad alimentada (lo que hace pensar en un aumento de la producción de gas húmedo y de la cantidad de coque formado) y una reducción en la temperatura del alimento (que sugiere una reducción en la velocidad de las reacciones de craqueo y por tanto de la producción de gas húmedo y de la cantidad de coque formado). En las Figuras 7 y 8 se puede observar la respuesta del sistema ante cambios en F_3 de +5 y -5 unidades respectivamente.

El aumento de F_3 provoca un descenso instantáneo de la temperatura de la corriente de alimentación y de la temperatura del horno de precalentamiento. Ocurre lo contrario cuando F_3 disminuye.

Al aumentar F_3 un mayor caudal de alimento más frío llega al reactor. Esto hace que la temperatura del riser caiga inicialmente. Lo contrario ocurre cuando F_3 disminuye.

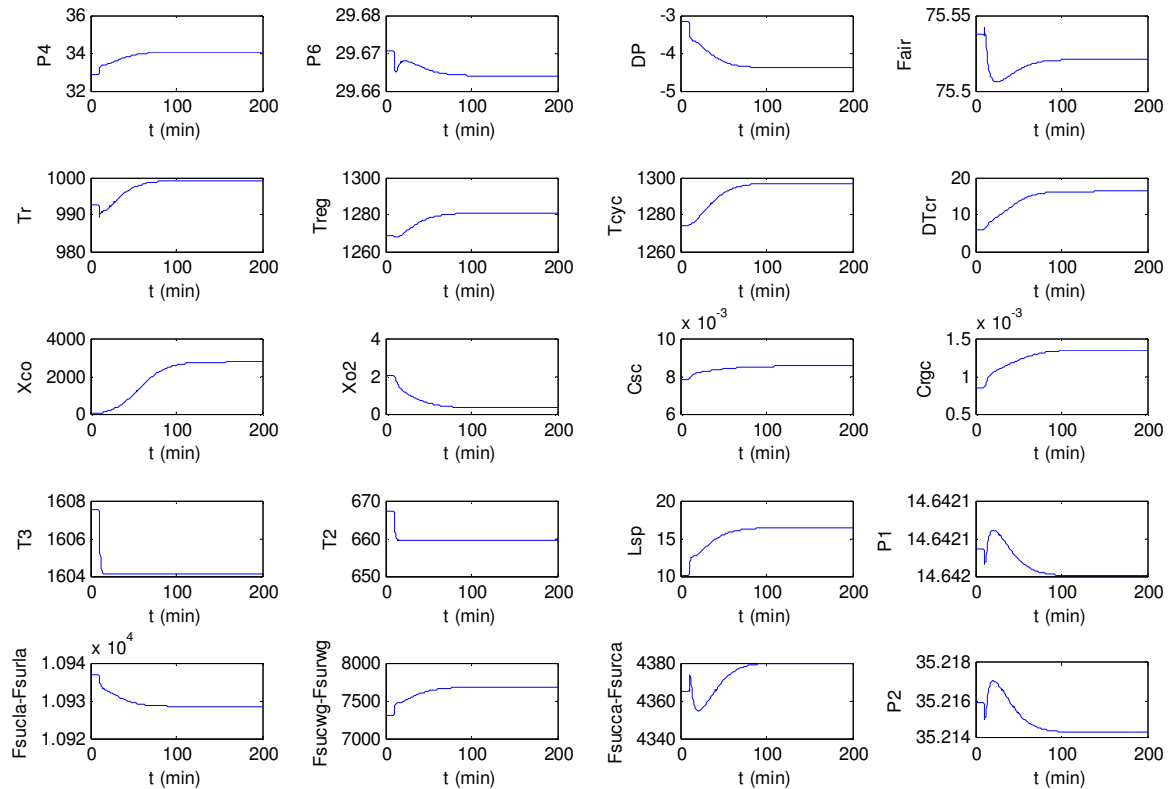


Figura 7. Respuesta del sistema ante un cambio de + 5 unidades en F_3

A pesar del brusco descenso que inicialmente se produce en la temperatura del *riser* cuando F_3 aumenta, el importante aumento de la cantidad de alimento que llega al reactor hace que se produzca más cantidad de gas húmedo y que se deposite más coque sobre el catalizador. Con el aumento de C_{sc} más coque llega al regenerador en la superficie del catalizador gastado, a una menor temperatura. Esto hace que inicialmente la temperatura de regenerador (T_{reg}) también disminuya pero, dado el aumento de la cantidad de coque en el regenerador, la velocidad de las reacciones de combustión aumentan, favoreciendo a posteriori el aumento de la temperatura en el regenerador. Un aumento en la velocidad de las reacciones de combustión implica un mayor consumo de oxígeno, con lo cual la cantidad de oxígeno ($X_{O_2,sg}$) disminuye pudiendo llegar a agotarse. La falta de oxígeno en el medio limita la velocidad de las reacciones de combustión pudiendo hacer disminuir de nuevo la temperatura en el regenerador si el oxígeno llegara a agotarse. Por otro lado, una mayor velocidad de las reacciones de combustión hace aumentar la concentración de monóxido de carbono en el gas de chimenea ($X_{CO,sg}$).

A pesar del aumento de la velocidad de las reacciones de combustión, este no es suficiente para eliminar todo el coque adicional proveniente del reactor con lo que la concentración de carbón sobre el catalizador regenerador (C_{rgc}) aumenta.

Por otro lado, cuando se reduce F_3 disminuye la cantidad de alimento que llega al reactor, produciéndose menos gas húmedo y depositándose menos coque sobre el catalizador gastado. Al brusco

descenso de la cantidad de coque sobre el catalizador gastador le sigue un ligero incremento debido a que la cantidad de coque que regresa desde el regenerador sobre el catalizador regenerado aumenta. Tal y como ocurría en los casos anteriores, la menor cantidad de coque presente en el regenerador provoca un descenso de la velocidad de las reacciones de combustión con el consiguiente descenso de la temperatura del regenerador (T_{reg}) y aumento del exceso de oxígeno ($X_{O_2,sg}$). El valor de la concentración de monóxido de carbono ($X_{CO,sg}$) en el gas de chimenea presenta comportamiento de fase no mínima. Inicialmente cae como respuesta a la reducción de la llegada de coque sobre el catalizador gastado, pero a continuación aumenta debido a que la temperatura del regenerador disminuye afectando a la conversión del monóxido de carbono a dióxido de carbono. Algo similar ocurre con la respuesta dinámica de la fracción de coque en el catalizador regenerado (C_{rgc}), inicialmente cae como respuesta a la reducción de la llegada de coque sobre el catalizador gastado, pero a continuación aumenta debido a que la temperatura del regenerador disminuye.

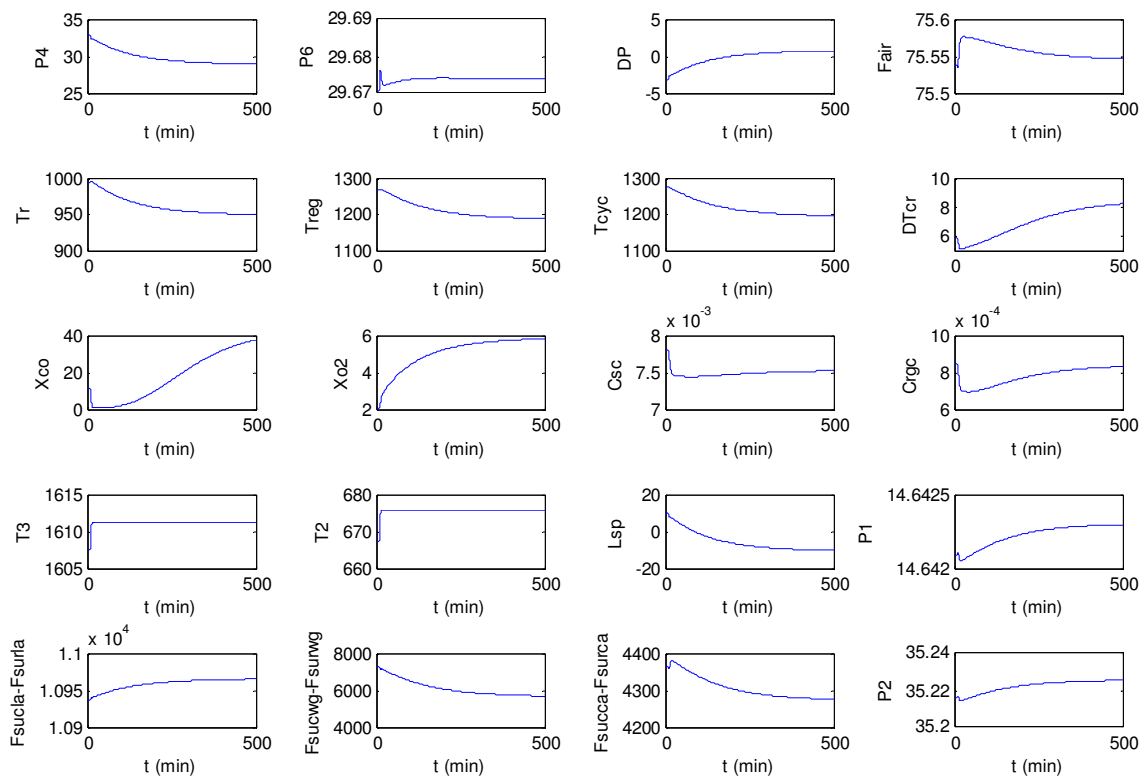


Figura 8. Respuesta del sistema ante un cambio de - 5 unidades en F_3

Como en el caso de F_1 , la respuesta del sistema ante un descenso de F_3 es significativamente más lenta que la respuesta obtenida ante un aumento.

La presencia de monóxido de carbono en los ciclones causa un aumento de la diferencia de temperatura entre los ciclones y el regenerador debido a la combustión de monóxido de carbono a dióxido de carbono.

Como ya se ha comentado, a pesar del brusco descenso que inicialmente se produce en la temperatura del *riser* cuando F_3 aumenta, el importante aumento de la cantidad de alimento que llega al reactor hace que se produzca más cantidad de gas húmedo haciendo que la presión en el reactor (P_4) aumente. Lo contrario ocurre cuando se reduce F_3 .

La variación de la diferencia de presión entre el regenerador y el reactor afecta en gran medida al flujo de catalizador entre ambas unidades y, por tanto, al nivel de catalizador en el *standpipe* (L_{sp}). La velocidad del flujo de catalizador entre ambas unidades aumenta con forme menor es el valor de la diferencia entre el regenerador y el reactor. Esto hace aumentar la masa de catalizador en el regenerador y, consecuentemente, la cantidad de catalizador que pasa al *standpipe* del regenerador.

Las respuestas del flujo volumétrico a la entrada de los compresores presentan dinámicas muy similares a las obtenidas en los dos casos anteriores:

Una mayor cantidad de catalizador en el *standpipe* supone una mayor presión en la línea de descarga del compresor de aire de impulsión, lo que se traduce en un menor flujo de aire a través del mismo ($F_{suc,la}-F_{sur,la}$). Lo contrario ocurre cuando el nivel en el *standpipe* es menor.

Un aumento de la presión en el reactor supone un aumento en la presión del fraccionador principal y en la presión de la línea de succión del compresor de aire húmedo. Esto se traduce en un aumento del flujo de aire a través del compresor de aire húmedo ($F_{suc,wg}-F_{sur,wg}$). Lo contrario ocurre ante una reducción de la presión en el reactor.

Las variaciones de presión en el regenerador se trasladan a la línea de descarga del compresor de aire de combustión (P_2). Un aumento de la presión en la línea de descarga del compresor supone una reducción del flujo a través del mismo ($F_{suc,ca}-F_{sur,ca}$) y viceversa.

2.3. Cambios en la variable de entrada F_4

F_4 afecta principalmente a la tendencia relativa a producir coque. La corriente de *slurry* (F_4), al igual que la de *wash oil* (F_1), es una corriente más pesada que la de *gas oil*. Se espera por lo tanto que el sistema responda de manera muy similar a cambios en F_1 y F_4 . En las Figuras 9 y 10 se recogen los resultados obtenidos al simular cambios de +2 y -2 unidades respectivamente en el flujo de *slurry* (F_4). Si se comparan estas respuestas con las obtenidas ante cambios en el flujo de *wash oil* (Figuras 4 y 5) se observa que el sistema responde de manera similar.

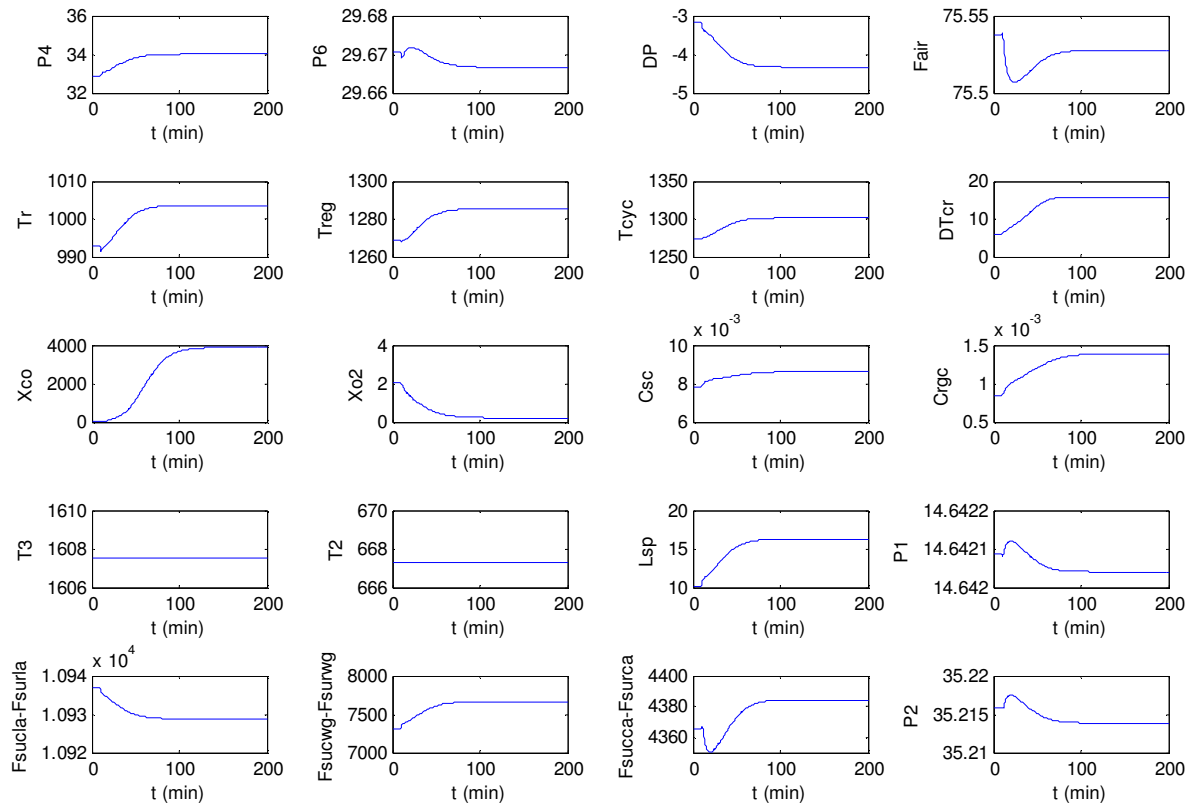


Figura 9. Respuesta del sistema ante un cambio de + 5 unidades en F_4

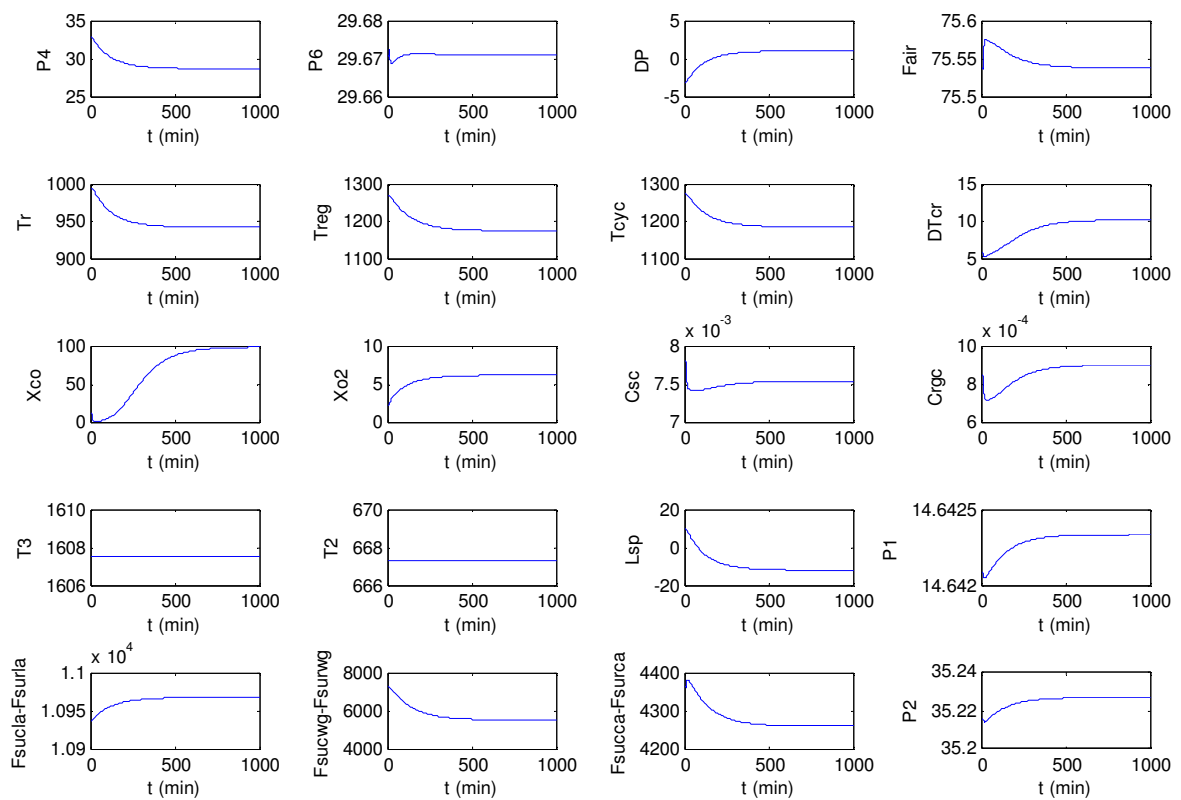


Figura 10. Respuesta del sistema ante un cambio de - 5 unidades en F_4

2.4. Cambios en la variable de entrada F_5

La variable F_5 afecta directamente a la temperatura a la que el alimento entra al reactor.

Un aumento de F_5 implica que el alimento llega a mayor temperatura al *riser* del reactor favoreciendo por tanto las reacciones de craqueo (formación de productos y de coque). Es por ello que se espera una respuesta del sistema similar a la que se obtiene cuando aumenta la tendencia relativa a producir coque de la corriente alimentada (aumento de F_1 y F_4) o a cuando se incrementa la cantidad total del alimento que entra al reactor. Observando la respuesta del sistema ante un escalón de +2 unidades (Figura 11) se comprueba que así es.

Por otro lado, se espera que la respuesta obtenida ante un descenso de F_5 (el alimento llega a menor temperatura al *riser* del reactor) se pueda explicar de la misma manera que las respuestas obtenidas ante un descenso de F_1 o F_4 .

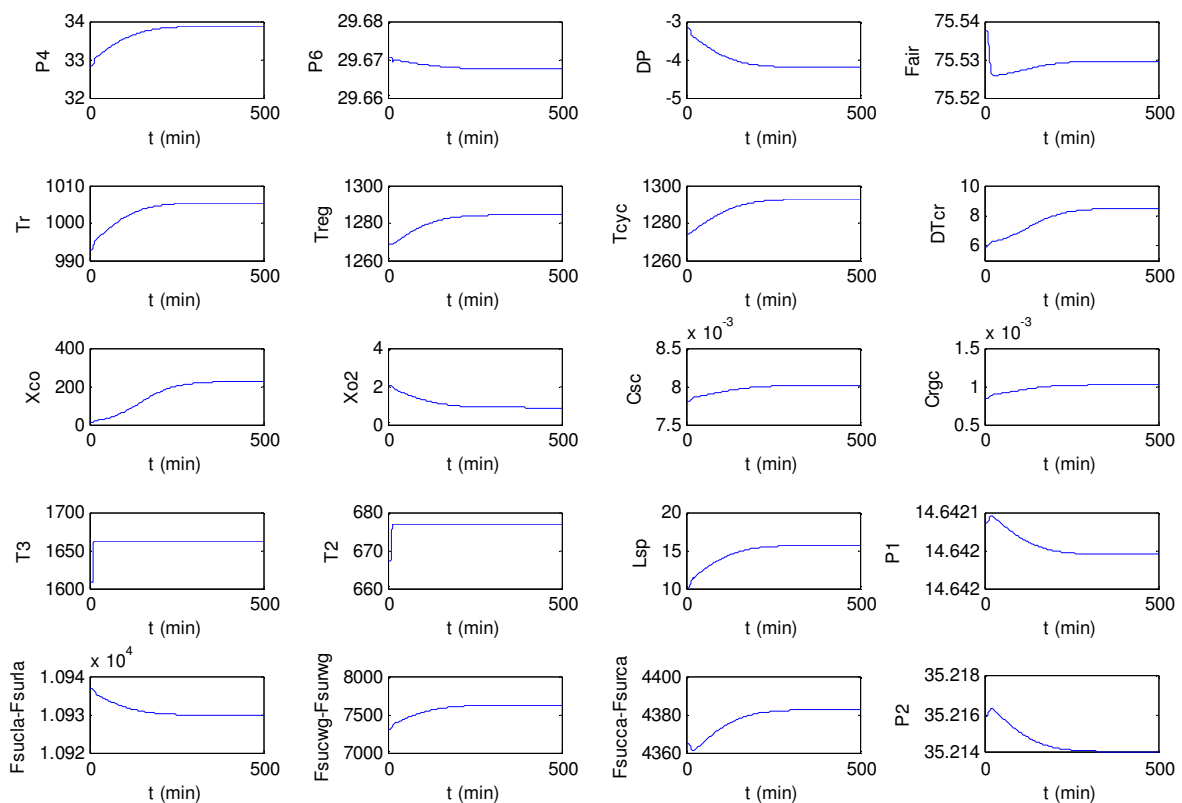


Figura 11. Respuesta del sistema ante un cambio de +2 unidades en F_5

La Figura 12 muestra la respuesta del sistema ante un escalón de -2 unidades en F_5 .

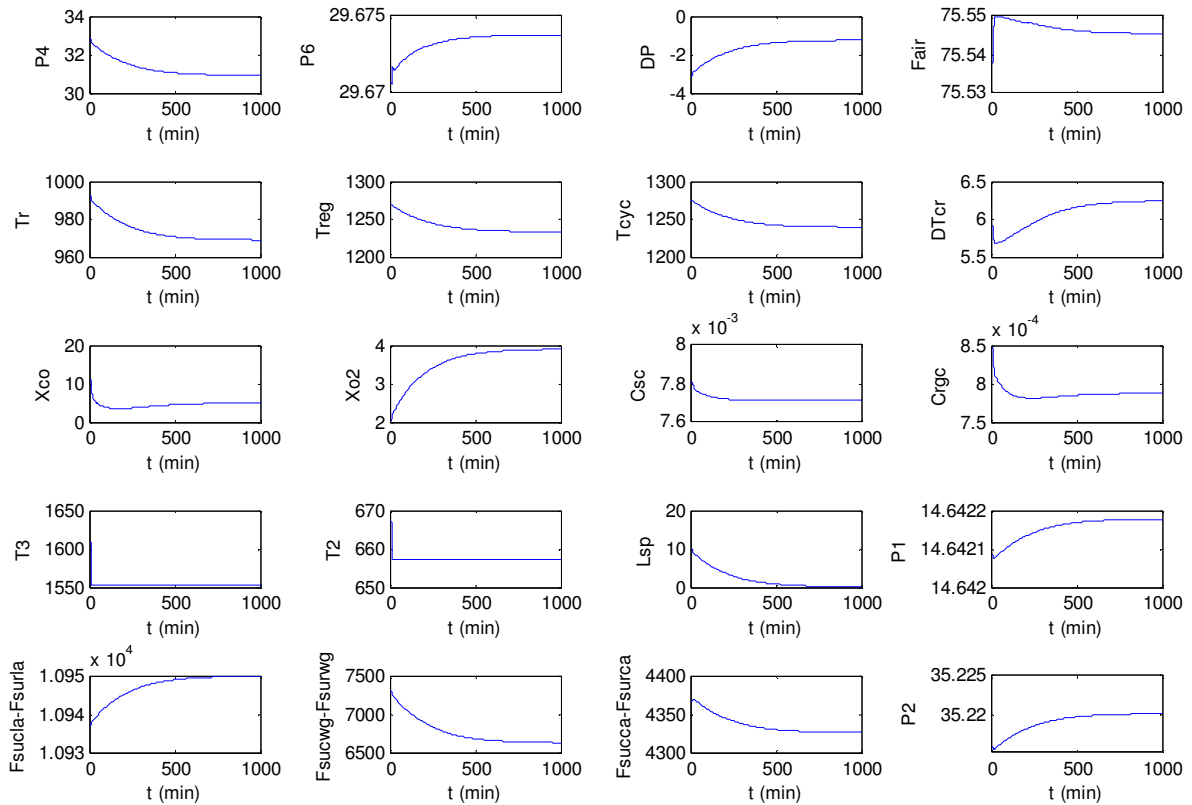


Figura 12. Respuesta del sistema ante un cambio de -2 unidades en F_5

2.5. Cambios en la variable de entrada V_6

El valor de la variable V_6 corresponde a la posición de la válvula de la línea de succión del compresor de aire de combustión. Es una práctica muy común en la industria que el compresor de aire de combustión opere próximo a su máxima capacidad con V_6 completamente abierta.

La Figura 13 muestra la respuesta del sistema ante un escalón de -0.05 unidades en V_6 .

Cerrar V_6 se traduce en una inmediata reducción del caudal de aire total que entra al regenerador y de la presión en el mismo. Esto último genera una mayor diferencia entre la presión en el regenerador y la presión en el reactor (ΔP_{rr}) viéndose favorecido el flujo de catalizador entre ambas unidades y aumentando por tanto la temperatura de *riser* del reactor (T_r).

Por otro lado, la reducción del flujo total de aire (F_{air}) que entra en el regenerador supone un descenso de la cantidad de oxígeno (X_{O_2}) disponible para las reacciones de combustión y, por lo tanto, un aumento de la cantidad de monóxido de carbono (X_{CO}) ya que éste no se transforma en dióxido de carbono. Al haber menos oxígeno presente en el medio la velocidad de las reacciones de combustión disminuye aumentando la fracción de coque depositado sobre el catalizador regenerado (C_{rgc}) y disminuyendo la

temperatura del regenerador (T_{reg}) y, consecuentemente, la temperatura del riser del reactor (T_r) empieza a disminuir tras el inicial incremento.

El aumento de la concentración de monóxido de carbono hace que inicialmente la temperatura en el ciclón aumente (T_{cyc}) pero, debido a la falta de oxígeno, la conversión de monóxido de carbono a dióxido de carbono no se produce, tal y como ya se ha comentado, y la temperatura T_{cyc} acaba cayendo.

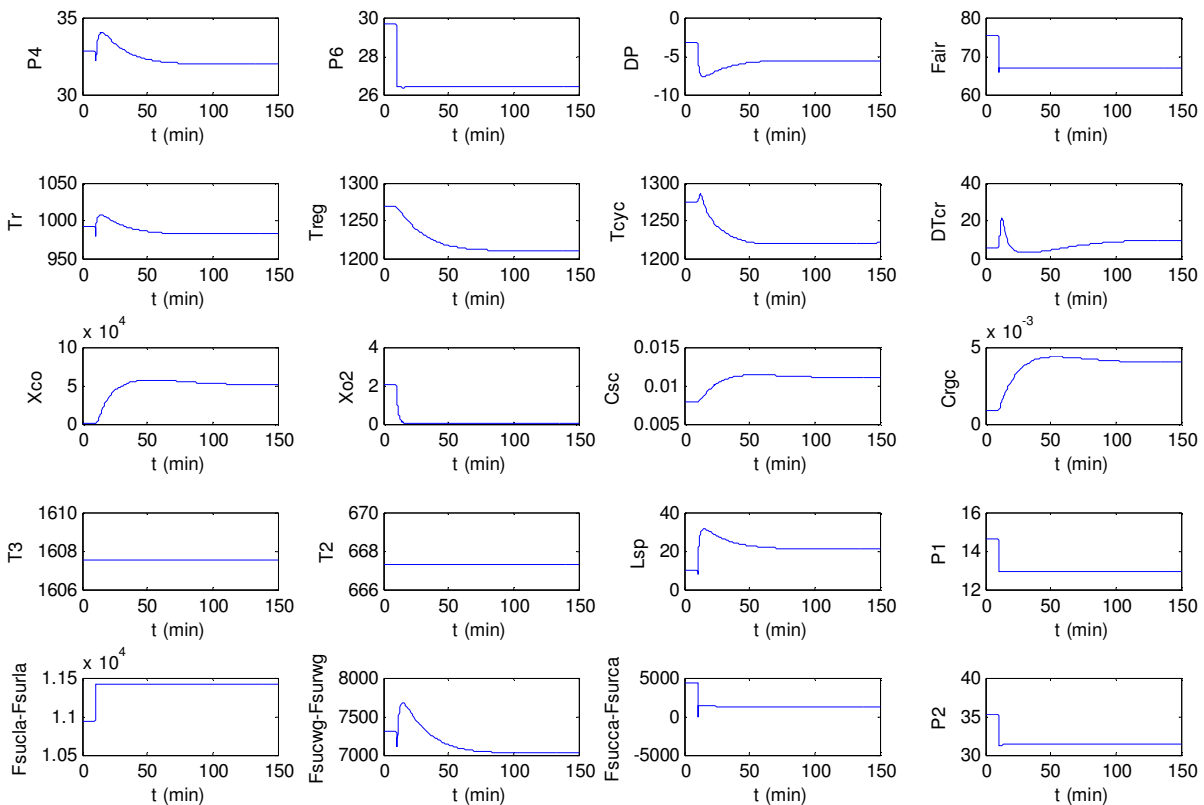


Figura 13. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.05 unidades en V_6

2.6. Cambios en la variable de entrada V_{lift}

V_{lift} es la válvula del flujo de vapor del compresor de aire de impulsión. En las Figuras 14 y 15 se muestran las respuestas del sistema ante saltos de +0.05 y -0.05 respectivamente.

Un aumento de V_{lift} supone un aumento en el caudal de aire de impulsión y por lo tanto también del caudal de aire total que entra al regenerador (F_{air}). Esto se traduce en un ligero aumento de la presión en el regenerador (P_6), un aumento de la concentración de oxígeno (X_{O_2}) y una disminución de la concentración de monóxido de carbono (X_{CO}).

Una mayor concentración de oxígeno hace que la velocidad de las reacciones de combustión aumente con lo que la fracción de coque depositado sobre el catalizador regenerado disminuye (C_{rgc}). A

pesar de que la velocidad de las reacciones de combustión aumenta, la temperatura del regenerador (T_{reg}) disminuye debido a que el aire de impulsión no es aire caliente. Este descenso de la temperatura del regenerador se traslada a la temperatura del riser (T_r), lo cual reduce la velocidad de las reacciones de craqueo y el rendimiento de los productos y subproductos (gas húmedo y coque respectivamente) y por consiguiente la presión en el reactor (P_4) y la fracción de coque sobre el catalizador gastado (C_{sc}).

La menor cantidad de monóxido de carbono en los gases de salida (X_{CO}) hace que la velocidad de la reacción de oxidación del monóxido de carbono a dióxido de carbono sea menor y por lo tanto la temperatura del ciclón (T_{cyc}) disminuya.

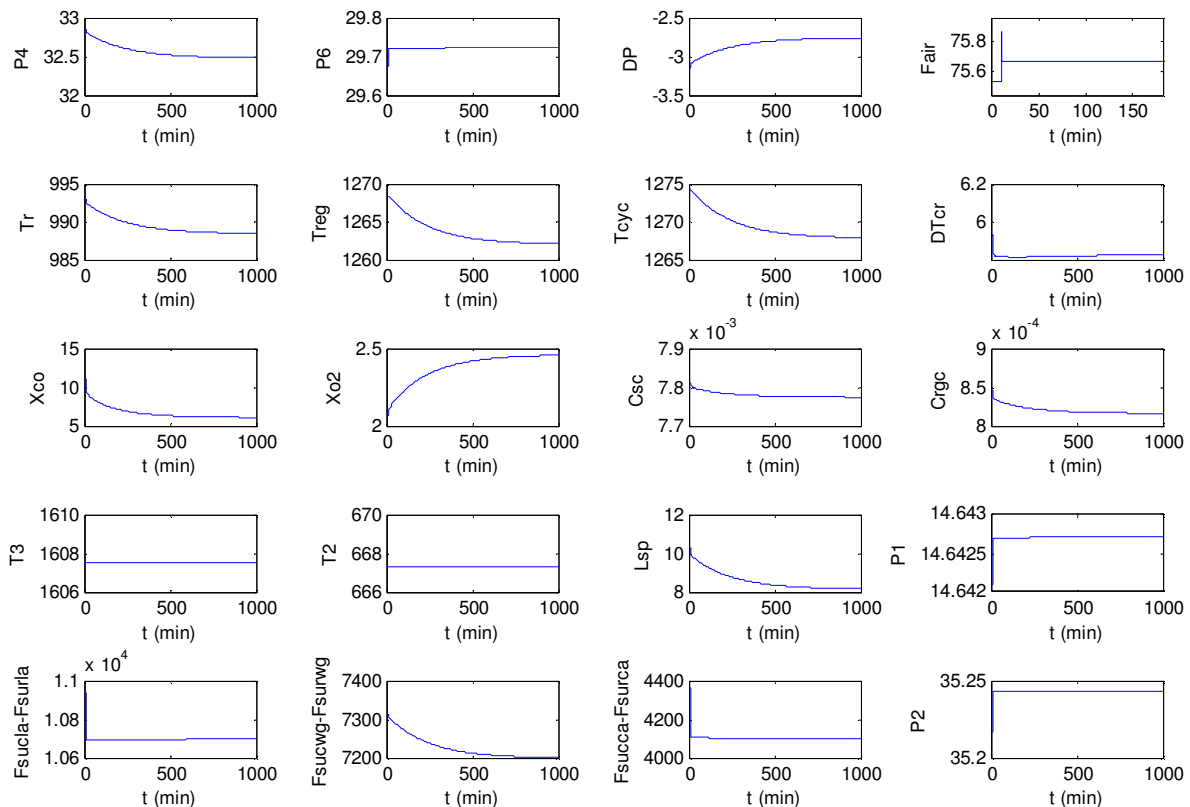


Figura 14. Respuesta del sistema ante un cambio de +0.05 unidades en V_{lift}

En la Figura 15 se muestra la respuesta del sistema cuando se cierra la válvula V_{lift} en 0.05 unidades. Al contrario de lo que ocurría ante una apertura de la válvula, al cerrar V_{lift} disminuye el caudal de aire de impulsión y el caudal de aire total (F_{air}). En consecuencia la presión en el regenerador (P_6) disminuye, la concentración de oxígeno (X_{O_2}) disminuye y la concentración de monóxido de carbono (X_{CO}) aumenta.

El descenso de la concentración de oxígeno hace disminuir la velocidad de las reacciones de combustión por lo que menos coque es eliminado en el regenerador aumentando así la fracción de coque sobre el catalizador regenerado (C_{rcg}). A pesar de que la velocidad de las reacciones de combustión disminuye, la temperatura del regenerador (T_{reg}) se ve incrementada debido a que la temperatura media del

aire que entra al reactor es mayor. Este aumento de la temperatura del regenerador se traslada a la temperatura del *riser* (T_r), lo cual favorece las reacciones de craqueo y el rendimiento de los productos aumentando por consiguiente la presión en el reactor (P_4) y la fracción de coque sobre el catalizador gastado (C_{sc}).

La temperatura del ciclón aumenta debido a una mayor concentración de monóxido de carbono en los gases de salida.

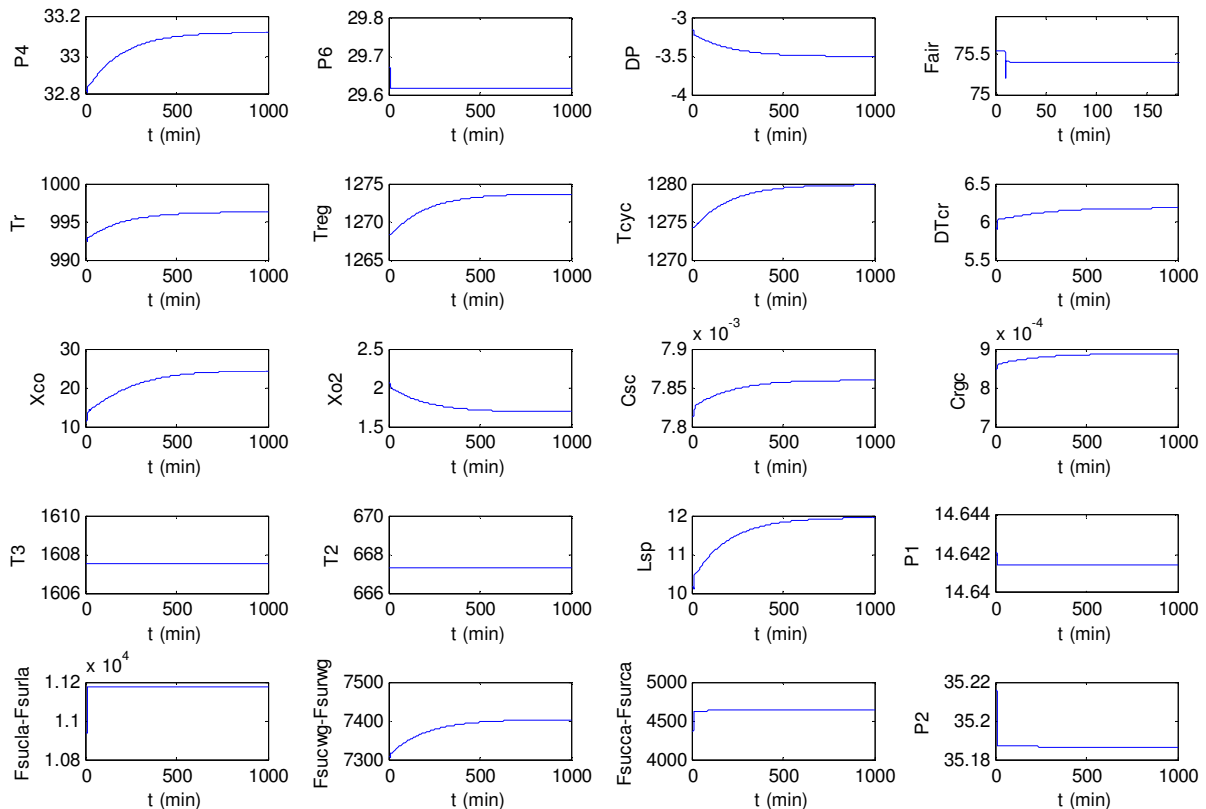


Figura 15. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.05 unidades en V_{lff}

2.7. Cambios en la variable de entrada V_{11}

V_{11} es la válvula localizada en la línea de succión del compresor de gas húmedo, a la salida del reactor. Ésta válvula se encuentra casi completamente abierta (0.95).

En la Figura 16 se muestran las respuestas del sistema cuando se cierra V_{11} 0.05 unidades.

Cerrar V_{11} hace aumentar rápidamente la presión en el reactor (P_4) con lo que la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) aumenta en valor absoluto. Esto favorece la circulación del catalizador entre el regenerador y el reactor con lo que la temperatura del *riser* (T_r) aumenta.

El aumento de la temperatura del riser (T_r) se traduce en un aumento de la velocidad de las reacciones de craqueo y en un consecuente aumento de la cantidad de coque depositada sobre el catalizador (C_{sc}). Esta fracción de coque se traslada hasta el regenerador (C_{rgc}) aumentando la velocidad de las reacciones de combustión. El aumento de la velocidad de las reacciones de combustión supone un aumento de la temperatura del regenerador (T_{reg}), un aumento de la concentración de monóxido de carbono en los gases de salida (X_{CO}) y una reducción en la concentración de oxígeno (X_{O_2}).

La temperatura del ciclón aumenta debido a la mayor concentración de monóxido de carbono en los gases de salida.

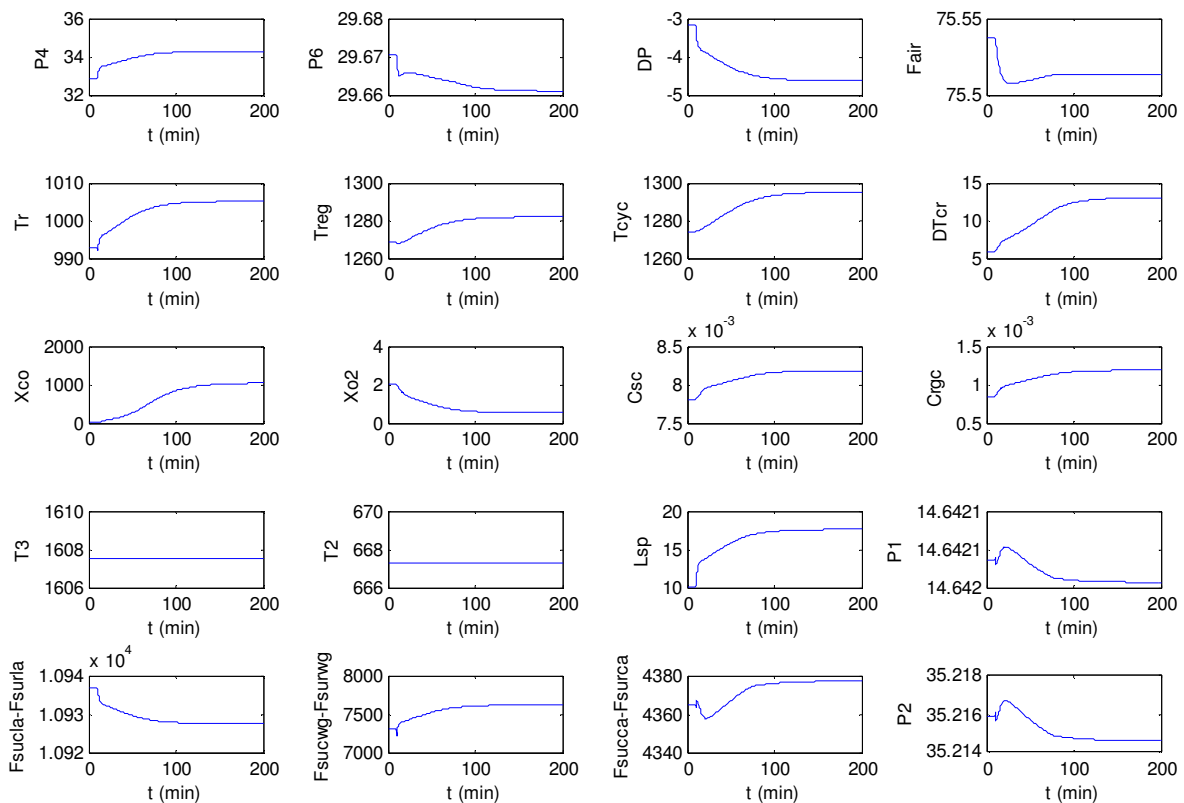


Figura 16. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.05 unidades en V_{11}

2.8. Cambios en la variable de entrada V_{14}

V_{14} es la válvula localizada en la línea de salida de los gases del regenerador.

En las siguientes figuras se muestran los resultados de simular escalones de +0.01 y -0.01 respectivamente. Se ha comprobado que el sistema es bastante sensible a cambios en la posición de la válvula V_{14} . Además, el modelo puede llegar a dar problemas de cálculo si el escalón que se introduce es muy grande, sobre todo cuando la dirección del escalón es negativa.

La apertura de la válvula V_{14} supone un descenso inmediato de la presión en el regenerador (P_6) aumentando la diferencia entre la presión en el regenerador y la presión en el reactor. El aumento en valor absoluto de la presión diferencial (ΔP_{rr}) favorece el flujo de catalizador entre el regenerador y el reactor aumentando la temperatura del riser (T_r). Este aumento de T_r favorece las reacciones de craqueo aumentando la producción de gas húmedo (y por consiguiente la presión en el reactor $-P_4$) y de coque (C_{sc}).

El aumento de la fracción de coque sobre el catalizador gastado (C_{sc}) se traslada al regenerador (C_{reg}) aumentando la velocidad de las reacciones de combustión, hecho que aumenta la temperatura del regenerador (T_{reg}), disminuye la concentración de oxígeno en los gases de salida (X_{O_2}) y aumenta la concentración de monóxido de carbono (X_{CO}).

Una mayor cantidad de monóxido de carbono en los gases de salida provoca un aumento de la temperatura del ciclón (T_{cyc}).

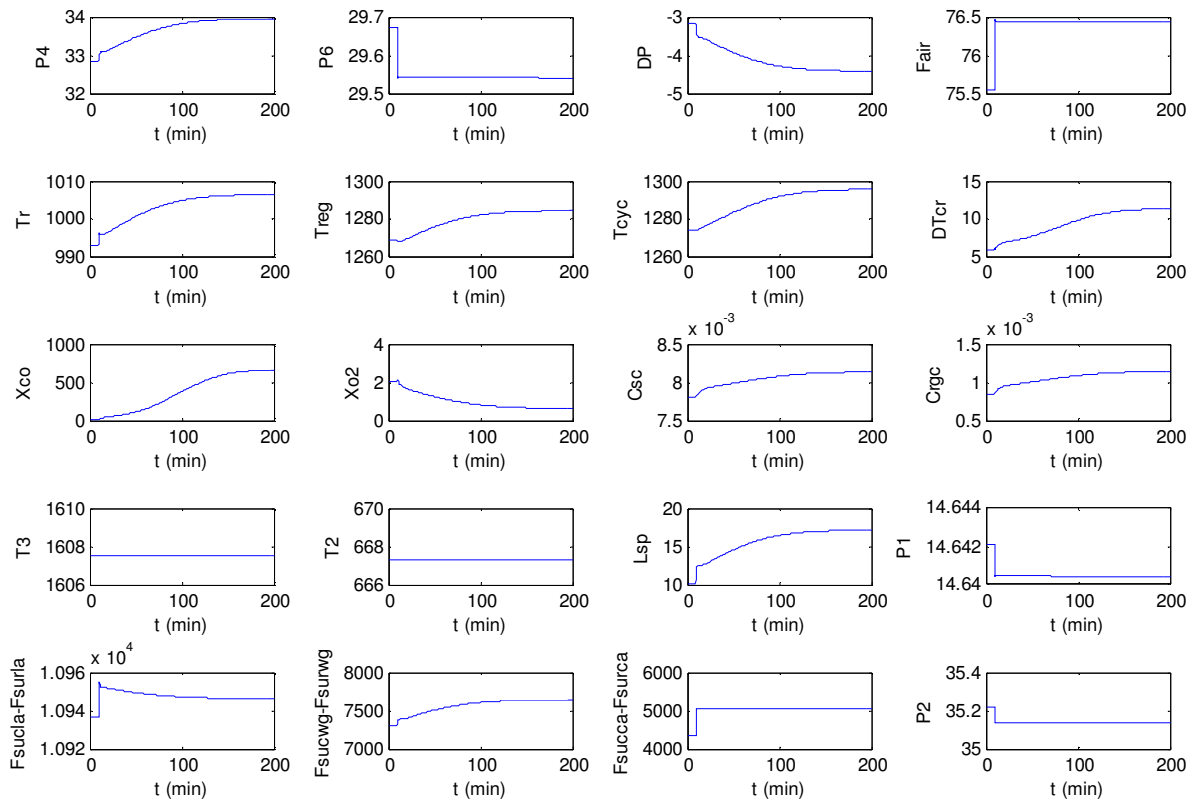


Figura 17. Respuesta del sistema ante un cambio de +0.01 unidades en V_{14}

Lo contrario ocurre cuando se cierra la válvula V_{14} , tal y como puede verse en la Figura 18.

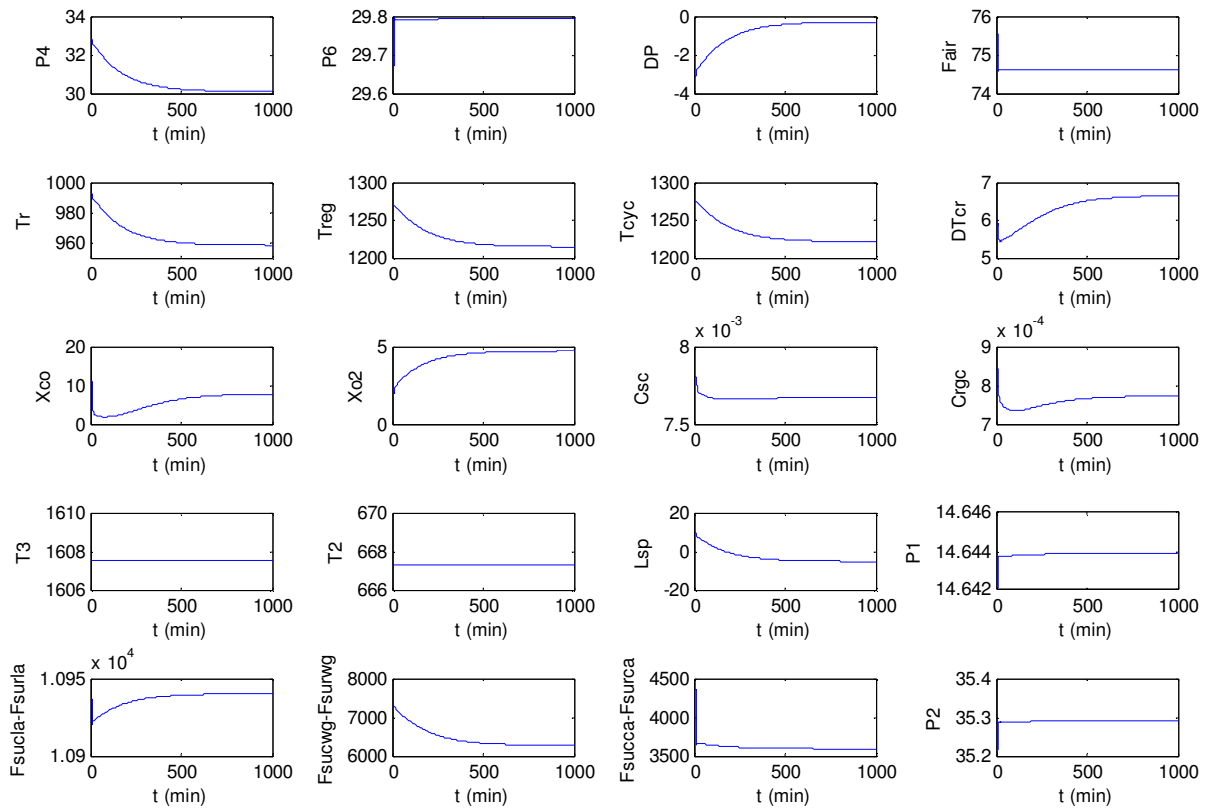


Figura 18. Respuesta del sistema ante un cambio de -0.01 unidades en V_{14}

2.9. Cambios en las variables de entrada V_7 , V_8 , V_{12} y V_{13}

V_7 , V_8 , V_{12} y V_{13} son respectivamente: la válvula de venteo del compresor de aire de combustión, la válvula de venteo del compresor de aire de impulsión, la válvula de llama de gas húmedo y la válvula de venteo del compresor de gas húmedo.

Durante la operación normal de la unidad estas válvulas permanecen cerradas. Son válvulas de seguridad cuyo objetivo es evitar que los compresores trabajen en el rango de operación en el cual son inestables.

La apertura de V_7 supone una reducción en el caudal de aire de combustión que llega al regenerador, por lo tanto la respuesta del sistema será similar a la obtenida cuando se cierra la válvula V_6 .

La apertura de V_8 supone una reducción en el caudal de aire de impulsión, por lo tanto la respuesta del sistema será similar a la obtenida cuando se cierra la válvula V_{lift} .

La apertura de las válvulas V_{12} y V_{13} supone un aumento del caudal de gas húmedo que abandona el reactor. Por lo tanto, la respuesta del sistema será contraria a la obtenida cuando se cierra la válvula V_{11} .

2.10. Conclusiones

A partir de las respuestas del sistema se comprueba que se trata de un proceso no lineal con fuerte interacción entre sus variables.

Las conclusiones más importantes que se pueden extraer del estudio dinámico son:

- El sistema es estable en lazo abierto
- El importante efecto que tiene la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) sobre la temperatura del riser (T_r).
- La respuesta de las variables T_3 (temperatura del horno de precalentamiento) y T_2 (temperatura del alimento a la salida del horno de precalentamiento) ante cambios en el flujo de fuel hacia el horno de precalentamiento (F_5) es inmediata presentando una dinámica muy rápida.
- El flujo de aire total (F_{air}) y la presión en el regenerador (P_6) presentan dinámicas muy rápidas, casi instantáneas, ante cambios en V_6 . Cabe recordar que en el punto de operación definido en la tabla 1, V_6 está totalmente abierta por lo que solo permite cambios en una dirección.
- El flujo de aire total (F_{air}) y la presión en el regenerador (P_6) presentan, como en el punto anterior, dinámicas muy rápidas ante cambios en V_{lift} aunque en este caso las ganancias en estado estacionario son menores.
- Un cambio en la variable de entrada V_{11} tiene un efecto inmediato en la presión en el reactor (P_4) que se traduce en un cambio en la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}).
- Un cambio en la variable de entrada V_{14} tiene un efecto inmediato en la presión en el regenerador (P_6), que se traslada a la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}), y en el flujo total de aire que entra en el regenerador (F_{air}).

Capítulo 3

Control de la unidad FCC

El diseño de sistemas de control de unidades FCC representa un reto importante dado su complejo comportamiento: complicada y poco conocida hidrodinámica, cinética compleja (tanto de las reacciones de craqueo como de las reacciones de combustión de coque), fuerte interacción entre el reactor y el regenerador y numerosas restricciones.

3.1. Objetivo de control

Los principales objetivos de la estrategia de control son:

- Maximizar la cantidad total alimentada manteniendo la temperatura del *riser* en el valor de temperatura óptimo de craqueo. Se supone que dicho valor corresponde a un valor muy próximo al límite metalúrgico del *riser*.
- Compensación de las perturbaciones. Las principales perturbación del sistema son cambios tanto en la cantidad como en la composición de las corrientes alimentadas.
- Asegurar que la unidad satisface tanto las restricciones impuestas por los equipos como las que se imponen para mantener una correcta operación de la unidad.

3.2. Restricciones

Las restricciones que presenta el proceso FCC vienen impuestas por limitaciones en los equipos y por limitaciones medioambientales, de seguridad o económicas (limitaciones de operación) [2].

Restricciones impuestas por los equipos:

El **rango de operación de las válvulas** va de totalmente cerradas a totalmente abiertas, es decir:

- $0 \leq V_i \leq 1$

La **presión en los tanques** (regenerador y reactor) también se considera una restricción impuesta por los equipos puesto que a presiones superiores a la máxima permitida las válvulas de alivio se abren.

- Presión máxima del reactor = 49.2 psig
- Presión máxima del regenerador = 39.7 psig

El **rango de los caudales de entrada** va desde 0 hasta el valor máximo permitido impuesto por las características de las tuberías.

- $0 \leq F_1 \leq 17$
- $0 \leq F_2 \leq 16$
- $0 \leq F_3 \leq 144$
- $0 \leq F_4 \leq 10$

Restricciones impuestas por la operación:

Inestabilidad en la operación de los compresores. La inestabilidad en los compresores se produce cuando el flujo en la línea de succión del compresor disminuye por debajo de un valor mínimo conocido como "surge":

- $F_{\text{sucn,lift}} - F_{\text{surge,lift}} \geq 0$
- $F_{\text{sucn,comb}} - F_{\text{surge,comb}} \geq 0$
- $F_{\text{sucn,wg}} - F_{\text{surge,wg}} \geq 0$

Modo de operación: Combustión completa. El regenerador opera en modo de combustión completa. Esto significa que prácticamente todo el monóxido de carbono producido en el lecho es convertido a dióxido de carbono antes de abandonar el regenerador. Para asegurar que el regenerador opera en la zona de combustión completa se han de cumplir las siguientes restricciones:

- $\Delta T_{\text{cr}} = T_{\text{cyc}} - T_{\text{reg}} \leq 20 \text{ } ^\circ\text{F}$
- $T_{\text{cyc}} \leq 1310 \text{ } ^\circ\text{F}$
- $X_{\text{CO}} \leq 350 \text{ ppm}$

Presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}):

- $-5.0 \leq \Delta P_{\text{rr}} \leq 2.0 \text{ psi}$

Nivel del catalizador en el *standpipe* (L_{sp}):

- $0 \leq L_{\text{sp}} \leq 20 \text{ pies}$

Temperatura del riser del reactor (T_r). No debe sobrepasar el límite metalúrgico:

- $T_r \leq 995$ °F

Temperatura máxima del horno de precalentamiento (T_3):

- $T_3 \leq 1700$ °F

3.3. Estrategia de control

Para establecer una estrategia de control multivariable sobre la unidad FCC se van a seguir las recomendaciones propuestas por Skogestad y Postlethwaite [9] y que aparecen recogidas en los apuntes de la asignatura de Control Multivariable [10].

3.3.1. Selección de las variables controladas y de las variables manipuladas

En el esquema de la Figura 3 se encuentran recogidas la mayoría de las variables de entrada y de salida de las que consta el proceso.

Las **variables de entrada**, susceptibles de ser variables manipuladas son:

- F_1 : Flujo de entrada de *wash oil* [lb/s]
- F_2 : Flujo de entrada de *diesel oil* [lb/s]
- F_3 : Flujo de alimentación (*fresh feed*) [lb/s]
- F_4 : Flujo de entrada de *slurry* [lb/s]
- F_5 : Flujo de fuel hacia el horno de precalentamiento [lb/s]
- V_6 : Posición de la válvula de succión en el compresor de aire de combustión
- V_7 : Posición de la válvula de venteo en el compresor de aire de combustión
- V_8 : Posición de la válvula de venteo en el compresor de aire de impulsión
- V_9 : Posición de la válvula de deriva
- V_{lift} : posición de la válvula de flujo de vapor del compresor de aire de impulsión
- V_{11} : Posición de la válvula de succión del compresor de gas húmedo
- V_{13} : Posición de la válvula de venteo del compresor de gas húmedo
- V_{14} : Posición de la válvula de los gases de salida

A continuación se enumeran las **variables de salida**, susceptibles de ser variables controladas:

- T_r : temperatura del *riser* del reactor [°F]
- T_{reg} : temperatura del regenerador [°F]
- P_4 : presión en el reactor [psia]
- P_6 : presión en el regenerador [psia]
- ΔP_{RR} : diferencia de presión entre el regenerador y el reactor [psia]
- F_{air} : flujo de aire total hacia el regenerador [moles/s]
- T_3 : temperatura en el horno de precalentamiento [°F]
- T_2 : temperatura de entrada del alimento [°F]
- L_{sp} : nivel del catalizador en el *standpipe* del regenerador [ft]
- T_{cyc} : temperatura del ciclón [°F]
- ΔT_{CR} : diferencia de temperatura entre el ciclón y el regenerador [°F]
- X_{CO} : concentración de CO en los gases de chimenea [moles CO/moles aire]
- X_{O_2} : concentración de O₂ en los gases de chimenea [moles O₂/moles aire]
- C_{sc} : fracción másica de coque sobre el catalizador gastado
- C_{rgc} : fracción másica de coque sobre el catalizador regenerado
- $F_{suc,la} - F_{sur,la}$: Diferencia entre el flujo de succión y el flujo correspondiente al *surge point* del compresor de aire de impulsión
- $F_{suc,wg} - F_{sur,wg}$: Diferencia entre el flujo de succión y el flujo correspondiente al *surge point* del compresor de gas húmedo
- $F_{suc,ca} - F_{sur,ca}$: Diferencia entre el flujo de succión y el flujo correspondiente al *surge point* del compresor de aire de combustión
- P_1 : presión de succión del compresor de aire de combustión (psia)
- P_2 : presión de descarga del compresor de aire de combustión (psia)

Las **perturbaciones** a las que el proceso está expuesto son:

- T_{amb} : Temperatura ambiente [°F]
- Ψ : Factor efectivo de coquización para la corriente de *gas oil*
- T_1 : Temperatura del alimento que entra al horno de precalentamiento [°F]

Del conjunto de posibles variables de salida se han de elegir las que serán controladas y las que no, es decir, hay que decidir sobre cuáles se establecerán los objetivos de control. Lo importante de esta selección es que las variables elegidas sean independientes entre sí y constituyan un conjunto representativo de los objetivos de control.

Así mismo, del conjunto de variables de entrada hay que elegir las que son accesibles por el operador de forma manual o por el controlador de forma automatizada. Como en el caso de las variables controladas, lo más importante de esta selección es que las variables elegidas sean independientes entre sí. También es conveniente que la selección de las variables controladas y manipuladas se haga de forma combinada, porque de ellas dependen los grados de libertad del sistema de control.

A partir de los conocimientos que se tiene del sistema y de las observaciones extraídas del estudio dinámico se decidió que:

En primer lugar, resultaba conveniente regular la presión en el reactor (P_4) y la presión en el regenerador (P_6) como medida de seguridad y para asegurar una operación estable. Hay que recordar que el tipo de unidad FCC con la que se está trabajando (Modelo IV) no presenta válvulas en las líneas de circulación del catalizador por lo que el flujo de catalizador viene determinado principalmente por la diferencia de presión entre el reactor y el regenerador. El flujo de gas húmedo a través del compresor a la salida del reactor (V_{11}) suele utilizarse para regular la presión en el reactor. Con respecto a la presión en el regenerador (P_6) se propuso regularla de forma indirecta por control de la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) mediante V_{14} .

Del conocimiento del proceso se dedujo que mantener la temperatura del *riser* (T_r) en su predeterminado valor de consigna es crítico para la economía global del proceso puesto que repercute fuertemente sobre el rendimiento de los productos. En las unidades FCC que disponen de válvulas en las líneas de circulación del catalizador se utiliza normalmente el flujo de catalizador para regular la temperatura de *riser* (T_r) [1],[11]. En la unidad FCC Modelo IV el flujo de catalizador viene determinado principalmente por la diferencia de presión entre el reactor y el regenerador (tal y como pudo observarse en el estudio dinámico) por lo que se propuso regular la temperatura en el *riser* T_r modificando la consigna de la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}).

Por otro lado, es necesario mantener una concentración de monóxido de carbono por debajo de un máximo pre-especificado para prevenir que el sistema opere en la zona de transición entre el modo de combustión total y el modo de combustión parcial lo cual es sabido que es inestable [12],[13]. La única fuente de aire adicional hacia el regenerador es V_{lift} (asumiendo que el compresor de aire de combustión opera a plena carga) por lo que es candidata para ser variable manipulada.

Con respecto al resto de variables de entrada y de salida, a continuación se discute porque no se eligieron algunas de las más comunes.

El aporte de aire de combustión es en ocasiones utilizado como variable manipulada. A pesar de ello, para un máximo beneficio económico de la inversión hecha en el equipo, el compresor de aire de combustión debería operar próximo a su máxima capacidad. Por lo tanto el aporte de aire de combustión no se va a utilizar como variable manipulada. Esto es consistente con la práctica industrial donde el compresor de aire de combustión opera próximo a su máxima capacidad con el regulador de velocidad operado manualmente.

Dada la fuerte interacción entre el reactor y el regenerador, la temperatura del regenerador y la temperatura del *riser* del reactor están estrechamente relacionadas. Tal y como se dijo anteriormente, la temperatura del *riser* tiene una gran influencia en el rendimiento y la distribución de los productos y por lo tanto en la economía de la planta. La temperatura del regenerador responde relativamente despacio a cambios en el proceso debido a la inercia térmica de la sección del regenerador. Por lo tanto se eligió la temperatura del *riser* del reactor como variable controlada.

Una baja concentración de CO o un exceso de O₂ en los gases de salida del regenerador indican que la operación se está llevando a cabo en modo de combustión completa. Controlando la concentración de CO se asegura además el cumplimiento de la normativa medioambiental relativa a la contaminación atmosférica.

Cuando la unidad se opera en modo de combustión completa, hay relativamente poca post-combustión en la zona por encima del lecho de catalizador y la temperatura del ciclón se mantiene normalmente por debajo de su límite metalúrgico.

Cabe decir por ultimo que los diferentes flujos de alimentación se consideraron perturbaciones medibles puesto que dependen en parte de la disponibilidad temporal de la planta y del estado de otras unidades situadas aguas arriba de la unidad FCC.

3.3.2. Selección de la configuración de control y del tipo de controlador

Inicialmente se propuso agrupar las variables de control en dos niveles siguiendo una estructura jerárquica. El nivel inferior incluiría el control de la presión en el reactor (P_4) mediante la válvula V_{11} y el control de la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) mediante la válvula V_{14} .

En un nivel superior se incluiría el control de la concentración de monóxido de carbono (X_{CO}) mediante la válvula V_{lift} cuya dinámica es más lenta que la de las variables del lazo inferior. En este mismo nivel también se incluiría el control de la temperatura del riser (T_r) mediante manipulación del valor de consigna del controlador de la presión diferencial reactor /regenerador.

Para el control de las variables del nivel más inferior (P_4 y ΔP_{rr}) se utilizó un control descentralizado con dos controladores PID siguiendo el esquema de la Figura 19: el primero encargado de regular la presión en el reactor (P_4) mediante la válvula V_{11} y el segundo encargado de regular la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) mediante la válvula V_{14} .

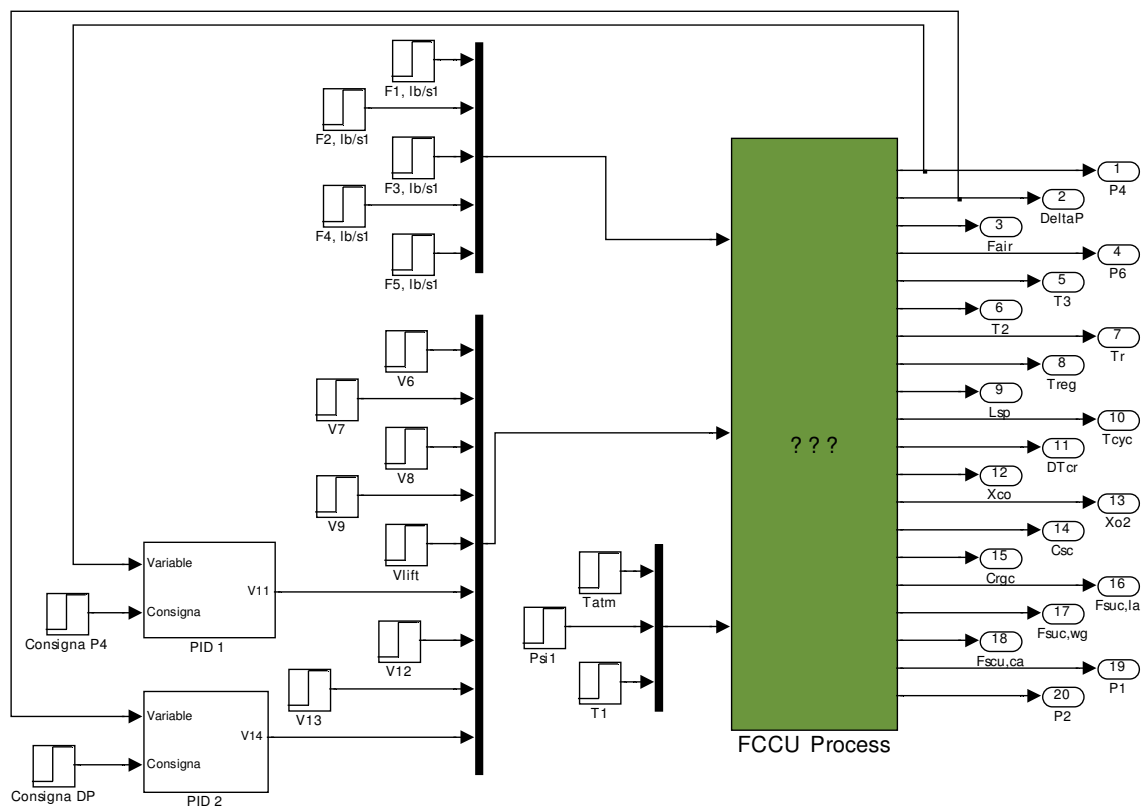


Figura 19. Modelo en Simulink de la unidad FCC con el control descentralizado del nivel inferior

Con respecto al nivel superior, encargado de controlar la temperatura del riser del reactor (T_r) y la concentración de monóxido de carbono en los gases de salida (X_{CO}), se propuso implementar un controlador diagonal junto con un compensador tal que la planta formada por dicho compensador y por el proceso a controlar presentase menos problemas de interacción entre sus variables que el proceso original.

Una vez diseñado e implementado el controlador, se comparó la respuesta obtenida con la respuesta que se consigue utilizando una estrategia de control más sencilla: un control descentralizado con cuatro controladores PID; el primero encargado de regular la presión en el reactor (P_4) mediante la válvula V_{11} , el segundo encargado de regular la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) mediante

la válvula V_{14} , el tercero encargado de controlar la temperatura del riser del reactor (T_r) mediante manipulación del valor de consigna del controlador de la presión diferencial reactor /regenerador y el cuarto encargado de controlar la concentración de monóxido de carbono (X_{CO}) mediante la válvula V_{lift} .

A estas estrategias de control se les ha llamado respectivamente estrategia A y estrategia B.

3.4. Estrategia de control A

3.4.1. Nivel inferior: Control descentralizado

Tal y como se ha dicho, para el control de las variables del nivel más inferior (P_4 y ΔP_{rr}) se utilizó un control descentralizado con dos controladores PID: el primero encargado de regular la presión en el reactor (P_4) mediante la válvula V_{11} y el segundo encargado de regular la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) mediante la válvula V_{14} . Ambos controladores tienen anulada la acción derivativa.

Para llevar a cabo la sintonización de los controladores se utilizó la herramienta PID GUI. Dicha herramienta proporciona información sobre la región de estabilidad en el plano Kp-Ki y las condiciones de contorno para unos requisitos de la respuesta en frecuencia dados (margen de fase y margen de ganancia). También proporciona las respuestas en el dominio tiempo y en el dominio de la frecuencia.

Las funciones de transferencia que se utilizaron para describir la dinámica correspondiente a las variables de los lazos de control del nivel inferior fueron:

$$g_{P_4-V_{11}} = \frac{-32.33}{2248s+1} \quad (1) \qquad g_{\Delta P_{rr}-V_{14}} = \frac{-97.51}{3330s+1} \quad (2)$$

En la Figura 20 se muestra la bondad de ajuste entre estos modelos y el modelo no lineal (Amoco/Leihgh).

A pesar de que el ajuste no es muy bueno (debido principalmente a la importante dependencia que existe entre el valor de la ganancia en estado estacionario y la dirección del escalón) cabe recordar que se desea caracterizar el sistema para controlarlo, no para modelar su dinámica y, en este contexto, a partir de los modelos de primer orden se puede obtener una razonable elección de los parámetros del controlador.

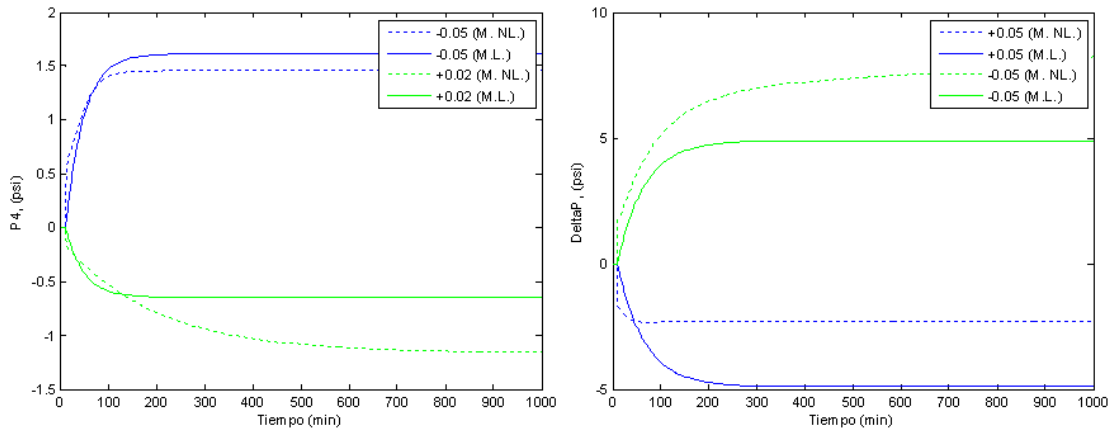


Figura 20. Validación de los modelos correspondientes a los lazos $P_4 - V_{11}$ y $\Delta P - V_{14}$

En la Figura 21 se muestra la ventana principal de la herramienta PID GUI con el modelo correspondiente al lazo 1 y con los siguientes requisitos implementados:

- Margen de fase comprendido entre 45 y 60 °
- Margen de ganancia ≥ 3 .

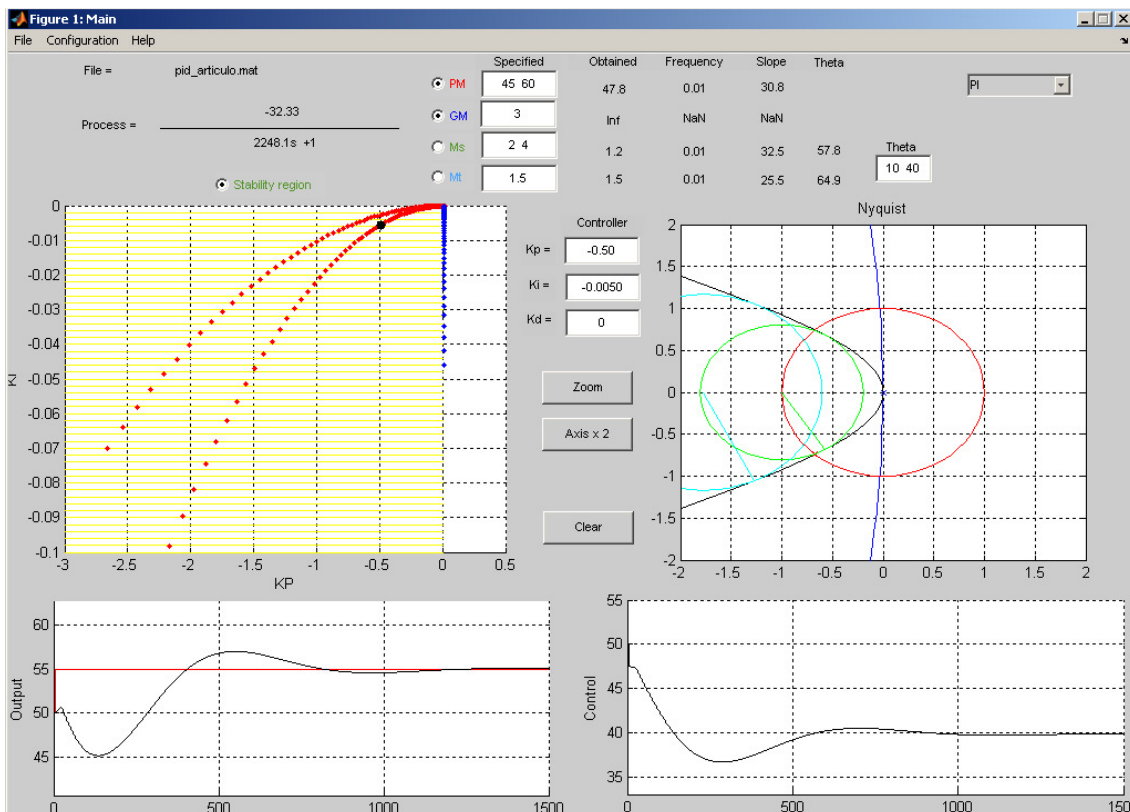


Figura 21. Ventana principal de la herramienta PID GUI de Matlab durante la sintonización del lazo de control $P_4 - V_{11}$

Se puede observar que los requisitos correspondientes al margen de fase delimitan una región de valores de $K_p - K_i$. Dentro de esta región se seleccionaron unos parámetros que proporcionasen respuestas temporales satisfactorias, rápidas pero sin llegar a ser agresivas.

Los parámetros seleccionados fueron:

- Lazo de control $P_4 - V_{11}$: $K_p = -0.50$ $K_i = -0.005$
- Lazo de control $\Delta P - V_{14}$: $K_p = -0.40$ $K_i = -0.006$

Sintonizados los controladores correspondientes al nivel inferior se evaluó a continuación el comportamiento del nuevo proceso 2x2 (Figura 22), con el objetivo de estimar un modelo que permitiese completar la estrategia de control A.

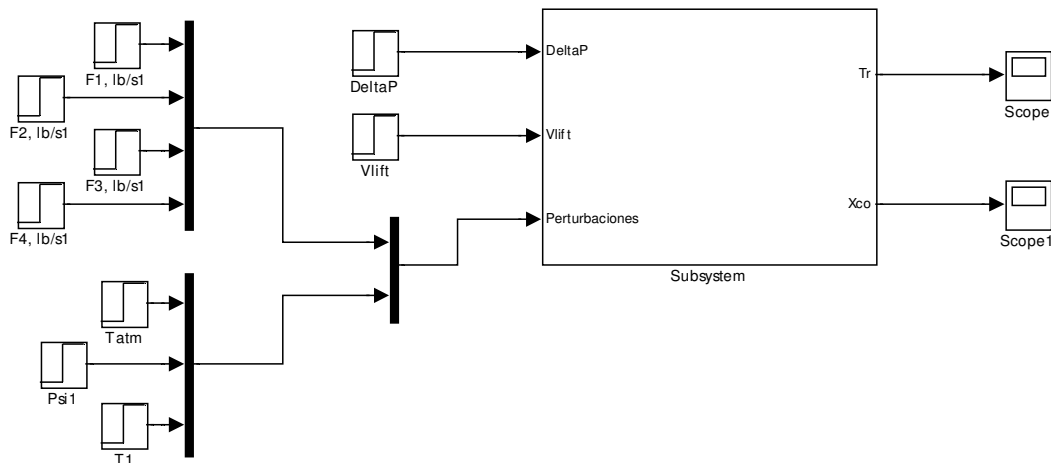


Figura 22. Modelo en Simulink de la unidad FCC con el control del nivel inferior implementado

3.4.2. Identificación del sistema 2x2

Para estimar un modelo del sistema se optó por registrar las respuestas escalón del proceso. La respuesta en escalón constituye un experimento típico utilizado en los métodos tradicionales de identificación.

En primer lugar se realizó un estudio preliminar durante el cual se sometió a las variables de entrada (presión diferencial entre el regenerador y el reactor, ΔP_{rr} , y posición de la válvula V_{lift}) y a las perturbaciones medibles (caudales alimentados, F_{1-4} , temperatura ambiente, T_{amb} , y temperatura del alimento, T_1) a escalones de diferente amplitud y en ambas direcciones. Éste estudio preliminar permitió estudiar la forma

de la respuesta del nuevo sistema 2x2 e identificar la influencia de las variables de entrada en las variables de salida.

Todos los saltos se programaron a los diez minutos de comenzar la simulación. En todas las respuestas se observó que no había un retardo apreciable y que todas eran estables. Cabe destacar la importante dependencia existente entre el valor de las ganancias en estado estacionario y la dirección del escalón de entrada en todas las respuestas recogidas. Además esta dependencia no es lineal.

En las Figuras 23 y 24 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del riser (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) variando la presión diferencial regenerador/reactor en $\pm 5\%$, $\pm 10\%$ y $\pm 20\%$.

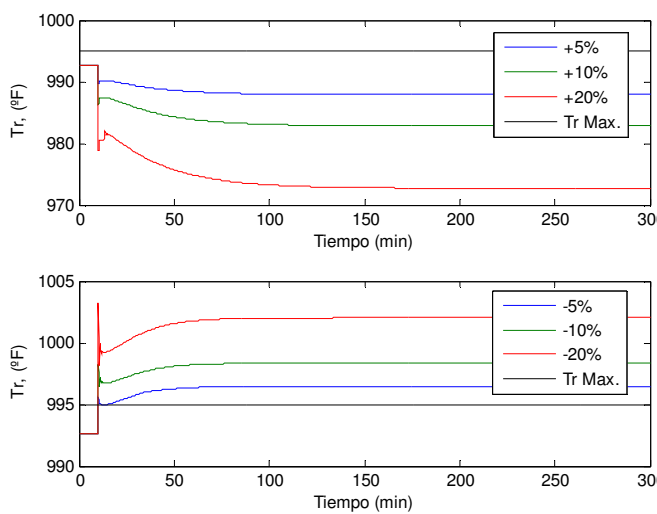


Figura 23. Variación de la temperatura del riser aumentando y disminuyendo la diferencia de presión entre el regenerador y el reactor

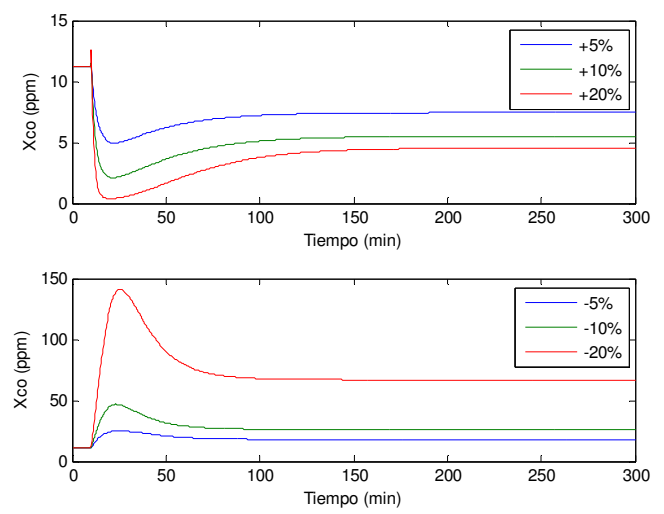


Figura 24. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo la diferencia de presión entre el regenerador y el reactor

La dinámica de la temperatura del riser se puede aproximar a la respuesta de una red de adelanto/atraso mientras que la dinámica correspondiente a la concentración de monóxido de carbono se puede aproximar mediante una combinación de dos respuestas de dinámicas de primer orden con ganancias de signo opuesto.

En las Figuras 25 y 26 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del riser (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) variando la posición de la válvula V_{lift} en ± 0.05 , ± 0.10 y ± 0.20 unidades.

Como en el caso anterior, se observa que las ganancias en estado estacionario dependen de la dirección del escalón aunque dicha diferencia no es tan importante.

La dinámica de la temperatura del riser se puede aproximar a la respuesta de una red de adelanto/atraso, mientras que la dinámica correspondiente a la concentración de monóxido de carbono se

puede aproximar mediante una combinación de dos respuestas: un filtro derivativo más una red de adelanto/atraso.

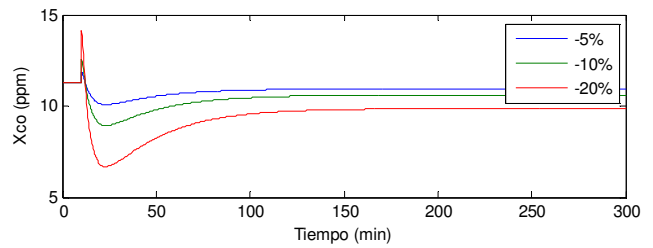
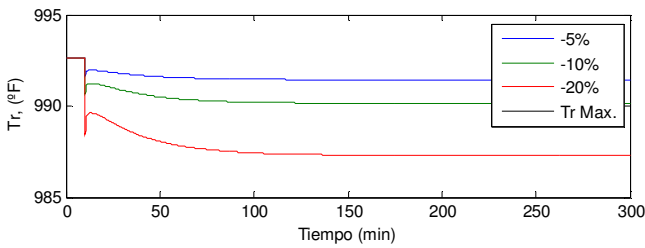
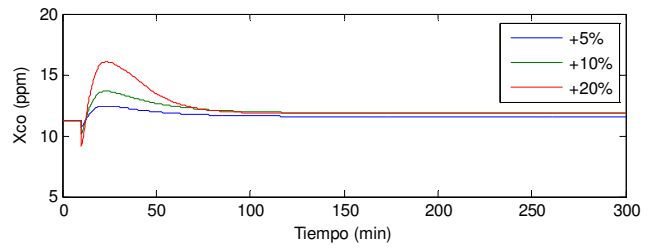
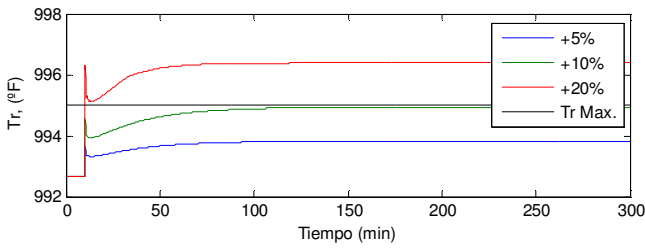


Figura 25. Variación de la temperatura del riser aumentando y disminuyendo la apertura de la válvula V_{lift}

Figura 26. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo la apertura de la válvula V_{lift}

En las Figuras 27 y 28 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del riser (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) ante cambios de $\pm 5\%$, $\pm 10\%$ y $\pm 20\%$ en el caudal de wash oil alimentado al reactor (F_1).

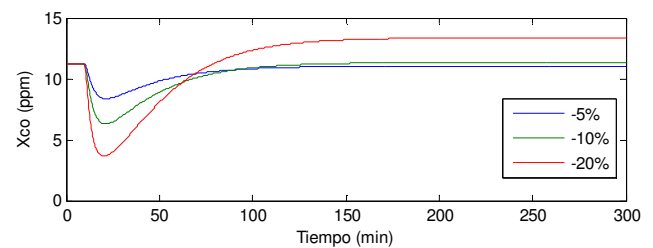
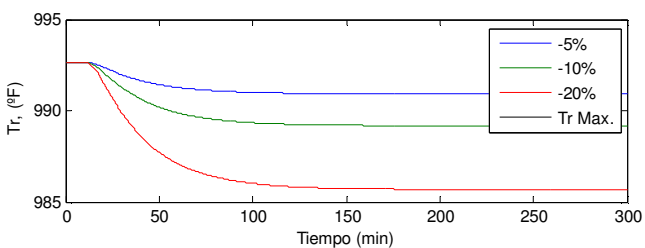
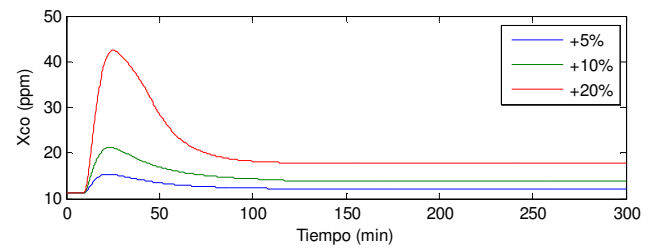
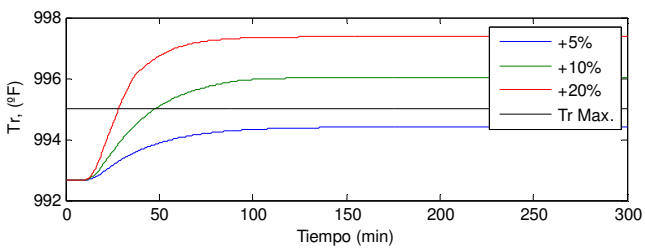


Figura 27. Variación de la temperatura del riser aumentando y disminuyendo el caudal F_1

Figura 28. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_1

La dinámica de la temperatura del riser se puede aproximar mediante una función de primer o segundo orden mientras que la dinámica correspondiente a la concentración de monóxido de carbono se puede aproximar mediante una combinación de dos respuestas de dinámicas de primer orden con ganancias de signo opuesto.

En las Figuras 29 y 30 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del *riser* (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) ante cambios de +5 y +10 unidades en el caudal de *diesel oil* alimentado al reactor (F_2).

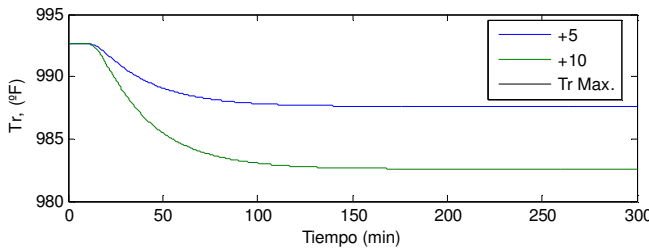


Figura 29. Variación de la temperatura del *riser* aumentando y disminuyendo el caudal F_2

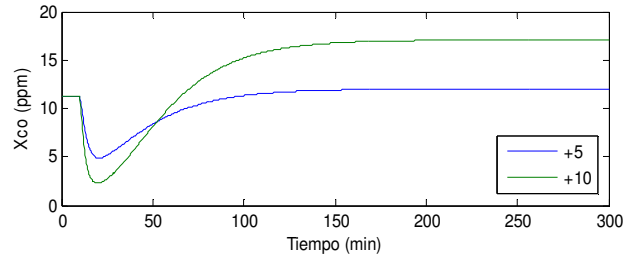


Figura 30. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_2

Como en el caso anterior, la dinámica de la temperatura del *riser* se puede aproximar mediante una función de primer o segundo orden mientras que la dinámica correspondiente a la concentración de monóxido de carbono se puede aproximar mediante una combinación de dos respuestas de dinámicas de primer orden con ganancias de signo opuesto.

En las Figuras 31 y 32 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del *riser* (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) ante cambios de $\pm 5\%$ y $\pm 10\%$ en el caudal alimentado al reactor, *fresh feed*, (F_3).

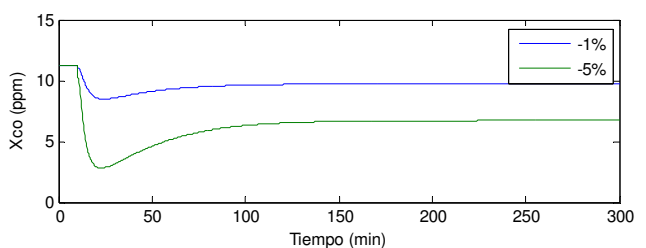
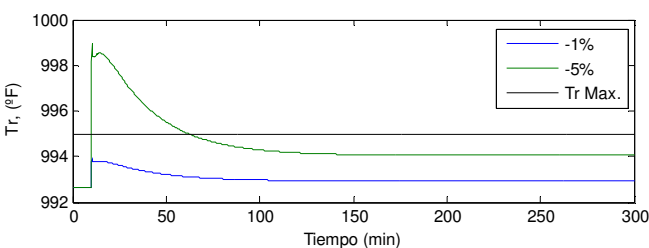
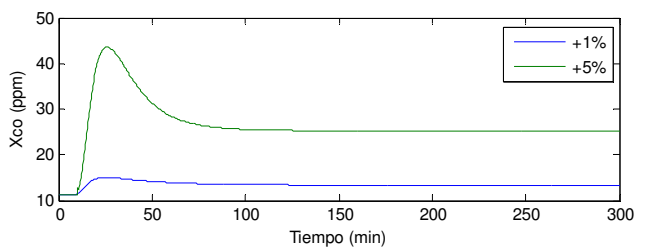
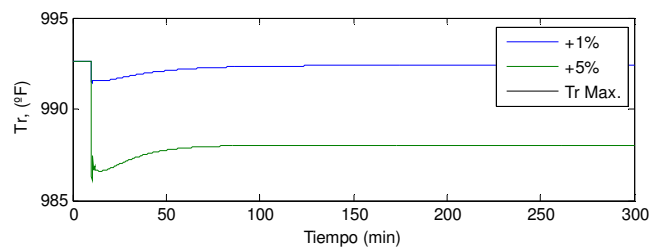


Figura 31. Variación de la temperatura del *riser* aumentando y disminuyendo el caudal F_3

Figura 32. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_3

En este caso, a diferencia de los anteriores, la respuesta de la temperatura del *riser* no se puede aproximar mediante una función de primer o segundo orden. Tanto la dinámica de la temperatura del *riser* como de la concentración de monóxido de carbono se pueden aproximar mediante una combinación de dos respuestas de dinámicas de primer orden.

En las Figuras 33 y 34 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del riser (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) ante cambios de $\pm 5\%$, $\pm 10\%$ y $\pm 20\%$ en el caudal de slurry alimentado al reactor (F_4).

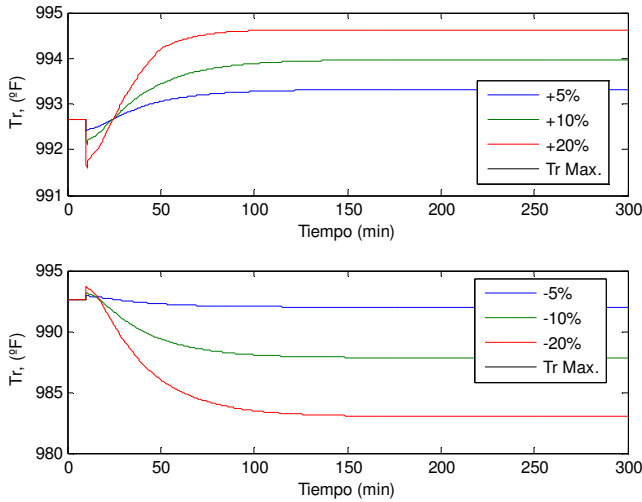


Figura 33. Variación de la temperatura del riser aumentando y disminuyendo el caudal F_4

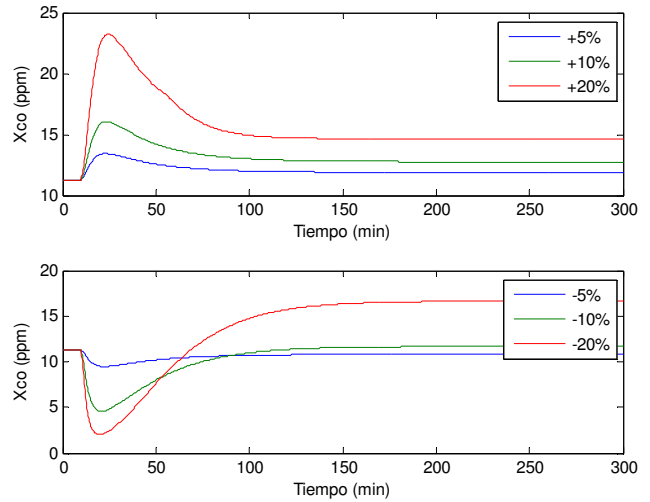


Figura 34. Variación de la concentración de CO aumentando y disminuyendo el caudal F_4

Se propuso modelar la dinámica de la temperatura del riser como suma de dos respuestas: la primera de ellas correspondiente a una red de adelanto/atraso y la segunda de ellas como un sistema de primer orden. La dinámica de la concentración de monóxido de carbono se puede aproximar mediante una combinación de dos respuestas de dinámicas de primer orden.

En las Figuras 35 y 36 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del riser (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) ante cambios de $\pm 5\%$, $\pm 10\%$ y $\pm 20\%$ en la temperatura ambiente (T_{amb}).

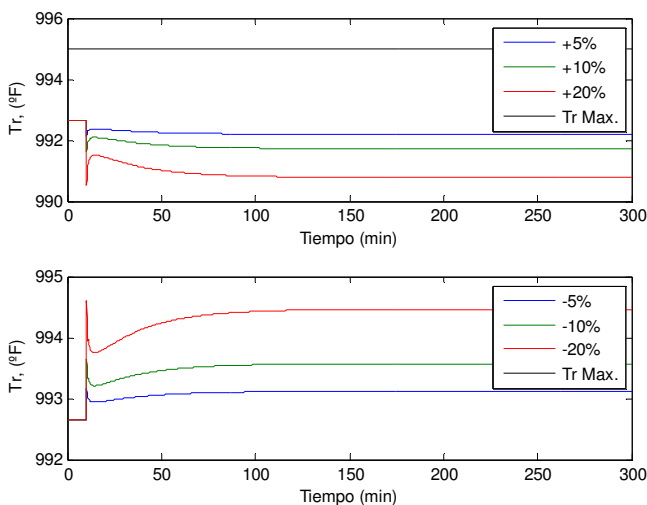


Figura 35. Variación de la temperatura del riser ante cambios en la temperatura ambiente T_{amb}

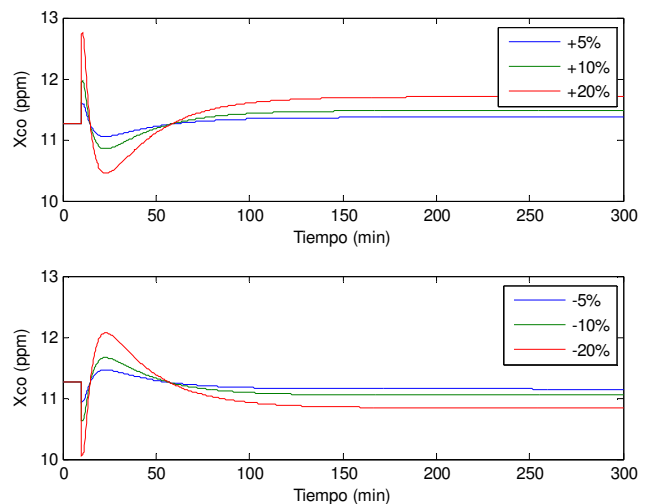


Figura 36. Variación de la concentración de CO ante cambios en la temperatura ambiente T_{amb}

La dinámica de la temperatura del riser se puede aproximar a la respuesta de una red de adelanto/atraso, mientras que la dinámica correspondiente a la concentración de monóxido de carbono se puede aproximar mediante una combinación de dos respuestas: un filtro derivativo más una red de adelanto/atraso.

En las Figuras 37 y 38 se presenta el comportamiento dinámico de la temperatura del riser (T_r) y de la concentración de CO (X_{CO}) ante cambios de $\pm 5\%$, $\pm 10\%$ y $\pm 20\%$ en la temperatura del alimento (T_1).

Se propuso aproximar tanto la dinámica de la temperatura del riser como la de la concentración de monóxido de carbono mediante una función de primer o segundo orden.

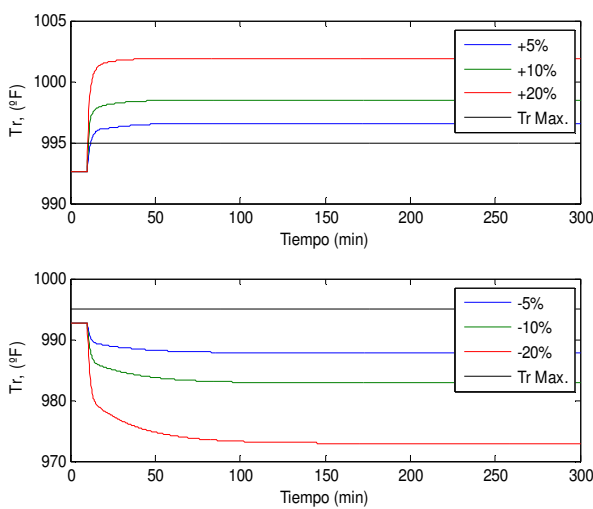


Figura 37. Variación de la temperatura del riser ante cambios en la temperatura ambiente T_1

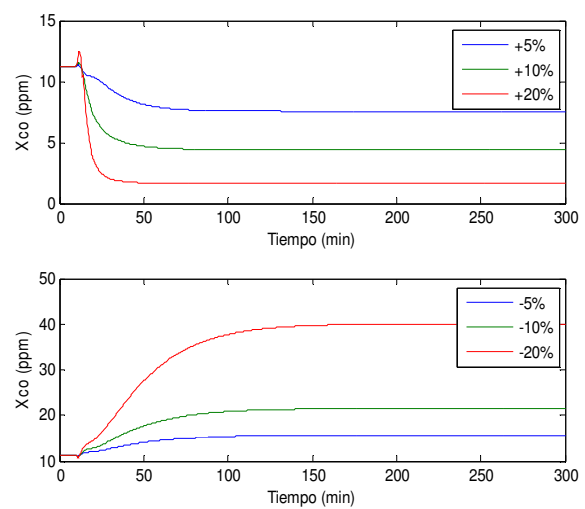


Figura 38. Variación de la concentración de CO ante cambios en la temperatura ambiente T_1

Se puede concluir que todas las perturbaciones estudiadas tienen efectos importantes en las variables de salida controladas.

Del estudio de los datos entrada-salida y de las observaciones extraídas a partir de los resultados recogidos en las Figuras 23 - 38 se procedió a la selección de la estructura de los modelos.

Como se comentó anteriormente, el proceso presenta la dificultad de que las ganancias en estado estacionario son muy distintas si la variable manipulada se ha incrementado o decrementado. Ante esta situación se planteó la posibilidad de utilizar una señal de entrada tipo binaria pseudoaleatoria (PRBS) para llevar a cabo la identificación del modelo.

A continuación se comparan los modelos identificados para la entrada ΔP_{rr} a partir de:

- Los registros obtenidos ante escalones de $\pm 5\%$ y $\pm 10\%$.

- El registro obtenido ante una entrada PRBS de las siguientes características:
 - Niveles = $\pm 5\%$ el valor de la entrada en estado estacionario
 - Tiempo de reloj = 50 s
 - N (número de datos generados) = 1000

Los parámetros correspondientes a dichos modelos se estimaron mediante el método de los mínimos cuadrados que se basa en la minimización del error de predicción, es decir, la diferencia entre la salida obtenida a partir del modelo no lineal (Amoco/Leigh) y la salida generada por el modelo lineal. Para ello se utilizó el comando *lsqnonlin* de la herramienta de optimización de Matlab. Los resultados obtenidos se recogen en las Tablas 2 y 3.

Tabla 2. Comparación del modelo $T_r - \Delta P_{rr}$ estimado a partir de la información proporcionada por una señal de entrada tipo PRBS y por varias señales de entrada escalón

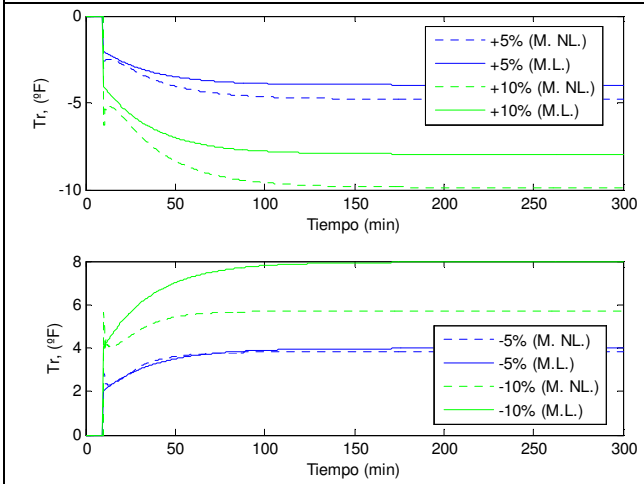
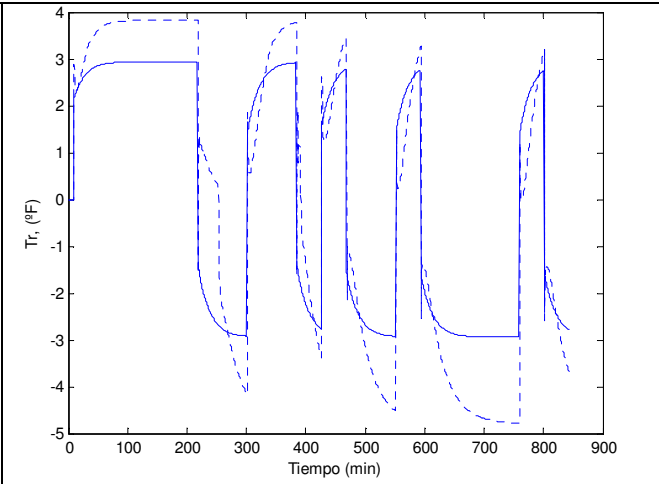
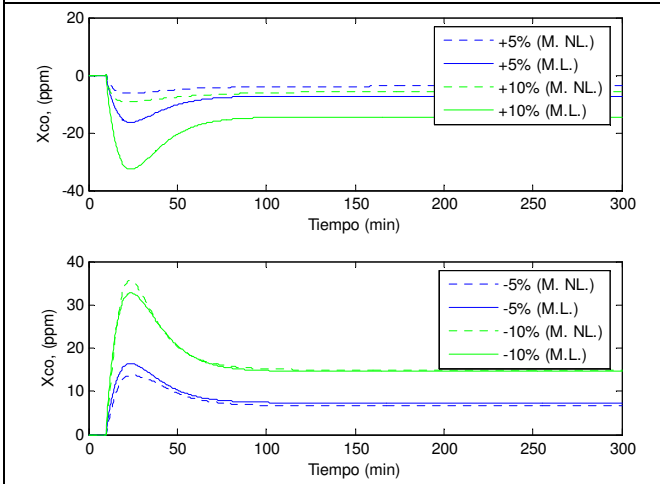
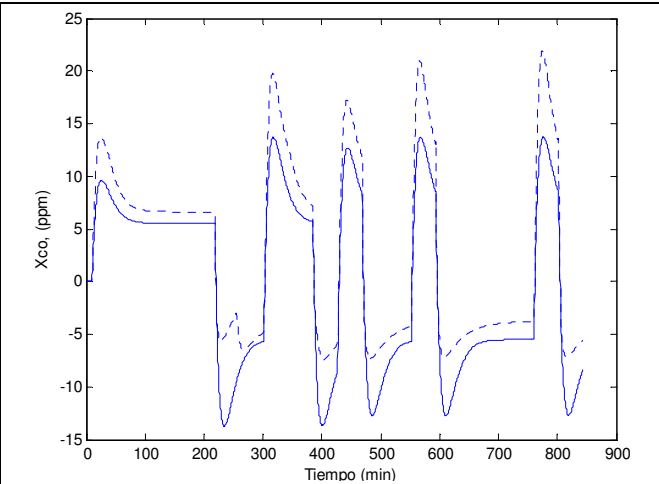
Modelo $T_r - \Delta P_{rr}$	
<i>Entrada en escalón</i>	<i>Entrada PRBS</i>
Función Transferencia	
$g_{T_r - \Delta P_{rr}, \text{escalón}} = \frac{-25.23 [862.6s + 1]}{1702.1s + 1} \quad (3)$	$g_{T_r - \Delta P_{rr}, \text{PRBS}} = \frac{-18.68 [860s + 1]}{1167.5s + 1} \quad (4)$
Validación del modelo	
 <p>Figura 39. Identificación del modelo $T_r - \Delta P_{rr}$ a partir de entradas en escalón. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	 <p>Figura 40. Identificación del modelo $T_r - \Delta P_{rr}$ a partir de una señal de entrada PRBS. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

Tabla 3. Comparación del modelo $X_{CO} - \Delta P_{rr}$ estimado a partir de la información proporcionada por una señal de entrada tipo PRBS y por varias señales de entrada escalón

Modelo $X_{CO} - \Delta P_{rr}$	
<i>Entrada en escalón</i>	<i>Entrada PRBS</i>
Función Transferencia	
$g_{X_{CO}-\Delta P_{rr},escalon} = \frac{-1.12450 \cdot 10^6}{680.11 \cdot s + 1} + \frac{1.12445 \cdot 10^6}{680.24 \cdot s + 1} \quad (5)$	$g_{X_{CO}-\Delta P_{rr},PRBS} = \frac{-7.6209 \cdot 10^5}{715.4 \cdot s + 1} + \frac{7.6206 \cdot 10^5}{715.5 \cdot s + 1} \quad (6)$
Validación del modelo	
 <p>Figura 41. Identificación del modelo $X_{CO} - \Delta P_{rr}$ a partir de entradas en escalón. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	 <p>Figura 42. Identificación del modelo $X_{CO} - \Delta P_{rr}$ a partir de una señal de entrada PRBS. Respuesta del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

A partir de estos resultados se concluyó que la información que se puede extraer de estos dos tipos de señales de entrada (escalones o PRBS), de la cual depende el éxito del procedimiento de identificación, es muy parecida. Se decidió por tanto utilizar los registros obtenidos a partir de entradas escalón para la identificación del resto de funciones transferencia.

A continuación se recogen los modelos estimados mediante el método de los mínimos cuadrados así como la validación de los mismos. Cabe decir que, en los casos en los que se observó un mayor dependencia de la ganancia en estado estacionario con la dirección del escalón, se forzó a que el ajuste del modelo fuera satisfactorio para el aumento de la temperatura del *riser* y el aumento de la concentración de monóxido de carbono puesto que un aumento de estas variables se considera más crítico que un descenso.

Aunque se pueden observar diferencias entre los resultados obtenidos con el modelo no lineal (modelo Amoco) y los obtenidos mediante los modelos estimados, se considera que el modelo es satisfactorio y que se puede utilizar para completar la estrategia de control A.

Tabla 4. Estimación de las funciones de transferencia $g_{T_r-V_{lift}}$ Y $g_{X_{CO}-V_{lift}}$

Cambios en V_{lift}	
Respuesta de T_r	Respuesta de X_{CO}
$g_{T_r-V_{lift}} = \frac{23.02 \cdot [903.8 \cdot s + 1]}{1717.0 \cdot s + 1} \quad (7)$	$g_{X_{CO}-V_{lift}} = \frac{-26692 \cdot s}{394.85 \cdot s + 1} + \frac{5.26 \cdot [13903 \cdot s + 1]}{1351.5 \cdot s + 1} \quad (8)$
<p>Figure 43 shows two plots of T_r (°F) versus Time (min) for changes in V_{lift}. The top plot shows a positive change in V_{lift}, where T_r increases from approximately 1.5°F to 4.5°F. The bottom plot shows a negative change in V_{lift}, where T_r decreases from approximately 1.5°F to -5.5°F. In both plots, the solid line represents the linear model and the dashed line represents the non-linear model. The non-linear model shows a slightly higher peak and faster initial response.</p>	<p>Figure 44 shows two plots of X_{CO} (ppm) versus Time (min) for changes in V_{lift}. The top plot shows a positive change in V_{lift}, where X_{CO} increases from 0 ppm to a peak of about 4 ppm before settling near 1 ppm. The bottom plot shows a negative change in V_{lift}, where X_{CO} decreases from 0 ppm to a peak of about -4 ppm before settling near -1 ppm. In both plots, the solid line represents the linear model and the dashed line represents the non-linear model. The non-linear model shows a higher peak and faster initial response.</p>
<p>Figura 43. Validación del modelo T_r-V_{lift}. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	<p>Figura 44. Validación del modelo $X_{CO}-V_{lift}$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

Tabla 5. Estimación de las funciones de transferencia $g_{T_r-F_1}$ Y $g_{X_{CO}-F_1}$

Cambios en F_1	
Respuesta de T_r	Respuesta de X_{CO}
$g_{T_r-F_1} = \frac{2.48}{2025.1 \cdot s + 1} \quad (9)$	$g_{X_{CO}-F_1} = \frac{15.53}{480.52 \cdot s + 1} + \frac{-13.85}{1406.4 \cdot s + 1} \quad (10)$
<p>Figure 45 shows two plots of T_r (°F) versus Time (min) for changes in F_1. The top plot shows a positive change in F_1, where T_r increases from 0°F to about 3.5°F. The bottom plot shows a negative change in F_1, where T_r decreases from 0°F to about -3.5°F. In both plots, the solid line represents the linear model and the dashed line represents the non-linear model. The non-linear model shows a slightly higher peak and faster initial response.</p>	<p>Figure 46 shows two plots of X_{CO} (ppm) versus Time (min) for changes in F_1. The top plot shows a positive change in F_1, where X_{CO} increases from 0 ppm to a peak of about 10 ppm before settling near 2 ppm. The bottom plot shows a negative change in F_1, where X_{CO} decreases from 0 ppm to a peak of about -10 ppm before settling near -2 ppm. In both plots, the solid line represents the linear model and the dashed line represents the non-linear model. The non-linear model shows a higher peak and faster initial response.</p>
<p>Figura 45. Validación del modelo T_r-F_1. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	<p>Figura 46. Validación del modelo $X_{CO}-F_1$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

Tabla 6. Estimación de las funciones de transferencia $g_{T_r-F_2}$ y $g_{X_{CO}-F_2}$

Cambios en F_2	
Respuesta de T_r	Respuesta de X_{CO}
$g_{T_r-F_2} = \frac{-1.017}{2054.2 \cdot s + 1} \quad (11)$	$g_{X_{CO}-F_2} = \frac{-2.092}{397.17 \cdot s + 1} + \frac{2.599}{2135.0 \cdot s + 1} \quad (12)$
<p>Figura 47. Validación del modelo T_r-F_2. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	<p>Figura 48. Validación del modelo $X_{CO}-F_2$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

Tabla 7. Estimación de las funciones de transferencia $g_{T_r-F_3}$ y $g_{X_{CO}-F_3}$

Cambios en F_3	
Respuesta de T_r	Respuesta de X_{CO}
$g_{T_r-F_3} = \frac{-1.036}{8.34 \cdot s + 1} + \frac{0.5717}{1807.8 \cdot s + 1} \quad (13)$	$g_{X_{CO}-F_3} = \frac{131098}{790.31 \cdot s + 1} + \frac{-131096}{790.36 \cdot s + 1} \quad (14)$
<p>Figura 49. Validación del modelo T_r-F_3. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	<p>Figura 50. Validación del modelo $X_{CO}-F_3$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

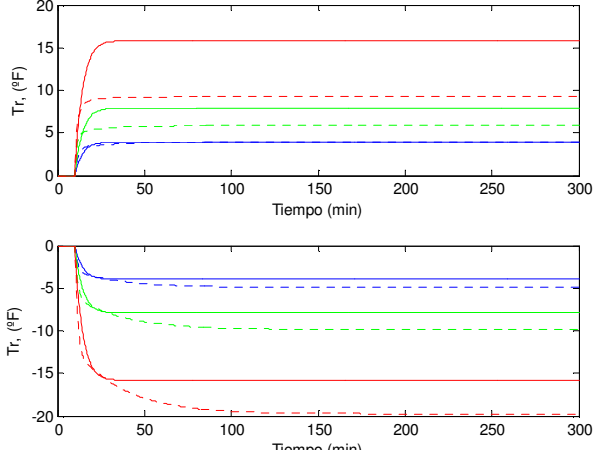
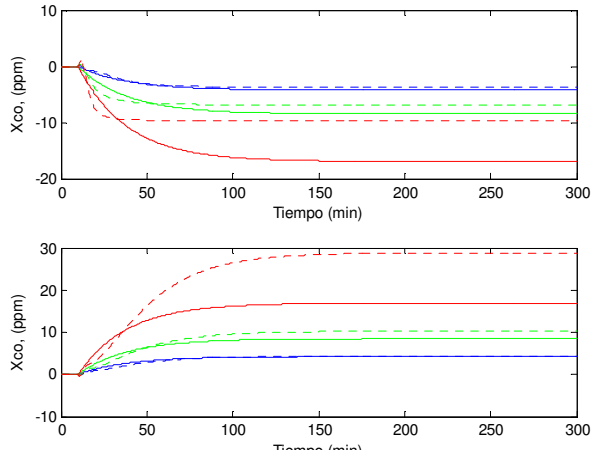
Tabla 8. Estimación de las funciones de transferencia g_{Tr-F_4} y g_{Xco-F_4}

Cambios en F_4	
Respuesta de T_r	Respuesta de X_{CO}
$g_{Tr-F_4} = \frac{-2.39 \cdot [85.1 \cdot s + 1]}{309.4 \cdot s + 1} + \frac{5.54}{1386.2 \cdot s + 1} \quad (15)$	$g_{Xco-F_4} = \frac{30.06}{554.13 \cdot s + 1} + \frac{-27.59}{1336.3 \cdot s + 1} \quad (16)$
<p>Figure 51. Validación del modelo T_r-F_4. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	<p>Figure 52. Validación del modelo $X_{CO}-F_4$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

Tabla 9. Estimación de las funciones de transferencia $g_{Tr-T_{amb}}$ y $g_{Xco-T_{amb}}$

Cambios en T_{amb}	
Respuesta de T_r	Respuesta de X_{CO}
$g_{Tr-T_{amb}} = \frac{-0.123 \cdot [1155.9 \cdot s + 1]}{2042.2 \cdot s + 1} \quad (17)$	$g_{Xco-T_{amb}} = \frac{108.5 \cdot s}{402.98 \cdot s + 1} + \frac{0.0286 \cdot [-8848.1 \cdot s + 1]}{1483.7 \cdot s + 1} \quad (18)$
<p>Figure 53. Validación del modelo T_r-T_{amb}. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	<p>Figure 54. Validación del modelo $X_{CO}-T_{amb}$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

Tabla 10. Estimación de las funciones de transferencia g_{Tr-T_1} y g_{Xco-T_1}

Cambios en T_1	
Respuesta de T_r	Respuesta de X_{co}
$g_{Tr-T_1} = \frac{0.172}{260.08s + 1} \quad (19)$	$g_{Xco-T_1} = \frac{-0.1837}{1710.2s + 1} \quad (20)$
	
<p>Figura 55. Validación del modelo T_r-T_1. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>	<p>Figura 56. Validación del modelo $X_{co}-T_1$. Respuestas del modelo lineal (línea continua) y del modelo no lineal (línea discontinua)</p>

A partir del análisis realizado se concluyó que es posible postular el siguiente modelo lineal del sistema de la Figura 22 en torno al punto de operación recogido en la Tabla 1.

$$Y(s) = G(s) \cdot U(s) + G_d(s) \cdot D(s) \quad (21)$$

Siendo:

$$G(s) = \begin{bmatrix} g_{Tr-\Delta P_{rr}} = \frac{-25.23 \cdot [862.6s + 1]}{1702.1s + 1} & g_{Tr-V_{lift}} = \frac{23.02 \cdot [903.8s + 1]}{1717.0s + 1} \\ g_{Xco-\Delta P_{rr}} = \frac{-1.12450 \cdot 10^6}{680.11s + 1} + \frac{1.12445 \cdot 10^6}{680.24s + 1} & g_{Xco-V_{lift}} = \frac{-26692s}{394.85s + 1} + \frac{5.26 \cdot [13903s + 1]}{1351.5s + 1} \end{bmatrix} \quad (22)$$

$$G_d(s) = \begin{bmatrix} \text{Ec. (9)} & \text{Ec. (11)} & \text{Ec. (13)} & \text{Ec. (15)} & \text{Ec. (17)} & \text{Ec. (19)} \\ \text{Ec. (10)} & \text{Ec. (12)} & \text{Ec. (14)} & \text{Ec. (16)} & \text{Ec. (18)} & \text{Ec. (20)} \end{bmatrix} \quad (23)$$

3.4.3. Nivel Superior: Diseño del controlador

Para el diseño del controlador multivariable se propuso implementar un controlador diagonal junto con un compensador tal que la planta formada por dicho compensador y por el proceso a controlar presentase menos problemas de interacción entre sus variables que el proceso original.

Además se propuso incorporar compensadores feedforward para compensar el efecto de las perturbaciones medibles antes de que afectasen a las variables controladas.

Para evaluar la controlabilidad del sistema FCC usando la estructura de control propuesta se determinó la matriz de ganancias relativas (RGA del inglés *Relative Gain Array*) de la matriz de funciones de transferencia (expresión 22) del proceso con el nivel inferior de control implementado. La matriz de ganancias relativas proporciona una medida de la interacción a partir de las condiciones en estado estacionario. Se usa para seleccionar el emparejamiento entre las variables de entrada y de salida con el fin de minimizar la interacción entre los lazos resultantes.

La RGA correspondiente al proceso descrito por expresión (22) es:

$$RGA = \begin{bmatrix} -0.1303 & 1.1303 \\ 1.1303 & -0.1303 \end{bmatrix} \quad (24)$$

A partir de los valores correspondientes a las ganancias relativas se concluyó que el proceso 2x2, el que verá el controlador del nivel superior, es un proceso con importante interacción entre sus variables. Además, la regla de emparejamiento recomienda emparejar con cada salida aquella entrada que presente la ganancia relativa más cercana a la unidad, evitando si es posible cualquier emparejamiento que lleve asociado una ganancia relativa negativa [14]. Por lo tanto, según esta recomendación, la variable de salida temperatura del *riser* (T_r) debería emparejarse con la variable de entrada posición de la válvula V_{lift} y la variable de salida concentración de monóxido de carbono (X_{CO}) debería emparejarse con el punto de consigna de la presión diferencia regenerador/reactor (ΔP_{rr}). Este emparejamiento es contrario al que se propuso inicialmente pero será el que se adopte puesto que se comprobó que existe una menor interacción entre las variables cuando se utiliza el emparejamiento recomendado por la RGA.

Considerando dicho emparejamiento se definen los siguientes elementos de la matriz de funciones de transferencia del proceso:

$$g_{11} = g_{T_r - V_{lift}} = \frac{23.02 \cdot [903.8 \cdot s + 1]}{1717.0 \cdot s + 1} \quad (25)$$

$$g_{12} = g_{T_r - \Delta P_{rr}} = \frac{-25.23 \cdot [862.6 \cdot s + 1]}{1702.1 \cdot s + 1} \quad (26)$$

$$g_{21} = g_{X_{CO} - V_{lift}} = \frac{-26692 \cdot s}{394.85 \cdot s + 1} + \frac{5.26 \cdot [13903s + 1]}{1351.5 \cdot s + 1} \quad (27)$$

$$g_{22} = g_{X_{CO} - \Delta P_{rr}} = \frac{-1.12450 \cdot 10^6}{680.11 \cdot s + 1} + \frac{1.12445 \cdot 10^6}{680.24 \cdot s + 1} \quad (28)$$

3.4.3.1. Diseño de la red de desacoplo y del compensador feedforward

El objetivo de la red de desacoplo es eliminar las siguientes interacciones:

- Presión diferencial regenerador/reactor – Temperatura del *riser*
- Posición de la válvula V_{lifft} – Concentración de monóxido de carbono

Por otro lado, el compensador feedforward debe eliminar el efecto que las perturbaciones tienen sobre las variables controladas, temperatura del *riser* y concentración de monóxido de carbono.

A partir de las funciones de transferencia del proceso, expresiones 25 – 28, se procedió a la selección de la estructura de la red de desacoplo en base a la realizabilidad de los elementos de la misma.

En la tabla 11 se recogen algunos comentarios a cerca de la realizabilidad de diferentes estructuras de la red de desacoplo. En ella se puede comprobar que ninguno de los desacoplos considerados son adecuados, ya sea por problemas de inestabilidad o porque no son físicamente realizables. Se decidió por lo tanto utilizar un desacoplo directo simplificado con los elementos d_{11} y d_{22} siendo bloques unitarios (caso 12) y en el que el elemento d_{21} contemplará la compensación perfecta sólo en estado estacionario.

En la Figura 57 se muestra el diagrama de bloques del proceso junto con el controlador diagonal, la red de desacoplo y los compensadores feedforward. A partir de éste diagrama de bloques es posible relacionar las variables controladas con las variables manipuladas V_{lifft}^c y ΔP_{rr}^c y con las perturbaciones.

$$T_r = (g_{11} + g_{12}d_{21})V_{\text{lifft}}^c + (g_{12} + g_{11}d_{12})\Delta P_{\text{rr}}^c + \sum_i (g_{11} \cdot g_{\text{ff}1d_i} + g_{11}d_{12}g_{\text{ff}2d_i} + g_{12} \cdot g_{\text{ff}2d_i} + g_{12}d_{21}g_{\text{ff}1d_i} + g_{1d_i})d_i \quad (29)$$

$$X_{\text{CO}} = (g_{21} + g_{22}d_{21})V_{\text{lifft}}^c + (g_{22} + g_{21}d_{12})\Delta P_{\text{rr}}^c + \sum_i (g_{22} \cdot g_{\text{ff}2d_i} + g_{22}d_{21}g_{\text{ff}1d_i} + g_{21} \cdot g_{\text{ff}1d_i} + g_{21}d_{12}g_{\text{ff}2d_i} + g_{2d_i})d_i \quad (30)$$

Estas relaciones permiten definir el valor que deben tomar los elementos de la red de desacoplo y del compensador Feedforward para eliminar la interacción entre variables:

- Para eliminar la interacción entre la presión diferencial regenerador/reactor y la temperatura del *riser* se ha de cumplir:

$$g_{12} + g_{11} \cdot d_{12} = 0 \quad \rightarrow \quad d_{12} = -\frac{g_{12}}{g_{11}} \quad (31)$$

- Para eliminar la interacción entre la posición de la válvula V_{lifft} y la concentración de monóxido de carbono se ha de cumplir:

$$g_{21} + g_{22} \cdot d_{21} = 0 \quad \rightarrow \quad d_{21} = -\frac{g_{21}}{g_{22}} \quad (32)$$

Tabla 11. Realizabilidad de los desacoplos

DESACOPLOS DIRECTOS SIMPLIFICADOS			
	Caso	Elementos de la red	Realizabilidad
	12	$\begin{pmatrix} 1 & -g_{12}/g_{11} \\ -g_{21}/g_{22} & 1 \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{21}/g_{22}$ es no causal
	22	$\begin{pmatrix} -g_{22}/g_{21} & -g_{12}/g_{11} \\ 1 & 1 \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{22}/g_{21}$ es inestable
	11	$\begin{pmatrix} 1 & 1 \\ -g_{21}/g_{22} & -g_{11}/g_{12} \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{21}/g_{22}$ es no causal
	21	$\begin{pmatrix} -g_{22}/g_{21} & 1 \\ 1 & -g_{11}/g_{12} \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{22}/g_{21}$ es inestable
DESACOPLOS INVERSOS CONFIGURACIÓN A			
	Caso	Elementos de la red	Realizabilidad
	12	$\begin{pmatrix} 1 & -g_{12}/g_{11} \\ -g_{21}/g_{22} & 1 \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{21}/g_{22}$ es no causal
	22	$\begin{pmatrix} -g_{12}/g_{11} & -g_{21}/g_{22} \\ 1 & 1 \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{21}/g_{22}$ es no causal
	11	$\begin{pmatrix} 1 & 1 \\ -g_{12}/g_{11} & -g_{21}/g_{22} \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{21}/g_{22}$ es no causal
	21	$\begin{pmatrix} -g_{12}/g_{11} & 1 \\ 1 & -g_{21}/g_{22} \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{21}/g_{22}$ es no causal
DESACOPLOS INVERSOS CONFIGURACIÓN B			
	Caso	Elementos de la red	Realizabilidad
	12	$\begin{pmatrix} 1 & -g_{11}/g_{12} \\ -g_{22}/g_{21} & 1 \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{22}/g_{21}$ es inestable
	22	$\begin{pmatrix} -g_{11}/g_{12} & -g_{22}/g_{21} \\ 1 & 1 \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{22}/g_{21}$ es inestable
	11	$\begin{pmatrix} 1 & 1 \\ -g_{11}/g_{12} & -g_{22}/g_{21} \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{22}/g_{21}$ es inestable
	21	$\begin{pmatrix} -g_{11}/g_{12} & 1 \\ 1 & -g_{22}/g_{21} \end{pmatrix}$	El elemento $-g_{22}/g_{21}$ es inestable

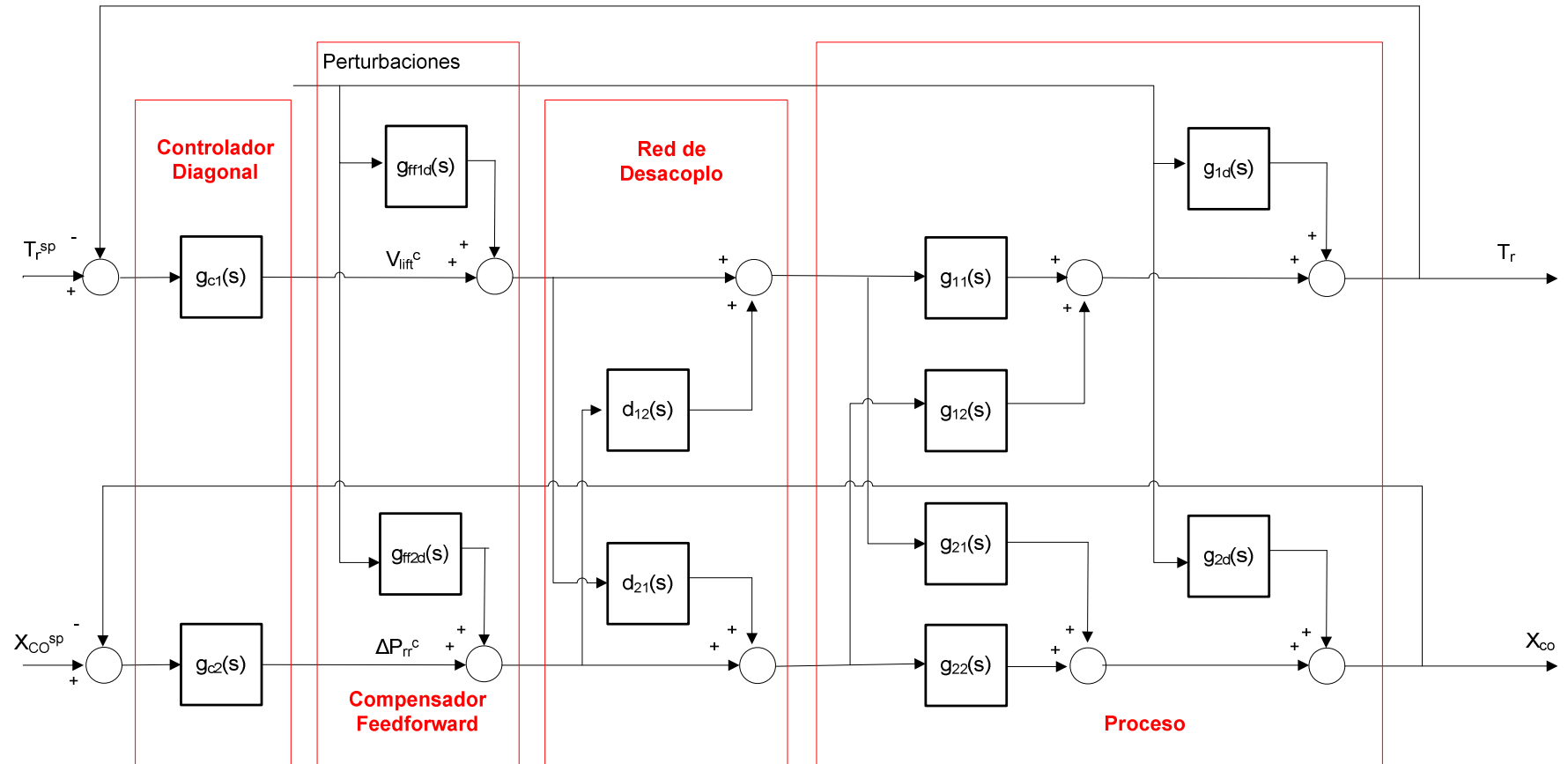


Figura 57. Diagrama del proceso 2x2 y del controlador del nivel superior

- Para eliminar el efecto de las perturbaciones sobre las variables controladas los elementos del compensador Feedforward deben cumplir:

$$g_{11} \cdot g_{ff1d_i} + g_{11} \cdot d_{12} \cdot g_{ff2d_i} + g_{12} \cdot g_{ff2d_i} + g_{12} \cdot d_{21} \cdot g_{ff1d_i} + g_{1d_i} = 0 \quad (33)$$

$$g_{22} \cdot g_{ff2d_i} + g_{22} \cdot d_{21} \cdot g_{ff1d_i} + g_{21} \cdot g_{ff1d_i} + g_{21} \cdot d_{12} \cdot g_{ff2d_i} + g_{2d_i} = 0 \quad (34)$$

Sustituyendo (31) y (32) en (33) y (34) se obtiene que

$$g_{ff1d_i} = \frac{-g_{1d_i}}{g_{11} - \frac{g_{12} \cdot g_{21}}{g_{22}}} \quad (35) \quad g_{ff2d_i} = \frac{-g_{2d_i}}{g_{22} - \frac{g_{21} \cdot g_{12}}{g_{11}}} \quad (36)$$

En las Figura 58-61 se recoge el resultado de implementar la red de desacoplo con los elementos:

$$d_{12} = -\frac{g_{12}}{g_{11}} = \frac{3.737 \cdot 10^7 \cdot s^2 + 6.508 \cdot 10^4 \cdot s + 25.23}{3.541 \cdot 10^7 s^2 + 5.999 \cdot 10^4 \cdot s + 23.02} \quad (37)$$

$$d_{21} = -\frac{g_{21}(0)}{g_{22}(0)} = \frac{5.26}{49} \quad (38)$$

Se puede observar como la red de desacoplo reduce la interacción entre variables. Las gráficas comparan las respuestas del proceso y las respuestas del proceso con la red de desacoplo implementada cuando ambos sistemas son sometidos a saltos de $\pm 5\%$ en la variable de entrada ΔP_{rr} y de ± 0.05 unidades en la variable de entrada V_{lift} .

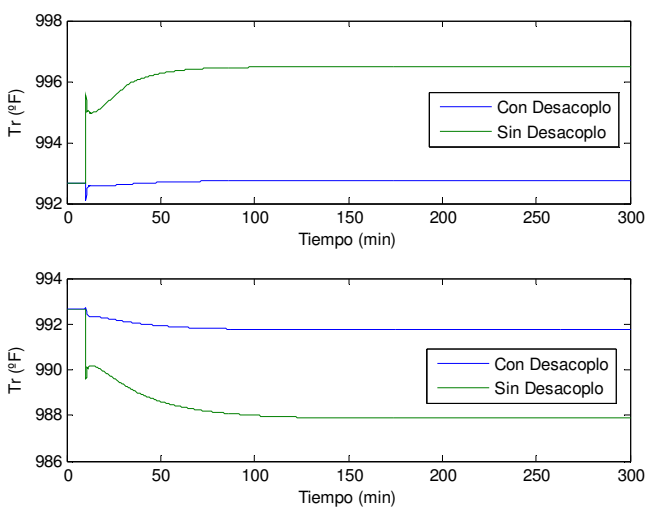


Figura 58. Comparación de la respuesta T_r del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de +5% (gráfica superior) y -5% (gráfica inferior) en ΔP_{rr}

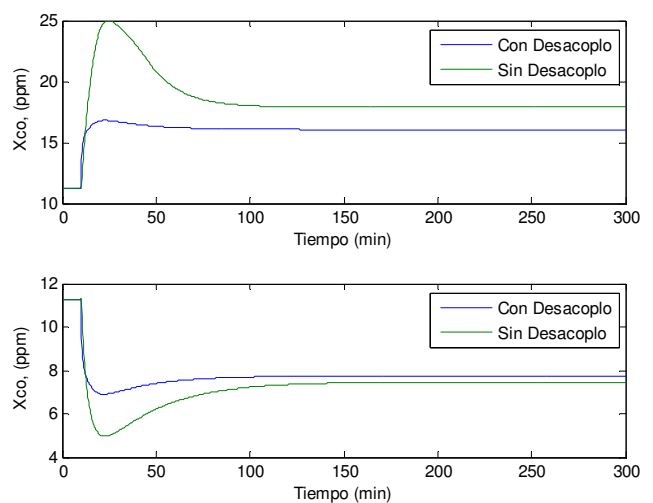


Figura 59. Comparación de la respuesta X_{co} del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de +5% (gráfica superior) y -5% (gráfica inferior) en ΔP_{rr}

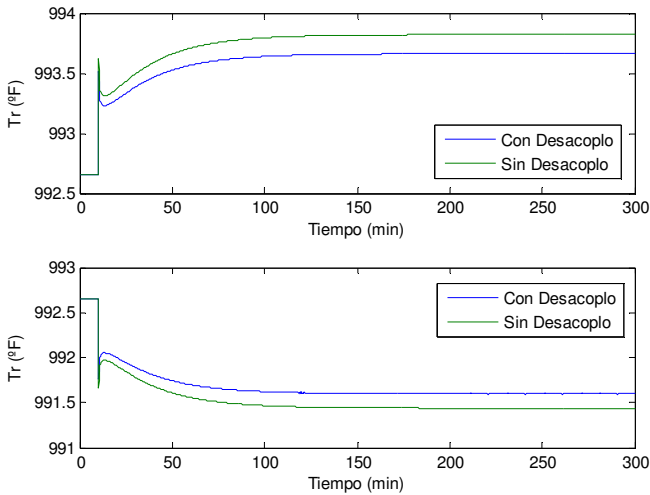


Figura 60. Comparación de la respuesta T_r del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de $+0.05$ (gráfica superior) y -0.05 (gráfica inferior) en V_{lift}

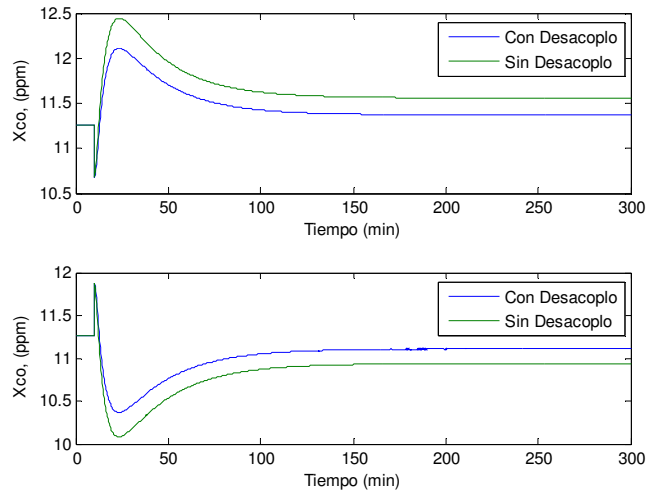


Figura 61. Comparación de la respuesta X_{CO} del proceso y del proceso con red de desacoplo ante un escalón de $+0.05$ (gráfica superior) y -0.05 (gráfica inferior) en V_{lift}

Cabe destacar que se logra una mayor reducción en la interacción entre la variable de entrada ΔP_{rr} y la variable de salida temperatura del *riser*. Con respecto al emparejamiento $V_{lift} - X_{CO}$ la reducción de la interacción que se logra es menor, sobre todo durante el régimen transitorio. Esto era de esperar puesto que el elemento d_{21} de la red de desacoplo solo contempla la compensación en estado estacionario.

Con respecto a la implementación del compensador Feedforward cabe decir que, dada la complejidad de las funciones de transferencia que se obtienen a partir de las expresiones (35) y (36), se decidió omitir los cocientes que aparecen en los denominadores. Además, el elemento $g_{ff2Tamb}$ calculado como $-g_{2,Tamb}/g_{22}$ es no causal puesto que el orden del numerador de la función transferencia resultante es mayor que el orden del denominador. Solo en este caso se consideró la compensación en estado estacionario es decir, $g_{ff2Tamb}$ se calculó como $-g_{2,Tamb}(0)/g_{22}(0)$.

Las funciones de transferencia de los elementos del compensador Feedforward son:

$$g_{ff,1-F1} = \frac{-4258 \cdot s - 2.48}{4.213 \cdot 10^7 s^2 + 6.742 \cdot 10^4 s + 23.02} \quad (39)$$

$$g_{ff,2-F1} = \frac{7.026 \cdot 10^9 s^3 + 2.144 \cdot 10^7 s^2 + 1.747 \cdot 10^4 s + 1.68}{5.162 \cdot 10^{14} s^3 + 1.441 \cdot 10^{12} s^2 + 7.639 \cdot 10^8 s + 49} \quad (40)$$

$$g_{ff,1-F2} = \frac{1746 s + 1.017}{4.274 \cdot 10^7 s^2 + 6.809 \cdot 10^4 s + 23.02} \quad (41)$$

$$g_{ff,2-F2} = \frac{-1.589 \cdot 10^9 s^3 - 4.437 \cdot 10^6 s^2 - 2744 s + 0.507}{6.477 \cdot 10^{14} s^3 + 1.934 \cdot 10^{12} s^2 + 7.639 \cdot 10^8 s + 49} \quad (42)$$

$$g_{ff,1-F3} = \frac{3.208 \cdot 10^6 s^2 + 2665 s + 0.4643}{3.137 \cdot 10^8 s^3 + 3.813 \cdot 10^7 s^2 + 6.261 \cdot 10^4 s + 23.02} \quad (43)$$

$$g_{ff,2-F3} = \frac{3.764 \cdot 10^9 s^3 + 1.199 \cdot 10^7 s^2 + 1.0863 \cdot 10^4 s + 2}{4.771 \cdot 10^{14} s^3 + 1.207 \cdot 10^{12} s^2 + 7.639 \cdot 10^8 s + 49} \quad (44)$$

$$g_{ff,1-F4} = \frac{4.841 \cdot 10^9 s^3 + 9.057 \cdot 10^6 s^2 - 1776 s - 3.15}{8.923 \cdot 10^9 s^3 + 4.515 \cdot 10^7 s^2 + 5.984 \cdot 10^4 s + 23.02} \quad (45)$$

$$g_{ff,2-F4} = \frac{1.151 \cdot 10^{10} s^3 + 3.499 \cdot 10^7 s^2 + 2.824 \cdot 10^4 s + 2.47}{5.656 \cdot 10^{14} s^3 + 1.444 \cdot 10^{12} s^2 + 7.639 \cdot 10^8 s + 49} \quad (46)$$

$$g_{ff,1-Tamb} = \frac{2.441 \cdot 10^5 s^2 + 353.4 s + 0.123}{4.249 \cdot 10^7 s^2 + 6.782 \cdot 10^4 s + 23.02} \quad (47)$$

$$g_{ff,2-Tamb} = \frac{0.6584}{995.3} \quad (48)$$

$$g_{ff,1-T1} = \frac{-295.3 s - 0.172}{5.411 \cdot 10^6 s^2 + 2.679 \cdot 10^4 s + 23.02} \quad (49)$$

$$g_{ff,2-T1} = \frac{-8.499 \cdot 10^4 s^2 - 249.9 s - 0.1837}{1.306 \cdot 10^{12} s^2 + 7.639 \cdot 10^8 s + 49} \quad (50)$$

3.4.3.2. Diseño del controlador diagonal

Como se dijo con anterioridad, el controlador diagonal incluye dos controladores PID monovariantes, los cuales se encargan independientemente de controlar cada una de las variables controladas. El primer PID se encarga de controlar la temperatura del *riser* del reactor manipulando la apertura de la válvula V_{lift} y el segundo se encarga de controlar la concentración de monóxido de carbono manipulando el valor de consigna de la presión diferencial entre el regenerador y el reactor.

Se decidió utilizar el siguiente algoritmo de control el cual no utiliza la acción derivativa:

$$U(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i \cdot s} \right) E(s) \quad (51)$$

Para llevar a cabo la sintonización de los controladores se utilizó la herramienta PID GUI para obtener un conjunto inicial de parámetros de partida. Posteriormente estos parámetros iniciales se ajustaron experimentalmente hasta obtener una respuesta satisfactoria del sistema.

Los modelos utilizados para la sintonización de cada uno de los dos lazos de control correspondientes al nivel superior así como la bondad de ajuste de dichos modelos al modelo original se muestran a continuación:

$$g_{T_r-V_{lift}} = \frac{20.28}{736.65s+1} \quad (52)$$

$$g_{X_{CO}-V_{lift}} = \frac{-27.36}{630.0s+1} \quad (53)$$

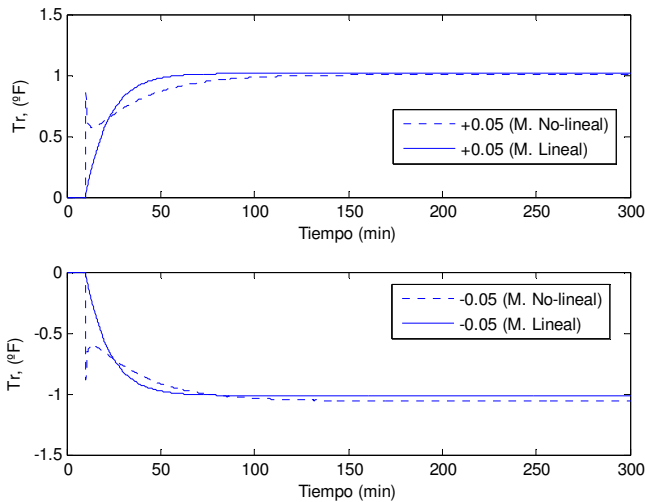


Figura 62. Validación del modelo correspondiente al lazo $T_r - V_{lift}$. (Estrategia A)

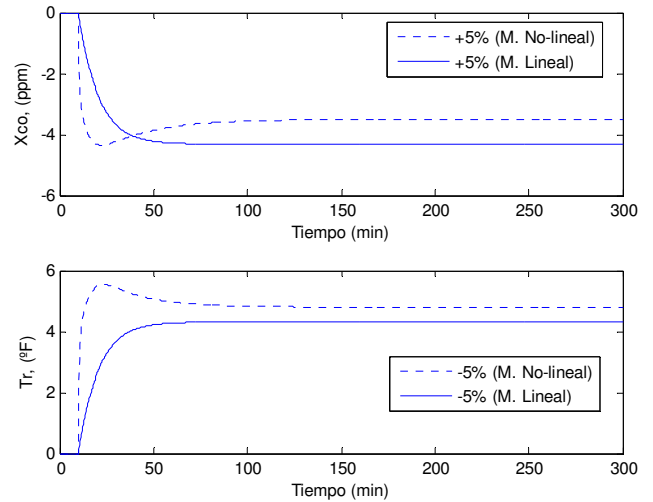


Figura 63. Validación del modelo correspondiente al lazo $X_{CO} - \Delta P_{rr}$. (Estrategia A)

El ajuste de los dos controladores se ha realizado centrado en la compensación de las perturbaciones. Los parámetros correspondientes al algoritmo (51) seleccionados tras el ajuste por prueba y error fueron:

- Lazo de control $T_r - V_{lift}$: $K_p = 0.2$ $T_i = 600$
- Lazo de control $X_{CO} - \Delta P_{rr}$: $K_p = -0.025$ $T_i = 600$

Los resultados obtenidos a partir de esta estrategia de control (estrategia de control A. Figura 57) se encuentran recogidos en el Apartado 3.6. junto con los resultados obtenidos a partir de la estrategia de control B.

3.5. Estrategia de control B

Como se dijo con anterioridad, la respuesta de la estrategia de control A se comparó con la respuesta obtenida utilizando una estrategia de control más sencilla: un control descentralizado con cuatro controladores PID; el primero encargado de regular la presión en el reactor (P_4) mediante la válvula V_{11} , el segundo encargado de regular la presión diferencial entre el regenerador y el reactor (ΔP_{rr}) mediante la

válvula V_{14} , el tercero encargado de controlar la temperatura del *riser* del reactor (T_r) mediante manipulación del valor de consigna del controlador de la presión diferencial reactor /regenerador y el cuarto encargado de controlar la concentración de monóxido de carbono (X_{CO}) mediante la válvula V_{lift} .

La sintonización de los controladores se realizó utilizando la herramienta PID GUI y un posterior ajuste fino de los parámetros mediante prueba y error hasta encontrar un ajuste satisfactorio.

Para los lazos de control $P_4 - V_{11}$ y $\Delta P_{rr} - V_{14}$ se utilizaron los mismos parámetros que emplearon en el nivel inferior de la estrategia de control A. Estos parámetros se obtuvieron en el apartado 3.4.1.

Los parámetros del algoritmo (51) correspondientes a los cuatro controladores PI de la estrategia de control B son:

- Lazo de control $P_4 - V_{11}$: $K_p = -0.50$ $T_i = 100$
- Lazo de control $\Delta P - V_{14}$: $K_p = -0.40$ $T_i = 67$
- Lazo de control $T_r - \Delta P_{rr}$: $K_p = -0.2$ $T_i = 600$
- Lazo de control $X_{CO} - V_{lift}$: $K_p = -0.05$ $T_i = 600$

Los resultados obtenidos a partir de esta estrategia de control (estrategia B) se encuentran recogidos en el siguiente apartado.

3.6. Resultados

En este apartado se recogen los resultados obtenidos a partir de la estrategia de control centralizado propuesta (estrategia A). Estos resultados se comparan con los obtenidos a partir de una estrategia de control más sencilla, una estrategia de control descentralizado con cuatro controladores PID (estrategia B).

Cabe recordar que el principal objetivo de la estrategia de control es compensar las perturbaciones (cambios tanto en la cantidad como en la composición de las corrientes alimentadas) maximizando la cantidad total alimentada y manteniendo la temperatura del *riser* en el valor de temperatura óptimo de craqueo (próximo al límite metalúrgico del *riser*) a la vez que se satisfacen las restricciones impuestas por los equipos que se imponen para mantener una correcta operación de la unidad

En las siguientes figuras se muestra el comportamiento del sistema ante cambios en las diferentes perturbaciones que afectan al mismo. Se recogen en primer lugar las respuestas de las variables controladas (T_r , X_{CO} y P_4), a continuación el registro de las variables manipuladas (V_{lift} , ΔP_{rr} , V_{14} y V_{11}) y por último las variables que presentan restricciones.

Se puede observar que, cuando se sometió al sistema a perturbaciones en la cantidad de *wash oil* (F_1), *diesel oil* (F_2) o en el factor de coquización del alimento (ψ), el control implementado en la estrategia A consiguió que el error correspondiente a la temperatura del *riser* durante el estado transitorio fuera menor que el obtenido con la estrategia B. Además, la respuesta de las variables manipuladas (V_{lift} , ΔP_{rr} , V_{14} y V_{11}) que se obtuvo con la estrategia A es más suave. En la tabla 12 que se incluye al final de este apartado se recogen los valores relativos de las integrales de los valores absolutos de las tres señales de error (IAE) y los valores relativos de las integrales de los valores absolutos de las derivadas de las cuatro señales de control (IADU):

$$IAE_i = \frac{\int_0^{\text{tiempo}} |e_{i,\text{estrategia A}}(t)| dt}{\int_0^{\text{tiempo}} |e_{i,\text{estrategia B}}(t)| dt} \quad (54)$$

$$IADU_i = \frac{\int_0^{\text{tiempo}} \left| \frac{du_{i,\text{estrategia A}}(t)}{dt} \right| dt}{\int_0^{\text{tiempo}} \left| \frac{du_{i,\text{estrategia B}}(t)}{dt} \right| dt} \quad (55)$$

Se puede comprobar que, aunque estos resultados no son concluyentes para afirmar que los resultados obtenidos con una de las estrategias de control son mucho mejores que los obtenidos con la otra, sí que se puede decir que la estrategia de control A consigue un mejor seguimiento de los valores de consigna de las variables controladas P_4 y T_r . Sin embargo, la estrategia de control B consigue un mejor seguimiento de la variable controlada X_{co} . Las respuestas de las variables manipuladas obtenidas con la estrategia de control A son por lo general más suaves que las obtenidas con las estrategias B. Esto se puede comprobar observando los valores que toman $IADU_i$ que son, mayoritariamente, valores menores a la unidad.

Con respecto a las restricciones, en todos los casos simulados todas las restricciones se cumplieron con un margen bastante cómodo.

Cabe destacar que, tanto en la estrategia de control A como en la B, se observó que V_{lift} podía llegar a saturarse ante perturbaciones de magnitud no excesivamente grande. Por ejemplo, en la Figura 68 se muestra la respuesta de V_{lift} cuando se incrementó la cantidad de *diesel oil* alimentado en 5 lb/s. La apertura de la válvula pasó de inicialmente 0.43 a 0.72 en estado estacionario. Sin embargo, si el incremento de *diesel oil* es superior a 8 lb/s la válvula V_{lift} se satura y el control no es capaz de devolver al sistema a su punto de consigna. Otro ejemplo claro es el que se muestra en las Figuras 82 y 83 donde se recoge la respuesta de las

variables controladas y de las variables manipuladas ante un incremento de 30°F en la temperatura de entrada del alimento. En este caso se puede observar como V_{lift} pasa de 0.43 a 0 (completamente cerrada) y que dicho cambio no es suficiente como para devolver la temperatura del *riser* a su punto de consigna (estrategia A) ni la concentración de monóxido de carbono a su punto de consigna (estrategia B). En la Figura 74 se puede observar como una reducción no excesivamente grande (2 lb/s) en el caudal de *slurry* también puede llegar a saturar la válvula V_{lift} . Se puede concluir por tanto que la capacidad de aire disponible (rango de V_{lift}) es insuficiente para mantener la temperatura del *riser* en la estrategia A (la concentración de monóxido de carbono en la estrategia B) y que sería conveniente desarrollar un nivel superior de control que actuase sobre los caudales de entrada cuando la capacidad de V_{lift} no fuese suficiente.

Cambios en la composición de la corriente de entrada: aumento de 3 lb/s en la cantidad de wash oil alimentado (F_1).

- Variables controladas:

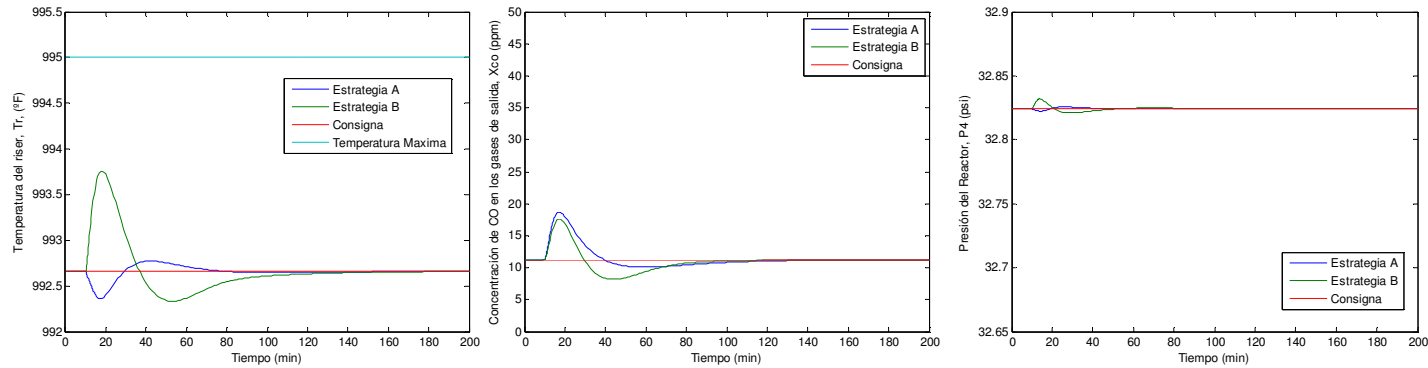


Figura 64. Incremento de 3 lb/s en la cantidad de wash oil. Respuesta de las variables controladas

- Variables manipuladas:

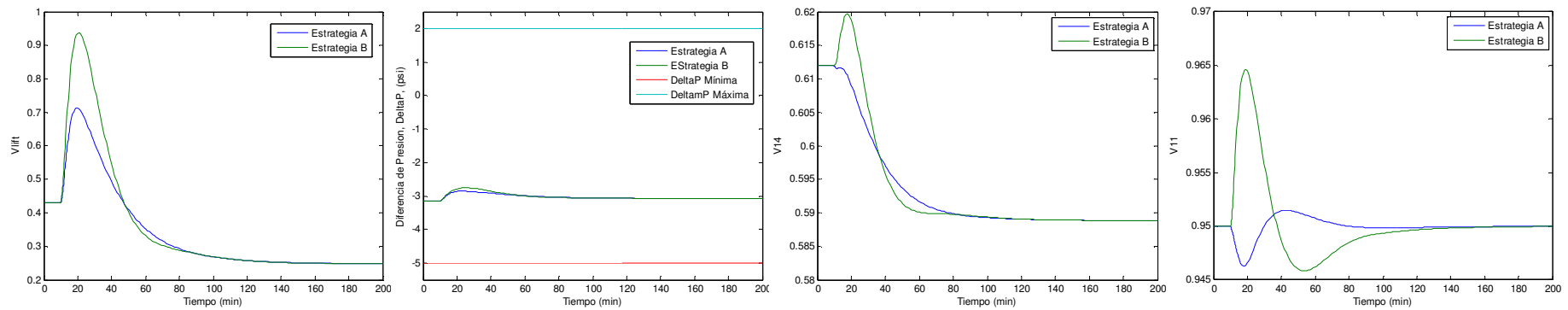


Figura 65. Incremento de 3 lb/s en la cantidad de wash oil. Respuesta de las variables manipuladas

- Variables con restricciones

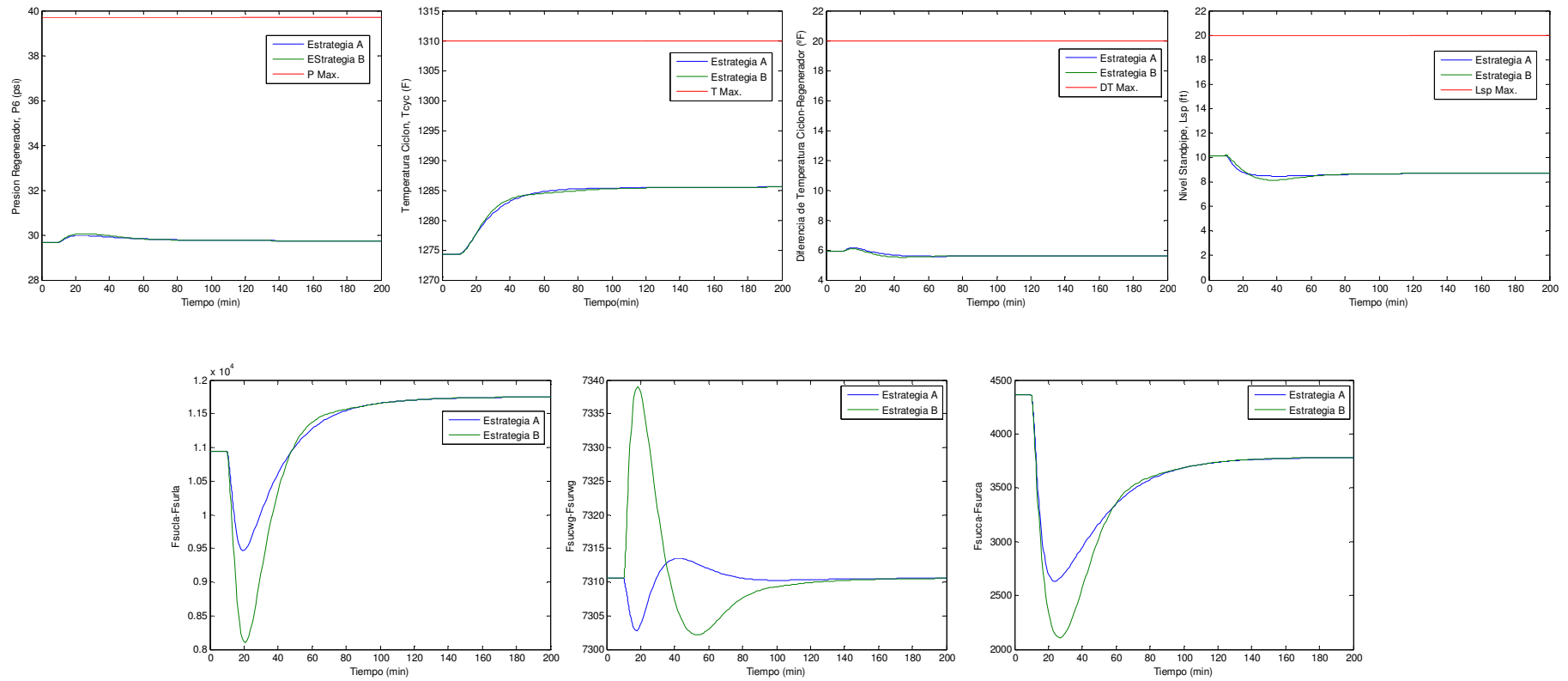


Figura 66. Incremento de 3 lb/s en la cantidad de *wash oil*. Respuesta de las variables con restricciones

Cambios en la composición de la corriente de entrada: aumento de 5 lb/s en la cantidad de *diesel oil* alimentado (F_2).

- Variables controladas:

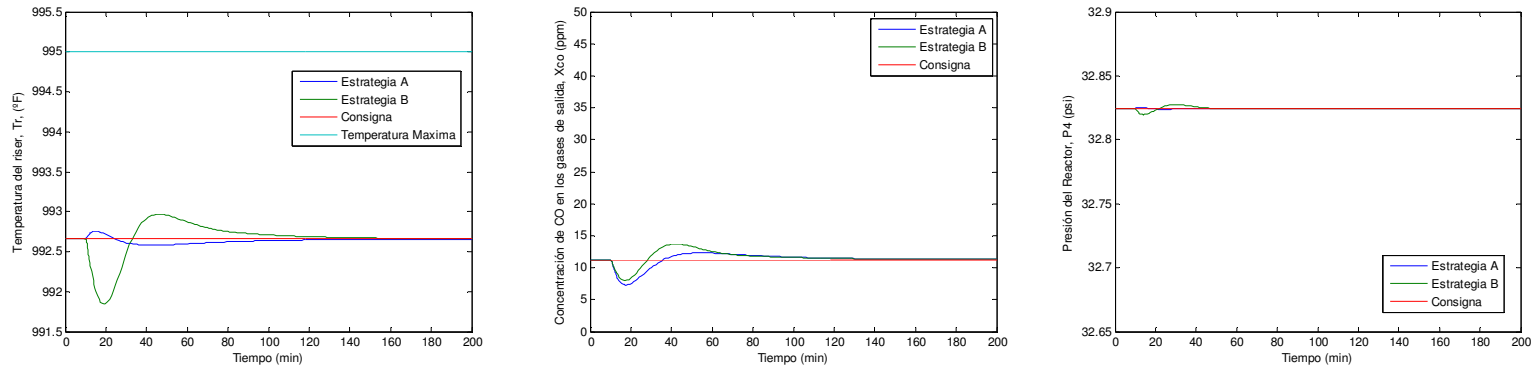


Figura 67. Incremento de 5 lb/s en la cantidad de *diesel oil*. Respuesta de las variables controladas

- Variables manipuladas:

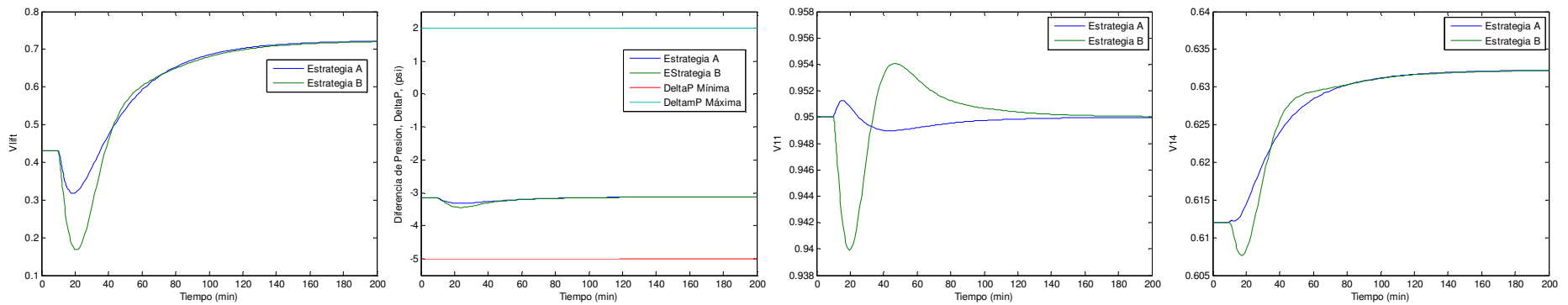


Figura 68. Incremento de 5 lb/s en la cantidad de *diesel oil*. Respuesta de las variables manipuladas

- Variables con restricciones

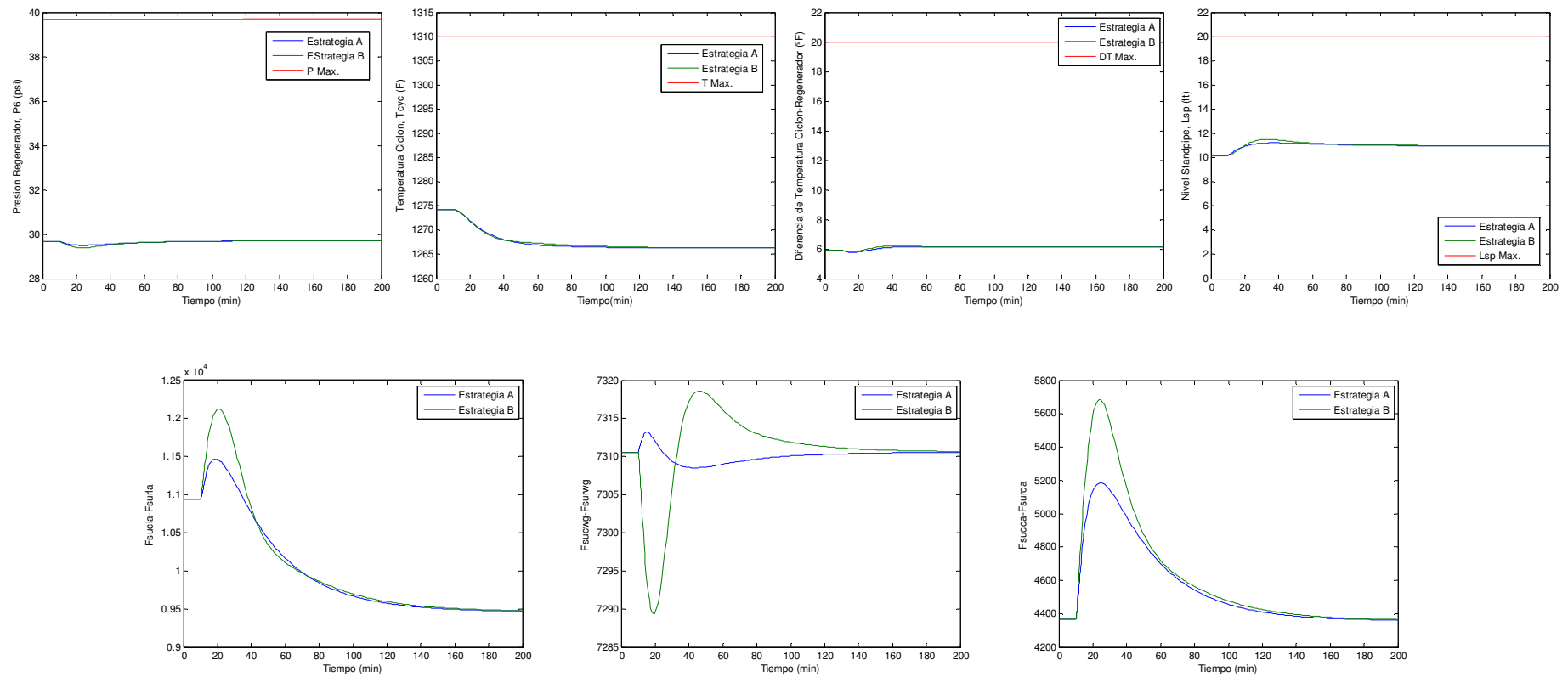


Figura 69. Incremento de 5 lb/s en la cantidad de *diesel oil*. Respuesta de las variables con restricciones

Cambios en la cantidad alimentada: reducción de 2 lb/s en la cantidad total alimentada (F_3).

- Variables controladas:

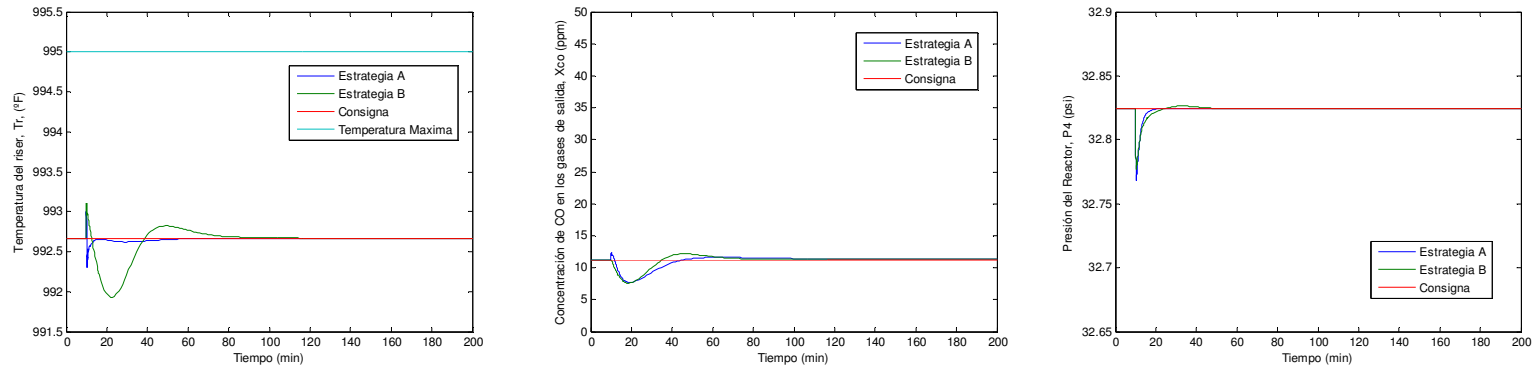


Figura 70. Reducción de 2 lb/s en la cantidad total alimentada. Respuesta de las variables controladas

- Variables manipuladas:

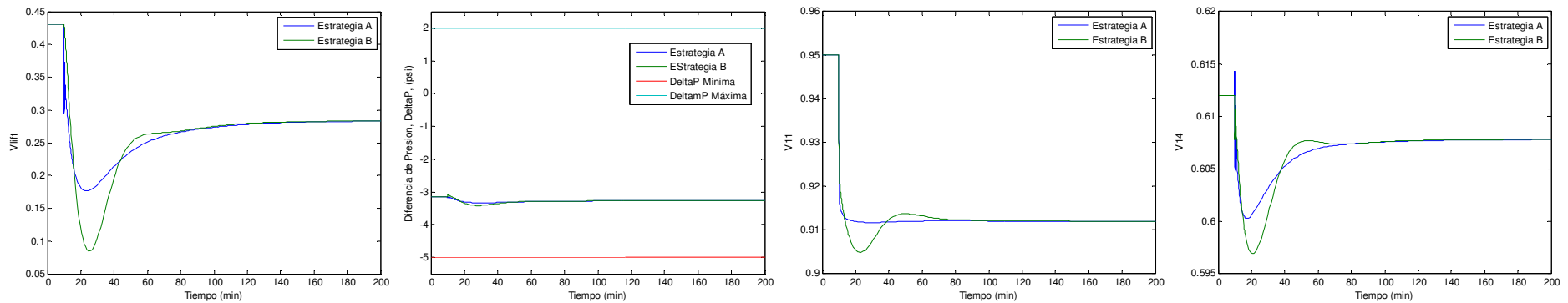


Figura 71. Reducción de 2 lb/s en la cantidad total alimentada. Respuesta de las variables manipuladas

• Variables con restricciones

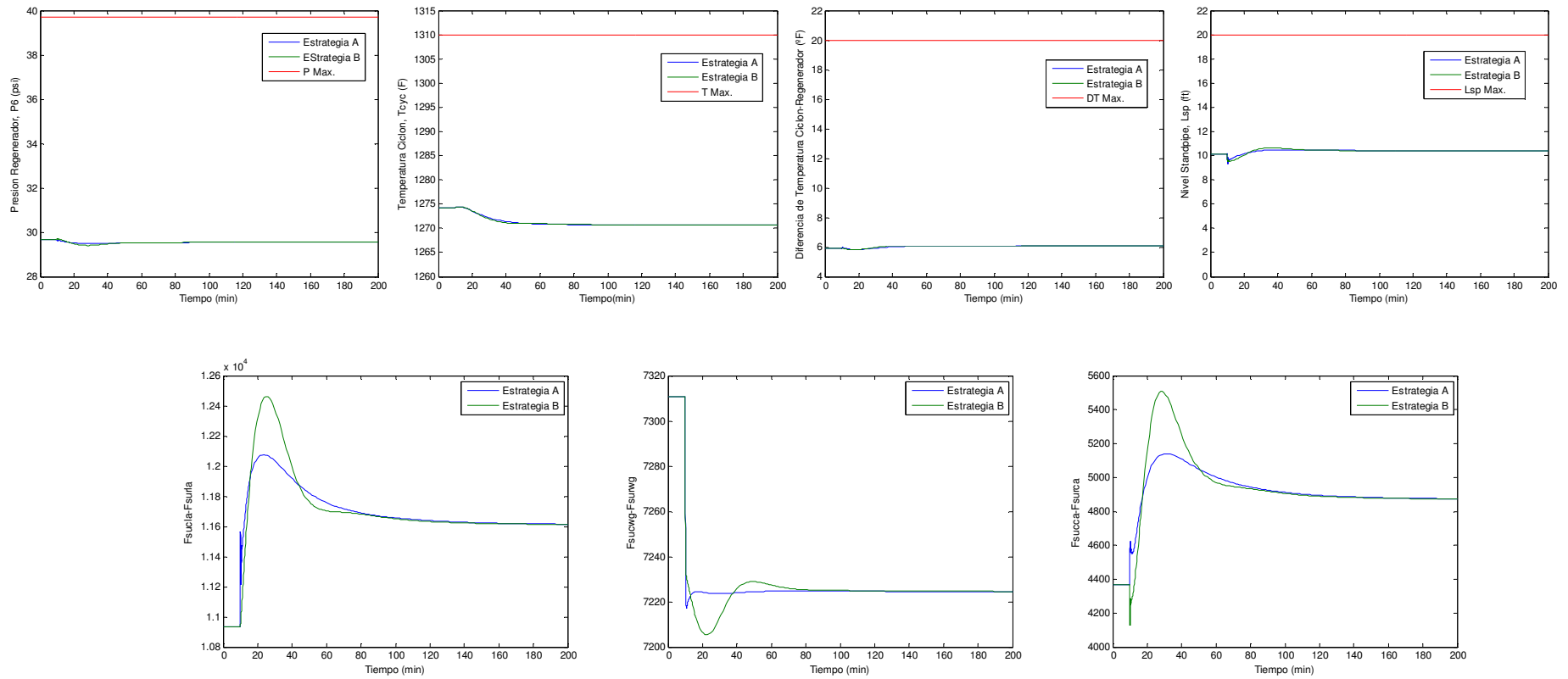


Figura 72. Reducción de 2 lb/s en la cantidad total alimentada. Respuesta de las variables con restricciones

Cambios en la cantidad de *slurry* alimentada: reducción de 2 lb/s en la cantidad de *slurry* alimentada (F_4).

- Variables controladas:

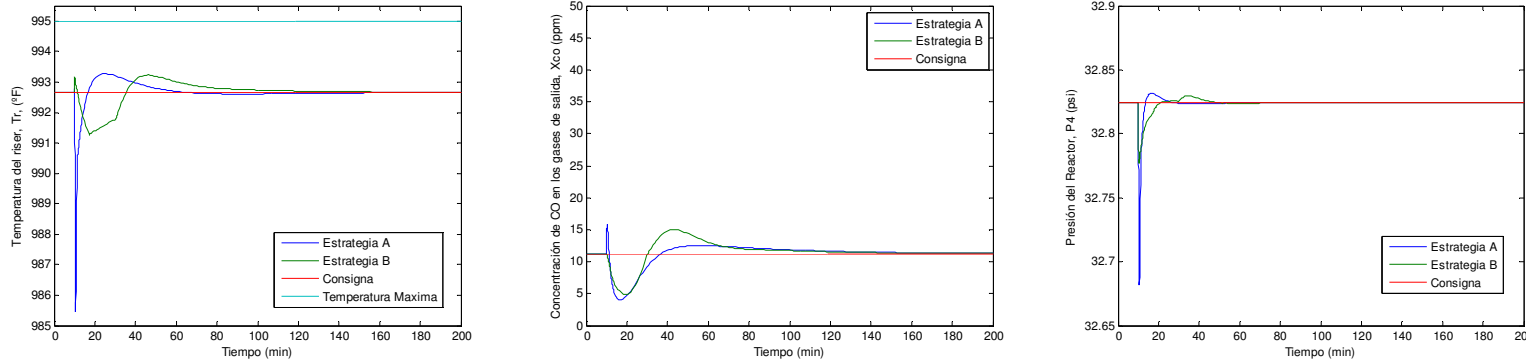


Figura 73. Reducción de 2 lb/s en la cantidad de *slurry* alimentada. Respuesta de las variables controladas

- Variables manipuladas:

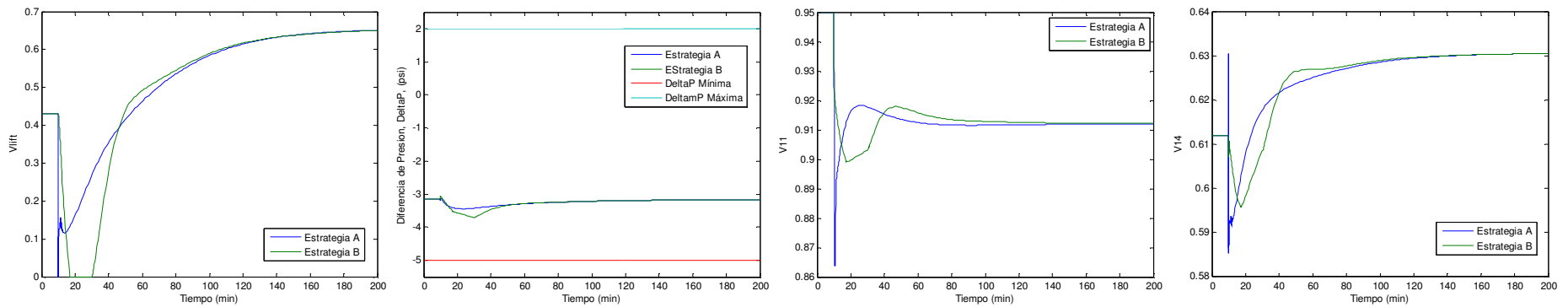


Figura 74. Reducción de 2 lb/s en la cantidad de *slurry* alimentada. Respuesta de las variables manipuladas

- Variables con restricciones

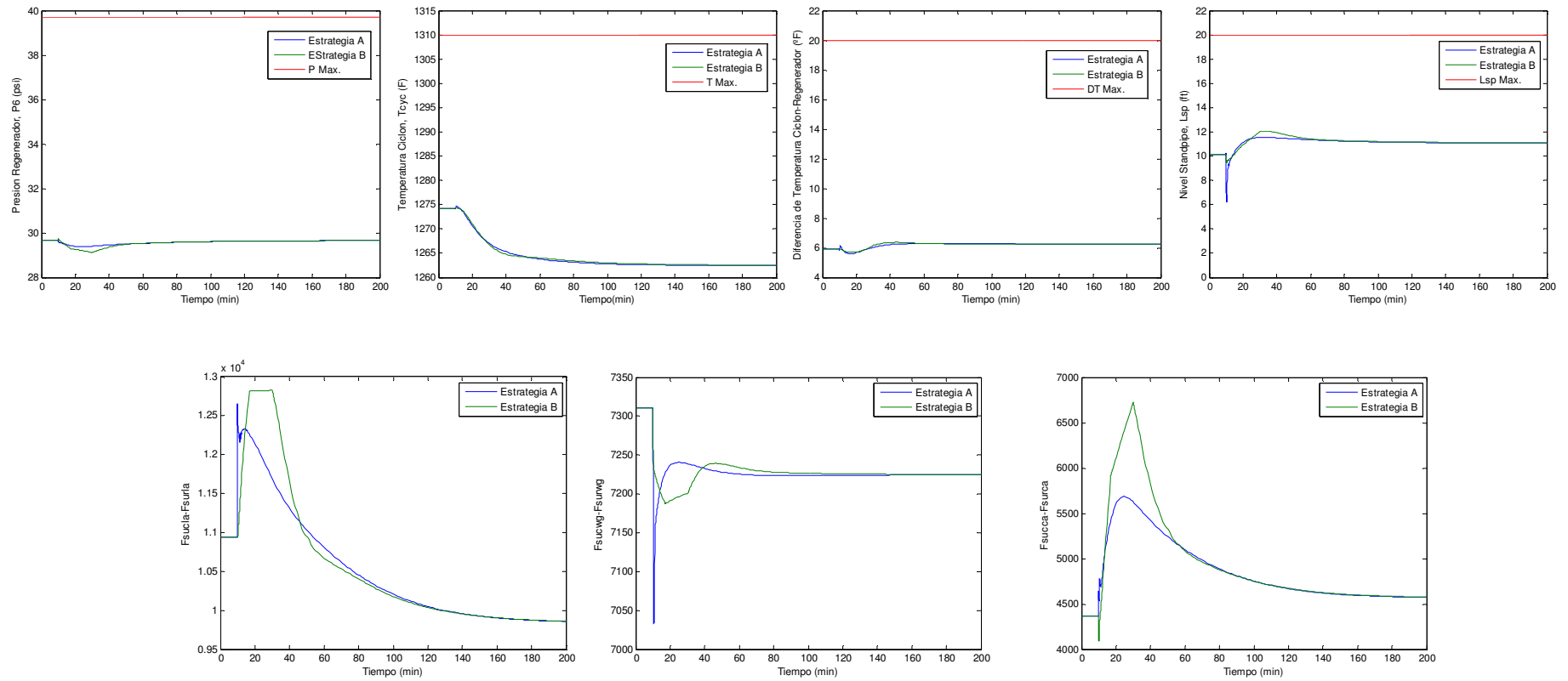


Figura 75. Reducción de 2 lb/s en la cantidad de *slurry* alimentada. Respuesta de las variables con restricciones

Cambios en la temperatura ambiente: aumento de 40 °F (T_{amb}).

- Variables controladas:

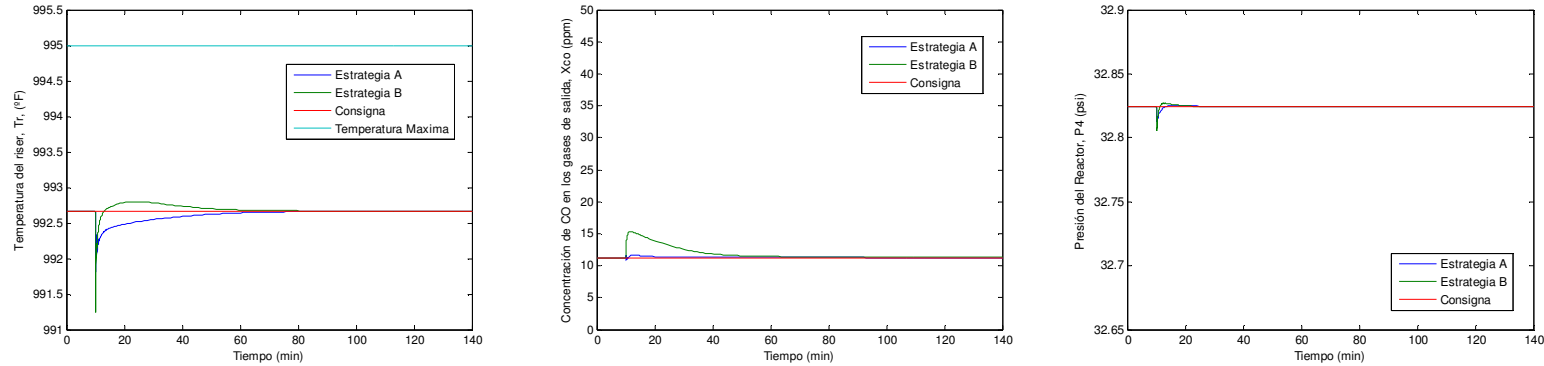


Figura 76. Aumento de 40 °F en la temperatura ambiente. Respuesta de las variables controladas

- Variables manipuladas:

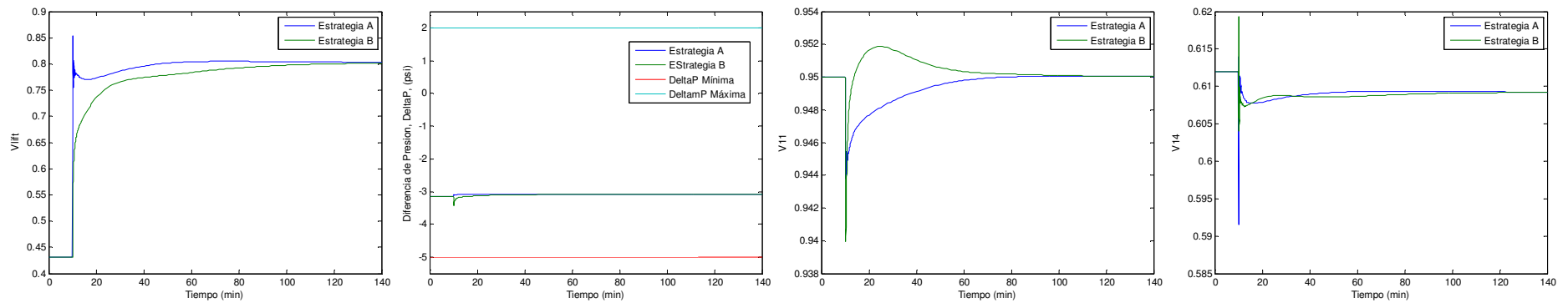


Figura 77. Aumento de 40 °F en la temperatura ambiente. Respuesta de las variables manipuladas

- Variables con restricciones

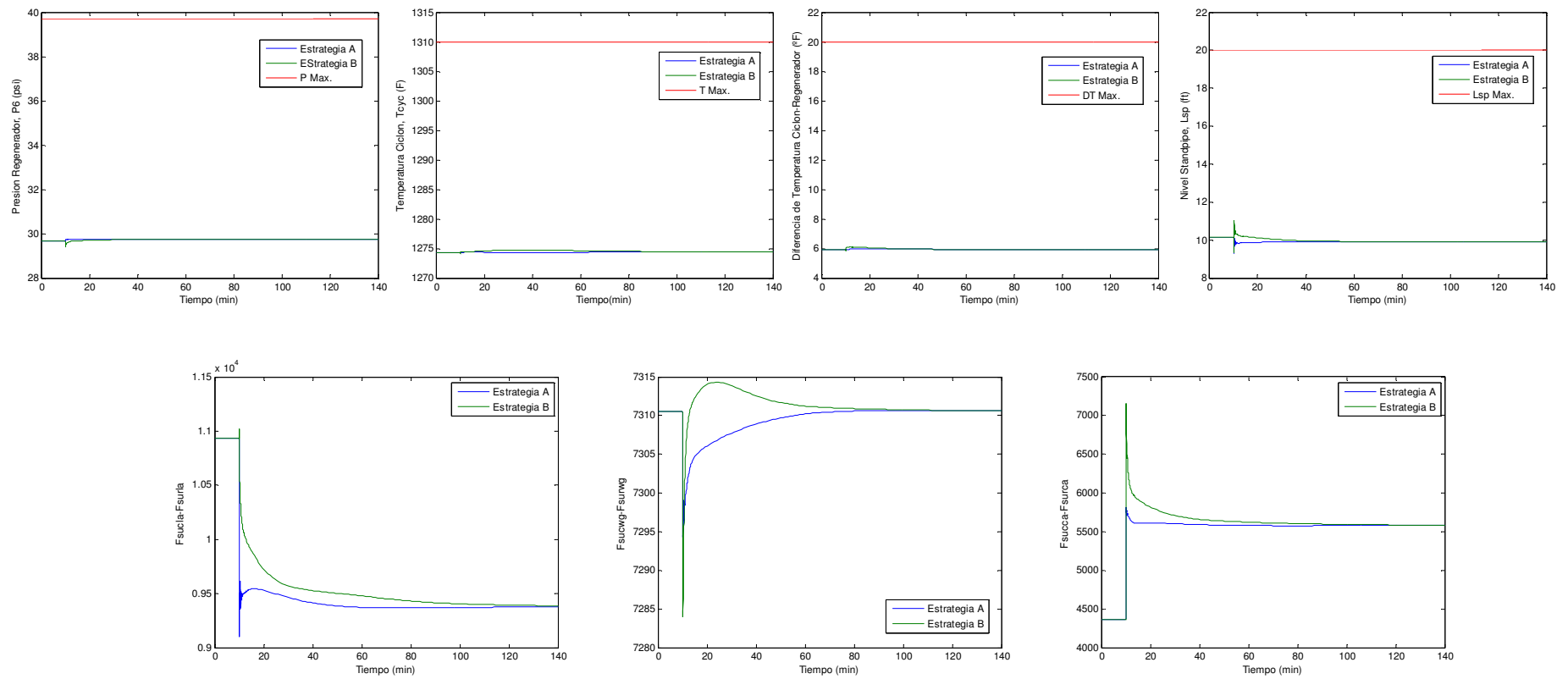


Figura 78. Aumento de 40 °F en la temperatura ambiente. Respuesta de las variables con restricciones

Cambios en la tendencia a producir coque: aumento de 0.05 en el factor de coquización (ψ).

- Variables controladas:

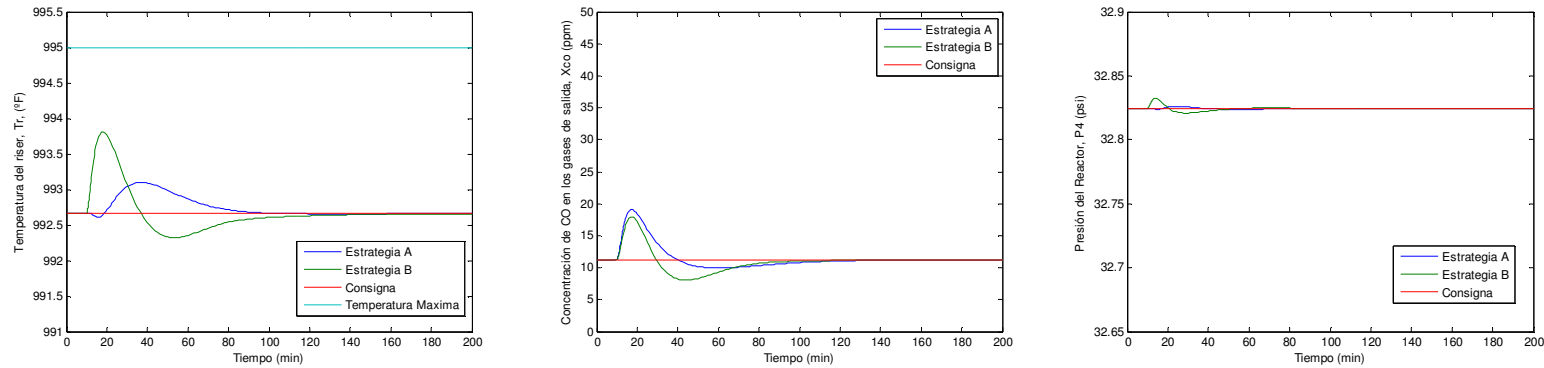


Figura 79. Aumento de 0.05 en el factor de coquización. Respuesta de las variables controladas

- Variables manipuladas:

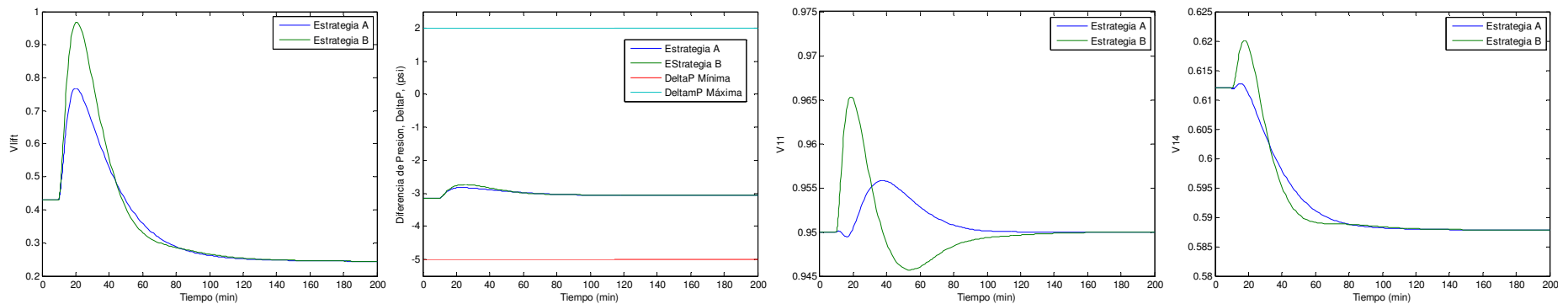


Figura 80. Aumento de 0.05 en el factor de coquización. Respuesta de las variables manipuladas

• Variables con restricciones

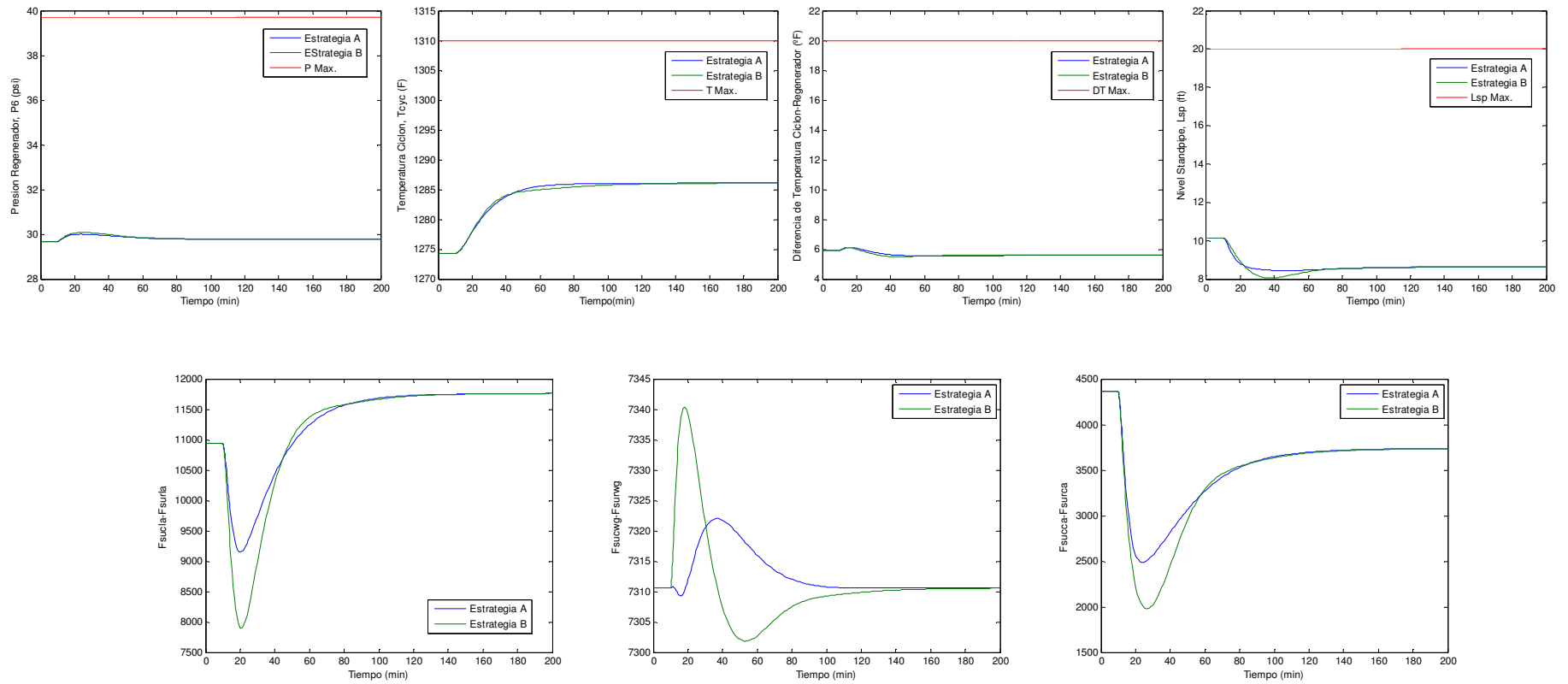


Figura 81. Aumento de 0.05 en el factor de coquización. Respuesta de las variables con restricciones

Cambios en la temperatura del alimento: aumento de 30 °F (T_1).

- Variables controladas:

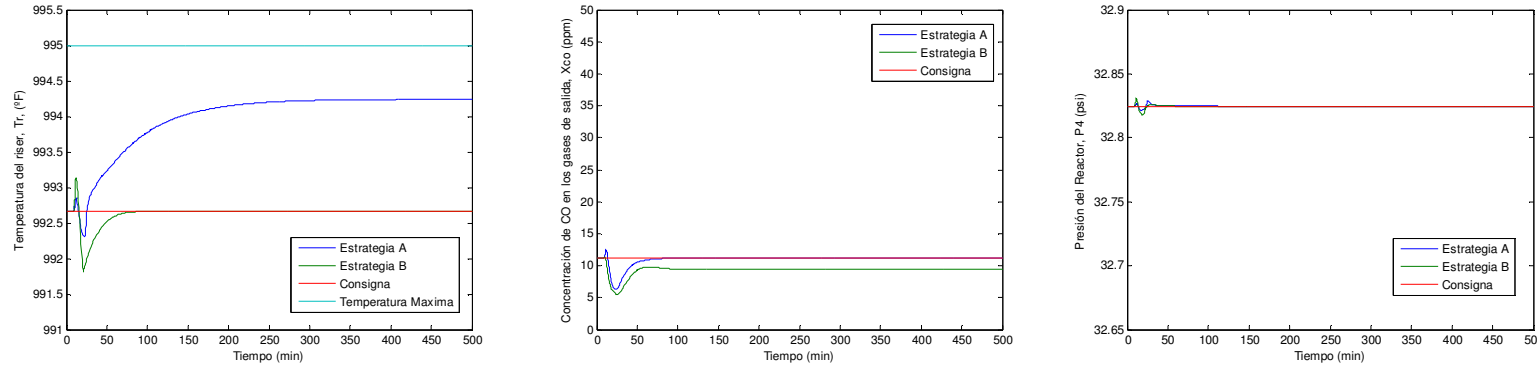


Figura 82. Aumento de 30 °F en la temperatura del alimento. Respuesta de las variables controladas

- Variables manipuladas:

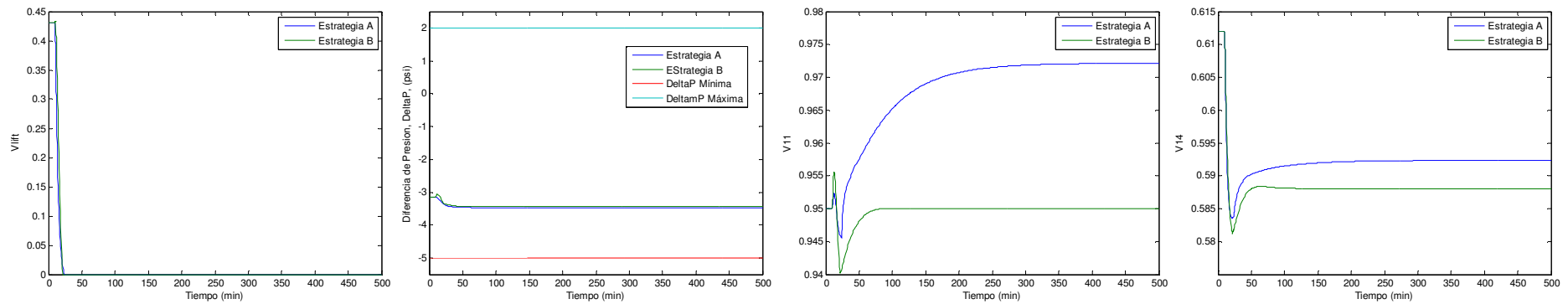


Figura 83. Aumento de 30 °F en la temperatura del alimento. Respuesta de las variables manipuladas

- Variables con restricciones

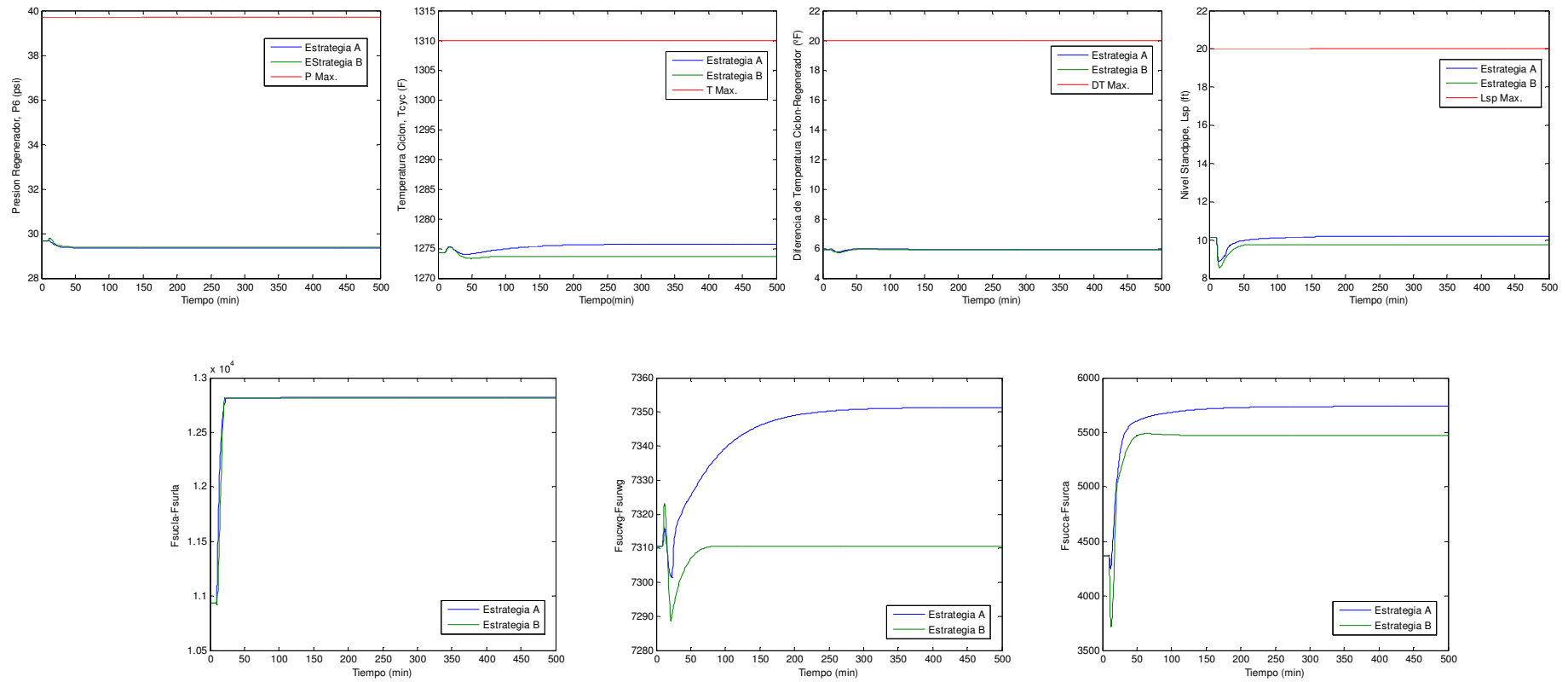


Figura 84. Aumento de 30 °F en la temperatura del alimento. Respuesta de las variables con restricciones

Tabla 12. Índices correspondientes a los errores y a las señales de control

Simulación	IAE _{p4}	IAE _{xco}	IAE _{Tr}	IADU _{Vlift}	IADU _{DeltaP}	IADU _{V14}	IADU _{V11}
Incremento de 3 lb/s en F ₁	0.3815	1.2341	0.3042	0.6240	0.7132	0.2760	0.6227
Incremento de 5 lb/s en F ₂	0.2196	1.0746	0.2405	0.6348	0.5754	0.1569	0.7238
Decremento de 2 lb/s en F ₃	1.4059	1.0580	0.3922	1.0856	0.4884	1.1743	0.7309
Decremento de 2 lb/s en F ₄	2.5883	1.2819	2.7969	1.1183	0.6061	2.4859	1.5427
Incremento de 40 °F en T _{amb}	0.7456	0.0813	0.9358	1.8820	0.1067	0.3140	2.4759
Incremento de 0.05 en ψ	0.2575	1.3127	0.4606	0.6814	0.7298	0.3209	0.6598
Incremento de 30 °F en T ₁	0.7067	0.2305	15.6892	0.9925	0.6999	0.9316	1.2030

Capítulo 4

Conclusiones

El análisis dinámico recogido en el presente trabajo permite comprender mejor el funcionamiento de la unidad FCC y concluir que se trata de un proceso no lineal con fuerte interacción entre sus variables. Además, este análisis permite identificar como, y en que magnitud, afectan cada una de las variables de entrada a las variables de salida.

A partir de los resultados obtenidos durante el estudio dinámico se han desarrollado dos estrategias de control que permiten obtener resultados de control satisfactorios ante perturbaciones moderadas: una estrategia de control centralizado y una estrategia de control descentralizado. El desempeño del control centralizado es algo mejor comparado con el desempeño del control descentralizado, debido principalmente a la suavidad de la respuesta dinámica del sistema ante perturbaciones.

La red de desacoplo que forma parte de la estrategia de control centralizado permite reducir la interacción entre variables. Además, la red de compensación feedforward, también parte de la estrategia de control centralizado, permite reducir el efecto que las perturbaciones tienen sobre las variables controladas.

Como trabajo futuro se propone desarrollar un nivel superior de control que permita actuar sobre los caudales alimentados cuando la capacidad de las variables controladas, correspondientes a las estrategias propuestas, no sea suficiente.

Bibliografía

- (1) Pinhero, C. I. C.; Fernandes, J. L.; Domingues, L.; Chambel, A. J. S.; Graça, I.; Oliveira, N. M. C.; Cerqueira, H. S.; Ramôa-Ribeiro, F. Fluid Catalytic Cracking (FCC) Process Modeling, Simulation and Control. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 51, 1-29 (2011)
- (2) McFarlane, R.C.; Reineman, R.C; Bartee, J. F.; Georgakis, C. Dynamic Simulator for a Model IV Fluid Catalytic Cracking Unit. American Institute of Chemical Engineers 1990 Annual Meeting Chicago.
- (3) Ali, H.; Rohani, S. Dynamic Modeling and Simulation of a Riser-Type Fluid Catalytic Cracking (FCC) Unit. *Chem Eng. Technol.*, 20, 118 (1997)
- (4) Han, I.-S.; Chung, C.-B. Dynamic Modeling and Simulation of a Fluidized Catalytic Cracking Process. Part II: Property Estimation and Simulation. *Chem. Eng. Sci.*, 56, 1973 (2001)
- (5) Arbel, A.; Huang, Z.; Rinard, I. H.; Shinnar, R.; Sapre, A. V. Dynamic and Control of Fluidized Catalytic Crackers. 1. Modeling of the Current Generation of FCC's. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 34, 1228 (1995)
- (6) Zheng, Y.-Y. Dynamic Modeling and Simulation of a Catalytic Cracking Unit. *Comput. Chem. Eng.*, 18, 39 (1994)
- (7) Elnashaie, S. S. E. H.; Elshishini, S. S. Digital Simulation of Industrial Fluid Catalytic Cracking Units -IV. Dynamic Behaviour. *Chem. Eng. Sci.*, 48, 567 (1993)
- (8) Emad, A. FCCU Simulink Module. <http://faculty.ksu.edu.sa/Emad.Ali/Pages/SimulinkModule.aspx>.
- (9) Skogestad S.; Postlethwaite I. Multivariable feedback control. Analysis and design. Second Edition. John Wiley and Sons (2005)
- (10) Morilla, F. Estrategias básicas de control multivariable. *Tema 1 de los apuntes de la asignatura Control Multivariable del Máster en Ingeniería de Sistemas y de Control de la UNED*. 2010.
- (11) Elamurugan, P.; Dinesh Kumar, D. Modeling and Control of Fluid Catalytic Cracking Unit in Petroleum Refinery. *IJCCIS.*, Vol. 2, No. 1. (2010)

- (12) Arbel, A.; Rinard, I.H.; Shinnar R. Dynamics and control of fluidized catalytic crackers. 3. Designing the control system: Choice of manipulated and measured variables for partial control. *Industrial & Engineering Chemistry Research.*, 35, 2215–2233 (1996).
- (13) Grosdidier, P.; Mason, A.; Aitolahti, A.; Heinonen P.; Vanhamaki, V. "FCC Unit Reactor-Regenerator Control", *Computers Chem. Eng.*, 17, 165 (1993).
- (14) Morilla, F. Análisis de sistemas multivariables. *Tema 2 de los apuntes de la asignatura Control Multivariable del Máster en Ingeniería de Sistemas y de Control de la UNED.* **2010**

Nomenclatura

CO	monóxido de carbono
C_{sc}	fracción másica de coque sobre el catalizador gastado
C_{rgc}	fracción másica de coque sobre el catalizador regenerado
F_{air}	flujo de aire total hacia el regenerador [moles/s]
FCC	del inglés <i>fluid catalytic cracking</i>
FCCU	del inglés <i>fluid catalytic cracking unit</i>
$F_{suc,ca}$	flujo de succión del compresor de aire de combustión [ICFM]
$F_{suc,la}$	flujo de succión del compresor de aire de impulsión [ICFM]
$F_{suc,wg}$	flujo de succión del compresor de gas húmedo [ICFM]
$F_{sur,ca}$	flujo correspondiente al <i>surge point</i> del compresor de aire de combustión [ICFM]
$F_{sur,la}$	flujo correspondiente al <i>surge point</i> del compresor de aire de impulsión [ICFM]
$F_{sur,wg}$	flujo correspondiente al <i>surge point</i> del compresor de gas húmedo [ICFM]
F_1	flujo de entrada de <i>wash oil</i> [lb/s]
F_2	flujo de entrada de <i>diesel oil</i> [lb/s]
F_3	flujo de alimentación (<i>fresh feed</i>) [lb/s]
F_4	flujo de entrada de <i>slurry</i> [lb/s]
F_5	flujo de fuel hacia el horno de precalentamiento [lb/s]
F_6	flujo a través del compresor de aire de combustión [lb/s]
F_7	flujo de aire de combustión que entra al regenerador [lb/s]
F_8	flujo a través del compresor de aire de impulsión [lb/s]
F_9	flujo de aire de impulsión que entra al regenerador [lb/s]
F_{10}	flujo auxiliar que entra al regenerador [lb/s]
F_{11}	flujo de gas húmedo que entra a la unidad de recuperación de vapor [lb/s]
K_p	constante proporcional del controlador PID
K_i	constante integral del controlador PID [1/s]
L_{sp}	nivel del catalizador en el <i>standpipe</i> del regenerador [pies]
O ₂	oxígeno
PID	control proporcional-integral-derivativo

P_1	presión de succión del compresor de aire de combustión [psia]
P_2	presión de descarga del compresor de aire de combustión [psia]
P_3	presión de descarga del compresor de aire de impulsión [psia]
P_4	presión en el reactor [psia]
P_5	presión en el fraccionador principal [psia]
P_6	presión en el regenerador [psia]
P_7	presión de succión del compresor de gas húmedo [psia]
RGA	del inglés <i>Relative Gain Array</i>
t	tiempo [min]
T_{amb}	temperatura ambiente [°F]
T_{cyc}	temperatura en los ciclones [°F]
T_i	tiempo integral del controlador PID [s]
T_r	temperatura en el <i>riser</i> del reactor [°F]
T_{reg}	temperatura en el regenerador [°F]
T_1	temperatura del alimento que entra al horno de precalentamiento [°F]
T_2	temperatura del alimento que entra al <i>riser</i> del reactor [°F]
T_3	temperatura del horno de precalentamiento [°F]
V_6	posición de la válvula en la línea de succión del compresor de aire de combustión
V_7	posición de la válvula en la línea de venteo del compresor de aire de combustión
V_8	posición de la válvula en la línea de venteo del compresor de aire de impulsión
V_9	posición de la válvula de deriva
V_{lift}	posición de la válvula de flujo de vapor del compresor de aire de impulsión
V_{11}	posición de la válvula en la línea de succión del compresor de gas húmedo
V_{12}	posición de la válvula de la llama de gas húmedo
V_{13}	posición de la válvula en la línea de venteo del compresor de gas húmedo
V_{14}	posición de la válvula de los gases a la salida del regenerador
X_{CO}	concentración de CO en los gases de chimenea [moles CO/moles aire]
X_{O_2}	concentración de O ₂ en los gases de chimenea [moles O ₂ /moles aire]
ΔP_{RR}	diferencia de presión entre el regenerador y el reactor [psia]
ΔT_{CR}	diferencia de temperatura entre el ciclón y el regenerador [°F]
Ψ	factor efectivo de coquización para la corriente de <i>gas oil</i>

Anexo A

A continuación se recoge el código correspondiente al modelo desarrollado por Amoco/Leigh que se ha utilizado a lo largo del proyecto:

```

%*****'
%'          Dynamic Model for a Model IV          '
%'          Fluid Catalytic Cracking Unit          '
%*****'

function [delta]=plant(xp,up)

global Fair FH vs rhocdl Crgc zbed P6 epse Treg Fsg
global Tcyc o2cyc cocyc co2cyc
global xo2 xco xco2
global xpdot dist upss yp

%'>>>>>>Feed System Constants'

    taufb=200.0;
    DHfu=1000.0;
    UAf=25.0;
    a1=0.15;
    a2=200.0;
    taufo=60.0;

%'>>>>>>Wet Gas Compressor Constants.'

    k13=0.01;
    k11=1.5;
    Pvru=101.0;
    Fsurwg=11700.0;

%'>>>>>>Lift Air BLower Constants.'

    vslip=2.2;
    taufil=40.0;
    hlift=34.0;
    sb=5950.0;
    samin=5000.0;
    kavg=1.39;
    etapla=1.0;
    Tdla=225.0;
    k9=10.0;
    Vdla=200.0;
    klift=5.0;

```

```
k8=5.0;
```

```
%>>>>>>Combustion Air Blower Constants.'
```

```
Vsucca=200.0;  
Tdca=190.0;  
kca=40.0;  
k6=250.0;  
k7=15.0;  
Fsurca=45100.0;  
Vcms=20000.0;  
Vdca=1000.0;
```

```
%>>>>>>Regenerator Constants.'
```

```
rgarea=590.0;  
sparea=7.0;  
cpCO2=11.0;  
cpair=7.08;  
cpc=0.31;  
cpCO=7.28;  
cpH2O=8.62;  
cpN2=7.22;  
cpO2=7.62;  
k14=1.1;  
MI=200000.0;  
Qe=556.0;  
zcyc=45.0;  
zsp=13.0;  
ztop=49.5;  
R=10.73;  
zfactr=1.0;  
zlp=11.0;  
rhoprt=68.0;  
rhoc=45.0;  
Patm=14.7;  
delE1=13.0;  
delE2=20.0;  
delH1=46368.0;  
fof=424;  
hsp=20.0;  
Tair=270.0;  
delH2=169080.0;  
delhH=60960.0;  
Tf=459.6;
```

```
%>>>>>>Catalyst Recirculation:'
```

```
areaur=3.7;  
areaus=5.2;  
Astrp=60.0;  
Alp=8.73;  
g=32.2;  
Lur=56.0;  
Lus=56.0;  
Etap=155.0;  
Eloi=124.5;  
Estrp=130.0;  
Elift=134.0;  
Td=225.0;
```

```

furgc=17.0;
fusc=47.0;

% '>>>>>>>Reactor Riser:'

Mcpeff=10000.0;
Tbase=1100.0;
Tref=999.0;
Tbasef=700.0;
dTstrp=35.0;
Hcoke=0.075;
cpsv=0.80;
cpfv=0.81;
cpfl=0.82;
Qfr=309.0;
Qsr=412.0;
rsarea=9.6;
hris=60.0;
Sr=0.0;
rhov=0.57;

% '>>>>>>>Wet Gas Yield s:'

C1=0.0088438;
C2=0.00004;

% '>>>>>>>Reactor Pressure:'

k12=0.5;
dPfrac=9.5;

%>>>>>>>Define Variable for Common block

T3      = xp(1);
T2      = xp(2);
%P7     = xp(3); %Valor original
P7      = max(xp(3),0); %Se ha modificado esta línea para evitar problemas
con números complejos
P5      = xp(4);
P3      = xp(5);
P6      = xp(6);
rho     = xp(7);
P2      = xp(8);
Csc     = xp(9);
Crgc    = xp(10);
Treg    = xp(11);
Wsp     = xp(12);
Wreg    = xp(13);
Rn      = xp(14);
Wr      = xp(15);
Tr      = xp(16);
Fair    = xp(17);
Pblp    = xp(18);
P1      = xp(19);

P4      = P5 + dPfrac;
deltP   = P6 - P4;

%>>>>>>>Define distubance

```

```

Tatm = dist(1);
Psif = dist(2);
T1   = dist(3);

%>>>>>>>Define manipulated variables

for i=1:14
    up(i)=up(i)+upss(i);
end

F1=up(1);
F2=up(2);
F3=up(3);
F4=up(4);
F5=up(5);
V6=up(6);
V7=up(7);
V8=up(8);
V9=up(9);
V1=up(10);
V11=up(11);
V12=up(12);
V13=up(13);
V14=up(14);

V7  =max(0.0d0,min(1.0d0,V7));
V8  =max(0.0d0,min(1.0d0,V8));
V1  =max(0.0d0,min(1.2d0,V1));
V11 =max(0.0d0,min(1.0d0,V11));
V14 =max(0.0d0,min(1.0d0,V14));

%>>>>>>>Nonlinear Valve Macro.'

if(V11<=0.5)
V11=0.3*V11;
else
    V11=exp(-3.79424*(1.0d0-V11));
end

if(V6<=0.5)
V6=0.3*V6;
else
    V6=exp(-3.79424*(1.0d0-V6));
end

if(V7<=0.5)
    V7=0.3*V7;
else
    V7=exp(-3.79424*(1.0d0-V7));
end

%*****'
%                               TIME DERIVATIVES                               '
%*****'

%>>>>>>>Independent variables

```

```

Tsc      = Tr - dTstrp;
Prgb     = P6 + Wreg/(144.0*rgarea);
FV11     = k11*V11*sqrt(max(0.0d0,P5 - P7));
FV12     = k12*V12*sqrt(max(0.0d0,P5 - Patm));
FV13     = k13*V13*Pvru;
F7       = kca*sqrt(max(0.0d0,P2-Prgb));
FV7      = k7*V7*sqrt(max(0.0d0,P2-Patm));
F10      = k9*V9*sqrt(max(0.0d0,P3-Prgb));
Fwg      = (F3 + F4)*(C1 + C2*(Tr - Tref));
Fsg      = V14*k14*sqrt(max(0.0d0,P6-Patm));
rhog     = 0.0933*P6/(Treg + Tf);
F9       = klift*sqrt(max(0.0d0,P3 - Pblp));
vs       = ((Fsg + Fair)/2.0)*(1.0/(rhog*rgarea));
epsf     = 0.332 + 0.06*vs;
rhocdn   = rhopr*(1.0 - epsf);
rhocdl   = -0.878 + 0.582*vs;
zbed     = min(zcyc, (2.85 + 0.8*vs + (Wreg - rhocdl*rgarea*...
                zcyc)/(rgarea*rhocdn))*(1.0/(1.0 - rhocdl/rhocdn)));
epse     = max(epsf, epsf + (1.904 + 0.363*vs - 0.048*vs*vs)/zbed);
epse     = min(1.0d0, epse);

%>>>>>>>Spent Catalyst Ubend.'

dPsc     = 144.0*(P4-Pblp) + ((Wr/Astrp) + (Estrp-Elift)*rhoc);
vsc      = (dPsc*areaus)/(Lus*fusc);
Fsc      = vsc*areaus*rhoc;
FH       = Fsc*(Csc - Crgc)*Hcoke;

%>>>>>>>Preheat System.'

DTin     = T3 - T1;
DTout    = T3 - T2;
Tlm      = (DTin - DTout)/(log(DTin/DTout));
Qloss    = a1*F5*T3 - a2;
T2ss     = T1 + (Uaf*Tlm/F3);

%>>>>>>>Wet Gas Compressor.'

Crw      = Pvru/P7;
Hwg      = 182922.1*(Crw^0.0942 - 1.0d0);
Fsucwg   = 11600.0 + sqrt(max(0.0d0, 1.366d8-0.10573*Hwg^2.0));
F11      = 2.636d-6*Fsucwg*P7;

%>>>>>>>Lift Air Blower.'

M        = (kavg-1.0)/kavg/etapla;
sa       = samin + 1100.0*V1;
xp5p     = max(0.0d0, P3);
Pbdla    = (max(0.0d0, ((xp5p^M-Patm^M)*(sb/sa)^2.0 + Patm^M)))^(1.0d0/M);
Fbsla    = 8600.0 + sqrt(max(0.0d0, 2.582d8-1.068d5*Pbdla^2.0));
Fsuccla  = Fbsla*sa/sb;
Fsurla   = 5025.0 + 112.0*P3;
F8       = 0.0451*Patm*Fsuccla/(Tatm+Tf);
FV8      = k8*V8*sqrt(max(0.0d0, P3-Patm));
rhoag    = 29.0*P6/R/(Tsc+Tf);
vairl    = F9/Alp/rhoag;
vcatl    = max(vairl-vslip, Fsc/Alp/rhoprt);

```

```

%>>>>>>>Combustion Air Blower.'

Pbca = 14.7*P2/P1;
Fsucca = 45000.0+sqrt(max(0.0d0,1.5813d9-1.2491d6*Pbca^2.0));
cac1 = (k6*V6)^2.0;
F6 = 0.045*Fsucca*P1/(Tatm + Tf);
Fv6 = k6*V6*sqrt(max(0,(Patm-P1)));%He añadido el max para que la potencia no
de problemas

%>>>>>>Regenerated Catalyst Ubend.'

eta1 = (Wsp/sparea) + (Etap-Eloi)*rhoc;
eta2 = areaur/(Lur*furgc);
eta3 = 144.0*eta2*(P6-P4) + eta2*eta1;
rho1 = rhov*rhoprt;
alpha1 = areaur*rhoc*eta3;
alpha2 = areaur*rhoc*eta2*hris;
beta1 = rhoprt*(F3+F4) + alpha2*rho1 - alpha1*rhov;
beta2 = (F3+F4)*(alpha2*rho1 - alpha1*rhoprt);
Frgc = (-beta1 + ((beta1^2) - 4*rhov*beta2)^(0.5))/2.0/rhov;%!!!!!!!
vris = (F3 + F4)/rhov + Frgc/rhoprt;
rhoris = (F3 + F4 + Frgc)/vris;
Wris = (Frgc*rsarea*hris)/vris;
Prb = P4 + (rhoris*hris)/144.0;

%>>>>>>>Regenerator Calculations:'

zposition

Qair = Fair*cpair*(Tair - Tbase);
Qh = FH*delhH;
Qc = Fair*(cocyc*delH1 + co2cyc*delH2);
Qsc = Fsc*cpc*(Tsc-Tbase);
Qfg = (Fair*(o2cyc*cpO2 + cocyc*cpCO + co2cyc*cpCO2 + 0.79*cpN2) +
0.5*FH*cpH2O)*(Tcyc - Tbase);
Qrgc = Frgc*cpc*(Treg - Tbase);
Qin = Qair + Qh + Qc + Qsc;
Qout = Qfg + Qrgc + Qe;
hspp = hsp-(Wsp/rhoc/sparea);
Fspadj = 20.0*(3.0 - min(3.0d0,hspp));
Fsp = fof*(sparea^0.5)*(zbed - zsp) - 4925.0 - Fspadj;
splev = Wsp/(rhoc*sparea);
Vregg = rgarea*zcyc - rgarea*zbed*(1.0-epse);

dn = Fair - Fsg;
dWc = (Fsc*Csc-FH) - (Fsp*Crgc+12.0*Fair*(cocyc+co2cyc));
dTreg = (Qin - Qout)/((Wreg + Wsp)*cpc + MI);

%>>>>>>>Coke and Wet Gas Yields'

Fb = (Psif*F3 + 3.0*F4 + 2.0*F1 - 0.8*F2)/(F3+F4);
WHSV = 3600.0*(F3 + F4)/Wris;
taur = Wris/60.0/Frgc;
Fcoke = (F3+F4)*1.3557*Fb*(taur^(-1.9843))/WHSV/100.0;

%>>>>>>>Reactor Riser Energy Calculations'

dHcrak = 172.7 + 3.0*(Tr - Tref);
Qrcat = Frgc*cpc*(Tr-Tbase);

```

```

Qslury = F4*(cpsv*(Tr-Tref)+Qsr);
Qff    = F3*(cpfv*(Tr-Tref)+Qfr);
Qcrak  = (F3 + F4)*dHcrak;
Qrin   = Qrgc + F3*cpfl*(T2-Tbasef);
Qrout  = Qrcat + Qslury + Qcrak + Qff;

dWr    = Frgc - Fsc;
dTr    = (Qrin - Qrout)/(Mcpeff);
dCsc   = (Frgc*Crgc + Fcoke - Fsc*Csc - Csc*dWr)/Wr;
dP5    = 0.833*(Fwg - FV11 - FV12 + FV13);

%>>>>>>derivatives'

delta(1) = (F5*DHFu-UAf*Tlm-Qloss)/taufb;
delta(2) = (T2ss-T2)/taufb;
delta(3) = 5.0*(FV11 - F11);
delta(4) = dP5;
delta(5) = (R*(Tdla+Tf)/29.0/Vdla)*(F8-FV8-F9-F10);
delta(6) = R*(Rn*dTreg+(Treg+Tf)*dn)/Vregg;
delta(7) = ((Fsc/vcatl/Alp)+rhoag-rho)/taufil;
delta(8) = R*(Tdca+Tf)*(F6-FV7-F7)/29.0/Vdca;
delta(9) = dCsc;
delta(10) = (dWc - Crgc*(Fsc-Fsp))/Wreg;
delta(11) = dTreg;
delta(12) = Fsp - Frgc;
delta(13) = Fsc - Fsp;
delta(14) = dn;
delta(15) = dWr;
delta(16) = dTr ;
delta(17) = (-Fair+(F7+F9+F10)/29.0);
delta(18) = -Pblp+P6+(rho*hlift/144.0)+(zbed-zlp)*rhocdn/144.0;
delta(19) = R*(Tatm+Tf)*(Fv6-F6)/29.0/Vcms;
%delta(19) = -P1+(cac1*Patm-Fv6^2.0)/cac1;%!!!!!!!!!!!!!!!!!!!!

for i=1:19
    delta(i)=delta(i)-xpdot(i);
end

%>>>>>>Define the output'

fac=xco*28+xco2*44+xo2*32+22.12;
yp(1)=P4;
yp(2)=deltP;
yp(3)=Fair*29.0d0;
yp(4)=P6;
yp(5)=T3;
yp(6)=T2;
yp(7)=Tr;
yp(8)=Treg;
yp(9)=splev;
yp(10)=Tcyc;
yp(11)=Tcyc-Treg;
yp(12)=xco*28*1.e+6/fac;
yp(13)=xo2*Fair*100/Fsg;
yp(14)=Csc;
yp(15)=Crgc;
yp(16)=Fsucla-Fsurla;
yp(17)=Fsucwg-Fsurwg ;
yp(18)=Fsucca-Fsurca;
yp(19)=P1;

```

```
yp(20)=P2;
```

```
%>>>>>conversion of input and output to deviation variables
```

```
for i=1:14  
    up(i)=up(i)-upss(i);  
end
```

```
return
```