

Trabajo Fin de Grado en Ingeniería de Tecnologías Industriales

Identificación y control avanzado del proceso de Tennessee-Eastman

Autor: Álvaro Villarreal Rojas

Tutor: Daniel Limón Marruedo

**Dpto. Ingeniería de Sistemas y Automática
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2024



Trabajo Fin de Grado
en Ingeniería de Tecnologías Industriales

Identificación y control avanzado del proceso de Tennessee-Eastman

Autor:

Álvaro Villarreal Rojas

Tutor:

Daniel Limón Marruedo

Catedrático de Universidad

Dpto. de Ingeniería de Sistemas y Automática

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2024

Trabajo Fin de Grado: Identificación y control avanzado del proceso de Tennessee-Eastman

Autor: Álvaro Villarreal Rojas

Tutor: Daniel Limón Marruedo

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2024

El Secretario del Tribunal

A mi familia

A mis maestros

Agradecimientos

Agradecer a mi familia, que siempre ha estado ahí para apoyarme y darme todo lo que he necesitado para alcanzar mis metas.

A mis compañeros de clase, que se han convertido en compañeros de vida y sin duda lo más importante que me llevo de estos años.

A mi tutor, que en todo momento ha estado pendiente de resolverme las dudas y ayudarme con todo lo que ha hecho falta.

En este documento se presenta un estudio del problema de control de Tennessee Eastman, presentado por Downs y Vogel en 1991, que modelaron un proceso químico real con la intención de que se probaran sobre él diferentes estrategias de control multivariable. El proceso consiste en la obtención de dos productos (G y H) a partir de cuatro reactivos (A, D, E y C) mediante dos reacciones principales. También tienen lugar dos reacciones secundarias que dan lugar a un subproducto (F). Además, también es necesaria la adición de un inerte (B).

La planta cuenta con cuatro equipos principales: reactor, condensador, separador y stripper. Se dispone de 41 medidas del proceso y 12 válvulas que se pueden usar para regular los caudales. Para operar la planta es necesario un control de bajo nivel que mantenga constantes los niveles, temperaturas y presiones de los equipos. En este trabajo se parte de una versión del modelo con este control de bajo nivel ya incorporado y adaptada al entorno Matlab, resultando un sistema con seis entradas y cinco salidas.

El objetivo es diseñar y probar un control LQR multivariable capaz de mantener estable el sistema y permitir cambios en las referencias de las variables controladas. Esto servirá de base para una futura implementación de controladores predictivos sobre la misma planta usando la herramienta SPCIES desarrollada por el grupo GEPOC.

Se detallarán los procesos de filtrado, identificación del sistema, validación y construcción de los diferentes esquemas de control que se probarán sobre la planta.

En primera instancia se probará un control LQR básico. Se verá que el control no es capaz de llevar las variables controladas a la referencia, debido al error en régimen permanente que el LQR convencional no es capaz de tratar. Por ello se probará un control con un lazo de acción integral, de tal manera que se incluya la integral del error como una nueva variable de estado con el objetivo de cancelar el offset.

La variedad y complejidad de dinámicas del proceso dificulta el control con el uso de integradores. Es por esto por lo que el control con acción integral será sustituido por un control LQR con estimación de perturbaciones. En este esquema se considera un nuevo sistema aumentado en el que se incluyen las perturbaciones en la salida, de manera que se puedan realimentar para cancelar el offset.

El control LQR con estimación de perturbaciones se considera la mejor solución por dar los mejores resultados en cuanto a cancelación de offset y de perturbaciones debidas a errores de modelado.

Abstract

This paper presents a study of the Tennessee Eastman control problem, presented by Downs and Vogel in 1991, who modeled a real chemical process with the intention of testing different multivariable control strategies on it. The process consists of obtaining two products (G and H) from four reagents (A, D, E and C) through two main reactions. Two secondary reactions also take place, which give rise to a by-product (F). The addition of an inert (B) is also necessary.

The plant has four main pieces of equipment: reactor, condenser, separator and stripper. There are 41 process measurements and 12 valves that can be used to regulate the flow rates. To operate the plant, a low-level control is necessary to maintain constant levels, temperatures and pressures of the equipment. This work starts from a version of the model with this low-level control already incorporated and adapted to the Matlab environment, resulting in a system with six inputs and five outputs.

The objective is to design and test a multivariable LQR control capable of maintaining a stable system and allowing changes in the references of the controlled variables. This will serve as a basis for a future implementation of predictive controllers on the same plant using the SPCIES tool developed by the GEPOC group.

The filtering processes, system identification, validation and construction of the different control schemes that will be tested on the plant will be detailed.

Índice

| | |
|--|--------------|
| Agradecimientos | ix |
| Resumen | xi |
| Abstract | xiii |
| Índice | xiv |
| Índice de Tablas | xvi |
| Índice de Figuras | xviii |
| 1 Introducción | 1 |
| 1.1. <i>Antecedentes</i> | 1 |
| 1.2. <i>Contexto</i> | 1 |
| 1.3. <i>Objetivos</i> | 2 |
| 2 Descripción del proceso Tennessee Eastman | 3 |
| 2.1. <i>Explicación del proceso</i> | 3 |
| 2.1.1. Variables de la planta | 4 |
| 2.1.2. Lazos regulatorios de bajo nivel | 5 |
| 2.1.3. Control avanzado | 10 |
| 2.1.4. Variables de perturbación | 11 |
| 2.1.5. Modos de operación | 11 |
| 2.1.6. Restricciones del proceso | 11 |
| 2.1.7. Cambios de consigna | 12 |
| 2.2. <i>Modelo y archivos de simulación</i> | 12 |
| 3 Identificación del sistema | 15 |
| 3.1. <i>Filtrado</i> | 15 |
| 3.2. <i>Identificación</i> | 18 |
| 3.3. <i>Validación del modelo</i> | 22 |
| 4 LQR con seguimiento de referencia | 25 |
| 4.1. <i>Control LQR</i> | 25 |
| 4.2. <i>Observador de Luenberger</i> | 25 |
| 4.3. <i>Seguimiento de referencia</i> | 26 |

| | | |
|----------|--|-----------|
| 4.4. | <i>Implementación del controlador</i> | 27 |
| 4.4.1. | Código | 28 |
| 4.4.2. | Pruebas del control sobre el sistema lineal | 29 |
| 4.4.3. | Pruebas del control sobre la planta real | 29 |
| 5 | LQR con acción integral | 35 |
| 5.1. | <i>Acción integral</i> | 35 |
| 5.2. | <i>Implementación del controlador</i> | 36 |
| 5.2.1. | Código | 36 |
| 5.2.2. | Pruebas del control sobre el sistema lineal | 37 |
| 5.2.3. | Pruebas del control sobre la planta real | 39 |
| 6 | LQR con estimación de perturbaciones | 43 |
| 6.1. | <i>Estimador de estados y perturbaciones</i> | 43 |
| 6.2. | <i>Implementación del controlador</i> | 44 |
| 6.2.1. | Código | 44 |
| 6.2.2. | Pruebas del control sobre el sistema lineal | 45 |
| 6.2.3. | Pruebas del control sobre la planta real | 47 |
| 7 | Conclusiones | 53 |
| | Referencias | 55 |
| | Anexo A: Inicialización de variables | 57 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | |
|--|-------|
| Tabla 1. Variables controladas | 10 |
| Tabla 2. Variables manipuladas | 10 |
| Tabla 3. Variables de perturbación | 11 |
| Tabla 4. Magnitudes de los escalones en las referencias | 12 |
| Tabla 5. Salidas del sistema | 15 |
| Tabla 6. Entradas del sistema | 15 |
| Tabla 7. Parámetros de los filtros | 16 |
| Tabla 8. Perturbaciones del sistema lineal con acción integral | 38 |
| Tabla 9. Perturbaciones del sistema lineal con estimador de perturbaciones | ¡Erro |

r! Marcador no definido.

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1. Reacciones en el proceso | 3 |
| Figura 2. Diagrama P&I del Tennessee Eastman Process | 4 |
| Figura 3. Medidas continuas | 4 |
| Figura 4. Medidas muestreadas | 5 |
| Figura 5. Matriz de ganancias relativas. McAvoy, 1994 | 6 |
| Figura 6. Lazos regulatorios | 7 |
| Figura 7. Lazos de flujos de alimentación | 7 |
| Figura 8. Lazo de presión del reactor | 8 |
| Figura 9. Lazo de temperatura del reactor | 8 |
| Figura 10. Lazo de nivel del reactor | 9 |
| Figura 11. Lazo de nivel del separador | 9 |
| Figura 12. Lazo nivel del stripper | 10 |
| Figura 13. Lazo de potencia del compresor | 10 |
| Figura 14. Perturbación DV2 | 11 |
| Figura 15. Modos de operación de la planta | 11 |
| Figura 16. Restricciones de operación del proceso | 12 |
| Figura 17. Cambios de consigna | 12 |
| Figura 18. Planta en Simulink | 13 |
| Figura 19. Detalle de la planta | 14 |
| Figura 20. Lazos de bajo nivel | 14 |
| Figura 21. Efecto del filtrado sobre variable continua | 16 |
| Figura 22. Efecto del filtrado en variable muestreada a 0.1 h | 17 |
| Figura 23. Efecto del filtrado en variable muestreada a 0.25 h | 17 |
| Figura 24. Detalle del bloque de filtrado | 18 |
| Figura 25. Escalones en las entradas para identificación | 19 |
| Figura 26. Ejemplo de datos de identificación | 19 |
| Figura 27. Respuesta del sistema y del modelo | 20 |
| Figura 28. Efecto de MV4 sobre CV5 | 20 |

| | |
|--|----|
| Figura 29. Validación de modelo ante escalón en MV1 | 22 |
| Figura 30. Validación de modelo ante escalón en MV2 | 23 |
| Figura 31. Validación de modelo ante escalón en MV3 | 23 |
| Figura 32. Validación de modelo ante escalón en MV4 | 24 |
| Figura 33. Esquema de control con seguimiento de referencia | 27 |
| Figura 34. Control LQR con seguimiento de referencia | 27 |
| Figura 35. Detalle de observador de Luenberger | 28 |
| Figura 36. Evolución del sistema lineal. LQR básico | 29 |
| Figura 37. Escalón en flujo de salida del stripper | 30 |
| Figura 38. MVs escalón en flujo de salida del stripper | 30 |
| Figura 39. Escalón en concentración de B en la purga | 31 |
| Figura 40. MVs escalón en concentración de B en la purga | 31 |
| Figura 41. Escalón en concentración de G en el flujo de salida | 32 |
| Figura 42. MVs escalón en concentración de G en el flujo de salida | 32 |
| Figura 43. Esquema de lazo con compensación integral | 36 |
| Figura 44. Control LQR con seguimiento de referencia y acción integral | 36 |
| Figura 45. Evolución del sistema lineal. Acción integral | 37 |
| Figura 46. Rechazo de perturbaciones en el sistema lineal. Acción integral | 38 |
| Figura 47. Escalón en flujo de salida del stripper. Acción integral | 39 |
| Figura 48. Variables manipuladas en escalón CV1. Acción integral | 39 |
| Figura 49. Escalón en concentración de B en la purga. Acción integral | 40 |
| Figura 50. Variables manipuladas en escalón CV4. Acción integral | 40 |
| Figura 51. Escalón en concentración de G en el flujo de salida. Acción integral | 41 |
| Figura 52. Variables manipuladas en escalón CV5. Acción integral | 41 |
| Figura 53. Esquema de control con estimador de perturbaciones | 43 |
| Figura 54. Control LQR con seguimiento de referencia y compensación de offset | 44 |
| Figura 55. Evolución del sistema lineal. Estimador de perturbaciones | 45 |
| Figura 56. Perturbaciones estimadas en la salida del sistema lineal | 46 |
| Figura 57. Rechazo de perturbaciones en el sistema lineal. Estimador de perturbaciones | 46 |
| Figura 58. Escalón en flujo de salida del stripper. Planta real | 47 |
| Figura 59. Perturbaciones estimadas en escalón CV1 | 48 |
| Figura 60. Variables manipuladas en escalón CV1 | 48 |
| Figura 61. Escalón en concentración de B en la purga. Planta real | 49 |
| Figura 62. Perturbaciones estimadas en escalón CV4 | 49 |
| Figura 63. Variables manipuladas en escalón CV4 | 50 |
| Figura 64. Escalón en concentración de G en el flujo de salida. Planta real | 50 |
| Figura 65. Perturbaciones estimadas en escalón CV5 | 51 |
| Figura 66. Variables manipuladas en escalón CV5 | 51 |

1 INTRODUCCIÓN

En 1991, J.J. Downs y E.F. Vogel, dos ingenieros de Eastman Chemical Company, publican un artículo en el que describen un proceso químico real con la intención de plantear un problema sobre el que poder probar diferentes estrategias de control.

1.1. Antecedentes

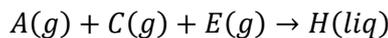
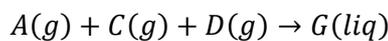
El proceso de Tennessee-Eastman es un demostrador clásico de la ingeniería de control de procesos. Es un modelo inspirado en un proceso real con especificaciones y condiciones de operación realistas en términos de sensores, actuadores, medidas, perturbaciones, límites de operación y seguridad, etc. Esto lo convierte en un entorno de pruebas exigente para validar conocimientos teóricos adquiridos y para el diseño de sistemas de control de planta desde el bajo nivel hasta el control avanzado. Prueba de ello es la cantidad de análisis que se han hecho sobre el modelo (McAvoy, 1994 y Ricker, 1995), en los que se han estudiado distintas técnicas de control regulatorio, emparejamiento de variables, naturaleza de las reacciones del proceso y controladores predictivos basados en modelo (Ricker, 1995).

Empresas importantes del mundo del control se han fijado también en el proceso de Tennessee-Eastman. Siemens ha utilizado el modelo de la planta para validar herramientas de identificación y librerías industriales de control predictivo con su producto SIMATIC PCS 7, un sistema de control distribuido. Este trabajo se apoyará en el documento explicativo que elaboró Siemens para la operación de la planta de Tennessee-Eastman con su sistema (*Configuration of the MPC10x10 for Tennessee Eastman Benchmark Process, 2014*).

El grupo GEPOC, dedicado a la estimación, predicción, optimización y control, desarrolló la herramienta SPCIES para la implementación de controladores predictivos en PLCs. En este Trabajo de Fin de Grado se pretende realizar el trabajo previo de puesta en funcionamiento, análisis del problema, identificación e implementación de controladores multivariables sobre el proceso para que sirva de base para una posterior validación de controladores predictivos de SPCIES.

1.2. Contexto

El proceso consiste en la obtención de dos productos mediante dos reacciones exotérmicas e irreversibles que ocurren simultáneamente.



También tienen lugar dos reacciones secundarias que generan un subproducto. El proceso cuenta con 41 medidas de diferentes variables en la planta y 12 válvulas manipulables.

Todo esto está programado en subrutinas FORTRAN y fue adaptado al lenguaje C en 2015, en una revisión del código realizada por Andreas Bathelt, N. Lawrence Ricker y Mohieddine Jelali. De esta manera, el código se puede compilar y usar en nuevos entornos de simulación, como por ejemplo MATLAB.

Para realizar los ensayos se utilizan un archivo de simulación de Simulink con el código en C compilado que reproduce el comportamiento de la planta (*temex_mod.c*) y un archivo de código de MATLAB en el que se programa el control y se inicializan las variables pertinentes.

El trabajo realizado por Siemens fue revisado y adaptado a Matlab por Alberto Sánchez-Cid Bueno en 2023, quien replicó la estructura de control de bajo nivel, configurando los lazos internos con controladores PI. A partir de este punto es donde se empezará con el estudio del problema.

El control de bajo nivel es esencial para el funcionamiento de la planta. Sin él, el sistema se desestabiliza al descontrolarse las presiones, temperaturas y niveles de los equipos. Una vez implementado el control regulatorio, resulta un sistema multivariable a controlar de seis entradas y cinco salidas.

1.3. Objetivos

Los objetivos del proyecto son fundamentalmente dos:

- Estudiar el proceso de Tennessee Eastman para diseñar controladores multivariables probando su funcionamiento para que en un futuro se pueda validar con la herramienta SPCIES.
- Aplicar técnicas y conocimientos adquiridos en las asignaturas de control en un problema de gran dimensión y complejidad.

Para lograr esto se identificará el sistema con modelos de función de transferencia y se validarán para comprobar si reproducen adecuadamente las dinámicas del proceso. Se verá la importancia del filtrado en sistemas ruidosos y cómo facilita el proceso de identificación.

También se probarán estructuras de control multivariable: controlador LQR, con su versión con seguimiento de referencia; observador de Luenberger, lazo de compensación con acción integral y cancelación de offset por estimación de perturbaciones. Estos esquemas de control serán probados sobre el modelo de la planta para comprobar las diferencias en los desempeños de cada uno.

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO TENNESSEE EASTMAN

El Tennessee Eastman Process es un proceso químico muy complejo, con reacciones exotérmicas y gran acoplamiento entre las distintas señales. En este apartado se explicarán las diferentes etapas del proceso, salidas, entradas, variables medidas y demás circunstancias que se plantean en el artículo original de Downs y Vogel.

2.1. Explicación del proceso

El proceso consiste en la obtención de dos productos (G, H) a partir de cuatro reactivos (A, C, D, E). En el proceso también existen un gas inerte (B) y un subproducto (F).

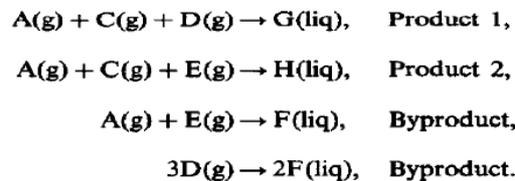


Figura 1. Reacciones en el proceso

Las reacciones son exotérmicas, irreversibles y se pueden aproximar como reacciones de primer orden.

Se cuenta con cuatro equipos principales: reactor, condensador, separador y stripper.

Los reactivos A, D y E en forma gaseosa se alimentan al reactor, donde reaccionan formando los productos en forma de gas. Estos productos son condensables y abandonan el proceso en forma líquida, a diferencia de los reactivos que son introducidos en forma gaseosa. En el reactor existe un catalizador no volátil disuelto en la fase líquida y que no abandona el reactor. El reactor también cuenta con un intercambiador de calor que regula la temperatura del equipo.

La salida gaseosa del reactor (mezcla del producto y reactivos que no reaccionaron) es llevada a un condensador, cuya salida es una mezcla de líquido y vapor.

Esta mezcla es llevada a un separador, en el que la fase gaseosa es recirculada de nuevo al reactor por medio de un compresor centrífugo, purgando antes parte de los subproductos y el inerte B. La fase líquida del separador es llevada al stripper.

En el stripper se separan los productos y subproductos (G, H, F) de los reactivos (D, E). Para ello es necesario el inerte B que entra en la corriente 4 junto con A y C.

Aunque el inerte B es introducido en mayor medida en la corriente 4, también está presente en las corrientes 1 y 2, y abandona el proceso junto con el subproducto F en la purga del separador.

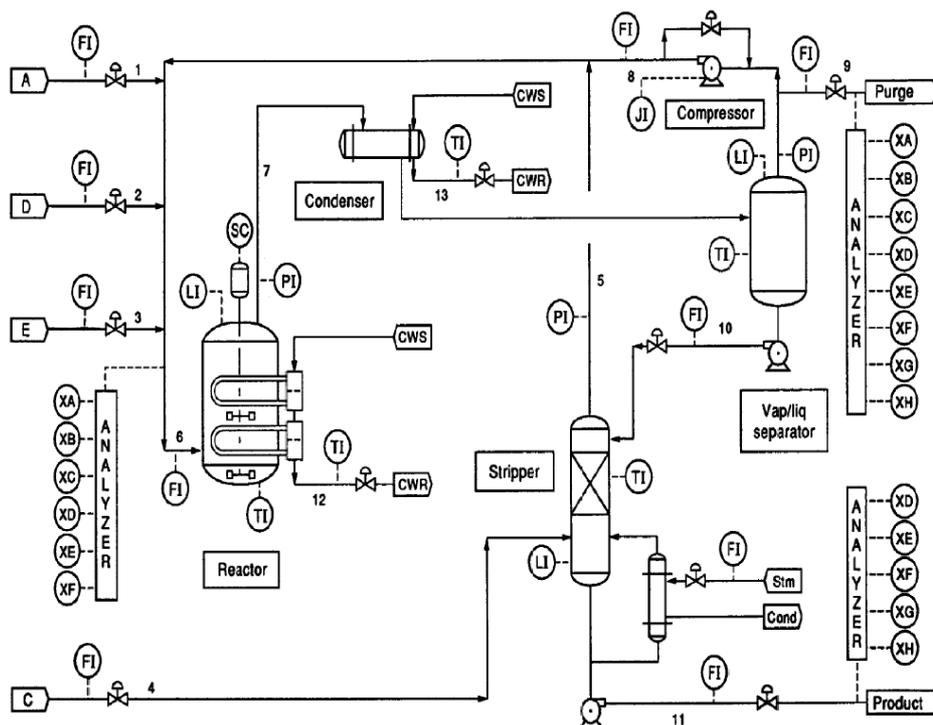


Figura 2. Diagrama P&I del Tennessee Eastman Process

2.1.1. Variables de la planta

La planta cuenta con sensores continuos de las variables fundamentales como temperaturas, presiones, caudales o niveles. También cuenta con analizadores de composición en ciertas corrientes del proceso. Todas las variables del problema conservan el mismo nombre que en el artículo original de Downs y Vogel. A continuación, se detallan las mismas.

En la Figura 3 se muestran las variables del proceso que son medidas con una frecuencia de 0.01 horas, y que son consideradas continuas.

Table 4. Continuous process measurements

| Variable name | Variable number | Base case value | Units |
|--|-----------------|-----------------|--------------------------------|
| A feed (stream 1) | XMEAS (1) | 0.25052 | kscmh |
| D feed (stream 2) | XMEAS (2) | 3664.0 | kg h ⁻¹ |
| E feed (stream 3) | XMEAS (3) | 4509.3 | kg h ⁻¹ |
| A and C feed (stream 4) | XMEAS (4) | 9.3477 | kscmh |
| Recycle flow (stream 8) | XMEAS (5) | 26.902 | kscmh |
| Reactor feed rate (stream 6) | XMEAS (6) | 42.339 | kscmh |
| Reactor pressure | XMEAS (7) | 2705.0 | kPa gauge |
| Reactor level | XMEAS (8) | 75.000 | % |
| Reactor temperature | XMEAS (9) | 120.40 | °C |
| Purge rate (stream 9) | XMEAS (10) | 0.33712 | kscmh |
| Product separator temperature | XMEAS (11) | 80.109 | °C |
| Product separator level | XMEAS (12) | 50.000 | % |
| Product separator pressure | XMEAS (13) | 2633.7 | kPa gauge |
| Product separator underflow (stream 10) | XMEAS (14) | 25.160 | m ³ h ⁻¹ |
| Stripper level | XMEAS (15) | 50.000 | % |
| Stripper pressure | XMEAS (16) | 3102.2 | kPa gauge |
| Stripper underflow (stream 11) | XMEAS (17) | 22.949 | m ³ h ⁻¹ |
| Stripper temperature | XMEAS (18) | 65.731 | °C |
| Stripper steam flow | XMEAS (19) | 230.31 | kg h ⁻¹ |
| Compressor work | XMEAS (20) | 341.43 | kW |
| Reactor cooling water outlet temperature | XMEAS (21) | 94.599 | °C |
| Separator cooling water outlet temperature | XMEAS (22) | 77.297 | °C |

Figura 3. Medidas continuas

En la Figura 4 se muestran las variables que son muestreadas a 0.1 y 0.25 horas, y que son tomadas en los analizadores de composición situados en las corrientes 6, 9 y 11.

Table 5. Sampled process measurements

| Reactor feed analysis (stream 6) | | | | |
|---|------------------------|------------------------|--------------|---|
| Component | Variable number | Base case value | Units | Sampling frequency = 0.1 h Dead time = 0.1 h |
| A | XMEAS (23) | 32.188 | mol% | |
| B | XMEAS (24) | 8.8933 | mol% | |
| C | XMEAS (25) | 26.383 | mol% | |
| D | XMEAS (26) | 6.8820 | mol% | |
| E | XMEAS (27) | 18.776 | mol% | |
| F | XMEAS (28) | 1.6567 | mol% | |
| Purge gas analysis (stream 9) | | | | |
| Component | Variable number | Base case value | Units | Sampling frequency = 0.1 h Dead time = 0.1 h |
| A | XMEAS (29) | 32.958 | mol% | |
| B | XMEAS (30) | 13.823 | mol% | |
| C | XMEAS (31) | 23.978 | mol% | |
| D | XMEAS (32) | 1.2565 | mol% | |
| E | XMEAS (33) | 18.579 | mol% | |
| F | XMEAS (34) | 2.2633 | mol% | |
| G | XMEAS (35) | 4.8436 | mol% | |
| H | XMEAS (36) | 2.2986 | mol% | |
| Product analysis (stream 11) | | | | |
| Component | Variable number | Base case value | Units | Sampling frequency = 0.25 h Dead time = 0.25 h |
| D | XMEAS (37) | 0.01787 | mol% | |
| E | XMEAS (38) | 0.83570 | mol% | |
| F | XMEAS (39) | 0.09858 | mol% | |
| G | XMEAS (40) | 53.724 | mol% | |
| H | XMEAS (41) | 43.828 | mol% | |

Figura 4. Medidas muestreadas

Las señales que proveen los distintos sensores presentan un alto nivel de ruido lo que puede afectar al control de la planta. Por ello se han diseñado y añadido filtros a las señales más críticas teniendo en cuenta las diferentes temporizaciones de las medidas de los sensores. Este filtrado se detalla en el capítulo siguiente.

2.1.2. Lazos regulatorios de bajo nivel

La planta no se puede mantener en el punto de funcionamiento sin incluir un control de bajo nivel. Haciendo esto se garantiza la estabilización y operación de la planta, así como el rechazo a perturbaciones. McAvoy y Ricker proponen varios escenarios de control de bajo nivel.

Para los niveles del separador y stripper se accionan las válvulas que hay aguas abajo de estos dos equipos para controlar el caudal de salida. La temperatura del reactor se controla mediante la válvula de caudal de refrigerante del propio reactor. La potencia del compresor es controlada con la válvula de recirculación y la cantidad de B en el gas de purga con la válvula de purga.

Para controlar el nivel del reactor, McAvoy usa el caudal de reactivo E (corriente 3), a diferencia de Ricker que sugiere usar la temperatura del separador o caudal de recirculación (corriente 8). En cuanto a la presión del reactor, McAvoy sugiere usar el caudal de reactivo A (corriente 1) y Ricker propone usar el caudal de purga o temperatura del reactor.

Estas elecciones de los lazos regulatorios están basadas en ensayos realizados para el emparejamiento de variables de la planta (McAvoy, 1994).

| | A Feed Setpt | D Feed Setpt | C Feed Setpt | Purge Setpt | Steam Setpt | Rea Cl Setpt | Sepa Cl Setpt | Recy Valve | Agit Speed |
|------------------|--------------|--------------|--------------|-------------|-------------|--------------|---------------|------------|------------|
| Feed Rea y(1) | -8.2062 | -0.0030 | 3.2054 | -7.6820 | 0.0009 | -0.6652 | 0.2346 | -0.0360 | 0.1291 |
| Rea Temp y(2) | 6.4830 | 0.0022 | 1.6619 | 0.8968 | 0.0005 | 1.1106 | 0.0281 | 0.0141 | -0.2149 |
| Rea Pres y(3) | -3103.2488 | -0.2796 | 287.0500 | -965.7145 | 0.0477 | -31.4794 | 11.9680 | 7.7756 | 6.1135 |
| Sepa Temp y(4) | 67.8248 | 0.0109 | -7.4203 | 21.0053 | -0.0020 | 2.2502 | 0.2853 | -0.1954 | -0.4359 |
| Stri Temp y(5) | 46.0956 | 0.0095 | -6.4259 | 20.1120 | 0.0368 | 1.8663 | 0.4130 | -0.0380 | -0.3615 |
| Recy Flow y(6) | -11.2025 | -0.0028 | 1.6500 | -7.0837 | 0.0004 | -0.6510 | 0.2640 | -0.0187 | 0.1256 |
| Comp Power y(7) | 126.7784 | -0.0159 | 13.2484 | -27.4335 | 0.0090 | -4.5126 | 2.5222 | 2.9658 | 0.8732 |
| Sepa Pres y(8) | -3053.8689 | -0.2744 | 281.1390 | -948.6965 | 0.0465 | -30.9414 | 11.8017 | 8.5438 | 6.0093 |
| Stri Pres y(9) | -3377.3005 | -0.3080 | 319.9876 | -1059.6489 | 0.0561 | -34.4602 | 12.8932 | 3.4986 | 6.6962 |

Figura 5. Matriz de ganancias relativas. McAvoy, 1994

El trabajo de elección de lazos regulatorios y ajuste de controladores para el modelo que se usa en este trabajo ya fue realizado por Alberto Sánchez-Cid en 2023. Para la estructura de control de bajo nivel, Siemens se basó en la propuesta de Ricker (1995), añadiendo algunas modificaciones como el control en cascada del nivel del reactor. Alberto tomó los controladores dados por Ricker y los adaptó a la nueva estructura propuesta por Siemens, rediseñando los controladores PI, pues en el documento de Siemens no se daban los parámetros.

Para el caso de los niveles de líquido, presión y temperatura de los equipos principales se usa un control en cascada. Los controladores usados son PI, ya que el alto nivel de ruido existente en la mayoría de señales impide aplicar acción derivativa. A continuación, se describen los lazos utilizados:

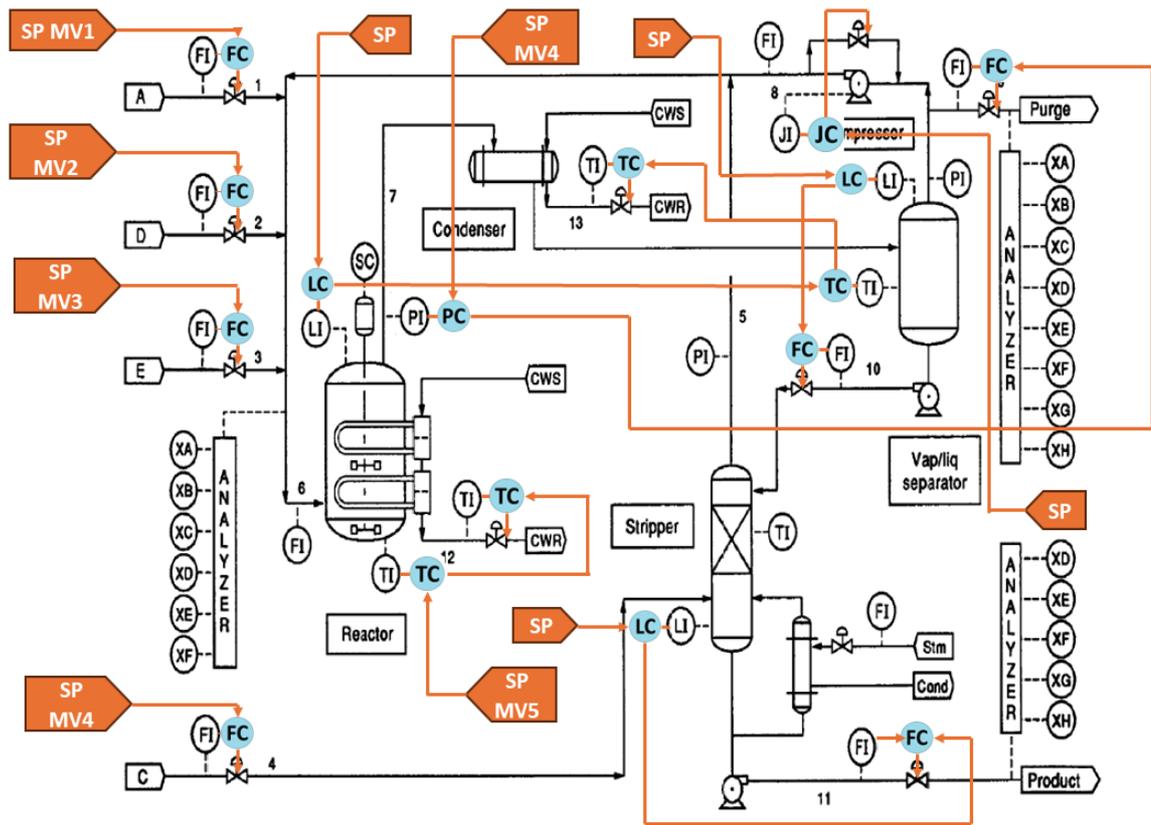


Figura 6. Lazos regulatorios

• **Flujos de alimentación**

Las referencias de los flujos entrantes (corrientes 1 a 4) serán entradas dadas por el control avanzado. Cada una de estas referencias se usa como consigna para controlar las válvulas xmv1, xmv2, xmv3 y xmv4 respectivamente.

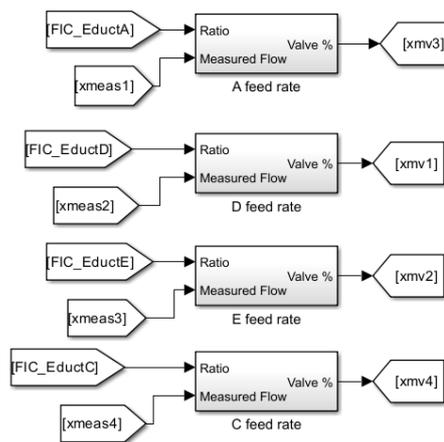


Figura 7. Lazos de flujos de alimentación

• **Presión del reactor**

La referencia de presión del reactor se usa para calcular otra que va al PI de la válvula de purga xmv6.

Lazo interno: la válvula de purga controla el caudal de purga.

Lazo externo: controla la presión del reactor mediante el setpoint del caudal de purga.

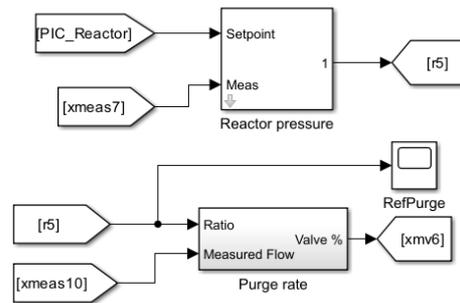


Figura 8. Lazo de presión del reactor

- **Temperatura del reactor**

La referencia de temperatura del reactor envía una referencia al PI de temperatura del flujo de agua de salida del refrigerador, que acciona la válvula xmv10.

Lazo interno: controla la temperatura del agua de refrigeración a la salida manipulando la válvula de agua de refrigeración.

Lazo externo: se regula la temperatura del reactor manipulando el setpoint.

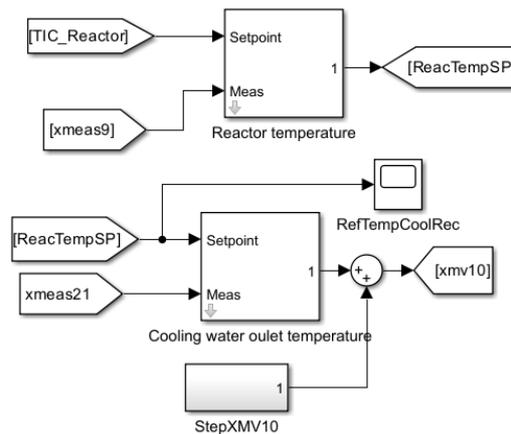


Figura 9. Lazo de temperatura del reactor

- **Nivel de líquido del reactor**

El PI de nivel del reactor manda una referencia constante al PI de temperatura del separador, que a su vez manda otra referencia al PI de temperatura del agua de salida del condensador, que finalmente actúa sobre la válvula xmv11 del condensador.

Lazo interno: controla la temperatura del agua de refrigeración del condensador, manipulando la válvula de dicho caudal.

Lazo externo 1: controla la temperatura del separador

Lazo externo 2: controla el nivel del reactor.

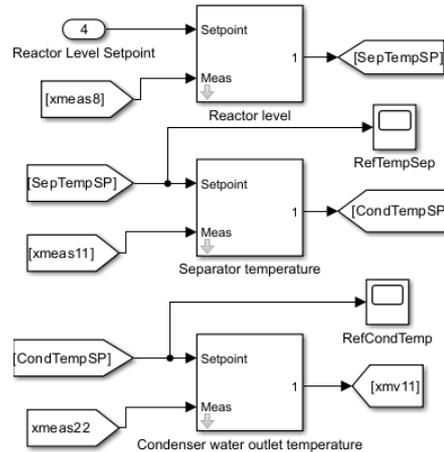


Figura 10. Lazo de nivel del reactor

- **Nivel de líquido del separador**

La referencia del PI de nivel del separador envía otra al PI de la válvula de aguas abajo, que controla el flujo de salida del separador.

Lazo interno: el flujo de salida del separador se controla manipulando la válvula de dicho caudal.

Lazo externo: el nivel se controla cambiando el setpoint del flujo de salida.

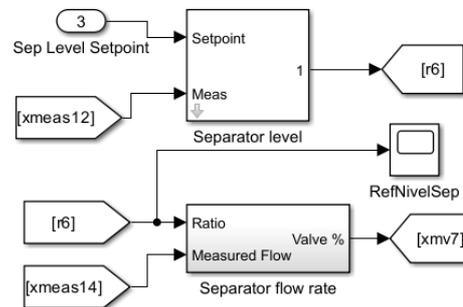


Figura 11. Lazo de nivel del separador

- **Nivel de líquido del stripper**

La referencia del PI de nivel del stripper envía otra al PI de la válvula de aguas abajo, que controla el flujo de salida del stripper.

Lazo interno: el flujo de salida del stripper se controla manipulando la válvula de dicho caudal.

Lazo externo: el nivel se controla cambiando el setpoint del flujo de salida.

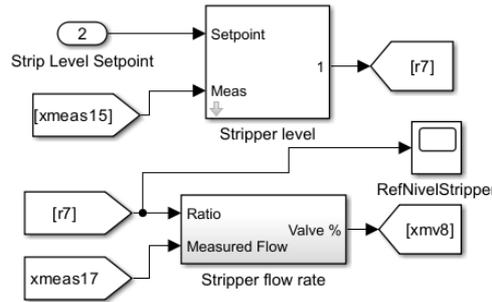


Figura 12. Lazo nivel del stripper

• **Potencia del compresor**

El PI de potencia del compresor manda una referencia al PI que manipula la apertura de la válvula de recirculación. Este control, inexistente en el modelo original, no debe ser muy estricto ya que choca con el control de presión del reactor.

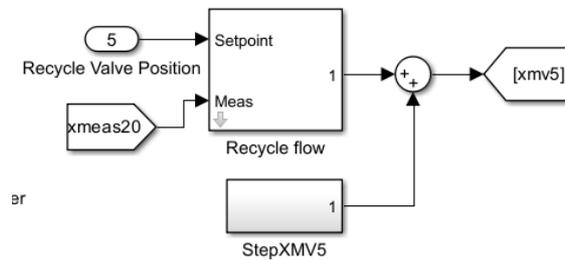


Figura 13. Lazo de potencia del compresor

2.1.3. Control avanzado

En cuanto al control avanzado, Siemens utiliza seis variables manipuladas para controlar cinco salidas. Tomando el mismo criterio, las variables se listan a continuación.

Tabla 1. Variables controladas

| Nombre | Variable controlada | Medida | Variable |
|--------|--|-------------------|----------|
| CV1 | Flujo de salida del stripper | m ³ /h | xmeas17 |
| CV2 | Concentración de A en flujo de entrada al reactor | mol % | xmeas23 |
| CV3 | Concentración de E en flujo de entrada al reactor | mol % | xmeas27 |
| CV4 | Concentración de B en el gas de purga | mol % | xmeas30 |
| CV5 | Concentración de G en flujo de salida del stripper | mol % | xmeas40 |

Tabla 2. Variables manipuladas

| Nombre | Variable manipulada | Medida |
|--------|---|--------|
| MV1 | Setpoint del flujo de entrada de componente A | kscmh |
| MV2 | Setpoint del flujo de entrada de componente D | kg/h |
| MV3 | Setpoint del flujo de entrada de componente E | kg/h |
| MV4 | Setpoint del flujo de entrada de componente C | kscmh |
| MV5 | Setpoint de la presión del reactor | kPa |
| MV6 | Setpoint de la temperatura del reactor | °C |

2.1.4. Variables de perturbación

En el proceso se consideran las siguientes variables de perturbación:

Tabla 3. Variables de perturbación

| Nombre | Perturbación | Unidades | Variable |
|--------|---|----------|----------|
| DV1 | Apertura de la válvula de reflujo del compresor | % | xmv5 |
| DV2 | Apertura de la válvula de agua de refrigeración del reactor | % | xmv10 |
| DV3 | Apertura de la válvula de vapor del stripper | % | xmv9 |

Estas perturbaciones se encuentran sumadas en Simulink a la señal correspondiente como una secuencia de escalones de la forma: escalón ascendente de una magnitud definida, escalón descendente del doble de magnitud y misma duración que el primero, escalón ascendente para volver al punto inicial.

En la Figura 14 se muestra el ejemplo de cómo se introducen estas variables en el modelo. La variable etiquetada como xmv10 es la correspondiente a la válvula de agua de refrigeración del reactor. A esta variable se le suma el bloque de perturbación.

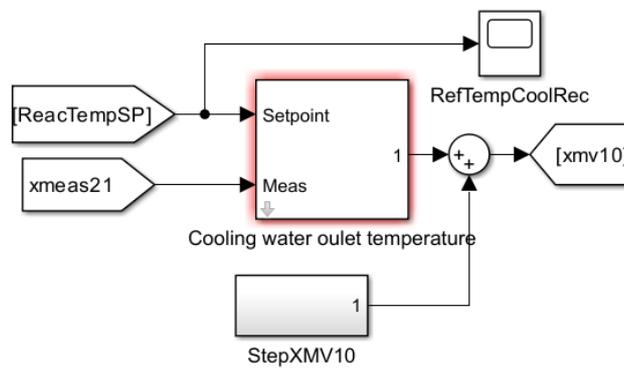


Figura 14. Perturbación DV2

2.1.5. Modos de operación

Existen 6 modos de operación de la planta dependiendo del ratio en masa G/H en la corriente de salida del stripper (corriente 11). El modo 1 es el caso base y el que se estudiará en este documento. La tasa de producción (xmeas17) y el ratio G/H en la corriente de salida son ajustados por el usuario.

| Mode | G/H mass ratio | Production rate (stream 11) |
|------|----------------|---|
| 1 | 50/50 | 7038 kg h ⁻¹ G and 7038 kg h ⁻¹ H (base case) |
| 2 | 10/90 | 1408 kg h ⁻¹ G and 12,669 kg h ⁻¹ H |
| 3 | 90/10 | 10,000 kg h ⁻¹ G and 1111 kg h ⁻¹ H |
| 4 | 50/50 | maximum production rate |
| 5 | 10/90 | maximum production rate |
| 6 | 90/10 | maximum production rate |

Figura 15. Modos de operación de la planta

2.1.6. Restricciones del proceso

En el proceso se consideran restricciones en algunas de las variables de la planta que no deben sobrepasarse para garantizar la seguridad y el correcto funcionamiento. Estas restricciones están implementadas en el código del

modelo, por lo que la simulación se detendrá si se incumple alguna de ellas.

Table 6. Process operating constraints

| Process variable | Normal operating limits | | Shut down limits | |
|-------------------------|-------------------------------|--------------------------------|--------------------|---------------------|
| | Low limit | High limit | Low limit | High limit |
| Reactor pressure | none | 2895 kPa | none | 3000 kPa |
| Reactor level | 50% (11.8 m ³) | 100% (21.3 m ³) | 2.0 m ³ | 24.0 m ³ |
| Reactor temperature | none | 150°C | none | 175°C |
| Product separator level | 30% (3.3 m ³) | 100% (9.0 m ³) | 1.0 m ³ | 12.0 m ³ |
| Stripper base level | 30% (3.5 m ³) | 100% (6.6 m ³) | 1.0 m ³ | 8.0 m ³ |

Figura 16. Restricciones de operación del proceso

2.1.7. Cambios de consigna

En el artículo de Downs y Vogel se sugieren los siguientes cambios de consigna:

Table 7. Setpoint changes for the base case

| Process variable | Type | Magnitude |
|---|------|--|
| Production rate change | Step | -15% Make a step change to the variable(s) used to set the process production rate so that the product flow leaving the stripper column base changes from 14,228 to 12,094 kg h ⁻¹ |
| Product mix change | Step | 50 G/50 H to 40 G/60 H Make a step change to the variable used to ensure correct product composition so that the product production rates of G and H change from 7038 kg h ⁻¹ G to 5630 kg h ⁻¹ G and from 7038 kg h ⁻¹ H to 8446 kg h ⁻¹ H |
| Reactor operating pressure change | Step | -60 kPa Make a step change so that the reactor operating pressure changes from 2705 to 2645 kPa |
| Purge gas composition of component B change | Step | +2% Make a step change so that the composition of component B in the gas purge changes from 13.82 to 15.82% |

Similar setpoint changes can also be made with the other operating modes.
To realize the full effect of these setpoint changes, we suggest a simulation time of 24–48 h.

Figura 17. Cambios de consigna

Debido a que en la solución aportada en este trabajo el setpoint de la presión del reactor es una variable manipulada, no se tendrá en cuenta el requisito de conseguir un escalón en esta presión.

En la siguiente tabla se presentan las magnitudes de los escalones necesarias para cumplir con las especificaciones de la Figura 17.

Tabla 4. Magnitudes de los escalones en las referencias

| Variable | Valor inicial | Valor final | Medida |
|----------|---------------|-------------|-------------------|
| CV1 | 22.949 | 19.507 | m ³ /h |
| CV4 | 13.823 | 15.82 | mol % |
| CV5 | 53.724 | 42.975 | mol % |

2.2. Modelo y archivos de simulación

Como se ha mencionado anteriormente, se partirá del modelo del TEP implementado en Matlab y trabajado por Alberto Sánchez-Cid Bueno en 2023.

En cuanto a los archivos de simulación, el archivo que inicializa todo el sistema es `Caso_Siemens_Init.m` (incluido en el anexo). En él se inicializan todas las variables en su punto de operación y se programan los filtros que se explicarán más adelante. En este también se incluyen constantes como `Ts_base` o `Ts_save`, que son los

muestreos internos con los que trabaja la simulación.

Por otra parte, se tiene el archivo de Simulink en el que está implementada la planta (Figura 18). Como se puede ver, se inicializan las variables de los equipos y se introducen las entradas calculadas por el control avanzado. También se incluyen a la derecha monitorización del coste horario, producción de la planta (CV1) y calidad del producto (CV5).

En la Figura 19 se muestra el bloque de la planta en detalle. Del control avanzado se recogen los setpoints de las cuatro corrientes y presión y temperatura del reactor. Estos son las entradas de los lazos regulatorios de bajo nivel.

Las señales de los actuadores (xmv) se introducen en el bloque con el programa de la planta compilado (temexd_mod), y este devuelve las variables que son medibles. Estas últimas son filtradas y realimentadas de nuevo a la planta.

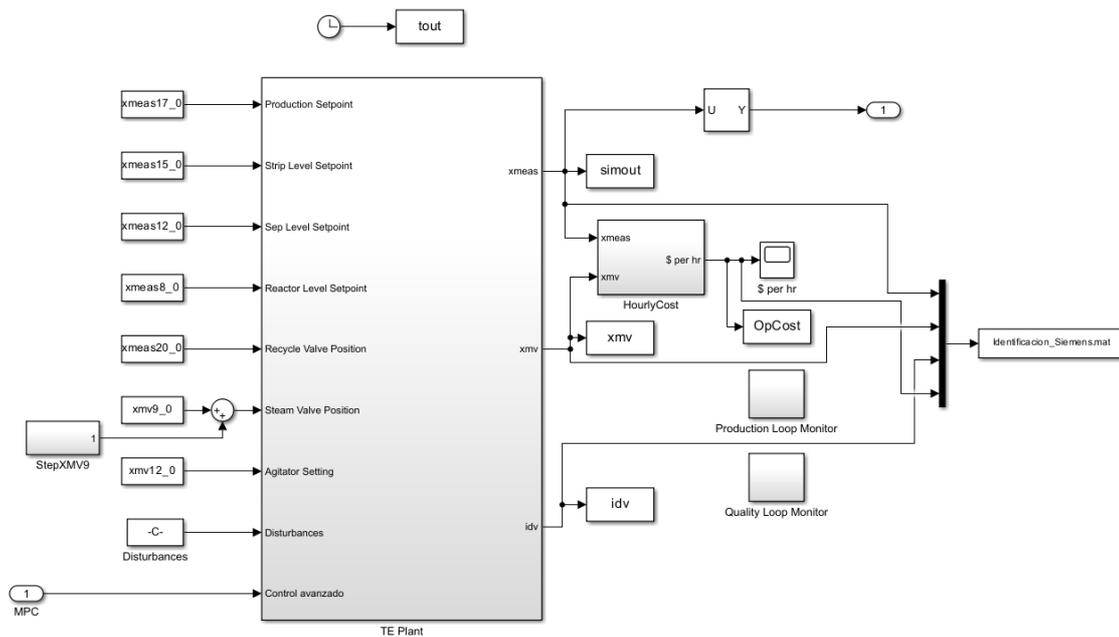


Figura 18. Planta en Simulink

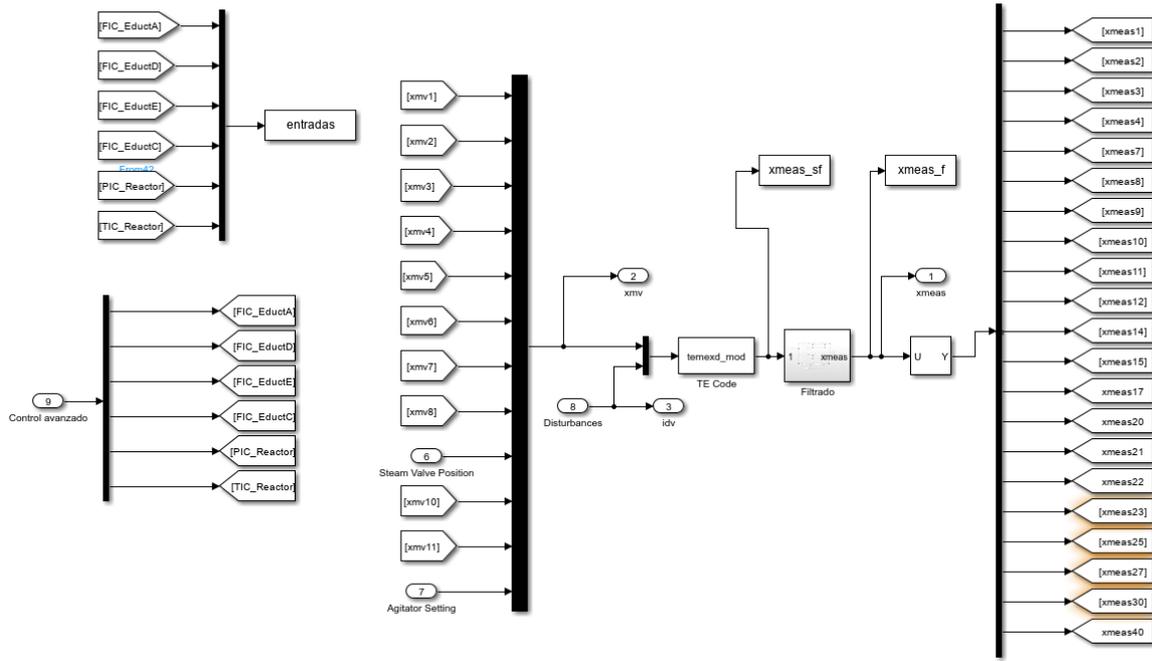


Figura 19. Detalle de la planta

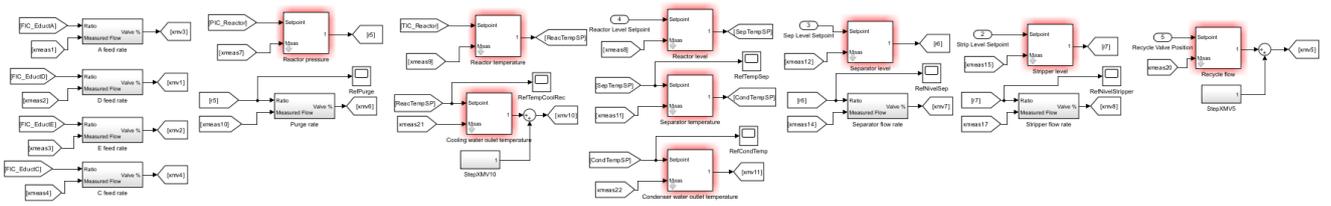


Figura 20. Lazos de bajo nivel

3 IDENTIFICACIÓN DEL SISTEMA

En este capítulo se expondrá todo acerca de la identificación del sistema, mediante la obtención de un modelo en forma de matriz de funciones de transferencia. El control avanzado usará seis entradas para controlar cinco salidas, por lo que es necesario identificar treinta funciones de transferencia.

El sistema a identificar está compuesto por las entradas y salidas que se especifican a continuación, junto con los puntos de funcionamiento.

Tabla 5. Salidas del sistema

| Nombre | Variable controlada | Punto de funcionamiento | Medida |
|--------|--|-------------------------|-------------------|
| CV1 | Flujo de salida del stripper | 22.949 | m ³ /h |
| CV2 | Concentración de A en flujo de entrada al reactor | 32.188 | mol % |
| CV3 | Concentración de E en flujo de entrada al reactor | 18.776 | mol % |
| CV4 | Concentración de B en el gas de purga | 13.823 | mol % |
| CV5 | Concentración de G en flujo de salida del stripper | 53.724 | mol % |

Tabla 6. Entradas del sistema

| Nombre | Variable manipulada | Punto de funcionamiento | Medida |
|--------|---|-------------------------|--------|
| MV1 | Setpoint del flujo de entrada de componente A | 0.25052 | kscmh |
| MV2 | Setpoint del flujo de entrada de componente D | 3664.0 | kg/h |
| MV3 | Setpoint del flujo de entrada de componente E | 4509.3 | kg/h |
| MV4 | Setpoint del flujo de entrada de componente C | 9.3477 | kscmh |
| MV5 | Setpoint de la presión del reactor | 2705.0 | kPa |
| MV6 | Setpoint de la temperatura del reactor | 120.4 | °C |

La identificación del sistema se hace en torno a este punto de operación, que es el del caso base y en torno al cual se va a operar la planta.

3.1. Filtrado

La gran mayoría de las variables medidas del sistema presentan un alto nivel de ruido. Si este no es tratado el comportamiento del sistema controlado empeora drásticamente. Para solucionar esto se probó primero con filtros de paso bajo sencillos, implementados con la siguiente función de transferencia de primer orden:

$$F(s) = \frac{1}{\tau s + 1}$$

donde modificando la constante de tiempo τ se puede cambiar la frecuencia de corte del filtro.

Para suavizar las señales usando este tipo de filtros era necesario aumentar mucho la constante de tiempo, lo que hacía que el sistema tuviera mucho retraso inducido que al realimentarse inestabilizaba la planta.

Tras probar varias opciones se decidió utilizar un filtro de media, cuya ecuación en diferencias tiene la siguiente forma:

$$y_f(n) = \frac{1}{N} \sum_{k=0}^{N-1} y(n-k)$$

y su función de transferencia Z:

$$F(z) = \frac{\frac{1}{N} \sum_{k=0}^{N-1} z^k}{z^{N-1}}$$

siendo N el número de muestras con las que se promedia el nuevo valor en cada instante de tiempo.

Como se mencionó anteriormente, las señales están muestreadas con 3 tiempos de muestreo distintos, por lo que se usan tres filtros con valores de n y tiempo de muestreo distintos para cada una de ellas, como se indica en la Tabla 7. Los parámetros fueron ajustados empíricamente y usando los que permitían un filtrado mayor sin comprometer la simulación por los tiempos de cálculo.

Tabla 7. Parámetros de los filtros

| VARIABLES | n | Tiempo de muestreo |
|-------------------|-----|--------------------|
| xmeas1 a xmeas22 | 30 | 0.01 |
| xmeas23 a xmeas36 | 220 | 0.1 |
| xmeas37 a xmeas41 | 180 | 0.25 |

En la Figura 21 se muestra una comparativa de una de las señales continuas original y filtrada cuando se aplican unos escalones sobre el punto de funcionamiento de MV1. A la vista de la señal original (en azul) se justifica el uso de filtros. Como se puede observar, el efecto es notorio y refleja de manera más clara la dinámica de la señal.

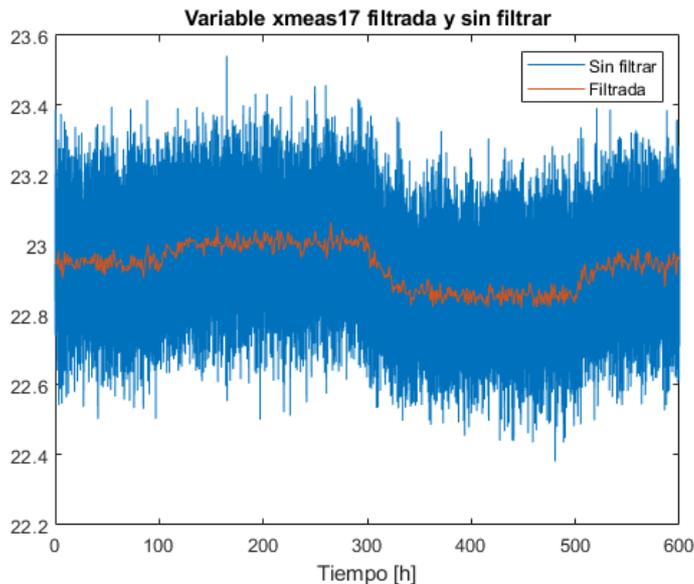


Figura 21. Efecto del filtrado sobre variable continua

En la Figura 22 y Figura 23 se muestran los resultados del filtrado en los otros dos tipos de variables.

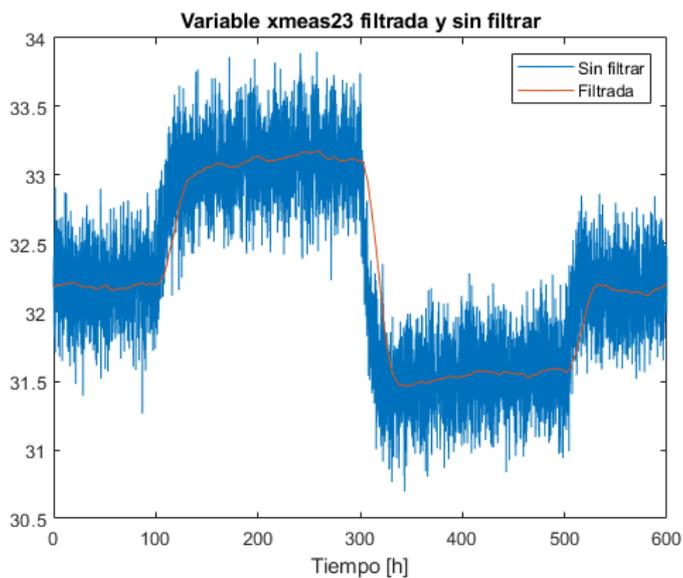


Figura 22. Efecto del filtrado en variable muestreada a 0.1 h

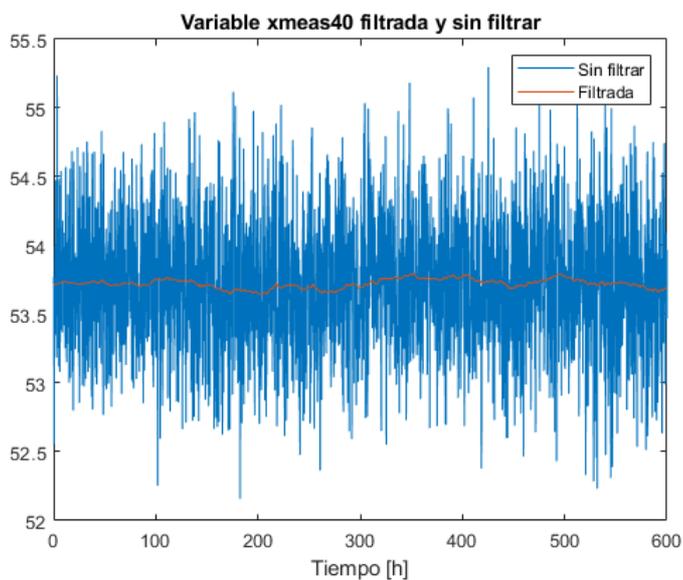


Figura 23. Efecto del filtrado en variable muestreada a 0.25 h

Como se puede ver en la Figura 19, las señales del sistema pasan por un bloque de filtrado, cuyo detalle se muestra en la Figura 24. Se usan tres filtros de la media distintos para cada tipo de medida dependiendo de su tiempo de muestreo.

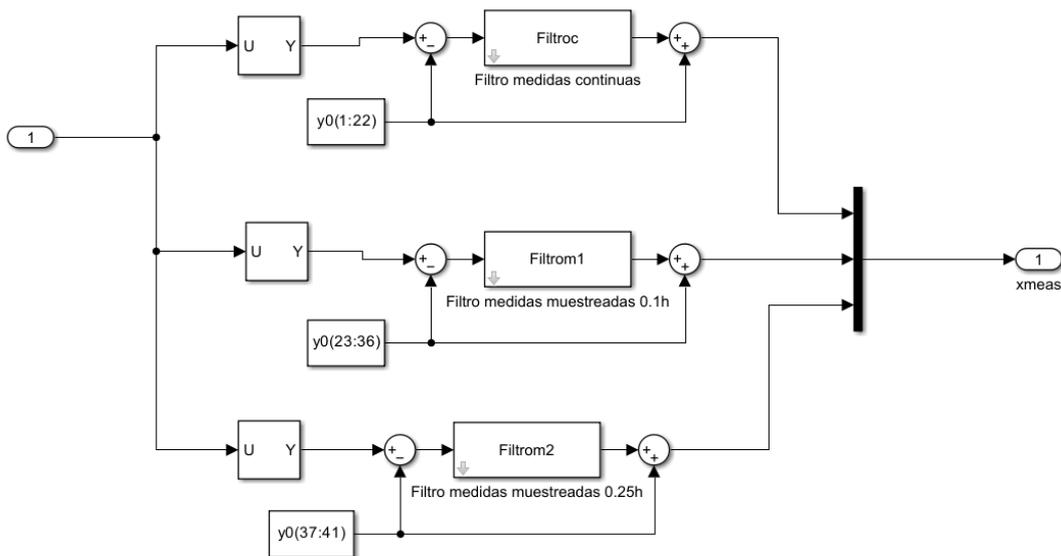


Figura 24. Detalle del bloque de filtrado

En el siguiente código se programan dichos filtros como matrices de funciones de transferencia discretas. Debido a la alta carga de computación que suponía aplicar el filtro a las 22 señales continuas, se decide filtrar únicamente la señales 2, 3 y 17 por ser las más ruidosas.

```
% Medidas continuas (1:22)
```

```
nfc=30;
Tmfc=0.01;
```

```
tf_Filtroc=tf(1/nfc*ones(1,nfc),[1,zeros(1,nfc-1)],Tmfc);
Filtroc=tf(1,1,Tmfc)*eye(22);
Filtroc(2,2)=tf_Filtroc;
Filtroc(3,3)=tf_Filtroc;
Filtroc(17,17)=tf_Filtroc;
```

```
% Medidas muestreadas a 0.1 h (23:36)
```

```
nfm1=220;
Tmfm1=0.1;
```

```
Filtrom1=tf(1/nfm1*ones(1,nfm1),[1,zeros(1,nfm1-1)],Tmfm1)*eye(14);
```

```
% Medidas muestreadas a 0.25 h (37:41)
```

```
nfm2=180;
Tmfm2=0.25;
```

```
Filtrom2=tf(1/nfm2*ones(1,nfm2),[1,zeros(1,nfm2-1)],Tmfm2)*eye(5);
```

3.2. Identificación

Para identificar el sistema se hace uso de la herramienta System Identification Toolbox de MATLAB. Este toolbox permite obtener diferentes modelos a partir de las entradas y salidas de un sistema. Así, se obtendrán

modelos de los 30 subsistemas con funciones de transferencia. Si es posible se usarán funciones de transferencia de segundo orden. En los casos en los que las respuestas presenten dinámicas integradoras que no puedan ser bien capturadas por el toolbox se hará uso de funciones de transferencia de primer orden. En todos los casos se usará el modelo de función de transferencia para la identificación.

Los ensayos realizados sobre la planta consisten en tres escalones en torno al punto de funcionamiento de cada entrada de la forma que se muestra en la Figura 25, manteniendo el resto de las entradas igualmente en el punto de funcionamiento.

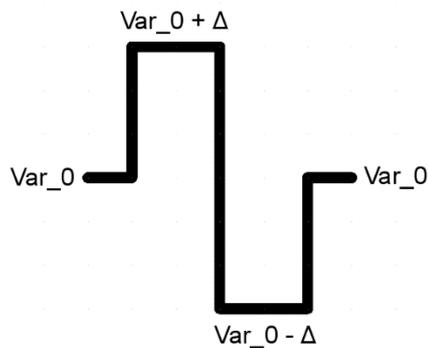


Figura 25. Escalones en las entradas para identificación

De esta manera, teniendo definidas las variables delta1, delta2, delta3, delta4, delta5 y delta6 y los puntos de funcionamiento de las entradas r1_0, r2_0, r3_0, r4_0, xmeas7_0 y xmeas9_0, se construyen los ensayos. Estos se hacen para cada MV por separado, manteniendo las entradas en el punto de funcionamiento, excepto sobre la que se dan los escalones con la siguiente secuencia: un escalón positivo de una magnitud definida (delta), otro negativo del doble de magnitud y misma duración, y retorno al punto de operación.

Los escalones se dan en los siguientes instantes de tiempo:

- Ascendente: incremento de delta en $t=100$ h
- Descendente: decremento de $-2*\text{delta}$ en $t=300$ h
- Ascendente: incremento de delta en $t=500$ h

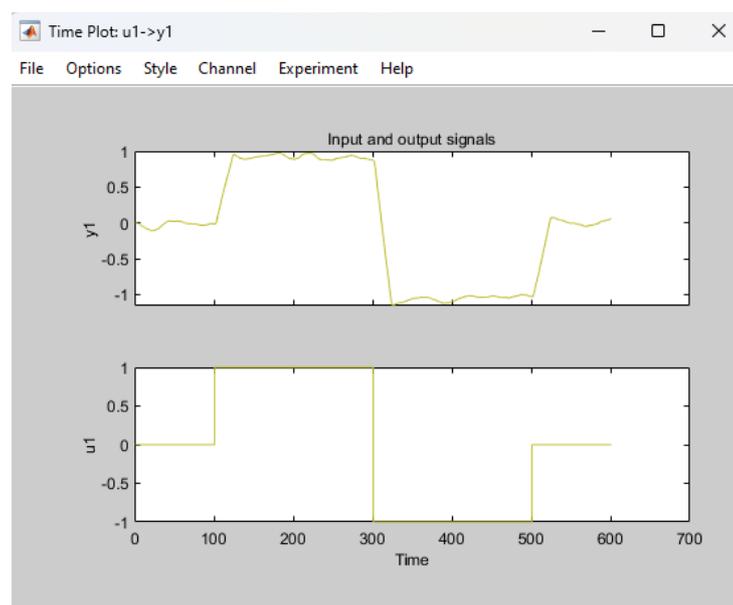


Figura 26. Ejemplo de datos de identificación

En la Figura 26 se muestra un ejemplo de los datos que se cargan en la herramienta de identificación. En este caso se trata de los cambios en CV4 al manipular MV6. Como se puede ver, los datos son introducidos restando el punto de funcionamiento y centrados en cero.

Con estos datos se estima el modelo de este subsistema como función de transferencia de segundo orden con dos polos y un cero. En la Figura 27 se muestra una comparación entre la salida del sistema real y el modelo estimado.

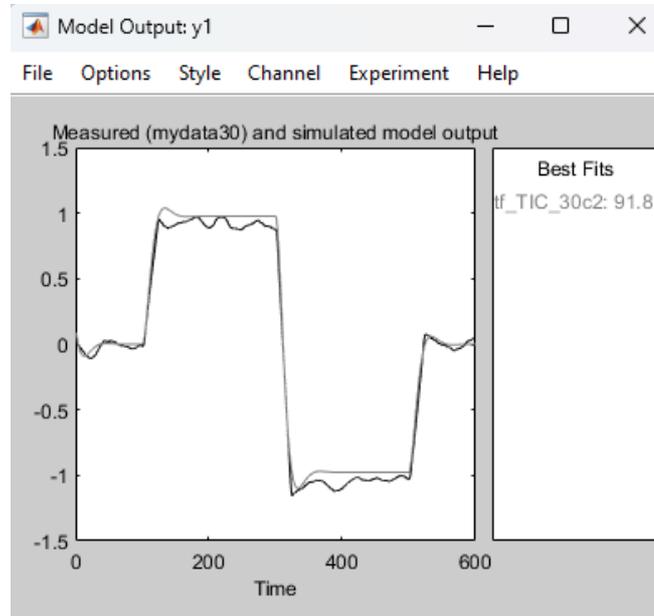


Figura 27. Respuesta del sistema y del modelo

Cabe destacar que los datos usados para la identificación están muestreados con $T=1$ h, diferente del tiempo de guardado general de los datos de simulación ($T_{s_save}=0.01$ h). Al hacer esto se están filtrando de nuevo en cierto modo las señales, lo que ayuda a la identificación.

En la Figura 28 se observa que el efecto de MV4 sobre CV5 es mínimo. Por ello se considera que la correspondiente función de transferencia es nula. Lo mismo ocurre con MV1, MV4 y MV6.

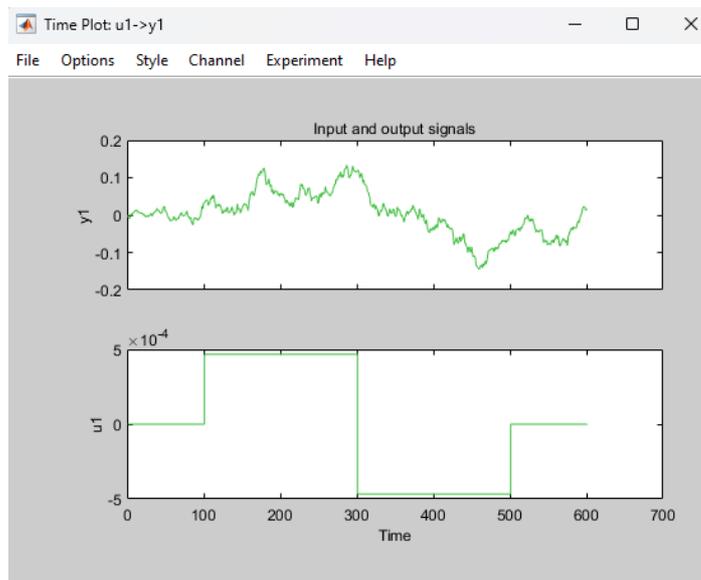


Figura 28. Efecto de MV4 sobre CV5

Una vez se tienen modelados los 30 subsistemas se construye la matriz de funciones de transferencia T de dimensiones 5x6.

En el siguiente código se presenta el modelo lineal completo:

```
% MV1. A feed
T(1,1)=tf([56.74],[1 0.07555]);
T(2,1)=tf([-295.4 86.46],[1 0.1712 0.01112]);
T(3,1)=tf([46.37 -33.01],[1 0.09732 0.01002]);
T(4,1)=tf([-46.69 6.221],[1 0.05922 0.00233]);
T(5,1)=0;

% MV2. D feed
T(1,2)=tf([0.08854 0.003273],[1 0.1673 0.01971]);
T(2,2)=tf(-0.112,[1 0.07918]);
T(3,2)=tf([-0.01652 0.02549],[1 0.1312 0.009379]);
T(4,2)=tf([-0.123 0.04668],[1 0.1427 0.008415]);
T(5,2)=tf([0.002206 0.001948],[1 0.0798 0.004013]);

% MV3. E feed
T(1,3)=tf([0.05444 0.002546],[1 0.1496 0.01794]);
T(2,3)=tf([0.006999 -0.009725],[1 0.1245 0.009184]);
T(3,3)=tf([-0.02642 0.02346],[1 0.1497 0.01025]);
T(4,3)=tf([-0.1051 0.02616],[1 0.1347 0.007771]);
T(5,3)=tf([0.004614 -0.00191],[1 0.07938 0.003379]);

% MV4. C feed
T(1,4)=tf([4.529],[1 0.04441]);
T(2,4)=tf([-24.1 9.566],[1 0.1183 0.009992]);
T(3,4)=tf([23.79 -17.2],[1 0.1205 0.008313]);
T(4,4)=tf([88.21 -32.26],[1 0.1382 0.007675]);
T(5,4)=0;

% MV5. Reactor pressure
T(1,5)=tf([0.0013],[1 0.9108]);
T(2,5)=tf([0.000246 3.385e-6],[1 0.1045 0.006302]);
T(3,5)=tf([9.693e-5 -0.0001853],[1 0.164 0.01805]);
T(4,5)=tf([-0.000456 0.0004268],[1 0.1885 0.01472]);
T(5,5)=tf([-0.0001391],[1 0.07117]);

% MV6. Reactor temperature
T(1,6)=tf([0.1381 0.01063],[1 0.4811 0.1803]);
T(2,6)=tf([0.009545 -0.003373],[1 0.1822 0.01152]);
T(3,6)=tf([0.001154 -0.007531],[1 0.2039 0.01995]);
T(4,6)=tf([0.005817 0.0153],[1 0.1655 0.01566]);
T(5,6)=0;
```

Este modelo de la planta con funciones de transferencia es necesario discretizarlo y pasarlo a representación en espacio de estados. El tiempo de discretización elegido es de 0.17 horas, tiempo que se indica en el documento de Siemens y que se considera que captura bien la dinámica de las señales más rápidas del sistema.

Para discretizar el modelo en Matlab se hace uso del comando *c2d*, que tiene como argumentos de entrada el sistema a discretizar y el tiempo de muestreo. Para convertirlo a espacio de estados se usa el comando *ss*, que tiene como entrada el sistema dinámico que se quiere convertir. Con el comando *ssdata* se obtienen las matrices A, B, C y D, útiles para la construcción del esquema del observador en Simulink.

```
t_disc=0.17; % tiempo de discretización. Mismo que el de Siemens
T_d=c2d(T,t_disc);
sys_d=ss(T_d);
```

```
[A,B,C,D]=ssdata(sys_d); % sistema discretizado
```

3.3. Validación del modelo

Para validar el modelo identificado se realizan ensayos aplicando una serie de escalones sobre las entradas en torno al punto de funcionamiento. Estos escalones son de magnitudes similares, ya que cambios en las entradas demasiado grandes rompen la estequiometría del proceso y este se hace inestable. En concreto, los ensayos se realizaron con las siguientes variaciones en torno al punto de funcionamiento, en los instantes 100, 300 y 500 h:

- MV1: δ_1 , $-\delta_1$, $-\delta_1$
- MV2: δ_2 , $-\delta_2$, $-\delta_2$
- MV3: δ_3 , $-3\delta_3$, $-\delta_3$
- MV4: δ_4 , $-\delta_4$, $2\delta_4$
- MV5: δ_5 , $-\delta_5$, $2\delta_5$
- MV6: δ_6 , $-\delta_6$, $2\delta_6$

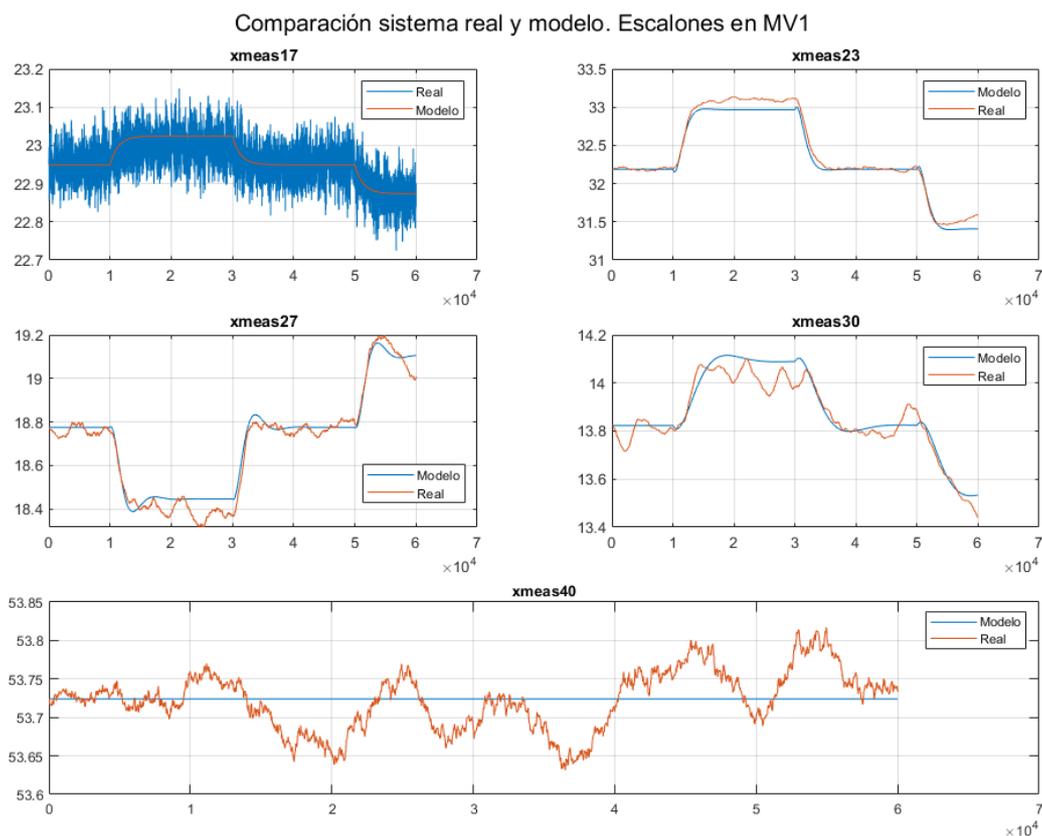


Figura 29. Validación de modelo ante escalón en MV1

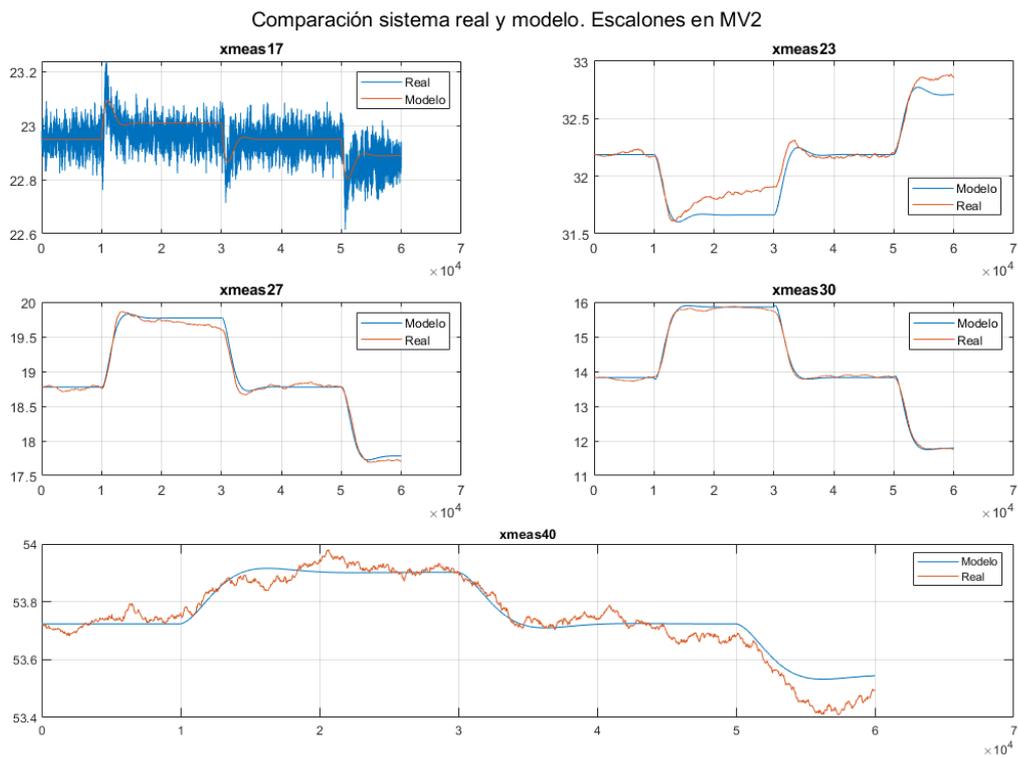


Figura 30. Validación de modelo ante escalón en MV2

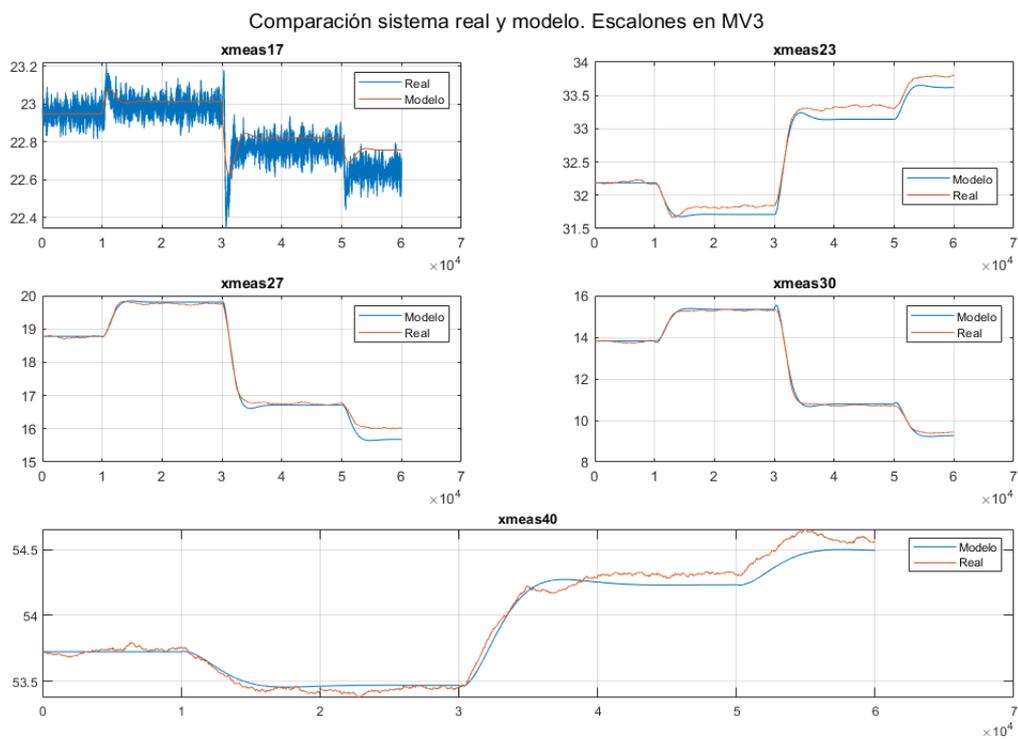


Figura 31. Validación de modelo ante escalón en MV3

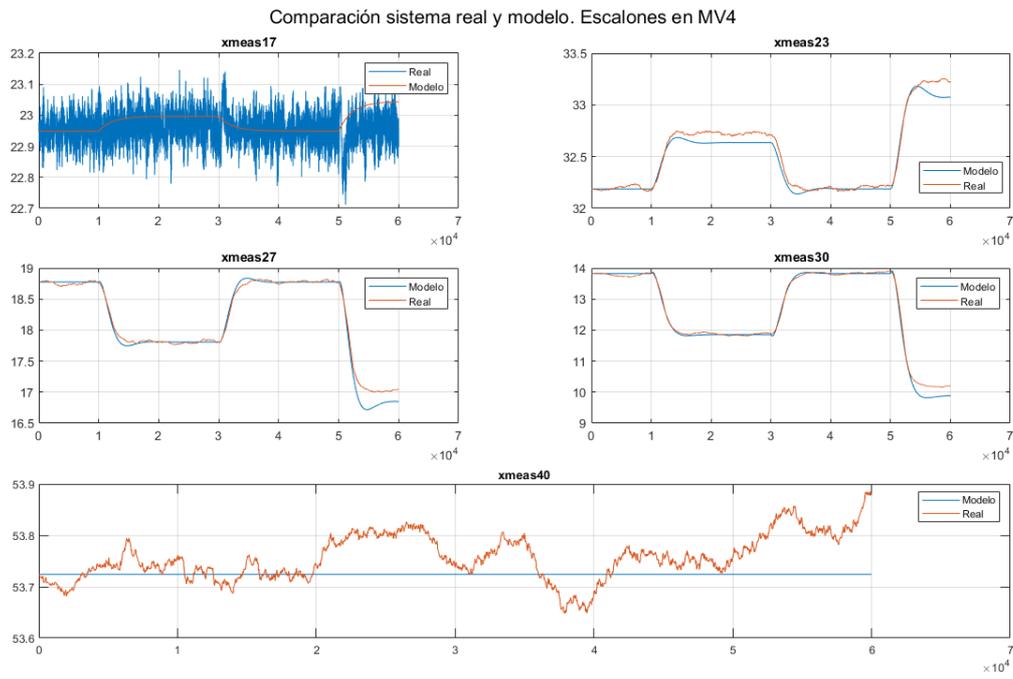


Figura 32. Validación de modelo ante escalón en MV4

4 LQR CON SEGUIMIENTO DE REFERENCIA

El control LQR es una técnica de control avanzado sencilla y muy potente. Antes de implementar un control predictivo sobre la planta, es conveniente probar un control LQR con el fin de validar su buen comportamiento y ajustar las matrices de coste.

4.1. Control LQR

El control LQR (Linear Quadratic Regulator) es una técnica de control óptimo empleada en sistemas dinámicos lineales.

Dado un sistema en representación en espacio de estados de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}x_{k+1} &= Ax_k + Bu_k \\ y_k &= Cx_k\end{aligned}$$

el control LQR se basa en la obtención de una ganancia que minimice una función de costo entre el esfuerzo de control y el desempeño del sistema:

$$J = \sum_0^{\infty} x_k^T Q x_k + u_k^T R u_k$$

donde x y u son los vectores de estados y de entradas del sistema respectivamente, y Q y R son matrices simétricas y semidefinidas positivas que penalizan el estado y la acción de control.

Para una mejor interpretación de las ponderaciones, se puede sustituir $x_k^T Q x_k$ por $y_k^T Q_y y_k$, y Q por $C^T Q_y C$. De esta manera estamos penalizando directamente sobre las salidas y no sobre los estados.

El coste óptimo tiene la forma cuadrática $J^*(x) = x^T P x$, donde P es una matriz simétrica y definida positiva, que se obtiene de resolver la ecuación de Riccati algebraica:

$$A^T P + P A - P B R^{-1} B^T P + Q = 0$$

La ganancia K se obtiene de:

$$K = R^{-1} B^T P$$

Finalmente, la ley de control que minimiza la función de costo J y estabiliza el sistema es:

$$u_k = -K x_k$$

En Matlab existe el comando `dlqr` para calcular directamente la matriz de ganancias K de manera que el sistema realimentado minimice la función de costo, con argumentos de entrada las matrices A , B (sistema lineal), Q y R (matrices de ponderación para la función de costo).

4.2. Observador de Luenberger

Dado que los estados del sistema no son medibles, se utiliza un observador de Luenberger para estimarlos a partir de las entradas y salidas del sistema.

Partiendo de un sistema en espacio de estados de la forma:

$$\begin{aligned}x_{k+1} &= Ax_k + Bu_k \\y_k &= Cx_k\end{aligned}$$

El observador proporciona una estimación \hat{x}_k del estado x_k real del sistema mediante:

$$\hat{x}_{k+1} = A\hat{x}_k + Bu_k + L(y_k - \hat{y}_k)$$

siendo \hat{y}_k la estimación de la salida calculada como $\hat{y}_k = C\hat{x}_k$, y L la ganancia del observador. El error de estimación en las salidas es utilizado para corregir la estimación de los estados en función del valor de la ganancia L .

El diseño de esta matriz L se hace por colocación de polos, de manera que el error converja rápidamente a cero. Para obtener esta matriz, de nuevo se hace uso del comando `dlqr` de Matlab.

Definiendo el error de estimación como $e_k = \hat{x}_k - x_k$ y sustituyendo con la ecuación del observador llegamos a que la dinámica del error es:

$$e_{k+1} = (A + LC)e_k$$

Teniendo esto y sabiendo que los problemas de control y observación son duales, podemos obtener la ganancia del observador L usando `dlqr(A', C', Q, R)`, siendo A' y C' el nuevo sistema traspuesto. Q y R tienen otro sentido al usar esta técnica para el diseño de un observador:

- La matriz Q penaliza los errores en la estimación del estado. Esto significa que, a una Q mayor, el observador corregirá más agresivamente los errores en los estados.
- La matriz R se asocia a la corrección basada en la diferencia entre la salida medida y la salida estimada.

4.3. Seguimiento de referencia

Tal como se ha planteado el control LQR, este solo es capaz de llevar los estados al origen. Para que el sistema siga una referencia dada es necesario resolver el problema para ese punto de equilibrio.

Partimos de la representación en espacio de estados, en la que D es nula:

$$\begin{aligned}x_{k+1} &= Ax_k + Bu_k \\y_k &= Cx_k\end{aligned}$$

Representado esto de forma matricial para un punto de equilibrio correspondiente a la referencia tenemos:

$$\begin{bmatrix} A - I & B \\ C & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_r \\ u_r \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ r \end{bmatrix}$$

Siendo el par (x_r, u_r) el punto de equilibrio. De esta forma la ley de control debe ser:

$$u_k = K(\hat{x}_k - x_r) + u_r = K\hat{x}_k + Mr_k$$

siendo $M = [-K \quad I] N$, y N la matriz que multiplicada por el vector de referencias da como resultado el par de equilibrio.

$$\begin{bmatrix} x_r \\ u_r \end{bmatrix} = N r$$

Con todo esto el esquema de control completo correspondería con el de la Figura 33.

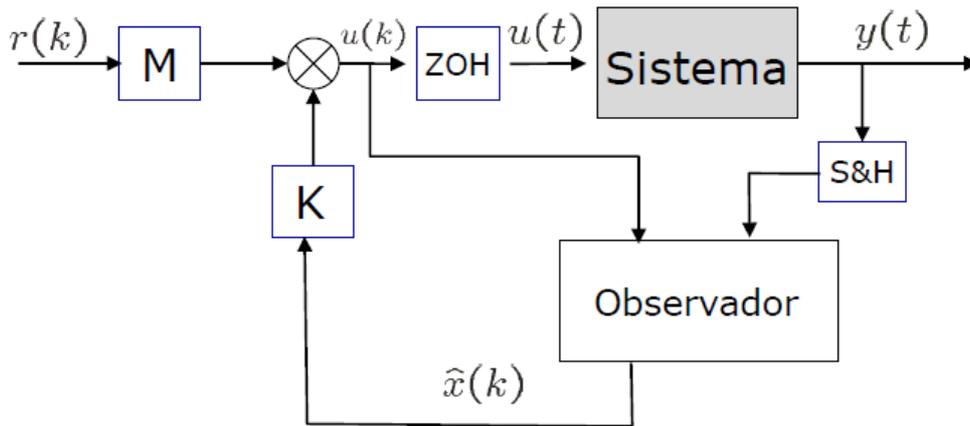


Figura 33. Esquema de control con seguimiento de referencia

4.4. Implementación del controlador

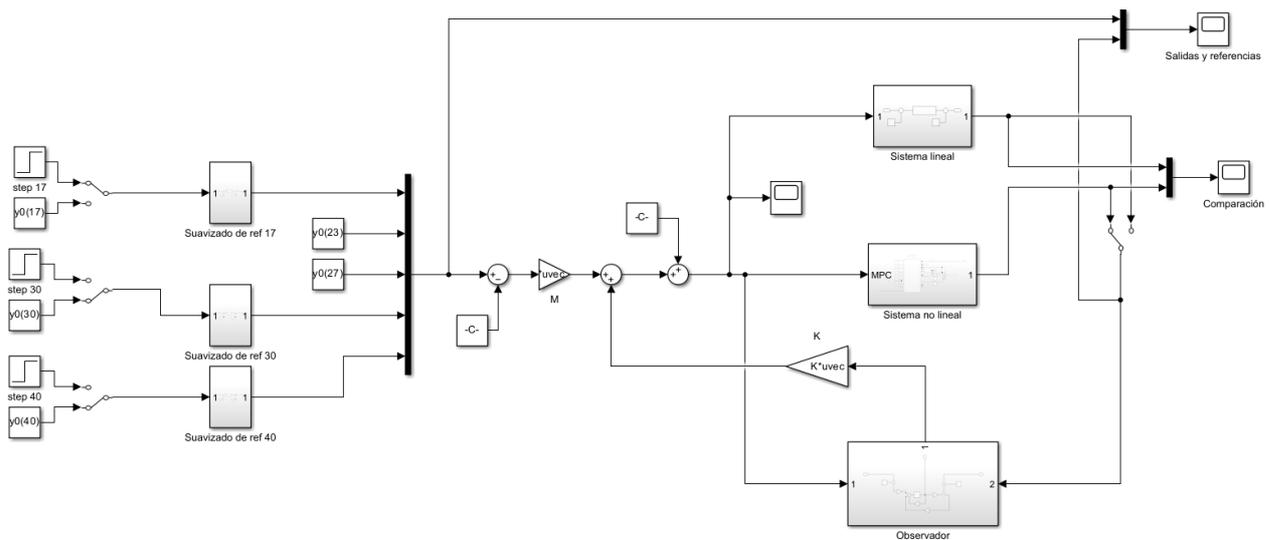


Figura 34. Control LQR con seguimiento de referencia

En la Figura 34 se muestra el primer esquema que se propone para el control de la planta. De izquierda a derecha y de arriba abajo se tiene:

- **Setpoints de las variables controladas y suavizado de referencias**

Haciendo uso de los selectores se pueden cambiar las referencias de las variables controladas, ya sea al punto de operación o al valor que se indica en el artículo original de Downs y Vogel (Figura 17).

Para evitar acciones de control bruscas sobre la planta se implementan estos suavizados de referencias, que son filtros de primer orden con una constante de tiempo de 5 horas, varias veces menor que la de las variables controladas.

- **Seguimiento de referencias**

Con la matriz M de dimensiones 6x5 (número de entradas, número de salidas) calculada según se explica en el apartado 4.3 se puede llevar al sistema a pares de equilibrio distintos del origen.

- **Sistema lineal y planta real**

Tanto el sistema real como el identificado se encuentran en paralelo para comprobar las discrepancias que existen entre ellos cuando son controlados. Con el selector de la derecha se puede elegir si realimentar con el sistema real o el identificado.

- **Observador y ganancia LQR**

La estimación de los estados está calculada matricialmente con la expresión que se indica en el apartado 4.2. Nótese que, al hacerse estas operaciones con variables incrementales, los puntos de funcionamiento están restados a las entradas y salidas que usa el observador.

Las estimaciones del observador son multiplicadas por la matriz de ganancias K y realimentadas.

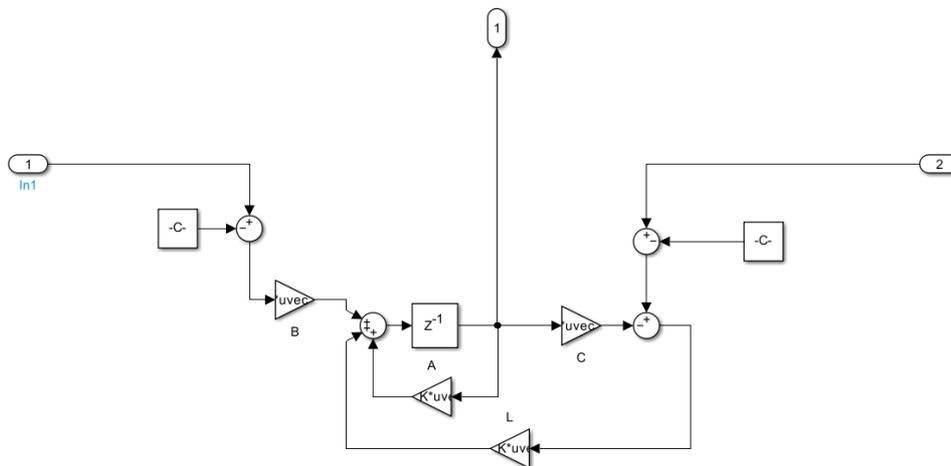


Figura 35. Detalle de observador de Luenberger

4.4.1. Código

```

%% Control LQR con seguimiento de referencia
t_disc=0.17; % tiempo de discretización. Mismo que el de Siemens
T_d=c2d(T,t_disc);
sys_d=ss(T_d);
[A,B,C,D]=ssdata(sys_d); % sistema discretizado
nx=size(A,1); % número de estados
nu=6; ny=5;

% Ponderaciones del controlador
Qy=diag([4,1,1,1,2]);
R=diag([1/r1_0 1/r2_0 1/r3_0 1/r4_0 1/xmeas7_0 1/xmeas9_0].^2);

K=-dlqr(A,B,1*(C'*Qy*C),1e7*R); % ganancia controlador lqr
L=dlqr(A',C',1*eye(nx),1*eye(ny));
L=L'; % ganancia observador luenberger

N=[A-eye(nx),B;C,D] \ [zeros(nx,ny);eye(ny)];
M=[-K,eye(nu)]*N; % ganancia de seguimiento

```

En cuanto a las ponderaciones para el funcional de coste, se elige R como la inversa al cuadrado de los puntos de operación. Esta práctica es habitual al diseñar un control LQR ya que en mayor o menor medida normaliza la penalización de las acciones de control dependiendo de la magnitud de los puntos de operación de las mismas.

Posteriormente, R es multiplicada por un factor mayor debido a que sin él las acciones de control siguen siendo bruscas y desestabilizan el sistema. Este factor es ajustado tras probar diferentes valores y conseguir el comportamiento deseado.

Si se introduce como argumento de entrada Q premultiplicada y multiplicada por C y su traspuesta como se indica en el código, se consigue una ponderación directamente sobre las salidas. Los valores de ponderación se eligieron siguiendo el ejemplo de Siemens, que propone (4,1,1,1,2).

4.4.2. Pruebas del control sobre el sistema lineal

A continuación, se presentan los resultados de simular la planta con el control explicado sobre el sistema lineal identificado. Se realizó un ensayo en el que se dieron los tres escalones propuestos para los cambios de referencia.

En la Figura 36 podemos ver que, como cabe esperar, las salidas son llevadas a la referencia tras un transitorio en el que se reflejan la dinámica y el acoplamiento del sistema identificado.

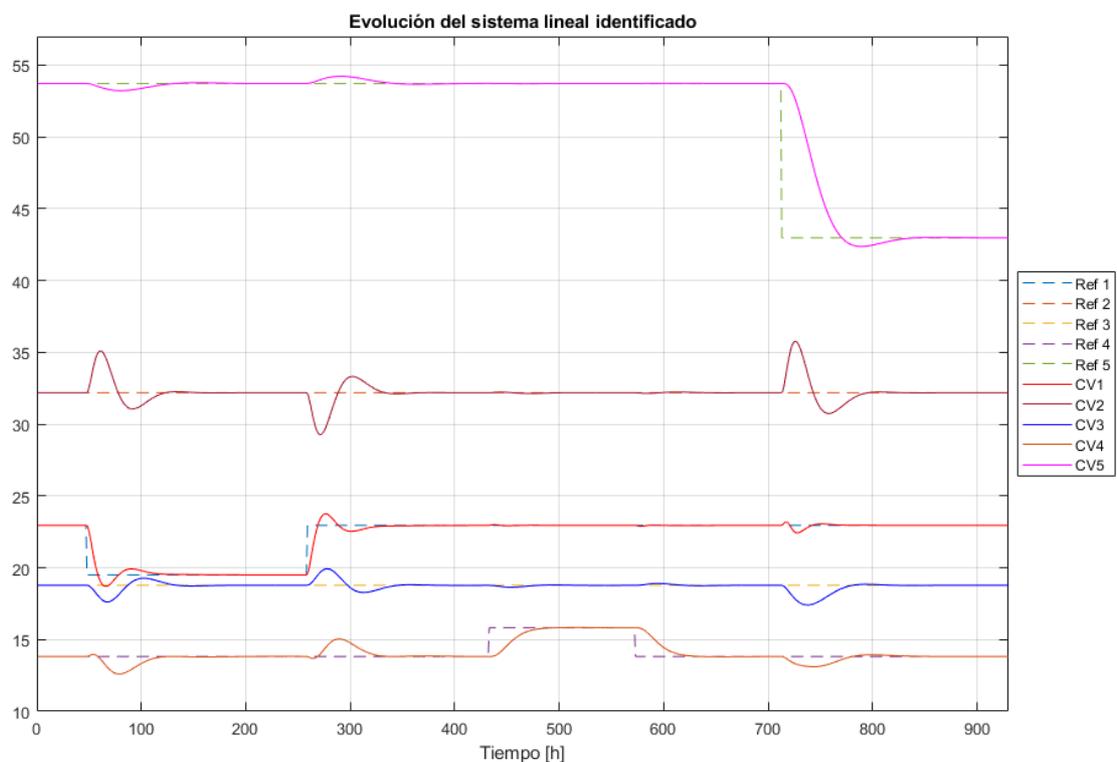


Figura 36. Evolución del sistema lineal. LQR básico

4.4.3. Pruebas del control sobre la planta real

A continuación, se presentan los mismos ensayos sobre el modelo de la planta real.

4.4.3.1. Cambio de referencia en el flujo de salida del stripper

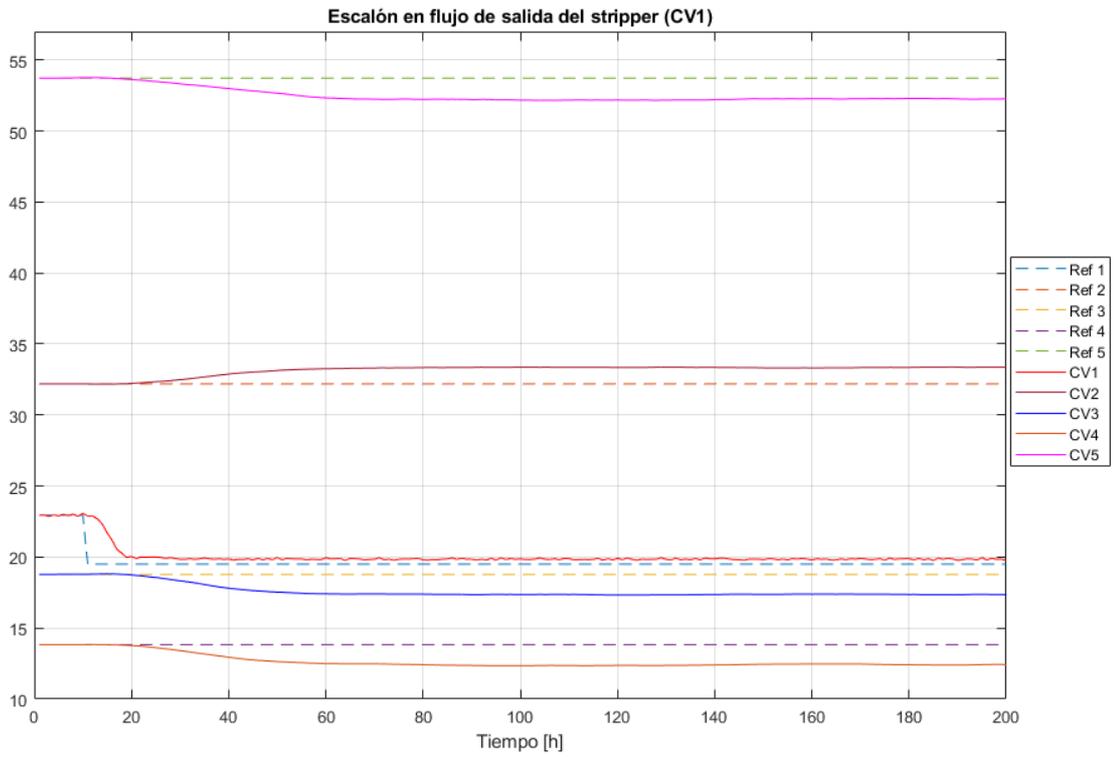


Figura 37. Escalón en flujo de salida del stripper

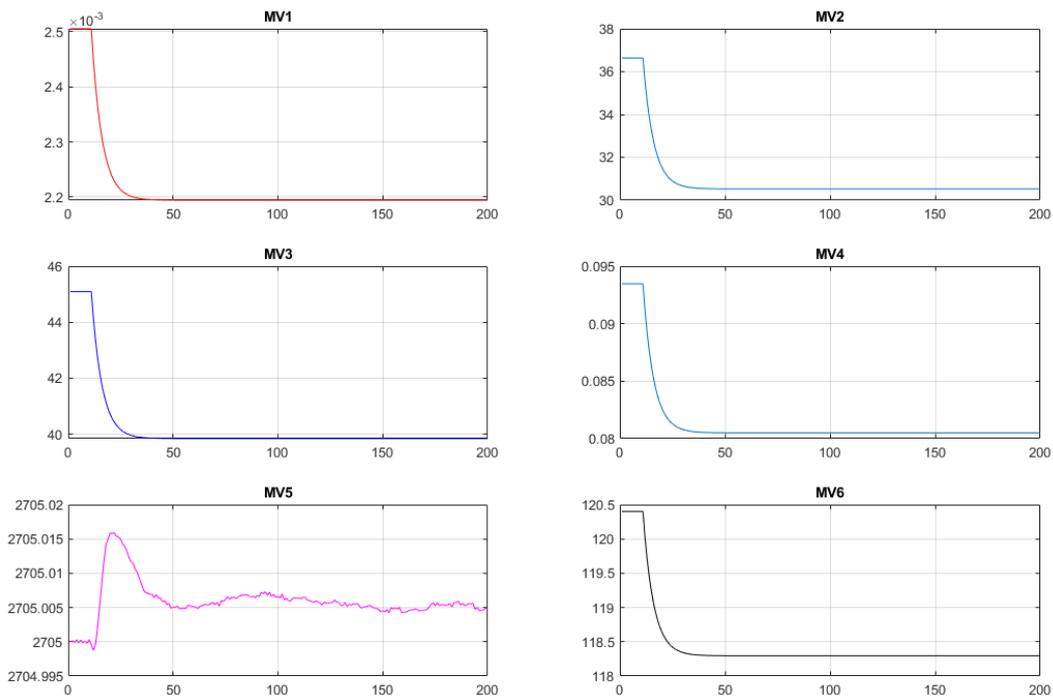


Figura 38. MVs escalón en flujo de salida del stripper

4.4.3.2. Cambio de referencia en la concentración de B en la purga

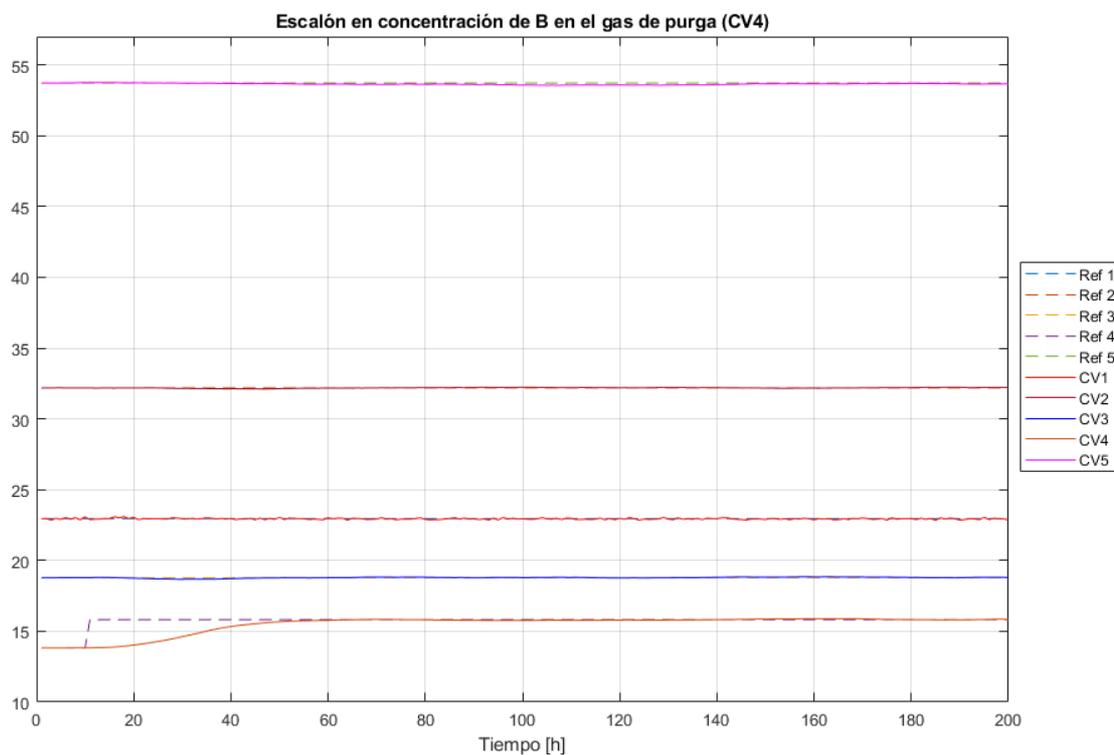


Figura 39. Escalón en concentración de B en la purga

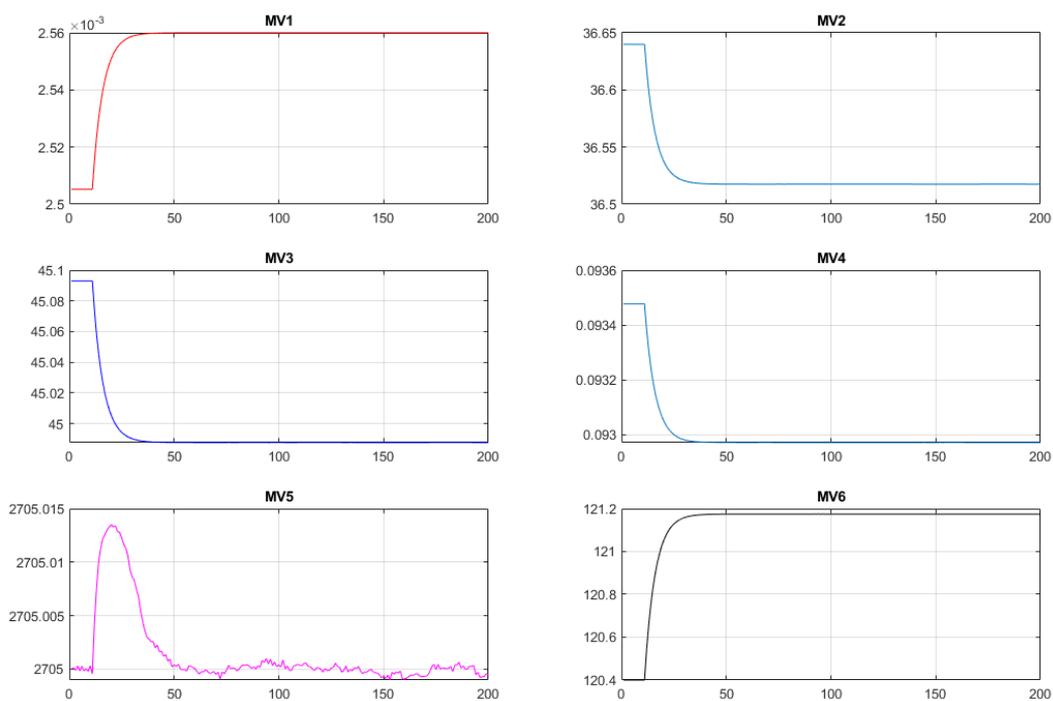


Figura 40. MVs escalón en concentración de B en la purga

4.4.3.3. Cambio de referencia en la concentración de G en la salida

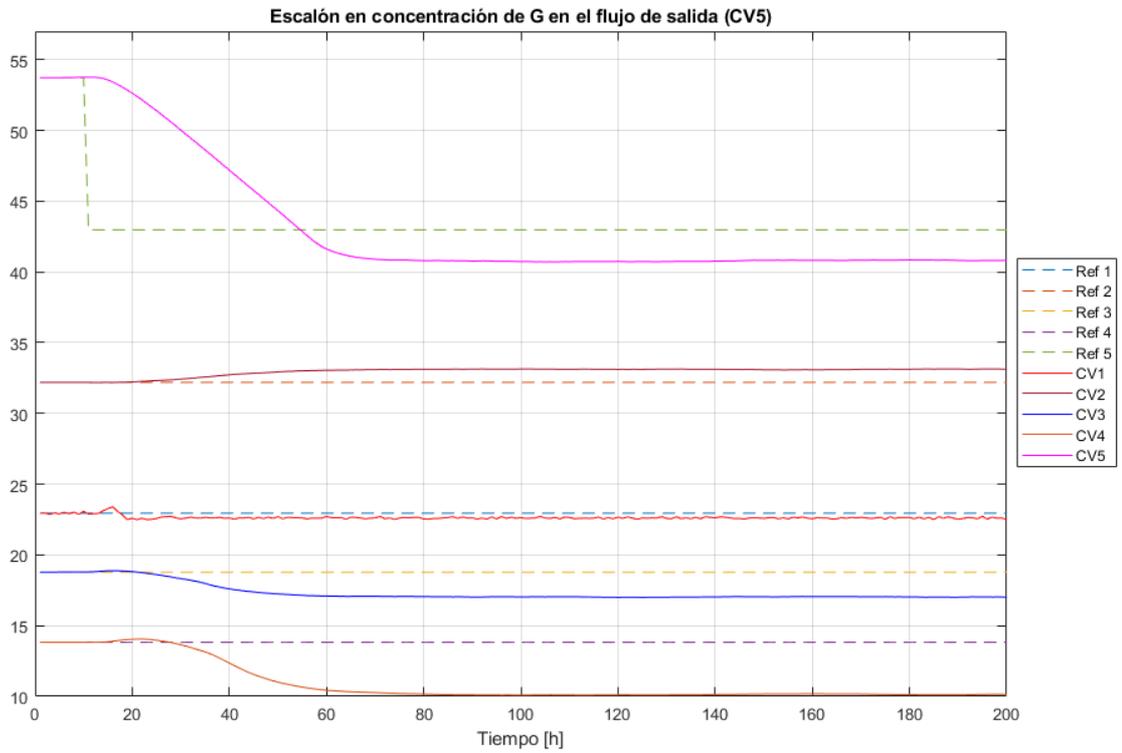


Figura 41. Escalón en concentración de G en el flujo de salida

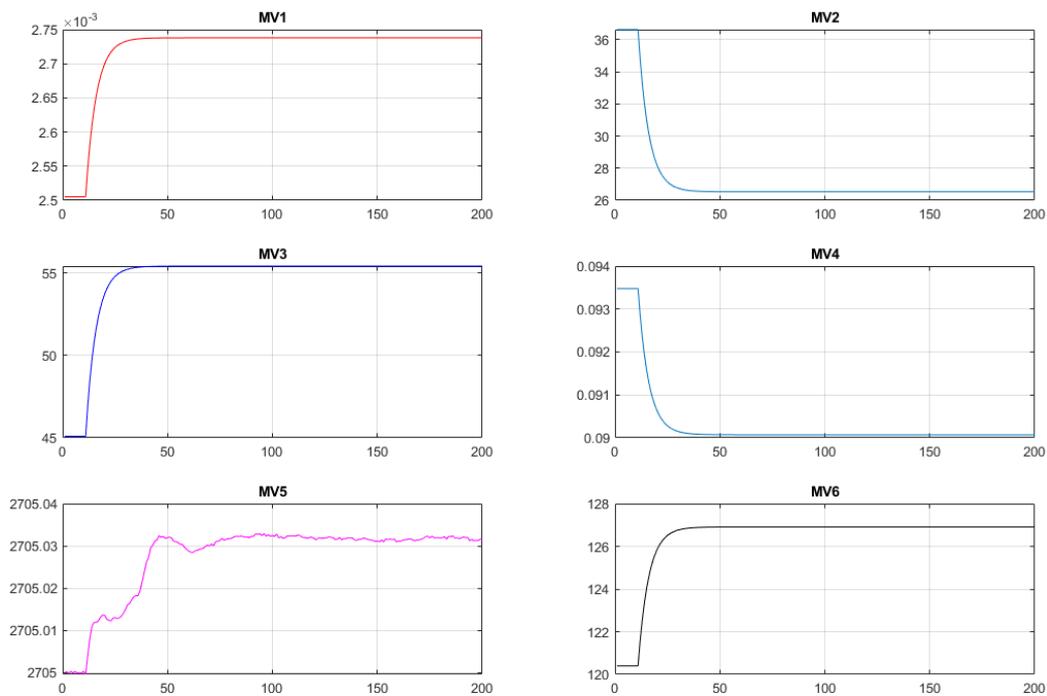


Figura 42. MVs escalón en concentración de G en el flujo de salida

En la Figura 37, Figura 39 y Figura 41 se muestra la evolución de la planta al aplicar los cambios de consigna. Podemos ver cómo el controlador intenta llevar las salidas a la referencia, pero existe un gran error en régimen permanente.

Comparando ambos ensayos podemos concluir que existen discrepancias entre el modelo y el sistema real debido a las no linealidades y el ruido que este presenta. En la Figura 39 se aprecia cómo existen variables que pueden ser controladas fácilmente sin afectar a las demás, cosa que no ocurre en la mayoría de los casos debido al alto grado de acoplamiento del sistema.

5 LQR CON ACCIÓN INTEGRAL

El control LQR antes visto no tiene en cuenta perturbaciones o errores en régimen permanente en las salidas. Para cancelar estos efectos se puede añadir un lazo compensatorio de acción integral, incluyendo la integral del error en el vector de estados para mejorar el desempeño del sistema.

5.1. Acción integral

El error se define como $e_k = r_k - Cx_k - d_k$, donde se asume que la referencia y la perturbación tienen un efecto similar sobre el error.

El modelo de referencias es $r_{k+1} - r_k = 0$, considerándose la referencia constante.

Definiendo el operador $\Delta(z) = 1 - z^{-1}$ se tiene:

$$\Delta x(k) = x(k) - x(k-1)$$

$$\Delta u(k) = u(k) - u(k-1)$$

$$\Delta y(k) = y(k) - y(k-1)$$

por lo que $\Delta e(k) = \Delta r(k) - \Delta y(k) = -\Delta y(k)$.

Por linealidad se puede expresar el sistema como:

$$\Delta x(k+1) = A\Delta x(k) + B\Delta u(k)$$

$$\Delta y(k) = C\Delta x(k)$$

y el error como:

$$e(k) = e(k-1) - C\Delta x(k)$$

El sistema aumentado queda:

$$\begin{bmatrix} \Delta x(k+1) \\ e(k) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} A & 0 \\ -C & I \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta x(k) \\ e(k-1) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} B \\ 0 \end{bmatrix} \Delta u(k)$$

De igual manera que se ha visto antes, se diseña un control LQR para este sistema de la siguiente forma:

$$\Delta u(k) = K_z \begin{bmatrix} \Delta x(k) \\ e(k-1) \end{bmatrix} = K_x \Delta x(k) + K_e e(k-1)$$

donde se separan la ganancia de realimentación de estados y de realimentación del error. Expresando esto en términos de transformada Z y reordenando se tiene:

$$\Delta(z)U(z) = K_x \Delta(z)X(z) + K_e z^{-1}E(z) \rightarrow U(z) = K_x X(z) + \frac{1}{\Delta(z)} K_e z^{-1}E(z)$$

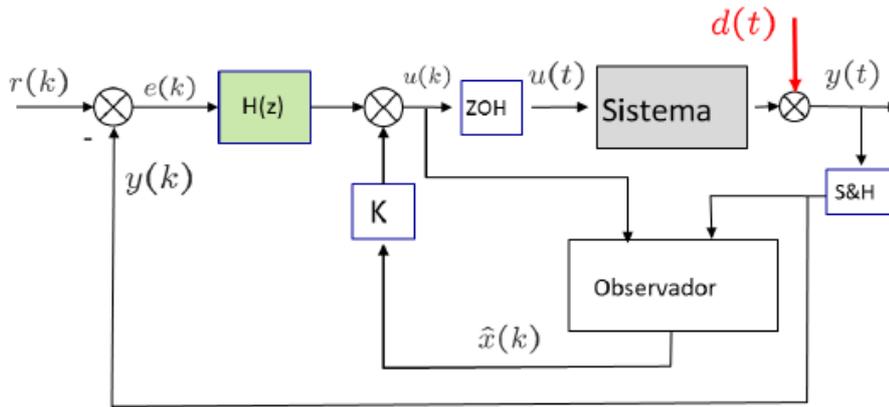


Figura 43. Esquema de lazo con compensación integral

En la Figura 43 se muestra el esquema de control, con $H(z) = \frac{1}{\Delta(z)} K_e z^{-1}$.

5.2. Implementación del controlador

Como se ha comentado en el apartado 5.1, añadir un lazo compensatorio de acción integral al control hace que se modifique la actuación en función de la integral del error entre la referencia y la salida. En la Figura 44 se muestra el esquema implementado en Simulink. En este caso la matriz M es sustituida por una realimentación del error y un bloque H con la función de transferencia $H(z)$.

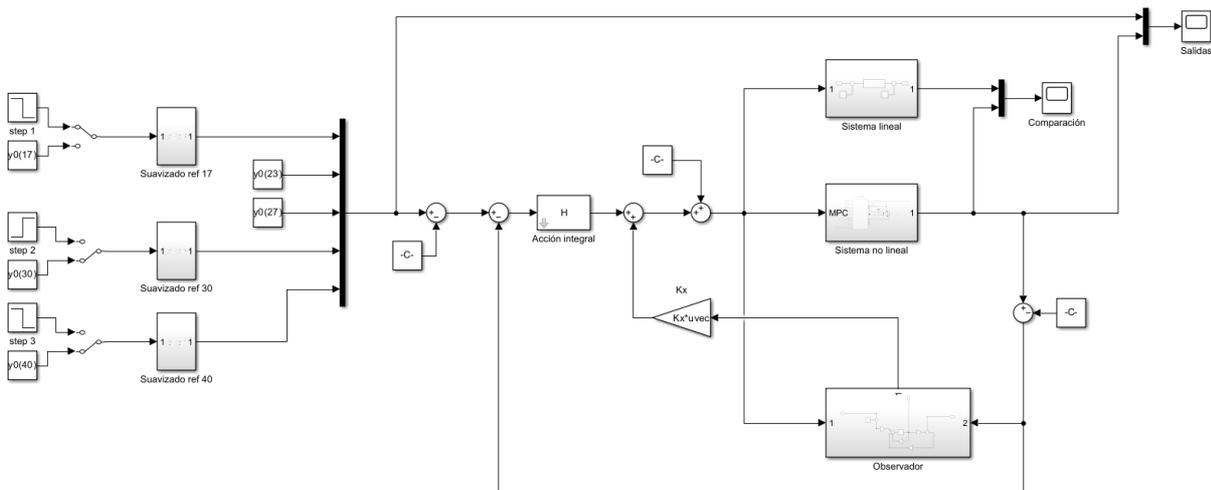


Figura 44. Control LQR con seguimiento de referencia y acción integral

5.2.1. Código

```
%% Controlador LQR con acción integral
t_disc=0.17; % tiempo de discretización. Mismo que el de Siemens
T_d=c2d(T,t_disc);
sys_d=ss(T_d);
[A,B,C,D]=ssdata(sys_d); % sistema discretizado
nx=size(A,1);
nu=6; ny=5;

% Observador
L=d1qr(A',C',1*eye(nx),1*eye(ny));
L=L'; % ganancia observador luenberger
```

```

% Sistema ampliado
Az=[A,zeros(nx,ny);-C,eye(ny)];
Bz=[B;zeros(ny,nu)];

% Controlador
R=diag([1/r1_0 1/r2_0 1/r3_0 1/r4_0 1/xmeas7_0 1/xmeas9_0].^2);
R=R*diag([1e-1 1e1 1e0 1e0 1e0 1e0]);
q=[4 1 1 1 2];
Q=diag([1*ones(1,length(A)) q]);
Kz=-dlqr(Az,Bz,Q,1e7*R);
Kx=Kz(:,1:length(A)); Ke=Kz(:,length(A)+1:length(Az));

% Acción integral
H=tf([1],[1 -1],t_disc)*eye(6)*Ke;

```

Al cambiar el esquema, el controlador tiene unas ponderaciones distintas a las del apartado anterior. En concreto se reajustó la matriz R penalizando más la segunda MV y menos la primera. Nótese que la ganancia del controlador es separada en K_x y K_e .

La matriz H está definida como una matriz diagonal de funciones de transferencia discretas de la forma $\frac{1}{z-1}$ y multiplicada por la ganancia K_e .

5.2.2. Pruebas del control sobre el sistema lineal

En la Figura 45 se presenta el mismo ensayo que en el capítulo anterior, dando los tres cambios de referencia. Como se puede ver, los resultados son bastante peores. La CV4 presenta un comportamiento aceptable, pero la CV1 y CV5 tardan demasiado en alcanzar la referencia.

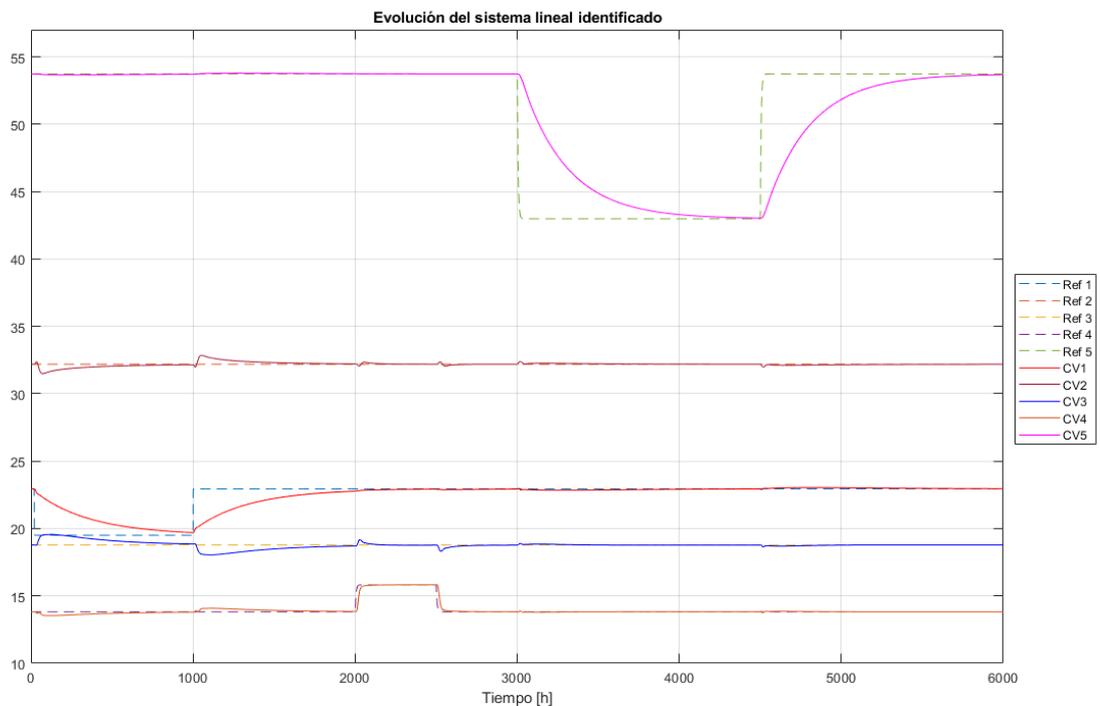


Figura 45. Evolución del sistema lineal. Acción integral

En la Figura 46 se presenta un ensayo de rechazo a perturbaciones. Las perturbaciones consideradas son introducidas en forma de escalón en las variables e instantes que se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 8. Perturbaciones del sistema lineal con acción integral

| Variable | Tiempo [h] | Magnitud |
|----------|------------|----------|
| CV1 | 300 | 1 |
| CV4 | 20 | -2 |
| CV5 | 200 | -1 |

Se puede ver que el rechazo de las perturbaciones en CV1 y CV5 es de nuevo bastante peor que en CV4. La respuesta de CV4 está siendo aceptable en todos los ensayos, por lo que se puede deducir que su modelo es mejor. Se puede concluir que este esquema con acción integral no es una buena solución, pues para las salidas que pueden estar peor modeladas la respuesta es mala incluso en el control del sistema lineal.

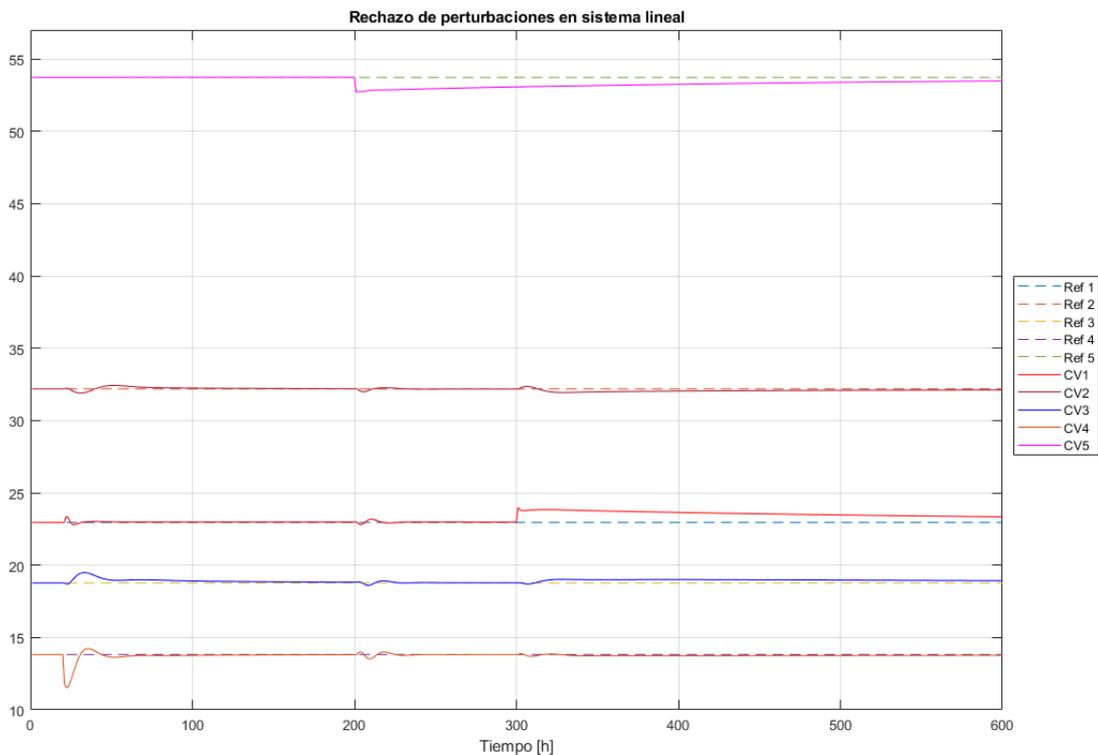


Figura 46. Rechazo de perturbaciones en el sistema lineal. Acción integral

5.2.3. Pruebas del control sobre la planta real

5.2.3.1. Cambio de referencia en el flujo de salida del stripper

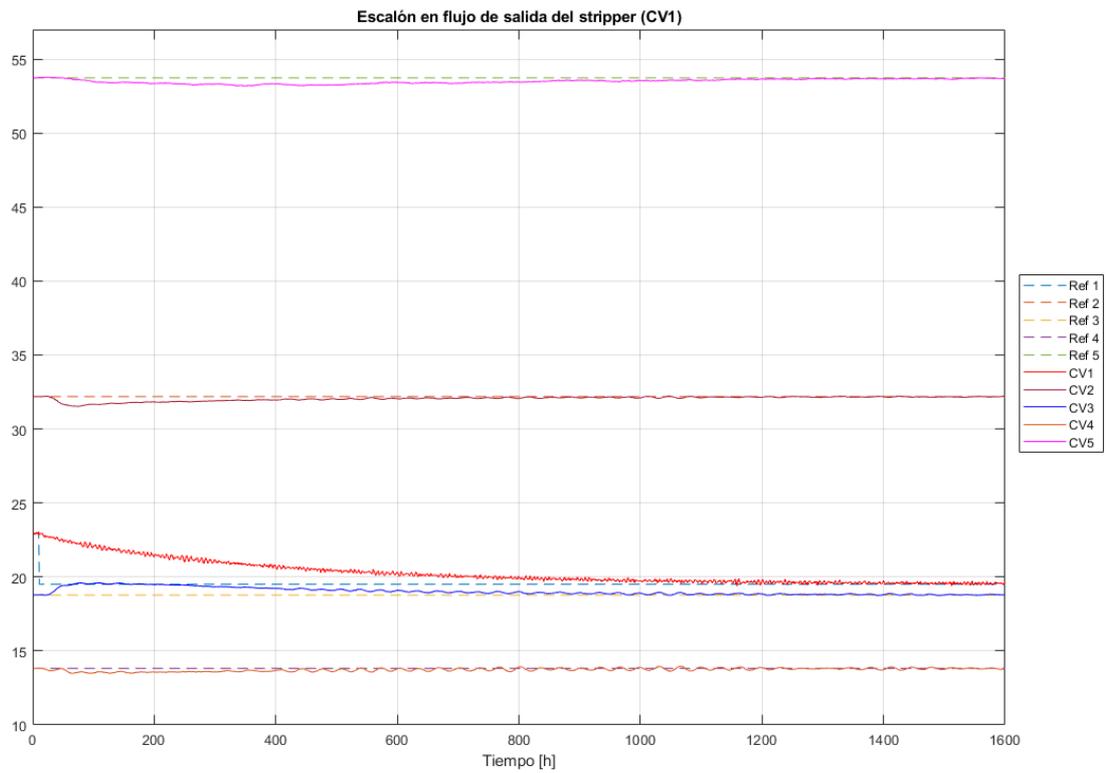


Figura 47. Escalón en flujo de salida del stripper. Acción integral

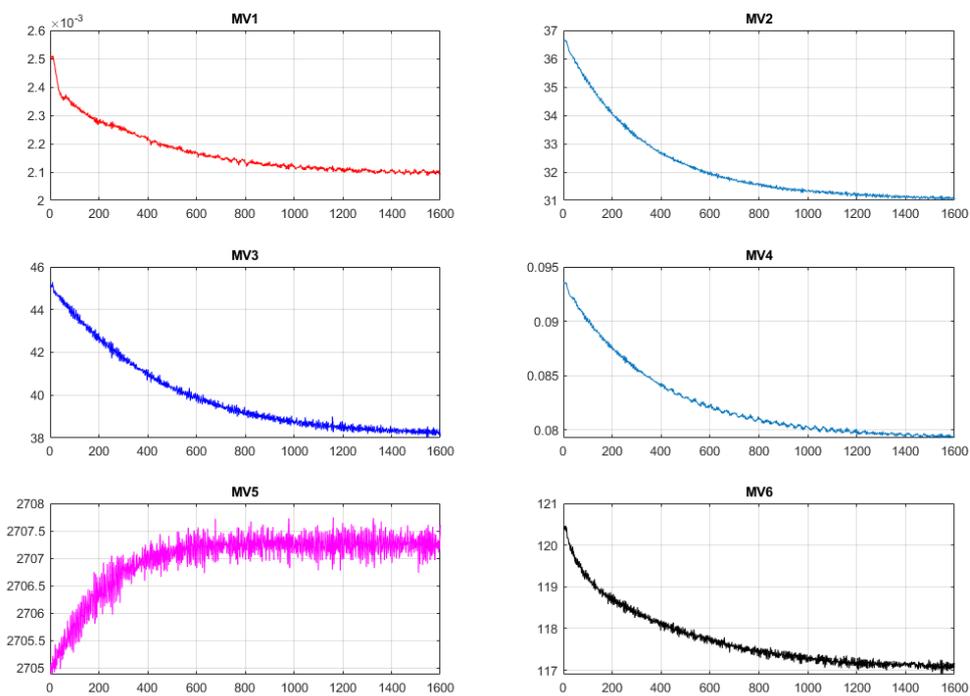


Figura 48. Variables manipuladas en escalón CV1. Acción integral

5.2.3.2. Cambio de referencia en la concentración de B en la purga

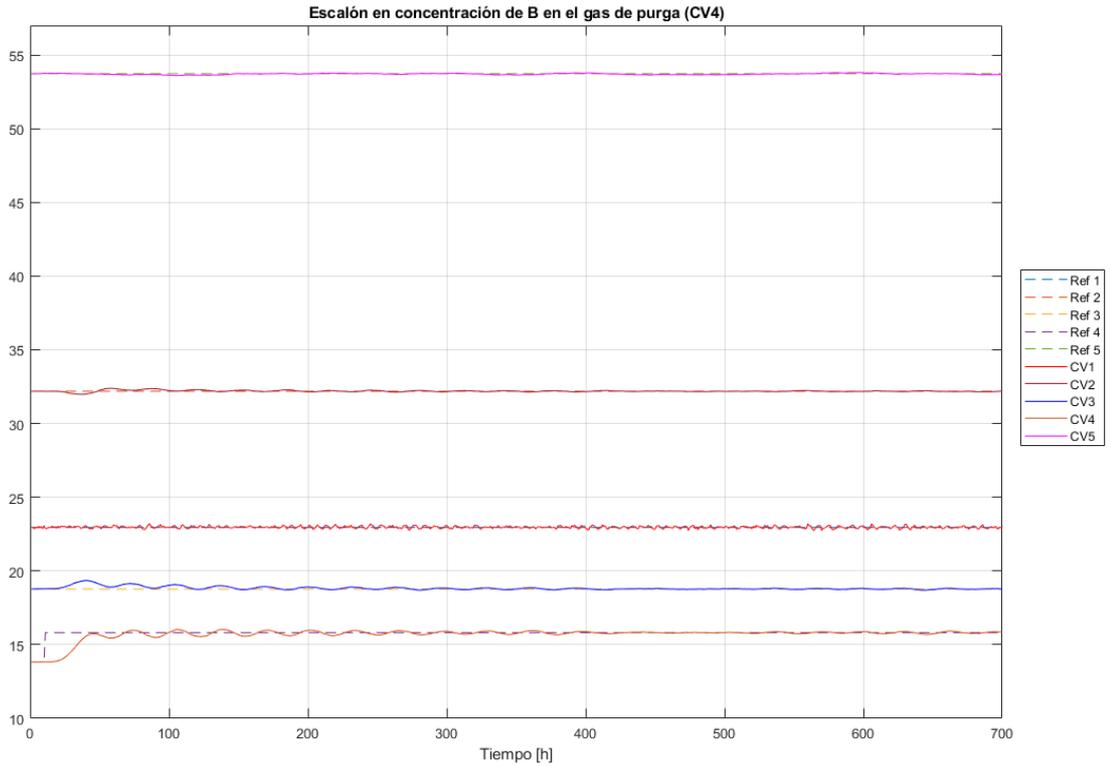


Figura 49. Escalón en concentración de B en la purga. Acción integral

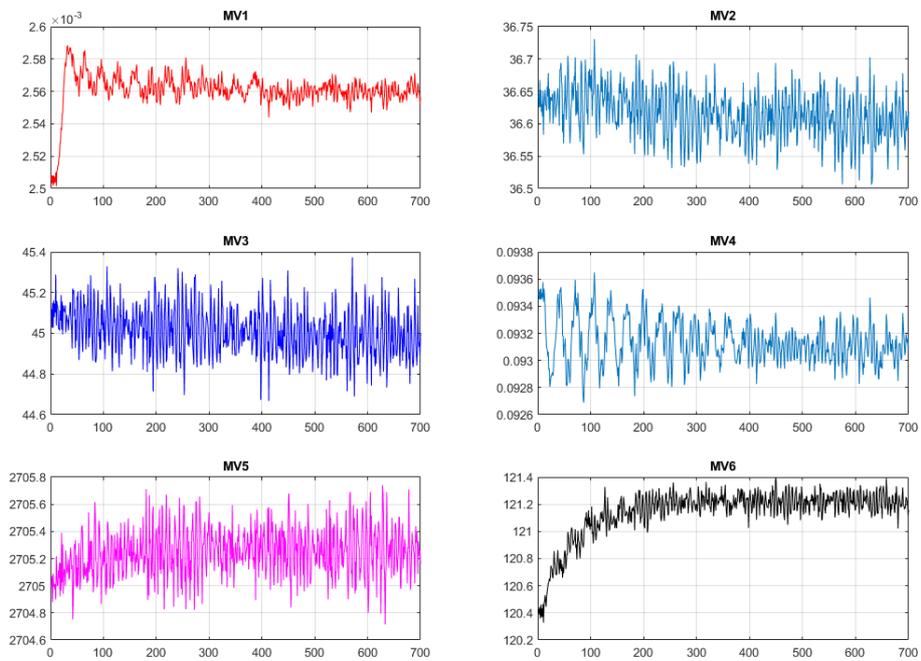


Figura 50. Variables manipuladas en escalón CV4. Acción integral

5.2.3.3. Cambio de referencia en la concentración de G en la salida

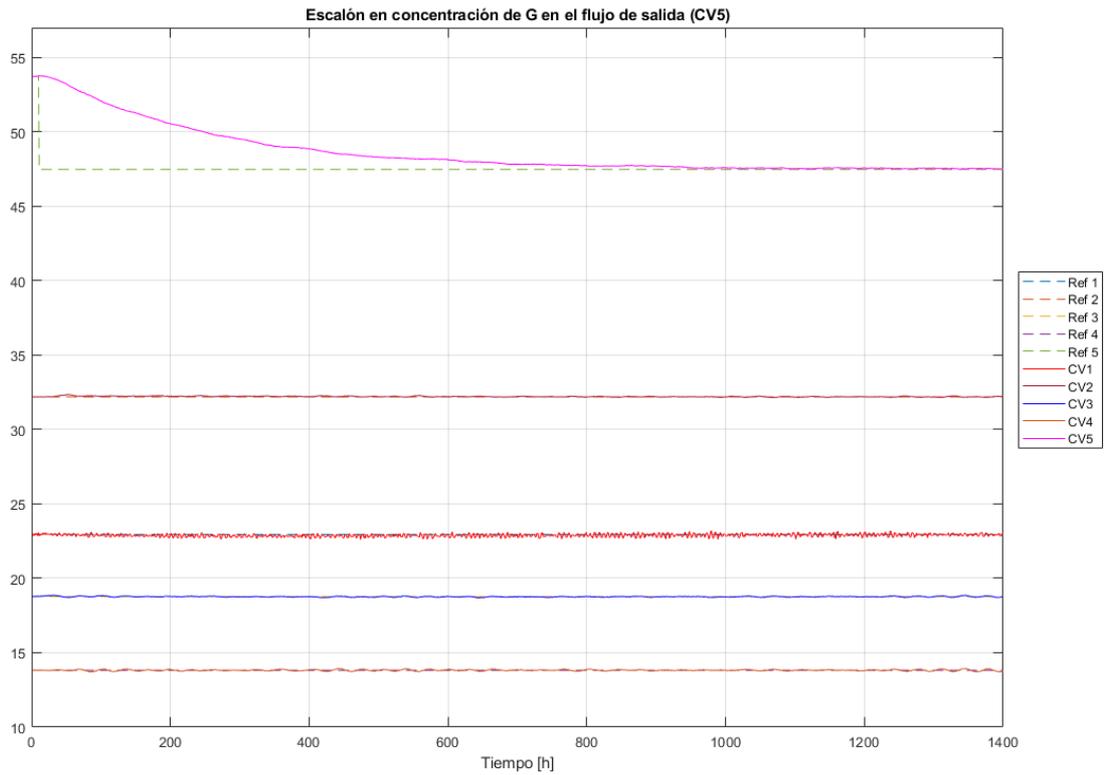


Figura 51. Escalón en concentración de G en el flujo de salida. Acción integral

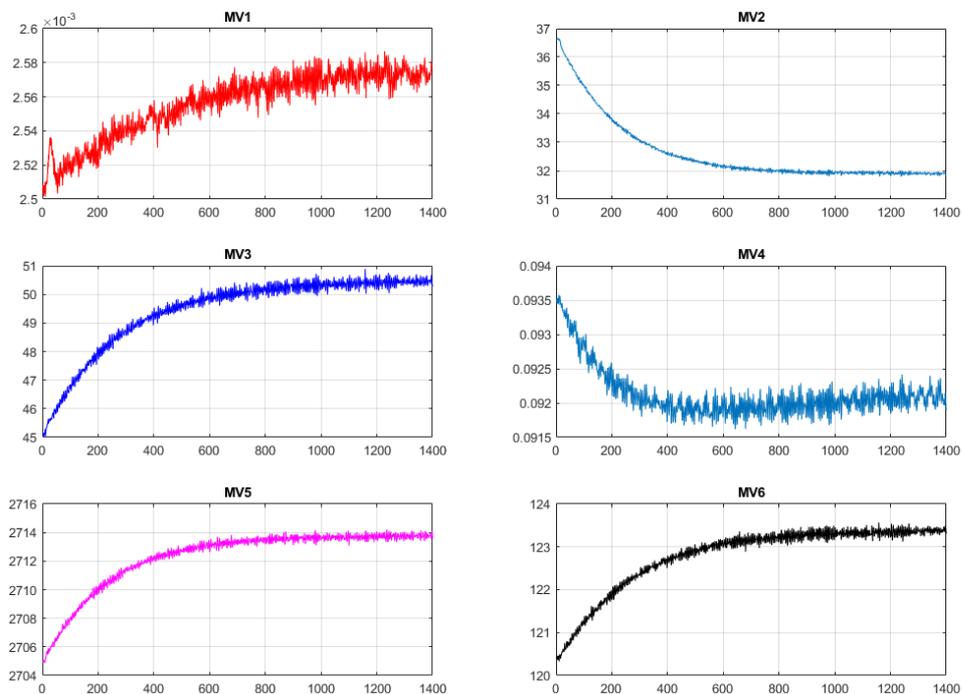


Figura 52. Variables manipuladas en escalón CV5. Acción integral

En el cambio de referencia de la concentración de G en la corriente de salida se hizo una modificación del

escalón original propuesto. El nuevo escalón cambia de 53.724 a 47.475 debido a que uno mayor hace que se supere el límite superior de nivel de líquido en el reactor.

Los resultados obtenidos usando el lazo de compensación de offset con efecto integral son bastante malos. Los tiempos de establecimiento del sistema son ridículamente altos. Al hacer las pruebas, si se penalizaba menos la acción de control (valores de R menores) el sistema se volvía inestable rápidamente, oscilando entorno a la referencia. Aún con estos valores que llevan el sistema a la referencia, se observan claras oscilaciones.

El mal desempeño de este control se puede explicar por el alto nivel de ruido del sistema. Si se implementa un integrador, el ruido hace que la integral del error cambie de signo constantemente. Esto sumado a la complejidad original y no linealidades del problema hacen de esta estrategia una mala opción.

6 LQR CON ESTIMACIÓN DE PERTURBACIONES

Se ha visto que en presencia de perturbaciones y errores de modelado, las soluciones anteriores no presentan un buen comportamiento. En este capítulo se propone introducir un estimador de estados que además estime las perturbaciones en la salida, de manera que el control pueda ajustar su actuación en función de estas perturbaciones.

6.1. Estimador de estados y perturbaciones

Para sistemas en los que existe un error en régimen permanente es necesario introducir un mecanismo para eliminar este efecto. La idea de la solución presentada en este apartado es estimar las perturbaciones en la salida y realimentarlas para cambiar el punto de equilibrio, haciendo que el sistema alcance la referencia.

Partiendo de la misma representación en espacio de estados que en los apartados anteriores, se construye el siguiente sistema extendido:

$$\begin{aligned}x_{k+1} &= Ax_k + Bu_k \\y_k &= Cx_k \\w_{k+1} &= w_k\end{aligned}$$

donde w_k es la perturbación en la salida debida a las diferencias entre el modelo lineal y el sistema real.

Las estimaciones de los estados y las perturbaciones se calculan de:

$$\begin{aligned}\hat{x}_{k+1} &= A\hat{x}_k + Bu_k + L_x(y_{m,k} - C\hat{x}_k - \hat{w}_k) \\ \hat{w}_{k+1} &= \hat{w}_k + L_w(y_{m,k} - C\hat{x}_k - \hat{w}_k)\end{aligned}$$

siendo $y_{m,k}$ la salida medida del sistema linealizado en el instante k . L_x y L_w se corresponden con las ganancias del observador de estados y perturbaciones, respectivamente. Estas ganancias son calculadas de manera que el estimador sea estable y permita usar las perturbaciones estimadas para eliminar el error en régimen permanente. En el esquema de la Figura 53 se ve que las estimaciones de las perturbaciones son sumadas a la referencia original para cambiar esta en función de lo alejada que esté la salida del valor deseado.

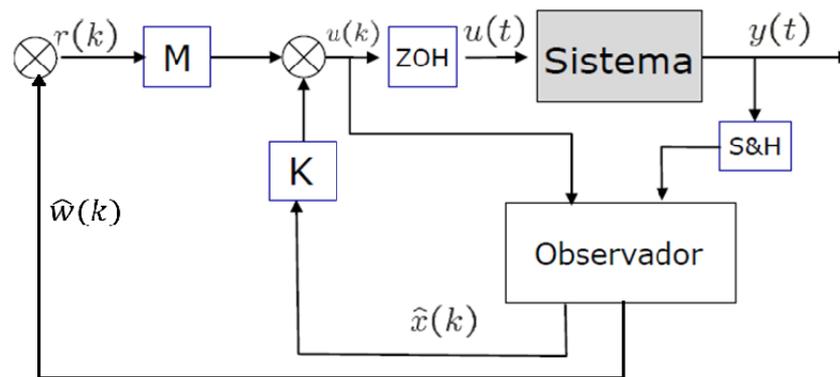


Figura 53. Esquema de control con estimador de perturbaciones

6.2. Implementación del controlador

Si bien la técnica de añadir integradores en la planta permite cancelar el offset, tiene como contrapartida que el diseño de controladores se hace más difícil al usuario al perderse la relación del coste a optimizar con el índice de desempeño cuadrático que naturalmente tiene un LQR convencional.

Por ello se ha probado una técnica de compensación de los errores en régimen permanente basado en un LQR convencional mediante la estimación de perturbaciones.

En la Figura 54 se muestra el nuevo esquema de control. La diferencia con el anterior es que el observador estima los estados, que son realimentados multiplicados por la matriz de ganancias K , y además estima las perturbaciones en la salida con respecto al modelo lineal.

Con el fin de reducir el efecto del ruido y suavizar las estimaciones de las perturbaciones, se ha añadido un filtro paso bajo en la señal estimada.

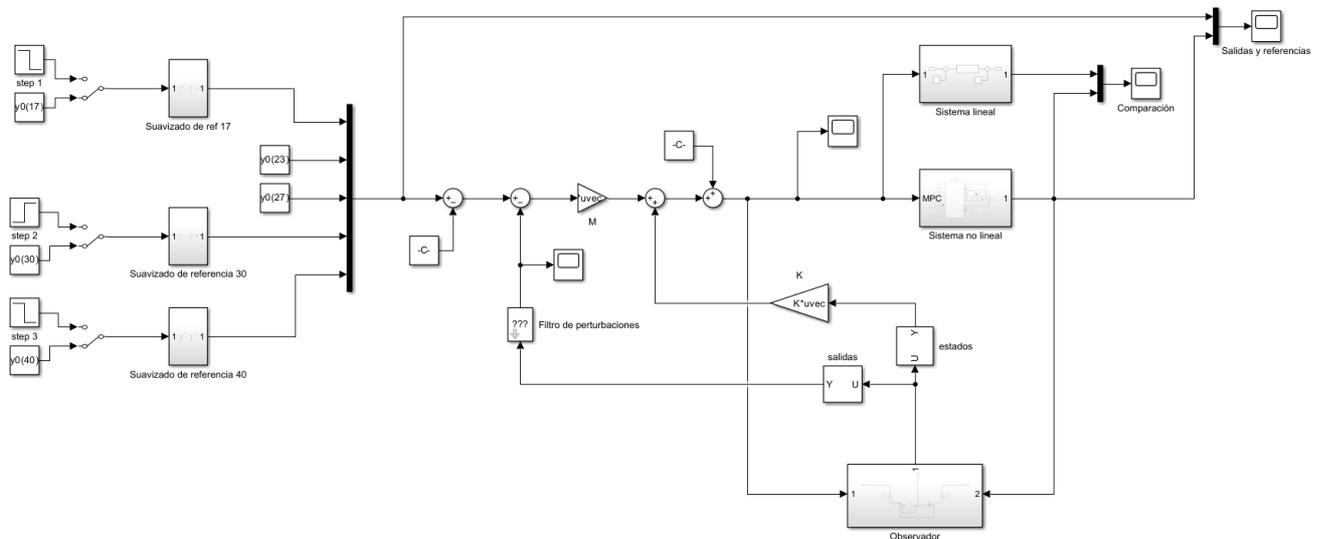


Figura 54. Control LQR con seguimiento de referencia y compensación de offset

6.2.1. Código

```

%% Controlador LQR con seguimiento de referencia y compensación de offset
t_disc=0.17; % tiempo de discretización. Mismo que el de Siemens
T_d=c2d(T,t_disc);
sys_d=ss(T_d);
[A,B,C,D]=ssdata(sys_d); % sistema discretizado
nx=size(A,1); % número de estados
nu=6; ny=5;

% Sistema extendido
Ae=[A,zeros(nx,ny);zeros(ny,nx),eye(ny)];
Be=[B;zeros(ny,nu)];
Ce=[C,eye(ny)];

% Ponderaciones del controlador
Qy=diag([4,1,1,1,2]);
R=diag([1/r1_0 1/r2_0 1/r3_0 1/r4_0 1/xmeas7_0 1/xmeas9_0].^2);
R=R*diag([1e-2 1e-4 1e1 1e1 1e-4 1e-3]);

K=-dlqr(A,B,(C'*Qy*C),1e7*R); % ganancia controlador lqr
Le=dlqr(Ae',Ce',diag([ones(1,nx) 5 5 5 5])*eye(nx+ny),1*eye(ny));

```

```
Le=Le'; % ganancia observador
```

```
N=[A-eye(nx),B;C,D] \ [zeros(nx,ny);eye(ny)];
```

```
M=[-K,eye(nu)]*N; % ganancia de seguimiento
```

```
fd=eye(5)*tf(1,[10 1]); % filtro de estimación de perturbaciones
```

En este caso se hace uso del sistema extendido que se presentaba en el apartado 6.1, necesario para poder encontrar la ganancia Le (compuesta por lo que en el apartado 6.1 se definía como Lx y Lw) que estabiliza el observador. Al tratarse del dual del problema de control, es necesario trasponer la matriz del observador. En el esquema están a la vista los dos selectores de señales que realimentan los estados y salidas. En el código se pondera con un peso mayor (5,5,5,5,5) la estimación de las perturbaciones en la salida.

En cuanto a las ponderaciones para el cálculo de K , se mantienen los pesos (4,1,1,1,2) para las salidas, y se multiplican las componentes de R por valores ajustados empíricamente para una respuesta más suave y con menos oscilaciones.

6.2.2. Pruebas del control sobre el sistema lineal

En la Figura 55 se muestra de nuevo la evolución del sistema identificado con el nuevo esquema de control, proporcionando los tres escalones propuestos. La respuesta sigue siendo ideal y muy parecida a la del caso con el LQR básico. El buen desempeño en este ensayo nos indica que teóricamente el control es estabilizante y que la solución está bien planteada. En las pruebas sobre el sistema no lineal se verá que la realidad es distinta y que se tienen que afrontar inexactitudes en el modelado y no linealidades propias del sistema.

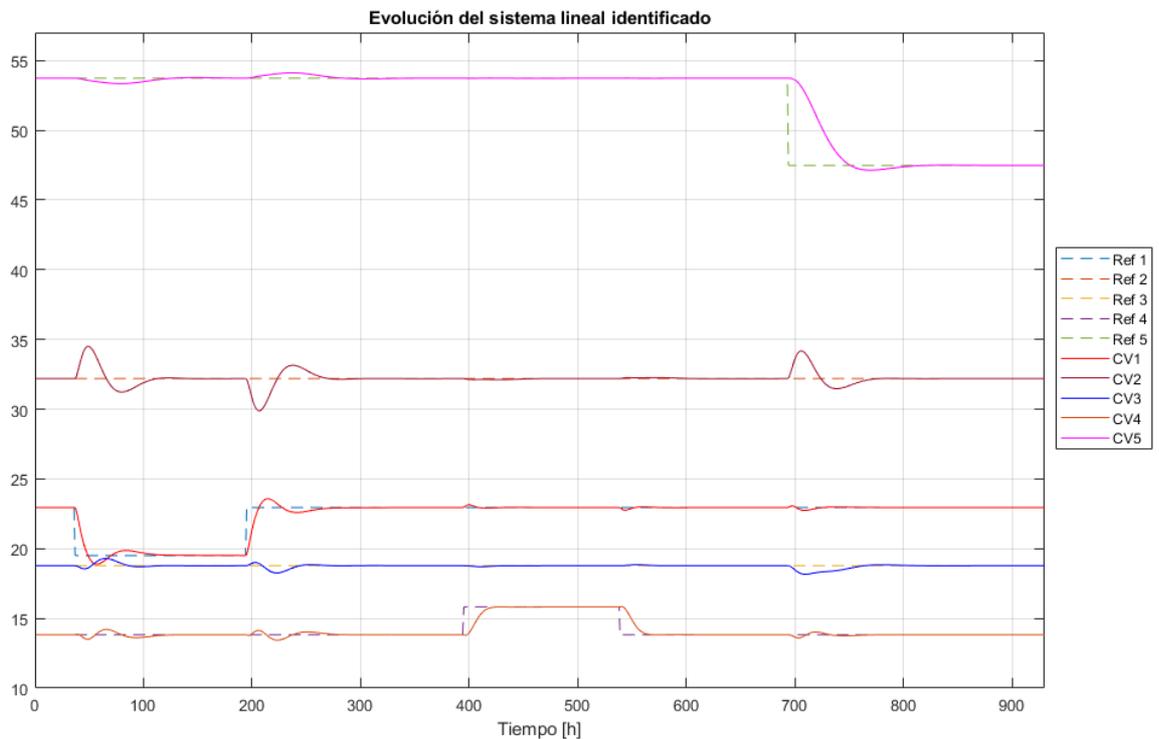


Figura 55. Evolución del sistema lineal. Estimador de perturbaciones

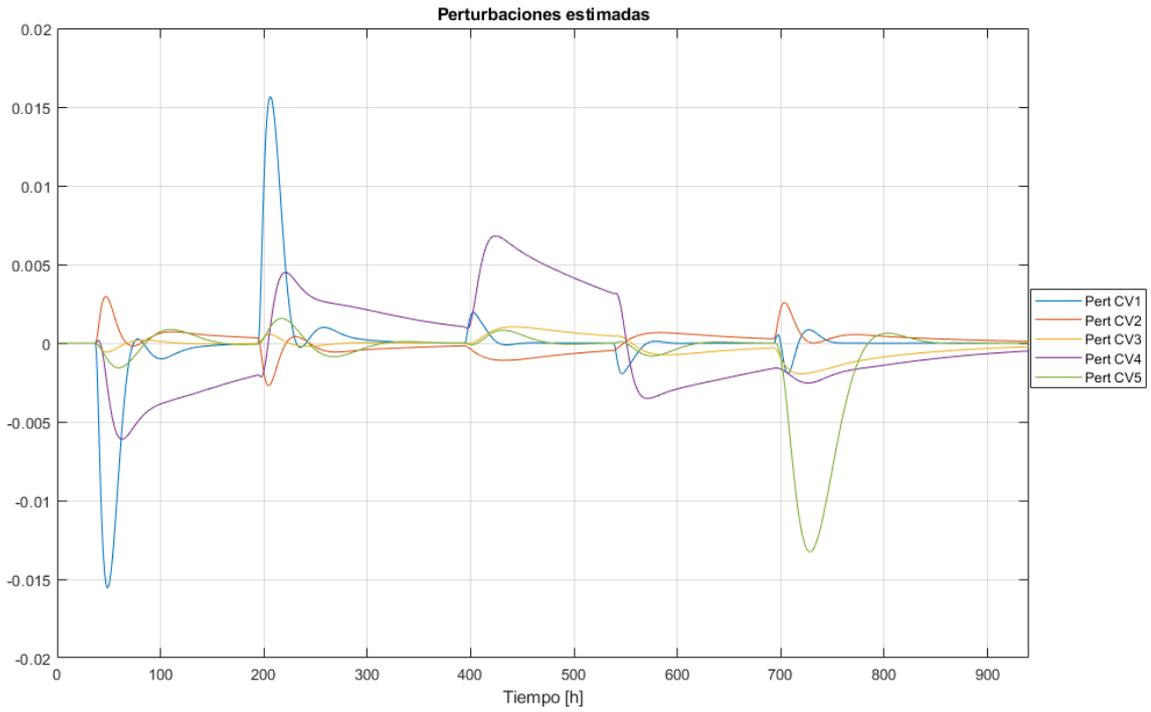


Figura 56. Perturbaciones estimadas en la salida del sistema lineal

En la Figura 56 podemos ver que, al tratarse del caso ideal, las perturbaciones son mínimas.

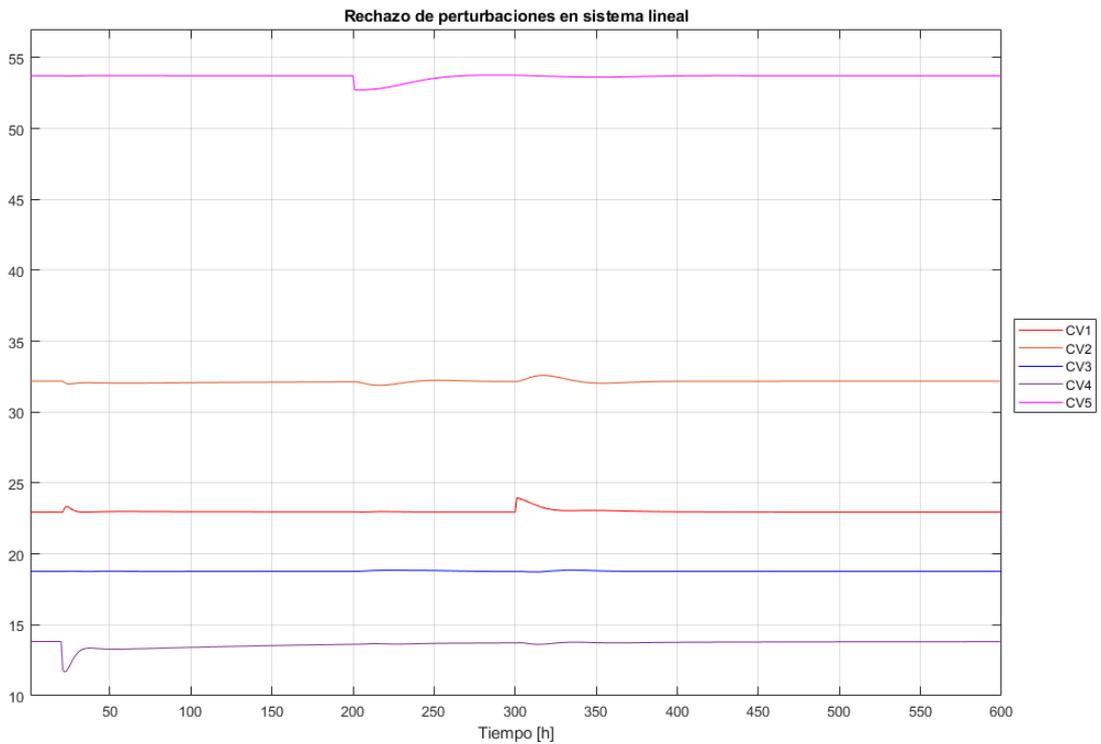


Figura 57. Rechazo de perturbaciones en el sistema lineal. Estimador de perturbaciones

En la Figura 57 se presenta un ensayo para comprobar el rechazo de perturbaciones del sistema lineal controlado. Las perturbaciones introducidas son en forma de escalón y se especifican en la siguiente tabla.

Tabla 9. Perturbaciones del sistema lineal con estimador de perturbaciones

| Variable | Tiempo [h] | Magnitud |
|----------|------------|----------|
| CV1 | 300 | 1 |
| CV4 | 20 | -2 |
| CV5 | 200 | -1 |

Se puede ver como el esquema funciona correctamente y se cancelan las perturbaciones, volviendo al punto de operación.

6.2.3. Pruebas del control sobre la planta real

A continuación, se presentan la evolución de las salidas, entradas y perturbaciones estimadas al realizar los cambios de referencia sobre el sistema real. Los escalones en las variables CV1, CV4 y CV5 son dados en $t=20$ horas.

6.2.3.1. Cambio de referencia en el flujo de salida del stripper

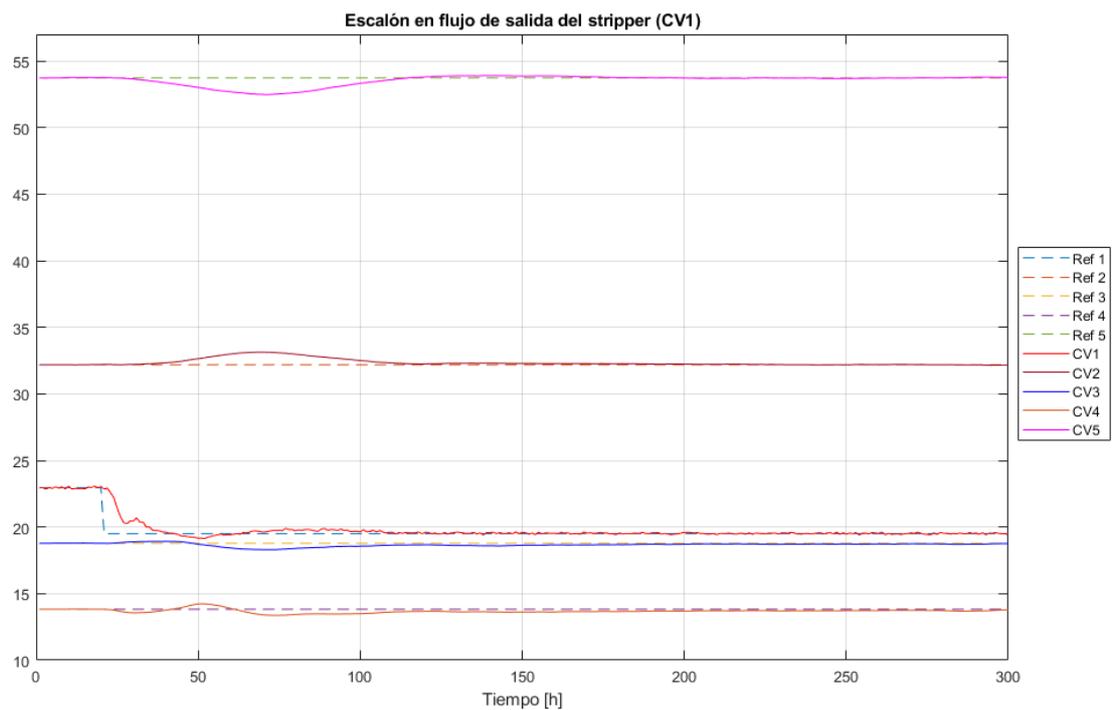


Figura 58. Escalón en flujo de salida del stripper. Planta real

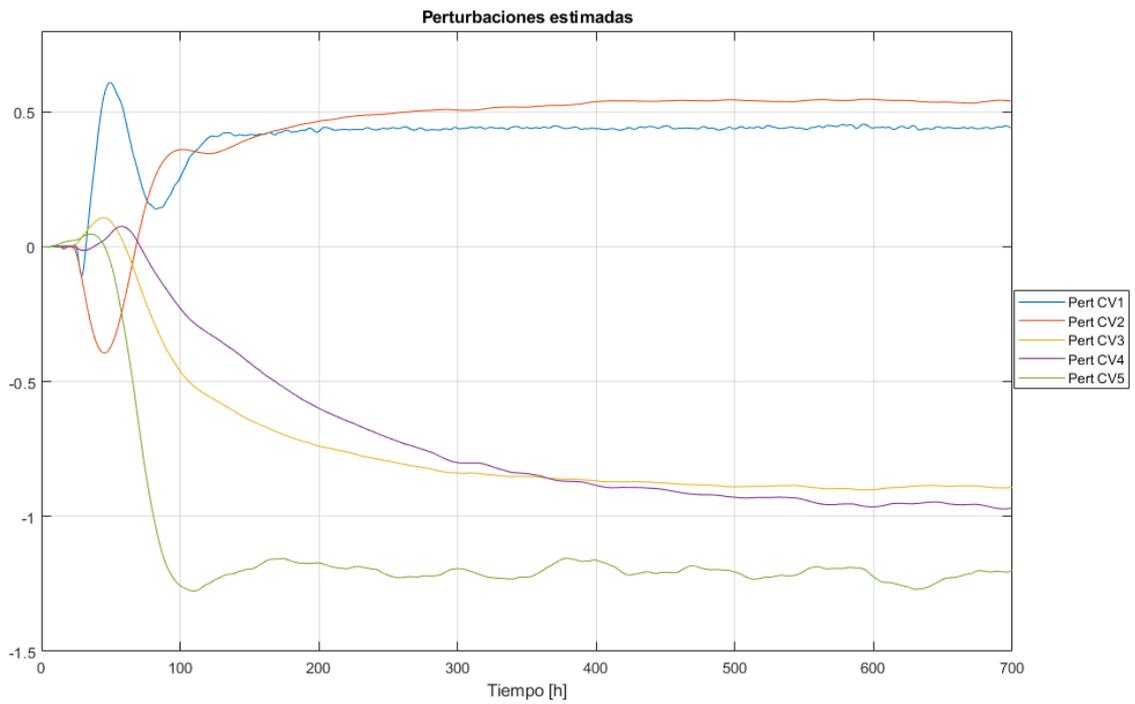


Figura 59. Perturbaciones estimadas en escalón CV1

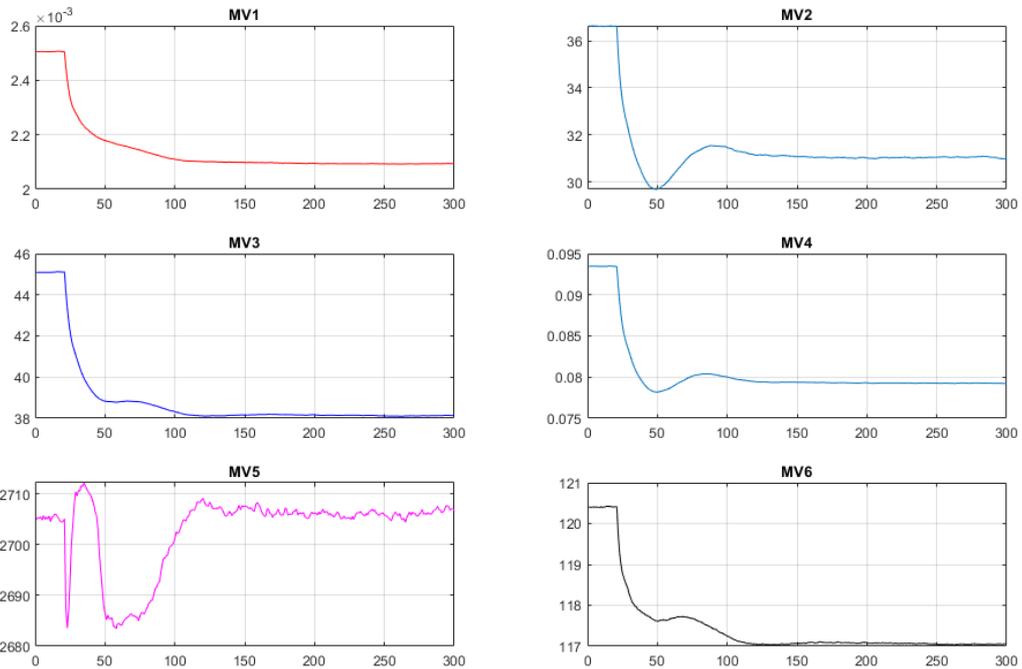


Figura 60. Variables manipuladas en escalón CV1

En la Figura 58 se puede ver cómo las variables controladas son llevadas a la referencia con éxito. En la CV1 se aprecia un pequeño rebote que se refleja en MV5 y que es rápidamente corregido. La CV2 y CV5 son las salidas que presentan una mayor desviación, que evoluciona suavemente.

6.2.3.2. Cambio de referencia en la concentración de B en la purga

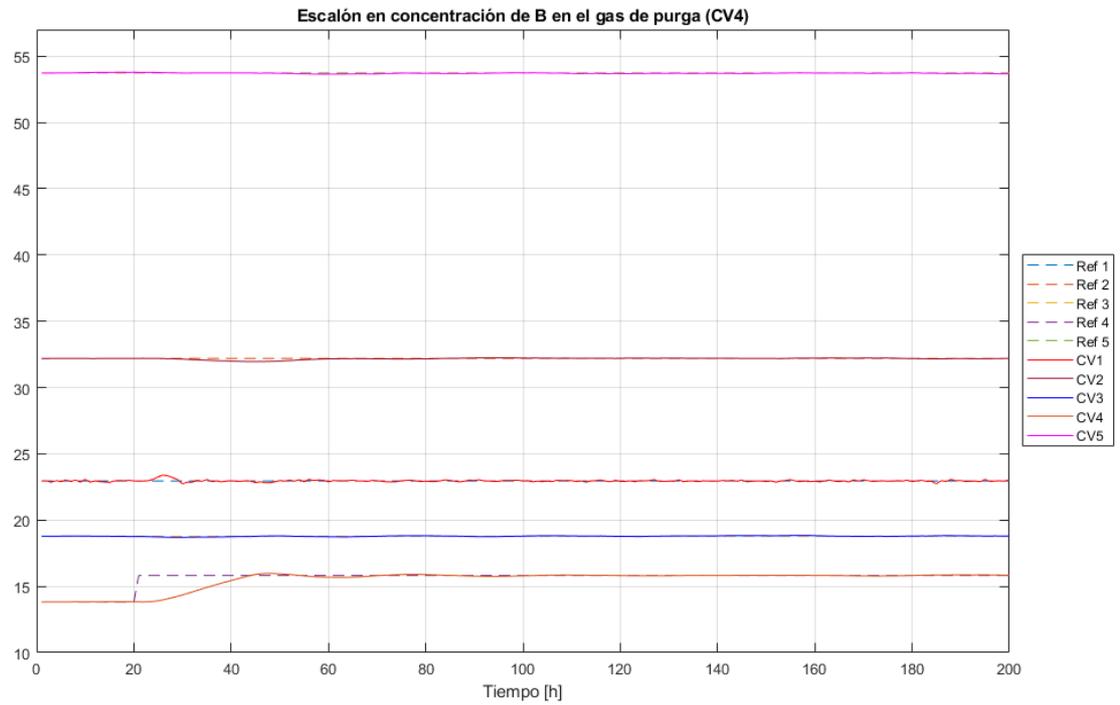


Figura 61. Escalón en concentración de B en la purga. Planta real

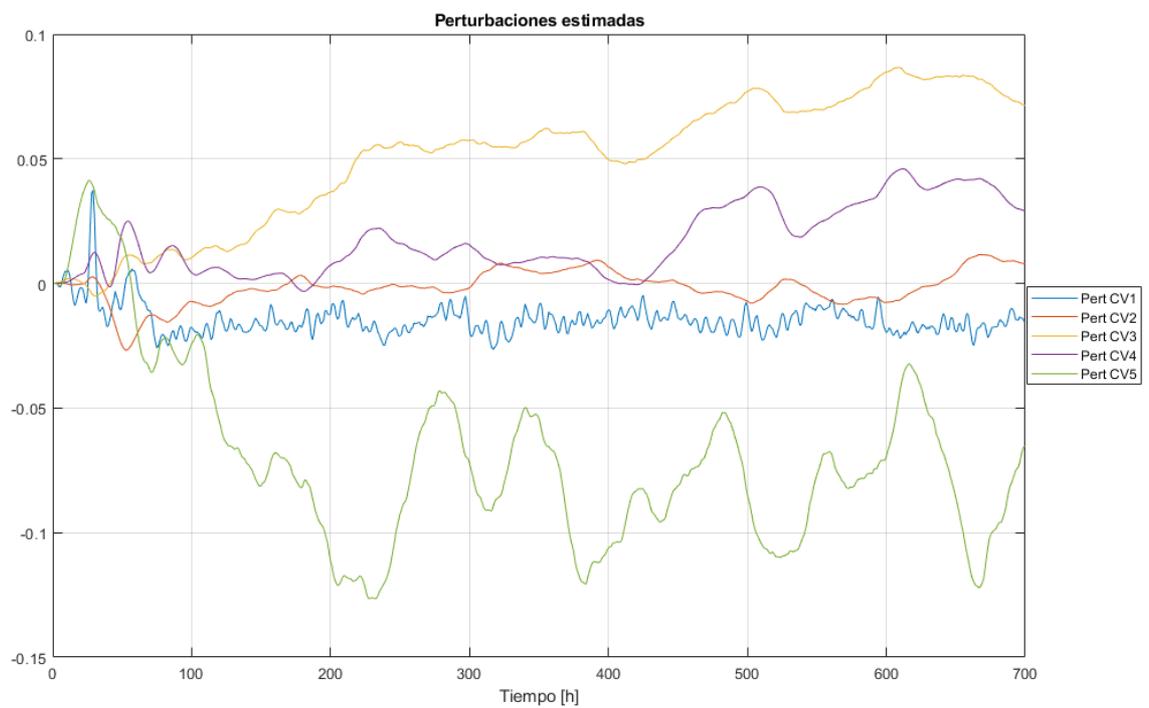


Figura 62. Perturbaciones estimadas en escalón CV4

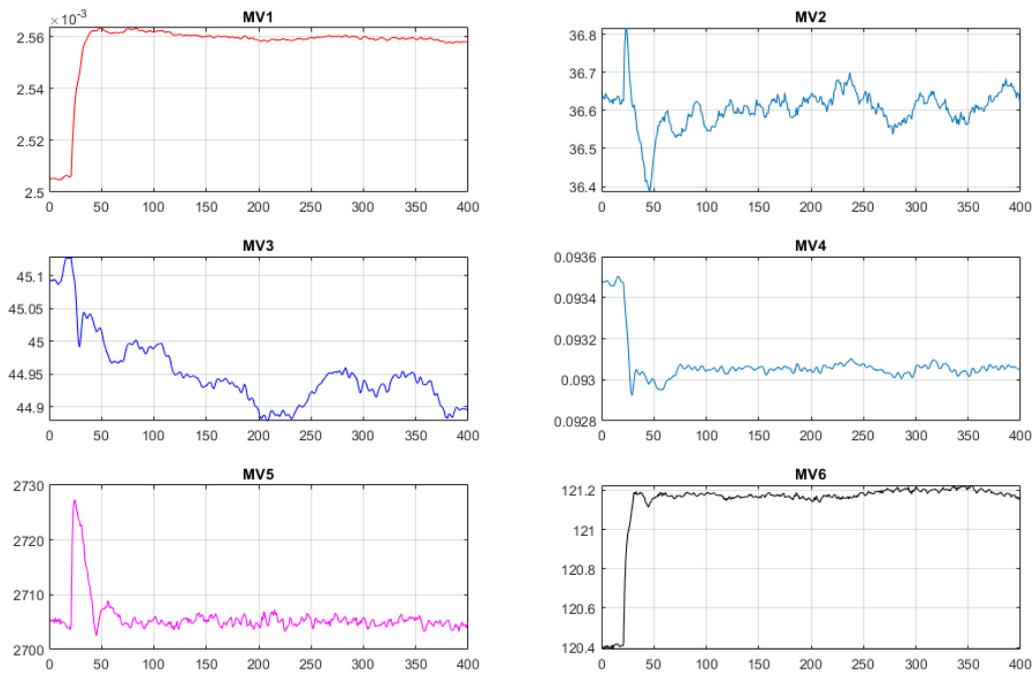


Figura 63. Variables manipuladas en escalón CV4

En este ensayo el cambio en la referencia es suave para todas las salidas. Se aprecia cómo el control actúa satisfactoriamente sobre el sistema haciendo que no se produzcan rebotes en las variables controladas y se consiga el cambio de referencia en un tiempo aproximado de 20 horas.

6.2.3.3. Cambio de referencia en la concentración de G en la salida

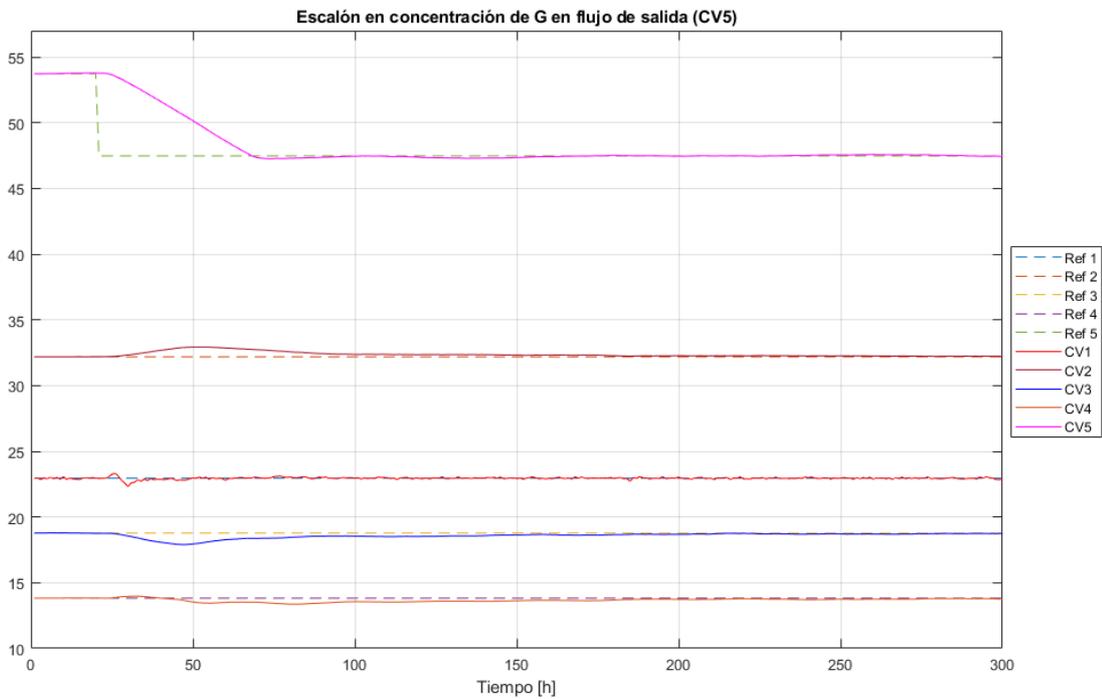


Figura 64. Escalón en concentración de G en el flujo de salida. Planta real

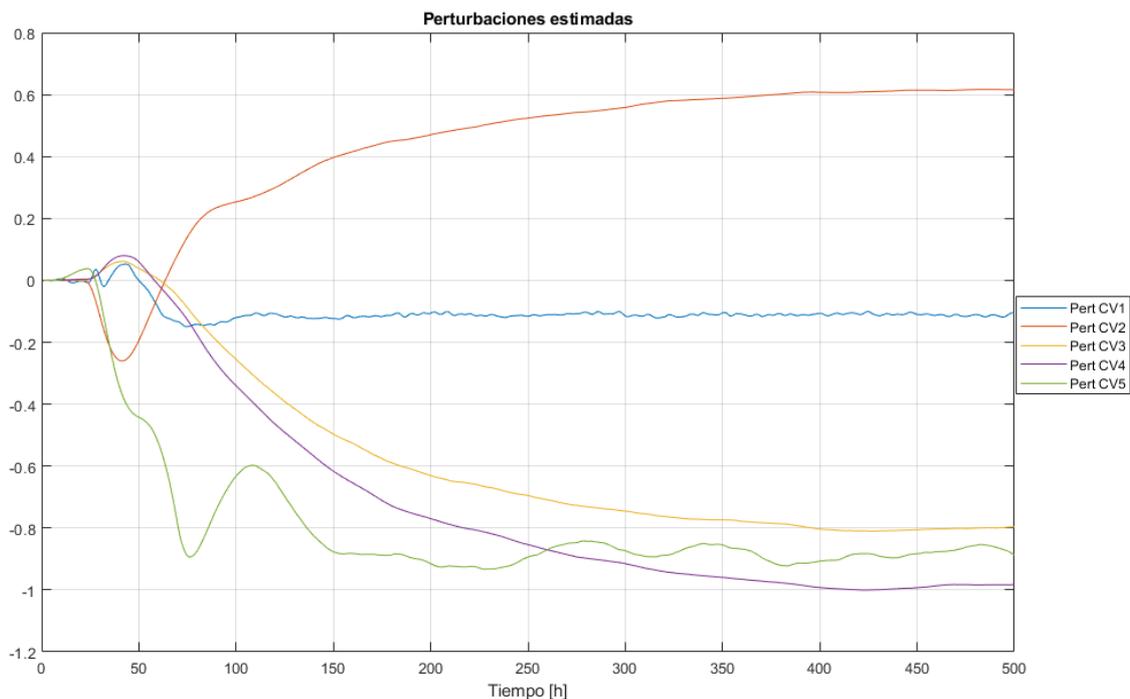


Figura 65. Perturbaciones estimadas en escalón CV5

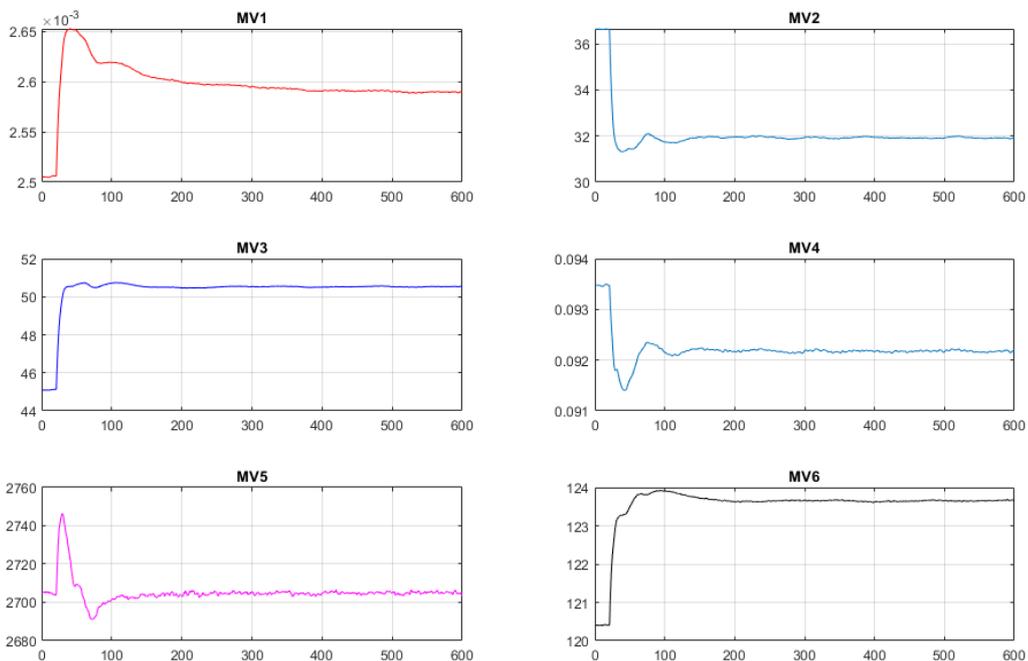


Figura 66. Variables manipuladas en escalón CV5

7 CONCLUSIONES

A la vista de estos resultados se puede concluir que el control LQR con estimación de perturbaciones funciona razonablemente bien para los ensayos propuestos a partir del punto de equilibrio. No se producen grandes desviaciones de la referencia en las variables que no están siendo sometidas al escalón, y en todos los casos el sistema se estabiliza en un tiempo menor de 100 horas. Las ganancias de control y estimación (K y L) fueron diseñadas para que el sistema fuera robusto frente a inexactitudes en el modelo de la planta, de ahí los tiempos de establecimiento.

En cuanto a la estimación de perturbaciones, se puede ver que, aunque su dinámica es más lenta, finalmente se estabilizan y logran eliminar el error en régimen permanente en las variables controladas.

El escalón dado en CV5 no se corresponde exactamente con el propuesto inicialmente. Tiene una magnitud menor (de 53.724 a 47.475) debido a que con el escalón original no se respetaba la estequiometría del sistema, había conflicto entre los lazos internos y se sobrepasaba el nivel máximo de líquido en el reactor.

El problema de control de Tennessee Eastman supone todo un desafío en cada una de sus facetas. En cada paso del diseño de la estrategia de control se abren muchas opciones para explorar y probar. Los puntos más críticos quizás sean la identificación del sistema y la elección de los lazos de control de bajo nivel, aspectos que se han tratado de abordar desde distintos enfoques desde la publicación del problema original.

En este documento se ha presentado una solución que puede no ser la óptima, pero que se considera que refleja y pone en práctica los conceptos y conocimientos adquiridos en la formación universitaria

REFERENCIAS

- [1] Downs, J. J. (Vol. 17, No. 3, 1993). A plant-wide industrial process control problem. *Computers & Chemical Engineering*, pp. 245-255.
- [2] McAvoy, T. J. (Vol. 18, No. 5, 1994). Base control for the Tennessee Eastman Problem. *Computers & Chemical Engineering*, pp. 383-413.
- [3] Ricker, N. L. (Vol. 19, No. 9, 1995). Nonlinear Model Predictive Control of the Tennessee Eastman Challenge Process. *Computers & Chemical Engineering*, pp. 961-981.
- [4] Bathelt, A. (Vol. 48, No. 8, 2015). Revision of the Tennessee Eastman Process Model. *IFAC-PapersOnLine*, pp. 309-314

ANEXO A: INICIALIZACIÓN DE VARIABLES

Código necesario para inicializar el sistema en el punto de funcionamiento del caso base. Incluye también los filtros.

```
% Base case initialization
%% Inicialización
u0=[63.053, 53.98, 24.644, 61.302, 22.21, 40.064, 38.10, 46.534, 47.446, 41.106,
18.114, 50];

for i=1:12;
    iChar=int2str(i);
    eval(['xmv',iChar,'_0=u0(',iChar,');']);
end

y0=[0.25052, 3664.0, 4509.3, 9.3477, 26.902, 42.339, 2705.0, 75.0, ...
120.40, 0.33712, 80.109, 50.0, 2633.7, 25.16, 50.0, 3102.2, ...
22.949, 65.731, 230.31, 341.43, 94.599, 77.297, 32.188, 8.8933, ...
26.383, 6.882, 18.776, 1.6567, 32.958, 13.823, 23.978, 1.2565, ...
18.579, 2.2633, 4.8436, 2.2986, 0.01787, 0.8357, 0.09858, 53.724, ...
43.828];

for i=1:41;
    iChar=int2str(i);
    eval(['xmeas',iChar,'_0=y0(',iChar,');']);
end

%% Referencias internas

Fp_0=100;

r1_0=xmeas1_0/Fp_0; % SP Flujo A (no se utiliza)
r2_0=xmeas2_0/Fp_0; % SP Flujo D (no se utiliza)
r3_0=xmeas3_0/Fp_0; % SP Flujo E (no se utiliza)
r4_0=xmeas4_0/Fp_0; % SP Flujo C (no se utiliza)
r5_0=xmeas10_0/Fp_0; % SP Válvula purga (de presión del reactor)
r6_0=xmeas14_0/Fp_0; % SP Válvula separador (de nivel de separador)
r7_0=xmeas17_0/Fp_0; % SP Válvula stripper (de nivel de stripper)

%% Referencias para variables manipuladas por MPC

ext=zeros(1,9);

% Escalón A (VM 1)

delta1=0.04*r1_0; % Magnitud del escalón
dur1=100; % Duración del escalón
ext(1)=300; %
offset=1; % Tiempo tras inicio simulación

% Escalón D (VM 2)
```

```

delta2=0.01*r2_0; %
dur2=100;
ext(2)=300;

% Escalón E (VM 3)

delta3=0.01*r3_0;
dur3=100;
ext(3)=300;

% Escalón C (VM 4)

delta4=0.005*r4_0; %
dur4=100;
ext(4)=300;

% Escalón Presión Reactor (VM 5)

delta5=60; % kPa
dur5=100;
ext(5)=300;

% Escalón Temperatura Reactor (VM 6)

delta6=1; % °C
dur6=100;
ext(6)=300;

% Escalón Válvula Reflujo Compresor (VP 1, XMV5)

delta7=1;
dur7=12;
ext(7)=100;

% Escalón Válvula Refrigeración Reactor (VP 2, XMV10)

delta8=1; % kPa
dur8=12;
ext(8)=100;

% Escalón Válvula Reflujo Compresor (VP 3, XMV9)

delta9=1; % kPa
dur9=12;
ext(9)=100;

Eadj_0=0;
SP17_0=80.1;

%% Datos sistema

% Note: The values of xmv_0 and r_0 specified above get overridden
%       by the initial conditions specified in the xInitial variable,
%       loaded in the following statement. The above statements are
%       only needed when starting from a new condition where xInitial
%       doesn't apply.

% load ModelxInitial

```

```

% TS_base is the sampling period of most discrete PI controllers used
% in the simulation.
Ts_base=0.0005;
% TS_save is the sampling period for saving results. The following
% variables are saved at the end of a run:
% tout    - the elapsed time (hrs), length N.
% simout  - the TE plant outputs, N by 41 matrix
% OpCost  - the instantaneous operating cost, $/hr, length N
% xmv     - the TE plant manipulated variables, N by 12 matrix
% idv     - the TE plant disturbances, N by 20 matrix
Ts_save=0.01;

%% Filtrado
% Cálculo de filtros discretos de la media
%  $y_f(k) = 1/nf*(y(k) + y(k-1) + \dots + y(k-nf+1))$ 
% dlm. 9/3/24

% Medidas continuas (1:22)
nfc=30;
Tmfc=0.01;

tf_Filtroc=tf(1/nfc*ones(1,nfc),[1,zeros(1,nfc-1)],Tmfc);
Filtroc=tf(1,1,Tmfc)*eye(22);
Filtroc(2,2)=tf_Filtroc;
Filtroc(3,3)=tf_Filtroc;
Filtroc(17,17)=tf_Filtroc;

% Medidas muestreadas a 0.1 h (23:36)

nfm1=220;
Tmfm1=0.1;

Filtrom1=tf(1/nfm1*ones(1,nfm1),[1,zeros(1,nfm1-1)],Tmfm1)*eye(14);

% Medidas muestreadas a 0.25 h (37:41)
nfm2=180;
Tmfm2=0.25;

Filtrom2=tf(1/nfm2*ones(1,nfm2),[1,zeros(1,nfm2-1)],Tmfm2)*eye(5);

% Eliminación del filtrado
if 0
    Filtroc=eye(22);
    Filtrom1=eye(14);
    Filtrom2=eye(5);
end

```