

UNIVERSIDAD DE ALMERÍA  
ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA



GRADO EN INGENIERÍA ELECTRÓNICA INDUSTRIAL

---

TRABAJO FIN DE GRADO

---

Control de un recuperador de sales en una planta termosolar híbrida

---

Alumno: Pablo Otálora Berenguel  
Director: José Luis Guzmán Sánchez  
Codirector: Lidia Roca Sobrino  
Fecha: Septiembre de 2019

---

Pablo Otálora Berenguel

José Luis Guzmán Sánchez

Lidia Roca Sobrino



# Índice general

|  | Página |
|--|--------|
| Agradecimientos                                | V      |
| Índice de figuras                              | VIII   |
| Índice de tablas                               | X      |
| Resumen  | XI     |
| Abstract                                       | XIII   |
| 1 Introducción                                 | 1      |
| 1.1 Introducción . . . . .                     | 1      |
| 1.2 Motivación del trabajo . . . . .           | 1      |
| 1.3 Objetivos . . . . .                        | 3      |
| 1.4 Contexto . . . . .                         | 4      |
| 1.5 Resumen de resultados . . . . .            | 4      |
| 1.5.1 Modelado . . . . .                       | 4      |
| 1.5.2 Sintonización de controladores . . . . . | 5      |
| 1.5.3 Resultados de control . . . . .          | 6      |
| 1.6 Planificación temporal . . . . .           | 8      |
| 1.6.1 Fases de desarrollo . . . . .            | 8      |
| 1.6.2 Planificación . . . . .                  | 8      |
| 1.7 Estructura de la memoria . . . . .         | 9      |
| 2 Materiales y métodos                         | 11     |
| Introducción . . . . .                         | 11     |
| 2.1 Descripción del proceso . . . . .          | 11     |
| 2.1.1 Proyecto HYSOL . . . . .                 | 12     |
| 2.1.2 Planta comercial . . . . .               | 13     |

|       |  |    |
|-------|--|----|
| 2.1.3 | Demostrador . . . . .  | 13 |
| 2.2   | Simulador del proceso . . . . .                                    | 15 |
| 2.2.1 | Modelo HRS (Heat Recovery System) . . . . .                        | 15 |
| 2.2.2 | System Identification Toolbox . . . . .                            | 18 |
| 2.3   | Estrategias de control . . . . .                                   | 19 |
| 2.3.1 | Controlador PID . . . . .  | 19 |
| 2.3.2 | Anti-windup . . . . .  | 21 |
| 2.3.3 | Sintonización de controlador . . . . .                             | 22 |
| 2.3.4 | FeedForward . . . . .  | 24 |
| 2.3.5 | Gain scheduling . . . . .  | 26 |
| 2.3.6 | Ajuste polinomial . . . . .  | 27 |
| 2.3.7 | Controlador medio . . . . .  | 27 |
| 3     | Resultados . . . . .   | 29 |
|       | Introducción . . . . .   | 29 |
| 3.1   | Análisis . . . . .   | 29 |
| 3.1.1 | Limitación de punto de operación . . . . .                         | 30 |
| 3.1.2 | Establecimiento de puntos de operación . . . . .                   | 32 |
| 3.1.3 | Análisis del retardo . . . . .                                     | 32 |
| 3.2   | Modelado . . . . .   | 33 |
| 3.2.1 | Ensayos . . . . .  | 34 |
| 3.2.2 | Estimación y validación de modelos . . . . .                       | 34 |
| 3.3   | Control simple . . . . .   | 37 |
| 3.4   | Controlador medio . . . . .  | 44 |
| 3.5   | Gain Scheduling . . . . .  | 46 |
| 3.6   | Ajuste polinomial . . . . .  | 49 |
| 3.7   | Comparativas . . . . .   | 54 |
| 3.7.1 | Comparación gráfica . . . . .                                      | 54 |
| 3.7.2 | Comparación mediante IEA . . . . .                                 | 64 |
| 3.7.3 | Comparación mediante ISC . . . . .                                 | 66 |
| 3.7.4 | Comparación con ensayo por todos los puntos de operación . . . . . | 67 |
| 4     | Conclusiones y líneas futuras . . . . .                            | 69 |
|       | Referencias . . . . .  | 72 |

# Agradecimientos

Al Director Dr. José Luis Guzmán Sánchez y Codirectora Dra. Lidia Roca Sobrino de este proyecto, por su incalculable ayuda y dedicación, imprescindibles para el alcance de los objetivos perseguidos en este proyecto.

Al Departamento de Informática de la Universidad de Almería, por su entrega y pasión en la enseñanza, que logran transmitir a los alumnos.

A la Escuela Superior de Ingeniería de la Universidad de Almería, por otorgarme los conocimientos que han permitido la realización de este trabajo y mi desarrollo como ingeniero.

A todos ellos, Gracias



# Índice de figuras

|      |   |    |
|------|---|----|
| 1.1  | Comparación de control en todos los puntos de operación con y sin Feed-Forward. . . . .                           | 7  |
| 2.1  | Configuración HYSOL con torre, campo de heliostatos y almacenamiento directo . . . . .                            | 14 |
| 2.2  | Demostrador del proyecto HYSOL . . . . .  | 15 |
| 2.3  | Banco de tubos y pared del recuperador de calor en una sección . . . . .  | 17 |
| 2.4  | Simulador del proceso en Simulink. . . . .  | 19 |
| 2.5  | Ventana principal de System Identification Toolbox. . . . .   | 20 |
| 2.6  | Diagrama de bloques del esquema Anti-windup. . . . .  | 22 |
| 2.7  | Diagrama de bloques del modo Tracking. . . . .  | 23 |
| 2.8  | Diagrama de bloques de un sistema con perturbaciones en bucle cerrado. . .  | 25 |
| 2.9  | Diagrama de bloques de un sistema con esquema FeedForward. . . . .  | 25 |
| 2.10 | Diagrama de bloques del esquema Gain Scheduling. . . . .  | 27 |
| 2.11 | Diagrama de bloques del esquema con interpolación polinomial. . . . .   | 28 |
| 3.1  | Primer ensayo realizado. . . . .  | 31 |
| 3.2  | Respuesta de la salida del sistema ante escalón en el flujo másico de sales para cada punto de operación. . . . . | 35 |
| 3.3  | Respuesta de la salida del sistema ante escalón en el flujo másico de gas para cada punto de operación. . . . .   | 36 |
| 3.4  | Validación de modelos de primer y segundo orden para el flujo de sales. . .                                       | 38 |
| 3.5  | Validación de modelos de primer y segundo orden para el flujo de gas. . . .                                       | 39 |
| 3.6  | Esquema de sistema con controlador PI y FeedForward. . . . .  | 41 |
| 3.7  | Ensayo de control con controlador por punto de operación. . . . .   | 42 |
| 3.8  | Ensayo de control con controlador por punto de operación sin FeedForward. .                                       | 43 |
| 3.9  | Ensayo de control con controlador de parámetros medio. . . . .  | 45 |
| 3.10 | Ensayo de control con controlador de parámetros medio sin FeedForward. . .  | 46 |
| 3.11 | Esquema de sistema con Gain Scheduling para controlador y FeedForward. . .  | 49 |

---

|      |   |    |
|------|---|----|
| 3.12 | Esquema de sistema controlado mediante ajuste polinomial. . . . .                           | 52 |
| 3.13 | Esquema de bloque FeedForward sintonizado con ajuste polinomial. . . . .                    | 53 |
| 3.14 | Ensayo de control con controlador con ajuste polinomial. . . . .                            | 55 |
| 3.15 | Ensayo de control con controlador con ajuste polinomial sin FeedForward. . .                | 56 |
| 3.16 | Comparación de control por punto de operación con y sin FeedForward. . .                    | 58 |
| 3.17 | Comparación de control con parámetros medios con y sin FeedForward. . .                     | 59 |
| 3.18 | Comparación de control por interpolación polinomial con y sin FeedForward.                  | 60 |
| 3.19 | Comparación de control por punto de operación con y sin FeedForward. . .                    | 62 |
| 3.20 | Comparación de control en todos los puntos de operación con y sin Feed-<br>Forward. . . . . | 63 |



# Índice de tablas

|      |   |    |
|------|---|----|
| 1.1  | Resumen de puntos de operación . . . . .  | 4  |
| 1.2  | Funciones de transferencia estimadas para el flujo másico de sales. . . . .                                     | 5  |
| 1.3  | Controlador PI y compensador por adelanto por punto de operación . . . . .                                      | 5  |
| 1.4  | Polinomio de cada parámetro . . . . .   | 6  |
| 1.5  | Valores de índices IEA e ISC para los ensayos por todos los puntos de<br>operación. . . . .                     | 8  |
| 1.6  | Actividades realizadas durante el desarrollo del TFG. . . . .   | 9  |
| 1.7  | Nº de horas por mes dedicadas a cada actividad planificada. . . . .   | 10 |
| 2.1  | Principales características del recuperador de calor [3] . . . . .  | 16 |
| 2.2  | Principales características del aislante térmico del recuperador de calor [3] .                                 | 17 |
| 3.1  | Valor en estado estacionario de la salida del sistema ante alto caudal de gas.                                  | 31 |
| 3.2  | Valor en estado estacionario de la salida del sistema ante bajo caudal de gas.                                  | 31 |
| 3.3  | Valor en estado estacionario de la salida ante bajos caudales de gas. . . . .                                   | 31 |
| 3.4  | Valor de la temperatura de salida en estado estacionario para cada combi-<br>nación de flujos másicos . . . . . | 32 |
| 3.5  | Acotación de los valores máximo y mínimo del retardo para cada uno de<br>los flujos. . . . .                    | 33 |
| 3.6  | Tiempo de retardo del sistema para cada entrada en cada punto de operación.                                     | 33 |
| 3.7  | Funciones de transferencia estimadas para el flujo másico de sales. . . . .                                     | 37 |
| 3.8  | Especificaciones en bucle cerrado para cada punto de operación. . . . .   | 40 |
| 3.9  | Funciones de transferencia de los controladores por punto de operación. . .                                     | 40 |
| 3.10 | Funciones de transferencia de los FeedForward por punto de operación. . . .                                     | 41 |
| 3.11 | Rango de flujos másicos de sales pertenecientes a cada punto de operación.                                      | 47 |
| 3.12 | Rango de flujos másicos de gas pertenecientes a cada punto de operación. .                                      | 47 |
| 3.13 | Parámetros de la función entrada-salida en función del valor del flujo másico<br>de sales. . . . .              | 51 |

---

|      |   |    |
|------|---|----|
| 3.14 | Parámetros de la función perturbación-salida en función del flujo másico de gas. . . . .    | 51 |
| 3.15 | Valor del índice IEA ( $^{\circ}\text{C}$ ) para cada esquema por punto de operación. . . . | 65 |
| 3.16 | Valor del índice ISC ( $\text{kg}/\text{seg}^3$ ) para cada esquema por punto de operación. | 66 |
| 3.17 | Valores de índices IEA e ISC para los ensayos por todos los puntos de operación. . . . .    | 67 |

# Resumen

El objetivo fundamental de este Trabajo Fin de Grado (TFG) consiste en el diseño y optimización de una arquitectura de control adecuada para el control de un recuperador de gases en una central termosolar híbrida. Con este propósito, se ha realizado un estudio bibliográfico del proceso, con el fin de comprender y describir su dinámica, para posteriormente realizar un análisis y extraer una serie de modelos que supongan un punto de partida sobre el que establecer la arquitectura de control. A continuación, se han diseñado varios esquemas de control distintos, con el fin de evaluar su desempeño ante distintas perturbaciones, para así establecer una comparativa entre estos y determinar cuál se ajusta más a las especificaciones impuestas.

El trabajo nace como respuesta a un problema de control especialmente complejo, pero también muy interesante desde el punto de vista analítico. Se trata de un sistema altamente no lineal, esto es, con una dinámica muy variable en función del valor de sus entradas. Esta no linealidad se manifiesta también en el tiempo de retardo del sistema, lo cual es el factor más característico del proceso, así como su mayor obstáculo para ser controlado correctamente. Por ello, se buscará lograr una estrategia de control adaptativa a la par que eficiente, compuesta siempre por un controlador clásico y una acción por adelantado, que proporcione unos resultados satisfactorios ante cualquier circunstancia. Se tratarán distintos métodos de control no lineal adaptados para este sistema, como son el controlador de parámetros medios, el esquema de ajuste por tabla o la interpolación de parámetros. Se buscará agilidad y seguridad en el rechazo a perturbaciones, con el fin de controlar un proceso que colabora con la generación de energía sostenible y eficiente.

Palabras clave: Termosolar, recuperador de gases, control de procesos, modelado.



# Abstract

The main goal of this master thesis consists in the design and optimization of a control architecture suitable for the control of a heat recovery system integrated in a renewable thermosolar power plant. With this purpose, a literature review of the process has been done, with the aim of understanding and describing its dynamics. Afterwards, an analysis and a set of models were done, what means a starting point to establish the control architecture. Based on this, a series of different control schemes has been designed, with the purpose to assess its performance in the presence of different disturbances, in order to set up a comparison between them and determine which one best fits the imposed specifications.

This thesis is born as a response to a primarily complicated control problem, but also very interesting from the analytic perspective. It is a very non-linear system, that is, with a highly variable dynamics according to the value of its inputs. This non-linearity also appears in the delay of the system, which is its most remarkable feature, since it is an important drawback to be correctly controlled. Therefore, an adaptative and efficient control strategy will be proposed, formed by a classic controller and a feedforward action, which provides satisfactory results facing any circumstance. Different non-linear control methods adjusted for this system will be employed, such as the average parameter controller, the gain scheduling strategy or the parameter interpolation, looking for agility and security rejecting disturbances, with the aim of controlling a process which contributes to a sustainable and efficient energy generation.

Keywords: Thermosolar, heat recovery system, process control, process modeling.



# Introducción

## 1.1. Introducción

El Trabajo Fin de Grado (TFG) establecido en el Grado en Ingeniería Electrónica Industrial como requisito indispensable para la obtención del título de graduado, supone un punto de inflexión para el estudiante, que ha de sintetizar el conocimiento obtenido durante cuatro años en un único documento, en este caso de carácter monográfico. Se trata de una ardua tarea, por un lado, debido a la problemática de seleccionar un ámbito que el alumno domine teóricamente y a su vez se sienta confiado, ofreciendo un interés para la comunidad educativa o para el sector industrial. Por otro lado, se vuelve fundamental en el desarrollo del trabajo el cumplimiento de la normativa relacionada con el documento, una cuestión a la que el alumno no se ha enfrentado hasta el momento, pero que supone una parte muy importante en el ejercicio de la profesión de ingeniero.

Para superar la dificultad que constituye el TFG, el trabajo deberá ser segmentado y planificado, partiendo de la idea del objetivo fundamental del trabajo para dividir esta en objetivos consecutivos para cumplir con los propósitos firmados. Todo esto supone un empujón en el aprendizaje y un cambio drástico en su forma de afrontar la elaboración de cualquier documento de este carácter. En esto radica la trascendencia que el TFG tiene en la carrera de cualquier ingeniero.

## 1.2. Motivación del trabajo

La energía eléctrica es un recurso fundamental para la sociedad actual. Como bien es sabido, la población se encuentra en constante crecimiento y con ella, la demanda energética. Los combustibles fósiles y las fuentes de energía tradicionales son limitadas, por no hablar del impacto medioambiental que producen, por lo que se la búsqueda de una fuente de abastecimiento alternativa se convierte en una prioridad. En este contexto

cobran importancia las fuentes de energía renovables, como el sol o el viento, que destacan por su sostenibilidad, tanto ecológica como energéticamente. Se trata de recursos naturales ilimitados cuya energía puede aprovecharse mediante la tecnología.

Sin embargo, este tipo de energías presentan un serio inconveniente: su almacenamiento. Los recursos naturales como el viento, la radiación solar o las mareas no son almacenables ni controlables, por lo que su producción de energía es altamente variable. Esto se convierte en su mayor problema, debido a que no es posible modificar los niveles de generación en función de la demanda, lo cual origina situaciones en las que la planta no genera suficiente energía para satisfacer la demanda, o produce más de la requerida. La energía eléctrica generada mediante la mayoría de este tipo de fuentes solamente puede ser almacenada en baterías electrolíticas para pequeñas instalaciones, pero cuando hablamos de suministro energético a gran escala el problema de la variabilidad de la producción limita el uso de estas energías, obligando a combinarlas con fuentes tradicionales.

Una de las fuentes que permiten su almacenamiento sin el uso de baterías electrolíticas es la energía termosolar. Como la mayoría de las fuentes de energía, su objetivo es mover una turbina conectada a un generador mediante el incremento de temperatura del vapor de agua. A diferencia de otras, el calor utilizado viene de la radiación solar, y se utiliza para calentar un fluido térmico en un campo de captadores. Este se dirige a un intercambiador de calor, donde entra en contacto con el vapor de agua. La batería no eléctrica utilizada en este proceso es el almacenamiento de los fluidos en "tanques calientes", aislados térmicamente del exterior, de modo que, una vez se calienta el fluido (sales fundidas) este se almacena en dichos recipientes, evitando que pierdan calor, y dirigiéndolos al intercambiador de calor cuando sea necesario en función de la demanda. Esta energía se presenta como una alternativa altamente viable, pero sigue presentando el problema de que en periodos de alta demanda, o baja producción la energía almacenada se agote.

Ante la casuística descrita surgen las centrales termosolares híbridas, que combinan la energía termosolar con otras fuentes que proporcionen una ayuda al abastecimiento. Por lo general, en este tipo de centrales se utilizan combustibles fósiles, pero esto no termina con de la dependencia de estos recursos. Una alternativa puede ser el uso de biogás como combustible, el cual es mucho más renovable, sostenible y rentable. De este modo, cuando la turbina de vapor no alcance la producción requerida, se activará una segunda turbina, movida por biogás, que incrementará el abastecimiento.

Un aspecto que hace aún más atractiva a esta alternativa es la capacidad de reaprovechar los gases de escape que emite la combustión del biogás para calentar las sales fundidas que aún no hayan pasado por el campo de captadores, ayudando así a su vez al ciclo termodinámico de la turbina principal. Los gases de escape entran en contacto térmico con las sales fundidas en un elemento conocido como recuperador de gases, y optimizar las estrategia de control en este equipo será el objetivo de este trabajo.



### 1.3. Objetivos

El objetivo fundamental será la optimización del control de la temperatura de salida de las sales fundidas del recuperador de calor. Para ello, se propondrán múltiples estrategias de control con el fin de evaluar el desempeño de estas además de lograr el mejor control posible.

El propósito del control del recuperador de sales es garantizar que las sales fundidas salen de este a 560°C. La variable que es posible modificar para lograr dicho propósito es el caudal de sales fundidas que entran a la instalación. El caudal de gases de escape es incontrolable, pues depende del régimen de funcionamiento de la turbina de biogás, por lo que es considerado una perturbación.

No se trata de un problema de control simple, debido a la existencia de fluctuaciones en los tiempos de retardo de las variables. Como es lógico, el tiempo que las entradas tardan en afectar a la salida es proporcional a la velocidad de los fluidos, y por tanto a la magnitud de las propias entradas (caudales). Si bien el retardo de cualquier sistema dificulta su control, un retardo variable da lugar a un ejercicio de control complejo, que permite poner en práctica técnicas avanzadas de control robusto o basado en modelo. Es un problema de regulación puro, sin cambios en la consigna pero con flujos de perturbaciones variables, con una dinámica altamente no lineal, por lo que se priorizará la robustez y la adaptabilidad del esquema, buscando neutralizar los problemas que acarrea la variabilidad del retardo por separado en cada una de las entradas.

Con este fin, los objetivos que propuestos han sido los siguientes:

- Objetivo 1. Comprensión del proceso.

En primer lugar, la tarea será realizar un estudio del proceso con el objetivo de obtener un modelo teórico óptimo, así como para comprender la dinámica y posibles no linealidades del sistema.

- Objetivo 2. Análisis y modelado del proceso.

Posteriormente, se realizará un estudio empírico sobre el simulador para acotar sus no linealidades, así como para diferenciar diversos puntos de operación.

- Objetivo 3. Desarrollo y comparación de estrategias de control.

Una vez obtenido un buen modelo del sistema, será preciso diseñar y sintonizar los controladores pertinentes. Se llevarán a cabo distintos esquemas, analizando el desempeño de cada uno en distintos puntos de operación.

| Punto | Flujo másico de sales (kg/seg) | Flujo másico de gas (kg/seg) |
|-------|--------------------------------|------------------------------|
| 1     | 1,2                            | 1,85                         |
| 2     | 2,4                            | 3,1                          |
| 3     | 3,6                            | 4,35                         |
| 4     | 4,8                            | 5,6                          |

Tabla 1.1: Resumen de puntos de operación

## 1.4. Contexto

Este trabajo parte del artículo [10], en el cual presentan el proyecto HYSOL, con el fin de estudiar la sostenibilidad y proponer una configuración híbrida termosolar-biogás, con fuentes de energía 100 % renovables. Este se centra en el estudio, diseño, optimización y construcción de un demostrador basado en el sistema de recuperador de gases descrito anteriormente, el cual pretende ser el antecedente de la construcción de una planta comercial a mayor escala.

Todo el estudio descrito en este trabajo ha sido realizado sobre su simulador del proceso, el cual se encuentra detallado en ese mismo artículo. En el artículo de J. Bonilla y L. Roca [2] se modela dicho proceso, y se propone un sistema de control basado en el modelo no lineal de la planta para este.

## 1.5. Resumen de resultados

Los resultados obtenidos se pueden dividir en dos fases: modelado y control. La primera hace referencia a los modelos obtenidos del sistema, mientras que la segunda muestra los controladores diseñados, así como la respuesta lograda.

### 1.5.1. Modelado

Ante la alta no linealidad del sistema, se han propuesto cuatro modelos que relacionan la salida (temperatura de sales) y la entrada (flujo másico de sales) y otros cuatro que relacionan salida y perturbación (flujo másico de gas). Cada uno de los modelos hace referencia a un punto de operación, definido por una combinación de valores de entrada y perturbación que llevan a la salida al valor deseado. Estos puntos están recogidos en la tabla 1.1.

Se obtuvieron modelos de primer y segundo orden sobreamortiguados y con retardo, con un gran porcentaje de ajuste para cada uno de los puntos de operación, los cuales se muestran en la tabla 1.2. A partir de dichos modelos lineales se han desarrollado tres

| Punto | Modelos flujo másico de sales           | Modelos flujo másico de gas                         |
|-------|---|---|
| 1     | $\frac{-193,41}{4110,7s+1}e^{-91,625s}$ | $\frac{197}{(6384s+1)(706,89s+1)}e^{-107,79s}$      |
| 2     | $\frac{-103,07}{1805s+1}e^{-81,665s}$   | $\frac{101,76}{(2455,3s+1)(433,74s+1)}e^{-94,165s}$ |
| 3     | $\frac{-70,535}{1239,9s+1}e^{-72,535s}$ | $\frac{67,487}{(1437,7s+1)(350,94s+1)}e^{-81,63s}$  |
| 4     | $\frac{-53,576}{896,28s+1}e^{-62,575s}$ | $\frac{51,137}{(1052,4s+1)(297,73s+1)}e^{-68s}$     |

Tabla 1.2: Funciones de transferencia estimadas para el flujo másico de sales.

estrategias de control adaptativas: ajuste por tabla, interpolación polinomial y controlador de parámetros medios.

### 1.5.2. Sintonización de controladores

La sintonización de los parámetros de los controladores ha sido realizada mediante el método  $\lambda$ , mediante la aproximación del retardo como un cero de fase no mínima, aprovechando el buen porcentaje de ajuste de los modelos. Para el esquema de ajuste por tabla bastó con sintonizar un controlador PI y un bloque FeedForward para cada punto de operación y realizar la conmutación entre estos en función del valor de los flujos de sales y gas. Las funciones de transferencia obtenidas se muestran en la tabla 1.3.

| Punto | Controlador PI                   | FeedForward  |
|-------|----------------------------------|--|
| 1     | $-0,023(1 + \frac{1}{4110,7s})$  | $-1,0186 \frac{4110,7s+1}{(6384s+1)(706,89s+1)}e^{-16,165s}$ |
| 2     | $-0,0395(1 + \frac{1}{1805s})$   | $-0,987 \frac{1805s+1}{(2455,3s+1)(433,74s+1)}e^{-12,5s}$    |
| 3     | $-0,0548(1 + \frac{1}{1239,9s})$ | $-0,957 \frac{1239,9s+1}{(1437,7s+1)(350,94s+1)}e^{-9,095s}$ |
| 4     | $-0,0692(1 + \frac{1}{896,28s})$ | $-0,954 \frac{896,28s+1}{(1052,4s+1)(297,73s+1)}e^{-5,425s}$ |

Tabla 1.3: Controlador PI y compensador por adelanto por punto de operación

Para el controlador de parámetros medios se calculó una planta promedio, definida por las ecuaciones 1.1 y 1.2, y se sintonizó un controlador y un compensador por adelanto para esta haciendo uso del mismo método, los cuales se observan en 1.3 y 1.4.

$$G(s) = \frac{-105,14775}{2012,97s + 1}e^{-77,1s} \quad (1.1)$$

$$D(s) = \frac{104,35}{(2832,35s + 1)(447,325s + 1)}e^{-87,9s} \quad (1.2)$$

$$C(s) = -0,04(1 + \frac{1}{2012,97s}) \quad (1.3)$$

$$FF(s) = \frac{-0,993(2012,97s + 1)}{(2832,35s + 1)(447,325s + 1)} e^{-10,8s} \quad (1.4)$$

Finalmente, para el control mediante interpolación polinomial se desarrollaron expresiones polinómicas para cada uno de los parámetros descriptivo del sistema, mostradas en la tabla 1.4. Haciendo uso de estas funciones, el esquema calcula en tiempo real el controlador PI y la función FeedForward de forma analítica.

| Parámetro   | Función  |
|-------------|--|
| $K_G$       | $4,073U^3 - 49,3969U^2 + 212,0561U - 383,784$    |
| $\tau_G$    | $-146,5U^3 + 1659,3U^2 - 6418U + 9676,1$         |
| $tr_G$      | $-0,1601U^3 + 1,441U^2 - 11,8736U + 104,075$     |
| $K_D$       | $-3,6731D^3 + 53,6692D^2 - 272,9197D + 541,4753$ |
| $\tau_{1D}$ | $-194D^3 + 2740D^2 - 13057D + 22392$             |
| $\tau_{2D}$ | $-13,7D^3 + 188,5D^2 - 894,1D + 1802,7$          |
| $tr_D$      | $-0,1865D^3 + 2,0828D^2 - 17,7107D + 134,6069$   |

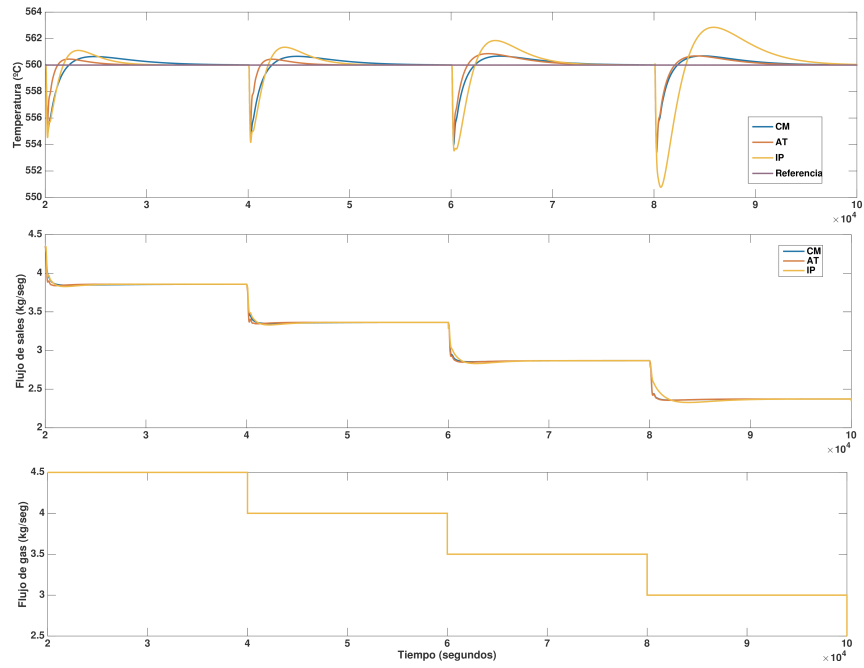
Tabla 1.4: Polinomio de cada parámetro

### 1.5.3. Resultados de control

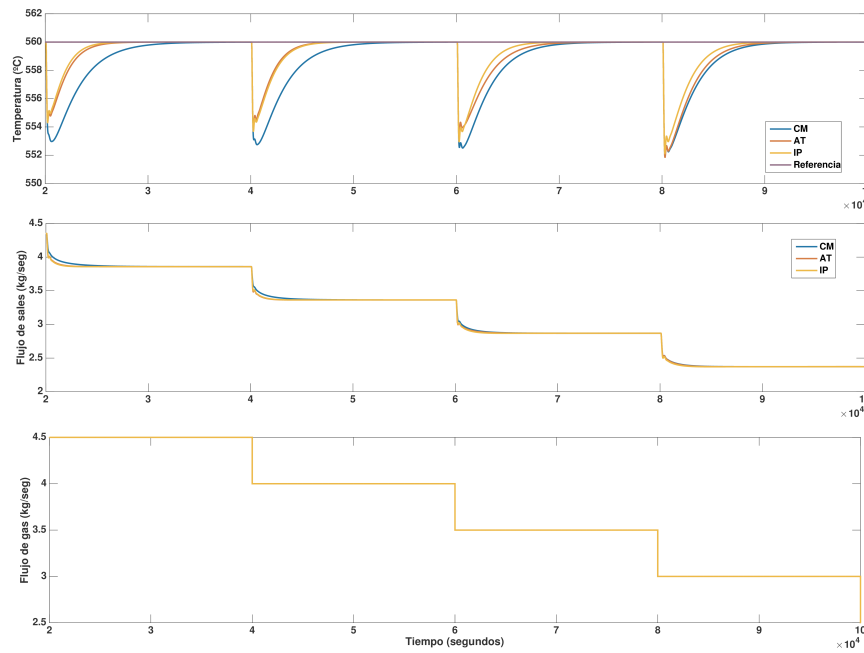
Finalmente, se han puesto a pruebas las estrategias mencionadas ante una serie de perturbaciones que llevan el sistema por distintos puntos de operación, y se ha analizado la respuesta en presencia y en ausencia de compensador por adelanto. Las respuestas obtenidas, así como la señal de control y el perfil de perturbaciones de dichos ensayos se pueden observar en las figuras 1.1a y 1.1b.

Se puede apreciar que tanto con acción FeedForward como sin esta, el esquema alcanza su propósito en todos los casos, destacando la estrategia de ajuste por tabla con compensador por adelanto y la interpolación polinomial sin este. Por otro lado, se han realizado comparaciones cuantitativas según la integral del error absoluto (IEA) y la integral de la señal de control (ISC), apreciables en la tabla 1.5, que corroboran los resultados mencionados. Las seis estrategias mostradas en esta son ajuste por tabla o Gain Scheduling (AT), interpolación polinomial de parámetros (IP) y controlador de parámetros medios (CM) con y sin compensador por adelanto o FeedForward (CA).

Las estrategias desarrolladas en este trabajo consiguen lograr resultados muy similares a aquellos presentados en [11], donde se utilizaron estrategias basadas en modelos no lineales. La ventaja que presentan los esquemas aquí mostrados es la robustez que proporciona, al ser menos dependiente de los parámetros físicos del sistema.



(a) Respuesta con FeedForward



(b) Respuesta sin FeedForward

Figura 1.1: Comparación de control en todos los puntos de operación con y sin FeedForward.

| Estrategia | IAE    | ISC   |
|------------|--------|-------|
| AT con CA  | 1147,5 | 12474 |
| AT sin CA  | 3153   | 12512 |
| IP con CA  | 3540,3 | 12472 |
| IP sin CA  | 2966,1 | 12510 |
| CM con CA  | 1803,4 | 12474 |
| CM sin CA  | 4989,1 | 12538 |

Tabla 1.5: Valores de índices IEA e ISC para los ensayos por todos los puntos de operación.

## 1.6. Planificación temporal

### 1.6.1. Fases de desarrollo

Todos los resultados de este trabajo son fruto de la segmentación y planificación del proyecto en un conjunto de tareas u objetivos a lo largo de más de tres meses. La Tabla 1.6 representa las actividades en las que se ha dividido el TFG.

A grandes rasgos, la planificación se ha dividido en 5 fases, cada una de estas integra un conjunto de actividades de las que se muestran en la tabla. El primer paso es la realización del estudio bibliográfico previo, tanto del proceso como de posibles esquemas implementables e interesantes. Tras esto, se realizó el modelado y análisis del sistema sobre el simulador. La tercera fase consiste en la sintonización y el desarrollo de todos los esquemas de control estudiados. Esta se puede considerar la fase más laboriosa, aunque también la más fructífera. A continuación, se analizaron los resultados y se extrajeron conclusiones sobre estos, parte también fundamental de este trabajo. Por último, se generaron las gráficas pertinentes y se redactó el documento, finalizando así el proyecto.

### 1.6.2. Planificación

Las actividades descritas anteriormente se han planificado según se muestra en la tabla 1.7. En febrero se realizó el estudio bibliográfico previo y se comenzó con el análisis del sistema. En marzo, se finalizó el análisis y se realizó el modelado del sistema, la sintonización de controladores y se desarrolló el primer esquema de control. También se comenzó con los esquemas de control adaptativo, así como con la interpolación de parámetros. En abril se continuaron estas tareas, además de comenzar con el análisis de los ensayos realizados y la redacción del documento. Finalmente, en mayo se generaron las figuras pertinentes y se finalizaron todas las tareas pendientes.

Las tareas más laboriosas fueron el desarrollo de esquemas de control no lineal y la redacción del documento, mientras que los meses con más horas de trabajo fueron marzo,

| Actividades | Descripción   |
|-------------|---|
| A           | Estudio bibliográfico del proceso y simulador               |
| B           | Estudio bibliográfico de esquemas de control implementables |
| C           | Análisis del simulador y del sistema                        |
| D           | Modelado del sistema  |
| E           | Sintonización de controladores y feedforward                |
| F           | Desarrollo de esquema de control básico                     |
| G           | Estudio de la interpolación de parámetros del sistema       |
| H           | Desarrollo de esquemas de control no lineal                 |
| I           | Análisis del efecto del feedforward sobre cada esquema      |
| J           | Comparación de esquemas ante distintos perfiles             |
| K           | Generación de resultados gráficos                           |
| L           | Redacción del documento                                     |

Tabla 1.6: Actividades realizadas durante el desarrollo del TFG.

abril y mayo. Una buena planificación ha sido clave para la ejecución de este proyecto.

## 1.7. Estructura de la memoria

Esta memoria se descompone en tres capítulos fundamentales, una introducción y la estructura final. Cada una de las partes es imprescindible para la completa comprensión por parte del lector del desarrollo del proyecto.

Además de estos, la memoria muestra en primer lugar un índice general de contenidos, seguido por la sección de agradecimientos y dedicatorias. Muestra a continuación los listados de figuras y tablas debido a la cantidad de gráficas y resultados numéricos. Se incluye también un resumen general del documento, tanto en castellano como en inglés. A continuación, se expresarán los contenidos tratados en cada capítulo:

- Capítulo 1. Introducción: en esta sección se explican la motivación del proyecto, así como los objetivos a lograr y el contexto en que se encuentra. También se realiza un resumen de los resultados, así como un cronograma con las actividades realizadas.
- Capítulo 2. Materiales y métodos: en esta sección se profundiza más en el modelo teórico del proceso, explicando su fundamento físico y el por qué de su dinámica. Además, se realiza una explicación teórica de los métodos utilizados en la realización del trabajo, así como una descripción del simulador utilizado.
- Capítulo 3. Resultados: en esta sección se presentan los resultados de cada ensayo

| Actividad | Nº de horas por mes |       |       |      |
|-----------|---------------------|-------|-------|------|
|           | Febrero             | Marzo | Abril | Mayo |
| A         | 10                  | 0     | 0     | 0    |
| B         | 10                  | 0     | 0     | 0    |
| C         | 15                  | 15    | 0     | 0    |
| D         | 0                   | 40    | 0     | 0    |
| E         | 0                   | 20    | 0     | 0    |
| F         | 0                   | 20    | 0     | 0    |
| G         | 0                   | 15    | 15    | 0    |
| H         | 0                   | 10    | 40    | 40   |
| I         | 0                   | 0     | 30    | 10   |
| J         | 0                   | 0     | 20    | 30   |
| K         | 0                   | 0     | 0     | 10   |
| L         | 0                   | 0     | 15    | 35   |

Tabla 1.7: Nº de horas por mes dedicadas a cada actividad planificada.

realizado, con el fin de evaluar el rendimiento de cada controlador y determinar la solución óptima.

Finalmente, la memoria presenta un apartado con las conclusiones extraídas durante la elaboración del trabajo, así como toda la bibliografía consultada a lo largo del trabajo.



# Materiales y métodos

## Introducción

En este capítulo se pretende dar al lector toda la información necesaria para la comprensión de la totalidad del presente trabajo. La primera parte (2.1.) proporciona un estudio detallado del sistema del recuperador de gases, con el fin de comprender su dinámica y sus posibles no linealidades, así como para justificar la dificultad e importancia que presenta el problema que se afronta. La segunda parte (2.2.) describe el simulador del proceso sobre el que se va a trabajar, además del resto de herramientas auxiliares utilizadas. La tercera parte (2.3.) se centra en la explicación y el fundamento teórico de cada una de las estrategias de control desarrolladas. Por otro lado, se pondrán en manifiesto cada uno de los métodos de sintonización y modelado utilizados, con una breve explicación teórica de su fundamento y posibles problemas que pueden presentar, así como la forma de tratarlos.

### 2.1. Descripción del proceso

El principal problema que afrontan las plantas de producción de energía eléctrica basadas en energías renovables es el de proporcionar un suministro estable. La variabilidad de la fuente energética hace que esta actúe como una perturbación desde el punto de vista de control, en lugar de como una entrada al sistema [3].

La energía solar térmica presenta una importante ventaja respecto a otras energías renovables y es la de permitir un eficiente almacenamiento de dicha energía y por tanto la disponibilidad bajo demanda, lo que permite paliar en cierta medida la variabilidad del recurso solar [3].

Sin embargo, debido a limitaciones en el tamaño del sistema de almacenamiento, por razones económicas, en determinadas circunstancias dicho almacenamiento térmico puede llegar a ser insuficiente, especialmente bajo prolongados periodos con condiciones me-

teorológicas adversas. Actualmente la solución a este problema en plantas termosolares industriales consiste en la hibridación de la energía solar con combustibles fósiles. Esta hibridación ha dado lugar principalmente a plantas de ciclo combinado integrado con energía solar donde la contribución de la energía solar es relativamente baja (<20 %) y plantas termosolares con sistemas fósiles de respaldo, destinados principalmente a evitar la solidificación del fluido de trabajo, en lugar de a la producción de electricidad [3].

Por otra parte, los problemas asociados a los combustibles fósiles (problemas medioambientales, sostenibilidad e incremento del coste), incentivan la inversión e investigación en soluciones alternativas cada vez más eficientes a la vez que sostenibles y respetuosas con el medio ambiente. Dentro de las alternativas que están actualmente siendo estudiadas, una de ellas es la hibridación de biomasa o biogás con energía solar. El biogás presenta la ventaja de que puede ser más eficientemente transportado a través de una red de distribución o licuado en tanques presurizados. La sostenibilidad es un aspecto fundamental de esta tecnología, ya que un eficiente y rentable suministro de biomasa en las cantidades adecuadas es fundamental. El impacto medioambiental en las zonas de extracción de biomasa es otra cuestión que debe de ser estudiada en detalle [3].

Con el fin de estudiar la sostenibilidad y proponer una configuración híbrida termosolar-biogás novedosa, con fuentes de energía 100 % renovables, surge el proyecto HYSOL [3].

### 2.1.1. Proyecto HYSOL

El proyecto Innovative configuration for a fully renewable hybrid Concentrating Solar Power (CSP) plant, proyecto HYSOL (Consortio Proyecto HYSOL, 2013; ACS/Cobra T&I channel, 2015), pertenece al Séptimo Programa Marco de la Unión Europea, temática Energy.2012.2.5.2 hybridisation of CSP with other energy sources. El consorcio HYSOL está formado por ocho socios de cuatro países europeos, formando un grupo multidisciplinar, con socios dedicados a investigación: CIEMAT-PSA, ENEA, UPM, DTU / MAN / SYS y SDLO-PRI, junto con socios industriales: ACS-COBRA, AITESA e IDIE. El propulsor y coordinador del proyecto es el grupo COBRA, grupo que cuenta con una amplia experiencia en el desarrollo, construcción, operación y mantenimiento de instalaciones industriales y centrales termoeléctricas [3].

El proyecto HYSOL se centra en el estudio, diseño, optimización y construcción a escala preindustrial de un demostrador con una configuración innovadora basada en un nuevo sistema de recuperación de calor de gases de escape y un simulador de una turbina de gas. Adicionalmente los resultados obtenidos permitirán optimizar el diseño de una planta comercial donde el gas utilizado en la turbina podría ser biogás, lo que hace que la instalación esté completamente basada en energías renovables [3].

### 2.1.2. Planta comercial

Uno de los esquemas comerciales propuestos en el proyecto se muestra en la figura 2.1. Las distintas configuraciones HYSOL se pueden aplicar tanto a captadores cilindroparabólicos como a sistemas de torre con almacenamiento directo e indirecto. El caso ilustrado en la figura 2.1 se corresponde con un sistema de torre con campo de heliostatos cuyo fluido de trabajo y almacenamiento es sales fundidas (almacenamiento directo). Principalmente se pueden distinguir los siguientes modos de operación [3]:

1. Solar con turbina de vapor. La energía térmica de las sales fundidas procedente del campo solar es directamente almacenada en el tanque caliente, la energía necesaria es entonces utilizada en el ciclo Rankine para producir electricidad gracias a un generador de vapor y una turbina. El exceso de dicha energía térmica permanece almacenado en el tanque caliente. Las sales fundidas que fluyen a la salida del generador de vapor son almacenadas en el tanque frío, una vez estas han cedido su energía térmica.
2. Descarga con turbina de vapor. Cuando el recurso solar no sea suficiente para mantener las condiciones de operación y el sistema de almacenamiento térmico tenga almacenada la suficiente energía, las sales fundidas pueden ser circuladas del tanque caliente al generador de vapor para producir electricidad como se indicó en el punto 1.
3. Turbina de gas y vapor. En caso de que tanto el recurso solar como el almacenamiento térmico no puedan cumplir las condiciones de operación para satisfacer la demanda eléctrica, el ciclo Brayton abierto producirá electricidad con biogás como gas de combustión. Adicionalmente los gases de escape son reutilizados en el recuperador, por el cual circulan sales fundidas del tanque frío al tanque caliente, siendo estas calentadas y utilizadas en el ciclo Rankine como se ha indicado en el punto 1. Los gases de salida del recuperador también podrían ser utilizados para optimizar el rendimiento de la planta.

### 2.1.3. Demostrador

Con el fin de reproducir y estudiar la configuración HYSOL previamente descrita, se ha construido un demostrador de esta tecnología en el cluster de innovación termosolar de Manchasaol, en Castilla-La Mancha, España. El demostrador consiste principalmente en un simulador de turbina de gas (sistema de admisión de aire, ventilador y calentador de aire), un recuperador de calor de gases de combustión y sales fundidas, un tanque de sales

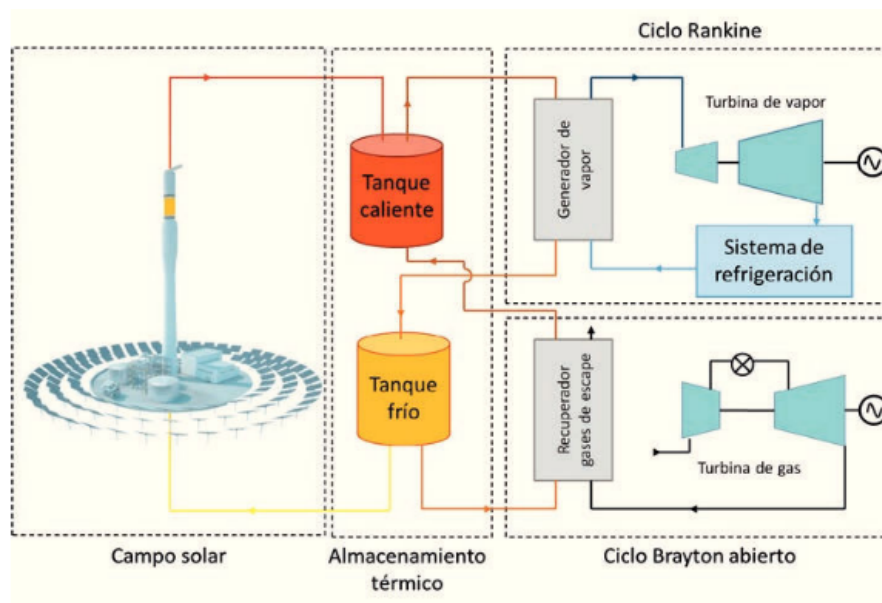


Figura 2.1: Configuración HYSOL con torre, campo de heliostatos y almacenamiento directo

fundidas y un aerorefrigerador (ver figura 2.2). Todos los elementos del demostrador son de nueva construcción [3].

El demostrador permite estudiar y analizar el recuperador de gases propuesto para la configuración de planta comercial. El recuperador es un intercambiador de calor donde las sales fundidas circulan por el interior de un banco de tubos, donde la entrada está situada en la parte más alta, mientras que los gases de combustión envuelven al banco de tubos y cuya entrada está situada en la parte inferior abandonando el recuperado por la parte superior a través de las chimeneas [3].

CIEMAT-PSA es el coordinador del paquete de trabajo de modelado dinámico y control avanzado del proyecto HYSOL, y ahí es donde se encuadra el trabajo presentado en este trabajo, que se corresponde con el modelo dinámico del recuperador gases - sales fundidas del demostrador. El modelo dinámico será una herramienta útil para el diseño, prueba y validación de sistemas de control automático avanzados [3].

Las tablas 2.1 y 2.2 muestran las principales características del recuperador de calor. El recuperador de calor está dividido en altura en tres secciones: alta, media y baja temperatura. La sección de alta temperatura se corresponde con la parte inferior, dado que el gas se introduce a máxima temperatura por la parte inferior (ver figura 2.2), la siguiente sección en altura es la de media temperatura. La sección superior, donde el gas exhausto es expulsado a la atmósfera y donde se introducen las sales fundidas al recuperador, es la sección de baja temperatura. Las figuras 2.3(a) y 2.3(b) muestran la vista frontal y lateral

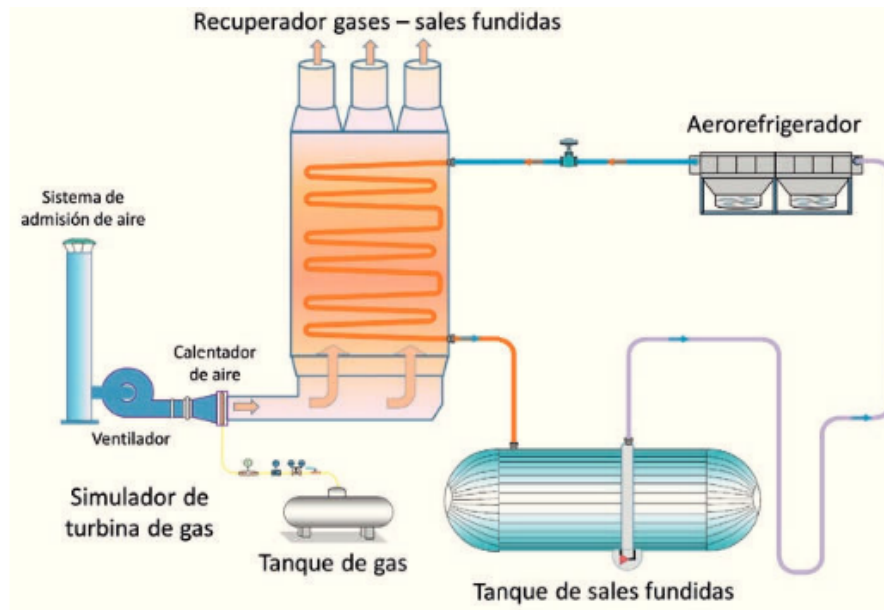


Figura 2.2: Demostrador del proyecto HYSOL

de una sección del recuperador de calor. Las sales fundidas circulan por el interior del banco de tubos desde la parte superior a la parte inferior, mientras que los gases de combustión circulan envolviendo al banco de tubos desde la parte inferior a la parte superior. En la figura 2.3 se puede apreciar que hay tres tubos en paralelo y 20 pasos por sección [3].

## 2.2. Simulador del proceso

Una vez detallado el proceso, se tratará el entorno sobre el cual se va a trabajar, con el fin de familiarizar al lector con el entorno de trabajo. Todo el proyecto ha sido desarrollado sobre el entorno del programa MATLAB, concretamente con Simulink y System Identification Toolbox.

### 2.2.1. Modelo HRS (Heat Recovery System)

Ante la incapacidad de acceder a una planta real, unido a lo aparatoso de realizar ensayos en dicha planta, y aprovechando el trabajo realizado por J. Bonilla, L. Roca, A. De La Calle y S. Dormido [2], los ensayos de control sobre el sistema serán realizados en el simulador desarrollado en su mismo artículo. Dicho simulador fue implementado en el entorno de Dymola, pero ha sido exportado a Simulink [7] para trabajar con él.

Simulink es una aplicación del programa MATLAB que funciona como un entorno

|   |                              |
|---|------------------------------|
| Contenedor                                |                              |
| Secciones                                 | 3 (alta, media y baja temp.) |
| Altura                                    | 10,68m                       |
| Base                                      | 7,07m                        |
| Ancho                                     | 0,360m                       |
| Espesor                                   | 0,180m                       |
| Emisividad                                | 0,6                          |
| Banco de tubos                            |                              |
| Tubos en paralelo                         | 3                            |
| Pasos por sección                         | 20                           |
| Tipo                                      | Tresbolillo                  |
| Diámetro exterior                         | 51cm (sin aletas)            |
| Espesor                                   | 3,2mm (sin aletas)           |
| Longitud                                  | 6,5m                         |
| Inclinación                               | 1                            |
| Aletas                                    | Serradas, helicoidales       |
| Paso longitudinal                         | 100mm                        |
| Paso transversal                          | 86mm                         |
| Emisividad                                | 0,6                          |
| Chimeneas                                 |                              |
| Número                                    | 3                            |
| Diámetro apertura                         | 0,25m                        |
| Longitud                                  | 5,56m                        |
| Contenedor - sección alta temperatura     |                              |
| Material                                  | A-321H acero inoxidable      |
| Densidad                                  | 7920kg/m <sup>3</sup>        |
| Calor específico                          | 500J/(kgK)                   |
| Contenedor - sección media temperatura    |                              |
| Material                                  | 13Cr-44Mo aleación de acero  |
| Densidad                                  | 7850kg/m <sup>3</sup>        |
| Calor específico                          | 440J/(kgK)                   |
| Contenedor - sección baja temperatura     |                              |
| Material                                  | ASTM A36 acero               |
| Densidad                                  | 7800kg/m <sup>3</sup>        |
| Calor específico                          | 480J/(kgK)                   |
| Banco de tubos - sección alta temperatura |                              |
| Material alta temp.                       | A-321H acero inoxidable      |
| Conductividad térmica                     | 21,4W/(mK)                   |
| Altura aleta                              | 13mm                         |
| Serrado aleta                             | 4,5mm                        |
| Espesor aleta                             | 1mm                          |
| Distancia entre espirales                 | 4,33mm                       |

Tabla 2.1: Principales características del recuperador de calor [3]

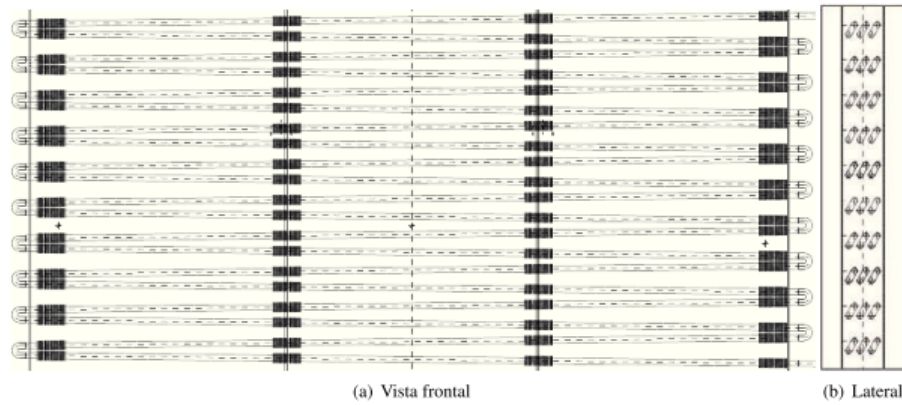


Figura 2.3: Banco de tubos y pared del recuperador de calor en una sección

|  |                              |
|--|------------------------------|
| Aislante térmico - sección baja temperatura  |                              |
| Material                                     | Dalfratex - fibra inorgánica |
| Espesor                                      | 200mm                        |
| Conductividad térmica                        | 0,15W/(mK)                   |
| Densidad                                     | 70kg/m <sup>3</sup>          |
| Aislante térmico - sección media temperatura |                              |
| Material                                     | Spintex 322G - lana de roca  |
| Espesor                                      | 200mm                        |
| Conductividad térmica                        | 0,15W/(mK)                   |
| Densidad                                     | 70kg/m <sup>3</sup>          |
| Aislante térmico - sección alta temperatura  |                              |
| Material                                     | Spintex 322G + Dalfratex     |
| Espesor                                      | 200mm + 25mm                 |

Tabla 2.2: Principales características del aislante térmico del recuperador de calor [3]

de simulación, donde es posible crear sistemas e interactuar con ellos. Se trata de una herramienta especialmente potente cuando se relaciona con el control de sistemas. En el caso que nos atañe, Simulink permitirá someter al simulador a las entradas deseadas, así como establecer todas las estrategias de control que se comentarán más adelante. Además, la posibilidad de exportar los datos o interactuar con Scripts de MATLAB durante las simulaciones incrementa su atractivo.

En la figura 2.4 se puede observar el entorno de Simulink. Destaca el bloque central, que corresponde con el modelo desarrollado en [3]. Dicho bloque presenta una serie de entradas y salidas, pero no todas han sido consideradas en este proyecto, como en el caso de la salida, la única que interesa observar en este trabajo es HR\_ToutMS, correspondiente a la temperatura de salida de las sales fundidas en Kelvin. Es posible también obtener la temperatura de salida del gas (K), así como el flujo másico de salida de ambos caudales (kg/s), aunque se trata de variables no relevantes.

En cuanto a las entradas, destacan HRS\_mflowInGas y HRS\_mflowInMS, correspondientes al caudal de gas y de sales fundidas respectivamente. Estas serán las variables perturbación y entrada sobre las que se actuará para obtener modelo o controlar el sistema. Otras entradas con la temperatura de entrada de gas y sales, cuyo valor será constante y no influirá en este proyecto.

Cabe destacar la presencia de bloques adicionales a la entrada del simulador. Existe un bloque de retardo variable para ambos caudales, el cual recibe como entradas la propia señal de caudal, y la salida de una función que calcula el retardo de dicho caudal en función de su valor. Esta es la parte encargada de producir el retardo variable del sistema. Por otro lado, existe un filtro de ganancia unitaria y constante de tiempo 10 segundos para ambos caudales, con el fin de atenuar su dinámica ante entradas en escalón y evitar derivadas excesivamente altas.

El simulador presenta una fase inicial, de duración en torno a los 10000 segundos, en los cuales sufre una enorme sobreoscilación. Esto es debido a que el simulador parte de unas condiciones iniciales frías y existe un transitorio hasta que se estabiliza. Cambiar esto no es una tarea sencilla, por lo que cualquier observación sobre los ensayos se realizará a partir del segundo 10000.

### 2.2.2. System Identification Toolbox

Dentro del entorno de MATLAB existen más herramientas útiles relacionadas con el control de sistemas. Una de ellas que será utilizada es el System Identification Toolbox [7], herramienta que otorga la capacidad de identificar funciones de transferencia de forma sencilla y eficaz a partir de perfiles de entrada y salida. Esta herramienta será utilizada para el modelado del sistema, debido a la gran cantidad de modelos que habrá que hallar.

La interfaz de la herramienta es la representada en la figura 2.5. Esta permite intro-



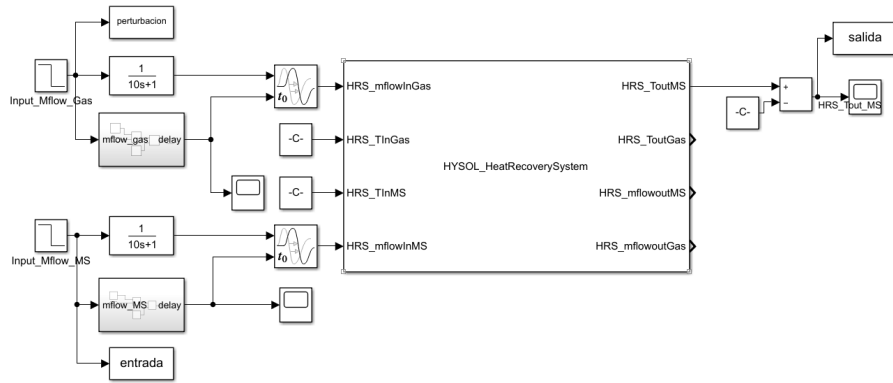


Figura 2.4: Simulador del proceso en Simulink.

ducir datos en el dominio del tiempo y de la frecuencia con el fin de trabajar sobre ellos. Las operaciones de preprocesamiento permiten modificar el rango de valores, eliminar la media o filtrar los datos. Tras esto, la herramienta es capaz de estimar un modelo del sistema a partir de los datos tratados, el cual puede ser completamente deducido por el programa o se pueden imponer parámetros ya conocidos, así como la forma de su función. La herramienta permite también una validación del nuevo modelo en comparación con los datos ya introducidos, proporcionando también el porcentaje de ajuste. Se trata en general de una herramienta muy eficaz e intuitiva, que será de gran utilidad.

## 2.3. Estrategias de control

Tras comprender la dinámica y la naturaleza no lineal del proceso, es importante determinar la estrategia a seguir para realizar un control eficiente de este. Los sistemas no lineales presentan muchas dificultades para ser controlados debido a la incertidumbre y variabilidad de sus parámetros, por lo que será necesaria la implementación de técnicas de control no lineales que serán descritas en esta sección.

### 2.3.1. Controlador PID

El controlador es la pieza clave para el control clásico del sistema. Se trata de un operador que tiene como entrada el error en referencia del sistema y como salida la señal de control de este. Aplicado al sistema sobre el que se trabajará, el controlador recibe la diferencia entre la temperatura de salida de las sales fundidas y la temperatura deseada, y a partir de esta calcula el caudal de sales ideal para alcanzar la referencia lo antes posible y con la mínima oscilación. El controlador opera de manera continua, leyendo el error y calculando la entrada con un periodo determinado conocido como tiempo de muestreo.

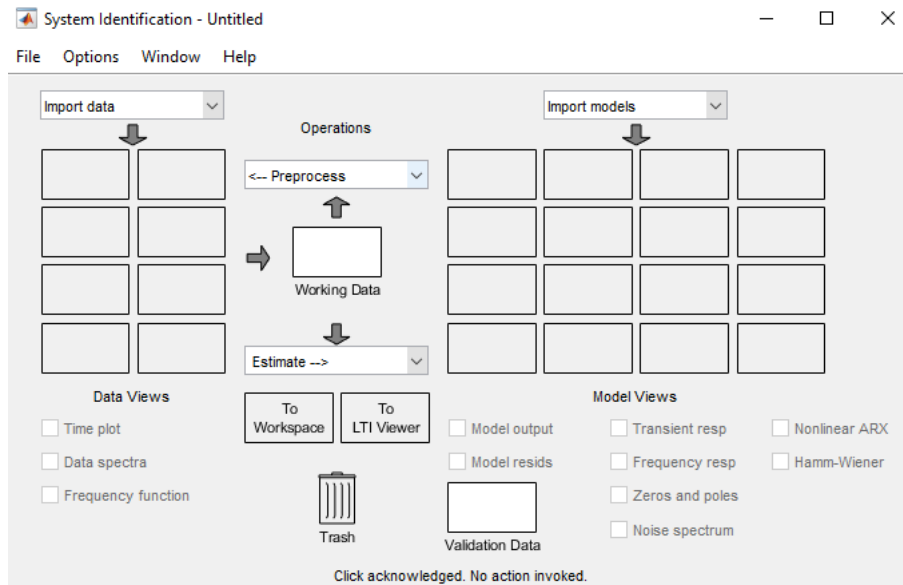


Figura 2.5: Ventana principal de System Identification Toolbox.

El controlador más usado en la industria es el PID. La salida de este es el resultado de la suma de tres operaciones sobre el error: la acción proporcional, la integral y la derivativa. La única de estas tres acciones que es imprescindible a la hora de controlar cualquier sistema es la proporcional, mientras que las demás son optativas.

- Acción proporcional (P): la aportación de esta acción a la señal de control total es proporcional al error en la salida del sistema en el estado actual. Esto supone que esta acción se vuelve nula cuando el sistema alcanza la referencia, y que no atiende al error pasado ni a tendencias futuras. La ecuación que define esta acción es:  $U_p(t) = K_p * E(t)$ , siendo  $K_p$  la constante proporcional del controlador y su parámetro característico. Una mayor constante proporcional implica un control más agresivo, que otorga una respuesta más rápida pero a menudo más oscilatoria en bucle cerrado.
- Acción integral (I): la aportación de esta acción a la señal de control total es proporcional a la integral del error en la salida del sistema. Esta acción se basa en el error pasado total, por lo que su aportación es creciente mientras no se haya alcanzado la referencia, y constante una vez lo logre. Esta acción garantiza que la referencia sea alcanzada completamente en la mayoría de sistemas. La ecuación que la define es:  $U_I(t) = \frac{1}{T_i} * \int E(t)dt$ , siendo  $T_i$  su parámetro característico, el tiempo integral. Cuanto mayor sea, el sistema presentará una dinámica menos oscilatoria en bucle cerrado, aunque más lenta.

- Acción derivativa (D): la aportación de esta acción a la señal de control total es proporcional a la derivada del error en la salida del sistema en el estado actual. La derivada de una función es su tendencia hacia un valor futuro, por lo que este operador pretende realizar una predicción del valor futuro del controlado y actuar en proporción a este. La ecuación que define su aportación es:  $U_D(t) = T_d * \frac{dE(t)}{dt}$ , donde  $T_d$  es el tiempo derivativo, su parámetro característico. Un mayor  $T_d$  supone un controlador más rápido, agresivo pero también oscilatorio.

Por lo general, un controlador presenta siempre las aportaciones proporcional e integral, lo cual se conoce como controlador PI, y a menudo también la derivativa, pero no siempre. En el dominio de Laplace, la función de transferencia del PID es (2.1), y la del PI es (2.2), para la implementación tipo ideal.

$$C(s) = K_p * \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s\right) \quad (2.1)$$

$$C(s) = K_p * \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) \quad (2.2)$$

### 2.3.2. Anti-windup

Es común que las variables de entrada de un sistema posean saturación, esto es, una limitación de sus valores máximos y mínimos. Así como una válvula no puede abrirse más del 100 %, o un motor tiene una limitación en cuanto a sus revoluciones, en el recuperador de gases también existe una limitación para el flujo másico de entrada, cuyos valores máximo y mínimo están en 5.6 y 1.2 kg/h respectivamente.

La saturación de la señal de control puede provocar en determinadas circunstancias que un sistema sea incapaz de alcanzar una referencia, o que lo haga de manera más lenta de lo esperado. En estas circunstancias, la integral del error crece gradualmente, y por tanto la acción integral también lo hace, aunque la variable de control no pueda crecer más. Esto provoca que, cuando se introduce una referencia alcanzable y el sistema necesita modificar su entrada, la integral del error disminuye con el tiempo, pero debido a la acción integral acumulada durante el tiempo de saturación la entrada tarda un intervalo en verse modificada, de manera similar a la existencia de tiempo de retardo.

Es por esto que, cuando una señal de control se encuentra saturada es preciso regular la aportación de la señal integral de forma constante. Esta regulación es la que se conoce como Anti-windup, y es muy sencilla de incorporar en el entorno de trabajo de Simulink, pues se encuentra implementada dentro del bloque PID. Sin embargo, cuando la señal de control tiene aportaciones externas al controlador, como FeedForward o desacoplos, su implementación es distinta.

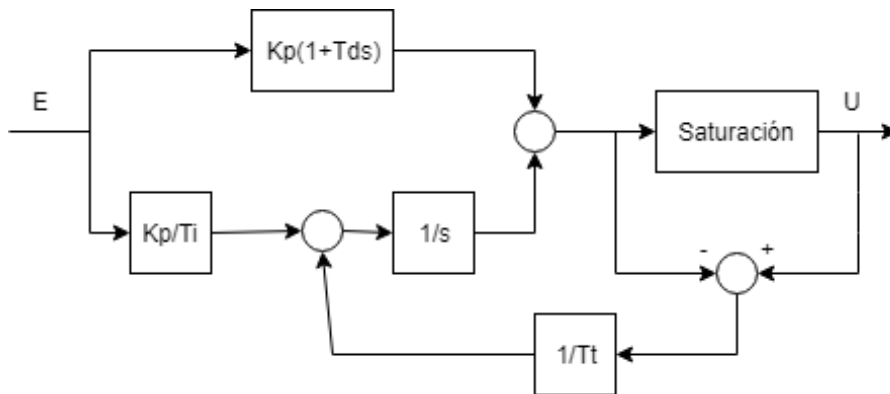


Figura 2.6: Diagrama de bloques del esquema Anti-windup.

Para realizarla, se activará dentro del bloque PID el modo Tracking, de manera que la salida de este bloque siga la señal seleccionada. De este modo, el controlador seguirá la acción de control tras la saturación, así cuando esta se encuentre saturada la acción integral no crecerá de manera indefinida. Cabe destacar que al tracking de la señal saturada es necesario restarle la aportación de las fuentes externas al PID. La implementación de este esquema es apreciable en la figura 2.7.

El modo Tracking posee un fundamento similar al Anti-windup, en el sentido de que busca regular la acción integral del controlador para lograr que la salida de este se iguale a otra variable. En el caso del Anti-windup, esta otra variable era el sistema saturado, mientras que en el caso del Tracking puede ser cualquier otra señal que se desee seguir, como puede ser la salida de otro controlador en paralelo. Este modo se encuentra implementado siempre en cualquier estrategia de control que implique alguna conmutación.

### 2.3.3. Sintonización de controlador

Una vez comprendido el funcionamiento del controlador, es preciso determinar el valor de sus parámetros con el fin de obtener la dinámica de salida deseada. Existen múltiples métodos de sintonización, tanto analíticos como heurísticos, y uno de los más efectivos cuando se dispone de un buen modelo es el método de cancelación polo-cero, aplicable a sistemas de cualquier orden.

El fundamento principal de este método es neutralizar el efecto de los polos del sistema haciendo uso de los ceros del controlador, y fijar la dinámica en bucle cerrado deseada con los grados de libertad restantes. En este proyecto este método se realizará para sistemas de primer orden con retardo, con una función de transferencia de primer orden estándar  $G(s) = \frac{k}{\tau s + 1} e^{-t_r s}$ . En este tipo de sistemas, en caso de que el retardo no sea dominante, este puede ser aproximado como un cero de fase no mínima de forma  $(-t_r s + 1)$ , facilitando el

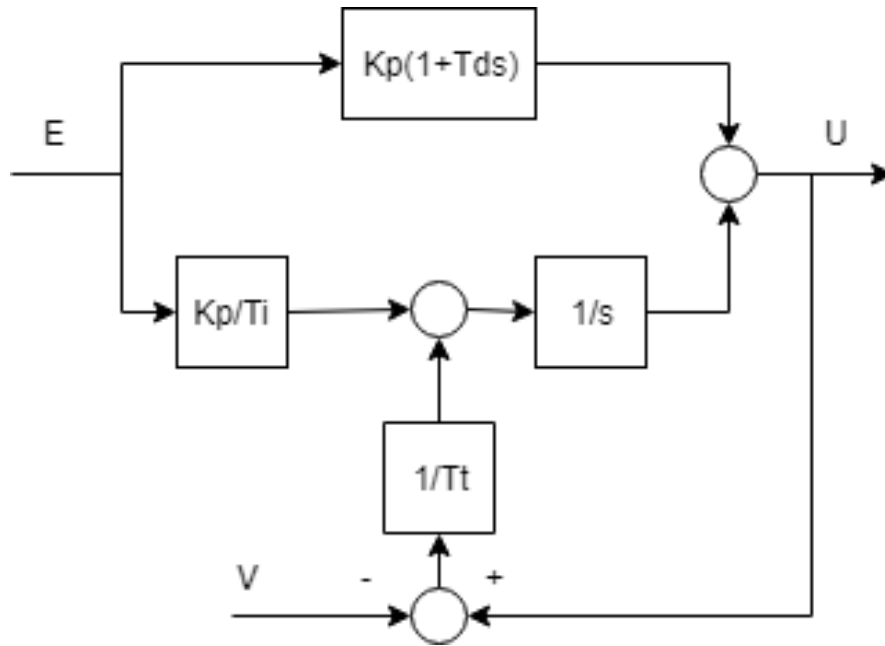


Figura 2.7: Diagrama de bloques del modo Tracking.

diseño, lo que se conoce como método  $\lambda$ .

Desarrollando la función del controlador descrita en (2.2), se obtiene la expresión  $C(s) = K_p * \frac{T_i s + 1}{T_i s}$ . Con el fin de simplificar la función de transferencia en lazo cerrado ( $G_{bc}(s)$ ), primero se trabajará sobre la función de cadena abierta ( $G_{ba}(s)$ ), desarrollada en (2.3). Esta función presenta un cero y un polo, pudiendo cancelar ambos imponiendo  $T_i = \tau$  (ver (2.4)), quedando una función de cadena abierta mucho más simple, a partir de la cual se establecerá la función en lazo cerrado (ver (2.5)).

A continuación, se desarrolla la función en lazo cerrado del sistema a partir de  $G_{ba}$ , que será normalizada de forma que su denominador quede de la forma  $(\tau_{bc}s + 1)$ , tal como muestra la ecuación (2.6). Tras este desarrollo, se puede observar que la constante de tiempo de la función en lazo cerrado es  $\tau_{bc} = \frac{T_i}{kK_p} - t_r$ , por lo que estableciendo dicha constante en el valor deseado, despejamos el valor de  $K_p = \frac{T_i}{k(\tau_{bc} - t_r)}$ . El valor de la constante de tiempo en lazo cerrado para problemas de regulación es usualmente 0.2 veces la de bucle abierto. Finalmente, el último paso es deshacer la simplificación del tiempo de retardo que se realizó en un inicio, quedando una función en bucle cerrado de la forma  $G_{bc}(s) = \frac{1}{\tau_{bc}s + 1} e^{-t_r s}$ .

$$G_{ba}(s) = G(s) * C(s) = \frac{k(-t_r s + 1)}{\tau s + 1} \frac{K_p(T_i s + 1)}{T_i s} \quad (2.3)$$

$$T_i = \tau \rightarrow G_{ba}(s) = \frac{k(-t_r s + 1) K_p (T_i s + 1)}{\tau s + 1} = \frac{k K_p (-t_r s + 1)}{T_i s} \quad (2.4)$$

$$G_{bc}(s) = \frac{G_{ba}(s)}{1 + G_{ba}(s)} \quad (2.5)$$

$$G_{bc}(s) = \frac{\frac{k K_p (-t_r s + 1)}{T_i s}}{1 + \frac{k K_p (-t_r s + 1)}{T_i s}} = \frac{k K_p (-t_r s + 1)}{T_i s + k K_p (-t_r s + 1)} = \frac{-t_r s + 1}{s \left( \frac{T_i}{k K_p} - t_r \right) + 1} \quad (2.6)$$

#### 2.3.4. FeedForward

Por lo general, un controlador con acción integral es suficiente para garantizar el rechazo a perturbaciones de un sistema. Atendiendo a la función de transferencia que relaciona la perturbación con la salida (ver figura 2.8 y ecuación (2.7)), se puede apreciar que presenta un derivador, el cual implica que, el sistema tiende a neutralizar el efecto de perturbaciones en forma de escalón. Sin embargo, dicho rechazo no es instantáneo, sino que presenta cierta dinámica, usualmente con oscilaciones. Ante este problema surge el esquema Feed-Forward, cuya intención es medir cualquier cambio en la perturbación y actuar sobre la señal de control con el fin de anticiparse a la dinámica de la primera y neutralizar su efecto por completo.

El esquema característico para la implementación de esta estrategia es el representado en la figura 2.9. Como se aprecia, la señal de control total es la combinación de la aportación del controlador, fruto de cambios en la referencia, y la aportación del FeedForward, fruto de cambios en la perturbación. Analizando el diagrama, se puede deducir que la función de transferencia perturbación salida es la mostrada en la ecuación (2.8). De este modo, si se impone  $F_{ff}(s)G(s) = -D(s)$ , el numerador de la función será nulo y, por tanto, la perturbación no presentará dinámica alguna, siendo rechazada por completo. Por tanto, a la hora de sintonizar el FeedForward, la regla a seguir es  $F_{ff}(s) = \frac{-D(s)}{G(s)}$

Sin embargo, esta cancelación no es posible en determinados casos. Al tratarse de un cociente entre dos funciones, existen casos en los cuales la función de transferencia resultante no es implementable, bien sea por incumplimiento del principio de causalidad o por inversión de retardos. El primero de estos problemas hace alusión al grado del numerador y el del denominador. Si se da el caso de que  $\text{Grado}(\text{Num}_D) + \text{Grado}(\text{Den}_G) \geq \text{Grado}(\text{Den}_D) + \text{Grado}(\text{Num}_G)$ , el grado del numerador de  $F_{ff}(s)$  será superior al del denominador, esto significa que posee más ceros que polos y que por tanto, no es causal ni implementable. Ante estos casos, la solución más extendida consiste en utilizar únicamente las ganancias de  $G(s)$  y  $D(s)$ , quedando la función del FeedForward como únicamente una ganancia, que no elimina por completo la dinámica de la perturbación pero ayuda a atenuarla.

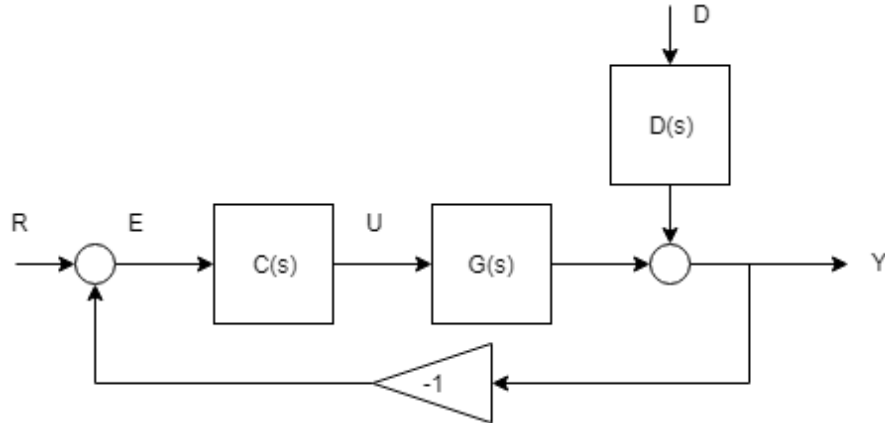


Figura 2.8: Diagrama de bloques de un sistema con perturbaciones en bucle cerrado.

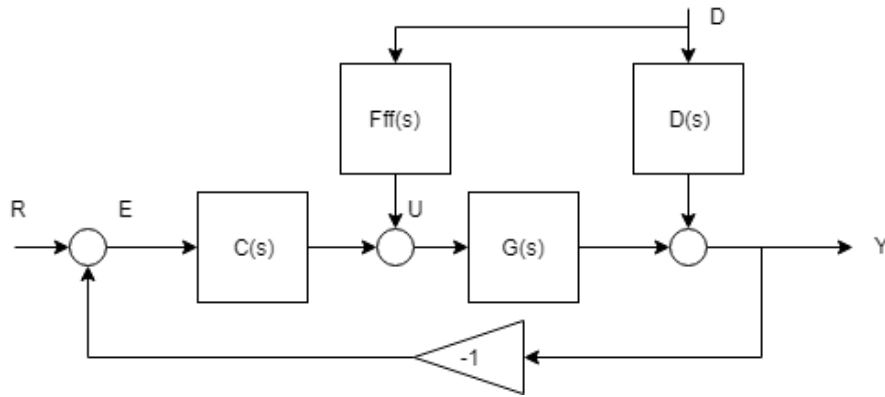


Figura 2.9: Diagrama de bloques de un sistema con esquema FeedForward.

El segundo problema es el de inversión de retardos, que se da cuando la función de transferencia del sistema ( $G(s)$ ) presenta retardo. Cuando el retardo de la planta es superior al de la perturbación, la función de transferencia resultante del Feedforward resultará con un término  $e^{t_r s}$ , lo cual se traduce como un tiempo de retardo negativo, esto es, se le está pidiendo al FeedForward que actúe antes incluso de que se produzca un cambio en la perturbación, y esto evidentemente no es posible. Ante este problema se suele eliminar todo retardo de la función del FeedForward, lo cual provoca que la cancelación de la perturbación no sea perfecta, pero sí mejor que sin este.

$$D_{bc}(s) = \frac{D(s)}{1 + C(s)G(s)} = \frac{D(s)}{1 + \frac{kK_p(-t_r s + 1)}{T_i s}} = \frac{D(s) \frac{T_i s}{kK_p}}{(T_i/kK_p - t_r)s + 1} \quad (2.7)$$

$$D_{bc} = \frac{D(s) + F_{ff}(s)G(s)}{1 + C(s)G(s)} \quad (2.8)$$

### 2.3.5. Gain scheduling

El problema del sistema que se desea controlar en este TFG es su alta no linealidad. Esto implica la imposibilidad de obtener un único modelo en forma de función de transferencia para todos los puntos de operación, por lo que es preciso desarrollar estrategias de control no lineal versátiles. La primera estrategia desarrollada es la de Gain Scheduling, o planificación de ganancias. Este esquema pretende diseñar una serie de controladores para cada punto de operación, e implementarlos en paralelo. De este modo, cuando el sistema se encuentre en un punto de operación determinado se usará el controlador correspondiente a ese punto, y cuando este cambie se conmutará al controlador más adecuado (ver fig. 2.10).

De manera similar al controlador, esta estrategia puede ser implementada también para las funciones de transferencia de los FeedForward. La ventaja que este esquema presenta es la de proporcionar un controlador adecuado dentro de cada punto de operación. Sin embargo, el hecho de que cada controlador esté diseñado para un punto específico obliga o bien a diseñar un número de controladores altísimo para cubrir todos los puntos, o bien a dejar puntos de operación intermedios sin cubrir, siendo el control en estos puntos menos preciso.

Otro problema típico de este esquema es el tracking o seguimiento. El hecho de tener varios controladores en paralelo supone que cada uno está calculando constantemente su señal de control, aunque solo el correspondiente al punto de operación actual está enviándola a los actuadores. Es por esto que, en el momento que se produce un cambio en el punto de operación, y por tanto una conmutación de controladores, la señal de control enviada suele verse modificada bruscamente, lo cual provoca cambios indeseados en la salida. La solución a este problema consiste en el modo tracking, ya descrito en la sección 2.3.2, mediante el cual se logra que los controladores que no se encuentren enviando la señal de control modifiquen su acción integral para que, en caso de conmutación, no se produzcan dinámicas perjudiciales.

El modo Tracking es fácilmente implementable en el bloque PID de Simulink, no así para los FeedForward, que al no presentar término integral no tienen forma de regularse. Sin embargo, sí ha sido desarrollada una solución para este problema, que será explicada en el capítulo 3.



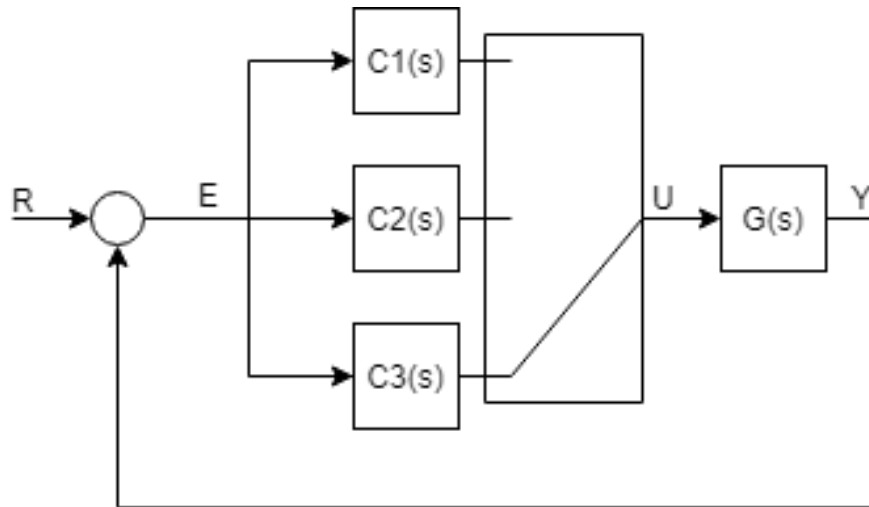


Figura 2.10: Diagrama de bloques del esquema Gain Scheduling.

### 2.3.6. Ajuste polinomial

El problema fundamental de la estrategia de gain scheduling era la incapacidad de adaptarse a puntos de operación intermedios para los cuales no se haya obtenido un modelo ni sintonizado un controlador. Una alternativa que sí proporciona una aproximación más precisa en esta situación es el ajuste polinomial.

Esta estrategia parte de un conjunto de funciones de transferencia del mismo sistema para distintos puntos de operación, tal como el gain scheduling. A partir de estas funciones, se pretende hallar un polinomio de grado igual al número de funciones para cada uno de los parámetros específicos de la función, que relacione el valor del parámetro con el punto de operación actual.

De este modo, mediante el conjunto de polinomios se obtiene una función de transferencia interpolada para el punto de operación en que se encuentra el sistema en cada instante de muestreo, permitiendo así resintonizar controladores y FeedForward en tiempo real con el fin de adaptarse mejor.

Este método se vuelve más preciso cuantos más puntos del ajuste se conozcan, esto es, cuantas más funciones de transferencia hayan sido modeladas y, por tanto, mayor sea el grado del polinomio. La aproximación es exacta para los puntos utilizados en el ajuste, y bastante precisa para puntos intermedios, aunque depende de la naturaleza del sistema.

### 2.3.7. Controlador medio

Una metodología más simple a la hora de buscar una solución de compromiso al control de un sistema no lineal es hallar un controlador con parámetros medios. Partiendo de varias

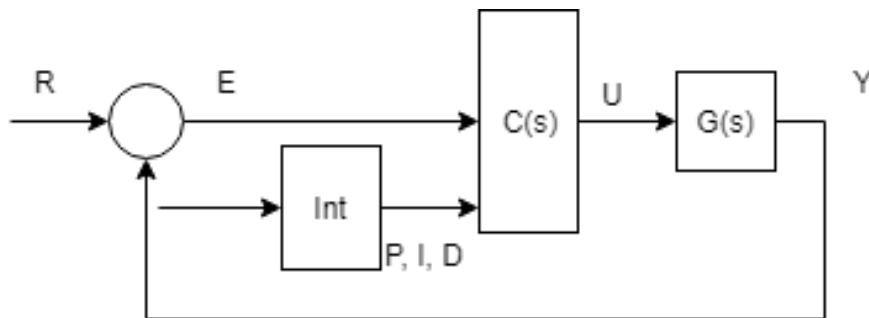


Figura 2.11: Diagrama de bloques del esquema con interpolación polinomial.

funciones de transferencia para distintos puntos de operación, el objetivo de este método es hallar un controlador intermedio válido para todos los puntos de operación, aunque no sea óptimo para ninguno.

Para esto, es posible buscar una función de transferencia media, resultado de realizar el promedio de cada parámetro para todos los puntos de operación, a partir de la cual se sintoniza el controlador. Otra opción es sintonizar un controlador para cada punto de operación, y realizar la media de cada uno de los parámetros para obtener el controlador intermedio.

Esta opción se presenta como una solución simple, sin dificultades técnicas como el tracking, pero con un desempeño bastante mejorable sobre todo en puntos de operación más cercanos a los extremos, debido a las diferencias entre el modelo intermedio y el real. Sin embargo, sí que resulta ser una aproximación bastante fiable en puntos de operación intermedios.

# Resultados

## Introducción

Este capítulo es el punto clave de este proyecto. Si bien los capítulos anteriores han sido orientados a dar una base teórica a la problemática del sistema y a los métodos aplicados, el objetivo de este capítulo es exponer las soluciones llevadas a cabo, así como los esquemas ideados y las soluciones a los problemas que han surgido. La primera parte (3.1.) pretende establecer un análisis empírico inicial del proceso, con el fin de establecer objetivos y limitaciones antes de comenzar el control. La segunda parte (3.2.) explica el proceso de modelado, así como los modelos hallados y una interpretación de sus diferencias. Esta parte es fundamental para partir con un buen modelo empírico en el control. La tercera parte (3.3.) supone una primera aproximación al control, poniendo a prueba controladores simples diseñados para puntos de operación específicos, con lo que el control se supone lineal. El resto de apartados (3.4., 3.5., 3.6. y 3.7.) presentan el resto de estrategias llevadas a cabo, evaluadas en distintos puntos de operación.

Con todo esto se pretende no solo obtener el controlador óptimo para el proceso, sino alcanzar conclusiones teóricas relativas al control de sistemas altamente no lineales mediante cada uno de los métodos.

### 3.1. Análisis

El primer paso a la hora de desarrollar el esquema de control para este proceso es realizar un análisis de sus dinámicas y sus puntos de operación. Este será realizado directamente sobre el esquema de simulación descrito anteriormente, y tiene como fin conocer las limitaciones del simulador, así como establecer una serie de puntos de operación sobre los cuales se trabajará.

### 3.1.1. Limitación de punto de operación

Como fue enunciado en el capítulo 2, el flujo másico de sales fundidas se encuentra acotado entre 1.2 y 4.8 kg/s, mientras que el de gases toma valores entre 1.4 y 5.6 kg/s. Es interesante conocer la capacidad del sistema de alcanzar la referencia en estado estacionario ante cualquier valor de perturbación. En primera instancia, el primer paso será analizar la evolución del sistema ante un escalón cualquiera a cada entrada. Se le dará un escalón de amplitud negativa a la perturbación y a la entrada en los instantes 10000 y 20000, respectivamente, siendo la respuesta obtenida la mostrada en la figura 3.1. Como se puede observar, existe cierto retardo aunque este no es dominante, y el proceso muestra una dinámica muy lenta. En cuanto a proporcionalidad, se puede deducir que la perturbación presenta una proporcionalidad directa, y la entrada inversa. Este es un dato importante a tener en cuenta a la hora de considerar si el controlador puede rechazar cualquier perturbación.

Para ello, se llevará al sistema a las condiciones máximas de perturbación, para apreciar qué valor de estado estacionario es capaz de lograr el sistema con entradas en los límites de saturación. En primer lugar se analizará el flujo másico de gases máximo, con valor de 5.6 kg/s. Se introducen las entradas máxima y mínima y se deja que el sistema alcance el estado estacionario, obteniendo los datos mostrados en la tabla 3.1. Como se puede observar, el valor máximo de caudal de sales puede llevar a la salida del sistema a un nivel dentro del punto de operación, por lo que esta perturbación es controlable.

En el otro extremo se encuentra el valor mínimo de flujo de gases, 1.4 kg/s. Realizando la misma operación, se obtuvieron los resultados planteados en la tabla 3.2. En esta ocasión se observa que, para ambas entradas, la salida queda siempre por debajo del punto de operación. Teniendo en cuenta la proporcionalidad de cada una de las variables sobre la salida, es directo deducir que el caudal de sales mínimo (que es el que incrementa más la temperatura) es incapaz establecer la salida en el punto de operación. Por tanto, es necesario modificar las restricciones en cuanto a perturbaciones, por lo que se analizará a partir de qué caudal de gases el sistema es controlable, dadas las especificaciones.

Para ello, se incrementará el valor de perturbación gradualmente hasta encontrar uno que consiga llevar la salida al punto de operación en estado estacionario, introduciendo siempre un caudal de sales de 4.8 kg/s. Los resultados de este análisis son observables en la tabla 3.3. Se estimó que la perturbación mínima que hace que el sistema alcance el punto de operación se halla entre 1.6 y 2 kg/s, siendo 1.8 insuficiente (la temperatura es demasiado baja) y ajustándose 1.85 a las especificaciones planteadas.

Por tanto, se puede deducir que es necesario modificar el rango de flujo másico de sales sobre el que se trabajará, estableciéndolo entre 1.85 y 5.6 kg/s. De este modo, se asegura que el sistema sea controlable en cada punto de operación.

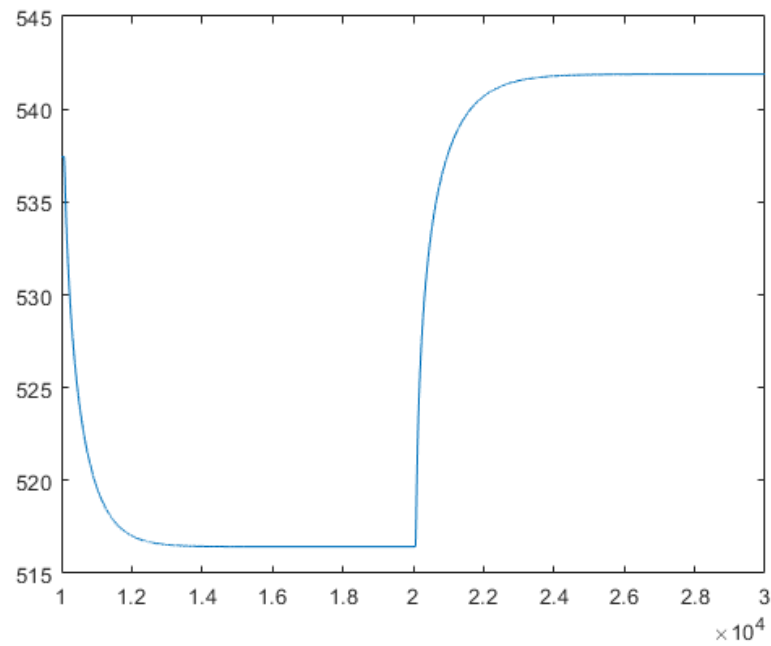


Figura 3.1: Primer ensayo realizado.

| Flujo másico de gas (kg/s) | Flujo másico de sales (kg/s) | Temperatura de sales (°C) |
|----------------------------|------------------------------|---------------------------|
| 5,6                        | 1,2                          | 650                       |
|                            | 4,8                          | 566                       |

Tabla 3.1: Valor en estado estacionario de la salida del sistema ante alto caudal de gas.

| Flujo másico de gas (kg/s) | Flujo másico de sales (kg/s) | Temperatura de sales (°C) |
|----------------------------|------------------------------|---------------------------|
| 1,4                        | 1,2                          | 486                       |
|                            | 4,8                          | 357                       |

Tabla 3.2: Valor en estado estacionario de la salida del sistema ante bajo caudal de gas.

| Flujo másico de gas (kg/s) | Flujo másico de sales (kg/s) | Temperatura de sales (°C) |
|----------------------------|------------------------------|---------------------------|
| 1,6                        | 1,2                          | 515                       |
| 2                          |                              | 580                       |
| 1,8                        |                              | 550                       |
| 1,85                       |                              | 559                       |

Tabla 3.3: Valor en estado estacionario de la salida ante bajos caudales de gas.

|                              |     | Flujo másico de gas (kg/s) |     |      |     |
|------------------------------|-----|----------------------------|-----|------|-----|
|                              |     | 1,85                       | 3,1 | 4,35 | 5,6 |
| Flujo másico de sales (kg/s) | 1,2 | 554                        | 650 | 650  | 650 |
|                              | 2,4 | 445                        | 560 | 650  | 650 |
|                              | 3,6 | 404                        | 484 | 570  | 638 |
|                              | 4,8 | 379                        | 440 | 504  | 569 |

Tabla 3.4: Valor de la temperatura de salida en estado estacionario para cada combinación de flujos másicos

### 3.1.2. Establecimiento de puntos de operación

Una vez acotados los rangos de entrada y perturbación, será necesario establecer una serie de puntos de operación a partir de los cuales se desarrollarán las estrategias de control lineal o no lineal. El punto de operación relativo a la temperatura de salida ha de ser siempre el mismo: 560°C, debido a que el objetivo fundamental del control es mantener al sistema en torno a este punto. Por tanto, cuando se habla de puntos de operación en este sistema, se hace alusión a combinaciones de flujo de sales y de gases que mantendrán la salida en torno a esa temperatura en estado estacionario.

Para hallar dichas combinaciones, se ha dividido el rango de flujos másicos de entrada en 4 puntos equidistantes: 1.2, 2.4, 3.6 y 4.8 kg/s. Del mismo modo, ha sido realizada la misma partición para el flujo másico de gas: 1.85, 3.1, 4.35 y 5.6 kg/s. A partir de estos puntos, se ha rellenado la tabla 3.4 con el valor de temperatura de sales en estado estacionario para cada combinación entrada-perturbación, con el fin de hallar aquellas combinaciones que acercan al sistema al punto de operación.

Como se puede comprobar en dicha tabla, el sistema alcanza un valor estacionario cercano a 560°C (550-570) para las combinaciones de flujo sales-gas de 1.2-1.85, 2.4-3.1, 3.6-4.35 y 4.8-5.6. Por tanto, estas cuatro combinaciones serán los puntos de operación sobre los que se trabajará, que adoptarán en adelante la nomenclatura de puntos 1, 2, 3 y 4, respectivamente. En torno a cada uno de estos puntos será hallado un modelo y se diseñarán los controladores pertinentes.

### 3.1.3. Análisis del retardo

El parámetro característico en el que radica la dificultad del control de este sistema es el tiempo de retardo. Cada una de las entradas al modelo presenta un retardo distinto sobre la salida, el cual es variable en función del valor del flujo másico. Con el fin de facilitar el posterior modelado, se realizará un análisis del tiempo de retardo en distintos puntos de operación.

| Valor de flujo | Retardo entrada (s) | Retardo perturbación (s) |
|----------------|---------------------|--------------------------|
| Mínimo         | 62,104              | 67,404                   |
| Máximo         | 92,018              | 108,327                  |

Tabla 3.5: Acotación de los valores máximo y mínimo del retardo para cada uno de los flujos.

| Punto de operación | Retardo flujo de sales | Retardo flujo de gases |
|--------------------|------------------------|------------------------|
| 1                  | 92,018                 | 108,327                |
| 2                  | 82,08                  | 94,71                  |
| 3                  | 72,12                  | 81,085                 |
| 4                  | 62,104                 | 67,404                 |

Tabla 3.6: Tiempo de retardo del sistema para cada entrada en cada punto de operación.

El primer paso es comprobar los límites del retardo, para asegurar que en ningún caso es dominante. Para ello, se dará a cada una de las entradas un escalón y se analizará la respuesta para determinar el tiempo que esta tarda en verse afectada por la variación de flujo. Este ensayo será realizado para los valores máximo y mínimo de cada uno de los flujos. Los resultados de estos ensayos quedan recogidos en la tabla 3.5. Se observa que la variabilidad del retardo es alta, siendo este siempre menor para flujos más pequeños.

También es importante destacar la posibilidad de la existencia de inversión de retardos si se quiere implementar un esquema FeedForward, ya que, pueden existir combinaciones de entrada-perturbación que den lugar a que el retardo del flujo de sales sea superior al del de gases.

A continuación, y como ayuda para el posterior modelado del sistema, se medirá el retardo de la misma forma para cada punto de operación de los especificados en anteriormente. Estos tiempos quedan recogidos en la tabla 3.6. Se aprecia que evoluciona aproximadamente lo mismo de un punto de operación a otro, por lo que se puede suponer que se trata de una variación lineal. Si se compara el valor medido con el valor proporcionado con el bloque del simulador encargado de calcularlo, se observa que ambos proporcionan un valor casi idéntico, por lo que la estimación realizada ha sido correcta.

## 3.2. Modelado

El objetivo final de esta sección es obtener una serie de modelos del sistema para cada punto de operación. Este proceso será dividido en tres pasos: la realización de ensayos con los que se obtendrán las curvas de reacción, la estimación de modelos a partir de estos

ensayos y la validación de los modelos obtenidos con el fin de seleccionar los que mejor se ajusten a cada punto de operación. El modelado es un punto fundamental cuando se desea controlar cualquier tipo de sistema, especialmente en el caso de los no lineales.

### 3.2.1. Ensayos

Una vez determinados los puntos de operación, es fundamental para desarrollar cualquier esquema de control partir de un buen modelo. Dicho modelo puede ser teórico, a partir de la descripción del proceso realizada en el capítulo 2, o empírico, obtenido a partir de ensayos sobre el simulador. Puesto que las aproximaciones teóricas para este tipo de procesos son altamente complejas y se realizaron en otros trabajos [3] [2], se intentará obtener una serie de modelos para cada punto de operación.

Pese a la cantidad de combinaciones de flujo de sales-flujo de gases que hay, considerando que el sistema se intentará mantener siempre en torno a  $560^{\circ}\text{C}$ , se modelarán únicamente las combinaciones que mantengan al sistema en torno a ese punto, denominadas puntos de operación en la sección anterior. Para ello, se llevará al sistema al punto que en cuestión y, una vez allí, se le introducirá un pequeño escalón a la entrada que se desee modelar.

De este modo, se realizarán 8 ensayos (un ensayo por flujo y por punto de operación) y, utilizando el System Identification Toolbox de MATLAB, se hallarán 8 modelos a partir de los cuales sintonizar controladores. En los ensayos, el escalón que se dará a los flujos másicos es de  $0.05 \text{ kg/s}$  para los puntos de operación más bajos (1 y 2), y de  $-0.05 \text{ kg/s}$  para los más altos (3 y 4).

Los ensayos ante escalón a la entrada para cada punto de operación se muestran en las figuras 3.2a, 3.2b, 3.2c y 3.2d. Es apreciable que, en puntos de operación más bajos la ganancia y la constante de tiempo del sistema es bastante más elevada, mientras que los puntos más altos son más rápidos, aunque la ganancia es inferior.

Con el mismo método, se realizarán los mismos ensayos ante escalón a la perturbación, siendo el resultado observable en las figuras 3.3a, 3.3b, 3.3c y 3.3d. De forma similar a los ensayos anteriores, se observa que conforme se incrementa el punto de operación la ganancia disminuye y el sistema se vuelve más rápido. Todos los modelos son sobreamortiguados, lo cual facilita el diseño. Una vez realizados los ensayos, es momento de obtener las funciones de transferencia.

### 3.2.2. Estimación y validación de modelos

Este proceso será realizado con el System Identification Toolbox. En este, se introducirán los datos de la entrada modificada (flujo másico de sales o de gas) y la salida (temperatura de sales), restándole previamente el punto de operación, se seleccionará el



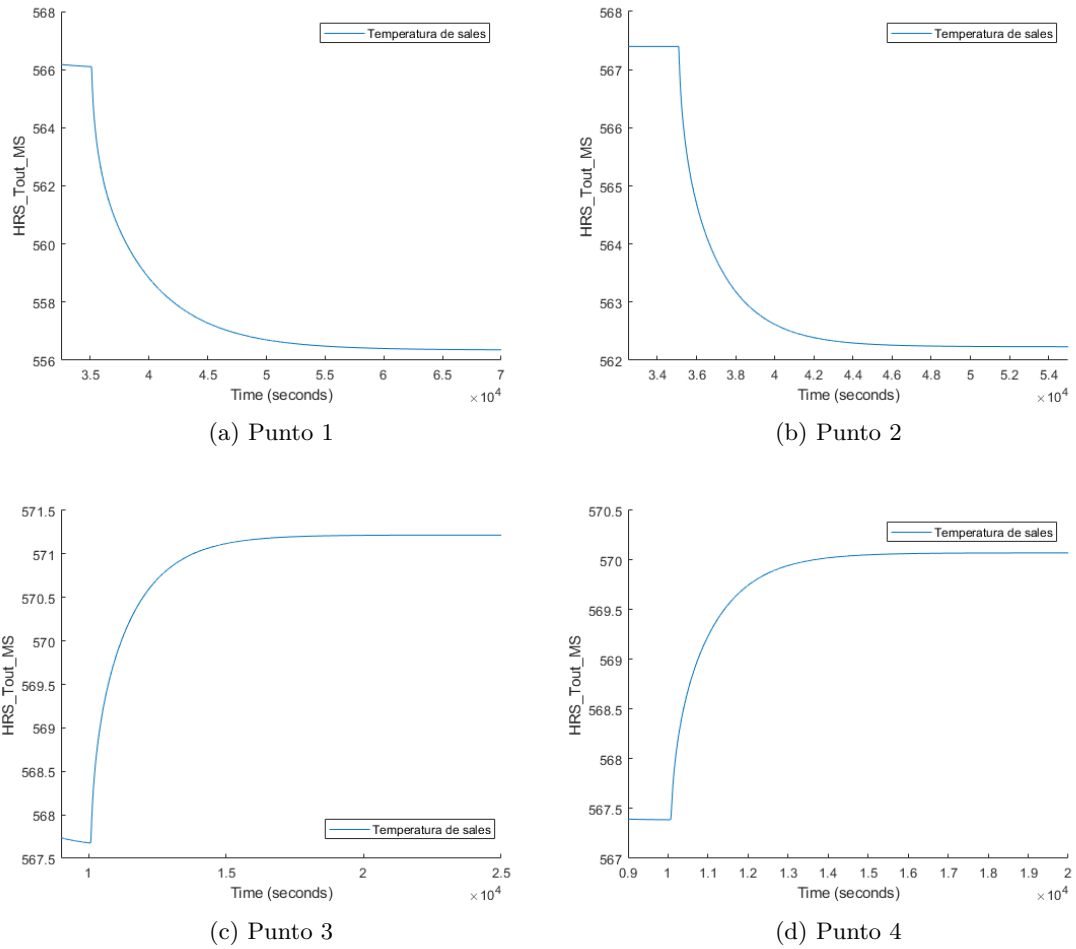
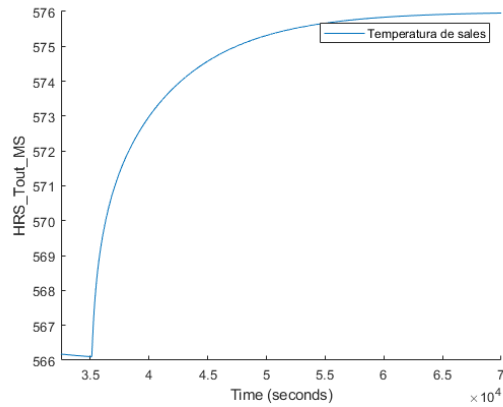
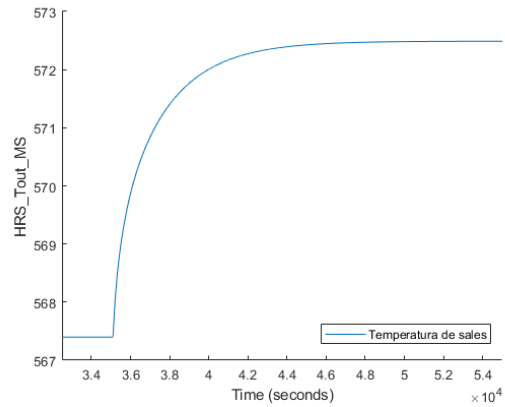


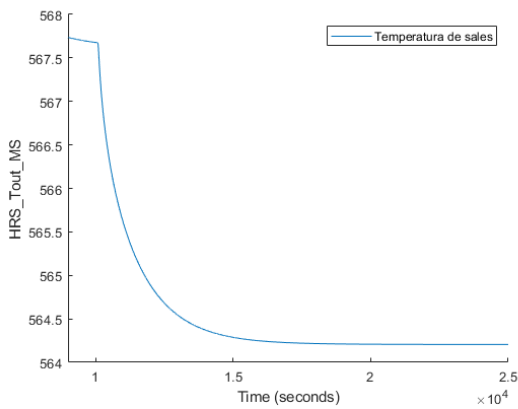
Figura 3.2: Respuesta de la salida del sistema ante escalón en el flujo másico de sales para cada punto de operación.



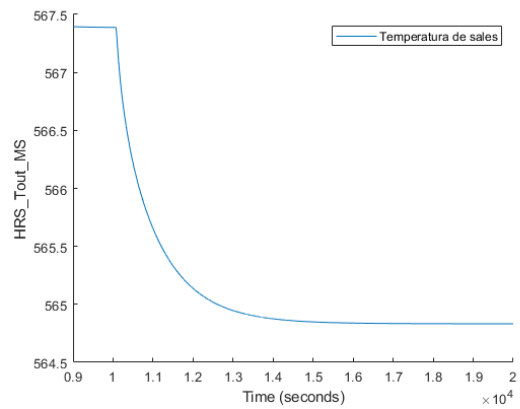
(a) Punto 1



(b) Punto 2



(c) Punto 3



(d) Punto 4

Figura 3.3: Respuesta de la salida del sistema ante escalón en el flujo másico de gas para cada punto de operación.

| Punto | Modelos flujo de sales                  | Modelos flujo de gas                                |
|-------|---|---|
| 1     | $\frac{-193,41}{4110,7s+1}e^{-91,625s}$ | $\frac{197}{(6384s+1)(706,89s+1)}e^{-107,79s}$      |
| 2     | $\frac{-103,07}{1805s+1}e^{-81,665s}$   | $\frac{101,76}{(2455,3s+1)(433,74s+1)}e^{-94,165s}$ |
| 3     | $\frac{-70,535}{1239,9s+1}e^{-72,535s}$ | $\frac{67,487}{(1437,7s+1)(350,94s+1)}e^{-81,63s}$  |
| 4     | $\frac{-53,576}{896,28s+1}e^{-62,575s}$ | $\frac{51,137}{(1052,4s+1)(297,73s+1)}e^{-68s}$     |

Tabla 3.7: Funciones de transferencia estimadas para el flujo másico de sales.

rango de datos pertinente y se estimará su función de transferencia. Este último paso será realizado mediante la estimación Process Models, que permite especificar la forma de la función (número de polos, de ceros, retardo...). Se realizarán estimaciones de funciones de primer y segundo orden sobreamortiguada, ambas con retardo. Puesto que el retardo ha sido calculado anteriormente, este parámetro se fijará en un inicio, dejando que la herramienta estime el resto de parámetros.

La herramienta permite también validar ambos modelos, obteniendo los resultados que se observan en las figuras 3.4 y 3.5. Se puede apreciar gráfica y numéricamente que el porcentaje de ajuste es elevado, por lo que los modelos se pueden considerar correctos. Teniendo en cuenta que se pretende implementar la técnica FeedForward, cuya función de transferencia es el cociente entre la función de la perturbación y la de la entrada, es preferible que el orden de la función de perturbación sea igual o superior a la de entrada. Dado que las funciones de transferencia estimadas para la perturbación son de segundo orden con retardo y las de la entrada presentan un único polo y retardo el FeedForward es implementable de forma simple. De este modo, también se consigue que este no provoque cambios bruscos en la señal de control, al no ser su función de transferencia estrictamente causal. Los modelos obtenidos se representan en la tabla 3.7.

### 3.3. Control simple

Tras obtener los modelos, el próximo objetivo será un primer contacto con el control del sistema. Dentro de la complejidad de la no linealidad del sistema, el escenario donde el control es más simple y favorable es dentro de un mismo punto de operación. Por tanto, se comenzará procurando un control en cada uno de los puntos ya definidos, observando el rechazo a una perturbación que no desplace excesivamente al sistema de ese punto.

Si es conocido que el sistema va a permanecer siempre cercano al punto de operación, puede ser aproximado como un sistema lineal cuya dinámica está descrita por las funciones de transferencia calculadas en la sección anterior. De este modo, la salida de cada punto de operación ( $Y_1, Y_2, Y_3, Y_4$ , respectivamente) quedaría definida según la ecuación 3.1. Teniendo esto en cuenta, la sintonización de controladores y FeedForward se vuelve una

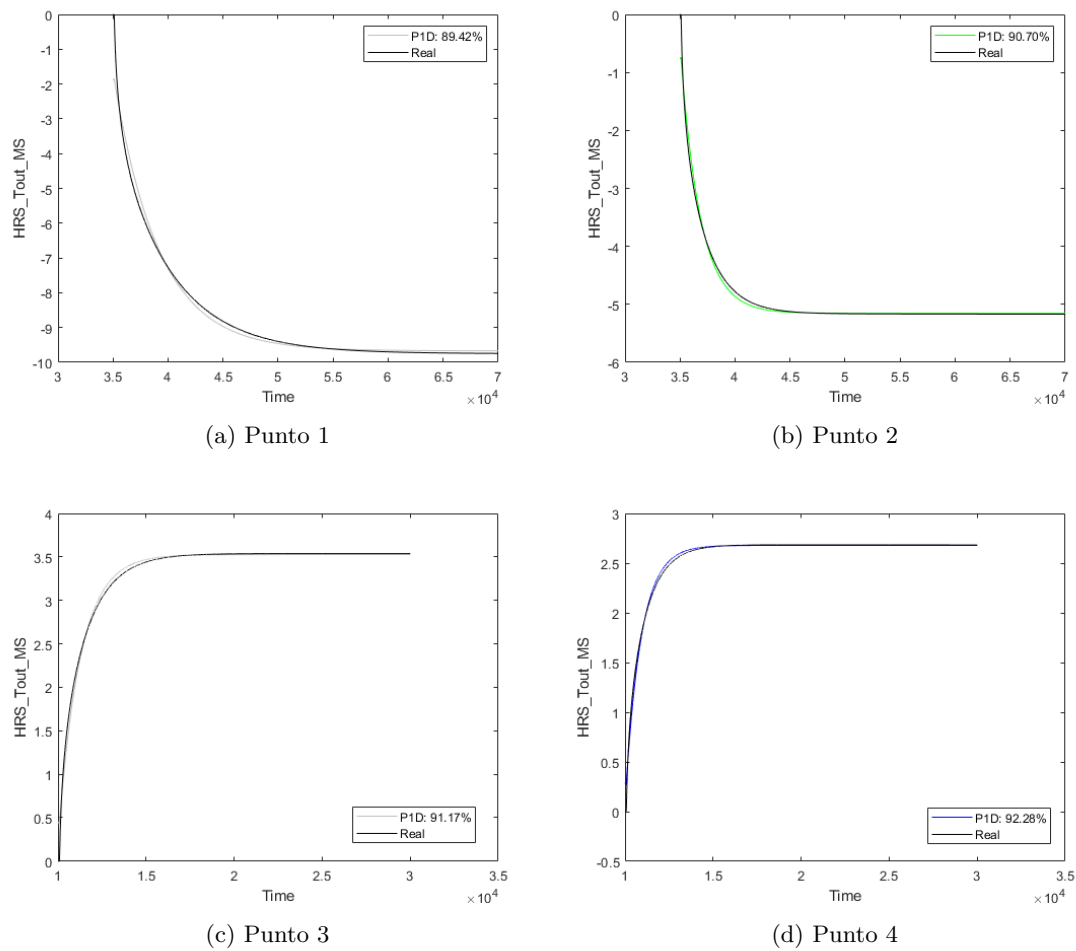


Figura 3.4: Validación de modelos de primer y segundo orden para el flujo de sales.

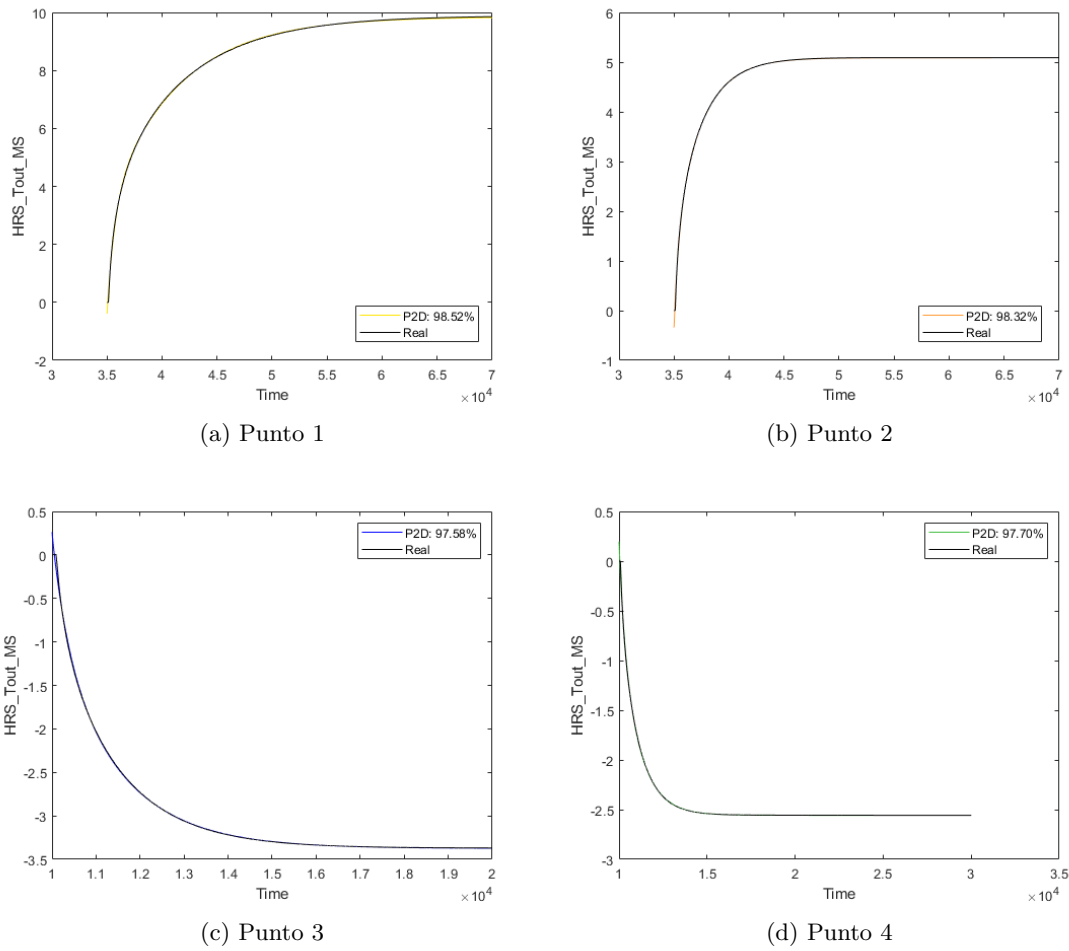


Figura 3.5: Validación de modelos de primer y segundo orden para el flujo de gas.

| Punto de operación | Constante de tiempo en bucle cerrado (segundos) |
|--------------------|---|
| 1                  | 822,14  |
| 2                  | 361   |
| 3                  | 247,98  |
| 4                  | 179,256   |

Tabla 3.8: Especificaciones en bucle cerrado para cada punto de operación.

| Punto de operación | Controlador PI                       |
|--------------------|--------------------------------------|
| 1                  | $-0,02325961(1 + \frac{1}{4110,7s})$ |
| 2                  | $-0,03956123(1 + \frac{1}{1805s})$   |
| 3                  | $-0,05484457(1 + \frac{1}{1239,9s})$ |
| 4                  | $-0,06917696(1 + \frac{1}{896,28s})$ |

Tabla 3.9: Funciones de transferencia de los controladores por punto de operación.

tarea relativamente simple.

$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \\ Y_3(s) \\ Y_4(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-193,41}{4110,7s+1} e^{-91,625s} & \frac{197}{(6384s+1)(706,89s+1)} e^{-107,79s} \\ \frac{-103,07}{1805s+1} e^{-81,665s} & \frac{101,76}{(2455,3s+1)(433,74s+1)} e^{-94,165s} \\ \frac{-70,535}{1239,9s+1} e^{-72,535s} & \frac{67,487}{(1437,7s+1)(350,94s+1)} e^{-81,63s} \\ \frac{-53,576}{896,28s+1} e^{-62,575s} & \frac{51,137}{(1052,4s+1)(297,73s+1)} e^{-68s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U(s) \\ D(s) \end{bmatrix} \quad (3.1)$$

En el capítulo 2 se describieron los métodos de sintonización típicos en sistemas lineales invariantes en el tiempo (LTI), que serán los que se utilicen en esta sección. Para sintonizar el controlador se utilizará el método  $\lambda$ , y para sintonizar el FeedForward se calculará el cociente de funciones de transferencia.

El controlador es el encargado de modificar la señal de control en función de la diferencia entre la salida y la referencia. Utilizando el método descrito en el capítulo 2, han sido sintonizados cuatro controladores, uno para cada punto de operación. Ya que la función de transferencia que relaciona la salida con la entrada es de primer orden, se decidió utilizar un controlador de tipo PI. Puesto que se trata de un problema de rechazo a perturbaciones, la especificación para la constante de tiempo en bucle cerrado que tradicionalmente se suele imponer es  $\tau_{bc} = 0,2\tau$ . La especificación será distinta para cada punto de operación (ver tabla 3.8). Las funciones de transferencia de cada controlador está descrita en la tabla 3.9.

Tras sintonizar el controlador, el otro bloque que formará parte del primer esquema de control es el FeedForward, de la forma descrita en el capítulo anterior. Estas funciones quedan representadas en la tabla 3.10. Se puede apreciar que la ganancia del dicho bloque

| Punto de operación | FeedForward  |
|--------------------|--|
| 1                  | $-1,0185616 \frac{4110,7s+1}{(6384s+1)(706,89s+1)} e^{-16,165s}$   |
| 2                  | $-0,98729019 \frac{1805s+1}{(2455,3s+1)(433,74s+1)} e^{-12,5s}$    |
| 3                  | $-0,95678741 \frac{1239,9s+1}{(1437,7s+1)(350,94s+1)} e^{-9,095s}$ |
| 4                  | $-0,95447588 \frac{896,28s+1}{(1052,4s+1)(297,73s+1)} e^{-5,425s}$ |

Tabla 3.10: Funciones de transferencia de los FeedForward por punto de operación.

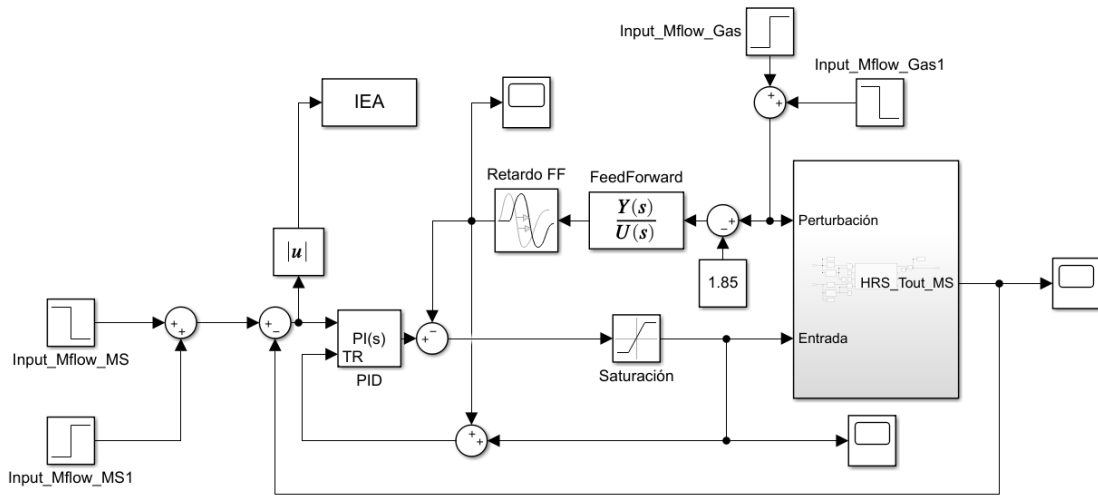


Figura 3.6: Esquema de sistema con controlador PI y FeedForward.

es negativa, sin embargo, su aportación a la señal de control se hará restando, por lo que puede ser considerada positiva. El esquema de control desarrollado se muestra en la figura 3.6.

En el esquema se puede observar que a la función de transferencia del FeedForward se le ha restando el punto de operación de la perturbación. Por otro lado, el esquema Anti-windup ha sido implementado haciendo uso del modo tracking del bloque PID. Una vez completo el esquema y sintonizados los bloques pertinentes, es momento de comprobar su validez. Para ello, en cada punto de operación se mantendrá la referencia en 560°C salvo en el punto más alto, que debido a que para la perturbación de 5.6 kg/s la entrada máxima lograba como salida mínima 566°C, se impondrá una referencia de 570°C. Ante esa especificación, se aplicará un escalón a la perturbación entre el 5 y el 10% de su valor, positivo en el caso de los dos primeros puntos y negativo en el resto, y se observará cómo el sistema la rechaza.

Los resultados de las simulaciones en los puntos 1, 2, 3 y 4 se muestran en la figura 3.7. Se puede observar que a la simulación correspondiente al flujo de gas más bajo ha sido

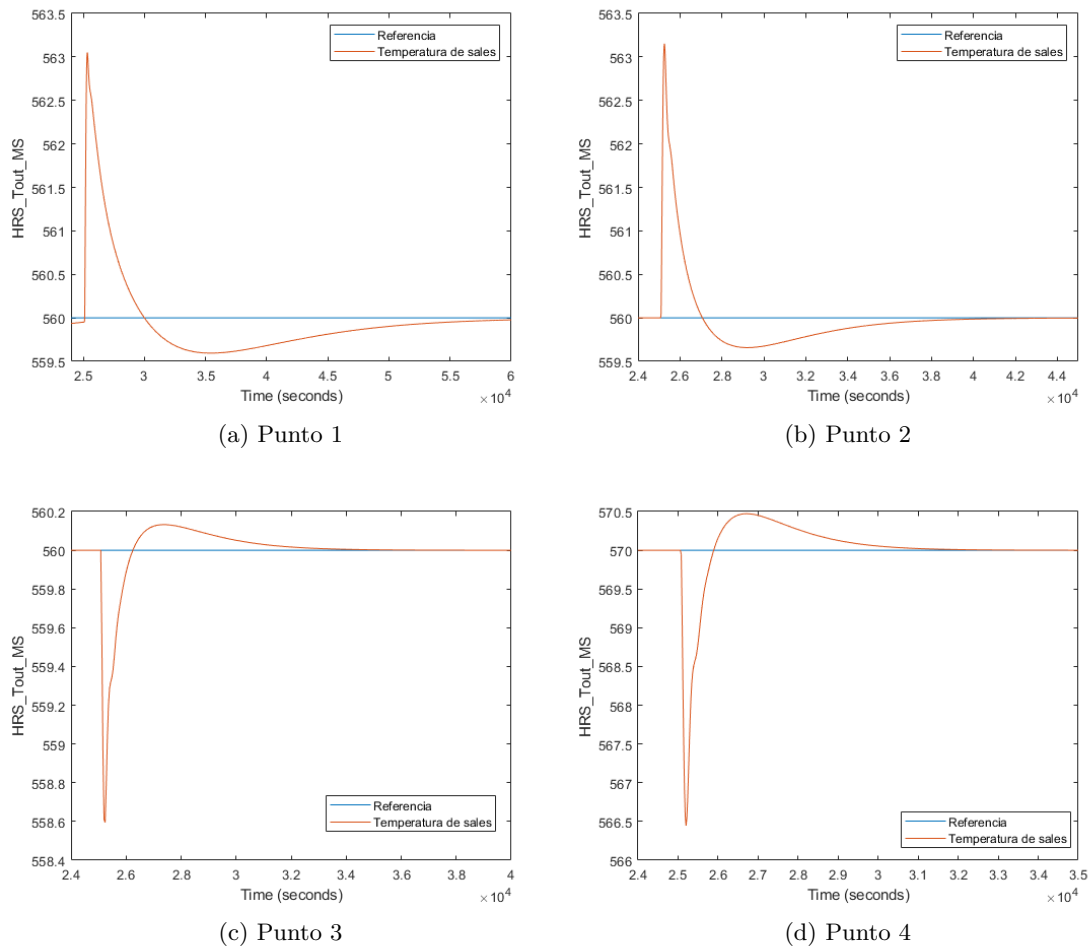


Figura 3.7: Ensayo de control con controlador por punto de operación.

necesario incrementar el tiempo de simulación, debido a que al ser la dinámica más lenta, las especificaciones en bucle cerrado también lo eran, por lo que tarda más en alcanzar la referencia.

Se puede apreciar cómo los puntos más altos alcanzan la referencia mucho más rápido, aunque siempre en presencia de sobreoscilación. Puesto que los modelos no son ideales, la perturbación no se neutraliza por completo. Cabe destacar que en puntos más altos, con dinámicas más rápidas, existe mayor sobreoscilación, aunque el control es bastante satisfactorio. El único caso en que la dinámica es excesivamente lenta, hasta el punto de no alcanzar la referencia hasta pasados más de 30000 segundos es el del punto 1 (figura 3.7a).

Según los artículos de J. L. Guzmán et al. [4], [5], la explicación a este fenómeno es



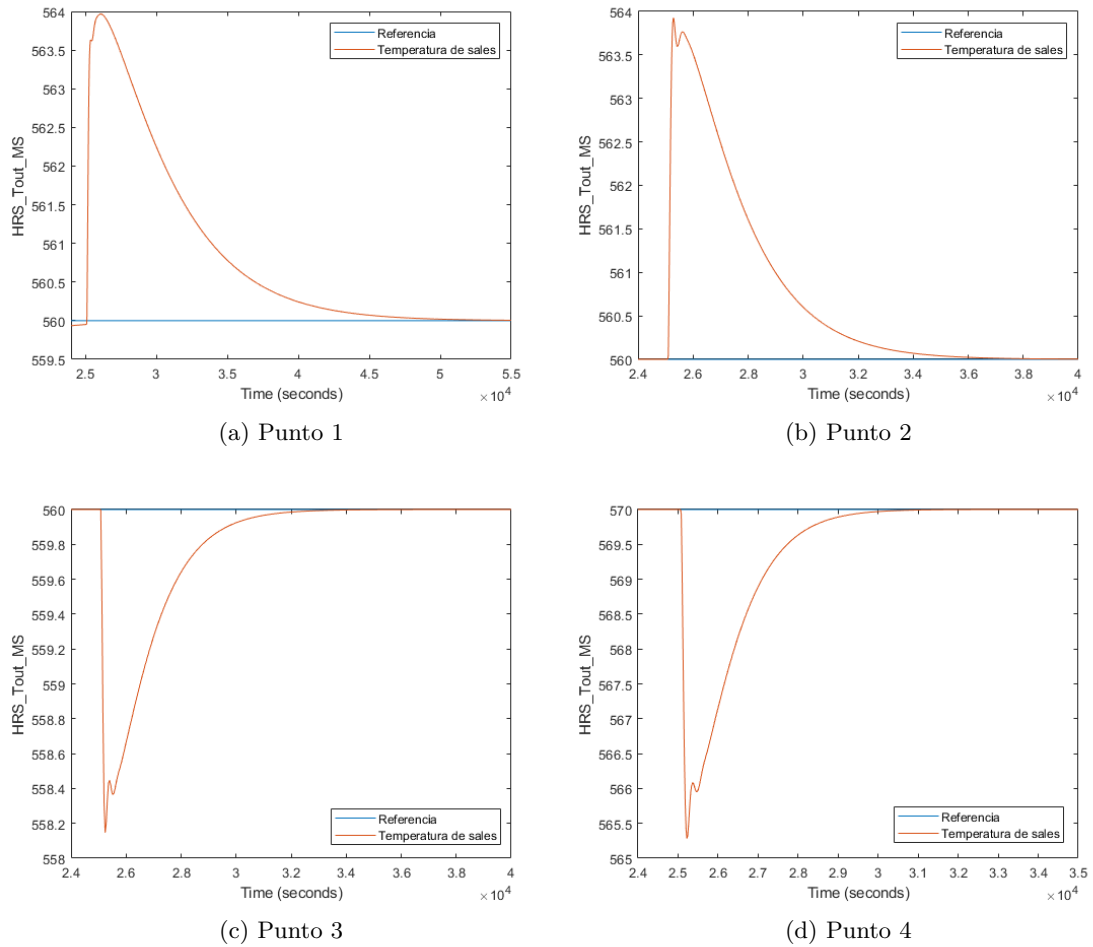


Figura 3.8: Ensayo de control con controlador por punto de operación sin FeedForward.

que, en el caso de sistemas muy lentos, en los que la dinámica de la perturbación es mucho más lenta que la de la entrada, el FeedForward provoca dinámicas indeseables cuando su sintonización no es perfecta, como en el caso del punto 1, en el cual las constantes de tiempo dominantes de la entrada y la perturbación son de 4110 y 6384 segundos respectivamente. Por tanto, no es descabellado realizar la comparación del desempeño del esquema con y sin FeedForward.

El resultado de estas simulaciones puede ser observado en la figura 3.8. Se puede ver que, en general, el rechazo a perturbaciones sin FeedForward es bastante más lento, aunque no presenta sobreoscilación ninguna, debido a que a la ausencia de la aportación de dicho esquema a la señal de control. Se realizarán comparaciones cuantitativas entre ambos esquemas en la sección 3.7.

### 3.4. Controlador medio

Una vez logrado el control por punto de operación, es necesario establecer estrategias de control extrapolables a cualquier punto. Estas estrategias se denominan adaptativas, y existen muchas y de complejidad variable. La más simple de todas es la estrategia del controlador de parámetros medios, que consiste en, dados una serie de puntos de operación, sintonizar un controlador para una planta media, representativa de todo el sistema. De este modo, se establecerá un control versátil, aunque no tan preciso en lo que respecta a especificaciones en bucle cerrado.

El primer paso para establecer dicho esquema de control será hallar una "planta media", esto es, una función de transferencia promedio de todos los puntos de operación. Para esto, se realizará la media de cada uno de los parámetros de la función de transferencia, tanto para la entrada como para la perturbación, quedando las funciones representadas en las ecuaciones (3.2) y (3.3), respectivamente.

$$G_{media}(s) = \frac{-105,14775}{2012,97s + 1} e^{-77,1s} \quad (3.2)$$

$$D_{media}(s) = \frac{104,346}{(2832,35s + 1)(447,325s + 1)} e^{-87,89625s} \quad (3.3)$$

Considerando estas funciones, se sintonizarán los bloques de controlador y FeedForward como en la sección anterior, considerando la planta lineal. La especificación de constante de tiempo en bucle cerrado impuesta será 0.2 veces la constante de tiempo de la planta en bucle abierto. Ante estas especificaciones, las funciones de transferencia del controlador y del FeedForward están descritas en las ecuaciones (3.4) y (3.5).

$$C_{medio}(s) = -0,0399092 \left( 1 + \frac{1}{2012,97s} \right) \quad (3.4)$$

$$FF_{medio}(s) = -0,99237502 \frac{(2012,97s + 1)}{(2832,35s + 1)(447,325s + 1)} e^{-10,79625s} \quad (3.5)$$

El esquema realizado será el mismo que para el control por punto de operación. Será puesto a prueba en cada punto de operación, ante cambios en la perturbación similares a la sección anterior. Los resultados de estas simulaciones se muestran en la figura 3.9.

En las figuras se puede observar como la salida del sistema, en general, sobreoscila bastante más, especialmente en puntos de operación más altos. El control es mejor en los puntos de operación intermedios (3.9b y 3.9c). En puntos más bajos, la dinámica es más rápida que en el caso del control por punto de operación, aunque en puntos más altos esta se vuelve más lenta. En general, este esquema presenta un menor desempeño en todos los

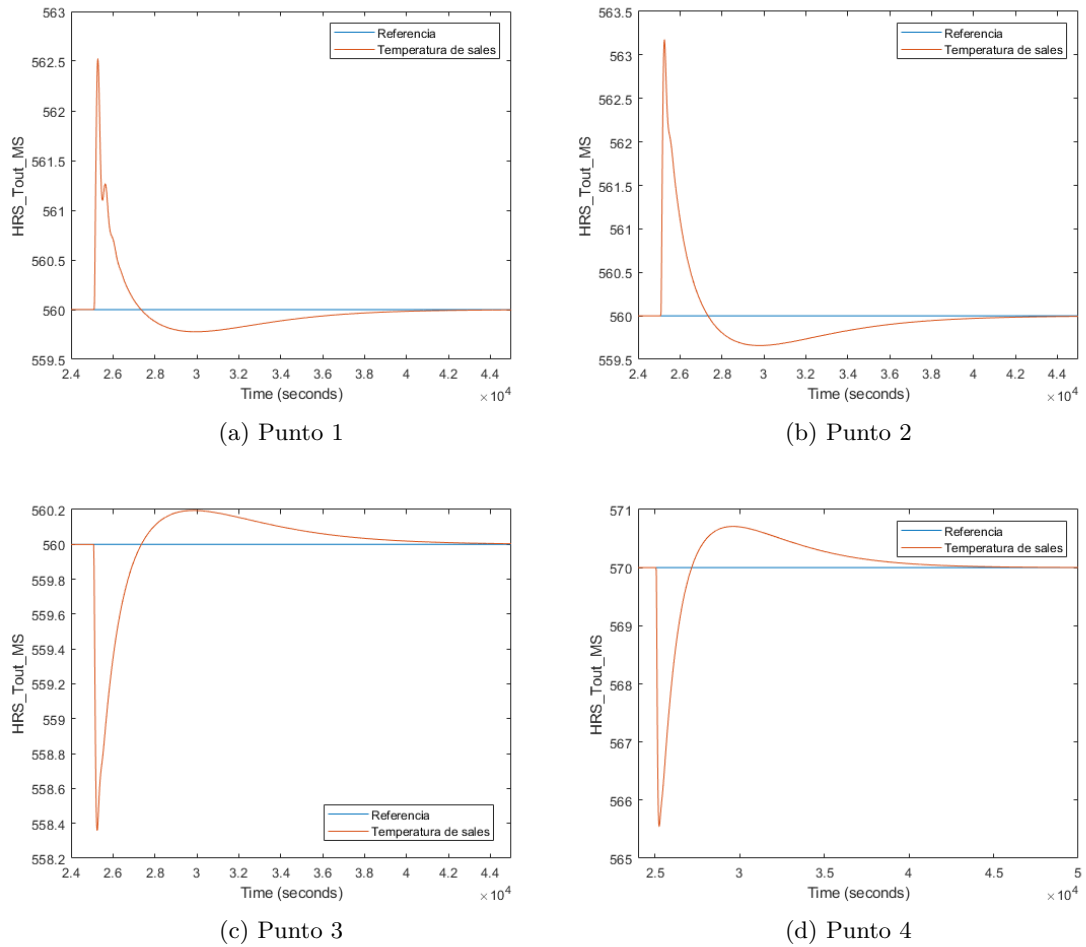


Figura 3.9: Ensayo de control con controlador de parámetros medio.

puntos de operación salvo el primero, debido a que no ha sido diseñado específicamente para la dinámica de cada punto.

En el caso del punto 1 (figura 3.9a), el desempeño del controlador mejora, pues aunque sobreoscila, se aprecia que el controlador prácticamente alcanza la referencia en 15000 segundos, frente a los más de 30000 del esquema con controladores simples. Esto es debido a que han sido impuestas especificaciones más agresivas, volviendo al sistema en bucle cerrado más rápido.

En la misma línea que con el esquema de control anterior, resulta interesante realizar estos mismos ensayos sin la aportación del FeedForward, con el fin de apreciar si en este caso también es capaz de mejorar la respuesta en alguno de los puntos. El resultado de estos ensayos se muestra en la figura 3.10.

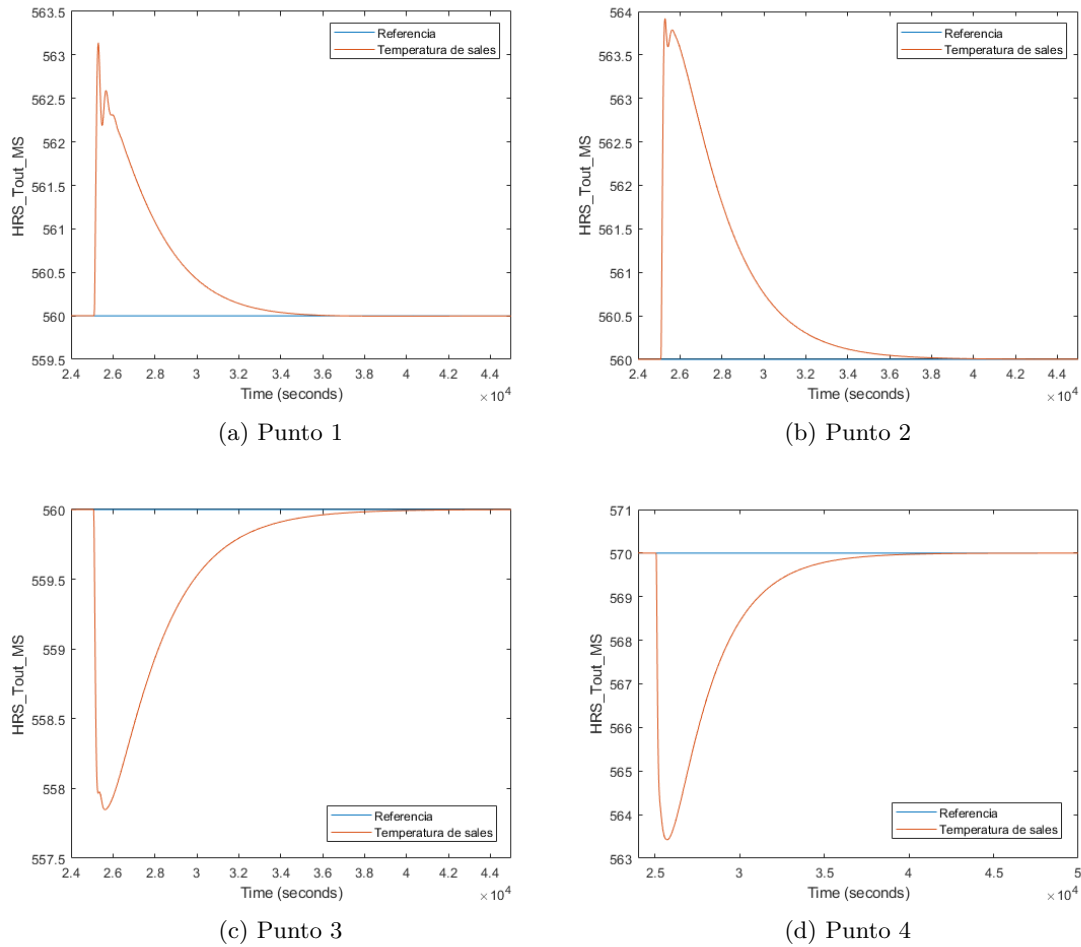


Figura 3.10: Ensayo de control con controlador de parámetros medio sin FeedForward.

Al comparar ambos esquemas, se observa que, al igual que en la sección anterior, la eliminación del bloque FeedForward neutraliza la sobreoscilación de la salida. Además, en este caso, la dinámica impuesta al punto más bajo por el controlador es lo suficientemente rápida para no verse mejorada al quitar el FeedForward. En términos de velocidad, la eliminación del FeedForward reduce el tiempo de establecimiento de la señal, aunque se realizarán comparativas cuantitativas en la sección 3.7.

### 3.5. Gain Scheduling

El problema fundamental del controlador mediante parámetros medios es que, siendo versátil para todos los puntos de operación, era incapaz de ajustarse individualmente a la

| Punto de operación | Rango de flujos máxicos de sales asignados (kg/s) |
|--------------------|---|
| 1                  | 1,2 – 1,8   |
| 2                  | 1,8 – 3   |
| 3                  | 3 – 4,2   |
| 4                  | 4,2 – 4,8   |

Tabla 3.11: Rango de flujos máxicos de sales pertenecientes a cada punto de operación.

| Punto de operación | Rango de flujos máxicos de gas asignados (kg/s) |
|--------------------|---|
| 1                  | 1,85 – 2,475                                    |
| 2                  | 2,475 – 3,725                                   |
| 3                  | 3,725 – 4,975                                   |
| 4                  | 4,975 – 5,6                                     |

Tabla 3.12: Rango de flujos máxicos de gas pertenecientes a cada punto de operación.

dinámica de cada uno. La única manera de lograr esta adaptación es hacer los parámetros del controlador dinámicos. Una de las maneras de otorgar este dinamismo al esquema de control es el Gain Scheduling, estrategia explicada en el capítulo 2.

A partir de los controladores por punto de operación descritos en la sección 3.3 se construirá un esquema de Gain Scheduling que conmute entre 4 controladores y 4 Feed-Forward. Puesto que en nuestro caso las variables que determinan los puntos de operación son la entrada y la perturbación, estas serán las que decidan el estado de cada uno de los conmutadores.

La condición de conmutación seleccionada ha sido otorgar a cada punto de operación un rango de flujos máxicos de sales, utilizando un controlador distinto para cada uno de los intervalos. Estos rangos están representados en la tabla 3.11. De este modo, leyendo el valor del flujo máxico de sales se determinará qué controlador se encuentra activo. De la misma forma, se realiza una asignación similar para el bloque FeedForward activo en función del valor del flujo máxico de gas, siendo los rangos pertenecientes a cada punto los mostrados en la tabla 3.12.

La ventaja que esta estrategia otorga es ajustarse mejor a cada punto de operación, con el inconveniente de que, pese a tener un desempeño alto en valores cercanos a aquellos para los cuales han sido diseñados los controladores, cuanto más se aleje de este valor el control será menos preciso, debido a que los parámetros descriptivos para los cuales han sido sintonizados los controladores no coinciden con los del sistema.

Se ha implementado este esquema de control en el esquema mostrado en la figura 3.11. La conmutación de controladores se realiza mediante un bloque switch, mientras que el caso de los FeedForward es algo más complejo. Inicializando la acción anticipativa como

nula, la función desarrollada pretende repartir las variaciones de la perturbación a cada uno de los FeedForward en función del punto de operación actual, de modo que cuando cualquier bloque no esté activo la entrada a este bloque será constante, mientras que el único bloque activo será el que reciba como entrada los cambios en la perturbación, asegurando siempre que la suma de todas las entradas sea igual al valor del flujo másico de sales. Esto se aprecia más fácilmente en el código 3.1.

Código 3.1: Script para conmutación de FeedForward.

```
1 function [a,b,c,d] = fcn(u)
2
3 persistent a0 b0 c0 d0
4
5 if isempty(a0)
6     a0=0;
7 end
8
9 if isempty(b0)
10    b0=0;
11 end
12
13 if isempty(c0)
14    c0=0;
15 end
16
17 if isempty(d0)
18    d0=0;
19 end
20
21 if u<=(2.475-5)
22    a0=u-b0-c0-d0;
23    a=a0;
24    b=b0;
25    c=c0;
26    d=d0;
27
28 elseif u>(2.475-5) & u<=(3.725-5)
29    b0=u-a0-c0-d0;
30    a=a0;
31    b=b0;
32    c=c0;
33    d=d0;
34
35 elseif u>(3.725-5) & u<=(4.975-5)
36    c0=u-b0-a0-d0;
37    a=a0;
38    b=b0;
39    c=c0;
40    d=d0;
41
42 else
```

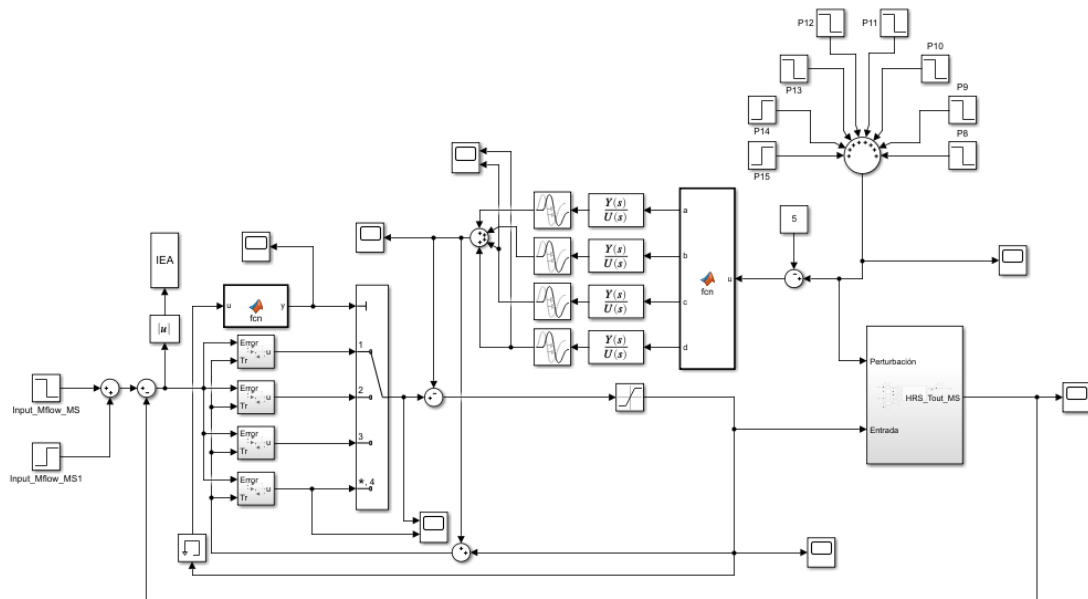


Figura 3.11: Esquema de sistema con Gain Scheduling para controlador y FeedForward.

```

43     d0=u-b0-c0-a0;
44     a=a0;
45     b=b0;
46     c=c0;
47     d=d0;
48
49     end
    
```

No es necesario simular la respuesta de dicho esquema ante perfiles de perturbación similares a los de las secciones anteriores, debido a que, al encontrarse dentro de un mismo punto de operación, no se producirá conmutación de controladores ni FeedForwards y, por tanto, la respuesta será la misma que la de la sección 3.3.

### 3.6. Ajuste polinomial

Otro método de control adaptativo que se va a estudiar para optimizar la respuesta del sistema es el de ajuste polinomial. Como se mencionó en la sección anterior, el problema del esquema Gain Scheduling era la incapacidad de ajustarse a la dinámica del sistema entre dos puntos de operación definidos, siendo el control en estos intervalos peor. Para solucionar este factor, es preciso construir un controlador dinámico cuyos parámetros vayan evolucionando de manera continua con el punto de operación actual; este es el fundamento del ajuste polinomial.

Partiendo de los parámetros por cada punto de operación definido, se buscará una

función que tenga como entrada el punto de operación actual y devuelva como salida un valor interpolado de cada parámetro. Puesto que se dispone de 4 funciones de transferencia, se establecerán polinomios de grado 3 para el cálculo de parámetros de entrada y perturbación. Dichos polinomios han sido calculados mediante el script representado en el código 3.2, y son mostrados en las tablas 3.13 y 3.14, donde  $U$  y  $D$  son el valor del flujo másico de sales y gases, respectivamente.

Código 3.2: Script para cálculo de polinomios de cada uno de los parámetros.

```

1 %% Interpolacion polinomica de parametros %
2
3 clear all
4 close all
5 clc
6
7 %% Parametros de la planta %
8
9 kg=[-108 -92.497 -71.715 -53.454]'; % Ganancia de la planta
10 taug=[1588.6 1545.8 1195.2 877.64]'; % Cte de tiempo de la planta
11 trg=[91.625 81.665 72.535 62.575]'; % Retardo de la planta
12 pg=[1.2 2.4 3.6 4.8]'; % Valor de entrada para cada punto
13
14 kp=[229.82 109.69 67.488 50.921]'; % Ganancia de la perturbacion
15 taup1=[6307.8 2472 1438.9 1043.6]'; % 1 cte de tiempo
16 taup2=[734.18 450.17 353.55 298.53]'; % 2 cte de tiempo
17 trp=[107.79 94.165 81.63 68]'; % Retardo de la perturbacion
18 pp=[1.85 3.1 4.35 5.6]'; % Valor de perturbacion para cada ...
    punto
19
20 %% Calculo del polinomio %
21
22 fkg=fit(pg,kg,'poly3'); % Parametros del polinomio de K
23 ftaug=fit(pg,taug,'poly3'); % Parametros del polinomio de tau
24 ftrg=fit(pg,trg,'poly3'); % Parametros del polinomio del retardo
25
26 fkp=fit(pp,kp,'poly3'); % Parametros del polinomio de K de la ...
    perturbacion %
27 ftaup1=fit(pp,taup1,'poly3'); % Parametros del polinomio de tau1 de la ...
    perturbacion %
28 ftaup2=fit(pp,taup2,'poly3'); % Parametros del polinomio de tau2 de la ...
    perturbacion %
29 ftrp=fit(pp,trp,'poly3'); % Parametros del polinomio del retardo de ...
    la perturbacion %
30
31 fkg=[fkg.p1 fkg.p2 fkg.p3 fkg.p4];

```



| Parámetro | Función                                       |
|-----------|---|
| $K_p$     | $4,073U^3 - 49,3969U^2 + 212,0561U - 383,784$ |
| $\tau$    | $-146,5U^3 + 1659,3U^2 - 6418U + 9676,1$      |
| $t_r$     | $-0,1601U^3 + 1,441U^2 - 11,8736U + 104,075$  |

Tabla 3.13: Parámetros de la función entrada-salida en función del valor del flujo másico de sales.

| Parámetro | Función  |
|-----------|--|
| $K_p$     | $-3,6731D^3 + 53,6692D^2 - 272,9197D + 541,4753$ |
| $\tau_1$  | $-194D^3 + 2740D^2 - 13057D + 22392$             |
| $\tau_2$  | $-13,7D^3 + 188,5D^2 - 894,1D + 1802,7$          |
| $t_r$     | $-0,1865D^3 + 2,0828D^2 - 17,7107D + 134,6069$   |

Tabla 3.14: Parámetros de la función perturbación-salida en función del valor del flujo másico de gas.

```

32 ftaug=[ftaug.p1 ftaug.p2 ftaug.p3 ftaug.p4];
33 ftrg=[ftrg.p1 ftrg.p2 ftrg.p3 ftrg.p4];
34
35 fkp=[fkp.p1 fkp.p2 fkp.p3 fkp.p4];
36 ftaup1=[ftaup1.p1 ftaup1.p2 ftaup1.p3 ftaup1.p4];
37 ftaup2=[ftaup2.p1 ftaup2.p2 ftaup2.p3 ftaup2.p4];
38 ftrp=[ftrp.p1 ftrp.p2 ftrp.p3 ftrp.p4];

```

De este modo, se logra una estimación de la función de transferencia en tiempo real. A partir de esta, es sencillo calcular los bloques de controlador y FeedForward. El bloque PID de MATLAB permite introducir externamente los parámetros del controlador. Sin embargo, no existe función de transferencia cuyos parámetros puedan ser modificados externamente, así que el bloque FeedForward debe ser construido por bloques.

El esquema completo se muestra en la figura 3.12. Como se aprecia, la función Interpol\_entrada (representada en el código 3.3) es la encargada de estimar la función de transferencia en el punto actual y calcular los parámetros del controlador. La constitución interna del bloque FeedForward se puede apreciar en la figura 3.13. Dentro de este bloque, la función Interpol\_pert (código 3.4) es la encargada de calcular los parámetros del FeedForward en función de los flujos másicos, pero para dar forma a esta función se ha hecho uso del diagrama de bloques completo.

Código 3.3: Script para interpolación polinomial y cálculo de parámetros del controlador.

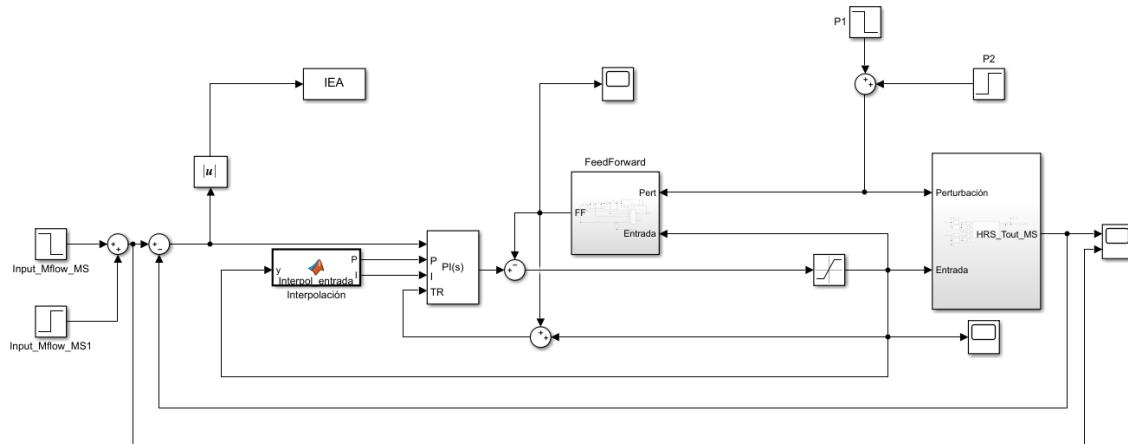


Figura 3.12: Esquema de sistema controlado mediante ajuste polinomial.

```

1 function [P,I]=Interpol_entrada(y,fkg , ftrg , ftaug)
2
3 kg=fkg(1)*y^3+fkg(2)*y^2+fkg(3)*y+fkg(4);
4 taug=ftaug(1)*y^3+ftaug(2)*y^2+ftaug(3)*y+ftaug(4);
5 trg=ftrg(1)*y^3+ftrg(2)*y^2+ftrg(3)*y+ftrg(4);
6
7 taubc=0.2*taug;
8 Ti=taug;
9 Kp=Ti/(kg*(taubc+trg));
10
11 P=Kp;
12 I=Kp/Ti;
13
14 end

```

Código 3.4: Script para interpolación polinomial y cálculo de parámetros del FeedForward.

```

1 function [k,tau1,tau2,beta,tr]=Interpol_pert(y,s,fkg,ftaug,ftrg,...
2     ftaup1,ftaup2,ftrp, fkp)
3
4 kp=fkp(1)*y^3+fkp(2)*y^2+fkp(3)*y+fkp(4);
5 taup1=ftaup1(1)*y^3+ftaup1(2)*y^2+ftaup1(3)*y+ftaup1(4);
6 taup2=ftaup2(1)*y^3+ftaup2(2)*y^2+ftaup2(3)*y+ftaup2(4);
7 trp=ftrp(1)*y^3+ftrp(2)*y^2+ftrp(3)*y+ftrp(4);
8
9 kg=fkg(1)*s^3+fkg(2)*s^2+fkg(3)*s+fkg(4);
10 taug=ftaug(1)*s^3+ftaug(2)*s^2+ftaug(3)*s+ftaug(4);

```

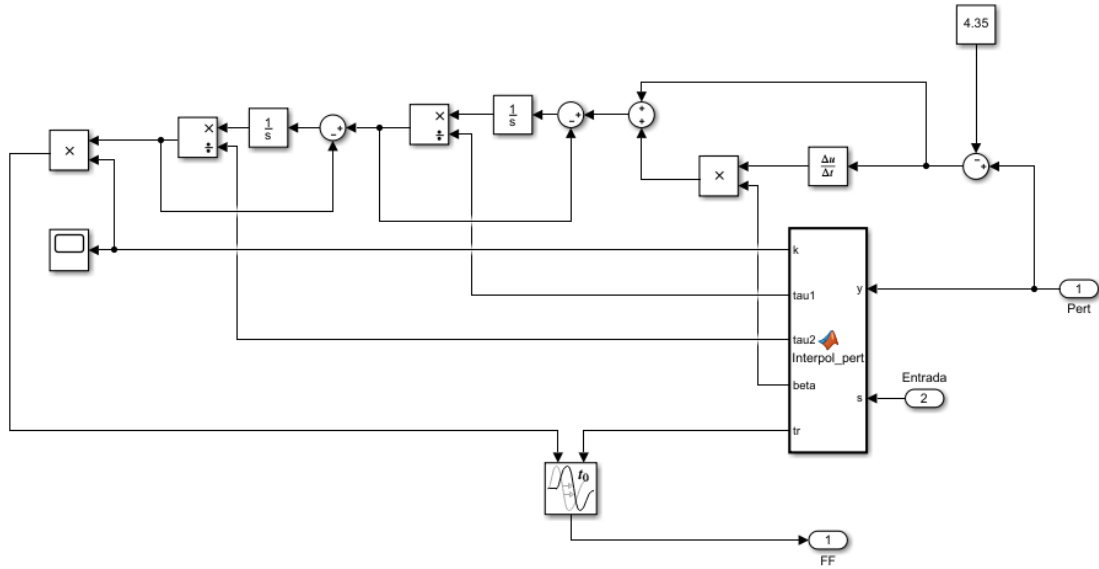


Figura 3.13: Esquema de bloque FeedForward sintonizado con ajuste polinomial.

```

10  trg=ftrg (1) *s^3+ftrg (2) *s^2+ftrg (3) *s+ftrg (4) ;
11
12  k=kp/kg;
13  tau1=taup1;
14  tau2=taup2;
15  beta=taug;
16  tr=trp - trg;
17
18  if tr<0
19      tr=0;
20  end
21
22  end
    
```

Para formar este diagrama, se ha dividido la función de transferencia del FeedForward tal como se muestra en la ecuación (3.6), función que será implementada por bloques. Para usar los mínimos derivadores posibles (s en la función), debido a que ante entradas en escalón pueden provocar errores de convergencia en Simulink, se ha buscado sustituir los derivadores por integradores ( $\frac{1}{s}$ ), quedando la función representada en la ecuación (3.7).

$$FF(s) = k \frac{\beta s + 1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} e^{-tr s} = k * (\beta s + 1) * \frac{1}{\tau_1 s + 1} * \frac{1}{\tau_2 s + 1} * e^{-tr s} \quad (3.6)$$

$$FF(s) = k * (\beta s + 1) * \frac{\frac{1}{\tau_1 s}}{1 + \frac{1}{\tau_1 s}} * \frac{\frac{1}{\tau_2 s}}{1 + \frac{1}{\tau_2 s}} * e^{-t_r s} \quad (3.7)$$

A partir de esta forma, el desarrollo de el esquema es sencillo mediante realimentaciones unitarias y operaciones básicas, pudiendo implementar por completo el bloque. A partir de este, se someterá al sistema al mismo perfil de perturbaciones por punto de operación que en las secciones anteriores, siendo la respuesta la representada en la figura 3.14.

En general, se aprecia que la respuesta es más lenta que en el caso del control por punto de operación, aunque más rápida que en el caso del controlador de parámetros medios, salvo para el punto de operación más bajo (figura 3.14a). El desempeño entra dentro de lo esperado, ya que este controlador se ajusta mejor a las especificaciones al proporcionar una aproximación bastante buena para cada punto de operación. En el caso del punto más bajo, la explicación es la misma que en la sección 3.3, el FeedForward es prescindible.

Para comprobar esto, se realizarán los mismos ensayos sin la acción de desacoplo de perturbaciones, obteniendo la respuesta observable en la figura 3.15. Como era de esperar, la salida sin acción FeedForward es más lenta, aunque no sobreoscila. En el punto de operación más bajo (figura 3.15a), incluso logra alcanza la referencia unos 15000 segundos antes.

### 3.7. Comparativas

Tras observar individualmente el desempeño de cada una de las estrategias de control, es preciso más adecuadas comparaciones para apreciar cuál otorga un control óptimo del sistema. Por un lado, se realizarán comparaciones cualitativas, relacionadas con la curva de reacción de la salida con cada esquema. Por otro lado, las comparaciones cuantitativas permitirán evaluar numéricamente el desempeño de cada controlador.

#### 3.7.1. Comparación gráfica

El primer paso a la hora de comparar nuestros esquemas es observar gráficamente la respuesta que proporciona cada estrategia ante perfiles de perturbación similares. La primera comparación será de cada esquema por separado con FeedForward y en ausencia de este, para valorar en qué medida su acción es útil, y en qué puntos lo es. Esta comparación se puede apreciar en las figuras 3.16, 3.17 y 3.18 para los esquemas de control de Gain Scheduling, parámetros medios e interpolación polinomial, respectivamente.

En el primero de los esquemas, se puede ver claramente que en el primer punto de operación (figura 3.16a), el FeedForward empeora enormemente la salida, provocando sobreoscilaciones y no alcanzando la referencia en 20000 segundos. La ausencia de este

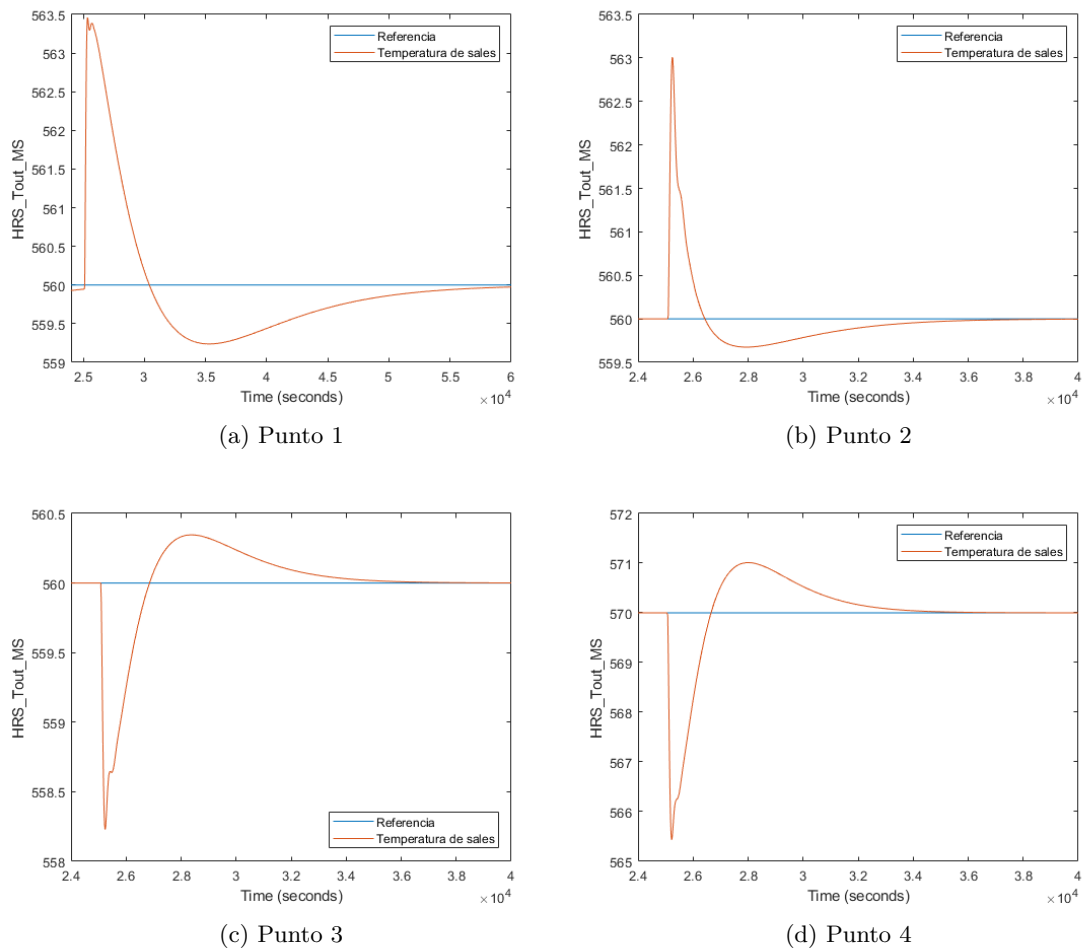


Figura 3.14: Ensayo de control con controlador con ajuste polinomial.

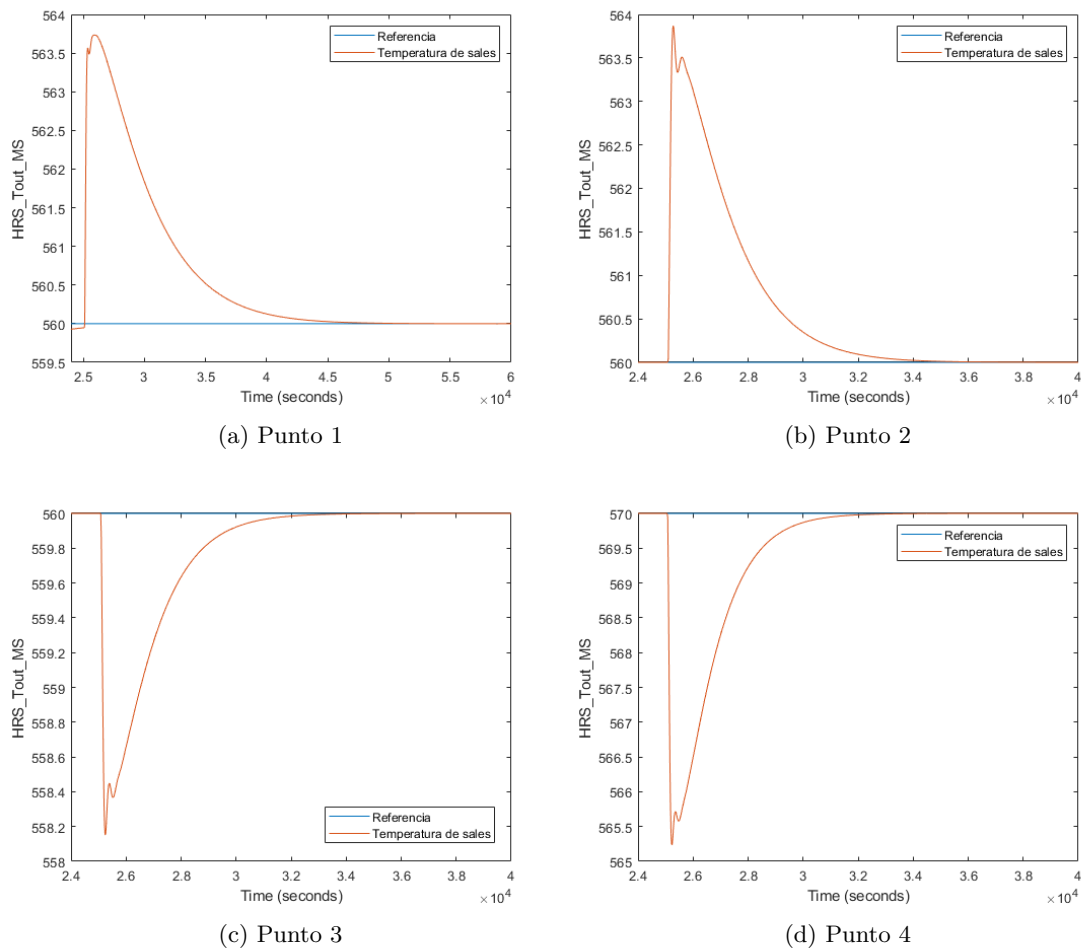


Figura 3.15: Ensayo de control con controlador con ajuste polinomial sin FeedForward.

proporciona una salida más suave y con un tiempo de establecimiento menor, aunque el pico provocado por la perturbación se acentúa. En el resto de los puntos, sobre todo en los más altos (3.16c y 3.16d), la acción FeedForward permite una respuesta más rápida, aproximándose más rápido a la referencia, aunque de manera más agresiva. En términos de tiempo de establecimiento, en ninguno de los casos el FeedForward mejora este parámetro.

En el caso de control con parámetros medios, se puede extraer una misma conclusión para todos los puntos de operación. La acción FeedForward incrementa el tiempo de establecimiento del sistema y provoca sobreoscilaciones, aunque otorga una respuesta más rápida, reaccionando antes y reduciendo el área de error. La explicación a este desempeño puede estar en la diferencia entre la planta para la que se ha diseñado el FeedForward y la planta real en cada punto de operación. Cabe destacar que en los puntos extremos (figuras 3.17a y 3.17d) el desempeño empeora bastante.

Para el control mediante interpolación polinomial, la respuesta es similar a la del Gain Scheduling. El FeedForward provoca sobreoscilaciones en todos los puntos de operación, y tiempos de establecimiento más largos en los puntos más bajos, sobre todo en el primero (ver figura 3.18a). Es destacable el mal desempeño del FeedForward en este punto, explicado anteriormente.

Otra comparación gráfica interesante es entre los distintos esquemas bajo las mismas condiciones. Cualitativamente, esta puede ser la comparación que más ayude a decidir cuál es el esquema más apropiado para controlar la planta. Esta comparación se puede apreciar en cada punto de operación en la figura 3.19.

En el caso del punto de operación más bajo, destacan los controladores sin acción FeedForward, que permiten tiempos de establecimiento mucho más cortos y menos sobreoscilaciones. Entre estos, los esquemas Gain Scheduling y de interpolación polinómica proporcionan una respuesta similar, mientras el controlador de parámetros medios otorga una respuesta más rápida y, en general, mejor. Esto puede ser debido a que sus especificaciones no dependen de la constante de tiempo del sistema en este punto de operación, sino de la planta promedio calculada, que es más rápida. Dentro de los esquemas con FeedForward, el único que proporciona una respuesta aceptable capaz de competir con aquellos sin dicha acción es el controlador de parámetros medios, una vez más, debido a su rápida especificación de constante de tiempo en bucle cerrado.

Para el segundo punto de operación la acción FeedForward da resultados mejores, sobre todo en el caso del esquema de interpolación polinomial, que parece adaptarse mejor a dicho punto. El controlador de parámetros medios y el de interpolación polinomial presentan una respuesta similar aunque ligeramente más lenta. Los esquemas sin FeedForward presentan todos una respuesta casi idéntica, probablemente debido a que las estimaciones de interpolación polinómica y planta promedio coincidan bastante con las funciones de transferencia halladas para este punto.

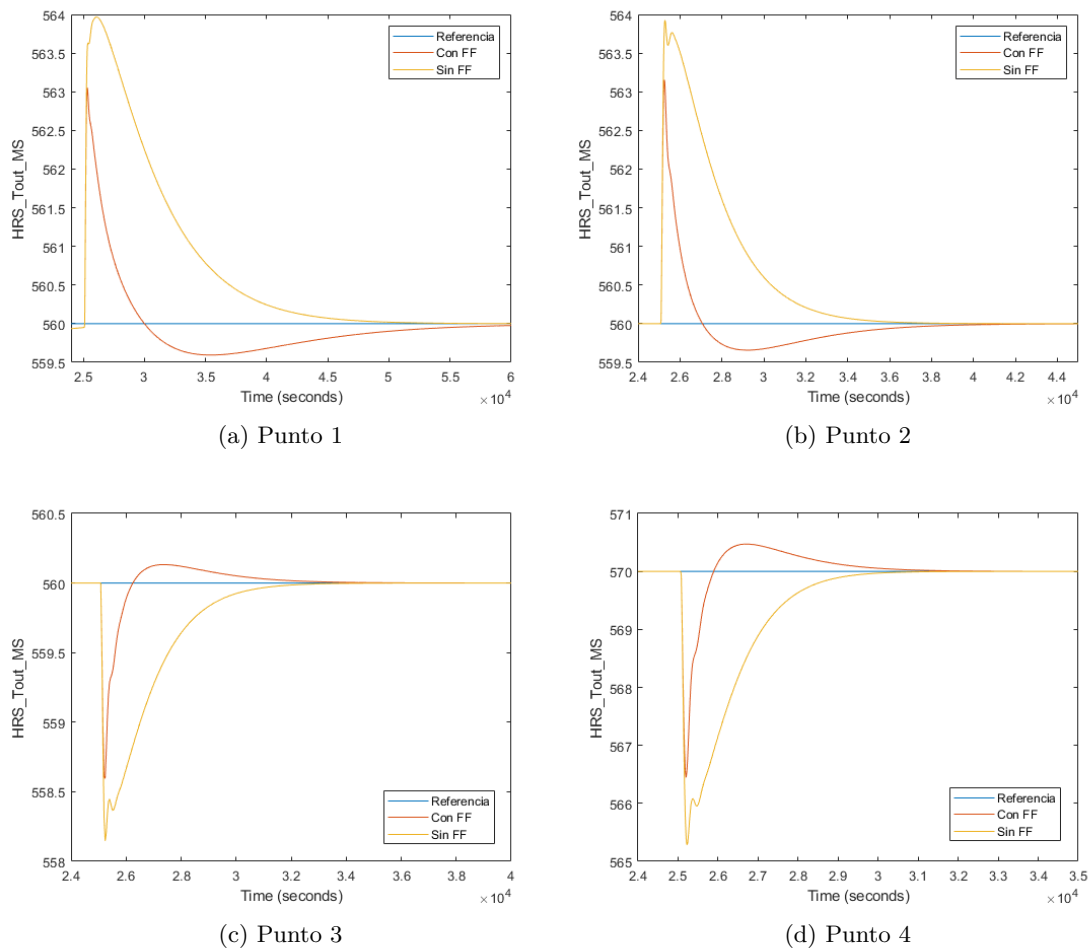


Figura 3.16: Comparación de control por punto de operación con y sin FeedForward.



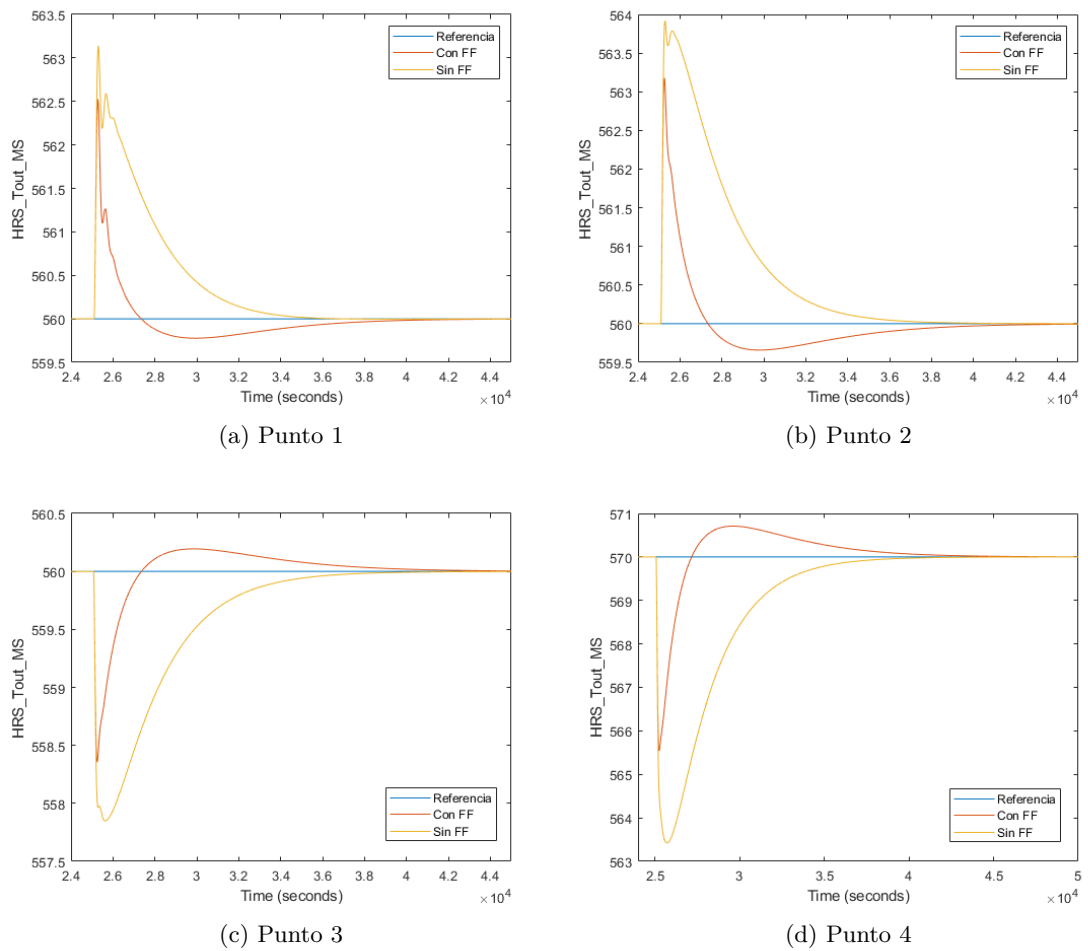


Figura 3.17: Comparación de control con parámetros medios con y sin FeedForward.

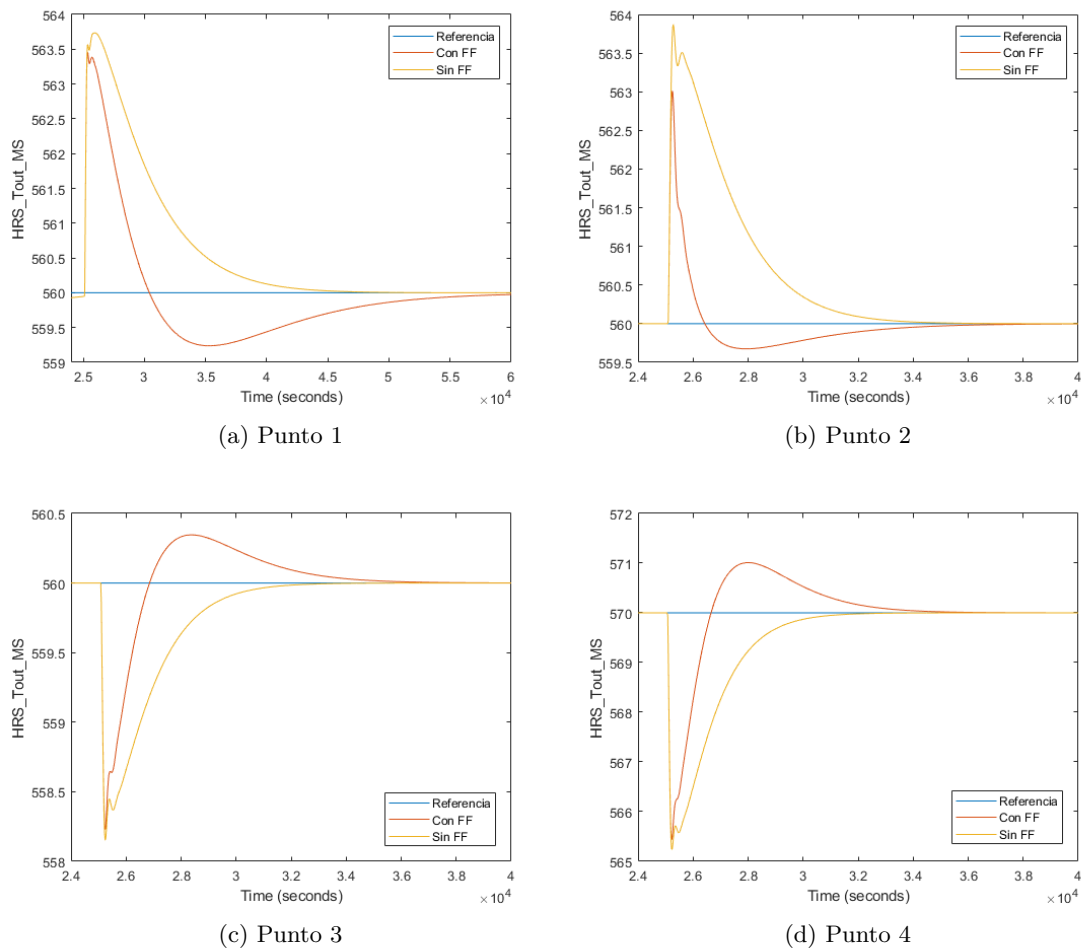


Figura 3.18: Comparación de control por interpolación polinomial con y sin FeedForward.

En el tercer punto de operación la acción FeedForward se ve mejorada, sobre todo en el caso del Gain Scheduling, que proporciona una respuesta fugaz y un tiempo de establecimiento similar a los esquemas sin FeedForward. Las estrategias de interpolación polinomial y controlador de parámetros medios con FeedForward son claramente peores que estas, sobreoscilando más y tardando más en establecerse, especialmente la primera mencionada. En ausencia de acción predictiva, los dos esquemas de control adaptativo presentan una respuesta similar, mientras el controlador de parámetros medios es más lento y tiene un pico mayor.

En el cuarto punto de operación, los esquemas sin FeedForward apenas presentan ventaja en el tiempo de establecimiento. Dentro de estos, la interpolación polinomial es el esquema más rápido, además del que menos sobreoscila, mientras que el controlador de parámetros medios es el que más lo hace. En cuanto a esquemas con FeedForward, el que peor desempeño presenta es del controlador de parámetros medios, siendo excesivamente lento y con demasiada sobreoscilación. El esquema con interpolación polinomial presenta una mejor respuesta, con la ventaja de ser más rápida aunque sobreoscila más, mientras que el esquema con Gain Scheduling es muy rápido, con un tiempo de establecimiento similar, aunque con muchas oscilaciones.

El criterio para decidir cuál de estos esquemas es más conveniente no es fijo, depende de si se desea una respuesta más rápida aunque más oscilatoria, o más suave pero más lenta. Sin embargo, sí que se ha establecido qué estrategia destaca más en cada punto, y cuales son más fácilmente descartables.

Finalmente, se realizará un ensayo completo, a lo largo del cual el sistema pasará por varios puntos de operación. De este modo, se evaluará la versatilidad de cada esquema, así como el comportamiento de la señal de control, que no ha sido evaluado hasta el momento. Se analizarán por separado los esquemas con acción anticipativa y los que no la presentan. Los resultados se muestran en la figura 3.20.

Se ha sometido al sistema a cuatro escalones descendentes de 0.5 kg/seg en el flujo másico de gases, pasando este de 5 a 3 kg/seg, de forma que atraviese los tres puntos de operación superiores. En el caso de los esquemas con acción anticipativa (figura 3.20a) la mejor respuesta la presenta siempre el esquema de ajuste por tabla, siendo más rápido y presentando menos sobreoscilación, sobre todo en los puntos de operación más bajos. El controlador de parámetros medios muestra una respuesta similar en todos los puntos de operación, demasiado lenta en los puntos más altos, pero muy similar al Gain Scheduling en los más bajos. En cuanto al esquema de interpolación polinomial, tiene una respuesta demasiado oscilatoria y lenta en los puntos de operación más bajos. Aunque en los primeros escalones sea lo suficientemente rápido, la acción anticipativa empeora enormemente su desempeño en los últimos ensayos.

Analizando las señales de control en este mismo ensayo, no se aprecian diferencias muy

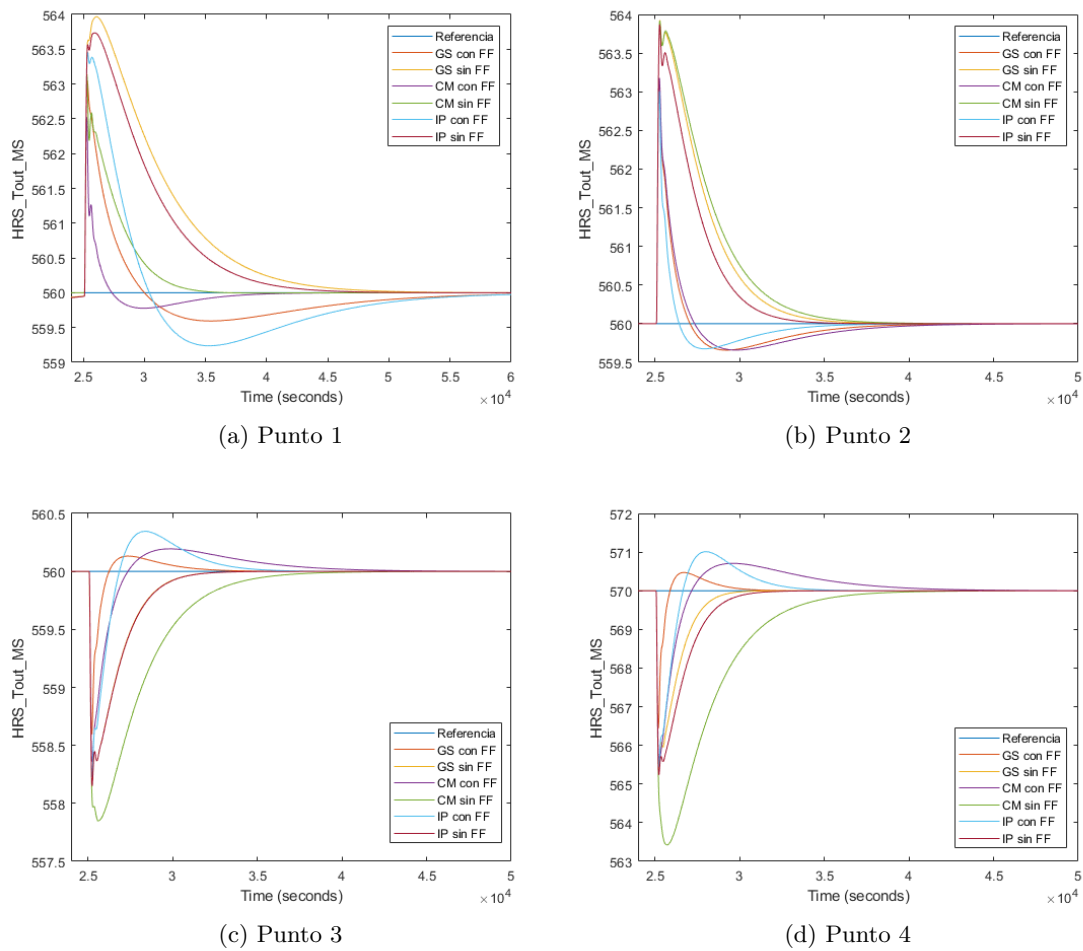
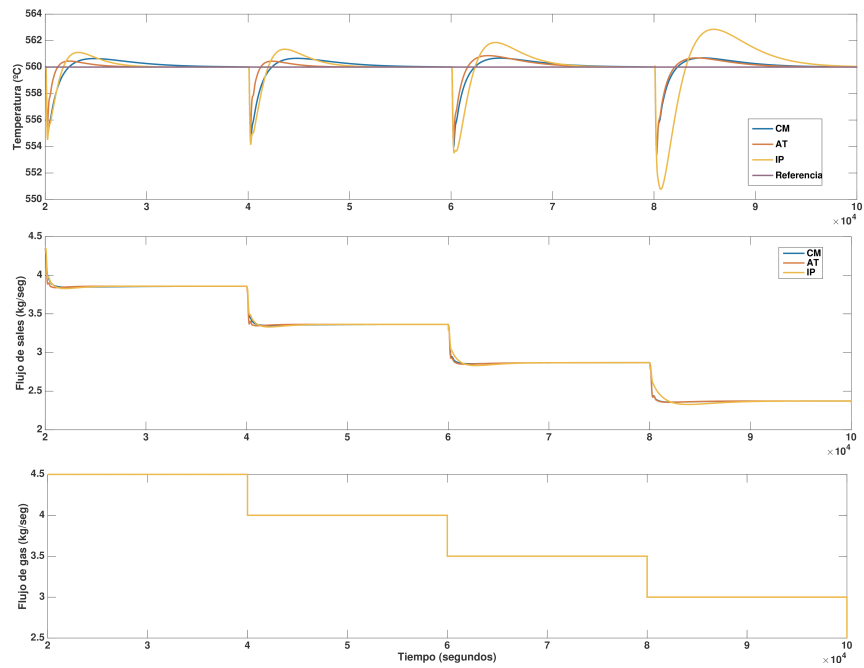
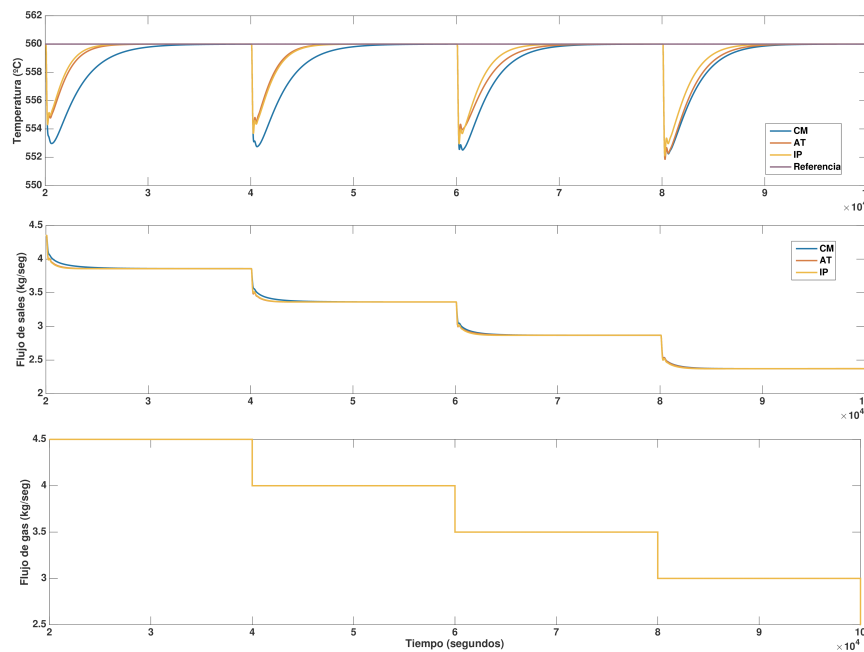


Figura 3.19: Comparación de control por punto de operación con y sin FeedForward.



(a) Respuesta con FeedForward



(b) Respuesta sin FeedForward

Figura 3.20: Comparación de control en todos los puntos de operación con y sin FeedForward.

notables, especialmente en los primeros escalones. El esquema de ajuste por tabla presenta siempre la señal más agresiva, mientras que la interpolación polinomial genera una señal más lenta. El controlador de parámetros medios muestra una señal más o menos agresiva depende del punto de operación en que se halle.

En la figura 3.20b se muestran las respuesta de los sistemas sin acción anticipativa. En estos casos la respuesta es, tal como se observó anteriormente, más lenta y amortiguada. Los esquemas de ajuste por tabla e interpolación polinomial son muy similares en este caso, siendo ligeramente mejor el último mencionado, probablemente debido a su capacidad de adaptarse a puntos de operación intermedios. Por otro lado, el controlador de parámetros medios es demasiado lento y no amortigua lo suficiente la señal de control en los puntos más altos, aunque se asemeja mucho al resto de controladores en los últimos escalones.

Destaca el buen desempeño del esquema de interpolación polinomial en este último ensayo en contraposición con su lentitud y sobreoscilación en presencia de FeedForward. Esto puede ser debido a que la incertidumbre en el modelo de la perturbación empeore el rendimiento de la acción predictiva.

Por otro lado, la señal de control en este caso es mucho más amortiguada, lo cual explica la ausencia de sobreoscilaciones. En los tres casos son muy parecidas, siendo ligeramente más suave aquella correspondiente al controlador de parámetros medios.

### 3.7.2. Comparación mediante IEA

Si bien es cierto que la comparación gráfica permite estimar cuál es el esquema que proporciona una mejor respuesta, conviene establecer otro tipo de comparativas, de carácter más analítico, que ayuden a responder dicha cuestión. Un índice muy usado en este tipo de casos es la IEA, Integral del Error Absoluto. La expresión que da nombre a dicho índice está representada en la ecuación (3.8). La magnitud del índice simboliza el error total a lo largo del ensayo, por tanto, el esquema que consiga minimizarlo puede suponerse más eficaz.

$$IEA = \int |E(t)| dt \quad (3.8)$$

Cabe destacar que este índice no tiene en cuenta factores como el esfuerzo de control o la sobreoscilación, por lo que puede no ser el mejor criterio en función de qué respuesta se desee. La tabla 3.15 recoge el valor de dicho índice para cada uno de los esquemas.

En el punto de operación más bajo destaca el controlador de parámetros medios, que corrobora lo enunciado en la sección anterior. Al ser más rápido, el área de error es mucho menor, especialmente en el caso con FeedForward. El resto de esquemas tienen un índice bastante peor con o sin FeedForward.

|           | Punto de operación |        |        |         |
|-----------|--------------------|--------|--------|---------|
|           | 1                  | 2      | 3      | 4       |
| GS con FF | 539,54             | 204,30 | 50,11  | 108,57  |
| GS sin FF | 1306,90            | 565,78 | 167,66 | 306,49  |
| CM con FF | 149,11             | 230,77 | 134,31 | 441,43  |
| CM sin FF | 377,64             | 625,42 | 374,08 | 1193,10 |
| IP con FF | 934,01             | 142,55 | 135,58 | 340,67  |
| IP sin FF | 1064,90            | 444,87 | 168,90 | 431,76  |

Tabla 3.15: Valor del índice IEA ( $^{\circ}\text{C}$ ) para cada esquema por punto de operación.

Para el segundo punto de operación, el esquema de interpolación polinomial con FeedForward proporciona resultados mucho mejores que el resto de esquemas. En cualquiera de los esquemas, la acción de desacoplo de perturbaciones mejora el índice, aunque como ya enunciamos anteriormente, esto no es necesariamente positivo debido a la existencia de oscilaciones.

En el caso del tercer punto de operación destaca el esquema Gain Scheduling con FeedForward, obteniendo un índice bastante bajo en comparación con el resto, lo cual cabía esperar, debido a que los bloques han sido sintonizados explícitamente para este punto. Los esquemas sin dicha acción empeoran bastante el índice, especialmente en el caso del controlador de parámetros medios.

Finalmente, para el punto de operación más alto vuelve a destacar el mismo esquema de Gain Scheduling con FeedForward, acentuándose enormemente la importancia de dicha acción, pues reduce en un 66 % el área de error del mismo esquema sin ese bloque. Destaca también el esquema de interpolación polinomial, que consigue un buen desempeño con y sin FeedForward, mientras que el controlador de parámetros medios no obtiene buenos resultados.

Como cabía esperar, la arquitectura de Gain Scheduling proporciona los mejores índices, debido a que los controladores han sido sintonizados analíticamente para cada uno de los puntos de operación. La acción FeedForward cobra especial importancia con este esquema, reduciendo mucho el índice con su presencia. En el caso de la estrategia del controlador con parámetros medios, logra una buena respuesta en el punto más bajo, pues impone especificaciones bastante rápidas, pero se ve eclipsado por el resto de esquemas en los demás puntos, sobre todo en el más alto, donde sus especificaciones son demasiado lentas y su función de transferencia no se aproxima demasiado a la de la planta. Por último, la estrategia de interpolación polinomial proporciona un desempeño constante en todos los puntos, especialmente con FeedForward, pero no llega a alcanzar al Gain Scheduling.

|           | Punto de operación |        |        |        |
|-----------|--------------------|--------|--------|--------|
|           | 1                  | 2      | 3      | 4      |
| GS con FF | 2416,5             | 4764,9 | 6241,2 | 7497,4 |
| GS sin FF | 2408,7             | 4758,7 | 6243,5 | 7502,6 |
| CM con FF | 2416,3             | 4764,9 | 6241,1 | 7496,5 |
| CM sin FF | 2414,2             | 4758,1 | 6246,5 | 7517,6 |
| IP con FF | 2416,5             | 4765,0 | 6241,1 | 7497,4 |
| IP sin FF | 2410,1             | 4760,0 | 6243,5 | 7504,1 |

Tabla 3.16: Valor del índice ISC ( $kg/seg^3$ ) para cada esquema por punto de operación.

### 3.7.3. Comparación mediante ISC

La integral absoluta del error permite medir la velocidad con la que un controlador rechaza la perturbación, pero no logra cuantificar otros factores a tener en cuenta como el esfuerzo de control utilizado para esto. El índice que nos ayuda a medir esto es la integral de la señal de control (ISC), que puede ser calculada según la ecuación 3.9.

$$ISC = \int |U(t)|dt \quad (3.9)$$

Este índice no representa la eficacia del esquema sino su eficiencia, y es complementario al anterior, ya que de nada sirve un sistema con poco esfuerzo de control si su respuesta es excesivamente lenta. Los valores de este índice se muestran en la tabla 3.16. La comparación cobra sentido únicamente dentro de cada punto de operación, pues el valor del índice es muy distinto en cada punto, tal como lo es la señal de control.

En el primer punto de operación los esquemas con acción anticipativa muestran índices muy similares. Estos son superiores a los correspondientes a esquemas sin FeedForward, debido a que son señales más agresivas. Dentro de los esquemas que no incorporan dicha acción, el ajuste por tabla ofrece la señal de control más suave, mientras que el controlador de parámetros medios proporciona una entrada más agresiva.

En el segundo punto la comparativa dentro de los esquemas con FeedForward es similar al anterior, presentando también un índice superior a los esquemas sin dicha acción. Estos últimos presentan índices más similares en este caso, siendo más agresivo el esquema con interpolación polinomial y más suave el controlador de parámetros medios.

En el caso del tercer punto comienzan a existir divergencias entre los esquemas. Debido a que en este caso los escalones son negativos, la señal de control más agresiva será la que presente un índice menor. En este caso, dicha señal corresponde a los esquemas con acción anticipativa. Dentro de los esquemas sin dicha acción, aquel menos agresivo y por tanto con mayor índice es el controlador de parámetros medios.



En el cuarto punto el índice funciona de manera similar al tercero, y los resultados también concuerdan. Los esquemas sin FeedForward son más agresivos, en particular el controlador de parámetros medios. En el caso de los esquemas sin esta acción, es precisamente ese mismo controlador el que proporciona la señal de control más atenuada, tal y como apreciamos en las gráficas.

Se puede afirmar que en general, los esquemas que presentan acción FeedForward poseen ISC similares, por lo que este índice no proporciona información adicional en estos casos. En ausencia de esta acción sí que permite observar ciertas diferencias entre los esquemas, aunque no existe ninguno destacable en todos los puntos de operación. El índice corrobora también que los esquemas con FeedForward tienen en todos los casos una señal de control más agresiva.

#### 3.7.4. Comparación con ensayo por todos los puntos de operación

Por otro lado, se establecerán estas mismas comparaciones para el ensayo a lo largo de varios puntos de operación realizado anteriormente, siendo los resultados mostrados en la tabla 3.17.

| Estrategia | IAE    | ISC   |
|------------|--------|-------|
| AT con CA  | 1147,5 | 12474 |
| AT sin CA  | 3153,0 | 12512 |
| IP con CA  | 3540,3 | 12472 |
| IP sin CA  | 2966,1 | 12510 |
| CM con CA  | 1803,4 | 12474 |
| CM sin CA  | 4989,1 | 12538 |

Tabla 3.17: Valores de índices IEA e ISC para los ensayos por todos los puntos de operación.

Estos índices resultan más indicativos que los anteriores, pues hacen referencia a un ensayo de control completo, pasando por múltiples puntos de operación y situando el sistema entre estos, de manera que la información extraída es más general.

En cuanto a la integral del error absoluto, el esquema que mejores resultados proporciona es el de ajuste por tabla con control anticipativo, presentando un índice muy inferior al resto. Dentro de los esquemas que presentan dicha acción, la interpolación polinomial no proporciona muy buenos resultados, siendo mejor incluso en ausencia de FeedForward, tal como se pudo ver en el ensayo. Sin embargo, en ausencia de acción anticipativa es precisamente este esquema el que mejor índice obtiene, superando incluso al ajuste por tabla. El controlador de parámetros medios, por el contrario, no consigue destacar ni en presencia ni en ausencia de FeedForward.

Respecto a la integral de la señal de control, es preciso mencionar que, debido a que los escalones del ensayo son descendentes, es inversamente proporcional a la agresividad de la señal de control. Con esto en mente, observamos que los esquemas con control anticipativo son más agresivos, sin mostrar grandes diferencias entre sí. Los esquemas sin dicha acción presentan señales más suaves, especialmente el controlador de parámetros medios, que como observamos anteriormente es bastante más lento.

## Conclusiones y líneas futuras

En este trabajo de fin de grado se han desarrollado una serie de estrategias de control orientadas al recuperador de gases de una planta termosolar híbrida. Este es un proceso de elevada complejidad debido a la alta no linealidad del sistema, unida a la presencia de retardo variable. Sobre esta planta se han obtenido una serie de modelos que describen su dinámica en distintos puntos de operación, así como expresiones polinómicas que permiten estimar los parámetros del sistema en función del valor de sus entradas.

Han sido desarrollados tres esquemas distintos de control adaptativo haciendo uso de estos modelos, los cuales han permitido controlar de manera satisfactoria y óptima el proceso propuesto. Las estrategias compensan de forma adecuada las no linealidades del sistema y cumplen especificaciones coherentes sobre la rapidez del sistema. Se han analizado por separado las estrategias con acción anticipativa y en ausencia de esta, en función de la dinámica que se quiera lograr.

Como conclusión, se ha determinado que si se desea una respuesta más rápida, con dinámica más agresiva, la estrategia ideal es el control mediante ajuste por tabla con acción FeedForward. Sin embargo, si se busca una respuesta más suave y atenuada el control mediante interpolación polinomial sin dicha acción es el que proporciona los mejores resultados. En general, el trabajo realizado proporciona un control muy robusto al no tener una dependencia excesiva de los parámetros del sistema, obteniendo resultados bastante aceptables.

En cuanto a posibles líneas de investigación, en un futuro se puede evaluar el desempeño de estas estrategias en un sistema real, o bien desarrollar otros esquemas de control adaptativo como puede ser el Feedback Linearization.

Pablo Otálora Berenguel  
9 de septiembre de 2019



# Referencias

- [1] G. Ampuño, L. Roca, J.D. Gil, M. Berenguel, and J.E. Normey-Rico. Apparent delay analysis for a flat-plate solar field model designed for control purposes. *Solar Energy*, 177(October 2018):241–254, 2019.
- [2] J. Bonilla and L. Roca. Model validation and control strategy of a heat recovery system integrated in a renewable hybrid power plant demonstrator. *Solar Energy*, 176(June):698–708, 2018.
- [3] J. Bonilla, L. Roca, A. De La Calle, and S. Dormido. Modelo Dinámico de un Recuperador de Gases -Sales Fundidas para una Planta Termosolar Híbrida de Energías Renovables. *RIAI - Revista Iberoamericana de Automatica e Informatica Industrial*, 14(1):70–81, jan 2017.
- [4] J. L. Guzmán and T. Hägglund. Simple tuning rules for feedforward compensators. *Journal of Process Control*, 21(1):92–102, 2011.
- [5] J. L. Guzmán, T. Hägglund, M. Veronesi, and A. Visioli. Performance indices for feedforward control. *Journal of Process Control*, 26:26–34, 2015.
- [6] Contact Mathworks. *Bioinformatics Toolbox™ User ’ s Guide R 2014 b*. 2014.
- [7] Contact Mathworks. *Simscape™ User ’ s Guide R 2019 a*. 2019.
- [8] J.E. Normey-Rico and E.F. Camacho. *Control of Dead-time Processes*. 2007.
- [9] J.E. Normey-Rico and J. L. Guzmán. Unified PID tuning approach for stable, integrative, and unstable dead-time processes. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52(47):16811–16819, 2013.
- [10] L. Roca, M. Berenguel, L. Yebra, and J. L. Guzmán. *Aportaciones al modelado y control de una planta de desalación con energía solar*. 2010.
- [11] L. Roca, J.L. Guzman, J.E. Normey-Rico, M. Berenguel, and L. Yebra. Robust constrained predictive feedback linearization controller in a solar desalination plant collector field. *Control Engineering Practice*, 17(9):1076–1088, 2009.

- [12] L. Roca, J.L. Guzman, J.E. Normey-Rico, M. Berenguel, and L. Yebra. Filtered Smith predictor with feedback linearization and constraints handling applied to a solar collector field. *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 1(PART 1):152–157, 2010.