



UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL CÓRDOBA
DIRECCIÓN DE POSGRADO

TESIS PARA MAESTRÍA EN INGENIERÍA DE CONTROL
AUTOMÁTICO

**Control de Proceso de Maceración
de Cebada Malteada
en la Industria Cervecera**

Autor: Jorge Alberto Quelas

Córdoba
2022



UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
FACULTAD REGIONAL CÓRDOBA
DIRECCIÓN DE POSGRADO

TESIS PARA MAESTRÍA EN INGENIERÍA DE CONTROL
AUTOMÁTICO

Autor: Jorge Alberto Quelas

Año 2022

Control de Proceso de Maceración de Cebada Malteada en la Industria Cervecera

Director: Mario Roberto Modesti

Co-Directora: Dolores María Eugenia Álvarez

Miembros del Tribunal de Tesis

Dra. María Fernanda Gayol

Mg. Francisco Gutiérrez

Mg. Juan Pablo Pedroni

Índice general

Índice General	III
Lista de figuras	V
Lista de tablas	VIII
1. Introducción	1
1.1. Estado del Arte	3
1.2. Justificación	4
1.3. Objetivos	5
2. Elaboración de cerveza	6
2.1. Generalidades del proceso	6
2.2. Implementación de la planta piloto	13
2.3. Instrumentación de la planta piloto	18
3. Identificación y modelado de la planta piloto	25
3.1. Definición de las variables de entrada y salida	26
3.2. Ensayos para identificación del modelo	27
3.3. Modelado de la planta piloto	33
4. Diseño del controlador	48
4.1. Dominio de operación de la planta piloto	48
4.2. Controladores propuestos	50
4.2.1. Control On/Off	50
4.2.2. Control PID	56
4.2.3. Control difuso	65
5. Análisis comparativo y estabilidad	78
5.1. Criterios de evaluación	78
5.2. Análisis comparativo	79
5.3. Definición de Estabilidad	90
5.4. Análisis de Estabilidad	95

6. Propuesta de implementación del sistema	110
6.1. Configuración del intercambiador de calor definitivo	110
6.2. Hardware de control	112
6.3. Arquitectura de control	114
7. Conclusiones	116
Referencias	117

Índice de figuras

1.1. Diagrama en bloques del controlador PID parametrizado con lógica difusa.	3
2.1. Diagrama de flujo del proceso de fabricación de cerveza.	8
2.2. Proceso de fabricación de cerveza.	9
2.3. Diagrama de maceración por infusión única.	10
2.4. Diagrama de maceración térmica.	11
2.5. Diagrama de maceración por decocción.	11
2.6. Diagrama de maceración escalonada.	12
2.7. Diagrama del proceso industrial como referencia para la implementación.	13
2.8. Diagrama de transferencia de calor en la planta.	14
2.9. Sonda RTD PT1000 de 4 hilos con vaina de acero inoxidable y cables de silicona.	18
2.10. Temperatura estimada de acuerdo a la resistencia medida.	19
2.11. Error de medición introducido por el sistema.	21
2.12. Bomba centrífuga de 1/2HP.	22
2.13. Válvula proporcional EV-260B de la marca Danfoss.	23
2.14. Respuesta de la válvula EV-260B respecto a las entrada de 0 a 10V, y 4 a 20mA respectivamente.	24
3.1. Respuesta del tanque HLT ante una entrada escalón de la llave de gas.	28
3.2. Respuesta de los tanques HLT y WT ante accionamiento PRBS de las bombas.	29
3.3. Respuesta completa a de los tanques HLT y WT.	30
3.4. Constante de tiempo del tanque HLT.	31
3.5. Respuesta completa a de los tanques HLT y WT.	32
3.6. Diagrama del modelo de la planta.	33
3.7. Respuesta del tanque HLT ante simulación de validación.	37
3.8. Respuesta del tanque WT ante simulación de validación.	39
3.9. Respuesta del modelo ante distintas entradas escalón.	40
3.10. Diagrama de simulación de la respuesta al escalón del modelo.	41
3.11. Respuesta del modelo a un escalón en ambas entradas.	42
3.12. Respuesta completa del modelo.	42
3.13. Diagrama de validación del modelo.	43

3.14. Validación del modelo de la planta.	44
3.15. Model Error.	45
4.1. Diagrama general de control de la planta.	48
4.2. Diagrama de control On/Off.	52
4.3. Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 42°C.	52
4.4. Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 52°C.	53
4.5. Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 65°C.	54
4.6. Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 71°C.	55
4.7. Diagrama en bloques de una controlador PID.	56
4.8. Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 42°C.	58
4.9. Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 52°C.	58
4.10. Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 65°C.	59
4.11. Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 71°C.	59
4.12. Diagrama de control PID.	60
4.13. Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 42°C.	61
4.14. Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 52°C.	62
4.15. Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 65°C.	63
4.16. Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 71°C.	64
4.17. Diagrama en bloques del controlador.	66
4.18. Funciones de membresía de entrada	67
4.19. Funciones de membresía de salida	68
4.20. Cálculo de parámetro $K'_{p,i}$	70
4.21. Diagrama de control difuso.	72
4.22. Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 42°C.	73
4.23. Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 52°C.	74
4.24. Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 65°C.	75
4.25. Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 71°C.	76
5.1. Comparación de las salidas del sistema a 42°C.	79
5.2. Caracterización del error.	81

5.3. Comparación de las salidas del sistema a 52 °C.	82
5.4. Comparación de las salidas del sistema a 65°C.	83
5.5. Comparación de las salidas del sistema a 71 °C.	85
5.6. Respuesta del sistema con controlador On/Off ante entrada escalonada. . .	86
5.7. Respuesta del sistema con controlador PID ante entrada escalonada. . . .	87
5.8. Respuesta del sistema con controlador difuso ante entrada escalonada. . .	88
5.9. Comparación de las salidas del sistema ante entrada escalonada.	89
5.10. Variables de estado del sistema HLT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$.	99
5.11. Variación del vector de estado del sistema HLT respecto al tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$	99
5.12. Variables de estado del sistema WT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$.	100
5.13. Vector de estado del sistema WT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$. .	100
5.14. Variables de estado del sistema HLT en función del tiempo.	102
5.15. Variación del vector de estado del sistema HLT respecto al tiempo.	103
5.16. Variables de estado del sistema WT en función del tiempo.	104
5.17. Vector de estado del sistema WT en función del tiempo.	105
5.18. Variación del vector de estado del sistema HLT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{100}$	106
5.19. Vector de estado del sistema WT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{100}$.	106
5.20. Simulación de la planta con incertidumbre multiplicativa.	108
6.1. Planta piloto.	110
6.2. Proceso de transferencia de calor en planta piloto.	111
6.3. Diagrama del sistema de control.	113
6.4. Diagrama del software de control.	114

Índice de tablas

4.1. Rangos de temperatura por enzima.	50
4.2. Máximos y mínimos del sistema bajo un control On/Off.	56
4.3. Máximos y tiempos del sistema bajo un control PID.	65
4.4. Regla para el cálculo del parámetro K'_p	69
4.5. Regla para el cálculo del parámetro K'_d	69
4.6. Regla para el cálculo del parámetro α	70
4.7. Máximos y tiempos del sistema bajo un control difuso.	77
5.1. Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 42 °C . . .	80
5.2. Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 52°C . . .	83
5.3. Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 65°C . . .	84
5.4. Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 71 °C . . .	84

Capítulo 1

Introducción

La cerveza es una de las bebidas más antiguas de la humanidad. La elaboración de cerveza se realiza en dos etapas; la maceración de cebada malteada para obtener el mosto y la fermentación, mediante la cual se obtiene alcohol y dióxido de carbono, por acción de la levadura. Bamforth [1] presenta un estudio sobre la evolución del proceso de elaboración de cerveza, en el que se relacionan los procedimientos e ingredientes, con la calidad del producto.

El objetivo de un proceso de maceración es la conversión del almidón de los granos malteados en azúcares fermentables que puedan ser consumidos por la levadura, una vez que sea agregada al mosto obtenido. El azúcar producido en la maceración es clave para determinar el porcentaje de alcohol que generará posteriormente por la levadura y también la densidad del mosto. Esto condiciona el rendimiento general del proceso e incide directamente en la cantidad de litros de producto final que se obtiene.

Existen distintos tipos de maceración: por infusión única, térmica, por decocción y escalonada. Ésta última consiste en la realización de un pre-proceso que permite a ciertas enzimas convertir proteínas en aminoácidos, antes de la sacarificación (transformación de los polisacáridos en azúcares fermentables). Estas enzimas, además, facilitan la hidrólisis de almidones más complejos durante dicho proceso. Por ejemplo, se puede implementar un proceso de maceración de 35/55 °C para que la enzima proteasa hidrolice proteínas en aminoácidos; luego llevar la temperatura a 60/65 °C, rango en el cual actúa la beta amilasa, convirtiendo el almidón en maltosa y glucosa; y finalmente se lleva la temperatura al rango de 65/75 °C, propiciando que la alfa amilasa transforme al almidón en azúcares fermentables. Este es muy utilizado debido a que permite emplear maltas de menor calidad y precio y aun así obtener un producto de mayor aptitud. Como contraparte, el proceso es más complejo.

En varios trabajos se estudia la importancia del control térmico en relación al proceso de elaboración de cerveza, para lograr las particulares características en el producto. Blanco y col. [2] estudian en detalle el proceso químico mediante el cual se generan los compuestos en la fabricación de cerveza. El trabajo tiene por objetivo determinar cuáles son los parámetros del proceso que se deben controlar para lograr una rápida adaptación a la preferencia del público consumidor, en cuanto a la ligereza del producto. En [3] se

evalúan los métodos de producción tendientes a reducir o eliminar el alcohol presente en la cerveza. En todos estos trabajos, destaca la maceración escalonada, debido a la posibilidad que genera la regulación continua de la temperatura.

El sistema de maceración escalonada está constituido por un recipiente donde se vierte una mezcla de agua y cebada. En dicho sistema se eleva la temperatura de la solución de forma progresiva. Los diferentes “escalones” de temperatura permiten extraer los distintos compuestos del grano, como así también el almidón necesario para la fermentación. El sistema de maceración debe contar con algún mecanismo de calentamiento como por ejemplo un quemador o un intercambiador de calor, incluyendo un sistema de reflujo, que permita homogeneizar la temperatura del fluido a controlar. En [4] Violino y col. resumen los sistemas de bajo volumen de producción que se encuentran actualmente en el mercado. Los comúnmente utilizados son los sistemas RIMS (*Recirculating Infusion Mash System*) y HERMS (*Heat Exchange Recirculating Mash System*). Éste último utiliza un intercambiador de calor como elemento de transferencia de energía.

Para llevar a cabo la regulación de temperatura en la maceración escalonada, es necesario el desarrollo de un sistema de control. El controlador más ampliamente utilizado en la industria es el PID (Proporcional Integral Derivativo). Éste se basa en un algoritmo de regulación que calcula la desviación o error entre valores medidos y deseados por medio de realimentación.

El algoritmo de control PID incluye tres parámetros: el proporcional, el integral y el derivativo. El término proporcional depende del error actual, el integral, de los errores pasados, mientras que el derivativo es una predicción de los errores a futuro. La suma de estas tres acciones es usada para ajustar el proceso por medio de un elemento de control, como la posición de una válvula que regula el caudal de gas de un quemador.

Por otro lado, los métodos difusos son empleados para el ajuste de los parámetros del controlador. Dichos métodos interpretan la variación del error del sistema, como así también su derivada, aplicando funciones matemáticas diseñadas para clasificar su funcionamiento en rangos predeterminados. Dependiendo de la banda en la que se sitúa la respuesta del sistema, será el valor que adquieren los parámetros del controlador. La herramienta matemática con la cual se lleva a cabo este proceso es conocida como lógica difusa [5]. Esta técnica es ampliamente utilizada en control de procesos, asignando grados de veracidad a las variables de entrada, en base a la naturaleza del proceso a controlar. Dicha lógica puede generar infinitos estados entre dos límites previamente establecidos. En este sentido, los parámetros del controlador se generan como una sumatoria de las entradas del sistema, ponderadas por la lógica del modelo diseñado. Como consecuencia, a medida que varía la respuesta del sistema, el controlador se adapta para responder más eficientemente a dichas variaciones. Este método permite la adaptación del controlador a las variaciones de la planta, que en el caso del proceso seleccionado, son de naturaleza no lineal. Al mismo tiempo garantiza el correcto funcionamiento ante posibles perturbaciones o inclusive incertidumbres no contempladas en el modelo de la planta.

La metodología empleada en este trabajo está fundamentada en el estudio llevado a cabo por Weeks [6], en el cual se implementa un sistema de bajo costo, constituido por un PID acoplado a un controlador para regular la maceración de cerveza. Esto es apto

para ser aplicado por emprendedores con bajo nivel de producción, tales como las micro cervecerías.

Con esta premisa se implementará un controlador que consta de un PID de ganancia tabulada por método difuso, tal como el expuesto en el trabajo de Zhao y col. [7]. Este tipo de controladores ya está siendo implementado en el proceso de fermentación de la cerveza, tal como se pone de manifiesto en Wang y col. [8]. En este sentido, implementarlo en el método de maceración, implicaría una mejora en el desempeño de todo el proceso productivo.

En la figura 1.1 se presenta un controlador PID con un sistema de ganancia tabulada por método difuso.

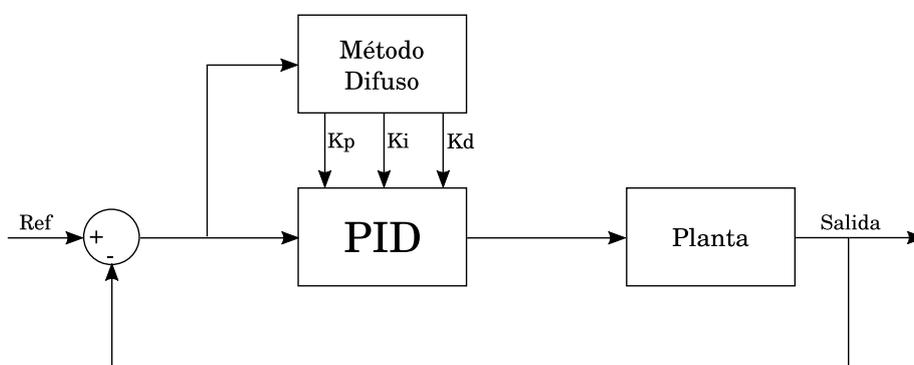


Figura 1.1: Diagrama en bloques del controlador PID parametrizado con lógica difusa.

1.1. Estado del Arte

En general, los sistemas de control de procesos a nivel industrial suelen implementarse mediante controladores sencillos pero robustos, que permiten llevar a cabo el control deseado, con el menor costo posible. Esto implica enfrentar una relación de compromiso, donde la precisión del control es puesta en segundo plano, centrando el diseño del sistema, en los costos del mismo.

Varios casos de estudio pueden ser encontrados en la literatura. En [9] Lees, Ellen y Brodi llevan a cabo un relevamiento de la cantidad y tipo de lazos de control en una fábrica industrial de cerveza, localizada en Australia. El trabajo determina que toda la planta posee 505 lazos de control, todos implementados usando un controlador PI (Proporcional Integral). Algunas consecuencias de este tipo de implementación incluyen la introducción de retardos no determinísticos inesperados por concatenación de lazos de control. Estos mismos autores introducen en [10] un resumen de los problemas encontrados en plantas de manufactura de grandes volúmenes. En ese trabajo se evalúa cómo los controladores comerciales modernos han avanzado en la dirección del control de procesos continuos sin considerar plantas variables en el tiempo. Sin embargo, este tipo de control no se ajusta muy bien con los procesos de manufactura en lotes, que presentan dinámicas intermitentes o bien sistemas cuyas características son variables en el tiempo. La solución propuesta

a este problema requiere la implementación de un sistema de monitoreo en tiempo real que permita ajustar los parámetros en la medida que se desarrolla el proceso, de manera tal que mejore el rendimiento del mismo. Esta solución asume que se implementan dispositivos comerciales y estándares, por ejemplo, controladores PID.

Otro ejemplo del amplio uso de controladores PID convencionales en la industria puede ser encontrado en [11], donde Ogawa y Henmi llevan a cabo un relevamiento del proceso completo de manufactura de cerveza en una de las plantas fabriles de Japón. Los resultados muestran la implementación de estos controladores en todos los lazos de control empleados en la fábrica. Este trabajo tiene por objetivo mejorar el rendimiento general de la planta al introducir un sistema basado en computadoras industriales combinadas con PLC (por las siglas en inglés *Programable Logic Controller*). En un estudio similar, Xiaodong, Jie y Ke [12] propone automatizar una fabrica china mejorando su capacidad de producción al introducir equipamiento de control comercial.

Como se puede ver, en la industria cervecera se implementan lazos de control sencillos basados en controladores PID. Éstos son concatenados por medio de la incorporación de una capa superior a todos los lazos, donde se controla el rendimiento general de la planta, variando cada uno de forma individual. Todos estos sistemas de control pretenden mejorar la eficiencia sin perder de vista los costos operacionales. Como consecuencia, los sistemas más complejos, pero de mayor precisión, son descartados. Un ejemplo de este tipo de sistemas es presentado en [13] donde Shang, Dou y Yu mejoran las capacidades de un controlador para maceración de cebada utilizando un control óptimo compuesto por un modelo predictivo y un controlador On/Off. El trabajo compara los resultados contra un controlador PID convencional demostrando que formas más complejas de control logran mejores resultados; pero al mismo tiempo la implementación del sistema implica un hardware más costoso y un tiempo mayor de desarrollo y puesta a punto. El objetivo que propone es reducir el sobre pico producido por controladores PID y mejorar la capacidad del sistema para absorber perturbaciones, por lo que no están considerados los costos asociados. Por este motivo los métodos más avanzados se aplican solo en aquellos sistemas donde la eficiencia y la precisión son aspectos sensibles a controlar.

Con el transcurso del tiempo y el creciente desarrollo tecnológico, las técnicas de control avanzado descritas anteriormente se volvieron más accesibles. En este contexto, el objetivo de la presente tesis es desarrollar un controlador de bajo costo que permita la obtención del mosto a partir de los parámetros deseados, sin la necesidad de incurrir en implementaciones que requieran gran capacidad de cómputo.

1.2. Justificación

El CAA (Código Alimentario Argentino), en el artículo 1080, define a la cerveza como la bebida resultante de fermentar, mediante levadura cervecera, al mosto de cebada malteada o de extracto de malta, sometido previamente a un proceso de cocción, adicionando lúpulo. Se prevé que una parte de la cebada malteada o de extracto de malta pueda ser reemplazada por adjuntos cerveceros, tal como se puede ver en [14].

Asimismo, en el artículo 1082 bis, se establece que podrán denominarse “Artesanales” a las cervezas elaboradas sin aditivos alimentarios, adicionadas únicamente con ingredientes naturales y cuyo proceso de producción sea manual o semiautomático.

En los últimos años la industria cervecera en la Argentina se ha ampliado, para dar lugar tanto a aficionados como a pequeños emprendedores. Así mismo los consumidores han evidenciado su preferencia por nuevos estilos de cerveza. El crecimiento de este sector ha resultado provechoso para la evolución de la industria, generando nuevas PyMES (Pequeñas y Medianas Empresas), cuya ocupación varía desde la elaboración en micro cervecerías hasta la distribución del producto. Aun así, el proceso de fabricación de esta bebida depende de la constante atención del personal involucrado en su producción.

Los sistemas automáticos actualmente utilizados (discutidos en [9], [10], [11] y [12]) son costosos y solo pueden ser implementados por cerveceras cuyo volumen de producción ascienda, al menos, hasta los 10.000 litros mensuales. En el presente trabajo se pretende desarrollar un sistema de control de bajo costo para menores volúmenes de producción. Se desea entonces implementar las técnicas de diseño aprendidas durante el cursado de la Maestría en Ingeniería de Control Automático, de la Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional Córdoba, en un caso de aplicación propio de la industria de procesos, desarrollando un controlador difuso que permita ajustar sus parámetros ante las variaciones propias de una planta no lineal.

1.3. Objetivos

En este trabajo de tesis se propone desarrollar e implementar un controlador difuso de bajo costo, en el marco de estudio previamente detallado. Dicho controlador se implementará en una planta piloto analizando su desempeño en comparación de un controlador PID estándar.

De esta manera es posible establecer los siguientes objetivos específicos:

- Realizar la implementación e instrumentación del proceso de maceración.
- Modelar el proceso de maceración mediante aplicaciones específicas de identificación.
- Desarrollar un controlador difuso según el modelo previamente discutido.
- Validar el desempeño del sistema por comparación con un PID estándar.
- Evaluar la estabilidad del sistema desarrollado.

Capítulo 2

Elaboración de cerveza

2.1. Generalidades del proceso

La cerveza como bebida puede ser manufacturada en base a 4 ingredientes básicos: agua, lúpulo, levadura y malta. Cada uno de estos ingredientes representa un aspecto de la cerveza que se verá reflejado en su sabor; desde la dureza y propiedades del agua utilizada hasta las clases de maltas, lúpulo o cepa de levadura implementados en el proceso. Anderson y col. [15] analizan la importancia de estos elementos, en relación a su influencia en la calidad del producto final.

La selección de ingredientes se inicia por el más sencillo, el agua. Punčochářová y col. [16] llevan a cabo un estudio del impacto que tiene este componente sobre el rendimiento y calidad de la cerveza a fabricar; tanto los minerales que posee, como su pH, son determinantes para el proceso productivo.

El lúpulo, por otra parte, es una planta que fue incluida en el proceso de fabricación de cerveza como un conservante natural, ya que posee un compuesto conocido como “alfa-ácido” que presenta un suave efecto antibiótico, permitiendo preservar la bebida por más tiempo. Esta característica posibilitó su exportación a lugares alejados del lugar de producción. Hoy en día el sabor del lúpulo en la cerveza es característico y la bebida no sería reconocida como tal sin su inclusión. Su influencia es estudiada con más detalle por Bastegen y col. [17] con el fin de maximizar su uso durante el proceso productivo.

La levadura es el ingrediente que permite fermentar la preparación y lograr obtener el alcohol en la mezcla en la bebida. Contribuye a la generación del gas natural de la cerveza, como así también termina de darle su sabor característico. Existen distintos tipos de levaduras específicas para fabricar cerveza, cuya selección depende del tipo de cerveza que se desea producir. En general se puede clasificar en dos grandes grupos:

- Cervezas tipo “Ale” son aquellas de fermentación llamada “alta”. Éstas utilizan levaduras que fermentan a temperatura ambiente y tienden a flotar en el mosto. A medida que el proceso de fermentación transcurre, los restos de levadura decantan al fondo del fermentador causando que la cerveza resultante sea más opaca.

- Cervezas de tipo “Lager” son aquellas de fermentación llamada “baja”. Las levaduras utilizadas tienden a fermentar a baja temperatura, cercana a 0 °C. Normalmente se establecen en el fondo del fermentador, donde se acumulan sin enturbiar el mosto. Las cervezas de este tipo son más translúcidas y más fáciles de filtrar.

La malta es un grano germinado y luego secado o tostado. En el caso de la cerveza suele ser cebada, pero es posible emplear arroz, papa, o solo glucosa. Ahora bien, la cebada no solo introduce una fuente de azúcares fermentables, sino también contribuye con otros compuestos que le dan sabor y mayor consistencia a la bebida, tal como queda evidenciado en [18].

Posteriormente el grano es molido y macerado en presencia de agua. Luego se eleva la temperatura de la mezcla; mediante el anterior proceso se extraen glucosa, maltosa y azúcares fermentables, entre otros compuestos propios del grano y que hacen al sabor de la cerveza.

Una vez terminada la maceración se lleva a cabo una primera filtración de la mezcla obtenida. Ésta se realiza empleando los granos presentes como medio filtrante. El objetivo es eliminar las impurezas y tornar translúcido al líquido. Una vez terminado este paso, lleva a cabo la cocción, para lo que es necesario trasvasar la mezcla desde el tanque de maceración hacia el de cocción. Durante el trasvase se extraen los granos del líquido para facilitar el proceso de cocción. Estos granos húmedos se constituyen en uno de los residuos remanentes del proceso. Afortunadamente son comestibles y generalmente sirven como alimento para ganado, por lo que puede ser reutilizados. Lynch, Steffen y Arendt [19] exploran nuevos usos de este derivado con el fin de reducir costos y utilizar este subproducto en aplicaciones alternativas. Cuando la mezcla llega al punto del hervor, se le agrega el lúpulo. Éste cambia las características de la cerveza dependiendo del momento del calentamiento en el cual es incluido. Distintas recetas utilizan diferentes tipos de lúpulo, inclusive siendo factible mezclar varios en una misma receta.

Al final de la cocción se obtiene el mosto que será el producto base a partir del cual fermenta la cerveza. En este paso es importante disminuir la temperatura de la mezcla para poder añadir la levadura, la cual no puede sobrevivir a temperaturas superiores a 30 °C, para cervezas de tipo “Ale” o 0 °C para las cervezas de tipo “Lager”. Es importante que la temperatura disminuya lo más rápido posible para evitar que el mosto sea contaminado por bacterias que podrían perjudicar la fermentación.

Una vez que el mosto presenta una temperatura apropiada se incorpora la levadura, encargada de consumir los azúcares fermentables y producir el alcohol y el gas propio del producto. Large y col. [20] estudian este fenómeno y la reutilización de levadura en plantas de gran capacidad productiva como un método para reducir el costo del proceso, al igual que las consecuencias de dichas prácticas.

Al cabo de una semana, el mosto ha de fermentar produciendo cerveza, punto en el cual debe ser trasvasada hacia un tanque de maduración. Para tal fin es importante filtrar la levadura aun presente en la cerveza. De esta manera la bebida madura durante un periodo de tiempo más largo, hasta que sus cualidades organolépticas terminan de desarrollarse.

Luego la cerveza debe ser embotellada y pasteurizada para asegurar la integridad del producto por una mayor cantidad de tiempo. Pascari y col. [21] estudian con más detalle el proceso de manufactura, su capacidad intrínseca para evitar o detener procesos contaminantes, como así también técnicas utilizadas para el mismo fin.

En las figuras 2.1 y 2.2 se muestran el diagrama de flujo y la representación gráfica del proceso descrito, respectivamente.

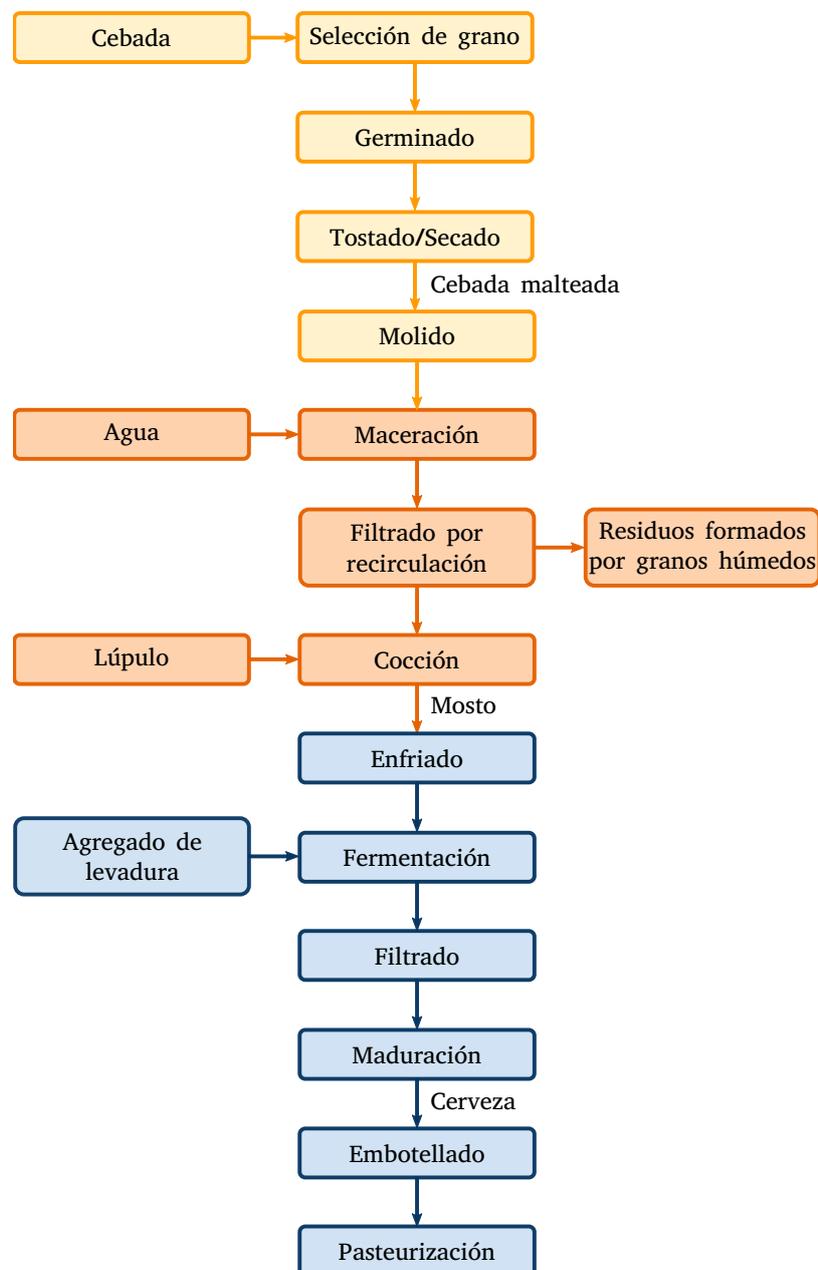


Figura 2.1: Diagrama de flujo del proceso de fabricación de cerveza.

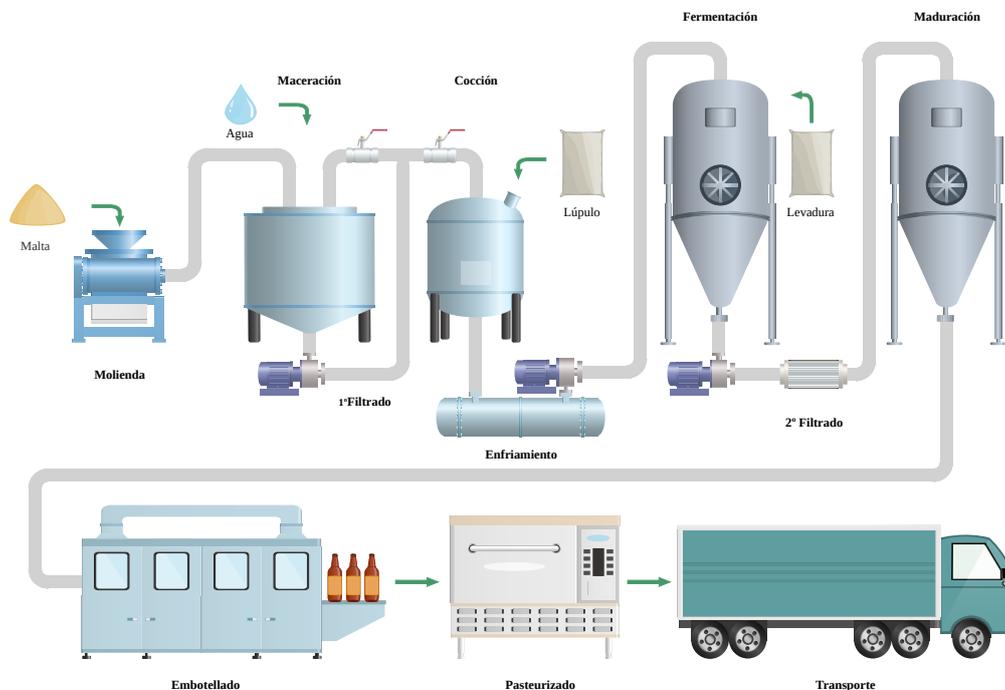


Figura 2.2: Proceso de fabricación de cerveza.

Cada aspecto del proceso de fabricación de cerveza ha sido objeto de una gran cantidad de estudios; permitiendo entender la influencia de ellos en el producto final. Salantă y col. [22] estudian dicho proceso, haciendo énfasis en los desafíos de implementarlo en sistemas de bajo nivel de producción, siendo el costo y la consistencia entre lotes los aspectos más difíciles de resolver.

Maceración de cebada malteada

Para llevar a cabo el proceso de maceración de cebada malteada existen distintos métodos, tal como se menciona en el capítulo 1. Entre ellos se encuentran los siguientes: por infusión única, térmica, por decocción y escalonada. A continuación se explicarán cada uno, especialmente el método escalonado, que es el seleccionado en este trabajo de tesis.

Maceración por infusión única

La maceración por infusión única (*Single Infusion Mash*) mostrada en la figura 2.3, es el más sencillo de los métodos implementados por los cerveceros artesanales.

Éste consta en mezclar agua precalentada a una cierta temperatura fija con granos

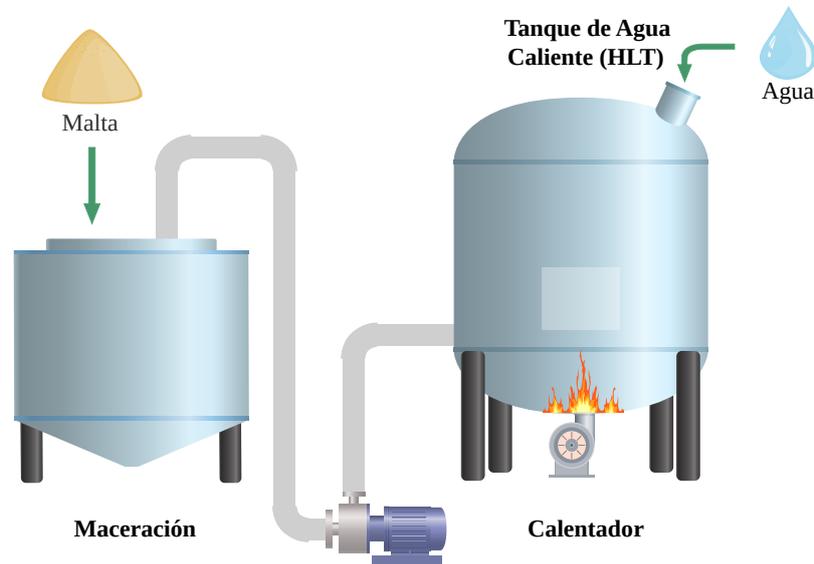


Figura 2.3: Diagrama de maceración por infusión única.

molidos a temperatura ambiente. La infusión propiamente dicha se realiza considerando una relación de 2,6 litros de agua por kilogramo de grano. Calculando con precisión el volumen y la temperatura del agua, se puede alcanzar la temperatura objetivo para la mezcla de entre 64,5 °C y 70 °C. Luego, la misma es situada a esa temperatura de 45 a 90 minutos, tiempo durante el cual el almidón se convertirá en azúcares fermentables.

Maceración térmica

Una alternativa a la técnica anterior consiste en mezclar el agua con el grano y calentar la mezcla hasta una determinada temperatura tal como se puede ver en la figura 2.4. Dicha temperatura es mantenida hasta que finaliza la conversión del almidón en azúcar.

Maceración por decocción

Una tercera técnica utilizada tradicionalmente en Alemania es la maceración por decocción, la cual puede ser observada en la figura 2.5. En este método se toma una parte de la mezcla llevándola al hervor, para luego incluirla nuevamente en la mezcla original, para elevar su temperatura. Normalmente se utiliza una relación entre agua y grano de 4,17 litros por kilogramo de grano, aunque técnicas más modernas utilizan relaciones de entre 2,6 a 3,1.

Este método es generalmente utilizado en cervezas que utilizan una mayor variedad de granos malteados provenientes de la misma cebada, pero de distintas variedades.

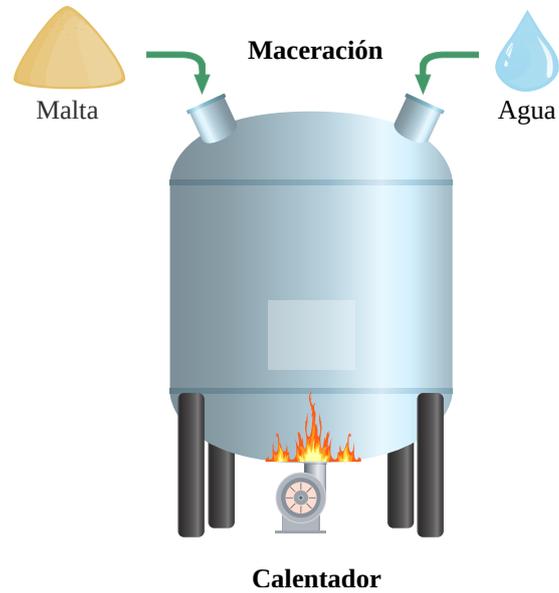


Figura 2.4: Diagrama de maceración térmica.

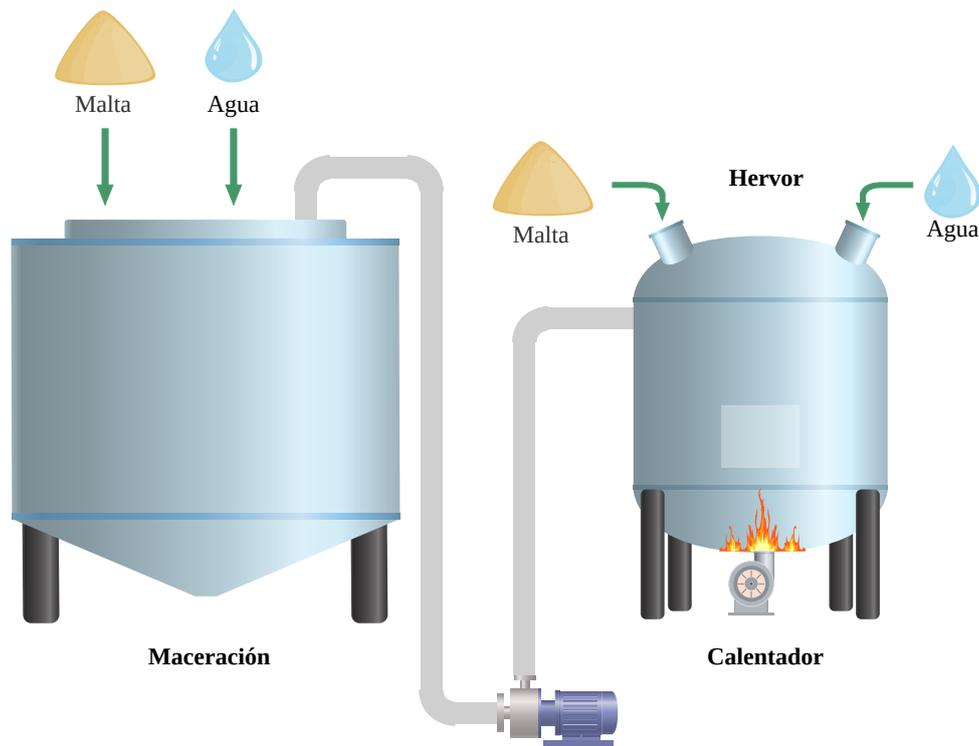


Figura 2.5: Diagrama de maceración por decocción.

Maceración escalonada

El método de maceración escalonada consiste en incrementar la temperatura de la mezcla de agua y cebada de manera paulatina. La diferente graduación de temperatura

permite extraer los distintos compuestos del grano, como así también el almidón necesario para la fermentación.

Tal como se mencionó en el capítulo 1, cada compuesto en el grano es extraído a un determinado rango de temperatura. En la figura 2.6 se observa la representación gráfica del proceso de maceración escalonada descrito.

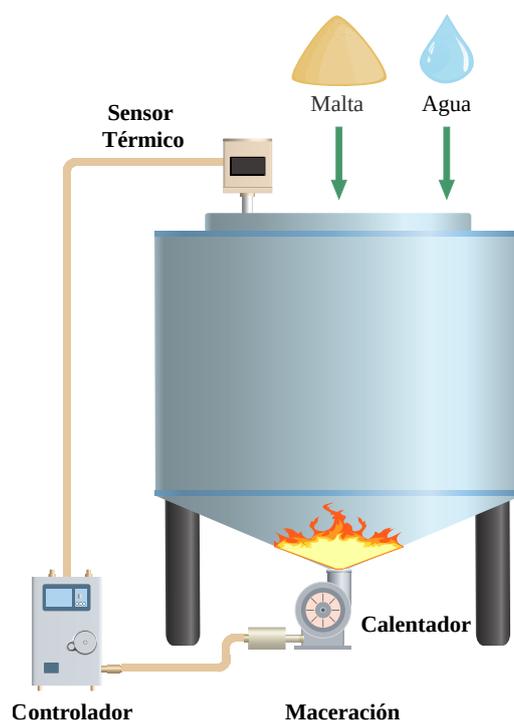


Figura 2.6: Diagrama de maceración escalonada.

El sistema debe incluir algún mecanismo de calentamiento, tal como un quemador o un intercambiador de calor, y un sistema de reflujo que permita homogeneizar la temperatura del fluido a controlar. Es necesaria la aplicación de un sistema de control de temperatura que asegure la obtención de una solución cuyas características sean las deseadas para la elaboración del producto final.

De entre todos los métodos de maceración éste es uno de los más utilizados en la producción de cerveza. Su principio de funcionamiento queda expuesto en [23], donde se estudia el impacto de la variación de temperatura durante el proceso. En este trabajo se identifican los efectos de distintos procedimientos de maceración, incluyendo el método por infusión y por decocción y se los compara con una maceración escalonada determinando que la variación de temperatura permite la obtención de un mosto cuyas características mejoran la calidad de la cerveza.

Posteriormente, en [24], Montanari y col. utilizan una referencia escalonada para elevar la temperatura del mosto gradualmente, con el objetivo de alcanzar la mayor sacarificación posible. Los resultados muestran un incremento en la producción de azúcares fermentables, obteniendo mayor volumen de mosto, sin perder su graduación alcohólica.

Por otra parte, en [25] Shang aplica un controlador PID modificado con el fin de obtener un control térmico capaz de reproducir un proceso de maceración escalonada sin sobre picos o cambios indeseados en la temperatura del tanque de maceración. Dicho estudio evidencia cuán ampliamente utilizado es éste método, al punto de haberse transformado en el método mayormente empleado en la industria cervecera.

2.2. Implementación de la planta piloto

Dentro de los procesos de maceración presentados, se implementará el método de escalonado. La implementación de este procedimiento puede ser llevada a cabo de distintas maneras. En este caso se adoptó el esquema general presentado en la figura 2.7.

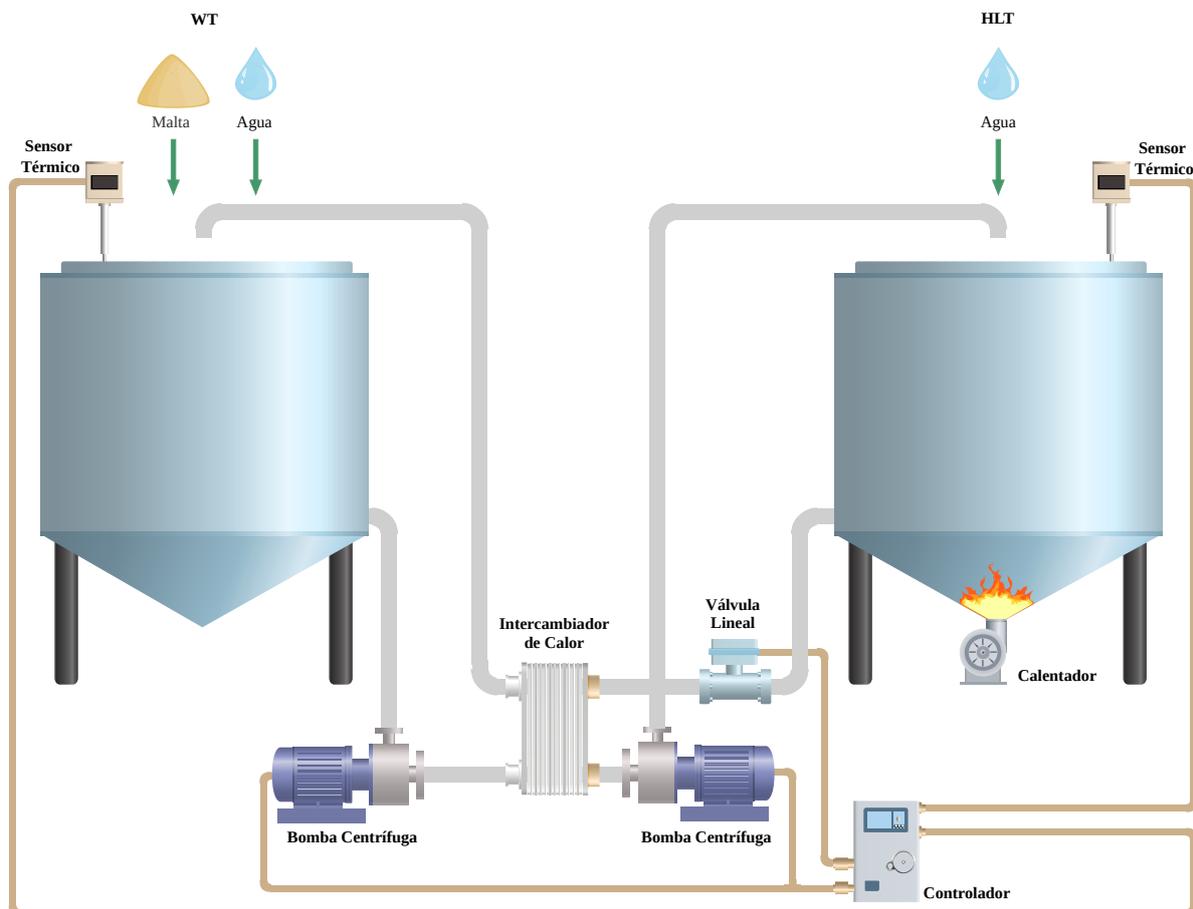


Figura 2.7: Diagrama del proceso industrial como referencia para la implementación.

En la versión original del procedimiento (mostrado en la figura 2.7), el proceso consta de dos tanques cerrados de 150 litros. El primero es el tanque de maceración WT, que contiene la mezcla entre agua y malta, mientras que el segundo es el tanque HLT (*Hot Liquid Tank*) o tanque de líquido caliente, que contiene agua caliente.

Cada tanque está conectado a una bomba centrífuga la cual genera la recirculación del contenido de cada uno, haciéndolos pasar a través de un intercambiador de calor de placas paralelas.

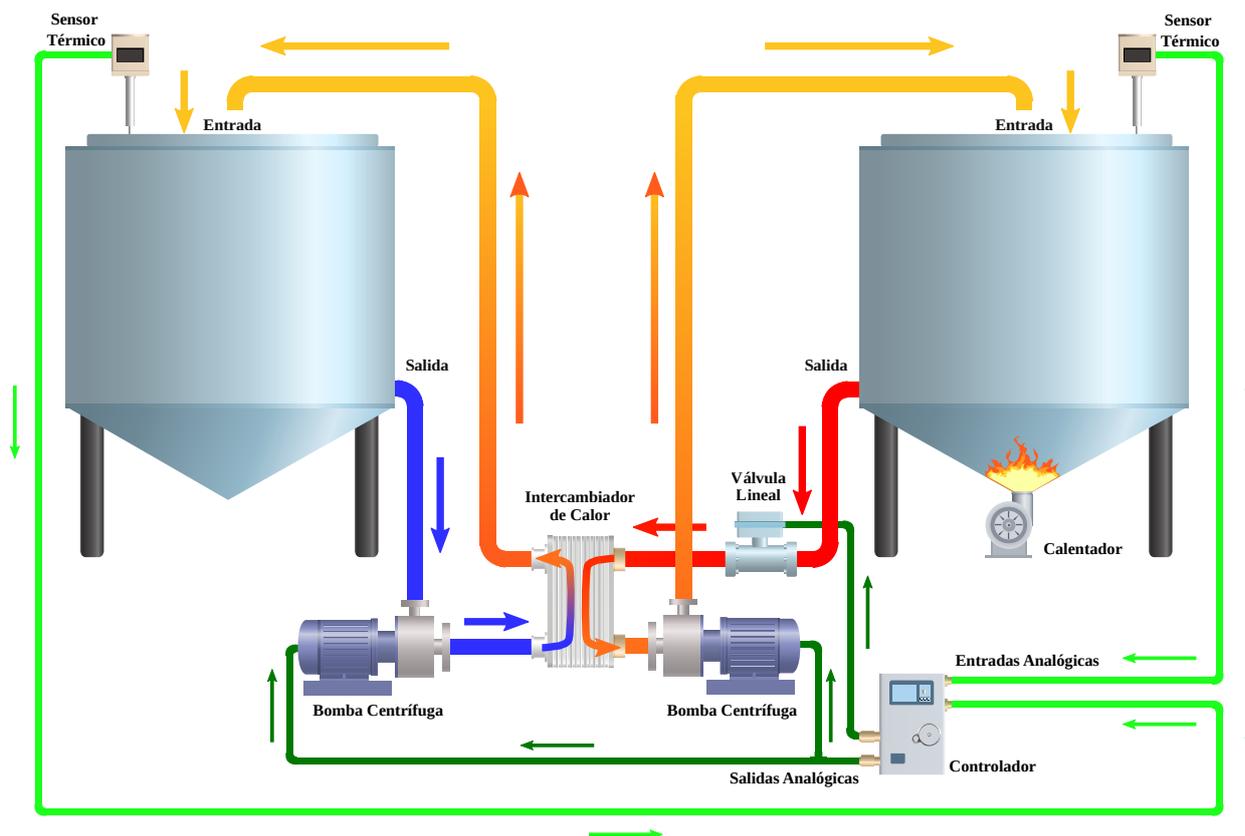


Figura 2.8: Diagrama de transferencia de calor en la planta.

La figura 2.8 muestra el diagrama de transferencia de calor de la planta. La graduación en cuanto a la temperatura de los líquidos se evidencia con las tonalidades de las flechas de circulación. Además se incluyen el sentido del flujo de información en el lazo de control, desde los sensores hasta los actuadores.

Para el control de temperatura de la mezcla del tanque de maceración se selecciona un controlador de dos salidas. La primera acciona las bombas para iniciar la circulación en ambos tanques. La válvula proporcional regula el caudal de agua caliente que pasa por el intercambiador con el fin de controlar la cantidad de energía transferida. Esto permitirá regular la temperatura del tanque WT.

Debido a la inercia térmica del sistema, la temperatura se debe mantener dentro de los márgenes recomendados por varios minutos. Esto representa otro factor importante, ya que las bombas requieren de un tiempo mínimo de apagado entre encendidos consecutivos; estas bombas poseen capacitores de arranque que proporcionan la corriente necesaria para el encendido del motor; si éste no ha acumulado suficiente carga eléctrica al momento de encender nuevamente la bomba, la misma puede dañarse. Esta es importante y debe

tenerse en cuenta al diseñar el control del sistema, ya que una acción de control incorrecta puede deteriorarlo de forma permanente.

En base a este esquema general de implementación del proceso, se construyó una planta, denominada planta piloto que permitió la identificación y posterior modelado del sistema. Se detallan los componentes a utilizar en la misma.

- Para el tanque de maceración se empleó una olla de acero inoxidable con capacidad de 150 litros y una canilla de salida en su base. Esta solo se llenó con agua. Aún así deberá presentar un falso fondo para simular la resistencia hidráulica que introduce este elemento en el sistema real.
- El tanque HLT fue reproducido con una olla de aluminio de 50 litros de capacidad y una canilla de salida en su base.
- Un intercambiador de calor por el que circuló el agua proveniente del tanque WT y del tanque HLT, en circuitos separados y adyacentes, con un flujo contra corriente. Esto significa que ambos líquidos fluyeron por ductos unidos a través de una pared de material conductivo. En este caso el intercambiador es de cobre recubierto con acero inoxidable.
- Dos bombas centrífugas monofásicas de 1/2HP con cabezales de acero inoxidable.
- Dos sensores de temperatura PT1000 recubiertos en vainas de acero inoxidable, uno para cada tanque.
- Un anafe 24000 kcal/h conectado a una garrafa de 10 kg y un regulador de presión.
- Un sistema de adquisición de datos y control de actuadores. Este sistema obtendrá mediciones de los sensores de temperatura y deberá ser capaz de accionar las bombas centrífugas. Asimismo, muchas de las pruebas requerirán de un procesamiento posterior para calibrar el sistema, por lo que el mismo deberá ser capaz de almacenar datos en algún formato que permita su análisis posterior. Dicho sistema posee 4 entradas analógicas para conectar puntas de temperatura PT1000, una salida digital cuyo actuador es un relé, y finalmente una salida analógica variable y configurable que posee dos modos:
 - Salida de voltaje de 0 V a 5 V.
 - Salida de corriente de 4 mA a 20 mA.

La salida digital se utilizó para accionar ambas bombas en simultáneo, mientras que la salida analógica configurable fue diseñada para el control de una válvula proporcional, la cual no se implementó en la planta piloto adoptada. Además, el controlador posee un puerto USB para transmitir datos al computador con el objetivo de monitorear y controlar el proceso.

Con la planta piloto implementada se realizaron distintas pruebas para medir el comportamiento de la variable a controlar, cuando el sistema es sometido a estímulos específicos. Ya sean los básicos requeridos para que la planta funcione o bien estímulos diseñados para entender mejor su naturaleza. Los datos obtenidos mediante estas pruebas se emplearon para obtener un modelo matemático que permitió simular la respuesta del sistema ante los estímulos utilizados.

Tal como se mencionó previamente, no se usan granos en estas pruebas debido a que la información obtenida no sería representativa del uso real de este tipo de sistemas. Los productores de bajo volumen cambian sus recetas entre tandas para obtener distintas variedades de cervezas. Al mismo tiempo los insumos utilizados carecen de una calidad uniforme, por lo que sus características también variarán entre tandas de producción. La densidad del líquido será uno de los parámetro que variará durante el proceso. En el mosto su valor puede variar de 1015 kg/m^3 hasta 1060 kg/m^3 , tal como se menciona en [26]. Más datos pueden ser encontrados en [27] y [28]. En comparación, el agua pura posee una densidad de 1000 kg/m^3 , el agua salada de 1030 kg/m^3 , y la leche se encuentra entre 1020 kg/m^3 y 1050 kg/m^3 . La diferencia con el agua pura es muy baja, por lo que se asume que los resultados serán representativos del sistema real. Además, el controlador es capaz de adaptarse ante cambios en el comportamiento de la planta, siendo éste el motivo de la selección de un método difuso de control.

Otro aspecto a considerar es el calor específico c_p de la mezcla a macerar. Este parámetro se define como la cantidad de energía necesaria para calentar 1 kg en 1 K y se mide en kJ/kgK . Este valor depende de la densidad del mosto, disminuyendo a medida que ésta incrementa, tal como se menciona en [26] y [29]. Según Krones, si el mosto posee una densidad de 1030 kg/m^3 su calor específico será de $4,1 \text{ kJ/kgK}$. Si ahora se considera una densidad de 1060 kg/m^3 , el calor específico de la mezcla es aún menor, en el orden de $3,6 \text{ kJ/kgK}$. En la práctica estos valores dependen de la receta utilizada, pero en general es menor al valor del agua ($4,18 \text{ kJ/kgK}$), por lo que la mezcla requerirá de mayor energía para alcanzar la misma temperatura. A los fines prácticos se calcula la temperatura de ebullición del mosto a partir de la siguiente expresión:

$$\Delta T = i \cdot K_b \cdot m \quad (2.1)$$

Donde ΔT es la variación en el punto de ebullición de la solución respecto del agua; i es el factor van't Hoff, que en el caso de la cebada es 1 (adimensional) ya que se considera que dicho grano sólo está constituido por maltosa la cual no se ioniza; K_b es la constante ebulloscópica del solvente, en este caso es agua cuyo valor será $0.512 \text{ (}^\circ\text{Ckg)/mol}$; y finalmente m es la molalidad, que es la cantidad de moles de soluto que contiene 1 kg de solvente. Para calcular este último parámetro se debe dividir el peso del grano por el peso de 1 mol de maltosa (0.3423 kg/mol), para luego dividir el valor obtenido por el peso del agua utilizada. Si se consideran 24 kg de grano en 150 litros de agua para un mosto cuya densidad final será de 1060 kg/m^3 , el punto de ebullición de la mezcla estará $0,236 \text{ }^\circ\text{C}$ por arriba del punto de ebullición del agua, por lo que la diferencia entre ambos es considerada despreciable.

Consideraciones relativas al diseño de la planta

Para el armado de una planta funcional se deben tener en cuenta varios factores a los fines de asegurar su correcto funcionamiento. Éstos son: materiales, temperatura, presión y caudal. Asimismo, se debe tener en cuenta el método de limpieza a emplear. Estos factores fueron tenidos en cuenta durante el desarrollo del proyecto y serán detallados en esta sección.

Dado que se trata con la producción de un bien consumible, el material a emplear en la planta debe cumplir con los requerimientos de bromatología previstos en el CAA. El material utilizado por excelencia en cualquier proceso alimenticio es acero inoxidable. Este metal es inherte, a comparación de otros como aluminio o cobre, además de poseer menor conducción térmica. Como consecuencia la olla utilizada como tanque de maceración, el intercambiador de calor, y las bombas utilizadas para manejar el mosto deben ser de acero inoxidable.

La mayoría de los equipos usados para la producción de cerveza deberán tolerar un temperatura máxima de 100°C. En el caso de las bombas, deberán ser capaces de tolerar una temperatura mayor inclusive, dado que, como cualquier otro motor, parte de la energía consumida se pierde provocando un incremento de su temperatura. En este sentido, la circulación de líquidos que poseen elevada temperatura puede ocasionar daño permanente a la bomba, como consecuencia de la energía que aportan adicionalmente. Para asegurar la correcta operación de las bombas se deberá implementar un sistema de enfriamiento que extraiga el calor y evite que la temperatura de estas bombas se eleve por encima de los valores máximos de operación. Así mismo, el sistema de mangueras utilizado para conducir los distintos fluidos a lo largo de sus circuitos requiere de materiales capaces de tolerar dichas temperaturas y al mismo tiempo introducir pocas pérdidas en el sistema. Esto implica el uso de mangueras constituidas por materiales aislantes.

La implementación de circuitos de recirculación que incluyen elementos como intercambiadores de calor presentan resistencias hidráulicas elevadas, lo cual puede generar áreas de alta presión que constituyan puntos de falla en la planta. Una manguera mal acoplada con líquido caliente circulando en su interior puede desacoplarse de forma inesperada al encontrar un punto de alta resistencia hidráulica y esparcir líquido calientes entre elementos eléctricos o tomando contacto con el personal que opera la planta. Este riesgo debe ser mitigado implementando acoples seguros y capaces de tolerar dichas fuerzas.

Cada elemento dentro de la planta funciona bajo condiciones de operación específicas. Un aspecto vital para la operación de las bombas es asegurar que reciban el caudal de líquido adecuado para que las aspas giren en condición de carga completa. Una bomba centrífuga operando con menor carga para la cual esta diseñada puede dañarse, por lo que es importante armar la planta de forma tal que el cabezal de la bomba alcance su caudal nominal. La planta debe estar diseñada para permitir que el caudal de líquido sea suficiente para ambas bombas. En el caso de la bomba usada en el tanque HLT, la resistencia hidráulica del intercambiador es menor, por lo que la bomba puede ser posicionada luego del intercambiador. El tanque WT presenta en su circuito el camino

de mayor resistencia del intercambiador, por lo que es más difícil alcanzar el caudal necesario para la correcta operación de la bomba. Por ese motivo se coloca la bomba antes que el intercambiador, permitiendo que alcance su caudal nominal utilizando toda la presión disponible en el tanque WT.

Para la limpieza de la planta se emplea agua como solvente y detergentes alcalinos de grado industrial.

2.3. Instrumentación de la planta piloto

Sensores de temperatura

El uso de sensores RTD (*Resistance Temperature Detector*) se ha extendido a toda la industria alimenticia, conformando uno de los métodos por excelencia a la hora de medir temperatura. En [30] se puede encontrar un análisis detallado de distintos tipos de sensores usados normalmente en la industria. En el mismo se resumen las ventajas y desventajas de cada tipo de sonda. De este estudio se establece que el tipo de sondas seleccionadas son ideales para medir temperaturas bajas donde una buena linealidad es deseada.



Figura 2.9: Sonda RTD PT1000 de 4 hilos con vaina de acero inoxidable y cables de silicona.

Por otra parte, en [31] se establece un circuito clásico para el uso de estos sensores. Dicho circuito ha sido reproducido para el controlador de esta tesis con el objetivo de mantener la precisión a lo largo de toda la cadena de adquisición de temperatura.

Linealidad del sensor

Existen dos ecuaciones normalmente utilizadas para modelar este sensor. La primera y más sencilla esta dada por la expresión 2.2.

$$RTD(T) \approx RTD_0 \cdot (1 + \alpha T) \quad (2.2)$$

Donde RTD es la resistencia eléctrica del sensor medida en Ω y depende de la temperatura T del sensor, medida en $^{\circ}\text{C}$. RTD_0 es el valor de la resistencia eléctrica del sensor a 0°C , y α es el coeficiente de variación térmica a 0°C de la resistencia y se mide en $\Omega/\Omega/^{\circ}\text{C}$. Idealmente este valor es una constante y suele ser igual a $0,00385 \Omega/\Omega/^{\circ}\text{C}$.

En caso que se requiera de mayor precisión, se puede utilizar la ecuación de Calendar-Van Dusen, conformada por la expresión 2.3.

$$RTD(T) = RTD_0 \cdot (1 + AT + BT^2 + CT^3(T - 100)) \quad (2.3)$$

En este caso, las constantes A , B y C son derivadas de mediciones de la resistencia eléctrica del sensor en diferentes temperaturas. Si bien estas constantes agregan mayor precisión al modelo, no serán necesarias para la aplicación propuesta en este proyecto.

De esta manera, la ecuación 2.2 fue calculada para un sensor PT1000, cuyo valor resistivo es 1000Ω a 0°C . Luego se implementó en el controlador y se la calibró para adaptarla al sistema de adquisición de datos. En la figura 2.10 se observa la respuesta del modelo implementado en el controlador.

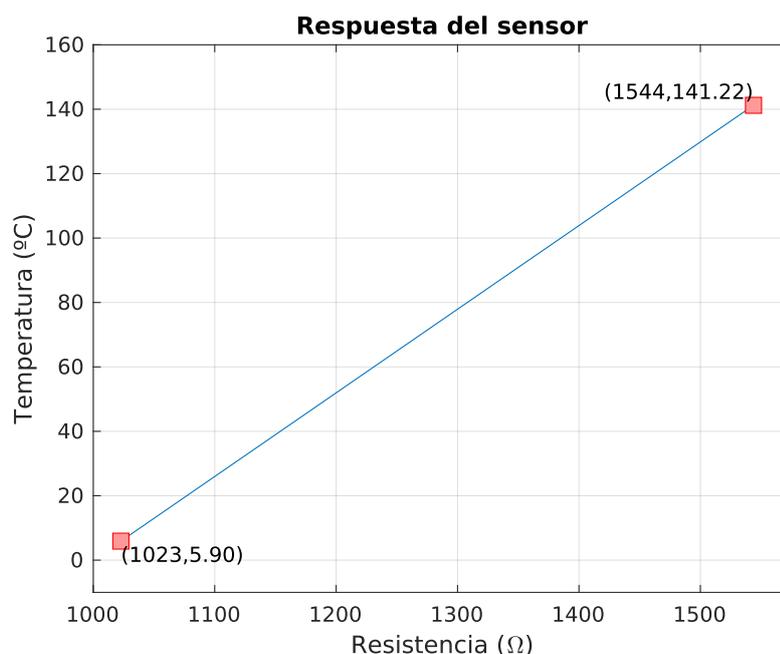


Figura 2.10: Temperatura estimada de acuerdo a la resistencia medida.

Tiempo de muestreo

Un sistema de control puede ser instrumentado de distintas maneras. Normalmente se implementan sistemas electrónicos programables que puede ser configurados o bien modificados completamente. Sin embargo, para que estos sistemas funcionen correctamente es necesario que las mediciones de las variables a controlar cumplan con el teorema del muestreo de Nyquist, es decir que la frecuencia de muestreo f_m sea mayor a dos veces la frecuencia máxima f_{max} de la señal a medir. Para facilitar el análisis se hará uso del concepto de tiempo de muestreo, donde:

$$f_m = \frac{1}{T_m} \rightarrow T_m = \frac{1}{f_m} \quad (2.4)$$

Por lo tanto, si $f_m > 2f_{max}$ entonces $T_m < T_{f_{max}}/2$. Para el caso del sistema bajo análisis tendremos que $T_{f_{max}} = \tau$, donde τ es la constante de tiempo de cada tanque. En base a las mediciones llevadas a cabo se determina que la constante de tiempo del tanque HLT es de 807 segundos, mientras que la constante de tiempo del tanque WT es de 241 segundos. Asumiendo el mismo método de calentamiento, a mayor volumen de líquido, mayor tiempo de respuesta por parte de la planta. Una vez integrado el sistema también se midió la velocidad a la cual se capturaban los datos, incluyendo su almacenamiento en la PC. El tiempo medido fue 3,65 segundos, es decir, 221 veces más rápido que el comportamiento del tanque WT y 66 veces más rápido que la constante de tiempo del tanque WT con todo el sistema funcionando. Los detalles de implementación puede verse en el capítulo 6, mientras que el cálculo de las constantes de tiempo del sistema es llevado a cabo en el capítulo 3.

Tolerancia en la medición

La figura 2.10 muestra la resistencia medida por el sistema y la temperatura estimada a partir de dicho valor. Lo que no muestra es la variación que existe entre distintos sensores del mismo tipo. Es decir, no muestra la variación en la medición asociada a la tolerancia de fabricación intrínseca de los materiales utilizados.

El sistema de medición introduce errores desde el sensor hasta los circuitos electrónicos usados, incluyendo los errores por redondeo al digitalizar y procesar los datos adquiridos. Este error puede ser modelado mediante un simple ensayo.

El controlador posee 4 entradas para sensores de temperatura. En cada una se coloca una sonda RTD PT1000 (sensor NB-PTCO-186 de TE Connectivity) y se toman mediciones de la temperatura ambiente. Estas son contrastadas contra un instrumento patrón, un termómetro infrarrojo UT300S de la marca UNI-T.

Los resultados muestran que los valores medidos por cada una de las 4 sondas poseen un error de ± 2 °C respecto al patrón. La figura 2.11 muestra el error introducido en el sistema a causa de las tolerancias de fabricación y errores de redondeo causados por la digitalización del proceso.



Figura 2.11: Error de medición introducido por el sistema.

Actuadores

Bomba centrífuga

Se seleccionó un único modelo de bomba centrífuga como actuador del sistema, tanto para el tanque HLT como WT. Este modelo posee las siguientes características:

- **Conexión a la línea:** Monofásica, 220V a 50Hz.
- **Potencia:** 0,5 HP.
- **Velocidad:** 1400 RPM.
- **Caudal:** 2500 l/h (litros por hora), dependiendo del acople puede alcanzar los 3300 l/h.
- **Material del cabezal:** Acero inoxidable AISI 304L.
- **Tipo de turbina:** Abierta.
- **Material del sello:** Viton.
- **Temperatura de trabajo:** 110°C.

El fabricante (Beltrando S.R.L) no provee más información que la detallada previamente. Para controlar el encendido y apagado de las bombas, la conexión con la línea

se lleva a cabo a través de un relé accionado mediante una salida digital del sistema de control.



Figura 2.12: Bomba centrífuga de 1/2HP.

Ambas bombas pueden ser modeladas como llaves que permiten que circule el 100% del caudal del sistema cuando estén funcionando. La consecuencia de esta acción será el intercambio de calor entre ambos taques.

Válvula proporcional

Uno de los elementos utilizados en el diagrama del proceso mostrado y que no será implementado en la planta piloto es la válvula proporcional. La selección de la válvula depende de las condiciones de uso en la planta. Dichas condiciones dependen de sus elementos funcionales, los cuales no siempre presentan la información necesaria para simular el comportamiento del sistema y estimar las condiciones en las cuales la válvula deberá de operar.

Algunos de los parámetros necesarios a la hora de seleccionar una válvula lineal son:

- **Rango de Caudal:** Cantidad de máxima y mínima de caudal que la válvula requiere para funcionar correctamente.
- **Presión diferencial:** Cantidad de máxima y mínima de presión que la válvula requiere para funcionar correctamente.
- **Temperatura del medio:** Temperatura del líquido que pasa a través de la válvula.
- **Temperatura ambiente máxima:** Temperatura ambiente máxima que la válvula puede tolerar.

- **Viscosidad:** Viscosidad del líquido que circulará por la válvula.
- **Protección de la bobina de control:** Grado de protección IP basado en la norma internacional IEC 60529 (*Degrees of Protection*).
- **Tipo de señal de control:** Normalmente la bobina de la válvula puede ser controlada por una tensión de 0 a 5V, o una señal de corriente de 4 a 20mA.

Esto implica que la única forma en la cual puede ser seleccionada es midiendo directamente sobre el sistema ya ensamblado el caudal y la presión diferencial del mismo. Su función dentro del sistema de control será la de variar el caudal de agua caliente que ingresa al intercambiador de calor, regulando la transferencia de calor. El cambio en el caudal también implica un incremento de presión a medida que se restringe la cantidad de líquido que pasa a través de la válvula.



Figura 2.13: Válvula proporcional EV-260B de la marca Danfoss.

Inicialmente se seleccionó el modelo EV-260B de la marca Danfoss (figura 2.13) como actuador del sistema. Algunas de las especificaciones de esta válvula son las siguientes:

- El modelo EV-260B es una válvula solenoide de 2 vías servoaccionadas (proporcionales).
- Para agua, aceite y líquidos neutros similares.
- Para la regulación continua de flujo.
- Curva característica lineal en todo el rango de regulación.

- Se cierra en caso de una caída de alimentación (función a prueba de fallos).
- 24V de tensión continua de alimentación.
- Señal piloto estándar de 4 – 20 mA o 0 – 10 V c.c.
- Rango de caudal completo: 0,5 – 12,7 m³/h
- Presión Diferencial: 0,5 – 10 bar
- Temperatura del medio: -10 – 80 °C
- Temperatura ambiente: 50 °C, máx.
- Protección de la bobina: IP67, máx.
- Viscosidad: 50 cSt, máx.

Debido a que resulta imposible conocer analíticamente los valores de caudal y presión (máximo y mínimo) del sistema, se desestima la inclusión de la válvula. Los costos de este tipo de actuadores ronda los USD 700, pero dado que no se pueden garantizar las condiciones máximas y mínimas que requiere, la expectativa de que el sistema falle es alta. En caso de falla, la válvula puede dañarse de forma permanente.

Un dato importante para el modelado del sistema con controlador es la respuesta de la válvula. La figura 2.14 muestra la respuesta de la válvula ante una señal de control de 0 a 10V, o bien de 4 a 20mA. Dicha respuesta es completamente lineal de acuerdo a la hoja de datos del fabricante [32]. No se especifica ningún tiempo de respuesta o retardo en su accionamiento.

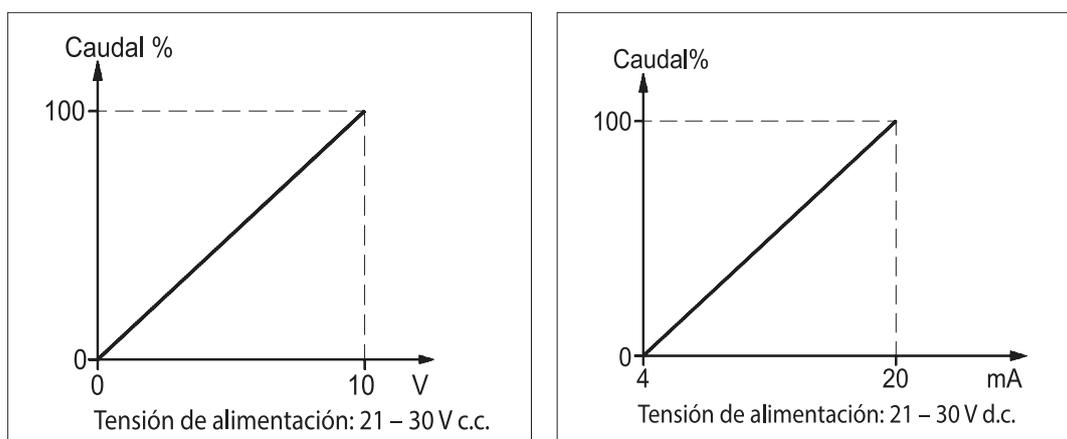


Figura 2.14: Respuesta de la válvula EV-260B respecto a las entrada de 0 a 10V, y 4 a 20mA respectivamente.

Capítulo 3

Identificación y modelado de la planta piloto

Los sistemas basados en intercambiadores de calor son usados en un gran rango de procesos industriales. En [33] se presenta un ejemplo de uso en una planta de energía eléctrica. Dado que este tipo de equipamiento es tan ampliamente utilizado se pueden encontrar numerosos intentos para generar un modelo capaz de caracterizar su comportamiento.

En [34] se busca modelar un sistema de control basado en un intercambiador de calor implementando un modelo predictivo. Dicho modelo se basa en mediciones que utilizan un escalón para estimular la planta, analizar su salida y llevar a cabo la identificación de la misma. El resultado es un control predictivo con mejor rendimiento durante el transitorio y el régimen permanente del sistema comparado con un controlador de espacio de estados realimentado.

Por otra parte, en [35], Kukurugya y col. desarrollan un modelo matemático basado en ecuaciones determinísticas para modelar el comportamiento de un intercambiador de calor. Este modelo presentó buenos resultados, pero no logró incluir las pérdidas del sistema, como así también otras dinámicas específicas de la planta.

En [36], Bobál y col. buscan resolver el modelado de un sistema de control térmico con intercambiador de calor utilizando una aproximación por funciones polinómicas a la respuesta medida del sistema. El trabajo logra obtener un modelo muy preciso capaz de compensar los retardos del sistema para aproximarse satisfactoriamente a la respuesta medida.

Todos estos casos de estudio desarrollan modelos en base a distintos criterios basados en la aplicación. Esto es una consecuencia de la complejidad propia del intercambiador, pero también de la incertidumbre respecto a las dinámicas no modeladas de cada uno de los sistemas estudiados.

3.1. Definición de las variables de entrada y salida

Para poder generar un modelo de la planta primero es necesario llevar a cabo ensayos, en los cuales se busca someter a la misma a una señal de excitación determinada y posteriormente observar el comportamiento de las variables a medir.

Es posible entonces separar las variables involucradas en dos grandes grupos. Aquellas de entrada, que estimulan al sistema, y las de salida, que representan la respuesta de dicho sistema ante una entrada determinada. En este caso el sistema posee dos variables de entrada, y dos de salida.

Se identifican las siguientes señales de entrada:

- **Porcentaje de caudal de gas:** El quemador del tanque HLT debe estar encendido en todo momento para que ingrese energía en el sistema. Dicho quemador posee dos estados, encendido o apagado. A los propósitos del modelado se definirá que esta es una entrada del sistema cuyos estados serán representados como la presencia o no de caudal de gas hacia el quemador, o bien que el caudal de gas será del 0 % o 100 %.
- **Porcentaje de caudal del sistema:** El caudal del sistema depende de los actuadores del mismo. Si ambas bombas no encienden el caudal del sistema será cero, no habrá circulación por los distintos circuitos del intercambiador de calor, y consecuentemente no existirá transferencia de energía. Por este motivo, la señal de encendido y apagado de las bombas causa que el caudal del sistema sea del 100 % o del 0 %.

Dentro de las variables de salida es posible distinguir las siguientes:

- **Temperatura del tanque WT:** Este es el parámetro que se desea controlar.
- **Temperatura del tanque HLT:** Esta variable es un indicador de la cantidad de energía que posee el tanque HLT. Su comportamiento determina parcialmente la dinámica del sistema cuando ambas bombas están encendidas.

Esto implica que cuando las bombas se enciendan, parte de la energía del tanque HLT será transferida a través del intercambiador de calor al tanque WT. Ya que el quemador que mantiene caliente el agua en el tanque HLT posee una capacidad limitada, a medida que el calor pase del tanque HLT al tanque WT, la temperatura del primero bajará. Esto se debe a que la cantidad de energía que sale del sistema HLT es mayor a la cantidad de energía que el quemador deposita en el sistema.

Tomando las mediciones de las variables de salida, y analizándolas en base a las señales de entrada utilizadas, es posible obtener un modelo de la planta que emule el comportamiento de las variables de salida. Esto puede ser tomado como la validación del modelo y utilizarlo para determinar el comportamiento de la planta ante otros tipos de señales de entrada sin la necesidad de llevar a cabo pruebas sobre la misma.

Para poder explorar el comportamiento de la planta se proponen dos tipos de ensayos.

- El primero verifica la respuesta de la planta a un escalón.
- El segundo ensayo utiliza una señal de excitación más compleja que permita evaluar mas profundamente el comportamiento del sistema.

3.2. Ensayos para identificación del modelo

Tal como se menciona en la sección 3.1, la planta será identificada llevando a cabo dos ensayos. Cada uno de ellos busca determinar un aspecto diferente del sistema a lazo abierto.

En el primero se someterá a la planta a una señal escalón del 100 % de la capacidad del quemador y se medirá la temperatura en ambos tanques.

El segundo ensayo agrega al anterior el uso de una señal de ruido pseudo aleatorio, también conocida como PRBS (*Pseudo Random Binary Sequence*), para controlar las bombas. Ambas serán encendidas y apagadas al unísono en un patrón pseudo aleatorio de larga duración que permita entender mejor el comportamiento de la planta ante un estímulo de estas características.

Respuesta a excitación escalón

El primer paso es medir la respuesta del tanque HLT cuando se enciende el quemador. En esta caso, se puede decir que el encendido del quemador es equivalente a un escalón de energía. El calor transmitido al tanque elevará la temperatura del agua dentro del mismo.

La figura 3.1 muestra la respuesta en temperatura del tanque HLT ante una entrada escalón la cual representa la apertura de la válvula manual de gas al 100 %.

Al analizar las curvas se pueden extraer algunas conclusiones sobre la naturaleza de la planta. Repasando la respuesta en temperatura del tanque desde el inicio del escalón se pueden ver tres aspectos distintivos:

- Un mínimo, establecido por la temperatura de equilibrio térmico entre el agua y el ambiente. Esto conforma una no linealidad en sí misma, ya que la temperatura del agua en el tanque nunca será capaz de descender por debajo de la temperatura ambiente.
- Un máximo, que representa la temperatura de ebullición del agua. Esto también implica otra no linealidad en el sistema, ya que naturalmente la temperatura del agua no aumenta por encima de los 100°C al entrar en estado de ebullición. Esto no implica que no siga ingresando energía en el sistema, sino que la salida del mismo ha cambiado. Debido a que los sensores miden temperatura, este cambio en la dinámica de la planta solo puede ser detectado pero no medido.

- Una dinámica temporal lenta conformada por un retardo en el sistema ante un cambio en la entrada y un crecimiento lento del valor de la variable de salida. Esto se debe a la inercia térmica del sistema.

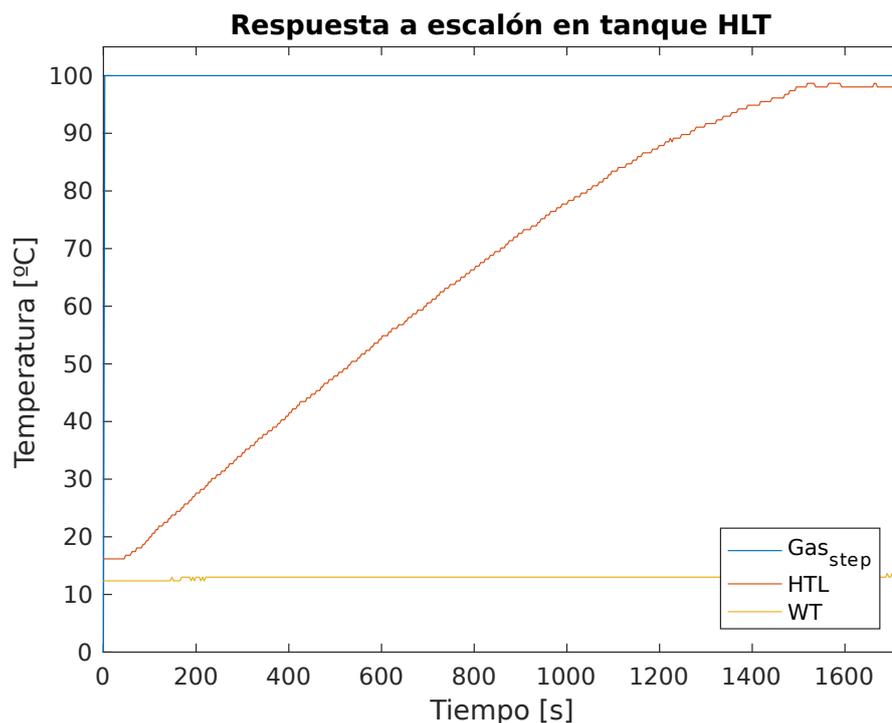


Figura 3.1: Respuesta del tanque HLT ante una entrada escalón de la llave de gas.

Como se puede observar en la figura, también se mide la temperatura del tanque WT, pero dado que las bombas están apagadas no se detectan cambios en su temperatura. Si bien esto es obvio, determina un aspecto clave de la planta. Las variables están desacopladas siempre y cuando las bombas estén apagadas. Cuando las bombas se encienden y la energía empieza a ser transmitida a través del intercambiador de calor, las variables estarán acopladas.

Respuesta a excitación PRBS

Si se utilizase el encendido y apagado de las bombas centrífugas como una forma de control, se generaría un acople y desacople constante de las variables de salida del sistema. Para explorar mejor esta dinámica de la planta, se genera un algoritmo PRBS de orden 4 como señal de referencia de encendido de las bombas.

La figura 3.2 muestra la respuesta de las temperaturas del agua en ambos tanques, mientras que las bombas son encendidas y apagadas de acuerdo a la señal PRBS.

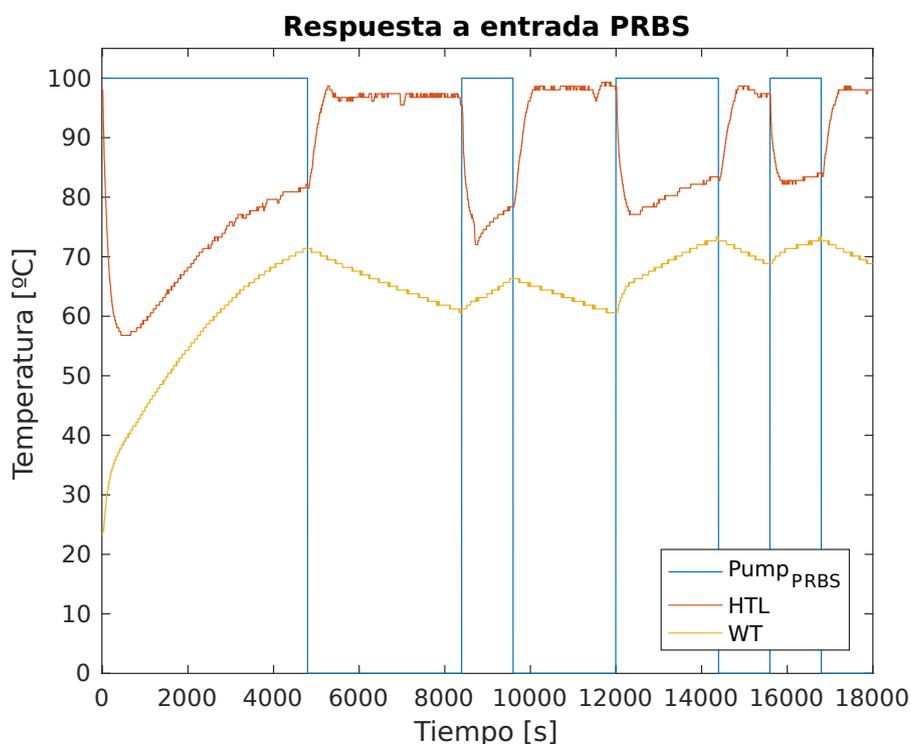


Figura 3.2: Respuesta de los tanques HLT y WT ante accionamiento PRBS de las bombas.

Una característica importante es que la temperatura del tanque HLT es de 100°C al inicio del ensayo, es decir que el sistema ya posee energía para transmitir si se encienden las bombas. El motivo por el cual el ensayo se condujo de esta manera fue para agilizar los tiempos del mismo.

En la figura se puede observar el encendido de las bombas, el cual permite el paso del 100 % del caudal en ambos circuitos y mide la temperatura de ambos tanques. Vale aclarar que el quemador también se mantiene encendido al 100 % durante el transcurso de toda la prueba.

En los minutos iniciales se observa cómo se transmite energía de un tanque al otro mientras la temperatura del tanque HLT desciende bruscamente y la temperatura en el tanque WT se eleva rápidamente. A los 10 minutos de iniciada la prueba, la temperatura del tanque HLT encuentra su mínimo a los 57 °C. A partir de este punto dicha temperatura se elevará y al mismo tiempo se transferirá energía al tanque WT. La temperatura de este último pareciera seguir la curva de la temperatura del tanque HLT con la misma velocidad.

A los 80 minutos se produce el primer cambio en la señal PRBS, lo cual apaga las bombas causando que el caudal que circula se reduzca al 0 %. Inmediatamente después, la temperatura del tanque HLT escala rápidamente a 100°C. Al dejar de transmitir energía al tanque WT, toda la energía del quemador ingresa en el tanque HLT elevando su temperatura hasta alcanzar la ebullición nuevamente. Mientras tanto, el tanque WT se

queda sin una fuente de calor, por lo que empieza a perder energía al tratar de equilibrarse con la temperatura ambiente. La inercia térmica del agua causa que este descenso sea lento.

Estos dos estados definen el comportamiento de ambos sistemas cuando están acoplados y cuando están desacoplados. En los siguientes intervalos del PRBS se pueden notar las mismas mecánicas pero con distintas duraciones.

Respuesta completa del sistema

Finalmente, la figura 3.3 presenta todas las variables de entrada y salida, donde se han combinado el escalón en el quemador, y luego de un periodo de aproximadamente 30 minutos (tiempo necesario para elevar la temperatura del agua en el tanque HLT a 100°C) se inicia la secuencia PRBS en el accionamiento de las bombas, las cuales habían permanecido apagadas hasta ese momento.

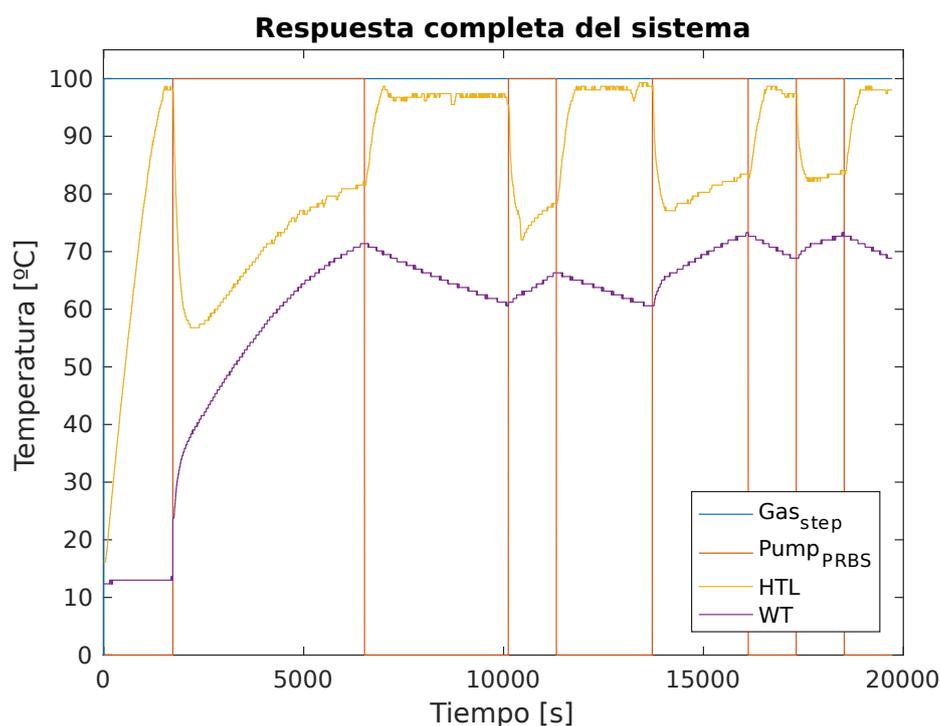


Figura 3.3: Respuesta completa a de los tanques HLT y WT.

El resultado es la concatenación de las respuestas de los dos ensayos previamente descritos formando una curva que describe múltiples aspectos y dinámicas del proceso.

Medición de la constante de tiempo del sistema

Para determinar si la frecuencia de muestreo del sistema cumple con el teorema de Nyquist se debe encontrar la constante de tiempo de cada tanque. Para encontrar dicho valor se utiliza un método gráfico. Esto implica asumir que el comportamiento de la planta puede ser aproximado mediante un sistema SISO (*Single Input, Single Output*) de primer orden, cuya respuesta estará dada por la ecuación 3.1.

$$r(t) = K \cdot (1 - e^{-\frac{t}{\tau}}) \quad (3.1)$$

Donde K será el valor máximo que la respuesta puede alcanzar y τ es la constante de tiempo del sistema. Cuando $t = \tau$ la salida del sistema será $r(\tau) = 0,632 \cdot K$. Por lo tanto la constante de tiempo puede ser definida como el tiempo que le toma a la señal para alcanzar el 63,2% del valor final desde el mínimo.

En la figura 3.4 se puede observar la constante de tiempo del tanque HLT cuando las bombas están apagadas. En este caso el mínimo está dado por la temperatura ambiente (16°C), y el máximo por la temperatura de ebullición del agua (100°C).

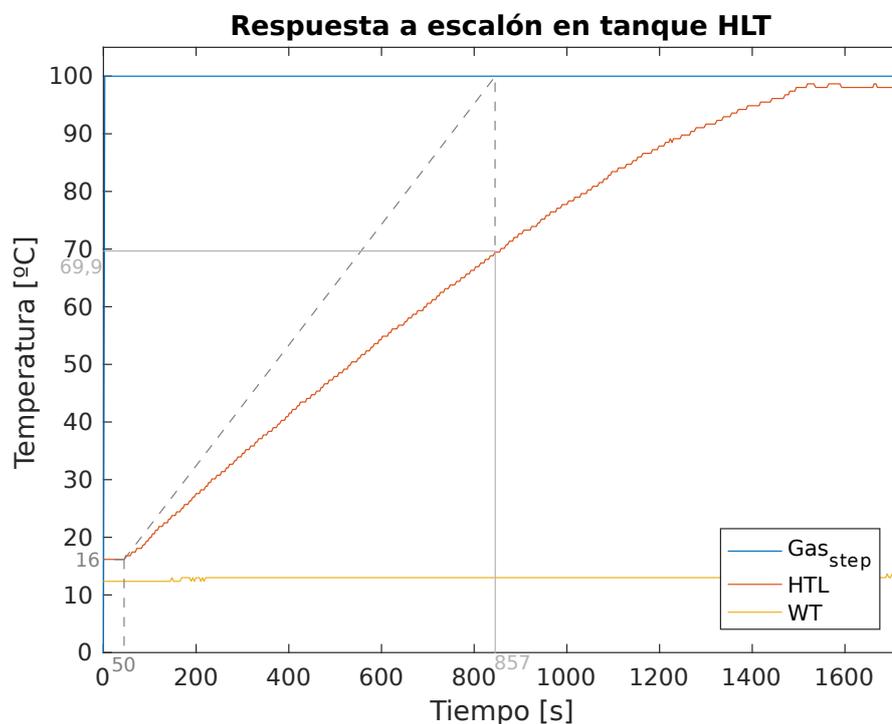


Figura 3.4: Constante de tiempo del tanque HLT.

De esta manera la respuesta alcanza el 63,2% a los $69,9^{\circ}\text{C}$, 807 segundos más tarde del inicio de la pendiente de crecimiento. Dicho valor será la constante de tiempo del tanque HLT.

En la figura 3.5 se observa la aplicación del mismo método gráfico para determinar la constante de tiempo del tanque WT. El sistema puede alcanzar como máximo 78°C y nuevamente parte desde un mínimo a 16°C . Además no presenta las características de un sistema de primer orden, por lo que el método arroja un primer valor de 2080 segundos con una pendiente de $0,029^{\circ}\text{C}/\text{s}$. Se puede observar que la pendiente pasa por debajo de la curva de respuesta del sistema, por lo que este resultado es descartado.

Para obtener un resultado más realista se gráfica una recta cuya pendiente le permita mantenerse por encima de la curva de respuesta del tanque WT en todo momento. La constante de tiempo será entonces el tiempo necesario para que dicha recta alcance el valor máximo que el sistema puede adquirir (78°C en este caso). Con una pendiente de $0,323^{\circ}\text{C}/\text{s}$ la constante de tiempo será de 241 segundos. Al seleccionar un tiempo de muestreo de 3,65 segundos el sistema de control es 66 veces más rápido que la señal a medir.

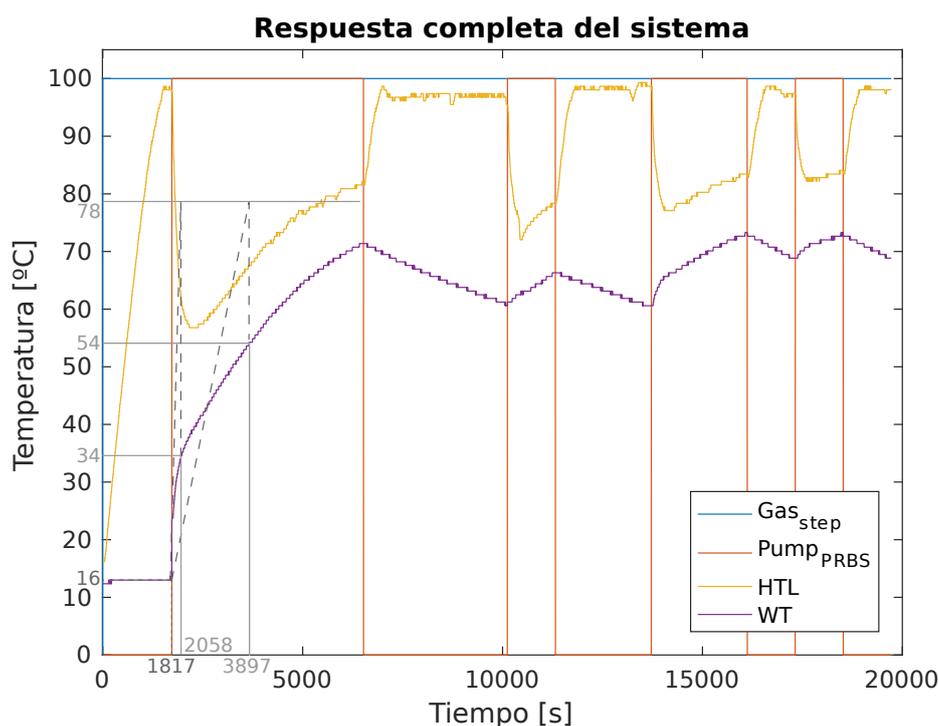


Figura 3.5: Respuesta completa a de los tanques HLT y WT.

Cabe aclarar que el tiempo en el cual la señal alcanza el 63,2% del valor final es 3897 segundos. Este valor implica que el sistema es lento en comparación con la constante de tiempo encontrada al considerar la pendiente inicial de $0,323^{\circ}\text{C}/\text{s}$. Si bien este puede ser el caso, una pendiente inicial más rápida implica que la velocidad del sistema es variable y que el valor más alto (menor constante de tiempo) representa el peor caso de análisis.

3.3. Modelado de la planta piloto

Diagrama del modelo

En base a los ensayos llevados a cabo se concluye que la planta posee una naturaleza no lineal, la cual está representada por los siguientes aspectos:

- Un mínimo, conformado por la temperatura de equilibrio térmico entre el agua y el ambiente.
- Un máximo, que representa la temperatura de ebullición del agua.
- Una dinámica temporal lenta conformada por un retardo en el sistema para reaccionar a un cambio en la entrada.
- Un sistema que acopla y desacopla sus variables de salida en base al valor de una de las señales de entrada.

Dado que la planta posee un comportamiento dual, es natural pensar en dos modelos independientes que busquen simular este cambio en el comportamiento de la misma.

Analizando el diseño de la planta es posible decir que la misma está compuesta por dos sistemas térmicos separados que se acoplan cada vez que se encienden las bombas. De esta manera, es posible establecer que tanto el tanque HLT como el tanque WT son sistemas independientes, que pueden acoplarse y funcionar como uno. En ese caso se deberían plantear dos modelos, uno para cada tanque, y posteriormente establecer el mecanismo por el cual ambos se acoplan y desacoplan.

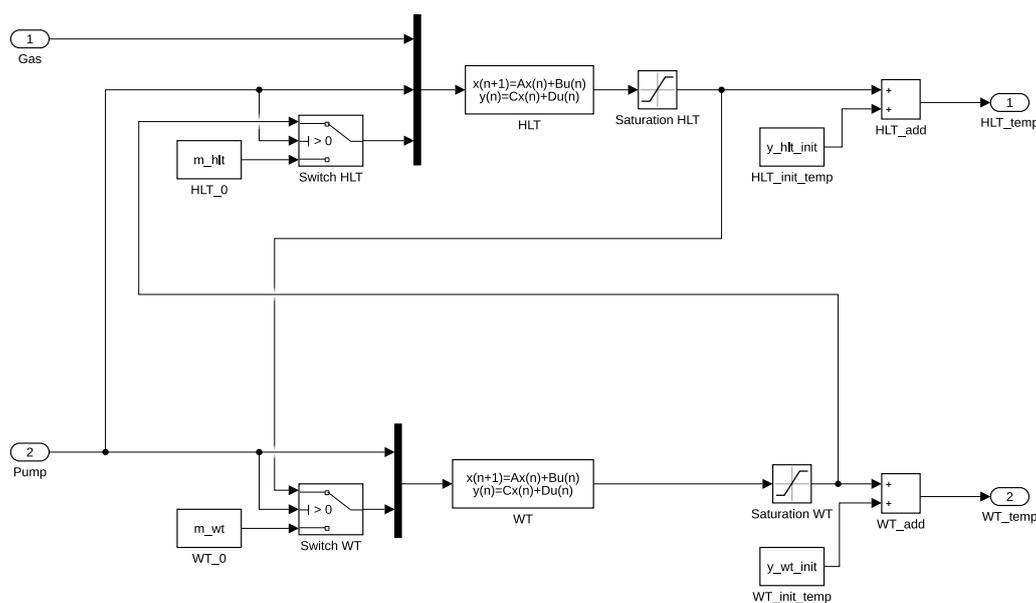


Figura 3.6: Diagrama del modelo de la planta.

El análisis precedente permite implementar el diagrama de modelo mostrado en la figura 3.6, en el cual se distinguen dos modelos de variables de estado, uno para cada tanque. Cada uno posee distintas variables de entrada y una sola salida, la temperatura del agua dentro del mismo.

Como se puede observar, ambas variables de salida se convierten en variables de entrada del otro sistema dependiendo si las bombas centrífugas han sido accionadas o no.

También se distingue la temperatura ambiente presentada como un piso sobre el cual ambos sistemas responden, al igual que la inclusión de saturadores que evitan que las señales de salida alcancen valores superiores a 100°C, reflejando la no linealidad de este tipo de sistemas cuando el mismo entra en ebullición.

Modelo del sistema HLT

Analizando el tanque HLT, se distinguen tres variables de entrada:

- **Porcentaje de caudal de gas:** Esta entrada representa el quemador del tanque permaneciendo encendido desde el inicio de la simulación. Esta entrada será implementada por una señal escalón de valor 100, representando un caudal de gas del 100 %.
- **Porcentaje de caudal del sistema:** El caudal hidráulico del sistema depende de los actuadores del mismo. En este caso el accionamiento de las bombas representa el punto en el cual ambos sistemas se acoplan. Esto es equivalente a decir que circula el 100 % de la capacidad (caudal) del sistema.
- **Energía transmitida:** Cuando los sistemas se encuentran acoplados, parte de la energía del tanque HLT es transferida a través del intercambiador de calor al tanque WT. Ésta transferencia de energía causa una caída de la temperatura del sistema HLT, por lo que representa una de las variables de entrada del mismo.

Como ya se mencionó previamente, si el agua no entra en ebullición, la temperatura de la misma puede ser utilizada como una forma indirecta de medir la cantidad de energía del sistema HLT. Como consecuencia, a medida que los sistemas se mantienen acoplados, el tanque HLT perderá energía, y el tanque WT deberá ganar energía, convirtiendo su temperatura en un indicador de este proceso. El mismo puede interpretarse como una entrada del sistema HLT si se considera que una elevación de temperatura en el tanque WT deberá generar un descenso inicial de temperatura en el tanque HLT para que luego ambas temperaturas crezcan a la misma velocidad.

Cabe aclarar que cuando los sistemas se desacoplan, esta última entrada del modelo HLT deja de tener influencia en el comportamiento de la planta. En el diagrama presentado en la figura 3.6 es posible ver que cuando las bombas centrífugas se apagan, esta entrada se vuelve cero, aún cuando en realidad esto no sucede. Es decir, si esta variable posea un valor de cero entonces no se está transfiriendo energía al tanque WT.

En base a este análisis se diseña el modelo como tres funciones de transferencia de primer orden desacopladas entre ellas. La ecuación 3.2 muestra la forma de la función de transferencia de cualquiera de las entradas del sistema.

$$\frac{y_n(s)}{x_n(s)} = \frac{K_n \cdot (1 + Tz_n \cdot s)}{(1 + Tp_n \cdot s)} \quad (3.2)$$

Donde,

$$Y(s) = y_1(s) + y_2(s) + \dots + y_n(s) \quad (3.3)$$

En este caso se tienen tres funciones de transferencia a partir de las cuales es posible generar un modelo de espacio de estados. Dicho modelo es representado por la ecuación 3.4 y su salida será la ecuación 3.5:

$$\dot{\mathbf{x}}(t) = \mathbf{A} \cdot \mathbf{x}(t) + \mathbf{B} \cdot \mathbf{u}(t) \quad (3.4)$$

$$\mathbf{y}(t) = \mathbf{C} \cdot \mathbf{x}(t) + \mathbf{D} \cdot \mathbf{u}(t) \quad (3.5)$$

Las matrices \mathbf{A} , \mathbf{B} , \mathbf{C} y \mathbf{D} poseerán la siguiente forma:

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} a_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & a_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & a_{hlt3} \end{bmatrix} ; \mathbf{B} = \begin{bmatrix} b_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & b_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & b_{hlt3} \end{bmatrix} \quad (3.6)$$

$$\mathbf{C} = [c_{hlt1} \quad c_{hlt2} \quad c_{hlt3}] ; \mathbf{D} = [d_{hlt1} \quad d_{hlt2} \quad d_{hlt3}] \quad (3.7)$$

Reemplazando en las ecuaciones 3.4 y 3.5 con las matrices encontradas en 3.6 y 3.7, se obtienen las siguientes expresiones:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_{hlt1}(t) \\ \dot{x}_{hlt2}(t) \\ \dot{x}_{hlt3}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & a_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & a_{hlt3} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_{hlt1}(t) \\ x_{hlt2}(t) \\ x_{hlt3}(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} b_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & b_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & b_{hlt3} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_2(t) \\ u_3(t) \end{bmatrix} \quad (3.8)$$

$$y_{hlt}(t) = [c_{hlt1} \quad c_{hlt2} \quad c_{hlt3}] \cdot \begin{bmatrix} x_{hlt1}(t) \\ x_{hlt2}(t) \\ x_{hlt3}(t) \end{bmatrix} + [d_{hlt1} \quad d_{hlt2} \quad d_{hlt3}] \cdot \begin{bmatrix} u_1(t) \\ u_2(t) \\ u_3(t) \end{bmatrix} \quad (3.9)$$

Donde $y_{hlt}(t)$ es la temperatura del agua dentro del tanque HLT, u_1 es el porcentaje del caudal de gas, u_2 es el porcentaje de caudal en el circuito hidráulico, y finalmente u_3 es la temperatura del agua en el tanque WT, que será equivalente a cero cuando el sistema se encuentre desacoplado.

Para llevar a cabo la simulación del sistema el modelo del tanque HLT fue discretizado. Si se supone que el vector de entrada $\mathbf{u}(t)$ cambia sólo en instantes de muestreo

uniformemente espaciados, entonces se puede deducir que la ecuaciones presentadas en 3.4 y 3.5 pueden ser expresadas de la siguiente manera:

$$\mathbf{x}((k+1)T) = \mathbf{G} \cdot \mathbf{x}(kT) + \mathbf{H} \cdot \mathbf{u}(kT) \quad (3.10)$$

$$\mathbf{y}(kT) = \mathbf{C} \cdot \mathbf{x}(kT) + \mathbf{D} \cdot \mathbf{u}(kT) \quad (3.11)$$

Donde $t = kT$, siendo T el tiempo de muestreo y $k = 0, 1, 2, \dots$. Las matrices \mathbf{G} y \mathbf{H} se calculan a través de las ecuaciones 3.12 y 3.13 respectivamente.

$$\mathbf{G}(T) = e^{\mathbf{A}T} \quad (3.12)$$

$$\mathbf{H}(T) = \left(\int_0^T e^{\mathbf{A}\lambda} d\lambda \right) \mathbf{B} \quad (3.13)$$

Siendo $\lambda = T - t$. Ambas matrices dependen del periodo de muestreo, mientras que las matrices \mathbf{C} y \mathbf{D} son constantes y no dependen de T , tal como se explica en [37]. Por otra parte, las matrices \mathbf{G} y \mathbf{H} mantienen la forma de las matrices \mathbf{A} y \mathbf{B} , tal que:

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} g_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & g_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & g_{hlt3} \end{bmatrix}; \quad \mathbf{H} = \begin{bmatrix} h_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & h_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & h_{hlt3} \end{bmatrix} \quad (3.14)$$

Por lo tanto el modelo puede ser expresado como:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_{hlt1}((k+1)T) \\ \dot{x}_{hlt2}((k+1)T) \\ \dot{x}_{hlt3}((k+1)T) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & g_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & g_{hlt3} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_{hlt1}(kT) \\ x_{hlt2}(kT) \\ x_{hlt3}(kT) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} h_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & h_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & h_{hlt3} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_1(kT) \\ u_2(kT) \\ u_3(kT) \end{bmatrix} \quad (3.15)$$

$$y_{hlt}(kT) = [c_{hlt1} \quad c_{hlt2} \quad c_{hlt3}] \cdot \begin{bmatrix} x_{hlt1}(kT) \\ x_{hlt2}(kT) \\ x_{hlt3}(kT) \end{bmatrix} + [d_{hlt1} \quad d_{hlt2} \quad d_{hlt3}] \cdot \begin{bmatrix} u_1(kT) \\ u_2(kT) \\ u_3(kT) \end{bmatrix} \quad (3.16)$$

Simulando los estímulos a los que es sometido el tanque HLT, el modelo reproduce su comportamiento tal como se observa en la figura 3.7. Esta muestra las dos señales de entrada, e incluye como entrada la temperatura de salida del sistema WT. También muestra la respuesta del tanque HLT. Es importante recordar que las señales de entrada del sistema relacionadas a los actuadores están medidas en porcentaje de caudal (%) y la entrada representada por la elevación de temperatura del agua en el tanque WT es medida en grados centígrados (°C), al igual que la salida del sistema HLT.

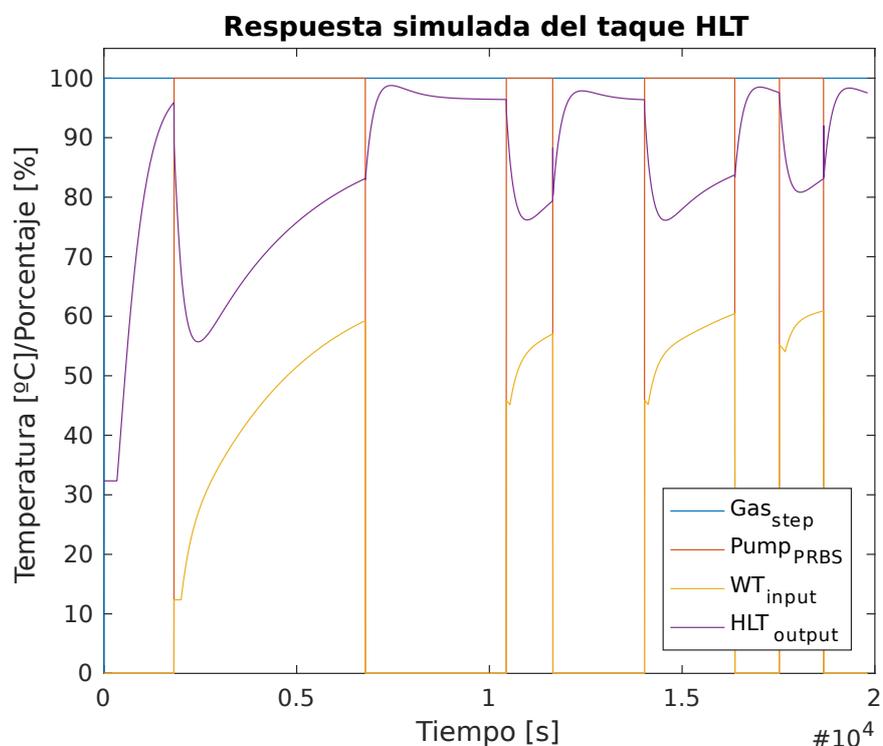


Figura 3.7: Respuesta del tanque HLT ante simulación de validación.

Modelo del sistema WT

Analizando el modelo del tanque WT se observan las siguientes variables de entrada:

- **Porcentaje de caudal del sistema:** Nuevamente se considera que esta señal representa el caudal de los fluidos que recorren los circuitos hidráulicos de la planta.
- **Energía recibida:** Cuando los sistemas se encuentran acoplados, parte de la energía del tanque HLT es transferida a través del intercambiador de calor al tanque WT. De esta manera el tanque WT recibe energía cuya variación puede ser medida de forma indirecta al medir la temperatura del tanque HLT.

Si bien es evidente la influencia de la energía en la salida del sistema, es necesario determinar un parámetro de la planta que pueda ser considerado como una entrada capaz de generar estos cambios en la salida. Tomando de ejemplo el modelo del tanque HLT, se puede considerar que el comportamiento de la temperatura de dicho tanque tiene influencia en la salida del tanque WT. Es decir, cada vez que el tanque HLT pierde energía como consecuencia del acoplamiento de los sistemas, el tanque WT debería incrementar su temperatura.

Cuando los sistemas se desacoplan, el tanque WT dejará de recibir energía y su temperatura empezará a descender. Esto implica que el tanque HLT deja de tener influencia en el sistema WT, lo cual se representa colocando esta variable de entrada en cero.

Para representar este sistema se tomará el mismo criterio utilizado para modelar el tanque HLT, usando las ecuaciones 3.2 y 3.3, pero considerando solo dos entradas. Al tratar de formar el sistema de espacio de estados descrito por las ecuaciones 3.4 y 3.5, se obtendrán las matrices **A**, **B**, **C** y **D**, tal como queda expresado en 3.17.

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} a_{wt1} & 0 \\ 0 & a_{wt2} \end{bmatrix} ; \mathbf{B} = \begin{bmatrix} b_{wt1} & 0 \\ 0 & b_{wt2} \end{bmatrix} ; \mathbf{C} = [c_{wt1} \quad c_{wt2}] ; \mathbf{D} = [d_{wt1} \quad d_{wt2}] \quad (3.17)$$

Reemplazando en las ecuaciones 3.4 y 3.5 con las matrices encontradas en 3.17, se obtienen las siguientes expresiones:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_{wt1}(t) \\ \dot{x}_{wt2}(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{wt1} & 0 \\ 0 & a_{wt2} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_{wt1}(t) \\ x_{wt2}(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} b_{wt1} & 0 \\ 0 & b_{wt2} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_2(t) \\ u_4(t) \end{bmatrix} \quad (3.18)$$

$$y_{wt}(t) = [c_{wt1} \quad c_{wt2}] \cdot \begin{bmatrix} x_{wt1}(t) \\ x_{wt2}(t) \end{bmatrix} + [d_{wt1} \quad d_{wt2}] \cdot \begin{bmatrix} u_2(t) \\ u_4(t) \end{bmatrix} \quad (3.19)$$

Donde $y_{wt}(t)$ es la temperatura del agua dentro del tanque WT, u_2 es el porcentaje de caudal en el circuito hidráulico, y finalmente u_4 es la temperatura del agua en el tanque HLT, que será equivalente a cero cuando el sistema se encuentre desacoplado.

Nuevamente, se discretiza el modelo en base al tiempo de muestreo del sistema generando las matrices equivalentes G y H calculadas utilizando las ecuaciones 3.12 y 3.13.

$$\mathbf{G} = \begin{bmatrix} g_{wt1} & 0 \\ 0 & g_{wt2} \end{bmatrix} ; \mathbf{H} = \begin{bmatrix} h_{wt1} & 0 \\ 0 & h_{wt2} \end{bmatrix} \quad (3.20)$$

Entonces el sistema puede ser definido como:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_{wt1}((k+1)T) \\ \dot{x}_{wt2}((k+1)T) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{wt1} & 0 \\ 0 & g_{wt2} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_{wt1}(kT) \\ x_{wt2}(kT) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} h_{wt1} & 0 \\ 0 & h_{wt2} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_2(kT) \\ u_4(kT) \end{bmatrix} \quad (3.21)$$

$$y_{wt}(kT) = [c_{wt1} \quad c_{wt2}] \cdot \begin{bmatrix} x_{wt1}(kT) \\ x_{wt2}(kT) \end{bmatrix} + [d_{wt1} \quad d_{wt2}] \cdot \begin{bmatrix} u_2(kT) \\ u_4(kT) \end{bmatrix} \quad (3.22)$$

La figura 3.8 muestra la salida del modelo cuando se simulan los estímulos a los que es sometido el tanque WT.

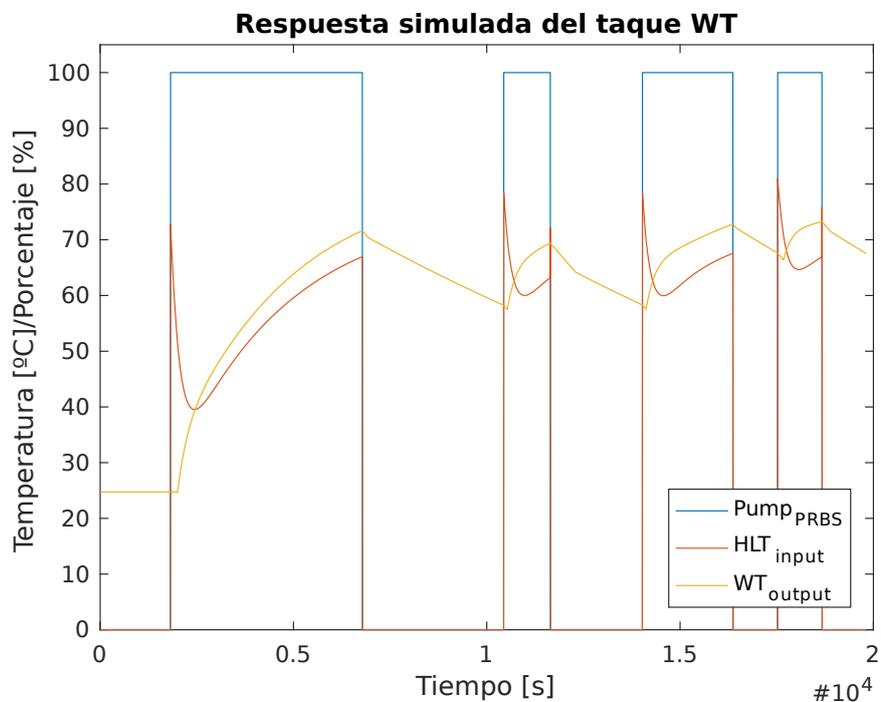


Figura 3.8: Respuesta del tanque WT ante simulación de validación.

Análisis del modelo

La figura 3.9 muestra la respuesta al escalón de cada una de las funciones que componen los modelos de ambos tanques. El primer gráfico muestra la respuesta al escalón de cada una de las funciones que componen el modelo del tanque HLT, mientras que el segundo gráfico muestra lo mismo para el modelo del tanque WT. En ambos casos cada respuesta es independiente de las demás.

La curva que representa la respuesta en temperatura del tanque cuando se habilita el 100% del caudal de gas del quemador se denomina GAS_{step} . La respuesta del modelo HLT ante la entrada representada por la temperatura del tanque WT es denominada WT_{step} y asume que el tanque WT transfiere calor a través del intercambiador al tanque HLT. El sistema puede transferir energía en ambos sentidos. En el modelo esto implica una realimentación entre los sistemas de ambos tanques, producto del almacenamiento de energía que tiene lugar en el tanque WT. Es decir, a medida que se transfiere energía desde el tanque HLT al tanque WT, el tanque WT empieza a elevar su temperatura, lo cual implica que está acumulando energía calorífica. A medida que las temperaturas de ambos tanques se acercan empiezan a poseer el mismo comportamiento y a crecer al mismo tiempo. Este efecto puede ser claramente observado en la figura 3.3. Cada vez que se enciende la bomba, la temperatura del tanque HLT desciende hasta un mínimo local, para luego empezar a crecer junto con la temperatura del tanque WT.

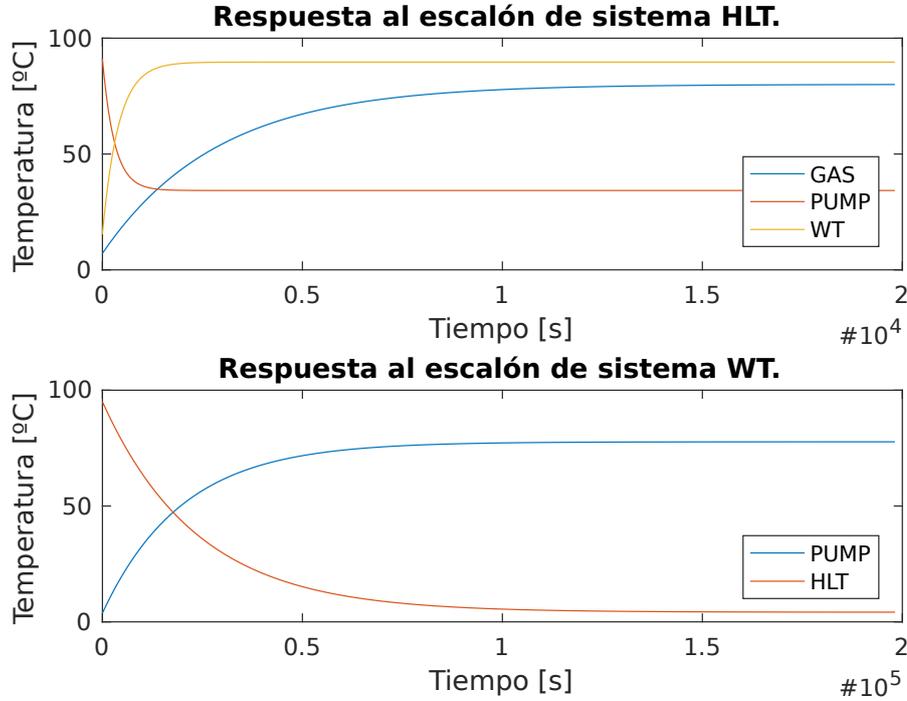


Figura 3.9: Respuesta del modelo ante distintas entradas escalón.

Esto implica que al instante en el cual se encienden las bombas ambos sistemas buscan llegar a un equilibrio térmico. Debido a las pérdidas del intercambiador de calor, la ecuación de equilibrio estará dada por la forma:

$$Q_{WT} = Q_{HLT} - P_{HE} \quad (3.23)$$

Donde la energía calorífica del tanque WT Q_{WT} es igual a la energía del tanque HLT Q_{HLT} menos las pérdidas P_{HE} del intercambiador de calor. Si bien ambas temperaturas no adquieren el mismo valor, cuando empiezan a elevarse, el sistema ha alcanzado el equilibrio incluyendo las pérdidas, por lo que la mayoría de la energía del quemador queda en el tanque HLT y solo se transfiere lo necesario para que la ecuación 3.23 se mantenga balanceada.

La caída de energía inicial está representada en el modelo del tanque HLT por la función de transferencia de la entrada correspondiente al encendido de las bombas $Pump_{step}$. La respuesta asume que el tanque HLT inicia a 100°C y sin el quemador generando calor. Al encender las bombas, la temperatura del tanque caería hasta alcanzar el equilibrio con el tanque WT. Dado que esta entrada también es cero, lo que se observa es la pérdida de temperatura del sistema completo cuando la temperatura del tanque es WT 0°C .

Al analizar las respuestas de los modelos de las entradas del tanque WT en la figura 3.9, se observan algunos comportamientos similares. En este caso, el encendido de la bomba mediante la entrada $Pump_{step}$, asumiendo un tanque HLT a 100°C , muestra una

elevación de temperatura en el tanque WT.

La diferencia entre la temperatura ideal del tanque HLT (100°C) y el valor en estado estacionario del modelo de la entrada $Pump_{step}$ del tanque WT será la pérdida térmica del sistema. Esta es otra característica importante, ya que muestra el efecto de la misma entrada en cada uno de los tanques. Además permite observar cómo varía la pérdida del sistema ante distintas condiciones iniciales.

El modelo del tanque WT respecto a la entrada de calor proveniente del tanque HLT HLT_{step} , asume que el tanque WT inicia a 100°C y que el quemador está apagado. La temperatura del tanque WT desciende al tratar de buscar el equilibrio con el ambiente. El valor final de la temperatura no tiene una correlación con la realidad ya que ésta función busca mostrar la velocidad con la cual el tanque WT puede perder energía calorífica en condiciones ideales.

Respuesta al escalón del modelo completo

Tomando entonces los modelos analizados se lleva a cabo una simulación de la respuesta del modelo completo ante un escalón unitario en cada una de sus entradas tal como se puede observar en la figura 3.10.

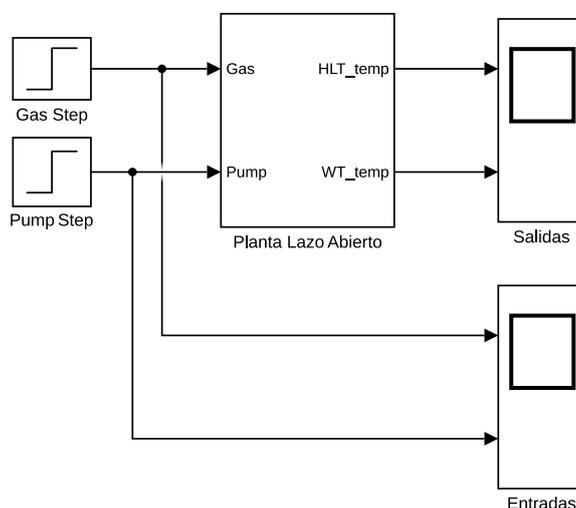


Figura 3.10: Diagrama de simulación de la respuesta al escalón del modelo.

La figura 3.11 muestra la respuesta del modelo completo cuando es estimulado con un escalón en su entrada de gas, y una vez que el tanque HLT ha alcanzado suficiente temperatura se aplica un escalón en el encendido de las bombas, provocando que ambos tanques se acoplen. Como consecuencia se pueden conocer los límites de la planta y los valores en estado estacionario del sistema entero cuando ambos tanques se encuentran acoplados a través del intercambiador de calor.

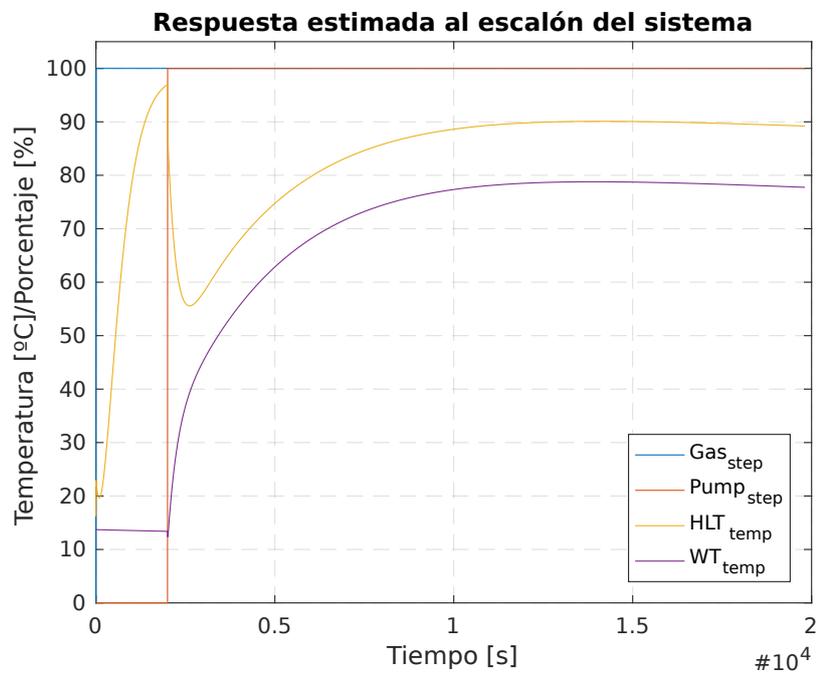


Figura 3.11: Respuesta del modelo a un escalón en ambas entradas.

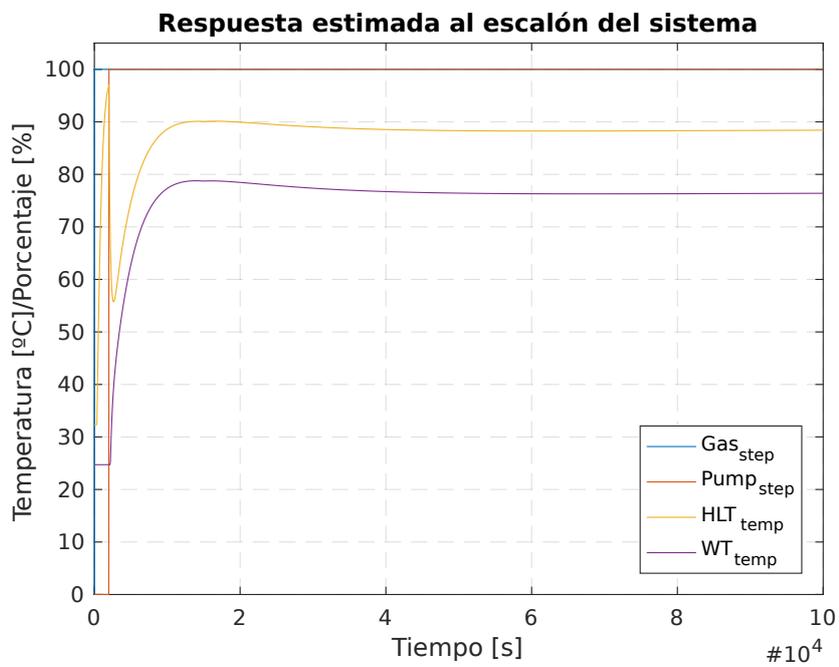


Figura 3.12: Respuesta completa del modelo.

Como se puede ver, el modelo incluye las pérdidas del sistema, por lo que la temperatura del tanque HLT llegará como máximo a los 89°C cuando está acoplado. En el caso del tanque WT, la máxima temperatura que lograremos obtener es 77°C . La misma es más que suficiente para el proceso de maceración de cebada malteada. La información pertinente al proceso puede ser encontrada en el sección 2.1.

También se puede observar que la pérdida máxima entre ambos tanques en estado estacionario será aproximadamente de 12°C . Y finalmente, es posible establecer el tiempo que le tomará al sistema completo llegar al régimen permanente. Bajo la configuración del ensayo, el tiempo estimado para alcanzar el valor final por primera vez es de 4 horas y 16 minutos. El tiempo para alcanzar el régimen permanente considerando el sobrepico será de 11 horas y 7 minutos, pero a partir de las 4 horas la temperatura no vuelve a bajar de los 77°C .

Validación del modelo

A partir de los datos encontrados se propone el modelo de la planta mostrado en la figura 3.6 y se procederá a comparar la respuesta de éste ante las mismas señales de entrada con las que se estimuló la planta piloto, tal como se muestra en la figura 3.13.

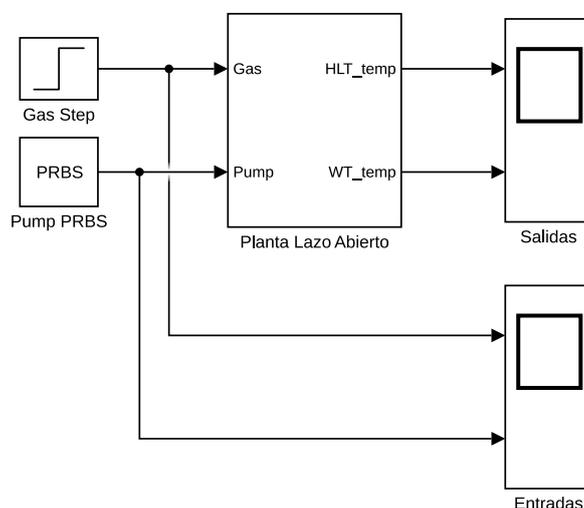


Figura 3.13: Diagrama de validación del modelo.

La figura 3.14 presenta las señales de entrada y salida del modelo, y compara dichas estimaciones con las mediciones mostradas en la sección 3.2, cuyo resultado puede ser visto en la figura 3.3.

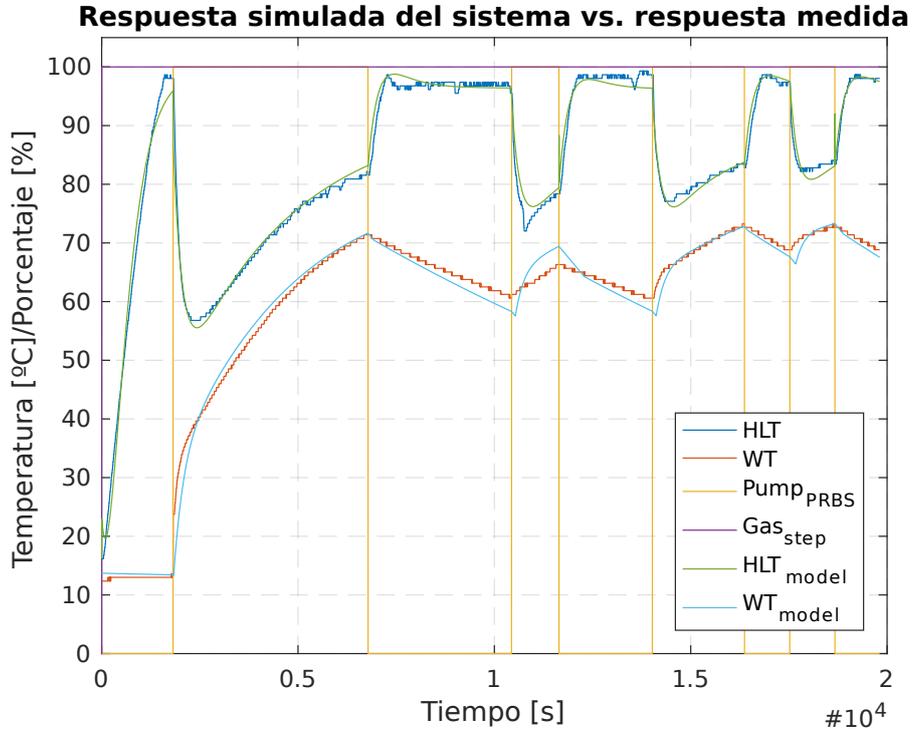


Figura 3.14: Validación del modelo de la planta.

Se verifica que la salida del modelo reproduce con exactitud y precisión el comportamiento de la planta, incluyendo las características no lineales propias de un sistema que acopla y desacopla sus variables de salida de acuerdo a una de sus variables de entrada.

Para determinar que tan preciso es este modelo se calculará el error de dos formas. Primero se considerará el error porcentual punto a punto de la ecuación 3.24. Donde Y_{pe} es el error porcentual en la medición de temperatura de un tanque, Y_m es la temperatura medida del tanque y Y_{est} es la temperatura estimada del mismo tanque.

$$Y_{pe} = \frac{Y_m - Y_{est}}{Y_m} \cdot 100\% \quad (3.24)$$

Luego, se calculará la raíz cuadrada del error cuadrático medio (RMSE) de acuerdo a la ecuación 3.25. En esta expresión Y_{rmse} es la raíz cuadrada del error cuadrático medio de la salida de un tanque, f es la cantidad de muestras tomadas, Y_m es la temperatura medida del tanque y Y_{est} es la temperatura estimada del mismo tanque. La ventaja de calcular éste error es que se mide en la misma unidad que la salida, es decir, °C. Por lo tanto, representa la desviación de la salida estimada respecto a la salida medida.

$$Y_{rmse} = \sqrt{\frac{1}{f} \cdot \sum_{n=1}^{n=f} (Y_{est_n} - Y_{m_n})^2} \quad (3.25)$$

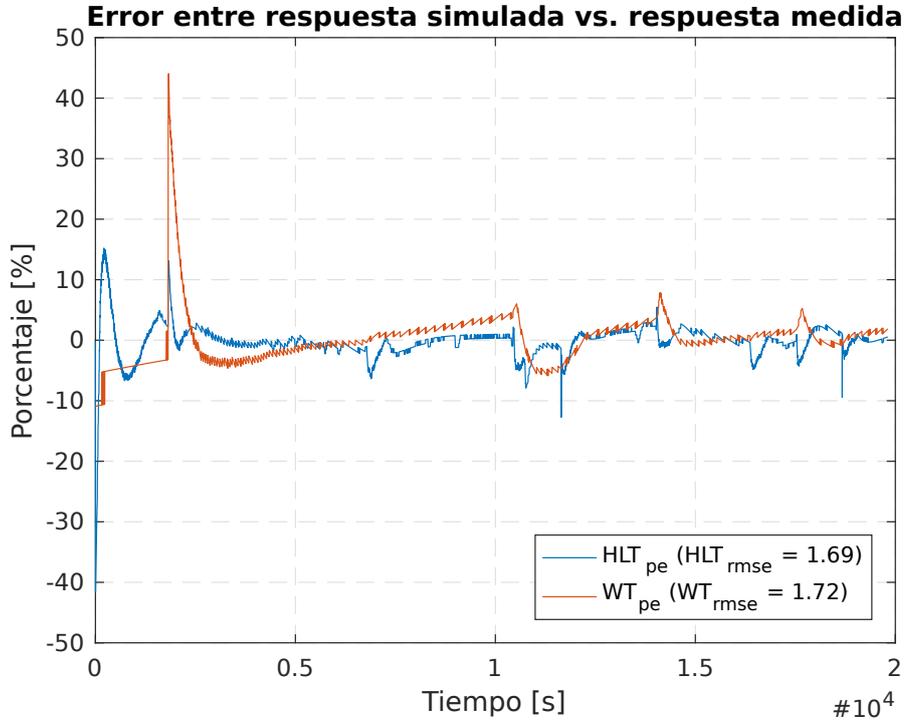


Figura 3.15: Model Error.

Utilizando las definiciones de error presentadas en las ecuaciones 3.24 y 3.25 se genera la figura 3.15. En ella se puede ver el cálculo punto a punto del error porcentual de la temperatura de cada tanque. Los picos de error se deben al defasaje en el tiempo entre el valor medido y el valor estimado con el modelo. El mismo se vuelve más evidente cuando la señal de activación de las bombas cambia de estado. Por otra parte, el cálculo de la raíz cuadrada del error cuadrático medio brinda una medida del defasaje en $^{\circ}\text{C}$ del valor de temperatura estimado respecto al valor de temperatura medido. De este modo se puede establecer que el error del modelo se encuentra dentro de $1,69^{\circ}\text{C}$ en el caso del tanque HLT, y $1,72^{\circ}\text{C}$ respecto al tanque WT.

Definición del modelo del sistema completo

Habiendo validado el modelo y partiendo de las ecuaciones 3.15, 3.16, 3.21 y 3.22, se pueden establecer las siguientes expresiones que describen el comportamiento de cada tanque:

$$\begin{cases} \mathbf{x}_{hlt}((k+1)T) = \mathbf{G}_{hlt} \cdot \mathbf{x}_{hlt}(kT) + \mathbf{H}_{hlt} \cdot \mathbf{u}_{hlt}(kT) \\ y_{hlt}(kT) = \mathbf{C}_{hlt} \cdot \mathbf{x}_{hlt}(kT) + \mathbf{D}_{hlt} \cdot \mathbf{u}_{hlt}(kT) \end{cases} \quad (3.26)$$

$$\begin{cases} \dot{\mathbf{x}}_{wt}((k+1)T) = \mathbf{G}_{wt} \cdot \mathbf{x}_{wt}(kT) + \mathbf{H}_{wt} \cdot \mathbf{u}_{wt}(kT) \\ y_{wt}(kT) = \mathbf{C}_{wt} \cdot \mathbf{x}_{wt}(kT) + \mathbf{D}_{wt} \cdot \mathbf{u}_{wt}(kT) \end{cases} \quad (3.27)$$

Además, se determinan las siguientes relaciones entre las entradas de ambos sistemas:

- Debido a cómo se han definido los sistemas $u_{hlt2} = u_{wt1}$.
- Si $u_{hlt2} = 0$ (o bien $u_{wt1} = 0$) entonces $u_{hlt3} = 0$ y $u_{wt2} = 0$.
- Si $u_{hlt2} > 0$ (o bien $u_{wt1} > 0$) entonces $u_{hlt3} = y_{wt}$ y $u_{wt2} = y_{hlt}$.

Por lo tanto, se concluye que la planta es un sistema MIMO (*Multiple-Input, Multiple-Output*), no lineal, invariante en el tiempo y con entradas externas que afectan el comportamiento de todo el sistema (sistema no autónomo). Para simplificar las ecuaciones se considera que:

$$\mathbf{u}_{hlt} = \begin{bmatrix} u_{hlt1}(kT) \\ u_{hlt2}(kT) \\ u_{hlt3}(kT) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} u_1(kT) \\ u_2(kT) \\ u_3(kT) \end{bmatrix} \quad (3.28)$$

$$\mathbf{u}_{wt} = \begin{bmatrix} u_{wt1}(kT) \\ u_{wt2}(kT) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} u_2(kT) \\ u_4(kT) \end{bmatrix} \quad (3.29)$$

Finalmente, las expresiones 3.30, 3.31 y 3.32 muestran el modelo del tanque HLT.

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_{hlt1}((k+1)T) \\ \dot{x}_{hlt2}((k+1)T) \\ \dot{x}_{hlt3}((k+1)T) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0,998 & 0 & 0 \\ 0 & 0,987 & 0 \\ 0 & 0 & 0,991 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_{hlt1}(kT) \\ x_{hlt2}(kT) \\ x_{hlt3}(kT) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0,057 & 0 & 0 \\ 0 & 0,113 & 0 \\ 0 & 0 & 0,113 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_1(kT) \\ u_2(kT) \\ u_3(kT) \end{bmatrix} \quad (3.30)$$

$$y_{hlt}(kT) = [0,016 \quad -0,060 \quad 0,058] \cdot \begin{bmatrix} x_{hlt1}(kT) \\ x_{hlt2}(kT) \\ x_{hlt3}(kT) \end{bmatrix} + [0,070 \quad -0,088 \quad 0,153] \cdot \begin{bmatrix} u_1(kT) \\ u_2(kT) \\ u_3(kT) \end{bmatrix} \quad (3.31)$$

$$\mathbf{x}_{hlt}(0) = \begin{bmatrix} 4890,3 \\ -5403,3 \\ -6895,5 \end{bmatrix} \quad (3.32)$$

Por su parte las ecuaciones 3.33, 3.34 y 3.35 definen el modelo del tranque WT.

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_{wt1}((k+1)T) \\ \dot{x}_{wt2}((k+1)T) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0,999 & 0 \\ 0 & 0,999 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} x_{wt1}(kT) \\ x_{wt2}(kT) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0,057 & 0 \\ 0 & 0,057 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} u_2(kT) \\ u_4(kT) \end{bmatrix} \quad (3.33)$$

$$y_{wt}(kT) = [0,023 \quad -0,027] \cdot \begin{bmatrix} x_{wt1}(kT) \\ x_{wt2}(kT) \end{bmatrix} + [0,374 \quad -0,548] \cdot \begin{bmatrix} u_2(kT) \\ u_4(kT) \end{bmatrix} \quad (3.34)$$

$$\mathbf{x}_{wt}(0) = \begin{bmatrix} 596,35 \\ 471,22 \end{bmatrix} \quad (3.35)$$

Capítulo 4

Diseño del controlador

4.1. Dominio de operación de la planta piloto

La figura 4.1 muestra el diagrama de implementación del control de la planta, donde se realimenta la temperatura del tanque WT y se la compara con la señal de referencia. Los controladores diseñados tomarán como entrada el error entre estas dos señales, para así generar la acción de control correspondiente sobre el actuador.

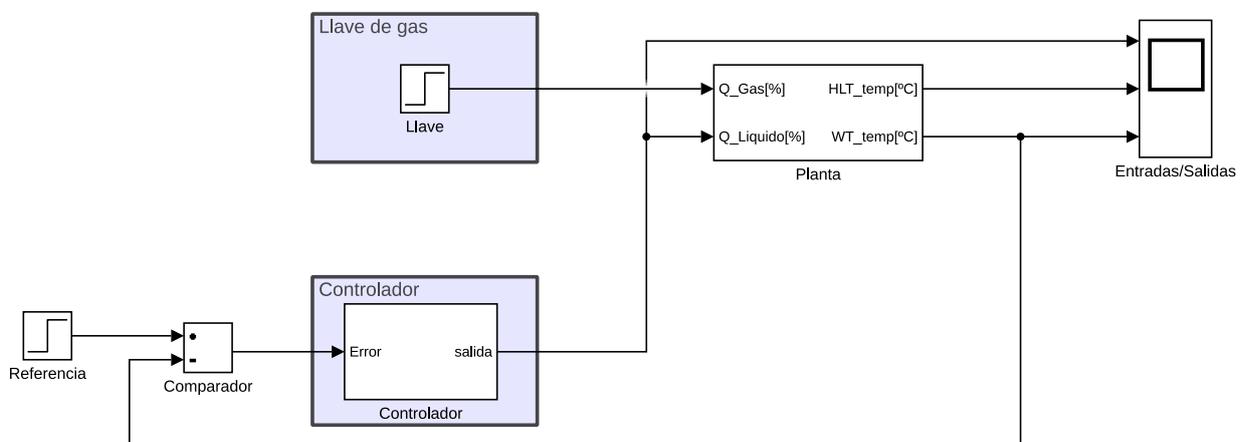


Figura 4.1: Diagrama general de control de la planta.

Como se estableció previamente en la sección 3.1, la planta posee dos entradas y dos salidas. Cada una de las entradas del sistema deberá ser estimulada para que la planta funcione. La primera entrada representa el porcentaje de caudal de gas del anafe que calienta el agua en el tanque HLT. La segunda entrada representa el porcentaje de caudal que circula por los circuitos hidráulicos de la planta.

Para el caso de la primera entrada, la señal utilizada será un escalón representando el encendido del anafe con la llave de gas completamente abierta. Luego de aproximadamente 30 minutos, el agua en el tanque HLT habrá alcanzado una temperatura suficientemente alta para iniciar el proceso de transferencia de energía. Dicho proceso es controlado

mediante la segunda entrada de la planta. Al actuar sobre el caudal que circula por el sistema, se puede controlar la transferencia de energía de un tanque a otro. La activación del actuador posee un retardo de 33 minutos en todas las simulaciones, para asegurar que el tanque HLT logre alcanzar las temperaturas deseadas antes de iniciar el proceso.

Habiendo establecido este diagrama básico de control, se procederá a implementar cada uno de los controladores propuestos y que se discutirán a continuación en la sección 4.2.

Los controladores serán evaluados en base a su respuesta a 4 valores de referencia, cada uno representa uno de los escalones de temperatura necesarios en el proceso de maceración escalonada.

- **42°C:** A esta temperatura se activan las enzimas conocidas como beta-glucanasa, las cuales rompen los beta-glucanos normales en cereales como avena, centeno, cebada y trigo. Los beta-glucanos son responsables por la viscosidad en la mezcla y si no se descomponen pueden causar problemas de fluidez durante el proceso conocido como "lautering" mediante el cual se separa el grano del mosto. La enzima beta-glucasa se activa entre los 40°C y los 45°C.
- **52°C:** La proteasa es una enzima que hace soluble las reservas de proteínas insolubles de la cebada, lo cual ayuda en la retención de la espuma en la cerveza. Esta enzima se activa entre los 50°C y los 54°C.
- **65°C:** A esta temperatura se activa la enzima beta-amilasa, esencial para el proceso de maceración de la cebada malteada. Esta enzima se encarga de partir el almidón del grano en fragmentos de glucosa (maltosa). La misma se activa entre los 62°C y los 67°C.
- **71°C:** Finalmente, a esta temperatura se activa la enzima alfa-amilasa, la cual también corta cadenas de almidón en distintas variedades de azúcares y dextrinas, incluyendo maltosa. Esta enzima se activa entre los 70°C y los 72°C.

En todos los casos se tomaron estas temperaturas como referencia, y sus límites superiores e inferiores para la activación de cada una de las enzimas necesarias en el proceso de maceración de cebada malteada. Los controladores deberán ser capaces de mantener la temperatura del tanque WT dentro de estos límites, asegurando la correcta activación de estas enzimas. Este parámetro del sistema será una medida de la precisión del mismo, por lo que será importante definirlo de manera apropiada.

Los controladores deberán proveer una respuesta dentro de dichos límites. Cuanto menor sea la dispersión entre el valor de referencia y la salida del sistema mayor será la precisión del mismo. Dicha precisión no solo será evaluada en régimen permanente sino también en términos de la respuesta transitoria del sistema.

Enzima	Lim_{inf} [°C]	Ref [°C]	Lim_{sup} [°C]	Tol [°C]
beta-glucanasa	40	42	45	-2/+3
proteasa	50	52	54	± 2
beta-amilasa	62	65	67	-3/+2
alfa-amilasa	70	71	72	± 1

Tabla 4.1: Rangos de temperatura por enzima.

4.2. Controladores propuestos

Para alcanzar los objetivos descritos en la sección 1.3, se propone el desarrollo de tres tipos de controladores. Cada uno posee diferentes características y propiedades, y su implementación es acorde a casos de uso normales en la industria alimentaria.

El primero controlador On/Off clásico usado en sistemas térmicos debido a ser el más simple de configurar e implementar. La segundo es el más ampliamente utilizado en la industria, el controlador PID. El mismo es un mecanismo de control por realimentación que calcula la desviación o error entre un valor medido y un valor deseado. Finalmente se desarrollará un método difuso para el ajuste de los parámetros principales de un controlador PID. La aplicación de este último le permitirá al controlador adaptarse ante las variaciones de la planta, que en el caso del proceso seleccionado, son de naturaleza no lineal.

4.2.1. Control On/Off

Este controlador es usado debido a su simplicidad y facilidad a la hora de implementarlo; por estos mismos motivos el control no posee buena precisión.

En este caso la implementación de este control no requiere del uso de la válvula ya que puede llevarse a cabo simplemente accionando o no las bombas centrífugas. Vale aclarar que dicho encendido o apagado debe realizarse por un tiempo mínimo; esto se debe a que la bomba es un motor monofásico que requiere de una corriente de arranque hasta 6 veces superior a la corriente nominal de operación. Como consecuencia cada bomba debe poseer un capacitor de arranque que provea esa corriente durante el encendido. Dicho capacitor tendrá un tiempo mínimo de carga, el cual es necesario respetar para evitar dañar la bomba.

Controlador On/Off

En este tipo de control la referencia representa la temperatura que se busca alcanzar. El control encenderá los actuadores hasta llegar a este valor, a continuación apagará el actuador hasta que la temperatura descienda por debajo de la referencia. Cuando esto sea detectado, el control encenderá nuevamente las bombas para volver a alcanzar el valor de referencia. Es posible entonces establecer la siguiente ecuación como función de transferencia $C(s)$ no lineal del controlador On/Off.

$$C(s) = \begin{cases} 0 & Y \geq T_{max} \\ 1 & Y < T_{max} \end{cases}$$

Siendo T_{max} el valor de temperatura máxima que se desea que alcance la salida del sistema Y (temperatura en tanque WT). Dado que este umbral causaría que el accionamiento del controlador sea demasiado rápido, se requiere implementar una histéresis aplicando el modelo de Preisach. Así, se incluye en el sistema un valor máximo T_{max} y uno mínimo T_{min} para el valor de la variable a controlar.

$$C(s) = \begin{cases} 0 & Y \geq T_{max} \\ 1 & Y \leq T_{min} \\ k & T_{min} < Y < T_{max} \end{cases}$$

Donde $k = 1$ si el último valor de Y , cuando estaba fuera del rango $T_{min} < Y < T_{max}$, estaba en la región $Y \leq T_{min}$; y $k = 0$ si el último valor de Y , cuando estaba fuera del rango $T_{min} < Y < T_{max}$, estaba en la región $Y \geq T_{max}$. De esta manera el valor de temperatura del tanque oscilará entre el valor máximo y el mínimo.

Configuración del controlador

Para el caso de este controlador se requiere que la temperatura Y sea igual al valor de la referencia T_{ref} . Para mantenerse dentro de los rangos deseados se configura la tolerancia del controlador alrededor de la referencia en $0,5^{\circ}\text{C}$, es decir:

$$T_{max} = T_{ref} + 0,5C \quad (4.1)$$

$$T_{min} = T_{ref} - 0,5C \quad (4.2)$$

Evaluación del controlador

El controlador On/Off implementado en la figura 4.2 regula la temperatura del tanque WT por medio del encendido y apagado de las bombas centrífugas. Esto equivale a habilitar el 100% del caudal del sistema, o bien detener la circulación de líquido a través del mismo.

En el modelo del controlador se incluye un retardo en la señal de salida de 5 minutos, simulando el tiempo mínimo de encendido o apagado de la bomba centrífuga. Esto causará que la temperatura tienda a oscilar como consecuencia de que variará más rápido de lo que el actuador puede aplicar la acción de control, desplazándose fuera del rango de temperatura antes que la acción de control logre cambiar el curso de la señal.

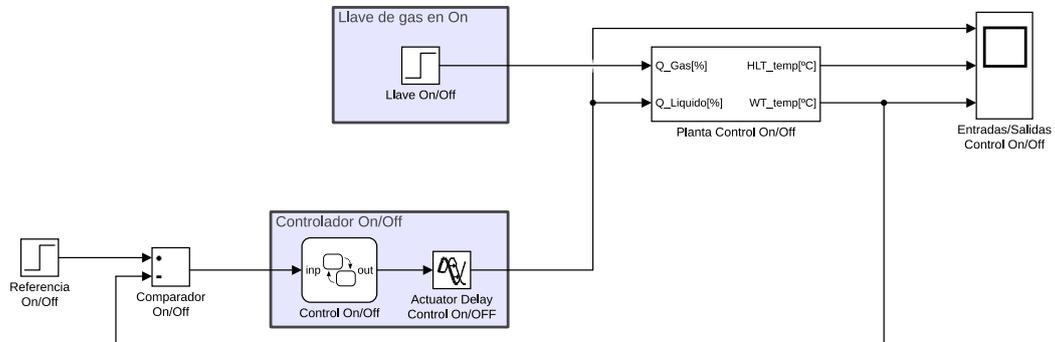


Figura 4.2: Diagrama de control On/Off.

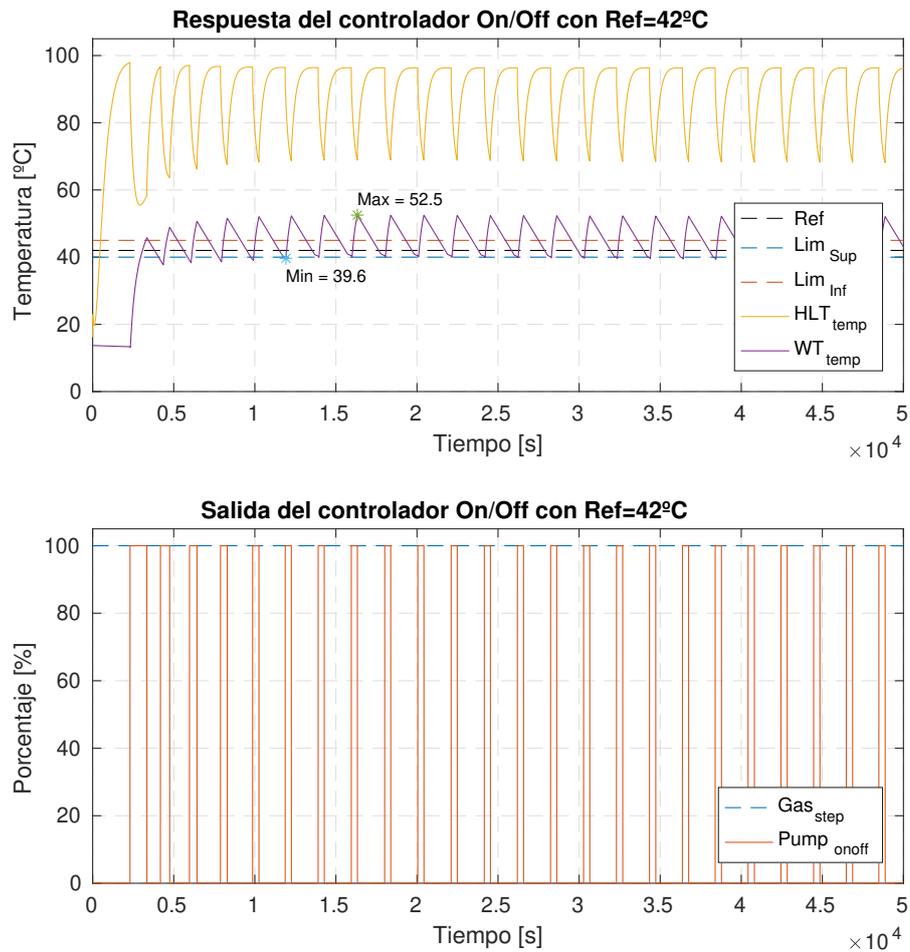


Figura 4.3: Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 42°C.

Este efecto puede ser apreciado en la figura 4.3, donde se observa la respuesta del sistema con un controlador On/Off y una referencia de 42°C . Si bien el sistema posee una histéresis de $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$, al incluir un tiempo mínimo de funcionamiento para las bombas, se obtiene un sistema que oscila alrededor del valor de referencia por fuera de los límites que el controlador busca mantener.

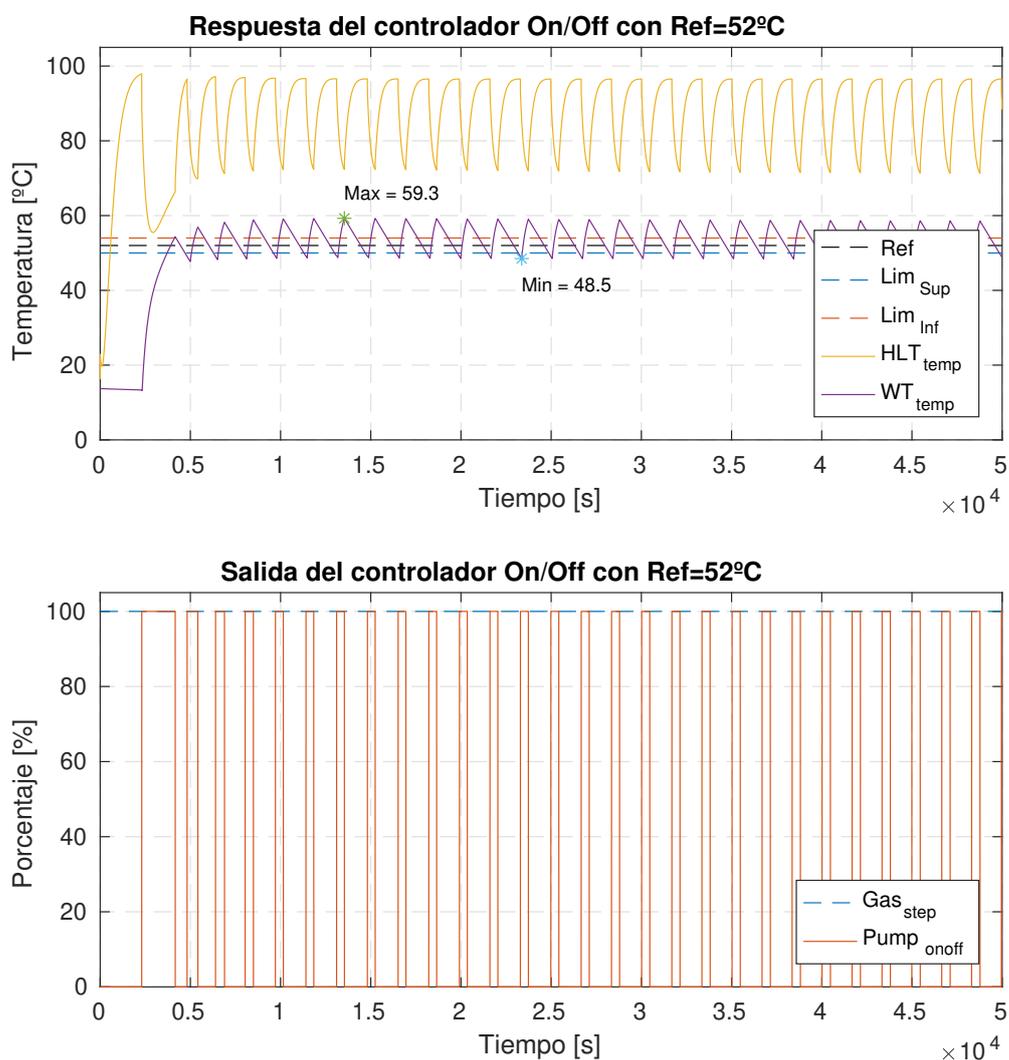


Figura 4.4: Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 52°C .

El mismo efecto puede ser observado en las figuras 4.4, 4.5 y 4.6. En todos los casos es posible ver claramente la dinámica de acople y desacople de las variables del sistema. Cada vez que la señal de control enciende las bombas, la temperatura del tanque HLT

desciende mientras se eleva la del tanque WT. Al apagar las bombas, la temperatura del tanque HLT vuelve a elevarse mientras que la temperatura del tanque WT empieza a descender.

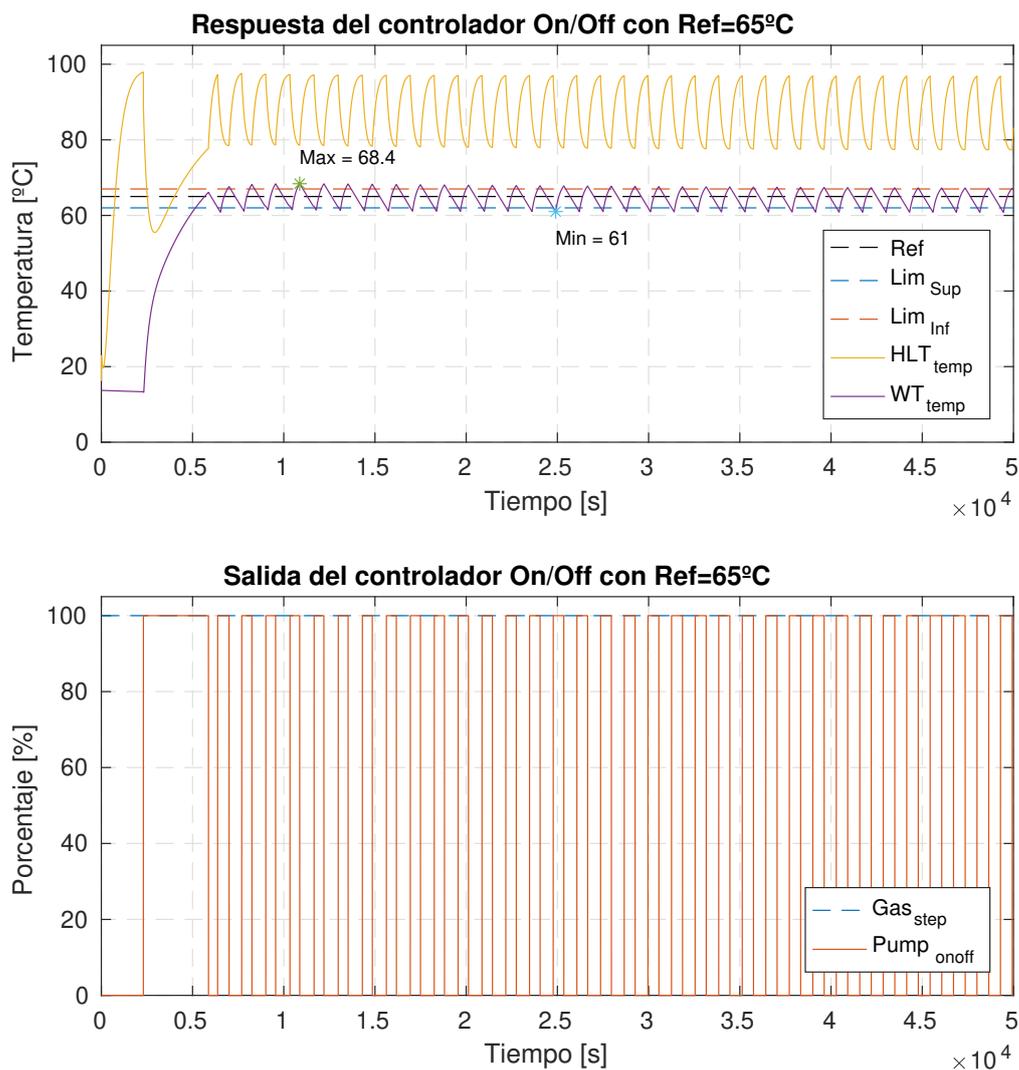


Figura 4.5: Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 65°C.

A medida que la señal de referencia aumenta en valor la oscilación disminuye. Esto se debe a que la planta está alcanzando los valores máximos de transferencia de energía.

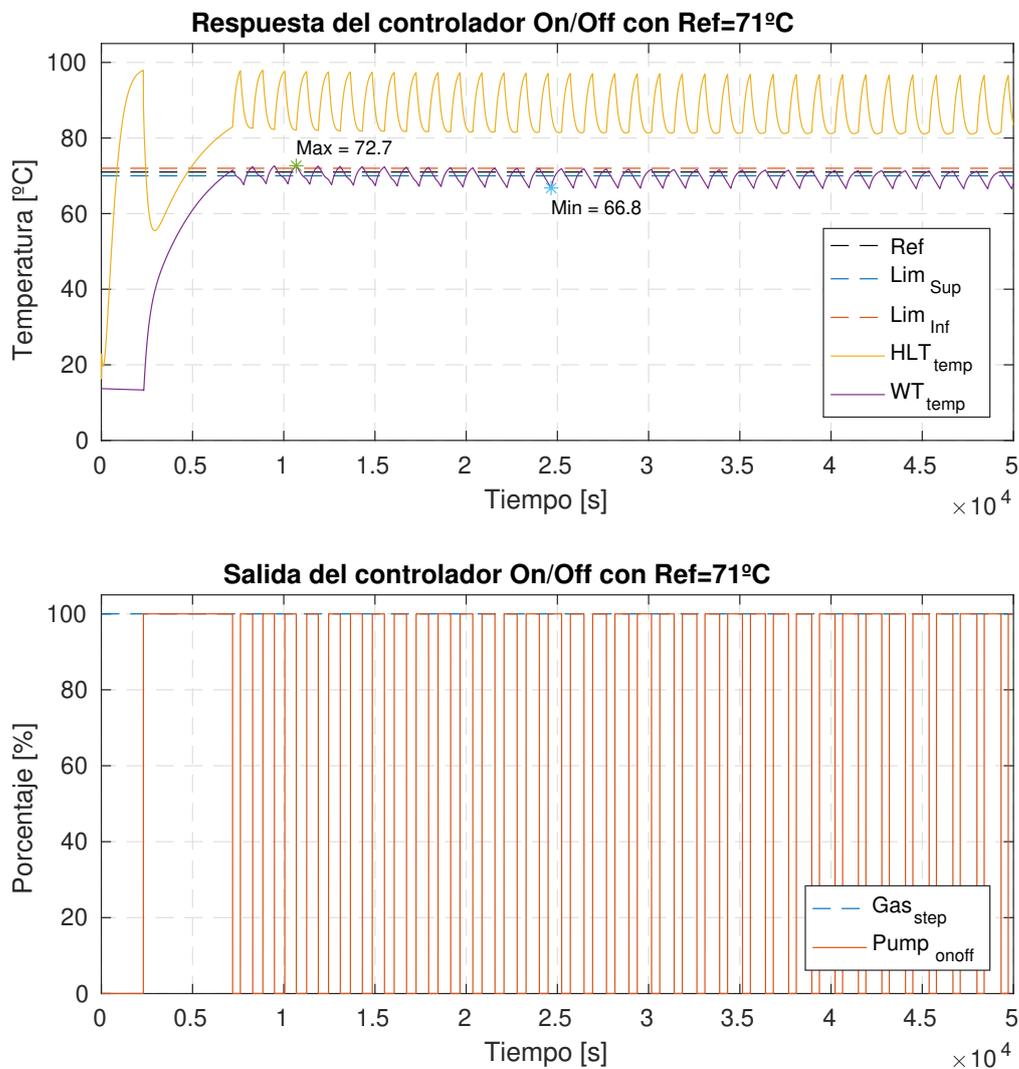


Figura 4.6: Respuesta del sistema con controlador On/Off ante una señal de referencia de 71°C.

La tabla 4.2 establece los máximos y mínimos alcanzados por la respuesta del sistema a lazo cerrado con un controlador On/Off. Se ha calculado la tolerancia del sistema en base al valor de referencia deseado, y se puede observar que las tolerancias objetivo son considerablemente más bajas a las generadas por este controlador.

<i>Ref</i> [°C]	<i>Min</i> [°C]	<i>Max</i> [°C]	<i>Tol</i> [°C]	<i>Tol_{objetivo}</i> [°C]
42	39,6	52,5	-2,4/+10,2	-2/+3
52	48,5	59,3	-3,5/+7,3	±2
65	61,0	68,4	-4,0/+3,4	-3/+2
71	66,8	72,7	-4,2/+0.7	±1

Tabla 4.2: Máximos y mínimos del sistema bajo un control On/Off.

4.2.2. Control PID

Este tipo de control es el más ampliamente usado en la industria y representa una de las mejores opciones. Posee buena precisión y una implementación sencilla.

Controlador PID

Como se puede observar en la figura 4.7, un controlador PID esta conformado de tres partes: una proporcional $P(s)$, una parte integral $I(s)$, y finalmente una parte derivativa $D(s)$.

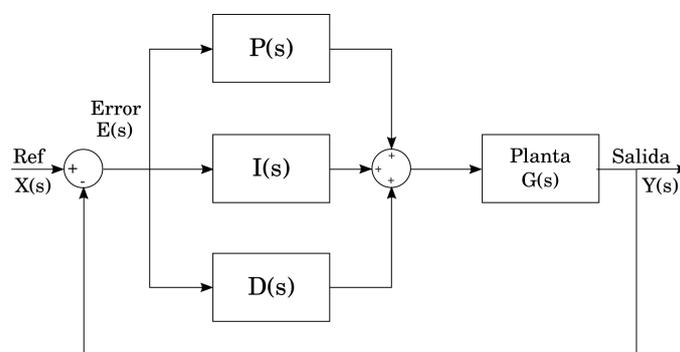


Figura 4.7: Diagrama en bloques de un controlador PID.

Cada una posee una función de transferencia en el dominio de la transformada de Laplace. La sumatoria de todas ellas conforma la función de transferencia del controlador y será denominada $C(s)$:

$$C(s) = P(s) + I(s) + D(s) \quad (4.3)$$

$$C(s) = K_p + \frac{K_i}{s} + K_d \cdot s \quad (4.4)$$

Entonces la expresión de todo el sistema en el dominio de Laplace será:

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = C(s) \cdot G(s) \quad (4.5)$$

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \left(K_p + \frac{K_i}{s} + K_d \cdot s \right) \cdot G(s) \quad (4.6)$$

Las ecuación 4.4 representa la función de transferencia en tiempo continua del controlador. Dado que deberá ser implementada en un controlador digital, la misma deberá ser discretizada, tal que:

$$C(s) = K_p + K_i \cdot \frac{T}{z-1} + K_d \cdot \frac{1}{T} \frac{z-1}{z} \quad (4.7)$$

Donde T es el tiempo de muestreo.

Configuración del controlador

Para configurar un controlador PID se deben encontrar los parámetros K_p , K_i y K_d . El primer paso es poseer un modelo de la planta, el cual fue obtenido en el capítulo 3.

Posteriormente, haciendo uso de la función `pidtune(sys,type)` del programa de cómputo numérico MATLAB se calculan los parámetros del controlador PID en base al modelo. Dicha función ejecuta un algoritmo que diseña un controlador de tipo `type` (por ejemplo PID) en base al sistema `sys`. En este caso el controlador será un PID paralelo similar al mostrado en la figura 4.7, pero discreto.

Una vez que se calcularon los parámetros iniciales, los mismos fueron modificados por ensayo y error hasta alcanzar el desempeño esperado en la planta. Las figuras de la 4.8 a la 4.11 muestran la comparación del sistema a lazo cerrado cuando posee un controlador PID con los parámetros inicialmente calculados por el algoritmo respecto a los modificados manualmente.

El sistema con el PID inicial posee una respuesta sobreamortiguada con un tiempo de establecimiento demasiado largo. Se buscó entonces incrementar la velocidad del sistema a lazo cerrado para así reducir el tiempo del proceso. Para evitar que el sistema se vuelva subamortiguado y su establecimiento tome demasiado tiempo, se modifican los parámetros para permitir que la planta posea la repuesta más rápida posible y el menor tiempo de establecimiento, como segundo criterio.

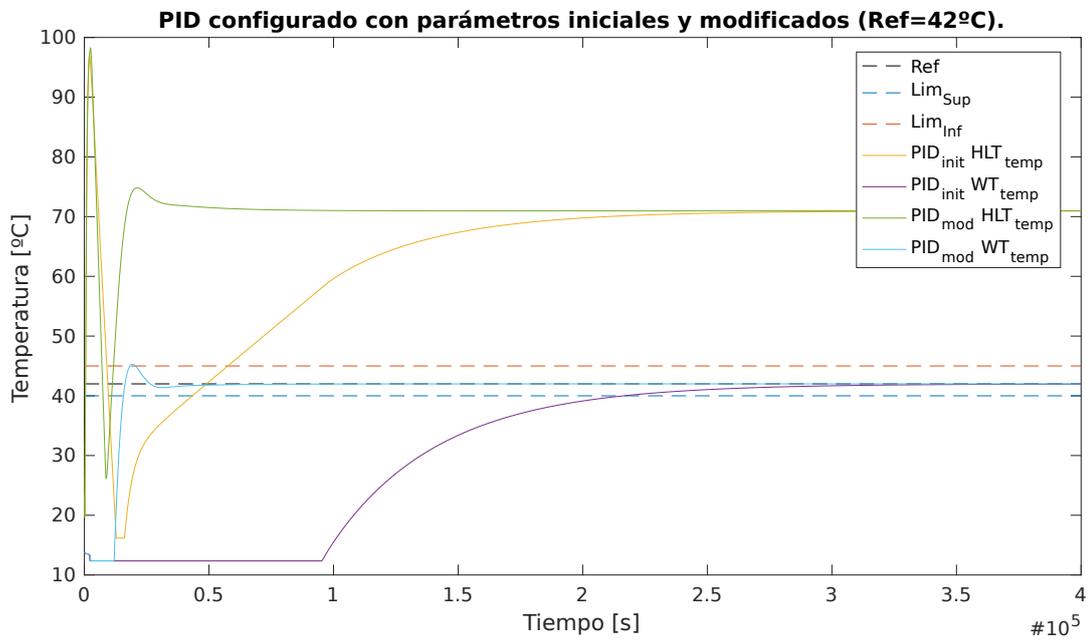


Figura 4.8: Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 42°C.

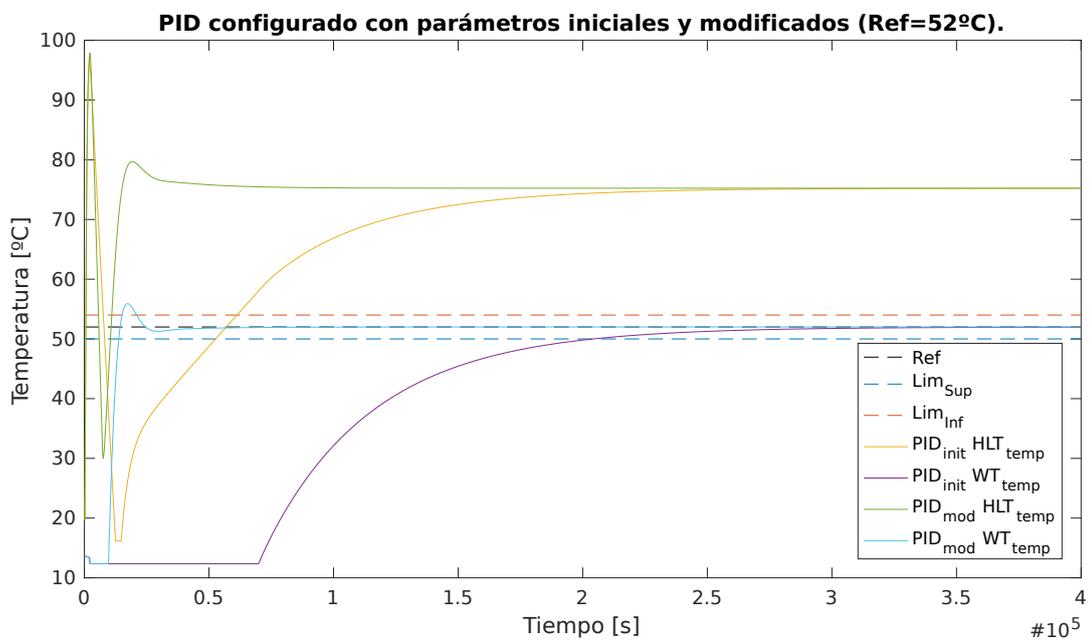


Figura 4.9: Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 52°C.

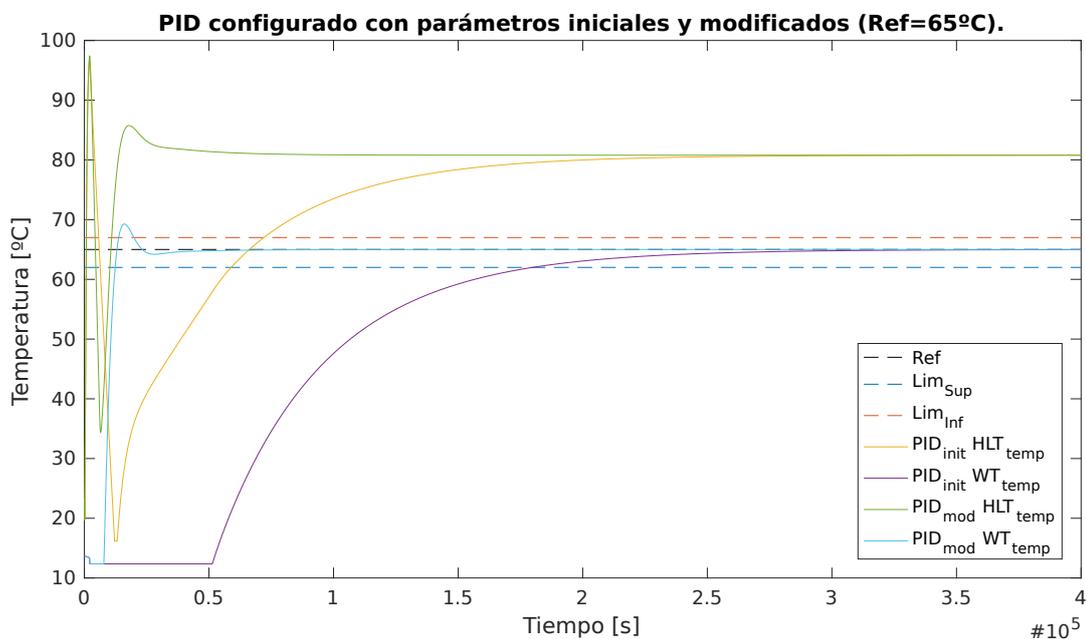


Figura 4.10: Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 65°C.

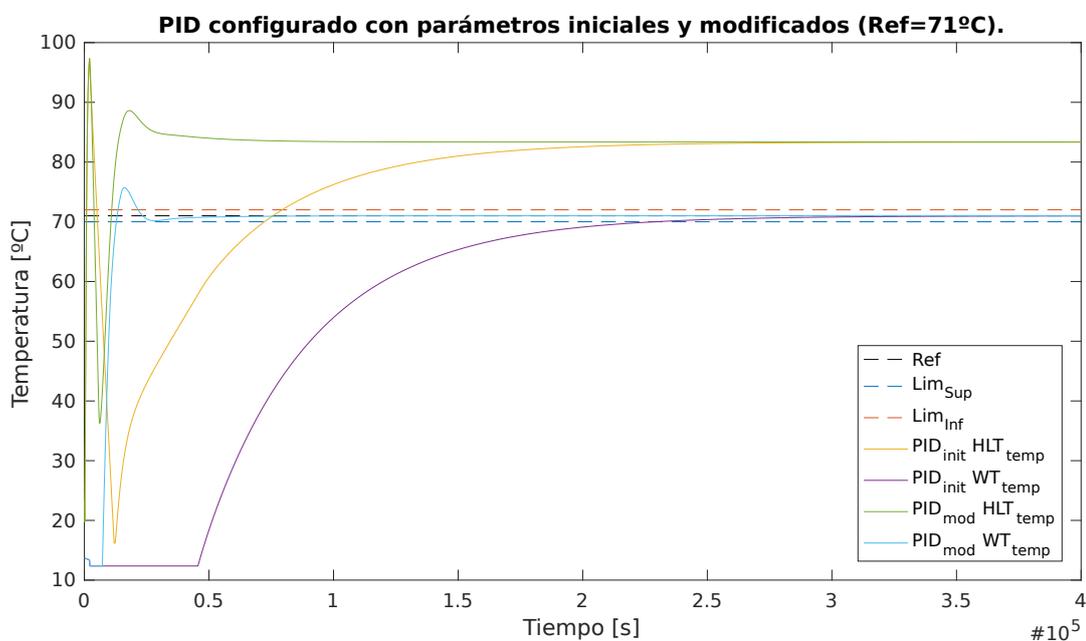


Figura 4.11: Comparación entre PID inicial y modificado con referencia de 71°C.

Los parámetros $K_p = 0,1518$ y $K_d = 0$ permanecieron exactamente igual respecto al cálculo llevado a cabo por `pidtune`, mientras que el parámetro K_i (valor inicial de 0,000019) se vio incrementado aproximadamente un orden de magnitud (0,00025). Este

es un cambio menor ya que el valor absoluto del parámetro es muy pequeño. Aún así el cambio en la respuesta del sistema es considerable.

Evaluación del controlador

El controlador PID implementado en la figura 4.12 regula la temperatura del tanque WT al variar la apertura de una válvula proporcional que ajusta el caudal que circula desde el tanque HLT hasta el intercambiador de calor. Esto causa una variación en la transferencia de energía desde el tanque HLT hasta el tanque WT, lo cual tiene como consecuencia la variación de la temperatura del líquido presente en el tanque WT. En el modelo del controlador se incluye un retardo en la señal de salida de 1 minuto, simulando el tiempo de retardo que le toma a una válvula para efectivamente llevar a cabo el ajuste en el caudal. Además se incluye en el modelo un saturador, ya que el caudal nunca podrá ser superior al 100 % de la capacidad del sistema.

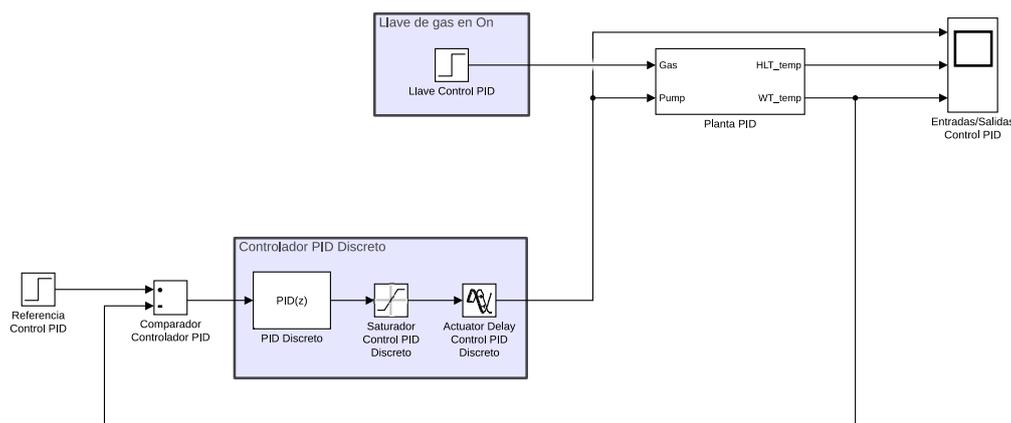


Figura 4.12: Diagrama de control PID.

La figura 4.13 muestra la respuesta del sistema ante una referencia de 42°C. Desde el momento en el cual el controlador es encendido, a los 33 minutos, hasta que la respuesta entra dentro del rango deseado pasan unos 358 minutos en total. Por lo tanto, se puede establecer que el tiempo t_{tol} requerido para alcanzar el rango de tolerancia desde el encendido del actuador es de 324 minutos, o bien 5 horas y 8 minutos. La respuesta del sistema posee un sobrepico del 7,85 % a los 288 minutos, que es el tiempo de sobrepico t_p medido desde el encendido del controlador. En este punto la salida alcanza un valor pico T_p de 45,3°C.

Analizando la señal de control, se puede ver que la misma alcanza un valor máximo a los 223 minutos, aproximadamente 1 hora antes de que se genere el pico en la señal de salida del sistema. En este punto el controlador alcanza un máximo de 80 % en la apertura del caudal del circuito hidráulico, para luego descender hasta el 78 % del caudal en régimen permanente. A partir de estos datos se puede deducir que el controlador debe ejercer un control muy preciso sobre la planta para lograr los valores requeridos de transferencia de energía. También se puede apreciar que el sobrepico en el sistema es

muy bajo, pero que el tiempo general de respuesta es largo. Se concluye que el sistema opera al borde de la saturación del actuador. Este problema se debe a que la capacidad calorífica de la fuente de calor no está correctamente dimensionada para el proceso de calentamiento del tanque HLT.

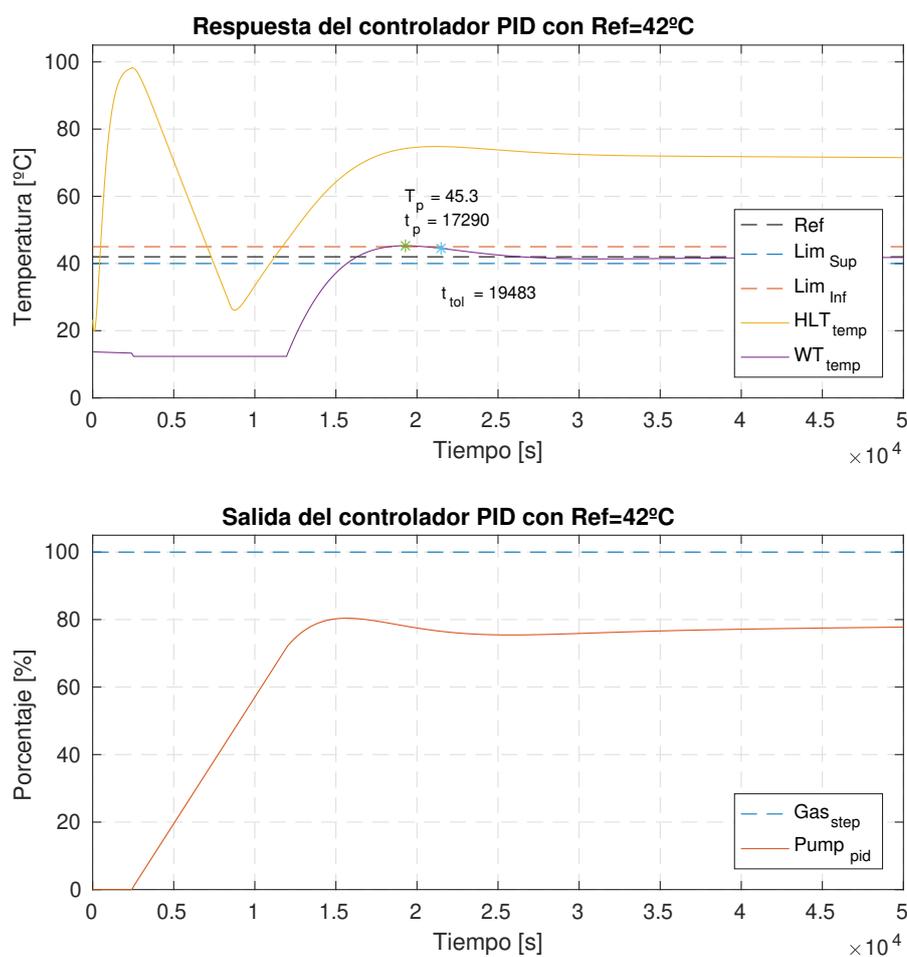


Figura 4.13: Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 42°C.

Si se repite la simulación con una referencia de 52°C, se obtiene la respuesta del sistema mostrada en la figura 4.14. En ella se pueden observar muchos de los mismos fenómenos ya discutidos. La salida del sistema entra dentro del rango buscado a los 327 minutos desde el encendido del actuador, con un pico a los 255 minutos de 55,9°C, un 7,5% por encima del valor de referencia. Por otra parte, la señal de control llegó a un máximo a los 188 minutos, también desde el encendido del controlador, con un valor de 89% llegando al 85% en el régimen permanente.

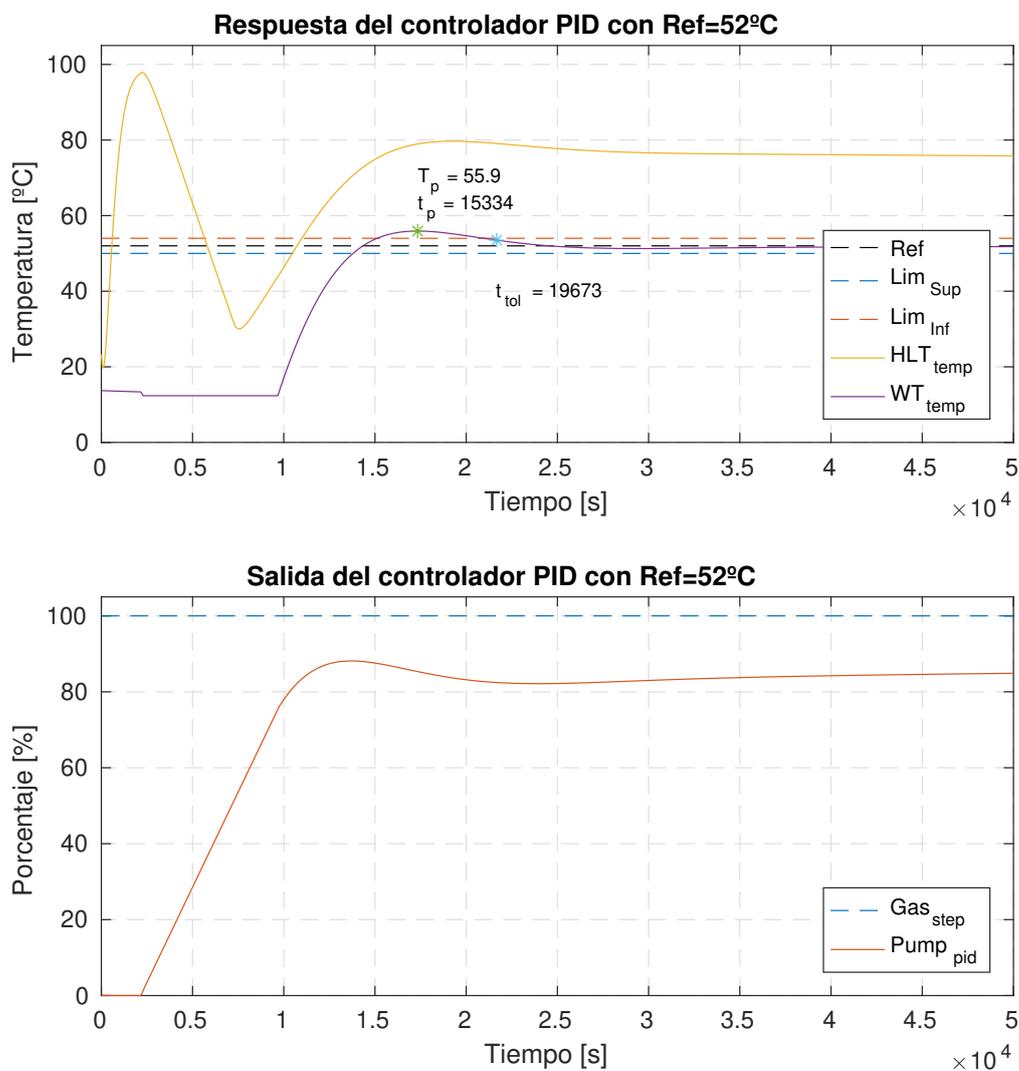


Figura 4.14: Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 52°C.

La figura 4.15 muestra la respuesta del sistema cuando la referencia es de 65°C. Se pueden observar las mismas dinámicas precedentes. La señal de salida presenta un sobrepico a los 234 minutos desde el encendido del actuador, con un valor de 69,3°C (6,6%), y entrando dentro del rango de tolerancia a los 309 minutos. En cambio, la señal de control alcanza su máximo a los 167 minutos, desde el encendido del controlador, con un valor de 97% (al borde de la saturación) para luego descender hasta el 93% en régimen permanente.

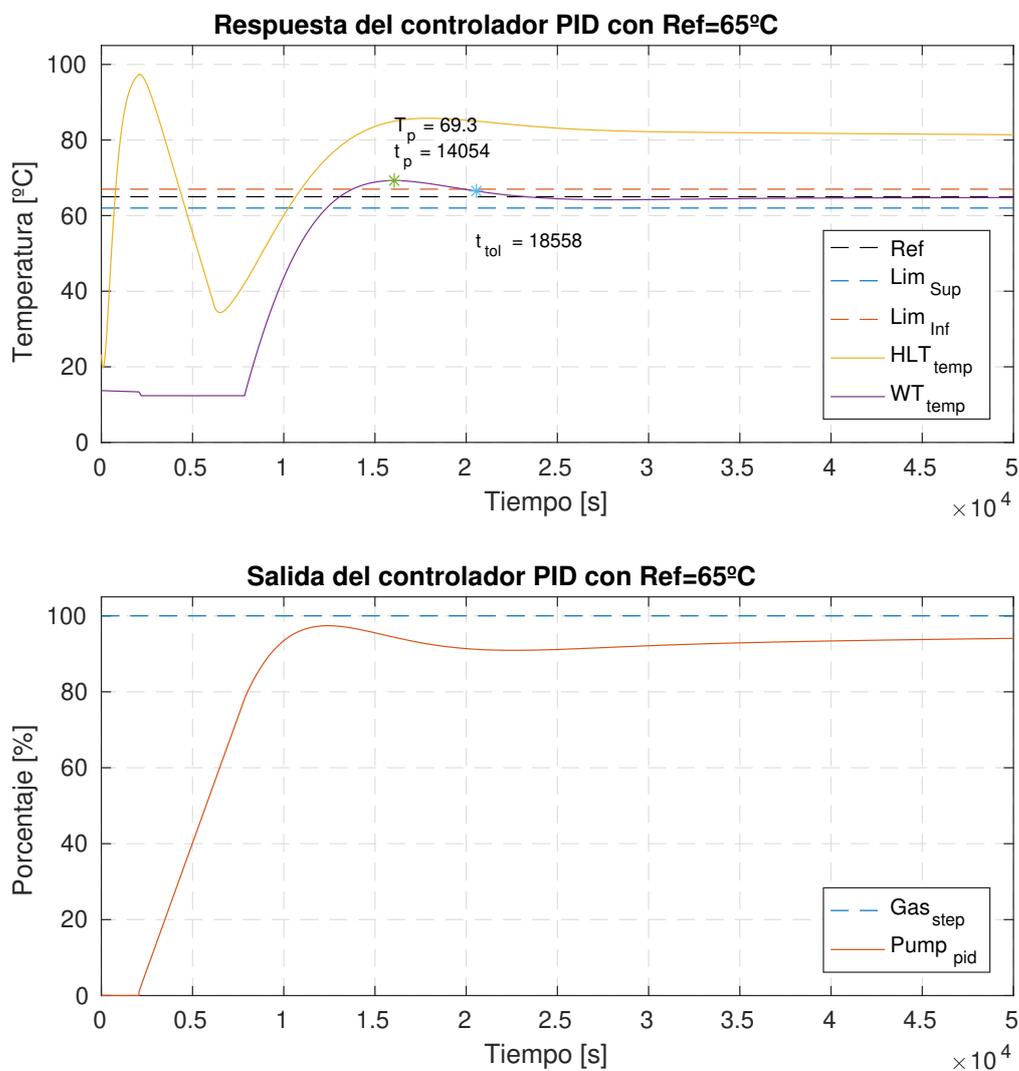


Figura 4.15: Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 65°C.

La figura 4.16 presenta la respuesta del sistema cuando se lleva la referencia a los 71°C, el controlador ya ha pasado el límite de saturación del actuador, por lo que se observa dicho fenómeno a los 133 minutos luego del encendido. Con una apertura del 100 % en el caudal del circuito hidráulico, la temperatura del tanque WT llega a un pico de 75,7°C (6,6 %) a los 235 minutos, momento en el cual el controlador reduce el valor de la señal de control. La salida de la planta alcanza el rango de tolerancia a los 339 minutos, mientras la señal de control varía hasta llegar al 98 %.

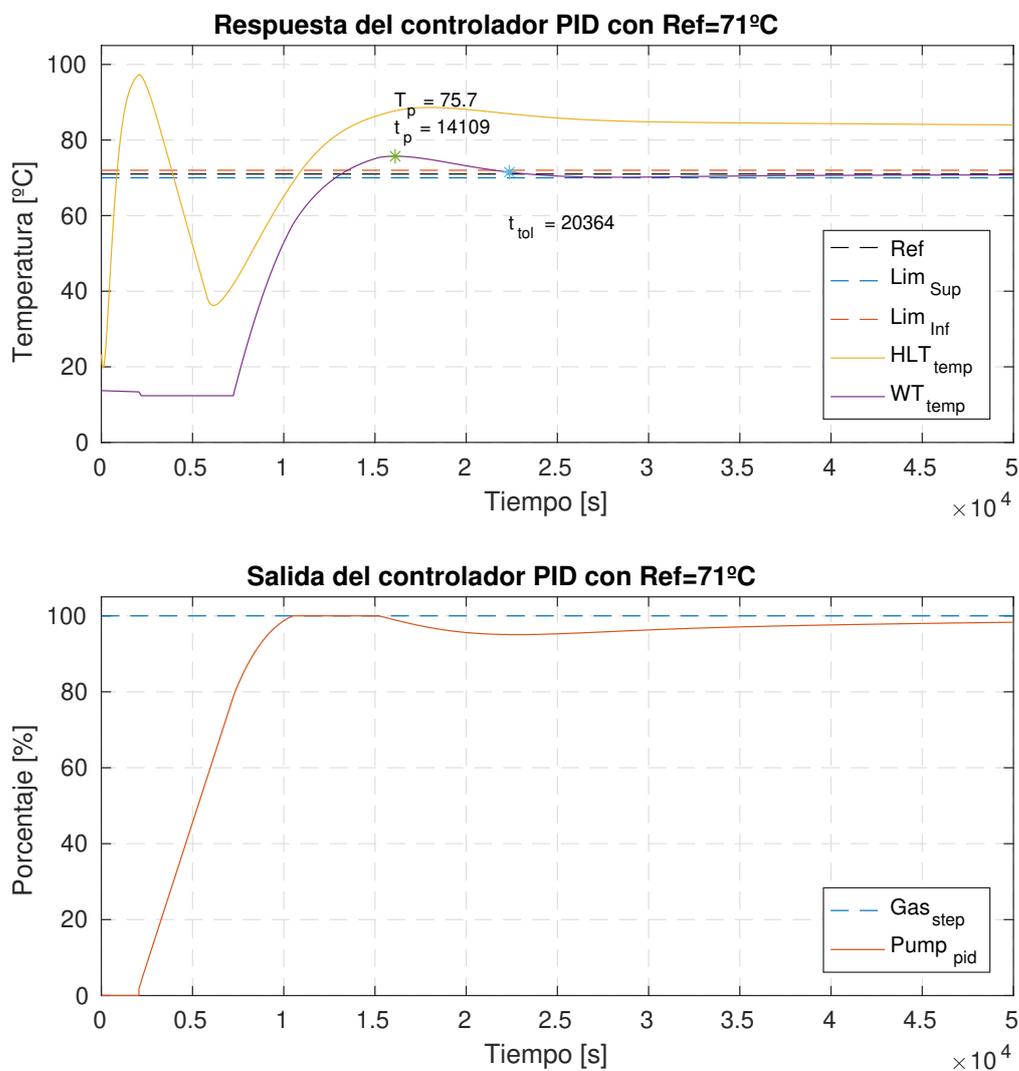


Figura 4.16: Respuesta del sistema con controlador PID ante una señal de referencia de 71°C.

En todos los casos se puede ver como la temperatura del sistema alcanza el valor de referencia, logrando un error aproximadamente igual a cero en régimen permanente. Esta es una de las características clásicas de este tipo de controladores, asegurando que la variable a controlar tienda a error cero. Al analizar todas las respuestas se puede concluir que efectivamente el sistema se encuentra operando en una zona muy cercana a la saturación del actuador. Una mejora que podría solucionar este problema es incrementar la capacidad calorífica del anafe que calienta el tanque HLT para calentar el agua más rápidamente.

La tabla 4.3 presenta una comparación entre los valores obtenidos en las respuestas del sistema con un controlador PID. Como se puede apreciar que el sobre pico del sistema se mantiene entre el 6% y casi el 8% del valor de referencia, ocurriendo entre los 233 y los 288 minutos. En todos los casos, la señal de salida alcanza el rango de tolerancia luego de los 308 minutos, tomando 325 en promedio.

Ref [°C]	T_p [°C]	Pico [%]	t_p [min]	t_{tol} [min]	$Error_{RP}$ [°C]	$Tol_{objetivo}$ [°C]
42	45,3	7,8	288	324	≈ 0	-2/+3
52	55,9	7,5	255	327	≈ 0	± 2
65	69,3	6,6	234	309	≈ 0	-3/+2
71	75,7	6,6	235	339	≈ 0	± 1

Tabla 4.3: Máximos y tiempos del sistema bajo un control PID.

Al comparar estas respuestas con las obtenidas con el controlador On/Off se puede ver claramente la diferencia entre ambos. Mientras que el sistema que implementa el control On/Off es incapaz de alcanzar un error cero, un controlador PID si cumple con este requerimiento. Por su parte, el controlador On/Off alcanza el rango de temperatura requerido mucho más rápido que un controlador PID.

En general se puede concluir a que medida que el controlador trata de alcanzar una señal de referencia cada vez más grande, las características de la señal de salida mejoran. Aún así dicha mejora en la respuesta es pequeña, manteniéndose en los mismos ordenes de magnitud. Al mismo tiempo, a medida que la señal de referencia incrementa, el sistema tiene más problemas para controlar la salida como consecuencia de operar al borde de la saturación de los actuadores.

4.2.3. Control difuso

Esta metodología de trabajo está basada en [6], donde se implementa un PID en un controlador para llevar a cabo un control de maceración para cerveza, de bajo costo, apto para ser aplicado por empresas o emprendedores con un bajo nivel de producción, tales como las micro cervecerías. Con esta premisa se simula un controlador que consta de un PID de ganancia tabulada por método difuso tal como se expresa en [7]. A continuación se desarrollan las bases del control a aplicar. Este tipo de controladores ya están siendo usados en el proceso de fermentación de la cerveza, tal como se observa en [8]. Implementarlo en el método de maceración implicaría una mejora en la performance de todo el proceso productivo.

La figura 4.17 presenta un controlador PID con un sistema de ganancia tabulada por método difuso. El objetivo es aprovechar las reglas y razonamiento propios de la lógica difusa para generar los parámetros del controlador en línea. Este esquema de control permite mantener la robustez propia de un sistema basado en un controlador PID, incluyendo la adaptabilidad de los sistemas difusos al permitir variar los parámetros del controlador principal para mantener su rendimiento ante cambios en la planta.

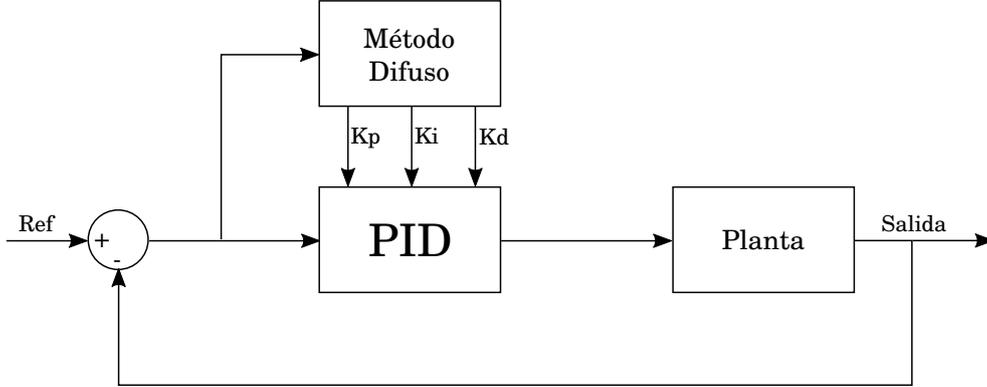


Figura 4.17: Diagrama en bloques del controlador.

Controlador PID difuso

Para el diseño del controlador es necesario establecer límites para los parámetros K_p y K_d , tal que:

$$K_{p,min} \leq K_p \leq K_{p,max} \quad (4.8)$$

$$K_{d,min} \leq K_d \leq K_{d,max} \quad (4.9)$$

Donde los rangos apropiados serán determinados experimentalmente. Por conveniencia, K_p y K_d serán normalizados en el rango de cero a uno mediante la siguiente transformación lineal:

$$K'_p = \frac{K_p - K_{p,min}}{K_{p,max} - K_{p,min}} \quad (4.10)$$

$$K'_d = \frac{K_d - K_{d,min}}{K_{d,max} - K_{d,min}} \quad (4.11)$$

En el esquema de control propuesto, los parámetros del PID son determinados en base al error actual $e(k)$ y su primera diferencia $\Delta e(k)$. La constante de tiempo integral se calcula en base a la constante de tiempo derivativa, de acuerdo a la siguiente expresión:

$$T_i = \alpha T_d \quad (4.12)$$

De esta manera se puede obtener la ganancia integral,

$$K_i = \frac{K_p}{\alpha T_d} = \frac{K_p^2}{\alpha K_d} \quad (4.13)$$

Los parámetros K'_p , K'_d y α se determinan a través del conjunto de reglas establecido por el método difuso.

Funciones de membresía de entrada

El primer paso para definir el sistema difuso será generar las funciones de membresía de entrada. Como se observa en la figura 4.17 el método difuso recibe como entrada el error del sistema $e(k)$ y también utiliza la primera diferencia $\Delta e(k)$. Se definen entonces 7 funciones de membresía, identificadas por sus siglas en inglés de la siguiente manera:

- NB: Negativa y de valor grande.
- NM: Negativa y de valor medio.
- NS: Negativa y de valor pequeño.
- ZO: Cero.
- PS: Positiva y de valor pequeño.
- PM: Positivo y de valor medio.
- PB: Positivo y de valor grande.

Como se puede observar en la figura 4.18, las funciones de membresía de entrada son de tipo triangular y están definidas en un rango de entrada de $-1 \leq e(k) \leq 1$, al igual que para $\Delta e(k)$.

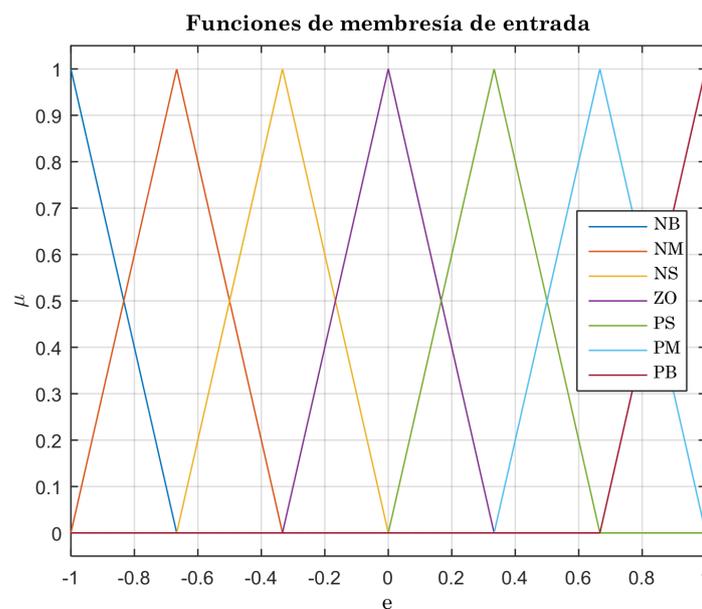


Figura 4.18: Funciones de membresía de entrada

Funciones de membresía de salida

Debido a que el método implementado es Mamdani, el mismo requiere de funciones de membresía de salida. Se definen dos funciones que serán utilizadas tanto para el cálculo del parámetro K_p , como para el parámetro K_d . Se adopta una nomenclatura genérica donde $X = K_p$ o K_d . De esta forma se definen las siguientes funciones:

- XS: Se define como la función de membresía de valores pequeños, por su sigla en inglés.
- XB: Se define como la función de membresía de valores grandes, por su sigla en inglés.

La figura 4.19 muestra las curvas características de dichas funciones.

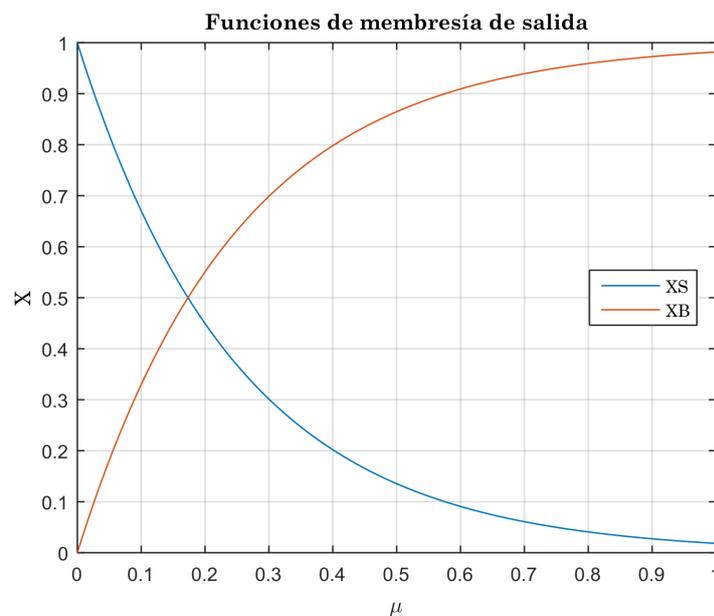


Figura 4.19: Funciones de membresía de salida

Donde:

$$XS(\mu) = e^{-4\mu} \quad (4.14)$$

$$XB(\mu) = 1 - e^{-4\mu} \quad (4.15)$$

Estas funciones dependen de parámetro μ , donde se considera:

$$\mu = \mu_e[e(k)]\mu_{de}[e(k)] \quad (4.16)$$

Finalmente, el parámetro α será independiente de la variable μ , y adoptará valores discretos establecidos en las reglas del método difuso adoptado. Los valores de α serán explicados con más detalle en la secciones posteriores.

Reglas

A partir de las funciones de membresía de entrada y salida ya definidas se procede a establecer las reglas del método difuso. La tabla 4.4 muestra las reglas a través de las cuales se lleva a cabo la selección de la función de membresía de salida en base a los valores obtenidos en las funciones de membresía de entrada para determinar el valor del parámetro K'_p . La tabla 4.5 cumple el mismo propósito para llevar a cabo el cálculo del parámetro K'_d . Finalmente, la tabla 4.6 determina los valores que debe adoptar α en función de μ_e y μ_{de} .

		$\Delta e(k)$						
		NB	NM	NS	ZO	PS	PM	PB
$e(k)$	NB	B	B	B	B	B	B	B
	NM	S	B	B	B	B	B	S
	NS	S	S	B	B	B	S	S
	ZO	S	S	S	B	S	S	S
	PS	S	S	B	B	B	S	S
	PM	S	B	B	B	B	B	S
	PB	B	B	B	B	B	B	B

Tabla 4.4: Regla para el cálculo del parámetro K'_p

		$\Delta e(k)$						
		NB	NM	NS	ZO	PS	PM	PB
$e(k)$	NB	S	S	S	S	S	S	S
	NM	B	B	S	S	S	B	B
	NS	B	B	B	S	B	B	B
	ZO	B	B	B	B	B	B	B
	PS	B	B	B	S	B	B	B
	PM	B	B	S	S	S	B	B
	PB	S	S	S	S	S	S	S

Tabla 4.5: Regla para el cálculo del parámetro K'_d

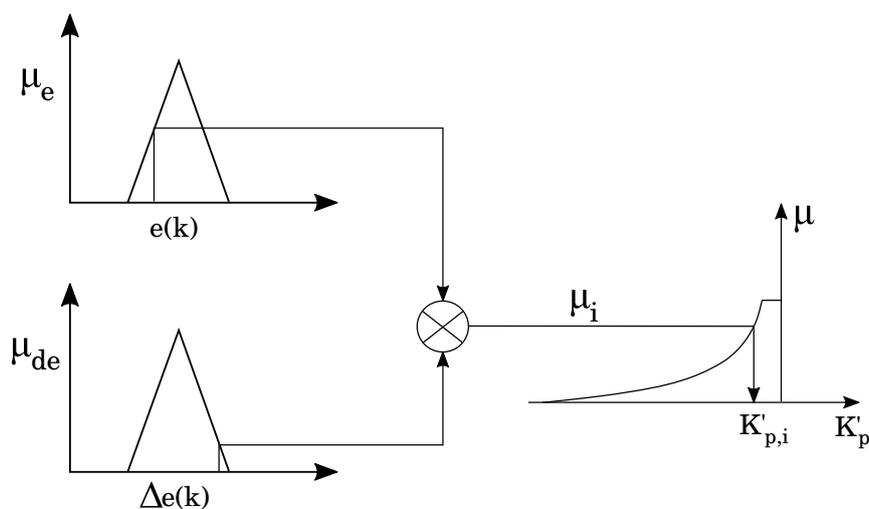
Los valores de μ son obtenidos en base a la i -ésima regla tomando los valores de μ_e y μ_{de} de las funciones de membresía de entrada determinadas por la tabla 4.4, tabla 4.5 y tabla 4.6, tal que:

$$\mu_i = \mu_{e,i}[e(k)]\mu_{de,i}[\Delta e(k)] \quad (4.17)$$

		$\Delta e(k)$						
		NB	NM	NS	ZO	PS	PM	PB
$e(k)$	NB	2	2	2	2	2	2	2
	NM	3	3	2	2	2	3	3
	NS	4	3	3	2	3	3	4
	ZO	5	4	3	3	3	4	5
	PS	4	3	3	2	3	3	4
	PM	3	3	2	2	2	3	3
	PB	2	2	2	2	2	2	2

Tabla 4.6: Regla para el cálculo del parámetro α

La figura 4.20 muestra gráficamente el procedimiento de cálculo de los parámetros del controlador.

Figura 4.20: Cálculo de parámetro $K'_{p,i}$

Dichos parámetros obtenidos a partir de las reglas son difusos, por lo que es necesario convertirlos para su implementación. Para tal fin se establecen las siguientes expresiones:

$$\sum_{i=1}^m \mu_i = 1 \quad (4.18)$$

$$K'_p = \sum_{i=1}^m \mu_i K'_{p,i} = 1 \quad (4.19)$$

$$K'_d = \sum_{i=1}^m \mu_i K'_{d,i} = 1 \quad (4.20)$$

$$\alpha = \sum_{i=1}^m \mu_i \alpha_i = 1 \quad (4.21)$$

Donde, $K'_{p,i}$ es el valor de K'_p correspondiente al grado de μ_i de la i -ésima regla. $K'_{d,i}$ se obtiene de la misma manera. Una vez que se obtuvieron los valores de K'_p , K'_d y α , se pueden calcular los parámetros del controlador PID de acuerdo a las siguientes ecuaciones:

$$K_p = (K_{p,max} - K_{p,min})K'_p + K_{p,min} \quad (4.22)$$

$$K_d = (K_{d,max} - K_{d,min})K'_d + K_{d,min} \quad (4.23)$$

$$K_i = \frac{K_p}{\alpha K_d} \quad (4.24)$$

Configuración del controlador

La configuración de este controlador depende de dos grupos distintos de parámetros. El primer grupo determina los rangos de las funciones de membresía de entrada. El segundo determina los máximos y mínimos que pueden adoptar los parámetros K_p y K_d .

La figura 4.18 muestra las funciones de membresía de entrada, donde la salida de cada una de ellas depende del error medido por el sistema entre la temperatura del tanque WT y la referencia. Como se observa en la figura, todas las funciones están definidas en el intervalo $[-1, 1]$, es decir que el error ha sido normalizado.

Esta normalización es llevada a cabo aplicando el método de escalado (*min-max normalization*) basado en la expresión 4.25, la cual normaliza todos los valores de x y los escala dentro de un intervalo $[a, b]$. En este caso dicho intervalo será $[-1, 1]$.

$$x' = a + \frac{(x - \min(x))(b - a)}{\max(x) - \min(x)} \quad (4.25)$$

Donde $\max(x)$ y $\min(x)$ son el valor máximo y mínimo que puede adoptar x . Al definir las funciones de membresía en función del error normalizado, se deberán de configurar los valores máximos y mínimo esperados para el error. Si la referencia es variable, entonces estos valores estarán dados por la variación máxima y mínima entre la referencia y la temperatura medida. En las sección 5.2 se lleva a cabo una caracterización del error del sistema para configurar estos parámetros.

Por otra parte, también se deben configurar los valores máximos y mínimos de K_p y K_d . Estos valores se buscaron por ensayo y error partiendo de los valores encontrados durante la configuración del PID de la sección 4.2.2. Una vez encontrados no fueron modificados nuevamente ya que pueden ser tan grandes o pequeños como se desee, la única diferencia será el tiempo que le tome al controlador encontrar el valor correcto partiendo del mínimo establecido, o bien el valor máximo que podrán adoptar. Si el

máximo es menor al valor calculado por el método difuso, el controlador se saturará antes de tiempo, por lo que es importante poner dicho límite suficientemente elevado para que el mismo pueda variar libremente. Además, el valor máximo evita que los parámetros diverjan a causa de alguna perturbación o problema en la planta.

Evaluación del controlador

Este tipo de controlador implica asociar un sistema de ganancia tabulada por método difuso a un controlador PID. En este caso, los parámetros K_p , K_i y K_d serán calculados en base al error de la referencia y su derivada respecto al tiempo. Cabe destacar la importancia de los límites determinados para los parámetros a calcular. La figura 4.21 presenta el diagrama utilizado para simular la respuesta a lazo cerrado del sistema.

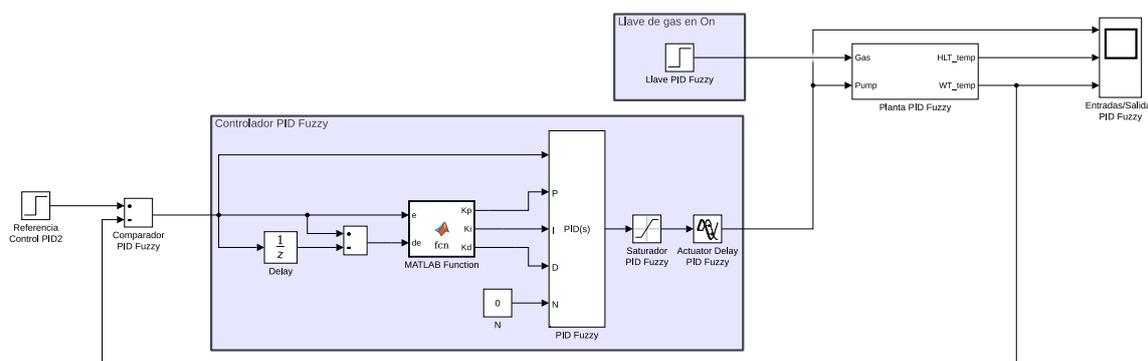


Figura 4.21: Diagrama de control difuso.

Como se puede observar, el control actúa sobre el porcentaje de caudal que circula por el circuito hidráulico de la planta, accionando sobre la válvula lineal. Para simular el tiempo que podría transcurrir entre que se genera la acción de control y el actuador efectivamente modifica el comportamiento de la planta, se incluye un retardo de un minuto. Además, el modelo incluye un saturador en la salida del controlador, para simular la incapacidad del actuador de incrementar el caudal por arriba de la capacidad inherente del sistema.

Las simulaciones llevadas a cabo consideran la respuesta del sistema ante 4 valores distintos de referencia. La figura 4.22 muestra la respuesta del sistema a lazo cerrado ante una señal de referencia de 42 °C.

Al analizar la curva de respuesta se puede apreciar que se alcanza el rango de temperatura deseado a los 168 minutos a partir del instante en el cual se inicia el control de sistema, 33 minutos luego del encendido del anafe. Dicha curva presenta un sobrepico a los 216 minutos con una amplitud de 42,6 °C, tan solo un 1,4 % por arriba del valor de referencia y completamente dentro del rango de temperatura. Al observar la señal de control se puede ver que la misma varía considerablemente durante el transitorio para llevar la salida hacia el valor de referencia, reduciendo el error a cero. El valor máximo alcanzado por la señal de control es de 85 %, variando en base al error para finalmente

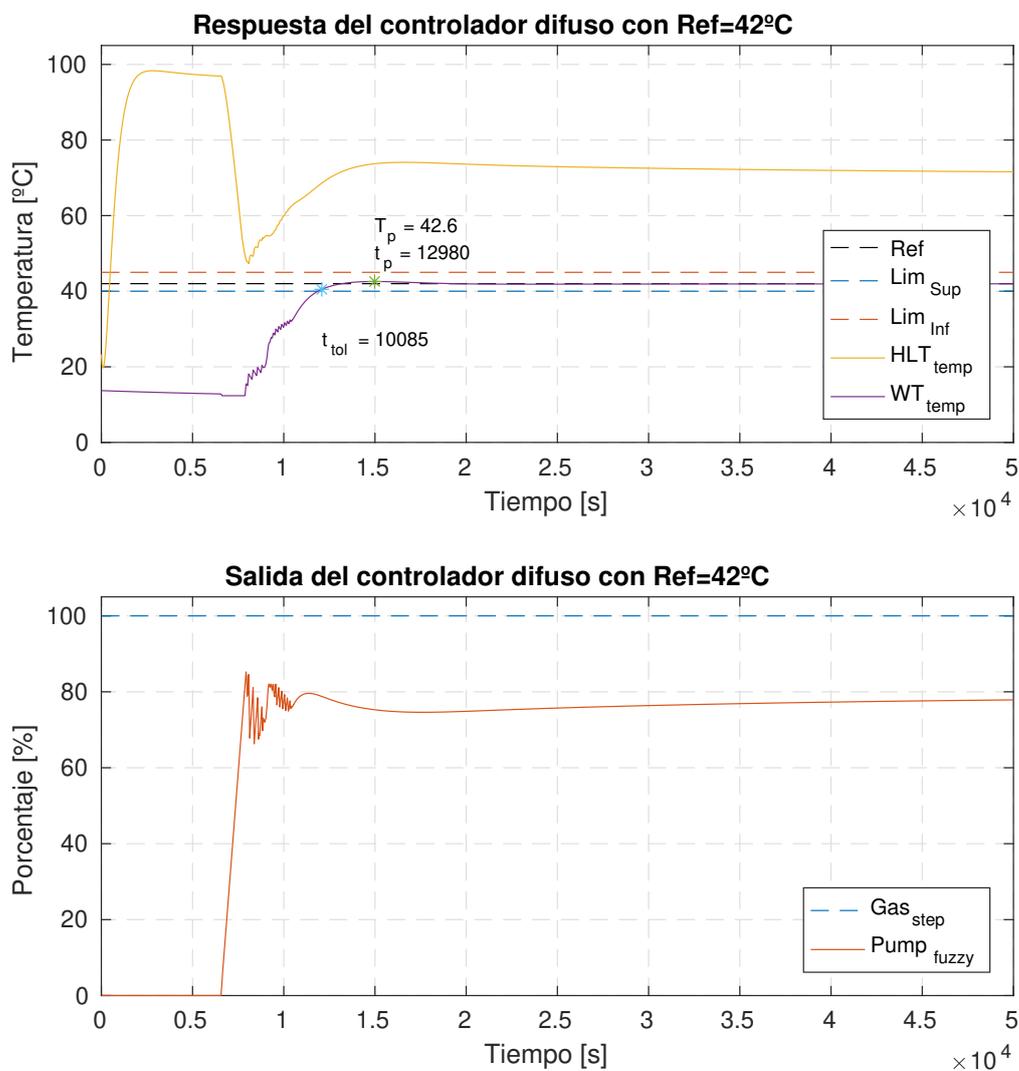


Figura 4.22: Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 42°C.

quedar aproximadamente en 77%. Además, el actuador de la planta se encuentra operando cerca del límite de saturación, considerando que el valor final es de 77% cuando la señal de referencia es tan solo de 42 °C.

Si ahora se analiza la figura 4.23, se puede ver que el sistema alcanza el rango de temperatura en tan solo 166 minutos a partir del encendido del controlador. Nuevamente se verifica que la señal de salida presenta un sobrepico a los 215 minutos, en este caso de 52,5 °C, sólo un 0,9% por arriba del valor de referencia, manteniéndose dentro del rango en todo momento.

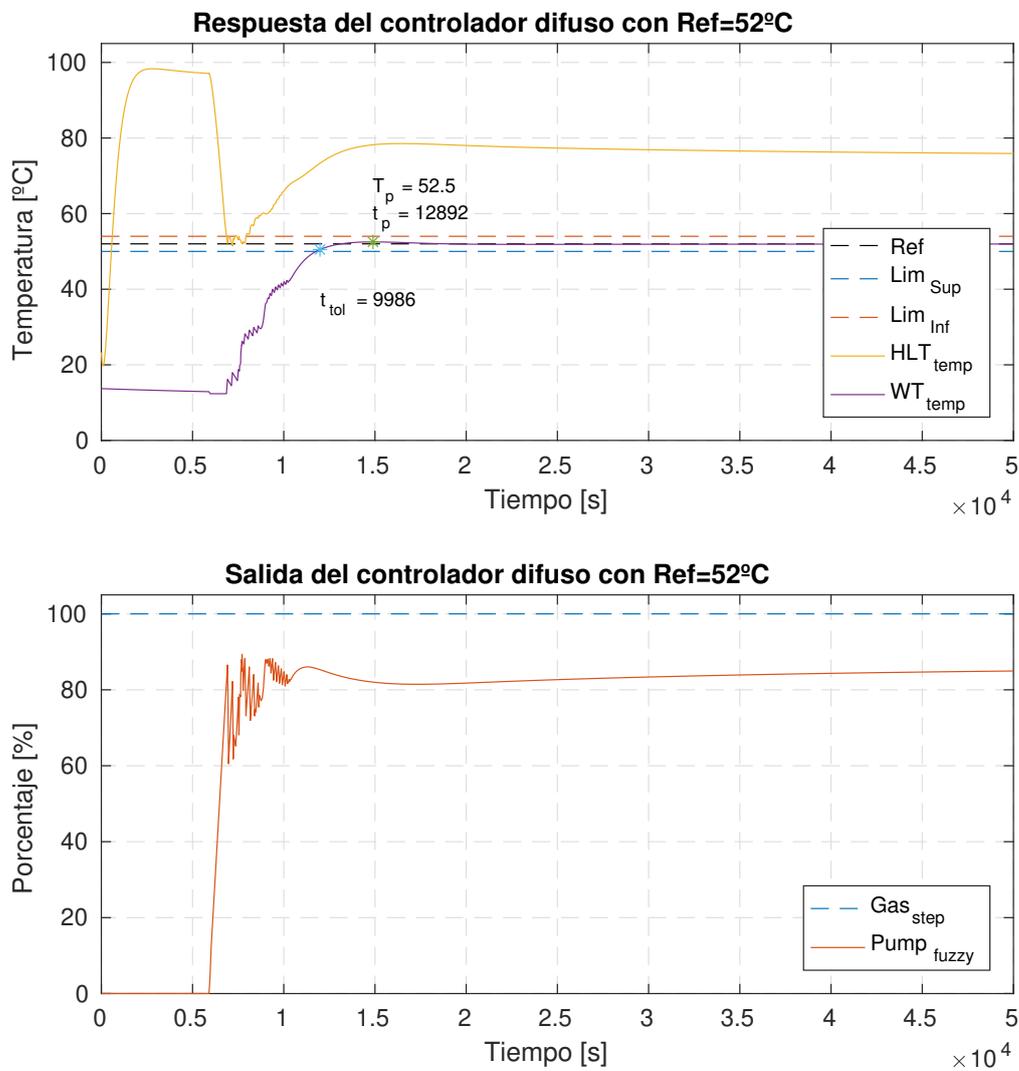


Figura 4.23: Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 52°C.

Para este caso, la señal de control alcanza un máximo a los 95 minutos desde el encendido del controlador, con un valor de 89%. Una vez que el sistema llega al régimen permanente la señal de control adquiere un valor de 83%.

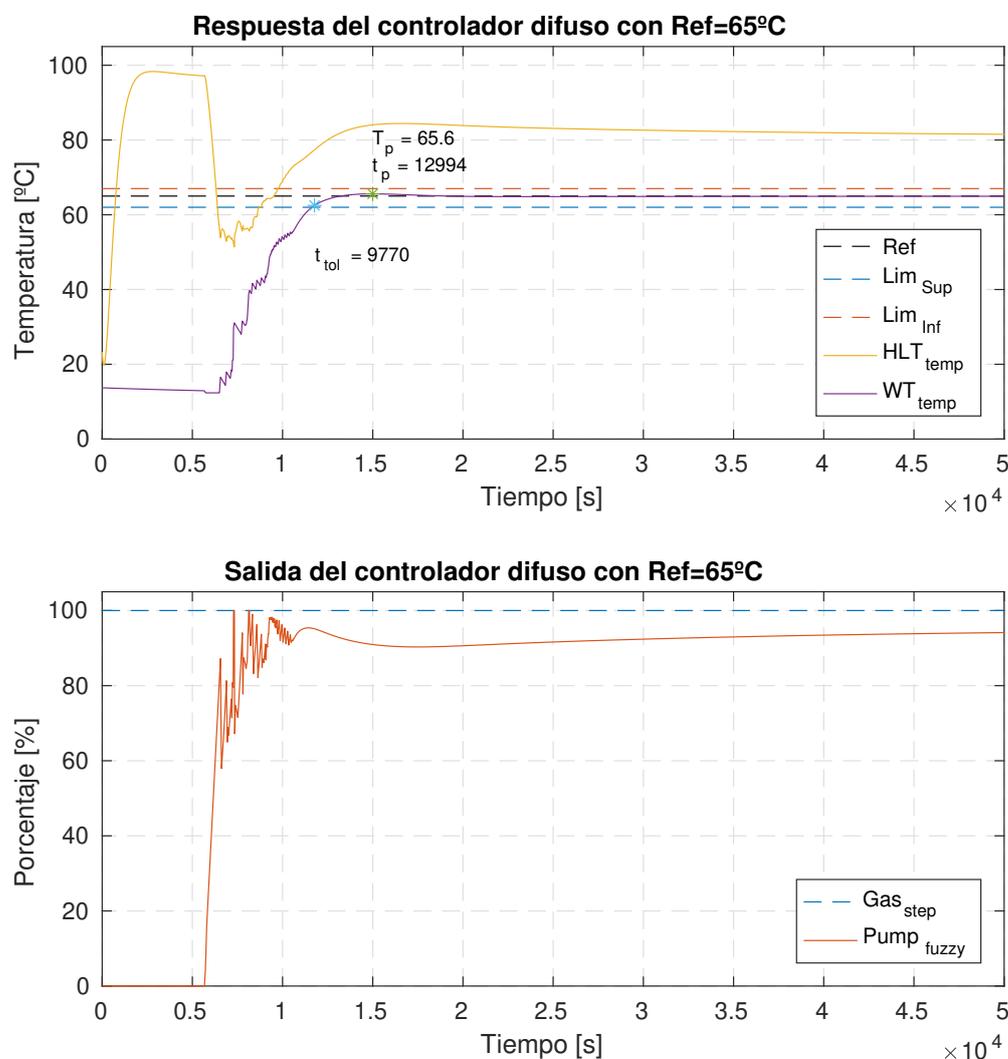


Figura 4.24: Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 65°C.

Si se adopta una señal de referencia de 65 °C se obtienen las curvas mostradas en la figura 4.24. Esta vez el controlador lleva la salida al rango de temperatura en 166 minutos desde el encendido del mismo. La señal de salida posee un sobrepico de 65,6 °C a los 216 minutos, representando un incremento del 0,9 % por encima del valor de referencia. Tal como sucedió en los casos de simulación anteriores, una vez que la señal de salida alcanza el rango de temperatura la misma no vuelve a salir de dicho rango. La señal de control nuevamente presenta un comportamiento similar a los casos de simulación previamente analizados, con una diferencia importante, la misma satura el actuador en dos oportunidades. Luego de pasar el transitorio la señal adquiere un valor del 93 %.

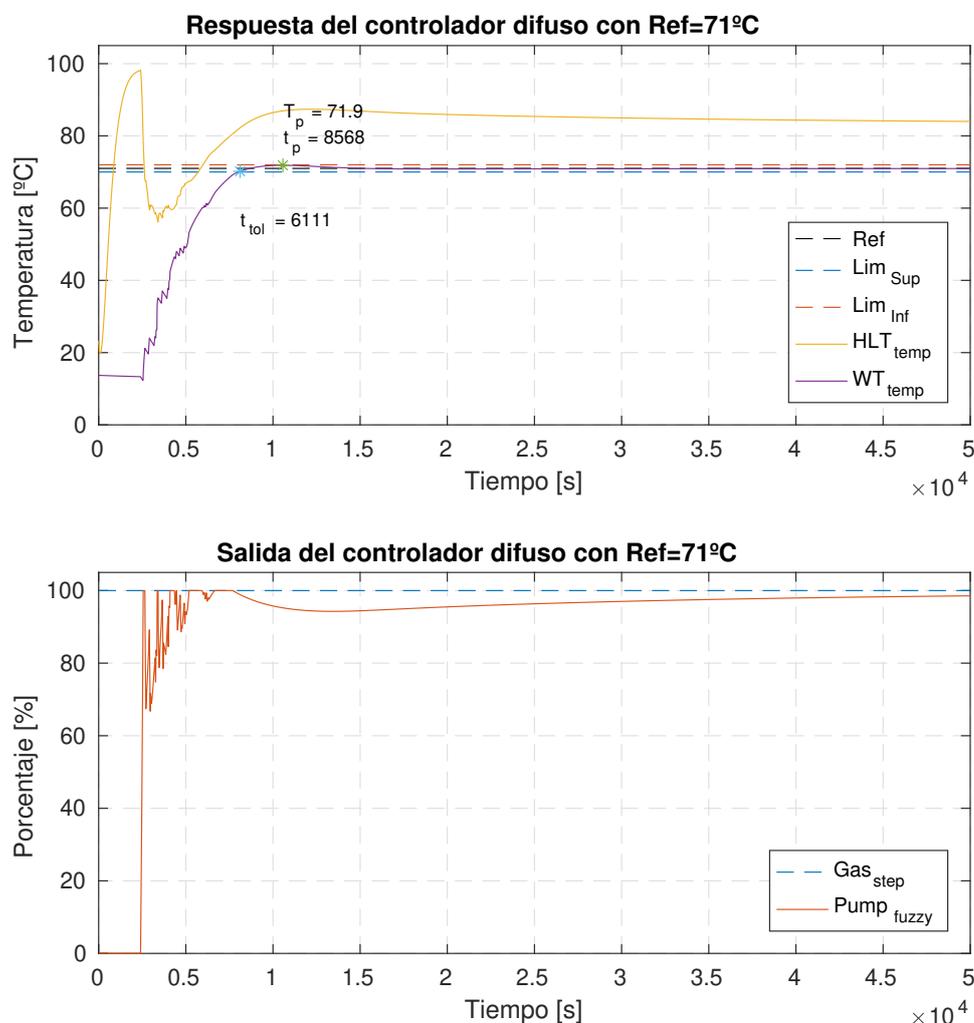


Figura 4.25: Respuesta del sistema con controlador difuso ante una señal de referencia de 71°C.

Finalmente, la figura 4.25 muestra la respuesta del sistema ante una señal de referencia de 71 °C. Aún cuando la señal de control satura el actuador en varias oportunidades, finalizando con un valor de 98 % en régimen permanente, la salida del sistema alcanza el valor de referencia con error cero. Dicha salida alcanza el rango de temperatura a los 102 minutos luego del encendido del controlador, con un máximo a los 143 minutos de 71,9 °C, un 1,3 % por arriba del valor de referencia.

La tabla 4.7 recompila los resultados de este controlador para cada uno de los valores de la señal de referencia. En general se puede observar que posee error cero en régimen permanente sin importar la señal de referencia aplicada. Analizando el transitorio de la señal de salida, la misma presenta un sobrepico de muy baja amplitud, entrando en el rango de tolerancia rápidamente y sin salirse del mismo una vez dentro.

Ref [°C]	T_p [°C]	Pico [%]	t_p [min]	t_{tol} [min]	$Error_{RP}$ [°C]	$T_{objetivo}$ [°C]
42	42,6	1,4	216	168	≈ 0	-2/+3
52	52,5	0,9	215	166	≈ 0	± 2
65	65,6	0,9	216	163	≈ 0	-3/+2
71	71,9	1,3	143	102	≈ 0	± 1

Tabla 4.7: Máximos y tiempos del sistema bajo un control difuso.

Capítulo 5

Análisis comparativo y estabilidad

5.1. Criterios de evaluación

En el capítulo 4 se estudiaron tres controladores cuyo objetivo es llevar la temperatura del tanque WT al valor de referencia deseado en cada etapa del proceso de maceración de cebada malteada.

Dichas etapas buscan activar distintas enzimas en el grano que permitan la generación de algunos de los compuestos naturales más importantes para la producción de cerveza. La tabla 4.1 presenta un resumen de las enzimas involucradas en el proceso, como así también sus respectivas temperaturas de activación.

Estos valores representan los requerimientos que cada controlador debe cumplir para ser considerado como una opción válida de control. Aquellos que cumplan con estos rangos serán entonces evaluados en base a su rendimiento y eficiencia. Se pueden establecer los siguientes criterios de evaluación:

1. **Error en régimen permanente e :** El error del sistema a lazo cerrado deberá volverse cero en régimen permanente. Esto implica que la salida del sistema se volverá igual al valor de referencia. En caso que el error no fuera cero, es aceptable que la salida se mantenga dentro del rango establecido en la tabla 4.1.
2. **Sobrepico T_p :** Si la salida del sistema presenta un sobrepico como consecuencia de la acción de control, el mismo debería ser suficientemente bajo como para que la salida no salga por fuera del rango de temperatura deseado.
3. **Tiempo de llegada al rango T_{tol} :** Este parámetro mide el tiempo que le toma al controlador alcanzar el rango térmico requerido sin volver a salir del mismo.
4. **Retardo T_d :** El tiempo que le toma al controlador reaccionar ante un cambio en la señal de error.

Estos cuatro parámetros deberán ser evaluados en cada uno de los cuatro valores de referencia para poder determinar cual de los controladores brinda la mejor respuesta térmica.

5.2. Análisis comparativo

Respuesta del sistema ante señal escalón

En base a los criterios establecidos en la sección 5.1 se busca analizar la respuesta al escalón obtenida en 4.2. Para tal fin se hará uso de la información generada en dicha sección y se la comparará para poder determinar cual de todos los controladores logró alcanzar los criterios ya discutidos de la mejor manera.

Comparación de respuestas ante referencia de 42°C

El primer valor de referencia de temperatura en el proceso de maceración es 42°C. La figura 5.1 muestra la respuesta de cada controlador ante dicho valor de referencia.

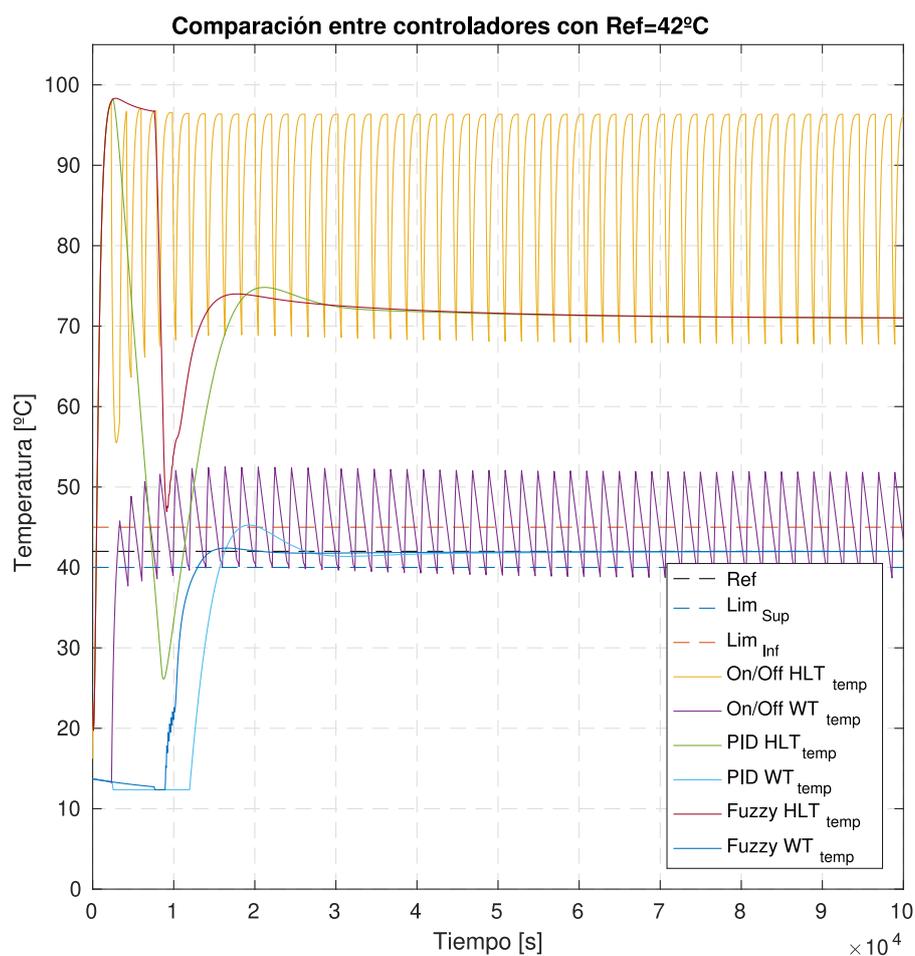


Figura 5.1: Comparación de las salidas del sistema a 42°C.

Como se puede observar, el controlador On/Off no es capaz de cumplir con el primer criterio de evaluación. Es decir, su error en régimen permanente no solo no es cero, sino que tampoco se encuentra dentro del rango de temperatura aceptable. De todos los controladores es el que exhibe menor retardo, iniciando su accionar al instante de ser encendido.

Las respuestas del controlador PID y el difuso son muy distintas en comparación al On/Off. Ambos logran obtener un error en régimen permanente de cero, aunque el retardo inicial por parte del controlador difuso es mayor. Además, la respuesta del sistema a lazo cerrado del controlador PID posee un mayor sobrepico, el cual mueve la salida del sistema por fuera del rango de tolerancia momentáneamente. La tabla 5.1 muestra la comparación entre los valores de la respuesta del controlador PID y difuso a 42 °C.

Controlador	T_p [°C]	Pico [%]	t_p [min]	t_{tol} [min]	t_d [min]
PID	45,3	7,8	288	324	7
Difuso	42,6	1,4	216	168	76

Tabla 5.1: Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 42 °C

Si se analiza el retardo de cada controlador ante un cambio en la entrada, se puede ver que el controlador difuso posee un gran retardo en comparación con el PID, aunque la salida del sistema alcanza el rango de temperatura requerido más rápido. Esto es una consecuencia de la configuración de cada uno. El PID posee una constante integral grande, que causa que su respuesta sea más lenta, pero evita mayores sobrepicos. Por su parte, el controlador difuso parece reaccionar muy rápidamente, pero posee un retardo inicial grande luego de ser encendido. El mismo es consecuencia de los parámetros de configuración elegidos. Específicamente los límites del error esperado, lo cual cambia activamente la distribución de las funciones de membresía de entrada. Las mismas se definen entre el error negativo mínimo esperado y el error positivo máximo esperado. En la figura 4.18 se pueden observar todas las funciones de membresía de entrada están definidas en el intervalo $[-1;1]$, donde el error ha sido normalizado a -1 o bien +1. En la realidad, dicha normalización depende del valor máximo esperado de error:

$$e_n = \frac{e}{e_{max}} \quad (5.1)$$

Donde e_n es el error normalizado, e es el error medido por el sistema, y e_{max} es el error máximo esperado. De esta manera, si $e = e_{max}$, entonces $e_n = 1$. De lo contrario tendremos que $e < e_{max}$, por lo que $e_n < 1$. Para determinar cual es el error máximo y mínimo del sistema se pueden tomar los valores obtenidos en la figura 3.10. La figura 5.2 muestra la caracterización del error como la diferencia entre la referencia y la salida del sistema a lazo abierto obtenida en la sección 3.3.

Se puede observar que el error máximo esperado es de 90 °C, y el error mínimo es de -15 °C. Para el caso de la derivada del error, posee un máximo de 100 y un mínimo de 0. Con estos valores se normaliza el error en el cálculo del controlador difuso. Con

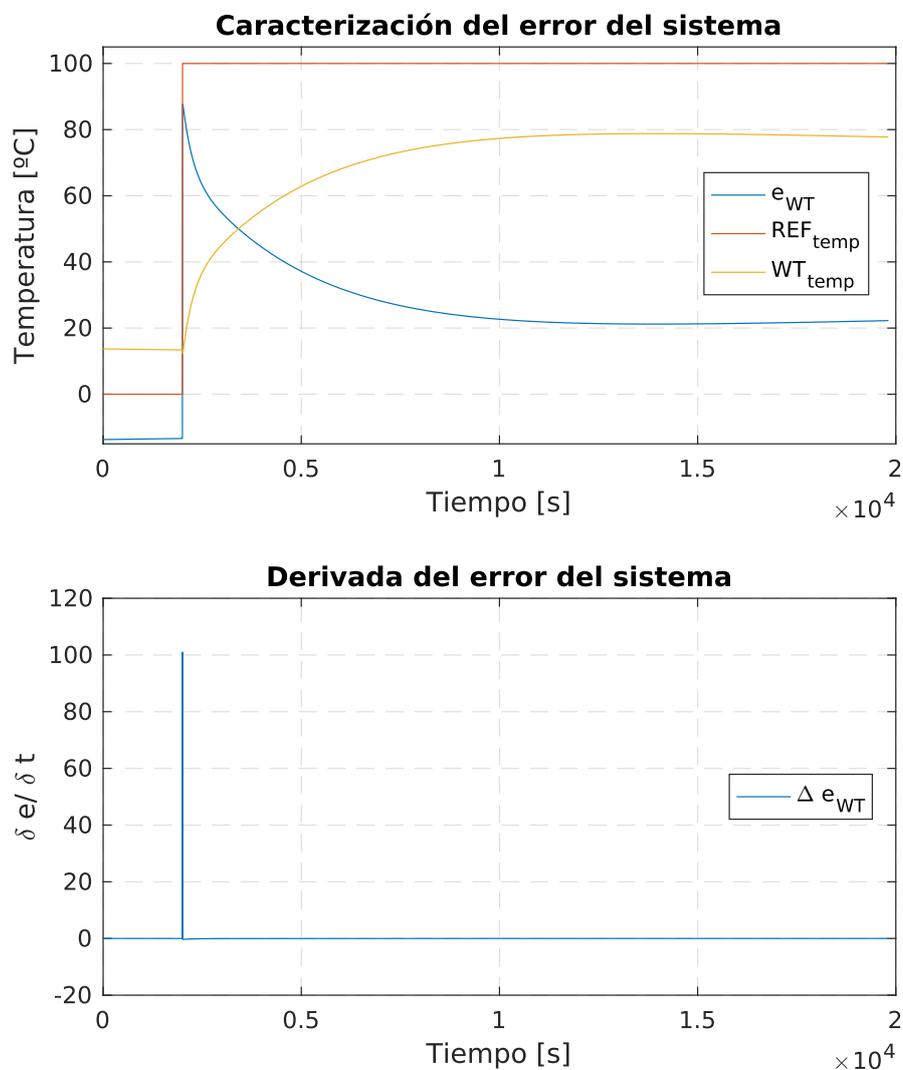


Figura 5.2: Caracterización del error.

una referencia de 42 °C, el error máximo nunca alcanza un valor tan alto como 90 °C. Esto causa que el controlador difuso accione más lentamente durante el inicio cuando espera recibir el máximo del error. Al no encontrarlo, el cálculo inicial de los valores del controlador poseen un error alto, causando que le tome tiempo al sistema difuso para ajustar los mismos a valores apropiados que disparen la correcta acción de control. Una vez alcanzados los valores correctos para el controlador, el mismo solo debe variar marginalmente para ajustar los parámetros principales del control. Estos ajustes suceden mucho más rápido por lo que el controlador no vuelve a sufrir un retardo tan grande.

Comparación de respuestas ante referencia de 52°C

Si ahora se evalúa el sistema con un escalón de 52 °C, se obtiene la figura 5.3, donde se observa la respuesta de cada controlador ante dicho valor de referencia.

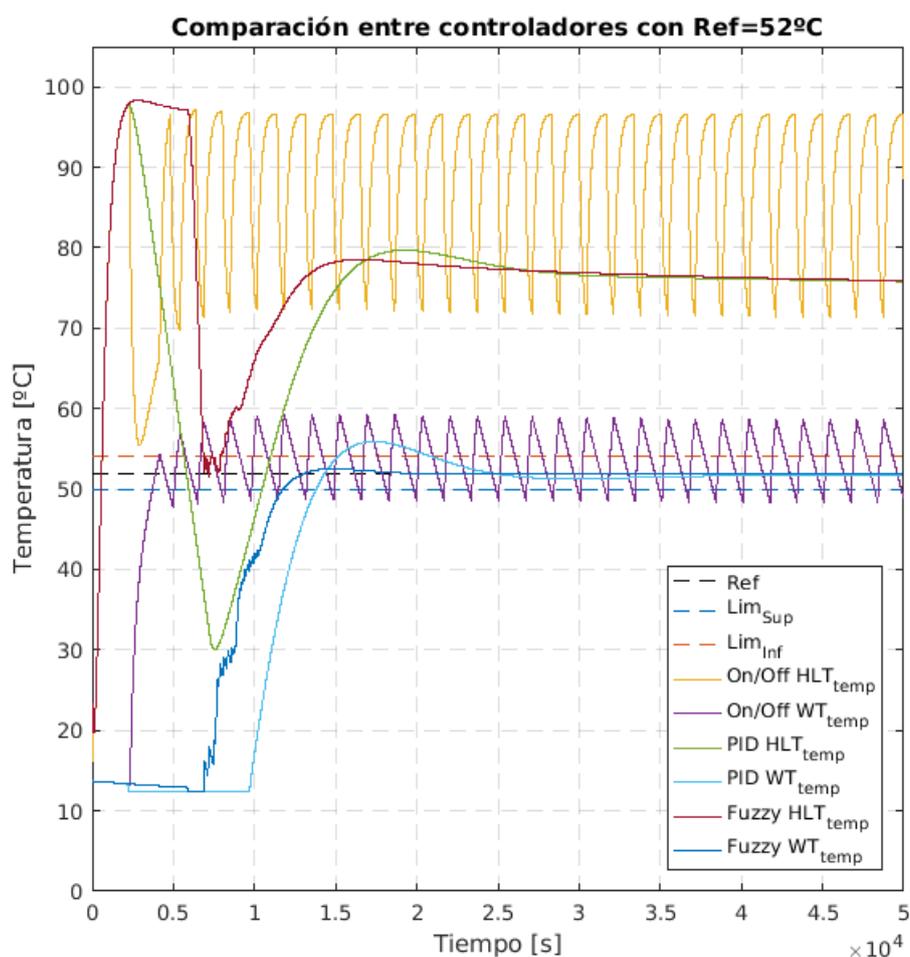


Figura 5.3: Comparación de las salidas del sistema a 52 °C.

Nuevamente, el controlador On/Off no logra cumplir el primer criterio de evaluación y mantiene un retardo bajo. Tanto del controlador PID como el difuso logran alcanzar un error en régimen permanente de cero, aunque el retardo inicial por parte del controlador difuso vuelve a ser mayor. Se vuelve a observar un sobrepico en la respuesta del sistema a lazo cerrado del controlador PID. La tabla 5.2 muestra un resumen de los valores de ambos controladores.

Controlador	T_p [°C]	Pico [%]	t_p [min]	t_{tol} [min]	t_d [min]
PID	55,9	7,8	255	328	3
Difuso	52,5	0,9	215	166	65

Tabla 5.2: Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 52°C

Comparación de respuestas ante referencia de 65°C

En este caso se tomará como entrada del sistema realimentado un escalón de 65°C, obteniendo la figura 5.3.

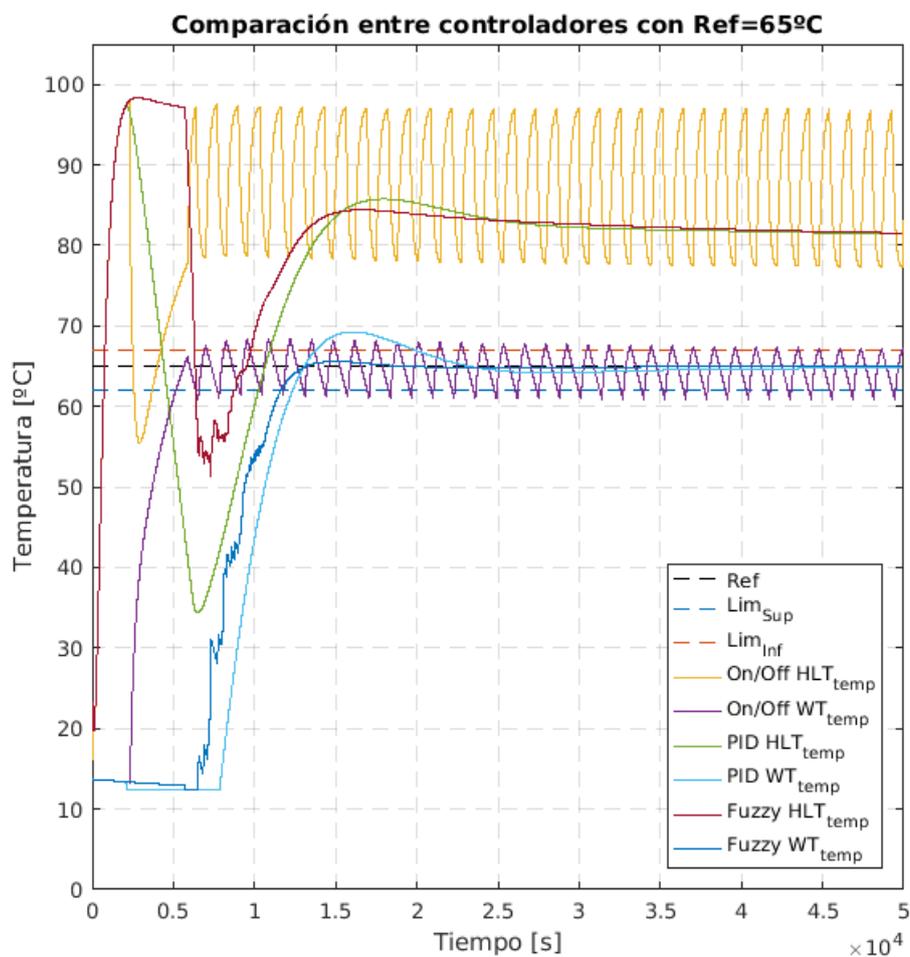


Figura 5.4: Comparación de las salidas del sistema a 65°C.

Se observan los mismos comportamientos descritos en secciones previas. La tabla 5.3 presenta los valores medidos en la salida del sistema a lazo cerrado con un controlador PID y uno difuso.

Controlador	T_p [°C]	Pico [%]	t_p [min]	t_{tol} [min]	t_d [min]
PID	69,3	7,5	234	309	1
Difuso	65,6	0,9	216	163	61

Tabla 5.3: Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 65°C

Al comparar los valores mostrados en la tabla con las secciones previas, se puede ver que a medida que se eleva el valor de la señal de referencia, ambos controladores toman menos tiempo para alcanzar el rango de temperatura necesario de acuerdo a los criterios establecidos en la sección 5.1. En el caso del controlador PID, el mismo fue configurado inicialmente para alcanzar una temperatura de referencia de 65 °C. Esto se debe a que dentro del proceso de maceración de cebada malteada, ésta es la temperatura más importante del proceso, ya que activa la enzima beta-amilasa. Para el controlador difuso, este valor de referencia se acerca al valor de error máximo esperado por el sistema, por lo que el cálculo inicial de los parámetros empieza a tomar menos tiempo.

Comparación de respuestas ante referencia de 71°C

Finalmente, al evaluar el sistema ante una entrada de referencia de 71 °C obtendremos la respuesta de la figura 5.5. Se repiten todos los comportamientos descritos en las secciones previas, incluyendo la disminución en los retardos de los controladores PID y difuso. Éste último reduce su retardo de activación considerablemente al encontrar un error máximo tan alto como el utilizado para configurarlo. Como consecuencia los valores de configuración necesarios para el PID de método difuso son alcanzados rápidamente, reduciendo de forma significativamente el retardo. La tabla 5.4 presenta los valores encontrados en la respuesta del sistema a lazo cerrado con cada uno de los controladores bajo estudio.

Controlador	T_p [°C]	Pico [%]	t_p [min]	t_{tol} [min]	t_d [min]
PID	75,7	6,6	235	339	1
Difuso	71,9	1,3	143	102	7

Tabla 5.4: Comparación entre PID y controlador difuso ante referencia de 71 °C

En general se puede establecer que el controlador difuso ofrece las mejores características en comparación con los demás. Esto se debe a que su error en régimen permanente es cero y alcanza el rango de temperatura requerido más rápido que los otros.

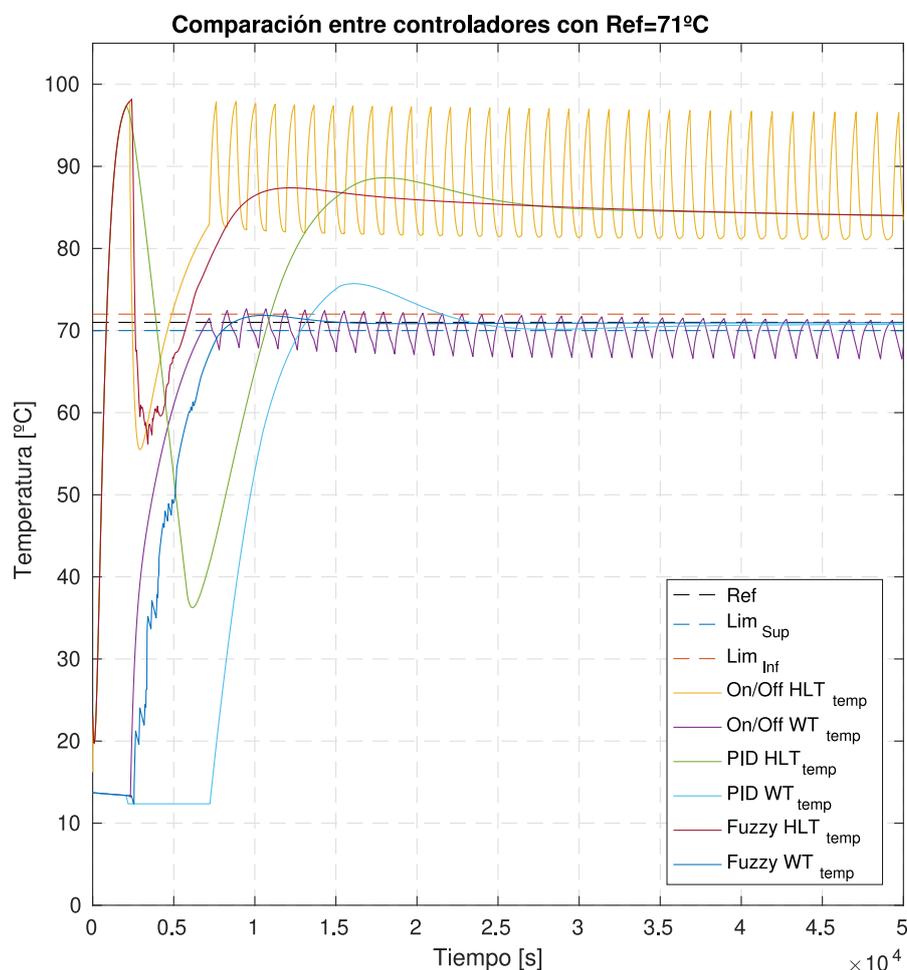


Figura 5.5: Comparación de las salidas del sistema a 71 °C.

Respuesta del sistema ante señal de escalones incrementales

Si bien el estudio llevado a cabo es suficiente para establecer que el controlador difuso posee una mejor respuesta que los otros dos propuestos, la comparación sería incompleta si no se llevase a cabo un análisis comprensivo de la respuesta del sistema a lazo cerrado cuando la referencia varía en el tiempo para alcanzar los distintos escalones térmicos necesarios para la activación de las enzimas utilizadas en el proceso de maceración.

Las figuras 5.6, 5.7 y 5.8 muestran dichas respuestas para los controladores On/Off, PID y difuso respectivamente. Cada una de las figuras posee dos gráficas, la primera muestra la salida del sistema comparada con la señal de referencia junto con los límites admitidos de cada rango térmico, mientras que la segunda muestra la salida del controlador.

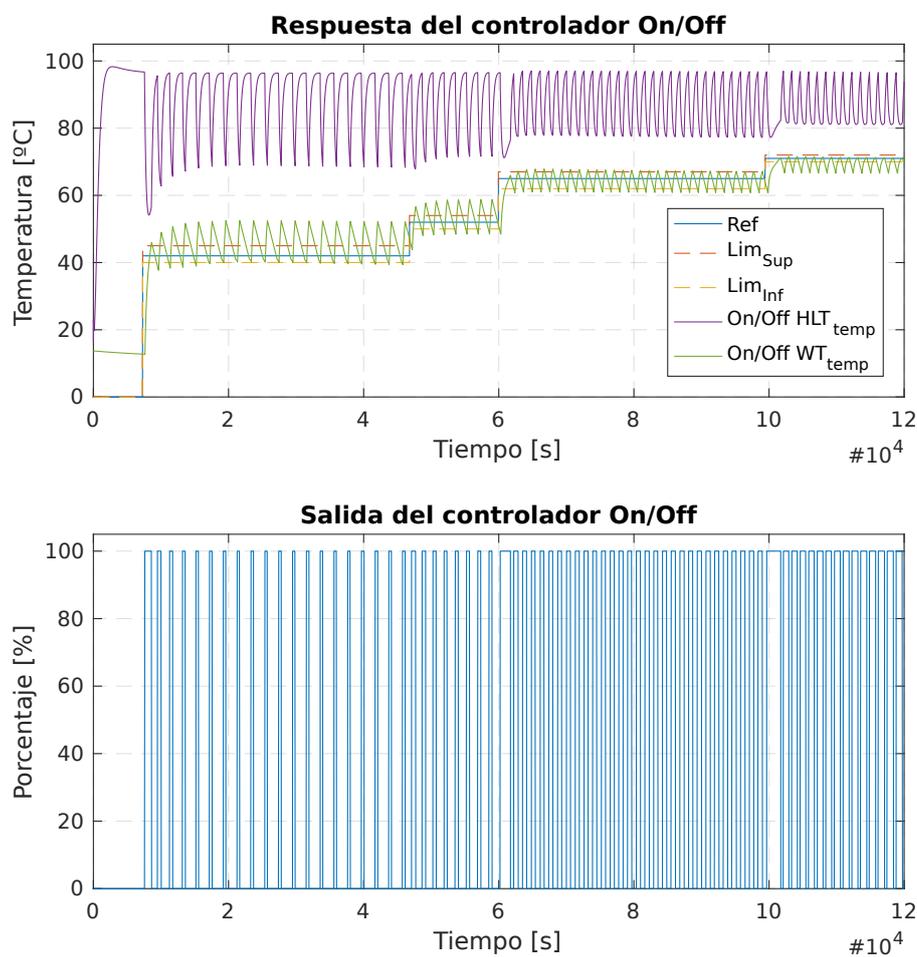


Figura 5.6: Respuesta del sistema con controlador On/Off ante entrada escalonada.

El objetivo es analizar cómo se comporta cada controlador ante un cambio repentino en el error medido por el sistema. Cada escalón de temperatura posee un tiempo mínimo de activación seleccionado para poder evaluar el comportamiento del controlador más fácilmente. En un proceso de maceración normal el escalón de temperatura más importante, y por lo tanto el que mayor tiempo consume, es el de 65 °C.

Se observa que el controlador On/Off es el más rápido en reaccionar al cambio en la señal de referencia, pero nunca es capaz de mantener la salida del sistema dentro del rango de tolerancia establecido. Al observar la salida del controlador, se puede apreciar como varía el ancho del pulso de encendido para incrementar la temperatura del tanque WT a medida que la referencia incrementa.

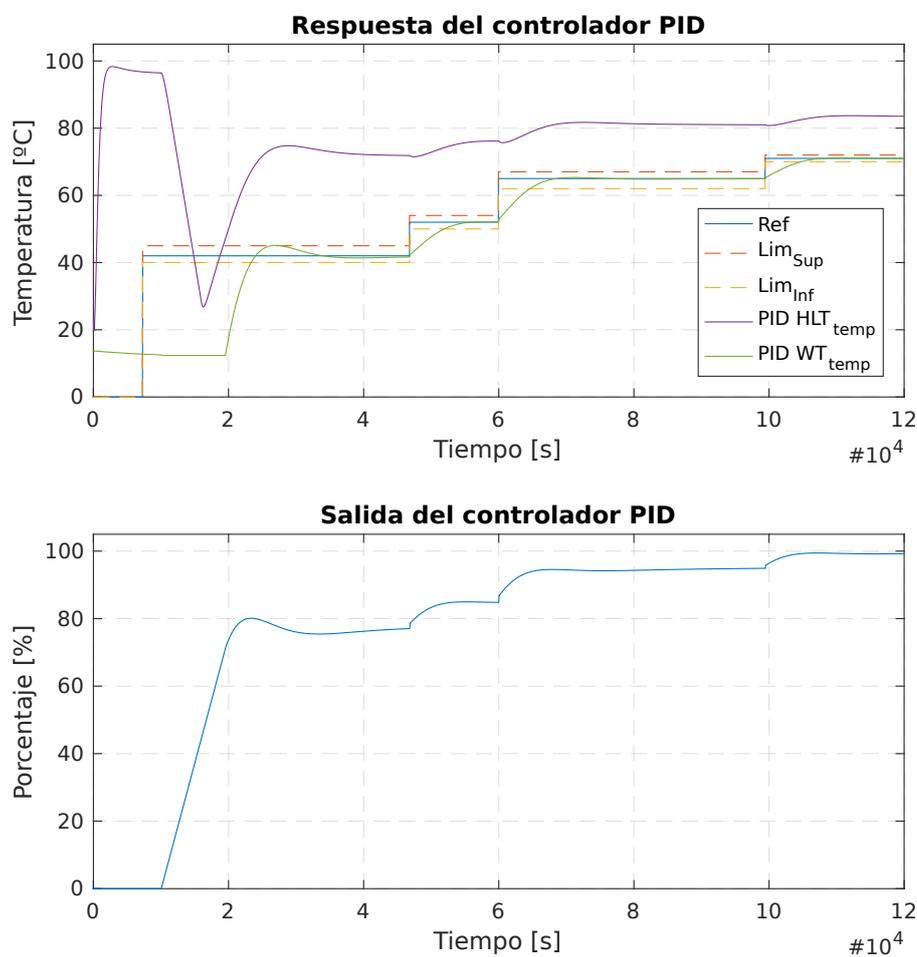


Figura 5.7: Respuesta del sistema con controlador PID ante entrada escalonada.

En el caso del controlador PID, se puede apreciar un funcionamiento muy diferente. Este modelo asume un retardo mínimo de un minuto entre la acción de control y la medición de error. Aún así su efecto no es tan significativo como para que el controlador no logre ajustar la salida del sistema hasta obtener un error cero en régimen permanente. Un fenómeno interesante a destacar es la falta de sobrepico cuando la señal de referencia es 52 °C, 65 °C o 71 °C. En secciones previas ya se había determinado que la respuesta del sistema a lazo cerrado con controlador PID siempre presentaba un sobrepico en la salida independientemente del valor de la señal de referencia. En este caso el fenómeno es distinto, pero no se debe al valor de la señal de referencia sino del error máximo entre un escalón y el siguiente.

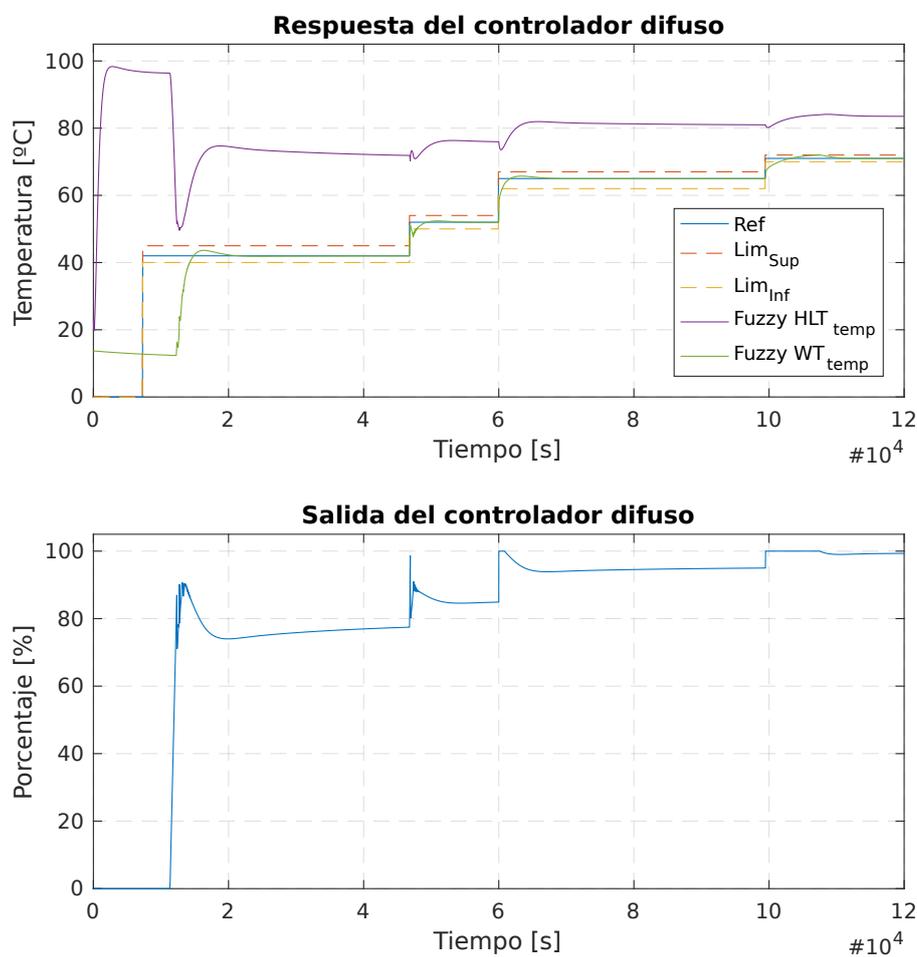


Figura 5.8: Respuesta del sistema con controlador difuso ante entrada escalonada.

Esto implica que el primer salto térmico de la salida desde los 15 °C hasta los 42 °C representa un error máximo inicial de 27 °C. Ante un error de tal magnitud el controlador PID genera una acción de control que causa un sobrepico a la salida del sistema. El siguiente escalón implica un salto de 10 °C, es decir, sólo un tercio del error máximo inicial. Este error genera una acción de control más acotada, sin sobrepico en la salida.

Al analizar el controlador difuso se puede apreciar un comportamiento mucho más activo y rápido que el controlador PID. Inclusive presenta un retardo inicial menor. El modelo también asume un retardo de un minuto entre el error del sistema y la acción de control, por lo que está siendo sometido a las mismas condiciones que el PID. Aún así logra alcanzar el rango de temperatura requerido en cada escalón con mayor velocidad. Es importante hacer hincapié en el error máximo del sistema. Este valor debió ser ajustado ya que el salto de temperatura más grande llegaría a ser tan sólo de 27 °C, a diferencia de los 90 °C considerados previamente. Esto permitió que el controlador se ajuste mejor

ante los cambios en el error del sistema, tomando una acción de control más precisa.

Tal como se ha establecido previamente, el control On/Off no es capaz de cumplir con los requerimientos mínimos establecidos en la sección 5.1. Por lo tanto, sólo se llevará a cabo una comparación entre los dos controles que lograron alcanzar los criterios de evaluación ya discutidos. La figura 5.9 muestra la comparación de las salidas y señales de control del sistema a lazo cerrado con un PID y con un control difuso. Se observa que el método difuso logra alcanzar el rango de temperatura en todos los escalones de forma más uniforme que el controlador PID.

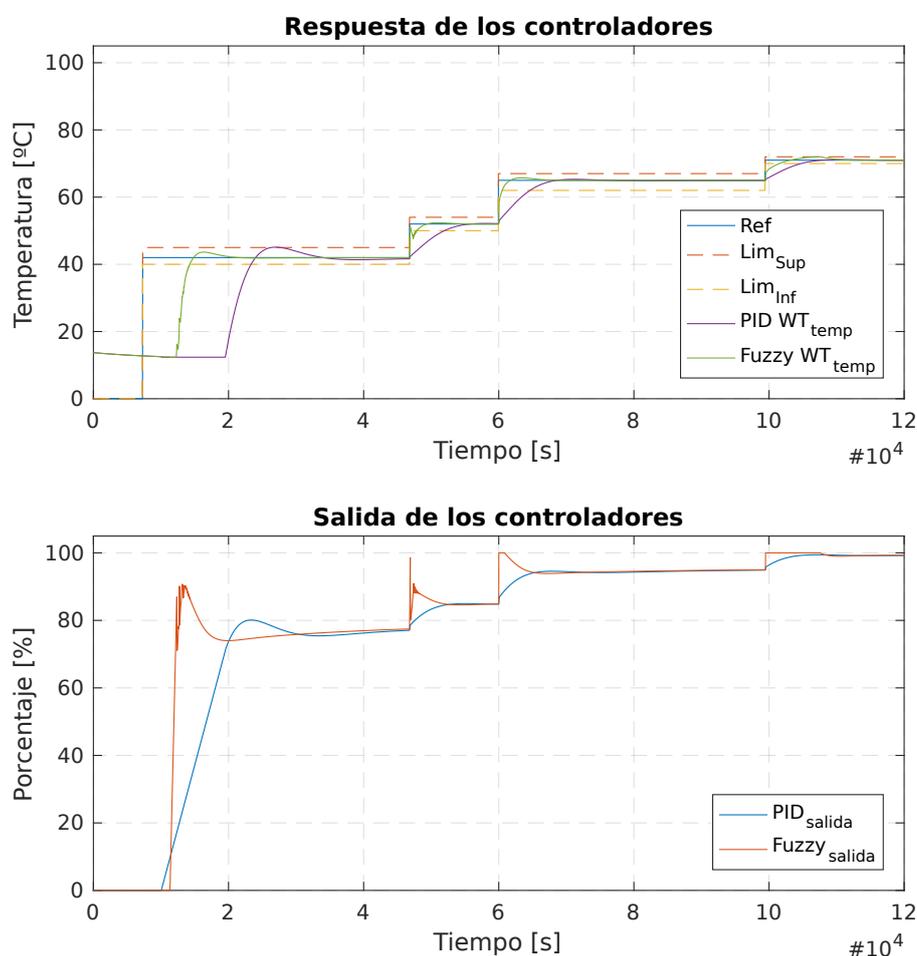


Figura 5.9: Comparación de las salidas del sistema ante entrada escalonada.

La falta de uniformidad ante un cambio de referencia es una característica normal del controlador PID, ya que sus parámetros se definen a partir de un punto de trabajo determinado. Mientras tanto, el método difuso es capaz de ajustar su comportamiento para mejorar su respuesta ante un cambio en la señal de referencia. Al considerar un determinado rango de error, sus funciones de membresía de entrada se ajustan automáticamente.

Es por este motivo que la caracterización del error es un aspecto importante del diseño de este control.

Al analizar la señal de control de ambos controladores, se puede apreciar la diferencia entre ambos. El controlador por método difuso inmediatamente incrementa su acción de control por un corto periodo de tiempo, para luego reducir la misma y mantener la salida del sistema dentro del rango de tolerancia. Esta capacidad para modificar activamente su comportamiento ante las variaciones de la referencia, o bien la planta, representa el punto más importante de la aplicación de este método de control.

5.3. Definición de Estabilidad

Estabilidad en sistemas no lineales

En ingeniería de control existen distintos métodos para determinar la estabilidad de un sistema. Cada uno establece un criterio que debe ser cumplido para que el sistema sea considerado estable. Algunos de los métodos clásicamente utilizados son:

- **Criterio de estabilidad de Nyquist:** El criterio de estabilidad de Nyquist determina la estabilidad de un sistema en tiempo continuo a lazo cerrado a partir de la respuesta en frecuencia a lazo abierto y los polos en lazo abierto. Para este fin el método hace uso de un diagrama polar conocido como diagrama de Nyquist.
- **Margen de fase y de ganancia:** El margen de fase y el de ganancia son dos parámetros que se miden al graficar la respuesta en frecuencia de un sistema utilizando un diagrama de Bode.
- **Criterio de estabilidad Routh–Hurwitz:** El criterio de estabilidad de Routh–Hurwitz permite determinar la cantidad de polos en lazo cerrado que se encuentran en el semiplano derecho del plano s , sin la necesidad de tener que factorizar el polinomio.

Todos estos métodos fueron desarrollados para determinar la estabilidad de sistemas lineales e invariantes en el tiempo, también conocidos como LTI (*Linear Time-Invariant*), de una sola entrada y una sola salida, o SISO.

Tal como se estableció en el capítulo 3, el sistema bajo estudio en esta tesis es no lineal e intrínsecamente invariante en el tiempo, aunque su comportamiento puede variar en base al estado de sus entradas.

En general un sistema no lineal puede ser analizado a través distintos métodos. Por ejemplo, se puede linealizar alrededor del punto del trabajo y posteriormente aplicar los métodos clásicos de análisis de estabilidad. Esta metodología de trabajo no aplica a esta tesis ya que la planta no es un sistema SISO, y además debe operar en múltiples puntos de trabajo los cuales pueden variar.

El más importante entre los métodos de análisis de estabilidad de sistemas no lineales fue presentado por Liapunov y es un estudio de las curvas de energía del sistema, a través

de las cuales se puede determinar si el mismo es estable o no. Existen dos métodos de análisis de estabilidad por Liapunov, llamados “primer método” y “segundo método”. El primero requiere del uso de las formas explícitas de las soluciones de las ecuaciones diferenciales o de las ecuaciones en diferencia. Por otra parte, el segundo no requiere de la solución de las ecuaciones diferenciales o de las ecuaciones en diferencia, por lo que resulta más útil en la práctica. En cambio requiere de la propuesta de una ecuación, llamada ecuación de Liapunov, que es un función escalar definida positiva y continua junto con sus primeras derivadas parciales (en relación a sus argumentos) en la región Ω alrededor del origen y tiene una derivada con respecto al tiempo definida negativa (o semidefinida negativa). Dicha función es expresada como:

$$V(\mathbf{x}, t) = C \quad (5.2)$$

Donde $V(\mathbf{x}, t) = V(x_1, x_2, \dots, x_n, t)$. Se puede decir que $\dot{V}(\mathbf{x}, t)$ es la derivada de $V(\mathbf{x}, t)$ con respecto a t a lo largo de una solución del sistema. Por lo tanto, si $V(\mathbf{x}, t) < 0$ implica que $V(\mathbf{x}, t)$ se va decrementando en función de t . La función de Liapunov no es única para un sistema dado y permite demostrar estabilidad de un estado de equilibrio sin la necesidad de encontrar la solución del sistema.

Se asume que el sistema a analizar está definido como:

$$\dot{\mathbf{x}} = \mathbf{f}(\mathbf{x}, t) \quad (5.3)$$

Donde \mathbf{x} es un vector de estados de n elementos y $\mathbf{f}(\mathbf{x}, t)$ es un vector de n elementos que son funciones de x_1, x_2, \dots, x_n y t . Si bien este modelo de sistema es de tiempo continuo, el método de análisis puede ser extendido a sistemas en tiempo discreto. La solución de la ecuación 5.3 se denota como $\phi(t; \mathbf{x}_0, t_0)$, donde $\mathbf{x} = \mathbf{x}_0$ en $t = t_0$, por lo tanto:

$$\phi(t; \mathbf{x}_0, t_0) = \mathbf{x}_0 \quad (5.4)$$

En el sistema de la ecuación 5.3 se define el estado de equilibrio como un vector de estado \mathbf{x}_e tal que:

$$\mathbf{f}(\mathbf{x}_e, t) = 0 \quad \forall t \quad (5.5)$$

Un sistema no lineal puede tener más de un estado de equilibrio. Estos estados corresponden a las soluciones constantes del sistema ($\mathbf{x} = \mathbf{x}_e, \forall t$). La determinación de los estados de equilibrio no involucra la solución de la ecuación diferencial del sistema 5.3, sino sólo la solución de la ecuación 5.5.

Es importante denotar que cualquier estado de equilibrio aislado puede ser desplazado al origen de las coordenadas, o $\mathbf{f}(\mathbf{0}, t) = 0$, mediante translación de coordenadas. La definición del criterio de estabilidad requiere que el estado de equilibrio se encuentre en el origen del sistema de coordenadas.

Estabilidad según Liapunov

La estabilidad según Liapunov puede ser definida de la siguiente manera:

- **Estabilidad en el sentido de Liapunov:** Para todo $\epsilon < 0$, existe un valor $\delta > 0$ tal que, si $\|\mathbf{x}(0) - \mathbf{x}_e\| < \delta$, entonces para todo $t \geq 0$ tendremos que $\|\mathbf{x}(t) - \mathbf{x}_e\| < \epsilon$. Donde \mathbf{x} es el vector de estados de un sistema $\dot{\mathbf{x}} = f(\mathbf{x}(t))$ con $\mathbf{x}(0) = \mathbf{x}_0$, y \mathbf{x}_e es el estado de equilibrio del sistema.

Conceptualmente esto implica que si la solución del primer vector de estados ($\mathbf{x}(0)$) inicia cerca del equilibrio (\mathbf{x}_e), es decir a una distancia menor a δ , entonces para todo $t \geq 0$ dicha solución permanecerá cerca (a una distancia menor a ϵ) de dicho punto de equilibrio (\mathbf{x}_e).

- **Estabilidad asintótica:** El sistema será asintóticamente estable si además de cumplir con la condición anterior, existe un $\delta > 0$ tal que si $\|\mathbf{x}(0) - \mathbf{x}_e\| < \delta$, entonces $\lim_{t \rightarrow \infty} \|\mathbf{x}(t) - \mathbf{x}_e\| = 0$.

En otras palabras, la solución no solo se mantiene en las cercanías del equilibrio, sino que además converge al equilibrio cuando $t \rightarrow \infty$.

- **Estabilidad exponencial:** Se dice que el sistema será exponencialmente estable si además de cumplir con las dos condiciones previas, existe un valor $\alpha > 0$, $\beta > 0$ y $\delta > 0$ tal que si $\|\mathbf{x}(0) - \mathbf{x}_e\| < \delta$, entonces $\|\mathbf{x}(t) - \mathbf{x}_e\| \leq \alpha \|\mathbf{x}(0) - \mathbf{x}_e\| e^{-\beta t}$ para todo $t \geq 0$.

Esto implica que la solución no solo converge, sino que lo hace con una velocidad menor o igual a $\alpha \|\mathbf{x}(0) - \mathbf{x}_e\| e^{-\beta t}$.

Estos criterios de estabilidad pueden ser extendidos a sistemas en tiempo discreto no lineales y multivariable, a diferencia de los métodos clásicos de análisis. La estabilidad exponencial es una característica deseable de cualquier sistema de control, ya que implica que el sistema es capaz de absorber perturbaciones y aún así converger. En el caso que esta estabilidad no pueda ser alcanzada, es suficiente con que el sistema sea asintóticamente estable y la región de estabilidad asintótica sea suficientemente grande para que ninguna perturbación la exceda.

Para probar la estabilidad de un sistema, se debe buscar una función de Liapunov que cumpla con los teoremas de Liapunov explicados en [37]. Cabe aclarar que estos teoremas aplican a sistemas que no poseen entradas, tal como se observa en la ecuación 5.3. Para que estos teoremas puedan ser extensivos a sistemas con entrada, las mismas deben ser definidas como:

$$\mathbf{u}(t) = \mathbf{h}(\mathbf{x}, t) \quad (5.6)$$

Donde \mathbf{h} es una función de n elementos que depende del vector de estados y del tiempo. Esta definición no aplica al modelo encontrado en la sección 3.3, ya que las entradas de la planta no dependen de sus estados, sino que son completamente independientes de los

mismos, por lo que el criterio convencional de estabilidad de Liapunov no aplica a este trabajo de tesis.

Estabilidad BIBO

Existen otros métodos de análisis de estabilidad para sistemas que poseen entradas, tal que:

$$\dot{\mathbf{x}} = \mathbf{f}(\mathbf{x}, t; \mathbf{u}) \quad (5.7)$$

Donde \mathbf{u} es un vector de m entradas. Uno de los criterios de análisis más utilizados en sistemas LTI y MIMO es el concepto de estabilidad BIBO (*Bounded-Input, Bounded Output*).

Un sistema es BIBO estable si para cada entrada acotada la correspondiente salida es acotada, donde se considera que una señal es acotada si existe un valor finito $B > 0$ tal que la señal nunca exceda B , es decir:

$$|y(t)| \leq B \quad \forall t \in \mathbb{R} \quad (5.8)$$

$$|y[n]| \leq B \quad \forall n \in \mathbb{Z} \quad (5.9)$$

Estabilidad ISS

Los dos criterios de estabilidad previamente descriptos (estabilidad por Liapunov y estabilidad BIBO) han sido combinados en un tercer criterio conocido como ISS (*Input-to-State Stability*) que busca determinar la estabilidad de sistemas MIMO no lineales e invariantes en el tiempo con entradas externas. Esta noción fue introducida por primera vez por Sontag en [38].

Se dice que un sistema es ISS si:

- Es exponencialmente estable en el sentido de Liapunov en ausencia de señales externas, es decir, todas las entradas del sistema son iguales a cero. Partiendo de la ecuación 5.7, se define entonces un sistema tal que:

$$\dot{\mathbf{x}} = \mathbf{f}(\mathbf{x}, t; \mathbf{0}) \quad (5.10)$$

El sistema de la expresión 5.10 será exponencialmente estable en el sentido de Liapunov si existe $\beta \in KL$ para todo valor inicial \mathbf{x}_0 y para todo tiempo $t \geq 0$, de manera que:

$$|\mathbf{x}| \leq \beta(|\mathbf{x}_0|, t) \quad (5.11)$$

Donde $\beta(\cdot, t) \in K \forall t \geq 0$ siendo K un set continuo de funciones $\gamma : \mathbb{R}_+ \rightarrow \mathbb{R}_+$ con $\gamma(0) = 0$; y $\beta(r, \cdot) \in L$ es continuo y decrece a cero para todo $r > 0$. La ecuación

5.11 es un criterio equivalente para probar estabilidad exponencial según Liapunov. Cuando dicha estabilidad es demostrada se dice que el sistema es 0-GAS (*Globally Asymptotically Stable at Zero*).

- Todas las trayectorias del sistema están acotadas por funciones que dependen de la entrada para todo periodo suficientemente grande de tiempo. Por lo tanto, para que el sistema sea considerado ISS, debe existir una serie de funciones $\gamma \in K$ y $\beta \in KL$ tal que para todo valor inicial \mathbf{x}_0 y para todo valor de tiempo $t \geq 0$ se cumple la siguiente inecuación para toda posible entrada u :

$$|\mathbf{x}| \leq \beta(|\mathbf{x}_0|, t) + \gamma(\|\mathbf{u}\|_\infty) \quad (5.12)$$

Por otra parte, el método de estabilidad ISS determina que el sistema puede poseer las siguientes propiedades:

- El sistema de la ecuación 5.7 puede ser globalmente estable o GS (*Globally Stable*) si existe $\gamma, \sigma \in K$ tal que $\forall \mathbf{x}_0, \forall \mathbf{u}$ y $\forall t \geq 0$ se cumple que:

$$|\mathbf{x}| \leq \sigma(|\mathbf{x}_0|) + \gamma(\|\mathbf{u}\|_\infty) \quad (5.13)$$

- Si existe $\gamma \in K$ tal que $\forall \mathbf{x}_0$ y $\forall \mathbf{u}$ se cumple que:

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \sup |\mathbf{x}| \leq \gamma(\|\mathbf{u}\|_\infty) \quad (5.14)$$

Entonces el sistema 5.7 posee la propiedad de ganancia asintótica o AG (*Asymptotic Gain*).

En base a estas definiciones, Sontag y Wang demuestran en [39] y [40] que las siguientes afirmaciones son equivalente:

- El sistema descrito por la ecuación 5.7 es ISS.
- El sistema es GS y posee la propiedad de AG.
- El sistema es 0-GAS y posee la propiedad de AG.

Por lo tanto, si se demuestra que el sistema es 0-GAS y posee la propiedad de AG, el mismo puede ser considerado ISS.

5.4. Análisis de Estabilidad

Estabilidad 0-GAS de los sistemas HLT y WT

En base a las definiciones de la sección 5.3 se determina que el método ISS es el apropiado para evaluar estabilidad de sistemas MIMO no lineales e invariantes en el tiempo con entradas externas.

En el caso de la planta bajo estudio, el modelo se compone por dos sistemas independientes descritos por los sistemas de ecuaciones 3.26 y 3.27. Dichos sistemas se acoplan o desacoplan de acuerdo a los valores que adopta una de las entradas, tal que:

- Si $u_{hlt2} = 0$ (o bien $u_{wt1} = 0$, ya que $u_{hlt2} = u_{wt1}$) entonces los sistemas estarán desacoplados.
- Si $u_{hlt2} > 0$ (o bien $u_{wt1} > 0$) entonces $u_{hlt3} = y_{wt}$ y $u_{wt2} = y_{hlt}$, y los sistemas estará acoplados.

Por lo tanto, analizar si el sistema es 0-GAS asumiendo todas sus entradas iguales a cero es equivalente a analizar cada sistema de forma independiente ya que estarán desacoplados.

Cuando ambos sistemas están desacoplados, cada uno puede ser definido como un sistema MIMO LTI. Para demostrar la estabilidad exponencial en sentido de Liapunov de este tipo de sistemas se debe cumplir con el teorema de Liapunov.

Teorema 1 (Teorema de Liapunov de la estabilidad exponencial) *Se define un sistema de tiempo continuo $\dot{\mathbf{x}} = \mathbf{f}(\mathbf{x}, t)$ donde $\mathbf{f}(\mathbf{0}, t) = \mathbf{0} \forall t$. Si existe una función escalar $V(\mathbf{x}, t)$ con derivadas parciales de primer orden continuas y que satisfagan las condiciones:*

1. $V(\mathbf{x}, t)$ es definida positiva.
2. $\dot{V}(\mathbf{x}, t)$ es definida negativa.

Entonces el estado de equilibrio en el origen es uniforme y asintóticamente estable. Si además $V(\mathbf{x}, t) \rightarrow \infty$ conforme $\|\mathbf{x}\| \rightarrow \infty$, entonces el estado de equilibrio en el origen es uniforme y exponencialmente estable. De esta forma las condiciones de este teorema se pueden modificar como sigue:

1. $V(\mathbf{x}, t)$ es definida positiva.
2. $\dot{V}(\mathbf{x}, t)$ es semidefinida negativa.
3. $\dot{V}(\phi(t; \mathbf{x}_0, t_0), t)$ no desaparece para $t \geq 0$ para cualquier t_0 y para cualquier $\mathbf{x}_0 \neq \mathbf{0}$, donde $\phi(t; \mathbf{x}_0, t_0)$ denota la solución que se inicia a partir de \mathbf{x}_0 en $t = t_0$.

Para sistemas de tiempo discreto, en vez de usar la expresión $\dot{V}(\mathbf{x})$, se utilizará la diferencia directa $V(\mathbf{x}(k+1)T) - V(\mathbf{x}(kT))$, es decir:

$$\Delta V(\mathbf{x}(kT)) = V(\mathbf{x}((k+1)T)) - V(\mathbf{x}(kT)) \quad (5.15)$$

De esta manera, el teorema 1 puede ser re-escrito de la siguiente manera:

Teorema 2 *Se define un sistema de tiempo discreto $\mathbf{x}((k+1)T) = \mathbf{f}(\mathbf{x}(kT))$ donde T es e tiempo de muestreo, \mathbf{x} es un vector de n elementos, al igual que $\mathbf{f}(\mathbf{x})$ siendo $\mathbf{f}(\mathbf{0}) = \mathbf{0}$. Si existe una función escalar $V(\mathbf{x})$ continua en \mathbf{x} tal que:*

1. $V(\mathbf{x}) > 0$ para $\mathbf{x} \neq \mathbf{0}$.
2. $\Delta V(\mathbf{x}) < 0$ para $\mathbf{x} \neq \mathbf{0}$, donde:

$$\Delta V(\mathbf{x}(kT)) = V(\mathbf{x}((k+1)T)) - V(\mathbf{x}(kT)) = V(\mathbf{f}(\mathbf{x}(kT))) - V(\mathbf{x}(kT)) \quad (5.16)$$

3. $V(\mathbf{0}) = 0$
4. $V(\mathbf{x}) \rightarrow \infty$ cuando $\|\mathbf{x}\| \rightarrow \infty$.

Si el sistemas a analizar es LTI en tiempo discreto, entonces el mismo puede ser definido mediante la expresión 5.17.

$$\mathbf{x}(k+1) = \mathbf{G} \cdot \mathbf{x}(k) \quad (5.17)$$

Donde \mathbf{x} es un vector de estados de n elementos y G es una matriz no singular constante de $n \times n$. El origen $\mathbf{x} = \mathbf{0}$ es el estado de equilibrio. Para determinar la estabilidad de este estado se hará uso del segundo método de Liapunov, por lo que se propone como posible función de Liapunov la ecuación 5.18.

$$V(\mathbf{x}(k)) = \mathbf{x}^T(k) \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{x}(k) \quad (5.18)$$

Donde \mathbf{P} es una matriz hermética definida positiva (o una matriz simétrica real definida positiva). Entonces:

$$\begin{aligned} \Delta V(\mathbf{x}(k)) &= V(\mathbf{x}(k+1)) - V(\mathbf{x}(k)) \\ &= \mathbf{x}^T(k+1) \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{x}(k+1) - \mathbf{x}^T(k) \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{x}(k) \\ &= [\mathbf{G} \cdot \mathbf{x}(k)]^T \cdot \mathbf{P} \cdot [\mathbf{G} \cdot \mathbf{x}(k)] - \mathbf{x}^T(k) \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{x}(k) \\ &= \mathbf{x}^T(k) \cdot \mathbf{G}^T \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{G} \cdot \mathbf{x}(k) - \mathbf{x}^T(k) \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{x}(k) \\ &= \mathbf{x}^T(k) \cdot (\mathbf{G}^T \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{G} - \mathbf{P}) \cdot \mathbf{x}(k) \end{aligned} \quad (5.19)$$

Así como se requiere que $V(\mathbf{x}(k))$ sea definida positiva, para establecer la estabilidad asíntótica se requiere que $\Delta V(\mathbf{x}(k))$ sea definida negativa, tal que:

$$\Delta V(\mathbf{x}(k)) = -\mathbf{x}^T(k) \cdot \mathbf{Q} \cdot \mathbf{x}(k) \quad (5.20)$$

Por lo tanto:

$$\mathbf{Q} = -(\mathbf{G}^T \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{G} - \mathbf{P}) = \text{definida positiva} \quad (5.21)$$

De este modo, para la estabilidad asintótica del sistema en tiempo discreto de la ecuación 5.17, es suficiente que \mathbf{Q} sea definida positiva. Por este motivo es conveniente especificar primero una matriz \mathbf{Q} hermética y a continuación se determina la matriz \mathbf{P} . Para llevar a cabo la resolución de \mathbf{P} normalmente se establece que $\mathbf{Q} = \mathbf{I}$, tal que:

$$(\mathbf{G}^T \cdot \mathbf{P} \cdot \mathbf{G} - \mathbf{P}) = -\mathbf{I} \quad (5.22)$$

Si se aplica este método a la ecuación de estados del tanque HLT (3.26), entonces dicho sistema puede ser escrito como:

$$\dot{\mathbf{x}}_{hlt}((k+1)T) = G_{hlt} \cdot \mathbf{x}_{hlt}(kT) \quad (5.23)$$

Donde $H_{hlt} \cdot \mathbf{u}_{hlt}(kT) = \mathbf{0}$ ya que $\mathbf{u}_{hlt}(kT) = \mathbf{0}$. Entonces se propone como función de Liapunov la ecuación 5.18, lo cual implica resolver la expresión 5.21 para que \mathbf{Q} sea definida positiva. Para simplificar el problema, se elige $\mathbf{Q} = \mathbf{I}$, por lo que se deberá resolver la ecuación 5.22 de manera tal que \mathbf{P} sea definida positiva. Si:

$$\mathbf{P} = \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} & p_{13} \\ p_{21} & p_{22} & p_{23} \\ p_{31} & p_{32} & p_{33} \end{bmatrix} \quad (5.24)$$

Partiendo de la ecuación 5.22 tendremos que:

$$\begin{bmatrix} g_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & g_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & g_{hlt3} \end{bmatrix}^T \cdot \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} & p_{13} \\ p_{21} & p_{22} & p_{23} \\ p_{31} & p_{32} & p_{33} \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} g_{hlt1} & 0 & 0 \\ 0 & g_{hlt2} & 0 \\ 0 & 0 & g_{hlt3} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} p_{11} & p_{12} & p_{13} \\ p_{21} & p_{22} & p_{23} \\ p_{31} & p_{32} & p_{33} \end{bmatrix} = - \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (5.25)$$

$$\begin{bmatrix} -c_{11}p_{11} & -c_{12}p_{12} & -c_{13}p_{13} \\ -c_{21}p_{21} & -c_{22}p_{22} & -c_{23}p_{23} \\ -c_{31}p_{31} & -c_{32}p_{32} & -c_{33}p_{33} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -1 & 0 & 0 \\ 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & -1 \end{bmatrix} \quad (5.26)$$

Donde c_{nm} son valores constantes resultado del cálculo llevado a cabo al resolver la expresión 5.25.

Al igualar los elementos de cada matriz se obtiene:

$$\begin{aligned}
 -c_{11}p_{11} = -1 &\Rightarrow p_{11} = \frac{1}{c_{11}} && \text{Si } c_{11} > 0 \Rightarrow p_{11} > 0 \\
 -c_{22}p_{22} = -1 &\Rightarrow p_{22} = \frac{1}{c_{22}} && \text{Si } c_{22} > 0 \Rightarrow p_{22} > 0 \\
 -c_{33}p_{33} = -1 &\Rightarrow p_{33} = \frac{1}{c_{33}} && \text{Si } c_{33} > 0 \Rightarrow p_{33} > 0 \\
 -c_{nm}p_{nm} = 0 &\Rightarrow p_{nm} = 0 && \text{Donde } n \neq m
 \end{aligned} \tag{5.27}$$

Entonces, la matriz \mathbf{P} queda definida como:

$$\mathbf{P} = \begin{bmatrix} \frac{1}{c_{11}} & 0 & 0 \\ 0 & \frac{1}{c_{22}} & 0 \\ 0 & 0 & \frac{1}{c_{33}} \end{bmatrix} \tag{5.28}$$

En el caso del tanque HLT, la matriz \mathbf{P}_{hlt} vale:

$$\mathbf{P}_{hlt} = \begin{bmatrix} 393,6 & 0 & 0 \\ 0 & 41,6 & 0 \\ 0 & 0 & 55,71 \end{bmatrix} \tag{5.29}$$

De acuerdo al criterio de Sylvester la matriz de la expresión 5.29 es definida positiva, por lo que el estado de equilibrio en $\mathbf{x} = \mathbf{0}$ será exponencialmente estable. Aplicando el mismo método al sistema descrito por la expresión 3.27, correspondiente al tanque WT, se obtiene la siguiente matriz \mathbf{P}_{wt} :

$$\mathbf{P}_{wt} = \begin{bmatrix} 2720,9 & 0 \\ 0 & 3243,6 \end{bmatrix} \tag{5.30}$$

Nuevamente, de acuerdo al criterio de Sylvester la matriz de la expresión 5.30 es definida positiva, por lo que el estado de equilibrio en $\mathbf{x} = \mathbf{0}$ será exponencialmente estable.

En base a esta demostración ambos sistemas pueden ser considerados 0-GAS. Esto implica que si se cumple la condición $\mathbf{u} = \mathbf{0}$, los vectores de estado tenderán exponencialmente a cero con el tiempo. De esta manera, si para $t = 0$ tenemos que $\mathbf{x}(0) = \mathbf{x}_0$, entonces $\mathbf{x} \rightarrow \mathbf{0}$ a medida que $t \rightarrow \infty$.

La figura 5.10 muestra la evolución de las variables de estado del tanque HLT en función del tiempo. Por otra parte, la figura 5.11 muestra el vector de estados en el dominio de \mathbb{R}^3 , junto con sus respectivas proyecciones en cada uno de los planos del espacio. En ambas gráficas se marca el punto de inicio $\mathbf{x}(0)$ con un círculo (\circ). Para señalar el punto $\mathbf{x}(t_{final})$ se eligió un signo más (+).

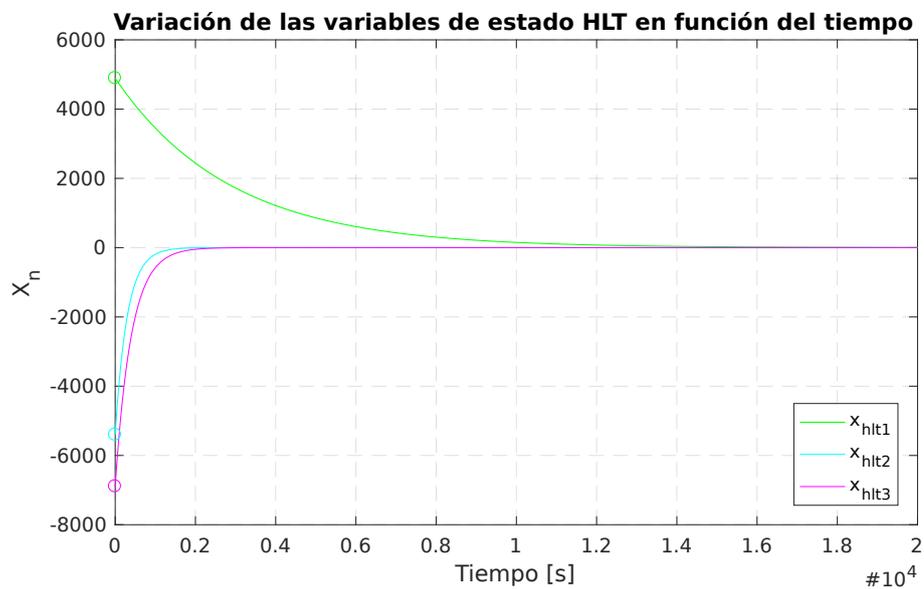


Figura 5.10: Variables de estado del sistema HLT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$.

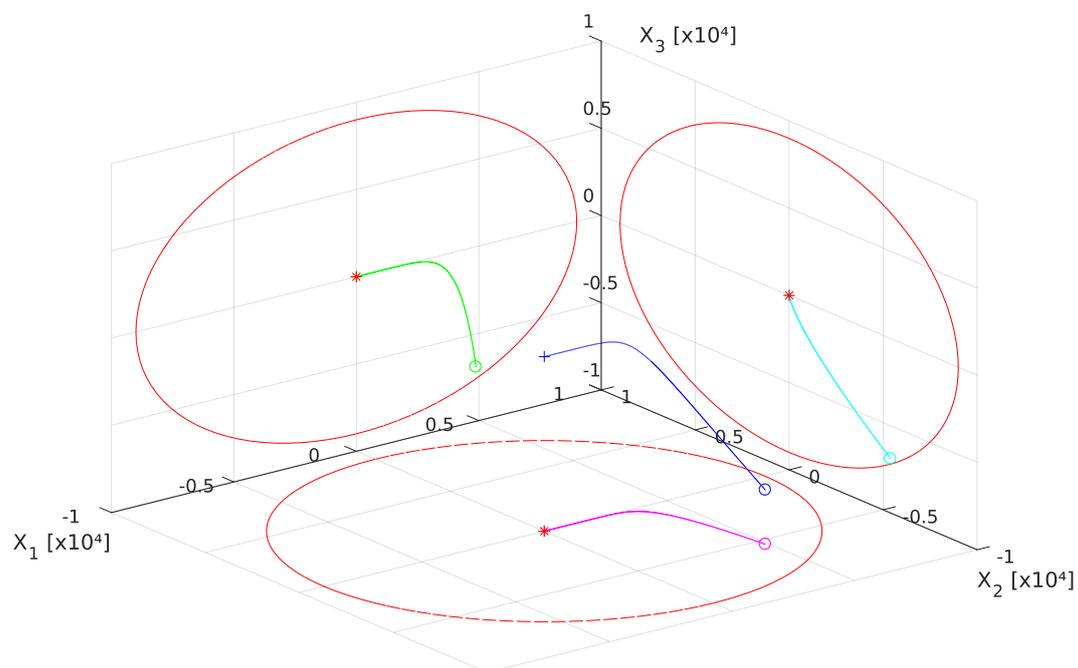


Figura 5.11: Variación del vector de estado del sistema HLT respecto al tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$.

Los círculos marcados en rojo en cada uno de los planos de la figura 5.11 representan las proyecciones de una esfera $x_1^2 + x_2^2 + x_3^2 = 9000^2$ cuando una de sus variables es igual a cero. Las figuras 5.12 y 5.13 muestran el mismo tipo de comportamiento por parte del

sistema WT. En este caso no se grafica la variación del vector de estados en el dominio, sino su función respecto al tiempo.

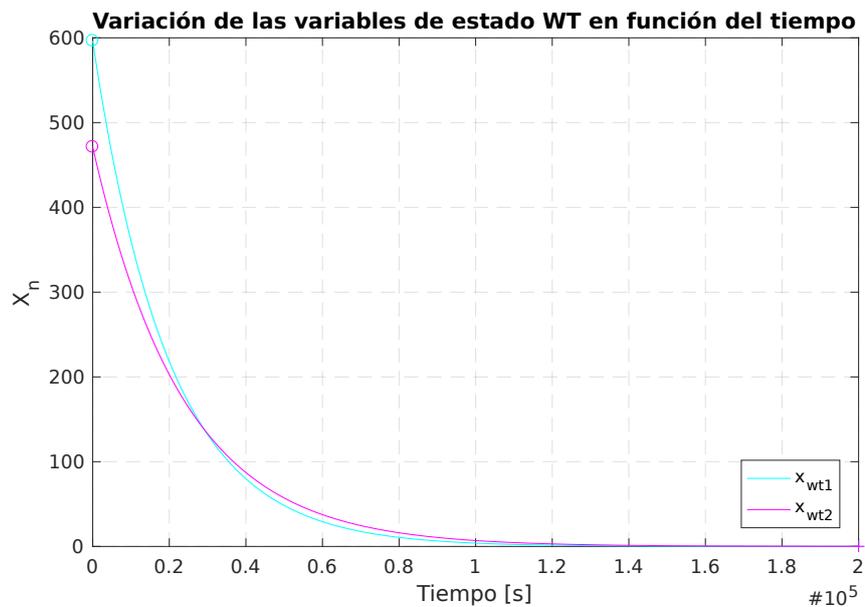


Figura 5.12: Variables de estado del sistema WT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$.

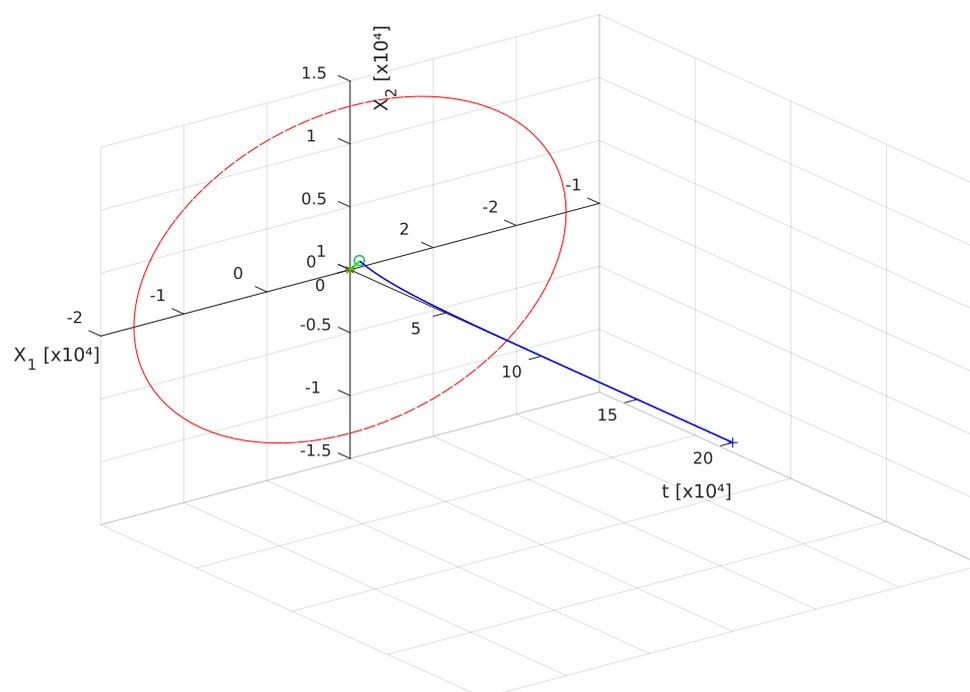


Figura 5.13: Vector de estado del sistema WT en función del tiempo cuando $\mathbf{u} = \mathbf{0}$.

Propiedad AG del sistema completo

Para demostrar la propiedad de ganancia asintótica (AG) se deberá verificar que exista un valor $\gamma \in K$ tal que se cumpla la inecuación 5.14, es decir:

$$\lim_{t \rightarrow \infty} \sup |\mathbf{x}| \leq \gamma \cdot (\|\mathbf{u}\|_{\infty})$$

Esta expresión deberá ser cierta para todo valor de \mathbf{x}_0 y \mathbf{u} . Dado que ambos sistemas son 0-GAS, se cumple que si $\mathbf{u} = \mathbf{0}$ entonces $\mathbf{x} \rightarrow \mathbf{0}$ para $\forall t$ y para $\forall \mathbf{x}_0$. De esta manera:

$$\begin{aligned} \lim_{t \rightarrow \infty} \sup |\mathbf{0}| &\leq \gamma \cdot (\|\mathbf{0}\|_{\infty}) \\ \lim_{t \rightarrow \infty} 0 &\leq \gamma \cdot 0 \\ 0 &\leq 0 \end{aligned} \tag{5.31}$$

Por lo tanto se debe demostrar que la expresión 5.14 sigue siendo válida cuando $\mathbf{u} \neq \mathbf{0}$. Para poder analizar el impacto de la entrada en el vector de estados de cada tanque se utiliza la misma señal de entrada empleada para identificar la planta. Es decir que u_1 será una entrada escalón, mientras que u_2 será una señal PRBS. Ambas señales están acotadas por diseño y no pueden adquirir valores por fuera del intervalo cerrado $[0, 100]$.

La figura 5.14 posee tres gráficas, cada una mostrando las distintas variables del sistema. El primer gráfico muestra las variables del vector de estados del sistema HLT cuando $\mathbf{u} \neq \mathbf{0}$. El segundo gráfico muestra la salida de ambos sistemas. Finalmente, el tercer gráfico presenta las señales de entrada utilizadas para evaluar al sistema completo.

Como se puede observar en $t = 0$ todas las entradas son iguales a cero, el mínimo de ambas. En $t = 3,65$ se presenta el primer cambio en la entrada, tal que $u_1 = 100$, el máximo que esta entrada puede alcanzar. Recién en $t = 2000$ se inicia la señal PRBS en la segunda entrada u_2 . La misma oscilará de forma aleatoria entre su mínimo (0) y su máximo (100) hasta $t = 19813$, momento en el cual u_2 volverá a ser igual a cero. Es decir que en el intervalo de tiempo $[3, 65; 19813]$ encontramos un periodo en el cual ambas entradas se encuentran activas, cada una con un patrón característico de su funcionamiento durante la operación de la planta. Donde u_1 normalmente valdrá 100, y u_2 variará de acuerdo al control seleccionado, pero en un peor caso se puede asumir un cambio de valor entre el mínimo y el máximo sin transiciones intermedias. En este periodo se lleva a cabo el intercambio de energía entre los tanques y el acoplamiento de ambos sistemas.

Mientras que $u_2 = 0$ entonces $y_{wt} \rightarrow t_{amb}$, ya que no recibirá calor desde el tanque HLT y los sistemas estarán desacoplados. Por otra parte $u_1 = 100$ por lo que y_{hlt} alcanza su valor máximo en régimen permanente. Dado que no se transfiere calor al tanque WT, se mantendrá en ese estado hasta que en $t = 100000$ la entrada $u_1 = 0$, por lo que $y_{hlt} \rightarrow t_{amb}$.

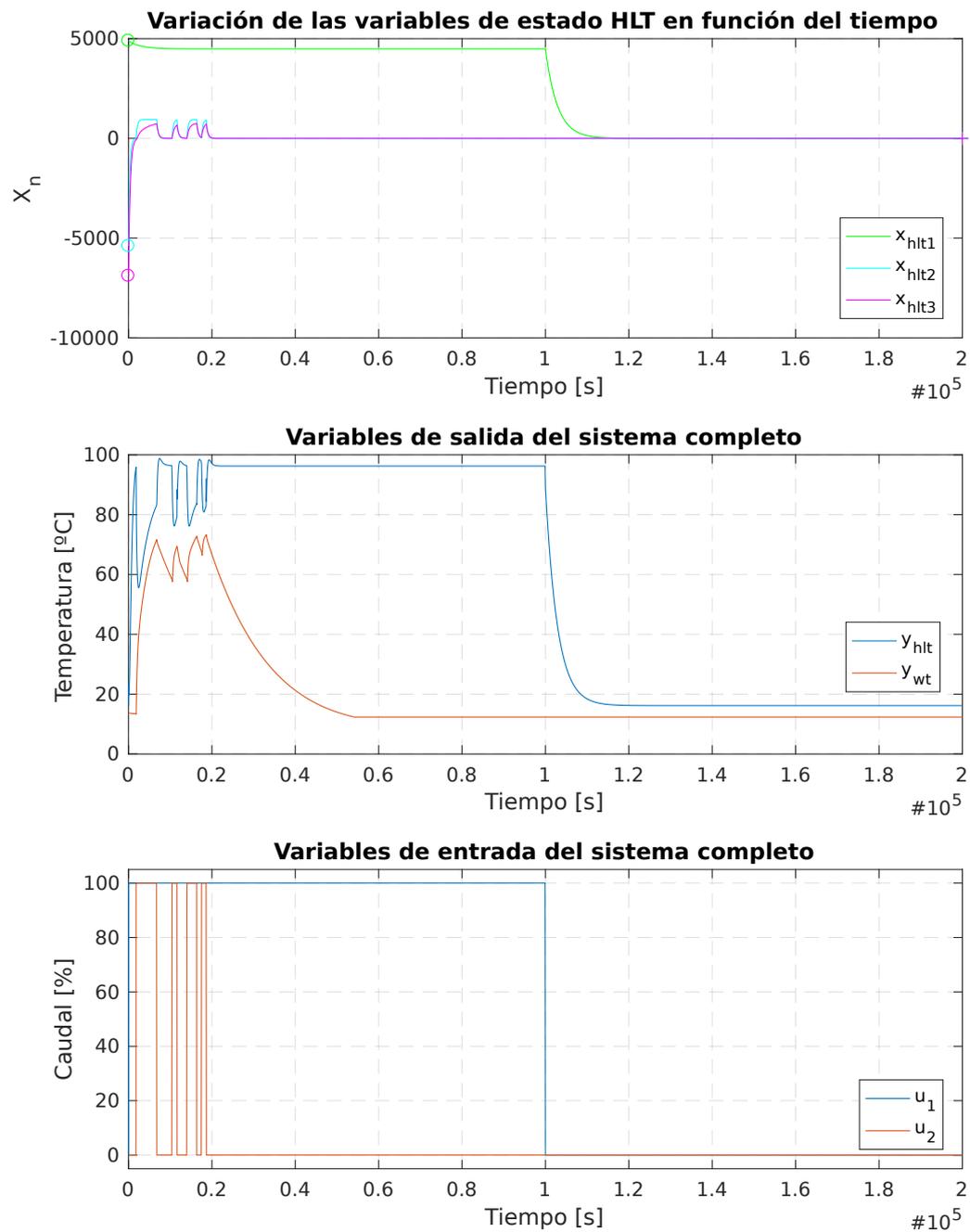


Figura 5.14: Variables de estado del sistema HLT en función del tiempo.

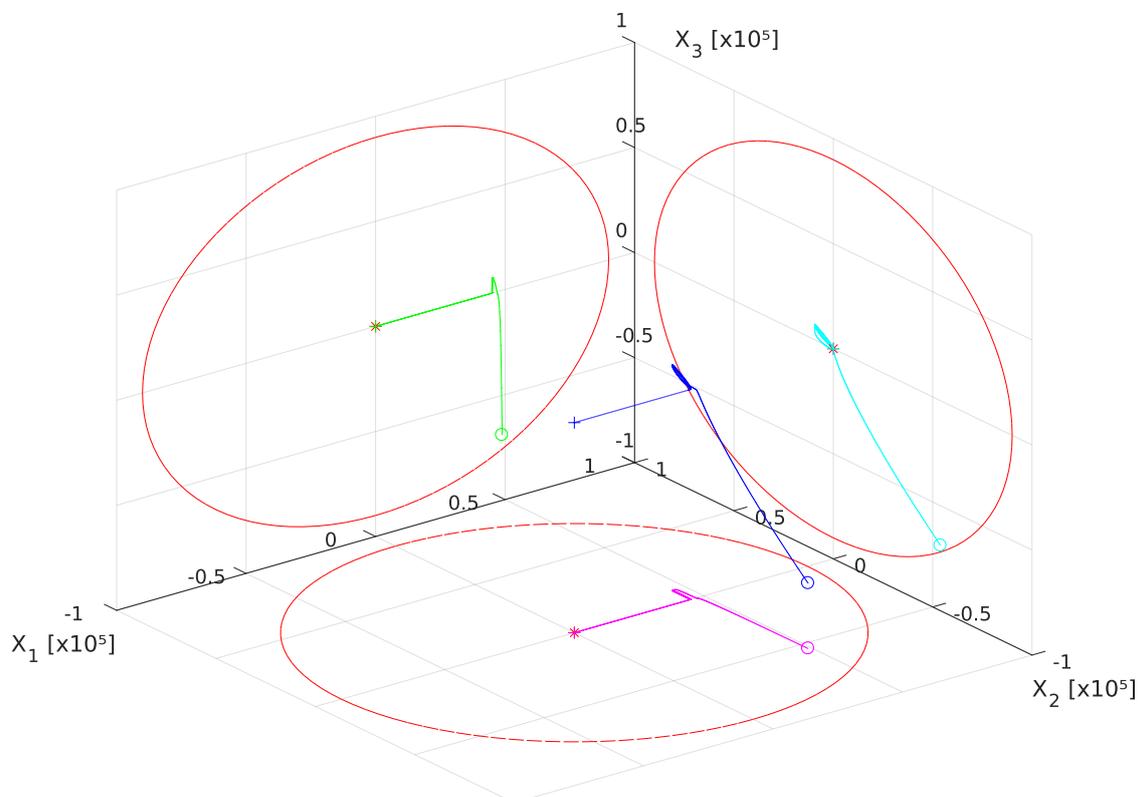


Figura 5.15: Variación del vector de estado del sistema HLT respecto al tiempo.

La figura 5.15 muestra la variación del vector de estados del tanque HLT respecto del tiempo dentro del espacio \mathbb{R}^3 . En los planos de dicho espacio se proyectan las variaciones del vector. Como se puede ver, dicho vector se ve afectado por la entrada, pero en todo momento se mantiene dentro de la esfera $x_1^2 + x_2^2 + x_3^2 = 9000^2$ cuyas proyecciones, cuando una de sus variables es igual a cero, se pueden observar como círculos en los planos del espacio.

Al repetir este análisis para el sistema WT se obtiene la figura 5.16. La misma posee tres gráficos, el primero que muestra la variación de las variables de estado del tanque WT con respecto al tiempo, mientras el segundo y el tercero muestran las salidas y entradas del sistema respectivamente. Por otra parte la figura 5.17 muestra en azul el vector de estado en función del tiempo. Se establece un círculo $x_1^2 + x_2^2 = 13000^2$ en el plano x_1x_2 que representa el área dentro de la cual varía el vector de estados, cuya gráfica puede ser observada en color verde.

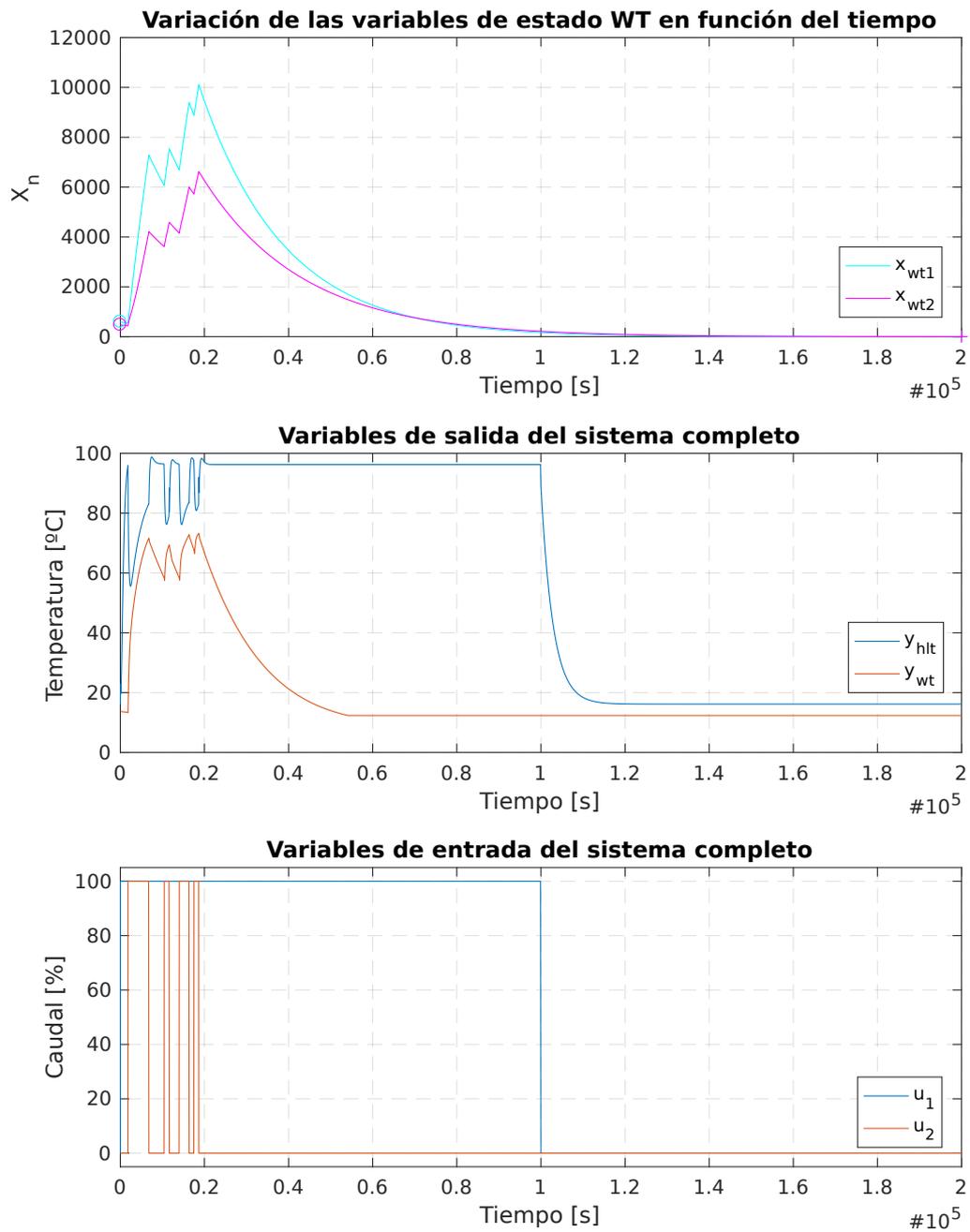


Figura 5.16: Variables de estado del sistema WT en función del tiempo.

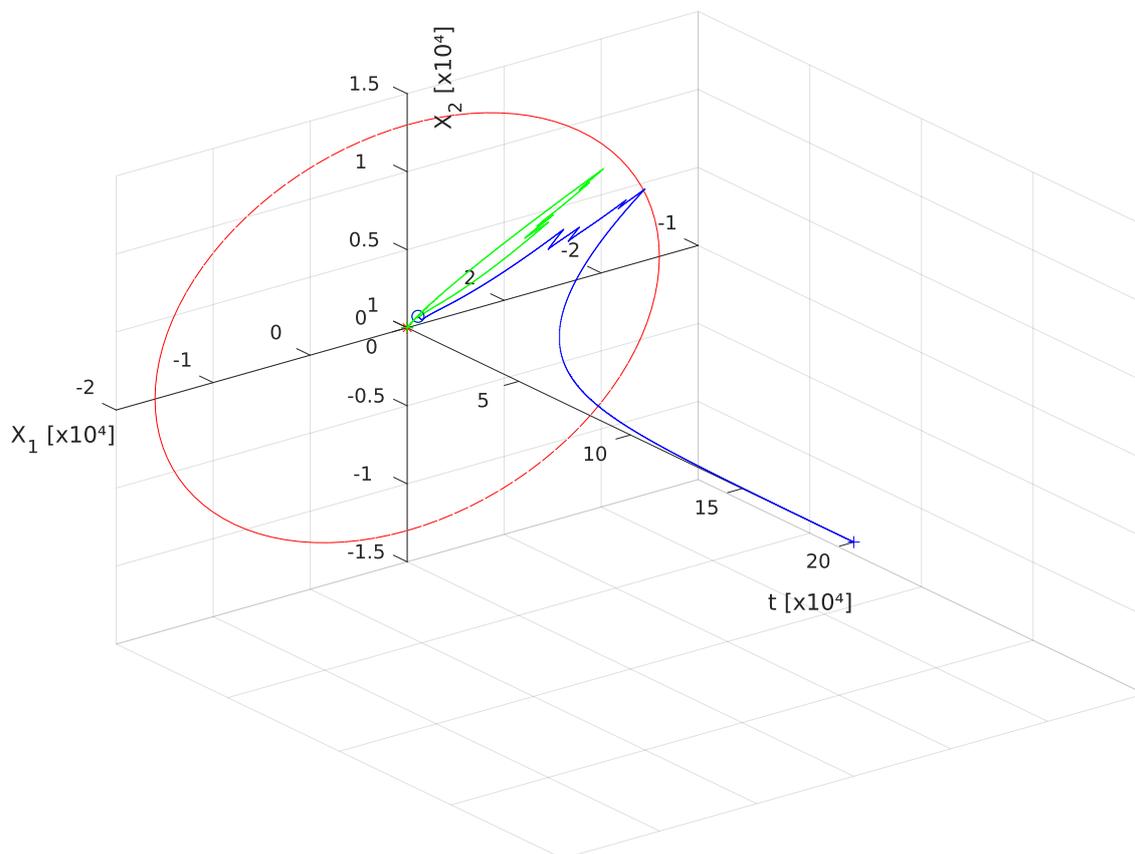


Figura 5.17: Vector de estado del sistema WT en función del tiempo.

Al analizar el sistema en régimen permanente cuando $\mathbf{u} = \mathbf{100}$ para todo $t > 0$ se obtienen las gráficas de las figuras 5.18 y 5.19. En este caso la acción de las entradas sobre el sistema imposibilitan que el mismo alcance el punto de equilibrio. Sin embargo, el trayecto del vector no sale del área definida por los círculos de radio constante definidos en cada uno de los gráficos.

Las figuras 5.15, 5.17, 5.18 y 5.19 muestran que el vector de estados se encuentra acotado en todo momento siempre que las entradas u_1 y u_2 se mantengan dentro del intervalo cerrado en ambos extremos $[0, 100]$. Por lo tanto se puede decir que efectivamente existe un valor $\gamma \in K$ tal que la inecuación 5.14 se cumple para todo valor de \mathbf{u} . Cabe destacar que siempre que el sistema tiene sus entradas iguales a cero, sin importar el estado previo, $\mathbf{x} \rightarrow \mathbf{0}$.

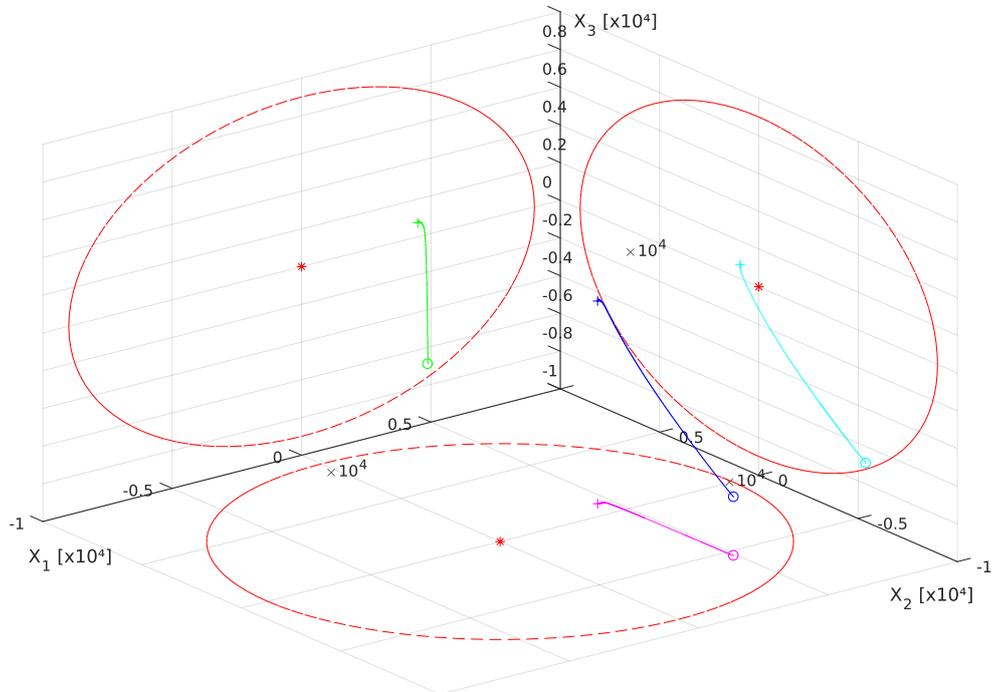


Figura 5.18: Variación del vector de estado del sistema HLT en función del tiempo cuando $u = 100$.

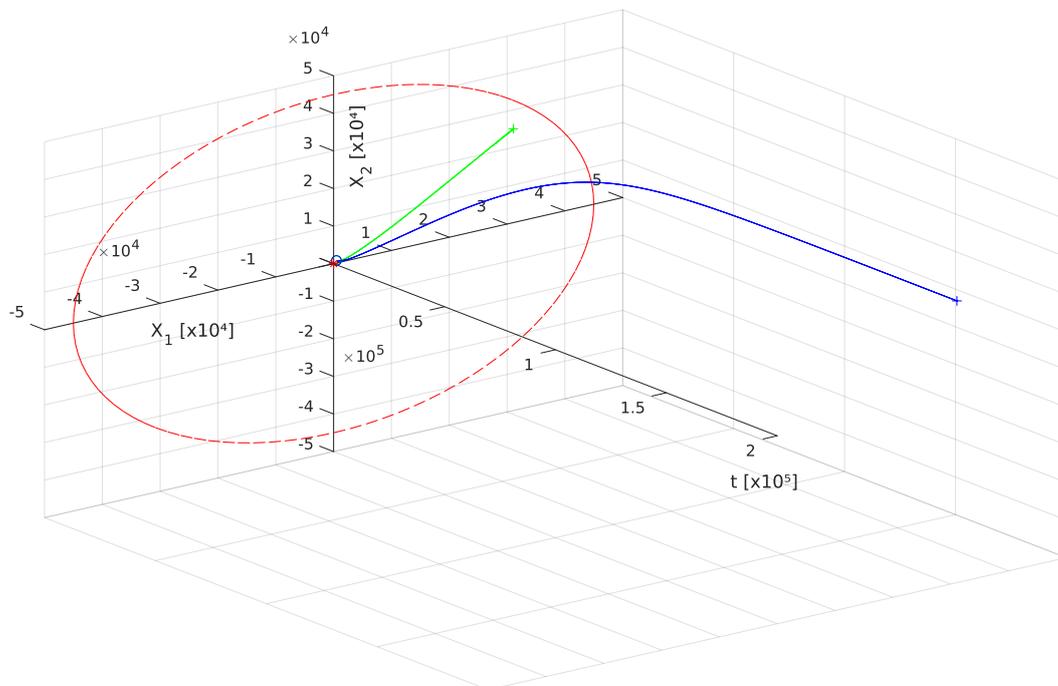


Figura 5.19: Vector de estado del sistema WT en función del tiempo cuando $u = 100$.

Sistema ISS

El análisis de estabilidad llevado a cabo requiere la comprobación de dos condiciones para ser considerado ISS:

- El sistema debe ser exponencialmente estable alrededor del punto de equilibrio, es decir es 0-GAS.
- El sistema debe poseer la propiedad de ganancia asintótica AG.

Para corroborar el primero se aplicó el teorema de la estabilidad exponencial de Lyapunov, demostrando que el sistema es estable alrededor del punto de equilibrio cuando las entradas del mismo son iguales a cero. La segunda condición fue demostrada al determinar que la salida del sistema se encuentra acotada ya que su entrada está acotada.

Esto se debe a que sus límites de funcionamiento están acotados intrínsecamente. El caudal que circula por el mismo se mide en valor porcentual. Nunca podrá ser menos que cero, ya que sólo puede circular en una sola dirección, ni tampoco puede ser mayor a la capacidad máxima del circuito hidráulico. Por otra parte, las salidas del sistema, que son la temperatura del líquido de cada tanque, también están acotadas. La temperatura en cada tanque nunca podrá ser menor a la temperatura ambiente (punto de equilibrio) y tampoco podrá ser mayor a la temperatura de ebullición del líquido (100°C en el caso del agua, 100,23°C en el caso de la mezcla de agua y cebada malteada).

Incertidumbre en el modelo

Uno de los aspectos más importantes por los cuales se desarrolla un controlador difuso, es la capacidad del mismo a adaptarse en tiempo real a cambios en la planta para mejorar la eficiencia y rendimiento del sistema de control.

En términos de diseño esto implica variar los parámetros de la planta y verificar que el controlador sea capaz de adaptarse a dichos cambios sin riesgo de divergencia, o llevar la variable de salida por fuera del rango de tolerancia establecido. Para realizar dicho análisis se toma como precedente el trabajo llevado a cabo por Bujela en [41]. El mismo expone dos formas de evaluar la estabilidad y robustez de un sistema complejo con incertidumbre alta en el modelo. En el trabajo se proponen dos maneras de modelar dicha incertidumbre, una aditiva y una multiplicativa.

$$G(\tilde{k}T) = G(kT) + \Delta_a(kT) \quad (5.32)$$

La ecuación 5.32 muestra la forma aditiva de la incertidumbre del modelo, mientras que la ecuación 5.33 muestra la forma multiplicativa de la misma incertidumbre.

$$G(\tilde{k}T) = (1 + \Delta_m(kT))G(kT) \quad (5.33)$$

Estas ecuaciones representan el mejor criterio de evaluación de robustez del sistema cuando la estabilidad del mismo se encuentra demostrada. Es decir, determinar si la

planta es estable ya no es un problema, sino si las variaciones en la misma son capaces de sacar al controlador del punto de trabajo para el cual es diseñado.

Robustez del sistema

En base a estas definiciones se lleva a cabo una simulación donde se varían los valores principales de la planta a lazo cerrado con los dos controladores que efectivamente respetan los criterios de evaluación. De los dos modelos de incertidumbre, el peor caso está dado por la ecuación con incertidumbre multiplicativa.

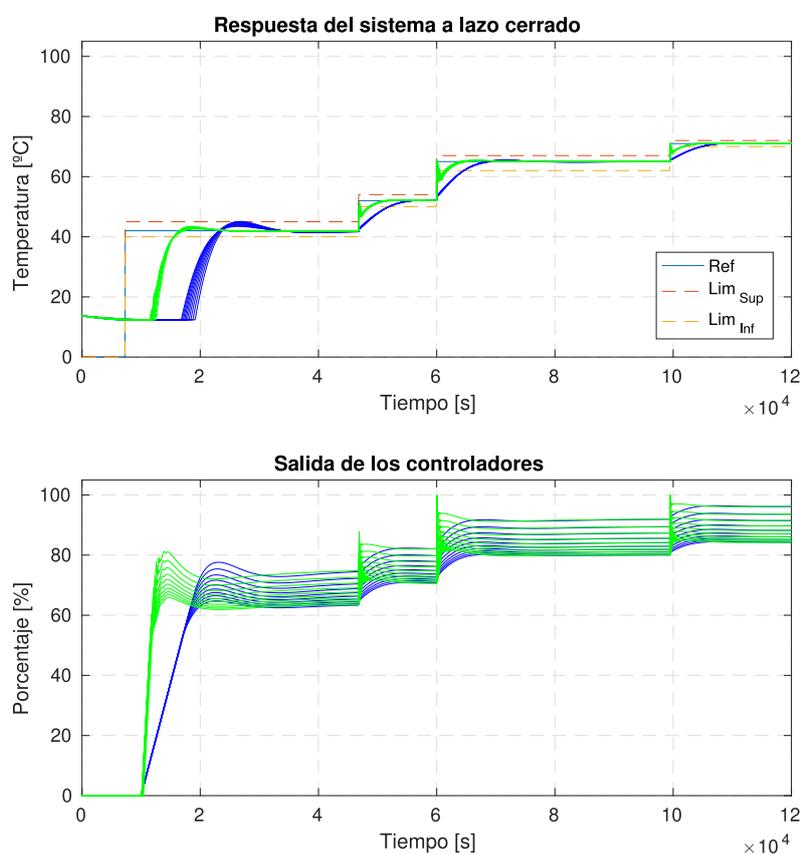


Figura 5.20: Simulación de la planta con incertidumbre multiplicativa.

La figura 5.20 muestra el resultado de agregar dicha incertidumbre al modelo de la planta. La variación en la misma va incrementando desde un 10% hasta un 100% de incertidumbre. De esta manera se obtienen dos conjuntos de curvas que han sido identificadas con dos colores distintos. En verde se observa tanto la salida del sistema como la del controlador cuando el mismo es difuso. En azul se observa la respuesta y salida del sistema a lazo cerrado con controlador PID. Ambos son capaces de mantener el control y

llevar la señal de salida al valor de referencia. En general ninguno de los dos controladores resulta ser mejor que el otro en términos de adaptabilidad ante incertidumbres.

Capítulo 6

Propuesta de implementación del sistema

6.1. Configuración del intercambiador de calor definitivo

La figura 6.1 muestra la configuración elegida en base a los criterios establecidos en el capítulo 2.

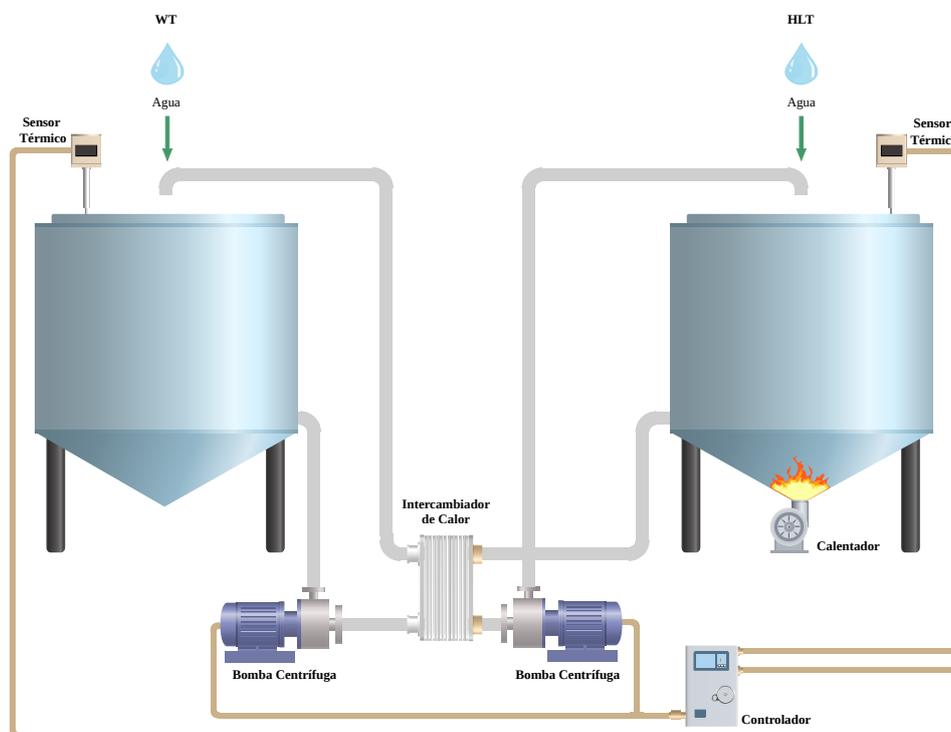


Figura 6.1: Planta piloto.

Dentro del intercambiador existen dos circuitos independientes, cada uno conectado a uno de los tanques, formando dos circuitos cerrados independientes. Cada una de estas secciones dentro del intercambiador tiene una resistencia hidráulica que implica una pérdida de la presión entre la entrada y la salida. Esta pérdida es una parte de la energía del fluido que se gasta como una consecuencia de las fuerzas de resistencias propias del elemento por el cual se desplaza dicho fluido.

Al estudiar las resistencias hidráulicas de cada una de las secciones del intercambiador, se determina que una de las secciones posee una menor resistencia. Esto causa una menor pérdida de calor y una presión de salida más alta. A mayor presión, mayor caudal recirculará por el circuito. Esta sección es conectada al tanque HLT de manera tal que el agua caliente deposite su calor en las paredes del intercambiador con menores pérdidas y mayor caudal.

El camino de mayor resistencia será utilizado entonces para el agua que proviene del tanque WT. La misma tendrá menor caudal y presión al salir del intercambiador, motivo por el cual se coloca la bomba antes del intercambiador. Este fluido pasará más lentamente por el intercambiador, permaneciendo más tiempo en el circuito y recibiendo el calor del fluido que circula a mayor velocidad y caudal. Aún así habrá pérdidas en el sistema, además de que un menor caudal implica un largo tiempo de respuesta por parte de la planta.

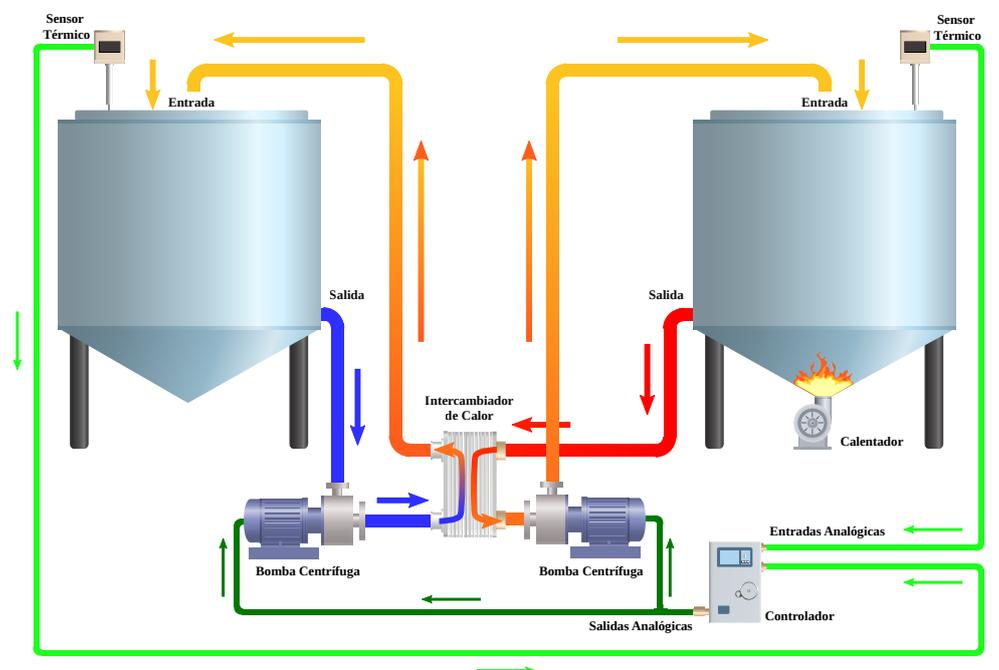


Figura 6.2: Proceso de transferencia de calor en planta piloto.

Al observar la figura 6.2, se puede ver que no se ha implementado la válvula proporcional descrita en la sección 2.3. Esto se debe a que la selección de la válvula depende de las condiciones de uso en la planta. Dichas condiciones dependen de sus elementos

funcionales, cuyas características son desconocidas. Esto se debe a que los fabricantes de dichos dispositivos no brinda o poseen dicha información, por lo que no se pueden caracterizar estos elementos de forma determinística.

Un posible camino a tomar para poder caracterizarlos es llevar a cabo ensayos individuales con cada uno de ellos, utilizando instrumentación específica que permita medir presión y caudal en distintos puntos del circuito. Esto implica una identificación empírica de las características de los demás elementos del sistema haciendo uso de otro tipo de instrumentación que eleva los costos del proyecto.

Una alternativa es asumir estos parámetros incluyendo márgenes que llevan al sobre dimensionamiento del sistema, causando que se seleccione una válvula con características superiores a las necesarias. Como consecuencia directa de esté criterio de selección, la válvula a utilizar resulta muy costosa y difícil de conseguir en el mercado local. Por lo tanto, se desestima la implementación de la misma, debido a que cualquier opción que nos permita caracterizar el sistema simplemente incrementa los costos por fuera del presupuesto inicial planteado para desarrollar este trabajo de tesis.

Por otra parte, el modelo de planta desarrollado en el capítulo 3 permite simular el comportamiento del sistema con suficiente precisión, por lo que los resultados obtenidos en los capítulos 4 y 5 pueden ser aceptados como una representación aceptable de la implementación de una válvula proporcional.

6.2. Hardware de control

El núcleo del sistema de control esta dado por el hardware electrónico que se conecta a los sensores y actuadores de la planta.

El controlador está conformado por un grupo de sensores de temperaturas RTD PT1000. Estos sensores presentan una resistencia eléctrica cuyo valor varía con la temperatura. Esta variación no es completamente lineal, pero el error introducido es despreciable. Para poder medir dicha resistencia se requerirá de un circuito que inyecte corriente en el sensor, mientras que en paralelo se mide la caída de tensión en el mismo, por lo que el voltaje medido por el sistema es proporcional a la temperatura que mide el sensor. Este valor será digitalizado y procesado para obtener el valor de temperatura medido, el cual será enviado al computador para poder llevar a cabo el almacenamiento de las variables de salida del sistema.

La figura 6.3 muestra el sistema completo. En este caso, la planta representa el conjunto formado por las ollas y el intercambiador. Desde el computador se envía el valor de referencia que el controlador compara con la temperatura del sistema. En base a dicha comparación se genera una señal de control que actúa sobre la planta para reducir el error entre la referencia y el valor medido. La variable a controlar es la temperatura del tanque de maceración WT. Aún así se adquiere la temperatura del tanque HLT como una de las variables de estado del sistema.

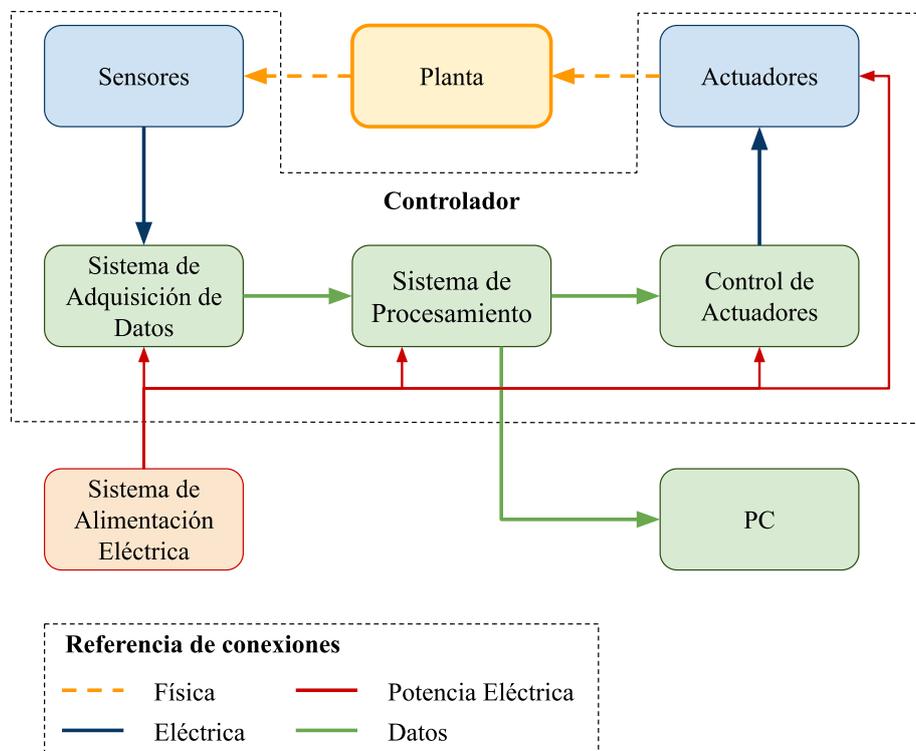


Figura 6.3: Diagrama del sistema de control.

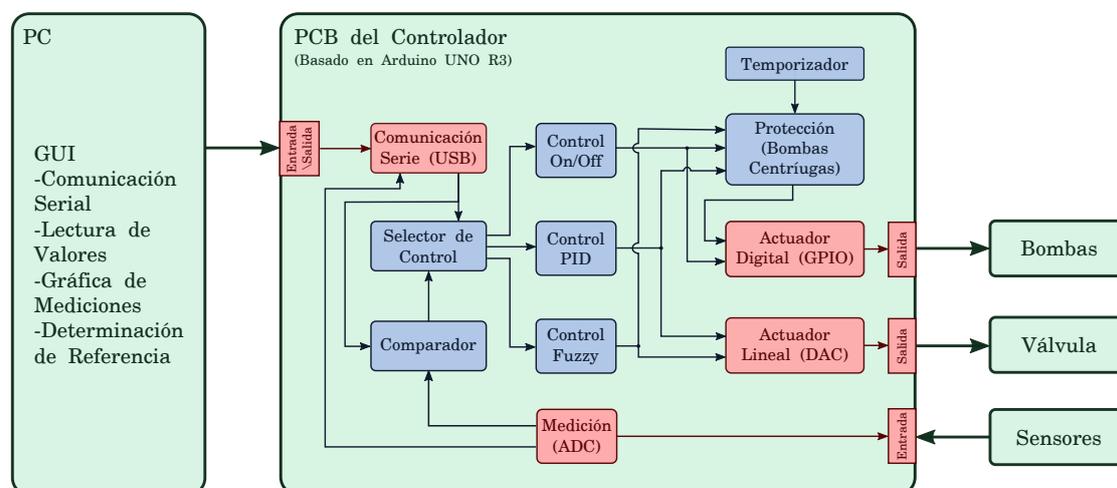
El controlador posee dos actuadores y los circuitos asociados a los mismos. El principal es la válvula proporcional que puede poseer varias formas de interfaz ya estandarizadas en la industria. El circuito implementado permite generar dos versiones de estas señales estándar. La primera es una señal analógica de voltaje que puede variar de 0 V a 5 V, donde la apertura de la válvula dependerá del valor de tensión que se le envíe. Por ejemplo, una tensión de 0 V implica que la válvula se encuentre completamente cerrada, obstruyendo el flujo de líquido; mientras que una tensión de 5 V puede causar que la válvula se abra completamente, permitiendo el paso completo del caudal. Dado que la válvula es lineal, el valor de tensión representará el porcentaje de apertura de la misma. El segundo formato de señal es de corriente, variando de 4 mA a 20 mA. Nuevamente, la apertura de la válvula será proporcional a la corriente que circule por el circuito de la interfaz.

El actuador secundario es un relé que actúa sobre el voltaje de entrada de las bombas centrífugas, habilitando la línea de alimentación monofásica del cableado eléctrico, o bien cortando la corriente del circuito. Este control se lleva a cabo en ambas bombas en simultáneo ya que no se obtiene ninguna utilidad al controlar cada una por separado. Es decir, cortar la corriente de una bomba, y consecuentemente el flujo de líquido a través de ella, no genera ningún cambio sobre el circuito hidráulico paralelo aún cuando por el mismo circule fluido.

6.3. Arquitectura de control

La arquitectura mostrada en la figura 6.3 se implementa por medio de un controlador electrónico, cuya unidad de calculo es un microcontrolador programable. En éste se programan los controladores considerados en la sección 4.2. En la figura 6.4 se muestra la implementación.

Diagrama del Sistema de Control



Referencias



Figura 6.4: Diagrama del software de control.

El sistema puede ser dividido en tres grandes bloques:

- **Monitoreo:** Conformado por el bloque PC (computador). Éste permite el acceso por parte de un usuario del sistema a los parámetros de control del mismo. Esto incluye determinar la referencia del proceso, como así también el controlador a utilizar y la configuración de sus principales coeficientes.
- **Control:** Este bloque es representado por el circuito del controlador en sí mismo. Posee un microcontrolador Arduino UNO R3 programable que se conecta al computador por medio de una interfaz de comunicación serial.

Además de albergar el microcontrolador, el circuito posee varios periféricos. El primero de ellos fue diseñado para adquirir las temperaturas medidas por los sensores. Más información sobre este periférico puede ser encontrada en [30] y [31].

Los otros dos periféricos son salidas: uno para el control de las bombas, y otro para el control de una válvula proporcional. Estos periféricos generan las señales definidas en la sección 6.2.

- **Instrumentación:** El tercer bloque está formado por los sensores y actuadores del sistema. Los actuadores en este caso son las bombas centrífugas y la válvula proporcional, los cuales fueron discutidos junto a los sensores en la sección 2.3.

Arquitectura de software

En la figura 6.4 se detalla la implementación de la arquitectura de software del sistema. En dicho diagrama se pueden identificar los siguientes bloques funcionales.

- **Comparador:** Este bloque calcula la diferencia entre la referencia, recibida desde la PC a través del bus de comunicación serie, y el valor de temperatura del tanque WT medido por los sensores. Dicha diferencia será el error que el controlador deberá reducir a cero.
- **Selector de Control:** Desde la PC se configura el controlador a utilizar al igual que sus parámetros de configuración. Por lo tanto, este bloque determinará qué controlador será usado en base a la configuración enviada desde la PC.
- **Controladores:** Hay tres bloques de controladores. Cada uno se corresponden a los explicados en la sección 4.2. Cada controlador posee una sola interfaz de salida, la cual se conecta a uno de los dos actuadores. Así, el actuador lineal sólo puede ser activado por el control PID o bien el control difuso, mientras que el actuador digital será activado por el control On/Off.
- **Protección y temporizador:** Dado que las bombas centrífugas requieren un tiempo mínimo de accionamiento para no dañar el motor, se implementa una protección por software. La misma cuenta el tiempo que las bombas están activas en base a las señales de control de los controladores. Su objetivo es asegurar tiempos mínimos de funcionamiento, independientemente del control usado. A su vez, si las bombas ya han pasado un tiempo encendidas y la señal de control de los controladores PID o difuso cae a cero, el bloque de protección apagará las bombas. Esto se debe a que cuando la señal de control cae a cero, la válvula deberá cortar el flujo de líquido en el circuito del tanque HLT. Si la circulación se obstruye completamente la bomba puede dañarse, por lo que el bloque las apaga en caso que esto suceda.

Finalmente, se consideró un escenario en el cual las bombas centrífugas han sido encendidas pero aun no alcanzan el tiempo mínimo de funcionamiento, y simultáneamente la señal de control del PID o control difuso cae a cero. En este caso el bloque de protección también apaga las bombas centrífugas. La diferencia está en que no permitirá el encendido de las mismas hasta pasado un tiempo mínimo, lo cual implica introducir un retardo en el sistema para proteger los actuadores.

Capítulo 7

Conclusiones

En este trabajo de tesis se desarrolló un controlador de bajo costo capaz de incrementar el rendimiento del proceso de maceración de cerveza, al adaptar sus parámetros en tiempo real ante los posibles cambios en la planta piloto.

El primer paso fue realizar la implementación e instrumentación de la planta de maceración. Dicha implementación fue exitosa logrando obtener un sistema industrial a escala piloto basado en el uso de un intercambiador de calor, con sensores y actuadores acordes para la necesidad planteada.

Con la planta instrumentada se llevaron a cabo ensayos que permitieron modelar el proceso de maceración mediante técnicas de identificación específicas. De esta manera se logró obtener un modelo representativo de su comportamiento, con un error aceptable respecto a las mediciones realizadas.

Se plantearon tres controladores; uno On/Off, un PID clásico y uno difuso. Los mismos fueron diseñados y simulados en base al modelo de la planta identificada. El resultado deseado se alcanzó con el controlador PID y el difuso, pero se opta por este último debido a su robustez.

El desempeño del controlador difuso se validó por comparación con los otros dos controladores estudiados.

Finalmente se evaluó la estabilidad y robustez del sistema desarrollado. Dicho análisis demuestra que el sistema completo no sólo es intrínsecamente estable, sino también robusto y con capacidad de tolerar variaciones en el modelo de la planta.

En resumen, se obtuvo un controlador de bajo costo para uso en una planta instalada en un ambiente doméstico, con un desempeño comparable con uno de gran capacidad productiva. El controlador podría ser un PID convencional y cumpliría su función sin ningún problema; la adición de un sistema difuso para ajustar sus parámetros de funcionamiento le agrega versatilidad y la posibilidad de alcanzar los mismos resultados en menor tiempo, haciendo un uso más eficiente de la energía empleada.

Referencias

- [1] C. W. Bamford, «Progress in Brewing Science and Beer Production,» *Annual Review of Chemical and Biomolecular Engineering*, vol. 8, págs. 161-176, 2017.
- [2] C. A. Blanco, I. Caballero, R. Barrios y A. Rojas, «Innovations in the brewing industry: light beer,» *Annual Review of Chemical and Biomolecular Engineering*, vol. 65, n.º 6, págs. 655-660, 2014.
- [3] T. Brányik, D. P. Silva, M. Baszczynski, R. Lehnert y J. B. Almeida e Silva, «A review of methods of low alcohol and alcohol-free beer production,» *Journal of Food Engineering*, vol. 108, n.º 4, págs. 493-506, 2012.
- [4] S. Violino, S. Figorilli, C. Costa y F. Pallottino, «Internet of Beer: A Review on Smart Technologies from Mash to Pint,» *Foods*, vol. 9, n.º 7, pág. 950, 2020.
- [5] I. Bloch, A. Petrosino y A. G. Tettamanzi, *Fuzzy Logic and Applications*. Springer; Crema, Italia, 2005.
- [6] M. Weeks, «Arduino Controlled Brewing,» *Proceedings of the IEEE SouthcoastCon 2015*, págs. 1-5, 2015.
- [7] Z.-Y. Zhao, M. Tomizuka y S. Isaka, «Fuzzy Gain Scheduling of PID Controllers,» *IEEE Transactions on Systems, Man, and Cybernetics*, vol. 2, págs. 698-703, 1992.
- [8] X.-S. Wang, C. Liu, Z. Song y B. Wu, «Improved Variable Universe Fuzzy PID Application in Beer Fermentation Process,» *Proceeding of the 2015 International Conference on Machine Learning and Cybernetics*, vol. 1, págs. 40-46, 2015.
- [9] M. Lees, R. Ellen y P. Brodie, «The Control of Beer Production: Insights Into the Controller Topology of Large Australian Brewery,» *3rd Australian Control Conference (AUCC)*, págs. 336-341, 2013.
- [10] M. Lees, R. Ellen y P. Brodie, «Challenges with Performance Management of Automatic Control Loops in a Large-scale Batch Processing Environment,» *4th Australian Control Conference (AUCC)*, págs. 261-266, 2014.
- [11] M. Ogawa e Y. Henmi, «Recent Developments on PC+PLC Based Control Systems for Beer Brewery Process Automation Applications,» *SICE-ICASE International Joint Conference*, págs. 1053-1056, 2006.

- [12] Z. Xiaodong, Z. Jie y L. Ke, «Desing and Implementation of Control System for Beer Fermentation Process Based on SIMATIC PLC,» *27th Chinese Control and Decision Conference*, págs. 5653-5656, 2015.
- [13] S. JiLiang, D. Xiu-hua e Y. Wei, «Application Study of Optimal Control for Beer Saccharification Temperature,» *Proceedings of the IEEE International Conference on Automation and Logistics*, págs. 1750-1753, 2008.
- [14] ANMAT. «Código Alimentario Argentino (CAA).» (), dirección: <https://www.argentina.gob.ar/anmat/codigoalimentario>.
- [15] H. E. Anderson, I. C. Santos, Z. L. Hildenbrand y K. A. Schug, «A review of the analytical methods used for beer ingredient and finished product analysis and quality control,» *Analytica Chimica Acta*, vol. 1085, n.º 28, págs. 1-20, 2019.
- [16] L. Punčochářová, J. Pořízka, P. Diviš y V. Štursa, «Study of the influence of brewing water on selected analytes in beer,» *Potravinarstvo Slovak Journal of Food Sciences*, vol. 13, n.º 1, págs. 507-514, 2019.
- [17] N. Bastgen, T. Becher, S. Drusch y J. Titze, «Usability and Technological Opportunities for a Higher Isomerization Rate of α -Acids: A Review,» *Journal of the American Society of Brewing Chemists*, vol. 79, n.º 1, págs. 17-25, 2020.
- [18] Y. J. Kok, L. Ye, J. Muller, D. O. Siak-Wei y X. Bi1, «Brewing with malted barley or raw barley: what makes the difference in the processes?» *Applied Microbiology and Biotechnology*, vol. 103, n.º 4, págs. 1059-1067, 2019.
- [19] K. M. Lynch, E. J. Steffen y E. K. Arendt, «Brewers' spent grain: a review with an emphasis on food and health,» *Journal of the Institute of Brewing*, vol. 122, n.º 4, págs. 553-568, 2016.
- [20] C. R. L. Large, N. Hanson, A. Tsouris y col., «Genomic stability and adaptation of beer brewing yeasts during serial repitching in the brewery,» *BioRxiv*, 2020. DOI: <https://doi.org/10.1101/2020.06.26.166157>.
- [21] X. Pascari, A. J. Ramos, S. Marín y V. Sanchís, «Mycotoxins and beer. Impact of beer production process on mycotoxin contamination. A review,» *Food Research International*, vol. 103, págs. 121-129, 2018.
- [22] L. C. Salantă, T. E. Coldea, M. V. Ignat y col., «Non-Alcoholic and Craft Beer Production and Challenges,» *Proceses*, vol. 8, n.º 11, pág. 1382, 2020.
- [23] D. Crabb y J. R. Hudson, «The Influence of Mashing Conditions on Wort and Beer Quality,» *Journal of the Institute of Brewing*, vol. 81, n.º 2, págs. 96-104, 1975.
- [24] L. Montanari, S. Floridi, O. Marconi, M. Tironzelli y P. Fantozzi, «Effect of mashing procedures on brewing,» *European Food Research and Technology*, vol. 221, n.º 1, págs. 175-179, 2005.
- [25] S. JiLiang, «The Saccharification Temperature Control of Brewage Based on DMC-PID,» *2010 International Conference on Information, Networking and Automation (ICINA)*, vol. 1, págs. 188-191, 2010.

- [26] F. M. Sheer, *Thermal Process Engineering for Brewers*. Kronos; Neutraubling, Alemania, 2014.
- [27] C. E. Yáñez Torres, *Planta piloto para cerveza artesanal*. Universidad Central del Ecuador, Facultad de Ingeniería Química; Quito, Ecuador, 2015.
- [28] H. Suqui Suqui y E. Pintado Morales, *Implementación de un sistema de fermentación para la elaboración de cerveza artesanal con la utilización de tres variedades de cebada*. Universidad Politécnica Salesiana; Cuenca, Ecuador, 2015.
- [29] D. A. Howard, Z. Ma, J. A. Engvang y col., «Optimization of Energy Flexibility in Cooling Process for Brewery Fermentation with Multi-Agent Simulation,» *6th IEEEJ international workshop on Sensing, Actuation, Motion Control, and Optimization (SAMCON2020)*, 2020.
- [30] B. Baker, «Temperature Sensing Technologies,» *Microchip Application Note*, n.º AN679, 1998.
- [31] B. Baker, «Precision Temperature-Sensing With RTD Circuits,» *Microchip Application Note*, n.º AN687, 2008.
- [32] Danfoss, «Válvulas solenoides proporcionales servoaccionadas de 2 vías Tipo EV260B,» *Folleto técnico*, n.º IC.PD.200.O3.05 / 520B6314, 2014.
- [33] M. Pies, S. Ozana y P. Nevřiva, «Control Circuit of the Heat Exchanger and its Verification on Real Operation Data,» *IEEE ETFA*, págs. 1-7, 2011.
- [34] R. D. Kokate y L. M. Waghmare, «Research and Application of New Dynamic Matrix Control Based on State Feedback Theory for Heat Exchanger Control,» *2nd International Conference on Emerging Trends in Engineering and Technology (ICETET)*, págs. 1031-1036, 2009.
- [35] J. Kukurugya, J. Terpák y A. Voigt, «Comparison a simulation model of heat exchanger with real equipment,» *12th International Carpathian Control Conference (ICCC)*, págs. 234-238, 2011.
- [36] V. Bobál, M. Kulbalčík, P. Dostál y S. Talas, «Use of Polynomial Approach for Control of Heat Exchanger,» *International Conference on Process Control (PC)*, págs. 152-157, 2015.
- [37] K. Ogata, *Sistemas de Control en Tiempo Discreto*. Pearson Prentice Hall; Naucaupan de Juárez, Mexico, 1996.
- [38] E. D. Sontag, «Smooth stabilization implies coprime factorization,» *IEEE Transactions on Automatic Control*, vol. 34, n.º 4, págs. 435-443, 1989.
- [39] E. D. Sontag y W. Yuan, «On characterizations of the input-to-state stability property,» *Systems & Control Letters*, vol. 24, n.º 5, págs. 351-359, 1995.
- [40] E. Sontag y W. Yuan, «New characterizations of input-to-state stability,» *IEEE Transactions on Automatic Control*, vol. 41, n.º 1, págs. 1283-1294, 1996.

- [41] B. Bujela, A. van Wyk y R. Stolper, «ROBUST H_∞ CONTROL of a 2-DOF GIMBAL,» *5th Robotics and Mechatronics Conference of South Africa*, págs. 1-6, 2012.