

**Sistema SCADA para el Tren de Evaporadores del Laboratorio de
Procesos Productivos de la Universidad Nacional de Colombia Sede
Manizales**



Raúl Santiago Muñoz Aguilar

**Facultad de Ingeniería y Arquitectura
Universidad Nacional de Colombia
Sede Manizales**

Octubre de 2006

**Sistema SCADA para el Tren de Evaporadores del Laboratorio de
Procesos Productivos de la Universidad Nacional de Colombia Sede
Manizales**

por

Raúl Santiago Muñoz Aguilar

Directora: Dra. Fabiola Angulo García

Tesis

Presentada a la Facultad de Ingeniería y Arquitectura de la
Universidad Nacional de Colombia

Sede Manizales

En cumplimiento

de los Requerimientos

para el Grado de

Magister en Ingeniería - Automatización Industrial

**Universidad Nacional de Colombia
Sede Manizales**

Octubre de 2006

*A Dios como motor de mi vida, mi familia por su formación
y apoyo y a mi esposa por su comprensión y amor.*

Agradecimientos

Un agradecimiento, sea en publico o privado es poco para todo lo que tendría que decir de diferentes personas que han hecho posible de una u otra manera el culmen de este trabajo.

Dios como motor de mi vida, brindandome la oportunidad de presenciar cada día un nuevo mañana y dandome la capacidad de entender los diferentes aspectos incursos en este trabajo, bendito sea el Señor. Él a puesto diferentes personas en mi vida a través de las cuales he llegado a ser la persona que soy en este momento.

En primera instancia mis padres, que dandome la vida han hecho inicio a un transcurrir de eventos, me han dado una formación en valores principalmente, por lo cual he podido luchar y me siento orgulloso de poder haberla recibido, gracias Papá y Mamá porque me han apoyado, comprendido y ayudado de una y mil maneras, gracias por la formación, gracias por los valores y gracias por cada uno de los regalos que me han dado, especialmente por la vida. Así como todo lo que he recibido del resto de mi familia, gracias a todos.

Mi esposa que ha estado ahí, que me ha hecho sonreir en los momentos más difíciles

y la cual ha robado mi corazón con su comprensión como nadie más lo ha hecho le agradezco en el fondo de mi alma, así como ha su familia que me han ayudado sobre todo en este último trayecto tan difícil y el cual hubiera sido aún más complicado sin su apoyo.

Diversos docentes han marcado mi vida con su ejemplo, además de haber estado pendientes, siendo solícitos y de manos abiertas en todo momento, en especial gracias a Eduardo, Jorge Fernando y Gerard, así como a todos los profesores que me han ayudado a formarme.

A mi directora de Tesis la profesora Fabiola Angulo, por ser esa persona maravillosa que estuvo ahí con esa guianza para lograr un objetivo, pero además de eso, buscando desinteresadamente sacar adelante a cada una de las personas que trabajamos con ella. A esa persona que se preocupa como una madre y que se da con total fuerza, a aquella que aunque fue a veces difícil de entender, fue capaz de soportar mis errores y corregirlos, gracias profesora por brindarme la oportunidad de cumplir mis sueños. Gracias por ser esa mujer que demuestra sus capacidades y se presenta como un ejemplo a seguir para muchos de nosotros, como un estándar en la vida, por brindar sus cualidades y luchar por nosotros.

Para Alex, Fonso, JuanBer y en sí todo el G.T.A. PCI por todas las ideas, apoyo, y lo más importante, por la amistad brindada y dejarme pertenecer a este grupo, que más que esto es una familia, muchas gracias.

A las personas de Laboratorio de Procesos Productivos por su ayuda y consejos.

A todas las personas que aún no haya nombrado y de alguna forma han ayudado a

que sea la persona que soy ahora y culminar una de las metas propuestas para mi vida y que en cientos de páginas no alcanzaría a nombrar, aunque no los destaque aquí por su nombre los tengo muy en mi corazón.

Por último agradecer a la Universidad Nacional de Colombia y a la Dirección de Investigaciones de Manizales (DIMA).

Contenido

Agradecimientos	IV
Nomenclatura	1
Resumen	4
Abstract	5
Introducción	6
1. Antecedentes y Estado del Arte	8
2. Modelos de los evaporadores	14
2.1. Evaporación Simple de una solución azucarada	14
2.1.1. Descripción	14
2.1.2. Ecuaciones de Acumulación de Materia	16
2.1.3. Ecuaciones de Estado	17
2.1.3.1. Temperatura de Saturación	20
2.1.3.2. Flujo de vapor producido	20
2.1.3.3. Entalpía de la columna de líquido	21

2.1.3.4.	Entalpía de vaporización	22
2.1.3.5.	Calor recibido	22
2.1.3.6.	Elevación del Punto de Ebullición	23
2.1.3.7.	Densidad de agua líquida saturada	23
2.1.3.8.	Densidad del vapor saturado	24
2.2.	Evaporación en dos Efectos con Alimentación en Contracorriente de una solución azucarada	28
2.2.1.	Descripción	28
2.2.2.	Ecuaciones de Estado	29
3.	Sistema de Control de los evaporadores	32
3.1.	Rangos de las variables del proceso	33
3.2.	Esquema del sistema controlado	34
3.3.	Control proporcional del nivel	38
3.4.	Control proporcional del nivel y de la concentración	40
3.5.	Control PI del nivel	42
3.6.	Control PD del nivel	43
3.7.	Control Difuso para el nivel	44
3.8.	Control Difuso modificado para el nivel	47
3.9.	Control por estabilización robusta para el nivel	49
3.10.	Control por redes neuronales para las tres variables de estado	53
3.11.	Control por redes neuronales adaptativas para las tres variables de estado .	53
3.12.	Análisis de la respuesta del sistema bajo los diferentes controladores . . .	55
4.	Comportamiento ante perturbaciones en la presión	57
4.1.	Comportamiento al perturbar la presión con ruido blanco	58

4.2.	Comportamiento al perturbar la presión con ruido sinusoidal	59
4.3.	Comportamiento al perturbar la presión con un escalón	60
4.4.	Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores	61
5.	Comportamiento ante perturbaciones en la temperatura del vapor	71
5.1.	Comportamiento al perturbar la temperatura del vapor con ruido blanco .	71
5.2.	Comportamiento al perturbar la temperatura del vapor con ruido sinusoidal	72
5.3.	Comportamiento al perturbar la temperatura del vapor con un escalon . .	73
5.4.	Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores	74
6.	Comportamiento ante perturbaciones en la temperatura de alimentación	85
6.1.	Comportamiento al perturbar la temperatura de alimentación con un escalón	85
6.2.	Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores	86
7.	Primeros estudios de estabilidad basados en diagramas de bifurcaciones	90
7.1.	Control proporcional de nivel para simple efecto	91
7.2.	Control proporcional de nivel y la concentración para simple efecto . . .	93
7.3.	Control PI para nivel	94
7.4.	Control PD para nivel	96
7.5.	Control difuso para nivel	97
7.6.	Control difuso modificado para nivel	98
7.7.	Aclaraciones con respecto a control por estabilización robusta	99

8. Sistema de Instrumentación	109
8.1. Termocuplas	110
8.2. Sensores de Presión	110
8.3. Protocolo Serial RS-485	111
8.4. Controlador Lógico Programable (PLC)	113
8.4.1. Estructura Externa	114
8.4.2. Estructura Interna	115
8.4.2.1. Sección de entradas	115
8.4.2.2. Unidad Central de Procesos (CPU)	116
8.4.2.3. Sección de Salidas	116
8.4.2.4. Unidad de alimentación	116
8.4.2.5. Unidad de consola o programación	116
8.4.2.6. Interfaces	117
8.4.2.7. Memorias	117
8.4.3. El PLC Direct Logic Koyo D06DA	118
8.5. Esquemas de la implementación	118
8.5.1. Tablero	118
8.5.2. Evaporadores	120
8.5.3. Red de equipos	121
9. Sistema SCADA implementado	123
9.1. Software de Conectividad DDE	123
9.1.1. Parámetros de la Conectividad DDE	124
9.1.2. Software DDE Desarrollado	124
9.1.2.1. Variables que puede leer el DDE	124
9.1.3. Software DDE Modificado	125

9.1.3.1. Variables que puede leer y/o forzar el DDE	126
9.1.4. Software DDE con acceso remoto	128
9.2. Software SCADA	128
Conclusiones	134
Trabajo Futuro	136
Bibliografía	138

Lista de Figuras

2.1. Evaporación Simple	15
2.2. Evaporación en Múltiples Efectos con Alimentación en contracorriente . .	29
3.1. Esquema del sistema de control de nivel para simple efecto	35
3.2. Esquema del sistema de control de nivel para doble efecto en contracorriente	36
3.3. Esquema del sistema de control de nivel y concentración para simple efecto	37
3.4. Esquema del sistema de control de nivel y concentración para doble efecto en contracorriente	38
3.5. Control proporcional del nivel para simple efecto	39
3.6. Control proporcional del nivel para doble efecto en contracorriente	40
3.7. Control P del nivel y concentración para simple efecto	41
3.8. Control P del nivel y concentración para contracorriente	42
3.9. Control PI para simple efecto	43
3.10. Control PI para contracorriente	44
3.11. Control PD para simple efecto	45
3.12. Controlador difuso	46
3.13. Funciones de membresía	46
3.14. Control difuso	47
3.15. Funciones de membresía	49

3.16. Control difuso	50
3.17. Control por estabilización robusta	52
3.18. Control por redes neuronales	54
3.19. Control por redes neuronales adaptativas	55
4.1. Control proporcional con presión perturbada con ruido blanco	58
4.2. Control PI con presión perturbada con ruido blanco	59
4.3. Control PD con presión perturbada con ruido blanco	60
4.4. Control por estabilización robusta con presión perturbada con ruido blanco	61
4.5. Control difuso con presión perturbada con ruido blanco	62
4.6. Control difuso modificado con presión perturbada con ruido blanco	63
4.7. Control proporcional con presión perturbada con ruido sinusoidal	63
4.8. Control PI con presión perturbada con ruido sinusoidal	64
4.9. Control PD con presión perturbada con ruido sinusoidal	64
4.10. Control por estabilización robusta con presión perturbada con ruido sinusoidal	65
4.11. Control difuso con presión perturbada con ruido sinusoidal	66
4.12. Control difuso modificado con presión perturbada con ruido sinusoidal	66
4.13. Control proporcional con presión perturbada con un escalón	67
4.14. Control PI con presión perturbada con un escalón	68
4.15. Control PD con presión perturbada con un escalón	68
4.16. Control por estabilización robusta con presión perturbada con un escalón	69
4.17. Control difuso con presión perturbada con un escalón	69
4.18. Control difuso modificado con presión perturbada con un escalón	70
5.1. Control proporcional con la T_v perturbada con ruido blanco	72

5.2.	Control PI con la T_v perturbada con ruido blanco	73
5.3.	Control PD con la T_v perturbada con ruido blanco	74
5.4.	Control por estabilización robusta con la T_v perturbada con ruido blanco .	75
5.5.	Control difuso con la T_v perturbada con ruido blanco	76
5.6.	Control difuso modificado con la T_v perturbada con ruido blanco	76
5.7.	Control proporcional con la T_v perturbada con ruido sinusoidal	77
5.8.	Control PI con la T_v perturbada con ruido sinusoidal	78
5.9.	Control PD con la T_v perturbada con ruido sinusoidal	78
5.10.	Control por estabilización robusta con la T_v perturbada con ruido sinusoidal	79
5.11.	Control difuso con la T_v perturbada con ruido sinusoidal	79
5.12.	Control difuso modificado con la T_v perturbada con ruido sinusoidal . . .	80
5.13.	Control proporcional con la T_v perturbada con un escalón	81
5.14.	Control PI con la T_v perturbada con un escalón	81
5.15.	Control PD con la T_v perturbada con un escalón	82
5.16.	Control por estabilización robusta con la T_v perturbada con un escalón . .	82
5.17.	Control difuso con la T_v perturbada con un escalón	83
5.18.	Control difuso modificado con la T_v perturbada con un escalón	83
6.1.	Control proporcional con la T_F perturbada con un escalón	86
6.2.	Control PI con la T_F perturbada con un escalón	87
6.3.	Control PD con la T_F perturbada con un escalón	87
6.4.	Control por estabilización robusta con la T_F perturbada con un escalón . .	88
6.5.	Control difuso con la T_F perturbada con un escalón	88
6.6.	Control difuso modificado con la T_F perturbada con un escalón	89
7.1.	Comportamiento del volumen con la variación de T_F^1	92

7.2. Comportamiento del volumen con la variación de T_v	93
7.3. Comportamiento del volumen con la variación de T_v	94
7.4. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	95
7.5. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	96
7.6. Comportamiento del volumen con la variación de K	97
7.7. Comportamiento del volumen con la variación de T_F^1	98
7.8. Comportamiento del volumen con la variación de T_v	99
7.9. Comportamiento del volumen con la variación de T_v	100
7.10. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	100
7.11. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	101
7.12. Comportamiento del volumen con la variación de T_v	101
7.13. Comportamiento del volumen con la variación de T_v	102
7.14. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	102
7.15. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	103
7.16. Comportamiento del volumen con la variación de K_i	103
7.17. Comportamiento del volumen con la variación de K_p	104
7.18. Comportamiento del volumen con la variación de T_v	104
7.19. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	105
7.20. Comportamiento del volumen con la variación de K_d	105
7.21. Comportamiento del volumen con la variación de K_p	106
7.22. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	106
7.23. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	107
7.24. Comportamiento del volumen con la variación de la T_v	107
7.25. Comportamiento del volumen con la variación de la P^1	108
8.1. Termocupla instalada	111

8.2.	Conexión eléctrica sensor de presión 7MF1560-3BE00+H1Y	111
8.3.	Conexión eléctrica sensor de presión	112
8.4.	Sensor de presión instalado	112
8.5.	Red Típica RS-485 a 2 hilos	113
8.6.	Red Típica RS-485 a 4 hilos	113
8.7.	Controlador Lógico Programable	118
8.8.	Vista interna del tablero de control	119
8.9.	Tren de evaporadores	120
8.10.	Sistema de instrumentación de los evaporadores	121
8.11.	Red de equipos	122
9.1.	Ventana de Visualización del DDE	125
9.2.	Ventana de Visualización del DDE Modificado	126
9.3.	Ventana de Visualización del DDE servidor con acceso remoto	129
9.4.	Ventana de Visualización del DDE cliente para acceso remoto	130
9.5.	Pantalla de presentación del sistema de supervisión	131
9.6.	Pantalla de selección del sistema de supervisión	131
9.7.	Sistema de supervisión de los evaporadores	132
9.8.	Sistema de supervisión para el cliente	132
9.9.	Sistema de supervisión visto en el touch screen	133

Lista de Tablas

3.1. Rangos de las diferentes variables	34
3.2. Respuesta de los diferentes controladores	56
4.1. Respuesta de los controladores perturbando P con ruido blanco	65
4.2. Respuesta de los controladores perturbando P sinusoidalmente	67
4.3. Respuesta de los controladores perturbando P con un escalón	70
5.1. Respuesta de los controladores perturbando T_v con ruido blanco	77
5.2. Respuesta de los controladores perturbando T_v con ruido sinusoidal	80
5.3. Respuesta de los controladores perturbando T_v con un escalón	84
6.1. Respuesta de los controladores perturbando T_F con un escalón	89

Nomenclatura

a, b, c, d : Constantes de la ecuación de Reid.

a', b', c', d' : Constantes de la ecuación de Reklaitis y Schneider.

A : Área de Transferencia de calor en los evaporadores (m^2).

B : Flujo másico de la solución concentrada que sale de un efecto (Kg/s).

C : Concentración de soluto en el líquido (Kgsoluto/Kgsolución).

C_p : Capacidad Calorífica de la solución (J/gmol °K).

EPE : Elevación del Punto de Ebullición [temperatura] (°K).

F : Flujo másico de la solución que entra en el tren de evaporadores (Kg/s).

ϕ : Calor de Solución (J).

H : Entalpía del vapor (J/Kg).

h : Entalpía del líquido (J/Kg).

L : Pérdidas de Calor (J).

λ : Calor de vaporización (J).

MM : Masa Molecular ($g/gmol \cdot H_2O$).

Pv : Presión del vapor (Pa).

Q : Flujo de Calor (J).

ρ : Densidad (Kg/m^3).

S : Flujo másico de vapor (Kg/s).

T : Temperatura de la columna de líquido en el evaporador ($^{\circ}K$).

U : Coeficiente global de transferencia de calor ($W/m^2 \cdot ^{\circ}C$).

V_s : Volumen ocupado por el vapor de calentamiento (m^3).

V_L : Volumen ocupado por el líquido en el evaporador (m^3).

Vol : Volumen (m^3).

v : Volumen molar de líquidos y vapores (m^3/Kg).

W : Masa (Kg).

y : Nivel de líquido en los evaporadores (m).

Subíndices y Superíndices

1 : Primer Efecto.

2 : Segundo Efecto.

c : Crítico.

F : Alimentación.

L : Líquido.

s : Vapor.

v : Vapor.

mec : Mecánica (desde el segundo hacia el primer efecto).

Resumen

En el presente trabajo, se muestran los resultados obtenidos al tomar los procesos de evaporación en simple efecto y doble efecto en contracorriente y analizar su comportamiento dinámico. Así, como el diseño de diversos controladores y la implementación del sistema de instrumentación y supervisión para el tren de evaporadores del Laboratorio de Procesos Productivos de la Sede.

Palabras Clave: Evaporadores, Sistemas de Control, Bifurcaciones, Instrumentación.

Abstract

The present work shows the results of analyze the dynamic behavior of the simple effect and double effect evaporation process. Like the design of some controllers and the implementation of the instrumentation and supervision system for the evaporator train of the Productive Process Laboratory of the University.

Keywords: Evaporator, Control Systems, Bifurcations, Instrumentation.

Introducción

Sistemas de evaporadores son utilizados en diversas industrias, en las cuales uno de los primeros objetivos es lograr concentrar un producto acorde a unos estándares de calidad. Algunos ejemplos son las industrias de pulpa de fruta y azucareras, las cuales se basan en la concentración del zumo de diferentes frutas y de la caña de azúcar respectivamente.

La Universidad cuenta con un sistema de evaporadores, el cual ha sido analizado, instrumentado, y se le ha desarrollado un software de supervisión en el presente trabajo, partiendo del modelo matemático obtenido en Echeverri [Echeverri , 2005].

El documento como tal está dividido en diferentes capítulos mostrando paso a paso lo necesario partiendo del modelo, pasando por diferentes etapas de análisis y diseño, hasta llegar a la implementación del software de supervisión remota.

En el capítulo 1, se presentan los antecedentes del trabajo, haciendo un resumen desde las primeras publicaciones hasta lo que se ha venido trabajando en la actualidad.

El capítulo 2, muestra una síntesis de los modelos a utilizar, para comprender la es-

estructura del sistema en análisis. En este se muestran de manera simplificada los modelos obtenidos en Echeverri [Echeverri , 2005].

Más adelante, en el capítulo 3, se diseñan los controladores para el sistema, mientras en los capítulos 4, 5 y 6, se analiza el desempeño de los mismos ante perturbaciones. Posteriormente, en el capítulo 7, se hacen unas primeras aproximaciones al análisis de estabilidad basada en bifurcaciones. Es importante mencionar que todo este análisis fue hecho solo en entorno de simulación, utilizando el software Matlab 6.5.

Para concluir, el capítulo 8, presenta la implementación del sistema de instrumentación, mientras en el capítulo 9, se observa el sistema de supervisión implementado. Todo el desarrollo hecho en estos dos últimos capítulos se obtuvo utilizando el software Visual Basic 6.0.

Capítulo 1

Antecedentes y Estado del Arte

El análisis de los fenómenos transitorios presentes en evaporadores, se empezó a documentar en 1968. Inicialmente se tomó el evaporador como una combinación de elementos interactuantes, analizando cada uno mediante el uso de ecuaciones diferenciales [André y Ritter , 1968]. Técnicas de control convencionales en cascada utilizando en el análisis la dinámica del sistema linealizada por expansión en series de Taylor también fue utilizada por André [André y Ritter , 1970].

En 1971 se presentó el análisis dinámico en estado transitorio de un sistema de evaporadores de múltiples efectos [Burdett y Holland , 1971]. En este artículo se desarrolló un análisis termodinámico del proceso mediante ecuaciones diferenciales, lo cual dió como resultado un modelo matemático de 380 ecuaciones, cuya solución fue encontrada por el método de Newton-Raphson.

En 1984 se presentaron modelos dinámicos obtenidos empíricamente para un evaporador mediante el uso de la respuesta al escalón del sistema para identificación en el

dominio del tiempo y respuesta al impulso para identificación en el dominio de la frecuencia [Lozano *et al* , 1984]. En este trabajo también fue presentada la comparación de un control PI para la presión del vapor en función de la concentración del producto, contra un PI modificado con un predictor de Smith dando el último mejores resultados.

En el marco del proceso de evaporación, se puede aseverar que las estrategias de control tradicional son inadecuadas debido a no linealidades fuertes y retardos de tiempo presentes, por tanto técnicas de control no lineal se han venido implementando en los últimos años [Benne *et al* , 2000]. En Benne [Benne *et al* , 2000] se implementó una red neuronal artificial basada en control predictivo en entorno de simulación. Para obtener un modelado adecuado del sistema, se realizó una identificación y validación del mismo utilizando autómatas, los cuales se manejaban desde el computador con el estándar de conectividad DDE (acrónimo de Dynamic Data Exchange ó Intercambio dinámico de datos) y comunicación serial por el protocolo RS-232.

Adicional a las no linealidades presentes, el ahorro energético y la necesidad de un producto consistente, hace necesario una buena obtención del modelo. En este sentido, diferentes modelos para sistemas de evaporación han sido desarrollados; un ejemplo se da en Russell [Russell *et al* , 2000] donde se presentan tres modelos diferentes. El primero basado en ecuaciones diferenciales, el segundo es una red neuronal dinámica, capturando las dinámicas del sistema por medio de retardos de tiempo, y el tercero se obtuvo mediante un sistema lineal autoregresivo con entradas exógenas (ARX), este último identificado por mínimos cuadrados. Los tres modelos tomaron como subsistemas las partes del evaporador y luego fueron unidos para presentar de manera adecuada la dinámica completa del sistema. Además en Russell [Russell 2 *et al* , 2000] se muestra que el modelo neuronal

puede predecir satisfactoriamente sobre un horizonte de longitud arbitraria y es apropiado para la implementación con un esquema de control predictivo.

Otras técnicas de control utilizadas están basadas en la estructura de control por linealización global entrada salida del sistema de multiple entrada - multiple salida (GLC MIMO), de modo que el sistema sea BIBO (acrónimo en inglés de entrada acotada - salida acotada), con dinámica rápida y desacople de la no linealidad [Kam y Tadó , 2000]. Emplear esta técnica con el control del modelo interno da como resultado la IOIMC (linealización entrada salida del modelo interno) dando ventajas en la regulación con respecto al GLC MIMO. La estrategia IOIMC fue modificada en Kam [Kam *et al*, , 2001] para obtener dos nuevas estrategias de control aplicadas a un sistema de evaporación. La primera es la AdIOIMC (IOIMC adaptativa), que es un IOIMC con una ley de adaptación, lo que garantiza la convergencia en los parámetros del modelo. La segunda es la AuIOMC (IOIMC aumentada), que es un IOIMC con un lazo de control adicional donde la no exactitud planta - modelo es realimentada a través de una ganancia, lo que lleva una cierta reducción en las incertidumbres del modelo.

Predicción caótica para el coeficiente de transferencia de calor en base a series de tiempo para el fluido térmico de un sistema de evaporadores fue desarrollado en Liu [Liu *et al* , 2004]. Esto, basado en una reconstrucción en el espacio de estados y las señales de los coeficientes de transferencia de calor predichos fueron comparados con aquellos obtenidos de medidas experimentales, lo cual demostró una predicción satisfactoria. La comparación indicó que la predicción caótica es efectiva para las estimaciones de transferencia de calor características de el sistema y que podría ser una herramienta potencial para el control efectivo del fluido térmico para tales evaporadores.

Para el control del flujo de calor en el evaporador, se han desarrollado nuevas herramientas con base en redes neuronales, estas inspiradas en la última información encontrada en las redes biológicas (la unidad sináptica dinámica (DSU)). Nanayakkaraa [Nanayakkaraa *et al* , 2001] propuso la DSU para mejorar la información de capacidad de proceso de las neuronas, ésta ayudó a capturar la dinámica demarcada por la activación Gaussiana perteneciente al espacio de entrada, lo que condujo a la reducción de la dimensionalidad.

Control predictivo del modelo (MPC) para un evaporador industrial de cuatro efectos es desarrollado en Rangaiah [Rangaiah *et al* , 2001] dando como ventaja no necesitar preestabilización al usar variables de estado del proceso para inicialización. Se propuso e implementó una técnica para remover el error en estado estable NMPC (acrónimo de control predictivo del modelo no lineal), ésta mostró un desempeño similar con respecto a controladores descentralizados para el sistema de evaporadores.

En la industria ha sido tradicional la transmisión de la medida de los sensores en señales de 4-20mA, éstas últimas se han ido reemplazando por los buses de campo y recientemente por Ethernet dado la ventaja de que cualquier sensor puede ser virtualmente alcanzado desde cualquier lugar para control remoto y diagnóstico. En Flammini [Flammini *et al* , 2002] Profibus-DP, CANbus2.0B y Ethernet IEEE 802.3 fueron implementados y probados como interfaces para un sensor simple. Lo anterior mostró que Ethernet, aunque es menos eficiente que el bus de campo, requiere aproximadamente los mismos recursos computacionales, y que una solución basada en UDP (User Datagram Program) preserva la visibilidad en internet y da una solución Internet-Sensor de bajo costo.

Para la conectividad de componentes en la industria se ha venido utilizando el estándar DDE y últimamente ha venido incursionando el uso de OPC (acrónimo de OLE Process Control). Los cuales se han integrado para crear soluciones robustas y proveer interoperabilidad real mientras se reduce el tiempo de implementación y los costos [Hong y Jianhua , 2005].

Es bien conocido que herramientas industriales para resolver problemas prácticos de control son los autómatas. Una evolución de estos es el PLC-Autómata, cuyo objetivo es cumplir con las propiedades de tiempo real en un autómata [Dierks , 2001]. Además técnicas de control no lineal autosintonizable se han empezado a embeber dentro de los autómatas, controlando sistemas altamente no lineales e implementando algoritmos de preidentificación y postidentificación [Gerksic *et al* , 2005].

A nivel de supervisión los SCADA (Supervisión, Control y Adquisición de Datos) se han impuesto en todo el mundo. Estos sistemas se están llevando a internet para hacer interfaces en tiempo real con el objetivo de hacer inter control de centros por intercambio de datos, pudiendo obtener seguridad práctica y capacidad de análisis de transferencia disponible, usando estimación de estados [Su *et al* , 2002].

La WWW (por su acrónimo en inglés World Wide Web) se ha vuelto una forma conveniente de acceder a la información, por la integración de diferentes buscadores haciendo una interface accesible al usuario, lo cual hace que sea una opción de bajo costo para acceder a la información de un SCADA. En Qiu [Qiu y Gooi , 2002] se desarrolló una aplicación basada en web para la implementación de una arquitectura cliente/servidor pa-

ra un SCADA.

Laboratorios para la investigación y entrenamiento en sistemas SCADA se están desarrollando en el mundo para llevar a los ingenieros y estudiantes a dar una mirada a estos [Thomas *et al* , 2004].

Actualmente, la Sede cuenta con un tren de evaporadores, para el cual se ha emprendido un proceso de automatización desde el año 1998. En Agudelo [Agudelo , 2000] se presenta el modelo matemático de la evaporación en continuo, además de diseñar un control multivariable y seleccionar la instrumentación para la automatización del equipo. En el año 2004 se presentó un proyecto de investigación ante la Dirección de Investigaciones de Manizales (DIMA) para su automatización [Angulo *et al* , 2004] dentro del cual se ha desarrollado una tesis de Maestría en su modelamiento [Echeverri , 2005]. En ella se desarrollan modelos para el tren de evaporadores trabajando con agua, solución azucarada, solución salina y caústica, cada una para las configuraciones del evaporador en simple efecto, circulación forzada, múltiples efectos en paralelo y múltiples efectos en contracorriente.

Dado que la parte de control no ha sido llevada a cabo, en el presente trabajo, se hace el estudio de la dinámica del sistema, se diseñan controladores, así, como se lleva a cabo la implementación del sistema de instrumentación, y supervisión para el tren de evaporadores de la Sede.

Capítulo 2

Modelos de los evaporadores

El presente trabajo se ha hecho en base a la evaporación en simple efecto y doble efecto en configuración en contracorriente para una solución azucarada; por tal razón se presentan a continuación los modelos dinámicos de estos sistemas, los cuales fueron obtenidos en Echeverri [Echeverri , 2005].

2.1. Evaporación Simple de una solución azucarada

2.1.1. Descripción

La columna de líquido que se encuentra dentro del evaporador, se alimenta continuamente con una solución almacenada en un tanque, impulsada por el efecto de la gravedad. Simultáneamente, un flujo de vapor vivo de caldera (saturado) a presión entre 70 y 104 psig (5.61 - 7.95 bar y 429.344 - 443.262 °K), es estrangulado por una válvula mediante un proceso isoentálpico para llevar su presión a un rango de 0 hasta 50 psig (365.97 a

418.75 °K); luego pasa por fuera de los tubos de la calandria y cede su calor latente a la columna de líquido, el vapor de agua que se condensa sale del sistema (Se hace un pequeño abuso en la notación al utilizar °K en lugar de K, para los grados Kelvin con el fin de no presentar confusiones con las constantes de los controladores).

Debido al calor transferido por el vapor vivo de caldera, el solvente del líquido se evapora. El vapor producido en el evaporador, entra a un intercambiador de calor, donde cede su calor latente a un flujo de agua y se condensa.

Al mismo tiempo, se retira un flujo de líquido que se obtiene como producto.

El proceso puede observarse en la figura 2.1.

El proceso puede llevarse a cabo a la presión atmosférica (585 mmHg en Manizales), a presión de vacío (hasta -30 inHg) o a sobrepresión (hasta 10 psig).

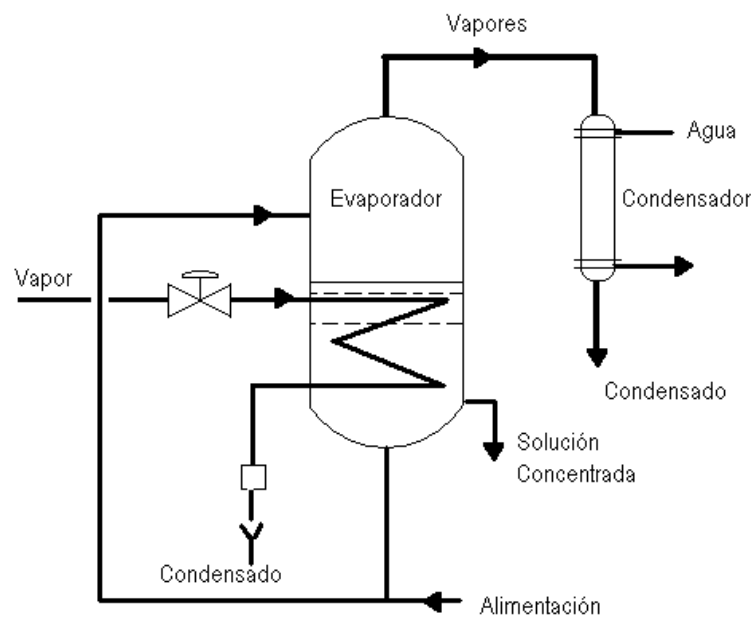


Figura 2.1: Evaporación Simple

Aspectos a tener en cuenta acerca de las soluciones:

“Aunque la solución que entra en un evaporador puede ser suficientemente diluida teniendo muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración la disolución adquiere cada vez un carácter más individualista. La densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólido hasta que la disolución o bien se transforma en saturada o no resulta adecuada para una transferencia de calor eficiente. La ebullición continuada de una disolución saturada da lugar a la formación de cristales, que es preciso separar pues de lo contrario obstruyen los tubos”[McCabe *et al* , 1999].

Formación de Espuma:

“Algunos materiales, especialmente sustancias orgánicas, forman espuma durante la vaporización. Una espuma estable acompaña al vapor que sale del evaporador dando lugar a un importante arrastre. En casos extremos toda la masa de líquido puede salir con el vapor y perderse”[McCabe *et al* , 1999]. Como este fenómeno puede ser controlado por el ingeniero de procesos, se desprecia la formación de espuma.

2.1.2. Ecuaciones de Acumulación de Materia y Energía

En la figura 2.1 se muestran las corrientes del sistema. Como no se presenta generación de ningún componente, los balances de acumulación de materia y energía se obtienen a partir de:

$$[\text{Acumulacion}] = [\text{Flujos de Entrada}] - [\text{Flujos de Salida}] \quad (2.1)$$

2.1.3. Ecuaciones de Estado

Se puede demostrar que las variables de estado del modelo son:

$$\left[W^1 \quad T^1 \quad C^1 \right]$$

donde:

W : Masa en el evaporador.

T : Temperatura en el cuerpo del evaporador.

C : Concentración del fluido del evaporador.

Y el superíndice:

1 : Primer Efecto.

Las ecuaciones de estado que describen el sistema son:

$$\dot{W}^1 = F^1 - B^1 - f_1(T^1, C^1) \quad (2.2)$$

$$\dot{C}^1 = \frac{(C_F^1 - C^1)F^1 + f_1(T^1, C^1)C^1}{W^1} \quad (2.3)$$

$$\dot{T}^1 = \left\{ \begin{array}{l} \frac{F^1(h_F^1(T_F^1) - f_2(T^1)) + f_1(T^1, C^1)(f_2(T^1) - f_3(T^1)) + f_4(W^1, T^1, C^1) + \phi^1 - L^1}{W^1[1 - 0,55C^1]f_5(T^1)} - \frac{(-0,55C^1 f_6(T^1))(C_F^1 - C^1)F^1 + f_1(T^1, C^1)C^1}{W^1[1 - 0,55C^1]f_5(T^1)} \\ \frac{1}{P_c} \cdot \left[\exp \left[\frac{T_c}{T_v} \left(a \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right) + b \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right)^{1,5} + e \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right)^3 + d \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right)^6 \right) \right] \right. \\ \left. - \frac{T_c}{T_v^2} \left(a \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right) + b \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right)^{1,5} + e \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right)^3 + d \left(1 - \frac{T_v}{T_c} \right)^6 \right) \right. \\ \left. + \frac{T_c}{T_v} \left(-\frac{A}{T_c} - \frac{1}{T_c} (1,5Bx^{0,5} + 3Cx^2 + 6Dx^5) \right) \right]^{-1} \cdot \left(1 + 0,0078 \frac{C^1(0,3+C^1)}{0,355(1,036-C^1)} \right) \frac{dP^1}{dt} \\ + (0,0078T_v - 1,91) \frac{(0,3+2C^1)(1,036-C^1) - C^1(0,3+C^1)}{0,355(1,036-C^1)^2} \cdot \frac{(C_F^1 - C^1)F^1 + f_1(T^1, C^1)C^1}{W^1} \end{array} \right. \rightarrow \left\{ \begin{array}{l} T^1 < T_v + EPE \quad o \\ (T^1 > T_v + EPE \quad \& \\ f_4(W^1, T^1, C^1) < \\ B^1 f_2(T^1) - F^1 h_F^1 \end{array} \right. \\ \rightarrow \left\{ \begin{array}{l} T^1 \geq T_v + EPE \quad \& \\ f_4(W^1, T^1, C^1) \geq \\ B^1 f_2(T^1) - F^1 h_F^1 \end{array} \right. \quad (2.4)$$

Donde:

EPE : Elevación del Punto de Ebullición (temperatura).

F : Flujo másico de la solución que entra en el tren de evaporadores (alimentación).

B : Flujo másico de la solución que sale del tren de evaporadores (producto).

ϕ : Calor de Solución.

h : Entalpía del líquido.

P : Presión.

Q : Flujo de Calor.

T : Temperatura.

Que tienen *Subíndices* y *Superíndices*:

2 : Segundo Efecto.

c : Critico.

F : Alimentación.

L : Líquido.

v : Vapor.

Cuando la temperatura no tiene subíndice se refiere a la temperatura de cuerpo, para el caso de la presión a la presión de cima del evaporador.

Con:

$$a = -7,76451$$

$$b = 1,45838$$

$$e = -2,77580$$

$$d = -1,23303$$

$$T_c = 647,3^\circ\text{K}$$

$$P_c = 221,2\text{bar}$$

Donde P_c y T_c son llamadas presión y temperatura críticas.

A continuación, se presentan las ecuaciones con las cuales se pueden encontrar las diferentes funciones y variables del modelo del sistema (ecuación 2.4).

2.1.3.1. Temperatura de Saturación

La relación entre la temperatura de saturación del agua T_v y la presión en el evaporador P^1 esta dada por [Reid *et al* , 1987]:

$$P^1 = P_c \exp \left[\frac{1}{1-x} (a x + b x^{1.5} + e x^3 + d x^6) \right] \quad (2.5)$$

$$x = 1 - \frac{T_v}{T_c}$$

Así, conociendo la presión es posible encontrar la temperatura de saturación. Esta ecuación está dada para el agua, y se cumple para temperaturas entre $275 \text{ }^\circ K$ y T_c .

2.1.3.2. Flujo de vapor producido

El flujo de vapor producido, está descrito por:

$$f_1(T^1, C^1) = S^1 = \begin{cases} 0 & \text{si } T^1 < T_v \\ \frac{h_F^1(T_F^1)F^1 - h^1(T^1)B^1 + Q^1(T_w^1, T^1)}{f_3(T^1)} & \text{si } T^1 = T_v + EPE \end{cases} \quad (2.6)$$

2.1.3.3. Entalpía de la columna de líquido

La entalpía de la columna de líquido, se calcula de la siguiente manera:

$$f_2(T^1) = h(T^1) = \int_{T_0}^{T^1} C_p(T) dT \quad (2.7)$$

La entalpía del fluido de alimentación se encuentra también con la ecuación 2.7, generalmente se presenta como una constante para todo el proceso, debido a que se supone que se alimenta con el mismo fluido. Ésta necesita el cálculo de C_p , el cual se halla de la siguiente manera:

$$C_p = a' + b'T + c'T^2 + d'T^3 \quad (2.8)$$

$$a' = 18,2964$$

$$b' = 4,72118 * 10^{-1} \quad (2.9)$$

$$c' = -1,33878 * 10^{-3}$$

$$d' = 1,31424 * 10^{-6}$$

C_p en $J/(g \cdot mol \cdot ^\circ K)$ y T en $^\circ K$, estas constantes son para el agua, tomadas de la tabla 6 de [Reklaitis y Schneider, 1986].

Este último, en las ecuaciones de estado, también se necesita para el agua:

$$f_5(T^1) = C_{pY_{H_2O}}(T^1) \quad (2.10)$$

Ya conocido el término anterior, tenemos:

$$f_6(T^1) = \int_{T^0}^{T^1} C_{pYH_2O}(T) dT \quad (2.11)$$

2.1.3.4. Entalpía de vaporización

La entalpía del vapor se da con la ecuación:

$$f_3(T^1) = H(T) = \int_{T_0}^T C_p(T) dT + \lambda_v(T) \quad (2.12)$$

“La entalpía de vaporización de un líquido puro puede ser determinada mediante datos de presión de vapor con la ecuación rigurosa de Clausius y Clapeyron” [Onken y Hanns-Ingolf, 1990], la cual está definida como:

$$\lambda_v(T) = (v^v - v^L) T \frac{dP_v}{dT} \quad (2.13)$$

Donde v^v es el volumen de la fase de vapor y v^L es el volumen de la fase líquida.

2.1.3.5. Calor recibido

El calor recibido por el líquido se define como [Echeverri, 2005]:

$$f_4(W^1, T^1, C^1) = Q^1 = h_L^1 A_L^1 (T_w^1 - T^1) \quad (2.14)$$

Con:

El área de transferencia de calor: $A_L = 1,04057 \text{m}^2$

Y Empíricamente: $h_L^1 = 3500$

2.1.3.6. Elevación del Punto de Ebullición

Una alternativa para calcular la Elevación del Punto de Ebullición (EPE) en soluciones azucaradas, es la correlación de Higgins (1970) [Cesca]:

$$EPE = \frac{C^1(0,3 + C^1)(0,0078Tv - 1,91)}{0,355(1,036 - C^1)}$$

Derivando con respecto a Tv :

$$\frac{d}{dTv}[EPE(Tv, C^1)] = 0,0078 \frac{C^1(0,3 + C^1)}{0,355(1,036 - C^1)} \quad (2.15)$$

Derivando con respecto a C^1 :

$$\frac{d}{dC^1}[EPE(Tv, C^1)] = (0,0078Tv - 1,91) \frac{(0,3 + 2C^1)(1,036 - C^1) - C^1(0,3 + C^1)}{0,355(1,036 - C^1)^2} \quad (2.16)$$

2.1.3.7. Densidad de agua líquida saturada

“Para estimar el volumen molar de líquidos saturados, se usó la ecuación de Hakinson o la de Rackett” [Reid *et al* , 1987].

Una ecuación construida por (Rackett, 1970) y posteriormente modificada por (Spencer y Danner, 1972) es [Reid *et al* , 1987]:

$$v = \frac{RT_c}{P_c} Z_{RA}^{1+(1-T_R)^{2/7}}$$

Para el agua: $Z_{RA} = 0,2338$.

La densidad molar es el inverso del volumen molar: $\rho = 1/v$.

“Si se cuenta con un dato experimental de densidad a una temperatura de referencia T^r , la forma recomendada de la ecuación de Rackett es:” [Reid *et al* , 1987]

$$v = v^r Z_{RA}^\phi \quad (2.17)$$

$$\phi = (1 - T_R)^{2/7} - (1 - T_R^r)^{2/7}$$

$$\rho = \frac{1}{v}$$

De [Porras y Montanero , 1992] se toma la referencia: a 1atm, $T^r = 212^\circ F$ y $v^r = 0,016719\text{ft}^3/\text{lb}$.

Donde:

r : Referencia.

R : Reducida.

v : Volumen específico.

2.1.3.8. Densidad del vapor saturado

“Una ecuación de estado precisa para el agua es la presentada por Keenan [Keenan , 1969]” [Wu y Stiel , 1985]. En Wang [Wang *et al* , 1997], se construyó y aplicó una ecuación de estado para cálculos de equilibrio de líquido vapor para fluidos puros, polares y no polares. A continuación se muestra la ecuación cúbica presentada en Wang [Wang *et al* , 1997] :

$$P = \frac{RT(1 + k_1b/v)}{b - k_2b} - \frac{a}{v(v + c)} \quad (2.18)$$

A partir de los datos de presión y temperatura se obtiene v , y $\rho = 1/v$.

Para la ecuación 2.18, se necesitan las siguientes expresiones presentadas en Wang [Wang *et al* , 1997]:

Temperatura reducida:

$$T_R = \frac{T}{T_c}$$

Expresiones Adicionales:

$$M = \frac{MM \cdot \omega_w}{39,948}$$

$$\alpha = 1,0003 - 0,2719M + 3,7311M^2 - 1,0827M^3 + 0,1144M^4 - 4,1276E - 3M^5$$

$$\zeta_c = 0,2974 + 0,1123\omega_w - 0,9585\omega_w Z_c + 7,7731E - 4\omega_w MM \left(\frac{T_b}{T_c} \right)$$

$$C_2 = -1,4671 + 3,6889 \left(\frac{T_c}{\alpha \cdot T_b} \right) - 2,0005 \left(\frac{T_c}{\alpha \cdot T_b} \right)^2 + 5,2614 \sqrt{\omega_w \cdot Z_c}$$

$$C_5 = 7,9885 - 4,3604e^{\omega_w} + 1,4554MM\omega_w^{3,063} - 21,395\alpha(\zeta_c - Z_c) - 4,0692Z_c\alpha^{1,667}$$

$$F_1 = \left(1 + C_1(1 - \sqrt{T_R}) + C_2(1 - T_R) \right)^2$$

$$F_2 = (1 + C_3(1 - T_R^{2/3}) + C_4(1 - T_R^{2/3})^2 + C_5(1 - T_R^{2/3})^3)^2$$

k_1 y k_2 son dos parámetros dependientes de la forma de las moléculas:

$$k_1 = 4,8319\alpha - 1,5515$$

$$k_2 = 1,8177 - 0,1778\alpha^{-1,3686}$$

$$k_2^3 \Omega_{bc}^3 + (2k_1 k_2 + 2k_2^2 - 3k_2^2 - 3k_2^2 \zeta_c) \Omega_{bc}^2 + (k_1 + k_2 - 3k_1 \zeta_c - 3k_2 \zeta_c + 3k_2 \zeta_c^2) - 3\zeta_c = 0$$

Para la ecuación anterior se toma la mayor raíz real positiva del polinomio en Ω_{bc} .

$$\Omega_{cc} = 1 + k_2 \Omega_{bc} - 3\zeta_c$$

$$\Omega_{ac} = \frac{\zeta_c^3 - k_1 \Omega_{bc} \Omega_{cc}}{k_2 \Omega_{bc}}$$

$$a = \frac{\Omega_{ac} R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = \frac{\Omega_{bc} R T_c}{P_c} F_2$$

$$c = \frac{\Omega_{cc} R T_c}{P_c}$$

Para estas expresiones, los parámetros del agua (dados en Wang [Wang *et al* , 1997]) son:

$$C_1 = 0,28111$$

$$C_4 = 2,18987$$

$$C_3 = -2,03823$$

Propiedades críticas del agua (tomadas de Reid [Reid *et al* , 1987]):

$$T_c = 647,3^\circ K$$

$$P_c = 221,2 \text{ bar}$$

$$Z_c = 0,284;$$

Otras Propiedades del agua:

Temperatura Normal de ebullición:

$$T_b = 373,15^\circ K$$

Masa molecular:

$$MM = 18 \text{ g/gmol H}_2\text{O}$$

Factor acéntrico:

$$\omega_w = 0,344$$

Constante universal de los gases:

$$R = 0,083144 \text{ bar}\cdot\text{L /gmol}\cdot^\circ\text{K}$$

Para completar las ecuaciones de estado, se tiene:

El calor de solución ϕ^1 es igual -16.147.

Se asume que la pérdida de calor L^1 es igual a cero, gracias al aislamiento de lana de vidrio.

2.2. Evaporación en dos Efectos con Alimentación en Contracorriente de una solución azucarada

2.2.1. Descripción

La columna de líquido que se encuentra dentro del segundo evaporador, se alimenta continuamente con una solución almacenada en un tanque, impulsada por el efecto de la gravedad.

La columna de líquido en este efecto recibe el calor latente del vapor producido en el primer efecto, de manera tal que a la temperatura de ebullición se produce un flujo de vapor que entra al condensador, y un flujo de solución parcialmente concentrada pasa al primer evaporador con la ayuda de una bomba.

La columna de líquido presente en el primer evaporador recibe calor de un flujo de vapor vivo de caldera (saturado) a un rango de presión entre 0 hasta 50 psig (365.97 a 418.75 °K) que pasa por fuera de los tubos de la calandria (El vapor de agua que se condensa sale del sistema).

Debido al calor transferido por el vapor vivo de caldera, el solvente del líquido en el primer efecto se evapora y fluye a la calandria del segundo evaporador. El flujo de líquido retirado en el primer evaporador se constituye como el producto.

El primer efecto puede trabajar a presión atmosférica (585 mmHg) y el segundo a una presión de vacío (hasta -30 inHg).

El proceso puede observarse en la figura 2.2.

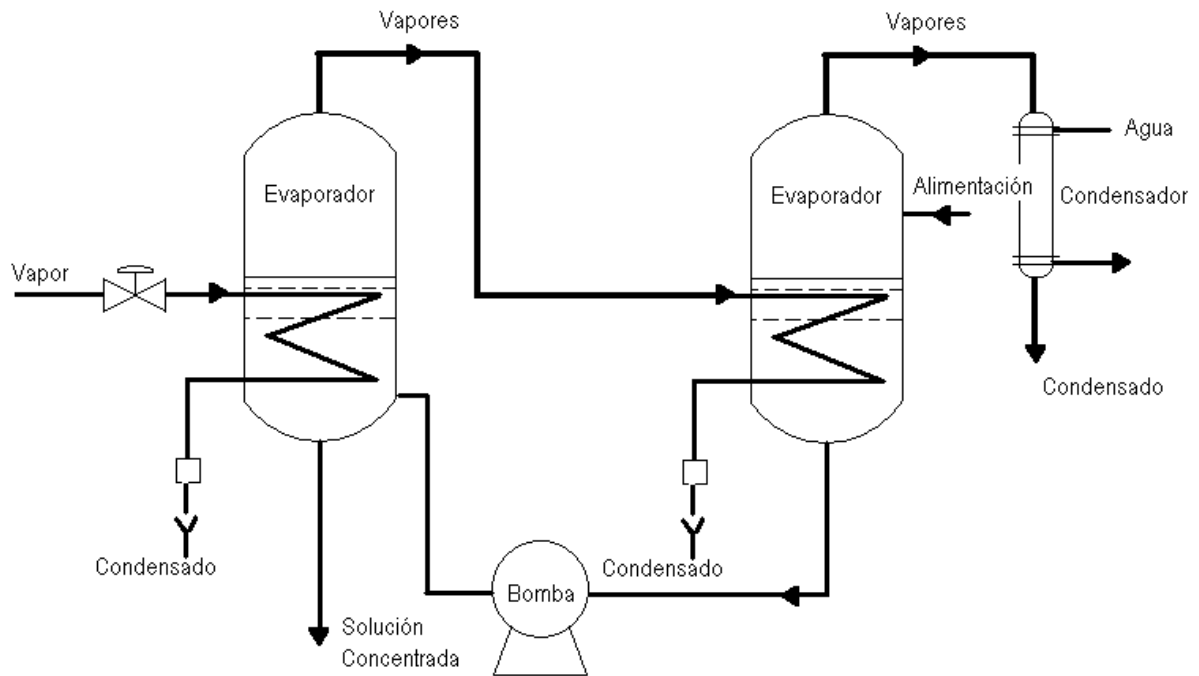


Figura 2.2: Evaporación en Múltiples Efectos con Alimentación en contracorriente

2.2.2. Ecuaciones de Estado

Se puede demostrar que las variables de estado del modelo son:

$$\left[W^1 \quad T^1 \quad C^1 \quad W^2 \quad T^2 \quad C^2 \right]$$

y las ecuaciones de estado son:

$$\dot{W}^1 = B^{mec} - B^1 - f_1(T^1, C^1) \quad (2.19)$$

$$\dot{C}^1 = \frac{(C^{mec} - C^1)B^{mec} + f_1(T^1, C^1)C^1}{W^1} \quad (2.20)$$

$$\dot{T}^1 = \left\{ \begin{array}{l} \frac{B^{mec}(h^{mec}(T^2) - f_2(T^1)) + f_1(T^1, C^1)(f_2(T^1) - f_3(T^1)) + f_4(W^1, T^1, C^1) + \phi^1 - L^1}{W^1[1 - 0,55C^1]f_5(T^1)} - \frac{(-0,55C^1 f_6(T^1))(C^{mec} - C^1)B^{mec} + f_1(T^1, C^1)C^1}{W^1[1 - 0,55C^1]f_5(T^1)} \rightarrow \left\{ T^1 < T_{v1} + EPE \right. \\ \\ \frac{1}{P_c} \cdot \left[\exp \left[\frac{T_c}{T_{v1}} \left(A \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right) + B \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right)^{1,5} + C \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right)^3 + D \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right)^6 \right) \right] \right. \\ \left. \left[-\frac{T_c}{T_{v1}^2} \left(A \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right) + B \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right)^{1,5} + C \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right)^3 + D \left(1 - \frac{T_{v1}}{T_c} \right)^6 \right) \right. \right. \\ \left. \left. + \frac{T_c}{T_{v1}} \left(-\frac{A}{T_c} - \frac{1}{T_c} (1,5Bx^{0,5} + 3Cx^2 + 6Dx^5) \right) \right] \right]^{-1} \cdot \left(1 + 0,0078 \frac{C^1(0,3+C^1)}{0,355(1,036-C^1)} \right) \frac{dP^1}{dt} \\ \\ + (0,0078T_{v1} - 1,91) \frac{(0,3+2C^1)(1,036-C^1) - C^1(0,3+C^1)}{0,355(1,036-C^1)^2} \cdot \frac{(C^{mec} - C^1)B^{mec} + f_1(T^1, C^1)C^1}{W^1} \\ \rightarrow \left\{ T^1 \geq T_{v1} + EPE \right. \end{array} \right. \quad (2.21)$$

$$\dot{W}^2 = F_F^{mec} - B^{mec} - f_1(T^2, C^2) \quad (2.22)$$

$$\dot{C}^2 = \frac{(C_F^{mec} - C^2)F^{mec} + f_1(T^2, C^2)C^2}{W^2} \quad (2.23)$$

$$\dot{T}^2 = \left\{ \begin{array}{l} \frac{F^{mec} (h_F^{mec} (T_F^{mec}) - f_2(T^2)) + f_1(T^2, C^2) (f_2(T^2) - f_3(T^2)) + f_4(W^2, T^2, C^2) + \phi^2 - L^2}{W^2 [1 - 0,55C^2] f_5(T^2)} \rightarrow \left\{ T^2 < T_{v2} + EPE \right. \\ - \frac{(-0,55C^2 f_6(T^2)) ((C_F^{mec} - C^2) F^{mec} + f_1(T^2, C^2) C^1)}{W^2 [1 - 0,55C^2] f_5(T^2)} \\ \\ \frac{1}{P_c} \cdot \left[\exp \left[\frac{T_c}{T_{v2}} \left(A \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right) + B \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right)^{1,5} + C \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right)^3 + D \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right)^6 \right) \right] \right. \\ \left[- \frac{T_c}{T_{v2}^2} \left(A \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right) + B \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right)^{1,5} + C \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right)^3 + D \left(1 - \frac{T_{v2}}{T_c} \right)^6 \right) \right. \\ \left. \left. + \frac{T_c}{T_{v2}} \left(- \frac{A}{T_c} - \frac{1}{T_c} (1,5Bx^{0,5} + 3Cx^2 + 6Dx^5) \right) \right] \right]^{-1} \cdot \left(1 + 0,0078 \frac{C^2(0,3+C^2)}{0,355(1,036-C^2)} \right) \frac{dP^2}{dt} \\ \\ + (0,0078T_{v2} - 1,91) \frac{(0,3+2C^2)(1,036-C^2)-C^2(0,3+C^2)}{0,355(1,036-C^2)^2} \cdot \frac{(C_F^{mec}-C^2)F^{mec}+f_1(T^2,C^2)C^2}{W^2} \\ \rightarrow \left\{ T^2 \geq T_{v2} + EPE \right. \end{array} \right. \quad (2.24)$$

Con el *Subíndice y/o Superíndice* adicional:

mec : Mecánica (desde el segundo hacia el primer efecto).

Las funciones y variables de las ecuaciones diferenciales, se calculan de igual forma que en evaporación en simple efecto. Empíricamente: $h_L^1 = 3000$

Para mayor explicación referase a [Echeverri , 2005].

Capítulo 3

Sistema de Control de los evaporadores

“El objetivo final de la ingeniería (en particular de la ingeniería de control) es diseñar y construir sistemas físicos reales para cumplir el comportamiento deseado [...] Un sistema de control es una interconexión de componentes o dispositivos tal que la salida del sistema completo rastree tan cerca como sea posible la señal deseada” [Chen].

“El Control de Procesos se refiere a un sistema de control que supervisa algún proceso industrial, tal que una salida se mantenga correcta. Esto se hace monitoreando y ajustando los parámetros de control para asegurar que la salida de producto permanezca como se necesita.[...]. El control de procesos puede ser clasificado en continuo o discontinuo. En un proceso continuo, hay flujo continuo de material o producto. Un proceso discontinuo tiene un principio y un final” [Kilian , 2001]. El tren de evaporadores del laboratorio, se trabaja en cualquiera de las dos configuraciones; o una tercera llamada semidiscontinuo, que se entiende como tener flujo de alimentación constante, pero no sacar producto sino hasta el final del proceso.

“Los sistemas de control actuales son generalmente no lineales. Sin embargo, es posible aproximarlos mediante modelos matemáticos lineales, podemos usar uno o más métodos de diseño bien desarrollados. En un sentido práctico, las especificaciones de diseño determinadas para el sistema particular sugieren cuál método usar” [Ogata , 1998].

En un sistema de control en lazo cerrado, la variable de proceso es constantemente monitoreada, esta medida es pasada al controlador para que pueda hacer los ajustes necesarios y así mantener la salida donde debe estar. El valor real es sustraído del valor ideal para obtener el error. *El controlador siempre trabaja en minimizar la señal de error.* Usando una estrategia de control que puede ser simple o compleja, el controlador minimiza el error [Kilian , 2001].

3.1. Rangos de las variables del proceso

Antes de proceder al diseño y simulación de los diferentes controladores, es importante aclarar los rangos de trabajo de cada una de las variables. Estos son mostrados en la tabla 3.1. En esta tabla, también se muestran algunos de los valores utilizados para simular los controladores.

Cabe anotar que las variables son saturadas a la salida de los controladores, para que se encuentren dentro de los rangos especificados.

Variable	Mínimo	Máximo	Simulación
P (Pa)	-1e5	3e5	181386.4471
T_F ($^{\circ}K$)	293.15	366.15	293.15
T_s ($^{\circ}K$)	365	419	418
C_F (Kg soluto/Kg solución)	0.05	0.5	0.1
F (kg/s)	0	0.09	Control
B (kg/s)	0	0.09	Control
W(0) (kg)	30	60	50
T(0) ($^{\circ}K$)	293.15	366.15	293.15
C(0) (Kg soluto/Kg solución)	0.05	0.5	0.1

Tabla 3.1: Rangos de las diferentes variables

3.2. Esquema del sistema controlado

En primera instancia, se pretende controlar únicamente el volumen. El esquema del lazo de control para simple efecto, se muestra en la figura 3.1, mientras que para contracorriente se muestra en la figura 3.2. En estos esquemas lo que se hace es primero dar unas condiciones iniciales para el sistema, y se ponen los valores de entrada al mismo, además del punto de operación que se quiere lograr. En base a las variables de estado del sistema, se calcula el volumen actual y el error, este dato junto con la densidad del fluido de alimentación son dados al controlador para que imponga el flujo necesario y lograr que el sistema alcance el valor deseado. Cabe anotar que estos esquemas fueron hechos en el software de simulación Matlab/Simulink.

Más adelante, se pretende controlar tanto volumen como concentración, el esquema del lazo de control para simple efecto y contracorriente son mostrados en las figuras 3.3

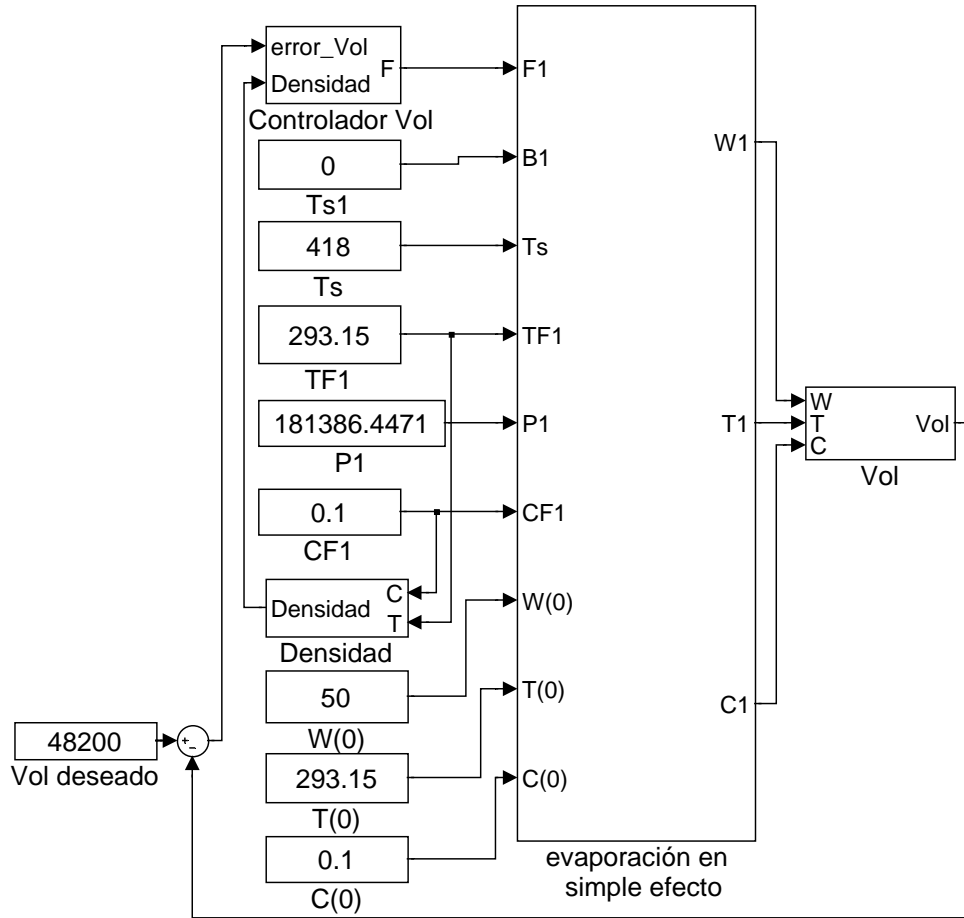


Figura 3.1: Esquema del sistema de control de nivel para simple efecto

y 3.4 respectivamente. Este tipo de control funciona similar a los dos anteriores, con la diferencia que se realimenta la concentración obtenida, con motivo de obtener producto cuando se llegue al valor deseado de concentración, controlando simultáneamente el volumen del evaporador.

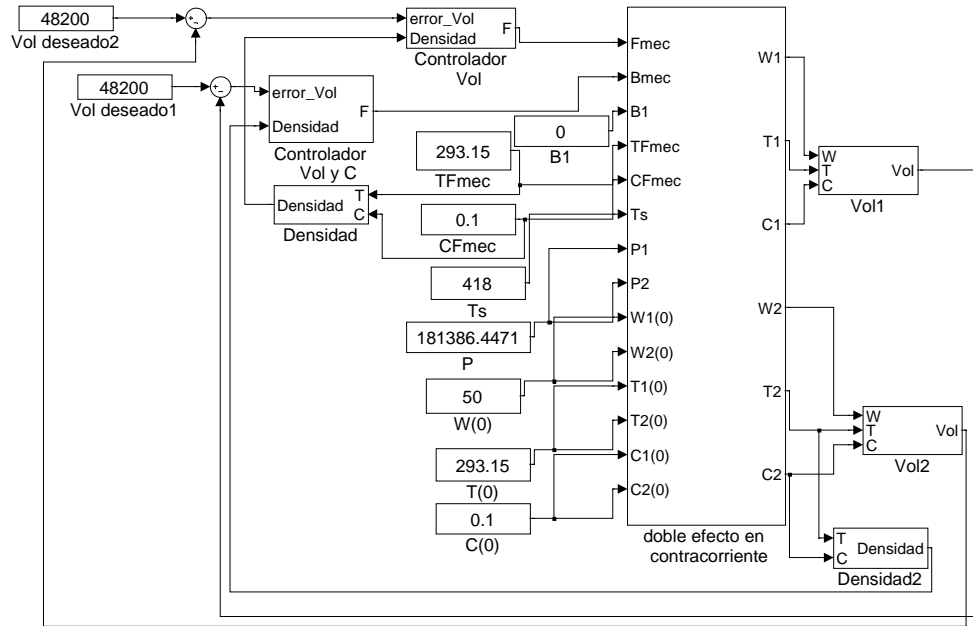


Figura 3.2: Esquema del sistema de control de nivel para doble efecto en contracorriente

El volumen que se encuentra dentro del evaporador se calcula de la siguiente manera:

$$\text{Vol} = \frac{W}{\rho} \quad (3.1)$$

Con:

$$\rho = 1000 * \left(1 + C * \frac{(C + 2)}{5,4} \right) * \left(1 - 0,036 * \frac{(T - 293,2)}{(433,2 - T)} \right)$$

Donde:

ρ : Densidad

W : Masa

Así el error en el volumen está dado por el volumen deseado menos una función de las variables de estado del sistema. Lo cual se traduce que aunque estamos controlando una variable, en realidad se controla una relación de todas las variables de estado del sistema.

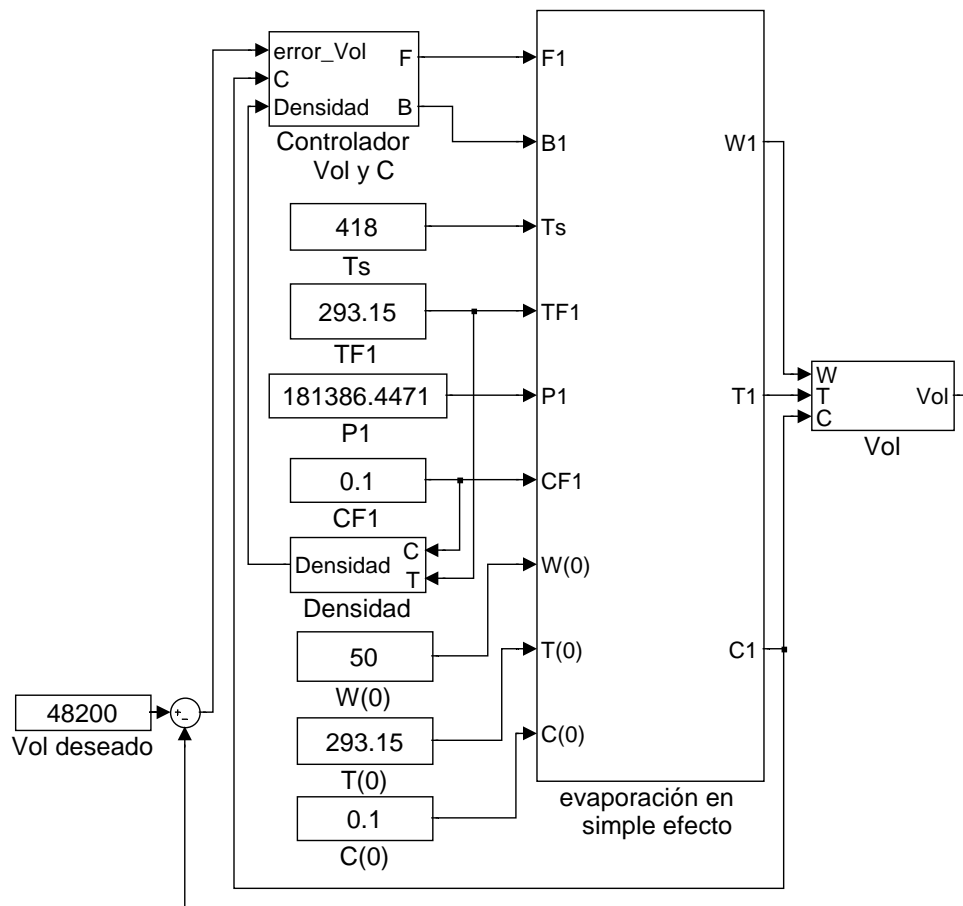


Figura 3.3: Esquema del sistema de control de nivel y concentración para simple efecto

Luego, la cantidad de solución que alimenta el sistema se da en masa por unidad de tiempo.

Ya, con base en esto se diseñan los controladores para controlar el volumen del sistema con el flujo de alimentación.

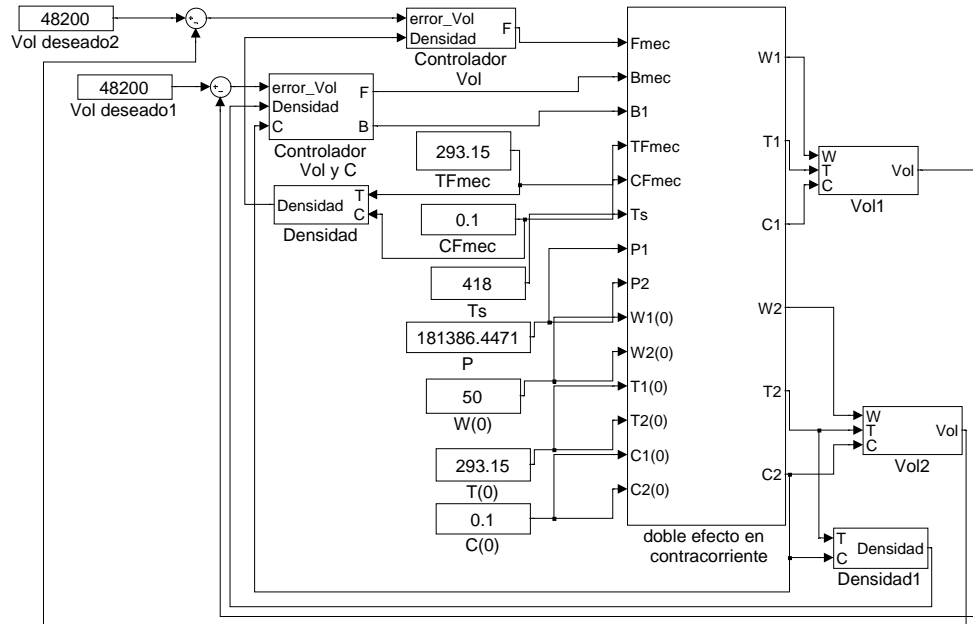


Figura 3.4: Esquema del sistema de control de nivel y concentración para doble efecto en contracorriente

3.3. Control proporcional del nivel

El control en lazo cerrado más simple de aplicar es el proporcional, como primera prueba se evalúa el control de volumen con este tipo de control. Éste, se basa en multiplicar el error por una constante de ganancia K , y ésta se convierte en la nueva entrada al sistema. Como se mostrará en la sección 7.1 (ver figura 7.6), para $K > 1,1$ aproximadamente el sistema entra en una banda caótica y para valores de $K < 0,3$ aproximadamente el sistema no regula, como se pretende hacer el sistema lo menos oscilante posible, se tomó como constante proporcional $K=1$. Debido a su simplicidad, en ingeniería de control el control proporcional es muy utilizado, pero tiene como inconveniente que siempre presenta un error en estado estable.

La simulación de éste controlador, se puede observar en la figura 3.5 para simple efecto y en la figura 3.6 para doble efecto en contracorriente (Ver tabla 3.2).

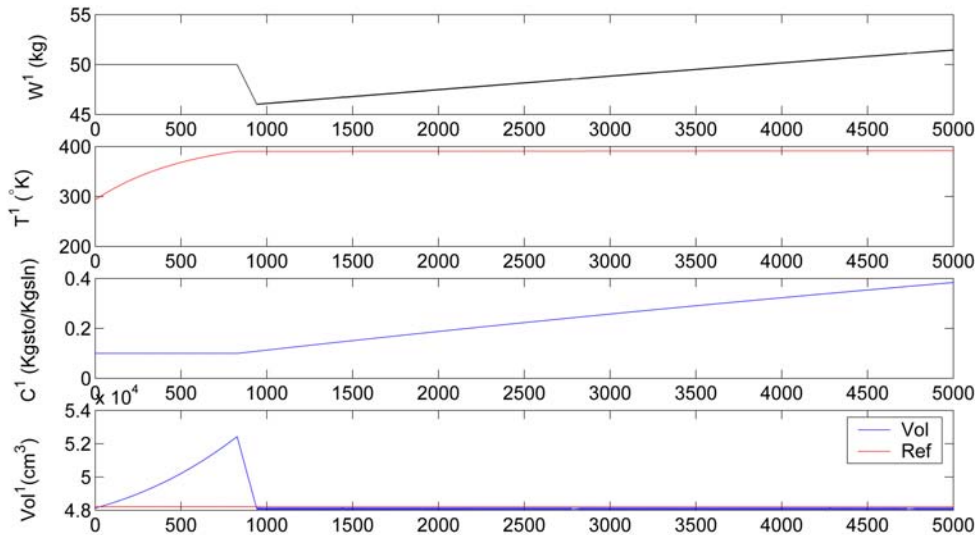


Figura 3.5: Control proporcional del nivel para simple efecto

Al detallar el comportamiento de los estados del sistema en ambos casos, se ve como la temperatura se estabiliza, esto debido a que el sistema se encuentra en estado de ebullición y por tanto la temperatura corresponde a la impuesta por la presión para vapor saturado. El volumen sigue de cerca la referencia impuesta, lo que muestra el funcionamiento del sistema de control, la concentración y la masa siguen en aumento. Si la concentración no es controlada llegaría a 1 (Kg soluto/Kg de solución), lo cual no es un punto operativo del sistema, pues sería evaporar toda el agua de la solución, que pone en riesgo la calandria del evaporador; la masa por su parte subiría hasta el momento en que se haya concentrado por completo la solución.

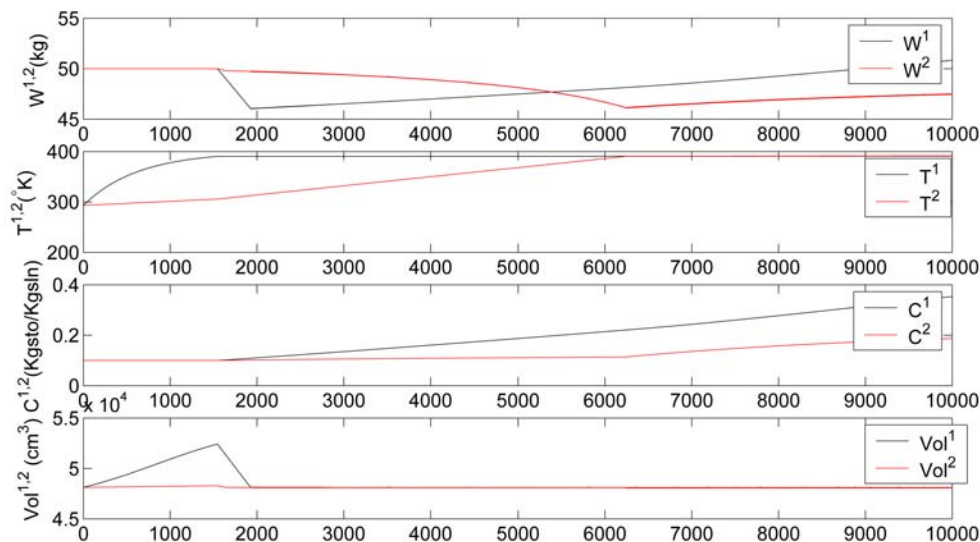


Figura 3.6: Control proporcional del nivel para doble efecto en contracorriente

3.4. Control proporcional del nivel y de la concentración

Como se puede observar claramente en la sección 3.3, si se desea un nivel de concentración determinado, se tendría que apagar el proceso cuando llegue a este punto para vaciar el evaporador y volver a empezar (operación semidiscontinuo). Si se quiere tener un flujo continuo de producto, se hace necesario que sea controlada la salida de producto así como la alimentación del mismo.

Por las mismas razones ya explicadas en la sección 3.3, se optó por una constante proporcional $K=1$ para el control del volumen, mientras para la concentración se optó por un control bang-bang con una banda de histéresis del 1 % de la concentración deseada. De ahora en adelante cuando se presente control de concentración se desarrollará de igual manera que éste, pero cambiando la estrategia de control del volumen.

El resultado de este controlador se muestra en la figura 3.7 para simple efecto y en la figura 3.8 para doble efecto en contracorriente.

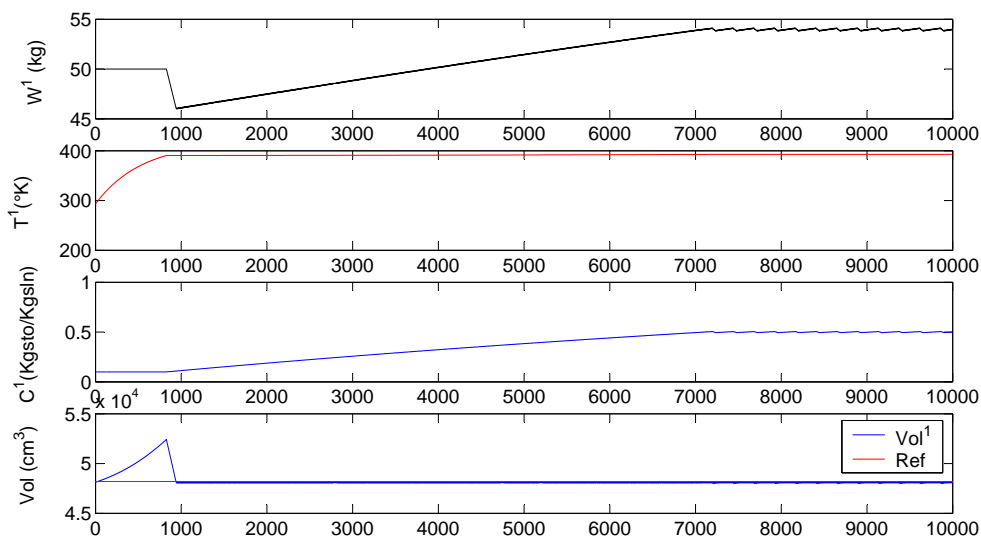


Figura 3.7: Control P del nivel y concentración para simple efecto

Se observa como la temperatura evoluciona hasta la temperatura de saturación impuesta por la presión del sistema. El volumen sigue adecuadamente la referencia, la concentración se estabiliza en el valor de la referencia, al igual que la masa debido a que las otras variables se encuentran ya estabilizadas. La masa como tal oscila debido al control bang-bang en la salida de producto.

Como se mostrará en las próximas secciones, el comportamiento de los controladores restantes es similar al de las últimas dos secciones, lo que se busca es encontrar controladores poco oscilantes y que funcionen en un rango adecuado para la operación del sistema. Además como la temperatura se estabiliza por la presión impuesta y la concentración es un control bang-bang, la variable más importante a analizar es el volumen y por

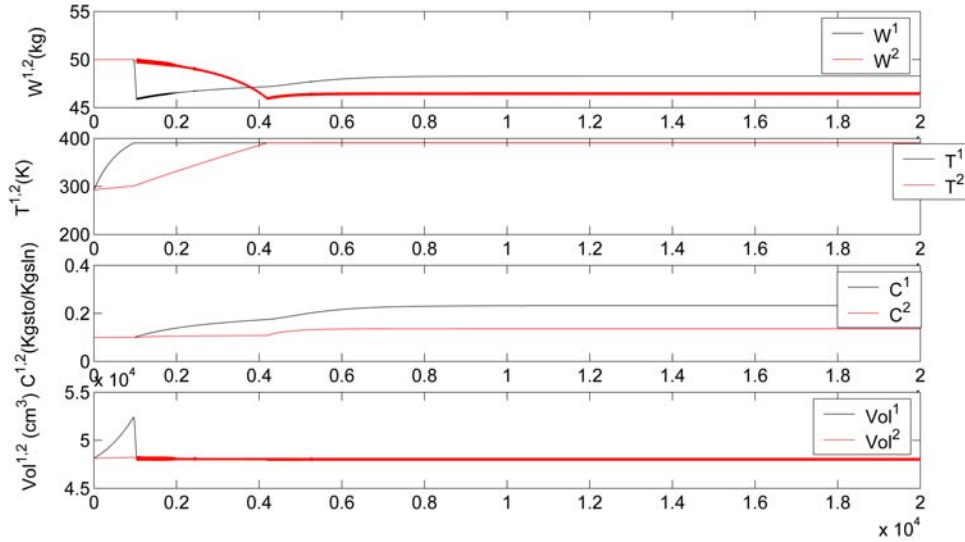


Figura 3.8: Control P del nivel y concentración para contracorriente

tanto será esta última la que se analice en detalle en las próximas secciones.

3.5. Control PI del nivel

La simulación de un control PI para simple efecto, puede observarse en la figura 3.9, el controlador fue ajustado de modo que la respuesta temporal del volumen fuera poco oscilante con respecto al controlador proporcional, además como se mostrará en la sección 7.3 (ver figuras 7.16 y 7.17), para valores de $K_p < 4,48$ y/o valores de $K_i > 0,55$ aproximadamente, el sistema se vuelve caótico. Por tanto se trabajó con una constante proporcional $K_p = 5$ y una constante integral $K_i = 0,5$.

La respuesta del sistema ante el control PI se observa en las figuras 3.9 y 3.10 para simple efecto y doble efecto en contracorriente respectivamente (Ver tabla 3.2).

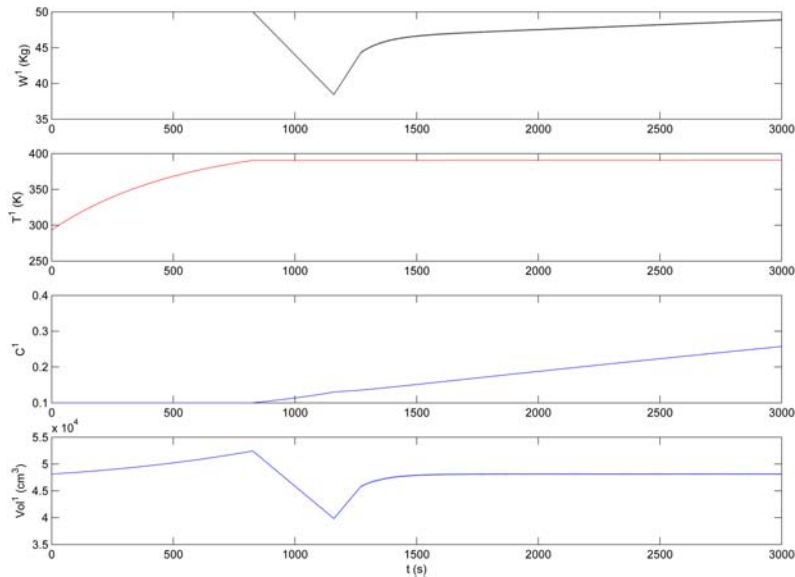


Figura 3.9: Control PI para simple efecto

El volumen para el control PI disminuye por debajo de la referencia, pero luego hace un seguimiento de la misma, siendo el volumen menos oscilante que el proporcional.

Como se ha observado hasta ahora, el comportamiento del sistema controlado, en simple efecto y en doble efecto en contracorriente es bastante similar, por tal razón de ahora en adelante se trabajará con simple efecto únicamente.

3.6. Control PD del nivel

La simulación de un control PD para simple efecto, puede observarse en la figura 3.11, el controlador fue ajustado de modo que la respuesta temporal del volumen fuera

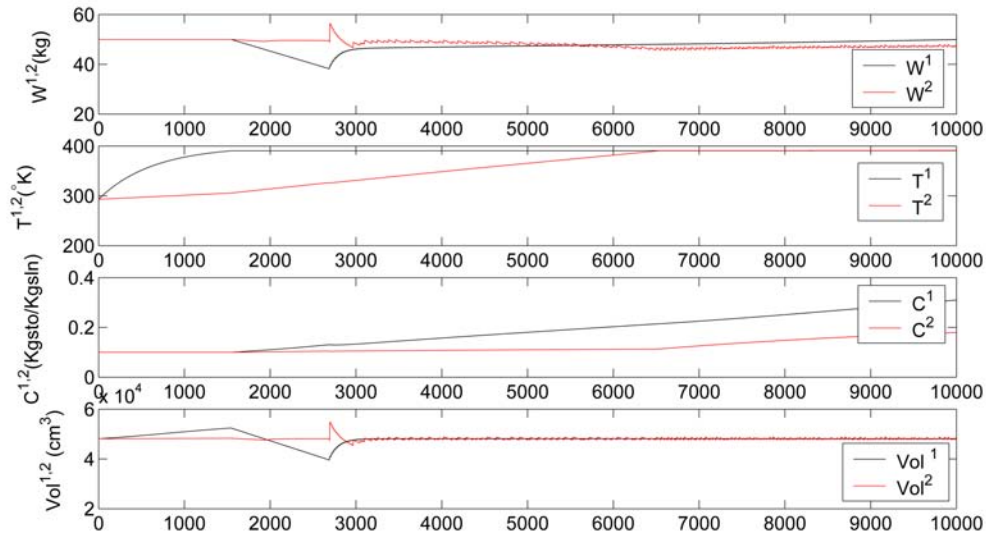


Figura 3.10: Control PI para contracorriente

poco oscilante con respecto al controlador proporcional, además como se mostrará en la sección 7.4 (ver figuras 7.20 y 7.21), para valores de $K_p < 0,01$ y/o valores de $K_d < 0,5$ aproximadamente, el sistema no regula, para valores de $K_p > 0,035$ y de $K_d > 1,95$ aproximadamente el sistema entra en una banda caótica. Por tanto se trabajó con una constante proporcional $K_p = 0,03$ y una constante diferencial $K_d = 1,5$ (Ver tabla 3.2).

El volumen para el control PD trata de seguir la referencia, pero con un pequeño error en estado estable, esto es propio de este tipo de controladores.

3.7. Control Difuso para el nivel

Se diseñó un controlador difuso con función de inferencia Mamdani. El diagrama de bloques del controlador se muestra en la figura 3.12; éste tiene funciones de membresía

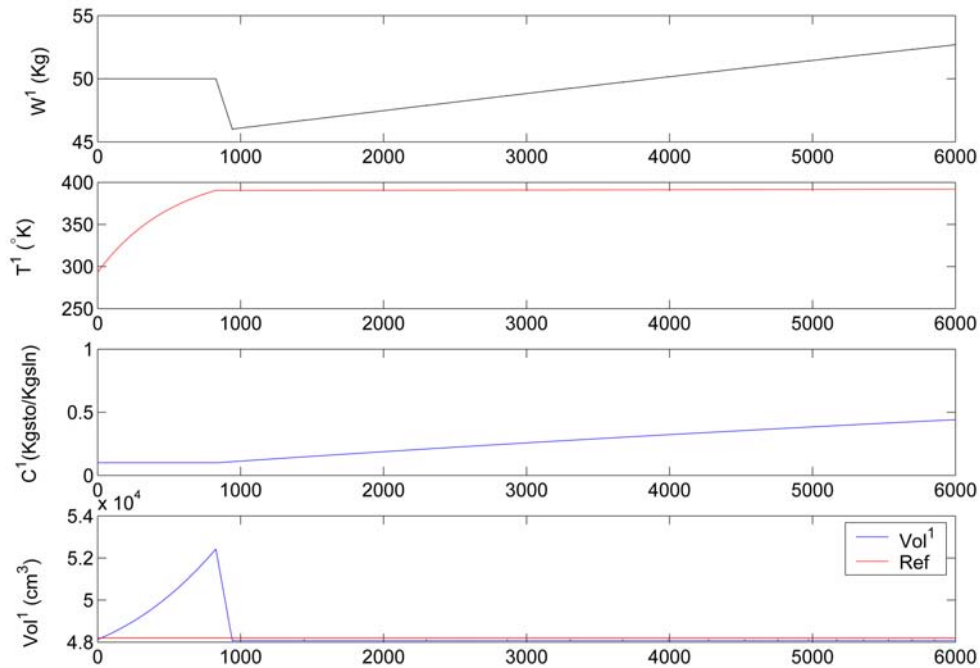


Figura 3.11: Control PD para simple efecto

para el error y la derivada del error (cerror) como se observan en la figura 3.13. Además de eso, las reglas de inferencia son:

- si error es positivo y cerror es positivo, entonces dun es positivo.
- si error es negativo y cerror es negativo, entonces dun es negativo.
- si error es positivo y cerror es cero, entonces dun es positivo.
- si error es negativo y cerror es cero, entonces dun es negativo.
- si error es positivo y cerror es negativo, entonces dun es cero.
- si error es negativo y cerror es positivo, entonces dun es cero.

- si error es cero y cerror es cero, entonces dun es cero.
- si error es cero y cerror es negativo, entonces dun es negativo.
- si error es cero y cerror es positivo, entonces dun es positivo.

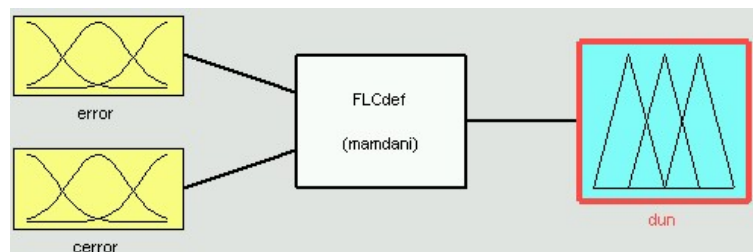


Figura 3.12: Controlador difuso

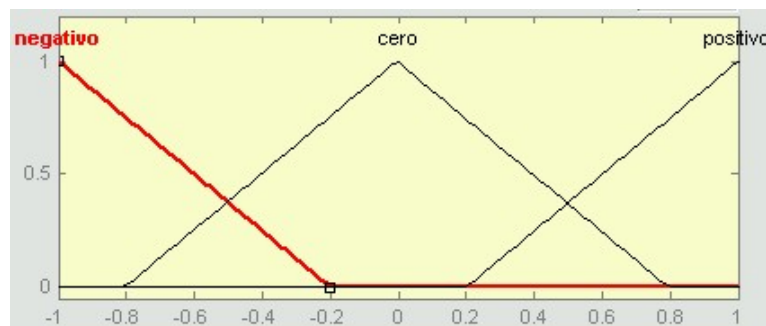


Figura 3.13: Funciones de membresía

Igualmente se buscó una respuesta con un bajo error en estado estable. La respuesta del sistema controlado se puede observar en la figura 3.14 (Ver tabla 3.2). El volumen hace un seguimiento de la referencia después de hacer el transitorio propio del sistema.

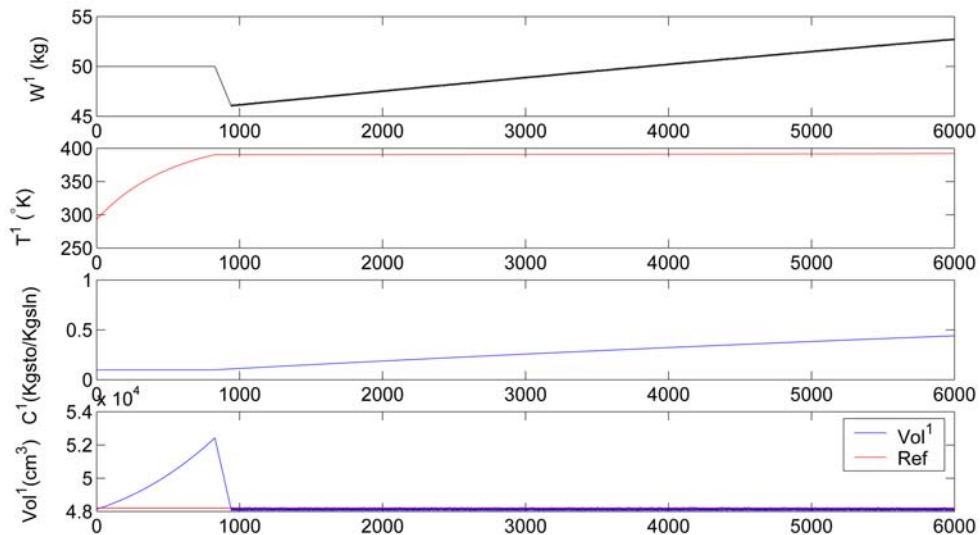


Figura 3.14: Control difuso

3.8. Control Difuso modificado para el nivel

A el controlador difuso ya diseñado se le amplió el espacio de escala, así las funciones de membresía resultantes se muestran en la figura 3.13. Además de eso, las reglas de inferencia son:

- si error es positivo y cerror es positivo, entonces dun es positivo.
- si error es positivo y cerror es pocopositivo, entonces dun es pocopositivo.
- si error es positivo y cerror es cero, entonces dun es pocopositivo.
- si error es positivo y cerror es poconegativo, entonces dun es pocopositivo.
- si error es positivo y cerror es negativo, entonces dun es cero.
- si error es pocopositivo y cerror es positivo, entonces dun es pocopositivo.

- si error es pocopositivo y cerror es pocopositivo, entonces dun es pocopositivo.
- si error es pocopositivo y cerror es cero, entonces dun es pocopositivo.
- si error es pocopositivo y cerror es poconegativo, entonces dun es cero.
- si error es pocopositivo y cerror es negativo, entonces dun es poconegativo.
- si error es cero y cerror es positivo, entonces dun es pocopositivo.
- si error es cero y cerror es pocopositivo, entonces dun es pocopositivo.
- si error es cero y cerror es cero, entonces dun es cero.
- si error es cero y cerror es poconegativo, entonces dun es poconegativo.
- si error es cero y cerror es negativo, entonces dun es poconegativo.
- si error es poconegativo y cerror es positivo, entonces dun es pocopositivo.
- si error es poconegativo y cerror es pocopositivo, entonces dun es cero.
- si error es poconegativo y cerror es cero, entonces dun es poconegativo.
- si error es poconegativo y cerror es poconegativo, entonces dun es poconegativo.
- si error es poconegativo y cerror es negativo, entonces dun es poconegativo.
- si error es negativo y cerror es positivo, entonces dun es cero.
- si error es negativo y cerror es pocopositivo, entonces dun es poconegativo.
- si error es negativo y cerror es cero, entonces dun es poconegativo.
- si error es negativo y cerror es poconegativo, entonces dun es poconegativo.

- si error es negativo y error es negativo, entonces dun es negativo.

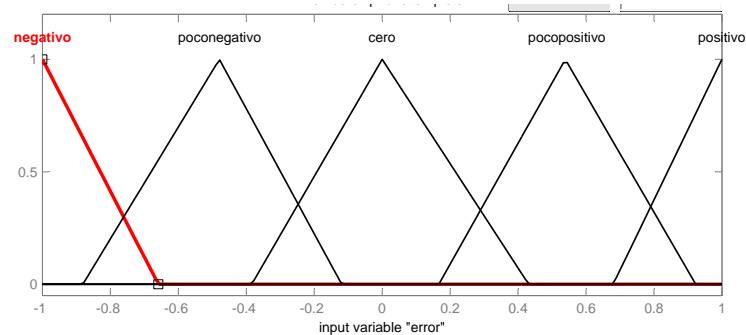


Figura 3.15: Funciones de membresía

La respuesta del sistema controlado se puede observar en la figura 3.16 (Ver tabla 3.2). El volumen hace un seguimiento de la referencia después de hacer el transitorio propio del sistema.

3.9. Control por estabilización robusta para el nivel

La estabilización robusta, se basa en análisis de sistemas lineales invariantes en el tiempo (LTI) simple entrada-simple salida (SISO). Para aplicar esta estrategia de control al sistema, se toma como SISO con entrada F^1 y salida Vol^1 , luego se simula y mediante un algoritmo genético (podría ser un ARX o cualquier otro tipo de regresión) se halla una aproximación al mismo. El sistema aproximado da como resultado:

$$P = \frac{23094,6561}{187499,9763 * s^2 + 14347,435 * s + 1818,0315} \quad (3.2)$$

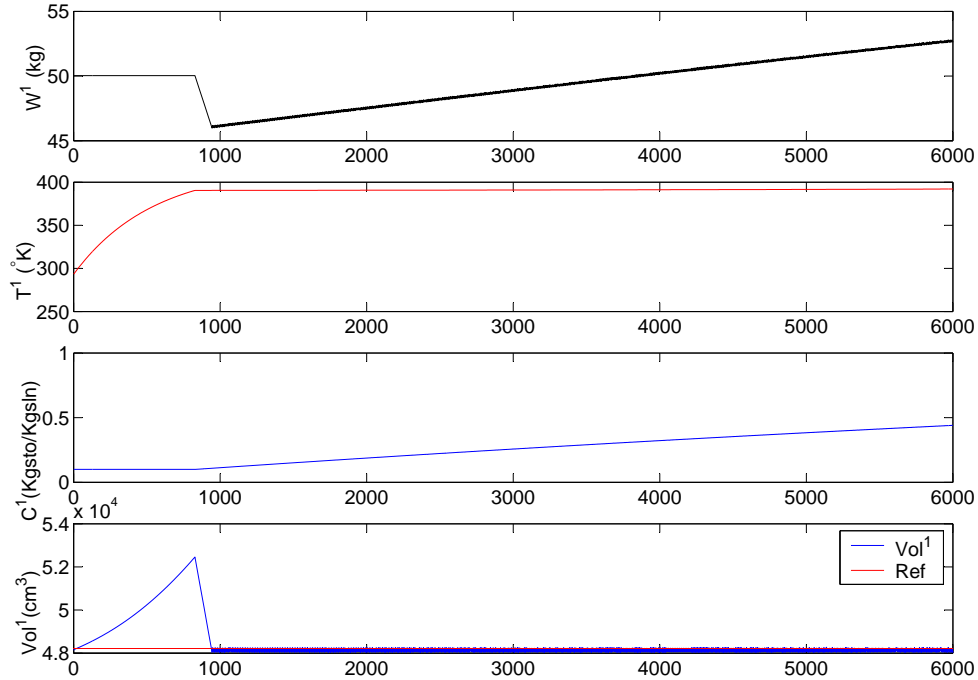


Figura 3.16: Control difuso

Ahora con base en el sistema 3.2, se diseña un controlador que estabilice el sistema de forma robusta mediante la parametrización de Youla, y se prueba su control en el modelo no lineal.

Para el diseño del controlador, primero que todo se hace una factorización coprima de la siguiente manera:

Se aplica la transformación:

$$s = \frac{1 - \lambda}{\lambda}$$

Luego se separa el numerador (n) y el denominador (m) y se aplica el algoritmo de euclides de modo que se obtengan dos polinomios x, y para que se cumpla:

$$nx + my = 1$$

Despues se hace la transformación inversa:

$$\lambda = \frac{1}{s + 1}$$

Aplicando los pasos anteriores, obtenemos la factorización coprima:

$$\begin{aligned} X &= \frac{0,368e-38*(16276352*s+5716393)}{(s+1)} \\ Y &= \frac{0,5e-41(533333401*s+1559189708)}{(s+1)} \\ N &= \frac{0,4619e32}{(s+1)^2} \\ M &= \frac{0,2e24(1874999764*s^2+143474355*s+18180315)}{(s+1)^2} \end{aligned} \quad (3.3)$$

Luego, el controlador está definido como:

$$C = \frac{X + MQ}{Y - NQ}$$

Donde Q, es una función de transferencia que garantiza que el sistema sea internamente estable. Y el controlador se diseña de modo que el sistema no tenga error en estado estable cuando la entrada es un escalón y rechace perturbaciones de baja frecuencia. El controlador encontrado es el siguiente:

$$C = \frac{8,0518 * 10^9 s^6 + 3,2823 * 10^{10} s^5 + 5,0853 * 10^{10} s^4 + 3,6216 * 10^{010} s^3 + 1,0985 * 10^{10} s^2 + 9,2841 * 10^8 s + 7,8072 * 10^7}{s^4 + 1,2377 s^3 + 0,8452 s^2 + 2,0784 s + 0,7654} \quad (3.4)$$

Como se mencionó en la sección 3.1, la salida del controlador se satura para operar dentro del rango de operación del sistema. Para mayor detalle de este tipo de diseño remitase a Doyle [Doyle *et al* , 1990].

La respuesta del sistema controlado se muestra en la figura 3.17 (Ver tabla 3.2). El volumen es estabilizado de forma adecuada, más adelante se observará que este control funciona mejor que los anteriores debido a que hace seguimiento para los rangos de operación del sistema.

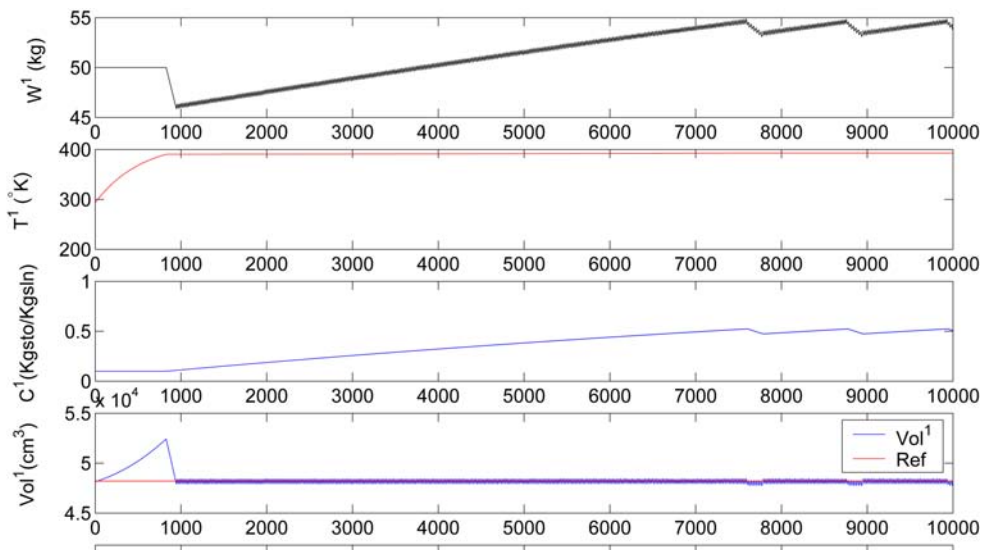


Figura 3.17: Control por estabilización robusta

3.10. Control por redes neuronales para las tres variables de estado

Para entrenar la red neuronal, se creó una base de datos simulando el sistema dentro de su rango de operación para diferentes valores de cada una de las variables (3.1).

Ya formada la base de entrenamiento, se entrenó una red back propagation mediante el algoritmo de Levenberg-Marquart; la red como tal tiene tres neuronas en la capa de entrada (Variables de estado) y seis en la capa de salida (Variables de proceso), en la capa oculta se varió el número de neuronas. La simulación de este sistema con 6 neuronas en la capa oculta, se puede observar en la figura 3.18. Es claro, que la respuesta del sistema no es oscilatoria, pero también, que el volumen después de un tiempo empieza a disminuir aceleradamente, lo cual hace el proceso peligroso (se podría llegar a disminuir el nivel por debajo de la calandria y así ocasionar su destrucción) y por tanto se descarta este tipo de control para posteriores análisis.

3.11. Control por redes neuronales adaptativas para las tres variables de estado

Para mejorar el comportamiento de un controlador neuronal, se puede hacer un entrenamiento en línea, para esto se tomó la red neuronal entrenada en la sección 3.10 y en cada paso de simulación se reentrenó utilizando el método de gradiente descendiente. La respuesta del sistema controlado se muestra en la figura 3.19. Igual que en la sección 3.10, el controlador no es capaz de regular el volumen y por tal razón se descarta para análisis

54 **3.11. Control por redes neuronales adaptativas para las tres variables de estado**

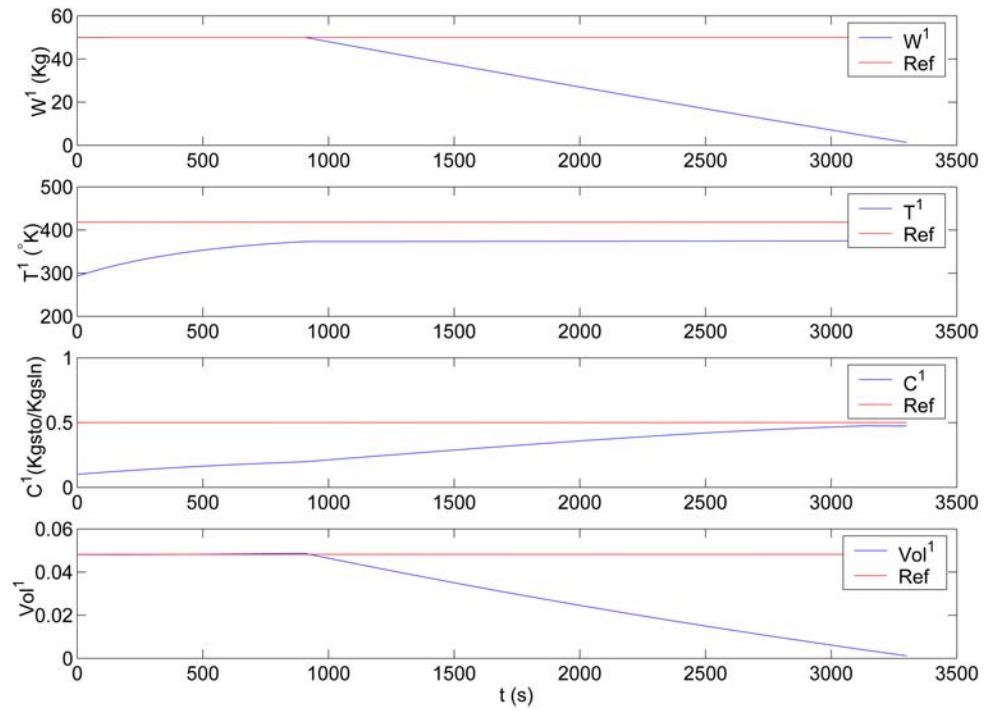


Figura 3.18: Control por redes neuronales

posteriores.

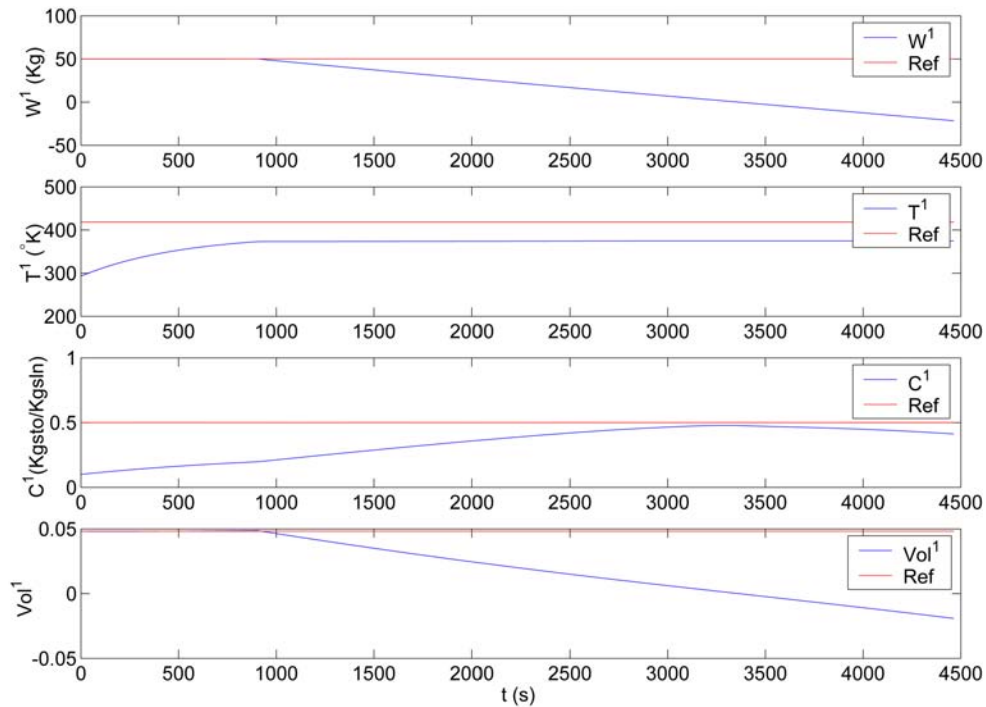


Figura 3.19: Control por redes neuronales adaptativas

3.12. Análisis de la respuesta del sistema bajo los diferentes controladores

Para comparar el desempeño de los diversos controladores, la tabla 3.2 muestra el error en estado estable (E_{ss}) y tiempo de asentamiento (t_s) del sistema al ser controlado con cada uno de ellos.

Se puede observar claramente que el control por estabilización robusta presenta el menor error en estado estacionario, además de ser bastante rápido en establecerse con respecto a los demás. Aún así cabe aclarar que todos los controladores presentan un bajo error en estado estable.

Controlador	Ess (%)	ts (s)
P	0.221	942
PI	0.13	1520
PD	0.239	945
Difuso	0.144	940
Difuso2	0.284	944
Estabilización Robusta	0.034	938

Tabla 3.2: Respuesta de los diferentes controladores

Capítulo 4

Comportamiento ante perturbaciones en la presión

Para ver el comportamiento ante perturbaciones externas, se simuló el sistema de evaporadores en simple efecto con los diversos controladores (excepto RN por no dar una respuesta adecuada).

Este análisis ha sido hecho solo en entorno de simulación, la perturbación se logra añadiendo en un momento dado un ruido de alguna característica particular a la señal que se desea perturbar. Los valores que se toman son los mismos especificados en el capítulo anterior.

Las perturbaciones efectuadas en la presión fueron: ruido blanco, sinusoidal, y escalón.

4.1. Comportamiento al perturbar la presión con ruido blanco

Las figuras 4.1, 4.2, 4.3, 4.4, 4.5 y 4.6 muestran el comportamiento del sistema al ser perturbada la presión con ruido blanco, el cual se logró con una función de probabilidad gaussiana con valor medio la presión establecida y varianza del 5 % de su valor.

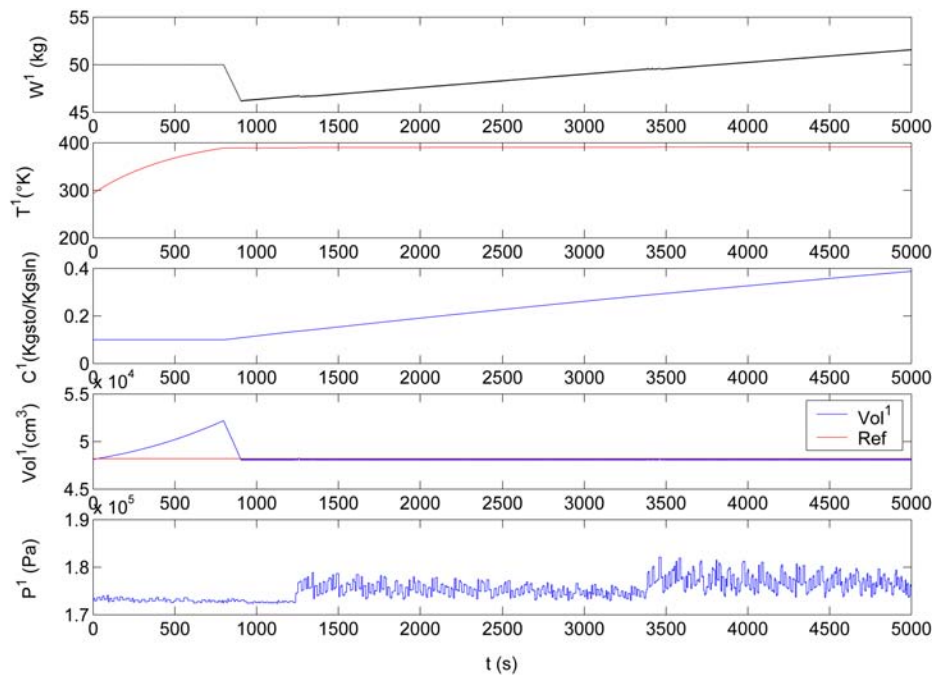


Figura 4.1: Control proporcional con presión perturbada con ruido blanco

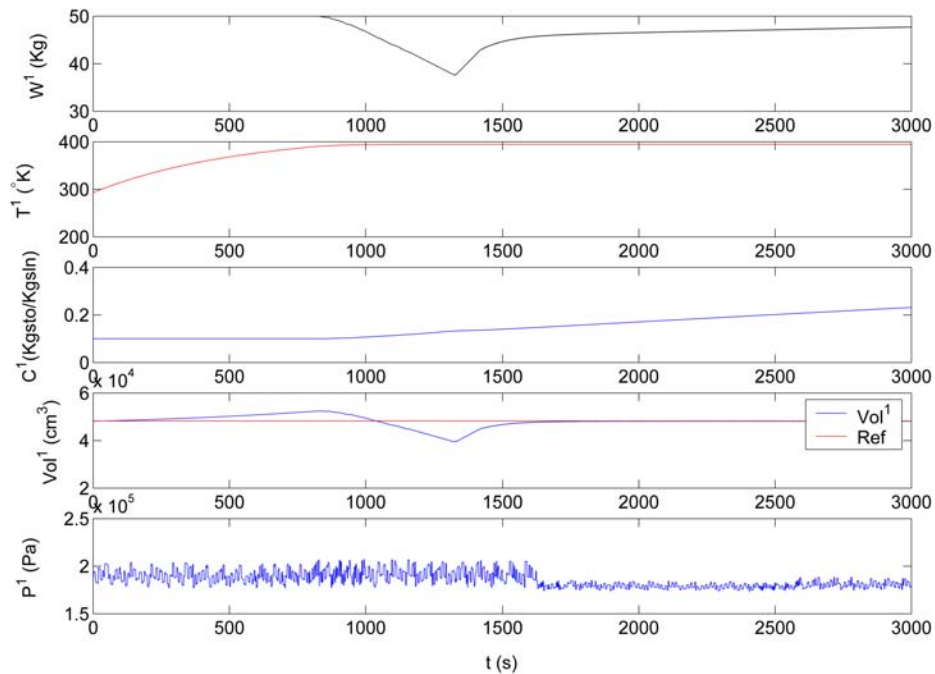


Figura 4.2: Control PI con presión perturbada con ruido blanco

4.2. Comportamiento al perturbar la presión con ruido sinusoidal

Las figuras 4.7, 4.8, 4.8, 4.10, 4.11 y 4.12 muestran el comportamiento del sistema al ser perturbada la presión con ruido sinusoidal, el cual es una función sinusoidal del 10% del valor de la presión establecida.

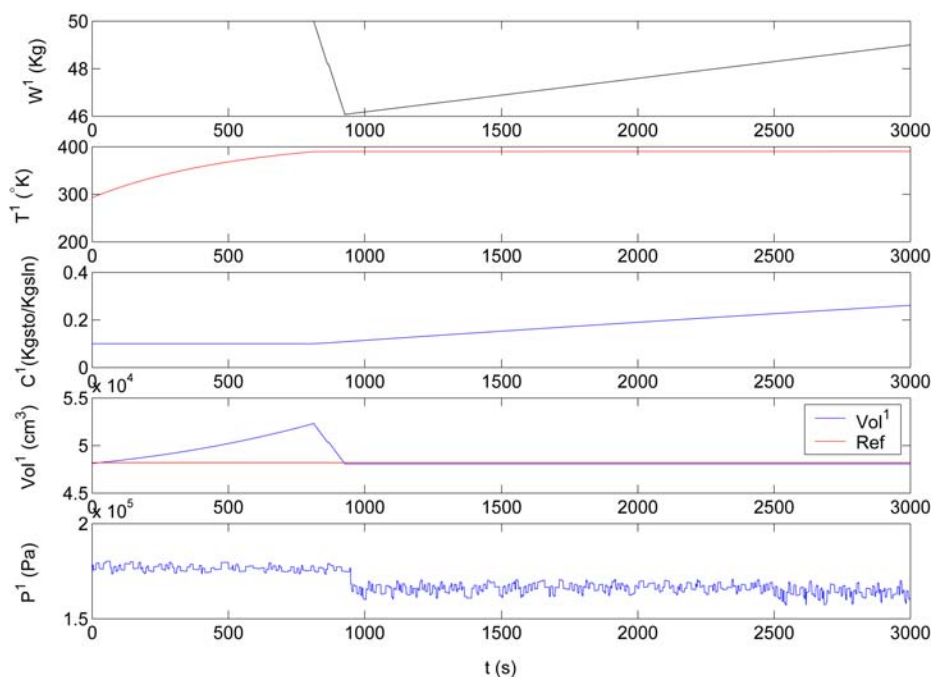


Figura 4.3: Control PD con presión perturbada con ruido blanco

4.3. Comportamiento al perturbar la presión con un escalón

Las figuras 4.13, 4.14, 4.15, 4.16, 4.17 y 4.18 muestran el comportamiento del sistema al ser perturbada la presión con un escalón, esta perturbación es muy típica para el sistema, pues al hacer una descarga de producto, y no tener una trampa para la presión, el valor de ésta presión se va generalmente a presión atmosférica, por tanto para este tipo de perturbación se toma un cambio de la presión que tenga el sistema a una presión atmosférica estándar.

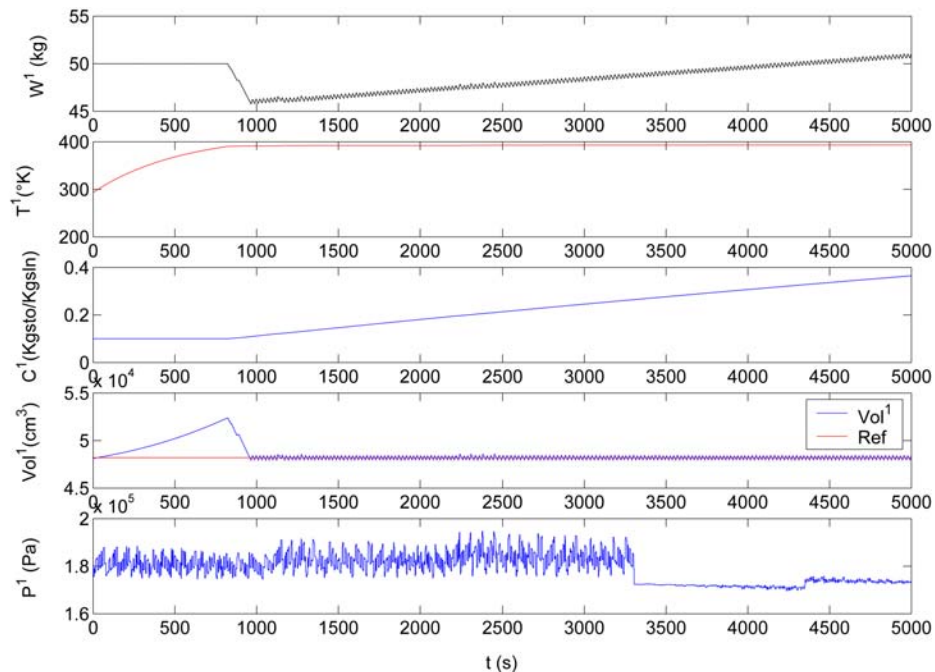


Figura 4.4: Control por estabilización robusta con presión perturbada con ruido blanco

4.4. Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores

Las tablas 4.1, 4.2 y 4.3, muestran el error en estado estable (E_{ss}) y tiempo de asentamiento (t_s) del sistema controlado al ser perturbada P con ruido blanco, sinusoidal y con un escalón respectivamente.

En general, si comparamos las tablas 3.2 y 4.1, se observa que el error en estado estable no presenta una variación importante, igual el aumento en el tiempo de asentamiento es pequeño a excepción del PI en el cual aumenta cerca de 300 segundos. Además, se aprecia que el control por estabilización robusta sigue siendo el de mejor respuesta con respecto a los demás.

4.4. Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores

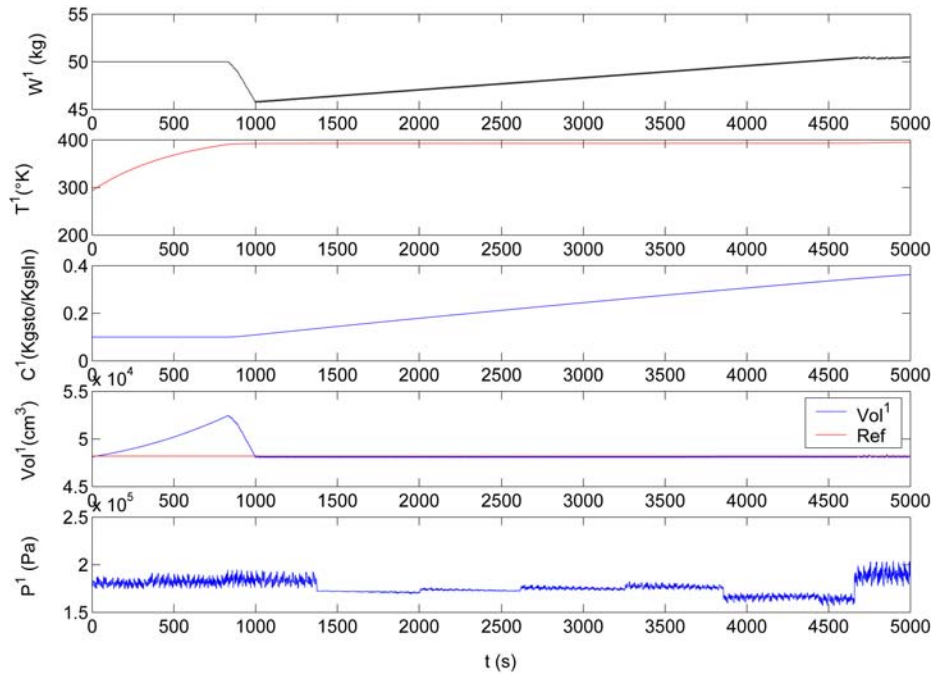


Figura 4.5: Control difuso con presión perturbada con ruido blanco

Ahora, comparando las tabla 3.2 con 4.2 se ve claramente que no hay variación considerable en ninguno de los parámetros bajo comparación.

Observando las tablas 3.2 y 4.3 también se puede decir que este tipo de perturbación no degrada la regulación de los controladores, por tal razón se puede concluir que un cambio en la presión no afecta considerablemente el desempeño de los controladores propuestos, y que el controlador con mejor desempeño promedio es el controlador por estabilización robusta.

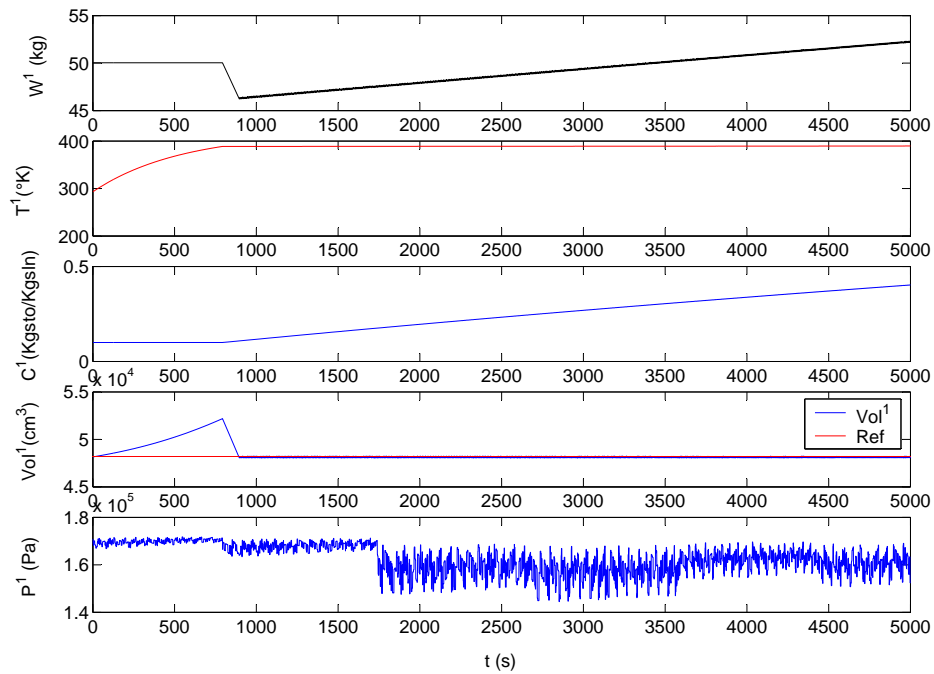


Figura 4.6: Control difuso modificado con presión nerturbada con ruido blanco

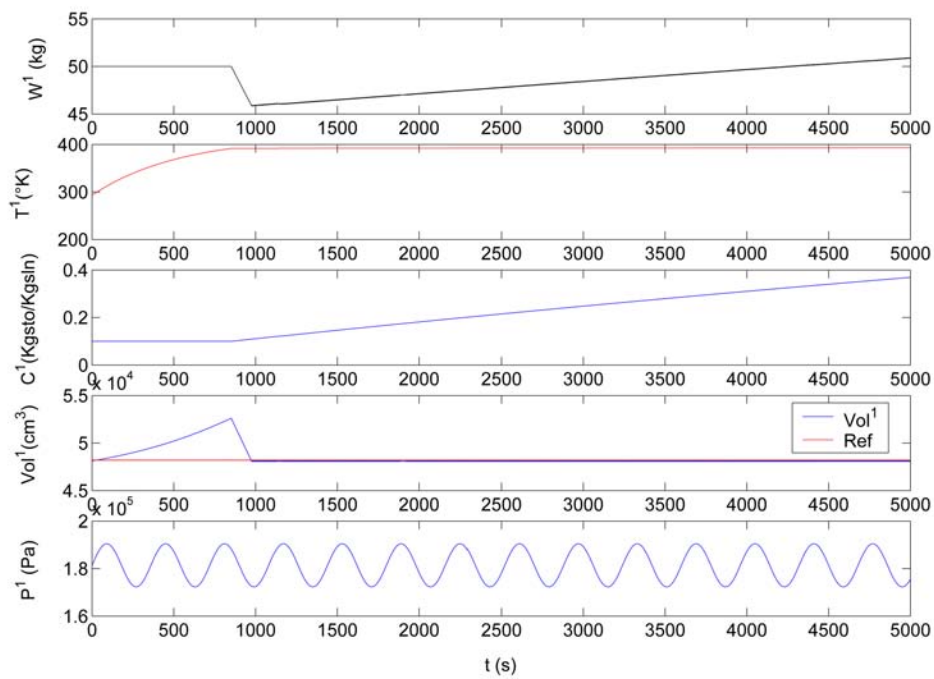


Figura 4.7: Control proporcional con presión perturbada con ruido sinusoidal

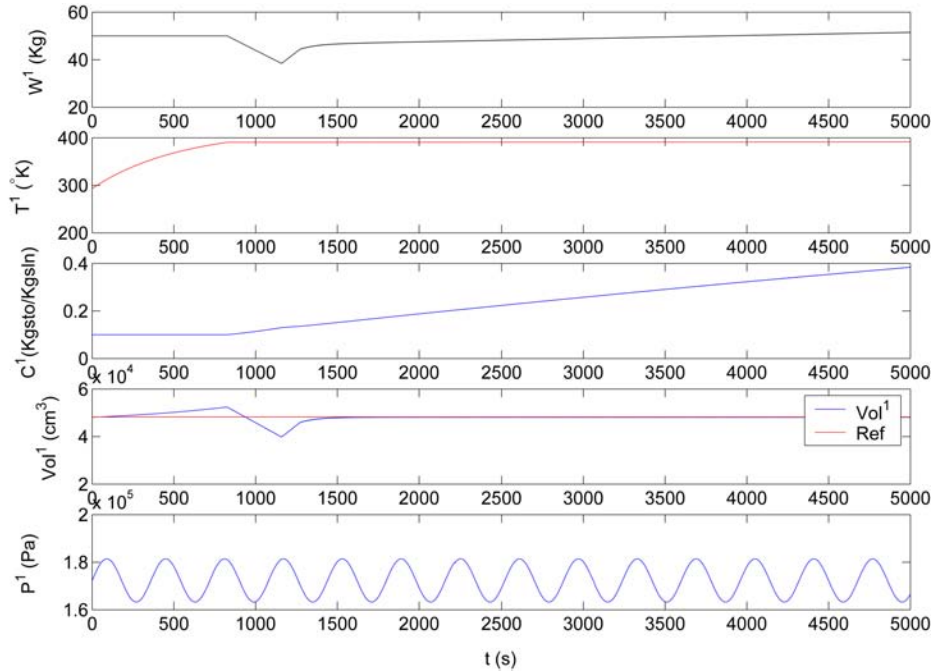


Figura 4.8: Control PI con presión perturbada con ruido sinusoidal

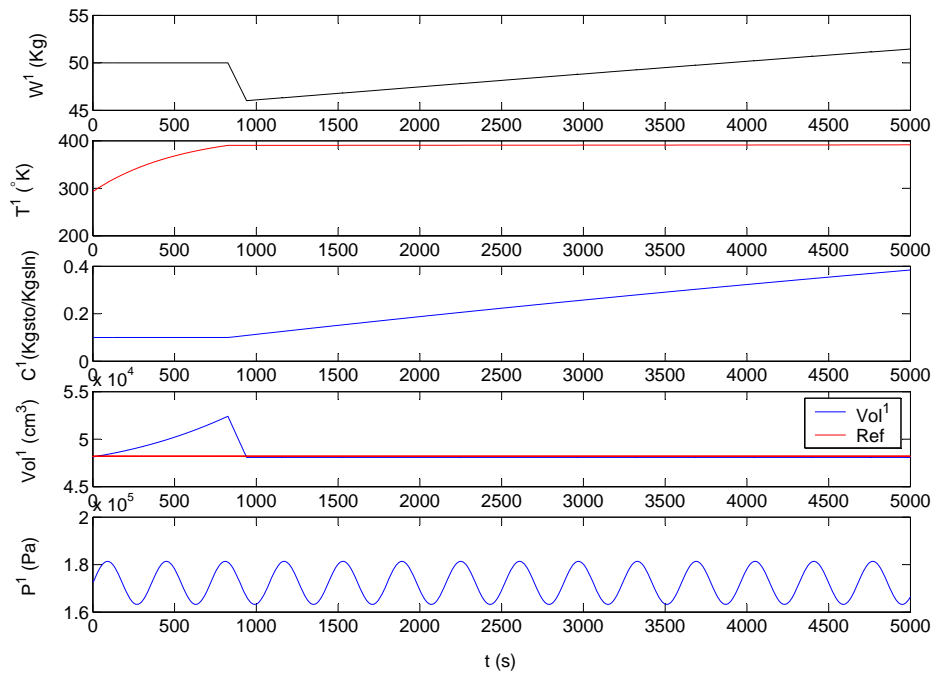


Figura 4.9: Control PD con presión perturbada con ruido sinusoidal

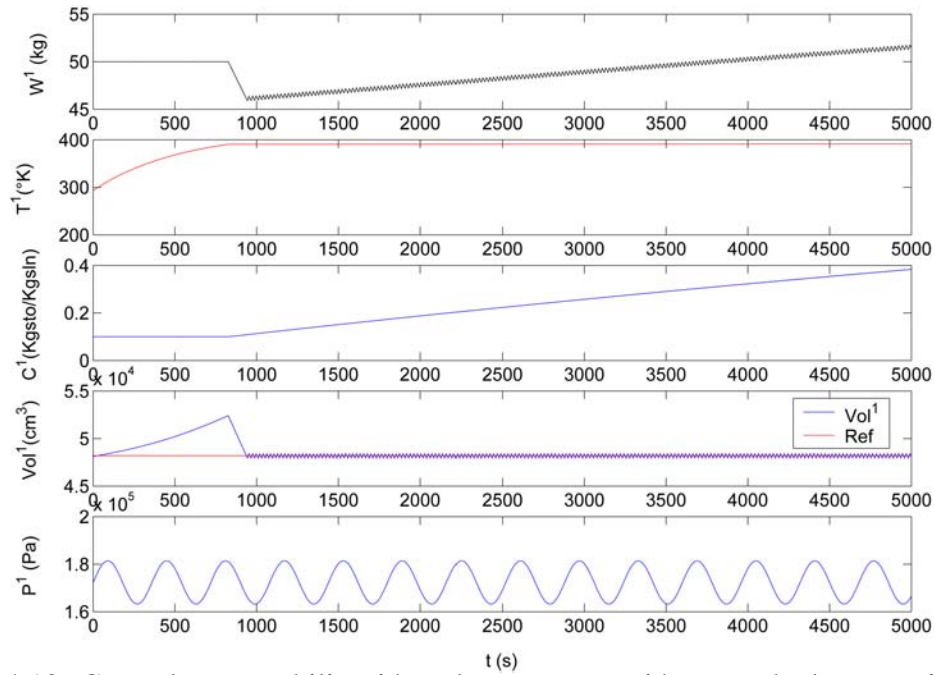


Figura 4.10: Control por estabilización robusta con presión perturbada con ruido sinusoidal

Controlador	Ess (%)	ts(s)
P	0.219	905
PI	0.139	1800
PD	0.245	929
Difuso	0.115	1000
Difuso 2	0.231	896
Estabilización Robusta	0.057	965

Tabla 4.1: Respuesta de los controladores perturbando P con ruido blanco

4.4. Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores

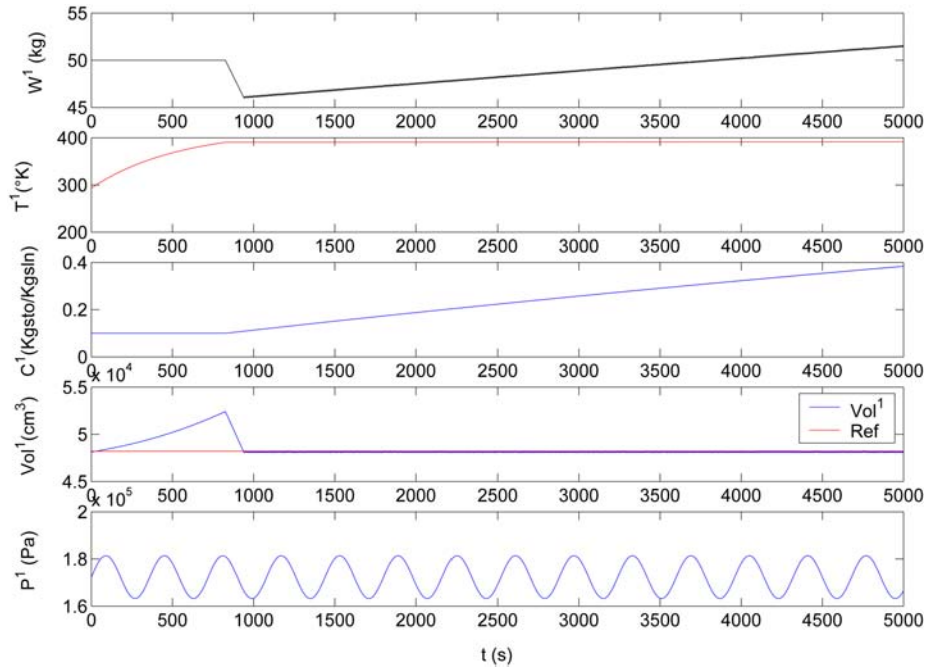


Figura 4.11: Control difuso con presión perturbada con ruido sinusoidal

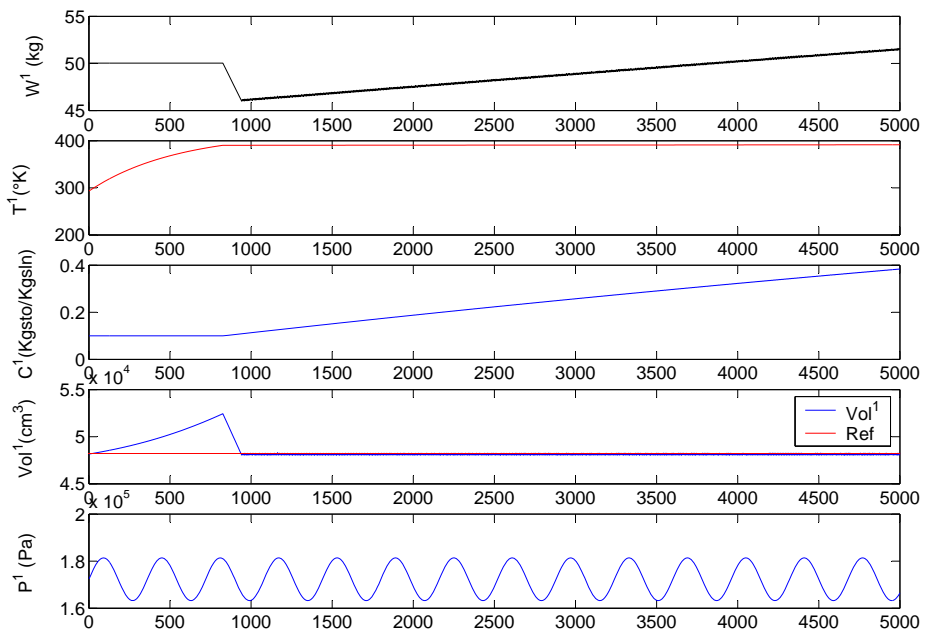


Figura 4.12: Control difuso modificado con presión perturbada con ruido sinusoidal

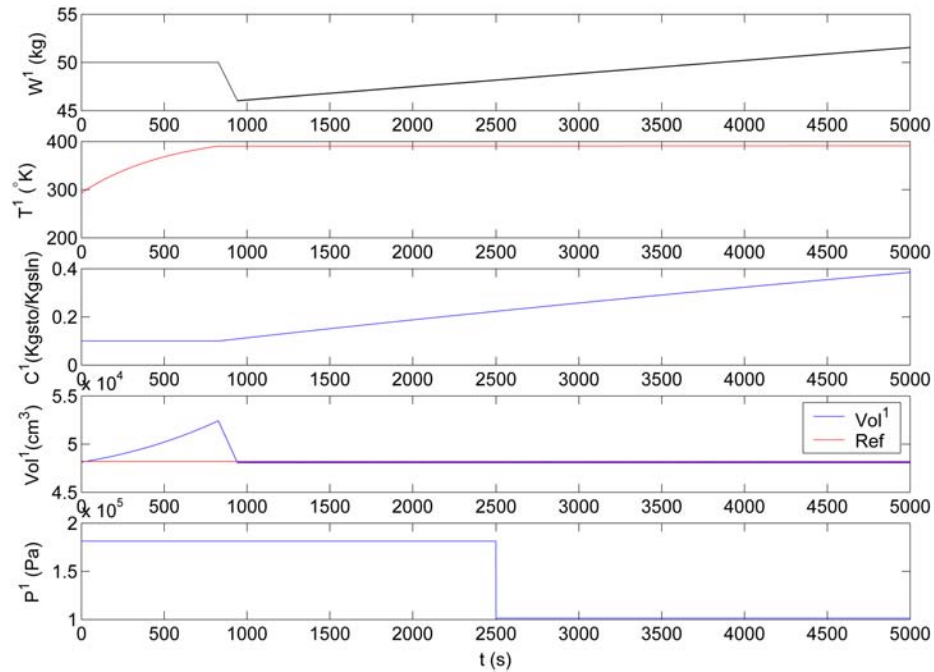


Figura 4.13: Control proporcional con presión perturbada con un escalón

Controlador	Ess (%)	ts(s)
P	0.215	977
PI	0.155	1610
PD	0.33	947
Difuso	0.149	942
Difuso 2	0.229	942
Estabilización Robusta	0.041	944

Tabla 4.2: Respuesta de los controladores perturbando P sinusoidalmente

4.4. Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores

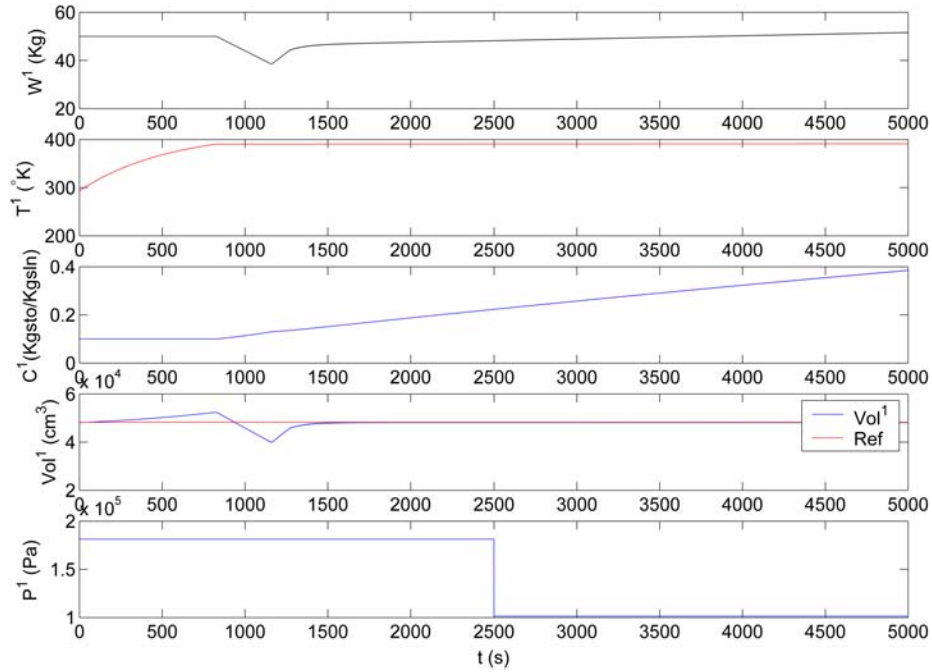


Figura 4.14: Control PI con presión perturbada con un escalón

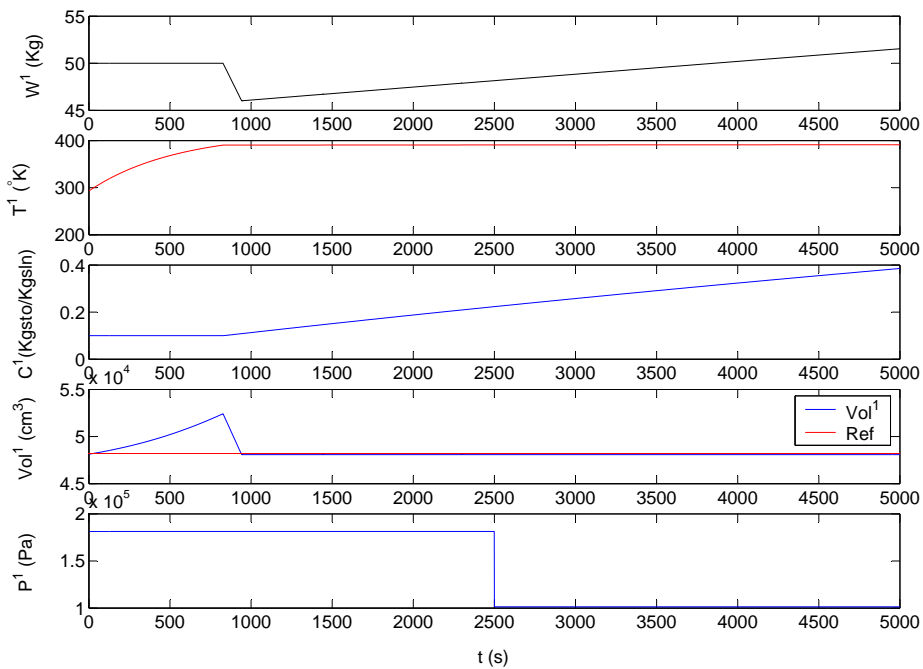


Figura 4.15: Control PD con presión perturbada con un escalón

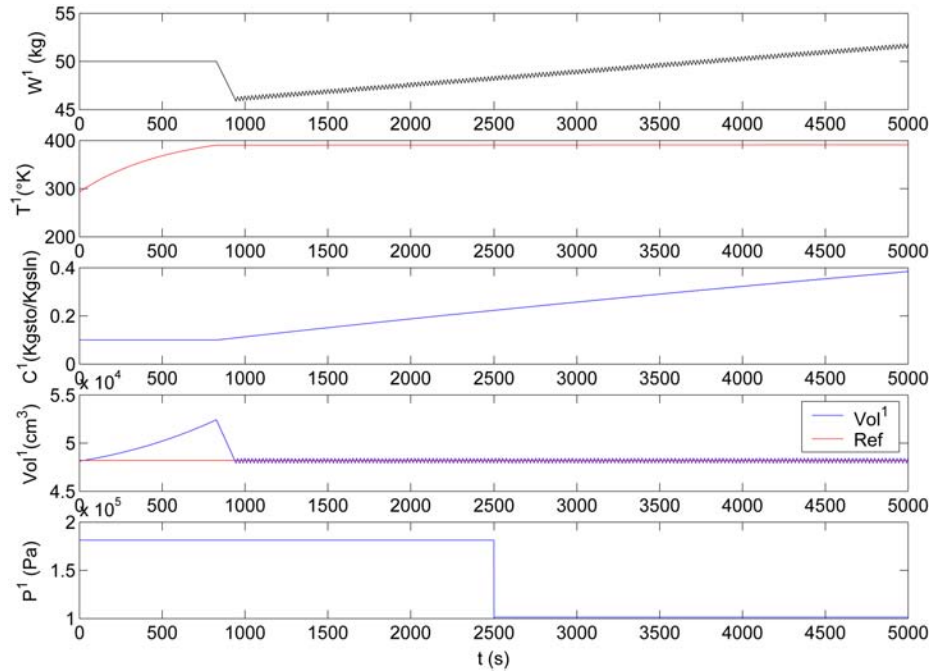


Figura 4.16: Control por estabilización robusta con presión perturbada con un escalón

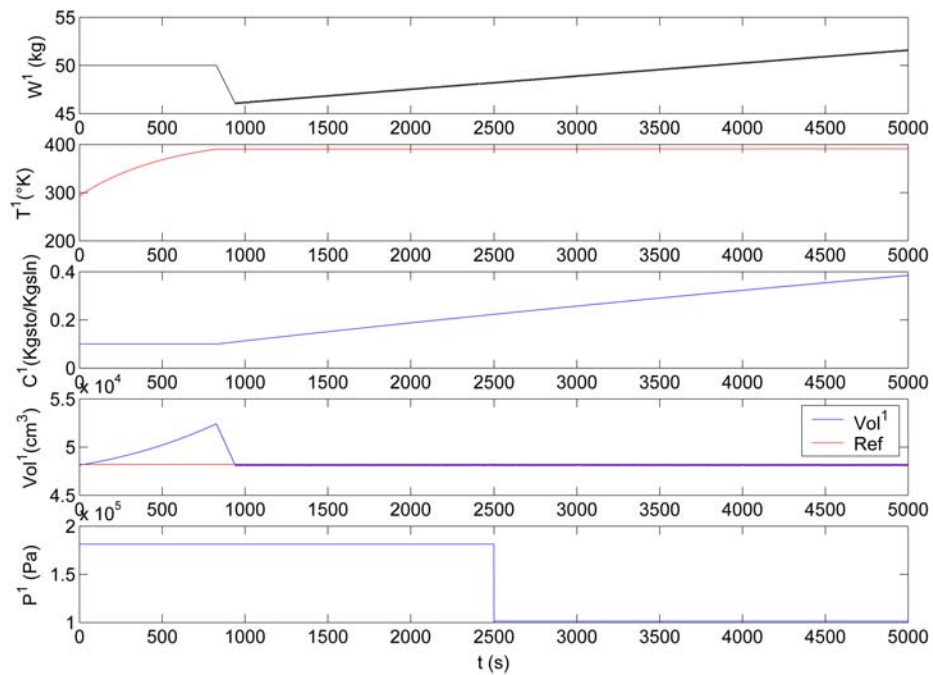


Figura 4.17: Control difuso con presión perturbada con un escalón

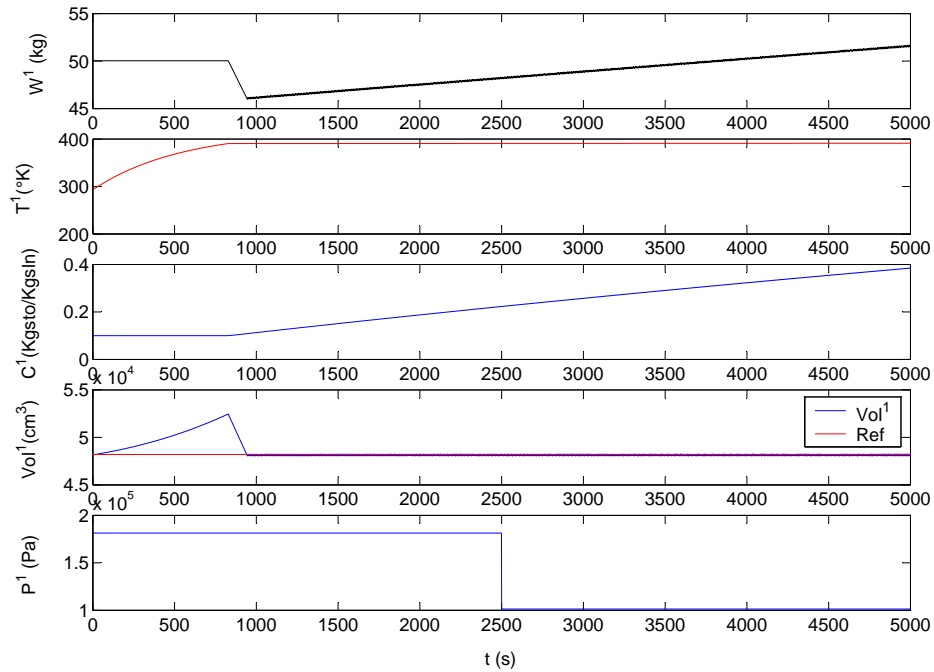


Figura 4.18: Control difuso modificado con presión perturbada con un escalón

Controlador	Ess (%)	ts (s)
P	0.22	943
PI	0.144	1450
PD	0.243	950
Difuso	0.112	942
Difuso 2	0.23	945
Estabilización Robusta	0.055	944

Tabla 4.3: Respuesta de los controladores perturbando P con un escalón

Capítulo 5

Comportamiento ante perturbaciones en la temperatura del vapor

Las perturbaciones efectuadas en la temperatura del vapor fueron: ruido blanco, sinusoidal, y escalón.

5.1. Comportamiento al perturbar la temperatura del vapor con ruido blanco

Las figuras 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6 muestran el comportamiento del sistema al ser perturbada la Temperatura del vapor (T_v) con ruido blanco, el cual se logró con una función de probabilidad gaussiana con valor medio la temperatura del vapor establecida y varianza del 3 % de su valor.

725.2. Comportamiento al perturbar la temperatura del vapor con ruido sinusoidal

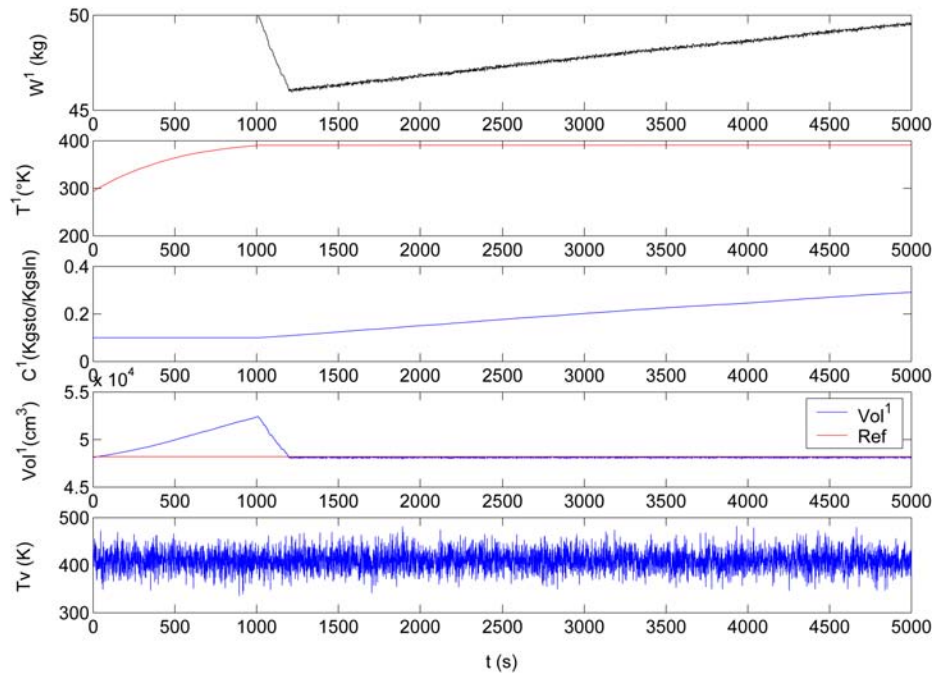
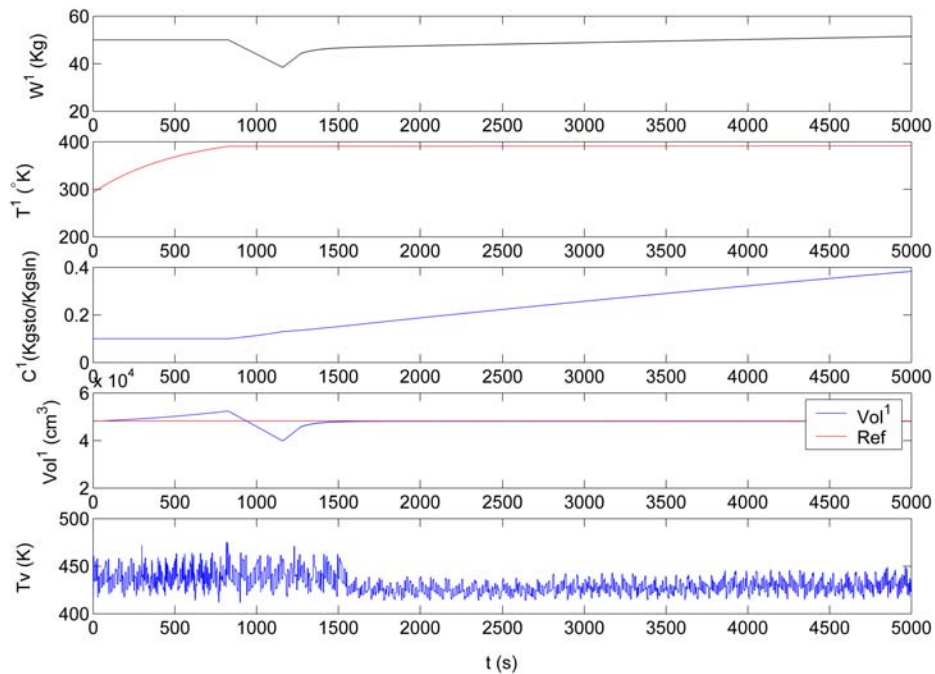


Figura 5.1: Control proporcional con la T_v perturbada con ruido blanco

5.2. Comportamiento al perturbar la temperatura del vapor con ruido sinusoidal

Las figuras 5.7, 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 y 5.12 muestran el comportamiento del sistema al ser perturbada la Temperatura del Vapor con ruido sinusoidal, el cual es una función sinusoidal del 6 % del valor de la temperatura del vapor establecida.

Figura 5.2: Control PI con la T_v perturbada con ruido blanco

5.3. Comportamiento al perturbar la temperatura del vapor con un escalon

Las figuras 5.13, 5.14, 5.15, 5.16, 5.17 y 5.18 muestran el comportamiento del sistema al ser perturbada la Temperatura del Vapor con un escalon, este normalmente se presenta cuando un operador necesita imponer una temperatura diferente para el VVC.

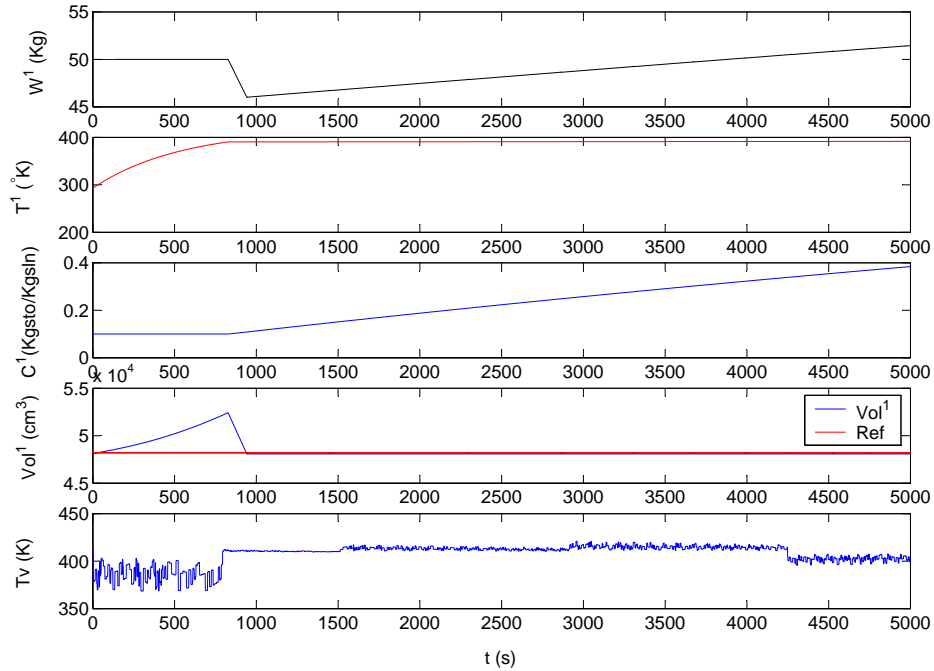


Figura 5.3: Control PD con la T_v perturbada con ruido blanco

5.4. Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores

Las tablas 5.1, 5.2 y 5.3, muestran el error en estado estable (E_{ss}) y tiempo de asentamiento (t_s) del sistema controlado al ser perturbada T_v con ruido blanco, sinusoidal y con un escalón respectivamente.

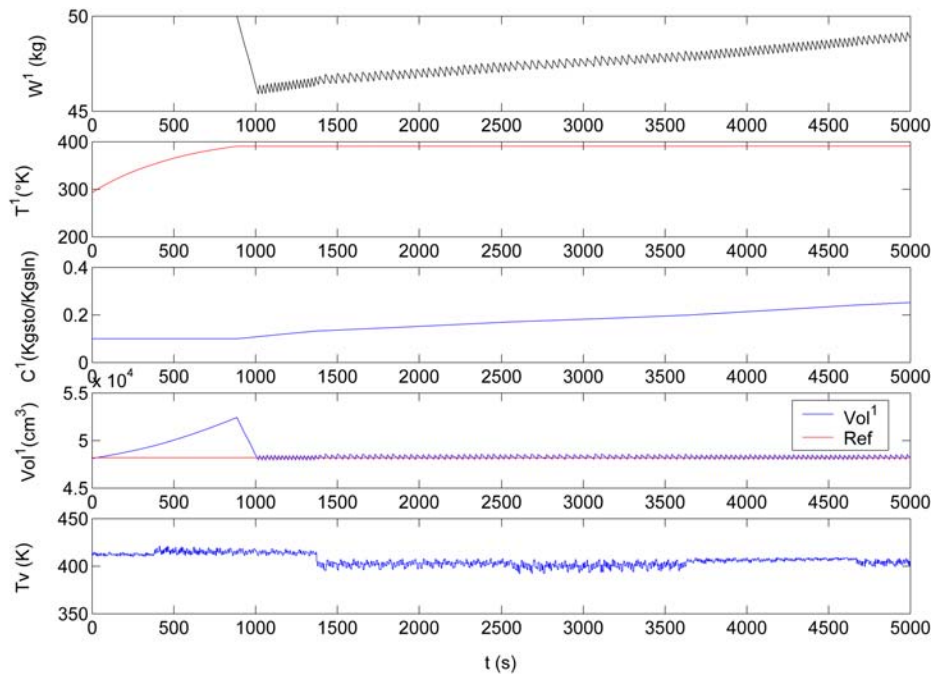


Figura 5.4: Control por estabilización robusta con la T_v perturbada con ruido blanco

Al comparar la tabla 3.2 con las tablas 5.1, 5.2 y 5.3, se nota cómo el error en estado estable para el controlador por estabilización robusta aumenta, mientras que para el difuso disminuye, en algunos casos el tiempo de estabilización del último aumenta notablemente. Para los otros controladores no hay cambio tan apreciable.

Se puede concluir que los controladores son poco sensibles a cambios en T_v , debido a que una perturbación en T_v produce alteraciones en la respuesta menores al 0.3 %.

5.4. Análisis de la respuesta del sistema perturbado para los diferentes controladores

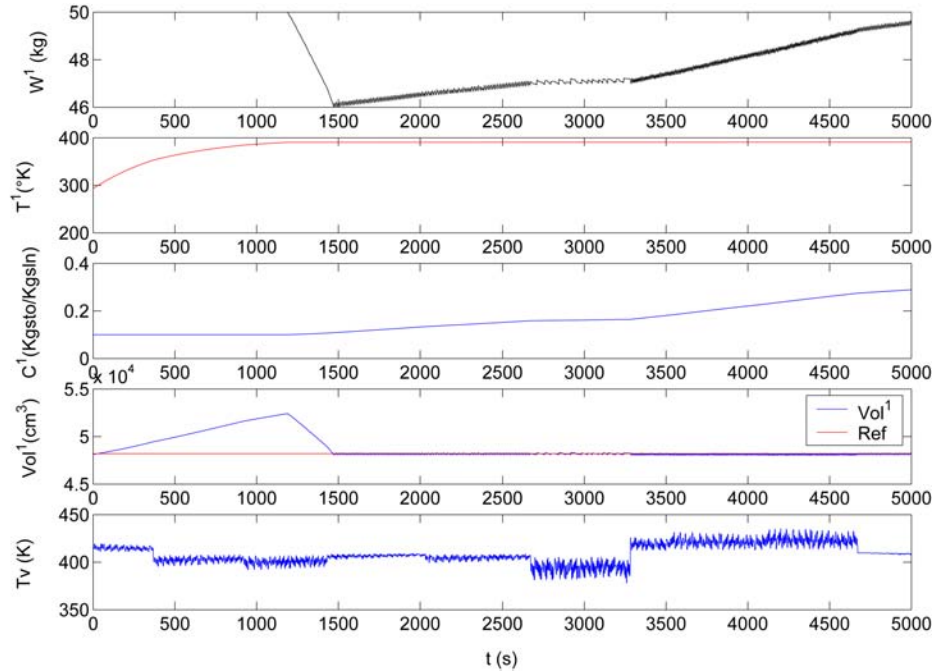


Figura 5.5: Control difuso con la T_v perturbada con ruido blanco



Figura 5.6: Control difuso modificado con la T_v perturbada con ruido blanco

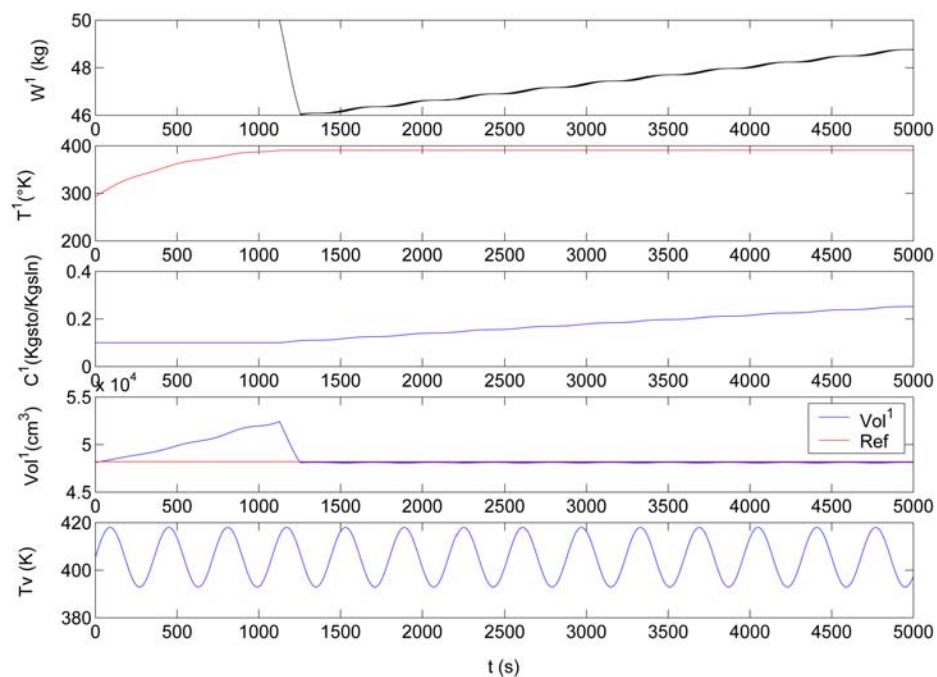


Figura 5.7: Control proporcional con la T_v perturbada con ruido sinusoidal

Controlador	Ess (%)	ts (s)
P	0.175	1200
PI	0.174	1600
PD	0.241	949
Difuso	0.061	1472
Difuso 2	0.231	1304
Estabilización Robusta	0.178	1015

Tabla 5.1: Respuesta de los controladores perturbando T_v con ruido blanco

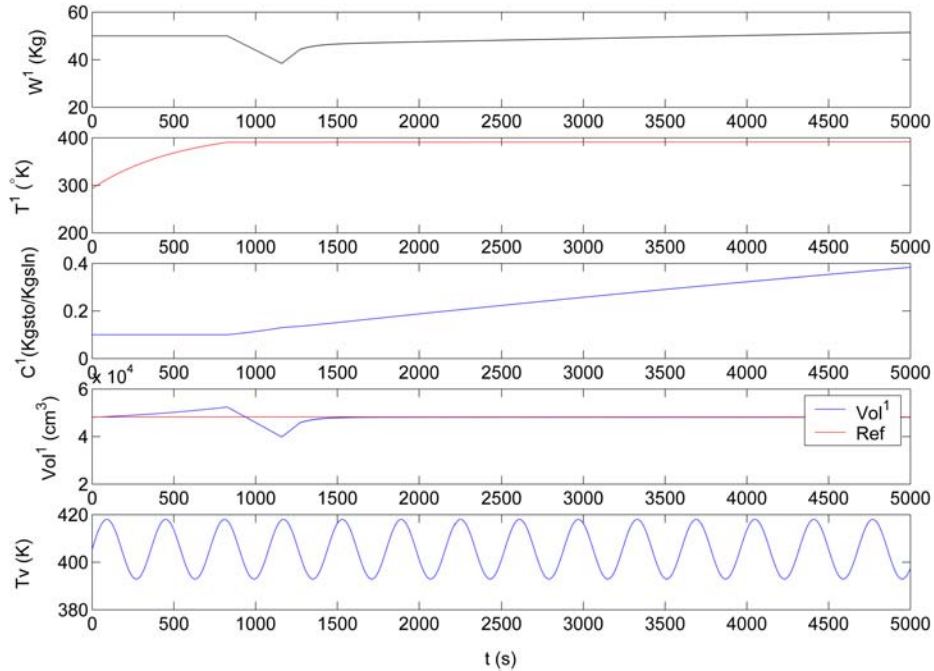


Figura 5.8: Control PI con la T_v perturbada con ruido sinusoidal

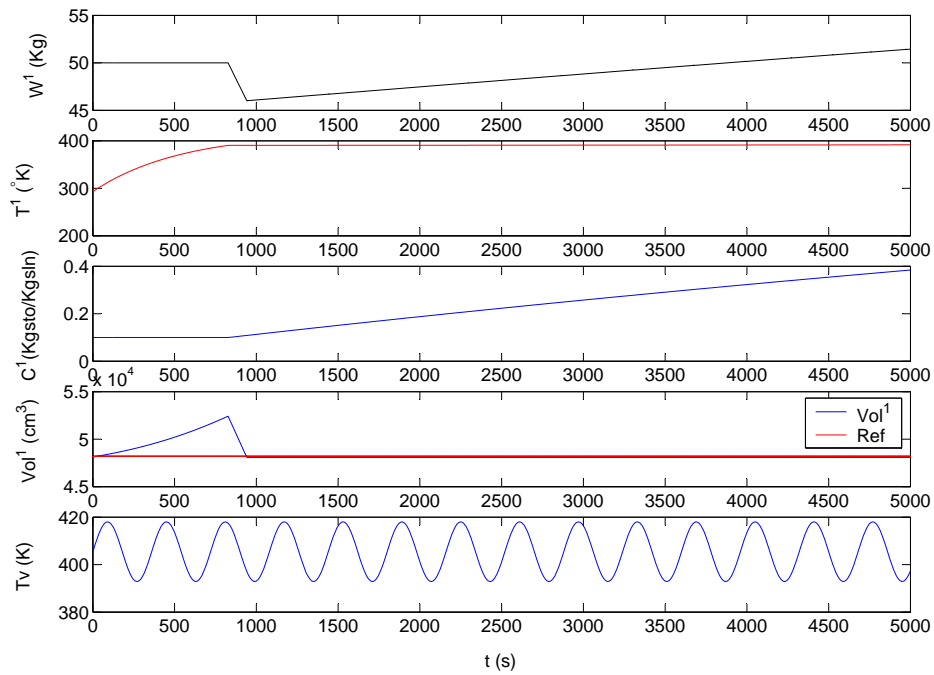


Figura 5.9: Control PD con la T_v perturbada con ruido sinusoidal

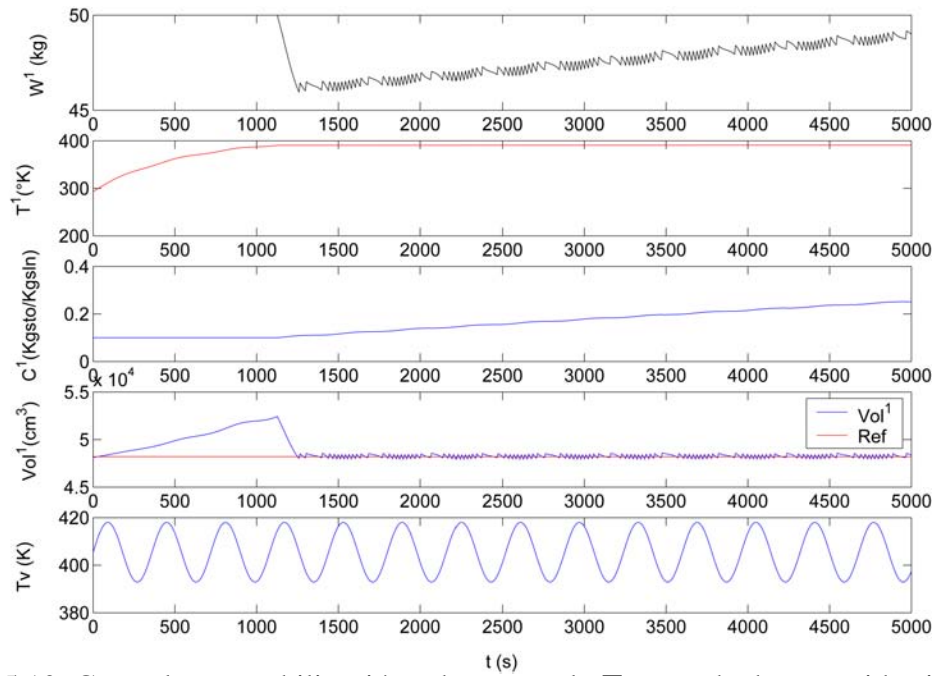


Figura 5.10: Control por estabilización robusta con la T_v perturbada con ruido sinusoidal

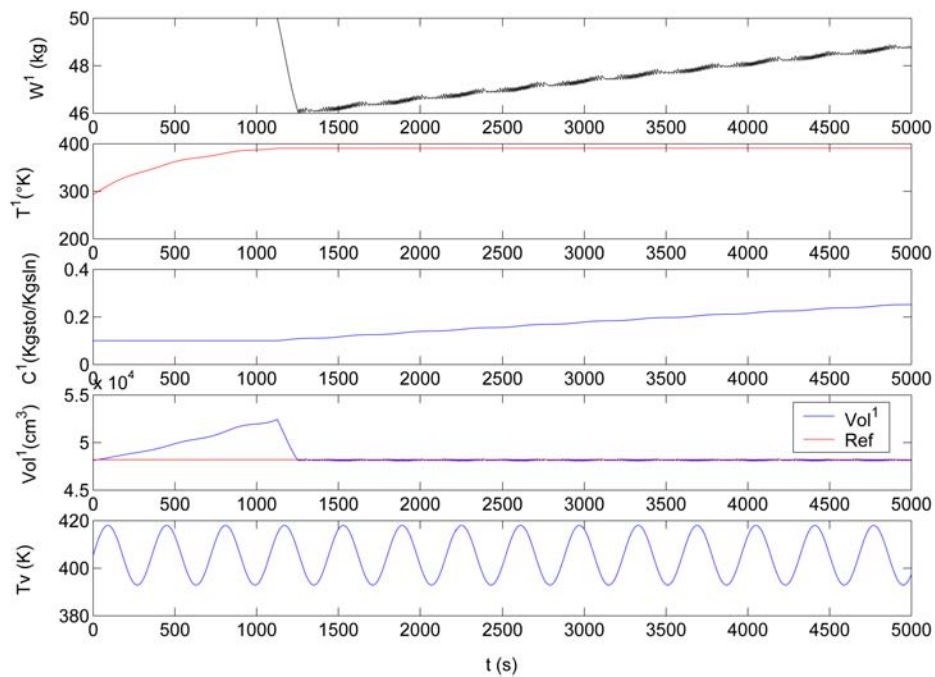


Figura 5.11: Control difuso con la T_v perturbada con ruido sinusoidal

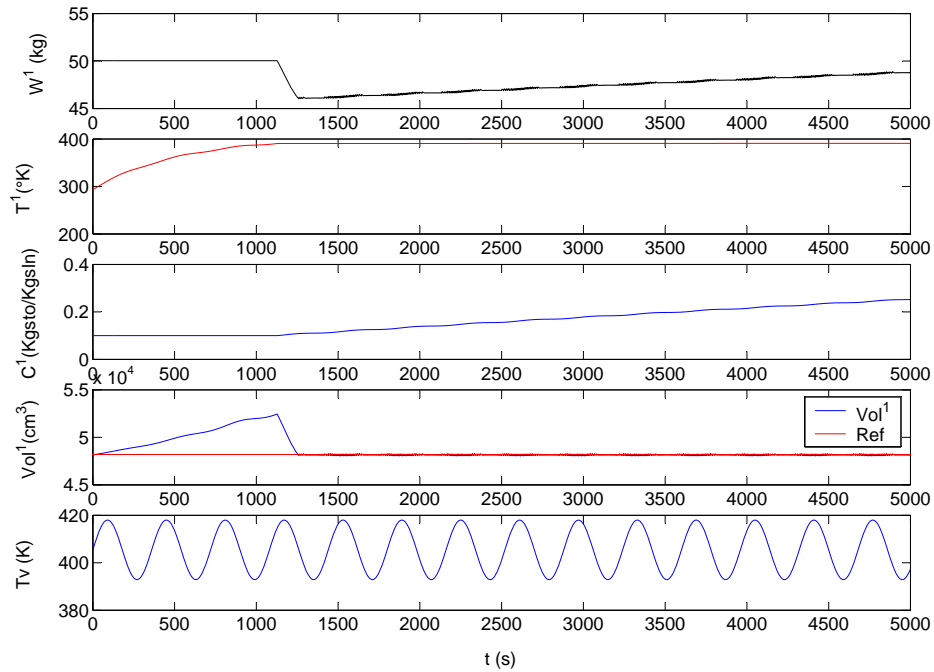


Figura 5.12: Control difuso modificado con la T_v perturbada con ruido sinusoidal

Controlador	Ess (%)	ts (s)
P	0.221	1256
PI	0.174	1500
PD	0.241	948
Difuso	0.083	1256
Difuso 2	0.225	1259
Estabilización Robusta	0.111	1250

Tabla 5.2: Respuesta de los controladores perturbando T_v con ruido sinusoidal

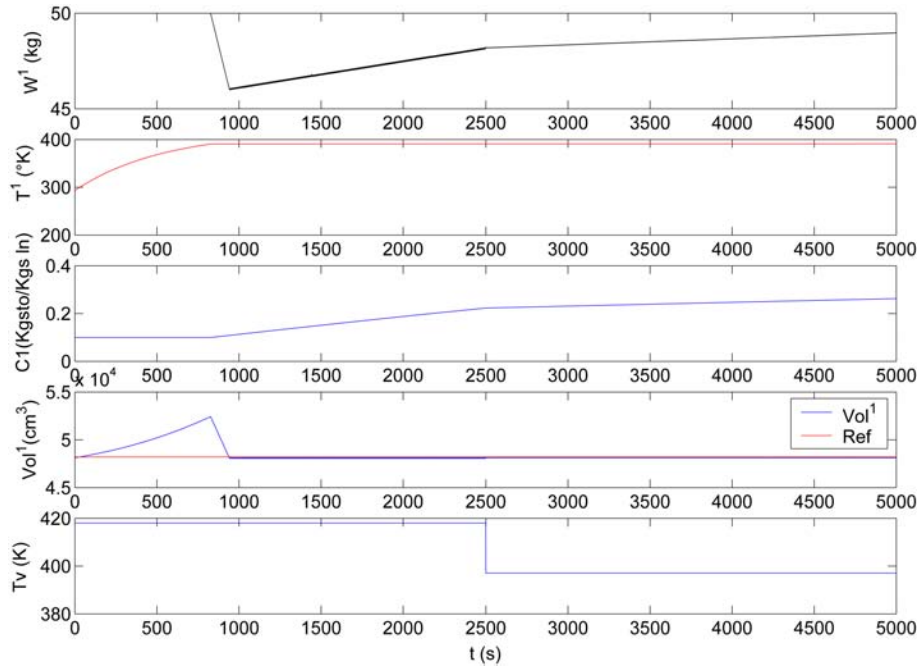


Figura 5.13: Control proporcional con la T_v perturbada con un escalón

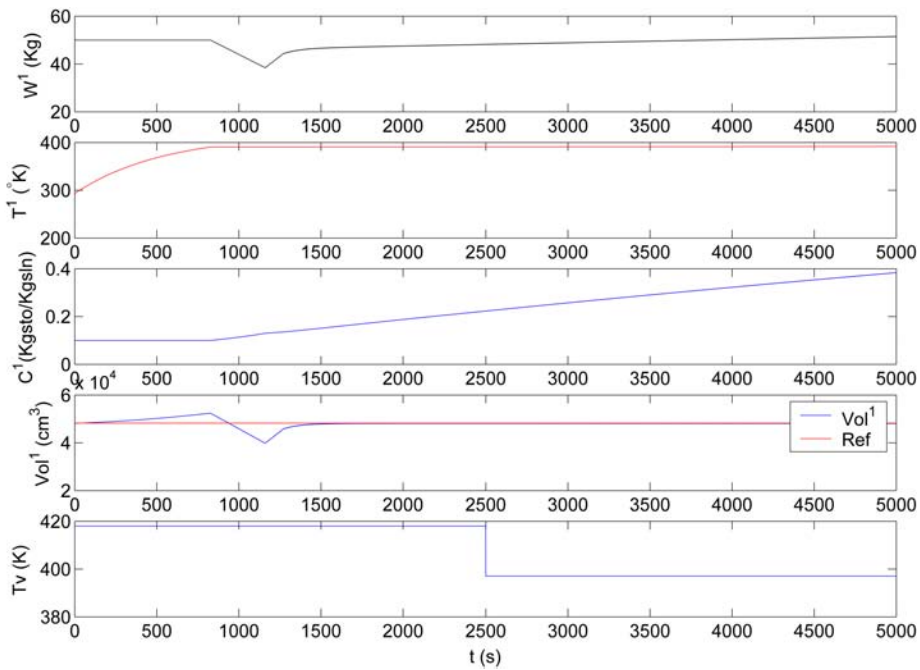


Figura 5.14: Control PI con la T_v perturbada con un escalón

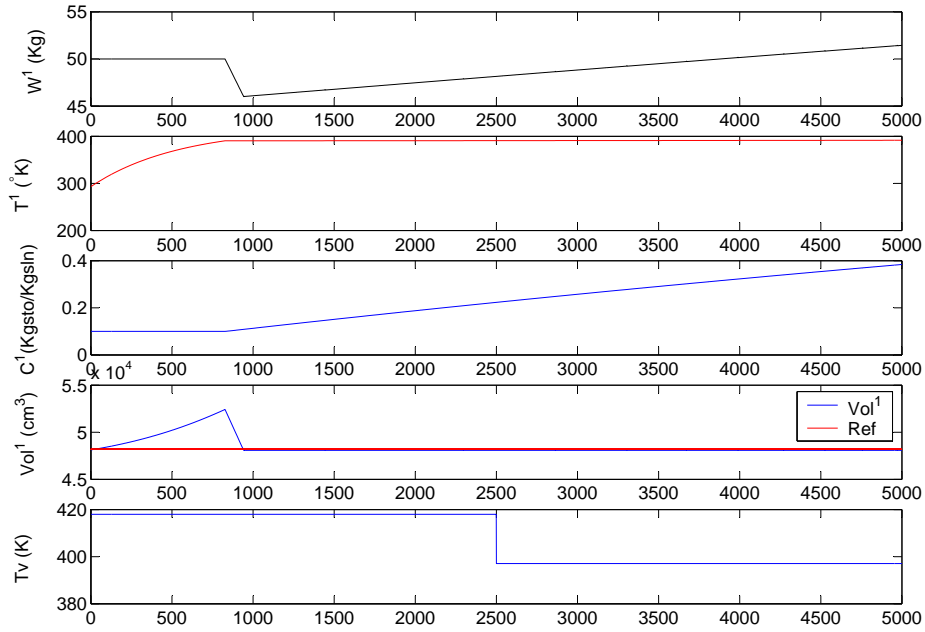


Figura 5.15: Control PD con la T_v perturbada con un escalón

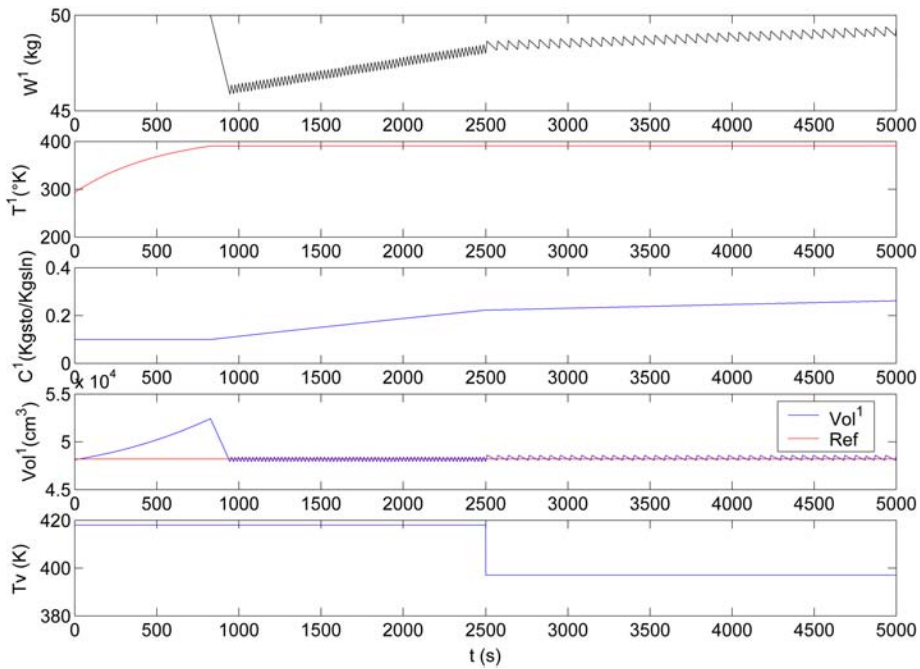


Figura 5.16: Control por estabilización robusta con la T_v perturbada con un escalón

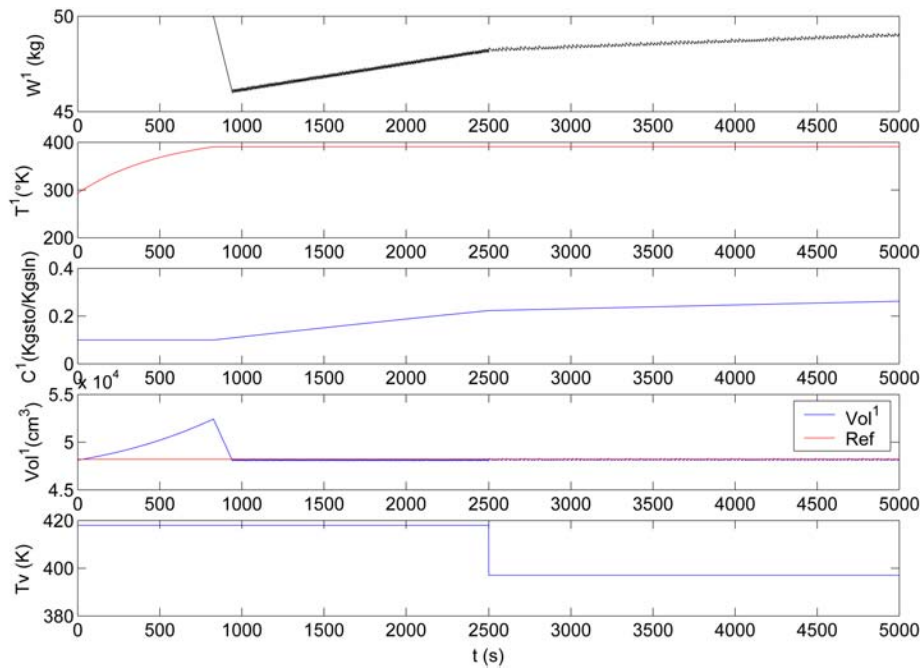


Figura 5.17: Control difuso con la T_v perturbada con un escalón

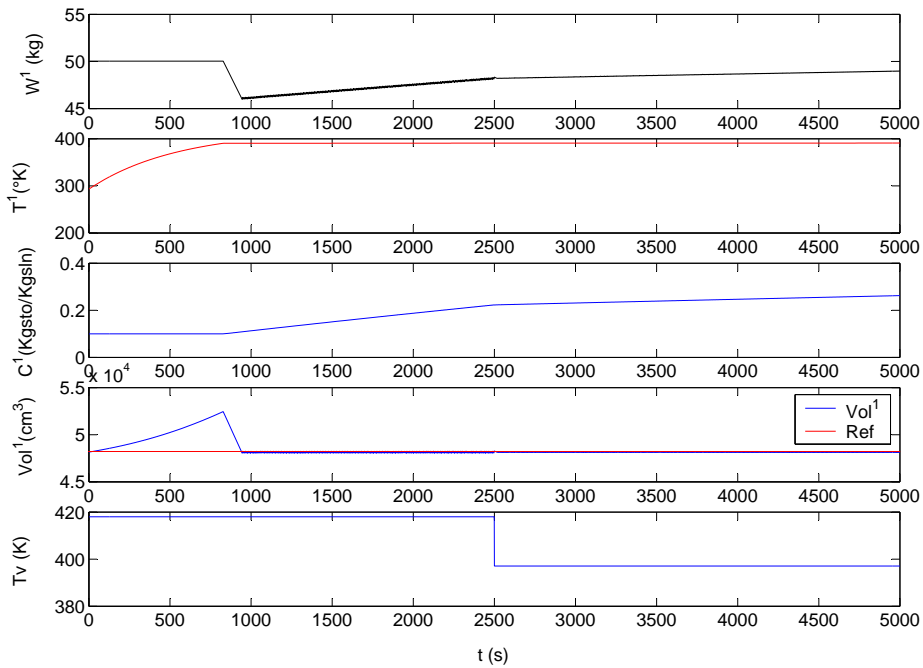


Figura 5.18: Control difuso modificado con la T_v perturbada con un escalón