

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL Y
TEMPERATURA EN LOS TANQUES DE AGUA CALIENTE DE
UNA CERVECERÍA**

REALIZADO POR:
EDGAR TOMÁS ARMAS HERNÁNDEZ

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como
Requisito parcial para optar al título de:

INGENIERO MECÁNICO

Barcelona, Diciembre de 2013

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL Y
TEMPERATURA EN LOS TANQUES DE AGUA CALIENTE DE
UNA CERVECERÍA**

ASESORES

Prof. José Eduardo Rengel
Asesor Académico

Ing. Ydonés López
Asesor Industrial

Barcelona, Diciembre de 2013

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL Y
TEMPERATURA EN LOS TANQUES DE AGUA CALIENTE DE
UNA CERVECERÍA**

El jurado hace constar que asignó a esta Tesis la calificación de:

Prof. José Eduardo Rengel
Asesor Académico

Prof. Yordy González
Jurado Principal

Prof. Lino Camargo
Jurado Principal

Barcelona, Diciembre de 2013

RESOLUCIÓN

De acuerdo con el **Artículo 41** del reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

“Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al consejo Universitario, para su autorización”

DEDICATORIA

A mi Mamá Gilma Hernández y a mi Papá Julio César Armas, por haberme traído al mundo, por darme todo su apoyo, cariño, amor, comprensión y dicha de tener educación. Por confiar en mí, por enseñarme a tener valores. Por ser ejemplo de honestidad, constancia, sabiduría y bondad.

A mi hermana Gilma Kristina.

A mis abuelas Columba y Gilma.

A mis grandes compañeros Alexei Gutiérrez y Yoismar Salcedo por el apoyo durante toda mi carrera y por su amistad.

A Helen Martínez por compartir los buenos y malos momentos, por ayudarme y apoyarme.

A mis amigos especiales Urimare Campos, Moncho, Canquiz y Marielys Velásquez, por su valiosa amistad.

A todas las personas que de una u otra forma me han apoyado a lograr esta meta, gracias por su ayuda.

AGRADECIMIENTOS

A DIOS, por darme la vida y la salud, y por guiarme y darme fuerzas, en los momentos difíciles para seguir adelante y no permitirme doblegar ante cualquier situación y alcanzar todas mis metas en la vida.

Primeramente a todos mis Profesores en especial, Prof. Delia Villarroel, Prof. José Rengel, Prof. Luis Martínez, Prof. Abelardo González quienes me han formado a lo largo de mi vida, apoyando, y me han llevado a alcanzar esta meta. Gracias a ellos por darme conocimientos y en especial su amistad.

A mi Asesor Académico Prof. José Rengel por guiarme y por la gran ayuda que me ha brindado durante la ejecución de este trabajo.

A mis Asesores Industriales Ing. Ydones López, Ing. Juan Guaina, por brindarme toda su colaboración y amistad.

A mis amigos César Brito y Jhonatan Vidal, por el apoyo y la colaboración en la realización de este trabajo.

A todo el Departamento de Mecánica de la Universidad de Oriente que fue mi casa durante siete años de mi vida. Gracias a todos.

RESUMEN

En este trabajo se evaluó el sistema de control de nivel y temperatura de los tanques de agua caliente de Cervecería Polar Planta Oriente, con la finalidad de evitar el bajo nivel y el rebose de agua de los mismos, como también el control de la temperatura del agua a la descarga del sistema. Para el desarrollo fue necesario conocer el funcionamiento del sistema de agua caliente y los componentes que lo constituyen, se obtuvieron los caudales de entrada y salida de agua en los períodos de baja y alta producción, las dimensiones de sus componentes y el material de cada uno de ellos. Primordialmente fue necesario realizar un balance de masa que permitió desarrollar el modelo matemático que representó la variación de niveles en los tanques de agua caliente. Luego, se realizaron simulaciones con datos y parámetros actuales de la planta, que permitieron conocer el comportamiento del sistema. Por otra parte, en el control de temperatura, se procedió a la identificación de la función de transferencia que rige la variación de temperatura en el calentador del sistema de agua caliente a partir de una respuesta escalón. Posteriormente, se sintonizó, mediante el método de colocación de polos, el controlador tipo PID encargado de mantener la temperatura de salida en un punto específico, obteniendo así los nuevos parámetros implementados en el controlador para un menor tiempo de respuesta. En cuanto al control de nivel se facilitó la modificación de los parámetros de control de nivel, que lograron que los niveles de agua en los tanques se mantuvieran en un rango requerido de operación.

CONTENIDO

	Pág.
RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
RESUMEN	vii
CONTENIDO	viii
LISTA DE TABLAS	xiii
LISTA DE FIGURAS	xiv
CAPÍTULO I EL PROBLEMA	18
1.1 Planteamiento del problema	18
1.2 Objetivos.....	18
1.2.1 Objetivo general	18
1.2.2 Objetivos específicos.....	18
CAPÍTULO II FUNDAMENTOS TEÓRICOS	20
2.1 Antecedentes.....	20
2.2 Tanques de agua caliente	21
2.2.1 Agua cervecera (CNP)	21
2.3 Filtros CNP	22
2.4 Principio de conservación de masa	24
2.5 Conservación de la energía	24
2.6 Modelos Matemáticos.....	25

2.7 Transformada de Laplace.....	26
2.7.1 Definición de la transformada de Laplace	26
2.8 Control automático.....	27
2.9 Términos de control	27
2.9.1 Variable controlada y variable manipulada.....	27
2.9.2 Planta	27
2.9.3 Proceso	27
2.9.4 Sistema	28
2.9.5 Perturbación	28
2.9.6 Control realimentado	28
2.9.7 Diagramas de bloques.....	28
2.10 Componentes de un diagrama de bloques.....	29
2.10.1 Comparador	29
2.10.2 Bloque	30
2.10.3 Regulador.....	30
2.10.4 Unidad de regulación.....	30
2.10.5 Proceso	30
2.10.6 Unidad de medición.....	30
2.11 Control en lazo abierto.....	31
2.12 Control en lazo cerrado	32
2.13 Función de transferencia	32
2.14 Acciones de control	37
2.15 Acción de control Encendido-Apagado.....	38

2.16 Controlador PID	39
2.16.2 Acción de control integral	40
2.16.4 Acción de control proporcional-derivativa	42
2.16.5 Acción de control proporcional-integral-derivativa	42
2.17 Maple	43
2.18 Matlab	44
2.19 Simulink	44
2.20 Identificación de sistemas dinámicos.....	45
2.21 Métodos de identificación basados en la respuesta a escalón	47
2.22 Sistemas de Primer Orden	47
2.23 Sistemas de Segundo Orden [13].....	49
2.24 Sintonía de controladores.....	50
2.25 Sintonización por Colocación de polos	51
CAPÍTULO III DESARROLLO DEL TRABAJO	52
3.1 Procedimiento metodológico	52
3.2 Descripción del sistema de agua caliente.....	53
3.3 Recopilación de datos en campo.....	54
3.4 Obtención de las variables de estudio	56
3.5 Períodos de baja y alta producción.....	56
3.6 Balances de masa en períodos de baja y alta producción.....	56
3.7 Modelado matemático de la variación de nivel en los tanques	60
3.7.1 Balance de masa del tanque uno (1).....	61
3.7.2 Balance de masa del tanque dos (2).....	62

3.8 Filosofía de control de nivel de agua actual en los tanques	63
3.9 Parámetros del sistema de control de nivel	64
3.9.1 Parámetros actuales de encendido y apagado en bombas de reposición y trasiego	64
3.9.1.1 Bomba de reposición	64
3.9.1.2 Bomba de trasiego	65
3.10 Comportamiento actual del sistema de control de nivel mediante simulación dinámica en el período de baja producción	66
3.11 Comportamiento actual del sistema de control de nivel mediante simulación dinámica en la etapa de alta producción	68
3.12 Determinación del nivel deseado de agua en el tanque dos (2) mediante simulación de nivel.....	69
3.13 Variación de parámetros de control de nivel.....	72
3.14 Comportamiento del sistema de control de nivel con parámetros modificados	73
3.14.1 Simulación de variación de nivel con parámetros modificados en el período de baja producción	74
3.14.2 Simulación de variación de nivel con parámetros modificados en el período de Alta producción.....	77
CAPÍTULO IV SISTEMA DE CONTROL DE TEMPERATURA	79
4.1 Balances de energía en períodos de baja y alta producción	79
4.2 Descripción del sistema de control de temperatura	82
4.3 Filosofía de control de temperatura de agua en el tanque de temperatura controlada.....	83

4.3 Obtención de la función de transferencia de la variación de temperatura mediante identificación	83
4.4 Cambio de tipo escalón a la salida del controlador PID de temperatura	84
4.5 Identificación del sistema a través de la respuesta a un paso escalón	85
4.5.1 Comparación con un sistema de Primer Orden.....	86
4.5.2 Comparación con un modelo de Segundo Orden (Críticamente Amortiguado).....	88
4.5.3 Comparación con un modelo de Segundo Orden (Sobre Amortiguado).....	90
4.6 Sintonización del controlador tipo PID del calentador por el método de colocación de polos	95
4.7 Sintonización del controlador PID de temperatura.....	98
4.8 Comportamiento del sistema con los parámetros obtenidos de cada controlador tipo PID, aplicando un paso escalón.....	101
CAPÍTULO V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	104
5.1 CONCLUSIONES.....	104
5.2 RECOMENDACIONES.....	106
BIBLIOGRAFÍA.....	107
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	223

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 3.1 Especificaciones de los tanques de agua caliente.....	54
Tabla 3.2. Diámetros de tuberías de los tanques.....	55
Tabla 3.3. Especificaciones del calentador.....	55
Tabla 3.4. Resultados de cinco balances de masas en el período de baja producción.	57
Tabla 3.5. Resultados de seis balances de masas en el período de alta producción.	58
Tabla 3.6. Balances de energía general en el período de baja producción. .	80
Tabla 3.7. Balances de energía general en el período de alta producción. ..	81
Tabla 3.8. Parámetros de encendido y apagado en bomba de reposición. .	85
Tabla 3.9. Parámetros de encendido y apagado en bomba de trasiego.....	65
Tabla 3.10. Parámetros de encendido y apagado en bomba de reposición.	75
Tabla 3.11. Parámetros de encendido y apagado en bomba de trasiego.	75
Tabla 3.12. Alturas iniciales en los tanques uno y dos	76
Tabla 4.1. Funciones de transferencias obtenidas mediante el comparación de modelos.....	95
Tabla 4.2 Resultados de los parámetros y polos obtenidos en los controladores.	100
Tabla 4.3. Nuevos arámetros y actuales del controlador PID.	103

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1.1 Ubicación Geográfica de Cervecería Polar C.A. Planta Oriente.	¡Error! Marcador no definido.
Figura. 2.1 Tanques de agua caliente de cervecería Polar Oriente	21
Figura. 2.2 Filtro CNP	23
Figura 2.3 Comparador de un sistema de control.....	29
Figura 2.4 Representación de un bloque en un sistema de control.	30
Figura. 2.5 Componentes de un sistema de control de lazo cerrado	31
Figura 2.6. Control de Lazo Abierto	31
Figura 2.7. Control de Lazo Cerrado.....	32
Figura 2.8. Definición del ángulo β	34
Figura 2.9. Curvas de respuesta a escalón unitario de sistemas de segundo orden.....	35
Figura 2.11. Diagrama de bloques de un sistema de control automático	38
Figura 2.12. Diagrama de bloques que representa el control Encendido- Apagado.	39
Figura 2.13. Diagrama de bloques de un controlador PID.	43
Figura. 2.14. Sistema como “caja negra”.	46
Figura 2.15. Sistema de primer orden puro	48
Figura 2.16. Sistema de segundo orden estándar	49
Figura 3.1. Flujograma de las etapas a seguir en el desarrollo del trabajo ...	52
Figura 3.2. Esquemático del sistema de agua caliente general	53

	Pág.
Figura 3.3. Esquemático del sistema de agua caliente.....	61
Figura 3.4. Representación del modelo matemático de la variación de nivel en los tanques de agua caliente en Simulink.....	63
Figura 3.5. Representación del modelo matemático de la variación de nivel en los tanques de agua caliente con parámetros actuales, en Simulink.	66
Figura 3.6. Variación del nivel actual de agua en los tanques de agua caliente en baja producción.	67
Figura 3.7. Variación del nivel actual de agua en los tanques de agua caliente en alta producción.	68
Figura 3.8. Diagrama de bloques que representa el modelo de la variación de nivel en el tanque dos (2) en Simulink.	70
Figura 3.9. Variación del nivel de agua en el tanque 2, con condición inicial de 5 metros.	71
Figura 3.10. Variación del nivel de agua en el tanque 2, con condición inicial de 6 metros.	71
Figura 3.11. Variación del nivel de agua en el tanque 2, con condición inicial de 6,5 metros.	72
Figura 3.12. Representación del modelo matemático de la variación de nivel en los tanques de agua caliente con parámetros modificados, en Simulink.	74
Figura 3.13. Variación del nivel de agua con parámetros modificados en los tanques de agua caliente en el período de baja producción.	76

	Pág.
Figura 3.14. Variación del nivel de agua con parámetros modificados en los tanques de agua caliente en el período de alta producción.	77
Figura 4.1. Esquemático del sistema de control de temperatura.	82
Figura 4.2. Respuesta de la planta a un cambio escalón de 5% de apertura en la válvula.....	85
Figura 4.3. Comparación de la curva de la planta con el modelo de primer orden.....	87
Figura 4.4. Comparación de la curva de la planta con el modelo de segundo orden (críticamente amortiguado).	89
Figura 4.5. Comparación de la curva de la planta con el modelo de segundo orden (sobre amortiguado).....	93
Figura 4.6. Comparación de la curva de la planta con todos los modelos propuestos.	94
Figura 4.7. Diagrama de bloques del control de lazo cerrado.....	96
Figura 4.8. Diagrama de bloques de lazo cerrado con controlador PID.....	97
Figura 4.9. Representación gráfica del controlador PID.	101
Figura 4.10. Variación de la temperatura a la salida del calentador con un incremento de 10°C.	102

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

1.1 Planteamiento del problema

Cervecería Polar. C.A, Planta Oriente, es una empresa que ofrece productos de alta calidad a nivel nacional en el ámbito de bebidas a base de cebada malteada, iniciando sus labores a partir del año 1950.

En todo proceso de elaboración de cerveza y malta que se realiza en la planta, específicamente en el área de elaboración, uno de los ingredientes principales para su preparación es el agua cervecera o agua CNP. Dicha agua es tratada por filtros iónicos CNP, que se encargan de llevarla a las condiciones más adecuadas en cuanto a su composición química. Otros procesos como limpieza de tuberías y tanques, lavado de botellas, molienda de cebada, entre otros, también requieren de agua CNP preferiblemente a una temperatura elevada para mayor rendimiento en dichas actividades. La planta de cervecería polar a partir del año 2001 cuenta con un sistema de agua caliente, constituido por un calentador de vapor, y dos tanques cilíndricos, uno de ellos de recepción de agua y el otro de temperatura controlada. En el transcurso de los años, la empresa fue creciendo a nivel de tecnología y producción, instalándose así nuevos sistemas a los cuales, para efecto de limpieza, funcionamiento y elaboración de bebidas, es indispensable abastecerlos con agua caliente. Dichos cambios generaron un desbalance de masa en el sistema de agua caliente, el cual ocasiona reboses y bajo nivel en los tanques durante los procesos de producción de cerveza y malta, lo que conlleva a la paralización del proceso, generando retrasos.

Por estos motivos la Gerencia de Elaboración de Planta Oriente requiere hacer una evaluación del sistema de control de nivel de agua y temperatura, para proponer ajustes de dichos sistemas que garanticen la estabilidad del proceso, para ello se realizaron balances de masa y energía en diferentes períodos de baja y alta producción. Luego, se obtuvo el modelo matemático que represente la variación de nivel en el sistema de agua caliente, donde se observaron las respuestas del sistema a través del simulador Simulink con y sin modificaciones de parámetros. Por último, mediante el método de colocación de polos, se sintonizó el controlador de tipo PID encargado de controlar la temperatura del sistema.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo general

Evaluar el sistema de control de nivel y temperatura en los tanques de agua caliente de Cervecería Polar, C.A. Planta Oriente.

1.2.2 Objetivos específicos

1.2.2.1 Realizar el balance de masa y energía del sistema actual en baja y alta producción.

1.2.2.2 Obtener el modelo matemático para la variación de nivel en los tanques de agua caliente.

1.2.2.3 Determinar la función de transferencia del calentador mediante el método de identificación.

1.2.2.4 Simular dinámicamente el comportamiento del sistema de agua caliente en diferentes períodos de producción, con el software Matlab (Simulink).

1.2.2.5 Establecer parámetros de funcionamiento del sistema de control de nivel, que garanticen la estabilidad del sistema de agua caliente, con la metodología que más se ajuste.

1.2.2.6 Sintonizar los parámetros del controlador tipo PID de temperatura mediante el método de colocación de polos.

1.2.2.7 Proponer modificaciones en el sistema de control automático de nivel.

1.2.2.8 Simular el comportamiento del sistema de agua caliente en la producción de Cerveza y Malta, con las modificaciones propuestas.

CAPÍTULO II

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1 Antecedentes

En esta sección se presenta la reseña de algunos artículos e investigaciones que sirvieron como apoyo para la realización de este trabajo.

En el año 2000, Camino, R. [1] realizó la automatización del cálculo del balance de energía y masa del sistema de generación y distribución de vapor de una planta petrolera, con motivo de un aumento en la producción de vapor. Determinando las condiciones operacionales y posibles soluciones para aumentar dicha producción, obteniendo el desarrollo de ecuaciones para cada unidad del sistema de generación de vapor.

En el año 2010, Chinchilla, Y. [2] diseñó un sistema de control automático para un banco de pruebas experimental de bombeo de flujo bifásico (gas-líquido), utilizando diferentes controladores, donde se obtuvieron rangos de caudales, fracciones y velocidades de gas y líquido. Lo que le permitió desarrollar el modelo matemático para conocer el comportamiento del sistema, y la propuesta de la topología de control por relación.

En el año 2011, Acosta, A. [3] diseñó un sistema de control automático del nivel de agua en tanques de lavado en una petrolera, debido a los inconvenientes que tenían los operadores en los tiempos de inspección para controlar de forma manual el nivel de agua. Determinando las ecuaciones diferenciales del sistema que permitieron representar el sistema de control en un diagrama de Simulink y diseñar varios controladores tipo PID, mediante el método de colocación de polos.

2.2 Tanques de agua caliente

Cervecería Polar Planta Oriente cuenta con un sistema de agua caliente para sus procesos de elaboración de cerveza y malta. Dicho sistema está principalmente constituido por dos tanques cilíndricos conectados en serie, fabricados en acero inoxidable y forrados con material aislante, ya que maneja temperaturas internas entre 50 y 86°C, como se ilustran en la figura 2.1.



Figura. 2.1 Tanques de agua caliente de cervecería Polar Oriente [5].

2.2.1 Agua cervecera (CNP)

La naturaleza del agua empleada en la fabricación de la cerveza y malta es de suma importancia, y es por esto que el éxito de la cerveza depende del empleo adecuado del agua.

El pH es el de mayor importancia para las reacciones bioquímicas que se desarrollan durante el proceso. En todos los pasos de la fabricación se origina disminución del pH y los amortiguadores minerales presentes en el

agua contrarrestan en parte este cambio. La influencia del contenido mineral sobre el pH es importante durante la fabricación y algunos componentes minerales ejercen una influencia específica, influencia estabilizadora de los iones calcio sobre las amilasas, los iones calcio reaccionan con los fosfatos orgánicos e inorgánicos de la malta, precipitando fosfato de calcio.

El agua para elaborar cerveza debe cumplir con requerimientos muy especiales que van más allá de los que normalmente se exigen del agua potable normal. Debe ser totalmente inodora, insípida e incolora. No debe contener cloro, ni iones metálicos como por ejemplo el hierro y el magnesio. Estar en condiciones biológicas óptimas, es decir, libre de bacterias, y de sustancias tóxicas como plomo y pesticidas. A fin de alcanzar estas condiciones se hace necesario tomar considerables medidas técnicas. Para purificar el agua se realizan filtraciones a través de filtros de arena, carbón activo e intercambio iónico. Para eliminar el hierro y el magnesio se realiza una oxidación y las partículas restantes se eliminan por filtración [4].

2.3 Filtros CNP

Son filtros iónicos donde ocurre la descarbonatación del agua debido a un proceso de intercambio iónico que ocurre en el lecho de resina, siendo ésta del tipo "Catiónica débil". Normalmente se definen tres sub-procesos.

- Servicio: ocurre la descarbonatación del agua, la resina intercambia el ion Hidrógeno con aquellos cationes asociados a bicarbonato al recibir el hidrógeno resulta un compuesto inestable que se transforma en CO_2 , el cual es venteado posteriormente.
- Lavado: proceso mediante el cual se efectúa la fluidización del lecho de resina para asegurar su máximo rendimiento por lo general se retiran,

sólidos suspendidos acumulados en la superficie de la resina y exceso de resina fracturada por el uso

- Regeneración: se restituye la capacidad de intercambio del ion Hidrógeno de la resina catiónica débil agotada durante el servicio, mediante su reincorporación en la estructura por medio de un lavado con ácido sulfúrico [5].

A continuación se observa de manera representativa en la figura 2.2 un filtro tipo CNP.

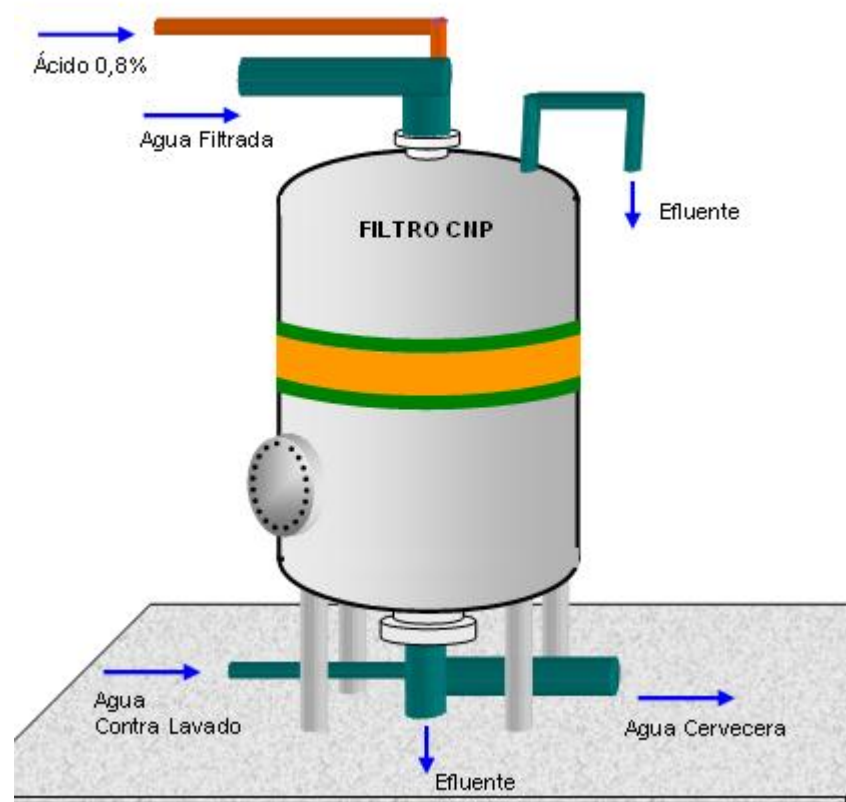


Figura. 2.2 Filtro CNP [5].

2.4 Principio de conservación de masa

El principio de conservación de la masa para un volumen de control se puede expresar como: “la transferencia neta de masa hacia o desde el volumen de control durante un intervalo de tiempo Δt es igual al cambio neto (incremento o disminución) en la masa total dentro del volumen de control durante Δt .”. Es decir: [6].

$$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = \Delta m_{\text{VC}} \quad (2.1)$$

$$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = dm_{\text{VC}}/dt \quad (2.2)$$

Estas ecuaciones se conocen como balances de masa. La masa de un volumen de control se puede conocer por integración $m_{\text{VC}} = \int V_c \rho dV$, entonces la rapidez del cambio de cantidad de masa dentro del volumen de control con respecto al tiempo, se puede expresar como:

$$dm_{\text{VC}}/dt = d \int V_c \rho dV / dt \quad (2.3)$$

En el caso especial cuando $dm_{\text{VC}}/dt=0$, es decir, ninguna masa cruza la superficie de control, entonces el volumen de control es un sistema cerrado y esta afirmación es válida, si el volumen de control es fijo, móvil o se deforma.

2.5 Conservación de la energía

La energía se puede transferir a un sistema cerrado, o extraerse de éste por medio de calor o de trabajo, y el principio de conservación de la energía exige que la energía neta transferida a un sistema, o extraída de él durante un proceso, sea igual al cambio en el contenido de energía de ese sistema. Los volúmenes de control incluyen la transferencia de energía también por la vía del flujo de masa, y el principio de conservación de energía, también conocido como balance de energía, se expresa como:[7].

$$\dot{E}_{\text{ent}} - \dot{E}_{\text{sal}} = dE_{VC}/dt \quad (2.4)$$

2.6 Modelos Matemáticos

Un modelo matemático de un sistema dinámico se define como un conjunto de ecuaciones que representan la dinámica del sistema con precisión, o al menos bastante bien. Todo modelo matemático no es exclusivo para un sistema determinado. Un sistema puede representarse de formas diferentes, por lo que puede tener modelos matemáticos distintos, dependiendo de lo que se quiere realizar. La dinámica de nuevos sistemas ya sean mecánicos, eléctricos entre otros, se describen en términos de ecuaciones diferenciales. Dichas ecuaciones diferenciales se obtienen a partir de leyes físicas, como las leyes de Newton para sistemas mecánicos y las leyes de Kirchoff para sistemas eléctricos. Se debe tener en cuenta que obtener un modelo matemático razonable es la parte más importante de todo análisis.

En el modelo matemático convencional de sistemas no lineales, por lo general se tienen que utilizar algunas herramientas matemáticas para el arreglo de ecuaciones no lineales y aproximarlas a ecuaciones linealizadas alrededor de un punto de control. Para ello se utiliza la serie de Taylor en la linealización de los términos no lineales, la Transformada de Laplace y las Funciones de Transferencia. Una de las desventajas de utilizar este método es que el modelo linealizado obtenido solo tendrá un rango de control alrededor del punto sobre el cual se realizó la linealización, si las condiciones varían y la variable se aleja del punto de linealización no se tendrá un buen efecto de control. Otro método de modelar los sistemas dinámicos es mediante programas asistidos por computadoras, que permitan trabajar con las funciones diferenciales no lineales directamente, como lo es el simulador Simulink del programa MATLAB.

2.7 Transformada de Laplace

El teorema de la transformada de Laplace conocida también con el nombre de cálculo operacional, constituye una parte esencial de la matemática requerida por ingenieros, físicos, matemáticos y otros. Esto se debe además del interés teórico, constituyen un instrumento fácil y efectivo para solucionar muchos problemas de la ciencia y la ingeniería.

2.7.1 Definición de la transformada de Laplace

$$F(s) = \mathcal{L}\{f(t)\} = \lim_{t_0 \rightarrow \infty} \int_0^{t_0} f(t)e^{-st} dt \quad (2.5)$$

$$s = \sigma + \omega i \quad (2.6)$$

La función es transformable si el límite existe y se cumplen las condiciones de Dirichlet:

1. $f(t)$ es seleccionablemente continua.
2. $f(t)$ tiene un número finito de discontinuidades.
3. $f(t)$ es de orden exponencial.

La condición 3 implica que existe una constante arbitraria M , tal que para todo t [8].

$$|f(t) e^{-\sigma t}| < M \quad (2.7)$$

2.8 Control automático

El control automático desempeña una función vital en el avance de la ingeniería y la ciencia, ya que el control automático se ha vuelto una parte importante e integral de los procesos modernos industriales y de manufactura. Por lo cual la teoría de control es un tema de interés para muchos científicos e ingenieros que desean dar nuevas ideas para obtener un desempeño óptimo de los sistemas dinámicos y disminuir tareas manuales o repetitivas.

2.9 Términos de control

2.9.1 Variable controlada y variable manipulada

La variable controlada es la cantidad o condición que se mide y controla. La variable manipulada es la cantidad o condición que el controlador modifica para afectar el valor de la variable controlada. El objetivo del control es medir el valor de la variable controlada del sistema para aplicar correcciones a través de la variable manipulada para obtener un valor deseado.

2.9.2 Planta

La planta normalmente es un conjunto de partes que trabajan juntas con el objetivo de realizar una operación en particular. Se le llama planta a cualquier sistema físico que se desea controlar.

2.9.3 Proceso

El proceso es cualquier operación que va a ser controlada.

2.9.4 Sistema

Un sistema es un conjunto de componentes que se interrelacionan y trabajan juntos para realizar un objetivo determinado

2.9.5 Perturbación

Una perturbación es una señal que normalmente afecta a la variable controlada del sistema. Las perturbaciones pueden ser internas cuando surgen dentro del sistema, o externas porque se produce fuera del sistema y actúan como otra entrada.

2.9.6 Control realimentado

El control realimentado es un sistema que mantiene una comparación entre la entrada de referencia y la salida deseada, el resultado de la comparación es utilizado para controlar.

2.9.7 Diagramas de bloques

El diagrama de bloques es la representación gráfica del funcionamiento interno de un sistema, que se hace mediante bloques y sus relaciones, y que, además, definen la organización de todo el proceso interno, sus entradas y sus salidas.

Un diagrama de bloques de procesos de producción es un diagrama utilizado para indicar la manera en la que se elabora cierto producto, especificando la materia prima, la cantidad de procesos y la forma en la que se presenta el producto terminado.

Un diagrama de bloques de modelo matemático es el utilizado para representar el control de sistemas físicos (o reales) mediante un modelo matemático, en el cual, intervienen gran cantidad de variables que se relacionan en todo el proceso de producción. El modelo matemático que representa un sistema físico de alguna complejidad conlleva a la abstracción entre la relación de cada una de sus partes, y que conducen a la pérdida del concepto global. En ingeniería de control, se han desarrollado una representación gráfica de las partes de un sistema y sus interacciones. Luego de la representación gráfica del modelo matemático, se puede encontrar la relación entre la entrada y la salida del proceso del sistema.

2.10 Componentes de un diagrama de bloques

En el diagrama de bloques se puede apreciar directamente si el sistema es de lazo abierto (sin regulador automático) o de lazo cerrado (con regulador automático), así también, se puede saber el tipo de proceso, de regulador en cada caso dado, la señal de regulación y los otros componentes del sistema.

2.10.1 Comparador

En este tipo de componentes las señales son “comparadas” dando como resultado la diferencia o la adición de señales. También es conocido como punto de suma o diferencia, se representa con la figura 2.3.



Figura 2.3 Comparador de un sistema de control.

2.10.2 Bloque

En los bloques se representan las señales del sistema, como en la figura 2.4



Figura 2.4 Representación de un bloque en un sistema de control.

2.10.3 Regulador

Son dispositivos mecánicos, electrónicos o computacionales que después de recibir la señal de comparación aumenta o disminuye la señal de regulación.

2.10.4 Unidad de regulación

Es el dispositivo que ejecuta la acción de regulación. Se llama actuador.

2.10.5 Proceso

También conocido como objeto a regular, recibe modificaciones adecuadas entre las señales de entrada y salida.

2.10.6 Unidad de medición

Es la que se encarga de censar la variable a medir y adecúa la señal de salida. Se trata de los sensores, los transductores, acondicionamiento de señales y la presentación de datos, su representación se observa en la figura 2.5 [9].

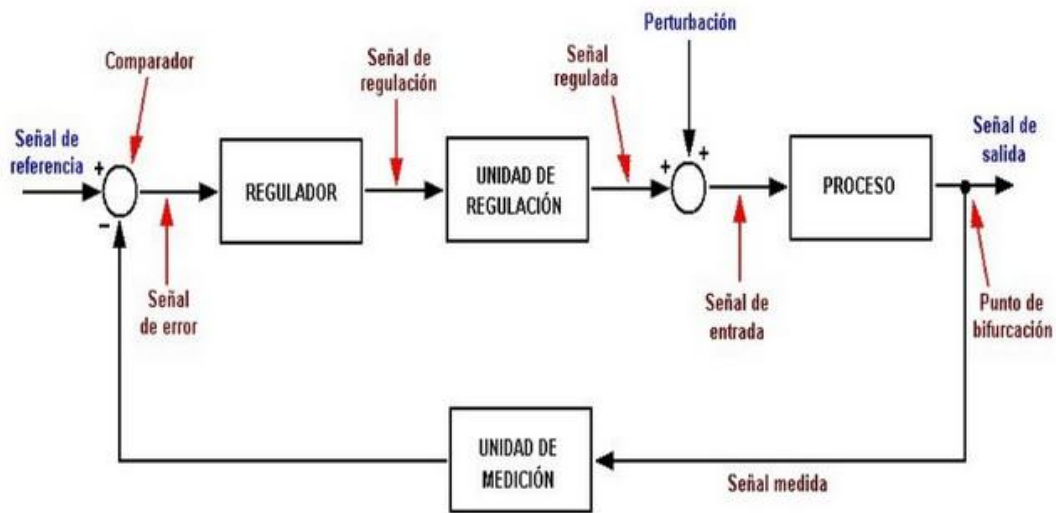


Figura. 2.5 Componentes de un sistema de control de lazo cerrado

2.11 Control en lazo abierto

Control de lazo abierto, se refiere a la situación en la cual la variable de salida (variable controlada) no tiene efecto sobre la acción de control (variable de control). En otras palabras, en un sistema de lazo abierto la salida ni se mide ni se retroalimenta para compararla con la entrada de referencia.

En cualquier sistema de control de lazo abierto, no se compara la salida con la entrada de referencia, para cada entrada de referencia le corresponde una condición de operación fijada, en presencia de perturbaciones estos sistemas de control no cumplen su función adecuadamente, Así, la precisión del sistema depende de la calibración del elemento de control. El lazo de control abierto se puede observar en la figura 2.6.

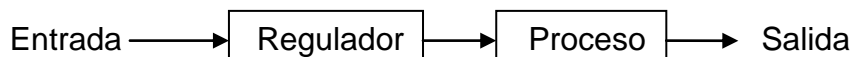


Figura 2.6. Control de Lazo Abierto

2.12 Control en lazo cerrado

El control de lazo cerrado se refiere al control al cual se conecta el controlador en el proceso, en éste caso el controlador compara la referencia con la variable controlada y determina la acción correctiva. Una ventaja de éste tipo de sistema es, que el uso de retroalimentación hace que la respuesta del sistema sea relativamente insensible a perturbaciones externas y a variaciones internas de los parámetros. El lazo de control cerrado se puede observar en la figura 2.7.[2].

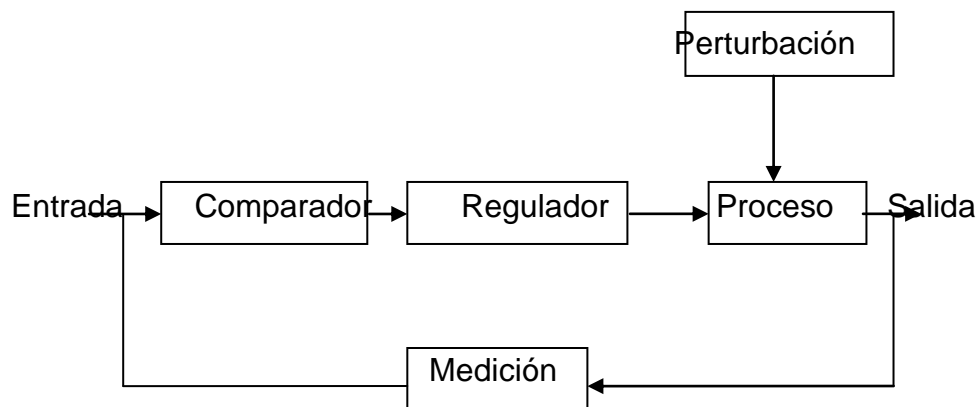


Figura 2.7. Control de Lazo Cerrado.

2.13 Función de transferencia

El aspecto más importante de los sistemas de control es la estabilidad del sistema. Un sistema es estable si en ausencia de alguna perturbación la salida permanece en el mismo estado. En un sistema de control se busca que a pesar de las perturbaciones o entradas el sistema vuelva a un estado

de equilibrio. Para este motivo es necesario conocer las características del sistema a través de su función de transferencia.

Los sistemas de control actuales generalmente son no lineales, sin embargo es posible aproximarlos a través de medios matemáticos; es por eso que analizar la respuesta transitoria de la planta es el primer paso a tomar en cuenta para poder implementar las acciones de control. El análisis de la respuesta transitoria nos da como resultado la “Función de Transferencia” que nos representara la planta que se va a controlar.

La forma de la entrada a la que el sistema estará sujeto con mayor frecuencia, determina cual de las señales de entrada típicas se debe usar para analizar las características del sistema. Si las entradas de control son funciones del tiempo que cambian de forma gradual, una función rampa sería una buena señal de prueba. Asimismo, si un sistema está sujeto a perturbaciones repentinas, una función escalón sería una buena señal de prueba; y para un sistema sujeto a entradas de choque, una función impulso sería la mejor. Una vez diseñado un sistema de control con base en las señales de prueba, por lo general el desempeño del sistema en respuesta a las entradas reales es satisfactorio. El uso de tales señales de prueba permite comparar el desempeño de todos los sistemas sobre la misma base

La mayor parte de los sistemas a controlar tiene funciones de transferencia de segundo orden. Utilizando una entrada escalón, los sistemas de segundo orden muestran la función de transferencia:

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (2.8)$$

Donde,

ω_n : Frecuencia natural no amortiguada.

ζ : Factor de amortiguamiento relativo del sistema.

El sistema tiene dos polos en:

$$s = -\zeta\omega_n \pm \omega_n\sqrt{\zeta^2 - 1} \quad (2.9)$$

$|\zeta| > 1$ Dos polos reales diferentes. "Caso sobre amortiguado".

$|\zeta| = 1$ Dos polos reales e iguales. "Caso críticamente amortiguado".

$0 < \zeta < 1$ Dos polos complejos conjugados. "Caso subamortiguado".

$\zeta = 0$ Dos polos complejos conjugados puros. "Caso oscilatorio".

En la figura 2.8 se muestra la frecuencia natural no amortiguada ω_n y el factor de amortiguamiento ζ en el plano imaginario.

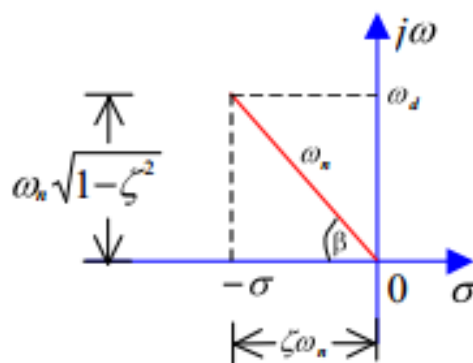


Figura 2.8. Definición del ángulo β .

Por trigonometría:

$$\beta = \tan^{-1}\left(\frac{\omega_d}{\sigma}\right)$$

$$\omega_d = \omega_n \sqrt{1 - \zeta^2} \quad \sigma = \omega_n \zeta \quad (2.10)$$

$$\text{sen } \theta = \frac{\omega_d}{\omega_n} = \sqrt{1 - \zeta^2} \quad \text{cos } \theta = \frac{\sigma}{\omega_n} = \zeta$$

donde,

ω_d : Frecuencia natural amortiguada.

σ : Coeficiente de atenuación.

En la siguiente figura se muestran gráficos para factores de amortiguamiento descritos anteriormente para una entrada escalón unitario, ya que normalmente las características de desempeño de un sistema de control se especifican en términos de la respuesta transitoria para una entrada escalón, como se observa en la figura 2.9.

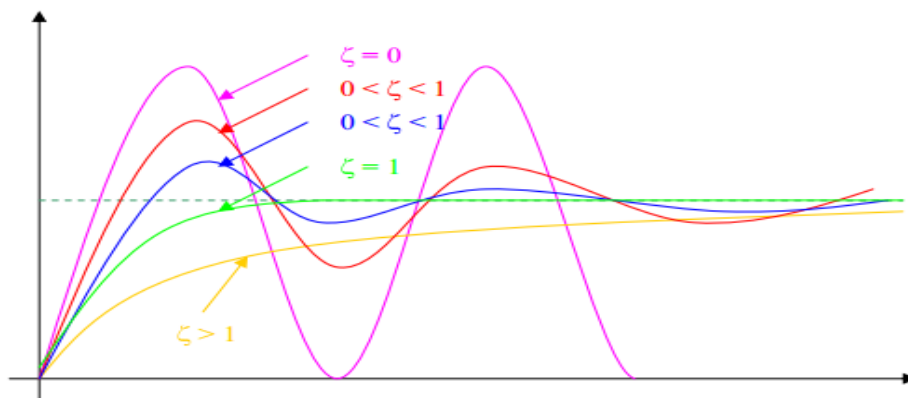


Figura 2.9. Curvas de respuesta a escalón unitario de sistemas de segundo orden.

La Respuesta transitoria para una entrada escalón unitario de un sistema de control práctico exhibe con frecuencia oscilaciones amortiguadas antes de alcanzar el estado estable. Estas especificaciones se definen a continuación y aparecen en forma gráfica en la respuesta de un sistema en la figura 2.10:

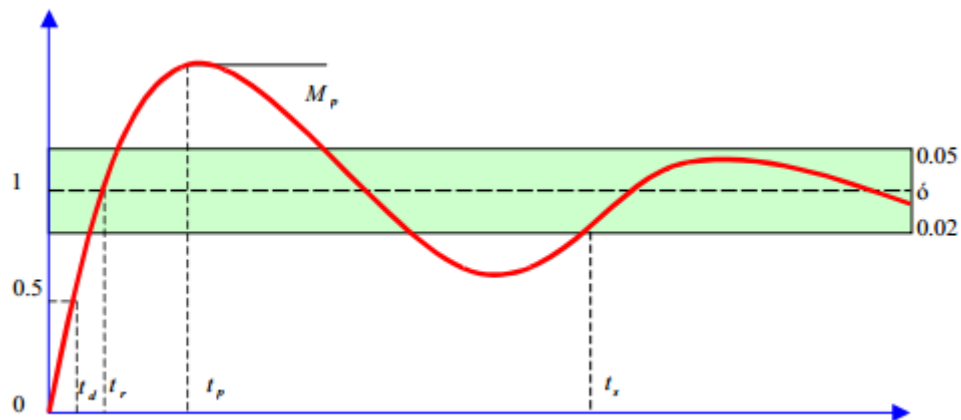


Figura 2.10. Especificaciones de la respuesta transitoria.

- Tiempo retardo, t_d : es el tiempo para que la respuesta alcance la primera vez la mitad del valor final.
- Tiempo levantamiento, t_r : tiempo para que la respuesta pase del 10 al 90 %, del 5 al 95 % ó del 0 al 100 % de su valor final.
- Tiempo pico, t_p : tiempo en el cual la respuesta alcanza el primer pico sobrepaso (máximo sobreimpulso). El tiempo pico es inversamente proporcional a la frecuencia natural amortiguada

$$t_p = \frac{\pi}{\omega_d} \quad (2.11)$$

- Máximo sobreimpulso, M_p : es el valor máximo de la curva de respuesta, medido a partir de la unidad. El máximo sobreimpulso normalmente se indica en porcentaje. La cantidad de sobrepaso máximo indica de manera directa la estabilidad relativa del sistema.

$$M_p = e^{-\frac{\zeta\pi}{\sqrt{1-\zeta^2}}} \quad (2.12)$$

- Tiempo de asentamiento, t_s : tiempo que se requiere para que la curva de respuesta alcance un rango alrededor del valor final del tamaño especificado por el porcentaje absoluto del valor final (por lo general, de 2 a 5 %) y permanezca dentro de él. El tiempo de asentamiento se relaciona con la mayor constante de tiempo del sistema de control.

$$t_s = \frac{C}{\zeta\omega_n} \quad (2.13)$$

donde C es 4 para un criterio de 2 % o 3 para un criterio de 5 %.

2.14 Acciones de control

La forma en la cual el controlador automático produce la señal de control se llama “acción de control”. Los controladores automáticos comparan el valor real de la salida de la planta con la entrada de referencia, lo cual determina la

desviación con la que el controlador debe producir una señal de control que reduzca la desviación.

El siguiente diagrama de bloques muestra un sistema de control automático general formado por un controlador, un actuador, una planta y un sensor.

En el diagrama siguiente el controlador detecta la señal de error, el controlador amplifica la señal y envía al actuador que produce la entrada a la planta; la salida de la planta es medida por un sensor que transforma la señal y la envía al controlador para que pueda ser comparada con la señal de referencia, su representación se puede observar en la figura 2.11.

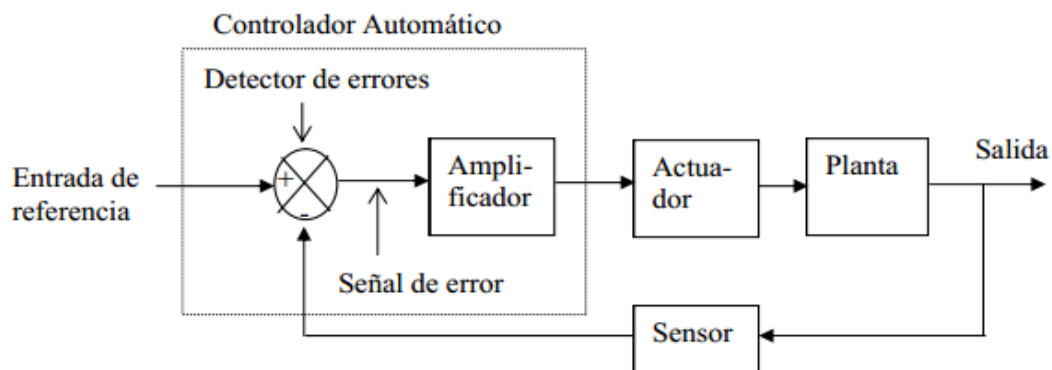


Figura 2.11. Diagrama de bloques de un sistema de control automático

2.15 Acción de control Encendido-Apagado

La acción de control encendido-apagado es también muy conocida por su nombre en inglés On-Off. Para esta acción de control el elemento de actuación sólo tiene dos posiciones fijas que en la mayoría de los casos son apagados y encendidos. Este control es relativamente simple y barato, por lo

cual su uso es muy extendido en sistemas de control tanto industriales como domésticos.

Si tenemos una señal de salida del controlador $u(t)$ y una señal de error $e(t)$, en el control de dos posiciones, la señal $u(t)$ permanece en un valor ya sea máximo o mínimo, dependiendo de si la señal de error es positiva o negativa. De este modo,

$$U(t) = U_1, \quad \text{para } e(t) > 0$$

$$U(t) = U_2, \quad \text{para } e(t) < 0$$

en donde U_1 y U_2 son constantes. Por lo general, el valor mínimo de U_2 es cero o menos U_1 .

La siguiente figura 2.12 se muestra el diagrama de bloques de un controlador Encendido-Apagado [6].

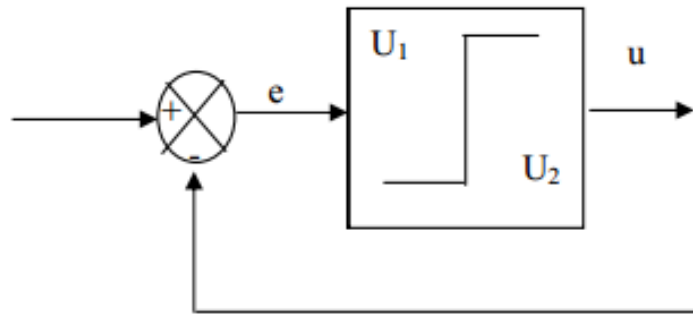


Figura 2.12. Diagrama de bloques que representa el control Encendido-Apagado.

2.16 Controlador PID

Un controlador PID (Proporcional Integrativo Derivativo) es un mecanismo de control genérico sobre una realimentación de bucle cerrado, ampliamente usado en la industria para el control de sistemas. El PID es un sistema al que

le entra un error calculado a partir de la salida deseada menos la salida obtenida y su salida es utilizada como entrada en el sistema que queremos controlar. El controlador intenta minimizar el error ajustando la entrada del sistema. El controlador PID viene determinado por tres parámetros: el proporcional, el integral y el derivativo. Dependiendo de la modalidad del controlador alguno de estos valores puede ser 0, por ejemplo un controlador Proporcional tendrá el integral y el derivativo a 0 y un controlador PI solo el derivativo será 0, etc. Cada uno de estos parámetros influye en mayor medida sobre alguna característica de la salida (tiempo de establecimiento, sobreoscilación,...) pero también influye sobre las demás, por lo que por mucho que ajustemos no encontraríamos un PID que redujera el tiempo de establecimiento a 0, la sobreoscilación a 0, el error a 0,... sino que se trata más de ajustarlo a un término medio cumpliendo las especificaciones requeridas.

2.16.1 Acción de control proporcional: da una salida del controlador que es proporcional al error, es decir: $u(t) = K_P \cdot e(t)$, que descrita desde su función transferencia queda:

$$C_p(s) = K_p \quad (2.14)$$

donde K_p es una ganancia proporcional ajustable. Un controlador proporcional puede controlar cualquier planta estable, pero posee desempeño limitado y error en régimen permanente (off-set).

2.16.2 Acción de control integral: da una salida del controlador que es proporcional al error acumulado, lo que implica que es un modo de controlar lento.

$$u(t) = K_i \int_0^t e(\tau) d\tau \quad C_i(s) = \frac{K_i}{s} \quad (2.15)$$

La señal de control $u(t)$ tiene un valor diferente de cero cuando la señal de error $e(t)$ es cero. Por lo que se concluye que dada una referencia constante, o perturbaciones, el error en régimen permanente es cero.

2.16.3 Acción de control proporcional-integral, se define mediante

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (2.16)$$

donde T_i se denomina tiempo integral y es quien ajusta la acción integral. La función de transferencia resulta:

$$C_{PI}(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (2.17)$$

Con un control proporcional, es necesario que exista error para tener una acción de control distinta de cero. Con acción integral, un error pequeño positivo siempre nos dará una acción de control creciente, y si fuera negativo la señal de control será decreciente. Este razonamiento sencillo nos muestra que el error en régimen permanente será siempre cero. Muchos controladores industriales tienen solo acción PI. Se puede demostrar que un control PI es adecuado para todos los procesos donde la dinámica es esencialmente de primer orden. Lo que puede demostrarse en forma sencilla, por ejemplo, mediante un ensayo al escalón

2.16.4 Acción de control proporcional-derivativa, se define mediante:

$$u(t) = K_p e(t) + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (2.18)$$

donde T_d es una constante denominada tiempo derivativo. Esta acción tiene carácter de previsión, lo que hace más rápida la acción de control, aunque tiene la desventaja importante que amplifica las señales de ruido y puede provocar saturación en el actuador. La acción de control derivativa nunca se utiliza por sí sola, debido a que solo es eficaz durante períodos transitorios. La función transferencia de un controlador PD resulta:

$$C_{PD}(s) = K_p + sK_p T_d \quad (2.19)$$

Cuando una acción de control derivativa se agrega a un controlador proporcional, permite obtener un controlador de alta sensibilidad, es decir que responde a la velocidad del cambio del error y produce una corrección significativa antes de que la magnitud del error se vuelva demasiado grande. Aunque el control derivativo no afecta en forma directa al error en estado estacionario, añade amortiguamiento al sistema y, por tanto, permite un valor más grande que la ganancia K , lo cual provoca una mejora en la precisión en estado estable.

2.16.5 Acción de control proporcional-integral-derivativa, esta acción combinada reúne las ventajas de cada una de las tres acciones de control individuales. La ecuación de un controlador con esta acción combinada se obtiene mediante: [10].

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (2.20)$$

y su función transferencia resulta:

$$C_{PID}(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (2.21)$$

en la figura 2.13 se muestra el diagrama de bloques de un controlador PID.

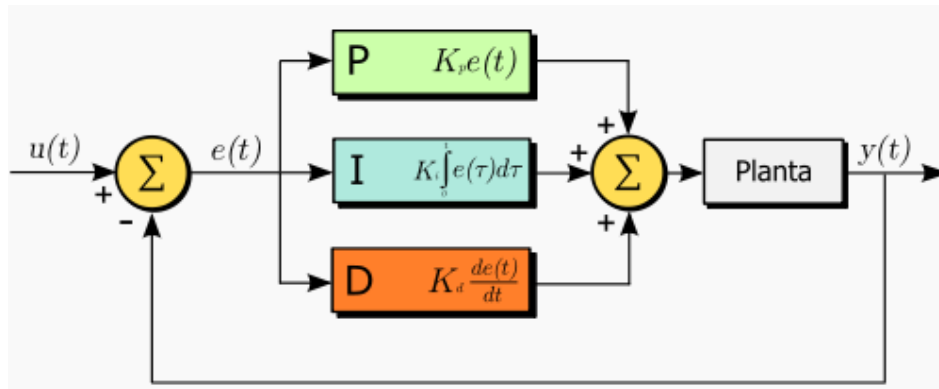


Figura 2.13. Diagrama de bloques de un controlador PID.

2.17 Maple

Maple es un sistema de cálculo simbólico o algebraico. Ambas expresiones hacen referencia a la habilidad que posee Maple para trabajar con la información de la misma manera que se hace cuando se lleva a cabo cálculos matemáticos analíticos. Mientras que los programas matemáticos tradicionales requieren valores numéricos para todas las variables, maple mantiene y manipula los símbolos y las expresiones. Estas capacidades simbólicas permiten obtener soluciones analíticas exactas de los problemas matemáticos: por ejemplo se pueden calcular límites, derivadas e integrales de funciones, resolver sistemas de ecuaciones de forma exacta, encontrar soluciones de ecuaciones diferenciales, etc. Como complemento a las

operaciones simbólicas existe un amplio conjunto de rutinas gráficas que permiten visualizar información matemática compleja, algoritmos numéricos que dan soluciones en precisión arbitraria de problemas cuya solución exacta no es calculable y un lenguaje de programación completa y comprensible que permite al usuario crear sus propias funciones y aplicaciones [11].

2.18 Matlab

Es un paquete de software orientado al cálculo numérico, matrices, procesamientos y análisis de la señal y gráficas, se caracteriza por tener distintos campos de acción y su aplicabilidad se puede efectuar en toma de control, tratamiento de señales, ingeniería artificial, diseño de sistemas de potencia, control de procesos mecánicos, financieros, identificación de sistemas, Etc. En el Matlab se trabaja con matrices de números reales y complejos, los números complejos se definen gracias a operaciones i y j de Matlab. Tiene también un lenguaje de programación propio. Una de las aplicaciones más importantes de este programa es el Simulink.

2.19 Simulink

Simulink es una aplicación que se ejecuta acompañada de MATLAB para modelar, simular y analizar sistemas dinámicos. Funciona sobre MATLAB, es decir, para iniciar Simulink es necesario entrar antes en MATLAB. Ambos programas están desarrollados y comercializados por *The mathWork, Inc.* Simulink puede simular cualquier sistema que pueda ser definido por ecuaciones diferenciales continuas y ecuaciones diferenciales discretas. Esto significa que puede modelar sistemas continuos y discretos en el tiempo o sistemas híbridos. Simulink puede trabajar con:

- Sistemas lineales y no lineales.
- Sistemas en tiempo continuo, muestreados o un híbrido de los dos.

- **Sistemas multifrecuencia.**

Posee una interfaz de usuario gráfica (GUI), con diagramas de bloques para construir los modelos utilizando operaciones con el ratón tipo pulsar y arrastrar. De esta forma, se pueden dibujar los modelos de manera sencilla. Esto supone un cambio radical respecto a los anteriores paquetes de simulación. Construidos los diagramas de bloque, se pueden ejecutar simulaciones y analizar los resultados, también de forma gráfica [3].

2.20 Identificación de sistemas dinámicos

Como se hace necesario, en muchas ocasiones, es muy útil poseer el modelo de un sistema para su análisis, y en particular, para el control, porque la inmensa mayoría de los métodos de diseño se basan en su conocimiento. A la determinación de dicho modelo, a partir de tener algún conocimiento previo sobre el proceso y de experiencias prácticas, se le conoce como identificación.

Teóricamente, para llegar a obtener un modelo se pueden adoptar dos enfoques diferentes:

- Por la vía analítica: determinar las ecuaciones y parámetros que intervienen siguiendo exclusivamente las leyes generales de la Física.
- Por la vía experimental: en la cual se considera el sistema como una “caja negra”, con determinadas entradas y salidas, como se ilustra en la Figura 2.14. En esta situación se realizaría un conjunto de experimentos que proporcionarían pares de medidas de las entradas y salidas durante la evolución del sistema hacia el estado estacionario, a partir de los cuales se trataría de determinar el modelo del sistema.

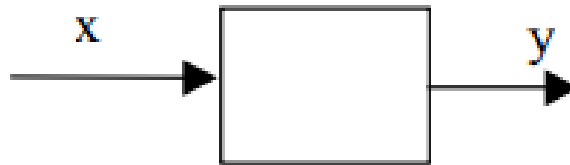


Figura. 2.14. Sistema como “caja negra”.

Con respecto al primer enfoque hay que tener en cuenta que normalmente es extremadamente difícil considerar todas las leyes físicas que intervienen y que, aun suponiendo que esto fuera posible, el modelo resultante pudiera ser muy complejo, y por consiguiente, difícilmente manejable por las técnicas de diseño de sistemas de control. Por otra parte, en la práctica, las tolerancias de los elementos, desgastes, fuentes de ruido no consideradas, etc., hacen que el comportamiento real nunca sea el comportamiento previsto.

Por lo que respecta al segundo enfoque, es evidente que la resolución del problema de identificación sin adoptar hipótesis sobre las características del sistema puede ser muy difícil.

En la práctica se combinan ambos enfoques, actuando en dos etapas:

- Etapa de análisis, en la cual se tienen en cuenta las leyes físicas y las condiciones particulares de trabajo para establecer hipótesis sobre la estructura y propiedades del modelo que se pretende identificar.
- Etapa experimental, en la cual se adoptan las hipótesis establecidas anteriormente y se tienen en cuenta las mediciones para determinar el modelo.

En el análisis hay que tener en cuenta que aunque el sistema sea no lineal, puede ser conveniente adoptar un modelo lineal con objeto de estudiar su comportamiento ante variaciones relativamente pequeñas sobre un punto de trabajo. Así mismo, pueden usarse hipótesis simplificadoras para describir el comportamiento del sistema mediante un modelo de orden reducido, más fácil de identificar y, posteriormente, de utilizar [12].

2.21 Métodos de identificación basados en la respuesta a escalón

El escalón es la señal de prueba más utilizada, en la práctica sólo puede lograrse de forma aproximada ya que es imposible lograr un cambio brusco de una variable en un tiempo infinitesimal, no obstante se considera válido si la constante de tiempo de la señal real es menor que la décima parte de la menor constante de tiempo que se quiere determinar en la identificación.

El uso de esta señal tiene la ventaja de la sencillez en su generación y que el tiempo de experimentación es corto. Como desventaja se puede mencionar la introducción de una alteración relativamente grande en el comportamiento del sistema, lo cual no siempre es permisible.

El procedimiento para obtener los parámetros del modelo estará en dependencia del modelo propuesto para la identificación, a partir de la respuesta del sistema a esta señal de estímulo.

Básicamente todos los procesos existentes en la naturaleza pueden clasificarse en dos tipos, sistemas de primer orden y sistemas de segundo orden. Dentro de los cuales existen variantes.

2.22 Sistemas de Primer Orden

La respuesta típica de estos sistemas no presenta sobreoscilación, esto quiere decir que nunca llegan al valor exacto de la consigna y por lo tanto,

son sistemas relativamente lentos. Por ejemplo: el calentamiento de un horno. Este sistema se representa mediante la figura 2.15.

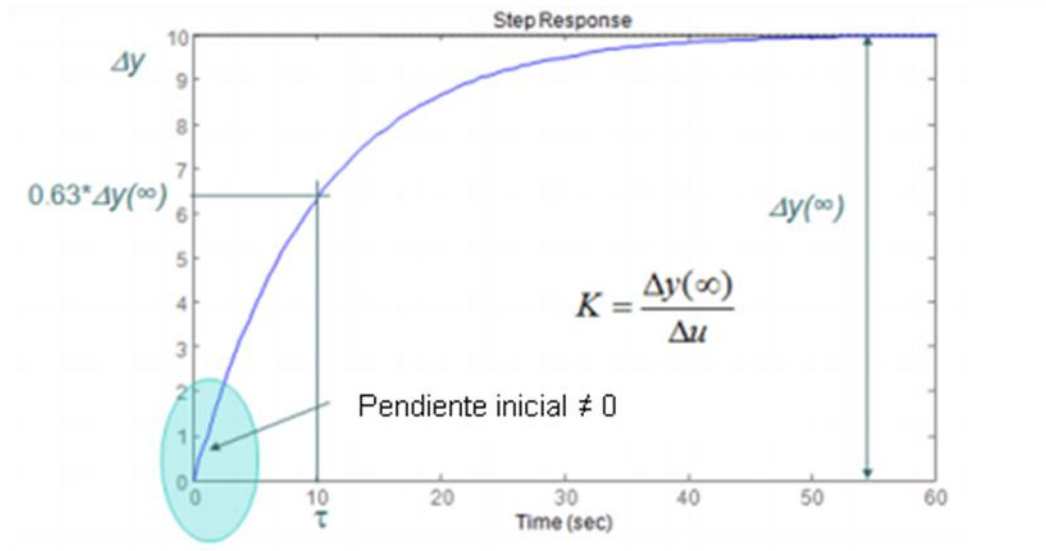


Figura 2.15. Sistema de primer orden puro

La función de transferencia de un sistema de 1er orden es la siguiente.

$$G(s) = \frac{K}{1 + \tau \cdot s} \quad (2.22)$$

Donde:

$$K: \text{ganancia del sistema} \quad k = \frac{\text{señal salida}}{\text{señal entrada}} = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (2.23)$$

τ : Constante de tiempo

El valor de la constante de tiempo se obtiene sobre la gráfica, para ello se observa de tiempo correspondiente a un valor del 63% Δy . Normalmente se trabaja con un factor denominado tiempo de establecimiento, que suele

estar comprendido entre un 95 – 98 %. Este factor determina el tiempo en el cual la respuesta se estabiliza entre los límites indicados a ese porcentaje.

2.23 Sistemas de Segundo Orden [13]

La mayoría de los sistemas industriales se comportan como un sistema de este tipo, en el cual posteriormente el control pretende limitar parámetros como la sobreoscilación, tiempo de establecimiento y error en régimen permanente. Se puede observar el comportamiento de este sistema en la figura 2.16.

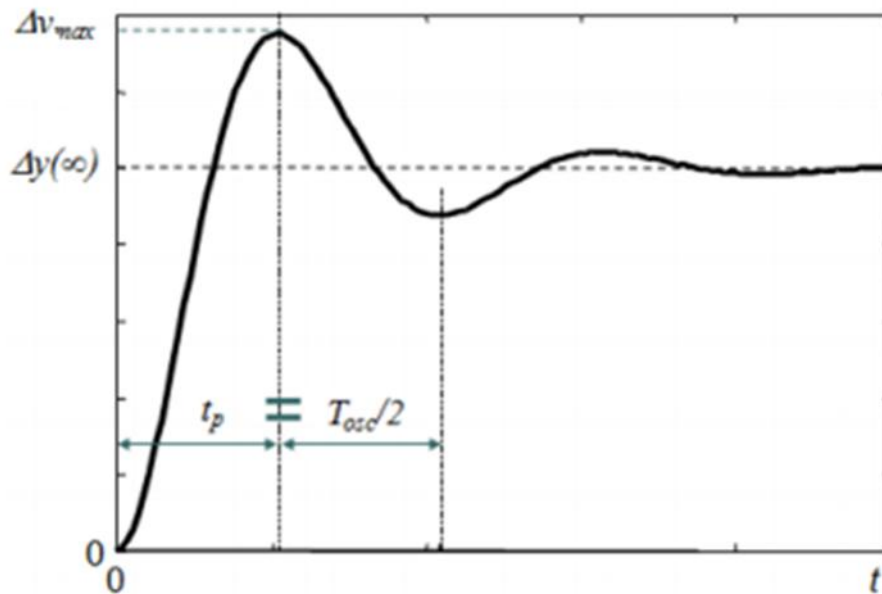


Figura 2.16. Sistema de segundo orden estándar

La función de transferencia de un sistema de 2º orden estándar es la siguiente.

$$G(s) = \frac{k\omega_n^2}{s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2} \quad (2.24)$$

Donde:

$$K: \text{ganancia del sistema} \quad K = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (2.25)$$

ω_n : Frecuencia natural del sistema

ζ : Factor de amortiguamiento

Los parámetros que definen este tipo de respuesta son:

- Sobreoscilación:

$$\delta = \frac{\Delta y_{\max} - \Delta y(\infty)}{\Delta y(\infty)} = e^{-\frac{\zeta\pi}{\sqrt{1-\zeta^2}}} \quad (2.26)$$

- Tiempo pico:

-

$$t_p = \frac{T_{osc}}{2} = \frac{\pi}{\omega_n \sqrt{1-\zeta^2}} \quad (2.27)$$

2.24 Sintonía de controladores

El ajuste de parámetros o sintonía de controladores, es uno de los aspectos más importantes en el contexto de un sistema de control. A pesar de su importancia, existen tan solo algunos procedimientos generales que permiten la estimación de los parámetros en base a mediciones directas del proceso o por relaciones empíricas. Se hace hincapié que son solamente métodos aproximados y por lo tanto deben realizarse un ajuste fino de los parámetros, en un entorno, hasta lograr la respuesta adecuada.

Todos los procedimientos aproximados siguen las siguientes etapas básicas:

- Determinación de un modelo que describa el comportamiento dinámico del proceso en torno al punto de trabajo (modelo en lazo abierto).
- Definición de un criterio de comportamiento para el proceso controlado.
- Determinación de los parámetros del controlador.

De acuerdo al tipo de modelo dinámico que se ajuste a la respuesta del proceso y al criterio de comportamiento, se obtiene diversas reglas para fijar los parámetros de los controladores [14].

2.25 Sintonización por Colocación de polos

El método de colocación de polos fue desarrollado por Persson [15], y expuesto por los ingenieros Astrom y Hagglund [16] como un método para sintonizar controladores PID; de manera que los polos de lazo cerrado del sistema de control se ubiquen en cierta región del plano complejo aproximando el lazo cerrado a una transferencia de segundo orden o de primer orden según sea el caso. Como premisa de dicho método se requiere que el proceso a controlar sea completamente descrito por un modelo de primer o segundo orden, sin tiempo muerto. A partir de estos modelos se obtendrán los parámetros requeridos por un controlador PI para la planta de primer orden y de un controlador PID para el sistema de segundo orden [17].

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

En este capítulo se describen los métodos y procedimientos en la evaluación del sistema de control de nivel y temperatura en los tanques de agua caliente de una cervecería.

3.1 Procedimiento metodológico

Se establecieron ocho (08) etapas para la realización de este trabajo, en concordancia con los objetivos del mismo. Donde seis de ellas fueron desarrolladas en este capítulo, siguiendo el orden mostrado en la figura 3.1

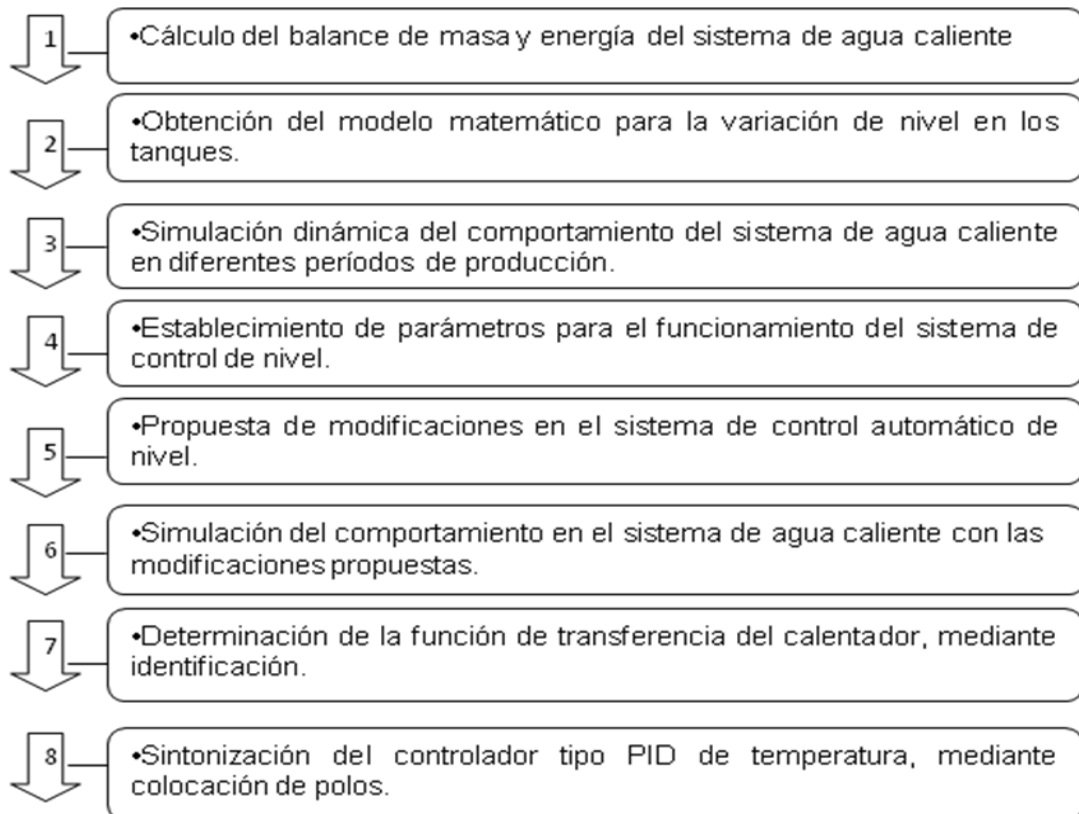


Figura 3.1. Flujograma de las etapas a seguir en el desarrollo del trabajo

3.2 Descripción del sistema de agua caliente

El sistema de agua caliente está conformado por dos tanques de igual características, fabricados en acero inoxidable con aislamiento de fibra de vidrio. Se encuentran conectados en serie mediante una tubería de acero inoxidable, con el mismo material de aislamiento, y un calentador de placas ubicado entre la conexión de los dos tanques; dicho calentador, trabaja con vapor y está asociado a un controlador de temperatura tipo PID. El primer tanque se denomina de recepción, cuya función, es la de recibir agua tratada iónicamente a diferentes temperaturas provenientes de otros procesos anteriores al sistema de agua caliente. Una vez almacenada el agua, se procede a pasarla mediante una bomba de trasiego por un calentador, elevando la temperatura a un punto establecido antes de pasar al siguiente tanque. Por último, se procede a la descarga de agua del tanque dos (2) a los diferentes consumidores mediante bombas de descargas. La representación gráfica de este sistema se puede apreciar en la figura 3.2.

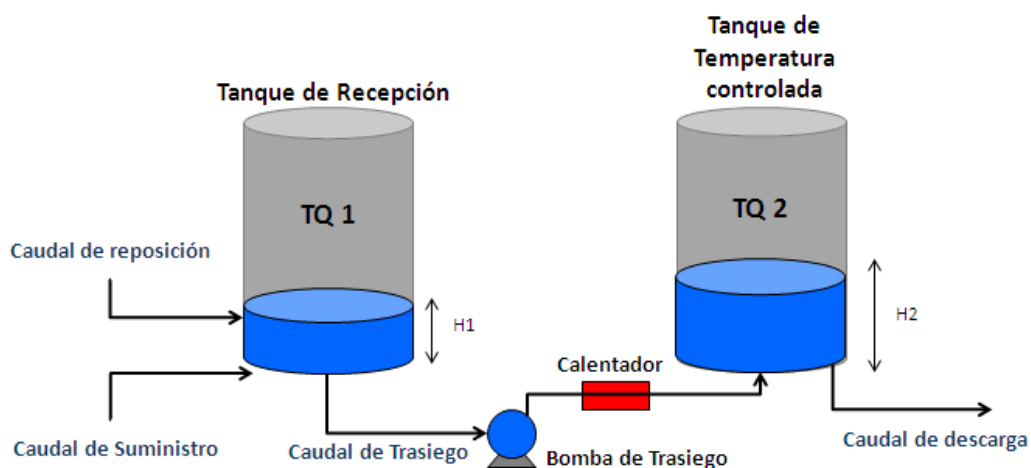


Figura 3.2. Esquemático del sistema de agua caliente general

3.3 Recopilación de datos en campo

Los datos de especificaciones de los tanques, se colectaron en función de sus medidas geométricas: altura, diámetros de tanques, diámetros de tuberías, como también las especificaciones del calentador. En las tablas 3.1, 3.2 y 3.3 se ilustran las especificaciones de los tanques del sistema de agua caliente y del calentador.

Tabla 3.1 Especificaciones de los tanques de agua caliente.

Características	Tanque 1 y 2
Material	Acero Inoxidable
Aislamiento	Fibra de vidrio
Altura (m)	16,64
Radio (m)	2,75
Diámetro (m)	5,50
Área transversal (m ²)	23,75
Volumen (m ³)	395,33

Volumen (litros)	395.330,00
------------------	------------

Tabla 3.2. Diámetros de tuberías de los tanques

Características	Tanque 1	Tanque 2
Material	Acero Inoxidable	Acero Inoxidable
Aislamiento	Fibra de vidrio	Fibra de vidrio
Diámetro de carga (mm)	150	150
Diámetro de descarga (mm)	200	300

Tabla 3.3. Especificaciones del calentador

Características	Calentador
Material	Acero inoxidable
Número de placas	32
Largo (m)	0,23
Alto (m)	1,85

Ancho (m)	0,60
Capacidad (m ³)	0,03

3.4 Obtención de las variables de estudio

Para la obtención de las variables bajo estudio, se contó con la ayuda de un gran número de medidores digitales, los cuales se utilizaron a todo lo largo del sistema de agua caliente, dichas variables se almacenaron en una base de datos en el sistema de control del área, las cuales fueron: caudales de entradas y salidas en ambos tanques, temperaturas, y variación de alturas; dichos datos fueron tomados en los períodos de baja y alta producción.

3.5 Períodos de baja y alta producción

En el proceso de elaboración de cerveza y malta existen períodos de baja y alta producción, donde principalmente el sistema de agua caliente es exigido en dependencia de la cantidad de cerveza y malta a elaborar. El agua caliente por ser uno de los principales ingredientes en dicha elaboración, debe ser controlada en cuanto a la cantidad y a la temperatura de descarga de la misma. Por ende se evalúan estas características en los períodos de baja y alta producción, que garanticen una producción de cerveza y malta sin alteraciones en el sistema de agua caliente.

3.6 Balances de masa en períodos de baja y alta producción

Con la finalidad de tener una idea de cómo se comporta el sistema de agua caliente en los períodos de baja y alta producción, se realizaron balances de masa en cada período de producción de forma general, en puntos tomados a cada 20 min desde el comienzo de la producción. Para dichos balances fue necesario considerar las entradas y salidas de líquido del sistema de agua

caliente, y mediante la ecuación 3.1, se realizaron los cálculos y se obtuvieron los resultados como se muestran en las tablas 3.4 y 3.5

$$\dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal} = \frac{dm_{vc}}{dt} \quad (3.1)$$

Tabla 3.4. Resultados de cinco balances de masas en el período de baja producción.

SUMINISTROS Tiempo: 20 min M asa Total (kg):0	CONSUMOS M asa Total (kg): 46683,83	CÁLCULO DE BALANCE 1 $m_{entrada} - m_{salida} = \Delta m_{vc}$ Disminución Δm_{vc} : -46683,83 Kg
SUMINISTROS Tiempo: 40 min M asa Total (kg): 82372,01	CONSUMOS M asa Total (kg): 44575,48	CÁLCULO DE BALANCE 2 $m_{entrada} - m_{salida} = \Delta m_{vc}$ Aumento Δm_{vc} : 37796,54 Kg
SUMINISTROS Tiempo: 60 min M asa Total (kg): 39600	CONSUMOS M asa Total (kg): 55525,97	CÁLCULO DE BALANCE 3 $m_{entrada} - m_{salida} = \Delta m_{vc}$ Disminución Δm_{vc} : -15925,97 Kg
SUMINISTROS Tiempo: 80 min M asa Total (kg): 111509,3	CONSUMOS M asa Total (kg): 38956,58	CÁLCULO DE BALANCE 4 $m_{entrada} - m_{salida} = \Delta m_{vc}$ Aumento Δm_{vc} : 72552,72 Kg
SUMINISTROS Tiempo: 100 min M asa Total (kg): 67782	CONSUMOS M asa Total (kg): 32356,5	CÁLCULO DE BALANCE 5 $m_{entrada} - m_{salida} = \Delta m_{vc}$ Aumento Δm_{vc} : 35425,5 Kg

Tabla 3.5. Resultados de seis balances de masas en el período de alta producción.

<p>SUMINISTROS</p> <p>Tiempo: 20 min</p> <p>Masa Total (kg):85742</p>	<p>CONSUMOS</p> <p>Masa Total (kg): 148507,43</p>	<p>CÁLCULO DE BALANCE 1</p> <p>$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = \Delta m_{vc}$</p> <p>Disminución Δm_{vc}: -62765,43 Kg</p>
<p>SUMINISTROS</p> <p>Tiempo: 40 min</p> <p>Masa Total (kg):129358,53</p>	<p>CONSUMOS</p> <p>Masa Total (kg): 162298,02</p>	<p>CÁLCULO DE BALANCE 2</p> <p>$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = \Delta m_{vc}$</p> <p>Disminución Δm_{vc}: -32939,50 Kg</p>
<p>SUMINISTROS</p> <p>Tiempo: 60 min</p> <p>Masa Total (kg):52358,46</p>	<p>CONSUMOS</p> <p>Masa Total (kg): 155022,28</p>	<p>CÁLCULO DE BALANCE 3</p> <p>$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = \Delta m_{vc}$</p> <p>Disminución Δm_{vc}: -102663,83Kg</p>
<p>SUMINISTROS</p> <p>Tiempo: 80 min</p> <p>Masa Total (kg):213840</p>	<p>CONSUMOS</p> <p>Masa Total (kg): 131900,77</p>	<p>CÁLCULO DE BALANCE 4</p> <p>$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = \Delta m_{vc}$</p> <p>Aumento Δm_{vc}: 81939,23 Kg</p>
<p>SUMINISTROS</p> <p>Tiempo: 100 min</p> <p>Masa Total (kg):359225,55</p>	<p>CONSUMOS</p> <p>Masa Total (kg): 268010,13</p>	<p>CÁLCULO DE BALANCE 5</p> <p>$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = \Delta m_{vc}$</p> <p>Aumento Δm_{vc}: 91215,42Kg</p>
<p>SUMINISTROS</p> <p>Tiempo: 120 min</p> <p>Masa Total (kg):877125,92</p>	<p>CONSUMOS</p> <p>Masa Total (kg): 862576,37</p>	<p>CÁLCULO DE BALANCE 6</p> <p>$m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}} = \Delta m_{vc}$</p> <p>Aumento Δm_{vc}: 14549,55Kg</p>

En las tablas 3.4 y 3.5 se puede observar de manera general los resultados de los balances de masa realizados en dos períodos de producción. Ambas reflejan un desequilibrio significativo en cuanto a la cantidad de agua presente en el volumen de control. Lo que se traduce que al sistema de agua caliente no le ingresa la cantidad de agua necesaria comparado con la cantidad de agua que se extrae del sistema y viceversa.

En las figuras 3.3 y 3.4, se refleja de forma más representativa, los resultados obtenidos de las tablas 3.4 y 3.5, correspondiente a los balances de masa en etapas de baja y alta producción.

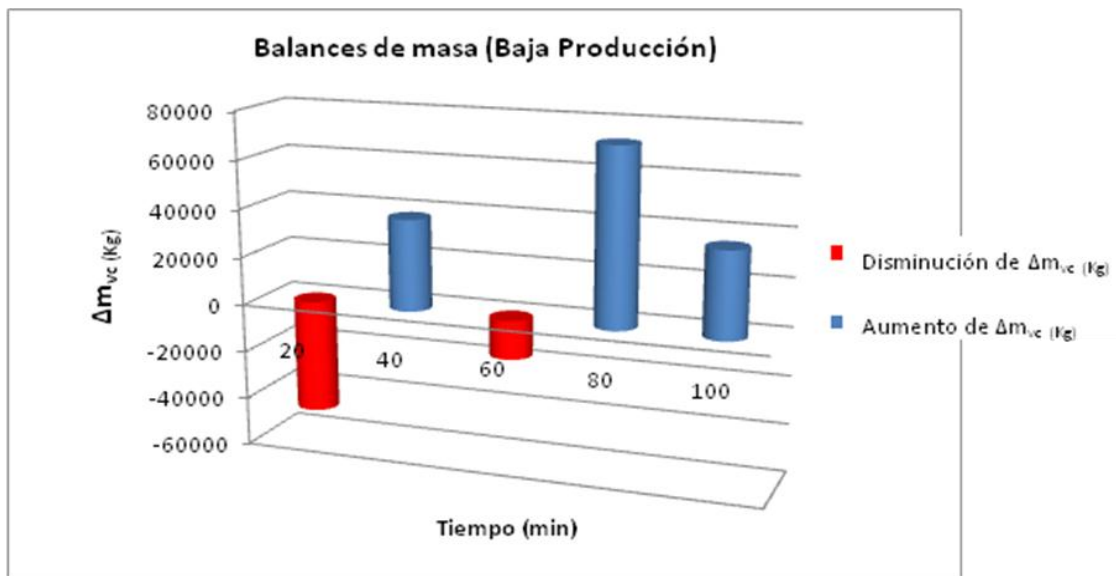


Figura 3.3. Representación gráfica de los resultados de cinco balances de masa en una etapa de baja producción.

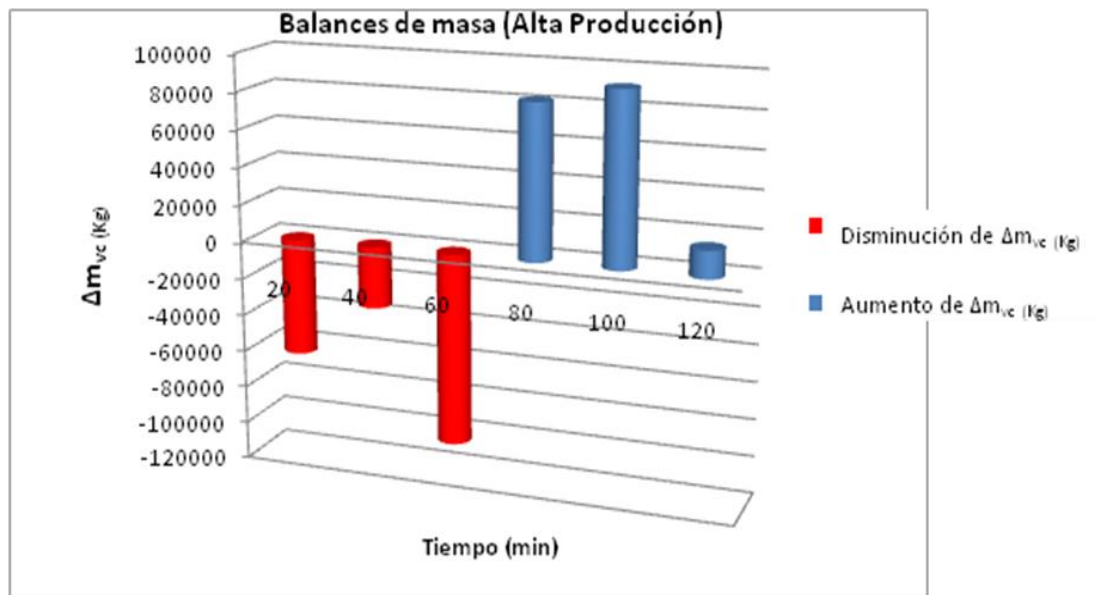


Figura 3.4. Representación gráfica de los resultados de cinco balances de masa en una etapa de baja producción.

Se puede observar de manera gráfica en las figuras 3.3 y 3.4, una disminución considerable en el volumen de control del sistema de agua caliente en sus primeros minutos de arranque. Luego, se aprecia un incremento en el volumen de control del sistema en su etapa final de la producción, lo que se traduce en que para efectos de elaboración de cerveza, se requiere mucho mas agua proveniente de este sistema a una alta temperatura en cuanto al arranque de producción. A medida que avanza el proceso, se detiene la demanda de agua por parte de dicha área de elaboración, lo que conlleva a un aumento progresivo de volumen de agua dentro de los tanques de dicho sistema.

3.7 Modelado matemático de la variación de nivel en los tanques

Para la obtención de los modelos matemáticos que representan los tanques del sistema de agua caliente, se realizó un balance de masa de líquido a través de los mismos. Aunque los tanques poseen las mismas dimensiones y

manejan aproximadamente las mismas cantidades de agua, se diferencian en la entrada de caudal, por lo tanto no se aplicó el mismo modelo matemático para ambos. Todo esto para representar de forma dinámica el comportamiento de nivel de líquido dentro de los tanques, y así aplicar el sistema de control de nivel de líquido con parámetros propuestos para tal fin.

Primeramente se plasmó un esquemático de los tanques del sistema de agua caliente para un mejor manejo de la información, como se muestra en la Figura. 3.5

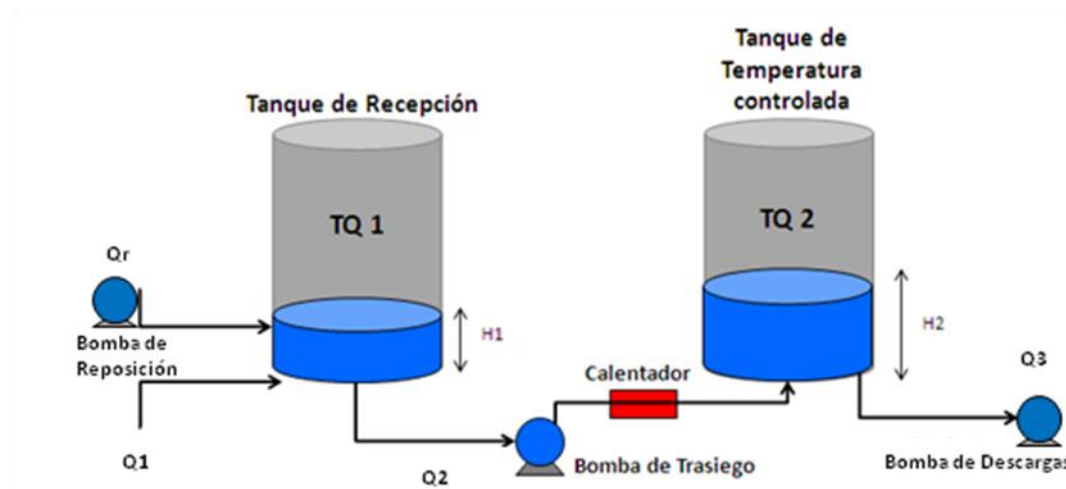


Figura 3.5. Esquemático del sistema de agua caliente.

Tomando como volumen de control la superficie interna del tanque de agua caliente, el balance de masa viene dado por:

$$\Sigma(masa_{ent} - masa_{sal}) = \frac{dm}{dt} \quad (3.3)$$

3.7.1 Balance de masa del tanque uno (1)

Para la realización del balance de masa en el primer tanque, se procedió a emplear la ecuación 3.3, en el sistema de agua caliente, tomando como

variables los caudales de entrada y salida, y otros datos como la densidad del agua y el área transversal del tanque.

$$\rho_t \cdot q_1 + \rho_t \cdot q_r - \rho_t \cdot q_2 = \rho_t \cdot A_T \cdot \frac{dh_1}{dt} \quad (3.4)$$

Donde ρ_t representa la densidad del agua, q_1 el caudal variable que ingresa al tanque, q_2 representa el caudal de agua extraída del mismo, A_T el área transversal del tanque, q_r el caudal de reposición y h_1 la altura del nivel de agua en el tanque. Como la densidad permanece constante en la operación, la ecuación 3.5 se reduce a:

$$q_1 + q_r - q_2 = A_T \cdot \frac{dh_1}{dt} \quad (3.5)$$

3.7.2 Balance de masa del tanque dos (2)

De igual manera que en la realización del balance anterior, se procedió a desarrollar la ecuación 3.3, en el sistema de agua caliente para el segundo tanque. Según la ecuación 3.3, el balance de masa para dicho tanque viene dado por:

$$\rho_t \cdot q_2 - \rho_t \cdot q_3 = \rho_t \cdot A_T \cdot \frac{dh_2}{dt} \quad (3.6)$$

Donde ρ_t representa la densidad de agua, q_2 el caudal que ingresa al tanque, q_3 representa el caudal de agua extraída del mismo, A_T el área transversal del tanque y h_2 la altura del nivel de agua en el tanque, y ya que la densidad permanece constante en la operación, se cancelan y queda de la manera mostrada en la ecuación. 3.7

$$q_2 - q_3 = A_T \cdot \frac{dh_2}{dt} \quad (3.7)$$

Una vez obtenidas las ecuaciones que representan la dinámica del nivel en los tanques, se representó el modelo matemático en diagramas de bloques en la herramienta de Matlab (Simulink), el cual se muestra en la Fig. 3.6

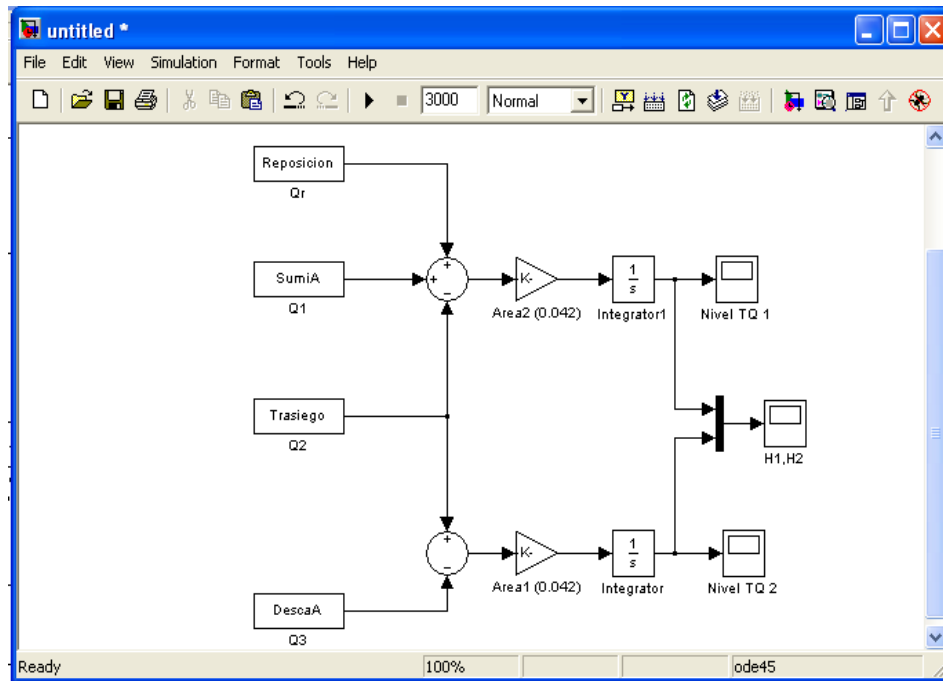


Figura 3.6. Representación del modelo matemático de la variación de nivel en los tanques de agua caliente en Simulink.

3.8 Filosofía de control de nivel de agua actual en los tanques

El control de nivel actual de los tanques del sistema de agua caliente se lleva a cabo de forma automática mediante un control ON/OFF, el cual apaga o enciende dos bombas fundamentales en el sistema. La primera se denomina bomba de reposición de agua, encargada de suministrar agua al sistema con la finalidad de evitar bajos niveles de agua en los tanques, la segunda es denominada bomba de trasiego, cuya función es la de traspasar el agua del primer tanque al segundo.

3.9 Parámetros del sistema de control de nivel

Los parámetros de control que activan y desactivan las bombas que interactúan en el sistema de control de nivel están relacionados con los niveles de alturas de agua que se encuentran dentro de los tanques, es decir, los parámetros que se utilizan son alturas de agua fijadas como valores mínimos y máximos de nivel, que delimitan un rango de manejo dentro de los tanques

3.9.1 Parámetros actuales de encendido y apagado en bombas de reposición y trasiego

3.9.1.1 Bomba de reposición

El modo de encendido en la bomba de reposición se ejecuta mediante un comando tipo (AND), que se activa siempre y cuando los dos niveles de los tanques alcancen el valor asignado para esta condición, mientras que el modo apagado de esta bomba se ejecuta mediante un comando (OR), el cual actúa solo cuando el tanque dos (2) alcanza un valor fijado, también existe una condición especial de apagado cuando el caudal de entrada variable (Q1) sea mayor o igual a $0,016 \text{ m}^3/\text{s}$. dicho valor es suministrado por la sala de control de la planta.

A continuación se reflejan los parámetros de encendido y apagado de la bomba de reposición en la tabla 3.6.

Tabla 3.6. Parámetros de encendido y apagado en bomba de reposición.

Bomba de reposición	ON (and)	OFF (or)
Nivel de tanque 1 (m)	4	-
Nivel de tanque 2 (m)	4	6
Caudal de entrada variable Q1 (m ³ /s)		≥ 0,016

3.9.1.2 Bomba de trasiego

La bomba de trasiego se enciende con valores menores o igual al asignado y se apaga con valores mayores al asignado en el tanque dos (2)

Los parámetros de encendido y apagado de la bomba de trasiego se reflejan en la tabla 3.7

Tabla 3.7. Parámetros de encendido y apagado en bomba de trasiego.

Bomba de trasiego	ON	OFF
Nivel de tanque 2 (m)	≤ 4	> 4

Una vez definidos los parámetros actuales de las bombas, se procedió a la representación del modelo matemático que representa la variación de niveles de los tanques en Simulink, como se observa en la figura 3.7

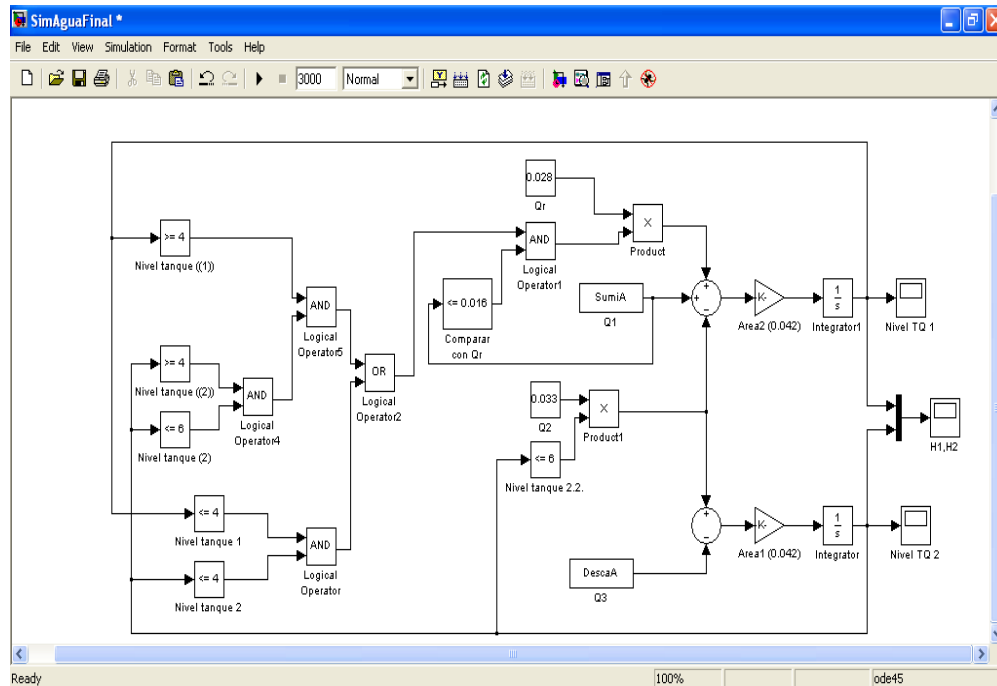


Figura 3.7. Representación del modelo matemático de la variación de nivel en los tanques de agua caliente con parámetros actuales, en Simulink.

3.10 Comportamiento actual del sistema de control de nivel mediante simulación dinámica en el período de baja producción

Para la realización de la simulación dinámica en baja producción, se tomaron 500 datos de flujo de entrada y de salida del sistema, hasta un tiempo final de 2994 segundos, también se ajustaron los parámetros de funcionamiento para la bomba de reposición de agua hacia el tanque uno (1) y los parámetros de la bomba de trasiego de agua entre tanques, para representar con mayor exactitud la dinámica del sistema en funcionamiento, teniendo en cuenta que el flujo de reposición de agua al tanque uno (1) (Q_r) es constante con un valor de $0,028 \text{ m}^3/\text{s}$, como también el flujo de trasiego de agua entre tanques (Q_2), con un valor constante de $0,033 \text{ m}^3/\text{s}$. Por último se definieron las condiciones iniciales de niveles en metros de columna de agua en ambos

tanques, con cuatro (4) metros el primero y el segundo tanque en cinco (5) metros. El resultado de dicha simulación se puede observar en la figura 3.8

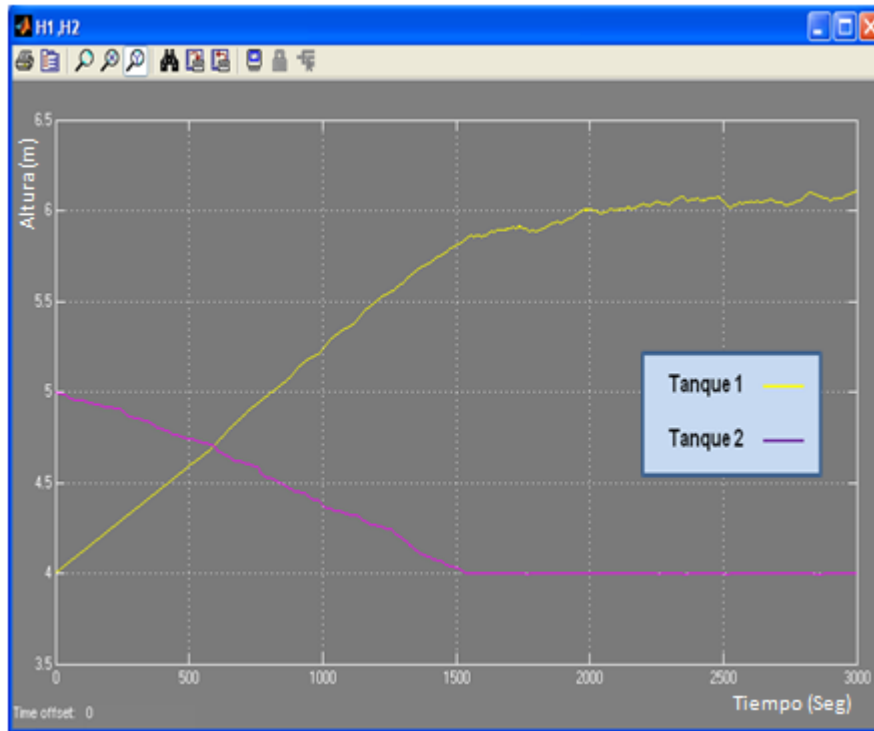


Figura 3.8. Variación del nivel actual de agua en los tanques de agua caliente en baja producción.

Se aprecia en la Figura. 3.8, el decaimiento en el nivel del tanque de temperatura controlada hasta un nivel crítico de cuatro (4) metros, y un aumento en el nivel del primer tanque hasta seis (6) metros. Esto quiere decir, que la bomba de trasiego no se activa a lo largo de la fase final de producción, provocando la disminución de altura de agua en el segundo tanque.

3.11 Comportamiento actual del sistema de control de nivel mediante simulación dinámica en la etapa de alta producción

En cuanto a la simulación en el período de alta producción, se tomaron 500 valores de flujo en suministro y descarga por un espacio entre muestra de 15 segundos, completando un total de 7500 segundos; de igual forma se ajustaron las condiciones y parámetros de reposición y trasiego, con los mismos valores constantes de flujo de la simulación a baja producción; igualmente se definieron las condiciones iniciales de los niveles actuales en metros de columna de agua en ambos tanques, con cuatro (4) metros el primero y el segundo tanque con cinco (5) metros. El resultado de esta simulación se refleja en la figura 3.9.

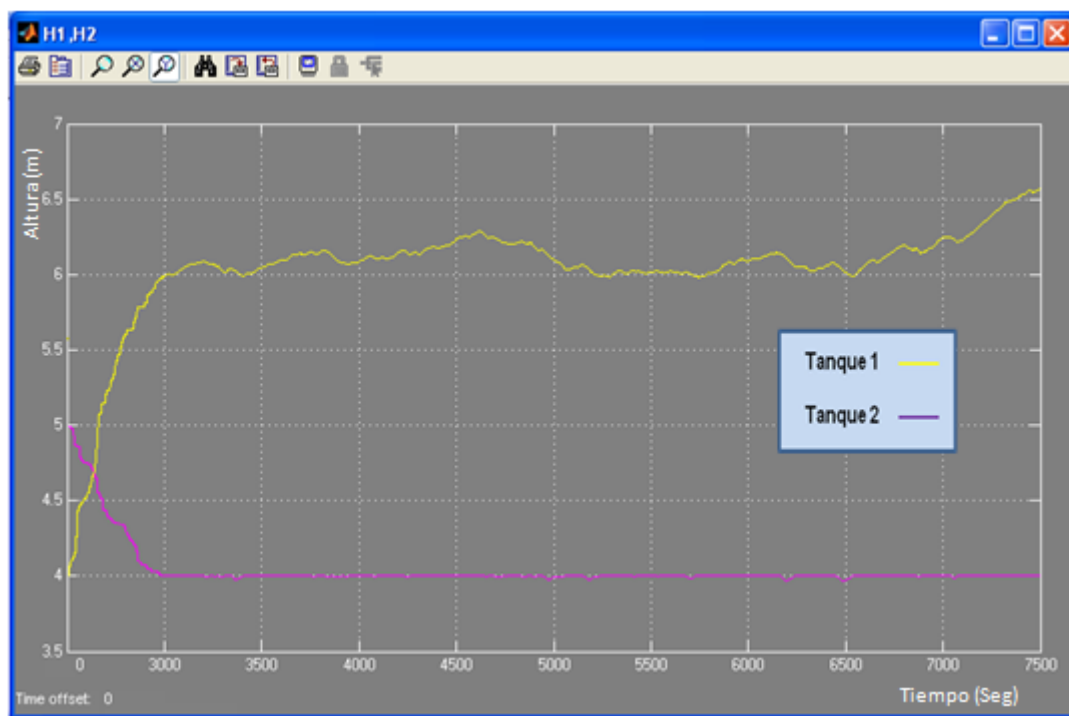


Figura 3.9. Variación del nivel actual de agua en los tanques de agua caliente en alta producción.

En la fig. 3.9, se puede observar en el tanque dos (2) que se alcanza un nivel crítico y constante de cuatro (4) metros, y el aumento progresivo del nivel de agua en el tanque uno (1), debido a un ingreso considerable de agua proveniente de otros procesos de enfriamiento de cerveza, que elevan el nivel de agua en este tanque; al igual que la Fig. 3.8, el trasiego de agua entre tanques no se realiza con normalidad, dejando así en toda el período de alta producción un estado crítico de nivel en el segundo tanque, que conlleve interrumpir el suministro de agua a los consumidores de la planta, ya que este tanque es el encargado de descargar agua hacia las áreas de elaboración de cerveza y malta.

3.12 Determinación del nivel deseado de agua en el tanque dos (2) mediante simulación de nivel

El nivel deseado en el cual el tanque dos (2) asegura un volumen y una altura de agua adecuada para satisfacer las necesidades de los consumidores, fue determinado mediante tres simulaciones sencillas únicamente en dicho tanque, variando la altura inicial de agua en cada simulación. Con la finalidad de observar el decaimiento del nivel a lo largo de la simulación. Se eliminó el suministro al tanque y se tomó una data de caudales de descarga de la etapa de alta producción en un tiempo de 3000 segundos.

Una vez definidos los parámetros de las simulaciones, se procedió a la representación del modelo matemático que describe la variación de nivel en el tanque dos en Simulink, como se puede observar en la figura 3.10

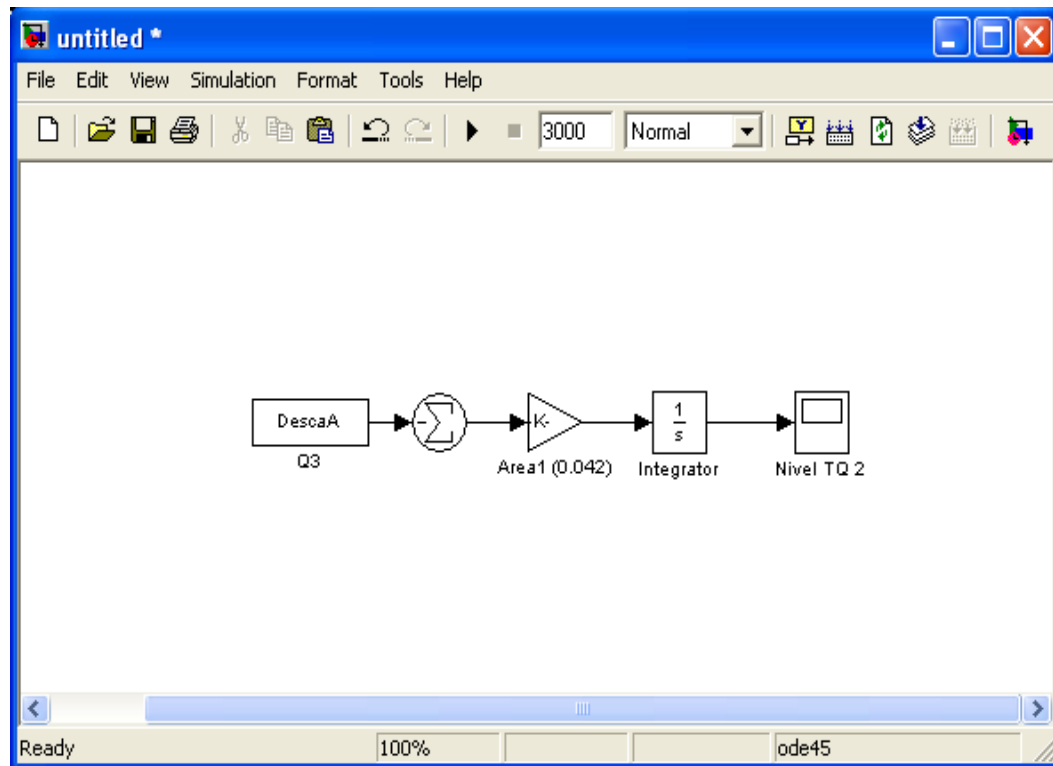


Figura 3.10. Diagrama de bloques que representa el modelo de la variación de nivel en el tanque dos (2) en Simulink.

La altura inicial de agua que se fijó para cada simulación, estuvo comprendida entre 5, 6 y 6,5 metros. Con ayuda del software Simulink se obtuvieron los resultados de dichas simulaciones, las cuales se reflejan en las figuras 3.11, 3.12, y 3.13.

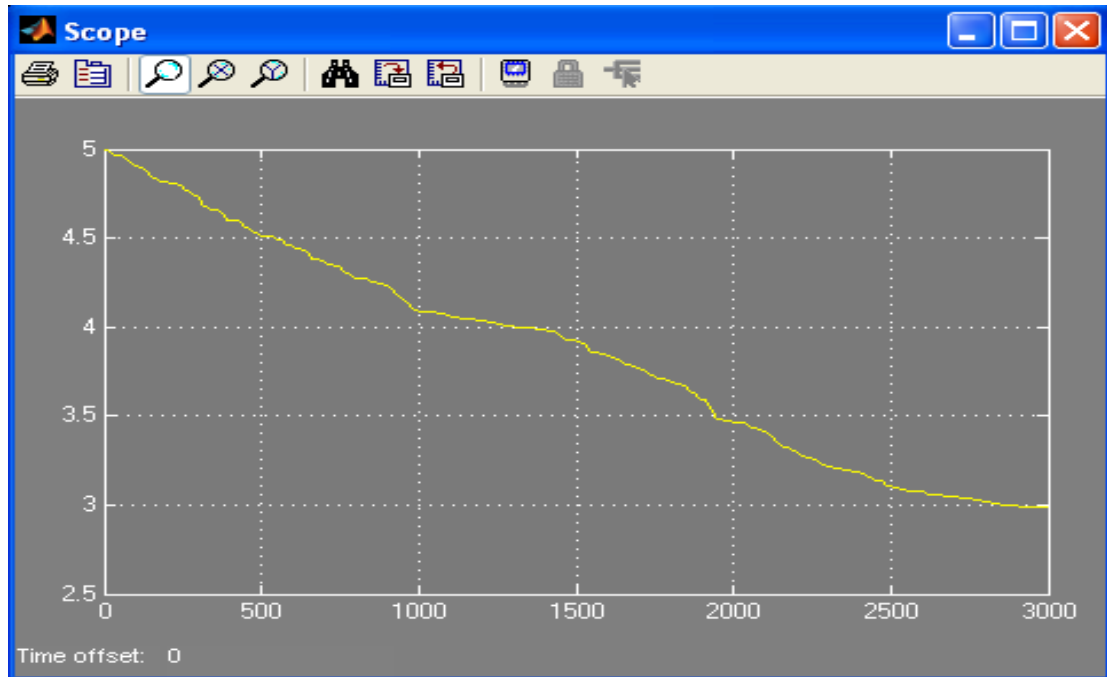


Figura 3.11. Variación del nivel de agua en el tanque 2, con condición inicial de 5 metros.

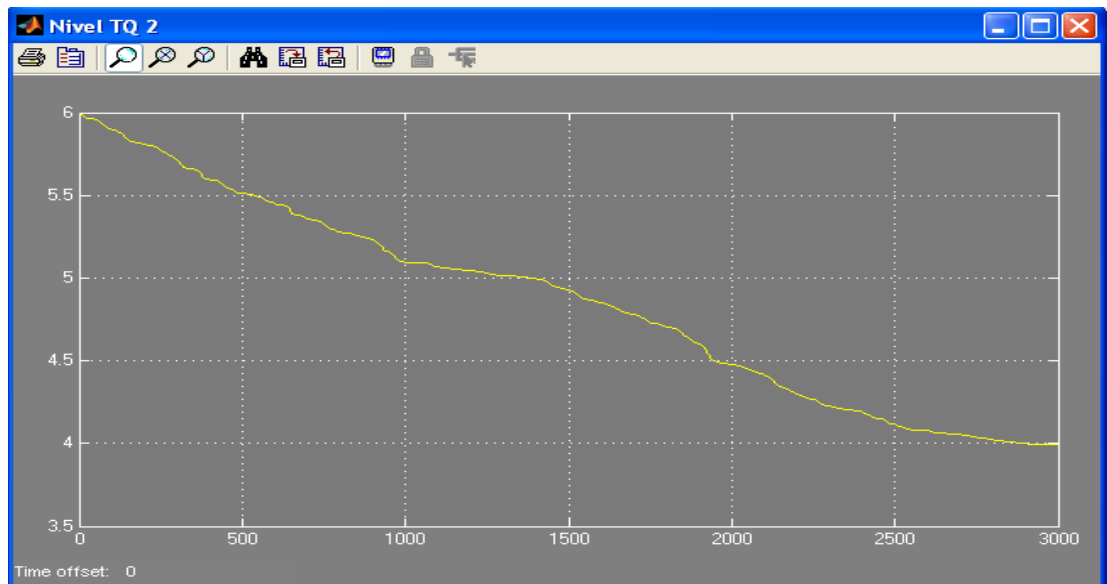


Figura 3.12. Variación del nivel de agua en el tanque 2, con condición inicial de 6 metros.

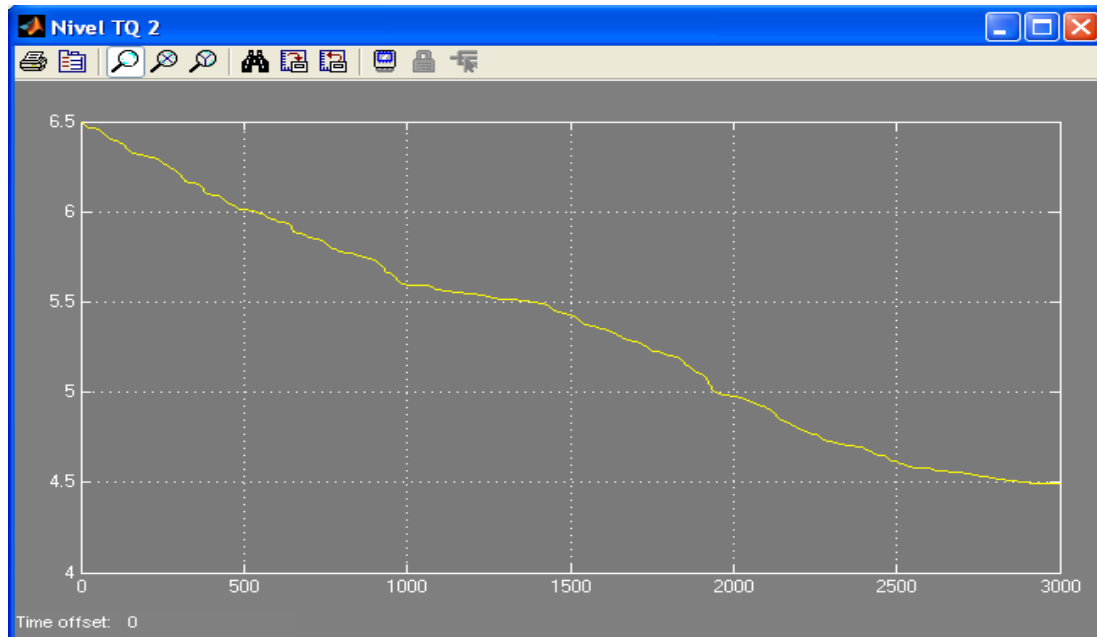


Figura 3.13. Variación del nivel de agua en el tanque 2, con condición inicial de 6,5 metros.

En la fig. 3.13, se puede observar el decaimiento del nivel de agua, desde un valor inicial de 6,5 metros hasta un valor final de 4,5 metros, mientras que en las figuras 3.11 y 3.12, reflejan un decaimiento hasta valores por debajo del nivel crítico de 4 metros en el tanque. Por lo tanto, el tercer experimento fue el que tuvo mejor resultado, llegando a un nivel final aceptable, por esta razón, se decide trabajar con un valor inicial en el tanque 2 de 6,5 metros de altura.

3.13 Variación de parámetros de control de nivel

En el control de nivel del sistema de agua caliente las condiciones iniciales de altura de agua juegan un papel importante. Con datos obtenidos de los niveles de altura de agua idóneos para un equilibrio en el sistema, se decidió modificar dichos parámetros en ambos tanques; así como también modificar los parámetros de operación en cuanto a la reposición del tanque uno (1).

Finalmente se agregó un valor tope de nueve (9) metros en el primer tanque, que desactive el ingreso de agua mediante el proceso de reposición y así evitar reboses en el sistema.

En cuanto al ajuste de parámetros que manejan la activación de la bomba de trasiego de agua entre ambos tanques, se decidió modificar el valor establecido, para así mantener por mayor tiempo el flujo de trasiego de agua, y de esta manera garantizar el abastecimiento a los diferentes consumidores de la planta, así como también estabilizar el nivel de dicho tanque en una altura ideal para su buen funcionamiento.

3.14 Comportamiento del sistema de control de nivel con parámetros modificados

Para conocer el comportamiento del sistema de control de nivel con parámetros modificados, se utilizó el modelo matemático que representa la variación de niveles en ambos tanques con los parámetros ya modificados en Simulink, como se observa en la Figura 3.14, para luego realizar dos simulaciones con datos obtenidos durante los períodos de baja y alta producción, con la finalidad de observar el comportamiento de los niveles durante dichos lapsos de tiempo.

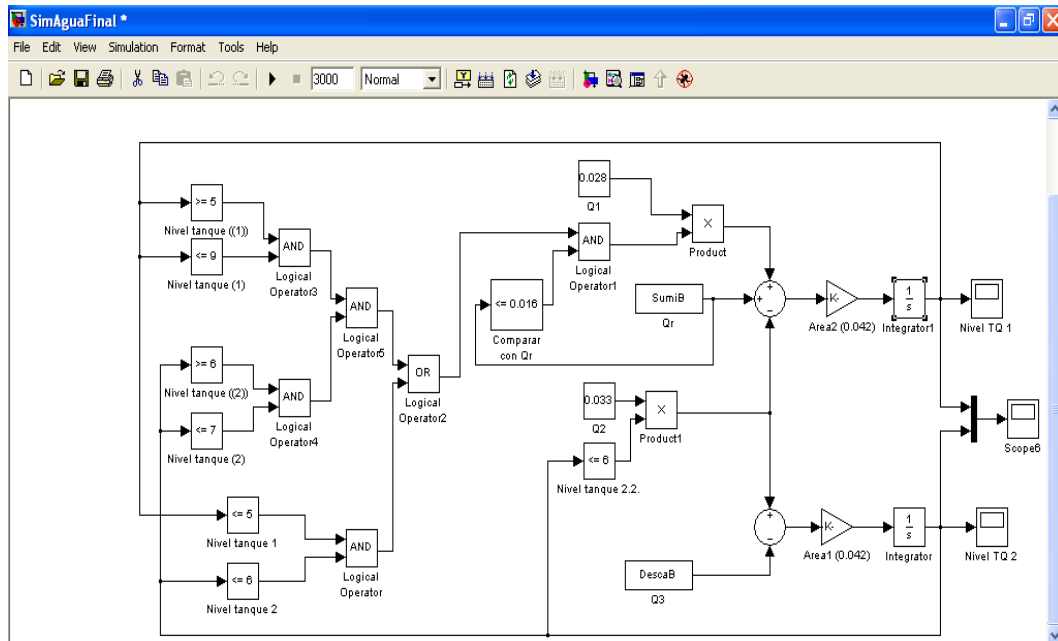


Figura 3.14. Representación del modelo matemático de la variación de nivel en los tanques de agua caliente con parámetros modificados, en Simulink.

3.14.1 Simulación de variación de nivel con parámetros modificados en el período de baja producción

Para dicha simulación se contaron con 500 datos de flujo de entrada y de salida del sistema, hasta un tiempo final de 2994 segundos, también se ajustaron los parámetros modificados de operación para la bomba reposición de agua hacia el tanque uno (1) y los parámetros de la bomba de trasiego de agua entre tanques. Seguidamente se definieron las condiciones iniciales de niveles en metros de columna de agua en ambos tanques, con cuatro (5) metros el primero y el segundo tanque en (6,5) metros, por último se asignó un valor límite en el primer tanque como medida de seguridad en caso de rebose y una condición especial de apagado en la bomba de reposición de agua cuando el caudal de entrada variable (Q1) entrante supera los $0,016 \text{ m}^3/\text{s}$.

Los parámetros ajustados para las bombas de reposición de agua hacia el tanque uno (1), y la bomba de trasiego, son reflejados en las tablas 3.8 y 3.9, mientras que las condiciones iniciales de nivel en ambos tanques, se representan en la tabla 3.10

Tabla 3.8. Parámetros de encendido y apagado en bomba de reposición.

Bomba de reposición	ON	OFF
Nivel de tanque 1 (m)	5	9
Nivel de tanque 2 (m)	6	7
Caudal de entrada variable Q1 (m ³ /s)		≥ 0,016

Tabla 3.9. Parámetros de encendido y apagado en bomba de trasiego.

Bomba de trasiego	ON	OFF
Nivel de tanque 2 (m)	≤ 6	> 7

Tabla 3.10. Alturas iniciales en los tanques uno y dos

	Tanque 1	Tanque 2
Altura inicial (m)	5	6,5

Ya definidos los parámetros de simulación para el período de baja producción y los parámetros de operación de bombas, se procedió a realizar la simulación con ayuda del software Simulink. El resultado de la simulación se puede en la figura 3.15.

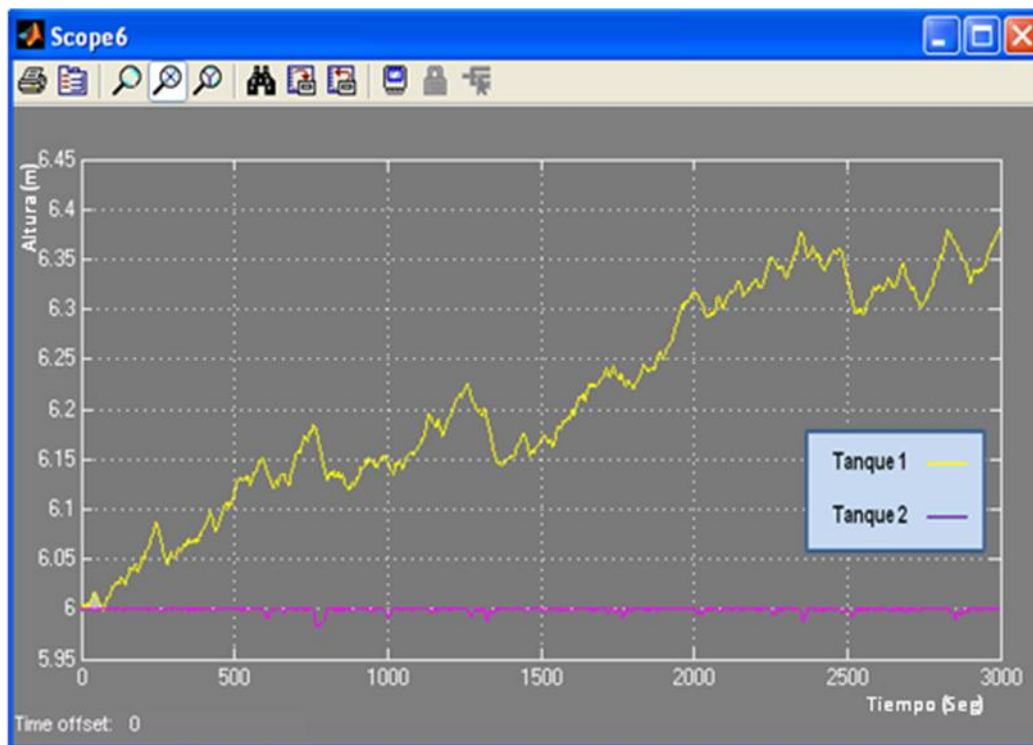


Figura 3.15. Variación del nivel de agua con parámetros modificados en los tanques de agua caliente en el período de baja producción.

3.14.2 Simulación de variación de nivel con parámetros modificados en el período de Alta producción

En cuanto a la simulación en el período de alta producción, se tomaron 500 valores de flujo en suministro y descarga por un espacio entre muestra de 15 segundos, completando un total de 7500 segundos; de igual forma se ajustaron las condiciones y parámetros de reposición y trasiego presentados en las tablas 3.8 y 3.9, de igualmente se definieron las condiciones iniciales de los niveles actuales en metros de columna de agua en ambos tanques, con (5) metros el primero y el segundo tanque con (6,5) metros.

Para la realización de la simulación en período de alta producción se utilizó la misma representación del modelo matemático que refleja la variación de nivel en ambos tanques, figura 3.14. El resultado de dicha simulación se puede observar en la figura 3.16

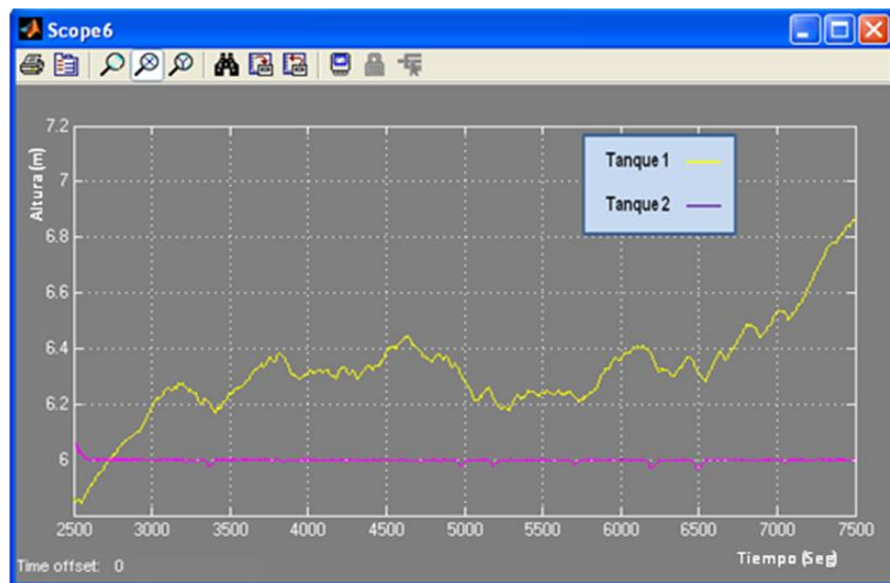


Figura 3.16. Variación del nivel de agua con parámetros modificados en los tanques de agua caliente en el período de alta producción.

Con los parámetros modificados de reposición de agua y alturas de agua iniciales en los tanques, se pueden observar en las figura 3.15 y 3.16, que se mantiene el nivel de agua en el tanque dos (2) en seis (6) metros. Por lo tanto se maneja en un rango aceptable para garantizar la estabilidad del sistema y que no se interrumpa por ningún motivo el proceso productivo. De igual manera, para las dos etapas en el tanque uno (1), se aprecia un crecimiento desde su condición inicial hasta un nivel de siete (7) metros aproximadamente, presentando picos muy agudos, debido a un ingreso considerable de agua proveniente de otros procesos de enfriamiento de cerveza, que elevan el nivel de agua en este tanque, garantizando en toda la producción una reserva considerable para alimentar el tanque de temperatura controlada, manteniendo un abastecimiento continuo.

Por otra parte no fue necesario modificar el sistema de control actual, debido a que no se necesita específicamente mantener los niveles en un valor exacto, sino que se mantenga en un rango de operación aceptable.

CAPÍTULO IV

SISTEMA DE CONTROL DE TEMPERATURA

4.1 Balances de energía en períodos de baja y alta producción

De igual manera que los balances de masa obtenidos en la sección anterior, se realizaron balances de energía en puntos escogidos al azar en los períodos de baja y alta producción, con la finalidad de tener idea del comportamiento del sistema de agua caliente con respecto a la energía que entra y sale del sistema. Es importante recordar que el sistema de agua caliente se encuentra recubierto con material aislante en todos sus componentes, evitando así la pérdida de energía hacia el ambiente.

Para la realización de los balances fue necesario conocer las temperaturas de entrada y de salida con sus respectivas entalpías, así como también las cantidades de agua que ingresan y salen del sistema de agua caliente. Los resultados fueron calculados a partir de la ecuación 3.2 y posteriormente representados en las tablas 3.6 y 3.7, como se muestran a continuación.

$$\dot{E}_{\text{ent}} - \dot{E}_{\text{sal}} = dE_{\text{VC}}/dt \quad (3.2)$$

Tabla 4.1. Balances de energía general en el período de baja producción.

SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 0 Temp. (°C) = 77,55 h (Kj/Kg) = 324,73	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 0,96 Temp. (°C) = 81,78 h (Kj/Kg) = 342,42	BALANCE 1 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = -328,7(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 1,96 Temp. (°C) = 58,89 h (Kj/Kg) = 246,53	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 0,83 Temp. (°C) = 82,04 h (Kj/Kg) = 343,58	BALANCE 2 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = 198,08(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 1,66 Temp. (°C) = 80,81 h (Kj/Kg) = 335,44	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 22,74 Temp. (°C) = 82,04 h (Kj/Kg) = 343,58	BALANCE 3 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = -7256,17 (Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 26,99 Temp. (°C) = 45,61 h (Kj/Kg) = 190,98	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 2,08 Temp. (°C) = 81,6 h (Kj/Kg) = 341,74	BALANCE 4 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = 4443,73(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 1,96 Temp. (°C) = 82,85 h (Kj/Kg) = 346,99	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 1,93 Temp. (°C) = 82,66 h (Kj/Kg) = 346,02	BALANCE 5 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = 12,28(Kw)$

Tabla 4.2. Balances de energía general en el período de alta producción.

SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 0,012 Temp. (°C) = 58 h (Kj/Kg) = 242,84	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) =5,91 Temp. (°C) = 81 h (Kj/Kg) = 339,25	BALANCE 1 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = -2002,05(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 24,16 Temp. (°C) = 75,24 h (Kj/Kg) = 315,1	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) =5,19 Temp. (°C) = 79 h (Kj/Kg) = 330,87	BALANCE 2 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = 5895,60(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 1,83 Temp. (°C) = 79,14 h (Kj/Kg) = 331,45	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 1,73 Temp. (°C) = 81,17 h (Kj/Kg) =339,96	BALANCE 3 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = 18,42(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 2,07 Temp. (°C) = 82,82 h (Kj/Kg) = 346,88	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 13,73 Temp. (°C) = 81,75 h (Kj/Kg) = 342,39	BALANCE 4 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = -3976,04(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 0 Temp. (°C) = 83 h (Kj/Kg) = 347,63	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 1,93 Temp. (°C) = 82,91 h (Kj/Kg) = 347,25	BALANCE 5 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = -6806,1(Kw)$
SUMINISTRO \dot{m} (Kg/s) = 1,7 Temp. (°C) = 81,83 h (Kj/Kg) = 342,73	DESCARGA \dot{m} (Kg/s) = 24,88 Temp. (°C) = 82,47 h (Kj/Kg) = 345,41	BALANCE 6 $\dot{m}_e \cdot h_e - \dot{m}_s \cdot h_s = de/dt$ $de/dt = -8011(Kw)$

En las tablas 4.1 y 4.2 se reflejan los resultados obtenidos de los balances de energía de manera general realizados en dos períodos de producción. Ambas etapas reflejan una liberación considerable a través de la descarga de agua del sistema. Esto se traduce en que en el sistema se cumple la función de descarga de agua, con alto nivel de temperatura de manera constante.

4.2 Descripción del sistema de control de temperatura

El sistema de control de temperatura es el encargado de aumentar la temperatura que ingresa al tanque dos (2) a un punto establecido, dicho sistema está constituido por un calentador de vapor, una válvula de regulación automática y un controlador tipo PID, como se muestra en la fig. 4.1

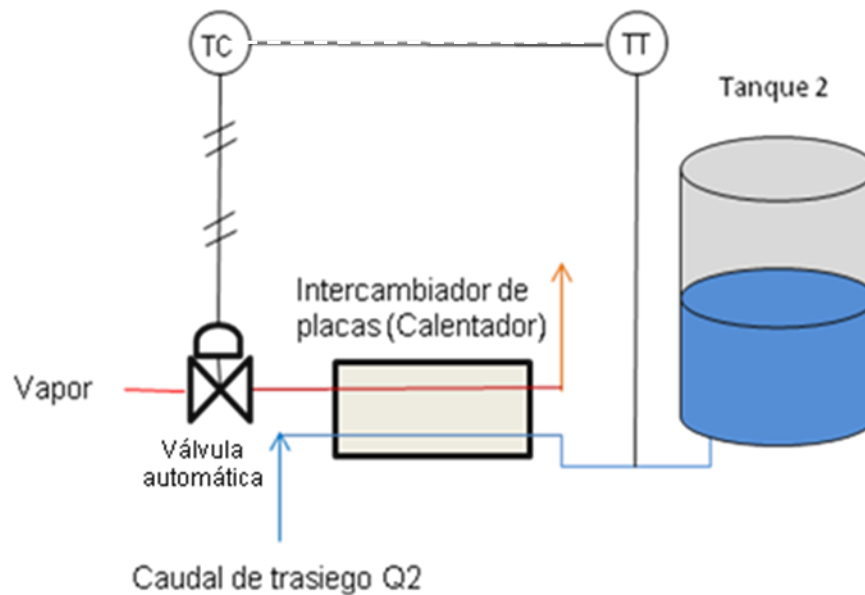


Figura 4.1. Esquemático del sistema de control de temperatura.

La puesta en funcionamiento de este sistema de control, requiere la correcta sintonización del controlador, es decir, de la selección adecuada de sus parámetros.

Para poder sintonizar el controlador, fue necesario identificar la dinámica del proceso de calentamiento, para luego obtener los parámetros del controlador, empleando el método de sintonización seleccionado. El proceso de sintonización constó de dos etapas: identificación y sintonización.

4.3 Filosofía de control de temperatura de agua en el tanque de temperatura controlada.

El control de temperatura actual del tanque de dos, se lleva a cabo mediante un controlador tipo PID, que se encarga de regular la apertura de una válvula automática que maneja vapor de agua, con la finalidad de ingresar vapor por un intercambiador de placas y así elevar la temperatura del líquido a una temperatura alrededor de 84° c. Está constituido por una válvula automática, un controlador PID, un intercambiador de placas y un transmisor de temperatura ubicado a la salida del intercambiador. El grado de apertura de dicha válvula depende de la función de transferencia de este sistema de calentamiento.

4.3 Obtención de la función de transferencia de la variación de temperatura mediante identificación

La identificación de un sistema consiste en la determinación de la función de transferencia de la planta o de sus parámetros fundamentales, a partir de mediciones experimentales entrada-salida. Uno de los métodos más utilizados en la identificación son los métodos gráficos, que por mucho tiempo se utilizaron de esta forma a pesar de las imprecisiones. Los métodos gráficos que se seleccionaron para esta identificación fueron los métodos basados en la respuesta de paso escalón, ya que es la señal de prueba más

utilizada de fácil generación y que el tiempo de experimentación es corto. Primeramente se debe aplicar un impulso escalón al sistema logrando generar una respuesta gráfica al dicho paso escalón, luego se compara dicha respuesta con respuestas ya establecidas de modelos matemáticos propuestos para la identificación, a partir de la respuesta del sistema a esta señal de estímulo. El procedimiento, pasos y resultados para la obtención de la función de transferencia mediante identificación se puede observar a continuación.

4.4 Cambio de tipo escalón a la salida del controlador PID de temperatura

Con ayuda de la sala de control que supervisa y controla al sistema de agua caliente, se pudo cambiar la opción de modo automático a manual en el controlador de tipo PID de temperatura, quedando el sistema en control de lazo abierto. Se utilizó una señal de prueba de tipo escalón a la salida del PID que controla la apertura de la válvula de vapor en el calentador, dicho escalón estuvo comprendido de 0 a 5 % de apertura, seguidamente se graficó la respuesta de la planta a este cambio escalón hasta un punto de estabilización, como se muestra en la Fig. 4.2

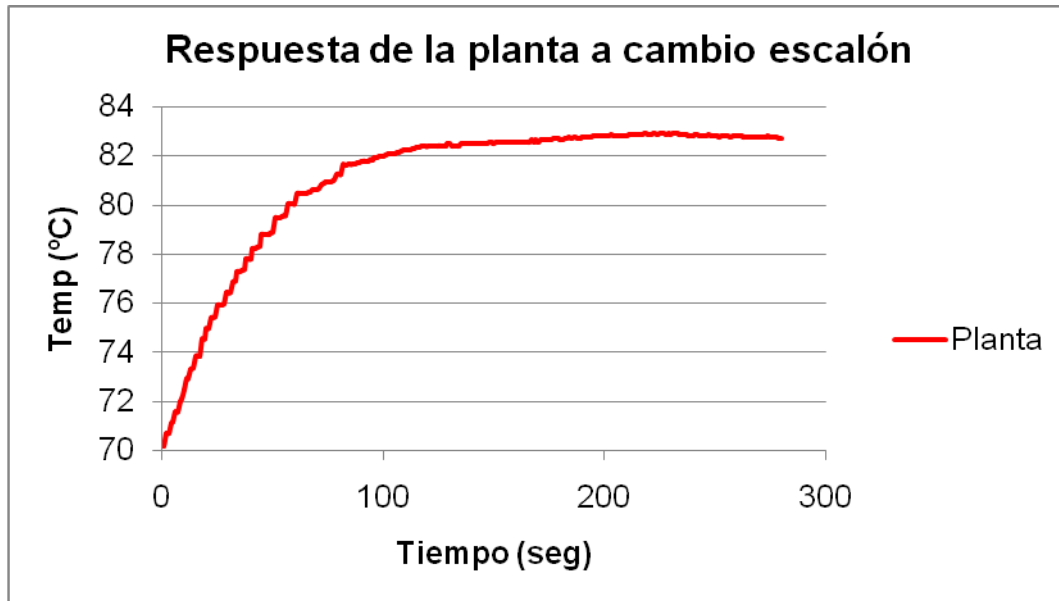


Figura 4.2. Respuesta de la planta a un cambio escalón de 5 % de apertura en la válvula.

4.5 Identificación del sistema a través de la respuesta a un paso escalón

Una vez obtenida la curva de respuesta del sistema, se compararon modelos matemáticos con dicha respuesta, completando la etapa final de la identificación, entre los modelos propuestos se encuentran: primer orden, segundo orden (Críticamente Amortiguado), y segundo orden (Sobre Amortiguado). El modelo (Subamortiguado) no se aplicó ya que la respuesta natural de este modelo matemático no se comporta de la misma forma que la respuesta del sistema a un cambio escalón. El procedimiento para obtener los parámetros estimados del modelo resultante, estuvo en dependencia de cada modelo seleccionado para la identificación, a partir de la respuesta del sistema a esta señal de estímulo. Para la programación de los modelos propuestos para la identificación se contó con el software MATLAB y con el software MAPLE para la resolución de cálculos matemáticos analíticos presentes en el procedimiento.

4.5.1 Comparación con un sistema de Primer Orden

La respuesta típica de estos sistemas no presenta sobreoscilación, y por lo tanto, son sistemas relativamente lentos. La función de transferencia de un sistema de 1er orden es la siguiente.

$$G(s) = \frac{k}{(\tau + 1)} \quad (2.22)$$

Donde:

$$K: \text{ganancia del sistema} \quad K = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (2.25)$$

τ : Constante de tiempo

Para un sistema de primer orden se necesita estimar la ganancia K y la constante de tiempo τ , donde la ganancia K se calculó con la ecuación 2.25, mientras que la constante de tiempo se obtuvo calculando el 63 % del valor del régimen permanente de la salida ($0,63 \cdot y_{\infty}$). Se midió el tiempo que tarda la salida del sistema en alcanzar dicho valor (desde el instante en el que se produce la transición del escalón). Dando como resultado $\tau = 40,64$; que se usó para ajustar el modelo de la planta.

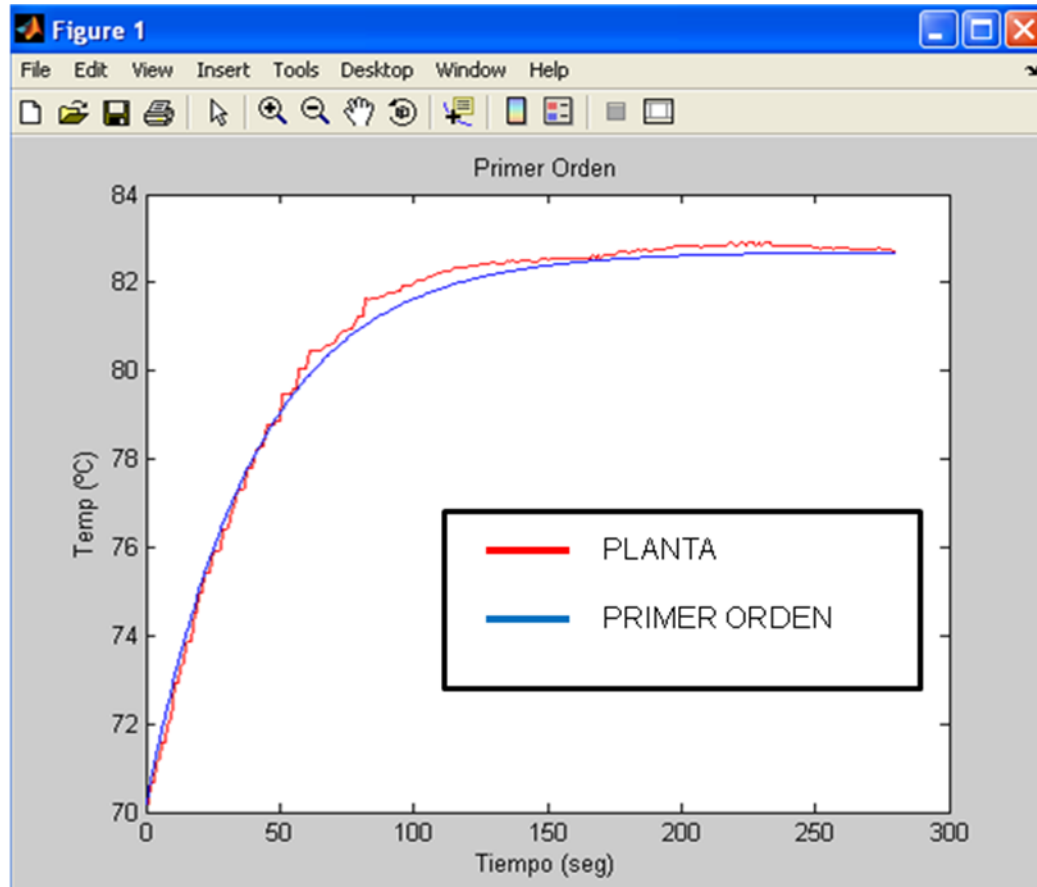


Figura 4.3. Comparación de la curva de la planta con el modelo de primer orden.

Una vez obtenidos los valores de ganancia K y de constante de tiempo τ , se completaron los parámetros de la función de transferencia, que resultó ser:

$$\frac{12,53}{(40,65 S + 1)} \quad (4.1)$$

La misma presentó un error máximo de 1,67 % con respecto a la respuesta de la planta a un paso escalón.

4.5.2 Comparación con un modelo de Segundo Orden (Críticamente Amortiguado)

La mayoría de los sistemas industriales se comportan como un sistema de este tipo, en el cual posteriormente el control pretende limitar parámetros como la sobreoscilación, tiempo de establecimiento y error en régimen permanente. Este sistema tiene como particularidad que sus dos polos reales son iguales. La función de transferencia de un sistema de 2do orden críticamente amortiguado es la siguiente:

$$G(s) = \frac{k}{(\tau s + 1)^2} \quad (4.2)$$

Donde:

K: ganancia del sistema

τ : Constante de tiempo $\tau_1 = \tau_2 = \tau$

Para un sistema de segundo orden críticamente amortiguado se necesita estimar la ganancia K y la constante de tiempo τ , donde la ganancia K se calculó con la ecuación 2.25 y la constante de tiempo se determinó calculando el 59.39 % del valor del régimen permanente de la salida ($0,59 \cdot y_{\infty}$) y así se obtuvo el valor de τ_1 que es igual a τ_2 ; debido a que el valor de 59.39% no se encontraba exactamente en la data, se interpoló entre un valor

superior e inferior inmediato para así obtener el $\tau=18,30$; que se empleó para ajustar el modelo de la planta.

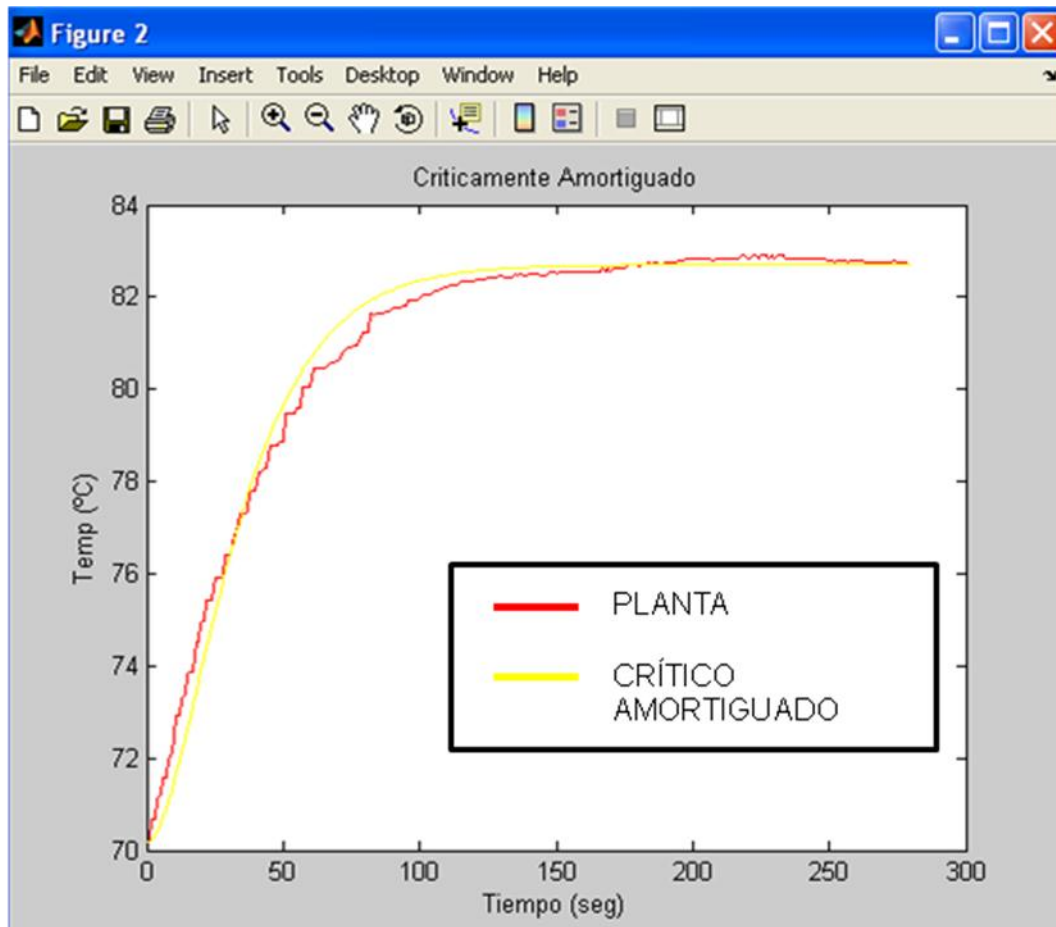


Figura 4.4. Comparación de la curva de la planta con el modelo de segundo orden (críticamente amortiguado).

Una vez obtenidos los valores de ganancia K y de constante de tiempo τ , se completaron los parámetros de la función de transferencia, que resultó ser:

$$\frac{12,53}{(18,30 S + 1)^2} \quad (4.3)$$

La cual presentó un error máximo de 2,04 % con respecto a la respuesta de la planta a un paso escalón.

4.5.3 Comparación con un modelo de Segundo Orden (Sobre Amortiguado)

Los sistemas de segundo orden sobreamortiguados se comportan como un sistema de primer orden, lo que se deduce que es un sistema más lento que el sistema de segundo orden crítico amortiguado. Este sistema tiene como característica que tiene dos polos reales y distintos. La función de transferencia de un sistema de 2do orden críticamente amortiguado es la siguiente:

$$G(s) = \frac{k}{(\tau_1 + 1) \cdot (\tau_2 + 1)} \quad (4.4)$$

Donde:

K: ganancia del sistema

τ_1 : Constante de tiempo

τ_2 : Constante de tiempo

Con ayuda del software Maple se realizaron los cálculos matemáticos analíticos para la obtención del modelo de segundo orden sobre amortiguado. Se aplicó la transformada inversa de Laplace a la función transferencia general del sistema de segundo orden (4.5), y se derivó dos veces (4.6), para poder utilizar el criterio de la segunda derivada y así obtener los puntos de inflexión.

$$\left(\frac{k}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \cdot \frac{1}{s}, s, t \right); \quad (4.5)$$

$$k \left(1 + \frac{-\tau_1 e^{-\frac{t}{\tau_1}} + \tau_2 e^{-\frac{t}{\tau_2}}}{\tau_1 - \tau_2} \right)$$

$$\text{diff} \left(k \left(1 + \frac{-\tau_1 e^{-\frac{t}{\tau_1}} + \tau_2 e^{-\frac{t}{\tau_2}}}{\tau_1 - \tau_2} \right), t, t \right)$$

$$\frac{k \left(-\frac{e^{-\frac{t}{\tau_1}}}{\tau_1} + \frac{e^{-\frac{t}{\tau_2}}}{\tau_2} \right)}{\tau_1 - \tau_2} \quad (4.6)$$

Seguidamente se igualó a cero el resultado de la segunda derivada, de lo contrario se buscan los dos tiempo donde ocurre el cambio de signo entre los valores y se interpola. Para ajustar el modelo sobre amortiguado se tomó este criterio y la constante de tiempo a 63 % (0,63. y_{∞}), la cual se substituyó

en la ecuación (4.7), junto con el despeje de τ_1 de esta ecuación $\tau_{63} = \tau_1 - \tau_2$ para así obtener τ_2 y luego se calculó τ_1 .

$$\left(\frac{k \left(-\frac{e^{-\frac{t}{\tau_1}}}{\tau_1} + \frac{e^{-\frac{t}{\tau_2}}}{\tau_2} \right)}{\tau_1 - \tau_2} \right) = 0 \quad (4.7)$$

$$\left\{ t = -\frac{\ln\left(\frac{\tau_1}{\tau_2}\right) \tau_1 \tau_2}{\tau_1 - \tau_2} \right\} \quad (4.8)$$

$$\left(t = -\frac{\ln\left(\frac{\tau_2}{78,06 - \tau_2}\right) (78,06 - \tau_2) \tau_2}{78,06 - \tau_2 - \tau_2} = 249, \{ \tau_2 \} \right) \quad (4.9)$$

$$\{ \tau_2 = 39,031 \}$$

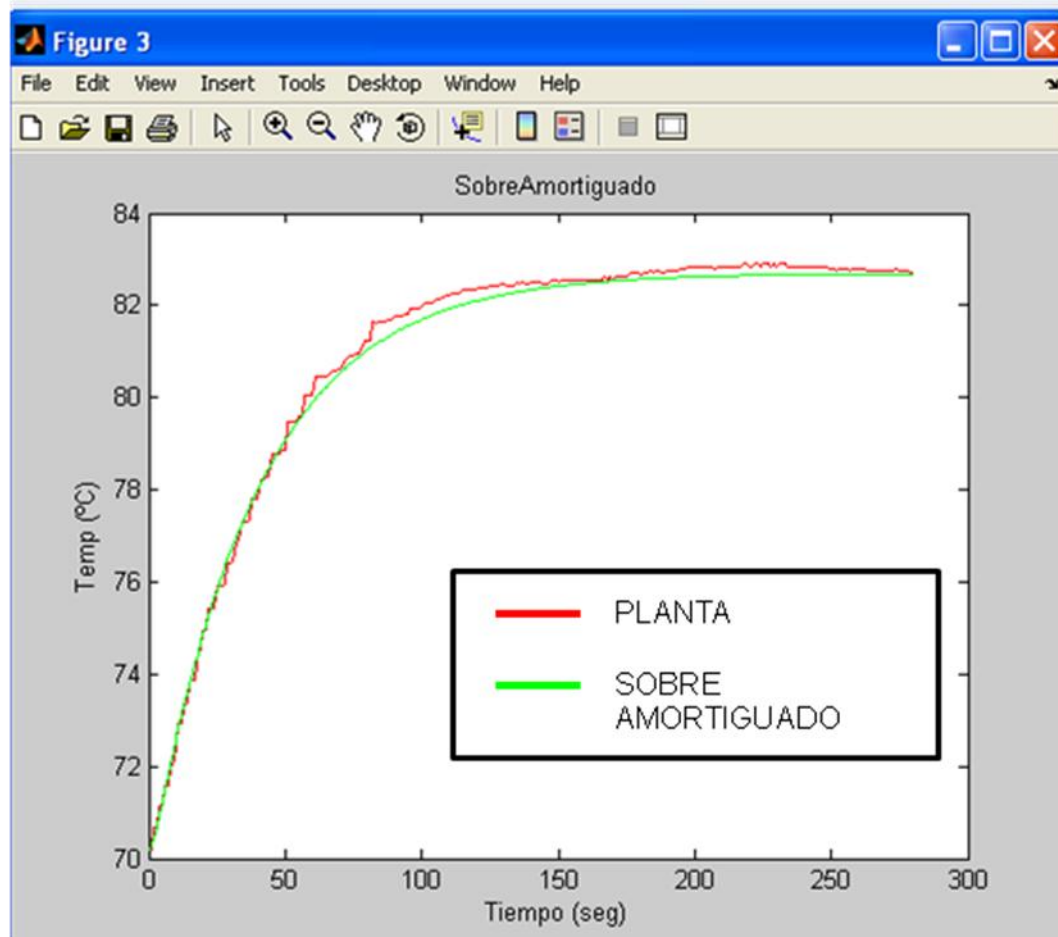


Figura 4.5. Comparación de la curva de la planta con el modelo de segundo orden (sobre amortiguado).

Finalizada la determinación de los parámetros, se tuvo como resultado la siguiente función de transferencia:

$$\frac{12,53}{(1,61 S + 1) \cdot (39,03 S + 1)} \quad (4.10)$$

Dicha función de transferencia presentó un error de 0,74 % con respecto a la respuesta de la planta a un paso escalón.

Finalmente se puede observar en la figura 4.6, la superposición de los modelos matemáticos comparados con respecto a la respuesta escalón de la planta

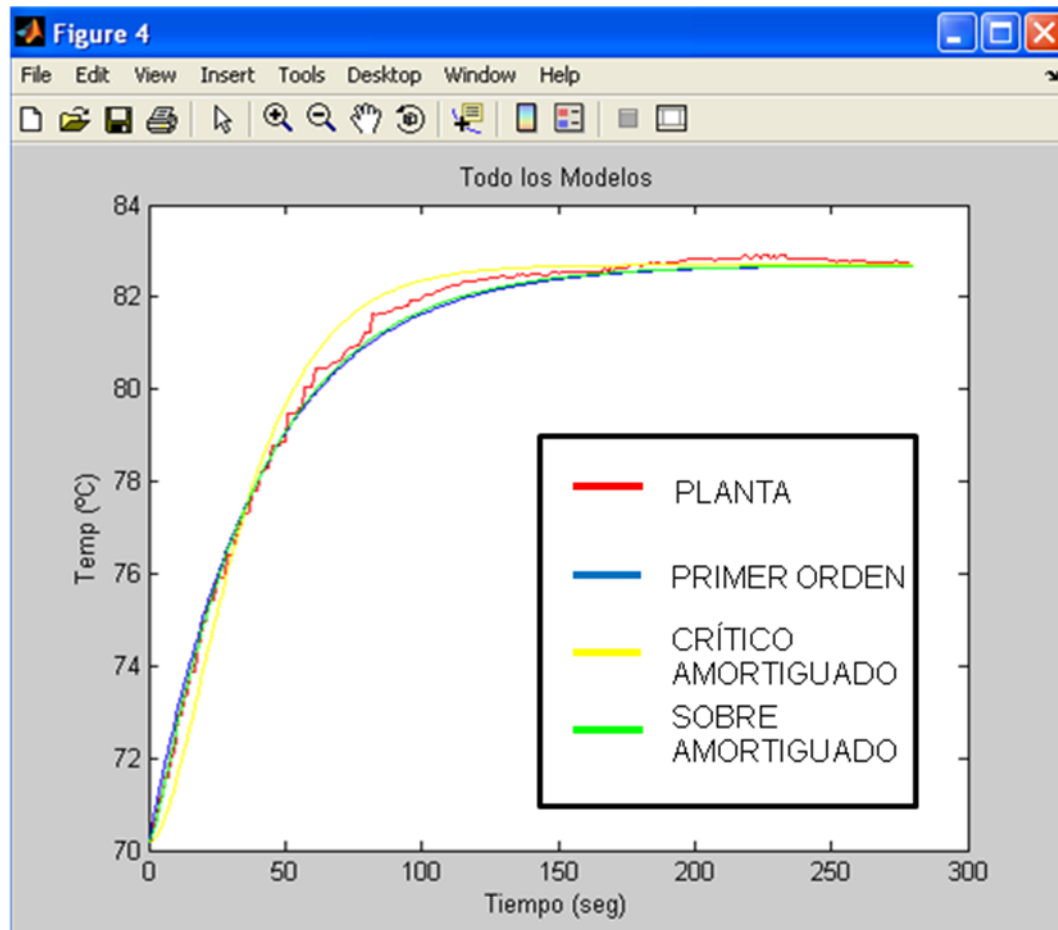


Figura 4.6. Comparación de la curva de la planta con todos los modelos propuestos.

Tabla 4.3. Funciones de transferencias obtenidas mediante el comparación de modelos.

Planta	Modelos		
	Primer orden	Crítico Amortiguado	Sobre Amortiguado
Calentador	$\frac{12,53}{(40,65 S + 1)}$	$\frac{12,53}{(18,30 S + 1)^2}$	$\frac{12,53}{(1,61 S + 1) \cdot (39,03 S + 1)}$
Error % Máximo	1,67	2,04	0,74

En la tabla 4.3 se muestran las funciones de transferencias obtenidas mediante la comparación de las respuestas de los modelos matemáticos con la respuesta escalón de la planta, en el cual el modelo sobre amortiguado presentó menor error, por lo tanto se toma este modelo como el de estudio.

4.6 Sintonización del controlador tipo PID del calentador por el método de colocación de polos

Hoy en día se encuentran diferentes métodos para la sintonía de un controlador, entre los más comunes se encuentran: Ziegler–Nichols, colocación de polos, el lugar geométrico de las raíces, respuestas de frecuencia, pruebas de impulso, entre otros. Para la sintonía del controlador de temperatura en el sistema de agua caliente, se utilizó el método de colocación de polos, debido a que es un método práctico que sintetiza los parámetros del controlador que se necesitan para producir una respuesta.

Dicho método es aplicado para sistemas de orden mayor o igual a dos (2). Consiste en fijar el sobreimpulso (Sp) y el tiempo de estabilización (Ts) dependiendo de las características de operación de la planta en estudio. Seguidamente se calcula la frecuencia natural (W_n) y el factor de amortiguamiento (ζ), con la finalidad de obtener los polos de la función de transferencia de lazo cerrado.

La sintonía no es más que un rediseño del controlador y de ajuste de los parámetros, por lo tanto, se representa el diagrama de bloque del control de lazo cerrado, como se muestra en la figura 4.7, para su posterior estudio.

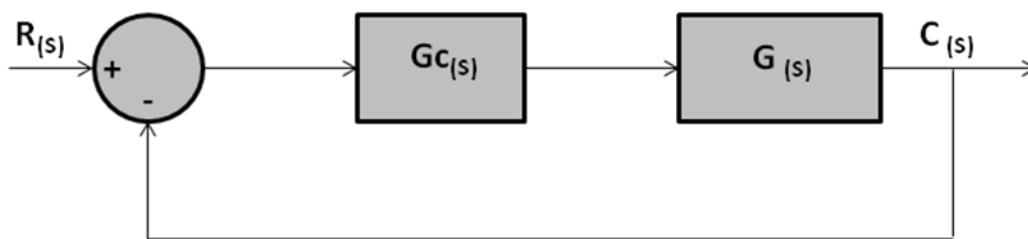


Figura 4.7. Diagrama de bloques del control de lazo cerrado.

Donde $G_C(s)$ simboliza la función del controlador PID, teniendo como expresión $K_P + \frac{K_I}{s} + K_D s$. Mientras que $G(s)$ indica la función de transferencia de la planta obtenida de la tabla 4.1. $C(s)$ representa la salida de la planta y $R(s)$ la señal de referencia.

Una vez sustituidas las expresiones anteriores, el diagrama de bloques del control de lazo cerrado queda expresado de la siguiente manera:

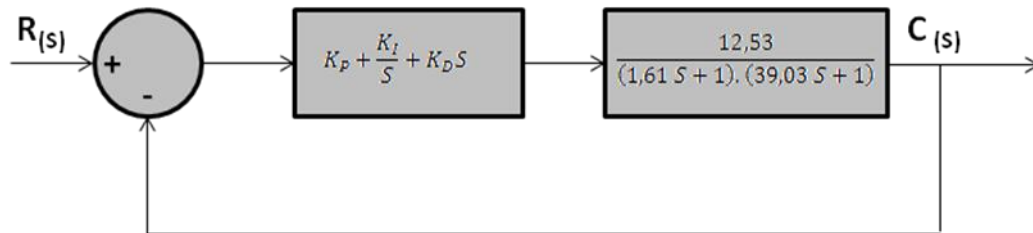


Figura 4.8. Diagrama de bloques de lazo cerrado con controlador PID.

Ya definido el diagrama de bloques del control de temperatura, se procede a realizar los pasos para una sintonización mediante colocación de polos.

La función de transferencia de circuito cerrado viene dada por la ecuación:

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{G_c(s) \cdot G(s)}{1 + G_c(s) \cdot G(s)} \quad (4.11)$$

Sustituyendo las funciones de transferencia del sistema y del controlador se obtiene:

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{\left(\frac{K_p S + K_d S^2 + K_i}{S} \right) \cdot \frac{12,53}{(1,61 S + 1) \cdot (39,03 S + 1)}}{1 + \left(\frac{K_p S + K_d S^2 + K_i}{S} \right) \cdot \frac{12,53}{(1,61 S + 1) \cdot (39,03 S + 1)}}$$

El polinomio característico del sistema en control sería en este caso:

$$p(s) = s^3 + (0,65 + 12,53K_D)s^2 + (0,0159 + 12,53K_P)s + 12,53K_I \quad (4.12)$$

Por lo tanto se desea que tenga la forma general de una ecuación de tercer orden, presentando un polo real y dos polos dominantes:

$$p(s) = (s + \alpha\omega_n)(S^2 + 2\zeta\omega_n S + \omega_n^2) \quad (4.13)$$

4.7 Sintonización del controlador PID de temperatura

Para la sintonización del controlador PID, se diseñaron cuatro controladores (A,B,C y D) mediante el método de colocación de polos, al obtener los parámetros de dichos controladores, se seleccionó el que tuvo una mejor respuesta esperada mediante una simulación. En los cuatro casos se fijó el valor de sobreimpulso (Sp) en 0%, debido a que se quiere reducir al máximo el sobreimpulso en el sistema, evitando saltos bruscos; de igual manera en los resultados obtenidos mediante la simulación se puede generar un mínimo sobreimpulso. Por otra parte, se fijó el tiempo de estabilización (T_s) en 200 seg. Con la finalidad de disminuir el tiempo de estabilidad. Para cada experimento, con la finalidad de minimizar el tiempo en el cual el sistema alcance la estabilidad. Seguidamente se evaluaron cuatro (4) casos en los cuales se varía la razón de amortiguamiento (ζ) entre 1 y 2,5, con el fin de mantener el sistema en un comportamiento sobreamortiguado.

La obtención de los parámetros de cada controlador se obtienen mediante el estudio del polinomio característico (4.12) y la ecuación de tercer orden general (4.13)

Para la ecuación de tercer orden general es necesario obtener la frecuencia natural (ω_n) del sistema, la cual se calculó de la siguiente fórmula:

$$Ts = \frac{4}{\zeta\omega_n} \quad (4.14)$$

$$\omega_n = \frac{4}{\zeta Ts} \quad (4.15)$$

Finalmente se procedió A sustituir en la ecuación de tercer orden los valores fijados, así como la frecuencia natural por cada caso; por último, se igualó el polinomio característico (4.8) y las ecuaciones de tercer orden obtenidas de la sustitución de valores, dando como resultado los parámetros de cada controlador en los cuatro casos. Para todos los casos se obtuvieron los polos reales y dominantes de cada controlador de manera que se encuentren localizados en:

$$\lambda_{1,2} = -\zeta\omega_n \pm j\omega_n\sqrt{1-\zeta^2} \quad (4.16)$$

$$\lambda_3 = -\alpha\omega_n \quad (4.17)$$

Los parámetros de los controladores y sus respectivos polos, obtenidos aplicando la sintonización por ubicación de polos, se reflejan en la tabla 4.2

Tabla 4.4 Resultados de los parámetros y polos obtenidos en los controladores.

	Controladores PID			
	A	B	C	D
Factor de amortiguamiento (ζ)	1	1,5	2	2,5
Tiempo de estabilización (T_s) seg	200	200	200	200
Sobre impulso (S_p) %	0	0	0	0
Polos dominantes $\lambda_{1,2}$	-80	-80	-80	-80
Polo Real λ_3	-80	-53,33	-40	-32
Kp	1532,32	907,97	638,46	490,34
Ki	4086,93	1250,01	510,74	261,40
Kd	19,10	16,97	15,90	15,27

En la tabla 4.4, se reflejan todos los parámetros de funcionamiento de cada controlador diseñado, como también los polos dominantes y reales obtenidos a partir de los valores fijados para cada diseño.

4.8 Comportamiento del sistema con los parámetros obtenidos de cada controlador tipo PID, aplicando un paso escalón

Una vez obtenidos los parámetros de cada controlador, se representó el diagrama del controlador PID en Simulink como se muestra en la fig.4.9

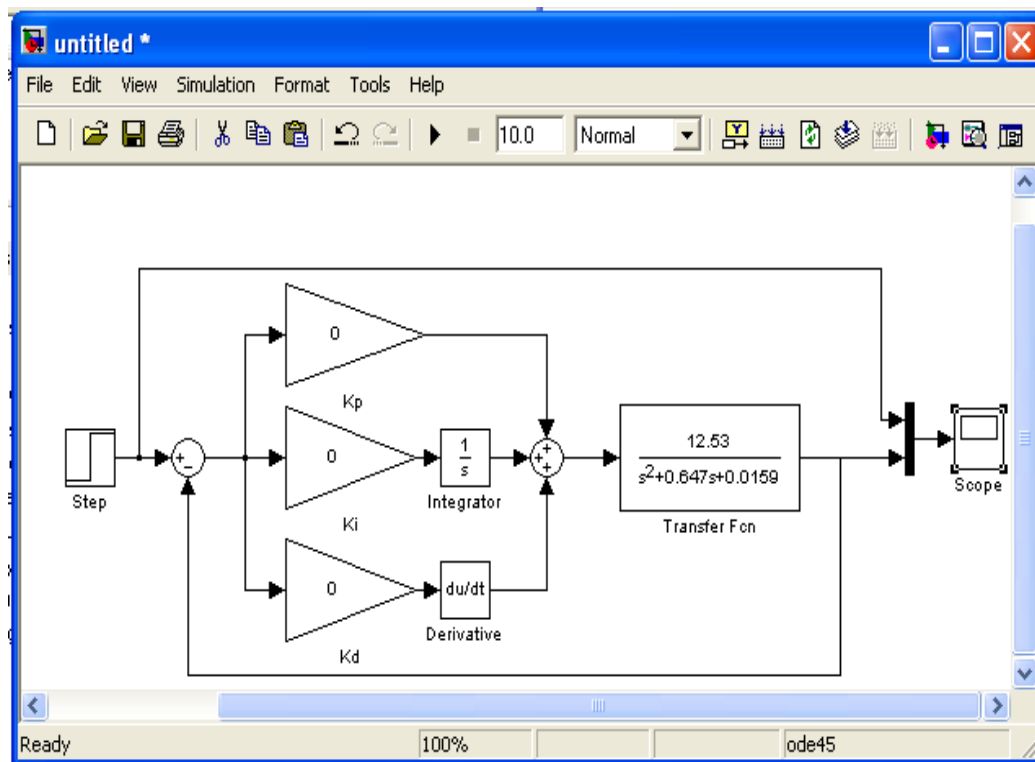


Figura 4.9. Representación gráfica del controlador PID.

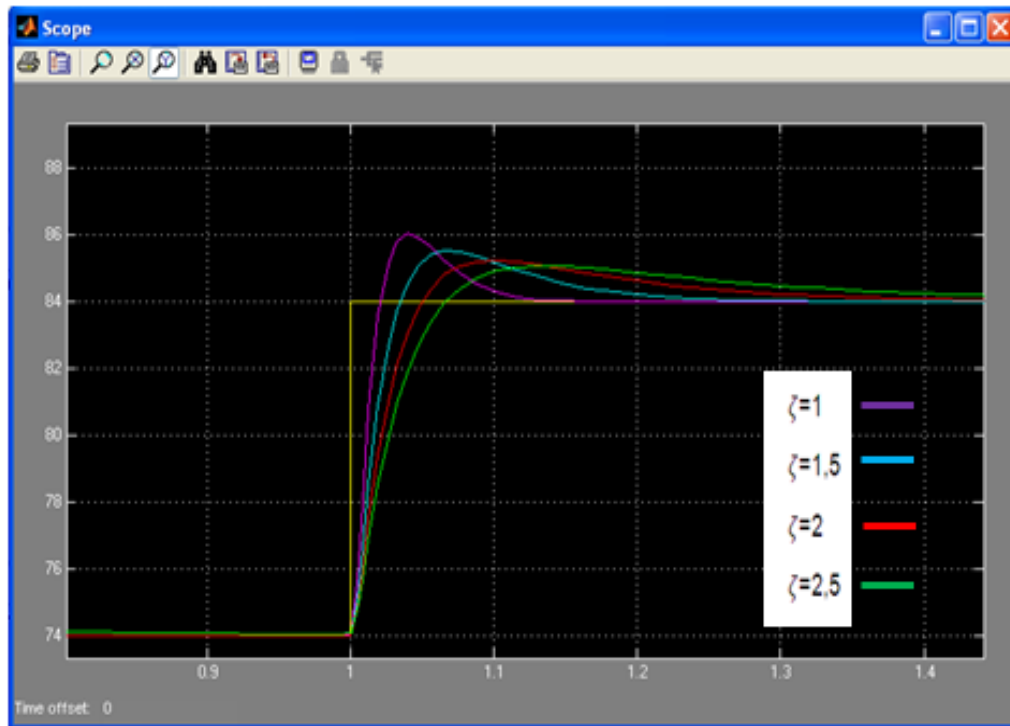


Figura 4.10. Variación de la temperatura a la salida del calentador con un incremento de 10°C.

En la figura 4.10 se muestran las variaciones de temperatura a la salida del calentador, para un incremento escalón de 10° C. El cual refleja que los cuatro controladores diseñados alcanzan un valor de estabilidad final de 84° C, se puede observar que para mayores ganancias del controlador PID se obtienen mejores respuestas, basándose en tiempo de respuesta, sobreimpulso y tiempo de estabilidad. El controlador (A) diseñado a partir de (ζ) igual a uno (1) con las mayores ganancias $K_p = 1532,32$; $K_I = 4086,93$; $K_D = 19,10$, es el que mejor se desempeña en cuanto a tiempo de estabilización y a sobreimpulso ante la variación de la temperatura. Dicho controlador generó un pico máximo de 86 °C que no altera el funcionamiento del proceso, ya que en los procesos de elaboración se requiere agua cervecera a una temperatura hasta un máximo de 88 °C.

A continuación se muestran los nuevos parámetros a utilizar del controlador PID y los parámetros actuales en la tabla 4.5

Tabla 4.5. Nuevos parámetros y actuales del controlador PID.

Controlador PID		
	Nuevos Parámetros	Parámetros actuales
Kp	1532,32	860
Ki	4086,93	2000
Kd	19,10	20

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

En este trabajo, se evaluó el sistema de control de nivel de agua en los tanques de agua caliente de una cervecería. Una vez finalizado dicho estudio, se llegaron a las siguientes conclusiones

- El sistema de agua caliente de Cervecería Polar Planta Oriente, no presenta de forma general en las etapas de baja y alta producción, un correcto balance de masa, por lo cual fue necesario hacer modificaciones de parámetros de control con ayuda de simulaciones de nivel.
- Los modelos matemáticos obtenidos representan, con muy buena exactitud, a la dinámica del nivel en los tanques de agua caliente cuando se simulan en Simulink, pudiéndose aplicar para otro sistema de agua caliente conociendo sus dimensiones y los caudales de agua que maneja.
- En la simulación de los períodos de baja y alta producción, se produjo un decaimiento en el nivel del segundo tanque hasta un valor crítico de cuatro (4) metros, lo cual se mantuvo constante hasta finalizar la producción en ambas etapas.
- Se modificaron los parámetros de altura inicial de agua en ambos tanques, como también los parámetros de reposición de agua al tanque 1, con ayuda de tres simulaciones de prueba en el tanque 2, el cual reflejó un nivel aceptable de trabajo en el tanque 2 alrededor de seis (6) metros

- Se decidió trabajar con el mismo sistema de control de nivel actual de tipo ON-OFF, ya que el sistema busca mantener el nivel de agua de ambos tanques en un rango aceptable y no en un valor fijo para su buen funcionamiento.
- Las simulaciones de nivel con los parámetros ya modificados y con el mismo sistema de control de nivel del sistema de agua caliente, se obtuvieron mejores resultados, lo cual se reflejó en una estabilidad en el nivel de ambos tanques a lo largo de toda la producción, siendo el de mayor importancia el del tanque 2 que se estabilizó en un valor de seis (6) metros. Este hecho garantizó una estabilidad en el sistema de agua caliente y en el proceso productivo de la planta.

En la evaluación del sistema de control de temperatura de los tanques de agua caliente, se determinó la función de transferencia del calentador, para luego sintonizar, por el método de colocación de polos, el controlador PID de temperatura, donde se concluyó lo siguiente.

- En la identificación del sistema se obtuvo un aproximado de la función de transferencia de la variación de temperatura, a partir de una respuesta de tipo escalón. Se verificó un sistema típico de un sistema de segundo orden sobreamortiguado.
- Los parámetros K_P , K_I y K_D del controlador PID obtenidos a partir del diseño con un factor de amortiguamiento de uno (1), presentaron mejores resultados con respecto a los otros controladores diseñados a partir de la colocación de polos como método de sintonía de controladores PID

5.2 RECOMENDACIONES

1. Implementar los resultados obtenidos con la evaluación del sistema de control de nivel y temperatura en los tanques de agua caliente de Cervecería Polar Plante Oriente, para así lograr un mejor funcionamiento del mismo.
2. Realizar una evaluación del control de nivel y temperatura del sistema de agua caliente de forma anual para el rediseño de parámetros operacionales. Que garanticen un mejor funcionamiento.
3. Aplicar debidamente los mantenimientos preventivos a los sensores y medidores de caudal, nivel y temperatura del sistema de agua caliente. Con la finalidad de realizar estudios de este sistema con mayor exactitud.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Camino, R. (2010). “Automatización del cálculo del balance de energía y masa del sistema de generación y distribución de vapor de una planta petrolera, con motivo de un aumento en la producción de vapor”, Puerto La Cruz (Venezuela), Proyecto de Trabajo de Grado, U.D.O. Escuela de Ingeniería, Departamento de Mecánica.
- [2] Chinchilla, Y. (2010). “Diseño de un sistema de control para un banco de pruebas de bombeo de flujo bifásico (Gas-Líquido)”, Puerto La Cruz (Venezuela), Proyecto de Trabajo de Grado, U.D.O. Escuela de Ingeniería, Departamento de Mecánica.
- [3] Acosta, A. (2011). “Diseño de un sistema de control automático para el nivel de agua en los tanques de lavado de la estación de descarga BARED-5 PDVSA”. Barcelona (Venezuela), Trabajo de Grado, U.D.O. Escuela de Ingeniería, Departamento de Mecánica.
- [4] Kunze, W., (2006). “Tecnología para Cerveceros y Malteros”. Primera Edición en español, Editorial Berlín VLB, Alemania.
- [5] “Portal de Empresas Polar”. Portal de información empresarial. (Intranet)
- [6] Cengel, Y., Boles, M., (2009) “Termodinámica”, Sexta Edición, Editorial Mc Graw Hill. México.
- [7] Moran, M., Shapiro, H., (2005) “Fundamentos de termodinámica técnica”, Segunda Edición, Editorial Reverte. España.
- [8] Ogata, K. Ingeniería de control moderna. Editorial Pearson, Prentice Hall, Tercera edición.

- [9] Moreni, E. Automatización de Procesos Industriales. España: Alfa Omega, 2001.
- [10] Sánchez, J. (2009). “Diseño y construcción de un controlador PID analógico”, Mérida (Venezuela), Proyecto de grado, ULA. Escuela de ingeniería de sistemas.
- [11] Abell, M. L. and James P. Braselton. Maple V by example. Academic. 1999.
- [12] Trejo, V., “Identificación experimental de sistemas”, Editorial ISPJAE, 1986.
- [13] Martínez, A. (2011). “Identificación de sistemas”. GITE – IEA, Universidad de Alicante. Ingeniería de sistema.
- [14] Karl, J. (2009). “Control PID Avanzado”. Pearson Educación, S.A., Madrid (España).
- [15] Persson, P. – “Towards Autonomous PID Control”, PhD Thesis, Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology, Lund, Suecia. 1992.
- [16] Astrom, K.J. y T. Hagglund. “Automatic Tuning of PID controllers”, 1^a Edición, Instrument Society of America, 1998.
- [17] Marín, L. (2005). “Método de ubicación de polos y ceros para la sintonización de controladores PID”, Trabajo de Grado, Universidad de Costa Rica, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Eléctrica.
- [18] www.google-earth.com

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL Y TEMPERATURA EN LOS TANQUES DE AGUA CALIENTE DE UNA CERVECERÍA
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CVLAC / E MAIL
Armas H. Edgar T.	CVLAC: 18776110 E MAIL: edgar_armas_2@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

control, temperatura, nivel, balance, energía, masa, identificación, sintonización

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Mecánica

RESUMEN (ABSTRACT) (200 palabras máx):

En este trabajo se evaluó el sistema de control de nivel y temperatura de los tanques de agua caliente de Cervecería Polar Planta Oriente, con la finalidad de evitar el bajo nivel y el rebose de agua de los mismos, como también el control de la temperatura del agua a la descarga del sistema. Para el desarrollo fue necesario conocer el funcionamiento del sistema de agua caliente y los componentes que lo constituyen, se obtuvieron los caudales de entrada y salida de agua en los períodos de baja y alta producción, las dimensiones de sus componentes y el material de cada uno de ellos. Primordialmente fue necesario realizar un balance de masa que permitió desarrollar el modelo matemático que representó la variación de niveles en los tanques de agua caliente. Posteriormente, se sintonizó, mediante el método de colocación de polos, el controlador tipo PID encargado de mantener la temperatura de salida en un punto específico, obteniendo así los nuevos parámetros implementados en el controlador para un menor tiempo de respuesta. En cuanto al control de nivel se facilitó la modificación de los parámetros de control de nivel, que lograron que los niveles de agua en los tanques se mantuvieran en un rango requerido de operación.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS X	TU	JU
Rengel, José	CVLAC:	V- 9.278.475			
	E_MAIL	Rengel66@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU X	JU
López, Ydonez	CVLAC:	V-			
	E_MAIL	@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
González, Yordy	CVLAC:	V-14.126.676			
	E_MAIL	gonzalezzyordy@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
Camargo, Lino	CVLAC:	V-11.496.426			
	E_MAIL	lcamargos @cantv.net			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2013	12	12
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación nivel y temperatura.doc	Application/Microsoft Word

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E
F G H I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s
t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: CERVECERÍA POLAR C.A., PLANTA ORIENTE
(OPCIONAL)

TEMPORAL: 6 MESES **(OPCIONAL)**

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:
INGENIERO MECÁNICO

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:
PREGRADO

ÁREA DE ESTUDIO:
DEPARTAMENTO DE MECÁNICA

INSTITUCIÓN:
UNIVERSIDAD DE ORIENTE, NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CU N° 0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda **"SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009"**.

Leído el oficio SIBI - 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
SISTEMA DE BIBLIOTECA

RECIBIDO POR [Firma]

FECHA 5/8/09 HORA 5:30

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,

[Firma]
JUAN A. BOLANOS CUMBEL
Secretario



C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

JABC/YGC/maruja

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

Según el ARTÍCULO 41 del Reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

“Los Trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente, y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización.”

Armas H. Edgar T
Autor

Rengel, José
TUTOR

González, Yordy
JURADO

Camargo, Lino
JURADO

Por la Comisión de Trabajos de Grado
Prof. Rodríguez Edgar
(Coordinador)