

RESUMEN

El presente proyecto muestra el estudio para la posible implementación de un sistema de control de un Tanque Continuamente Agitado Presurizado con Intercambio de Calor en el laboratorio de control automático de la Universidad San Francisco de Quito. Para cumplir con esta expectativa, se planteó balances de masa y energía químicos para obtener el modelo matemático del sistema y de esta manera predecir el comportamiento del mismo. Posteriormente, se diseñó un sistema de control basado en este modelo y se llevó a cabo la simulación en lazo abierto y en lazo cerrado utilizando varias técnicas de control como: sintonización de controladores lineales y no lineales PID y seguimiento de trayectoria mediante métodos numéricos permitiendo evaluar el rendimiento del mismo. Finalmente se implementó las ecuaciones del controlador PID diseñado en el controlador lógico programable Siemens S7-200.

ABSTRACT

This project shows a study of a Pressurized Continuous Stirred Tank control system with heat exchange to be implemented in the automatic control laboratory at San Francisco de Quito University. In order to achieve this goal, a mathematical model was derived from mass and energy balances to predict the behavior of this system. Later, a control system design was developed based on this mathematical model. Additionally, closed and opened loop simulations were made using different control techniques such as: tuning linear and non-linear PID controllers and trajectory tracking based on a numerical method. These techniques allow evaluating the control system performance. Finally, a PID controller equation was implemented on a Siemens S7-200 PLC.

INDICE GENERAL

1. INTRODUCCIÓN	1
I. GENERALIDADES	3
2. TANQUE.....	4
2.1 Definición	4
2.2 Tipos de Tanques.....	5
2.3 Mecanismos de Agitación	8
2.4 Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor ...	11
3. INTERCAMBIADORES DE CALOR	13
3.1 Mecanismos de Transmisión de Calor	13
3.2 Definición de Intercambiador de Calor	14
3.3 Tipos de Intercambiador de Calor	15
3.4 Serpentín y Chaqueta	17
4. ESTUDIO DEL PROCESO	19
4.1 Definición	20
4.2 Tópicos de control de procesos	20
4.2.1 Variables que intervienen en control de procesos	23
4.3 Sensores e Instrumentación en control de procesos.....	24
4.3.1 Sensores	24
4.3.2 Transmisores	25
4.4 Elementos Finales de Control	28

4.4.1 Ganancia de una Válvula.....	40
4.4.2 Función de Transferencia de una Válvula.....	41
II. MODELAMIENTO, SIMULACIÓN Y CONTROL DE UN TANQUE CONTINUAMENTE AGITADO PRESURIZADO CON INTERCAMBIADOR DE CALOR.....	
5. Modelamiento y Simulación del Sistema	44
5.1 Modelos de Balances de Materia y Energía.....	45
5.1.1 Balance de Materia	45
5.1.2 Balance de Energía	47
5.2 Simulación de las dinámicas de tanques presurizados.....	53
5.2.1 Método de Euler	54
5.2.2 Método de Runge Kutta.....	62
6. Control del Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor	66
6.1 Tópicos de Sistemas de Control	66
6.2 Control Proporcional Integral Derivativo.....	69
6.2.1 Control PID Analógico.....	73
6.2.2 Sintonización de Controladores PID Analógicos.....	79
6.2.3 Control PID Digital	90
6.3 Seguimiento de Trayectoria basado en Métodos Numéricos	94
III. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	103

IV. ANEXOS.....	110
V. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	141

INDICE DE FIGURAS

2.1 Estructura de un Tanque.....	9
2.2 Tipos de Tanques	10
2.3 Tanque Discontinuo	12
2.4 Tanque Continuo.....	12
2.5 Tipos de Agitadores de Hélice.....	14
2.6 Agitador de Paletas.....	15
2.7 Agitadores de Turbina.....	17
2.8 Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor.....	17
3.1 Intercambiador de Calor de Casco y Tubo.....	21
3.2 Intercambiador Tipo Placa.....	22
4.1 Sistema con serpentín.....	24
4.2 Sistema con chaqueta térmica.....	24
4.3 Sistema Tobera-Obturador.....	31
4.4 Partes de una Válvula de Control.....	35
4.5 Válvula de Globo.....	36
4.6 Válvula de Compuerta	37
4.7 Válvula de Mariposa.....	37
4.8 Válvula de Diafragma.....	38
4.9 Válvula de Bola.....	39

4.10	Válvula Macho.....	40
4.11	Válvula de retención de Pistón.....	41
4.12	Válvula de retención de Balanceo.....	41
4.13	Válvula de retención de Levantamiento.....	42
4.14	Válvula de Alivio.....	43
4.15	Curvas características de las válvulas.....	44
4.16	Función de Transferencia de la Válvula.....	47
5.1	Modelo Balance de Masa.....	60
5.2	Modelo Balance de Energía Total.....	61
5.3	Modelo Balance de Energía Chaqueta Térmica.....	62
5.4	Modelado de la dinámica de Presión de la Chaqueta Térmica.....	63
5.5	Modelado dinámica Temperatura en el Tanque con Serpentín.....	64
5.6	Modelado dinámica Temperatura en el Serpentín.....	65
5.7	Modelado dinámica Presión en el Serpentín.....	66
5.8	Modelado del Tanque con Chaqueta utilizando Runge- Kutta.....	68
5.9	Modelado del Tanque con Serpentín utilizando Runge- Kutta.....	69
6.1	Sistema de Lazo Abierto.....	71
6.2	Sistema en Lazo Cerrado.....	72
6.3	Diagrama de bloques Control Proporcional Integral.....	74
6.4	Diagrama de bloques Control Proporcional Derivativo.....	75

6.5 Diagrama de bloques Control Proporcional Integral Derivativo.....	77
6.6 Diagrama de Bloques Controlador Analógico.....	78
6.7 Diagrama de Bloques Controlador Nivel.....	84
6.8 Valores Controlador de Nivel.....	85
6.9 Nivel Controlado.....	85
6.10 Diagrama de Bloques Control Temperatura.....	86
6.11 Valores Control Temperatura.....	87
6.12 Temperatura Controlada.....	88
6.13 Control de Presión en el Serpentín.....	89
6.14 Diagrama de Bloques Control de Nivel con Válvula y Transmisor.....	90
6.15 Nivel Controlado.....	91
6.16 Diagrama de Bloques Control de Temperatura con Válvula y Transmisor...	93
6.17 Temperatura Controlada en el Tanque.....	93
6.18 Presión en el Serpentín Controlada.....	94
6.19 Lazo de Control PID Digital.....	96
6.20 Temperatura Controlada en el Tanque.....	98
6.21 Presión Controlada en el Serpentín.....	99
6.22 Temperatura Controlada mediante Temperatura en el Serpentín.....	102
6.23 Temperatura Controlada mediante Flujo de alimentación al Serpentín.....	103

6.24 Presión Controlada en el Serpentín.....104

INDICE DE TABLAS

5.1 Valores de Parámetros.....	65
7.1 Datos Técnicos CPU 226.....	112
7.2 Parámetros Bloque de Control.....	116

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

El proceso de globalización está tomando cada vez mayor impulso y el Ecuador al ser un país en vías de desarrollo, está uniendo esfuerzos para formar parte de este gran cambio. Uno de los principales factores que incrementaría la competitividad de la industria ecuatoriana está relacionado con la automatización de plantas industriales, equipándolas con nuevos sistemas de control y sistemas de información que mejoren la productividad. El control e instrumentación de procesos no se basa únicamente en la necesidad de operar una planta de forma segura, satisfaciendo restricciones laborales y ambientales, sino también, incrementando los niveles de producción, reduciendo los costos de materia prima, mejorando la calidad de los productos y por lo tanto brindando beneficios económicos para la empresa. Al mismo tiempo, los sistemas de control brindan beneficios auxiliares como coordinación de alarmas y aumenta la vida útil de los equipos. La implementación de un sistema de control automático brinda beneficios tanto sociales como económicos.

El control de procesos es parte importante en cualquier industria, todos los procesos necesitan mantener dentro de ciertos límites variables como: presión, temperatura, flujo, concentración, etc. por razones de seguridad o por la función que desempeñan dentro del proceso.

El control automático de procesos es altamente conveniente debido a que el control manual requiere un ajuste continuo de las variables a controlarse mediante un operador humano, de manera que la eficacia del proceso dependa del operador, la cual disminuye inevitablemente con el tiempo.

En el presente trabajo se pretende Modelar, Simular y Diseñar Controladores para un Tanque Continuamente Agitado Presurizado con Intercambio de Calor con posible aplicación didáctica para los estudiantes de Ingeniería electrónica en control del Colegio Politécnico de la USFQ.

Dentro de las instalaciones de la USFQ, no se ha definido un laboratorio de control automático lo suficientemente completo donde los estudiantes puedan realizar las prácticas de diferentes asignaturas, por lo tanto, el presente estudio es una buena herramienta para ayudar a consolidar los conocimientos en las diferentes áreas de control.

PARTE I
GENERALIDADES

CAPÍTULO 2

2. TANQUE

La mayoría de las sustancias que se utilizan en la industria para la obtención de productos que facilitan las actividades humanas están en estado líquido, para cumplir con su finalidad estos pasan por varios procesos, los cuales involucran el correcto almacenamiento dependiendo de las propiedades que poseen. Estos lugares de almacenamiento se denominan tanques.

2.1 Definición

Un tanque es una unidad procesadora regida por un algoritmo de control cuya función es almacenar líquidos; está formado por un recipiente cerrado o abierto, el cual cuenta con líneas de entrada y salida. Existen varias formas y tamaños de tanques dependiendo de la aplicación o finalidad del mismo.



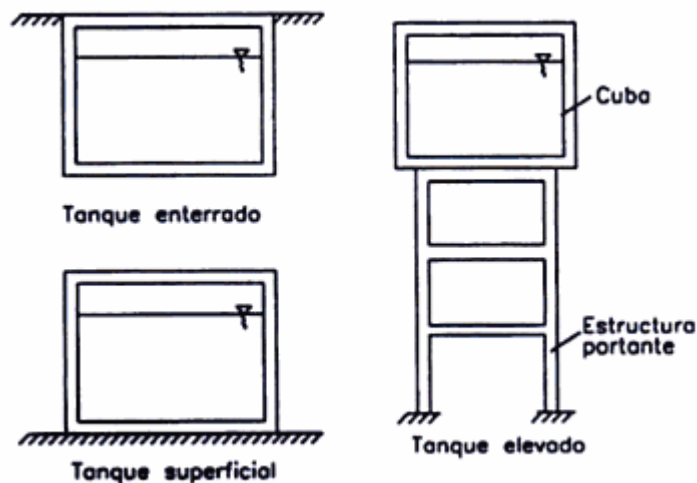
[1]

Figura 2.1: Estructura de un Tanque

2.2 Tipos de Tanques

Hay una amplia variedad de tipos de tanque, entre los principales tipos están:

- **Tanques Elevados** Son recipientes utilizados generalmente para elevar la altura de un líquido y distribuirlo. Existen de diferentes tamaños dependiendo del volumen del líquido a ser almacenado, lo que condiciona su forma.
- **Tanque Subterráneo** Son recipientes enterrados, usados para almacenar sustancias inflamables y combustibles.
- **Tanque Superficial** Son recipientes que se encuentran sobre la superficie del terreno. Este tipo de tanque es el más utilizado en la industria.



[2]

Figura 2.2: Tipos de Tanques

- **Tanque Abierto** Este recipiente se lo usa para acumular materiales que no son afectados por el agua, el clima o la contaminación atmosférica.

- Tanque de Techo Existen dos tipos de este recipiente, el de techo fijo y el de techo flotante, estos sirven para impedir el escape de vapor o para evitar la acumulación de gases.

A los tanques también se los puede clasificar de acuerdo al modo de operación de las líneas de alimentación y descarga y son los siguientes:

- Tanque Discontinuo También llamado Batch o Tanque por Lotes, debido a que opera por ciclos. Tiene como característica que las sustancias ingresan al comienzo del proceso, una vez ingresadas son llevadas a condiciones de temperatura o presión requeridas y al alcanzarlas se procede a la descarga del producto, su peculiaridad es que durante la transformación de los componentes no puede existir ingreso de ningún tipo de material.

El tanque discontinuo es usado en la industria para manejar grandes cantidades de sustancias y cuando la velocidad de reacción aumenta, también se lo usa a escala experimental en estudios de cinética de reacción. Este tipo de tanque opera en estado no estacionario, por lo tanto la modificación de las sustancias aumenta con el tiempo cuando el sistema no esté en equilibrio químico.

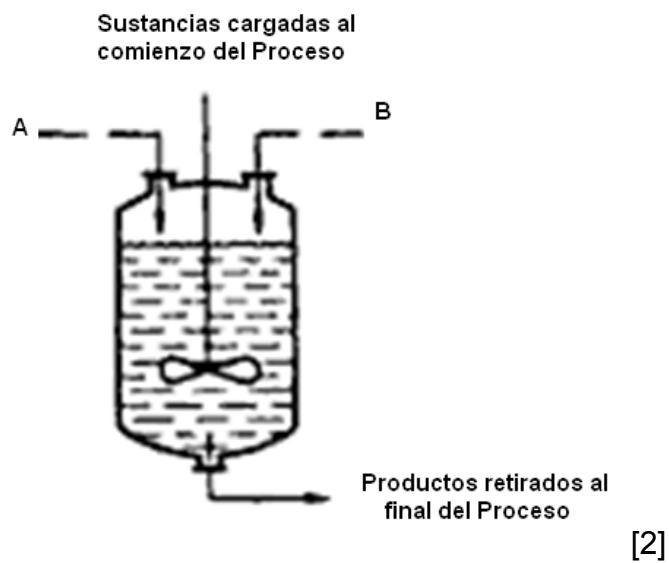


Figura 2.3: Tanque Discontinuo

- **Tanque Continuo** Consiste en un recipiente en el cual se puede alimentar y liberar el producto constantemente. Por lo general el tanque continuo está provisto de un agitador mecánico y un intercambiador de calor. Estos tanques operan normalmente en estado estable y se usan en procesos industriales con agitación para facilitar la mezcla de los productos en su interior y así obtener una mezcla perfecta.

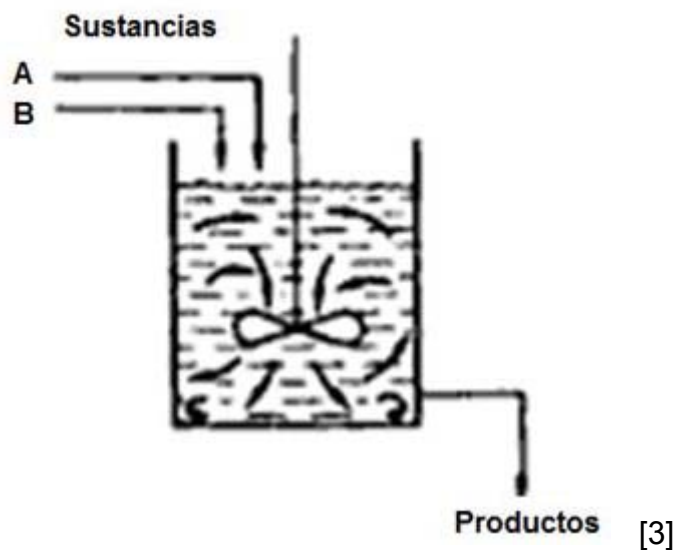


Figura 2.4 Tanque Continuo

- **Reactor Tubular** Consiste en un tubo que normalmente opera en estado estable y por el cual fluye la mezcla en condiciones de temperatura y presión requeridas, obteniendo el producto deseado.

A partir de estos tres tipos de tanques, se puede obtener combinaciones tales como el tanque semicontinuo, baterías de tanques continuamente agitados en serie, etc. En los casos mencionados anteriormente el medio puede ser homogéneo o heterogéneo.

- **Medio Homogéneo** Hay generalmente una sola fase, un gas o un líquido, si interviene más de una sustancia se las mezcla obteniendo un todo homogéneo.
- **Medio Heterogéneo** En este medio pueden estar presentes dos y hasta tres fases como por ejemplo gas - líquido, gas - sólido, líquido – sólido y líquido – líquido.

2.3 Mecanismos de Agitación

El éxito de la mayoría de procesos industriales depende de la efectiva agitación y mezcla de fluidos, por lo que es sumamente importante seleccionar un agitador adecuado de acuerdo al proceso a emplearse.

Los líquidos se agitan con diversas finalidades, dependiendo del propósito de cada una de las etapas del proceso. Estas finalidades son:

- Suspensión de partículas sólidas.
- Mezclado de líquidos miscibles, por ejemplo, alcohol metílico y agua.
- Dispersión de un gas en un líquido en forma de pequeñas burbujas.
- Dispersión de un segundo líquido, inmiscible con el primero, para formar una emulsión o suspensión de gotas diminutas.

- Promoción de la transformación de calor entre el líquido y un serpentín o encamisado.

Con frecuencia un agitador cubre varios fines al mismo tiempo, como ocurre en el caso de la hidrogenación catalítica de un líquido. En un recipiente de hidrogenación el hidrógeno gaseoso es dispersado en el líquido en el que están suspendidas las partículas sólidas del catalizador, retirando simultáneamente el calor de reacción por medio de un serpentín o chaqueta. (McCabe y Smith, 252).

Hay dos clases de agitadores: los agitadores de flujo axial que generan corrientes paralelas al eje del agitador y los agitadores de flujo radial que generan corrientes en dirección tangencial al eje del agitador.

Existen tres tipos principales de agitadores, estos son:

- Agitador de Hélice Pertenece a la clase de agitador de flujo axial, opera con velocidad alta, se emplea para líquidos poco viscosos, son eficaces en tanques grandes e incluso pueden instalarse dos o más hélices sobre el mismo eje. Existe una subclasificación de estos agitadores que depende del tipo de hélice, los más comunes son los agitadores de hélice de tres patas, los de cuchilla, los de hélice protegida, entre otros.



Figura 2.5: Tipos de Agitadores de Hélice

- Agitadores de Paleta También conocidos como agitadores de ancla. Giran a velocidades bajas sobre un eje ubicado en el centro del tanque, no son buenos mezcladores, pero son útiles para evitar el depósito de sólidos

sobre una superficie de transferencia de calor, como en un tanque con chaqueta térmica. Dadas sus características, por lo general trabaja en conjunto con un agitador de paleta de otro tipo, el cual se mueve con velocidad elevada y gira en sentido opuesto.

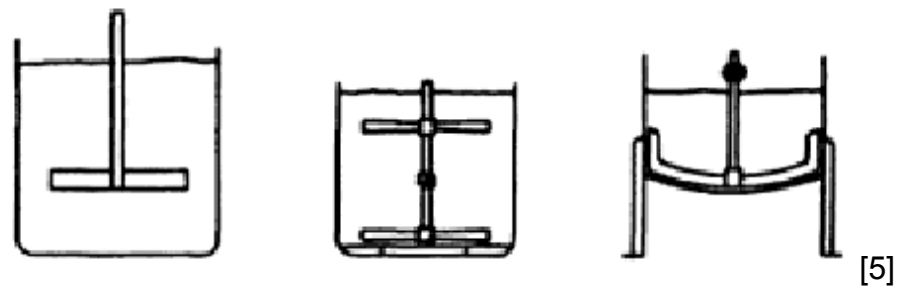


Figura 2.6: Agitador de Paletas

- Agitador de Turbina Gira a altas velocidades sobre un eje ubicado en el centro de un tanque. Es eficaz para un amplio intervalo de viscosidades también se lo utiliza para disolver un gas en un líquido. La mayoría de estos agitadores poseen múltiples y cortas paletas que pueden ser rectas, curvas, inclinadas o verticales. Este puede ser de tipo abierto, semiabierto o cerrado.

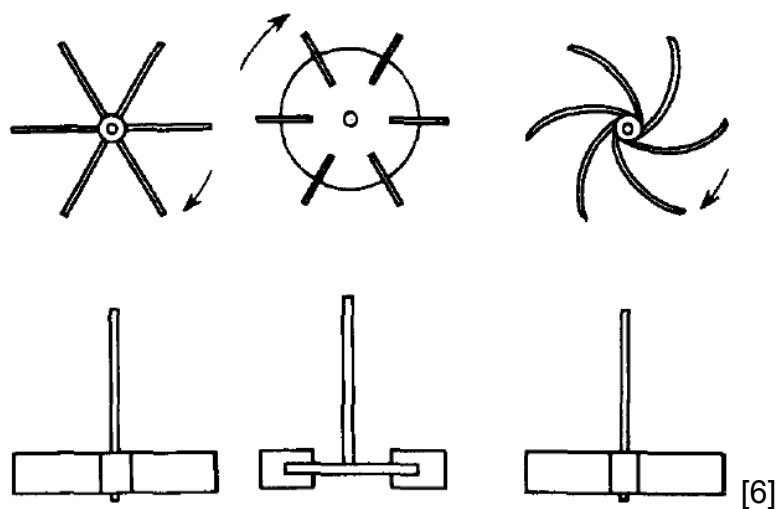


Figura 2.7 Agitadores de Turbina

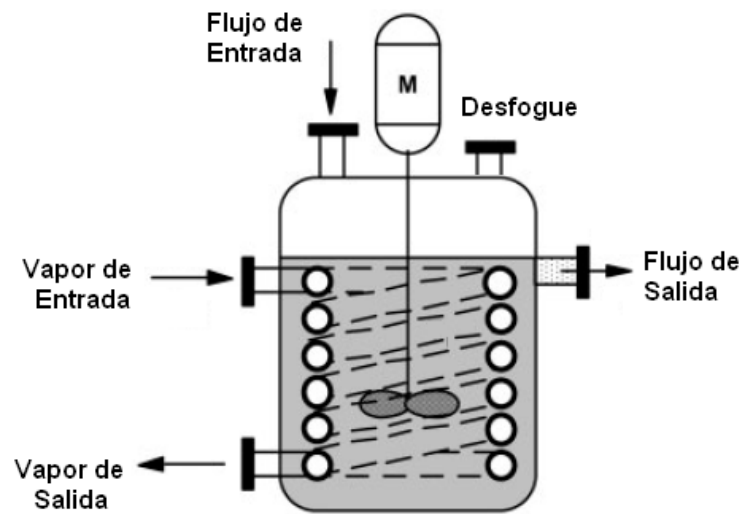
El tipo de agitador a usarse es muy importante ya que de este depende el tipo de flujo que se produce en un tanque agitado.

2.4 Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor

El desarrollo de este proyecto se basa en el estudio de un recipiente cilíndrico, cerrado, con alimentación y descarga continua provisto de un mecanismo de agitación encargado de asegurar una mezcla apropiada al igual que mejorar la transmisión de calor. El agitador elegido es mecánico de tipo hélice, ya que el fluido es poco viscoso y se necesita una mezcla homogénea para obtener una temperatura distribuida uniformemente a lo largo del volumen del líquido.

El material del tanque es acero inoxidable, con una capacidad volumétrica de quince galones, una altura de 0.4318 metros y un diámetro de 0.6124 metros, va a estar provisto de seis orificios, dos correspondientes a las líneas de alimentación y descarga del fluido, dos del intercambiador de calor, uno como medida de seguridad cuya finalidad sería el desfogue de vapor en el caso de sobrepasar la presión de diseño del tanque, el último orificio está destinado para acoplar el agitador mecánico.

La temperatura y presión para las cuales está diseñado el tanque son de 300°C y 100psi respectivamente.



[7]

Figura 2.8: Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor

El tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor, tiene varias aplicaciones en la industria, tales como: tanques de refrigeración, mini centrales lecheras, pasteurizadores, elaboración de jabones y detergentes, salsas líquidas, aceites, jugos, sueros, fructuosa e ingredientes farmacéuticos, en plantas de biodiesel, en procesos para tratamiento en tanques de sedimentos fangosos de petróleo para la recuperación de hidrocarburos y separación de materiales, para depuración aerobia de las aguas residuales, para almacenar mezcla de levadura y fabricar alimentos fermentados tales como la cerveza.

CAPITULO 3

3. INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los intercambiadores de calor son ampliamente utilizados en la industria ya que son de vital importancia para incrementar la eficiencia de todo el proceso de manufactura.

La mayoría de los procesos industriales utilizan intercambiadores de calor en operaciones tales como: esterilización, refrigeración, pasteurización, precalentamiento, entre otros.

Los intercambiadores de calor también tienen varias aplicaciones domésticas, radiadores de automóviles, evaporadores, condensadores, termostatos, etc.

3.1 Mecanismos de Transmisión de Calor

Calor es energía que fluye desde un objeto a otro debido a la diferencia de temperatura entre ellos. La dirección natural del flujo de calor es siempre desde el objeto de temperatura más alta al objeto de temperatura más baja. Por ejemplo, si un objeto caliente se pone en contacto con un objeto frío, fluirá calor desde el objeto caliente al frío, haciendo que el objeto caliente se enfríe y que el objeto frío se caliente. El proceso inverso, en el que fluye calor desde el objeto frío al caliente, no se da nunca por sí mismo. Existen tres mecanismos básicos por los que el calor fluye espontáneamente desde una región de temperatura alta a otra de temperatura baja: conducción, convección y radiación. (Cromer, 251)

- Transmisión de Calor por Conducción Se refiere a la transmisión de calor de un cuerpo por contacto directo. Para que se produzca la conducción se necesita un medio material continuo y no vacío, se da

generalmente en los sólidos y por lo tanto el caudal de transmisión depende de la naturaleza del material y las diferencias de temperatura.

- **Transmisión de Calor por Convección** Se refiere a la transmisión de calor desde una superficie a un fluido que se encuentra en movimiento. La convección puede ser natural o forzada, dependiendo del tipo de fuerzas que actúan sobre el fluido. La convección natural se produce debido a la diferencia de densidad del fluido caliente o frío y la convección forzada se origina por una diferencia de presión externa o por dispositivos mecánicos como agitadores y bombas, los cuales transfieren energía al fluido poniéndolo en movimiento.
- **Transmisión de Calor por Radiación** La transmisión de calor por radiación se realiza por medio de ondas electromagnéticas. En el caso de que estas se transmitan en el vacío no se transforma en calor o en otra forma de energía, caso contrario, al incidir en un medio material, se transforma en calor o energía que podría producir reacciones. La radiación puede ser transmitida, reflejada o absorbida.

3.2 Definición de Intercambiador de Calor

Un intercambiador de calor es un dispositivo creado para transferir energía térmica entre dos o más fluidos en contacto directo o separados por una barrera. Por lo general, la transferencia de calor sucede entre dos fluidos que están a diferente temperatura y en contacto térmico.

Un intercambiador de calor consiste en un núcleo o matriz que contiene la superficie de transferencia de calor y elementos que distribuyen el fluido tales como tanques, tubos de entrada y salida, etc. El área de transferencia de calor se

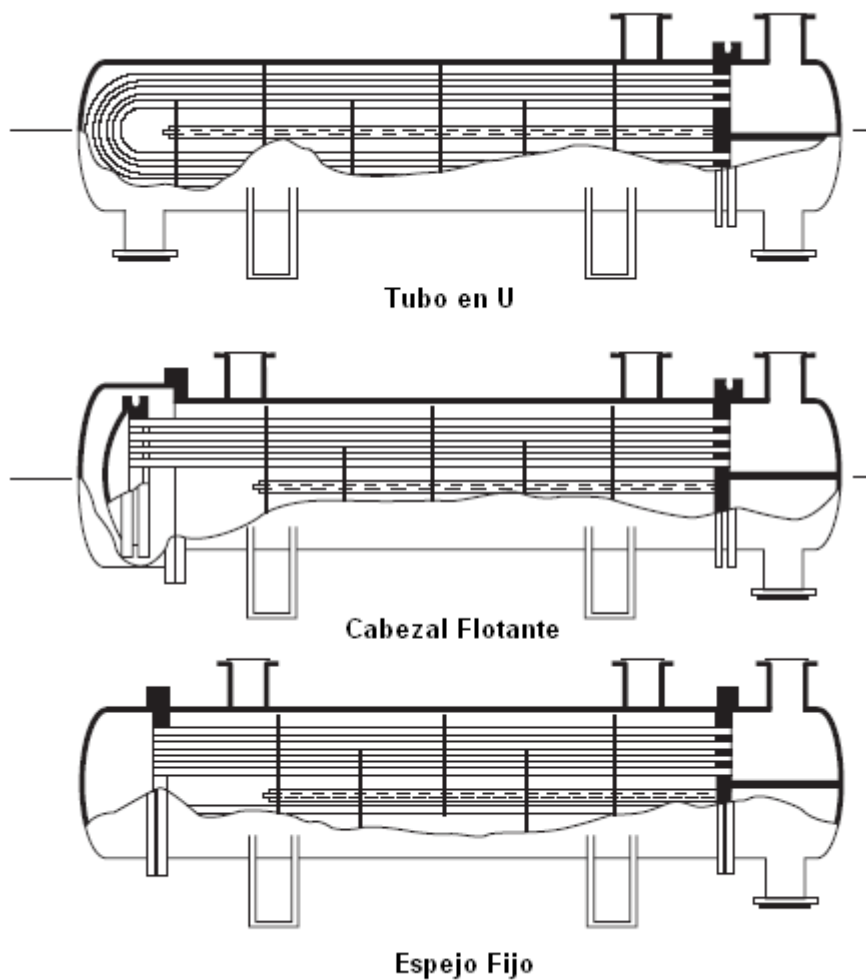
encuentra en contacto directo con fluidos a través de los cuales el calor se transfiere por conducción.

3.3 Tipos de Intercambiador de Calor

En la industria existe una gran variedad de intercambiadores de calor, y se pueden clasificar de acuerdo a: la construcción, procesos de transferencia, dirección del flujo, mecanismos de transferencia, entre otros.

A continuación se va a detallar los tipos de intercambiadores de calor según su construcción.

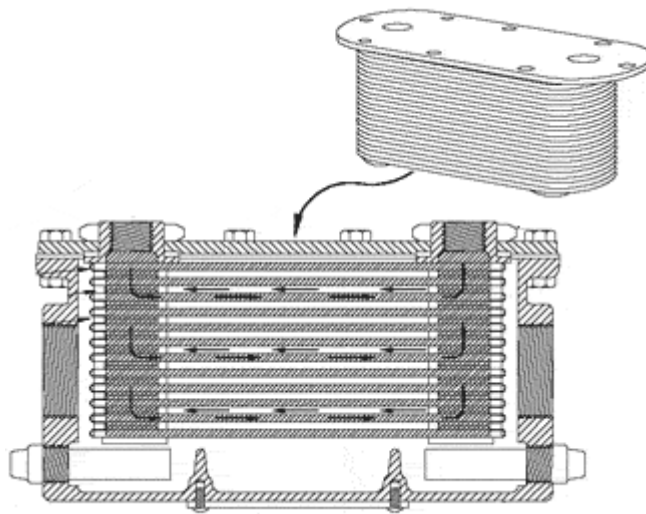
- **Casco y Tubo** Este intercambiador es el más usado en la industria y está formado por un conjunto de tubos dentro de un contenedor llamado carcasa. En este tipo de intercambiador de calor uno de los fluidos circula por el interior de los tubos, mientras que el otro fluye a través de la carcasa o casco y por el exterior de la tubería. Se utilizan deflectores o placas verticales para asegurar que el fluido de la carcasa induzca una mayor transferencia de calor. Se los utiliza en procesos de alta corrosión como manejo de ácidos y bases y conforman la parte más importante de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las planta de procesos químicos. Dentro de este tipo de intercambiador de calor existe una subclasificación debido a la construcción interna de los tubos, estos se clasifican en: tubo en U, cabezal flotante y de espejo fijo.



[8]

Figura 3.1: Intercambiador de Calor de Casco y Tubo

- **Tipo Placa** También conocido como intercambiador de calor de tipo plato, consiste de placas para separar a los dos fluidos, son diseñados para lograr una gran área de transferencia de calor por unidad de volumen. Su tamaño y peso son reducidos, tienen limitación en su uso debido a que no soporta grandes niveles de temperatura y presión. Tiene aplicaciones en los campos Alimenticio, Petroquímico, Farmacéutico, Plantas Eléctricas y Siderúrgicas, etc.



[9]

Figura 3.2: Intercambiador Tipo Placa

- **Regenerador** Es un tipo de intercambiador de calor de almacenamiento, se usa generalmente al intercambiar calor entre grandes cantidades de gas como en la industria metalúrgica como el acero, también en centrales térmicas eléctricas.

3.4 Serpentín y Chaqueta

En el presente proyecto, para modelar el comportamiento dinámico del proceso, se van a utilizar dos tipos de intercambiadores de calor con la finalidad de seleccionar el más indicado para el proceso, analizando el factor económico al igual que el más óptimo en términos de transferencia de calor. Se ha decidido utilizar intercambiadores de calor de tipo tubular: una chaqueta térmica de acero inoxidable y un serpentín de cobre.

La chaqueta cubre las paredes laterales y la base inferior del tanque, con una altura de 0.4318 metros y un diámetro de 0.6869 metros.

El serpentín se encuentra en el interior del tanque, formado por una tubería de 1/8 pulgadas dispuesto en forma de espiral con un diámetro y una altura de 0.35

metros. El flujo de alimentación de los intercambiadores de calor mencionados anteriormente es vapor saturado a 260°C.

CAPITULO 4

TÓPICOS DE CONTROL DE PROCESOS

4. ESTUDIO DEL PROCESO

El proyecto consiste en llevar el agua que ingresa al tanque con temperatura ambiente (20°C) a su punto de ebullición (92°C) mediante transferencia de calor, por medio de contacto directo con las paredes de la chaqueta o el serpentín, los cuales se alimentan de vapor saturado a altas temperaturas.

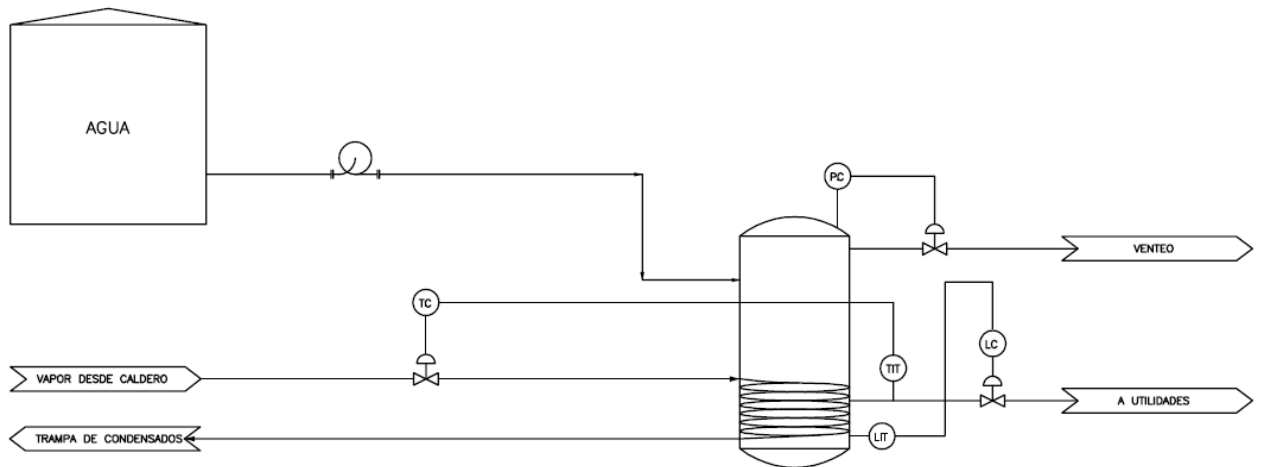


Figura 4.1: Sistema con serpentín.

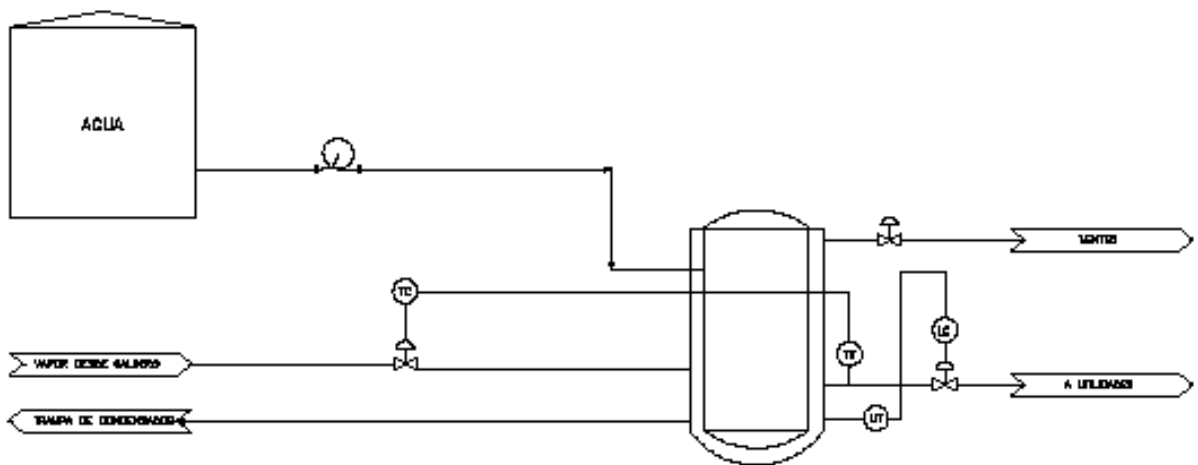


Figura 4.2: Sistema con chaqueta térmica.

4.1 Definición

Un proceso es una operación o conjunto de operaciones que conducen a un resultado u objetivo determinado en el cual se controla magnitudes como la temperatura, flujo, presión, nivel, etc. Generalmente los procesos tienen varios pasos, los cuales están asociados a un grupo de corrientes de entradas y salidas. Los materiales que ingresan al proceso pueden ser : materia prima que es el material básico, el cual se transforma en el producto final; materiales secundarios que tienen menor importancia pero también aportan a la producción del producto final y los materiales auxiliares que ayudan a facilitar las operaciones aunque no aparecen en el producto final.

Los materiales que salen del proceso pueden ser: productos finales, que son el objetivo final de producción; los productos secundarios, son los obtenidos como resultado de un proceso productivo aún sin ser requeridos, éstos se obtienen junto con los productos finales; los productos residuales no forman parte del producto final pero se los puede dar otros usos; los productos de desecho, son los que han perdido su forma física y composición de tal manera que no se los puede reciclar y deben ser eliminados del proceso.

4.2 Tópicos de control de procesos

El control de procesos tiene como finalidad mantener las variables del proceso como temperatura presión, flujo, nivel, etc. en un valor determinado. Los procesos tienen un comportamiento dinámico donde permanentemente ocurren cambios y al no tomar acciones apropiadas como respuesta a dichos cambios las variables del proceso no cumplirán con las condiciones de diseño.

Para un mejor entendimiento de control de procesos se deben conocer ciertas definiciones que se tratarán a lo largo de este documento.

- **Planta:** equipo, parte de equipo o grupo de elementos de una máquina funcionando conjuntamente, cuyo objetivo es realizar una operación determinada.
- **Sistema:** es una combinación de elementos organizados y relacionados que actúan en conjunto para lograr un objetivo determinado, los sistemas reciben entradas y proveen salidas. Éste puede aplicarse a fenómenos abstractos y dinámicos, por lo tanto puede interpretarse en un sentido amplio.

Un sistema de control está formado por cuatro componentes básicos:

1. **Sensor:** conocido como elemento primario
2. **Transmisor:** llamado también elemento secundario
3. **Controlador:** es el “cerebro” del sistema del control.
4. **Elemento final de Control:** dispositivo encargado de controlar directamente las variables manipuladas dentro del lazo de control.

Los componentes antes mencionados realizan las tres operaciones básicas presentes en todo sistema de control, estas son:

1. **Medición:** la medición de la variable a ser controlada se hace usualmente mediante la combinación de sensor y transmisor.
2. **Decisión:** basándose en la medición, el controlador decide que hacer para mantener la variable en el valor deseado.
3. **Acción:** es el resultado de la decisión del controlador, generalmente está realizada por el elemento final de control (actuador).

La medición, decisión y acción son obligatorias para todo sistema de control. Con base en la medición se toma una decisión y con base en la decisión se realiza una acción. La acción realizada debe tener un efecto sobre la variable controlada, por lo tanto ésta repercute en el valor medido, caso contrario no es posible controlar el sistema. La toma de decisiones es sencilla en algunos sistemas, mientras que en otros es más compleja. (Corripio, 19).

Los instrumentos empleados en el control de procesos tienen su propia terminología, estos términos definen las características de la instrumentación empleada y son los siguientes:

- **Rango:** o también llamado campo de medida. El rango es el conjunto de valores comprendidos dentro de los límites superior e inferior de la variable medida, donde el instrumento es capaz de trabajar de manera confiable.
- **Alcance:** es la diferencia entre valor superior e inferior del campo de medida del instrumento.
- **Error:** es la diferencia entre el valor leído por el instrumento y el valor real de la variable.
- **Punto de referencia:** o también conocido como “set point”, es la variable de entrada al controlador que fija el valor de la variable controlada.
- **Precisión:** es la mínima tolerancia de medida del instrumento.
- **Exactitud:** es la cualidad de un instrumento mediante la cual da lecturas próximas al valor real de la magnitud medida.
- **Banda Muerta:** es el rango de valores en los cuales se puede alterar la señal de entrada sin ocasionar cambios en la señal de salida.

- Sensibilidad: es la relación entre el incremento de la lectura y el incremento de la variable que lo ocasiona, después de haber alcanzado el estado de reposo.

(Creus, 1-10)

4.2.1 Variables que intervienen en control de procesos

Dentro de un proceso se debe tomar en cuenta tres tipos de variables, estas son:

- Variable manipulada: es la variable de la planta modificada por el controlador para influir sobre la variable controlada de manera que ésta resulte afectada en la proporción correcta. En el proceso analizado en el presente proyecto se tienen dos variables manipuladas: el flujo de salida de agua del tanque y el flujo de entrada de vapor al intercambiador de calor.
- Variable controlada: es la variable directa que se mide y controla. Generalmente esta variable es la salida del sistema y una característica del medio controlado. En el caso de estudio, las variables controladas son el nivel y la temperatura, donde el agua es el medio controlado.

Controlar significa medir el valor de la variable controlada del sistema y aplicar la variable manipulada al sistema para corregir o limitar la desviación del valor medido respecto del valor deseado (Ogata, 2).

- Variable de perturbación: es la variable que afecta a la variable controlada, haciendo que ésta se desvíe del objetivo de control deseado. Esta variable no puede ser modificada por la variable manipulada. En el tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor presentado anteriormente, existen dos perturbaciones: una en el interior del tanque y otra externa generada por el ambiente. En el primer caso, la perturbación es del vapor

generado por el incremento de temperatura del agua dentro del tanque, pero se lo va a despreciar debido a que la cantidad generada es mínima y no influye en mayor proporción al proceso. En el segundo caso, las pérdidas de calor hacia el medio ambiente van a ser despreciadas ya que la pérdida de energía es casi imperceptible.

4.3 Sensores e Instrumentación en control de procesos

La instrumentación es la base para el control de procesos en la industria. Para obtener un producto con altos estándares de calidad es necesario un meticuloso control del proceso, el mismo que depende del sistema de mediciones escogido. Dentro de la instrumentación necesaria en un proceso, los sensores, transmisores y elementos finales son de vital importancia para la manufactura de productos.

4.3.1 Sensores

En la automatización industrial cada sistema tiene sensores para medir el estado de las variables que intervienen en un proceso. Un sensor es un dispositivo que detecta una cantidad física como: luz, movimiento, calor, presión, energía eléctrica y magnética o cualquier otro tipo de energía para obtener como respuesta una señal eléctrica, éste es un elemento importante en todo sistema de control y existen diferentes clasificaciones de acuerdo a diversos criterios que pueden ser:

- Según el principio de funcionamiento:
 - Activos .*
 - Pasivos*
- Según el tipo de señal eléctrica que generan:
 - Digitales*
 - Analógico*

Temporales

- Según el rango de valores que proporcionan:

Sensores de Medida

Sensores Todo o Nada

- Según el nivel de integración:

Discretos

Integración

Inteligentes

- Según el tipo de variable física medida:

Presión

Humedad

Flujo

Temperatura

Posición

Nivel, etc.

- Según el parámetro electrónico:

Resistencia

Capacidad

Inductancia

Tensión

Corriente, etc.

4.3.2 Transmisores

Son interfaces entre el proceso e instrumentos como: receptores, indicadores, controladores, registradores o combinación de éstos. La función del transmisor es

convertir la señal de salida del sensor como milivoltios, presión diferencial, movimientos mecánicos, etc. a una señal de control lo suficientemente fuerte como para poder transmitirla. Las señales de salida del transmisor pueden ser eléctricas, digitales, neumáticas, hidráulicas y telemétricas. Las tres primeras son las más utilizadas en la industria.

- Transmisores Neumáticos

Generan una señal neumática variable linealmente de 3- 15 psi para el campo de medida de 0-100% de la variable.

Éstos se basan en el sistema tobera-obturador que convierte el movimiento mecánico del elemento de medición en una señal neumática. El sistema tobera- obturador consiste en un tubo neumático alimentado a una presión constante, con una reducción en su salida en forma de tobera la cual puede ser obstruida por una lámina llamada obturador cuya posición depende del elemento de medida. (Creus,54)

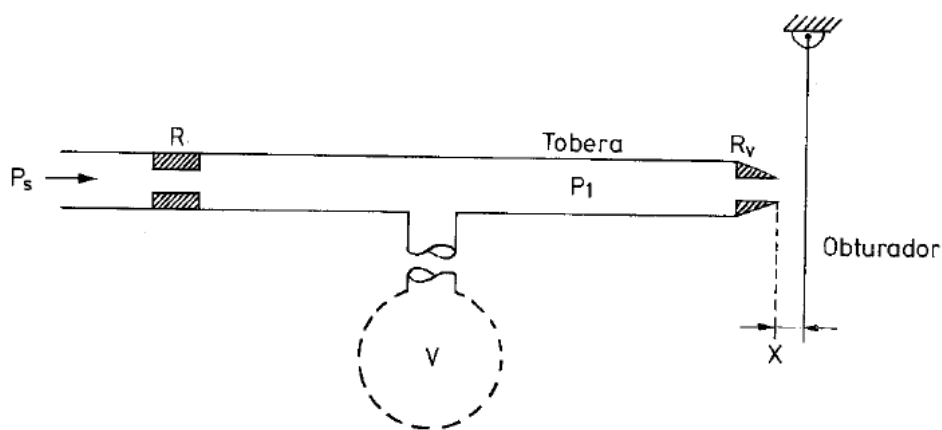


Figura 4.3: Sistema Tobera-Obturador

Existen varios tipos de transmisores neumáticos tales como: bloque amplificador de dos etapas, transmisor de equilibrio de movimientos, transmisor de equilibrio de fuerzas y transmisor de equilibrio de momentos.

- Transmisores Eléctricos

Generan una señal estándar de 4 a 20 mA a distancia de 200m a 1Km

- Transmisores Digitales

Generan señales digitales que consisten en una serie de impulsos en forma de bits. Cada bit consiste en dos signos, el 0 y el 1, representa el paso o no de una señal a través de un conductor.

De acuerdo a la variable que está midiendo el sensor se produce un fenómeno eléctrico, mecánico, etc. El transmisor convierte este fenómeno a una señal que se puede transmitir. La combinación sensor/transmisor tiene como propósito generar una señal que sale del transmisor y se relaciona proporcionalmente con la variable del proceso. Hay tres términos que se relacionan con la combinación sensor/transmisor en el control de un proceso industrial:

- Escala: está dada por los valores superiores e inferiores de las variables medidas del proceso.
- Rango: es la diferencia entre el valor máximo y mínimo de la escala.
- Cero: es el valor inferior de la escala y no debe ser necesariamente cero.

La función de transferencia que representa la combinación sensor/transmisor está dada por la siguiente ecuación:

$$H(s) = \frac{K_t}{\tau_t s + 1} \quad (1)$$

Donde:

K_t es la ganancia del transmisor

τ_t es la constante de tiempo del transmisor

En general, la respuesta dinámica de la mayoría de los transmisores es usualmente más rápida que el proceso y las válvulas de control, por lo tanto se puede considerar al transmisor sólo como una ganancia.

4.4 Elementos Finales de Control

Un elemento final de control es un dispositivo que controla directamente los valores de la variable manipulada en un lazo de control, típicamente recibe una señal del controlador y modifica el agente de control. El elemento final de control puede ser una válvula de control, variadores de frecuencia y motores eléctricos.

El elemento final de control consta de dos partes:

- Actuator: son mecanismos capaces de generar una fuerza en respuesta a una señal de entrada proveniente del controlador, ésta puede ser eléctrica, mecánica, neumática o hidráulica.
- Un dispositivo para ajustar la variable manipulada.

El elemento final de control más utilizado en la industria es la válvula de control y será revisada a continuación en mayor detalle.

En los procesos industriales la válvula de control es un dispositivo esencial para ejecutar exitosamente todos los procedimientos y maniobras del sistema.

Las válvulas son dispositivos de control manuales o automáticos que manipulan directamente el flujo de líquidos o gases. Para que una válvula actúe de manera

adecuada debe ser suficientemente rápida para corregir las perturbaciones, no debe operar cerca de ninguno de los extremos y ser estable a lo largo de todo el recorrido.

La válvula de control se compone de dos partes:

- El cuerpo: está formado por un tapón, los asientos del mismo y roscas para conectar la válvula a la tubería. El tapón es el que se encarga del control de paso del fluido y puede tener movimientos rotativos o en dirección de su propio eje, está unido a un vástago el cual pasa a través del obturador y es accionado por un servomotor.
- El accionador: también conocido como actuador o motor, es el que activa el movimiento del vástago y por ende el obturador. Son del tipo neumático, eléctrico, hidráulico y digital, siendo los neumáticos y eléctricos los más utilizados ya que son los más simples y de acción rápida.

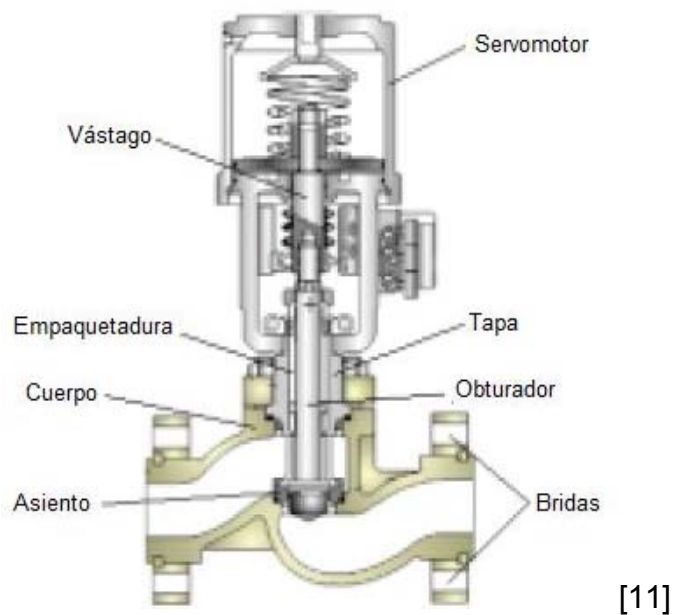


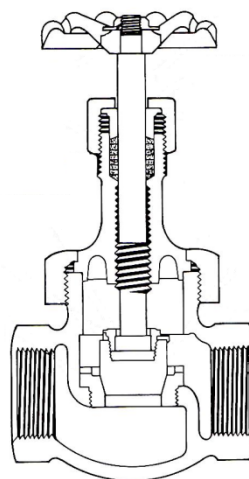
Figura 4.4: Partes de una Válvula de Control

Diferentes tipos de válvulas son usadas en un proceso, debido a las distintas variables existen numerosos tipos de válvulas las cuales se pueden clasificar según el movimiento del obturador y el diseño del cuerpo. Las más conocidas y utilizadas en la industria son las siguientes:

- Válvula de Globo

Se la conoce de esta manera debido a que la forma de su obturador es un globo, se caracteriza por la perpendicularidad entre el eje del obturador y el flujo de entrada o salida. La válvula de globo usa un tapón o disco para controlar el flujo. Esta puede ser de tipo doble asiento, simple asiento u obturador equilibrado.

Las válvulas de globo no son recomendables cuando la resistencia al flujo y la caída de presión son excesivas, pero son generalmente ideales para regulación de líquidos, vapores, gases, corrosivos y pastas semilíquidas; se prefieren cuando se requiere ajustes de flujo frecuentes.



[12]

Figura 4.5: Válvula de Globo

- Válvula de Compuerta

Son las más utilizadas en tubería industrial, se usan únicamente como válvulas de cierre para cortar o abrir totalmente el flujo y no están diseñadas para regularlo. El cierre se efectúa mediante un disco vertical plano que se mueve verticalmente al flujo del fluido por lo que ofrece pequeña resistencia al flujo y reduce la caída de presión al mínimo. Las válvulas de compuerta son preferidas para servicios que no requieren operación frecuente y no son prácticas para ajustar el flujo. Sus ventajas son cierre hermético, diseño y funcionamiento sencillos y bajo costo, pero hay que considerar que su cierre es muy lento ya que hay que dar varias vueltas a un volante para abrirla o cerrarla completamente además son muy grandes y pesadas lo que no hace fácil su instalación y mantenimiento.

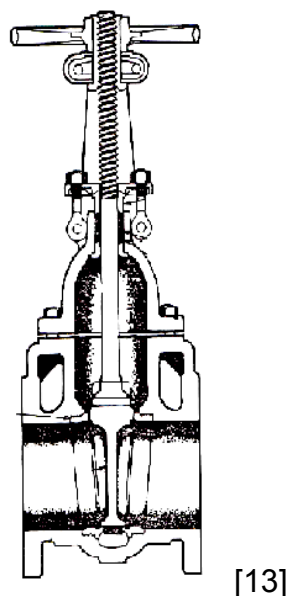
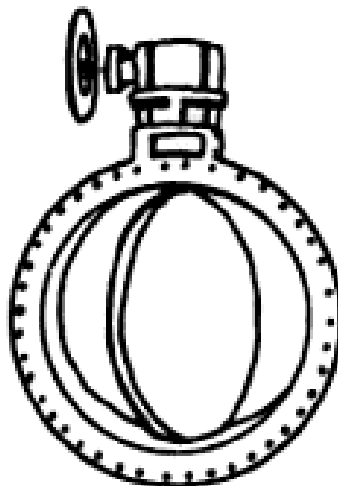


Figura 4.6: Válvula de Compuerta

- Válvula de Mariposa

Es una válvula de diseño simple, se caracteriza por tener una acción rápida ya que necesita únicamente $\frac{1}{4}$ de vuelta para cambiar de posición abierta a cerrada. Esta válvula está formada por un anillo dentro del cual gira transversalmente un disco circular. Cuando está abierta el disco ofrece una resistencia mínima al flujo debido a que es paralela a la dirección del flujo. Es compacta, de bajo peso, de bajo costo, requiere poco mantenimiento pero tiene capacidad limitada para caída de presión y su cierre no es hermético. Se emplea para el control de grandes caudales y está preparada para admitir cualquier tipo de fluido gas, líquido o sólidos.



[14]

Figura 4.7: Válvula de Mariposa

- Válvula de Diafragma

Las válvulas de diafragma son de vueltas múltiples y efectúan el cierre por medio de un diafragma flexible que utiliza en lugar de la compuerta o tapón para regular o cortar el flujo, el cual está sujeto a un compresor.

Se utilizan en líneas que manejan fluidos corrosivos, pastas semilíquidas fibrosas, materiales pegajosos o viscosos, alimentos, lodos y productos

farmacéuticos. Son de bajo costo, no tienen empaquetaduras ya que no presentan problemas de fugas. Su diafragma es sensible al desgaste pero éste puede ser reemplazado con facilidad.

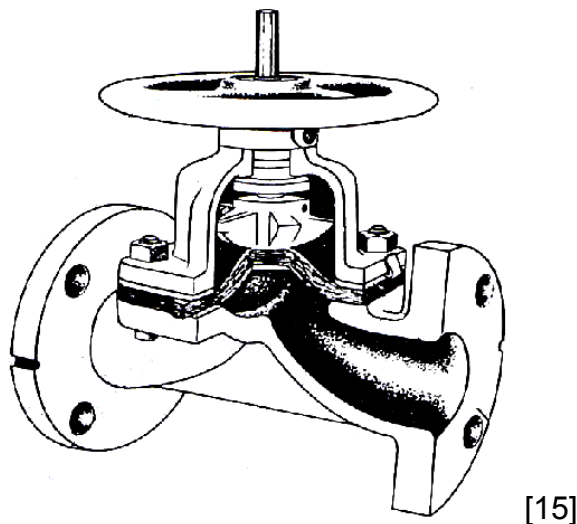


Figura 4.8: Válvula de Diafragma

- Válvula de Bola

También llamada válvula de esfera, obtiene su nombre debido que su obturador tiene forma de bola o esfera, es una válvula de cierre rápido de $\frac{1}{4}$ de vuelta, el flujo pasa a través del obturador en forma de V.

La válvula de bola se emplea principalmente en las líneas de petróleo crudo donde los líquidos varían ampliamente de viscosidad o también en fluidos con alto porcentaje de sólidos en suspensión. Son de bajo costo, no requiere lubricación, son de tamaño compacto y tienen cierre hermético con baja torsión, no se las utiliza para estrangulación debido al excesivo desgaste en el sello y en la bola lo que hace que se requiera excesivo mantenimiento.

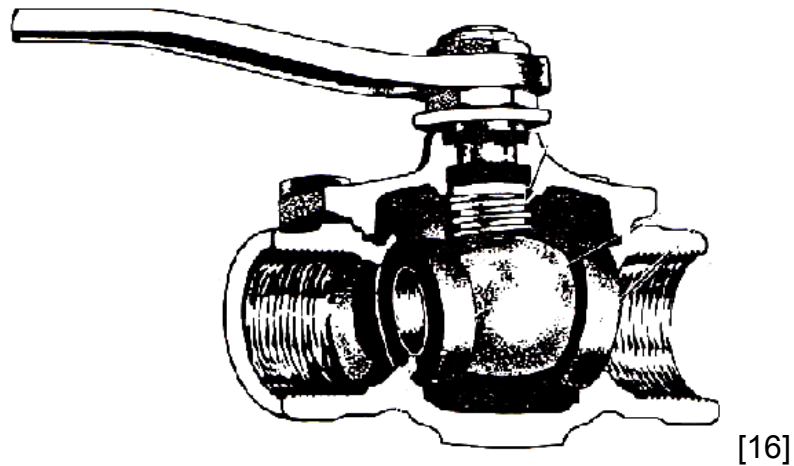


Figura 4.9: Válvula de Bola

- Válvula Macho

Posee un obturador de forma cilíndrica o cónica el cual gira sobre el eje central, esta válvula se mueve mediante una llave o palanca de completamente cerrada a completamente abierta en un cuarto de vuelta por lo que su accionamiento es muy rápido. Se inyecta grasa alrededor del tapón para que actúe como agente sellante y como lubricante.

Las pérdidas de carga en posición abierta son pequeñas y se la emplea generalmente en instalaciones poco vigiladas. Se usan en servicio de apertura, cierre y desviación de flujos.

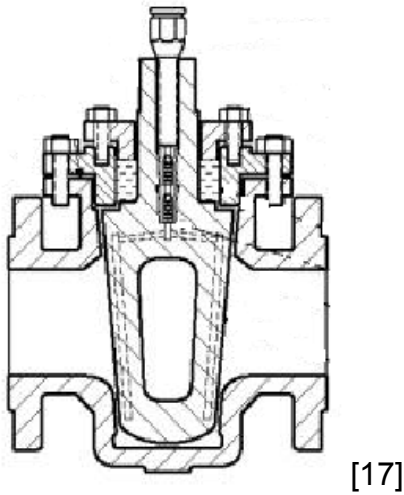


Figura 4.10: Válvula Macho

- Válvula de Retención

También conocida como válvula check, es una válvula unidireccional cuya función es evitar el flujo inverso o contraflujo en una tubería. Son de acción automática. Existen tres tipos de válvulas de retención:

De Pistón: su operación depende de la gravedad. Cuando hay flujo hacia arriba, el pistón se levanta de su asiento caso contrario el pistón es forzado hacia abajo sobre su asiento y bloquea el flujo inverso. Tienen una caída de presión más alta que la de una válvula de retención de balanceo.

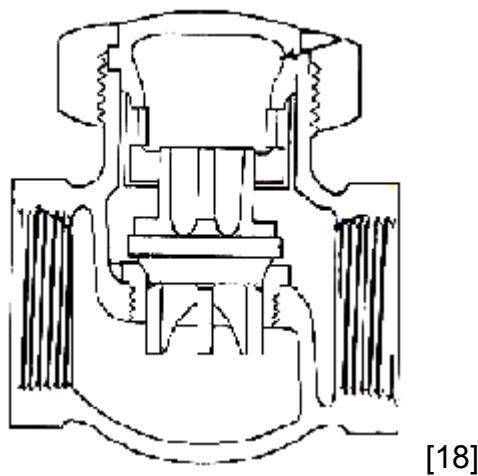


Figura 4.11: Válvula de retención de Pistón

De Balanceo: Debido a que el fluido fluye a través del cuerpo de la válvula aproximadamente en línea recta, las válvulas de retención de balanceo ofrecen menor resistencia al flujo que las válvulas de retención de levantamiento. Se utilizan en todos los servicios de presión, y especialmente en líneas de líquidos.

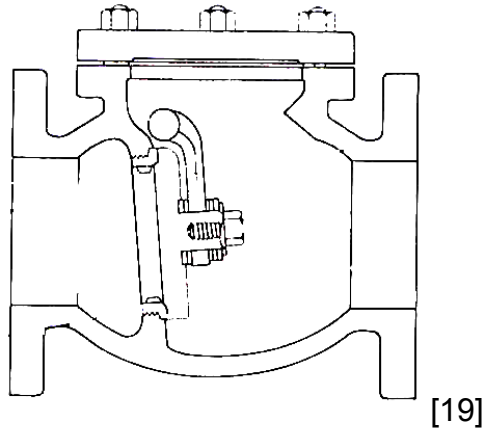


Figura 4.12: Válvula de retención de Balanceo

De levantamiento: En este tipo de válvulas, el elemento de cierre se desplaza paralelamente al plano del asiento. La principal ventaja de estas válvulas es que requieren un levantamiento relativamente corto para abrirse totalmente y su cierre es rápido por lo que disminuye el contraflujo por la válvula.

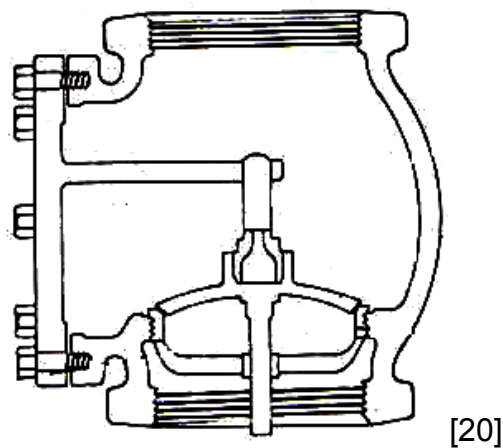
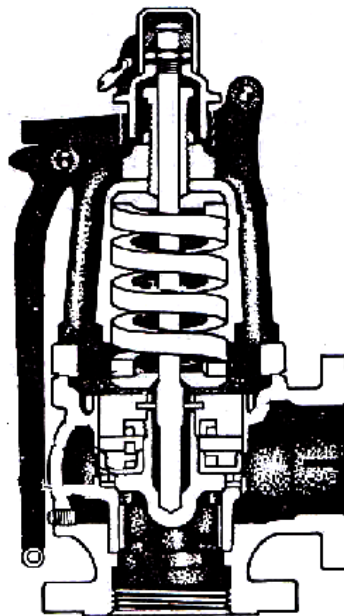


Figura 4.13: Válvula de retención de Levantamiento

- *Válvula de seguridad o Alivio*

Es de acción automática ya que requiere un desfogue rápido de sobrepresión. Estas válvulas tienen asientos y tapones que se abren rápidamente en caso de sobrepresión, desfogando a flujo total. Las válvulas de seguridad son para fluidos compresibles, vapor y otros gases. Pueden descargar vapor directamente a la atmósfera o a un sistema de recuperación si se trata de un gas tóxico o costoso. Fueron creadas con el fin de proteger equipos e instalaciones en momentos de emergencia.



[21]

Figura 4.14: Válvula de Alivio

Distintos tipos de válvulas se usan en procesos industriales controlados automáticamente. El correcto funcionamiento de las plantas se basa en la adecuada selección del tipo de válvula y su dimensionamiento.

Es importante elegir válvulas de tamaño correcto ya que una válvula demasiado grande puede aumentar los requerimientos de mantenimiento y son difíciles de controlar, en cambio una de tamaño reducido produciría una mala operación en el lazo de control y una pérdida en la producción. Otro aspecto a tomar en cuenta es

el coeficiente de descarga de la válvula (C_v) que generalmente lo proporciona el fabricante, este coeficiente no depende únicamente del tamaño de la válvula sino también de la cantidad de fluido que pasa por ésta.

Existe una relación entre la tasa de flujo y el coeficiente de descarga de la válvula, conocido uno de estos puede ser usado para calcular el faltante, mediante la siguiente fórmula:

$$f = C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{G_s}} \quad (2)$$

Donde:

f Tasa de flujo

C_v Coeficiente de descarga de la válvula

ΔP Caída de Presión en la válvula

G_s Gravedad específica del fluido

También se la puede expresar de la siguiente manera, tomando en cuenta el concepto de presión hidrostática.

$$f = C_v \sqrt{h\gamma} \quad (3)$$

Donde:

C_v Coeficiente de descarga de la válvula

h altura del fluido en el tanque

γ Peso específico del fluido

Otro aspecto a tomar en cuenta para la selección adecuada de una válvula son sus características que relacionan el flujo a través de la válvula con la posición de la misma. Existen 3 características principales, estas son:

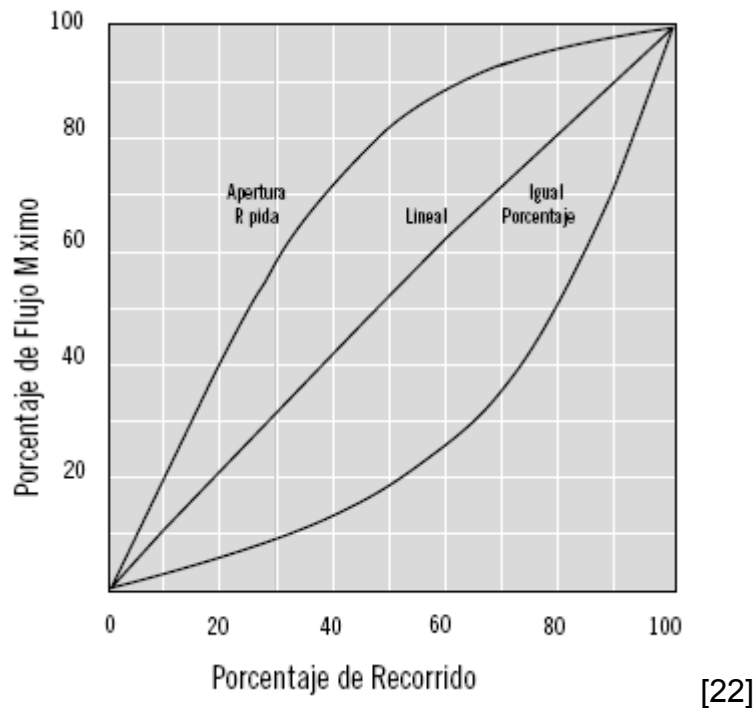


Figura 4.15: Curvas características de las válvulas [22]

Lineal: Es cuando la relación del caudal y la posición de la válvula son directamente proporcionales, es decir el incremento del flujo se mantiene constante a través de todo el recorrido de la válvula.

Válvulas con esta característica se las utiliza en procesos lentos y cuando la máxima capacidad de la válvula debe obtenerse de manera rápida.

Igual Porcentaje: El caudal es proporcional al recorrido de la válvula y al caudal de paso que existía antes del incremento del recorrido, es decir, iguales incrementos del recorrido de la válvula proporcionan cambios de igual porcentaje en el caudal que pasa en ese momento. Por ejemplo, 1% en el cambio en el recorrido de la válvula produce aproximadamente 3.91% de incremento en el caudal. (Acedo,98) Estas válvulas se las utiliza en procesos rápidos o en los cuales la dinámica del sistema no es bien conocida.

Apertura Rápida El caudal es máximo cuando el recorrido de la válvula es mínimo. Por lo general las válvulas con esta característica se utilizan para el control todo-nada, en donde el flujo debe establecerse rápidamente cuando la válvula comienza abrirse.

La rangeabilidad se asocia estrechamente con las características de la válvula, ésta se define como la relación entre los caudales máximo y mínimo que la válvula puede controlar.

El parámetro de rangeabilidad α toma valores dependiendo de la característica inherente de la válvula.

4.4.1 Ganancia de una Válvula

Es el cambio en el caudal con respecto al cambio en el recorrido de la posición de la válvula, o lo que es igual a la pendiente de la curva característica de la válvula (Acedo, 97).

En el caso que la válvula sea lineal su ganancia es constante y en el caso de la válvula con característica isoporcentual su ganancia es igual:

$$K_v = \frac{\bar{w}(\ln \alpha)}{100} \quad (4)$$

Donde:

$$\bar{w} = C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{G_s}} \quad (5)$$

K_v Ganancia de la válvula

\bar{w} Flujo másico

α Parámetro de rangeabilidad

4.4.2 Función de Transferencia de una Válvula

La función de transferencia de la válvula se lo modela como un sistema de primer orden que da como resultado la siguiente ecuación:

$$G_v(s) = \frac{K_v}{\tau_v s + 1} \quad (6)$$

Donde:

τ_v Constante de tiempo del actuador de la válvula.

La constante de tiempo del actuador de la válvula se encuentra en el orden de los segundos y puede ser despreciada cuando las constantes del tiempo del proceso son del orden de los minutos.

La función de transferencia de una válvula está compuesta por las dinámicas del actuador y el cuerpo de la misma como se expresa en el siguiente diagrama de bloques.

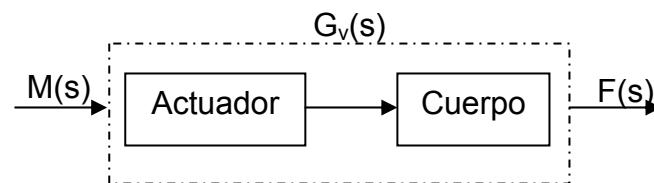


Figura 4.16: Función de Transferencia de la Válvula

Donde:

$M(s)$ señal de entrada al actuador

$F(s)$ señal de salida de la válvula

El actuador convierte la señal de entrada en un desplazamiento lineal o rotacional que trasladado al cuerpo permite el mayor o menor paso del caudal.

PARTE II

MODELAMIENTO, SIMULACIÓN Y CONTROL DE UN TANQUE CONTINUAMENTE AGITADO PRESURIZADO CON INTERCAMBIADOR DE CALOR.

CAPITULO 5

5. Modelamiento y Simulación del Sistema

Para dimensionar y calcular las características de un sistema de control se requiere normalmente de desarrollos teóricos y de simulaciones dinámicas que deben basarse en un modelo matemático del proceso a controlar. Un modelo matemático es una aproximación de un proceso real, dicho modelo debe representar el comportamiento dinámico de las principales variables de interés usualmente llamadas variables de estado las cuales están matemáticamente relacionadas formando el modelo.

Los modelos matemáticos surgen al formular los balances de materia y energía de la planta y pueden ser expresados como un grupo de ecuaciones lineales o no lineales, ecuaciones diferenciales ordinarias o parciales, funciones de transferencia, etc.

Otra forma básica para obtener una relación entre las señales de entrada y salida de un proceso aparte del modelado teórico es la experimentación, la cual obtiene la función de transferencia del proceso a partir de la realización de varios experimentos prácticos.

En el caso del Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor se realiza un modelamiento teórico debido a que no se cuenta con una planta física y porque el proceso no es muy complejo y se puede desarrollar de manera correcta las ecuaciones diferenciales que representan los fenómenos físicos y químicos inmersos en el mismo.

Las ventajas de realizar un modelo matemático son:

- El modelamiento mejora el entendimiento del proceso.
- El modelo optimiza el diseño del proceso y las condiciones de operación.
- Permite el diseño de una estrategia de control del proceso.
- Predice el comportamiento del proceso aunque no es cien por ciento exacto.
- La acción de control basada en el modelamiento ayuda a analizar los comportamientos y la estabilidad del sistema frente a diferentes perturbaciones.

5.1 Modelos de Balances de Materia y Energía

En los procesos industriales, los balances de materia y energía tienen gran importancia en el diseño, control, optimización y rendimiento, al igual que en la producción y economía de las empresas.

Los Balances de Materia y Energía determinan cualitativa y cuantitativamente los materiales y energía implicados en un proceso industrial. Estos se obtienen mediante la correlación de las variables que intervienen en el proceso, constituyendo un modelo matemático en base a ecuaciones de masa y energía.

5.1.1 Balance de Materia

El Balance de Materia hace referencia a la ley de la conservación de la masa la cual indica que la masa y la materia ni se crea ni se destruye, sólo se transforma y permanece invariable. Por lo tanto la masa total de los materiales que intervienen en el proceso son igual a la masa de los materiales que salen del mismo más la masa de los materiales que se acumulan o permanecen en el proceso, expresado de la siguiente manera:

$$\{Masa\ que\ entra\} = \{Masa\ que\ sale\} + \{Masa\ que\ se\ acumula\}$$

La masa acumulada puede ser de tres tipos:

- Positiva Cuando se almacena mayor cantidad de masa.
- Negativa Cuando se almacena menor cantidad de masa.
- Cero Cuando no se almacena masa, lo que quiere decir que el proceso se encuentra en estado estable.

Se debe tomar en cuenta que existe una única ecuación que represente el balance de materia total de un sistema.

En el caso del Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor, se asume está perfectamente mezclado por lo tanto la presión y temperatura son iguales en cualquier punto del tanque; se desprecia la variación de las propiedades del fluido debido a la temperatura y no se toma en cuenta las pérdidas de calor hacia el exterior, también la dinámica del vapor generado es despreciada ya que en relación a la cantidad de líquido dentro del tanque es mínima.

El modelo consta de la ecuación de conservación de masa, donde se toma en cuenta los flujos másicos que entran, salen del tanque y la masa que se acumula.

En el caso del Tanque presurizado continuamente agitado con intercambiador de calor el balance de masa va a ser el mismo en el caso de los dos intercambiadores (serpentín y chaqueta térmica) ya que el sistema es el mismo con un diferente intercambiador de calor, es decir la masa acumulada en el tanque tanto con el serpentín como con la chaqueta es la misma.

Los términos de la ecuación están representados de la siguiente manera:

$$\left\{ \begin{array}{l} Masa\ que\ entra \\ al\ Tanque \end{array} \right\} = F_i \rho$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Masa que sale} \\ \text{del Tanque} \end{array} \right\} = F_o \rho$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Masa que se} \\ \text{acumula en el Tanque} \end{array} \right\} = \frac{d(\rho V)}{dt}$$

La ecuación que representa el sistema es la siguiente:

$$\dot{M}_i - \dot{M}_o = \frac{dM}{dt}$$

$$\rho F_i - \rho F_o = \frac{d(\rho V)}{dt}$$

$$F_i - F_o = \frac{dV}{dt} \quad (7)$$

Donde:

\dot{M}_i Flujo Másico de Entrada

\dot{M}_o Flujo Másico de Salida

ρ Densidad del fluido

V Volumen del Tanque

F_i Flujo Volumétrico de Entrada

F_o Flujo Volumétrico de Salida

5.1.2 Balance de Energía

La expresión matemática de la primera ley de termodinámica representa el balance de energía de un sistema, esta ley establece que la energía no se crea ni se destruye, pero puede transformarse de una forma a otra, de manera que el

total de energía que entra a un sistema es igual a la que sale más la que permanece en el proceso, expresado de la siguiente manera:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Flujo de Energía} \\ \text{Interna, Cinética y} \\ \text{Potencial de} \\ \text{entrada al Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Flujo de Energía} \\ \text{Interna, Cinética y} \\ \text{Potencial de} \\ \text{salida del Sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Calor añadido} \\ \text{al Sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Trabajo realizado} \\ \text{por el sistema} \\ \text{sobre el entorno} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Tasa de Cambio} \\ \text{de la energía interna,} \\ \text{cinética y potencial} \\ \text{dentro del sistema} \end{array} \right\}$$

La energía se presenta de diferentes formas como: la energía cinética, potencial, interna, calor, trabajo y entalpía.

- **Energía Cinética** Es la energía que posee un cuerpo en movimiento, se define como el trabajo necesario para acelerar un cuerpo de cierta masa desde una posición de equilibrio hasta una velocidad dada.
- **Trabajo** Es una forma de energía que representa una transferencia entre el sistema y el entorno. Cuando el trabajo es realizado por el sistema es positivo y en el caso de ser realizado sobre el sistema es negativo.
- **Calor** Cantidad de energía transferida a través de la frontera de un sistema y su entorno debido a una diferencia de temperatura. El calor es positivo si la transferencia es hacia el sistema, y si se realiza desde el sistema es negativo.
- **Entalpía** Cantidad de energía que un sistema puede intercambiar con su entorno.
- **Energía Potencial** Es la energía que posee un sistema por la fuerza que ejerce un campo electromagnético o gravitacional, respecto a una superficie de referencia.

- **Energía Interna** Es la energía total de todos los componentes del sistema. La energía interna aumenta cuando se suministra energía en forma de calor o se realiza un trabajo sobre el sistema.

Las ecuaciones que describen el sistema son:

Balance de Energía Total

El balance de energía total del presente proyecto es estructuralmente igual tanto para el caso del serpentín como el de la chaqueta térmica ya que es el mismo sistema, pero difieren en el coeficiente de transferencia de calor que se expresa como:

$$Q = U_x A_x (T_x - T) \quad (8)$$

Donde:

Q Coeficiente de Transferencia de Calor

U_x Coeficiente global de transferencia de calor

A_x Área de transferencia de calor

T_x Temperatura del intercambiador de calor

El subíndice “x” puede reemplazarse por el carácter “J” en el caso de la chaqueta térmica o “s” en el caso del serpentín, ya que los parámetros U, A, T varían de acuerdo a las características del tipo de intercambiador de calor.

Los términos conceptuales son los siguientes:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor que entra} \\ \text{por flujo} \end{array} \right\} = F_i h_{Ti} \rho$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor suministrado} \\ \text{por el vapor} \end{array} \right\} = U_x A_x (T_x - T)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor que sale} \\ \text{por flujo} \end{array} \right\} = F_o h_{T_o} \rho$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor que se} \\ \text{acumula} \end{array} \right\} = \rho \frac{d(Vh_T)}{dt}$$

La siguiente ecuación se la puede representar de la siguiente manera:

$$\rho \frac{d(Vh_T)}{dt} = \rho(F_i h_{T_i} - F_o h_T) + U_x A_x (T_x - T)$$

$$h_T = C_{pa} T \quad h_{T_i} = C_{pa} T_i$$

$$\rho C_{pa} \frac{d(VT)}{dt} = \rho(F_i C_{pa} T_i - F_o C_{pa} T) + U_x A_x (T_x - T) \quad (9)$$

Balance de Energía en la Chaqueta

Los términos conceptuales que representan el balance de Energía de la Chaqueta son:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor vapor que} \\ \text{entra a la chaqueta} \end{array} \right\} = F_J h_{J_i} \rho_v$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor suministrado} \\ \text{por el vapor al Tanque} \end{array} \right\} = U_J A_J (T_J - T)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor vapor que} \\ \text{sale de la chaqueta} \end{array} \right\} = F_J h_J \rho_v$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Calor que se acumula} \\ \text{en la chaqueta} \end{array} \right\} = \rho_v V_J \frac{d(h_J)}{dt}$$

Por lo tanto la ecuación se puede describir de la siguiente manera:

$$\rho_v V_J \frac{dh_J}{dt} = F_J \rho_v (h_{Ji} - h_J) - U_J A_J (T_J - T)$$

$$h_J = C_{pv} T_J \quad h_{Ji} = C_{pv} T_{Ji}$$

$$\rho_v V_J C_{pv} \frac{dT_J}{dt} = F_J \rho_v (C_{pv} T_{Ji} - C_{pv} T_J) - U_J A_J (T_J - T) \quad (10)$$

Balance de Energía en el Serpentín

El balance de energía del serpentín se realizó asumiendo que el metal se encuentra a la misma temperatura del vapor condensante y se lo plantea en la siguiente ecuación:

$$\frac{dh_s}{dt} = w\lambda - U_s A_s [T_s - T]$$

$$h_s = C_m T_s$$

$$C_m \frac{dT_s}{dt} = w\lambda - U_s A_s [T_s - T] \quad (11)$$

Donde:

h_J Entalpia final del vapor en la chaqueta

h_{Ji} Entalpia inicial del vapor en la chaqueta

h_s Entalpia del vapor en el serpentín

h_T Entalpia final del agua en el tanque

h_{Ti}	Entalpia inicial del agua en el tanque
F_i	Flujo inicial del agua en el tanque
F_o	Flujo final del agua en el tanque
V	Volumen del tanque
C_M	Calor específico del cobre
C_{pa}	Calor específico del agua
C_{pv}	Calor específico del vapor de agua
T	Temperatura final del agua
T_i	Temperatura inicial del agua
T_J	Temperatura final del vapor en la chaqueta
T_{Ji}	Temperatura inicial del vapor en la chaqueta
T_s	Temperatura del vapor en el serpentín
λ	Calor latente de vaporización
w	Flujo de vapor al serpentín
ρ	Densidad del agua
ρ_v	Densidad del vapor

Las condiciones iniciales y parámetros de operación del tanque se obtuvieron de manera que se logre un buen modelo y un sistema robusto que se aproxime al comportamiento real.

El fluido de alimentación al tanque es de $9.33e-4 \text{ m}^3/\text{min}$, la temperatura de ingreso de este fluido es de 20°C la cual corresponde a la temperatura ambiente promedio de la ciudad de Quito, la temperatura dentro del tanque y por lo tanto la deseada es de 92°C . El flujo de entrada al intercambiador de calor $4.2 \text{ m}^3/\text{min}$, con una temperatura inicial de 260°C .

A partir de estas condiciones iniciales y operativas las cuales se calcularon a través de leyes de termodinámica se probó la validez del modelo y junto con las propiedades de los fluidos se obtuvieron los valores utilizados en la simulación, los cuales se los presentan en la siguiente tabla.

$GS_v = 0,35$	$U_s = 69,78 \text{ KJ/m}^2 \text{ minC}$
$C_{pa} = 4,1851 \text{ KJ/KgC}$	$\gamma = 35,28 \cdot 10^6 \text{ Kg/m}^2 \text{ mi}$
$C_{pv} = 1,99512 \text{ KJ/KgC}$	$A_J = 0,83 \text{ m}^2$
$\rho = 1000 \text{ Kg/m}^3$	$A_s = 0,9078 \text{ m}^2$
$\rho_v = 0,50484 \text{ Kg/m}^3$	$\lambda = 2282 \text{ KJ/Kg}$
$U_J = 40,8526 \text{ KJ/m}^2$	$V_J = 0,16 \text{ m}^3$
$C_m = 2,18 \text{ KJ/KgC}$	

Tabla 5.1: Valores de Parámetros

5.2 Simulación de las dinámicas de tanques presurizados

Al obtenerse las ecuaciones que describen el modelo, el siguiente paso es la simulación que involucra un proceso en el cual el modelo produce la respuesta del sistema real ante situaciones que se presentan en éste durante un período de tiempo. La simulación admite predecir el comportamiento de los sistemas en situaciones reales o previsibles, la detección de problemas logísticos, y además ofrece la capacidad de analizar alternativas para la optimización del sistema sin tener que alterar físicamente el mismo.

Al utilizar una computadora digital para obtener la solución de las ecuaciones, se puede aplicar tres métodos generales para programar las ecuaciones del modelo:

1. Método simple de integración numérica.
2. Utilización de un paquete de subrutinas de propósito general para resolver ecuaciones diferenciales.
3. Lenguaje de simulación para sistemas continuos.

Los métodos numéricos son técnicas algorítmicas mediante las cuales es posible formular problemas de tal forma que puedan resolverse usando operaciones matemáticas. Debido al amplio número de cálculos que se pueden presentar, la computación es una herramienta que nos facilita el uso y desarrollo de estos métodos. Existe un gran número de métodos numéricos como son el método de Newton-Raphson, Euler, Runge-Kutta, entre otros.

Para la simulación del Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor se utilizan dos métodos simples de integración numérica, el de Euler y el de Runge Kutta.

5.2.1 Método de Euler

O también conocido como método de la recta tangente es el método numérico más simple para resolver ecuaciones diferenciales ordinarias, este consiste en suponer que las funciones derivadas son constantes a lo largo de todo el intervalo de integración.

Consideremos un sistema de N variables Y_i , que dependen de t . Las ecuaciones diferenciales podrán expresarse de la siguiente forma:

$$\dot{y}_i = f_i(y_1, y_2, \dots, y_N, t) \quad i = 1, \dots, N$$

Para usar la aproximación de Euler se escoge un paso Δt pequeño mediante la cual se calcula los valores de Y_i en el tiempo $t + \Delta t$, conociendo el tiempo t .

La ecuación resultante sería:

$$y_i(t + \Delta t) = y_i(t) + \Delta t f_i(y_1, y_2, \dots, y_N, t) \quad i = 1, \dots, N \quad (12)$$

[23]

Por lo tanto para conocer los valores Y_i en cualquier tiempo t , se necesita conocer las condiciones iniciales en $t=0$ y se la resuelve iterativamente con un paso Δt hasta llegar al valor de t .

Pese a que este es el método más simple y es posible usar métodos avanzados, se decidió usarlo como primera aproximación al problema para la correcta implementación en Matlab.

Los resultados de la simulación se presentan en las siguientes gráficas a continuación:

Modelamiento del Sistema con Chaqueta Térmica

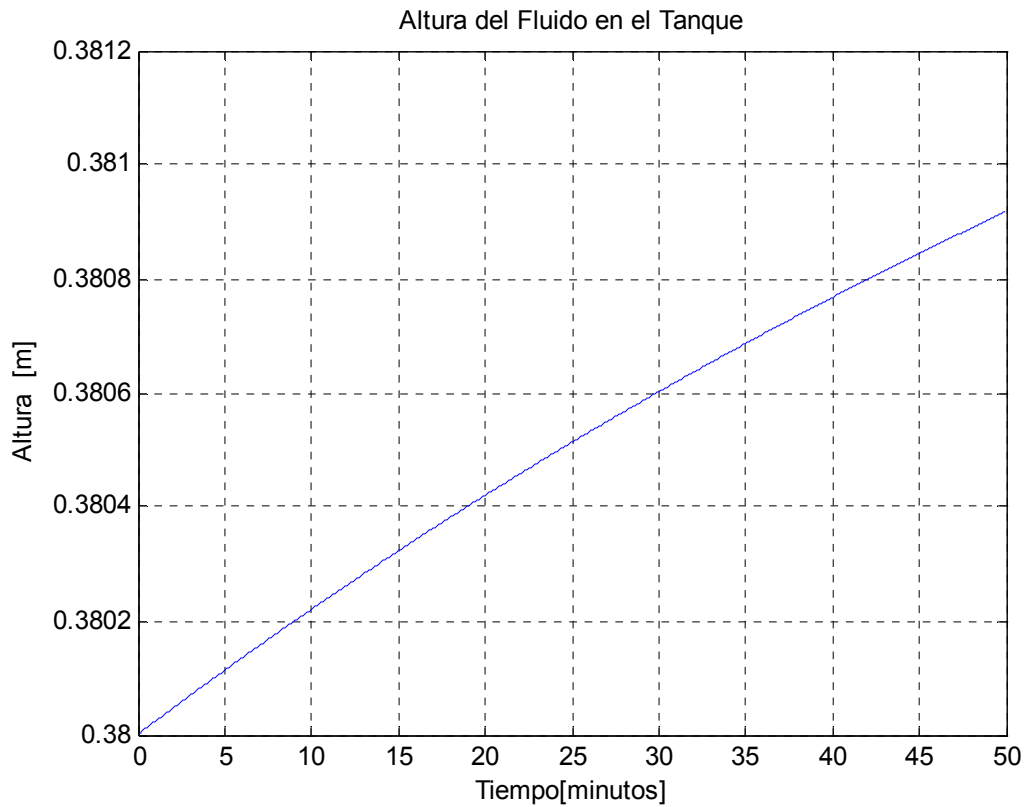


Figura 5.1: Modelo Balance de Masa

Por las razones expuestas anteriormente el balance de masa es el mismo para los dos tipos de intercambiadores. En la figura 5.1 se observa que el nivel inicial en el tanque es de 0.38 metros, equivalente a 13.2 galones, conforme se especifica en las condiciones iniciales, es decir, tomando como punto de partida el momento en el que el fluido se encuentra en un nivel deseado. Si se aumenta el tiempo de simulación se puede tener una mayor apreciación de la no linealidad de la variable a controlar y como esta va creciendo hasta estabilizarse en algún valor diferente al deseado.

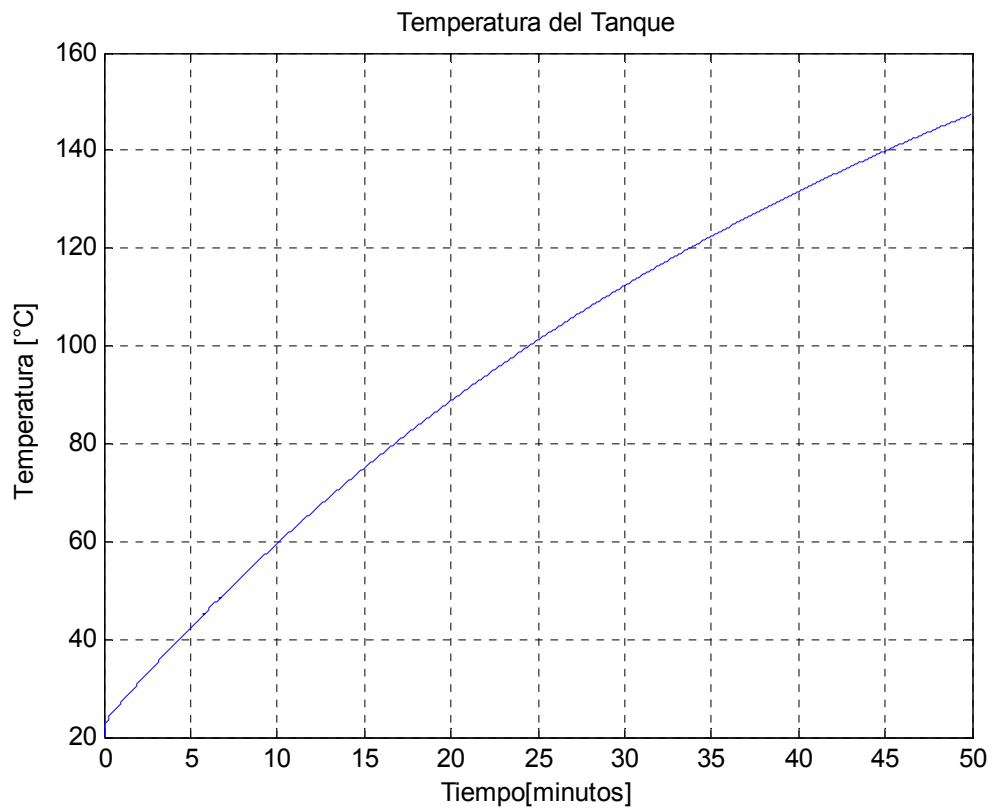


Figura 5.2: Modelo Balance de Energía Total

La figura 5.2 muestra el comportamiento de la temperatura dentro del tanque, su punto inicial es de 20°C debido a que es la temperatura promedio en la ciudad de Quito. Se puede apreciar el incremento de temperatura con el paso del tiempo hasta estabilizarse en un valor mayor al requerido.

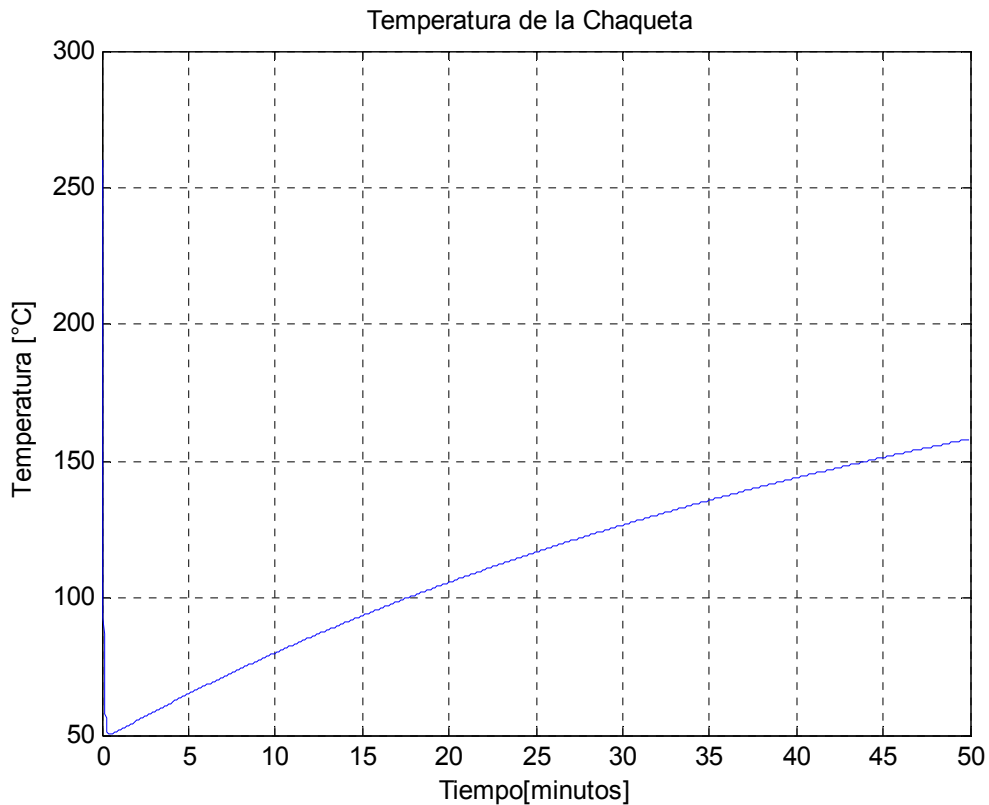


Figura 5.3: Modelo Balance de Energía Chaqueta Térmica

Como se pudo observar en los balances de energía total y de los intercambiadores de calor, existe un acoplamiento entre las dos ecuaciones ya que las dos variables a controlar se encuentran presentes en ambas ecuaciones, ésta dependencia ocasiona que la temperatura de ambos se estabilice en cierto tiempo.

La temperatura y la presión de vapor son dos variables directamente proporcionales, es decir a mayor presión mayor temperatura. Esta relación esta dada mediante la ecuación de Antoine:

$$P = e^{\left(A_w - \frac{B_w}{C_w + T_s}\right)} \quad (13)$$

Donde A_w , B_w y C_w , se denominan constantes de Antoine y sus valores dependen de la sustancia que se está utilizando.

En este caso la sustancia que se utiliza es agua y los valores de la constante de Antoine son: $A_w = 23.636$, $B_w = 4169.84$ y $C_w = 244.485$

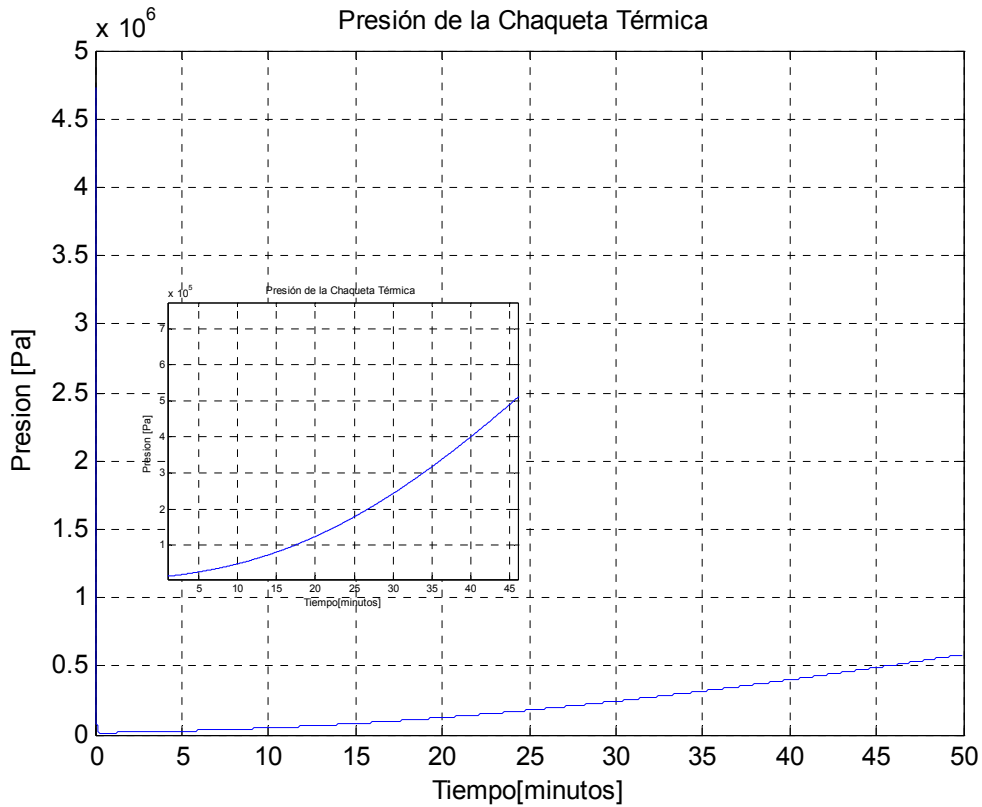


Figura 5.4: Modelado de la dinámica de Presión de la Chaqueta Térmica

Modelamiento del Sistema con Serpentín

El otro intercambiador de calor con el que se modeló el sistema es el serpentín, y se obtuvo como resultado las siguientes gráficas:

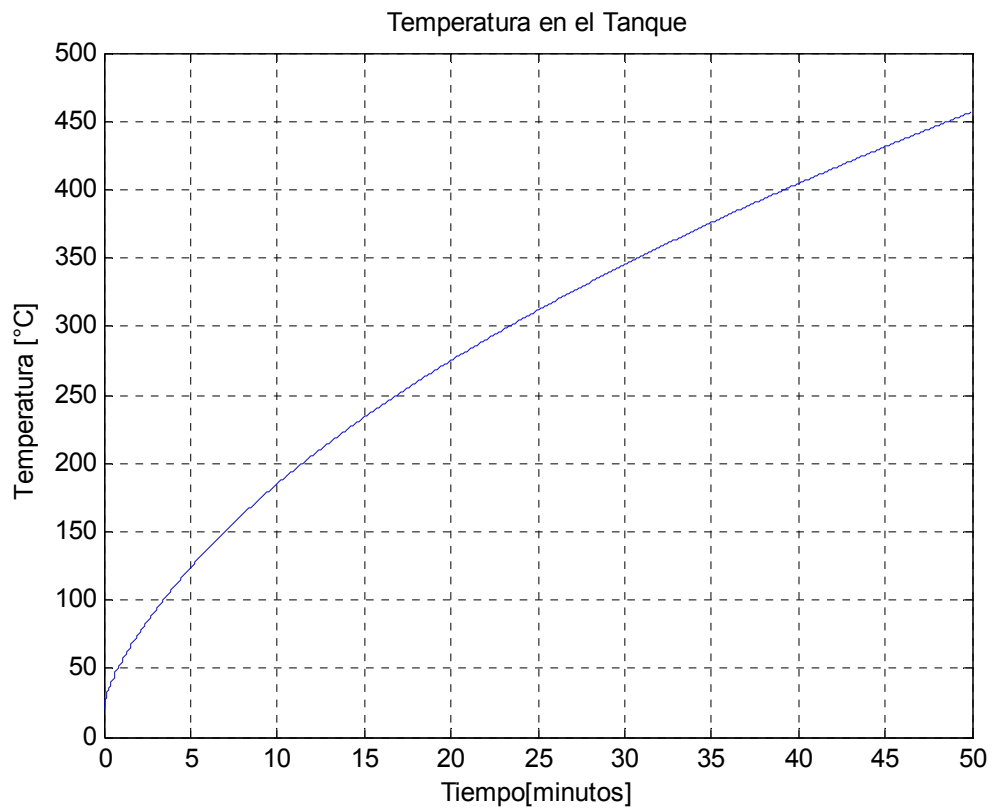


Figura 5.5 Modelado dinámica Temperatura en el Tanque con Serpentín

Al comparar la figura 5.2 con la figura 5.5 se aprecia que la temperatura en el tanque con serpentín, pese a que la curva tiene una misma tendencia, el crecimiento es más rápido por lo que en igual tiempo de simulación alcanza temperaturas más altas.

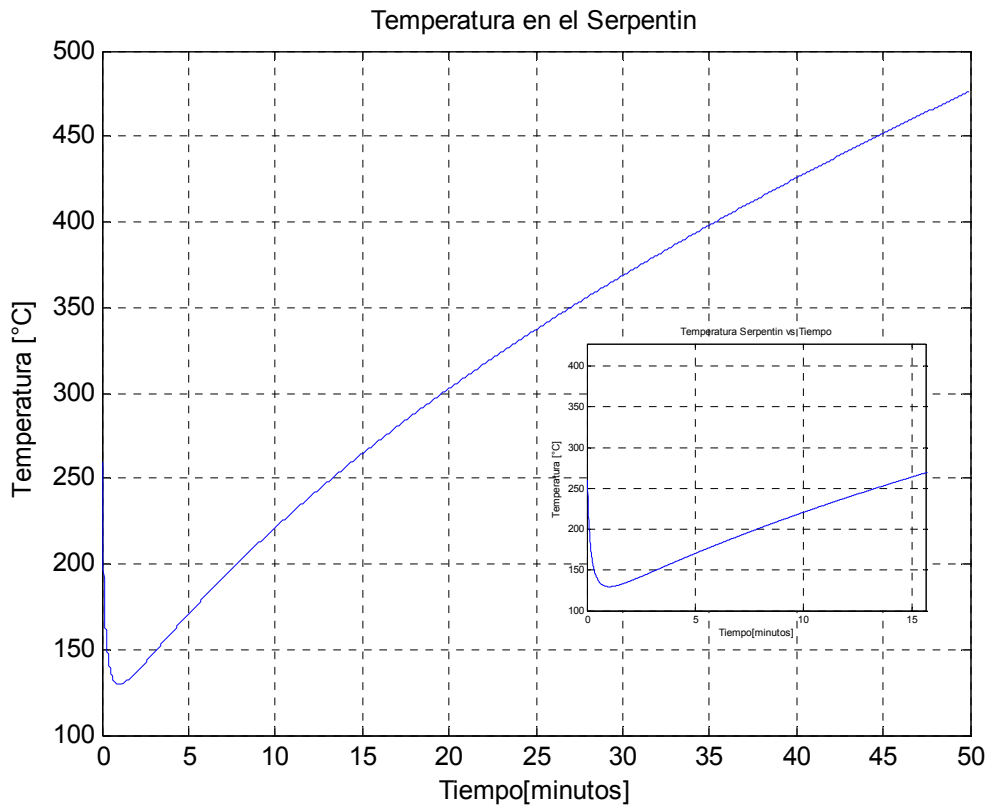


Figura 5.6 Modelado dinámica Temperatura en el Serpentin

En la figura 5.3 y 5.6 se puede analizar el comportamiento de la temperatura en los dos intercambiadores de calor, se puede ver que a pesar de que el flujo de vapor que los alimenta está a la misma temperatura (260°C) el serpentín alcanza una temperatura mayor en el mismo tiempo.

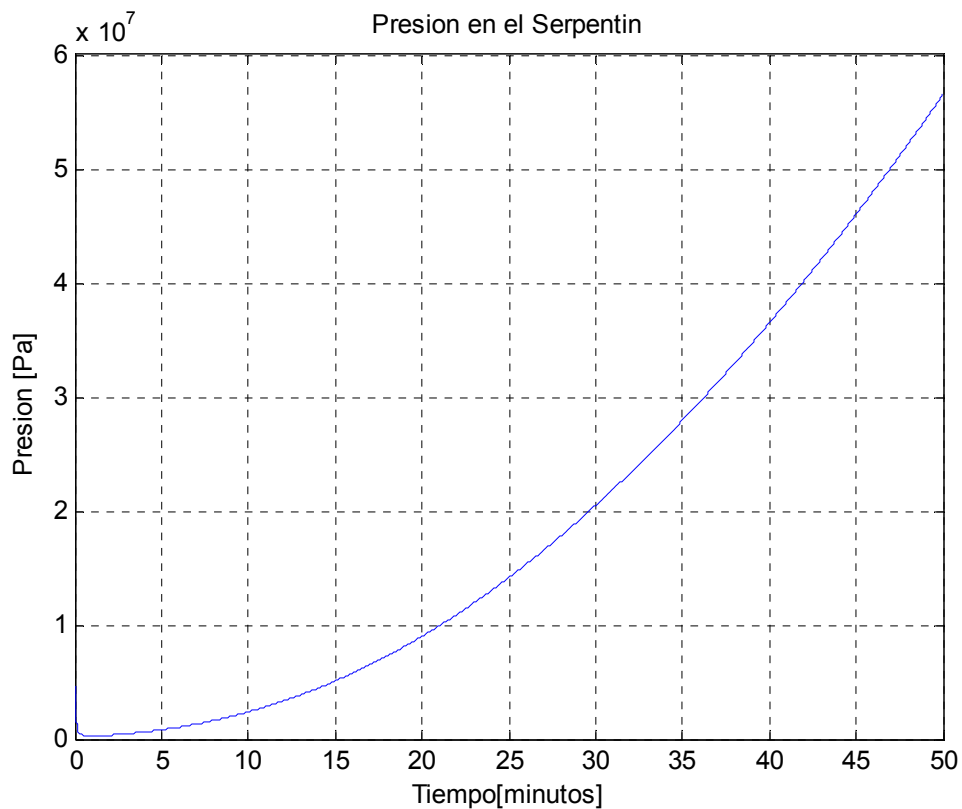


Figura 5.7 Modelado dinámica Presión en el Serpentin

Una de las falencias del método de Euler es que su exactitud es baja, y si se quiere mantener una mayor exactitud se necesita que el valor del paso sea pequeño tendiendo a cero, pero esto ocasiona que el tiempo de convergencia aumente y además se introduce un error de redondeo.

Para tener una mayor precisión se emplea métodos de orden superior como el método de Runge- Kutta, el cual se va a mencionar a continuación.

5.2.2 Método de Runge Kutta

El método de Runge-Kutta de cuarto orden es muy utilizado para resolver problemas de ecuaciones diferenciales ordinarias con condiciones iniciales, especialmente dentro de la ingeniería química. Este método proporciona un

pequeño margen de error con respecto a la solución real del problema y es fácilmente programable en un software para realizar las iteraciones necesarias.

El algoritmo de Runge-Kutta es:

$$\begin{aligned}
 k_1 &= \Delta t f_{(x_n, t_n)} \\
 k_2 &= \Delta t f_{(x_n + 1/2 k_1, t_n + 1/2 \Delta t)} \\
 k_3 &= \Delta t f_{(x_n + 1/2 k_2, t_n + 1/2 \Delta t)} \\
 k_4 &= \Delta t f_{(x_n + k_3, t_n + \Delta t)} \\
 x_{n+1} &= x_n + \frac{1}{6} (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \quad (14)
 \end{aligned}$$

[24]

El modelo del CSTR no isotérmico a volumen constante y con una chaqueta de enfriamiento perfectamente mezclada consta de tres ecuaciones diferenciales ordinarias de las variables h , T y T_x que intervienen en el sistema. Se utilizó el método de Runge-Kutta para las tres ecuaciones diferenciales, lo que dio como resultado un total de 15 ecuaciones. Para la solución de las ecuaciones resultantes del sistema, se creó un algoritmo iterativo mediante la herramienta computacional MATLAB que contiene tanto las ecuaciones diferenciales del sistema al igual que las condiciones iniciales necesarias para la resolución mediante el método de Runge-Kutta.

Los resultados del modelo usando una chaqueta térmica obtenidos mediante este método se presentan en las gráficas a continuación:

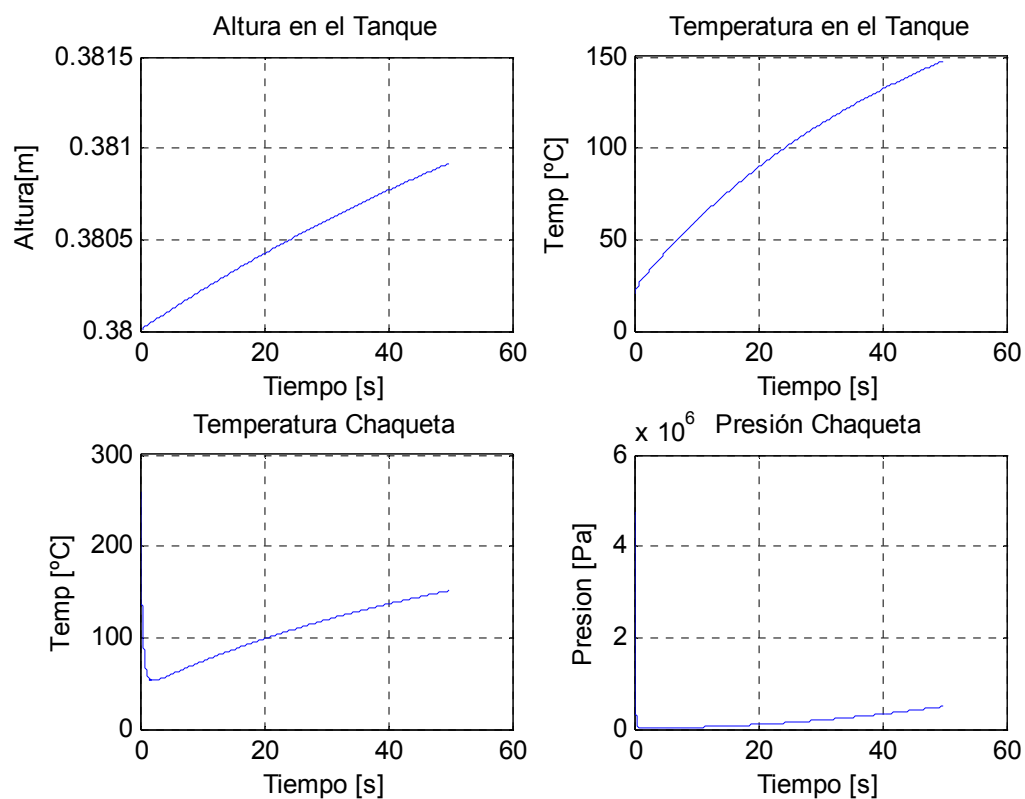


Figura 5.8: Modelado del Tanque con Chaqueta utilizando Runge- Kutta

En la siguiente figura se presentan los resultados del modelo del tanque presurizado continuamente agitado con serpentín utilizando el método de Runge-Kutta

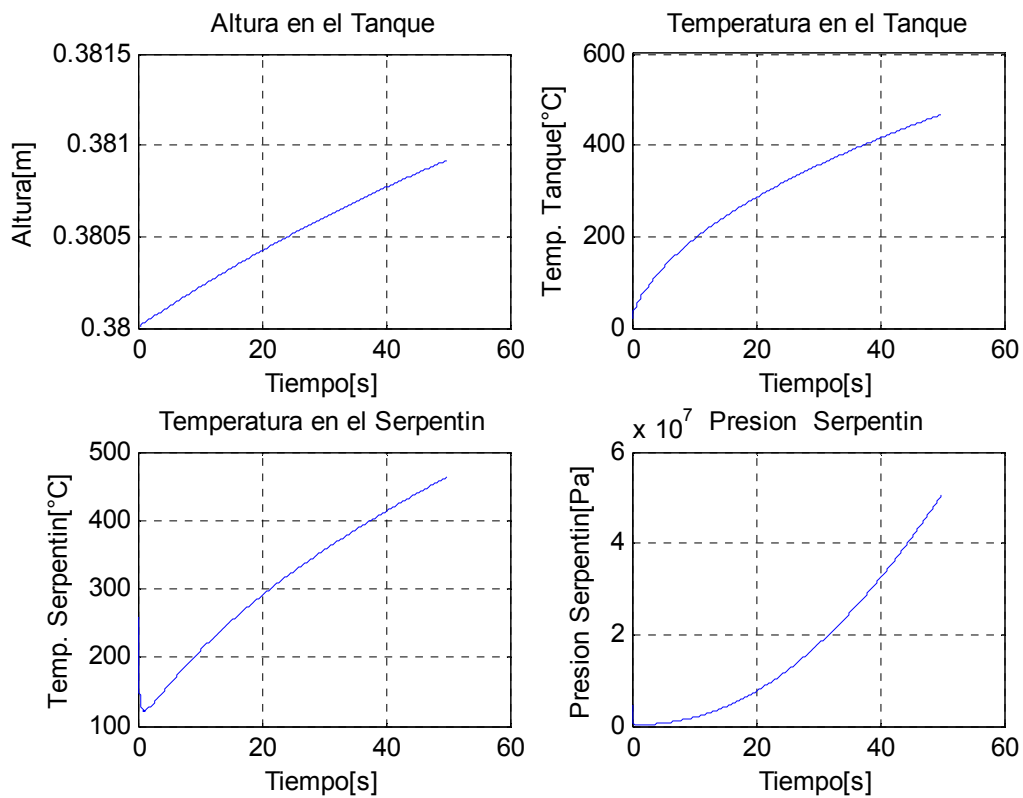


Figura 5.9: Modelado del Tanque con Serpentin utilizando Runge- Kutta

El método de Runge-Kutta modela con más precisión el sistema, pero el inconveniente es que se requiere de un mayor tiempo computacional debido al número de iteraciones que debe realizar. En el caso del tanque presurizado continuamente agitado con intercambiador de calor tanto en el método de Euler como en el de Runge-Kutta se obtiene una respuesta rápida del sistema lo que no justifica usar el segundo mencionado.

Analizando el comportamiento de ambos intercambiadores en los dos diferentes métodos numéricos, se seleccionó al serpentín como el dispositivo de intercambio de calor, ya que además de tener un mejor rendimiento debido a que su área de transferencia es mayor, su costo es menor y su mantenimiento es factible.

CAPITULO 6

6. Control del Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor

La automatización juega un papel fundamental dentro de los procesos industriales. Su aparición y desarrollo ha traído beneficios sociales, económicos y tecnológicos.

La evolución de esta disciplina ha permitido al ser humano mejorar su calidad de vida y aumentar la seguridad en las áreas de trabajo, reemplazando tareas humanas que implican alto riesgo y esfuerzo físico por sistemas automáticos. Además, el control automático es muy utilizado dentro de la industria, debido a que ayuda a optimizar procesos, aumentando la producción, mejorando la calidad de los productos y sobretodo disminuyendo el costo.

En varias fases de procesos industriales se utilizan instrumentos de control automático, por ejemplo en la industria petrolera, química y alimenticia para el control de temperatura, presión, caudal y variables similares. También es ampliamente utilizado en procesos de manufactura de artículos como repuestos automotrices, heladeras, tratamiento térmico, bombas, compresores, máquinas generadoras de energía eléctrica, control de ensamble, velocidad, posición y potencia, e incluso en sistemas de transporte como aviones, ferrocarriles y navíos.

6.1 Tópicos de Sistemas de Control

Un sistema de control es el conjunto de elementos que actúan juntos para lograr un objetivo de control, su finalidad es conseguir mediante la manipulación de las

variables de control un dominio sobre las variables de salida de manera que estas alcancen los valores de referencia.

Los sistemas de control se clasifican de acuerdo a la acción de control, que es la que activa el sistema para producir la salida, estos son:

- **Sistemas de Control de Lazo Abierto** son aquellos en los que la acción de control es independiente de la variable de salida, es decir que la variable controlada no tiene efecto sobre la variable de control. La acción de control se calcula conociendo la dinámica del sistema, los valores de referencia y estimando las perturbaciones. La exactitud de un sistema de lazo abierto depende de la calibración del elemento de control y de la ausencia de perturbaciones externas ya que ante la presencia de estas el sistema de control no realiza la tarea deseada. Un sistema de control en lazo abierto consta de dos componentes, el controlador y el proceso controlado como se va a mostrar a continuación en la siguiente figura.

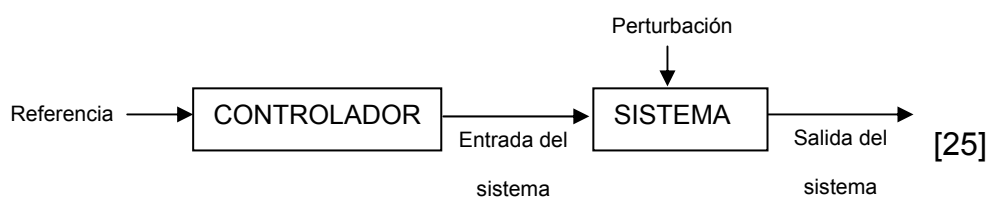


Figura 6.1: Sistema de Lazo Abierto

El control en lazo abierto generalmente se lo usa en dispositivos con control secuencial, donde no hay regulación de variables.

- **Sistema de Control en Lazo Cerrado** o sistema de control realimentado, son aquellos en los que la acción de control es de cierta manera

dependiente de la salida, es decir, la variable controlada tiene efecto directo sobre la variable de control. La acción de control se calcula en función del error medido entre la variable controlada y el valor de referencia deseado. La ventaja del sistema de control en lazo cerrado es que la realimentación hace que la respuesta del sistema sea insensible a perturbaciones externas y a las variaciones internas de los parámetros del sistema, de manera que permite utilizar componentes relativamente precisos. La mayor parte de los sistemas de control que se desarrollan actualmente son en lazo cerrado y se los representa con el siguiente diagrama:

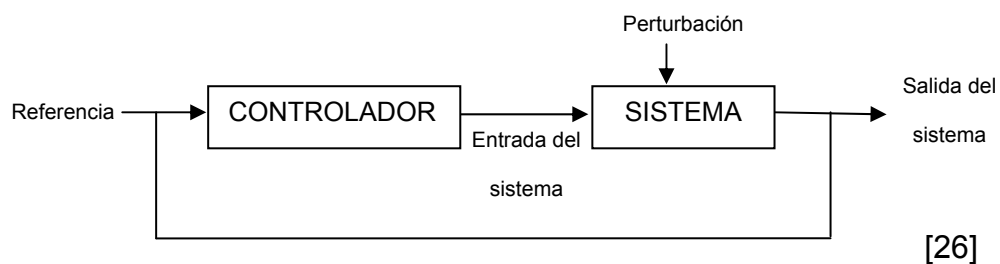


Figura 6.2: Sistema en Lazo Cerrado

Los sistemas de control en lazo cerrado pueden ser de dos tipos:

Manuales son sistemas donde el control y supervisión son realizados por un operador, el cual debe estar presente en la planta para llevar a cabo el control directo del proceso.

Automático son sistemas donde el control se realiza mediante dispositivos, los cuales son capaces de verificar su propio funcionamiento haciendo mediciones y correcciones sin intervenciones del ser humano. El control automático asegura un desempeño independiente del proceso en las

cuales las correcciones y mediciones no se aplican por etapas o pasos, sino se realizan continuamente.

6.2 Control Proporcional Integral Derivativo

El control Proporcional Integral Derivativo (PID) es la solución más difundida para sistemas de control. Ofreciendo una gran libertad de acción al tener tres parámetros (K_p , K_i y K_d) para ajustar el lazo. El control PID es un método probado y aplicado con éxito en muchos sistemas de control debido a su ajuste sencillo y flexibilidad, existe abundante información y ejemplos de aplicación. [27]

El principio del controlador PID es que actúa sobre la variable a ser manipulada a través de una apropiada combinación de las tres acciones de control: acción de control proporcional, acción de control integral y acción de control derivativa.

Acción Proporcional la acción proporcional (P) genera una señal proporcional al error instantáneo para tratar de corregir la salida: a más error, más señal de corrección cuanto más alta sea esta acción proporcional más rápidamente tienden a corregirse los errores pero mayores son los riesgos de inestabilidad en el sistema controlado.

Acción Integral la acción integral (I) se calcula integrando el error desde el tiempo cero, es decir, compensa en cada instante el error acumulado. Esta acción modifica la señal de salida hasta que la variable controlada en planta alcanza el valor prescrito en la referencia. La acción integral necesita un tiempo para eliminar el error por lo que no actúa inmediatamente sobre el sistema controlado.

Acción Derivativa la acción derivativa (D) tiene en cuenta la tendencia de la señal a controlar; actúa para compensar posibles errores que empiezan a

aparecer. Esta indica en qué proporción se opone el controlador a las variaciones en la señal de error: en perturbaciones lentas la acción derivativa no actúa sobre la señal de salida del controlador de manera notoria, pero si lo hace si las perturbaciones son rápidas. [28]

La acción de control que debe ejercer el controlador depende de la planta a ser controlada, sin embargo los controladores obedecen a modelos básicos de comportamiento como los mencionados anteriormente o a combinaciones simples entre ellos tales que se obtengan los objetivos deseados del conjunto controlador planta. Las combinaciones resultantes pueden ser controladores PI, PD y PID y se las va a detallar a continuación:

Control Proporcional Integral

El control proporcional integral (PI) combina las ventajas de la acción proporcional y la acción integral; mientras la acción proporcional reduce la inestabilidad que ocasiona la acción integral, esta elimina el error en estado estacionario.

Gran parte de los controladores industriales son PI, este controlador es adecuado para todos los procesos donde la dinámica es esencialmente de primer orden.

La acción proporcional integral se define mediante:

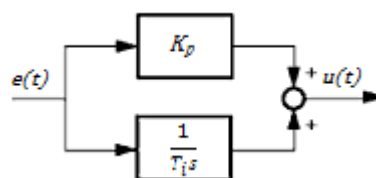


Figura 6.3: Diagrama de bloques Control Proporcional Integral

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (15)$$

Donde

$u(t)$ es la variable de control

$e(t)$ es el error

La función de transferencia resultante es:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (16)$$

Donde K_p es la ganancia proporcional y T_i es el tiempo integral

Control Proporcional Derivativo

El control proporcional derivativo agrega a un control derivativo un controlador proporcional, lo que 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 sea demasiado grande.

En un controlador proporcional derivativo, la acción de control se lo expresa mediante:

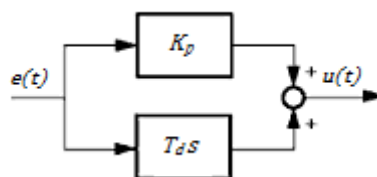


Figura 6.4: Diagrama de bloques Control Proporcional Derivativo

$$u(t) = K_p e(t) + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (17)$$

La función de transferencia resultante es:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p (1 + T_d s) \quad (18)$$

Donde T_d es el tiempo derivativo.

Control Proporcional Integral Derivativo

La combinación de las acciones proporcional, integral y derivativa origina el controlador PID, el cual reúne las ventajas de las tres acciones de control.

La acción proporcional actúa sobre el error presente, la acción integral actúa sobre el promedio de los errores pasados y la acción derivativa se interpreta como una predicción de los futuros errores basados en extrapolación lineal. La calibración de un controlador PID consiste en encontrar una combinación de K_p , T_i y T_d que optimice la respuesta del proceso a una perturbación, se debe tener mucho cuidado al ajustar los parámetros del controlador porque cualquier exceso en los valores puede deteriorar la respuesta del sistema en lugar de mejorarla.

La acción de un controlador PID se lo representa mediante:

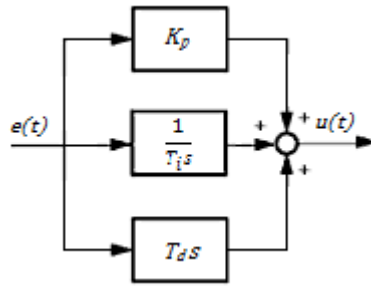


Figura 6.5: Diagrama de bloques Control Proporcional Integral Derivativo

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (19)$$

y su función de transferencia resulta:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (20)$$

6.2.1 Control PID Analógico

Las señales de interés en el control de sistemas son usualmente de tiempo continuo. Un sistema en tiempo continuo es aquel en el que las señales en varias partes del sistema son todas funciones de la variable continua tiempo (t).

Un controlador analógico es un sistema que actúa en tiempo continuo. Y se lo representa con el siguiente diagrama de bloques:

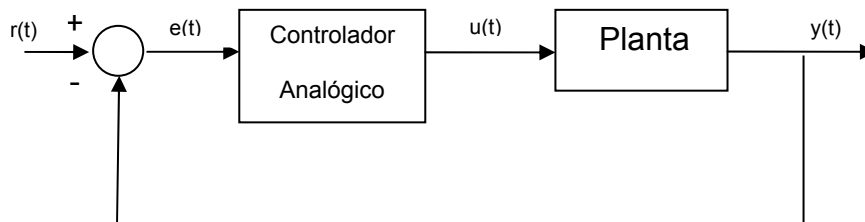


Figura 6.6: Diagrama de Bloques Controlador Analógico

Del modelamiento del tanque presurizado continuamente agitado con intercambiador de calor presentado en las secciones anteriores, se puede apreciar el comportamiento no lineal del sistema. Por medio de las ecuaciones diferenciales planteadas en el modelo se puede observar que sus términos contienen más de una variable y que su potencia es mayor que uno lo que ocasiona la no linealidad de la ecuación.

Los sistemas de control reales son generalmente de naturaleza no lineal, pero linealizarlos es importante, porque permite aplicar numerosos métodos de análisis que proporcionan información acerca del comportamiento de los sistemas no lineales.

El procedimiento de linealización que se utiliza en este caso se basa en la expansión de la función no lineal en series de Taylor alrededor de un punto de operación definido naturalmente por el sistema o seleccionado arbitrariamente para satisfacer alguna necesidad de control.

Aplicando este método se linealizó las ecuaciones del sistema provenientes de los balances de materia y energía. Se las presenta a continuación:

Linealización de Balance de Masa

Debido a que en el balance de masa existía un término con raíz cuadrada, es decir una potencia diferente de uno, se linealizó esta ecuación de la siguiente manera:

$$\bar{F} = K\sqrt{\bar{H}} \quad (21)$$

$$F_i = \bar{F} + f_i \quad F_o = \bar{F} + f_o \quad H = \bar{H} + h$$

$$F_i - F_o = \left(\frac{\pi \phi^2}{4} \right) \frac{dH}{dt} \quad (22)$$

Definiendo C como:

$$C = \frac{\pi \phi^2}{4}$$

$$F_i - F_o = (C) \frac{dH}{dt}$$

Reemplazando $F_o = \bar{F}$ se tiene:

$$(C) \frac{dH}{dt} = F_i - K\sqrt{H}$$

$$\frac{dH}{dt} = f(H, F_i) = \frac{F_i}{C} - \frac{K\sqrt{H}}{C} \quad (23)$$

Usando como condiciones iniciales los valores en estado estacionario la linealización es:

$$\frac{dH}{dt} - f(\bar{H}, \bar{F}) = \frac{\partial f}{\partial H} (H - \bar{H}) + \frac{\partial f}{\partial F_i} (F_i - \bar{F}) \quad (24)$$

$$f(\bar{H}, \bar{F}) = 0$$

$$\frac{\partial f}{\partial H}_{H=\bar{H}, F_i=\bar{F}} = -\frac{1}{2} \frac{K}{C\sqrt{\bar{H}}} = -\frac{\bar{F}}{\sqrt{\bar{H}}} \frac{1}{2C\sqrt{\bar{H}}} = -\frac{\bar{F}}{2C\bar{H}} = -\frac{1}{RC}$$

$$R = \frac{2\bar{H}}{\bar{F}}$$

$$\frac{\partial f}{\partial F_i}_{H=\bar{H}, F_i=\bar{F}} = \frac{1}{C}$$

$$\frac{dH}{dt} = -\frac{1}{RC}(H - \bar{H}) + \frac{1}{C}(F_i - \bar{F}) \quad (25)$$

$$\frac{dh}{dt} = -\frac{1}{RC}h + \frac{1}{C}f_i \quad (26)$$

Linealización de Balance de Energía

$$V\rho C_{pv} \left(\frac{dT(t)}{dt} \right) = f(t)\rho C_{pa}T_i + UAT_s(t) - T(t)[UA + f(t)\rho C_{pa}] \quad (27)$$

$$\left(\frac{dT(t)}{dt} \right) = g[F(t), T_s(t), T(t)]$$

La suposición básica es que la respuesta de la aproximación lineal representa la respuesta del proceso en la región cercana al punto de operación. Para facilitar el manejo de las ecuaciones se seleccionó el valor inicial $(\bar{f}, \bar{T}, \bar{T}_s)$ en estado estacionario.

$$F(t) = f(t) - \bar{f} \quad \Gamma(t) = T(t) - \bar{T} \quad \Gamma_s = T_s(t) - \bar{T}_s$$

$$\left(\frac{dT_s(t)}{dt} \right) = h[W(t), T_s(t), T(t)]$$

Por lo tanto la ecuación linealizada del balance total de energía es:

$$V\rho C_v \left(\frac{d\Gamma(t)}{dt} \right) = F(t)\rho C_{pa}(T_i - \bar{T}) + UA\Gamma_s(t) - [UA + \bar{f}\rho C_{pa}]\Gamma(t) \quad (28)$$

Siguiendo el procedimiento anterior se obtiene la ecuación linealizada correspondiente al balance de energía en el serpentín y es la siguiente:

$$C_M \frac{d\Gamma_s(t)}{dt} = \lambda W(t) - UA\Gamma_s(t) + UA\Gamma(t) \quad (29)$$

Las técnicas de transformada de Laplace y linealización son útiles para el análisis de la dinámica de los procesos y diseño de sistemas de control. A continuación se presenta obtiene la transformada de Laplace de las ecuaciones lineales del modelo, ya que la aplicación de la transformada de Laplace es útil para resolver este tipo de ecuaciones dado que convierte las funciones habituales en funciones algebraicas que son más sencillas de resolver y evaluar.

La transformada de Laplace de una función del tiempo $f(t)$, se define mediante la siguiente fórmula:

$$F(s) = L[f(t)] = \int_0^{\infty} f(t)e^{-st} dt \quad (30)$$

Donde:

$f(t)$ es la función de tiempo

$F(s)$ es la transformada de Laplace correspondiente

La solución de las ecuaciones diferenciales se las obtuvo mediante la utilización de la tabla de Transformada de Laplace y el método de expansión en fracciones parciales.

Basándose en la transformación de Laplace se obtuvo las funciones de transferencia del sistema las cuales se utilizan en la teoría de control para caracterizar las relaciones de entrada – salida de los sistemas descritos mediante ecuaciones diferenciales lineales invariantes en el tiempo.

Las funciones de transferencia que relacionan la respuesta del sistema modelado a una señal de entrada o excitación son:

Nivel

$$\frac{H(s)}{H_{set}(s)} = \frac{R}{RCs + 1} F_i(s) \quad (31)$$

Reemplazando los valores correspondientes al modelo se tiene:

$$\frac{H(s)}{H_{set}(s)} = \frac{814.57}{105.65s + 1} F_i(s)$$

Donde:

$H(s)$ salida del sistema (altura del fluido dentro del tanque)

$F_i(s)$ flujo de alimentación al tanque

$H_{set}(s)$ entrada al sistema (Valor de Referencia altura)

Temperatura del Tanque

$$\Gamma(s) = \frac{K_f}{c_1s + 1} F(s) + \frac{K_s}{c_1s + 1} \Gamma_s(s) \quad (32)$$

Reemplazando los valores correspondientes al modelo se tiene:

$$\Gamma(s) = \frac{-7351.014}{5.8196s + 1} F(s) + \frac{0.904743}{5.8196s + 1} \Gamma_s(s)$$

Temperatura del Serpentín

$$\Gamma_s(s) = \frac{1}{c_2s + 1} \Gamma(s) + \frac{K_w}{c_2s + 1} W(s) \quad (33)$$

Reemplazando los valores correspondientes al modelo se tiene:

$$\Gamma_s(s) = \frac{1}{0.0588s + 1} \Gamma(s) + \frac{71.88}{0.0588s + 1} W(s)$$

Donde:

$\Gamma(s)$ salida del sistema (Temperatura en el Tanque)

K_f, K_s, K_w, c_1, c_2 constantes del sistema

$T_s(s)$ Temperatura en el serpentín

$W(s)$ Flujo de entrada al serpentín

6.2.2 Sintonización de Controladores PID Analógicos

La sintonización de controladores consiste en ajustar los parámetros proporcional, integral y derivativo de manera que se obtenga la mejor respuesta, la cual permita que frente a un cambio de la referencia, la salida llegue lo más rápido al valor deseado y que frente a una perturbación ésta no varíe demasiado obteniendo un control aceptable y robusto.

Para sintonizar los controladores primero se debe conocer la dinámica del proceso y en base a ésta determinar los parámetros del controlador utilizando un método de sintonización.

Existen diversas técnicas para ajustar controladores, los cuales recaen en dos clasificaciones: el método analítico y el método experimental. El método analítico está basado en la determinación del modelo del sistema, funciones de transferencia del proceso, estabilidad frente a perturbaciones, etc. El método experimental se obtiene a partir de una medida o medidas realizadas en el proceso real, como el método de tanteo. Los métodos basados en cálculos teóricos proporcionan parámetros que se utilizan como orientación para realizar el ajuste del controlador, en la mayoría de ocasiones es necesario el ajuste final por medio del método clásico de prueba y error.

Además de existir diferentes técnicas de sintonización de controladores, también existen distintos criterios para considerar correctamente sintonizado un controlador. La mayor parte de los lazos de control en las unidades de proceso se ajustan mediante el método de prueba y error mencionado anteriormente, sin

embargo, existe un número de lazos que debido a sus particularidades como lazos con respuesta muy lenta frente a una perturbación, lazos críticos para el proceso y lazos complejos por su reacción ante perturbaciones necesitan un método de ajuste más exacto. En el caso del tanque presurizado continuamente agitado con intercambiador de calor no se presentan ninguna de las peculiaridades mencionadas anteriormente, de manera que se utiliza el método de ensayo sistemático. El cual consiste en empezar con un ajuste ancho en todas las acciones y estrecharlas poco a poco individualmente hasta obtener la estabilidad deseada.

Los controladores resultantes sin tomar en cuenta la dinámica del elemento final de control y el sensor/transmisor son las siguientes:

Control de Nivel

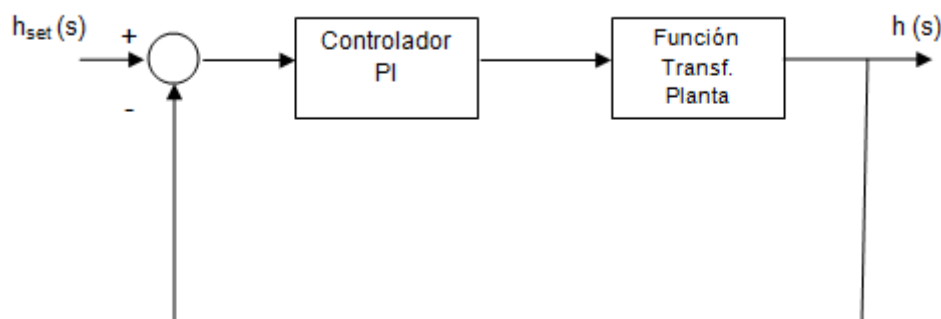


Figura 6.7: Diagrama de Bloques Controlador Nivel

Se seleccionó un controlador proporcional integral ya que al probar solo la acción proporcional no se obtenía la respuesta deseada, la selección de un valor pequeño ocasionaba una desviación permanente la cual no llegaba al valor requerido, al aumentar la ganancia gradualmente para eliminar el offset, el sistema presentó un comportamiento inestable, que aumentaba sus oscilaciones conforme la ganancia se incrementaba sin eliminar el offset. Por lo que se añadió

la acción integral y se la ajustó de manera que eliminó el offset y las oscilaciones. Obteniendo como resultado la ganancia proporcional (K_p) de 10 y el tiempo integral (τ_i) de 10, como se muestra en la figura 6.8.

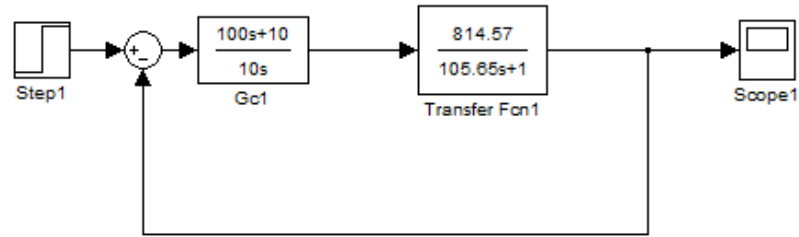


Figura 6.8: Valores Controlador de Nivel

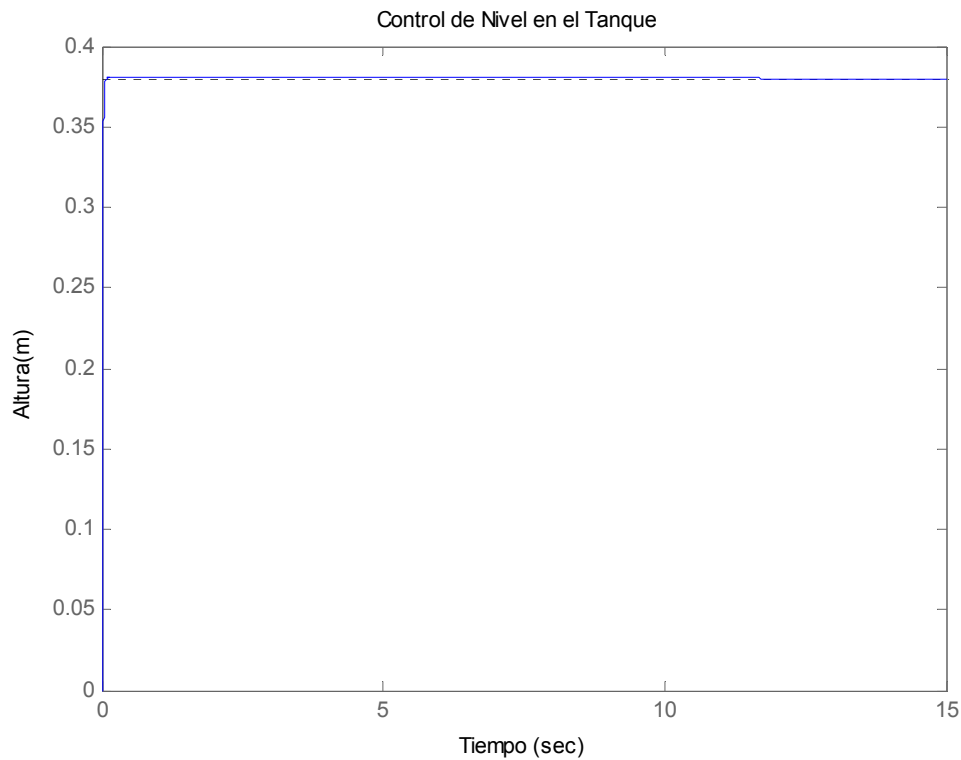


Figura 6.9: Nivel Controlado

Como se puede observar en la figura 6.9, se obtuvo una acción de control acertada, llevando la variable al valor de referencia rápidamente y sin oscilaciones.

Control de Temperatura

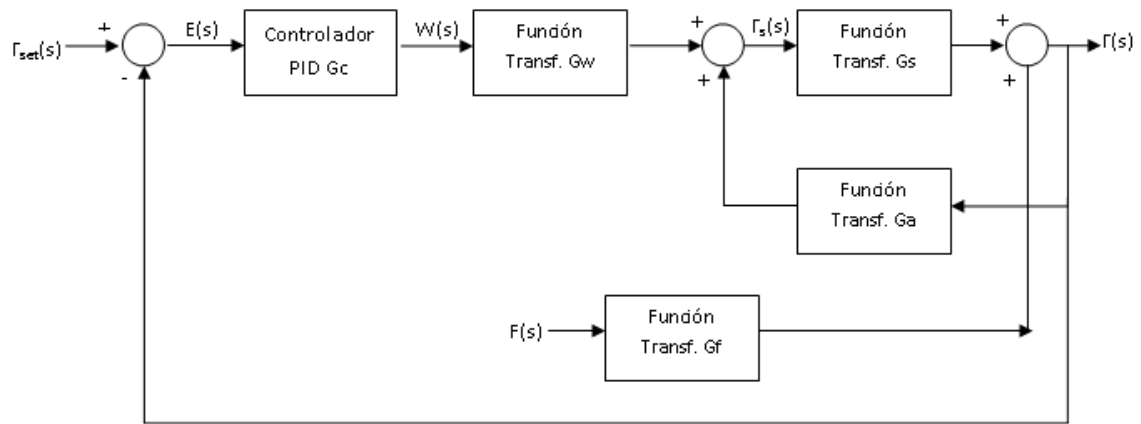


Figura 6.10: Diagrama de Bloques Control Temperatura

En la figura 6.10 muestra el diagrama de bloque del lazo de control de temperatura en el que se observa la relación existente entre el balance de energía total y el balance de energía del serpentín donde las funciones de transferencia G_w , G_a y G_f G_s , forman parte de las funciones de transferencia del balance de energía total y del serpentín respectivamente. Estas son:

$$G_a(s) = \frac{1}{c_2s + 1} \quad (34) \quad G_w(s) = \frac{K_w}{c_2s + 1} \quad (35)$$

$$G_f(s) = \frac{K_f}{c_1s + 1} \quad (36) \quad G_s(s) = \frac{K_s}{c_1s + 1} \quad (37)$$

Para obtener la temperatura deseada se utilizó un controlador PID ya que los controladores P, PI y PD no fueron suficientes para cumplir con los requerimientos del sistema, el término proporcional introdujo un error permanente y oscilaciones de gran magnitud, con el término integral se logro eliminar el offset y disminuir en cantidad y en magnitud las oscilaciones, sin embargo este seguía con un comportamiento oscilatorio, lo que se controló con la acción derivativa, logrando

un comportamiento más tenue. Los valores con los que se obtuvo un buen control son una ganancia proporcional (K_p) de uno, una ganancia integral (K_i) de 0.125 y un tiempo derivativo (τ_d) de 0.4.

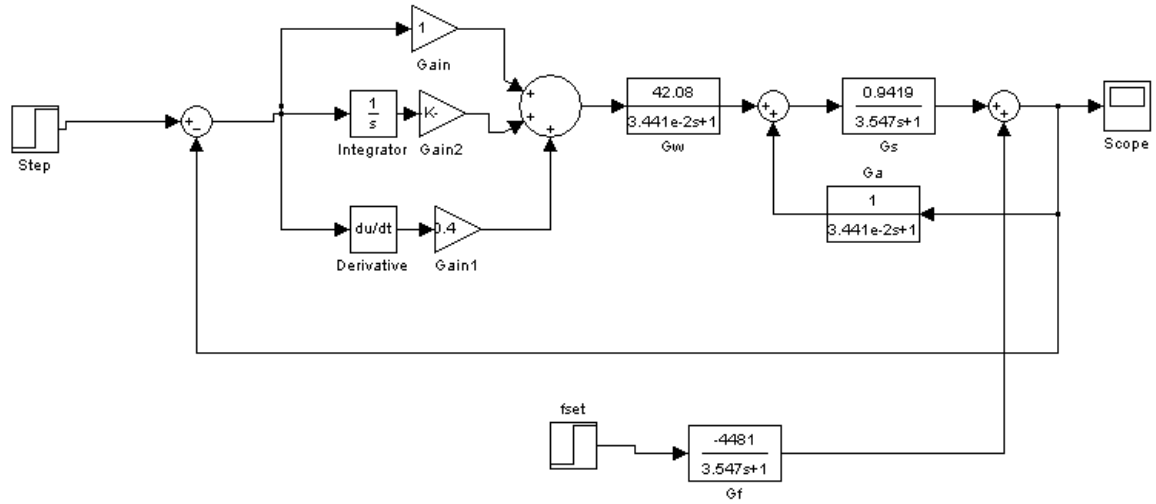


Figura 6.11: Control Temperatura

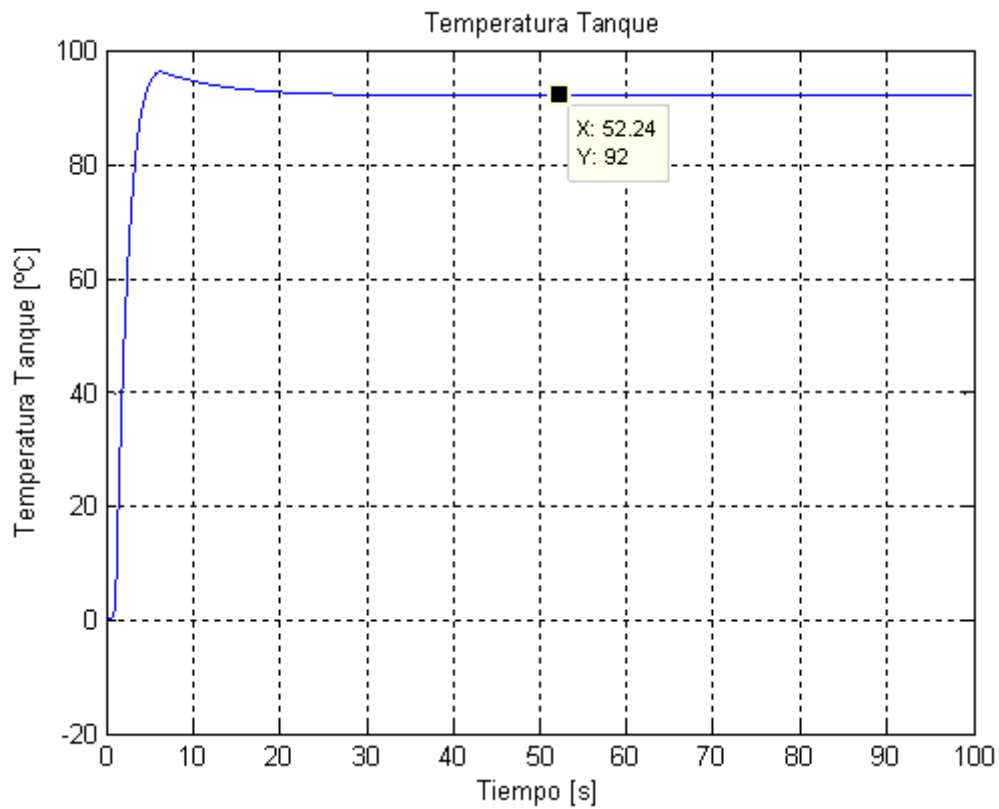


Figura 6.12: Temperatura Controlada

En la figura 6.12 se puede observar el control apropiado de la temperatura, ya que se alcanza el valor requerido en un tiempo relativamente rápido, lo que beneficiaría a la eficiencia del proceso.

Control de Presión

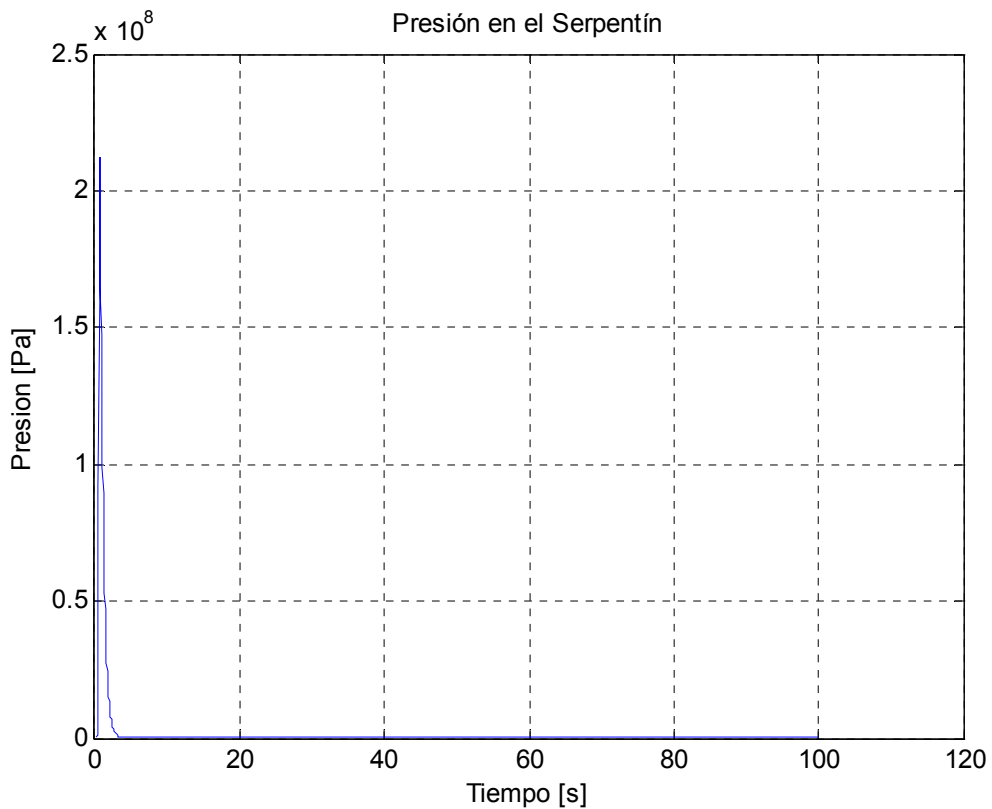


Figura 6.13: Control de Presión en el Serpentín

Como se puede observar en la figura 6.13 la presión en el serpentín está controlada, a pesar de que se la controló por medio de la temperatura ya que son variables directamente relacionadas.

En los lazos de control de los procesos industriales se toman en cuenta dinámicas que pueden ser introducidas por instrumentos y elementos finales de control como válvulas y transmisores.

En el caso del control de nivel la respuesta dinámica del sensor/transmisor es más rápida que la del proceso por lo que se considera despreciable las constantes de tiempo, por lo tanto la función de transferencia queda expresada en función de la ganancia (K_t) que para el tanque presurizado continuamente agitado con intercambiador de calor es el siguiente:

$$K_T = \frac{100}{100 - 0} = 1$$

Donde el rango del sensor de nivel está entre cien y cero centímetros.

Se utilizó la válvula de igual porcentaje con presión y caída de presión constantes, que resulta en una función de transferencia de primer orden con una constante de tiempo (τ_v) de 0.05min y un parámetro de rangeabilidad (α) de 50. Su función de transferencia es la siguiente:

$$G_V = \frac{K_V}{\tau_V s + 1} = \frac{0.0365}{0.05s + 1}$$

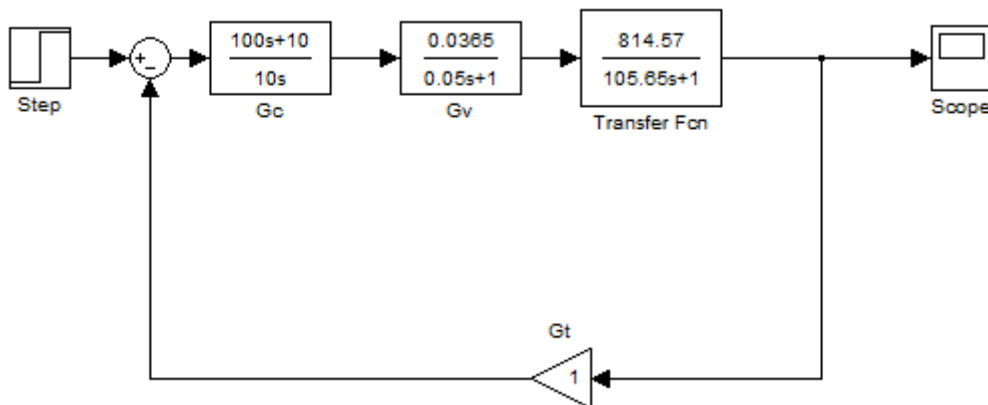


Figura 6.14: Diagrama de Bloques Control de Nivel con Válvula y Transmisor

Donde

G_c es la función de transferencia del controlador PI

G_v es la función de transferencia de la válvula

G_t es la función de transferencia del transmisor que en este caso es únicamente su ganancia.

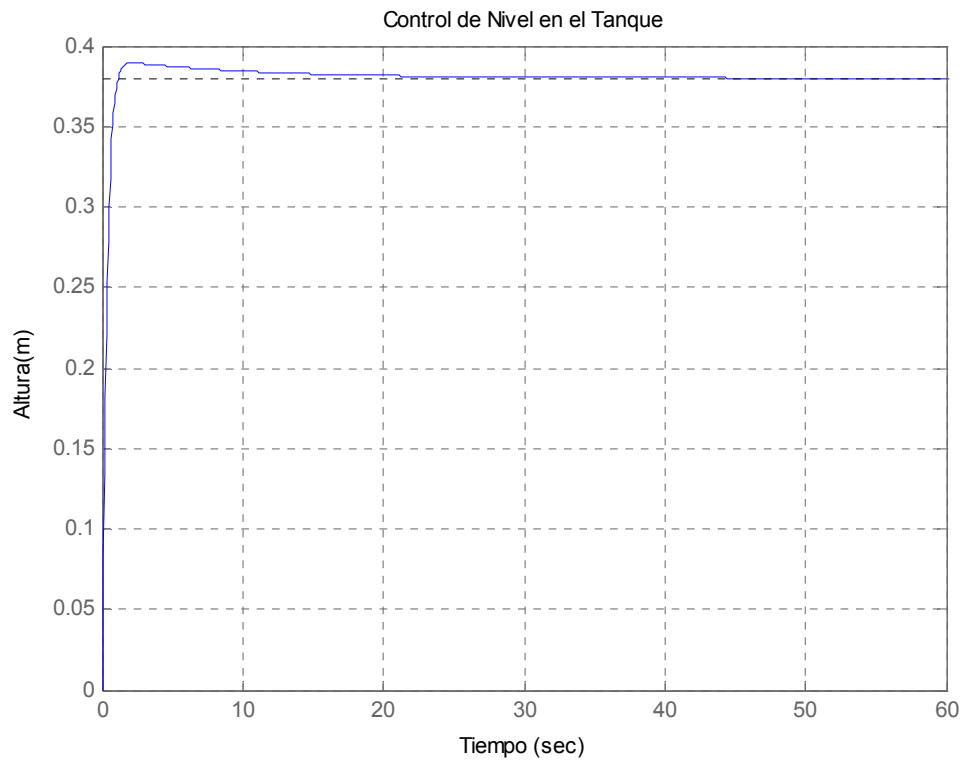


Figura 6.15: Nivel Controlado

La adición de las funciones de transferencia de la válvula y el sensor/transmisor al lazo de control, agrega un tiempo de retardo al sistema, haciendo que este alcance el valor de referencia en un tiempo mayor, como lo indica la figura 6.15.

En el caso de requerir que el sistema responda más rápido, se debe ajustar las acciones del controlador, pero en este caso el retardo no es crítico para el proceso, por lo que se mantienen las mismas ganancias.

La manera en la que se controla la temperatura dentro del tanque es mediante la activación de la válvula presente en la línea de alimentación de vapor al serpentín, si se requiere aumentar la temperatura del tanque la abertura de la válvula debe ser mayor incrementando el flujo de vapor, caso contrario, la válvula se cierra disminuyendo el flujo de vapor y por conducción la temperatura en el tanque.

Los sistemas que involucran intercambio de calor deben utilizar válvulas provistas de posicionadores con el fin de que la respuesta de control sea rápida. Se utilizaron válvulas con característica de igual porcentaje para mantener la ganancia del sistema constante, se seleccionó una válvula con un parámetro de rangeabilidad (α) de 50 y la constante de tiempo del actuador (τ_v) de 0.20 min. La función de transferencia de la válvula queda expresada de la siguiente manera:

$$G_v(s) = \frac{0.1643}{0.20s + 1}$$

El sensor de temperatura es de un rango de 150°C a 20°C y una constante de tiempo (τ_t) de 0.75min. Cuya función de transferencia se la presenta a continuación:

$$G_T(s) = \frac{0.7692}{0.75s + 1}$$

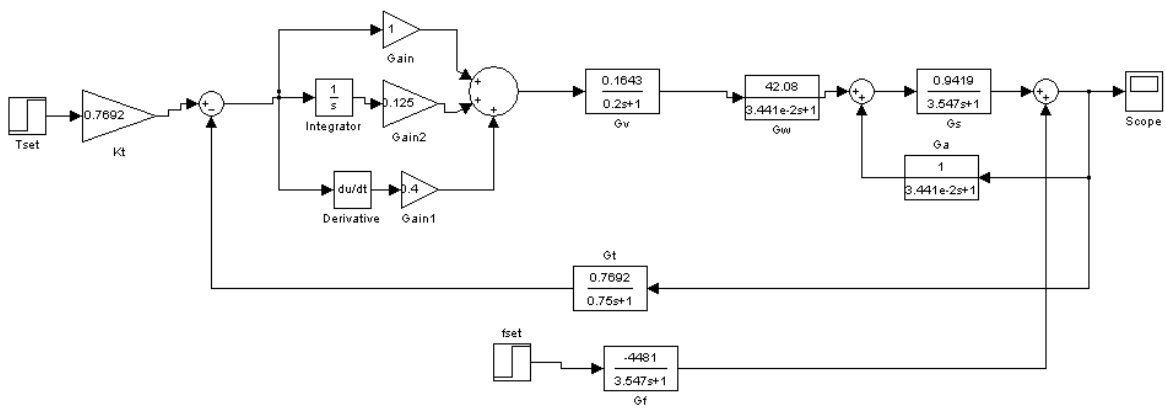


Figura 6.16: Diagrama de Bloques Control de Temperatura con Válvula y Transmisor

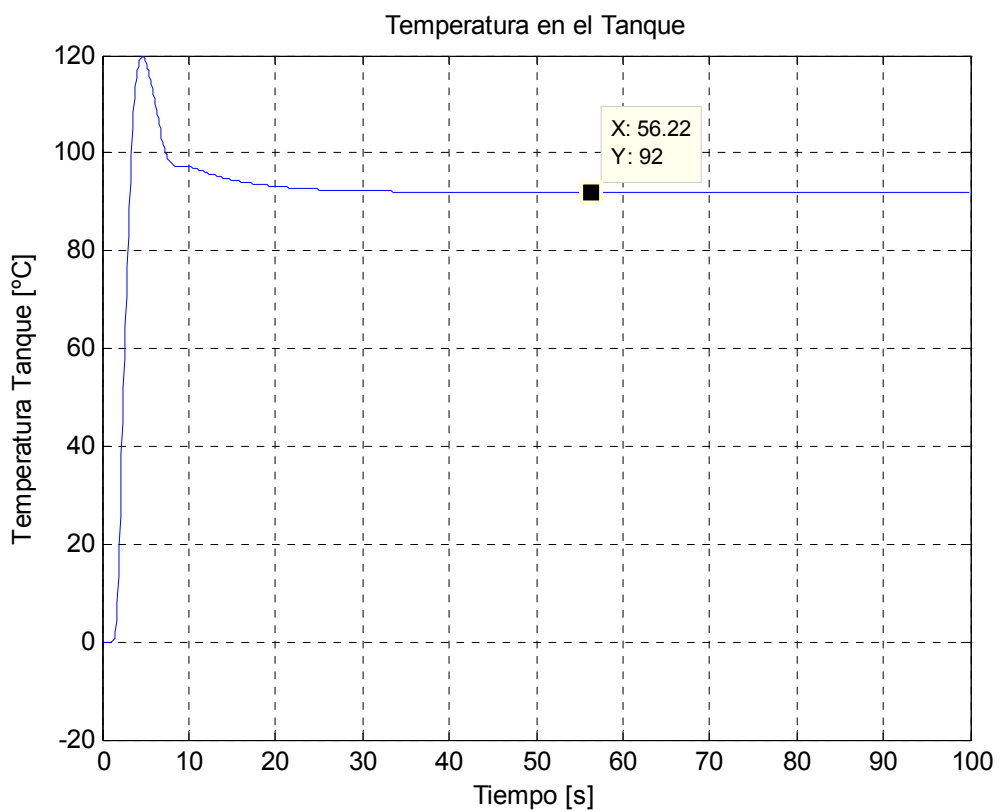


Figura 6.17: Temperatura Controlada en el Tanque

Como ya se mencionó anteriormente al introducir las dinámicas de la válvula y el sensor/transmisor se incrementa el tiempo en el que el sistema se estabiliza en el

valor de referencia, y también se aumentó el pico de la oscilación sin afectar mayormente el sistema.

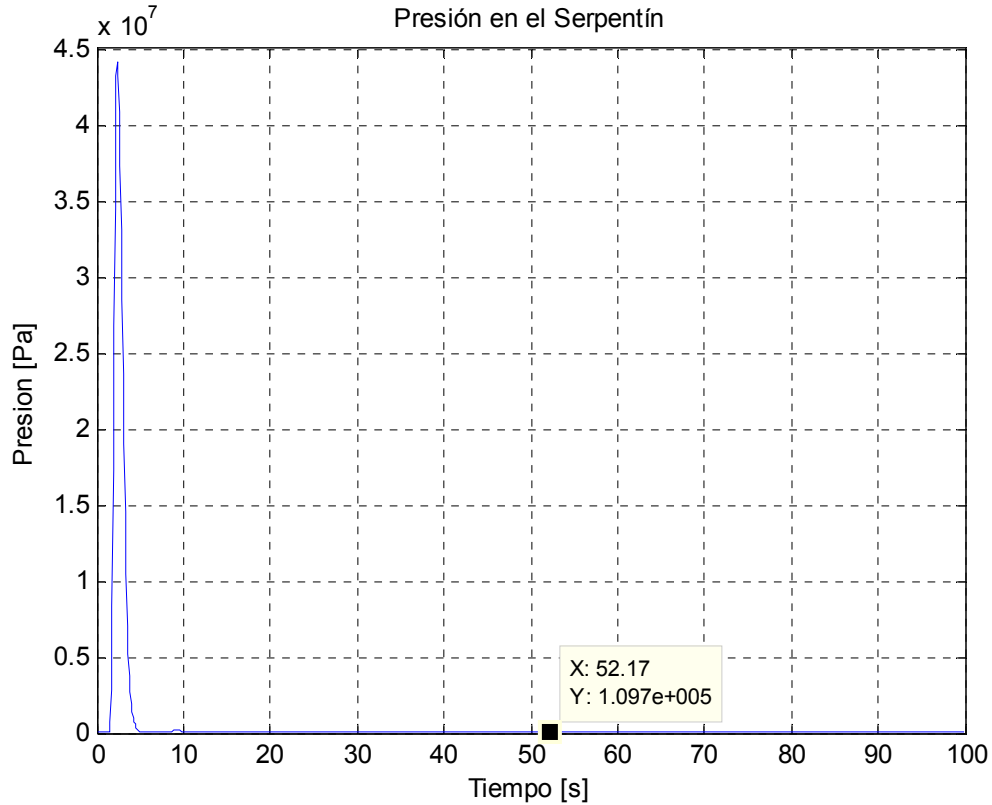


Figura 6.18: Presión en el Serpentin Controlada

Las acciones proporcional, integral y derivativa de los controladores actúan sobre la válvula de control de la siguiente manera:

- La acción proporcional cambia la posición de la válvula proporcionalmente a la desviación de la variable con respecto al punto de referencia.
- La acción integral mueve la válvula a una velocidad proporcional a la desviación con respecto al punto de referencia.
- La acción derivativa corrige la posición de la válvula proporcionalmente a la velocidad de cambio de la variable controlada. (Creus,521)

6.2.3 Control PID Digital

El controlar los sistemas dinámicos en forma digital en lugar de forma analógica se debe a la disponibilidad de computadoras digitales de bajo costo y a las ventajas de trabajar con señales digitales en lugar de señales de tiempo continuo. Los controladores digitales son capaces de ejecutar cálculos complejos con exactitud constante a alta velocidad y pueden alcanzar casi cualquier grado de exactitud de cálculo con un incremento pequeño en el costo.

Un controlador digital es un sistema controlador en tiempo discreto. A continuación se muestra el diagrama de bloques de un sistema de control digital, compuesto por un muestreador, convertidor A/D, controlador digital, retenedor de orden cero y convertidor D/A que producen una señal de salida de control en tiempo continuo.

La señal de error se convierte a forma digital mediante el circuito de muestreo y retención y el convertidor analógico-digital. La computadora digital procesa las secuencias de números por medio de un algoritmo y produce nuevas secuencias de números. En cada instante de muestreo se debe convertir un número codificado en una señal física de control. El convertidor digital-analógico y el retenedor convierten la secuencia de números en código numérico a una señal continua por secciones. La salida del circuito de retención se alimenta a la planta, ya sea de manera directa o a través de un actuador, para controlar su dinámica.

+

-

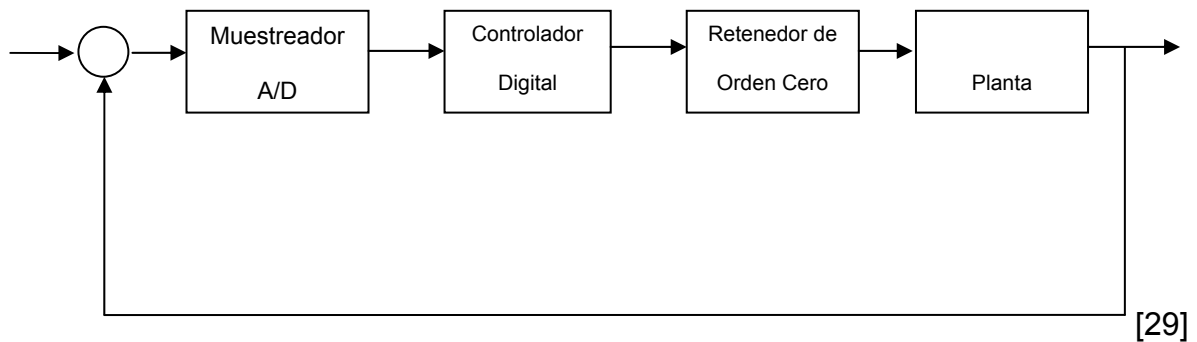


Figura 6.19: Lazo de Control PID Digital

Debido a la versatilidad de los controladores digitales es posible manejar ecuaciones no lineales que describen sistemas complejos que involucran cálculos complicados u operaciones lógicas.

Una herramienta matemática muy utilizada en el análisis y la síntesis de sistemas de control en tiempo discreto es la transformada Z.

La transformada Z de una señal $x(t)$ se define mediante la siguiente fórmula, donde t es positivo, o de la secuencia de valores $x(kT)$, donde k adopta valores de cero o de enteros positivos y T es el período de muestreo.

$$X(z) = Z[x(t)] = Z[x(kT)] = \sum_{k=0}^{\infty} x(kT)z^{-k} \quad (38)$$

(Ogata,24)

La transformada Z se obtuvo a partir de las transformadas de Laplace no lineales del sistema, mediante el comando `c2dm` de matlab el cual obtiene el sistema discreto equivalente a un sistema continuo.

Esta función obtiene el sistema discreto $G(z) = \frac{numd(z)}{dend(z)}$ al sistema continuo

$G(s) = \frac{numd(s)}{dend(s)}$ considerando un periodo de muestreo de T_s segundos. En este

caso se utilizó un retenedor de orden cero.

Las ecuaciones que se obtuvieron son las siguientes:

Transformada Z de la ecuación de la válvula

$$Gv(z) = \frac{0.008}{z - 0.9512} \quad (39)$$

Transformada Z de la ecuación del transmisor

$$Gt(z) = \frac{0.0102}{z - 0.9868} \quad (40)$$

Transformada Z del Balance de Energía Total

$$T(z) = \frac{0.78126 * 10^{-6}}{z - 0.9973} F(z) + \frac{0.0027}{z - 0.9973} T_s(z) \quad (41)$$

Transformada Z del Balance de Energía del Serpentin

$$T_s(z) = \frac{0.2522}{z - 0.7478} T(z) + \frac{10.6115}{z - 0.7478} W(z) \quad (42)$$

Para el diseño de controladores discretos se usó el mismo método de sintonización de ajuste de las acciones de control detallado en el diseño de los controladores analógicos en la sección anterior.

El controlador apropiado para obtener una acción de control deseada es un PI digital con una acción proporcional de 0.4 y una acción integral de 0.0009, la cual dio como resultado la siguiente figura:

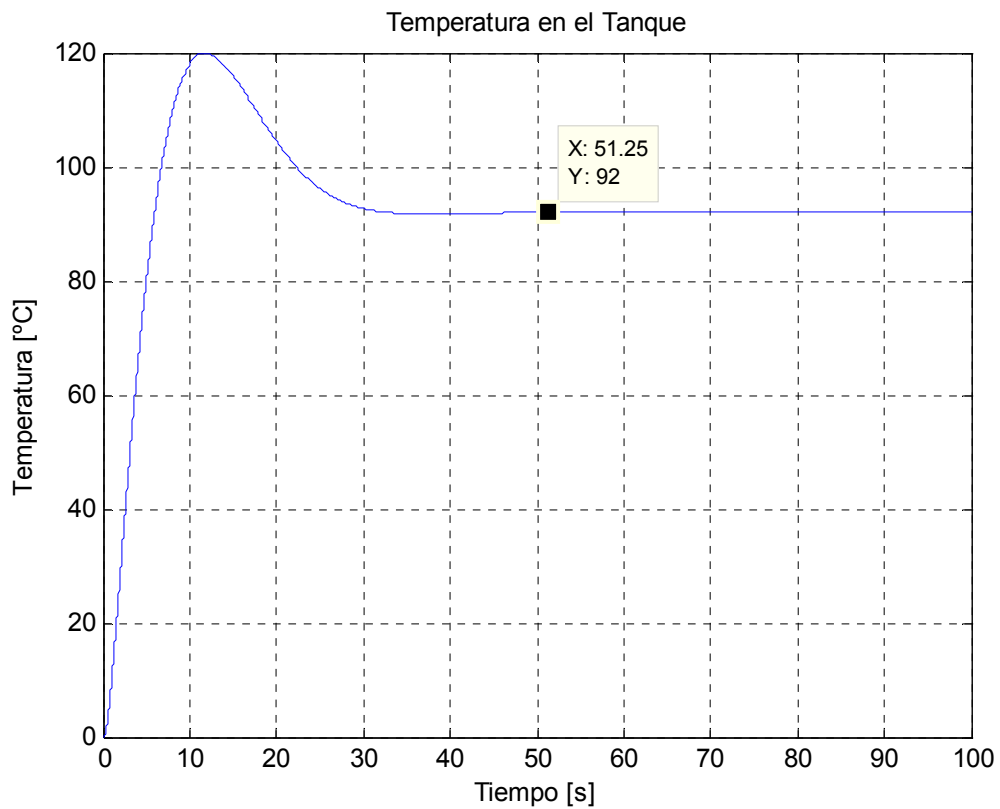


Figura 6.20: Temperatura Controlada en el Tanque

Debido a que los controles digitales presentan menor sensibilidad al ruido, consiguen transmitir la información con poca degradación, facilitando el control del proceso, ya que los instrumentos de control envían la señal con menos distorsión y por ende mayor precisión en las medidas.

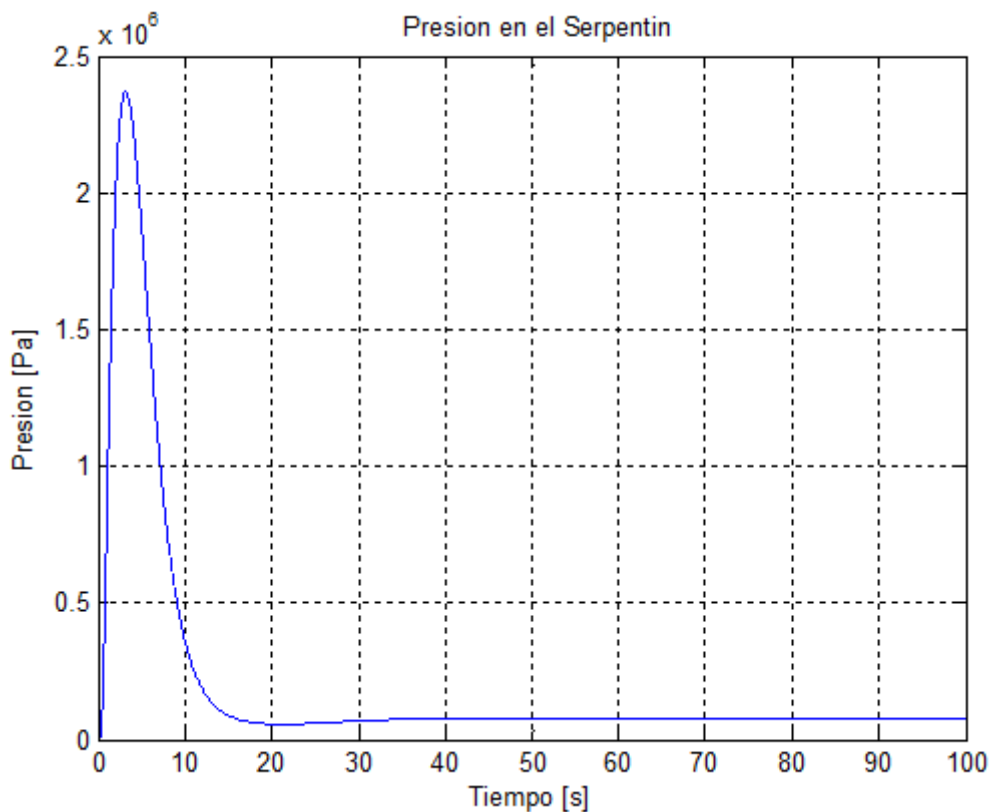


Figura 6.21: Presión Controlada en el Serpentin

En los controladores digitales se puede apreciar que las curvas de respuesta a los controladores son más suaves, no presentan cambios muy bruscos, tienen menos oscilaciones y alcanzan a estabilizarse un tiempo más corto. El tiempo de respuesta del controlador depende de la adquisición y procesamiento de los datos, es decir los conversores A/D y de los procesadores digitales de señales.

6.3 Seguimiento de Trayectoria basado en Métodos Numéricos

La estrategia basada en métodos numéricos y álgebra lineal constituye una solución muy confiable y presenta la ventaja de no usar linealizaciones alrededor de puntos especiales de operación, ofreciendo una aproximación mediante la discretización de las ecuaciones diferenciales en cada instante de muestreo.

(Scaglia,1)

El propósito de ésta metodología es encontrar una aproximación del sistema utilizando métodos numéricos y una estructura de control tal que el sistema siga una trayectoria preestablecida es decir hallar la acción de control que lleve el sistema del estado actual al deseado en el próximo instante de muestreo.

Considere la siguiente ecuación diferencial,

$$y' = f(y, t) \quad y(0) = y_0$$

Donde y representa la salida del sistema a controlar y t el tiempo. Se desea conocer los valores de $y(t)$ en el tiempo discreto $t = kT_o$, donde T_o es el período de muestreo y $k \in \{0,1,2,3,\dots\}$, el valor para la variable $y(t)$ en el instante de tiempo $t = kT_o$ se lo denota como y_k . Cuando se desea calcular el valor de y_{k+1} conociendo previamente el valor de y_k , se integra la ecuación previa sobre el intervalo de tiempo $kT_o \leq t \leq (k+1)T_o$ como se muestra a continuación:

$$y_{k+1} = y_k + \int_{kT_o}^{(k+1)T_o} f(y, t) dt \quad (43)$$

Existen varios métodos de integración numérica, cada uno con su respectivo algoritmo para calcular el valor de y_{k+1} . Se puede aproximar como:

$$y_{k+1} \cong y_k + T_o f(y_k, t_k) \quad (44)$$

Ésta aproximación recibe el nombre de Euler Progresivo donde y_{k+1} depende exclusivamente del valor y_k calculado previamente.

Usando ésta metodología se diseñan dos controladores para la temperatura del tanque continuamente agitado presurizado con intercambiador de calor.

A continuación se discretizan las ecuaciones diferenciales en las cuales se describe la variable de temperatura del sistema mediante el método de Euler Progresivo y se obtienen las siguientes ecuaciones:

Ecuación discreta del Balance de Energía Total

$$T_{k+1} = T_k + \Delta T \left\{ A - \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k + CT_{sk} \right\} \quad (45)$$

Donde las constantes A, B y C se definen a continuación :

$$A = \frac{4F_i T_i}{h\pi\phi^2} \quad B = C_{vi} \sqrt{h\gamma} + \frac{UA}{\rho C_{pa}} \quad C = \frac{4UA}{h\pi\phi^2 \rho C_{pa}}$$

Ecuación discreta del Balance de Energía en el Serpentin

$$T_{sk+1} = T_{sk} + \Delta T \left\{ W_k \lambda - \frac{UA(T_{sk} - T_k)}{C_m} \right\} \quad (46)$$

Dado que se utilizó la metodología de control basado en métodos numéricos, se asume que se conoce la trayectoria o el valor deseado de la temperatura para el tanque en el instante k+1. De este modo, el valor de T_{k+1} , puede sustituirse por el valor de T_{desk+1} (Scaglia, 2008). De este modo, es posible encontrar la acción de control óptima en el instante T_{sk} que lleve la temperatura del tanque al valor deseado en el próximo instante de muestreo.

Las ecuaciones finales que permiten el control por medio del seguimiento de trayectoria son:

Control con Temperatura del Serpentin

$$T_{sk} = \frac{1}{\Delta TC} \left\{ T_{des\ k+1} - \Delta TA + \left(\frac{4B}{h\pi\phi^2} - 1 \right) T_k \right\} \quad (47)$$

Control con Flujo de Vapor en el Serpentín

$$W_k = \frac{1}{C\lambda\Delta T^2} \left\{ T_{des\ k+1} - T_k - \Delta TA + \frac{4\Delta TB}{h\pi\phi^2} T_k - \Delta TC \left[T_{sk} - \frac{\Delta TUA(T_{sk} - T_k)}{C_m} \right] \right\} \quad (48)$$

Utilizando esta metodología se controló la temperatura del tanque mediante dos acciones de control, la primera mediante la manipulación de la temperatura del serpentín, mediante la ecuación (47)

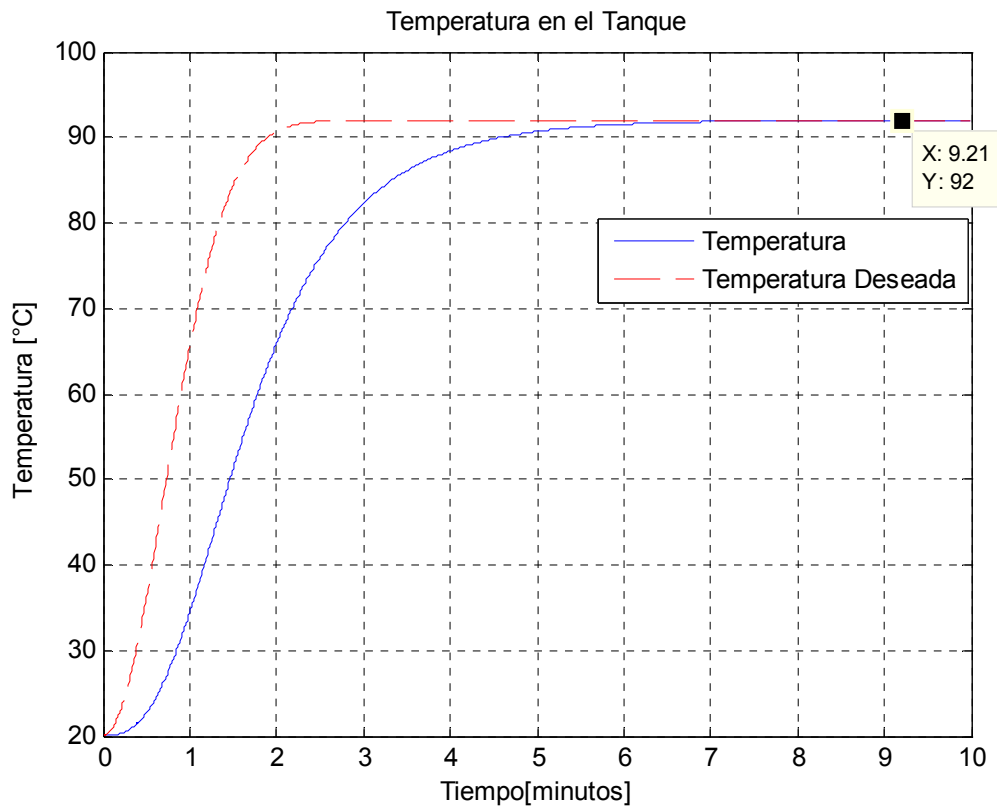


Figura 6.22: Temperatura Controlada mediante Temperatura en el Serpentín

La segunda manipulando el flujo de vapor de alimentación al serpentín, mediante la ecuación (48).

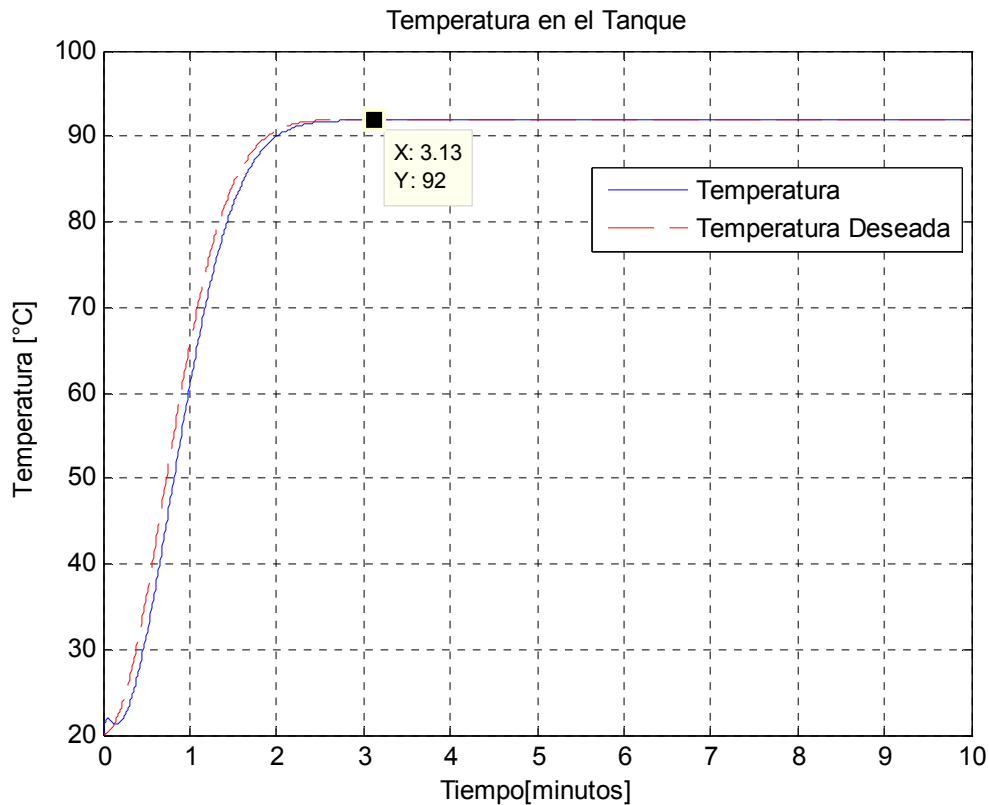


Figura 6.23: Temperatura Controlada mediante Flujo de alimentación al Serpentin.

En las figuras expuestas anteriormente la línea entrecortada muestra la trayectoria que se desea seguir y la línea continua muestra el resultado de la simulación de la temperatura controlada en el tanque.

Las trayectorias seguidas por la temperatura fueron modificadas y suavizadas para lograr un desempeño suave del controlador y obtener un efecto más adecuado sobre las condiciones de operación del sistema. Utilizando éste método el tiempo de estabilización de la temperatura en el valor de referencia tarda unos minutos más, pero se logra reducir los cambios bruscos de temperatura.

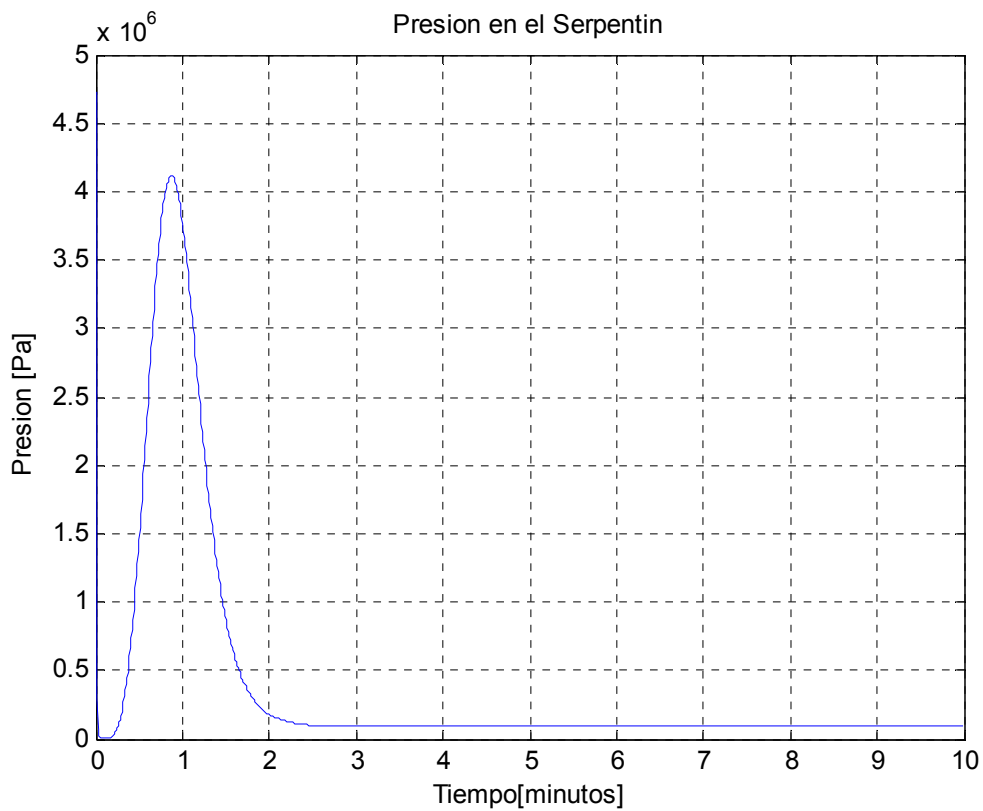


Figura 6.24: Presión Controlada en el Serpentín

En la figura 6.24 se nota claramente que la acción de control influye directamente en la presión del serpentín, debido a la relación que existe entre las dos variables del proceso.

CAPITULO 7

7. Implementación de ecuaciones de los controladores en PLC de un Tanque continuamente agitado presurizado con intercambio de calor.

Un controlador lógico programable (PLC) es un dispositivo electrónico capaz de controlar una máquina o proceso en tiempo real a través de entradas y salidas que pueden ser del tipo analógico o digital.

Los PLC's constan de cuatro unidades principales, la memoria programable donde se encuentran las instrucciones para la secuencia de control lógico, la memoria de datos donde se localizan las condiciones de los cambios, interbloqueo y valores pasados de datos, los dispositivos de entrada y salida.

El PLC utilizado para la automatización del tanque continuamente agitado presurizado con intercambiador de calor es un Micro-PLC S7-200 del tipo CPU226, el cual consta de una unidad central de procesamiento, una fuente de alimentación, entradas y salidas digitales. Adicionalmente se acoplaron dos módulos de ampliación el EM 235 que consta de 4 entradas analógicas y una salida analógica y el EM 232 el cual tiene 2 salidas analógicas.

Los datos técnicos más importantes de la CPU 226 se presentan en la siguiente tabla:

CPU 226	Datos Técnicos
Tamaño (mm)	190x80x62
Memoria del Programa	4096 palabras
Memoria de Datos	2560 palabras
Memoria de Backup	190 horas
E/S Integradas	24 E/16S
Reloj de Tiempo Real	Incorporado
Puertos de Comunicación	2 RS485
Tamaño de la Imagen de E/S digitales	256 (128E/128S)
Temporizadores/ Contadores	256/256
Interrupciones Temporizadas	2 con resolución de 1ms
Software de Programación	STEP 7 Micro/Win

[30]

Tabla 7.1 Datos Técnicos CPU 226

7.1 Software de Programación del Micro PLC S7-200

La programación se realizó a través de la plataforma Step-7 Micro/Win Versión 3.2, se ejecuta bajo Windows y permite desarrollar, editar y observar el programa del PLC, configurar el sistema y supervisar el proceso durante su ejecución. Comprende tres editores: AWL, KOP y FUP, los cuales ayudan a desarrollar de forma eficiente el programa de control.

Para este proyecto se utilizó el editor esquema de contactos (KOP) para realizar la programación de los controladores PID.

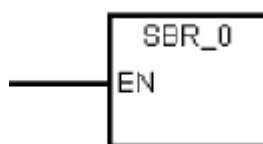
El editor KOP es un lenguaje de programación gráfico con componentes similares a un esquema de circuitos. La lógica se divide en segmentos también llamados networks. El programa se ejecuta un segmento tras otro, de izquierda a derecha y luego de arriba a abajo.

Las operaciones se representan mediante símbolos gráficos que incluyen tres formas básicas. Estas son:

- Contactos los cuales representan condiciones lógicas de entrada, tales como interruptores por los que circula corriente cuando están cerrados y cuando están abiertos bloquean el flujo de energía, botones o condiciones internas.
- Bobinas las cuales representan condiciones lógicas de salida, tales como lámparas, arrancadores de motor, relés interpuestos o condiciones internas de salida.
- Bloques los cuales representan operaciones adicionales, tales como temporizadores contadores u operaciones aritméticas.

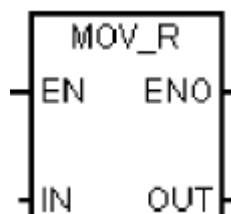
Los elementos básicos que se emplean en el programa se detallan a continuación:

- Subrutina



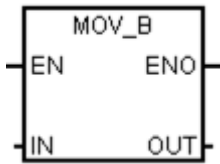
Las subrutinas sirven para estructurar o dividir el programa en bloques más pequeños y, por tanto, más fáciles de gestionar.

- Transferir Real



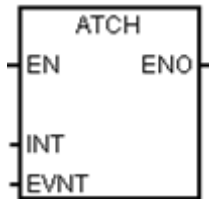
Operación que transfiere un valor real de entrada de 32 bits a la palabra doble de salida, sin modificar el valor original.

- Transferir Byte



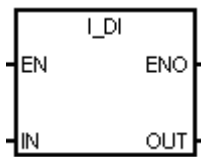
Operación que transfiere el byte de entrada al byte de salida. El byte de entrada permanece inalterado.

- Asociar Interrupción



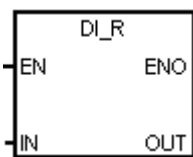
Operación que asocia el número de una rutina de interrupción a un evento de interrupción (EVNT), habilitando EVNT.

- Convertir en Entero en Entero Doble



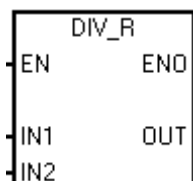
Convierte el valor de entero (IN) en un valor de entero doble y deposita el resultado en la variable indicada por OUT.

- Convertir Entero doble en Real

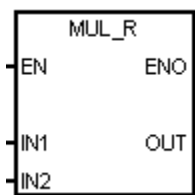


Convierte un entero de 32 bits con signo en un número real de 32 bits y deposita el resultado en la variable indicada por OUT.

- Dividir y Multiplicar reales

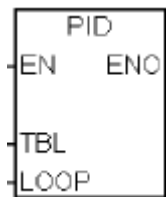


Divide dos números reales de 32 bits, dando como resultado un cociente de número real de 32 bits.



Multiplica dos números reales de 32 bits, dando como resultado un número real de 32 bits (OUT).

- Regulación PID



Ejecuta el cálculo de un lazo de regulación PID en el LOOP referenciado, conforme a las informaciones de entrada y configuración definidas en TABLE

- Redondear



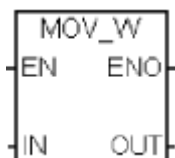
Convierte un valor de real (IN) en un valor de entero doble y deposita el resultado redondeado en la variable indicada por OUT.

- Convertir Entero doble en Entero



Convierte el valor de entero doble (IN) en un valor de entero y deposita el resultado en la variable indicada por OUT.

- Transferir Palabra



Transfiere la palabra de entrada (IN) a la palabra de salida (OUT), sin modificar el valor original.

(Siemens,1-472)

7.2 Programa Implementado en el PLC S7-200

El programa implementado en el PLC S7-200 complementa al proyecto “Sistemas de Control Supervisión y Adquisición de datos de la plantas del laboratorio de control de la USFQ”, el cual verifica el correcto funcionamiento de los módulos analógicos de expansión, procesa las alarmas y asigna las direcciones a ser utilizadas por las variables del control PID.

Los módulos de expansión utilizados, son de tipo analógico, estos aceptan entradas de 4-20mA provenientes de los sensores de temperatura y nivel del sistema.

El programa consta de dos lazos de control, uno que controla el nivel del tanque y otro que controla la temperatura del mismo. Una vez inicializado el programa se llama a una subrutina la cual ingresa los parámetros a la tabla del bloque PID, esta almacena nueve parámetros que sirven para controlar y supervisar la operación del lazo PID. La tabla se especifica a continuación:

Offset	Campo	Formato	Tipo de datos	Descripción
0	Variable del proceso (PV _n)	Palabra doble - real	IN	Contiene la variable del proceso que debe estar escalada entre 0.0 y 1.0.
4	Consigna (SP _n)	Palabra doble - real	IN	Contiene la consigna que debe estar escalada entre 0.0 y 1.0.
8	Salida (M _n)	Palabra doble - real	IN/OUT	Contiene la salida calculada, escalada entre 0.0 y 1.0.
12	Ganancia (K _C)	Palabra doble - real	IN	Contiene la ganancia, que es una constante proporcional. Puede ser un número positivo o negativo.
16	Tiempo de muestreo (T _S)	Palabra doble - real	IN	Contiene el tiempo de muestreo en segundos. Tiene que ser un número positivo.
20	Tiempo de acción integral (T _I)	Palabra doble - real	IN	Contiene el tiempo de acción integral en minutos. Tiene que ser un número positivo.
24	Tiempo de acción derivada (T _D)	Palabra doble - real	IN	Contiene el tiempo de acción derivada en minutos. Tiene que ser un número positivo.
28	Suma integral (MX)	Palabra doble - real	IN/OUT	Contiene el valor de la suma integral entre 0.0 y 1.0.
32	Variable del proceso previa (PV _{n-1})	Palabra doble - real	IN/OUT	Contiene el último valor real almacenado al ejecutar por última vez la instrucción PID.

[27]

Tabla 7.2: Parámetros Bloque de Control

En el programa se ingresaron seis parámetros pertenecientes a la variable del proceso, el valor de referencia, tiempo de muestreo, ganancia proporcional, tiempo de acción integral y tiempo de acción derivativa. A los cuales se les asignó las direcciones VD1XX en el PID de nivel y VD2XX en el PID de temperatura.

En la interrupción se escaló el valor de real proveniente del proceso a un número normalizado y se ejecuta el lazo de control PID con los parámetros ingresados anteriormente, finalizando con el des escalamiento de la salida del lazo.

III. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Durante el desarrollo de este proyecto de grado, fue posible alcanzar todos los objetivos planteados permitiendo relacionar los conocimientos adquiridos en las diferentes asignaturas a lo largo de la formación académica.

En el estudio realizado en el presente trabajo, el modelamiento matemático fue una parte importante en el desarrollo del mismo ya que gracias al planteamiento de las ecuaciones provenientes del balance de materia y energía se logró obtener una aproximación real del proceso, la cual mejora la comprensión y optimiza el diseño del mismo. El modelamiento del sistema permite representar el comportamiento dinámico de las principales variables que intervienen en el proceso y su sensibilidad respecto a ciertos parámetros.

A través de la utilización de métodos numéricos, se analizó los modelos matemáticos y se pudo observar la no linealidad del sistema. Sin embargo, en el caso de los procesos continuos, es usual recurrir a la linealización del modelo en la cercanía de sus puntos de operación típicos, y la posterior aplicación de conceptos de la teoría del control lineal. Durante el desarrollo del proyecto, se ha podido comprobar que las técnicas de linealización y transformada de Laplace son útiles para analizar la dinámica de los procesos y el diseño de sistemas de control, ya que proporcionan una visión general del comportamiento de una diversidad de procesos e instrumentos. También se pudo comprobar que la técnica de simulación por computadora es una herramienta valiosa ya que permite realizar un análisis preciso y detallado del comportamiento dinámico de sistemas específicos.

El control por retroalimentación es una técnica muy simple que compensa todas las perturbaciones, cualquier perturbación puede afectar a la variable controlada cuando esta se desvía del punto de control, el controlador cambia su salida para que la variable regrese al punto de control. Se utilizó esta estrategia de control por ser la más común en las industrias de procesos, donde se utilizan hasta tres parámetros para su ajuste.

La acción proporcional se caracteriza por tener una respuesta inmediata y específica. Mientras mayor sea el valor asignado a su ganancia, menor es el valor del error estacionario pero la respuesta se hace más oscilatoria lo que no permite anularlo y aumenta la inestabilidad del sistema, por otro lado, mientras menor es la ganancia, la desviación permanente aumenta.

La acción integral permite eliminar el error promedio producido por la acción proporcional y de esta manera llegar al valor deseado.

La acción derivativa tiene como propósito anticipar hacia dónde va el proceso, opera sobre la velocidad de cambio del error de modo que se adelanta y compensa el retardo y añade amortiguamiento al sistema.

Para el control de nivel, se utiliza un controlador PI ya que la velocidad de respuesta de la variable es rápida, con la acción integral se elimina el error estacionario mientras que la acción proporcional reduce la inestabilidad que añade la acción integral. Por otro lado, para la temperatura se utilizó un controlador PID porque además de necesitar las acciones correctivas anteriormente mencionadas, necesita de la introducción de la acción derivativa debido a que la velocidad de respuesta de la variable es lenta, es decir, presenta constantes de tiempo largas.

El control de seguimiento de trayectoria basado en métodos numéricos es una técnica de control avanzado ventajosa debido a que no es necesario linealizar las ecuaciones que describen el sistema alrededor de puntos de operación. Dando como resultado, un control suave y obteniendo un efecto más adecuado sobre las condiciones de operación del sistema.

Se recomienda que se realice la implementación física del tanque presurizado continuamente agitado con intercambio de calor como parte del laboratorio de electrónica, ya que dentro de las instalaciones de la USFQ no se ha definido un laboratorio de control lo suficientemente completo donde los estudiantes puedan realizar las prácticas de diferentes asignaturas, por lo tanto, dicho laboratorio sería una buena herramienta para los alumnos ya que les ayudaría a consolidar los conocimientos en esta área y también se cumpliría con el objetivo de dar continuidad a los proyectos realizados por los diferentes estudiantes.

IV. ANEXOS

Balance de Masa

$$\dot{M}_i - \dot{M}_o = \frac{dM}{dt}$$

$$\rho F_i - \rho F_o = \frac{d(\rho V)}{dt}$$

$$F_i - F_o = \frac{d\left(\frac{\pi\phi^2}{4} h\right)}{dt}$$

$$F_i - F_o = \left(\frac{\pi\phi^2}{4}\right) \frac{dh}{dt}$$

$$F_o = C_{v1}\sqrt{h\gamma}$$

$$F_i - C_{v1}\sqrt{h\gamma} = \left(\frac{\pi\phi^2}{4}\right) \frac{dh}{dt}$$

Balance de Energía Total

$$\rho \frac{d(Vh_T)}{dt} = \rho(F_i h_{Ti} - F_o h_T) + UA(T_J - T)$$

$$h_T = C_{pa} T$$

$$h_{Ti} = C_{pa} T_i$$

$$\rho C_{pa} \frac{d\left(\frac{\pi\phi^2}{4} h T\right)}{dt} = \rho(F_i C_{pa} T_i - F_o C_{pa} T) + UA(T_J - T)$$

$$\left(\frac{\pi\phi^2}{4}\right) \frac{d(hT)}{dt} = (F_i T_i - C_{v1}\sqrt{h\gamma} T) + \frac{UA(T_J - T)}{\rho C_{pa}}$$

$$\frac{d(hT)}{dt} = \frac{(F_i T_i - C_{v1} T \sqrt{h\gamma}) + \frac{UA(T_J - T)}{\rho C_{pa}}}{\frac{\pi \phi^2}{4}}$$

Balance de Energía de la Chaqueta

$$\rho_v V_J \frac{dh_J}{dt} = F_J \rho_v (h_{Ji} - h_J) - UA(T_J - T)$$

$$h_J = C_{pv} T_J$$

$$h_{Ji} = C_{pv} T_{Ji}$$

$$\rho_v V_J C_{pv} \frac{dT_J}{dt} = F_J \rho_v (C_{pv} T_{Ji} - C_{pv} T_J) - UA(T_J - T)$$

$$F_J = C_{v2} \sqrt{\frac{\Delta P}{GS_v}}$$

$$\rho_v V_J C_{pv} \frac{dT_J}{dt} = \left(C_{v2} \sqrt{\frac{\Delta P}{GS_v}} \right) \rho_v C_{pv} (T_{Ji} - T_J) - UA(T_J - T)$$

$$\frac{dT_J}{dt} = \frac{\left(C_{v2} \sqrt{\frac{\Delta P}{GS_v}} \right) (T_{Ji} - T_J)}{V_J} - \frac{UA(T_J - T)}{\rho_v V_J C_{pv}}$$

Balance de Energía del Serpentin

$$\frac{dh_s}{dt} = w\lambda - UA[T_s - T]$$

$$h_s = C_m T_s$$

$$C_m \frac{dT_s}{dt} = w\lambda - UA[T_s - T]$$

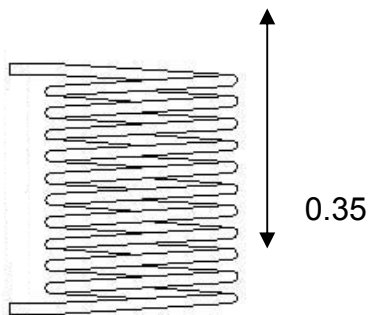
$$\frac{dT_s}{dt} = \frac{w\lambda - UA[T_s - T]}{C_m}$$

Cálculo de Área de Transferencia de Calor

Chaqueta $A = 2\pi r_j h_j$

$$A = 2\pi * 0.3062 * 0.4318 = 0.83 \text{ m}^2$$

Serpentín



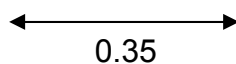
$$A = 2\pi r_s h_s + 2\pi r_s^2$$

$$h_s = 2\pi \frac{\phi_s}{2} N$$

$$A = 2\pi \left(\frac{0.003175}{2} \right) (81.36725) +$$

$$2\pi \left(\frac{0.003175}{2} \right)^2$$

$$A = 0.9078135 \text{ m}^2$$



Cálculo Flujo entrada al Tanque

El volumen del Tanque es 0.056 m^3 , se quiere llenar el tanque en una hora.

$$F = \frac{0.056 \text{ m}^3}{h} * \frac{1h}{60 \text{ min}} = 9.33 * 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

Cálculo del Flujo de Vapor necesario en el intercambiador de calor para llevar la temperatura del líquido dentro del tanque a 92°C.

$$\dot{M}_a h_3 - \dot{M}_a h_1 = \dot{M}_v h_4 - \dot{M}_v h_2$$

$$\dot{M}_a (h_3 - h_1) = (9.33 * 10^{-4})(1000)(377.04 - 83.915)$$

$$\dot{M}_a (h_3 - h_1) = 273.4856 \frac{KJ}{min}$$

$$\dot{M}_v (h_4 - h_2) = 273.4856$$

$$\dot{M}_v (2796.6 - 2667.6) = 273.4856$$

$$\dot{M}_v = \frac{273.4896}{129} = 2.12 \frac{kg}{min}$$

$$F_v = \dot{M}_v \div \rho_v = 2.12 \div 0.50484 = 4.2 \frac{m^3}{min}$$

Linealización del Balance de Masa

$$\bar{F} = K\sqrt{\bar{H}}$$

$$F_i = \bar{F} + f_i$$

$$F_o = \bar{F} + f_o$$

$$H = \bar{H} + h$$

$$F_i - F_o = \left(\frac{\pi \phi^2}{4} \right) \frac{dH}{dt}$$

$$C = \frac{\pi\phi^2}{4}$$

$$F_i - F_o = (C) \frac{dH}{dt}$$

$$(C) \frac{dH}{dt} = F_i - K\sqrt{H}$$

$$(C) \frac{dH}{dt} = F_i - K\sqrt{H}$$

$$\frac{dH}{dt} = f(H, F_i) = \frac{F_i}{C} - \frac{K\sqrt{H}}{C}$$

$$\frac{dH}{dt} - f(\bar{H}, \bar{F}) = \frac{\partial f}{\partial H}(H - \bar{H}) + \frac{\partial f}{\partial F_i}(F_i - \bar{F})$$

$$f(\bar{H}, \bar{F}) = 0$$

$$\frac{\partial f}{\partial H}_{H=\bar{H}, F_i=\bar{F}} = -\frac{1}{2} \frac{K}{C\sqrt{\bar{H}}} = -\frac{\bar{F}}{\sqrt{\bar{H}}} \frac{1}{2C\sqrt{\bar{H}}} = -\frac{\bar{F}}{2C\bar{H}} = -\frac{1}{RC}$$

$$R = \frac{2\bar{H}}{\bar{F}}$$

$$\frac{\partial f}{\partial F_i}_{H=\bar{H}, F_i=\bar{F}} = \frac{1}{C}$$

$$\frac{dH}{dt} = -\frac{1}{RC}(H - \bar{H}) + \frac{1}{C}(F_i - \bar{F})$$

$$\frac{dh}{dt} = -\frac{1}{RC}h + \frac{1}{C}f_i$$

Transformada de Laplace

$$sH(s) = -\frac{1}{RC}H(s) + \frac{1}{C}f_i$$

$$\frac{H(s)}{F_i(s)} = \frac{\frac{1}{C}}{s + \frac{1}{RC}}$$

$$\frac{H(s)}{F_i(s)} = \frac{R}{RCs + 1}$$

$$\frac{H(s)}{F_i(s)} = \frac{814.57}{105.65s + 1}$$

Calculo de la Ganancia de la válvula y transmisor para el nivel

$$K_T = \frac{100}{100 - 0} = 1$$

$$\bar{w} = F_o \rho$$

$$\bar{w} = C_{v1} \sqrt{h \gamma \rho}$$

$$\bar{w} = (2.5481 * 10^{-7}) \sqrt{0.38 * 35.28 * 10^6} (1000)$$

$$\bar{w} = 0.993 \left(\frac{Kg}{min} \right)$$

$$K_V = \frac{\bar{w} * \ln(50)}{100} = 0.0365$$

$$T_V = 0.05$$

$$G_V = \frac{K_V}{T_V s + 1} = \frac{0.0365}{0.05s + 1}$$

Linealización Balance Energía Total y Balance Energía Serpentin

$$V\rho C_{pv} \left(\frac{dT(t)}{dt} \right) = f(t)\rho C_{pa}T_i + UAT_s(t) - T(t)[UA + f(t)\rho C_{pa}]$$

$$\left(\frac{dT(t)}{dt} \right) = g[F(t), T_s(t), T(t)]$$

$$F(t) = f(t) - \bar{f} \quad \Gamma(t) = T(t) - \bar{T} \quad \Gamma_s = T_s(t) - \bar{T}_s$$

$$\left(\frac{dT_s(t)}{dt} \right) = h[W(t), T_s(t), T(t)]$$

$$V\rho C_v \left(\frac{d\Gamma(t)}{dt} \right) = F(t)\rho C_{pa}(T_i - \bar{T}) + UA\Gamma_s(t) - [UA + \bar{f}\rho C_{pa}]\Gamma(t)$$

Serpentín

$$C_M \frac{d\Gamma_s(t)}{dt} = \lambda W(t) - UA\Gamma_s(t) + UA\Gamma(t)$$

Obtención de Transformada de Laplace

$$\Gamma(s) = \frac{K_f}{c_1s + 1} F(s) + \frac{K_s}{c_1s + 1} \Gamma_s(s)$$

$$\Gamma_s(s) = \frac{K_f}{c_2s + 1} \Gamma(s) + \frac{K_w}{c_2s + 1} W(s)$$

$$c_1 = \frac{V\rho C_{pa}}{UA + C_{pa}\rho\bar{f}}$$

$$c_1 = \frac{(0.057)(1000)(4.1851)}{(40.8526)(0.9078135) + (9.33 * 10^{-4})(1000)(4.1851)} = 5.8196$$

$$c_2 = \frac{C_M}{UA}$$

$$c_2 = \frac{2.18}{(40.8526)(0.9078135)} = 0.0588$$

$$K_f = \frac{\rho C_{pa}(T_i - \bar{T})}{UA + C_{pa}\rho\bar{f}}$$

$$K_f = \frac{(1000)(4.1851)(20 - 92)}{(40.8526)(0.9078135) + (9.33 * 10^{-4})(1000)(4.1851)} = -7351.014$$

$$K_s = \frac{UA}{UA + C_{pa}\rho\bar{f}}$$

$$K_s = \frac{(0.9078135)(40.8526)}{(40.8526)(0.9078135) + (9.33 * 10^{-4})(1000)(4.1851)} = 0.904743$$

$$K_w = \frac{\lambda}{UA}$$

$$K_w = \frac{2665.67}{(40.8526)(0.9078135)} = 71.87702$$

Laplace de las funciones de Transferencia de Balances de Energía

$$\Gamma(s) = \frac{-7351.014}{5.8196s + 1} F(s) + \frac{0.904743}{5.8196s + 1} \Gamma_s(s)$$

$$\Gamma_s(s) = \frac{1}{0.0588s + 1} \Gamma(s) + \frac{71.88}{0.0588s + 1} W(s)$$

Función de Transferencia de la Válvula en Control Temperatura

$$G_v(s) = \frac{K_v}{\tau_v s + 1}$$

$$K_v = \frac{\bar{w}(\ln \alpha)}{100}$$

$$\bar{w} = C_{v2} \sqrt{\frac{\Delta P}{G_{sv}}}$$

$$\bar{w} = 0.78575 \sqrt{\frac{10}{0.35}} = 4.2 \frac{kg}{m^3}$$

$$K_v = \frac{4.2(\ln 50)}{100} = 0.1643 \quad \tau_v = 0.20 \text{ min}$$

$$G_v(s) = \frac{0.1643}{0.20s + 1}$$

Función Transferencia Transmisor en Control Temperatura

$$G_T(s) = \frac{K_T}{\tau_T s + 1}$$

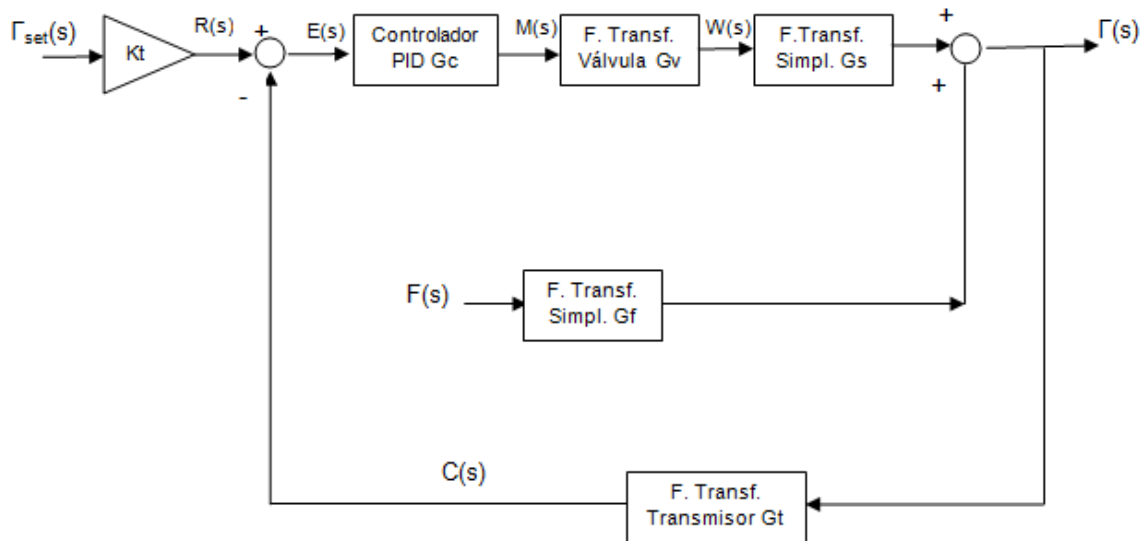
$$K_T = \frac{100 - 0}{150 - 20} = 0.7692 \quad \tau_T = 0.75 \text{ min}$$

$$G_T(s) = \frac{0.7692}{0.75s + 1}$$

Cálculo de Presión en el Intercambiador de Calor

$$P = e^{\left(A_w - \frac{B_w}{C_w + T_s}\right)}$$

Diagrama de Bloques Simplificado de Control Temperatura con Válvula y Transmisor



Funciones de Transferencia de Diagrama de Bloques Simplificado

$$G_f(s) = \frac{K_f(c_2s + 1)}{(c_1s + 1)(c_2s + 1) - K_s}$$

$$G_f(s) = \frac{-7351.014(0.0588s + 1)}{(5.8196s + 1)(0.0588s + 1) - 0.904743}$$

$$G_f(s) = \frac{-432.093s - 7351.014}{0.3421s^2 + 5.8783s + 0.0953}$$

$$G_s(s) = \frac{K_w K_s}{(c_1s + 1)(c_2s + 1) - K_s}$$

$$G_s(s) = \frac{65.03}{0.3421s^2 + 5.8783s + 0.0953}$$

- ◆ Discretización mediante Euler Progresivo

$$\left(\frac{\pi\phi^2}{4}\right) \frac{dT}{dt} = (F_i T_i - C_{vi} \sqrt{h\gamma} T) + \frac{UA(T_s - T)}{\rho C_{pa}}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{1}{h} \left(\frac{4}{\pi \phi^2} \right) \left\{ (F_i T_i - C_{vi} \sqrt{h\gamma} T) + \frac{UA(T_s - T)}{\rho C_{pa}} \right\}$$

$$\frac{dT}{dt} = \left(\frac{4}{h\pi\phi^2} \right) (F_i T_i - C_{vi} \sqrt{h\gamma} T) + \left(\frac{4}{h\pi\phi^2} \right) \frac{UA(T_s - T)}{\rho C_{pa}}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{4F_i T_i}{h\pi\phi^2} - \frac{4C_{vi} \sqrt{h\gamma} T}{h\pi\phi^2} + \frac{4UAT}{h\pi\phi^2 \rho C_{pa}} - \frac{4UAT}{h\pi\phi^2 \rho C_{pa}}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{4F_i T_i}{h\pi\phi^2} - \frac{4T}{\pi\phi^2 h} \left(C_{vi} \sqrt{h\gamma} + \frac{UA}{\rho C_{pa}} \right) + \frac{4UAT}{h\pi\phi^2 \rho C_{pa}}$$

$$A = \frac{4F_i T_i}{h\pi\phi^2}$$

$$B = C_{vi} \sqrt{h\gamma} + \frac{UA}{\rho C_{pa}}$$

$$Si \quad \frac{dT}{dt} \approx \frac{T_{k+1} - T_k}{\Delta T}$$

$$\frac{T_{k+1} - T_k}{\Delta T} = A - \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k + \frac{4UAT_{sk}}{h\pi\phi^2 \rho C_{pa}}$$

De donde

$$T_{k+1} = T_k + \Delta T \left\{ A - \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k + \frac{4UAT_{sk}}{h\pi\phi^2 \rho C_{pa}} \right\}$$

$$C = \frac{4UA}{h\pi\phi^2 \rho C_{pa}}$$

$$T_{k+1} = T_k + \Delta T \left\{ A - \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k + CT_{sk} \right\} \quad (a)$$

Para hallar la acción de control de T_{sk}

Sea $T_{k+1} = T_{des\ k+1}$ en (a)

$$T_{des\ k+1} = T_k + \Delta T \left\{ A - \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k + CT_{sk} \right\}$$

$$T_{des\ k+1} - T_k - \Delta TA + \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k = \Delta TCT_{sk}$$

De donde

$$T_{sk} = \frac{1}{\Delta TC} \left\{ T_{des\ k+1} - \Delta TA + \left(\frac{4B}{h\pi\phi^2} - 1 \right) T_k \right\} \quad (*)$$

Para hallar la acción de control W_k

$$\frac{dT_s}{dt} = W\lambda - \frac{UA(T_s - T)}{C_m}$$

$$Si \quad \frac{dT_s}{dt} \approx \frac{T_{sk+1} - T_{sk}}{\Delta T}$$

$$\frac{T_{sk+1} - T_{sk}}{\Delta T} = W_k\lambda - \frac{UA(T_{sk} - T_k)}{C_m}$$

$$T_{sk+1} = T_{sk} + \Delta T \left\{ W_k\lambda - \frac{UA(T_{sk} - T_k)}{C_m} \right\} \quad (b)$$

Reemplazando en (a)

$$T_{k+1} = T_k + \Delta T \left\{ A - \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k + C \left[T_{sk} + \Delta T \left\{ W_k\lambda - \frac{UA(T_{sk} - T_k)}{C_m} \right\} \right] \right\}$$

Sea $T_{k+1} = T_{des\ k+1}$ en (c)

$$T_{des\ k+1} = T_k + \Delta T \left\{ A - \frac{4B}{h\pi\phi^2} T_k + C \left[T_{sk} + \Delta TW_k\lambda - \frac{\Delta TUA(T_{sk} - T_k)}{C_m} \right] \right\}$$

$$T_{des\ k+1} = T_k + \Delta TA - \frac{4\Delta TB}{h\pi\phi^2} T_k + \Delta TC \left[T_{sk} + \Delta TW_k \lambda - \frac{\Delta TUA(T_{sk} - T_k)}{C_m} \right]$$

$$W_k = \frac{1}{C\lambda\Delta T^2} \left\{ T_{des\ k+1} - T_k - \Delta TA + \frac{4\Delta TB}{h\pi\phi^2} T_k - \Delta TC \left[T_{sk} - \frac{\Delta TUA(T_{sk} - T_k)}{C_m} \right] \right\}$$

◆ Códigos en Matlab

Modelamiento Tanque Continuasmente Agitado Presurizado con Chaqueta Térmica mediante el método de Euler.

Modelochaqueta.m

```
clear all

%GEOMETRIA DEL TANQUE
D=0.4064;%diámetro Tanque
ho=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
V=0.057;%volumen tanque
X=(pi*D*D)/4;

%VALVULAS DE CONTROL
Cv1=2.54e-7;%constante de descarga de la válvula
Cv2=0.78575;%constante de descarga de la válvula de vapor
DeltaP=10; % caída de presión válvula

%PROPIEDADES DEL AGUA
GSv=0.35;%gravedad específica del vapor
Cpa=4.1851;%calor específico del agua
Cpv=1.99512; %calor específico del vapor
Ro=1000; %Densidad del agua
Rov=0.50484;%3.83;% Densidad del vapor
Lamda=2282; %Calor latente de evaporación a 90 grados
Pe=35.28e6; %Peso específico del agua

%COEFICIENTES ANTOINE PRESION
Aw=23.636;%Celsius Antoine cte
Bw=4169.84;%Antoine constante
Cw=244.485;%Antoine constante

%CONDICIONES INICIALES
Ti=20; %Temperatura inicial del fluido
Tji=260;%Temperatura inicial chaqueta
T=92; %Temperatura final tanque
Fin=9.33e-4;%Flujo de entrada al tanque
Fjin=4.2;%Flujo de vapor de entrada a la chaqueta

%GEOMETRIA DE LA CHAQUETA
Vj=0.16;%Volumen chaqueta
U=40.8526;%coeficiente de transferencia de calor total
```

```

A=0.83; %area de transferencia de calor

tiempo=0;
n=5000;

%CONDICIONES INICIALES SIMULACION
time(1)=0;
hDOT(1)=0;
hTDOT(1)=0;
TJDOT(1)=0;
delta=0.01;
h(1)=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
T(1)=20; %Temperatura agua
Tj(1)=260;%Temperatura inicial chaqueta
hT(1)=h(1)*T(1);
TJT(1)=Tj(1)*T(1);

for i=1:n
tiempo=tiempo+delta;

hDOT(i)=(Fin-Cv1*(h(i)*Pe)^0.5)/X;
hTDOT(i)=(Fin*Ti-(Cv1*T(i)*(h(i)*Pe)^0.5))+(U*A*((Tj(i)-
T(i)))/(Ro*Cpa))/X;
TJDOT(i)=(((Cv2*(DeltaP/GSv)^0.5))/Vj)*(Tji-Tj(i))-(U*A*(Tj(i)-
T(i)))/(Vj*Rov*Cpv));

%METODO DE EULER
h(i+1)= h(i)+hDOT(i)*delta;
hT(i+1)=hT(i)+hTDOT(i)*delta;
TJT(i+1)=TJT(i)+TJDOT(i)*delta;
T(i+1)=hT(i)/h(i);
Tj(i+1)=TJT(i)/T(i);
time(i+1)=tiempo;

end
%CALCULO DE LA PRESION EN LA CHAQUETA
Pj= exp(Aw-(Bw./(Tj+Cw)));

%
GRAFICAS

%ALTURA TANQUE
figure(1)
plot(time,h);
title('Altura del Fluido en el Tanque')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Altura [m] ')
grid on

%TEMPERATURA EN EL TANQUE
figure(2)
plot(time,T);
title('Temperatura del Tanque')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on

```

```

%TEMPERATURA CHAQUETA
figure (3)
plot(time,Tj);
title('Temperatura de la Chaqueta ')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on

%PRESION EN LA CHAQUETA
figure(4)
plot(time,Pj);
title('Presión de la Chaqueta Térmica ')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Presion [Pa] ')
grid on

%PRESION EN LA CHAQUETA VS TEMPERATURA
figure(5)
plot(Tj,Pj);
title('Presion de la Chaqueta Térmica')
xlabel('Temperatura[°C]')
ylabel('Presion [Pa] ')
grid on

```

Modelamiento Tanque Continuamente Agitado Presurizado con Serpentin
mediante el método de Euler.

Serpentin.m

```

clear all

%GEOMETRIA DEL TANQUE
D=0.4064;%diámetro Tanque
ho=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
X=(pi*D*D)/4;
V=0.057;%volumen tanque

%VALVULAS DE CONTROL
Cv1=2.54815332978e-7;%constante de descarga de la válvula
Cv2=0.78575;%constante de descarga de la válvula de vapor
DeltaP=10; % caida de presion valvula

%PROPIEDADES DEL AGUA
GSv=0.35;%gravedad especifica del vapor
Cpa=4.1851;%calor específico del agua
Cpv=1.99512; %calor específico del vapor
Ro=1000; %Densidad del agua
Rov=0.50484;%3.83;% Densidad del vapor
Lamda=2665.67;%2282; %Calor latente de evaporacion a 90 grados
Pe=35.28e6; %Peso específico del agua

%COEFICIENTES ANTOINE PRESION
Aw=23.636;%Celsius Antointe cte

```

```

Bw=4169.84;%Antoine constante
Cw=244.485;%Antoine constante

%SERPENTIN
Vs=6.4420e-4;%Volumen serpentín
U=69.78;%coeficiente de transferencia de calor total
A=0.9078135; %area de transferencia de calor
Cm=2.18;%Capacidad calorífica metal

%CONDICIONES INICIALES
Ti=20; %Temperatura inicial del fluido
Tsi=260;%Temperatura inicial serpentín
T=92; %Temperatura final tanque
Fin=9.33e-4;%Flujo de entrada al tanque
Fsin=4.2;%Flujo de vapor de entrada a la chaqueta

tiempo=0;
n=5000;
time(1)=0;
hDOT(1)=0;
hTDOT(1)=0;
TJDOT(1)=0;
delta=0.01;
h(1)=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
T(1)=20; %Temperatura agua
Ts(1)=260;%Temperatura inicial chaqueta
hT(1)=h(1)*T(1);
TST(1)=Ts(1)*T(1);

for i=1:n
tiempo=tiempo+delta;

hDOT(i)=(Fin-Cv1*(h(i)*Pe)^0.5)/X;
hTDOT(i)=(Fin*Ti-(Cv1*T(i)*(h(i)*Pe)^0.5))+(U*A*((Ts(i)-
T(i)))/(Ro*Cpa))/X;
TSDOT(i)=(((Cv2*(DeltaP/GSv)^0.5))*Lamda/Cm)-(U*A*(Ts(i)-T(i))/Cm);

%METODO DE EULER
h(i+1)= h(i)+hDOT(i)*delta;
hT(i+1)=hT(i)+hTDOT(i)*delta;
TST(i+1)=TST(i)+TSDOT(i)*delta;
T(i+1)=hT(i)/h(i);
Ts(i+1)=TST(i)/T(i);
time(i+1)=tiempo;

end

%CALCULO DE PRESION
Ps= exp(Aw-(Bw./(Ts+Cw)));

%
GRAFICAS

%ALTURA TANQUE
figure(1)

plot(time,h);
title('h vs tiempo')

```

```

xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Altura h [m] ')
grid on

%TEMPERATURA EN EL TANQUE
figure(2)
plot(time,T);
title('Temperatura vs Tiempo')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on

%TEMPERATURA SERPENTIN
figure (3)
plot(time,Ts);
title('Temperatura Serpentin vs Tiempo')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on

%PRESION EN EL SERPENTIN
figure(4)
plot(time,Ps);
title('Presion vs Tiempo')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Presion [Pa] ')
grid on

%PRESION EN EL SERPENTIN VS TEMPERATURA
figure(5)
plot(Ts,Ps);
title('Presion vs Temperatura')
xlabel('Temperatura[°C]')
ylabel('Presion [Pa] ')
grid on

```

Modelamiento Tanque Continuamente Agitado Presurizado con Chaqueta Térmica mediante el método de Runge-Kutta cuarto orden.

```

clear all

%GEOMETRIA DEL TANQUE
D=0.4064;%diámetro Tanque
ho=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
V=0.057;%volumen tanque
X=(pi*D*D)/4;

%VALVULAS DE CONTROL
Cv1=2.54e-7;2.54815332978e-7;%constante de descarga de la válvula
Cv2=0.78575;%constante de descarga de la válvula de vapor
DeltaP=10; % caída de presion valvula

%PROPIEDADES DEL AGUA
GSv=0.35;%gravedad especifica del vapor
Cpa=4.1851;%calor específico del agua
Cpv=1.99512; %calor específico del vapor

```



```

Ro=1000; %Densidad del agua
Rov=0.50484;% Densidad del vapor
Lamda=2282; %Calor latente de evaporacion a 90 grados
Pe=35.28e6; %Peso especifico del agua

%COEFICIENTES ANTOINE PRESION
Aw=23.636;%Celsius Antoine cte
Bw=4169.84;%Antoine constante
Cw=244.485;%Antoine constante

%CONDICIONES INICIALES
Ti=20; %Temperatura inicial del fluido
Tji=260;%Temperatura inicial chaqueta
T=92; %Temperatura final tanque
Fin=9.33e-4;%Flujo de entrada al tanque
Fjin=4.2;%Flujo de vapor de entrada a la chaqueta

%GEOMETRIA DE LA CHAQUETA
Vj=0.16;%Volumen chaqueta
U=40.8526;%coeficiente de transferencia de calor total
A=0.83; %area de transferencia de calor

tiempo=0;
n=5000;

%CONDICIONES INICIALES SIMULACION
time(1)=0;
hDOT(1)=0;
hTDOT(1)=0;
TJDOT(1)=0;
delta=0.01;
h(1)=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
T(1)=20; %Temperatura agua
Tj(1)=260;%Temperatura inicial chaqueta
hT(1)=h(1)*T(1);
TJT(1)=Tj(1)*T(1);

for i=1:n
tiempo=tiempo+delta;

%ECUACIONES
hDOT(i)=(Fin-Cv1*(h(i)*Pe)^0.5)/X;
hTDOT(i)=(Fin*Ti-(Cv1*T(i)*(h(i)*Pe)^0.5))+(U*A*((Tj(i)-
T(i)))/(Ro*Cpa))/X;
TJDOT(i)=(((Cv2*(DeltaP/GSv)^0.5))/Vj)*(Tji-Tj(i))-(U*A*(Tj(i)-
T(i)))/(Vj*Rov*Cpv));

%RUNGE KUTTA

K11(i)=delta*hDOT(i);
K12(i)=delta*hTDOT(i);
K13(i)=delta*TJDOT(i);

K21(i)=delta*((Fin-Cv1*((h(i)+K11(i)/2)*Pe)^0.5)/X);

```



```

xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on

%PRESION EN LA CHAQUETA
figure(4)
plot(time,Pj);
title('Presion en el Tanque')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Presión [Pa] ')
grid on

%PRESION EN LA CHAQUETA VS TEMPERATURA
figure(5)
plot(Tj,Pj);
title('Presion vs Temperatura')
xlabel('Temperatura[°C]')
ylabel('Presion [Pa] ')
grid on

```

Modelamiento Tanque Continuamente Agitado Presurizado con Serpentín de Runge-Kutta cuarto orden.

```

clear all
close all
clc
workspace
%Geometria del Tanque
D=0.4064;%diámetro Tanque
ho=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
V=0.057;%volumen tanque

%Valvulas de control
Cv1=2.54e-7;%2.54815332978e-7;%constante de descarga de la válvula
Cv2=0.78575;%constante de descarga de la válvula de vapor
GSv=0.35;%gravedad especifica del vapor
Cpa=4.1851;%calor específico del agua
Cpv=1.99512; %calor específico del vapor
DeltaP=10; % caida de presion valvula

%Propiedades del agua
Ti=20; %Temperatura inicial del fluido
Tsi=260;%Temperatura inicial chaqueta
T=92; %Temperatura final tanque
Vj=6.4420e-4;%Volumen chaqueta
Ro=1000; %Densidad del agua
Rov=0.50484;% Densidad del vapor
Lamda=2665.67; %Calor latente de evaporacion a 90 grados
Pe=35.28e6; %Peso específico del agua
Aw=23.636;%Celsius Antoine cte
Bw=4169.84;%Antoine constante
Cw=244.485;%Antoine constante
Cm=2.18;%Capacidad calorifica metal

U=69.78;%coeficiente de transferencia de calor total
A=0.9078135; %area de transferencia de calor

```

```

tiempo=0;

X=(pi*D*D)/4;
Fin=9.33e-4;%Flujo de entrada al tanque
Fsin=4.2;%Flujo de vapor de entrada a la chaqueta

n=5000;
time(1)=0;
hDOT(1)=0;
hTDOT(1)=0;
TJDOT(1)=0;
delta=0.01;
h(1)=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
T(1)=20; %Temperatura agua
Tji(1)=260;%Temperatura inicial chaqueta
hT(1)=h(1)*T(1);
TST(1)=Ts(1)*T(1);

for i=1:n

tiempo=tiempo+delta;

hDOT(i)=(Fin-Cv1*(h(i)*Pe)^0.5)/X;
hTDOT(i)=(Fin*Ti-(Cv1*T(i)*(h(i)*Pe)^0.5))+(U*A*((Ts(i)-
T(i)))/(Ro*Cpa))/X;
TSDOT(i)=(((Cv2*(DeltaP/GSv)^0.5))/Vj)*(Tji-Tj(i))-(U*A*(Tj(i)-
T(i)))/(Vj*Rov*Cpv));

%METODO DE RUNGE KUTTA
K11(i)=delta*hDOT(i);
K12(i)=delta*hTDOT(i);
K13(i)=delta*TSDOT(i);

K21(i)=delta*((Fin-Cv1*((h(i)+K11(i)/2)*Pe)^0.5)/X);
K22(i)=delta*((Fin*Ti-
(Cv1*(T(i)+K12(i)/2)*((h(i)+K11(i)/2)*Pe)^0.5))+(U*A*((Ts(i)+K13(i)/2)-
(T(i)+K12(i)/2)))/(Ro*Cpa))/X);
K23(i)=delta*((((Cv2*(DeltaP/GSv)^0.5))*Lamda/Cm)-(U*A*((Ts(i)+K13(i)/2)-
(T(i)+K12(i)/2))/Cm));

K31(i)=delta*((Fin-Cv1*((h(i)+K21(i)/2)*Pe)^0.5)/X);
K32(i)=delta*((Fin*Ti-
(Cv1*(T(i)+K22(i)/2)*((h(i)+K21(i)/2)*Pe)^0.5))+(U*A*((Ts(i)+K23(i)/2)-
(T(i)+K22(i)/2)))/(Ro*Cpa))/X);
K33(i)=delta*((((Cv2*(DeltaP/GSv)^0.5))*Lamda/Cm)-(U*A*((Ts(i)+K23(i)/2)-
(T(i)+K22(i)/2))/Cm));

K41(i)=delta*((Fin-Cv1*((h(i)+K31(i))*Pe)^0.5)/X);
K42(i)=delta*((Fin*Ti-
(Cv1*(T(i)+K32(i))*((h(i)+K31(i))*Pe)^0.5))+(U*A*((Ts(i)+K33(i))-
(T(i)+K32(i)))/(Ro*Cpa))/X);
K43(i)=delta*((((Cv2*(DeltaP/GSv)^0.5))*Lamda/Cm)-(U*A*((Ts(i)+K33(i))-
(T(i)+K32(i)))/Cm));

h(i+1)= h(i)+(K11(i)+2*K21(i)+2*K31(i)+K41(i))/6;
hT(i+1)=hT(i)+(K12(i)+2*K22(i)+2*K32(i)+K42(i))/6;

```


Ztemperaturanolineal.m

```
clear all
%Tiempo Muestreo
tm=0.01

%Constantes Válvula
Cv2=0.78575;
DeltaP=10;
Gfs=0.35;
Rov=0.50484;
w=Cv2*((DeltaP/Gfs)^0.5);
Kv=(w*(log(50)))/100;
tv=0.20;

%Constantes Gs
Lamda=2665.67;
U=69.78;
A=0.9078135;
Fin=9.33e-4;
Ro=1000;
Cpa=4.1851;
V=0.057;
Cm=2.18;
Tin=20;
Tt=92;
Kw=Lamda/(U*A);
Ks=(U*A)/((U*A)+Fin);
Kf=(Fin*Tin)/((U*A)+Fin);
c1=(V*Ro*Cpa)/((U*A)+Fin);
c2=Cm/(U*A);

%Constantes Transmisor
Kt=0.7692;
tt=0.75;
```

Control PID Analógico de Nivel

Matlabcontrolnivel.m

```
clear all

%Parámetros Planta
hset=0.38;
Fin=9.33e-4;
D=0.4064;

%Calculos transformada de Laplace
X=(pi*D*D)/4;
R=hset/Fin;
invR=1/R;
K=X/invR;

%Constantes Controladores PI
Kp=10;%7;%constante proporcional
ti=10;%20;%tiempo integral
```

```

%Constantes Funcion Transferencia Valvula
Cv1=2.5481e-7;
hset=0.38;
Pe=35.28e6;
Ro=1000;
tv=0.05;

%Constante Transmisor
Kt=1;

%Calculo Valvula
w=Cv1*(hset*Pe)^0.5*Ro;
Kv=(w*(log(50)))/100;

%Funcion transferencia Controlador
numc=[Kp*ti Kp];
denc=[ti 0];
Gc=tf(numc,denc);

%Funcion de transferencia Valvula
numv=[Kv];
denv=[tv 1];
Gv=tf(numv,denv);

%Funcion transferencia Planta
num=[R];
den=[K 1];
P=tf(num,den);

%Serie Controlador con Valvula
GCV=series(Gc,Gv);

%Serie
GS=series(GCV,P);

%Lazo cerrado

GT=feedback(GS,Kt);

%Gráfico Función Lazo cerrado
NIVEL=step(0.38*GT,100);
step(0.38*GT,100)
ylabel('Altura [m]')
xlabel('Tiempo [s]')
title('Altura en Tanque vs Tiempo')
grid on

```

Control PID Analógico Temperatura

Temperaturanosimplificado.m

```
clear all
```

```
%Constantes Controlador
```

```

Kp=1;
ti=8;
td=0.4;

%Constantes Válvula
Cv2=0.78575;
DeltaP=10;
Gfs=0.35;
Rov=0.50484;
w=Cv2*((DeltaP/Gfs)^0.5);
Kv=(w*(log(50)))/100;
tv=0.20;

%Constantes Gs
Lamda=2665.67;
U=69.78;
A=0.9078135;
Fin=9.33e-4;
Ro=1000;
Cpa=4.1851;
V=0.057;
Cm=2.18;
Tin=20;
Tt=92;
Kw=Lamda/(U*A);
Ks=(U*A)/((U*A)+(Fin*Ro*Cpa));
Kf=Ro*Cpa*(Tin-Tt)/((U*A)+(Fin*Ro*Cpa));
c1=(V*Ro*Cpa)/((U*A)+(Fin*Ro*Cpa));
c2=Cm/(U*A);

%Constantes Transmisor
Kt=0.7692;
tt=0.75;

%FT Controlador
numc=[Kp*ti*td Kp*ti Kp];
denc=[0 ti 0];
Gc=tf(numc,denc);

%FT Valvula
numv=[Kv];
denv=[tv 1];
Gv=tf(numv,denv);

%Funcion Transferencia Gw
numw=[Kw];
denw=[c2 1];
Gw=tf(numw,denw);

%FT Gs
nums=[Ks];
dens=[c1 1];
Gs=tf(nums,dens);

%FT Gf
numf=[Kf];
denf=[c1 1];
Gf=tf(numf,denf);

```



```

%FT Ga
numa=[1];
dena=[c2 1];
Ga=tf(numa,dena);
%FT Transmisor
numtr=[Kt];
dentr=[tt 1];
Gt=tf(numtr,dentr);

%Serie Controlador Valvula
GCV=series(Gc,Gv);

%Serie Gs Controlador Valvula
GT1=series(GCV,Gs);

%Lazo Cerrado sin flujo
GTTSF=feedback(GT1,Gt);
%Suma Gs + Gf
GSF=GT1+Gf;

%Lazo Cerrado
GTT=feedback(GSF,Gt);

```

Seguimiento de Trayectoria manipulando el flujo de vapor de entrada al serpentín

Controltrayectoriaflujo.m

```

clear all
close all
clc
workspace

%Geometria del Tanque
D=0.4064;%diámetro Tanque
ho=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
X=(pi*D*D)/4;

Fin=9.33e-4;%Flujo de entrada al tanque

%Valvulas de control
Cv1=2.54815332978e-7;%constante de descarga de la válvula
Cpa=4.1851;%calor específico del agua

%Constante Controlador
K=0.1;%0.009875;

%Propiedades del agua
Ti=20; %Temperatura inicial del fluido
Tset=92; %Temperatura final tanque
Ro=1000; %Densidad del agua
Lamda=2665.67;%Calor latente de evaporacion a 90 grados
Pe=35.28e6; %Peso específico del agua

%Constantes transferencia de calor

```

```

U=69.78;%coeficiente de transferencia de calor total
A=0.9078135; %area de transferencia de calor
Cm=2.18;%0.3898;%Capacidad calorifica cobre

%COEFICIENTES ANTOINE PRESION
Aw=23.636;%-2.393429e6;%Celsius Antoine cte
Bw=4169.84;%15.70; %Antoine constante
Cw=244.485;%460;

%Condiciones Iniciales

tiempo=0;
time(1)=0;
TskDOT(1)=0;
TkDOT(1)=0;
Tk(1)=20; %Temperatura agua
Tsk(1)=260;%Temperatura inicial serpentín
Wk(1)=4.2;%Flujo de vapor serpentín
Wkc(1)=4.2;

delta=0.01;%Tamano del paso

n=1000;%Numero de muestras

Tdes(1)=Tk(1);

for i=1:n
tiempo=tiempo+delta;

%Control basado en el metodo de euler progresivo

Ak=(4*Fin*Ti)/(pi*(D^2)*ho);
Bk=(Cv1*(ho*Pe)^0.5)+(U*A)/(Ro*Cpa);
Ck=(4*U*A)/((pi*(D^2)*ho)*Ro*Cpa);

%Generacion de trayectoria
aux = i/(i+5000);
Tdes(i+1)= Tdes(i)*(1-aux)+ aux*Tset;

Wk(i)=(1/(Lamda*delta^2))*[Tdes(i+1)-Tk(i)*(1-
(delta*4*Bk)/(pi*(D^2)*ho)+(U*A*delta^2)/Cm)-Tsk(i)*(Ck*delta-
(U*A*delta^2)/Cm)-delta*Ak];
Wkc(i)=K*Wk(i);
TskDOT(i)=Wkc(i)*Lamda-(U*A*(Tsk(i)-Tk(i)))/Cm;
TkDOT(i)=Ak-(4*Bk*Tsk(i))/(pi*(D^2)*ho)+Ck*Tsk(i);

Tsk(i+1)=Tsk(i)+TskDOT(i)*delta;
Tk(i+1)=Tk(i)+TkDOT(i)*delta;

time(i+1)=tiempo;

end

```

```

%
%TEMPERATURA EN EL TANQUE

figure(1)
plot(time,Tk);
hold on
plot(time,Tdes,'--r')
title('Temperatura en el Tanque')
legend('Temperatura','Temperatura Deseada')
xlabel('Tiempo[min]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on

%TEMPERATURA EN EL SERPENTIN

figure(2)
plot(time,Tsk);
title('Temperatura en el Serpentin')
xlabel('Tiempo[min]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on

%FLUJO EN EL SERPENTIN

figure(3)
ts=0.01:delta:n/100;
plot(ts,Wkc);
title('Flujo de Entrada de Vapor al Serpentin')
xlabel('Tiempo[ minutos]')
ylabel('Flujo [m^3] ')
grid on
%PRESION EN EL SERPENTIN
Psk= exp(Aw-(Bw./(Tsk+Cw)));
figure(4)
plot(time,Psk)
title('Presion en el Serpentin')
xlabel('Tiempo[ minutos]')
ylabel('Presion [Pa] ')
grid on

```

Seguimiento de Trayectoria manipulando la temperatura en el serpentín

Controltrayectoria.m

```

clear all
close all
clc
workspace

%Geometria del Tanque
D=0.4064;%diámetro Tanque
ho=0.38;%altura inicial del fluido del tanque
X=(pi*D*D)/4;

```

```

Fin=9.33e-4;%Flujo de entrada al tanque

%Valvulas de control
Cv1=2.54815332978e-7;%constante de descarga de la válvula
Cpa=4.1851;%calor específico del agua

%COEFICIENTES ANTOINE PRESION
Aw=23.636;%-2.393429e6;%Celsius Antoine cte
Bw=4169.84;%15.70; %Antoine constante
Cw=244.485;%460;

%Constante Controlador
K=0.00988;

%Propiedades del agua
Ti=20; %Temperatura inicial del fluido
Tset=92; %Set Point de la temperatura
Ro=1000; %Densidad del agua
Pe=35.28e6; %Peso específico del agua

%Constantes para la transferencia de calor

U=69.78;%coeficiente de transferencia de calor total
A=0.9078135; %area de transferencia de calor

%Condiciones Iniciales

tiempo=0;
time(1)=0;
TkDOT(1)=0;
Tk(1)=20;
Tsk(1)=260;
Tskc(1)=260;
Tdes(1)=Tk(1);

delta=0.01;%Tamano del paso

n=1000;%Numero de muestras

for i=1:n

tiempo=tiempo+delta;

%Control basado en el metodo de euler progresivo

Ak=(4*Fin*Ti)/(pi*(D^2)*ho);%Constante
Bk=(Cv1*(ho*Pe)^0.5)+(U*A)/(Ro*Cpa);%Constante
Ck=(4*U*A)/((pi*(D^2)*ho)*Ro*Cpa);%Constante

%Generacion de trayectoria
aux = i/(i+5000);
Tdes(i+1)= Tdes(i)*(1-aux)+ aux*Tset;

Tsk(i)=(1/(delta*Ck))*(Tdes(i+1)-delta*Ak+(((4*Bk)/(pi*(D^2)*ho))-
1)*Tk(i));
Tskc(i)=K*Tsk(i);

```

```
TkDOT(i)=Ak-(4*Bk*Tk(i))/(pi*(D^2)*ho)+Ck*Tskc(i);
```

```
Tk(i+1)=Tk(i)+TkDOT(i)*delta;
```

```
time(i+1)=tiempo;
```

```
end
```

```
%
```

GRAFICAS

```
%TEMPERATURA EN EL TANQUE
```

```
figure(1)
plot(time,Tk);
hold on
plot(time,Tdes,'--r')
title('Temperatura en el Tanque')
legend('Temperatura','Temperatura Deseada')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on
```

```
%TEMPERATURA EN EL SERPENTIN
```

```
figure(2)
ts=0.01:delta:n/100;
plot(ts,Tskc);
title('Temperatura en el Serpentin')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Temperatura [°C] ')
grid on
```

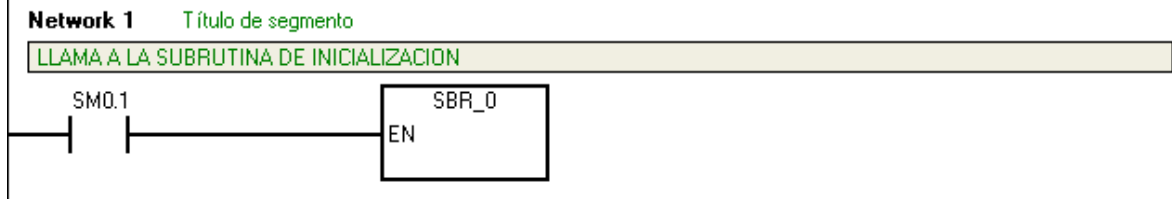
```
Psk= exp(Aw-(Bw./(Tskc+Cw)));
```

```
%PRESION EN EL SERPENTIN
```

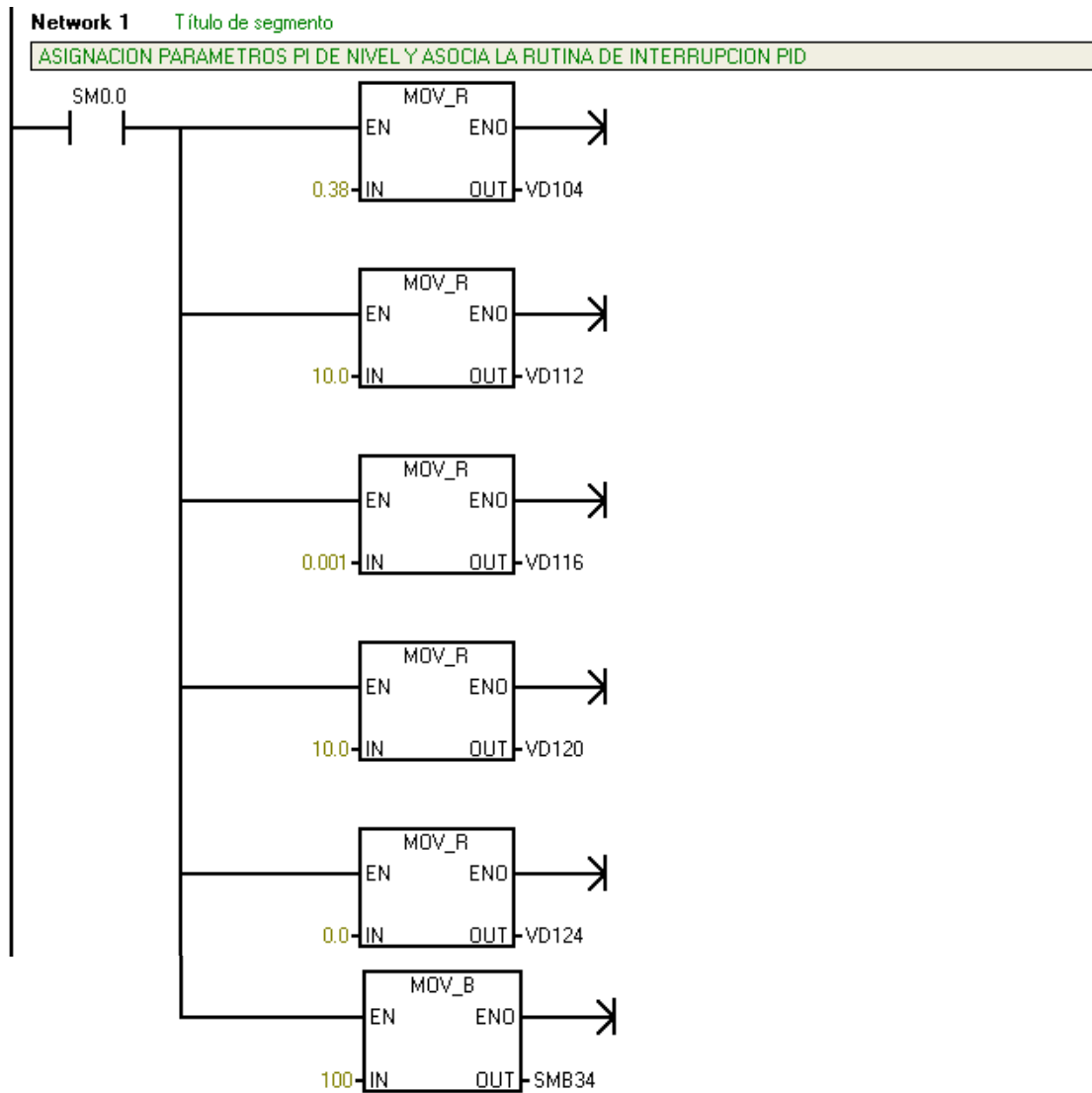
```
figure(3)
plot(ts,Psk)
title('Presion en el Serpentin')
xlabel('Tiempo[minutos]')
ylabel('Presion [Pa] ')
grid on
```

Implementación de parámetros PID en el PLC

PRINCIPAL

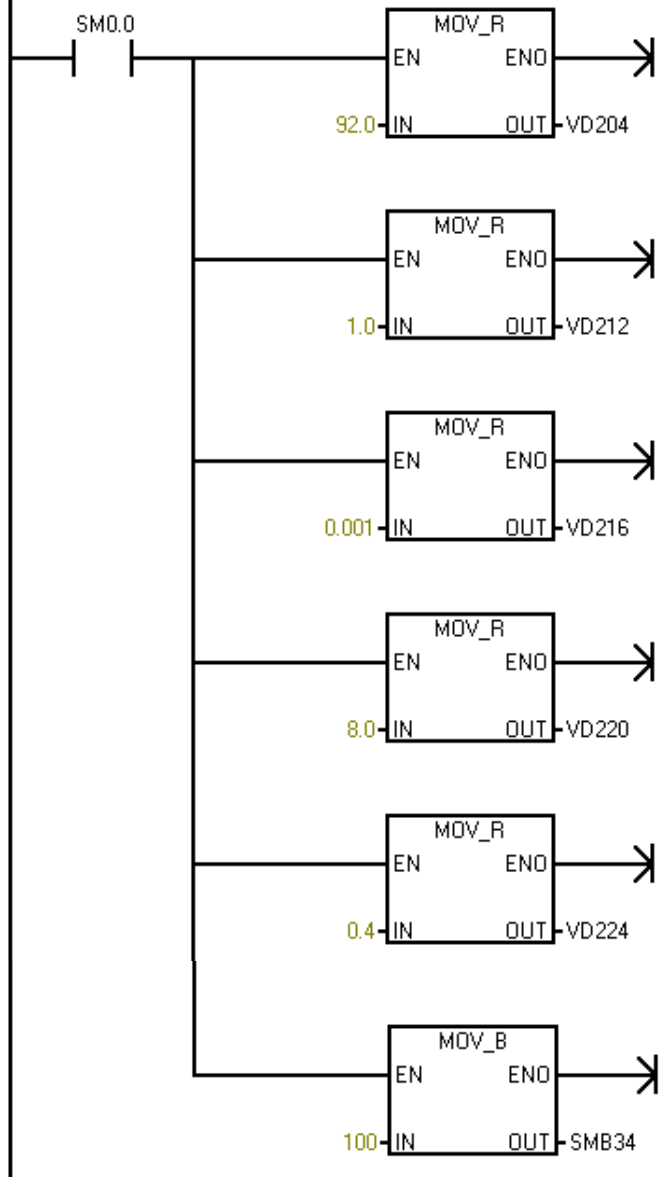


SBR_0



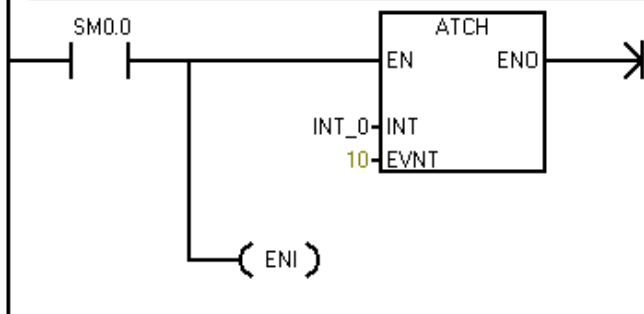
Network 2

ASIGNACION PARAMETROS PID DE TEMPERATURA Y ASOCIA LA RUTINA DE INTERRUPCION PID

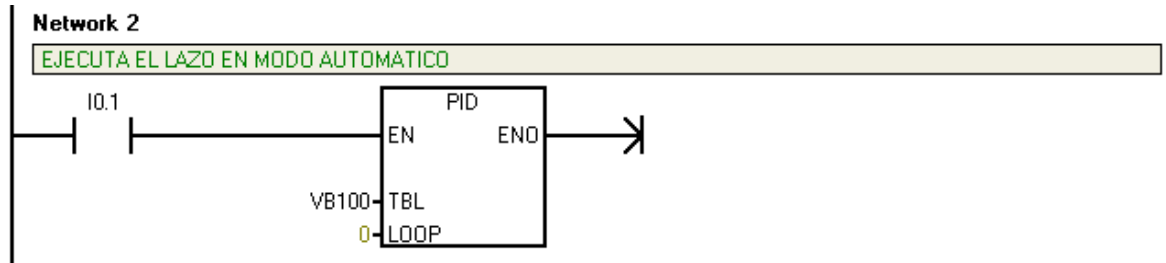
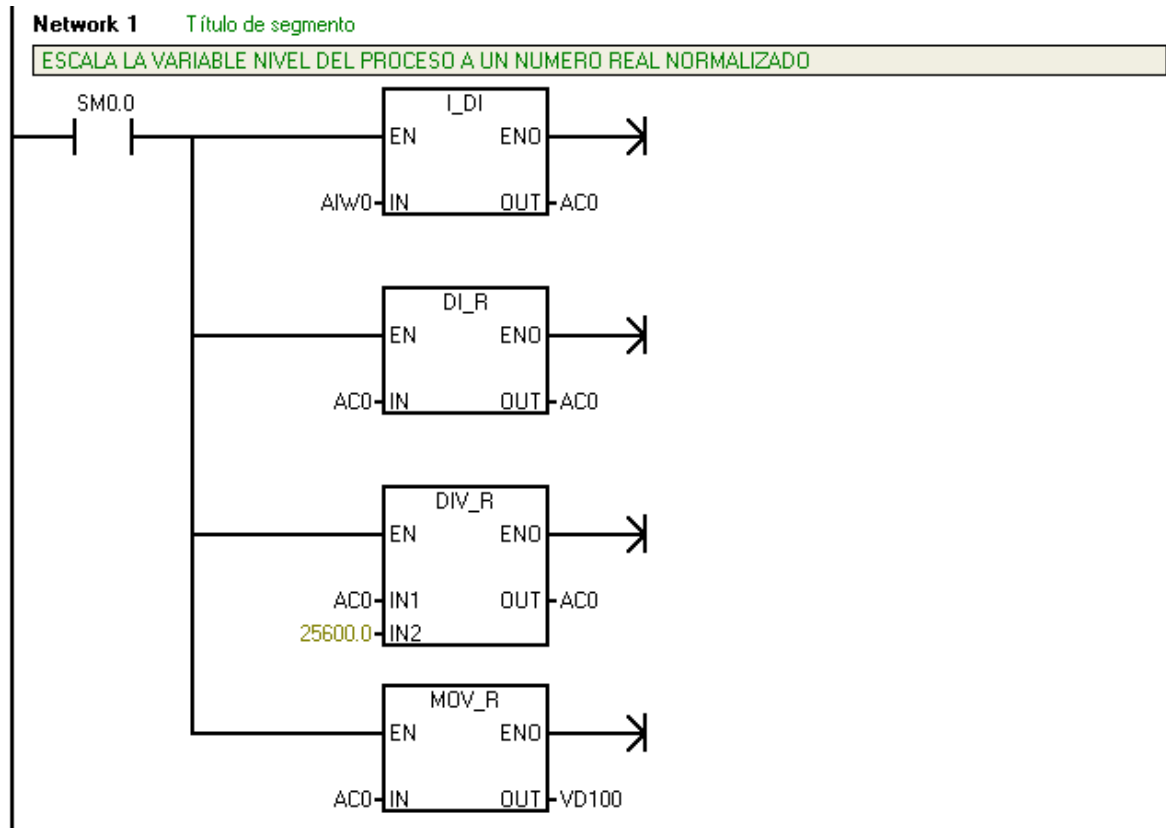


Network 3

ASOCIA INTERRUPCION

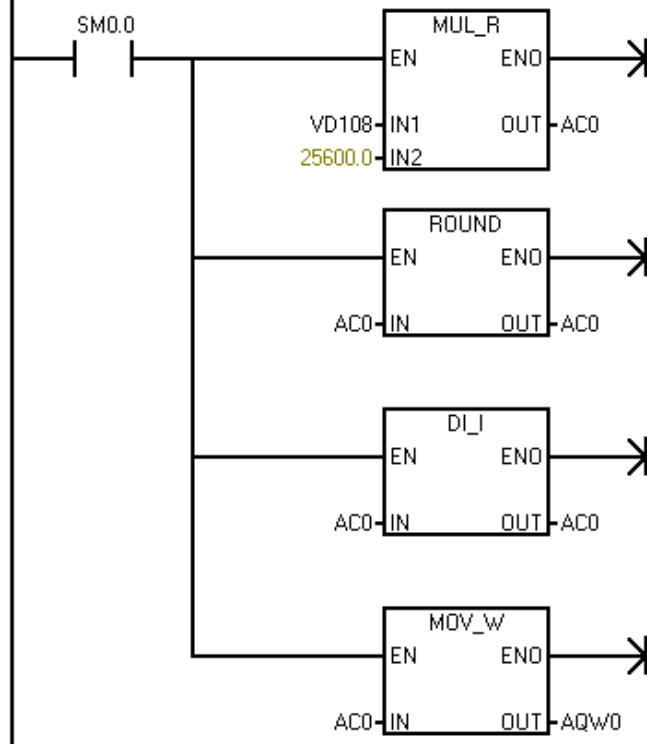


INT_0



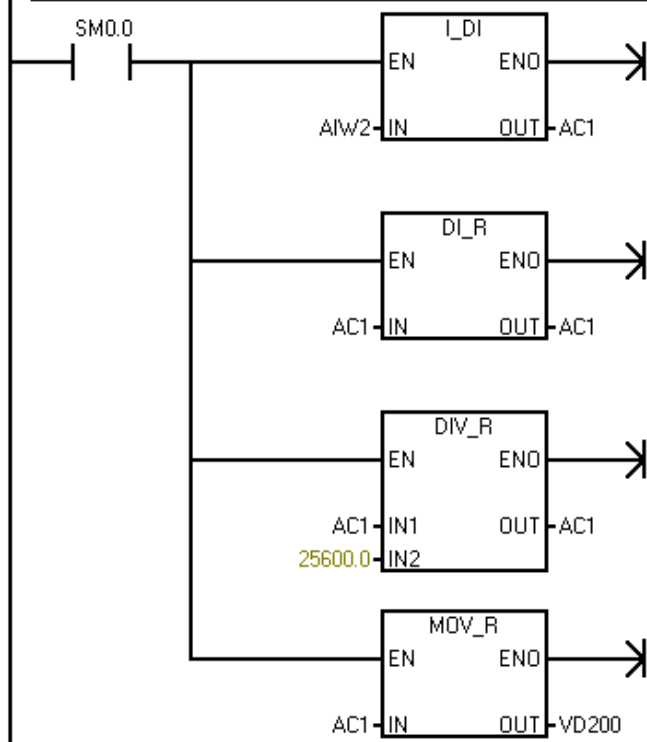
Network 3

ESCALA LA SALIDA MN A UN NUMERO ENTERO



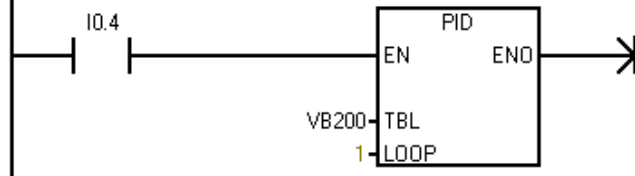
Network 4

ESCALA LA VARIABLE TEMPERATURA DEL PROCESO A UN NUMERO REAL NORMALIZADO



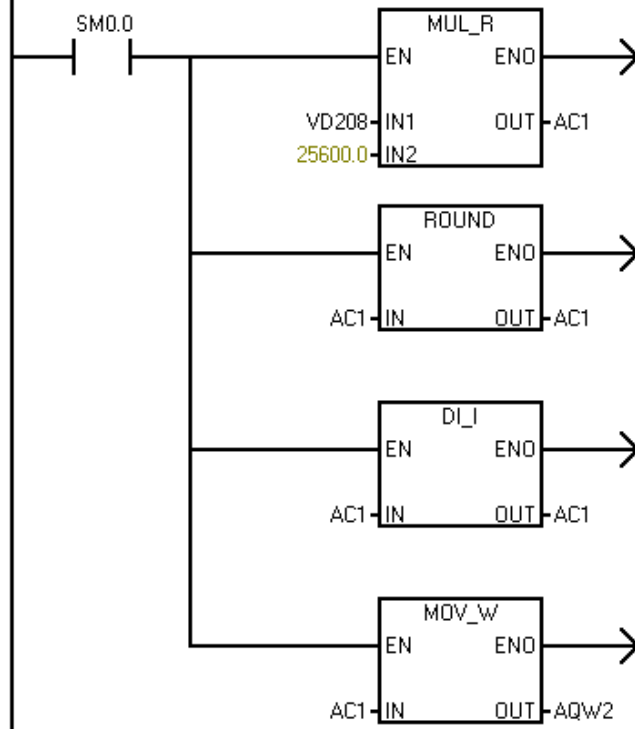
Network 5

EJECUTA EL LAZO EN MODO AUTOMATICO



Network 6

ESCALA LA SALIDA MN A UN NUMERO ENTERO



V. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- [1] Balanza para Tanques. 27 de Oct 2009
<http://www.logismarket.com.mx/ip/sartorius-mechatronics-tanque-de-pesaje-354553.jpg>
- [2] Harmsen, Teodoro. Diseño de Estructuras de Concreto Armado. Pontifica Universidad Católica del Perú. Perú. Cuarta edición
- [3] Harmsen, Teodoro. Diseño de Estructuras de Concreto Armado. Pontifica Universidad Católica del Perú. Perú. Cuarta edición
- [4] Coulson J.M. y Richardson J.F. Chemical Engineering. Butterworth-Heinemann. Inglaterra. Volumen 6
- [5] Coulson J.M. y Richardson J.F. Chemical Engineering. Butterworth-Heinemann. Inglaterra. Volumen 6
- [6] Coulson J.M. y Richardson J.F. Chemical Engineering. Butterworth-Heinemann. Inglaterra. Volumen 6
- [7] Inghman, John y Irving, Dunn. Chemical Engineering Dynamics. Wiley. Alemania. 2007.
- [8] Kemp, Ian. Pinch Analysis and Process Integration. Elsevier. Inglaterra. 2007.
- [9] Revista Virtual Pro. www.revistavirtualpro.com/.../manual.gif. 30 de Oct 2009.
- [10] Creus, .Instrumentación Industrial
- [11] Elementos Finales de Control.

- [12] Enríquez, Gilberto. Manual de instalaciones electromecánicas en casas y edificios
- [13] Enríquez, Gilberto. Manual de instalaciones electromecánicas en casas y edificios.
- [14] Enríquez, Gilberto. Manual de instalaciones electromecánicas en casas y edificios.
- [15] Enríquez, Gilberto. Manual de instalaciones electromecánicas en casas y edificios.
- [16] Enríquez, Gilberto. Manual de instalaciones electromecánicas en casas y edificios.
- [17] Quiminet. http://www.quiminet.com/ar9/ar_AAAssarmaasd-las-valvulas-macho.htm. 9 de Nov.2009
- [18] Quiminet. http://www.quiminet.com/ar9/ar_AAAssarmaasd-las-valvulas-macho.htm. 9 de Nov.2009
- [19] Quiminet. http://www.quiminet.com/ar9/ar_AAAssarmaasd-las-valvulas-macho.htm. 9 de Nov.2009
- [20] Quiminet. http://www.quiminet.com/ar9/ar_AAAssarmaasd-las-valvulas-macho.htm. 9 de Nov.2009
- [21] Quiminet. http://www.quiminet.com/ar9/ar_AAAssarmaasd-las-valvulas-macho.htm. 9 de Nov.2009

- [22] Quiminet. http://www.quiminet.com/ar9/ar_AAAssarmaasd-las-valvulas-macho.htm. 9 de Nov.2009
- [23] Figueroa, Geovanny. Método de Euler. <http://www.cidse.itcr.ac.cr/cursos-linea/EcuacionesDiferenciales/EDO-Geo/edo-cap1-geo/node14.html>
- [24] Castro, Carlos. “Método de Runge-Kutta para ecuaciones diferenciales”.
<http://matematicas.ingenieria.googlepages.com/rungekutta.pdf>
- [25] Introducción a los lazos de control.
http://www.isa.cie.uva.es/~felipe/docencia/ra12itielec/tema1_trasp.pdf. 19 Nov 2009
- [26] Introducción a los lazos de control.
http://www.isa.cie.uva.es/~felipe/docencia/ra12itielec/tema1_trasp.pdf. 19 Nov 2009
- [27] Wescott, T. “PID Without a PhD”, *Embedded System Programming*, pp. 86-108. Oct (2000)
- [28] Balcells, J. y Romeral J. “Autómatas Programables”. Marcombo. Barcelona. 1997.
- [29] Ogata, Katsuhiko. “Sistemas de Control en Tiempo Discreto”. Prentice Hall. México. Segunda Edición.
- [30] Manual Micro PLC Siemens S7-200