



UNIVERSIDAD DE LOS ANDES
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA ELÉCTRICA
MÉRIDA - VENEZUELA

**IMPLEMENTACIÓN DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL (*GAIN*
SCHEDULING) BASADO EN CONTROLADORES PID PARA
REGULAR TEMPERATURA**

Caso: Tanque Agua Fría-Agua Caliente.

Br. José I Rojas S

Mérida noviembre, 2017

UNIVERSIDAD DE LOS ANDES
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA ELÉCTRICA
MÉRIDA - VENEZUELA

**IMPLEMENTACIÓN DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL (GAIN
SCHEDULING) BASADO EN CONTROLADORES PID PARA
REGULAR TEMPERATURA**

Caso: Tanque Agua Fría-Agua Caliente.

Trabajo Especial de Grado como requisito parcial para optar al Título de Ingeniero

Electricista de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Los Andes

Br. José I Rojas S

C.I V- 20.940.653

Tutor(es):

MSc. Ing. Oriana Pérez

C.I V-18.397.211

MSc. Ing. Francisco Vilorio

C.I V-9.164.539

Mérida noviembre, 2017

UNIVERSIDAD DE LOS ANDES
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA ELÉCTRICA
MÉRIDA – VENEZUELA

**IMPLEMENTACIÓN DE UNA ESTRATEGIA DE CONTROL (*GAIN SCHEDULING*)
BASADO EN CONTROLADORES PID PARA REGULAR TEMPERATURA**

Caso: Tanque Agua Fría-Agua Caliente.

Trabajo especial de grado para optar al título de Ingeniero Electricista

Br. José I Rojas S

APROBACIÓN

El trabajo especial de grado “**IMPLEMENTACIÓN DE UNA ESTRATEGIA CONTROL (*GAIN SCHEDULING*) BASADO EN CONTROLADORES PID PARA REGULAR TEMPERATURA** *Caso: Tanque Agua Fría-Agua Caliente.*”, presentado por el Br. José I Rojas S C.I V- 20.940.653, en cumplimiento parcial de los requisitos para optar al título de Ingeniero Electricista, fue aprobado en fecha 01 del mes de noviembre de 2017, por el siguiente jurado:

Prof. Francisco Vilorio
Tutor

Prof. Oscar Blanco
Jurado

Prof. Oriana Pérez
Tutora

AGRADECIMIENTOS

A mi Dios todopoderoso, fuente inagotable de fuerza, sabiduría y motivación. Por haberme permitido vivir la oportunidad al lado de gente de primera.

A Mis Padres Y Hermana de quienes recibo compromiso por el trabajo bien hecho. Me acompañaron en consejos y orientaciones en el sendero universitario. Quienes más me comprendieron durante este trabajo sin agotarse en decir el seguir adelante como única opción. Los Amo.

A la Universidad de Los Andes, Facultad De Ingeniería escuela de Ingeniería Eléctrica por acogerme durante toda la carrera para llegar hasta este punto. Haberme formado durante todo este tiempo y brindarme las oportunidades de crecer y trabajar arduamente por el título.

A mi tutora Prof. Oriana Pérez por la confianza depositada en mi para desarrollar este trabajo que seguramente fue de mucha producción para ambos. Por su paciencia y dedicación
Muchas Gracias.

Al Prof. Francisco Vilorio por acompañar a la Tutora en esta experiencia, orientándome y poniendo a mi orden también su conocimiento y experiencia en esta área de investigación.

A mis Amigos, los cuales por compromiso a quedar mal no nombro, pero que me brindaron durante la carrera tiempos de distracción sana, de consejo, de risas y sobre todo de estudio.
Por darme siempre esa palabra amiga de seguir adelante.

DEDICATORIA

***Culminado este trabajo se lo dedico de todo corazón
a los pilares de mi vida: Rosa Margarita, Jose***

Ignacio e Ignamarla.

***También a todos aquellos que colaboraron conmigo
en mi vida académica con su palabra de apoyo y
buenos deseos.***

Autor: Br. Jose, I Rojas S. **IMPLEMENTACIÓN DE UNA ESTRATEGIA CONTROL (GAIN SCHEDULING) BASADO EN CONTROLADORES PID PARA REGULAR TEMPERATURA** *Caso: tanque agua fría-agua caliente*. Universidad de Los Andes. Tutores: MSc. Ing. Oriana Pérez; MSc. Ing. Francisco Vilorio. Noviembre, 2017.

RESUMEN

Con la necesidad de controlar procesos complejos de una manera óptima, se busca, lograr la implementación de un controlador de ganancia tabulada (*Gain Scheduling*) basado en controladores PID, de tal manera que permitiera tener todas las ventajas de adaptación en cada punto de operación de la técnica ganancia tabulada y las propiedades de fácil sintonización y fácil manejo de los controladores PID. Esta estrategia se aplicó al control de temperatura del tanque de agua fría y agua caliente, caracterizado por ser un proceso no lineal y de tiempo muerto variables. Para lograr aplicar la estrategia planteada, se realizó el estudio de sensibilidad de las variables del modelo. Posteriormente, obtenido los controladores para la estrategia *Gain Scheduling*, se diseñó una etapa de selección que consistió en leer el valor de la señal del transmisor y así determinar en qué punto de operación se encontraba el sistema y seleccionar el controlador apropiado. Esta etapa resultaba de gran importancia realizarla de manera adecuada ya que es donde la literatura reportaba inestabilidad, lentitud e ineficiencia de los procesos. Al finalizar el diseño, se compararon en respuesta temporal los comportamientos del PID convencional con el controlador diseñado con la estrategia *Gain Scheduling*, encontrando, que se mejora el tiempo de estabilización en un valor menor a 50 min y el máximo sobre impulso no excede el 1 %, obteniendo una respuesta suave pero precisa para llegar nuevamente al valor de control deseado. También se apreció que el esfuerzo de control, con el control diseñado con *Gain Scheduling* era menor que el del PID convencional por lo que en definitiva el control con estrategia *Gain Scheduling* basado en PID es mejor que el control PID de parámetros fijos.

Descriptores: Control Avanzado, *Gain Scheduling*, *PID*.

ÍNDICE GENERAL

APROBACIÓN	ii
AGRADECIMIENTOS.....	iii
DEDICATORIA.....	iv
INTRODUCCIÓN.....	1

Capítulo	pp.
1. EI PROBLEMA	5
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	5
1.2 OBJETIVOS.....	8
1.2.1 Objetivo general.	8
1.2.2 Objetivos específicos.....	8
1.3 JUSTIFICACIÓN.....	8
1.4 LIMITACIONES.....	9
1.5 ALCANCE	10
 2. MARCO TEORICO	 11
2.1 ANTECEDENTE	11
2.2 BASE TEÓRICA.....	15
2.2.1 Sistema de control	15
2.2.2 Controlador proporcional integral derivativo (PID).....	16
2.2.2.1 Acción Proporcional.....	17
2.2.2.2 Acción Proporcional Integral.....	18
2.2.2.3 Acción Proporcional Derivativa.....	18
2.2.2.4 Acción proporcional integral derivativo.....	19
2.2.3 Control adaptativo	19
2.2.4 Control con Ganancia Programable (<i>Gain Scheduling</i>).....	20
2.2.5 Acción de control.....	21

2.2.6	Análisis de sensibilidad	22
2.2.7	Identificación del proceso.....	23
2.2.8	Sintonización de controladores PID	24
2.2.9	Filtro ponderador de consigna	24
2.2.10	Controlador PID de ganancia programable	25
2.3	PROCESO A CONTROLAR.....	26
2.4	MODELO DEL PROCESO A CONTROLAR	27
3.	MARCO METODOLÓGICO	31
3.1	TIPO Y DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	31
3.2	PROCEDIMIENTO.....	32
3.2.1	Modelo del proceso industrial seleccionado.....	32
3.2.2	Análisis de sensibilidad	32
3.2.3	Identificación del proceso.....	33
3.2.4	Diseño del controlador PID convencional.....	33
3.2.5	Franjas de trabajo.....	33
3.2.5.1	Franja Alta	34
3.2.5.2	Franja Media.....	34
3.2.5.3	Franja Inferior.....	34
3.2.6	Diseño del controlador con estrategia <i>Gain Scheduling</i> basado en controladores PID....	34
3.2.7	Comparación de desempeño de los controladores.....	36
3.2.8	Comparación de desempeño de los controladores ante fallas del elemento final de control	36
4.	RESULTADOS Y DISCUSION	37
4.1	MODELO DEL PROCESO INDUSTRIAL SELECCIONADO.....	37
4.1.1	Régimen estacionario del proceso seleccionado	37
4.1.2	Configuración del transmisor	38
4.2	ESTUDIO DE SENSIBILIDAD DEL PROCESO	39
4.2.1	Sensibilidad de temperatura del líquido en el tanque de mezclado t3 con respecto temperatura del fluido caliente T1	39
4.2.2	Sensibilidad de temperatura del líquido en el tanque de mezclado t3 con respecto flujo másico del fluido caliente W1	40
4.2.3	Sensibilidad de temperatura del líquido en el tanque de mezclado t3 con respecto a la temperatura del fluido frío T2	41

4.3 IDENTIFICACION DEL SISTEMA.....	43
4.4 SINTONIZACION DEL CONTROLADOR PID.....	44
4.5 CONTROLADOR CON ESTRATEGIA <i>GAIN SCHEDULING</i> BASADO EN CONTROLADORES PID.....	47
4.5.1 Nuevos estados estacionarios	47
4.5.2 Identificación de los procesos y sintonización de los nuevos controladores.....	49
4.5.4 Selector de Parámetros	53
4.6 COMPARACION DE LOS CONTROLADORES	56
4.6.1 Desempeño ante cambios de puntos de referencia	56
4.6.2 Desempeño ante cambios de puntos de referencia y perturbaciones dentro del proceso .	59
4.6.3 Desempeño ante perturbaciones dentro del proceso.....	63
4.6.4 Desempeño de los controladores ante fallas de la válvula	65
4.6.4.1 Falla de cierre y apertura	66
4.6.4.2 Falla de retraso de la señal de control.....	67
4.7 ANÁLISIS FODA DEL DISEÑO DEL CONTROLADOR PID CON ESTRATEGIA <i>GAIN SCHEDULING</i>	65
CONCLUSIONES	71
RECOMENDACIONES	73
REFERENCIAS	74

www.bdigital.ula.ve

ÍNDICE DE GRÁFICO

Gráfico	pp.
4.1 Régimen estacionario del proceso.....	37
4.2 Calibración del transmisor de temperatura.....	38
4.3 Variación de la temperatura en el tanque por efecto de variar T1.....	40
4.4 Variación de la temperatura en el tanque por efecto de modificar W1.....	41
4.5 Variación de la temperatura en el tanque por efecto de modificar T2.....	42
4.9 Curva de reacción del proceso.....	43
4.10 Comparación curva de reacción.....	44
4.11 Desempeño del controlador PID diseñado.....	45
4.12 Controlador PID con filtro ponderador de consigna.....	46
4.13 Verificación del estacionario a 120 °F.....	48
4.14 Verificación del estacionario a 180 °F.....	48
4.15 Curva de reacción a 120 °F.....	49
4.16 Comparación de curva de reacción a 120 °F.....	50
4.17 Curva de reacción a 180 °F.....	51
4.18 Comparación de curva de reacción a 120 °F.....	51
4.19 Desempeño del selector adaptativo.....	54
4.20 Variación de punto de referencia.....	56
4.21 Respuestas de la temperatura del tanque.....	57
4.22 Desempeño de las señales de control.....	57
4.23 Variación del punto de referencia.....	60
4.24 Perturbaciones en la temperatura del agua caliente.....	60
4.25 Respuesta del sistema ante cambios de referencia y perturbaciones.....	61
4.26 Señal de Control ante cambios de referencia y perturbaciones.....	62
4.27 Perturbaciones en el flujo de agua caliente.....	63
4.28 Temperatura en el tanque ante perturbaciones del flujo del agua caliente.....	64
4.29 Señal de control ante las perturbaciones del flujo de agua caliente.....	65
4.30 Desempeño de los controladores ante falla de válvula por apertura.....	66
4.31 Señal de control ante falla de Válvula por apertura.....	67
4.32 Señal de control ante falla por retardo controlador Gain Scheduling.....	67
4.33 Señal de control ante falla de válvula por retardo controlador convencional.....	68

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla	pp.
2.1 Sintonización utilizados en el método de Dahlin. Camacho (2008).....	24
2.2 Variables y constantes que intervienen en el proceso descrito. Coronel y Rojas (2008)	29
2.3 Valor de Variables y Constantes en estado estacionario	30
4.1 Variaciones del proceso ante variaciones de T1.....	39
4.2 Variaciones del proceso ante variaciones de W1	40
4.3 Variaciones del proceso ante variaciones de T2.....	41
4.7 Parámetros del modelo de primer orden más tiempo muerto SPOMTM.	43
4.8 Parámetros del controlador PID	45
4.9 Variaciones realizadas al proceso para nuevos puntos de operación	47
4.10 Parámetros y sistema de primer orden más tiempo muerto SPOMTM.	52
4.11 Parámetros de los controladores	52
4.12 Valores de la respuesta temporal ante cambios de referencia	58
4.13 Valores de la respuesta temporal ante cambios de referencia y perturbaciones.....	61
4.14 Valores de la Respuesta temporal ante Perturbaciones	64

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura	pp.
2.1 Sistema de control retroalimentado. Smith y Corropio (1991)	15
2.2 Lazo de control para la técnica <i>Gain Scheduling</i>	20
2.3 Curva obtenida por el método de curva de reacción. Camacho (2008).....	23
2.4 Lazo de control con el filtro ponderador de punto de consigna. Åström y Hägglund (2009)	25
2.5 Operación de la técnica <i>Gain Scheduling</i> . Astorga (1993)	26
2.5 Proceso industria a controlar.	27
4.2 Selector de parámetros.....	53
4.3 Selector de región de operación.....	53
4.4 Selección del filtro de consigna.....	55

www.bdigital.ula.ve

INTRODUCCIÓN

En un mundo cada vez más industrializado las exigencias de control en los procesos industriales aumenta cada día, debido a la adquisición de gran cantidad de tecnología, pues, las tareas mecánicas y repetitivas son realizadas por robots, generando que estos procesos sean más exigentes y en ocasiones más difíciles de controlar (García, 2013). Además, no solo la industria genera la demanda de controladores avanzados, sino que también los grandes desarrolladores de inteligencia artificial promueven y además incentivan la investigación en este tema (García, 2013).

Ante esta nueva necesidad de utilizar procesos más complejos, pero de mayor rendimiento, la investigación en el área de control automatizado ha aumentado, y esto se debe según Ilka (2015) a que la teoría de control moderno que se tiene, está ampliamente aplicada y corroborada para procesos que se consideran lineales o que son lineales en un rango de puntos de trabajo fijo. Además, Ilka (2015) deja saber que si por alguna razón, la condición de linealidad no se garantiza para el diseñador, la aplicabilidad del control moderno se ve comprometida en inexactitud e ineficiencia.

Ahora bien, los procesos que actualmente se encuentran operativos en la industria son no lineales y los que recién se implementan, tienen el valor agregado de tecnología que se mencionó anteriormente, haciéndolos procesos altamente no lineales; por lo que queda claro que el control de procesos modernos presenta limitaciones para procesos caracterizados por su no linealidad, (Ilka,2015). Para sobrellevar esta situación, Leith y Leithead (1996) exponen que se necesitan controladores robustos, que sean capaces de soportar los exigentes y constantes cambios de los procesos, pero en opinión de Améstegui (2001), deben conservar en la medida

de lo posible, la sencillez y fácil manejabilidad de los controladores lineales o controladores comerciales implementados actualmente.

Por otra parte, hay que recordar, que el control industrial se aplica en cualquier caso para medir, controlar y así lograr mantener el punto de referencia (*setpoint*) en un valor deseado, este es uno de los objetivos principales en los procesos industriales como lo dejan claro Smith y Corripio (1991). En algunas ocasiones los procesos presentan no solo comportamientos no lineales, sino que además existen perturbaciones que producen cambios bruscos en la variable manipulada y que según García (2013), afectan el desempeño del controlador y hacen que mantener el valor del *setpoint* presente dificultades. Esta situación puede derivar en variaciones en el proceso causando periodos de inestabilidad.

En busca de esos controladores apropiados para la no linealidad y que además manejen las perturbaciones al proceso de manera correcta, Rodríguez y López (1996) dan a conocer que se han generado una gran cantidad de técnicas que han venido a contribuir significativamente a el control no lineal. Un control innovador que ha surgido según Rodríguez y López (1996) para solucionar o comenzar a solucionar los problemas de no linealidad, es el control adaptativo que como su nombre lo indica, se ajusta a las diferentes condiciones del sistema. De este control, destaca García y Arroyave (2009) la técnica Ganancia tabulada (*Gain Scheduling*) que es un primer acercamiento al control no lineal ya que permite ajustar el controlador para diferentes zonas de operación, permitiendo mantener estabilizado el valor de la variable del proceso cuando este presenta cambios, evitando valores muy bajos o altos que pueda afectar de forma grave el sistema.

La técnica de *Gain Scheduling* se ha implementado con diversas formas de control inteligente y también con controladores proporcional, integral, derivativo (PID), los cuales son en la actualidad los dispositivos de control más usados. Améstegui (2001) dice que desde sus orígenes en los años 30's los controladores PID, han formado parte de la industria, tanto es así, que cerca del 95 % de los lazos de control implementados actualmente, cuentan con una forma de control PID. Estos controladores en términos de diseño son de fácil implementación, pues

solo se necesitan 3 valores que definan la ganancia del controlador, el tiempo o ganancia de integración y el tiempo o ganancia de derivación. Desde su aparición hasta nuestros días, siguen siendo la mejor opción ya que se fabrican de manera masiva por lo que son de fácil sustitución e instalación.

Este trabajo pretende unir ambas técnicas para obtener una implementación con todas las cualidades que el PID ha brindado y, además, con la capacidad adaptarse a este de manera adecuada y siguiendo su operatividad. Así lo permite evidenciar los trabajos realizados por García y Arroyave (2009); Pérez De Conno y Enríquez (2009); Bipin, Sagniky Jim (2012) entre otros, donde se maneja la unión de estas dos técnicas en procesos industriales como tanques o brazos mecánicos o incluso para robots del tipo cuadrúpedos.

Viendo que son muchos los procesos en los cuales se pudiera implementar esta técnica, se elige un proceso ampliamente usado en la comprobación de nuevos métodos de control expuesto por Coronel y Rojas (2008), el cual es el tanque de agua fría agua caliente. El proceso que describe un tanque cilíndrico con entrada de agua fría y agua caliente es no lineal, de tiempo muerto alto y que además es variable como lo afirman Camacho y Smith (1997); este proceso consiste en mantener la temperatura de mezclado dentro del tanque de manera constante, para esto se cuenta en el proceso con un transmisor de temperatura que está ubicado aguas abajo del tanque de mezclado y que es esto lo que genera al alto tiempo muerto en el sistema. Partiendo del modelo matemático de Coronel y Rojas (2008) y con la ayuda de la herramienta de simulación de MATLAB®, se implementará un controlador de temperatura basado en controladores PID con técnica de *Gain Scheduling* que permita mantener la temperatura dentro del tanque constante frente a las distintas perturbaciones a las cuales pudiera estar sometido.

Para lograr esto de manera apropiada, es necesario validar el modelo del proceso realizando comparaciones con resultados de los antecedentes que se tienen, una vez conforme con el correcto funcionamiento del sistema, se realizara el estudio de sensibilidad de las variables del proceso ya que se necesita obtener dos nuevos estados estacionarios que permitan diseñar los controladores para aplicar la técnica propuesta. Para esto, se realiza la identificación

de los tres puntos de operación y la respectiva sintonización de los controladores, finalmente se diseña el selector de los parámetros de la estrategia de ganancia tabulada. Concluido el diseño, se procede a la comparación de desempeño de los controladores, realizando variaciones de punto de referencia, perturbaciones de las variables del sistema y esta comparación se realiza en el dominio del tiempo, estudiando el tiempo de establecimiento de las señales de control y de los sobre impulsos que se generen de las perturbaciones.

Para la presentación de este trabajo se desarrollaron 5 capítulos como siguen a continuación: Capítulo I el problema, Expone de manera clara los asuntos que motivaron a la realización de esta investigación, planteando además los objetivos que se deben lograr, la limitación de la investigación y el alcance que se tendrá al finalizarla. El Capítulo II marco teórico, está destinado a plasmar de manera sencilla y clara los conceptos y términos que permitirán entender el trabajo que se realizó. Por otra parte, se exponen los antecedentes de la investigación, con el fin de tener una base de comparación que guarde la mayor relación con esta investigación. Seguidamente se realizó, el Capítulo III marco metodológico se encuentran el cálculos, diseños y procedimientos de diseños, con el fin de que otro trabajo siguiendo estos pasos obtengan los mismos resultados y experiencias. Posteriormente, el Capítulo IV denominado resultados y discusión, cuenta con los datos obtenidos de las pruebas y evaluaciones realizadas al controlador diseñado durante el trabajo, y se realiza la respectiva comparación con los antecedentes obtenidos, así se tiene un panorama claro de las mejoras encontradas con el diseño. Finalmente, las conclusiones y recomendaciones, definió el cumplimiento o no, de los objetivos planteados y, además, sugerir posibles ideas y soluciones para mejorar el trabajo que se realizó o plantear nuevos trabajos de investigación, que estén enrutados a aportar al control no lineal de procesos.

CAPÍTULO I

EI PROBLEMA

A continuación, se expone de manera adecuada la situación de estudio, permitiendo poner el tema de investigación en contexto y así comprender su origen e importancia. Además, que se deja expuesto los objetivos, las limitaciones, la justificación y alcances que tendrá la investigación.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La teoría de control se encuentra actualmente avanzada y desarrollada para sistemas lineales, pero la mayoría de los procesos industriales no cuentan con esta característica, así lo dejan saber Ilka (2015). Si bien es cierto, que todos los procesos se trabajan alrededor de un punto de operación que se considera estático; la teoría de control con la que se cuenta cumple satisfactoriamente las necesidades de diseño, pero, una vez que ese punto de operación sufre variaciones no consideradas, el control puede verse afectado por la no linealidad natural del sistema, generando excesivo trabajo para el elemento final de control que se traduce en desgaste del dispositivo. En otras palabras, en procesos donde el punto de operación tiene una franja de existencia moderada o grande, la aplicación del control lineal es inapropiado e inadecuado como lo expone Ilka (2015), necesitándose entonces de otros métodos denominados no lineales que cumplan con las exigencias en esta nueva región de trabajo.

Muchas han sido las técnicas desarrolladas para lidiar con la no linealidad de los sistemas: control inteligente, control no lineal, control avanzado, control adaptativo, y se tiene

desarrollo en este particular, ya que muchas técnicas mencionadas se han puesto en práctica y corroboran su funcionalidad, pero se caracteriza por ser de difícil diseño y complejos matemáticamente para implementar, esto de acuerdo a Rodríguez y López (1996). También se han agregado a estas técnicas el microprocesador, para agilizar todo lo concerniente a operaciones básicas y lógicas, pero aun así siguen siendo complejas para competir industrialmente con los controladores implementados en la actualidad.

En el caso particular de los tipos de control creados para procesos, se ha desarrollado el control adaptativo como una alternativa de control no lineal y permite ajustar los parámetros del controlador a medida que una variable definida sufre cambios. De esta forma de control (adaptativa), según García (2013), surge la técnica *Gain Scheduling* o ganancia tabulada, que permite ajustar un nuevo controlador dependiendo de las condiciones del sistema. Esta técnica cuenta con un abanico de controladores diseñados previamente en distintos puntos de operación y que se selecciona a partir de las nuevas necesidades. El proceso de selección del controlador pertinente (de acuerdo al nuevo punto de trabajo) es el que resulta de estudio, pues, no solamente debe garantizar la estabilidad del lazo de control en puntos de operaciones cercanos al deseado, sino que también debe ser lo bastante robusto en el proceso de cambio de punto de operación ya que puede generar lentitud e ineficiencia justo en ese momento, así lo expresan Leith Y Leithead (1996). Sin embargo, a pesar de ser una técnica muy conocida para sistemas no lineales, de acuerdo con Pradeepkannan y Sathiyamoorthy (2014), el problema principal en el diseño de sistemas con programación de ganancia es encontrar variables de programación adecuadas. Ya que esto se hace normalmente sobre la base del conocimiento de la física de los sistemas.

Por otra parte, una realidad es el excesivo adelanto del sistema de control lineal, lo que ha generado que alrededor del 95 % de los lazos de control cuentan con un controlador del tipo proporcional integral derivativo PID, y que, a su vez el 90% de esos controladores son de la combinación proporcional integral PI según Améstegui (2001), porque han brindado durante décadas fácil manejo, fácil mantenimiento y fácil sustitución, esto se debe a que se fabrican de manera industrial. Ahora bien, mucho se ha investigado de los controladores PID como

dispositivo por lo que actualmente cuentan con un sinnúmero de funciones como lo enumera Åström y Hägglund (2009): sintonía automática, planificación de ganancia, adaptación continua y diagnóstico. Todo esto gracias a la implementación de PID con microprocesadores, que permitió la implementación de estas características y otras más. Åström y Hägglund (2009) exponen que el problema en la actualidad es la constante demanda de mejoras en el proceso de control ya que, se da el caso en la industria que solo se instala el controlador de manera automática, desactivando funciones importantes o no implementando otras, trayendo según Åström y Hägglund (2009), un pobre comportamiento en la válvula, restricciones en el proceso e incluso mala sintonización.

Ahora bien, expuesto todo lo anterior, no se estaría tan equivocado en pensar, que, con las cualidades de los PID y la técnica de control *Gain Scheduling* se pueda obtener un controlador que cumpla los requerimientos de control de temperatura que el proceso del tanque de agua fría y agua caliente amerita. El modelo seleccionado para trabajar cumple con cualidades interesantes de estudio: es no lineal, cuenta con muchas variables sensibles a perturbaciones, tiene un tiempo muerto variable y de larga duración, afirmaciones que exponen Coronel y Rojas (2008), además es un modelo en el cual se han desarrollado o probado diferentes técnicas de control como lo expone Camacho y Smith (1997). De este modelo no se tiene un análisis de sensibilidad, por lo que conviene conocer suficientemente bien el proceso para así establecer las variables que causan mayor cambio en la variable manipulada, esto será importante para la estrategia que se desea implementar.

Finalmente, surgen las siguientes interrogantes: ¿aplicando la técnica de *Gain Scheduling* se logrará controlar temperatura en el modelo seleccionado?, ¿qué mejoras se tienen en el controlador PID con estrategia *Gain Scheduling* en comparación con un PID convencional?, ¿será apropiado esta técnica de control para este modelo?, ¿jugará un papel importante el alto tiempo muerto en el diseño e implementación de este controlador? Interrogantes que serán contestadas una vez finalizado este trabajo y con ello se estaría contribuyendo de manera significativa en pro de un controlador más apropiado para sistemas que presenten características similares al proceso seleccionado.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo general.

- Implementar una estrategia control (*Gain Scheduling*) basada en controladores PID para regular la temperatura en el modelo del tanque agua fría agua caliente.

1.2.2 Objetivos específicos.

- Implementar el modelo del proceso del tanque agua fría agua caliente utilizando un software de modelado matemático.
- Validar el modelo implementado realizando comparaciones con resultados de la literatura.
- Implementar la estrategia de control (*Gain Scheduling*) basada en controladores PID para regular la temperatura en el modelo del tanque agua fría - agua caliente.
- Comparar los resultados obtenidos con otras estrategias de control.

1.3 JUSTIFICACIÓN

Mantener el punto de referencia (*setpoint*) en un valor deseado es uno de los objetivos principales en los procesos industriales, lográndose esto a través de la utilización de los sistemas de control. En algunas ocasiones los procesos presentan perturbaciones que producen cambios bruscos en la variable manipulada, afectando el desempeño del controlador y haciendo que mantener el valor del *setpoint* presente dificultades. Esta situación puede derivar en averías en el elemento final de control llevándolo al pronto deterioro, así como también provocar variaciones en el proceso causando periodos de inestabilidad. La estrategia de control *Gain*

Scheduling utilizando controladores PID, además de ser una técnica sencilla, ajusta el controlador para diferentes zonas de operación, permitiendo mantener estabilizado el valor de temperatura, evitando valores muy bajos o altos de temperatura que pueda afectar de forma grave el sistema.

1.4 LIMITACIONES

La utilización de un modelo de proceso industrial a partir de sus ecuaciones diferenciales resulta un reto que debe ser resuelto minuciosamente y con sumo cuidado ya que, si este presenta deficiencias en su estado estacionario, el diseño de los controladores que se realicen después de su identificación, presentará deficiencia. El modelo de este trabajo está documentado por Coronel y Rojas (2008), partiendo de lo expuesto por ellos se procederá de manera irremediable a hacer los estudios necesarios de sensibilidad y perturbaciones para asegurar que el modelo cumple con la dinámica del proceso.

Actualmente, el no contar con el proceso en físico, genera que implementar las estrategias de control en dispositivos no sea lo apropiado, pues, se terminaría recurriendo a programas para simular el proceso, esto trae como consecuencia, que, aunque el simulador sea de elevada exactitud, quede la incertidumbre de lo que pudiera ocurrir en la realidad. Con base a esto, se centrará toda la atención en tener una estrategia basada en PID lo más avanzada posible y así dejar las bases de la estrategia para su implementación en futuros trabajos.

Finalmente, resulta apropiado comentar, que posiblemente los antecedentes jueguen un papel limitante ya que, como técnica, el *Gain Scheduling* se utiliza para reforzar parámetros de otras técnicas inteligentes como la lógica difusa según Ilka (20115), pero poco material se encuentra en combinación con los controladores PID, sin embargo, se realizara todo el trabajo necesario de indagación para tener bases de comparación apropiadas y garantizar el funcionamiento del nuevo controlador.

1.5 ALCANCE

Con este trabajo se busca principalmente incentivar la investigación en el área de control y automatización de procesos en la Escuela de Ingeniería Eléctrica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Los Andes, ya que se pretende dejar el modelo de trabajo plenamente funcional para futuras estrategias de control que pudieran surgir de aquí en adelante. Con el diseño del controlador *Gain Scheduling* se tiene un punto de partida para futuros trabajos, pues, las eventuales deficiencias que pudiesen generarse, podrán ser solventadas y mejoradas por miembros de esta comunidad universitaria.

www.bdigital.ula.ve

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

Este capítulo busca dejar el punto de vista de la investigación claro por medios de los elementos conceptuales y referenciales, constituidos por los antecedentes y bases teóricas que se encuentran a continuación.

2.1 ANTECEDENTE

Camacho, O y Smith C en el año 1997 publican el trabajo denominado Control de Modo Deslizante: un enfoque para controlar procesos químicos no lineales. Este trabajo planteaba generar un nuevo enfoque del controlador de modo deslizante, pero en modelos de primer orden más tiempo muerto (SPOMTM), generando así un controlador en modo deslizante, pero con la característica de ser de estructura fija y que se obtenía al resolver un conjunto de ecuaciones de ajuste de los parámetros características del controlador. Además, establecieron la simulación como técnica de estudio del rendimiento del nuevo enfoque. Como modelos a controlar, utilizaron 2 procesos químicos, el tanque de mezclado, que es en nuestro caso el denominado tanque de agua fría y agua caliente y el modelo de reactor químico. Para el tanque de mezclado establecieron que el volumen del líquido en el tanque era constante, que el contenido del tanque estaba bien mezclado y además estaba bien aislado el tanque y la tubería. Al finalizar este trabajo, obtuvieron un controlador estable y satisfactorio a pesar de la no linealidad de los procesos en una gran cantidad puntos de operación, además comprueban que las relaciones encontradas en el desarrollo del trabajo establecen un buen punto de partida para afinar el controlador.

Coronel, M y Rojas, R. en el año 2008 realizan el estudio de los efectos de las consideraciones en los sistemas de control: caso volumen del tanque agua fría agua caliente. Este trabajo contempló, revisar como las consideraciones que se toman en el momento del diseño afectan el control, ya que ciertas condiciones ideales pueden afectar el funcionamiento global del sistema. Para esto se utilizó el modelo de tanque de agua fría y agua caliente con la iniciativa de que la mayoría de los autores consideran constante su volumen y por ende su nivel. Como trabajo se dieron a la tarea de comprobar como esta consideración se violaba tanto con control del tipo PID como con el control en modo deslizante los cuales diseñaron. Llegando a la conclusión de que efectivamente las consideraciones de diseño afectan, pudiéndose dar el caso que el tanque llegue a su condición de mínimo nivel, pero además dejan claro que dependiendo de la robustez del controlador y de la interacción con las variables manipuladas también puede darse el caso que no presente modificación alguna. Para el caso más particular establecen que es necesario un control de nivel para no afectar el buen funcionamiento del sistema ni la calidad del proceso.

García, L y Arroyave, M. realizaron en el año 2009 el desarrollo e implementación de un controlador de ganancia programable para una autoclave. García y Arroyave diseñaron algoritmos de control para la temperatura, la presión y el nivel del agua del dispositivo. Para realizar el control del mismo se trabajaron inicialmente con un controlador PI diseñado con el método Ciancone-Marlin y luego plantearon una solución basada en la implementación de un controlador PI con ganancia programable, sintonizándolo con la misma técnica y utilizando ecuaciones de regresión para el cálculo de sus parámetros. Los algoritmos de control de este trabajo fueron programados en plataforma Labview.

García y Arroyave (2009) determinaron que la técnica de control adaptable es una buena alternativa en la regulación de procesos no lineales ya que constantemente se está actualizando y ajustando de acuerdo a los cambios que se experimentan. Por otro lado, pudo controlar las perturbaciones a las que fue sometido, el trabajo realizado mostró congruencias con los valores obtenidos de manera experimental en el autoclave, exponen que el paso de mayor importancia para esta técnica es la identificación de la dinámica del sistema, además dejan claro que los

controladores de ganancia programable no son complejos pero que se requiere de tiempo para ajustarlos a diferentes puntos de operación, finalmente expresan que el controlador PI fijo y el PI de ganancia programable presentan buena velocidad de respuesta, buena estabilidad y error aceptable en estado estacionario, pero que el esfuerzo del controlador PI de ganancia programable es menor que el de parámetros fijos.

En el mismo año 2009, Pérez, A. De Conno, A y Enríquez, A. de la Universidad de Carabobo, publican su trabajo llamado desarrollo de un sistema de control adaptativo tipo programador de ganancia para la regulación del nivel en un tanque esférico. En este trabajo se realizó el control de nivel en un tanque esférico utilizando un algoritmo proporcional-integral (PI) adaptativo tipo programador de ganancia. La sintonización la realizan por el método de oscilaciones continuas de Ziegler-Nichols en lazo cerrado, obtuvieron la curva de ganancia del sistema y definieron expresiones polinómicas para cada uno de los parámetros del controlador PI en función de la variable programada. Los mencionados autores, obtuvieron que el controlador para diferentes puntos de ajuste pudo seguir el punto de trabajo con un error máximo de 4%, con este valor de error tan bajo concluyen que los resultados son aceptables por lo que el controlador cumplió con la capacidad de adaptación de los parámetros, además aclaran que la respuesta del controlador es limitada si el tanque posee bajo nivel de líquido. Del modelo establecen que es altamente no lineal pues, el polinomio de ganancia que obtuvieron era de sexto orden.

Para el año 2012, Bipin, K. Sagnik, G. y Jim, G. realizan el trabajo denominado diseño y simulación de un controlador PID *Gain Scheduling* para el sistema de bola y viga, justificando que pesar de que este modelo no es un proceso industrial real, es uno de los más usados a nivel académico para la enseñanza de sistemas de control automático, además lo hallan interesante por ser el sistema de bola y viga inestable a lazo abierto. El trabajo consistió en realizar un primer PID para estabilizar el sistema, luego a partir de este, se diseñó aplicando la técnica de ganancia tabulada, otro controlador PID, el cual esperaban fuese de mejor comportamiento para el sistema elegido. Bipin, K. Sagnik, G y Jim, G establecieron rangos de trabajo para el sistema, y para cada uno de ellos definieron los parámetros de ganancia proporcional, tiempo de

integración y tiempo de derivación; obteniendo un juego de controladores que cubrirían finalmente todo el rango de trabajo. Bipin, K. Sagnik, G y Jim, G, obtienen con el nuevo PID una reducción del tiempo de establecimiento del sistema, de 3.6 s a 1.9 s; además, concluyen que el PID de ganancia tabulada es muy preciso al momento de llegar al nuevo estado estacionario. Pero al final decidieron tomar como parámetro de comparación el tiempo de estabilización del sistema.

Pradeepkannan y Sathiyamoorthy en el año 2014, realizan la implementación de un controlador PID de ganancia programada para un proceso no lineal de tanques esféricos acoplados. Este trabajo busco la implementación en tiempo real del regulador PID de ganancia programable para mejorar el rendimiento del controlador PID convencional en el proceso, ya que los parámetros sintonizados de un PID convencional no se adaptan al sistema por su alta no linealidad. El rendimiento del controlador PID sintonizado por Ziegler-Nichols y el controlador PID de ganancia programable se comparan en términos de especificación en dominio de tiempo, así como índices de rendimiento. Los autores exponen que se obtuvo un mejor rendimiento para el PID de ganancia programable que para el controlador PID sintonizado por Ziegler-Nichols en todos los puntos de funcionamiento que se probaron. Concluyendo Pradeepkannan y Sathiyamoorthy (2014) que el controlador convencional basado en la respuesta de ajuste de Ziegler-Nichols es superado por el controlador PID de ganancia programable con menos rebasamiento y menos tiempo de establecimiento, tiempo máximo. Además, el controlador de ganancia programada demuestra que es suficientemente robusto para los cambios en las variables de proceso y mantiene el seguimiento del punto de consigna.

Más adelante, en el año 2015, Mohini, N, Colaco, M y Shairlaine, N publican un trabajo denominado Diseño y simulación de un controlador PI con control adaptativo *Gain Scheduling* para un proceso de tanque cónico. En este trabajo, se utilizó la técnica de control adaptativo PI para controlar el nivel en un único sistema de tanque cónico. Se realizó un modelo analítico y se obtuvo la función de transferencia, se implementó y simuló el sistema en MATLAB SIMULINK. Los estudios de simulación se realizaron para el control adaptativo programado de ganancia y se compararon con el método de control de síntesis directa. A partir de los resultados

del tiempo de subida de ambos sistemas se demuestra que para el controlador PI de síntesis directa convencional, tardó más tiempo en alcanzar el punto de consigna mientras que para el regulador PI basado en ganancia programada, controla el punto de consigna más rápido con menos tiempo de subida.

2.2 BASE TEÓRICA

2.2.1 Sistema de control

Es un conjunto de dispositivos que se interconectan para vigilar continuamente el comportamiento de un proceso, para así mantenerlo automáticamente constante ante cualquier perturbación que exista interna o externamente así lo define Smith y Corropio (1991). Los dispositivos a interconectar deben poder realizar las operaciones de Medición, decisión y acción. Medir se refiere a tomar el valor de la variable o variables de interés (presión, nivel, temperatura, flujo); decidir consiste en comparar el valor medido con el valor preestablecido como ideal o deseado y finalmente, acción es la ejecución de la decisión tomada. Estas tres acciones en un sistema de control las realizan cuatro dispositivos: el sensor (mide), el transmisor (transmite, de 4 a 20 mA eléctricamente o de 3 a 15 psi neumáticamente), el controlador (decide, es el cerebro del sistema) y el elemento final de control (ejecuta la decisión, ejemplo una válvula).

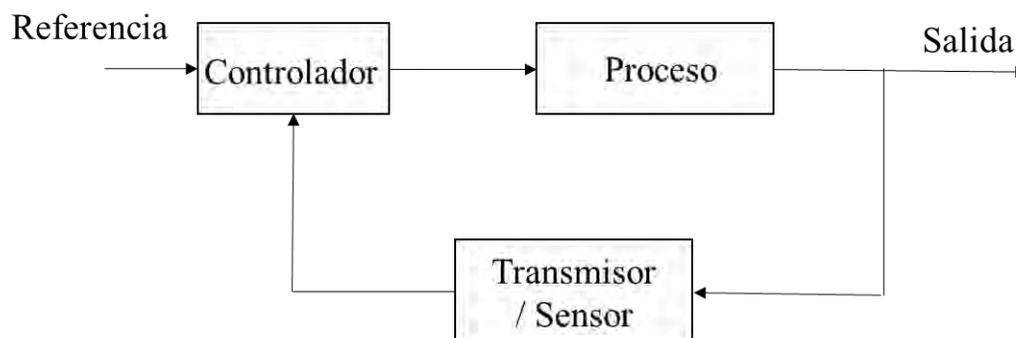


Figura N° 2.1 Sistema de control retroalimentado. Smith y Corropio (1991)

2.2.2 Controlador proporcional integral derivativo (PID)

Comercialmente, los controladores como se conocen en la industria actual, datan entre los años 1935 y 1940 gracias a la Compañía Taylor Instrument que materializó en un dispositivo el trabajo realizado por Nicolás Minorsky en 1922, donde daba las primeras discusiones de los controladores de 3 términos.

Para 1910 se desarrollan los primeros sistemas de ajuste automático basado en control de tipo proporcional y que dieron buenos resultados para ese entonces, con el comienzo inevitable de la guerra en 1914 muchos trabajos se congelaron hasta 1921 gracias a Minorski. Minorski convencido en analizar la dinámica de los buques para encontrar una expresión que permitiera gobernar óptimamente el timón de este, encontró que el sistema obedecía una ecuación de velocidad del timón de tipo:

$$\rho' = Pe'' + Ne' + Me$$

Donde e es el error de la dirección del buque a la deseada; P, N y M son constantes con las características de inercia del buque sobre su eje vertical y ρ' es la velocidad del timón. Pero para su implementación debían integrar dicha expresión ya que necesitaban la posición del timón, entonces obtuvo finalmente:

$$\rho = Pe' + Ne + M \int e. dt$$

Dicha expresión no es más que la expresión de control del tipo PID que se maneja actualmente. Minorski siguió estudiando la estabilidad de dicho sistema y con el método de Hurwitz definió todas las condiciones y limitaciones necesarias para P, N y M y así garantizar la estabilidad del sistema. Minorski después de 1923 se dedica de lleno al estudio de estos gobiernos, pero en sistemas en general, comenzando así el estudio de sistemas de control. Para 1950, ya se tienen los primeros PID electrónicos, las acciones de control se obtuvieron con simples computadoras analógicas basadas en amplificadores operacionales y se estandariza el rango de trabajo de 4 mA a 20 mA. Ya para 1970, aparece en el mercado los microprocesadores

y se implementan los primeros PID con computadores digitales, lo que generó que se agregaran un sinnúmero de funciones a los dispositivos, como autoajuste, diagnóstico entre otros.

Obteniendo una definición más formal de este controlador, se tiene que el PID básico busca tomar decisiones con respecto al estado de una variable controlada para mantenerla en un valor deseado, lo deja claro Smith y Corripio (1991). Este controlador es un conjunto de controladores que están constituidos por una parte proporcional, derivativa e integral o incluso combinaciones de estas, y que se ajustan o sintonizan para hacer cumplir requerimientos en un proceso.

Teóricamente según Smith y Corripio (1991) el controlador PID tiene como expresión:

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int e(t) dt + K_c \tau_D \frac{de(t)}{dt} \quad \text{Ec (2.1)}$$

Donde definen las variables de la siguiente manera:

- \bar{m} valor base del controlador cuando el error es cero, estado estacionario
- K_c ganancia del controlador, constante de proporcionalidad
- τ_i tiempo de Integración, $K_i = \frac{K_c}{\tau_i}$ constante de integración
- τ_D tiempo de derivación $K_d = K_p \tau_D$ constante de derivación
- $e(t)$ Señal error, diferencia entre el punto referencia y la variable controlada.

El comportamiento que brinda cada término de la terna PID Améstegui (2001) las sintetiza de la siguiente manera:

- *Acción proporcional*

La acción de control se reduce a la expresión que se muestra Ec (2.2), es proporcional al error y se agrega el valor base cuando el sistema este estacionario.

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) \quad \text{Ec (2.2)}$$

Esta acción de control no es capaz de eliminar el error en estado estacionario solo puede reducirlo, es simple y de fácil sintonización ya que solo hay un solo parámetro que variar, la constante de proporcionalidad K_c .

- *Acción proporcional integral*

La función principal de esta acción, es lograr tener error cero en estado estacionario, esto se logra al asegurar que al final se aplicará la suficiente acción de control para lograrlo, cosa que no se puede lograr solo con la acción proporcional. La expresión de este controlador queda:

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_i} \int e(t) dt \quad \text{Ec (2.3)}$$

Además de eliminar el error en estado estacionario, cerca del 90% de los controladores industriales son PI. La acción integral puede desestabilizar el sistema si τ_i aumenta demasiado o lo que es lo mismo que K_i disminuya.

- *Acción proporcional derivativa*

Esta acción de control por lo general no trabaja por sí sola, sino que se combina con la acción proporcional. La expresión para este controlador queda:

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) + K_c \tau_D \frac{de(t)}{dt} \quad \text{Ec (2.4)}$$

La acción derivativa anticipa los efectos de la parte proporcional para estabilizar la variable controlada más rápidamente. Este tipo de controlador es muy sensible al ruido por lo que su recomendación es lógica, no se utilizan en sistemas que causan demasiado ruido. Esto se debe a que la parte derivativa genera valores muy altos para $m(t)$, lo que genera la posibilidad de no controlar el sistema. El error en estado estacionario no se logra eliminar.

- *Acción proporcional integral derivativo*

Combina las mejores cualidades de estabilidad del controlador PD y la eliminación del error en estacionario del PI, pero con la acción derivativa agregada, el problema de ruido, antes ya mencionado, existe. Tiene como expresión la Ec. (2.1) ya vista.

2.2.3 Control adaptativo

Rodríguez y López (1996) afirman que existen muchos conceptos de control adaptativo pero que el más aceptado es:

“...control adaptativo es un tipo especial de control no lineal en el que el estado del proceso puede ser separada en dos escalas de tiempo que evolucionan a diferentes velocidades. La escala lenta corresponde a cambios de los parámetros y por consiguiente a la velocidad con la cual los parámetros del regulador son modificados, y la escala rápida que corresponde a la dinámica del bucle ordinario de realimentación...” (pág. 09)

Sin embargo, García (2013) expone un concepto más explícito que el anterior y es:

“Un sistema de control adaptativo, es aquel que mide en forma continua y automática, las características dinámicas de la planta (tales como la función de transferencia o la ecuación de estado), las compara con las características dinámicas deseadas y utiliza la diferencia para modificar los parámetros ajustables del sistema (por lo general los parámetros del controlador) o para generar una señal de control, de modo que se mantenga el desempeño óptimo, independientemente de las modificaciones ambientales que experimente el sistema.” (Pág. 68)

Si bien ambos conceptos expuestos son diferentes en la forma de expresar el funcionamiento, tienen en común que, el control adaptativo adapta los valores del controlador a variaciones del proceso como producto de la variación de la dinámica del mismo y así mantiene la variable deseada en su punto de buen funcionamiento, pudiéndose utilizar en sistemas no lineales de manera muy confiable ya que no está atado a un único punto de operación.

Si bien el control adaptativo garantiza seguridad y confiabilidad en el proceso; pues, podrá trabajar en un gran número de puntos de operación; tener esta ventaja acarrea un costo intelectual y material. Se necesitará de más hardware y software en su implementación, recordando que a medida que un controlador sea más inteligente necesitará de más herramientas para decidir y adaptar la señal de control. Por otra parte, Rodríguez y López (1996) dejan claro que el hecho de que el control adaptativo pueda decidir, no exime al diseñador de no conocer el proceso, ya que él debe diseñar en base a unas especificaciones y decidir una estructura de control

2.2.4 Control con ganancia programable (*Gain Scheduling*)

García (2013) define la ganancia programable como una técnica que constituye un primer acercamiento a un control no lineal, ya que, para diferentes puntos de operación de un proceso se define un controlador lineal, de esta manera, al final se tiene un controlador que varía sus parámetros y en sí, forma un conjunto de controladores que permite obtener una solución aceptable en diferentes condiciones del proceso. En concordancia, Pradeepkannan y Sathiyamoorthy (2014), expresan que el *Gain Scheduling* consiste en supervisar la variable de interés del proceso y realizar una nueva sintonización del controlador para el nuevo punto de trabajo por lo que es un control adaptativo de acuerdo a la definición antes expuesta.

Como resultado de lo anterior, el nuevo lazo de control queda de la siguiente manera:

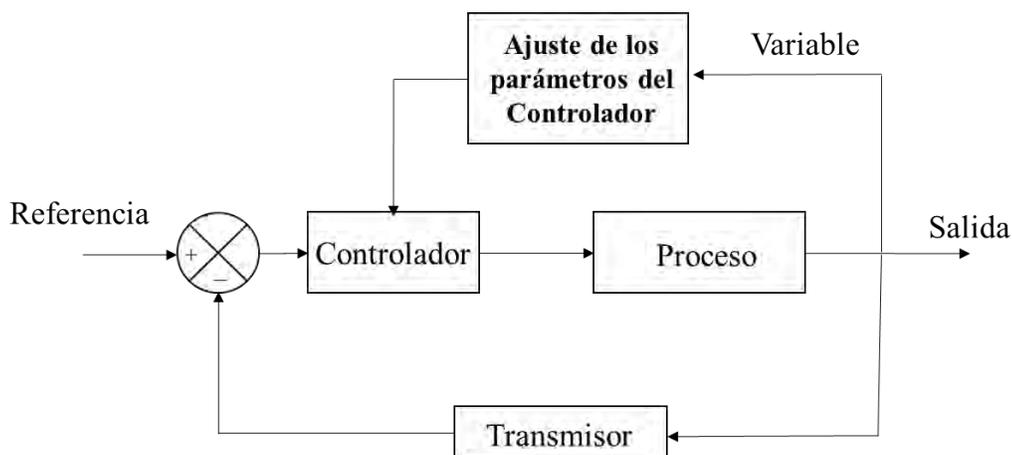


Figura N° 2.2 Lazo de control para la técnica *Gain Scheduling*.

En la figura N° 2.2 se observa que se agrega un nuevo bloque de retroalimentación negativa que va al regulador (línea de tiempo lento), este permite obtener los nuevos valores de los parámetros del controlador. La variable de interés del proceso García (2013) la define como variables de tabulación o de programación y es necesario monitorearla constante mente.

La base filosófica de esta técnica de manera resumida según Naus, G (2009), es la de divide y vencerás, pues, establece que clásicamente con esta técnica lo que se logra es fragmentar un único controlador no lineal en varios controladores lineales justificándose en el hecho de que la teoría de los controladores lineales es más amplia, más conocida y robusta que la de los no lineales. Por esto Ilka (2015) expone que el *Gain Scheduling* es la estrategia de control más utilizada en sistemas no lineales y que ha sido acogido en amplias tareas industriales.

La técnica de ganancia tabulada o programada, según García (2013) carece de una secuencia de ejecución definida y clara, pero expone que se pueden realizar cuatro pasos para lograr un fin: primero, definir la variable de programación, esta debe seguir las condiciones de la planta y además debe ser capaz de expresar los parámetros de los controladores en función de ella; segundo, modelar la planta en diferentes puntos de operación en función de la variable programable, no hay una exigencia de puntos de operación queda a criterio del diseñador; tercero, para cada punto de operación, calcular los parámetros de los controladores y por último, seleccionar el controlador dependiendo de la variables programada. Finalmente, es de recalcar, que la programación de ganancias es de características sencillas para implementar en sistemas que se controlan por ordenador así lo hace saber Pradeepkannan y Sathiyamoorthy (2014). Además, estos mismos autores recomiendan realizar la evaluación de estabilidad y rendimiento del sistema mediante simulación.

2.2.5 Acción de control

Es la forma en que actúa la señal de control una vez que entra una perturbación al controlador del sistema. Puede ser de forma directa, es decir, la señal de control sigue a la señal de

perturbación; si aumenta el error esta aumenta y si disminuye, la señal de control disminuye también. Puede ser una acción de control inversa, donde la señal de control actúa de forma contraria a la señal de error; la señal de error aumenta, pero la señal de control disminuye y viceversa. Su importancia radica en que ayuda a predecir cómo será la decisión que tomará el controlador si se desconoce la función de transferencia del proceso.

2.2.6 Análisis de sensibilidad

Iooss y Saltelli (2015) afirman que el análisis de sensibilidad es una herramienta que permite determinar la dependencia que existe entre las variables de salida y las variables de entrada de un sistema cualquiera. Es decir, el análisis de sensibilidad aclara la contribución de las variables de entrada en la obtención de un resultado o comportamiento del modelo. En concordancia a lo anterior y de manera más resumida Molina (2004) dice que el análisis de sensibilidad permite determinar qué tan sensible es la salida deseada a los cambios en la entrada de la planta.

Existen muchas maneras de hacer un análisis de sensibilidad, sobre todo con un modelo matemático computarizado, así lo expresa Iooss y Saltelli (2015), ellos definen un primer método el denominado acercamiento local, que consiste en realizar pequeñas perturbaciones en la entrada del sistema, pero alrededor de un punto estacionario al que denominan punto nominal. La necesidad que sean pequeñas variaciones se sustenta en el hecho de que la mayoría de los sistemas son no lineales, así se garantiza que esas no linealidades no afecten el análisis que se realiza. El análisis de sensibilidad por acercamiento local será en consideración el mejor análisis que se puede elegir, pues, este trabajo no se base en realizar un análisis de sensibilidad riguroso al modelo que se tiene, solo es necesario para tener claro el comportamiento del sistema al variar sus principales entradas

2.2.7 Identificación del proceso

La identificación de un sistema consiste en hallar un modelo matemático de un proceso desde datos experimentales de este o a partir de las ecuaciones diferenciales que lo definen. García y Arroyave (2009). El método de Curva De Reacción permite identificar sistemas y se realiza de la siguiente manera según Smith y Corripio (1991):

- A lazo abierto o con el controlador en modo manual, se espera que el proceso se estabilice
- Se realiza una entrada escalón al proceso, suficiente para que el sistema responda, pero no demasiado para que la no linealidad se haga presente en el resultado.
- Se hace un registro de la curva obtenida en la salida. Para tomar los puntos de interés que se expresan en la figura N° 2.3 y aplicar las siguientes expresiones:

$$K = \frac{y_{\infty} - y_0}{u_{\infty} - u_0} \quad \text{Ec (2.5)}$$

$$\tau = 1.5(t_{0.632\Delta_0} - t_{0.283\Delta_0}) \quad \text{Ec (2.6)}$$

$$\tau_0 = t_{0.632\Delta_0} - \tau \quad \text{Ec (2.7)}$$

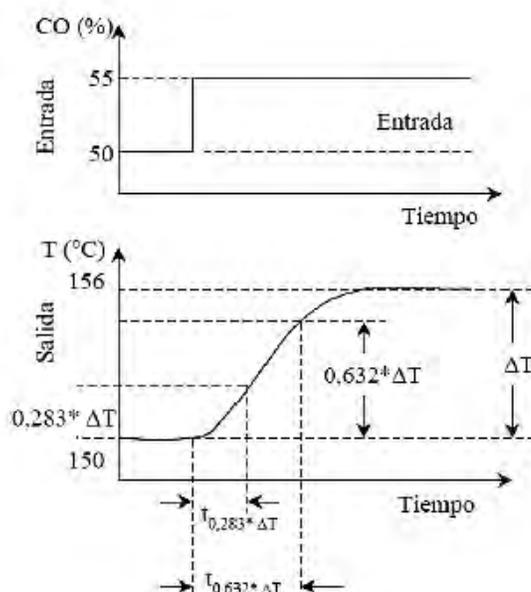


Figura N° 2.3 Curva obtenida por el método de curva de reacción. Camacho (2008)

Al tener estos valores se puede realizar una aproximación a un sistema de primer orden más tiempo muerto como especifica Camacho (2008) quedando el sistema identificado de la siguiente manera:

$$G_p = \frac{Ke^{-\tau_0 s}}{\tau s + 1} \quad \text{Ec (2.8)}$$

2.2.8 Sintonización de los controladores PID

Consiste en determinar los valores necesarios para el controlador, en este caso los valores de ganancia proporcional, tiempo de integración y el tiempo de derivación; logrando así que el lazo de control se comporte de manera aceptable conforme lo considere el diseñador. Para realizar esto, es necesario identificar la dinámica del sistema y a partir de esta, determinar los parámetros del PID. En la tabla N° 2.1 se muestran los parámetros del PID utilizando los valores que se obtienen de aplicar las ecuaciones 2.5, 2.6 y 2.7 de la identificación.

Tabla N° 2.1 Sintonización utilizados en el método de Dahlin. Camacho (2008)

Parámetro PID	Kp	Ti	Td
Expresión	$\frac{1.2 \tau}{2K\tau_0}$	τ	$\frac{\tau_0}{2}$

2.2.9 Filtro ponderador de consigna

Es un filtro de orden superior cuyos polos y ceros depende directamente de los valores de sintonización del controlador pues, como se ve en su expresión Ec (2.9), los términos de los polinomios son funciones del tiempo de integración t_i y del tiempo de derivación t_d .

$$F(s) = \frac{ct_i t_d s^2 + bt_i s + 1}{t_i t_d s^2 + t_i s + 1} \quad \text{Ec (2.9)}$$

Åström y Hägglund (2009) dan a conocer que el valor de b y c por lo general es 1 y 0 respectivamente. Estos valores son los valores que en forma general ponderan los cambios bruscos en el punto de referencia, el valor de c en 0 permite evitar grandes transitorios en la señal de control ante el cambio y el valor de b en 1 permite tener una lectura más rápido del cambio brusco en el punto de consigna.

El nuevo lazo de control queda de la siguiente manera

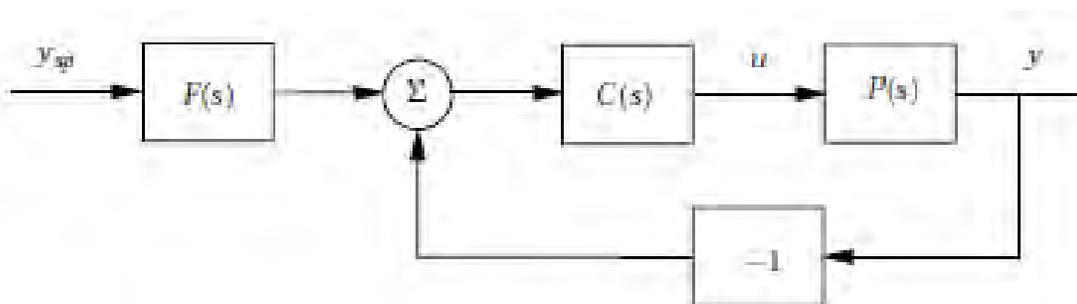


Figura N° 2.4 Lazo de control con el filtro ponderador de punto de consigna. Åström y Hägglund (2009)

2.2.10 Controlador PID de ganancia programable

De acuerdo con Astorga (1993), es un controlador con las ventajas y beneficios de un controlador PID, pero agrega además la capacidad de ajustar sus parámetros de configuración K_p , T_i y T_d por medio de la técnica de Programación de Ganancia (*Gain Scheduling*), así, se logra mantener el proceso en un punto fijo de funcionamiento. Eso es de gran beneficio para procesos que presentan efectos físicos, químicos y termodinámicos no lineales; características propias de muchos procesos industriales en la actualidad

Primeramente, de acuerdo a Astorga (1993), es necesario determinar la variable tabulada o auxiliar que guarde la mayor relación con el proceso que se controla, luego se procede a sintonizar tantos controladores PID como se deseen, estos controladores se determinan en un punto de operación y se estudia su franja de existencia, donde se garantice la menor influencia

de la no linealidad del proceso. Entonces dependiendo de los valores que tome la variable auxiliar se tendrá una u otra sintonización que va dirigida al controlador general del proceso.

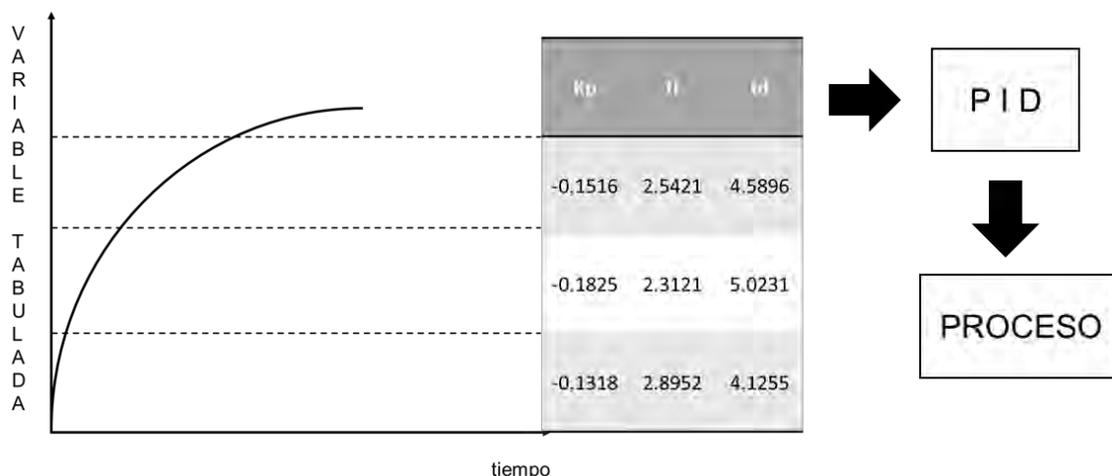


Figura N° 2.5 Operación de la técnica *Gain Scheduling*. Astorga (1993)

2.3 PROCESO A CONTROLAR

El proceso que se muestra en la figura 2.5, consiste de un tanque abierto, en el cual entran 2 flujos, uno de agua caliente y otro de agua fría, teniendo como resultado un flujo de temperatura constante que sale del tanque. El flujo $W_1(t)$ es una entrada constante de temperatura $T_1(t)$, mientras que el flujo $W_2(t)$ a una temperatura $T_2(t)$ es controlado por medio de una válvula de control, el controlador TC dará la orden a la válvula de limitar o permitir el flujo $W_2(t)$ al tanque, con el fin de mantener la temperatura constante en $T_3(t)$.

La temperatura dentro del tanque esta sensada y es transmitida por el transmisor de temperatura (TT) hasta el controlador. El sensor TT transmite una temperatura $T_4(t)$ que ha sido afectada por un tiempo muerto que se obtiene desde el tanque hasta transmisor, que este se encuentra a 125 ft de distancia del sitio de medición.

La decisión de utilizar este modelo, radica en su característica de tener tiempo muerto variables o de larga duración, es un proceso no lineal y además es un modelo muy utilizado en la comprobación de estrategias de control para sistemas con estas características, Coronel M, Rojas R (2008). Para este proceso además se debe tomar las siguientes consideraciones que Camacho, O y Smith, C (1997) exponen en su trabajo y son:

- El volumen de líquido se considera constante dentro del tanque.
- La solución está bien mezclada.
- La tubería y el tanque están bien aislado térmicamente.
- Por último, El transmisor de temperatura está calibrado para un rango de 100 °F a 200 °F emitiendo una señal de 0 a 1.

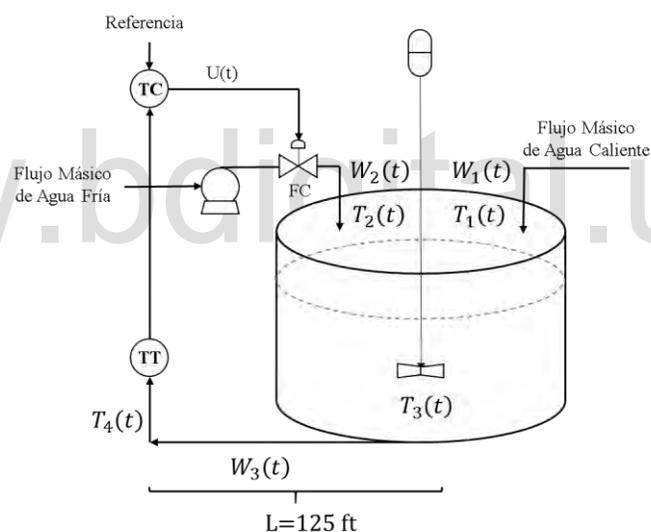


Figura N°2.5 Proceso industria a controlar.

2.4 MODELO DEL PROCESO A CONTROLAR

Este modelo está basado según Coronel M, Rojas R (2008), en el balance de energía del sistema considerando la Ec (1)

$$W_3(t) = W_2(t) + W_1(t) \quad \text{Ec (2.10)}$$

Donde $W_2(t)$ expresa su dependencia de la válvula de la siguiente manera

$$W_2(t) = \frac{500}{60} V_p(t) C_{vL} \sqrt{\Delta P_v G_f} \quad \text{Ec (2.11)}$$

$$\frac{dV_p(t)}{dt} = \frac{-1}{\tau_{vp}} (V_p(t) - m(t)) \quad \text{Ec (2.12)}$$

Ahora aplicando el balance de energía se obtiene:

$$V\rho C_{v3} \frac{dT_3(t)}{dt} = C_p1(t)T_1(t)W_1(t) + C_p2(t)W_2(t)T_2(t) - W_3(t)T_3(3)C_p3(t) \quad \text{Ec (2.13)}$$

De la ecuación Ec (2.13) se obtiene $T_3(t)$, una vez obtenido es necesario determinar la temperatura que el transmisor detectar, para eso se sabe que el tiempo muerto resultante es:

$$t_0 = \frac{LA_t\rho}{W_3(t)} \quad \text{Ec (2.14)}$$

$$T_4(t) = T_3(t - t_0) \quad \text{Ec (2.15)}$$

Finalmente, el transmisor envía la lectura que resulta de la ecuación Ec (2.16)

$$\frac{dT_O(t)}{dt} = \frac{1}{\tau_T} \left(\frac{T_4(t) - 100}{100} - T_O(t) \right) \quad \text{Ec (2.16)}$$

Estas siete ecuaciones describen en su totalidad el lazo de control del proceso seleccionado, desde el elemento final de control hasta el transmisor. Ahora se hace necesario conocer cada una de las constantes que se expresan aquí, La tabla N° 2.2 contiene las variables y constantes utilizadas, expresa su símbolo, expone su significado y establece las unidades en la cuales se expresan.

Tabla N°2.2 Variables y constantes que intervienen en el proceso descrito. Coronel y Rojas (2008)

Variable	Significado	Unidad
W_1	Flujo másico del fluido caliente	lb/min
W_2	Flujo másico del fluido frío	lb/min
Cp_1, Cp_2	Capacidad de calor del fluido, a presión constante	BTU/ lb-°F
Cv_3, Cp_3	Capacidad de calor del fluido, a volumen constante	BTU/ lb-°F
T_1	Temperatura del fluido caliente	°F
T_2	Temperatura del fluido frío	°F
T_3	Temperatura del líquido en el tanque de mezclado	°F
T_4	T_3 afectada por retardo de transporte t_0	°F
t_0	Tiempo muerto o retardo de transporte	min
ρ	Densidad del contenido del tanque de mezclado	lb/ft ³
V	Volumen del líquido	ft ³
TO	Señal de salida del transmisor, rango de 0 a 1	---
Vp	Posición de la válvula. rango de 0 a 1 (Cerrada-Abierta)	---
C_{VL}	Coefficiente de flujo de la válvula	gpm/psi ^{1/2}
G_f	Gravedad específica	---
ΔP_V	Caída de la presión en la válvula	psi
τ_T	Constante de tiempo del sensor de temperatura	min
τ_{Vp}	Constante de tiempo del actuador	min
A_t	Sección transversal de la tubería	ft ²
L	Longitud de la tubería	ft
m	Salida del controlador. Varía entre 0 y 1	---

Una vez definido todo lo anterior, se procede a definir un punto de partida para todo el estudio que se realizará, para esto se procede a modelar en un estado estacionario de la planta con los valores que Coronel M, Rojas R (2008) y Camacho, Smith (1997) expresan:

Tabla N°2.3 Valor de Variables y Constantes en estado estacionario

Variable	Valor	Unidades	Constantes	Valor	Unidad
W_1	250	lb/min	ρ	62.4	lb/ft ³
W_2	191.17	lb/min	ΔP_v	16	psi
W_3	441.17	lb/min	τ_T	0.5	min
Cp_1	0.8	BTU/lb-°F	τ_{vp}	0.4	min
Cp_2	1	BTU/lb-°F	A_t	0.2006	ft ²
Cv_3, Cp_3	0.9	BTU/lb-°F	m	0.5	---
T_1	250	°F	L	125	ft
T_2	50	°F	C_{vL}	12	gpm/psi ^{1/2}
T_3	150	°F	G_f	1	---

Con la teorización se pretendía aclarar muchos conceptos y términos que pudiesen no estar tan claros y así comprender el procedimiento que se realizara en este trabajo. Por otro lado, se quería poner en contexto la situación de estudio.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

Este capítulo expone cada una de las etapas realizadas en la investigación y permita sustentar los resultados obtenidos, exponiendo de manera clara las experiencias realizadas y los métodos aplicados en las diferentes etapas de diseño.

3.1 TIPO Y DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

Si bien es cierto que existen muchas maneras de clasificar la investigación y muchos tipos de diseño para la investigación, se tomó en cuenta principalmente las que Salinas (2010) define. Por exponer de manera clara y sencilla las condiciones y criterios para clasificar. De acuerdo a Salinas (2010) por los objetivos de la investigación, ésta es una investigación experimental orientada; tipo orientada ya que no se soluciona de inmediato el problema, pero si ayuda a resolverlo. Además, se busca solucionar un problema en específico. También entra en esta calificación, por utilizar descubrimientos, hallazgos y soluciones que se encontraron en otros tipos de investigación como la investigación básica. De diseño experimental ya que se realizan experiencias para corroborar o rechazar resultados o comportamiento de investigaciones previas, bien sea realizadas en otras condiciones, otro modelo, en otras bases de tiempo o en otros lugares. También es experimental, porque se realizaron manipulaciones a ciertas condiciones, buscando causar cambios para obtener resultados deferentes (mejores) que la condición original. Sin embargo, también se puede decir que esta investigación es de desarrollo tecnológico por buscar modificaciones para mejorar la aplicabilidad de un dispositivo y su extensión. Se busca además de llevar a la práctica de ser posible de manera masiva, los resultados del trabajo.

3.2 PROCEDIMIENTO

3.2.1 Modelo del proceso industrial seleccionado

Definidas las ecuaciones diferenciales del modelo de tanque de agua fría agua caliente, se desarrolla el diagrama de bloques en el programa SIMULINK® del MATLAB® realizando las interconexiones apropiadas de los diferentes bloques de funciones. Primeramente, se desarrollan las ecuaciones que describen el modelo (tanque), para luego implementar las ecuaciones de la válvula del flujo de agua fría y del transmisor de temperatura. Se corroboró el funcionamiento, y para esto se verifica el valor en estado estacionario del proceso que de acuerdo a Coronel y Rojas (2008) debe tener el tanque una temperatura de 150 °F, la posición de la válvula en 0.5 (señal definida entre 0 y 1) y la señal de transmisión 0.5 (señal definida entre 0 y 1).

3.2.2 Análisis de sensibilidad

Una vez que se está conforme con el modelado en la simulación, se procede a realizar perturbaciones alrededor del estado estacionario del sistema (temperatura del tanque 150 °F) con las recomendaciones que Iooss y Saltelli (2015) proponen. El análisis de sensibilidad comenzó, aplicando el método a todas las variables que el modelo define con una dependencia del tiempo; dejando de lado las que no dependen del tiempo y las que el modelo considera constantes ; estas variables fueron: el flujo másico del fluido caliente W1, flujo másico del fluido frío W2, capacidad de calor del fluido caliente Cp1 y frío Cp2, temperatura del fluido frío T2 y temperatura del fluido frío caliente T1, todas y cada una de las variables se incrementaron y disminuyeron en pasos de 5 % de su valor hasta llegar al valor máximo o mínimo que el transmisor de temperatura permitía, mientras que las otras variables permanecían en su condición de estacionario. Los valores obtenidos para la temperatura en el tanque se registraron y se graficaron en función del porcentaje de variación de la variable.

3.2.3 Identificación del proceso

Una vez comprobado el buen funcionamiento del proceso en la simulación, se procede a realizar un cambio escalón en la entrada del sistema del 30% del valor en estado estable, la cual generará la curva de reacción a esta perturbación. De la curva generada como lo señala Smith y Corropio (1991), se toman los valores al 23.8 % del valor inicial tanto de la salida como del tiempo, y de igual manera al 62.3% del valor inicial. Por otro lado, se toman los valores iniciales y finales de la salida y de la entrada. Con todos estos datos se procede a calcular los valores de ganancia, constante de tiempo del sistema y del tiempo muerto utilizando las relaciones 2.5, 2.6 y 2.7 de este trabajo.

3.2.4 Diseño del controlador PID convencional

Con los datos de la identificación del sistema, se calculan los valores de los parámetros proporcional, integral y derivativo del PID expuestos en la Tabla N° 2.1 que forman las ecuaciones del criterio de Dahlin, una vez obtenido estos valores, se agrega los componentes finales del lazo de control en la simulación del proceso, para eso se agrega un nuevo subsistema que contenga la ecuación característica del controlador PID y el respectivo bloque para calcular el error que es el valor que el controlador necesita del sistema, finalmente se realizan las prueba que se consideren necesarias para corroborar el correcto funcionamiento del controlador.

3.2.5 Regiones de operación

Las regiones de operación constituyen el conjunto de puntos de operación en el cual el controlador seleccionado trabajará. La constitución de estas franjas, partió del estudio del controlador de 150 °F que servirá de referencia, ya que, a partir de 165 °F dentro del tanque, la señal de control y la respuesta de la temperatura del tanque presentan un mayor transitorio, caracterizado por un alto sobre impulso, lo que quiere decir que la no linealidad del sistema comienza a hacerse presente alrededor de esa temperatura. De igual manera, realizando estudios

para temperaturas bajas, no se observó situaciones críticas como la antes mencionada por lo que se decide definir 3 franjas de trabajo que son:

- *Región de operación alta*

En esta franja estará controlada por el controlador diseñado en el estado estacionario de 180 °F y está constituida por los puntos de operación que van de 165 °F hasta los 200 °F

- *Región de operación media*

Es la franja de mayor dimensión, con todos los puntos de operación desde los 130 °F hasta los 165 °F. Esta franja la controlará el dispositivo diseñado en el punto de operación de 150 °F.

- *Región de operación baja*

Esta franja la ajustara el controlador diseñado en 120 °F, y abarca los puntos de operación desde 100 °F hasta los 130 °F.

3.2.6 Diseño del controlador con estrategia *Gain Scheduling* basado en controladores PID

En este apartado comienza a tomar importancia el estudio de sensibilidad que se realizó al proceso, ya que se necesitan 2 nuevos estados estacionarios para realizar el diseño de 2 nuevos controladores PID. Como ya se sabe las variables de mayor sensibilidad en el proceso son las temperaturas de los flujos de agua, partiendo de esta realidad, se modificaron dichos valores en el estado estacionario de 150 °F (es decir, sin controlador) hasta llegar a los valores deseados. En esta oportunidad se trabaja con tres bandas por lo que se decidió tener un nuevo estado estacionario para una temperatura en el tanque de 120 °F y otro a los 180 °F, recordando que el transmisor esta calibrado para trabajar entre (100-200) °F.

Obtenidos estos nuevos estacionarios, se realiza nuevamente el procedimiento que se aplicó al estacionario de 150 °F, es decir, se procede a realizar la aproximación del sistema a un sistema de primer orden más tiempo muerto, obtenida esta identificación se calculan los nuevos

conjuntos de parámetros de PID, se comprueba su funcionamiento. En este punto, se tiene 3 conjuntos de valores de ganancia proporcional, tiempo de integración y de tiempo de derivación los cuales se tabulan para ser utilizados de la siguiente manera:

Se crea un subsistema para el PID con la estrategia *Gain Scheduling*, el cual ahora contará con una nueva entrada a parte del error del proceso, que será la denominada variable tabulada o auxiliar y que permitirá seleccionar los valores del PID general dependiendo del valor que esta variable tome. La variable auxiliar para realizar la selección de los controladores será la temperatura medida aguas abajo del tanque, por medio de su representación en la señal de transmisor, de esta manera la variable será un valor medido indirectamente buscando no agregar más dispositivos de acondicionamiento de señales. La posible deficiencia de hacer esta selección, radica en el alto tiempo muerto del proceso ya que desde la lectura de la temperatura hasta que el transmisor existe una distancia de 125 ft de acuerdo al modelo, y esto pudiera eventualmente afectar el selector.

En el diseño de la etapa de adaptación, se toma inicialmente la señal del transmisor (variable tabulada o auxiliar) que viene del proceso, y esta entra a un primer selector denominado selector de región; su función es sencilla, determinar en cual franja de trabajo se encuentra actualmente el sistema, esta etapa cuenta con comparadores con histéresis que permite, que la región cambie en cierto valor de subida de la variable tabulada, pero cambie al bajar en otro, de esta manera se evita que en un transitorio de elevado sobrepaso se genere una inestabilidad por cambio constante de región de trabajo.

Inmediatamente, la decisión del selector de región va a un selector de parámetro que finalmente proporciona el conjunto de parámetro seleccionado al controlador. En este punto, además se logra ver como se tiene previamente los valores de parámetros, y es aquí por el cual la técnica se denomina ganancia tabulada, pues, se tiene en una especie de tabla los valores a utilizar.

3.2.7 Comparación de desempeño de los controladores

Una vez que se tiene el diseño final, se realizan las pruebas necesarias para verificar que los selectores no generan que el sistema se vuelva inestable justamente en los valores umbrales para el cambio de los parámetros.

Finalmente, corroborado el funcionamiento anterior, tanto al PID de referencia como al PID de ganancia tabulada (*Gain Scheduling*) se someten a las mismas variaciones de setpoint y variaciones de las variables externas del sistema, para así comenzar el estudio de comparación de ambos controladores. Este estudio pasa por verificar la mejor respuesta temporal entre los controladores tanto para cambios de punto de referencia como para perturbaciones en general.

3.2.8 Comparación de desempeño de los controladores ante fallas del elemento final de control

Para comprobar que tan robusto resulta el controlador diseñado se simulan dos situaciones de falla en la válvula, la primera falla consistirá en limitar su apertura y cierre, es decir, la señal de control exigirá al elemento final de control que abra más de cierto valor pero esta falla y se satura, igualmente sucederá en el cierre, donde el controlador exigirá cerrarla y esta fallará quedando con un porcentaje mínimo de apertura; la segunda falla simulará retardo en la señal de control que eventualmente pudiera representar el desprendimiento del actuador del vástago generando la falla de la válvula.

Los métodos aplicados en este trabajo son claros y sencillos esto se debe a la necesidad de obtener los mejores resultados posibles, para tener un análisis más preciso de la estrategia que se quiere implementar.

CAPÍTULO IV

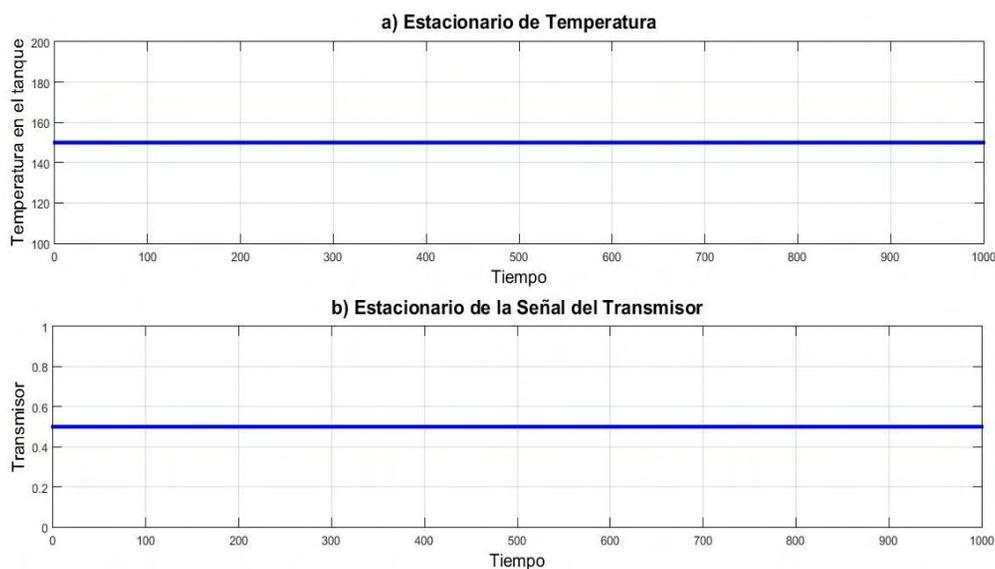
RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El siguiente capítulo recopila los resultados de este trabajo, por medio de los datos que se encuentran tabulados y graficados aquí. Las gráficas mostradas se obtuvieron del MATLAB® que permite obtener los resultados del SIMULINK®.

4.1 MODELO DEL PROCESO INDUSTRIAL SELECCIONADO

Para la comprobación del correcto funcionamiento del modelo fue necesario verificar dos situaciones que Camacho y Smith (1997) exponían en su trabajo, y son las siguientes

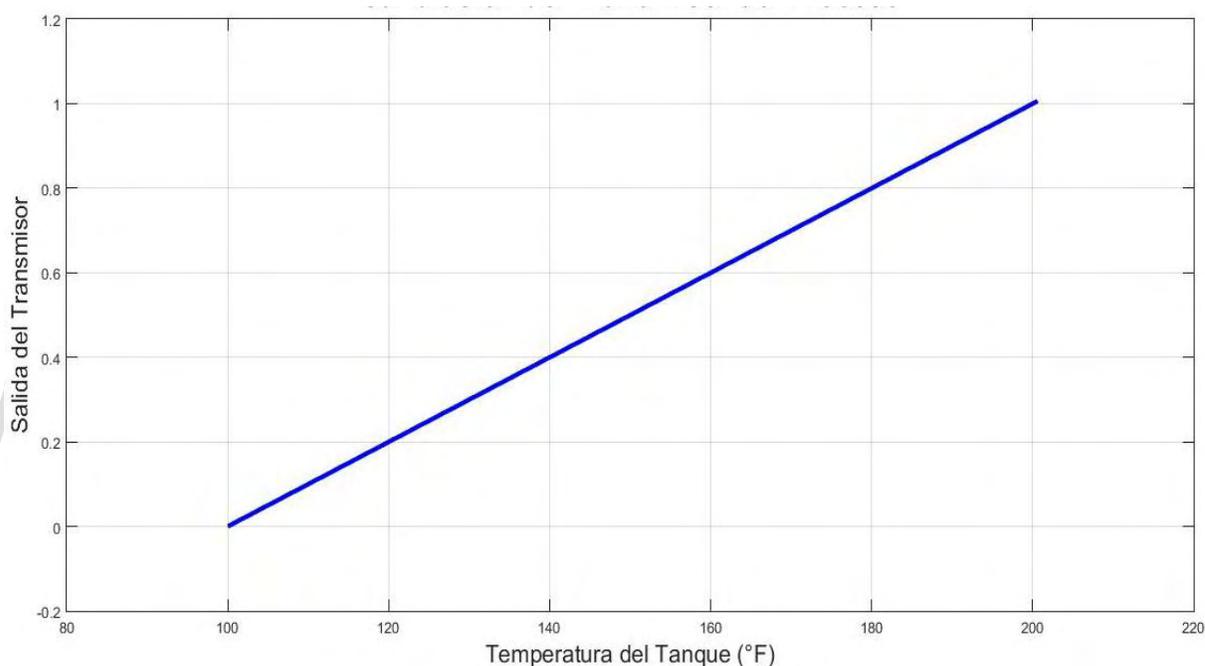
4.1.1 Régimen estacionario del proceso seleccionado



Grafica N° 4.1 Régimen estacionario del proceso.

De acuerdo a Camacho y Smith (1997), el estado estacionario del proceso se obtiene una vez que dentro del tanque de mezclado exista una temperatura de 150 °F gráfica N° 4.1.a y el transmisor este representando para esta temperatura un valor de 0.5, tal como se evidencia en la gráfica N° 4.1 b.

4.1.2 Configuración del transmisor



Gráfica N° 4.2 Calibración del transmisor de temperatura

Con la gráfica N° 4.2, se comprueba lo que Camacho y Smith (1997) contemplaron para la configuración del transmisor. Y es que se encuentra operando entre las temperaturas de 100 °F y 200 °F, transmitiendo una señal que varía entre 0 a 1 respectivamente. Además, se comprobó por segunda vez el valor del transmisor al valor estacionario de 150 °F.

4.2 ESTUDIO DE SENSIBILIDAD DEL PROCESO

Aplicado el método explicado en los capítulos anteriores para el análisis de sensibilidad se obtiene lo siguiente:

4.2.1 Sensibilidad de temperatura del líquido en el tanque de mezclado t3 con respecto temperatura del fluido caliente T1

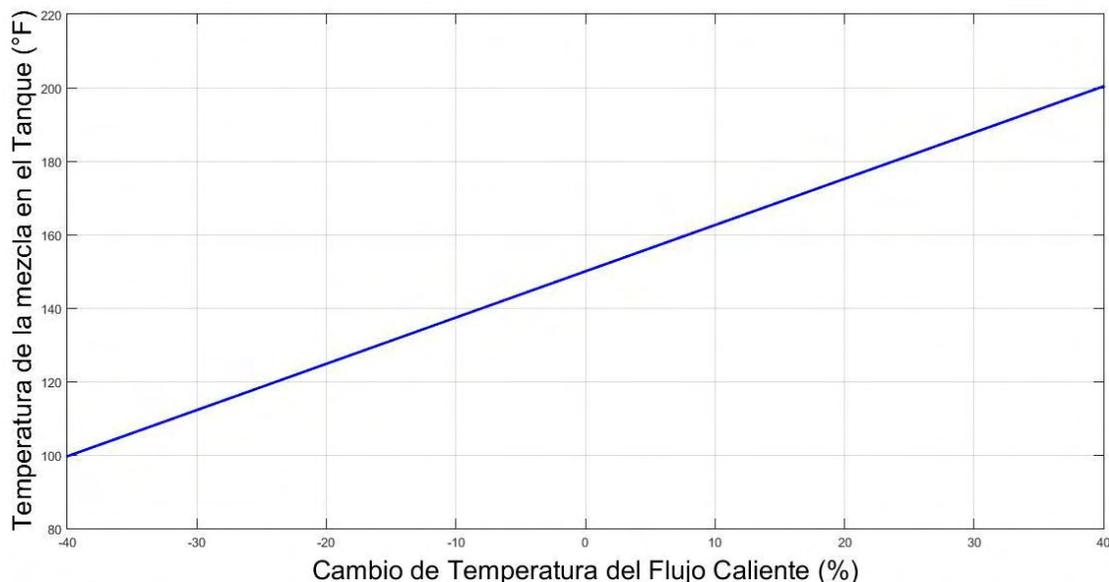
Tabla N° 4.1 Variaciones del proceso ante variaciones de T1

Variaciones en T1(°F)	Variaciones en T1 %	Variaciones en T3 (°F)	Variaciones en T1(°F)	Variaciones en T1%	Variaciones en T3 (°F)
150.0	-40	99.63	250.0	0	150.00
162.5	-35	105.93	262.5	5	156.30
175.0	-30	112.23	275.0	10	162.60
187.5	-25	118.52	287.5	15	168.90
200.0	-20	124.82	300.0	20	175.20
212.5	-15	131.12	312.5	25	181.50
225.0	-10	137.41	325.0	30	187.78
237.5	-5	143.70	337.5	35	194.08
250.0	0	150.00	350	40	200.38

Realizando la gráfica de los puntos de la tabla N° 4.1 se obtiene el grafico N° 4.3, como se puede ver la relación es lineal de pendiente positiva con lo cual se establece que a mayor temperatura T1, se obtendrá mayor temperatura en el tanque, cuestión que era de esperar por las características del sistema.

Esta relación viene dada por una pendiente de valor: $m = \frac{(200.4-156.3)}{(350-262.5)} = 0.504$

Es decir, por cada 2 °F a la entrada de T1 se tendrá un aumento de 1 °F en el tanque



Grafica N° 4.3 Variación de la temperatura en el tanque por efecto de variar T1

4.2.2 Sensibilidad de temperatura del líquido en el tanque de mezclado t3 con respecto flujo másico del fluido caliente W1

Tabla N° 4.2 Variaciones del proceso ante variaciones de W1

Variaciones en W1(lb/min)	Variaciones en W1 %	Variaciones en T3 (°F)	Variaciones en W1(lb/min)	Variaciones en W1%	Variaciones en T3 (°F)
150.0	-40	128.83	250.0	0	150.00
162.5	-35	132.13	262.5	5	151.99
175.0	-30	135.21	275.0	10	153.87
187.5	-25	138.08	287.5	15	155.65
200.0	-20	140.77	300.0	20	157.35
212.5	-15	143.29	312.5	25	158.96
225.0	-10	145.66	325.0	30	160.50
237.5	-5	147.90	337.5	35	161.95
250.0	0	150.00	350	40	163.35

Resulta evidente en la Grafica N° 4.4, que la temperatura en el tanque no tiene una relación lineal con el flujo de agua caliente. Por otra parte, como era de esperar a mayor flujo caliente la temperatura del tanque aumenta.

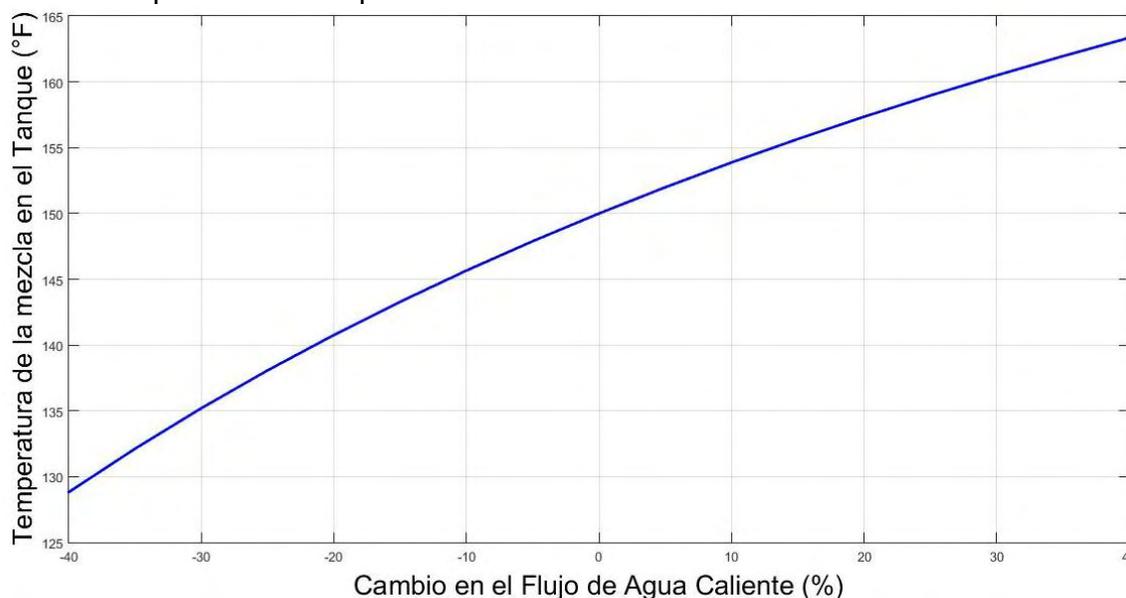


Grafico N° 4.4 Variación de la temperatura en el tanque por efecto de modificar W1

4.2.3 Sensibilidad de temperatura del líquido en el tanque de mezclado t3 con respecto a la temperatura del fluido frio T2

Tabla N° 4.3 Variaciones del proceso ante variaciones de T2

Variaciones en T2(°F)	Variaciones en T2 %	Variaciones en T3 (°F)	Variaciones en T2(°F)	Variaciones en T2 %	Variaciones en T3 (°F)
30.0	-40	140.37	50.0	0	150.00
32.5	-35	141.58	52.5	5	151.21
35.0	-30	142.78	55.0	10	152.41
37.5	-25	143.98	57.5	15	153.61
40.0	-20	145.19	60.0	20	154.81
42.5	-15	146.39	62.5	25	156.02
45.0	-10	147.59	65.0	30	157.22
47.5	-5	148.80	67.5	35	158.43
50.0	0	150.00	70	40	159.63

En este particular nuevamente se obtiene una relación lineal como se muestra en la gráfica N° 4.5, entre las temperaturas del sistema y la temperatura del flujo de agua fría, en este caso como estaba previsto, al disminuir la temperatura del flujo de agua fría la temperatura del tanque también se ve disminuida con una relación:

$$m = \frac{(159.63 - 140.37)}{(70 - 30)} = 0.482$$

Se obtiene una relación muy parecida con el primer estudio de sensibilidad, apenas unos cuantos decimales de diferencia. Esto se traduce en que, por cada 2 °F que disminuya la temperatura del agua fría T2, el sistema disminuirá 1 °F

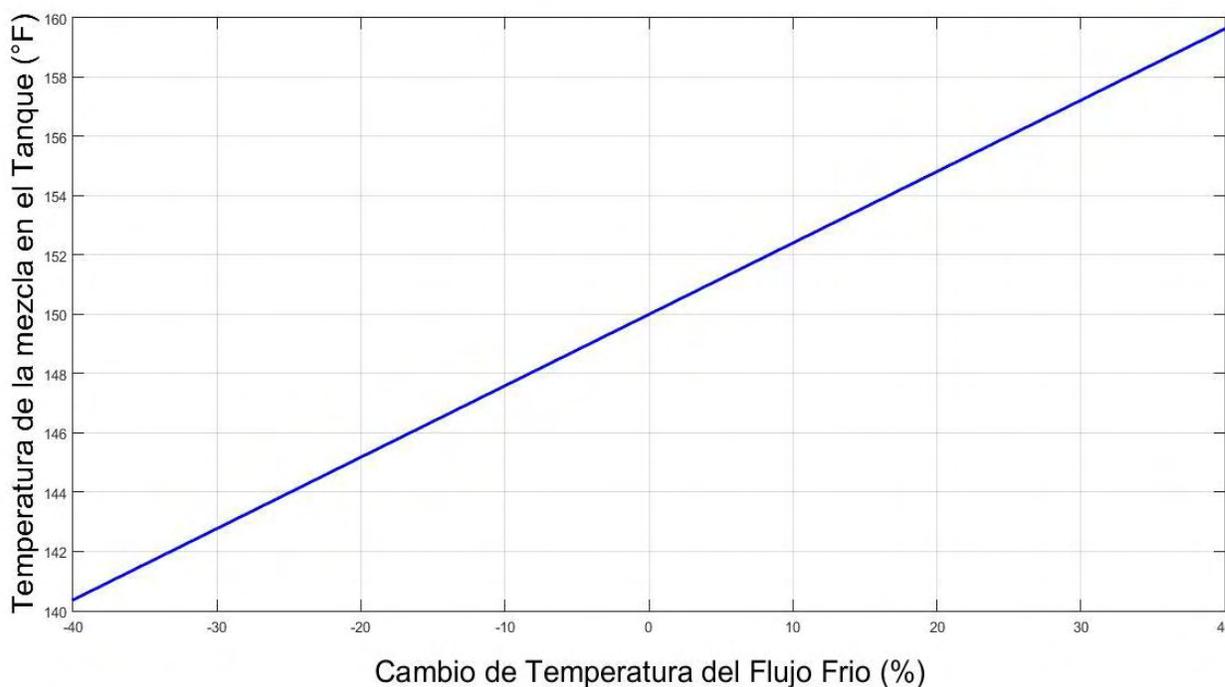


Gráfico N° 4.5 Variación de la temperatura en el tanque por efecto de modificar T2

Al finalizar el estudio de sensibilidad, se tiene claro que son las temperaturas de los flujos las variables que mayor modificación hacen a la temperatura interna del proceso, ya que las demás son definidas como constantes por limitaciones físicas como los flujos y las capacidades caloríficas, ya que no se cambia de líquido y siempre se garantiza que el tanque está a presión

constante. Por estas razones, las temperaturas de los flujos serán las variables que se modificarán para obtener los nuevos estados estacionarios necesarios.

4.3 IDENTIFICACIÓN DEL SISTEMA

La perturbación realizada en el punto de referencia fue de 20 % menor al valor estacionario como se muestra en el grafico N°4.9 a), y se obtuvo como respuesta el grafico N° 4.9 b), este resultado claramente afirma que la acción de control que se tendrá del controlador es inversa. Del grafico N° 4.9 b) se obtiene los valores:

Tabla N° 4.7 Parámetros del modelo de primer orden más tiempo muerto SPOMTM.

Parámetro	Valor	SPOMTM
K	-0.8962	$G_p = \frac{-0.8962e^{-4.2835s}}{1.0189s + 1}$
τ	1.0189	
t_0	4.2835	

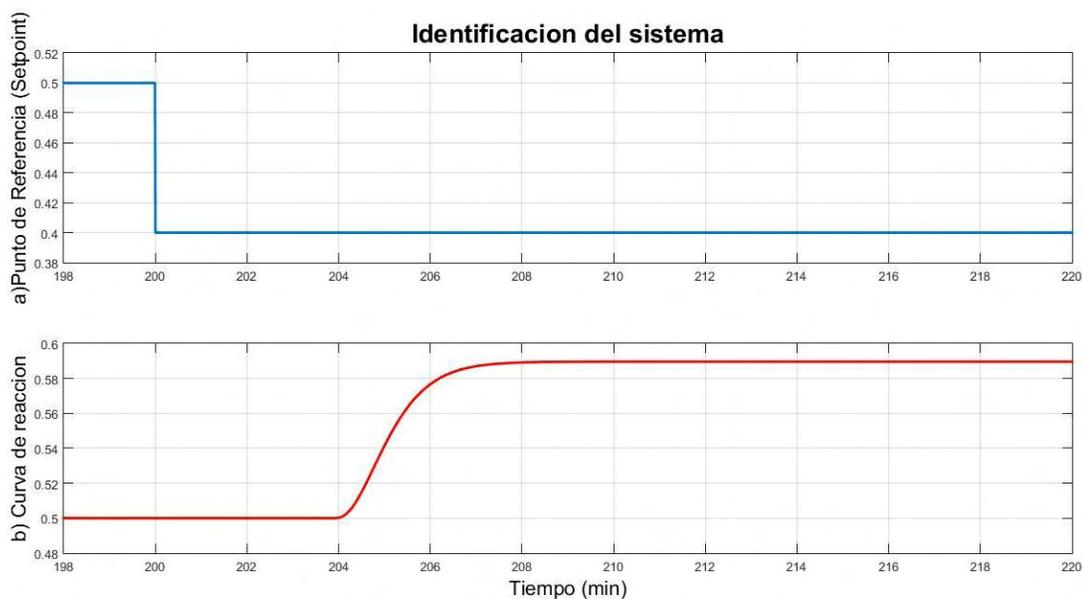
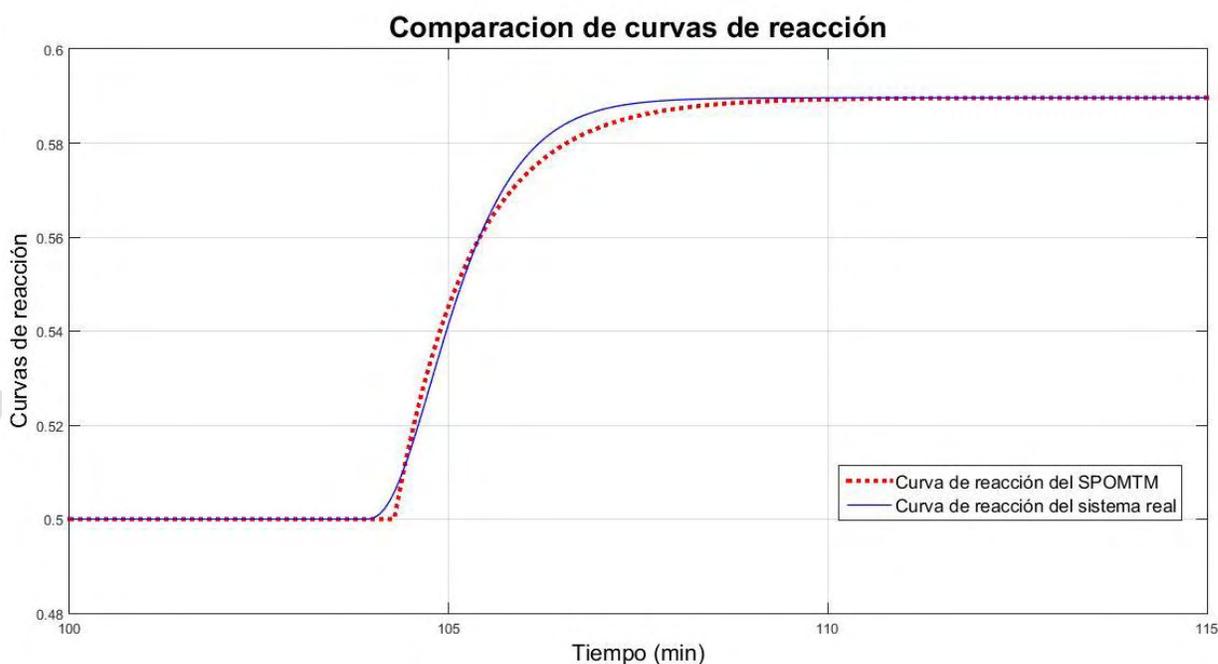


Gráfico N° 4.9 Curva de reacción del proceso.

Es necesario dejar claro que estos son valores altamente variables dependiendo del valor de la perturbación realizada al punto de referencia. Para verificar la aplicación correcta del método se obtiene el gráfico N° 4.10 donde se compara el sistema original y la aproximación al SPOMTM con la misma perturbación en la entrada, aquí se puede constatar que la similitud de las curvas de reacción es alta, por lo que se infiere que la aplicación del método fue el apropiado, esto implica que la sintonización del controlador que servirá de base de comparación, estará respaldada por una identificación aceptable.



4.4 SINTONIZACIÓN DEL CONTROLADOR PID

Una vez identificado el proceso, no queda más que aplicar las ecuaciones de la tabla N° 2.1 con los valores de la tabla N° 4.7 para determinar los parámetros del controlador. Quedando los siguientes valores:

Tabla N° 4.8 Parámetros del controlador PID

Parámetro del PID	Valor
K_p	-0.1592
t_i	1.0189
t_d	2.1417

Para verificar su funcionamiento se realiza un cambio en el punto de referencia del 35 % de su valor estable, y a su vez, en conjunto, una perturbación del caudal del agua caliente también del 35 % de su valor estable, arrojando como resultado el grafico N° 4.11; se muestra en la señal de control un cambio brusco provocando una la patada derivativa en el controlador, además la señal de control en la perturbación es suave pero no regular, ambas cuestiones pondrían en sufrimiento a la instrumentación del proceso. Si bien es cierto que se está generando control en el proceso, no se puede omitir dichas consideraciones.

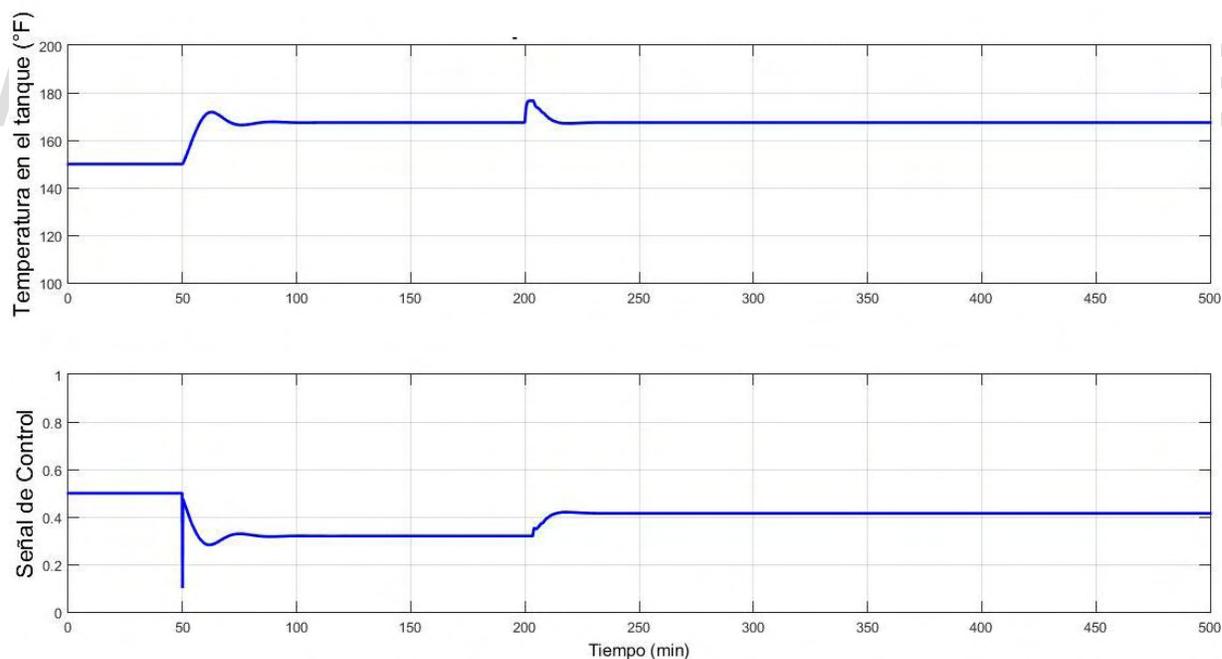


Gráfico N° 4.11 Desempeño del controlador PID diseñado.

En vista de este comportamiento, se hace necesario agregar al proceso un filtro ponderador de punto de referencia o punto de consigna, que busca solventar el problema de la

patada derivativa, pues, se contaría con las ventajas que da la ganancia derivativa al controlador, en caso contrario si este valor aumenta el efecto se ve aumentado agresivamente también, y si es de suprimir el termino derivativo, se quedaría en definitiva con un controlador PI. En este caso se desea, contar con todos los términos ya que el controlador con ganancia tabulada a diseñar pudiera necesitarlo, y esta sería la única manera de garantizar igualdad de condiciones en ambos controladores.

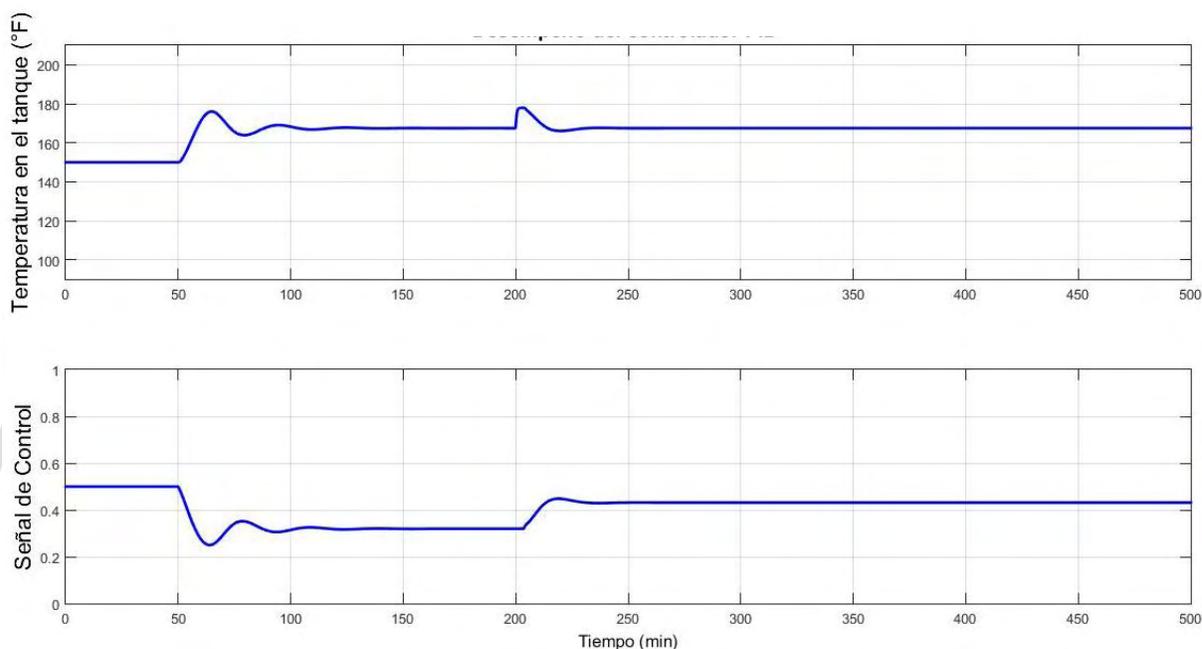


Gráfico N° 4.12 Controlador PID con filtro ponderador de consigna

En definitiva, al agregar el filtro ponderador se observa claramente la mejoría que se deseaba y además contando con el valor de ganancia derivativa. Ahora, el desempeño del controlador como se muestra en el gráfico N° 4.12, no presenta la patada derivativa y además la señal de control sigue siendo suave pero más uniforme. En este gráfico, también se muestra, que tanto en la temperatura del tanque como en la señal de control, el sistema tiene ahora un tiempo de establecimiento mayor que viene producido de agregar los polos y ceros del filtro ponderador de consigna

4.5 CONTROLADOR CON ESTRATEGIA *GAIN SCHEDULING* BASADO EN CONTROLADORES PID

Para comenzar el diseño fue necesario realizar el estudio de sensibilidad previamente expuesto, ya que se requería de modificar una o tantas variables como fueran necesarias, para obtener los 2 nuevos puntos de operación. En este momento, ya se contaba con el controlador de la franja media de trabajo y es el que se sintonizó a 150 °F dentro del tanque. A continuación, se presentan los valores obtenidos en este apartado.

4.5.1 Nuevos estados estacionarios

Los dos nuevos estados estacionarios que conformarán las franjas de trabajo se obtuvieron realizando el ajuste de dos variables del proceso, la temperatura del flujo de agua caliente y la temperatura del flujo de agua fría, la variación final realizada se puede ver en la tabla N° 4.9

Tabla N° 4.9 Variaciones realizadas al proceso para nuevos puntos de operación

Variable	Estacionario a 120 °F dentro del tanque	Estacionario a 150 °F dentro del tanque	Estacionario a 180 °F dentro del tanque
Temperatura de fluido caliente T1 (°F)	161.24	250	362.5
Temperatura de fluido frío T2 (°F)	39.36	50	57.38

Con los valores simulados para T1 y T2 efectivamente como se muestra en el gráfico N° 4.13, la temperatura llega a su valor deseado y además el transmisor representa de manera correcta la temperatura, recordando que para 200 °F la señal debe ser 1 y para 100 °F debe ser 0, por ende, para 120 °F corresponde el valor de 0.2. De igual manera ocurre con el estacionario

en 180 °F, la señal del transmisor es 0.8 y los valores tomados de T1 y T2 si permite tener 180 °F dentro del tanque, esto se puede corroborar en el gráfico N° 4.14.

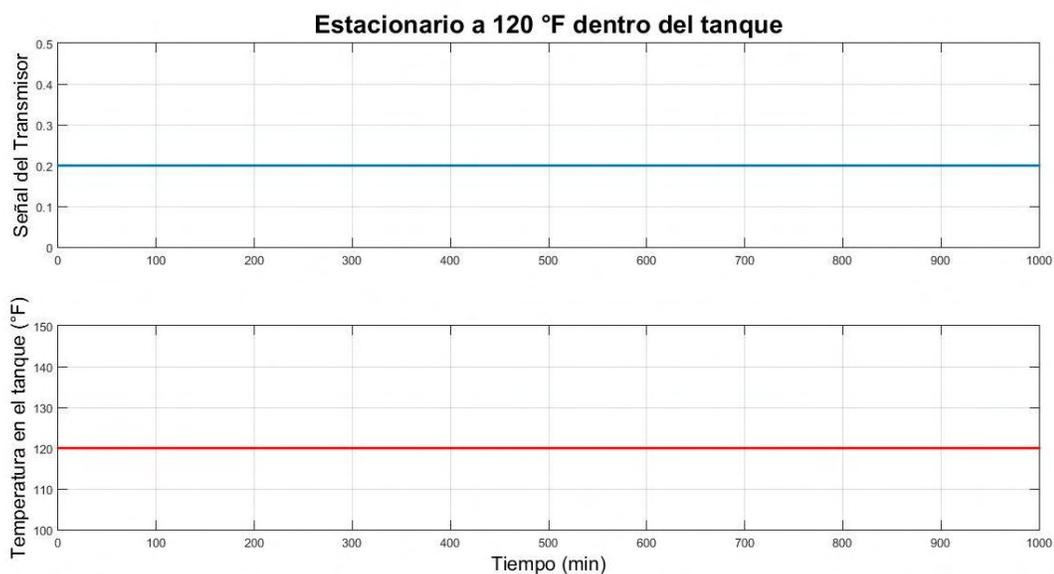


Gráfico N° 4.13 Verificación del estacionario a 120 °F

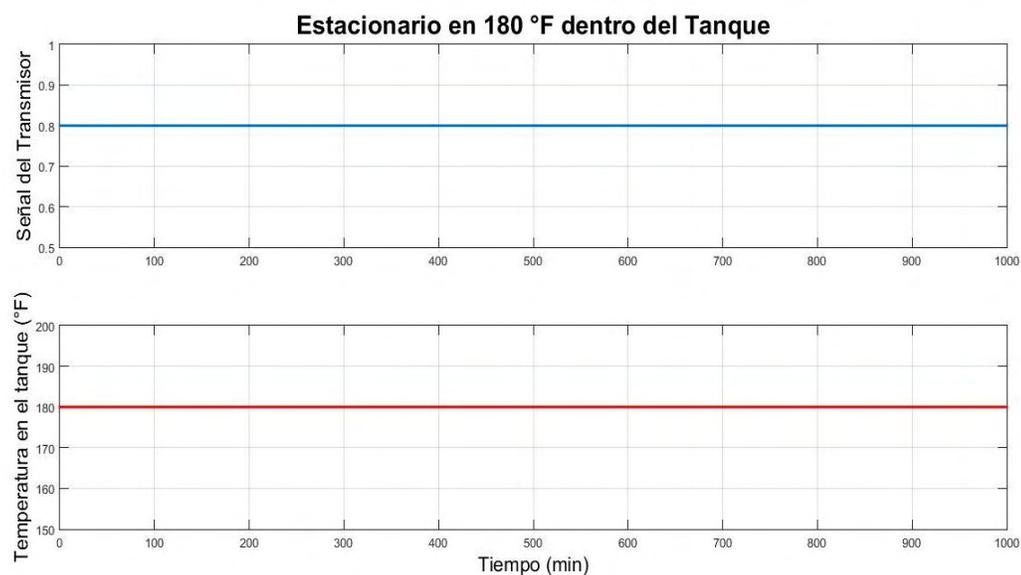


Gráfico N° 4.14 Verificación del estacionario a 180 °F

4.5.2 Identificación de los procesos y sintonización de los nuevos controladores

Siguiendo la metodología que se aplicó con el proceso en 150 °F, se identifican los procesos arrojando los siguientes resultados:

- Identificación del sistema a 120 °F

Para realizar la identificación de este sistema se realiza una perturbación de 30 % en la entrada del sistema obteniendo la siguiente curva de reacción:

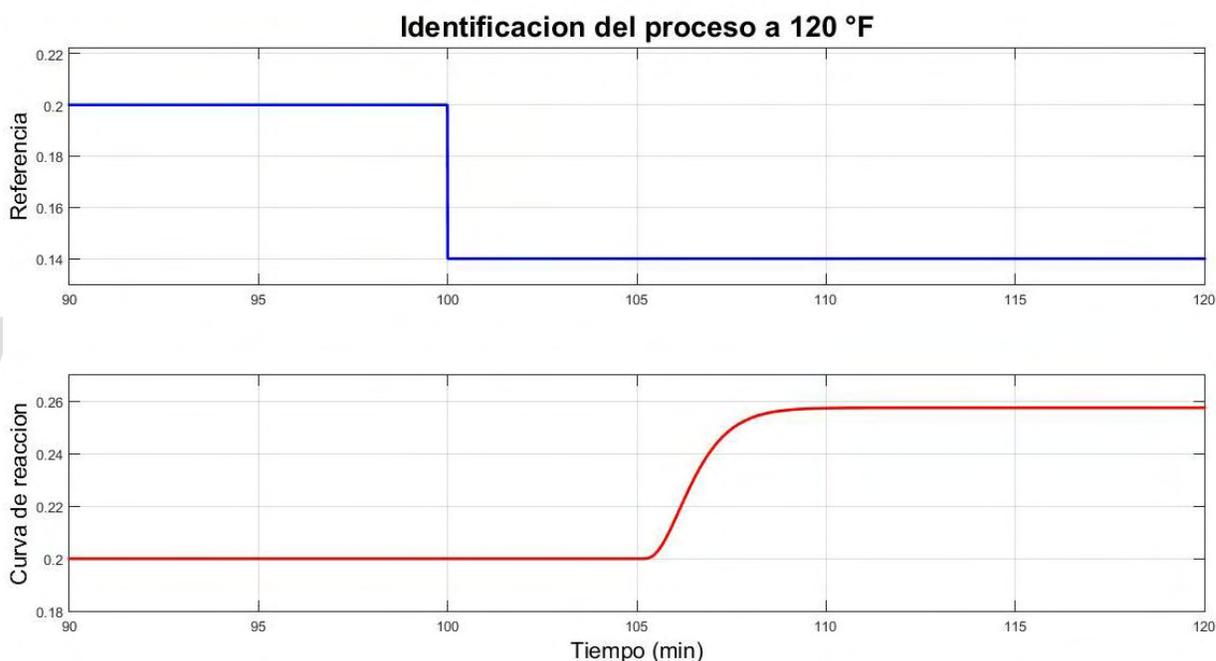


Gráfico N° 4.15 Curva de reacción a 120 °F

Al realizar la perturbación en el sistema que se ve en la figura N° 4.15 se garantiza que el controlador a diseñar será más agresivo para cambios de puntos de referencias menores a 120 °F, ya que se busca que la temperatura dentro del tanque no exceda la configuración del transmisor en 100 °F. Seguidamente se comprueba la aproximación con el sistema de primer orden más tiempo muerto.

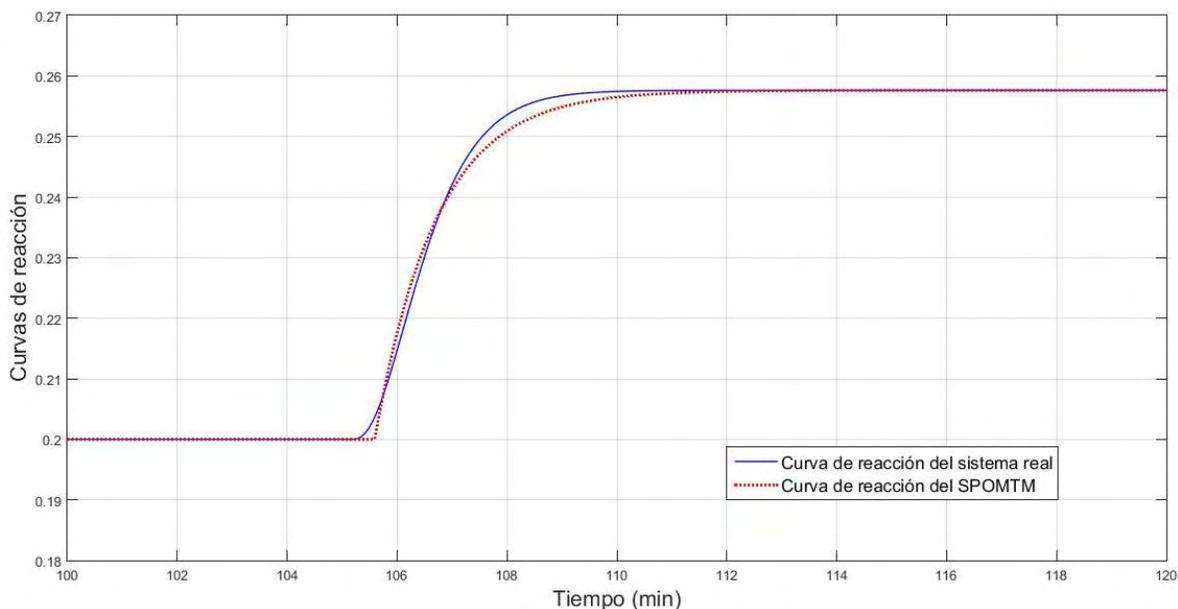


Gráfico N° 4.16 Comparación de curva de reacción a 120 °F.

Como se muestra en la figura N° 4.16, la aproximación al sistema de primer orden más tiempo muerto resulta con una alta tasa de coincidencia con lo cual se puede decir que se aplicó el método de manera correcta y se tendrá un controlador apropiado para este punto de operación.

- Identificación del sistema a 180 °F

Para realizar la identificación de este sistema se realiza una perturbación de 30 % en la entrada del sistema obteniendo la curva de reacción de el grafico N° 4.17. Al realizar la perturbación en el sistema que se ve en la figura N° 4.17 se garantiza que el controlador a diseñar será más agresivo para cambios de puntos de referencias mayores a 180 °F, ya que se busca que la temperatura dentro del tanque no exceda la configuración del transmisor en 200 °F. Seguidamente se comprueba la aproximación con el sistema de primer orden más tiempo muerto.

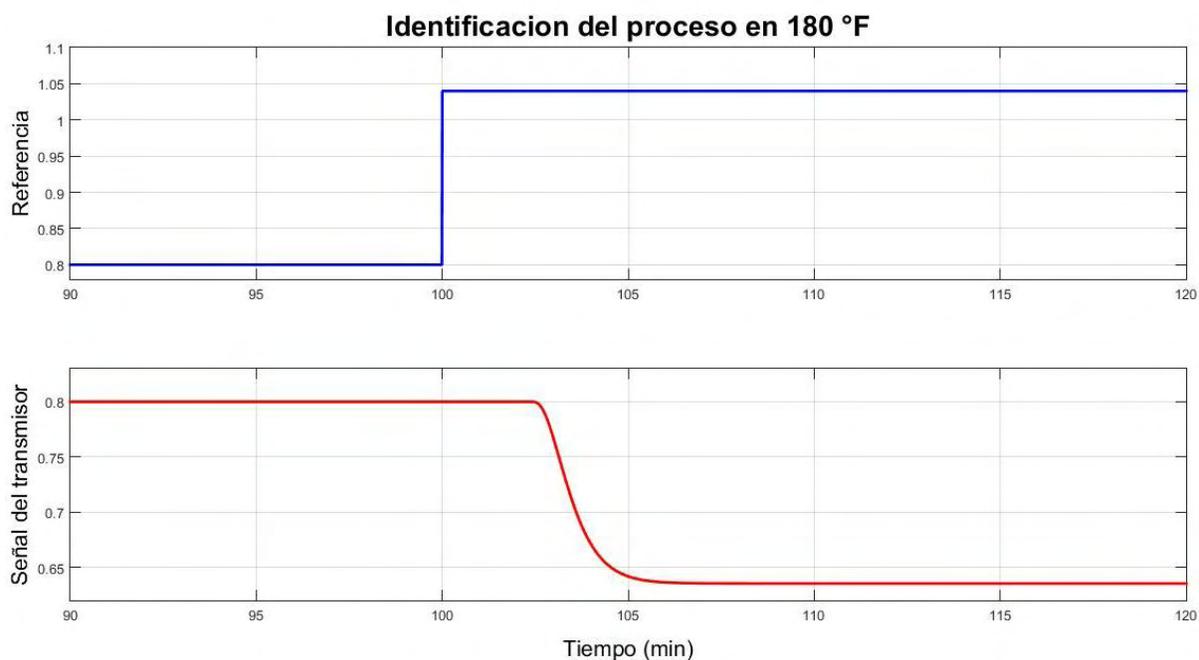


Gráfico N° 4.17 Curva de reacción a 180 °F.

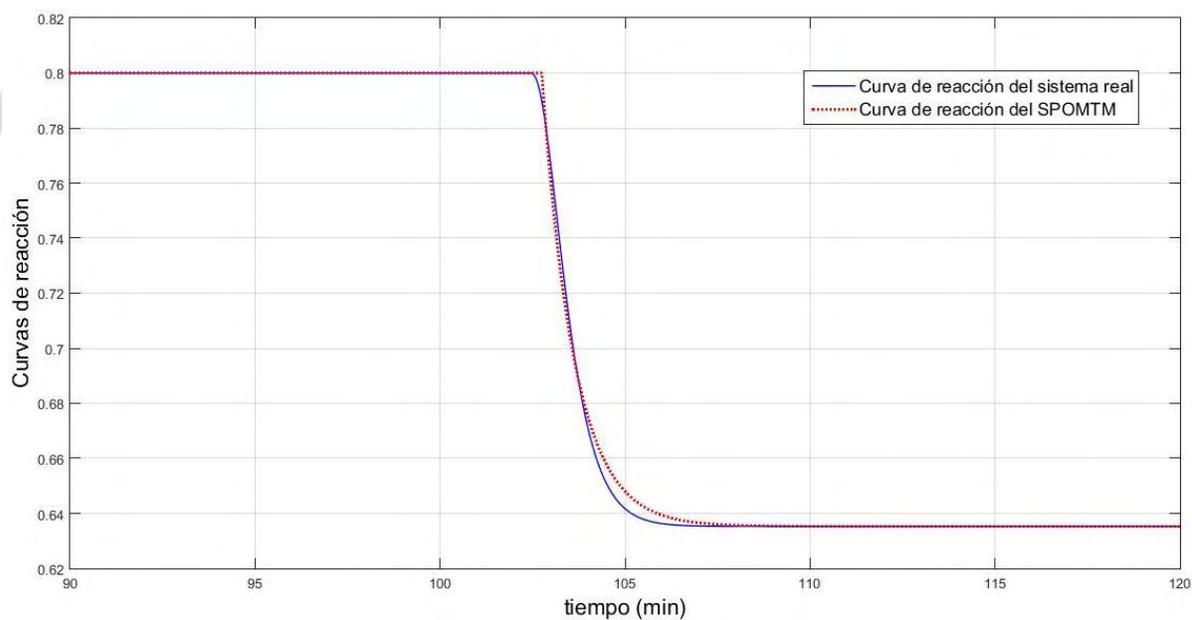


Gráfico N° 4.18 Comparación de curva de reacción a 120 °F.

Como se muestra en la figura N° 4.18, la aproximación al sistema de primer orden más tiempo muerto resulta con una alta tasa de coincidencia con lo cual se puede decir que se aplicó el método de manera correcta y se tendrá un controlador apropiado para este punto de operación.

Los valores obtenidos en la identificación se encuentran suministrados en la tabla N° 4.10 que se muestra a continuación:

Tabla N° 4.10 Parámetros y sistema de primer orden más tiempo muerto SPOMTM.

Parámetro	Proceso a 120 °F	SPOMTM	Proceso a 180 °F	SPOMTM
K	-0.1253	$G_p = \frac{-0.1253e^{-5.5939s}}{1.1222s + 1}$	-0.2795	$G_p = \frac{-0.2795e^{-2.7498s}}{0.8792s + 1}$
τ	1.1222		0.8792	
t_0	5.5939		2.7498	

Obsérvese como entre la tabla N° 4.7 y la tabla N° 4.10 existe una variación considerable en los parámetros de identificación, lo que confirma que para cada punto de operación existe una identificación que por ende exigiría la existencia de un controlador en los alrededores de ese punto de trabajo. Si existiese una variación de punto de operación tan grande como se observa en esta etapa del diseño, el controlador a 150 °F no sería suficientemente capaz de realizar su trabajo pudiendo generar la inestabilidad del sistema.

La sintonización final para los controladores en esta situación queda:

Tabla N° 4.11 Parámetros de los controladores

Parámetro del PID	Controlador a 120 °F	Controlador a 150 °F	Controlador a 180 °F
	Valor	Valor	Valor
Kp	-0.1253	-0.1592	-0.2795
ti	1.1222	1.0189	0.8792
td	2.7969	2.1417	1.379

4.5.4 Selector de parámetros

El diseño final de la adaptación se muestra en la figura N °4.2, primeramente, que se toma la señal del transmisor (variable tabulada) que viene del proceso, y esta entra a un primer selector denominado selector de región, este está constituido como se observa en la figura N° 4.3.

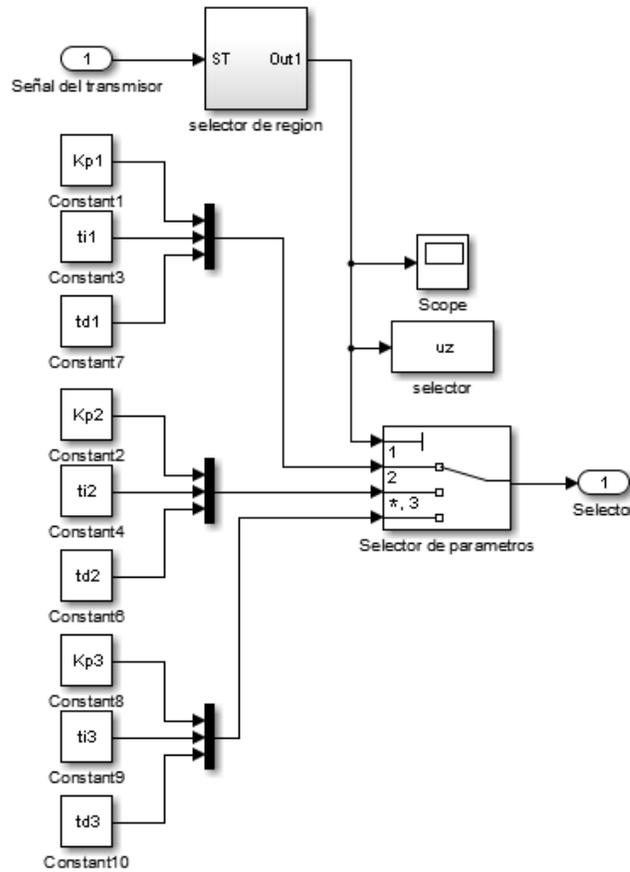


Figura N 4.2 Selector de parámetros.

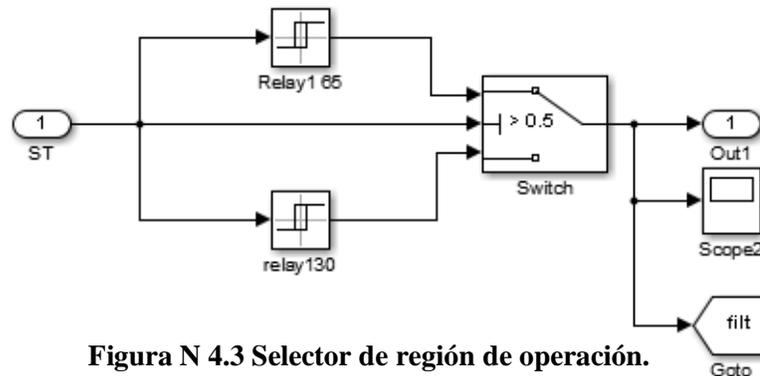


Figura N 4.3 Selector de región de operación.

Los comparadores con histéresis de la figura N° 4.3 están configurado de la siguiente manera: el comparador de 165 °F cambia de la región 2 a la región 1 en un valor de 0.65, mientras, que para cambiar de la región 1 a la región 2, lo hace en un valor en la señal del transmisor de 0.64. Por otro lado, el comparador de 130 °F cambia de la región 2 a la región 3 cuando la señal del transmisor tiene como valor 0.3, regresando a la región 2 con un valor en transmisor de 0.32.

Para verificar el desempeño del selector, la señal de perturbación del gráfico 4.15 a) fue tal que se pudiera ver el cambio efectivo en las 3 franjas de operación.

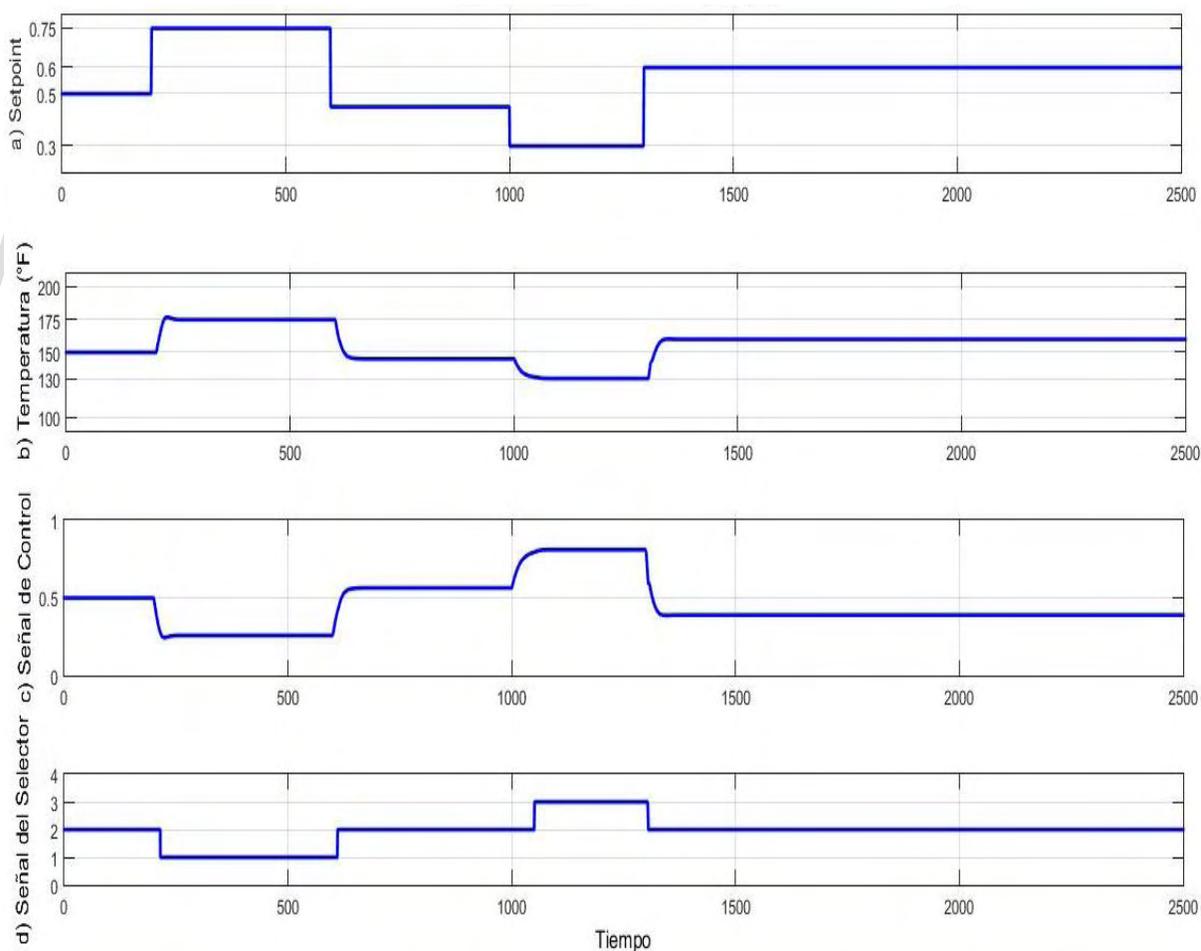


Gráfico N° 4.19 Desempeño del selector adaptativo

La señal del selector grafica 4.19 d) muestra que se está efectivamente realizando los cambios en el momento justo de cambio de punto de operación tal como se programaron los comparadores con histéresis. Por lo que el diseño realizado cumple efectivamente con lo esperado para el control

Finalmente, como se muestra en las gráficas 4.19 b y 4.19c, el controlador ya está generando control sobre la temperatura del tanque, con lo cual ya se tiene en operatividad el diseño realizado. Con esto se da por concluida la etapa de diseño y se procede a realizar la comparación de desempeño de los controladores. En otro orden de ideas, es de destacar que, no se evidencia patada derivativa en la señal de control gráfico 4.19 c) tal como ocurrió en el controlador de referencia y esto se debe a que, desde el inicio del diseño, con la selección del punto de operación también se elige el filtro ponderador de consigna apropiado, recordando que este depende directamente de los valores de t_i y t_d del controlador correspondiente. El mismo selector de región permite elegir el filtro como se puede ver en la figura 4.4

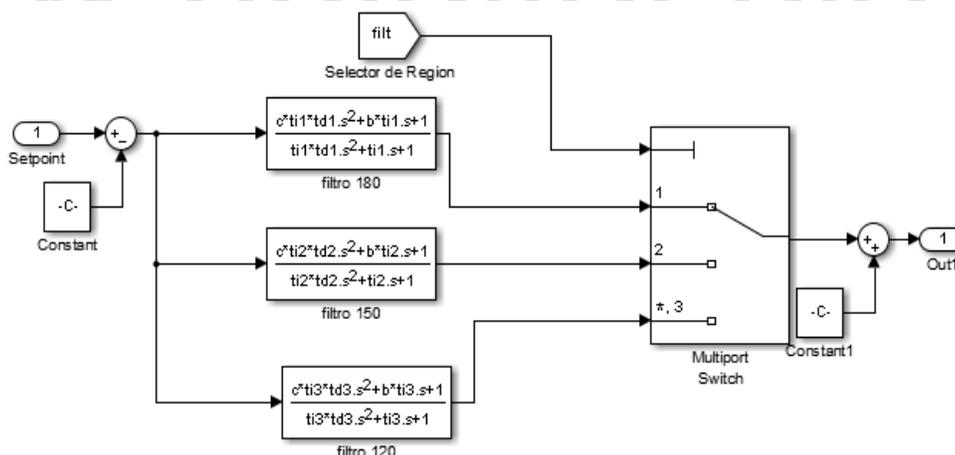


Figura N° 4.4 Selección del filtro de consigna.

4.6 COMPARACIÓN DE LOS CONTROLADORES

Al realizar los mismos cambios de referencia y perturbaciones a los controladores se recogieron los siguientes resultados en el dominio temporal del proceso

4.6.1 Desempeño ante cambios de puntos de referencia

El gráfico N° 4.16, representa los cambios que se programaron para la entrada del sistema, como solo es variaciones de punto de referencia y no con perturbaciones, no es necesario estar en un punto de trabajo mucho tiempo, por lo que se genera esta señal escalón con alzado de 0.1 cada 100 min para ver cómo responden los controladores.

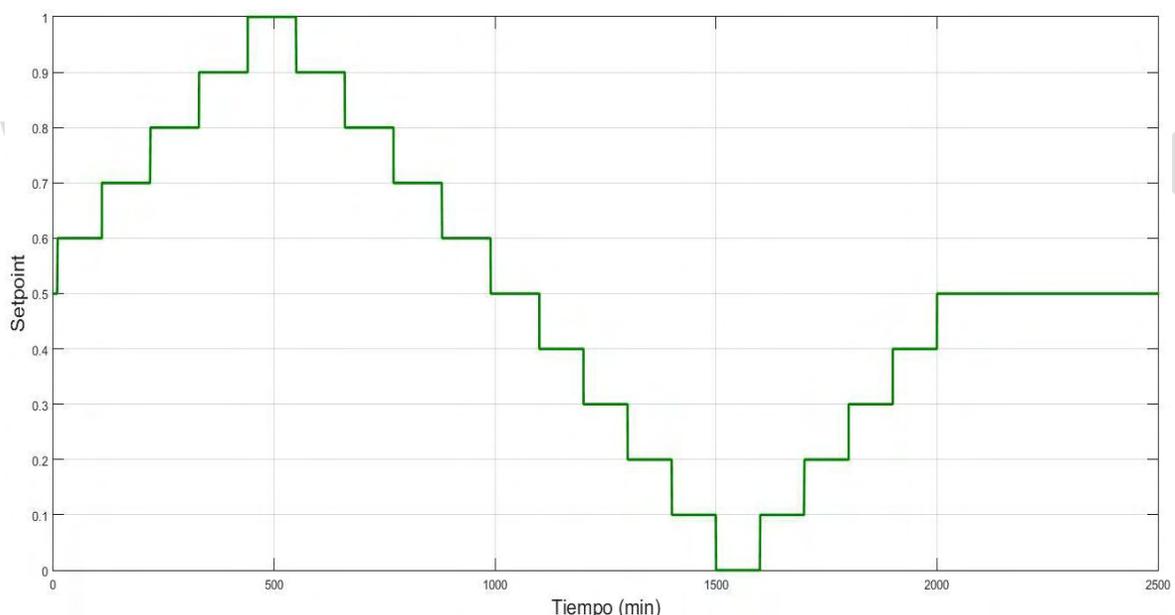


Gráfico N° 4.20 Variación de punto de referencia

Una vez culminado el tiempo de simulación, que en ese momento se aumentó de 2500 min, se obtienen los gráficos N° 4.17 y 4.18

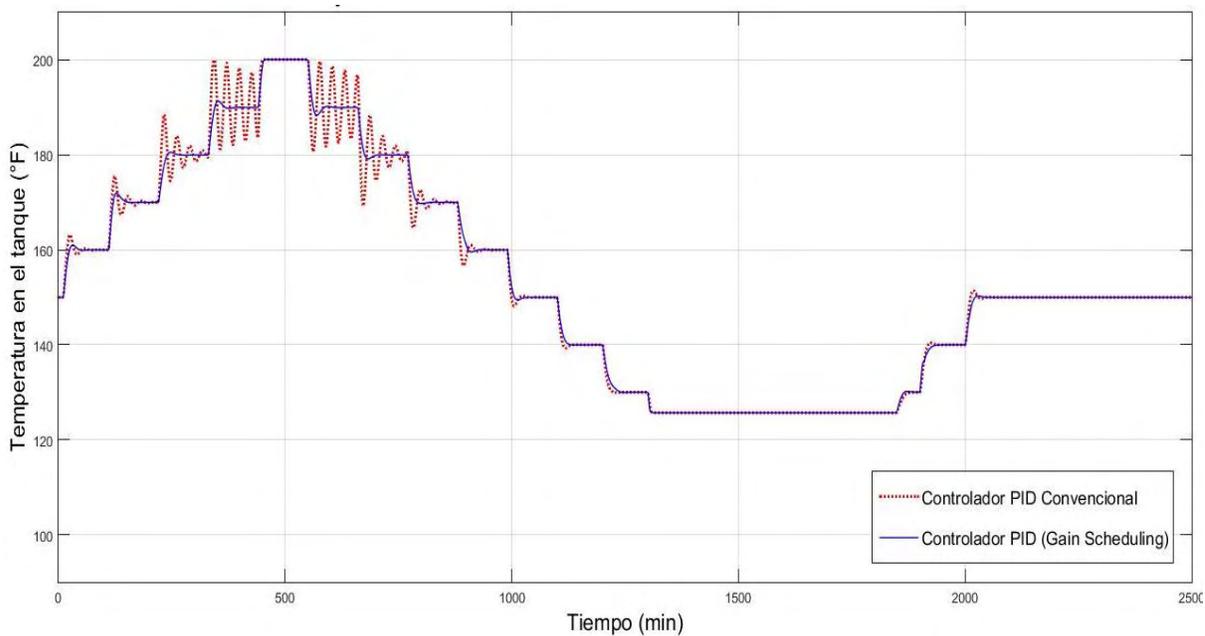


Gráfico N° 4.21 Respuestas de la temperatura del tanque.

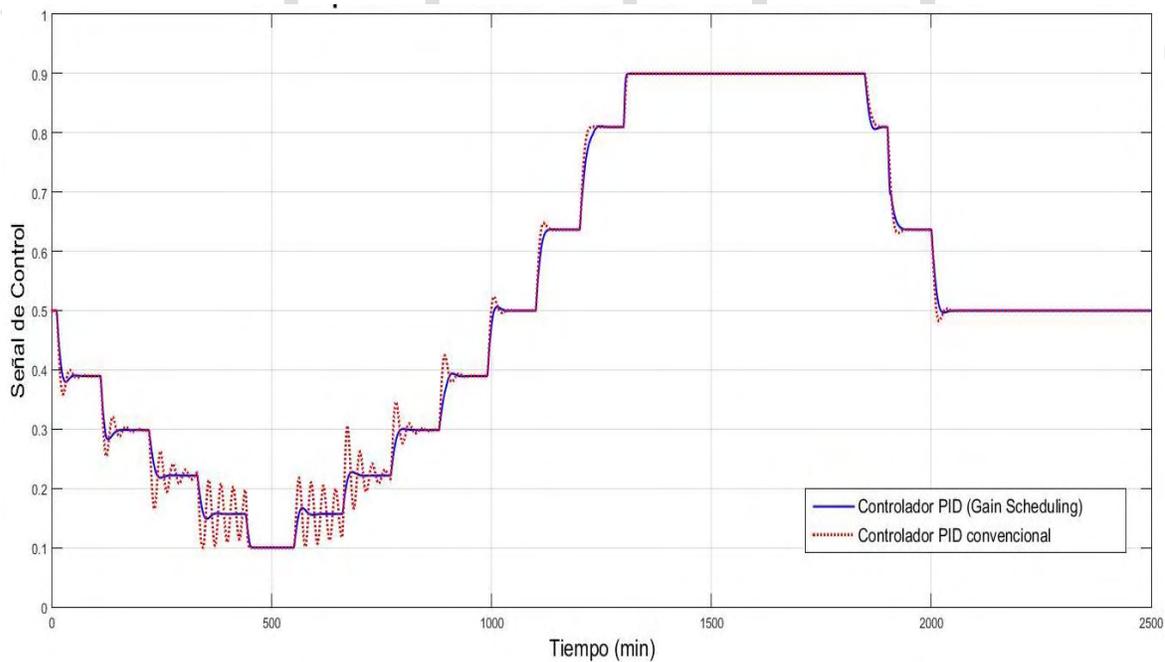


Gráfico N° 4.22 Desempeño de las señales de control.

Tabla N°4.12 Valores de la respuesta temporal ante cambios de referencia

Cambio	Región	Punto de ref.	Cambio min	Tiempo de Alzado (min)		Tiempo de estabilización min		Máximo sobre paso en %	
				PID convencional	PID Gain Scheduling	PID convencional	PID Gain Scheduling	PID convencional	PID Gain Scheduling
1	2	0.6	10	9.03	14.42	55.37	39.33	2.00	0.63
2	1	0.7	110	7.30	10.90	66.90	42.50	3.23	1.12
3	1	0.8	220	6.30	19.60	> 100	48.80	4.72	0.33
4	1	0.9	330	5.80	14.70	> 100	42.80	5.26	0.74
5	1	1	440	9.80	14.60	9.80	14.60	0.00	0.00
6	1	0.9	550	5.50	12.10	> 100	35.10	4.89	0.84
7	1	0.8	660	5.80	15.40	> 100	34.30	6.00	0.44
8	1	0.7	770	6.60	22.9	81.30	34.10	3.18	0.12
9	2	0.6	880	7.50	23.70	55.70	40.10	2.06	0.03
10	2	0.5	990	9.30	16.00	42.00	37.00	1.27	0.00
11	2	0.4	1100	13.00	31.00	31.00	31.00	0.50	0.00
12	3	0.3	1200	26.00	26.00	26.00	37.00	0.00	0.00

Con esta prueba se evidencia la no linealidad del sistema, pues, en el controlador convencional como se muestra en el gráfico 4.21, genera oscilaciones cada vez mayores en los cambios del 3 al 6 con tiempo de estabilización mayor a los 100 min, mientras que, para estos mismos cambios, el controlador diseñado logra llegar rápidamente al valor permanente con valores como se muestra en la tabla N° 4.12 menores a los 50 min. Por otro lado, el controlador diseñado no presenta sobrepico mayores al 1 % mientras que el controlador convencional llega hasta un valor mayor de 6 % entre las perturbaciones de la 1 a la 10. Es evidente que la respuesta del controlador convencional va mejorando a medida que se acerca a su valor de diseño (150 °F) y a medida que el punto de referencia disminuye después de los 1000 min, llegando a coincidir su respuesta con el controlador diseñado, sin embargo, esto en términos de tiempo de establecimiento, ya que el sobrepico del controlador diseñado sigue siendo menor que el convencional, llegando incluso hacer cero, como lo muestra las señales de control en el gráfico

N° 4.18 y la tabla N° 4.12, esto se traduce en que, con el controlador diseñado con la estrategia de ganancia tabulada se tiene que el elemento final de control tiene un trabajo menos forzado en el mismo tiempo de llegada al estacionario.

Tanto en los gráficos N° 4.17 y 4.18 se evidencia 2 regiones en las cuales se ve el trabajo que está haciendo el *anti-windup* instalado en ambos controladores, en la perturbación 5 se ve en el gráfico N° 4.18 como la señal de control no disminuye más que el valor de apertura de la válvula del 10%, por otro lado su tiempo de estabilización es menor a 100 min, como se ve en la tabla N° 4.12, su tiempo disminuye hasta los 9,6 min; en el mismo gráfico en la perturbación 13, la señal de control no sobre pasa el 90% de apertura de la válvula, esto se debe a que el *anti-windup* está configurado para evitar que el elemento final de control llegue a estos valores que pueden generar trabajo excesivo. Esto trae como limitación que la temperatura del tanque circunstancialmente este entre operando entre 120 °F y 200 °F como lo confirma el gráfico N° 4.17.

4.6.2 Desempeño ante cambios de puntos de referencia y perturbaciones dentro del proceso

En esta oportunidad, los cambios como están en el grafico N° 4.19 no son tan continuos para permitir que las perturbaciones estén en medio de los cambios de referencia y observar claramente los cambios de los controladores y de las franjas de trabajo del proceso. Las perturbaciones se realizaron en la temperatura del agua caliente, por el hecho de que es una variable de alta sensibilidad en el proceso lo que genera cambios grandes con su variación, como lo comprobó el estudio de sensibilidad realizado. La gráfica N° 4.20 muestra la variación realizada.

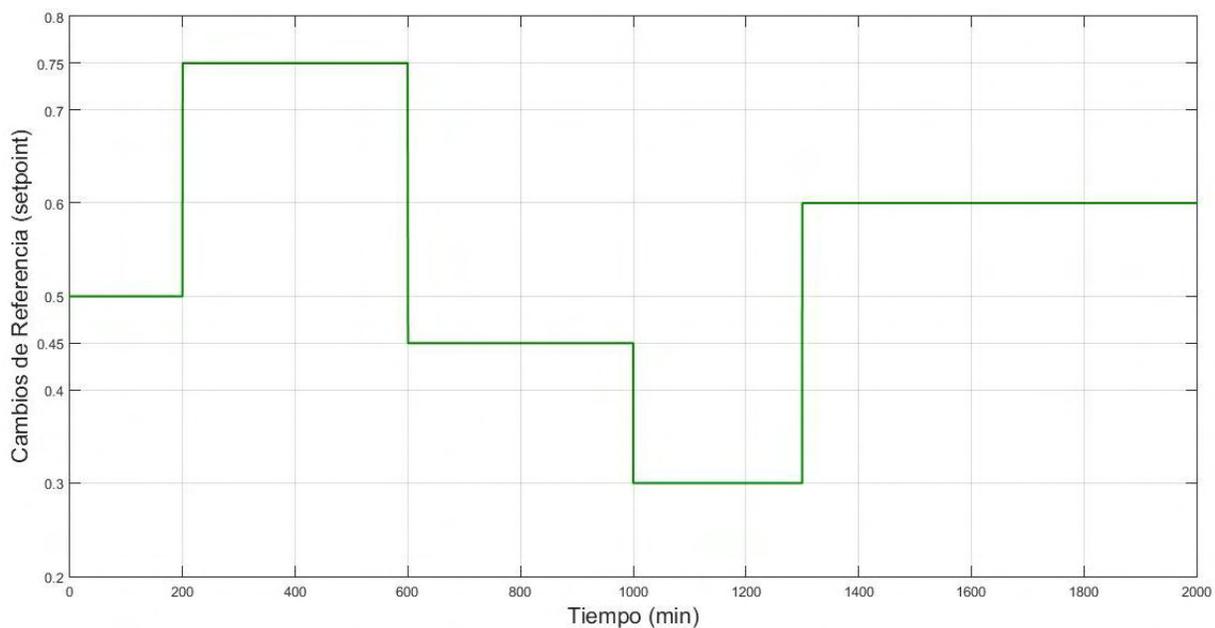


Gráfico N° 4.23 Variación del punto de referencia.

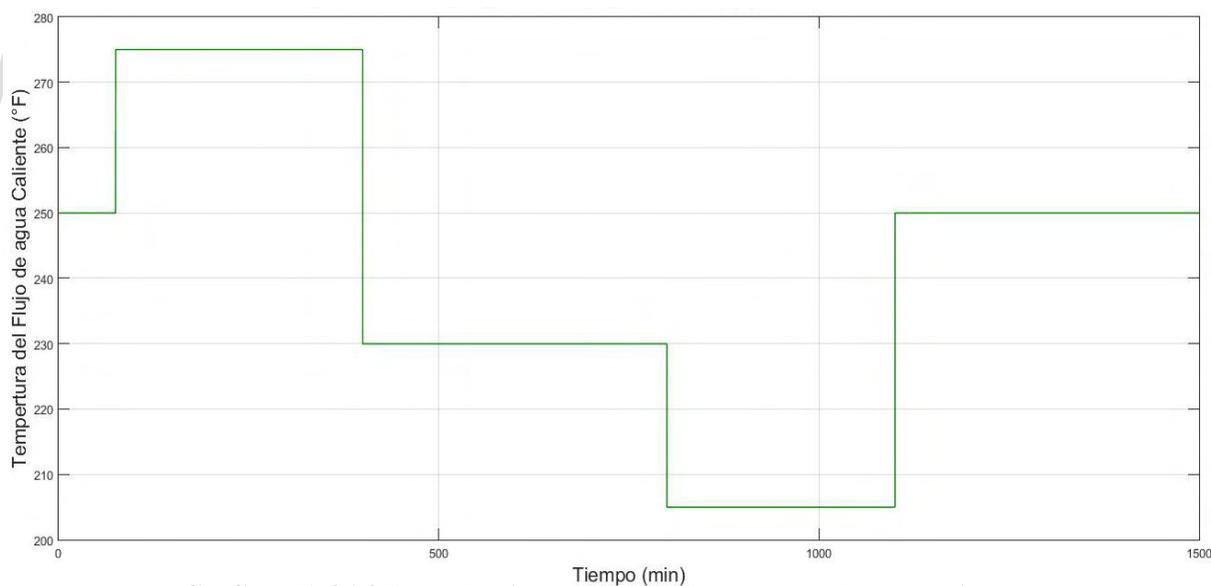


Gráfico N° 4.24 Perturbaciones en la temperatura del agua caliente.

El controlador con ganancia tabulada sigue mostrando que presenta menos oscilaciones al salir del punto de referencia de 150 °F, por lo que logra llegar al estado estable correspondiente de forma más rápida, aun cuando conservan los dos el valor de sobre impulso en las perturbaciones tal como se ve cuantitativamente en la tabla N° 4.13.

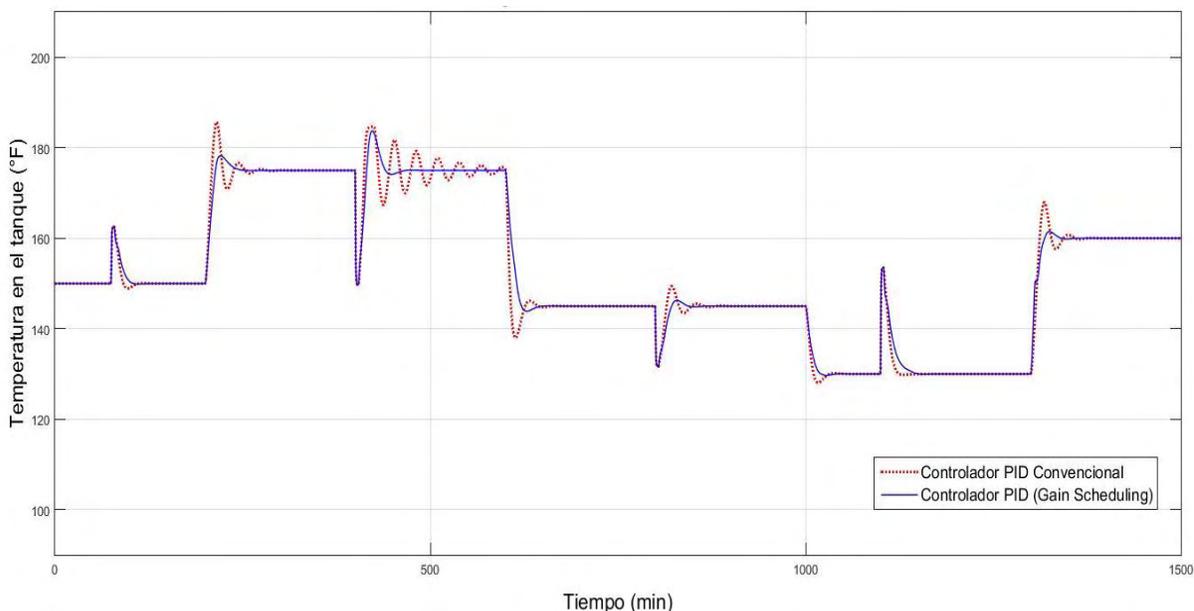


Gráfico N° 4.25 Respuesta del sistema ante cambios de referencia y perturbaciones

Tabla N°4.13 Valores de la respuesta temporal ante cambios de referencia y perturbaciones

Región	Punto de ref.	Perturbación en W1 %	Cambio min	Tiempo de Alzado (min)		Tiempo de estabilización min		Máximo sobre paso en %	
				PID convencional	PID <i>Gain Scheduling</i>	PID convencional	PID <i>Gain Scheduling</i>	PID convencional	PID <i>Gain Scheduling</i>
2		275	75	14.85	25.00	37.90	37.90	2.95	0.57
1	0.75		200	8.10	13.00	58.60	41.80	6.11	1.82
1		230	400	11.10	14.20	> 200	59.10	14.86	14.86
2	0.45		600	7.40	21.50	42.40	42.40	4.90	0.76
2		205	800	13.90	20.60	62.00	45.50	16.03	5.14
3	0.30		1000	11.00	20	29.70	20	1.46	0.00
3		250	1100	20.00	48.00	26.00	48.00	0.00	0.00
2	0.60		1300	12.00	18.00	58.00	38.00	4.94	1.00

Lo anterior se refiere al caso cuando el punto de referencia se desplaza de 150 °F a puntos de referencia mayores, en el caso de puntos de referencia menores, el controlador convencional logra tener una mejor respuesta, incluso mejorando el tiempo de establecimiento

en la última perturbación de 48 min del control con estrategia *Gain scheduling*, a los 26 min del convencional, el controlador diseñado con estrategia *Gain Scheduling* tiene una respuesta más lenta pero sin sobre impulso, generó una señal de control como se ve en el gráfico N° 4.26 más suave y menos agresiva que el controlador convencional. Claramente en el gráfico N° 4.26 la señal de control del controlador diseñado con estrategia *Gain scheduling* es más suave con valores de sobrepico muy por debajo de la señal control convencional siendo hasta 1 % para cambios de referencia y de hasta 15% en las perturbaciones, reafirmando que el controlador diseñado con estrategia *Gain Scheduling* le permite a el elemento final de control tener una vida útil mayor.

Otra característica que no se ha mencionado es que, claramente el controlador de ganancia tabulada está siguiendo de manera efectiva los cambios de franja de trabajo, es sencillo evidenciar esto pues, para puntos de referencia mayor a 150 °F la respuesta es aceptable mientras que el controlador convencional se ve afectado por la no linealidad del proceso y es donde se genera las oscilaciones mostradas en los gráfico N ° 4.25 y 4.26

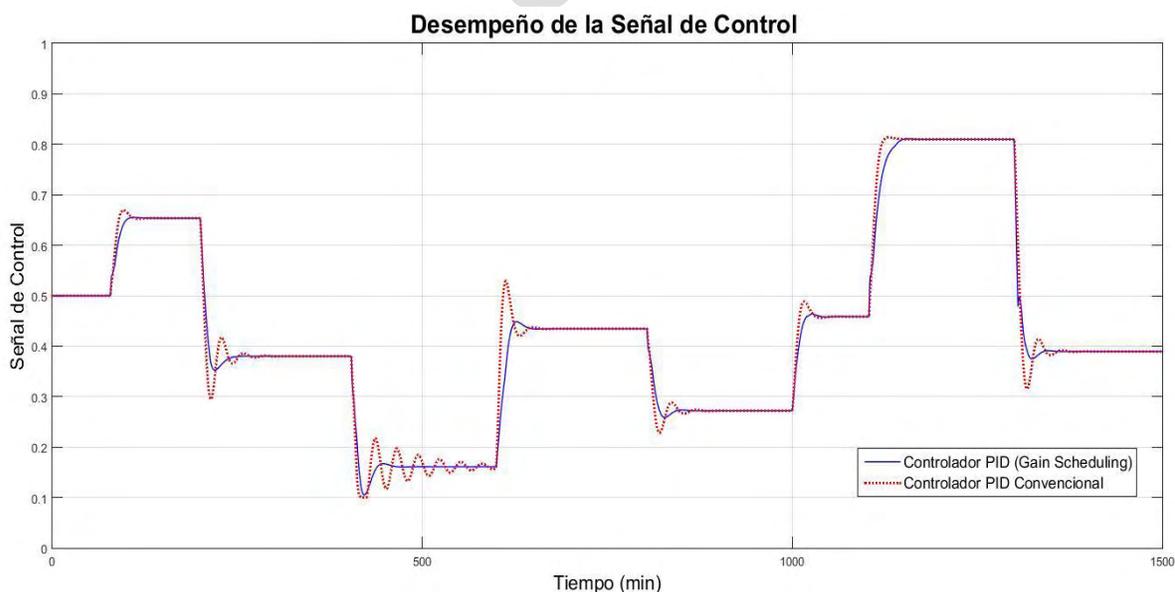


Gráfico N° 4.26 Señal de control ante cambios de referencia y perturbaciones

4.6.3 Desempeño ante perturbaciones dentro del proceso

En esta oportunidad se fija el punto de operación y se hace perturbaciones en una de las entradas del sistema. Para esto se decide generar las perturbaciones en el flujo de agua caliente ya que se tiene antecedentes con este tipo de perturbación con el trabajo de Coronel y Rojas (2008) y además el flujo de agua caliente es, según el estudio de sensibilidad realizado, una variable que genera cambios importantes en el proceso. En esta oportunidad, como se muestra en la gráfica N° 4.24 y 4.25 tanto el controlador diseñado con la estrategia de ganancia tabulada como el convencional se hacen críticamente estable para un flujo de 100 lb/min tal como lo demostraron Coronel y Rojas (2008), aunque ya en la perturbación previa de 125 lb/min, el controlador convencional ya estaba en esta condición mientras que el controlador diseñado, logro estabilizarse en un tiempo de 70,60 min, cabe destacar es el tiempo más elevado de estabilización registrado hasta esta prueba en el controlador diseñado.

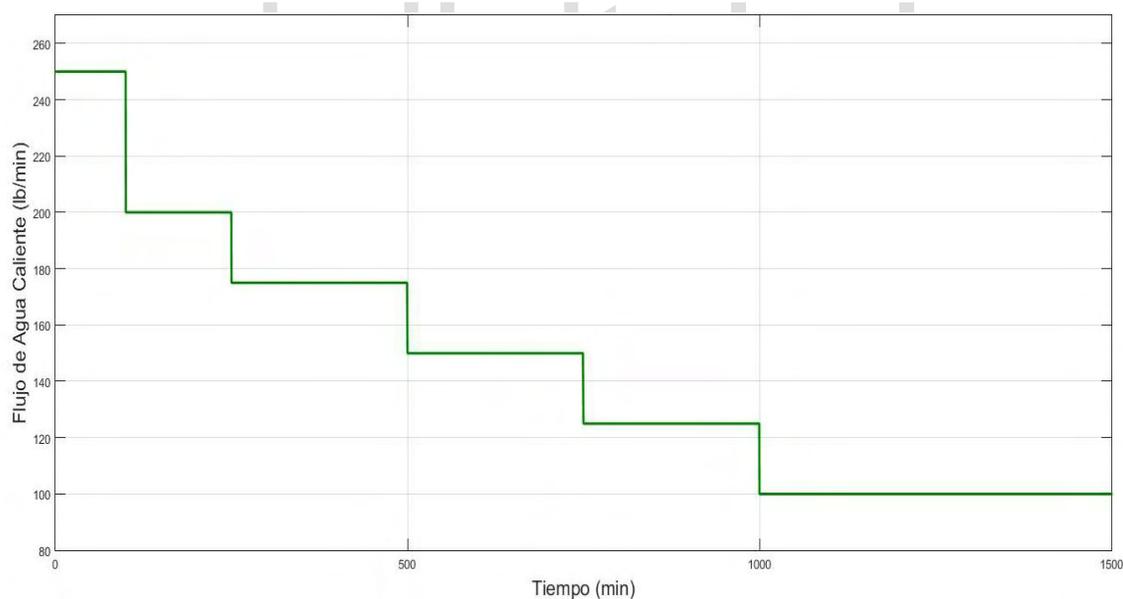


Gráfico N° 4.27 Perturbaciones en el flujo de agua caliente

Paras las perturbaciones previas como se muestra en la tabla N° 4.14, el controlador diseñado tiene tiempos de estabilización menor que el controlador convencional a pesar de que este último tiene menor tiempo de alzado, sin embargo, el controlador diseñado con estrategia

Gain Scheduling cumple con dos de los tres valores en tiempo que se están estudiando ya que tiene un sobre impulso menor al 5 % antes de llegar a la situación final de estabilidad.

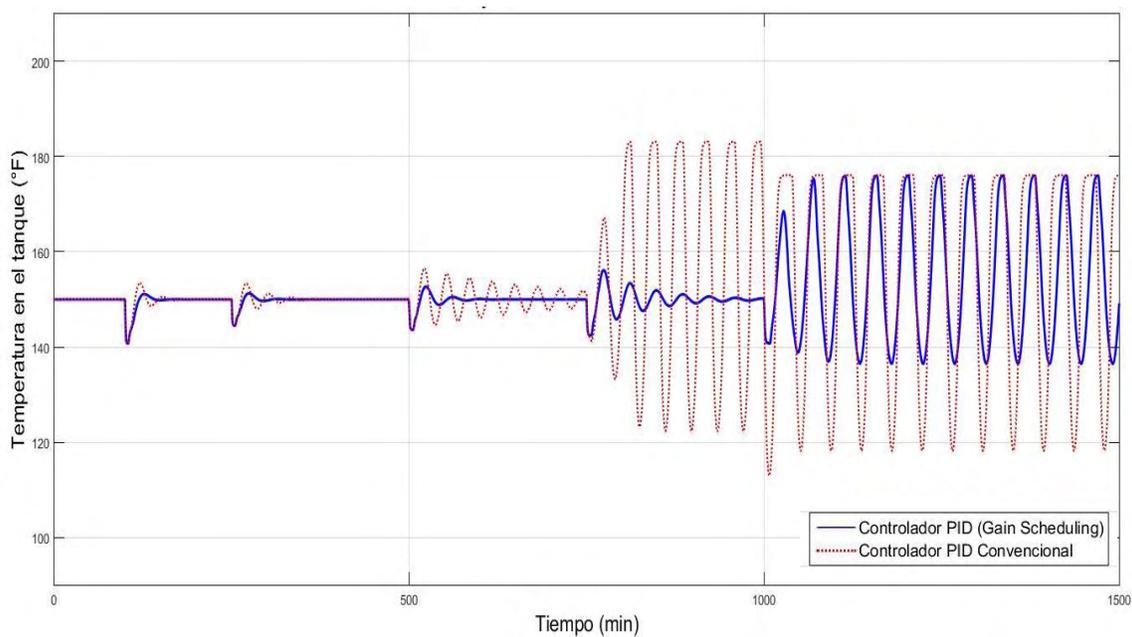


Gráfico N° 4.28 Temperatura en el tanque ante perturbaciones del flujo del agua caliente

Tabla N°4.14 Valores de la Respuesta temporal ante Perturbaciones

Perturbación	Perturbación en T1 %	Cambio min	Tiempo de alzado (min)		Tiempo de estabilización min		Máximo sobre paso en %	
			PID convencional	PID <i>Gain Scheduling</i>	PID convencional	PID <i>Gain Scheduling</i>	PID convencional	PID <i>Gain Scheduling</i>
1	200	100	13.00	18.60	55.40	41.20	8.30	2.68
2	175	250	12.30	15.90	89.70	56.20	8.06	3.06
3	150	500	12.10	14.86	> 250	70.60	15.17	6.43
4	125	750	13.40	13.40	> 250	166.10	---	14.20
5	100	1000	---	---	> 250	> 250	---	---

Otro hecho que demuestra una mayor robustez del controlador PID con estrategia *Gain Scheduling*, es que, a pesar de llegar a una estabilidad crítica, esta no es mayor que los valores en los cuales se encuentra sintonizado el transmisor, ya que en los resultados de Coronel y Rojas (2008) se excedían de estos valores que evidente mente hacían sufrir la instrumentación del proceso en general.

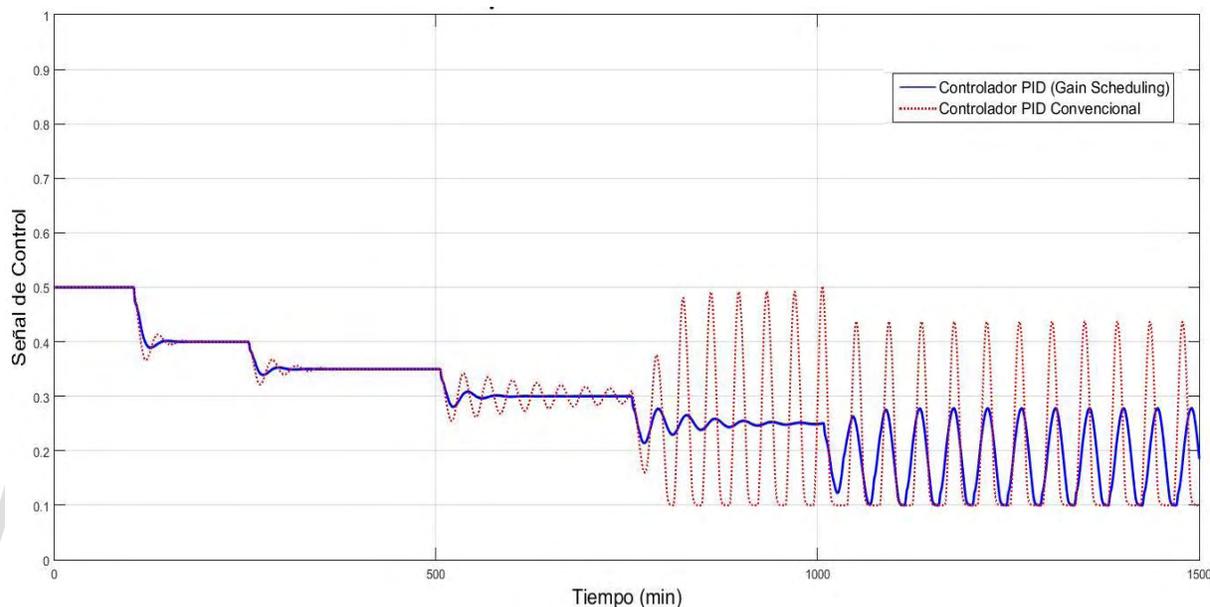


Gráfico N° 4.29 Señal de control ante las perturbaciones del flujo de agua caliente.

4.6.4 Desempeño de los controladores ante fallas de la válvula

Esta experiencia surge por la necesidad de conocer que tan robusto es el controlador *Gain Scheduling* ante posibles fallas en la válvula, porque es preciso recordar que la válvula se encuentra incluida en un lazo de control y si ella presenta un mal comportamiento implica que todo el sistema en su conjunto se ve afectado. En esta oportunidad se estudia dos posibles fallas las cuales arrojaron los siguientes resultados:

- *Falla de cierre y apertura de la válvula*

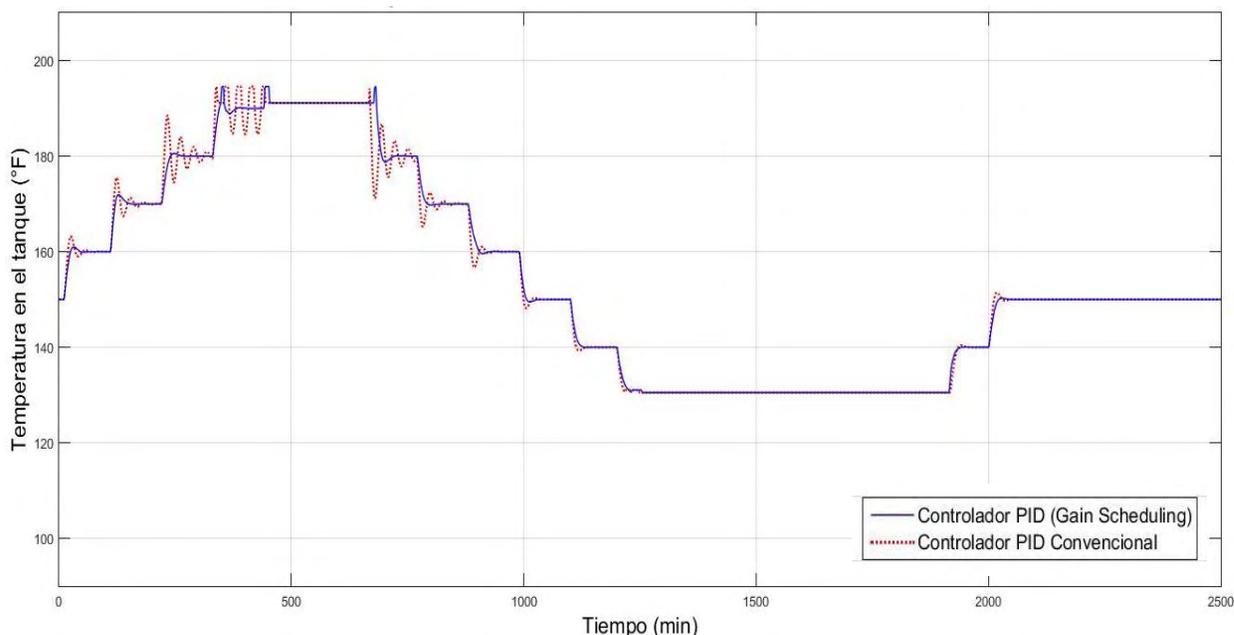


Gráfico N° 4.30 Desempeño de los controladores ante falla de válvula por apertura

El gráfico N° 4.30 muestra el resultado de someter nuevamente el proceso a los cambios de referencia de la gráfica N° 4.20, en esta oportunidad se tiene una respuesta similar a la obtenida en 4.21 y que se aplicó sin ningún tipo de falla en la válvula. Como evidencia la figura N° 4.30, ante la falla el controlador diseñado con estrategia *Gain Scheduling* sigue siendo la mejor opción, ya que, en la perturbación más crítica, en la que es que acerca el proceso a los 200 °F, este controlador tiene una respuesta menos oscilatoria y por ende más estabilidad ante la falla, además cuenta con un tiempo de estabilización menor. Ante este tipo de fallas el controlador diseñado con estrategia *Gain Scheduling* tiene un desempeño más robusto mientras que su par convencional, aunque no se vuelve inestable, tiene una respuesta crítica para puntos de referencia mayores del estado estable, tal como ocurrió en las pruebas anteriores. Para puntos de operación menores ambos controladores conservan su respuesta que por naturaleza del proceso no tiene mayor sufrimiento por la falla presente en la válvula tal como se puede ver en el gráfico N° 4.31.

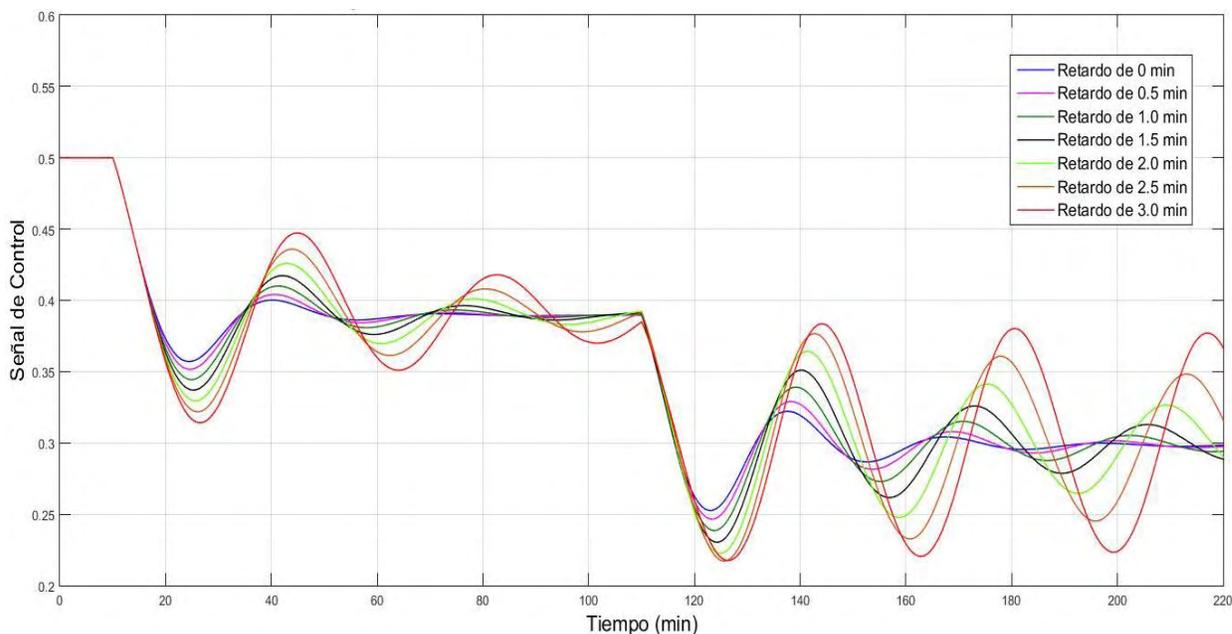


Gráfico N° 4.33 Señal de control ante falla de válvula por retardo controlador convencional

Hay que aclarar que, los tiempos de retardo en la simulación si bien son poco posibles en la realidad ayudan a comprender con mayor claridad lo que sucedería ante una falla de esta especie. Los gráficos 4.32 y 4.33 presentan un comportamiento en las señales de control que se ve desmejorada a medida que el tiempo de retraso presente en la válvula aumenta. Es de resaltar que la señal de control del controlador diseñado con estrategia *Gain Scheduling* aumenta su tiempo de estabilización y su máximo sobre impulso, pero, aun así, tiene su estabilización en un tiempo menor de los 100 min; muy por el contrario, el control convencional que va sufriendo un dramático empeoramiento que lo lleva a volverse críticamente estable. Ante esta falla de la válvula, el control PID con estrategia *Gain Scheduling* muestra una superioridad clara al control convencional.

4.7 ANÁLISIS FODA DEL DISEÑO DEL CONTROLADOR PID CON ESTRATEGIA GAIN SCHEDULING

Para establecer con claridad las potencialidades y limitaciones el diseño se hace este análisis que permite exponer las fortalezas y oportunidades que constituyen las potencialidades del diseño y por otro lado exponer las debilidades y amenazas definiendo las limitaciones de este

5.1.1 Fortaleza

- De forma general el diseño genera una señal de control con tiempo de establecimiento menores a 60 min y con sobre impulso alrededor del 5 %, permitiendo extender la vida útil del elemento final de control.
- Selecciona de manera adecuada la región de trabajo permitiéndose adaptar su señal de control de manera apropiada y oportuna
- Sobre lleva la no linealidad de este proceso de manera apropiada
- Llega a su estabilidad crítica en un valor de flujo de agua caliente menor, siendo este valor la 100 lb/min permitiendo extender su rango de trabajo en 25 lb/min menos

5.1.2 Oportunidad

- Controlador el proceso de manera apropiada en un rango mayor de puntos de referencia que cubre en su totalidad la calibración del transmisor
- El controlador acepta mayores perturbaciones tanto de flujo de agua caliente como de su temperatura, permitiendo con el mismo proceso tener a la salida productor de temperaturas más diversas
- Extender la vida del elemento final de control.

5.1.3 Debilidades

- Requiere mayor programación y mayor cantidad de elemento electrónico y digitales para lograr su puesta en funcionamiento
- Requiere ajuste fino en los controladores diseñados en diferentes puntos de operación

5.1.4 Amenaza

- Inestabilidad crítica o inestabilidad en los valores de cambio de franja de trabajo, por lo que se debe ser excesivamente cuidadoso en la implementación en físico de esta etapa
- Tener que diseñar más controladores en más puntos de operación si el rango de calibración del transmisor aumenta, evitando así un golpe fuerte de no linealidad en los controladores externos

Finalizado este capítulo, se tiene claro que el control PID de ganancia tabulada es una buena estrategia de control para el modelo seleccionado, pues, la señal de control obtenida es una mejor respuesta al elemento final de control que el controlador PID de parámetros fijos.

www.bdigital.ula.ve

CONCLUSIONES

La implementación del proceso del tanque de agua fría y agua caliente, por medio de su simulación, permitió realizar un trabajo satisfactorio, pues, si se logró realizar el control de temperatura tanto con un controlador PID convencional como con un controlador con estrategia ganancia tabulada (*Gain Scheduling*). El modelo expuesto por Coronel y Rojas (2008) está bien definido y se puede validar de manera acertada con las condiciones de modelado, tal como se demostró en este trabajo. También se documentó el análisis de sensibilidad de las variables de este, permitiendo conocer más sobre su naturaleza y comportamiento.

Por otro lado, se concluye que para procesos que son no lineales y con características como las del tanque de agua fría agua caliente, el control con técnica de ganancia tabulada (*Gain Scheduling*) resulta apropiada, porque se mejora considerablemente la respuesta de control en comparación con el PID convencional que es en definitiva un buen primer control para comparar, pero que sufre una desmejora de su respuesta al salir del punto de referencia de su diseño. Con este trabajo se puede afirmar que el controlador PID con técnica de ganancia tabulada es posible y que además es una buena estrategia pues permite su ajuste cuando el proceso más lo necesita y de manera automática. Es de importancia destacar que, el paso para obtener un buen control con ganancia tabulada es la identificación correcta y apropiada en los distintos puntos de operación para así tener resultados satisfactorios.

El control adaptativo con ganancia tabulada no presenta gran dificultad, por lo que es una técnica que permite controlar o aumentar el rango de puntos de operación de los procesos, pero, es necesario dedicarle tiempo a la obtención de los controladores en las distintas zonas de operación y esto se obtiene claramente modificando las variables de mayor sensibilidad del

proceso, ya que garantizando estados estables y correctos en los distintos puntos de operación, se puede obtener un control bastante robusto y apropiado.

De la comparación entre el controlador diseñado con estrategia *Gain Scheduling* y el controlador PID convencional, se puede declarar que se mejora el tiempo de estabilización con valores menores de 50 min y el máximo sobre impulso no excede el 1 %, obteniendo una respuesta suave pero precisa para llegar nuevamente al valor de control deseado. En esta oportunidad, se desestima el error en estado estable, pues, como se sabe de la literatura, el controlador PID tiene la gran ventaja, de suprimir por completo este error. También se apreció que el esfuerzo de control con la con estrategia *Gain Scheduling* era menor que el PID convencional por lo que en definitiva el control con estrategia *Gain Scheduling* basado en PID está llamado hacer mejor que el control PID de parámetros fijos o convencional.

www.bdigital.ula.ve

RECOMENDACIONES

- Implementar el controlador diseñado de forma electrónica para verificar su comportamiento en tiempo real, inicialmente puede ser el proceso en simulación y luego si intentar aplicarlo en el proceso real
- Realizar el estudio tomando en cuenta la variación de nivel del líquido en el tanque con este controlador para así verificar su comportamiento ante las consideraciones de diseño.
- Aplicar la técnica de ganancia tabulada (*Gain Scheduling*) pero ahora hallando una función para cada parámetro del controlador PID de manera que la adaptación sea de manera continua y no por franja de trabajos. De esta manera se pudiese encontrar alguna mejora de disminución de tiempo de alzado y tiempo de establecimiento para el controlador diseñado.
- Implementar para este proceso un control en modo deslizante con ganancia tabulada, para buscar una posible mejora en la respuesta de control que el control de modo deslizante sin ninguna estrategia más, pueda generar.

REFERENCIAS

- Améstegui, M (2001). *APUNTES DE CONTROL PID*. Universidad Mayor de San Andrés, La Paz, Bolivia. [versión electrónica]. Recuperado 04 de marzo de 2017 de [//www.info-transistor.info/biblioteca/Control%20Pid.pdf](http://www.info-transistor.info/biblioteca/Control%20Pid.pdf).
- Astorga, C (1993). *CONTROLADOR PID CON GANANCIA PROGRAMABLE*. Tesis para el grado de Maestro. [versión electrónica]. Cuernavaca, México. Consultado 04 de marzo de 2017 en http://www.cenidet.edu.mx/subaca/web-elec/tesis_mc/28MC_%20cmaz.pdf
- Åström, K y Hägglund, T (2009). *CONTROL PID AVANZADO*. España: Pearson Educación, S.A.
- Bipin, K, Sagnik, G, Jim, G (2012). *DESIGN AND SIMULATION OF GAIN SCHEDULING PID CONTROLLER FOR BALL AND BEAM SYSTEM*. International Conference on Systems, Signal Processing and Electronics Engineering (ICSSEE 2012) December 26-27, 2012 Dubai (UAE). Pag.199-203. [versión electrónica]. Consultado 04 de marzo de 2017 <http://psrcentre.org/images/extraimages/76.%201412094.pdf>
- Camacho, O (2008). *CAPITULO 3 SINTONIZACION DE CONTROLADORES*. Notas de Clase. Facultad de Ingeniería, Universidad de Los Andes. Consultado el 22 de febrero de 2017, de http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/ocamacho/sistemas%20de%20control/CAPITULO_%203.pdf
- Camacho, O y Smith C. (1997). *SLIDING MODE CONTROL: AN APPROACH TO REGULATE NONLINEAR CHEMICAL PROCESSES*. Consultado el 22 de febrero de 2017, de <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/ocamacho/publicaciones/ISAT-99016.pdf>
- Coronel, M y Rojas, R (2008). *EFEECTO DE LAS CONSIDERACIONES EN LOS SISTEMAS DE CONTROL: CASO VOLUMEN DEL TANQUE AGUA FRIA-AGUACALIENTE*. Postgrado en Automatización e Instrumentación. Facultad de Ingeniería. Universidad de Los Andes. Mérida-Venezuela.
- García, L (2013). *SISTEMAS DE CONTROL AVANZADO*. Tercera Edición, Politécnico colombiano JIC. [versión electrónica]. Consultado 22 de febrero de 2017 en <https://es.scribd.com/document/42853443/Notas-de-Sistemas-de-Control-Avanzado>

- García, L y Arroyave, M (2009). *DESARROLLO E IMPLEMENTACION DE UN CONTROLADOR DE GANANCIA PROGRAMABLE PARA UN AUTOCLAVE*. Revista Politécnica ISSN 1900-2351, Año 5, Numero 9. Pag 21-30. Medellín, Colombia. [versión electrónica]. Consultado 22 de febrero de 2017 en http://www.academia.edu/19073721/Desarrollo_e_implementaci%C3%B3n_de_un_controlador_con_ganancia_programable_para_una_autoclave
- Ilka, A (2015). *SUMMARY OF DOCTORAL DISSERTATION GAIN-SCHEDULED CONTROLLER DESIGN*. Thesis of Doctor of Philosophy at the Institute of Robotics and Cybernetics. Faculty of Electrical Engineering and Information Technology. Slovak University of Technology in Bratislava. [versión electrónica]. Consultado en http://www.fei.stuba.sk/docs//2015/autoreferaty/Autoreferat_Ilka.pdf
- Iooss B. y Saltelli A. (2015). *INTRODUCTION: SENSITIVITY ANALYSIS*. Institut de Mathematiques de Toulouse. Université Paul Sabatier. Consultado en 22 de febrero de 2017 de http://www.andreasaltelli.eu/file/repository/intro_v2b.pdf .
- Leith, D Y Leithead, W (1996). *GAIN-SCHEDULED CONTROLLER DESIGN: AN ANALYTIC FRAMEWORK DIRECTLY INCORPORATING NON-EQUILIBRIUM PLANT DYNAMICS*. Department of Electronic & Electrical Engineering, University of Strathclyde, GLASGOW [version electronica] consultado en http://www.hamilton.ie/publications/1001967072_link_19974.pdf
- Mohini, N; Colaco, M y Shairlaine, N (2015). *DESIGN AND SIMULATION OF GAIN SCHEDULED ADAPTIVE CONTROLLER USING PI CONTROLLER FOR CONICAL TANK PROCESS*. IJIRST –International Journal for Innovative Research in Science & Technology, Volume 2, Issue 04, September 2015. Recuperada vía web el día 24 de febrero de 2017 en <http://www.ijirst.org/articles/IJIRSTV2I4043.pdf>.
- Molina, S. (2004) *ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL SISTEMA DE CAPTACIÓN EN UNA PLANTA TERMOSOLAR DE COLECTORES CILINDROPARABÓLICOS*. ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS DE SEVILLA.
- Naus, G (2009). *GAIN SCHEDULING ROBUST DESIGN AND AUTOMATED TUNING OF AUTOMOTIVE CONTROLLERS*. Control System Technology group. Division Dynamical Systems Design. Department of Mechanical Engineering. University of Technology Eindhoven
- Pérez, A. De conno, A y Enríquez, A (2009). *DESARROLLO DE UN SISTEMA DE CONTROL ADAPTATIVO TIPO PROGRAMADOR DE GANANCIA PARA LA REGULACION DEL NIVEL EN UN TANQUE ESFERICO*. REVISTA INGENIERÍA UC, VOL. 16, NO. 3, DICIEMBRE 2009 34 – 44. Departamento de Sistemas y Automática. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Eléctrica. Universidad de Carabobo, Venezuela.

Recuperada en línea el día 24 de febrero de 2017 en <http://servicio.bc.uc.edu.ve/ingenieria/revista/a16n3/art5.pdf>.

Pradeepkannan, D y Sathiyamoorthy, S (2014). *IMPLEMENTATION OF GAIN SCHEDULED PID CONTROLLER FOR A NONLINEAR COUPLED SPHERICAL TANK PROCESS*. International Journal of Mechanical & Mechatronics Engineering IJMME-IJENS Vol:14 No:06. Recuperada en línea el día 24 de febrero de 2017 en http://www.ijens.org/Vol_14_I_06/148506-1919-IJMME-IJENS.pdf.

Rodríguez, F y López, M (1996). *CONTROL ADAPTATIVO Y ROBUSTO*. Secretariado de publicaciones de la Universidad de Sevilla. Sevilla, España

Salinas, P. (2010). *METODOLOGIA DE LA INVESTIGACION CIENTIFICA*. _Facultad de Ingeniería y Odontología de la Universidad de Los Andes. Mérida, Venezuela

Smith, C Y Corripio A. (1991). *PRINCIPLES AND PRACTICE OF AUTOMATIC PROCESS CONTROL* 1st Edition. John Wiley & Sons Inc. New York.

www.bdigital.ula.ve