



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

DISEÑO DE UN CONTROLADOR PID ADAPTATIVO PARA EL CONTROL DE CONCENTRACIÓN EN UN REACTOR QUÍMICO DE TANQUE AGITADO CONTINUO, BAJO UN ENTORNO DE SIMULACIÓN HARDWARE IN THE LOOP

OSCAR LEONARDO MORENO CARLOSAMA

Trabajo de Titulación modalidad: Proyectos de Investigación y Desarrollo,
presentado ante el Instituto de Posgrado y Educación Continua de la
ESPOCH, como requisito parcial para la obtención del grado de:

**MAGISTER EN SISTEMAS DE CONTROL Y AUTOMATIZACIÓN
INDUSTRIAL**

**RIOBAMBA- ECUADOR
DICIEMBRE 2018**



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO

CERTIFICACIÓN:

EL TRIBUNAL DE TRABAJO DE TITULACIÓN CERTIFICA QUE:

El Trabajo de Titulación modalidad Proyectos de Investigación y Desarrollo, denominado : **DISEÑO DE UN CONTROLADOR PID ADAPTATIVO PARA EL CONTROL DE CONCENTRACIÓN EN UN REACTOR QUÍMICO DE TANQUE AGITADO CONTINUO, BAJO UN ENTORNO DE SIMULACIÓN HARDWARE IN THE LOOP** de responsabilidad del Sr. Oscar Leonardo Moreno Carlosama, ha sido prolijamente revisado y se autoriza su presentación.

Tribunal:

Lic. Pepita Ivonn Alarcón Parra; Msc.
PRESIDENTE (DELEGADO)

Firma

Ing. Henry Ernesto Vallejo Vizúete; Msc.
DIRECTOR

Firma

Ing. Víctor Daniel Zambrano Pérez; Msc.
MIEMBRO

Firma

Ing. Cristian Andrés Yáñez Jácome. Msc
MIEMBRO

Firma

Riobamba, Diciembre 2018

DERECHOS INTELECTUALES

Yo, Oscar Leonardo Moreno Carlosama, declaro que soy responsable de las ideas, doctrinas y resultados expuestos en el **Trabajo de Titulación modalidad Proyectos de Investigación y Desarrollo**, y que el patrimonio intelectual generado por la misma pertenece exclusivamente a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.

Oscar Leonardo Moreno Carlosama.
CI: 1500657208

©2018, Oscar Leonardo Moreno Carlosama

Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento, siempre y cuando se reconozca el Derecho de Autor

DEDICATORIA

Dedico este proyecto de titulación a toda mi familia, a mi esposa Paola, a mis hijos: Gonzalito y Angelito, por permitir usar tiempo que les correspondía, además por ser la motivación y fuerza necesaria para culminar esta etapa tan importante en mi vida profesional.

AGRADECIMIENTO

Agradezco a la Escuela Superior Politécnica de Chimborazo y su cuerpo docente, al Ing. Henry Vallejo por la colaboración y aporte en la realización de este proyecto, a Cristian y Víctor por toda su ayuda para lograr esta meta tan anhelada.

Oscar

CONTENIDO

RESUMEN	xiv
ABSTRACT.....	xv
CAPÍTULO I	
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	1
1.1 Planteamiento del problema.....	1
1.2 Formulación del Problema.....	2
1.3 Sistematización del problema.....	2
1.4 Objetivos.....	2
1.4.1 <i>Objetivo General.</i>	2
1.4.2 <i>Objetivos Específicos.</i>	3
1.5 Justificación de la investigación.....	3
1.6 Hipótesis.....	4
CAPÍTULO II	
2. MARCO DE REFERENCIA.....	5
2.1 Estado del arte sobre los controladores para reactores químicos de tanque agitado continuo.....	5
2.2 Definición de un reactor químico.....	8
2.3 Reactor químico de tanque agitado continuo CSTR.....	9
2.4 Software de simulación Matlab®.....	11
2.5 Tarjeta electrónica de desarrollo Arduino DUE.....	11
2.6 Controladores PID clásicos.....	12
2.7 Controladores PID Adaptativo por Modelo de Referencia.....	14
2.8 Entorno de simulación Hardware In The Loop.....	18
2.8.1 <i>Antecedentes.</i>	18
2.8.2 <i>Definición del entorno de simulación Hardware in the Loop.</i>	18
2.9 Modelo Matemático del reactor CSTR.....	20
CAPÍTULO III	
3.2 ESQUEMAS DE CONTROL	24
3.1 Linealización del sistema.....	24

3.3	Diseño de un PID clásico.....	27
3.2.1	<i>Optimización del controlador PID clásico.</i>	28
3.3	Diseño de un controlador PID adaptativo por modelo de referencia.....	30
3.4	Diseño de la ley de control por modelo de referencia.....	32
CAPÍTULO IV		
4.	IMPLEMENTACIÓN DE LOS CONTROLADORES PID CLÁSICO Y ADAPTATIVO POR MODELO DE REFERENCIA MEDIANTE SUMLACIÓN Y A TRAVES DEL ENTORNO HARDWARE IN THE LOOP.	34
4.1	Simulación de la planta en el software Simulink.....	34
4.2	Implementación del controlador PID clásico en el software Matlab®.....	39
4.3	Implementación del controlador PID adaptativo por modelo de referencia en el software Matlab®.....	41
4.4	Implementación de los controladores mediante el entorno de simulación Hardawre in the Loop. 42	
4.4.1	<i>Bloque de programación del controlador en Simulink.</i>	43
4.5	Pruebas y resultados.....	45
4.5.1	<i>Pruebas a través de simulación sin perturbaciones.</i>	46
4.5.2	<i>Pruebas a través de simulación con perturbaciones o ruido.</i>	46
4.5.3	<i>Pruebas a través de implementación en el entorno Hardware in the Loop.</i>	47
4.5.3	<i>Creación de la señal de ruido en la implementación en el entorno Hardware in the Loop.</i> 51	
4.5.4	<i>Cambio de resolución en las señales de entrada y salida de los controladores PID clásico y adaptativo.</i>	52
4.6	Análisis estadístico de los resultados.....	53
CONCLUSIONES		55
RECOMENDACIONES		57
BIBLIOGRAFÍA		
ANEXO A		
ANEXO B		
ANEXO C		

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-2. Reactor CST experimental.....	10
Figura 2-2. Diagrama de un controlador PID.....	12
Figura 3-2. Diagrama de un controlador PID por modelo de referencia.....	15
Figura 4-2. Diagrama de bloques del método de hiperestabilidad.....	17
Figura 5-2. Diagrama de bloques simulación HIL del presente proyecto.....	20
Figura 1-3. Gráfica de la curva de reacción del modelo linealizado del reactor químico de tanque agitado continuo.....	27
Figura 2-3. Gráfica de la señal de concentración en la herramienta PID Tuner.....	29
Figura 3-3. Coeficientes de las ganancias del controlador PID clásico mejorado.....	29
Figura 4-3. Gráfica de la curva de reacción del modelo de referencia del reactor químico de tanque agitado continuo ante una entrada escalón.....	31
Figura 5-3. Diagrama de bloques del controlador PID Adaptativo por modelo de referencia en el software Simulink.....	33
Figura 1-4. Pantalla de navegación de librerías de programación en Simulink.....	34
Figura 2-4. Diagrama de programación del reactivo A.....	35
Figura 3-4. Diagrama de programación de los reactivos A, B.....	36
Figura 4-4. Diagrama de programación de temperatura del reactor y la chaqueta.....	37
Figura 5-4. Diagrama de programación de las variables temperatura y concentración.....	37
Figura 6-4. Representación de las ecuaciones diferenciales en diagramas de bloques en el software Simulink.....	38
Figura 7-4. Gráfica de concentración vs tiempo de los componentes que interviene en la reacción en lazo abierto.....	38
Figura 8-4. Gráfica de temperatura vs tiempo de los componentes que interviene en la reacción en lazo abierto.....	39
Figura 9-4. Diagrama de bloques del lazo de control del controlador PID Clásico y la Planta en Simulink.....	40
Figura 10-4. Diagrama de bloques del lazo de control del controlador PID Adaptativo y la Planta en Simulink.....	41
Figura 11-4. Diagrama de bloques del lazo de control del controlador PID Adaptativo y la Planta en Simulink.....	42
Figura 12-4. Diagrama de esquemático de conexión de las tarjetas electrónicas Arduino Due.....	43
Figura 13-4. Diagrama de bloques en Simulink de la programación del controlador Adaptativo en el entorno Hardware in the Loop.....	44
Figura 14-4. Diagrama de bloques en Simulink de programación de la planta del reactor en el entorno Hardware in the Loop.....	45
Figura 15-4. Respuesta del sistema ante señales de entrada escalón positivo y negativo.....	46
Figura 16-4. Respuesta del sistema ante señales de entrada escalón positivo y negativo, perturbaciones o ruido.....	46

Figura 17-4. Respuesta del controlador PID clásico mediante implementación real en el entorno HIL.....	48
Figura 18-4. Respuesta del controlador PID MRAC mediante implementación real en el entorno HIL.....	48
Figura 19-4. Respuesta del controlador PID clásico mediante implementación real en el entorno HIL.....	49
Figura 20-4. Respuesta del controlador PID MRAC mediante implementación real en el entorno HIL	49
Figura 21-4. Respuesta del controlador PID MRAC mediante implementación real en el entorno HIL, con perturbaciones o ruido a un 50%.	50
Figura 22-4. Señal de ruido o perturbación ingresada al lazo de control para evaluar la robustez del sistema.	51
Figura 23-4. Comparación de resolución de señales de entrada y salida de los controladores PID clásico y adaptativo.	53

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1-2. Características técnicas de la tarjeta Arduino Due.	12
Tabla 2-2. Clasificación de los controladores PID.	13
Tabla 3-2. Valores iniciales y constantes del modelo.	22
Tabla 1-3. Fórmulas de Sintonización de Ziegles Nichols.	28
Tabla 2-3. Valores de respuesta en del modelo de referencia ante una entrada tipo escalón.	31
Tabla 3-3. Valores calculados de los coeficientes de los modelos P,I,D y coeficientes de sintonización de ganancia gamma.	33
Tabla 4-1. Medición de Máximo sobre pico, tiempo de establecimiento y error integral absoluto en el sistema de control, ante diferentes entradas tipo escalón.	47
Tabla 4-2. Medición de Máximo sobre pico, tiempo de establecimiento y error integral absoluto en el sistema de control, ante diferentes entradas tipo escalón, bajo el entorno HIL.	50
Tabla 4-3. Medición de error integral absoluto en el sistema de control, al existir una señal de ruido en el entorno HIL.	52
Tabla 4-4. Resolución de los controladores PID en el entorno Hardware in the Loop.	52
Tabla 4-5. Resultados de la aplicación de la distribución t de student para validar la hipótesis planteada.	54

ÍNDICE DE ANEXOS

ANEXO A. Código en scrip Matlab para calcular los coeficientes del controlador PID Adaptativo por modelo de referencia

ANEXO B. Linealización del modelo de la planta y resolución analítica del sistema

ANEXO C. Cálculo de los valores del controlador PID

GLOSARIO DE TÉRMINOS

PID	Proporcional Integral Derivativo
PI	Proporcional Integral.
CSTR	Continuous Stirred-Tank Reactor
HIL	Hardware in the Loop
IEEE	Institute of Electrical and Electronics Engineers
MISO	Multiple Input-Simple Output
SISO	Simple Input- Simple Output
SET POINT	Punto de consigna o referencia
GPC	General Predictive Control
PSO	Particle Swarm Optimization
IMC	Internal Model Control
IDE	Integrated Development Environment
USB	Universal Serial Bus

RESUMEN

El presente trabajo tuvo como objetivo el diseño e implantación de un controlador PID adaptativo por modelo de referencia para el control de concentración de un reactor químico de tanque agitado continuo mediante simulación en el software Matlab® e implementación a través del entorno Hardware in the Loop. Se partió del establecimiento del modelo matemático de la planta, luego se linealizó en un punto específico mediante series de Taylor para encontrar la función de transferencia que mejor represente al sistema, posteriormente se diseñó un controlador PID clásico a través del método de sintonización de Ziegler-Nichols con una entrada tipo escalón. El controlador PID adaptativo por modelo de referencia se planteó con la ley MIT, donde se escogió un modelo de referencia de segundo orden que cumpla las características requeridas por el diseñador y una ley de adaptación que disminuya el error entre el modelo de referencia y el set point. Los modelos matemáticos de la planta, controladores clásico y adaptativo se simularon en el toolbox Simulink, donde se evaluaron ante diferentes señales de entrada, sumando ruido al lazo de control. La implementación en el entorno Hardware in the Loop consistió en la programación de la tarjeta Arduino Due directamente desde la PC con el toolbox Simulink, tanto para el modelo de la planta, así como para los dos controladores. Estos se conectan mediante las entradas y salidas analógicas que poseen la tarjeta Arduino. Para validar el funcionamiento de los controladores se cuantificó el error a través de la técnica de Error Integral Absoluto (IAE), donde se demostró que el controlador PID adaptativo por modelo de referencia generó menor cantidad de error optimizando las variables de funcionamiento del reactor químico de tanque agitado. Es recomendable analizar a los controladores diseñados al interactuar con plantas reales encontradas en la industria.

Palabras clave: <TECNOLOGÍA Y CIENCIAS DE LA INGENIERÍA>, <CONTROL AUTOMÁTICO>, <CONTROL ADAPTATIVO >, <CONTROLADOR ADAPTATIVO POR MODELO DE REFERENCIA>, <MODELO DE REFERENCIA >, <REGLA DEL MIT>, <HARDWARE IN THE LOOP (TECNICA)>, <ARDUINO (TARJETA)>

ABSTRACT

The objective of this work was the design and implementation of an adaptive integral proportional controller (PID) by reference model for the control of the concentration of a continuous stirred tank chemical reactor through simulations in the Matlab® software and implementation through the Hardware in the Loop environment. It started with the establishment of the mathematical model of the plant, then it was linearized in a specific point by Taylor series to find the transfer function that best represents the system, later a classic PID controller was designed through Ziegler Nichols' tuning method with a step type entrance. The adaptive PID controller by reference model was raised with the MIT law, where a second-order reference model was chosen that meets the characteristics required by the designer and an adaptation law that reduces the error between the reference model and the set point. The mathematical models of the plant, classic and adaptive controllers were simulated in the Simulink toolbox, where they were evaluated against different input signals, adding noise to the control loop. The implementation in the Hardware environment in the Loop consisted in programming the Arduino card Due directly from the PC with the Simulink toolbox, both for the model of the plant, as well as for the two controllers. These are connected through the analog inputs and outputs that have the Arduino card. To validate the operation of the controllers, the error was quantified through the Absolute Integral Error (AIE) technique, where it was shown that the adaptive PID controller by reference model generated a smaller amount of error optimizing the operating variables of the chemical reactor of the stirred tank. It is advisable to analyze the controllers designed to interact with real plants in the industry.

Keywords: <TECHNOLOGY AND SCIENCE OF ENGINEERING>, <AUTOMATIC CONTROL>, <ADAPTATIVE CONTROL>, <ADAPTATIVE CONTROLLER BY REFERENCE MODEL> <REFERENCE MODEL>, <MIT RULE>, <HARDWARE IN THE LOOP (TECHNICAL)>, <ARDUINO (CARD)>

CAPÍTULO I

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 Planteamiento del problema.

Los reactores químicos son dispositivos muy utilizados en la industria con el fin de transformar materia a través de reacciones químicas, en este proceso se desprende una gran cantidad de energía mediante de temperatura, estos factores son determinantes para la obtención de valores requeridos concentración en el producto de salida del reactor, así también para la seguridad del dispositivo y los usuarios, típicamente estos equipos no tienen sistemas de control óptimos lo que genera desperdicio de materias primas, energía e incertidumbre en su funcionamiento.

Latinoamérica y Ecuador no se escapan de esta realidad dado la poca implementación de equipos electrónicos adecuados e investigación para mejorar los procesos productivos. Los procesos en la industria química tienen un alto grado de complejidad, los cuales presentan características como la no linealidad y variaciones de las señales de operación en el tiempo, esto ha provocado que sea necesario aplicar técnicas de control moderno que mejoren las condiciones de funcionamiento de los sistemas, siendo el control adaptativo una solución a ello.

Los controladores PID que han estado vigentes durante mucho tiempo debido a su fácil implementación y también por su grado de robustez al momento de controlar sistemas industriales de naturaleza lineal, se ven limitados en su desempeño cuando el proceso a controlar presenta no linealidades, siendo necesario linealizar el sistema en una cierta zona de operación pero cuando el funcionamiento se aleja de la zona de trabajo, éste se ve afectado desmejorando su desempeño y siendo necesario establecer nuevos valores de sintonización.

Por lo tanto, en el presente trabajo se plantea un controlador PID adaptativo aplicado a un reactor químico de tanque agitado continuo en un ambiente de simulación de hardware y software que aprovecha la robustez del controlador PID junto con las prestaciones que brinda el control adaptativo para que la respuesta del proceso a controlar se vaya adaptando en función de un modelo de referencia pre-establecido.

1.2 Formulación del Problema.

¿Los controladores PID adaptativos por modelo de referencia pueden establecer estrategias de control óptimas para reactores químicos de tanque agitado continuos los cuales presentan un alta no linealidad y variaciones en el tiempo?

1.3 Sistematización del problema.

¿Hasta qué punto un controlador PID clásico puede trabajar con sistemas no lineales como un reactor químico de tanque agitado continuo?

¿Un controlador PID adaptativo por modelo de referencia podrá aplicarse en todo el espectro de funcionamiento para un reactor químico de tanque agitado continuo?

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General.

Diseñar un controlador Proporcional Integrativo Derivativo adaptativo para el control de concentración en un reactor químico de tanque agitado continuo bajo un entorno de simulación Hardware in the Loop.

1.4.2 *Objetivos Específicos.*

- Comprender el comportamiento de los reactores químicos de tanque agitado continuo y establecer un modelo matemático basado en primeros principios.
- Estudiar los controladores PID clásicos y los controladores adaptativos.
- Desarrollar e implementar un simulador de un reactor químico de tanque agitado continuo en el entorno hardware in the loop.
- Analizar y comparar los esquemas de control de un PID clásico y un PID adaptativo aplicado a un reactor químico de tanque agitado continuo.

1.5 *Justificación de la investigación.*

Hoy en día los reactores químicos de tanque agitado continuo están inmersos en muchos procesos industriales, siendo una herramienta útil para los procesos de producción al transformar la materia con fines específicos, donde la energía y temperatura internas son los aspectos más importantes de este equipo. En este tipo de dispositivos es necesario tomar acciones de control muy fiables para obtener un producto deseado, asegurando la integridad del equipo y los usuarios.

Los reactores químicos tienen una gran variedad de aplicaciones, sin embargo desde el punto de vista del control sus variables, sus fenómenos físicos y químicos que ocurren en su interior hacen que esté presente una alta no linealidad. Por lo tanto no resulta conveniente aplicar técnicas de control convencionales como los controladores PID clásicos debido a sus limitaciones para trabajar con sistemas no lineales, siendo muy necesario que se adopten otras técnicas modernas para tratar con sistemas de este tipo.

Para la presente investigación se ha implementado un controlador PID adaptativo con modelo de referencia de manera que la acción de control se ajuste a las necesidades del proceso conforme vayan apareciendo las no linealidades. Los beneficiarios de la presente investigación serán la comunidad académica, científica, productiva del Ecuador y el mundo.

Esta investigación se realiza con el afán de brindar a la comunidad educativa, científica y productiva un estudio que permita analizar y evaluar el desempeño de un controlador PID adaptativo para el control de un reactor químico de tanque agitado continuo. El presente desarrollo desde el punto de vista de la estrategia de control no está limitado a un reactor, por lo que puede extenderse a otros procesos donde el controlador clásico PID presente inconvenientes.

El aporte de esta investigación radica en la elaboración de un entorno de simulación bajo la modalidad Hardware in the Loop, lo cual permitirá simular el desempeño de un controlador PID adaptativo el cual interactuará con un proceso simulado sobre hardware y que consiste de un reactor químico de tanque agitado.

1.6 Hipótesis.

La aplicación de controladores PID adaptativos permitirán que variables como: energía, temperatura y concentración se mantengan en valores deseados por el operador, pudiendo ser controladas de manera más fina y adecuada. La presencia de las no linealidades afectarán el desempeño de un controlador clásico PID, sin embargo la acción adaptativa hará que el controlador PID adaptativo muestre un mejor desempeño, a través de la implementación del entorno hardware in the Loop.

CAPÍTULO II

2. MARCO DE REFERENCIA.

2.1 Estado del arte sobre los controladores para reactores químicos de tanque agitado continuo.

El estudio de sistemas de control nació cuando las industrias a nivel mundial tuvieron la necesidad de incrementar la calidad y cantidad de producción a mediados del siglo XXI. Desde aquel entonces la comunidad científica y académica ha presentado valiosos aportes en el campo del control industrial. La revista internacional de investigación de ingeniería eléctrica y electrónica IEEE ha publicado artículos relacionados con los controladores PID adaptativos para los reactores químicos de tanque agitado continuo, a continuación se desarrolla la síntesis de varias publicaciones científicas sobre los diferentes tipos de controladores PID aplicados a los reactores CSTR.

En (Delbari, Salahshoor, & Moshiri, 2010) se presenta una comparación entre dos tipos de controladores adaptativos como son: Control adaptativo indirecto basado en el método del lugar de los polos y el controlador adaptativo predictivo general. La modelación matemática se representa la reacción de Van der Vusse a través de ecuaciones diferenciales ordinarias. Para los dos controladores se utilizó métodos de identificación recursiva en línea los cuales logran tener un buen control en un sistema de condiciones con fase mínima negativa. La principal mejora que establece este tipo de controladores es una rápida respuesta con pequeños sobre picos. También se demostró que el controlador adaptativo GPC posee mayores ventajas al disminuir aún más la rápida respuesta y los sobre picos, esto se genera por la naturaleza predictiva.

La publicación (Caiisever, 1996) trata sobre el diseño de un controlador basado en un modelo fuzzy dinámico MISO que combina los modelos matemáticos con la reglas de inferencia fuzzy para construir un modelo no lineal. El objetivo principal de este controlador es la autosintonización con

la planta para que la salida siga fielmente al modelo de referencia para controlar la variable concentración en una reacción química de NaOH, en donde se establece el modelo matemático a través balances de masa y energía. Se sometió al controlador a tres condiciones: Modificación de la dinámica del proceso, variación del set point, alteración de la concentración de los reactivos intervinientes en la reacción. Con esta investigación se demostró que el diseño de un controlador adaptativo que incorpora reglas de fuzzy garantiza la estabilidad en un sistema en lazo cerrado a través de simulación en el software Matlab® con su herramienta gráfica de programación Simulink.

La investigación (Jia & Jingping, 1997), se refiere al diseño de un controlador adaptativo por modelo de referencia basado en algoritmos genéticos enfocado en un reactor químico de tanque agitado continuo CSTR el mismo que presenta una alta no linealidad, esto provoca que los controladores clásicos no puedan realizar un buen trabajo. El estado del sistema de un CSTR no puede ser medido completamente, esto implica que el controlador PID no sea óptimo. Para dar solución se implementa una red neuronal que aprende a través de algoritmos genéticos para estimar los valores de estado. Entonces se determinó que los algoritmos genéticos brindan una optimización global y pueden ser usados para el aprendizaje de una red neuronal obteniendo resultados satisfactorios.

En (Khanduja, 2014) se realiza un estudio comparativo entre un controlador adaptativo por modelo de referencia y un PID óptimo modificado basado en el modelo de optimización partícula Swam. El controlador adaptativo por modelo de referencia fue diseñado con las leyes de Lyapunov y la regla de MIT. El controlador PID PSO es modificado utilizando el concepto de optimización para mejorar el punto mínimo de operación del error cuadrático integral utilizando una técnica de alta calidad recortando el tiempo de cálculo a través de métodos estocásticos. El controlador adaptativo por modelo de referencia usado en esta investigación obtiene el modelo de la planta a través de métodos de identificación mejorando la respuesta a grandes cambios del set point o perturbaciones manteniendo el sistema en condiciones requeridas. La conclusión de esta investigación establece que el controlador que mejor funciona es el PID basado en el modelo de optimización partícula Swam porque mejorando notablemente los parámetros de funcionamiento.

El trabajo (Prabhu & Bhaskaran, 2012) analiza el comportamiento de dos controladores, un controlador PID clásico y un controlador PID adaptativo por modelo de referencia aplicados a un reactor químico de tanque agitado continuo CSTR. El modelo de adaptación fue diseñada con la ley de MIT, esta ley le provee al controlador parámetros que son utilizados para ajustar la ganancia del controlador. Estos controladores actúan para mantener estables la temperatura interna en el reactor al detectar automáticamente los cambios ocurridos en la ganancia o tiempo muerto para reajustar el controlador PID a través de simulación en el software Matlab®. Se demostró que el controlador PID adaptativo responde de mejor forma porque al incrementar la ganancia adaptativa disminuye el tiempo de estabilización y el máximo sobre pico.

En la publicación (Rule, 2012) mencionan que la alta no linealidad de los procesos químicos como son los reactores químicos de tanque agitado continuo pueden causar problemas de estabilidad en el proceso por lo tanto plantean la aplicación de un controlador adaptativo por modelo de referencia (MRAC) diseñado con la ley de estabilidad MIT rule mediante simulación matemática en el software Matlab® con su toolbox Simulink. La simulación permitió establecer una comparación con un controlador convencional el cual genera un largo tiempo de establecimiento con un amplio sobre pico. Con la aplicación del controlador adaptativo se obtuvieron mejores resultados incluso cuando se ingresaron perturbaciones.

La investigación (Padmayoga, Shanthi, & Yuvapriya, 2014) habla sobre la alta no linealidad de los procesos químicos y el deficiente comportamiento que tiene los sistemas de control clásicos. Para dar solución al problema mencionado se establece un sistema retroalimentado con alta ganancia que disminuye la sensibilidad del sistema pero provocan dos problemas como: una gran magnitud de señal e inestabilidad de lazo cerrado. El diseño de los controladores clásico y adaptativo se realizó en el software Matlab® con la herramienta Simulink. La conclusión de esta investigación dice que los controladores clásicos pueden proveer velocidad cuando se encuentran cerca de un punto de trabajo, así como también en un sistema de lazo cerrado. El controlador adaptativo basa su funcionamiento en IMC.

2.2 Definición de un reactor químico.

Según (Mikles, Jan;Fikar, 2007) Los reactores químicos son dispositivos cerrados donde se transforma materia a través de reacciones químicas con un fin específico. Este dispositivo fue creado en la década 1960 y nace para dar solución al procesamiento de materias primas en las industrias donde se manejaba un gran volumen de producción junto con una alta variedad de productos finales.

Un reactor químico es un equipo esencial en la industria química estando presente en la mayoría de procesos industriales donde sea necesaria la transformación de materia. En el interior de un reactor se tiene que asegurar que exista contacto entre los reactivos en un tiempo específico para que se realice una mezcla perfecta y se logre la creación de productos. La ingeniería de control se encarga de mantener en niveles adecuados de funcionamiento, esto implica tener el control sobre las siguientes variables: presión, concentración, temperatura ,nivel , flujo, etc. (Levenspiel, 2004)

La naturaleza de comportamiento de los reactores es altamente no lineal lo cual provoca que se implementen estrategias de control moderno y avanzadas. Los retos de los ingenieros de control es determinar la dinámica del sistemas para en base a ello elaborar una estrategia que optimice el funcionamiento de una planta manteniendo en valores aceptables los parámetros de operación, generando disminución del consumo de energía así como el incremento de la seguridad para los recursos materiales y humanos.

Para el diseño de reactores químicos se toman en cuenta los siguientes aspectos como son (Fidel, Ibora, & Javier, 2010):

- Tipo de reacción química.
- Evolución en el tiempo.
- Modos de operación (continuos o discontinuos).
- Numero de fases en contacto.
- Tipo de modelo de flujo.

En resumen, se puede simplificar que el reto del diseño de los reactores químicos es el cálculo volumen del reactor y las condiciones de funcionamiento, en esta última condición es donde interviene el ingeniero de control para a través de su accionar lograr que los valores de operación sean los deseados.

2.3 Reactor químico de tanque agitado continuo CSTR.

Según (Levenspiel, 2004), un reactor CSTR posee un tanque con un agitador de turbina el cual tiene como objetivo generar una mezcla perfecta en su interior para que todo el flujo de entrada (reactivos) permanezca el tiempo suficiente y se transforme en productos. La condición de continuidad hace que siempre exista un flujo de entrada-salida ininterrumpido haciendo que el volumen permanezca constante.

Un reactor químico posee una distribución interna uniforme debido a la agitación eficiente, provocando que variables como: concentración, temperatura y velocidad de reacción también son permanezcan uniformes, esto provoca que las condiciones internas sean semejantes a las de salida, el tipo de reacciones en las que interviene son de velocidad media, con temperaturas bajas.

Estos equipo se utilizan mayoritariamente en reacciones de fase líquida, en menor medida en reacciones donde intervenga una fase sólida, para reacciones de fase gaseosa su aplicación es casi nula. Su estructura es típicamente de acero pero, en casos donde existe corrosión se emplean de tipo cerámicos. A continuación se describen las principales ventajas y desventajas que posee este tipo de reactor.

Ventajas:

- Tiene un costo bajo en relación a otro tipo de reactor
- Funcionan en condiciones atmosféricas estándar
- Facilidad de apertura y limpieza.
- Mayor área de refrigeración
- Ideal para grandes producciones porque ofrece mejor calidad en los productos finales.

Desventajas:

- Posibilidad que los reactivos abandonen el reactor antes de transformarse.
- Necesitan un complejo sistema de control.
- La implementación de este reactor responde a una reacción específica.

Aplicaciones:

Reactores anaerobios, producción de compuestos orgánicos.

Clasificación de los CSTR:

- Enchaquetado
- Serpentín Interno
- Tubos internos
- Intercambiador de calor externo
- Condensador externo con reflujo
- Calentador a fuego directo

Para el desarrollo de este proyecto se utilizará un reactor del tipo enchaquetado, el cual posee una chaqueta externa en la que fluye un líquido o vapor que tiene como función controlar la temperatura interna del reactor. En la figura 1-2 se observa las partes principales de este tipo de reactor.



Figura 1-2. Reactor CSTR experimental.

Fuente: (Pugliesi, 2017)

- Entrada de reactivos
- Salida de productos
- Entrada de fluido de enfriamiento
- Salida del fluido de enfriamiento
- Agitador.

2.4 Software de simulación Matlab®.

Es un software que permite el desarrollo de cálculos: matemáticos, numéricos, matricial, procesamiento de señales, etc. Presenta un ambiente dinámico integrado con un fácil interacción con los usuarios, utilizando un lenguaje de programación de alto nivel, es muy usado en la academia, ingeniería, así como en entornos científicos. Presenta ventajas para el área de la ingeniería de control al permitir realizar sistemas de control, ya sea con simulación numérica o a través de dispositivos electrónicos físicos en tiempo real. Para la elaboración de este proyecto se usó el toolbox Simulink que establece una programación gráfica mediante bloques que incluyen una amplia gama funciones matemáticas, sumado a la inclusión de bloques especializados como la visualización de señales y cálculo de ecuaciones diferenciales. (Esqueda, 2002)

2.5 Tarjeta electrónica de desarrollo Arduino DUE.

Las tarjetas Arduino son construidas con hardware de diseño libre, las que constan típicamente de un microcontrolador, memoria de almacenamiento, dispositivos electrónicos periféricos, I/O analógicas y digitales, posee varios entornos de programación, ya sean por código o gráficos, al tener la comunicación con software especializado como el IDE nativo o con programas para procesamiento numérico como : Matlab®, Labview. Presentan una amplia aplicación en proyectos electrónicos multidisciplinarios. (Arduino, 2018).

Debido a las condiciones requeridas para el presente trabajo, se escogió a la tarjeta Arduino Due la encargada de albergar a la planta simulada, así como a los controladores porque presta las siguientes características mostradas en la tabla 1-2.

Tabla 1-2. Características técnicas de la tarjeta Arduino Due.

ITEM	DESCRIPCIÓN
Microcontrolador	AT91SAM3X8E
Voltaje de operación:	3.3 [V]
Voltaje recomendado de entrada (pin Vin)	7-12 [V]
Pines de entrada y salida digitales	54 pines I/O, de los cuales 12 proveen salida PWM
Pines de entrada análogos	12 Unidades
Pines de salida análogos	2 Unidades
Corriente de salida total en los pines	130[mA]
Corriente DC máxima en el pin de 3.3V	800 [mA]
Corriente DC máxima en el pin de 5V	800 [mA]
Memoria Flash	512 [KB]
Memoria SRAM	96 KB
Velocidad de reloj	84 [MHz]

Fuente: (Arduino, 2018)

2.6 Controladores PID clásicos.

Los controladores automáticos son sistemas que intervienen en un proceso para mantener los valores de una o más variables dentro de un rango pre establecido. Típicamente los controladores se aplican en lazo cerrado o con retroalimentación, donde se establece una comparación entre el valor actual y el valor deseado. En la figura 2-2 se observa los diferentes parámetros que componen un lazo de control con retroalimentación.

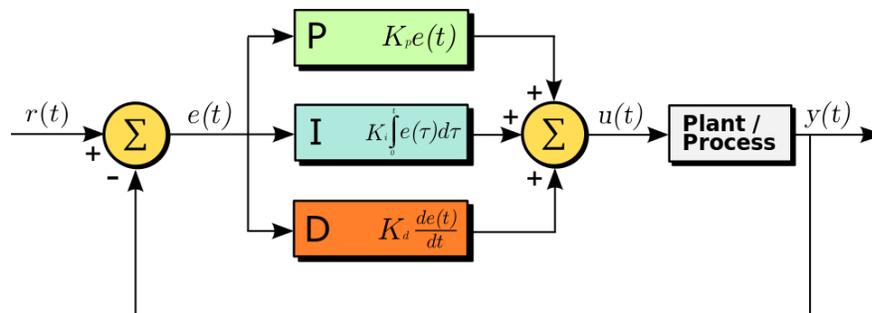


Figura 2-2 Diagrama de un controlador PID

Fuente: (Urquiza, 2017)

Los controladores tienen la función de ajustar una o más variables que intervienen en un proceso, para mantener dentro de valores deseados a la variable de salida, a través del valor de consigna que se denomina set point. Se establece una diferencia entre la medición de la variable controlada y el valor deseado para ejercer un efecto correctivo en la variable manipulada. Según (Mauricio, 2001) en la retroalimentación se tiene que incrementar la variable manipulada cuando la variable del proceso es más pequeña que la referencia, luego disminuirla cuando ésta sea más grande. Existen varios tipos de controladores en donde se toman varias acciones. En la tabla 2-2 se realiza una clasificación de las diferentes configuraciones encontradas comercialmente.

Tabla 2-2. Clasificación de los controladores PID.

Acción de control	
Tipo de acción	Símbolo
Proporcional	P
Proporcional + Integral	PI
Proporcional + derivativo	PD
Proporcional + Integral+ derivativo	PID

Fuente: (Monasterio, 2016)

Los controladores PID clásicos son los más implementados en la industria, su característica principal es operar en sistemas lineales con muy buenas prestaciones, sin embargo ante procesos no lineales su desempeño puede ser muy pobre. Este controlador combina las acciones: proporcional, integral y derivativo tomando la fuerza de reacción ante un error del controlador proporcional, la búsqueda de la señal de referencia, anulación del error del controlador integral, sumado a la rapidez de búsqueda del controlador derivativo. La ecuación 1-2 se indica la formulación matemática en función del tiempo del controlador PID.

$$m(t) = m_0 + K_c e(t) + K_c \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K_c T_d \frac{de(t)}{dt} \quad \text{Ecuación 1-2}$$

Dónde: $m(t)$ es la variable de control.

m_0 el valor inicial de la variable de control

$e(t)$ el error entre la salida real y la consigna ($e = y_{sp} - y$)

T_i el tiempo integral.

Td el tiempo derivativo.
Kc la ganancia proporcional.

En la ecuación 2-2 se indica la formulación matemática del controlador PID representado en términos de la transformada de La Place. (Rodríguez, 1996)

$$Y(S) = K_p E(S) \left(1 + T_d S + \frac{1}{T_i S} \right) \quad \text{Ecuación 2-2}$$

Dónde: Y (S) Variable de control

$$E(S) \text{ Error } e = y_m - y(s) \quad \text{Ecuación 3-2}$$

Ti Tiempo integral.

Td Tiempo derivativo.

Kp Ganancia proporcional.

Actualmente los controladores PID se basan en microcontroladores, esto aporta mayor flexibilidad, mayor capacidad de manejo de datos y registros, incrementando el grado de inteligencia al realizar autoajuste de parámetros, etc. El controlador diseñado para el presente proyecto se aplicará a una variable difícil de controlar como es la concentración, además se debe tomar en cuenta que de por medio en el proceso existe una función matemática altamente no lineal como es la función exponencial. Por lo tanto se evaluará varios tipos de controladores con el objetivo de determinar cuál de ellos es el más óptimo.

2.7 Controladores PID Adaptativo por Modelo de Referencia.

Este método de control moderno basa su operación en tres partes principales que son;

- Controlador PID.
- Función de transferencia del modelo deseado.
- Leyes de adaptación.

La principal ventaja de este método de control es que responde de forma óptima ante cualquier situación que se presente en el sistema, ya sea por perturbaciones o cambios en la planta. El controlador PID opera en bucle cerrado de forma similar a un controlador clásico, el mismo que puede adoptar cualquier configuración.

La función de transferencia del modelo de referencia debe responder o cumplir las necesidades requeridas por el diseñador del sistema de control. La ley de adaptación busca los parámetros necesarios para que la diferencia entre la señal de la salida de la planta y la señal del modelo de referencia siempre sea cero. (Rodríguez Rubio & López Sánchez, 1996)

En la figura 3-2 se indica un diagrama de bloques tradicional de los controladores por modelo de referencia.

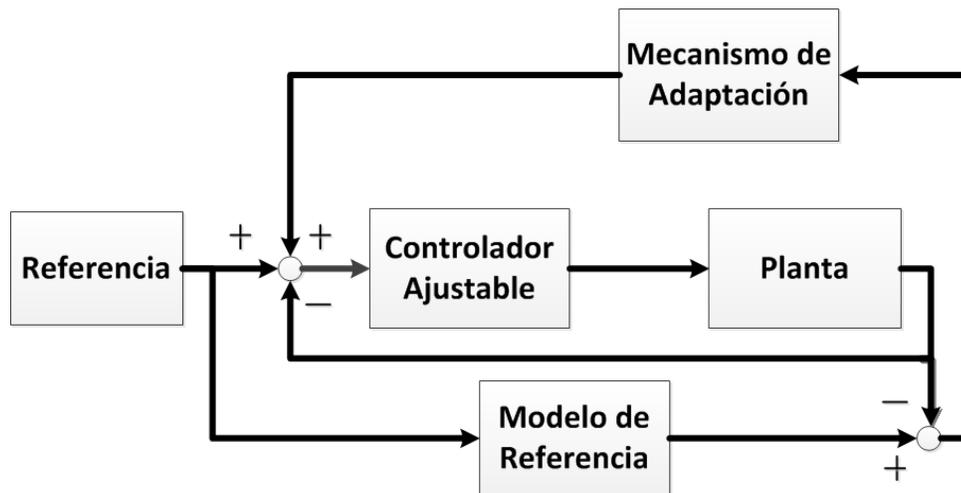


Figura 3-2. Diagrama de un controlador PID por modelo de referencia.

Fuente: (Urquiza, 2017)

El sistema adaptativo por modelo de referencia se diseñó inicialmente para sistemas continuos por minimización de un índice de actuación propuesta por Whitaker también conocida como “Regla del MIT” la cual principalmente hace que el error entre el modelo de referencia y la salida de la planta sea nulo (Rodríguez Rubio & López Sánchez, 1996).

$$J = \frac{1}{2} e^2 dt$$

Ecuación 4-2

$$e = Ym - Ya$$

Ecuación 5-2

Dónde:

Ym Salida del modelo de referencia

Ya Salida del proceso

Con la ley de optimización del gradiente de Landau se tiene que:

$$\Delta p(e, t) = -K \text{grad}(J) = -K \frac{\partial J}{\partial p} \quad \text{Ecuación 6-2}$$

Dónde:

Δp Es la tasa de cambio de p respecto al último valor calculado

K Ganancia de adaptación.

El cambio del parámetro de ajuste respecto al tiempo será:

$$p = \frac{dp}{dt} = -K \frac{\partial}{\partial t} \frac{\partial J}{\partial p} \quad \text{Ecuación 7-2}$$

Al asumir que existe una variación lenta de la ley de adaptación, se podría cambiar el orden de las derivadas, dando como resultado la siguiente ecuación.

$$p = -K \frac{\partial}{\partial t} \frac{\partial J}{\partial p} = -K \frac{\partial}{\partial p} \frac{e^2}{2} \quad \text{Ecuación 8-2}$$

$$p = -Ke \frac{\partial e}{\partial p} \quad \text{Ecuación 9-2}$$

Al sustituir la fórmula de error se tiene que

$$\frac{\partial e}{\partial p} = \frac{\partial (Y_m - Y_a)}{\partial p} = \frac{\partial Y_a}{\partial p} \quad \text{Ecuación 10-2}$$

$$p = -Ke \frac{\partial Y_a}{\partial p} \quad \text{Ecuación 11-2}$$

Como $\frac{\partial Y_a}{\partial p}$ es la función de sensibilidad del modelo de la planta con respecto al parámetro de

adaptación, por lo tanto la ley de adaptación queda de la siguiente forma

$$p = K1e Y \quad \text{Ecuación 12-2}$$

La ganancia de adaptación al operar directamente sobre el sistema genera que la velocidad de respuesta sea inestable al tener un valor elevado, caso contrario la velocidad de respuesta del sistema sería muy lenta. (Rodríguez Rubio & López Sánchez, 1996)

Existe un segundo método que se basa en la segunda ley de Lyapunov, el mismo que asegura la estabilidad global de adaptación ante cualquier tipo de entrada. Este presenta un pequeño inconveniente porque se requiere saber el vector de estado de la planta sumado también a que no se puede aplicar donde el conjunto planta más controlador no se pueden alterar directamente.

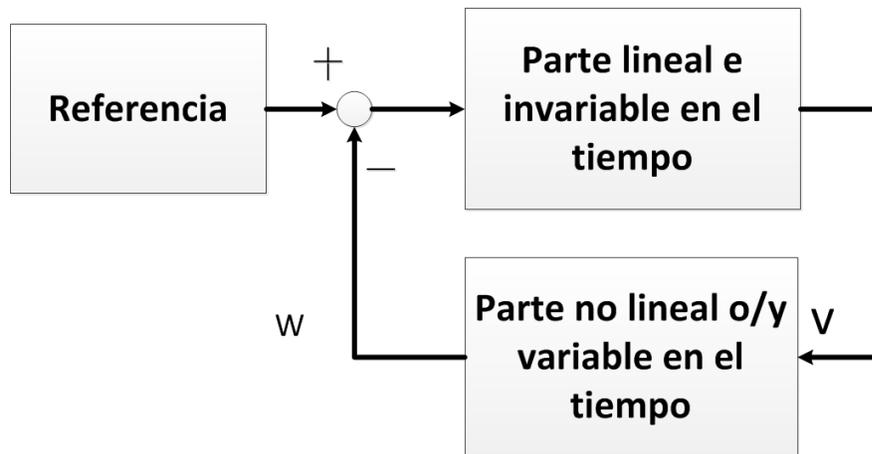


Figura4-2. Diagrama de bloques del método de hiperestabilidad.

Fuente : (Rodríguez Rubio & López Sánchez, 1996)

Landau establece una técnica basada en el concepto de hiperestabilidad y en la teoría de estabilidad de Popov. Esta técnica comprende de dos grandes bloques que son: parte lineal invariante en el tiempo, parte no lineal variante en el tiempo.

Para aplicar esta técnica es necesario seguir los siguientes pasos:

- *“ Transformar el sistema con modelo de referencia en un equivalente que tenga la estructura de la figura*
- *Encontrar la ley de adaptación para que se cumpla la desigualdad de Popov*
- *Encontrar la parte de la ley de adaptación que se aparezca en la parte lineal para que el conjunto del sistema sea globalmente estable.*
- *Volver al sistema original y formula la ley de adaptación explícitamente ”(Rodríguez Rubio & López Sánchez, 1996)*

La formulación matemática para el método de hiperestabilidad de Lyapunov debe cumplir con la siguiente desigualdad para encontrar la estabilidad absoluta al averiguar las condiciones que debe tener la parte no lineal.

$$n(0, t) \int_0^t vw dt \geq -Y^2, \forall t > 0 \quad \text{Ecuación 13-2}$$

Dónde:

V es la entrada del sistema

W es la salida del sistema

Y^2 Es una constante finita positivamente independiente

2.8 Entorno de simulación Hardware In The Loop.

2.8.1 Antecedentes.

En la publicación de Hernan Figueroa, Bin Lu, Xin Wu, Antonello Monti titulada (Lu, Wu, Figueroa, & Monti, 2007) “*A Low-Cost Real-Time Hardware-in-the-Loop Testing Approach of Power Electronics Controls*” Trata sobre el diseño de un controlador para un sistema de electrónico de potencia bajo un ambiente de simulación, en tiempo real así como de bajo costo. El tipo de simulación virtual implementada se lo conoce como VTB-RT, (Virtual Test Bed- Real Time) el software utilizado fue open source, esto permite crear de forma eficiente el ambiente de simulación y el hardware bajo test.

El diseño del controlador electrónico de potencia se aplicó a un convertidor boost con un puente H inversor. La técnica de simulación virtual aplicada a este proyecto reduce considerablemente los costos de diseño al tener una planta dinámica que puede ser modificada con facilidad sin la necesidad de usar hardware ni software costoso.

2.8.2 Definición del entorno de simulación Hardware in the Loop.

El entorno de simulación Hardware in the Loop ha estado en vigencia durante los últimos años, cada vez está ganando más espacio en el desarrollo, prueba de controladores, así también como de plantas de sistemas complejos a nivel de software así como hardware. El propósito general de este

entorno es evaluar el hardware en un simulador previo a la implementación en un sistema real. (Halvorsen, 2011)

Es válido resumir en tres pasos principales la ejecución de un sistema bajo el entorno HIL.

1. Diseño del modelo matemático, se establece todas las ecuaciones que interviene en el proceso.
2. Simulación Hardware in the Loop, incluye el software- hardware.
3. Implementación del hardware en un proceso real. (Juárez et al., 2018)

El entorno HIL beneficia a las empresas, investigadores e industria en general, ya que permite la sintonización y pruebas de un controlador real en una planta simulada, o de forma viceversa, disminuyendo los tiempos de configuración, costos, etc.

- Tiempo de ejecución.
- Seguridad
- El entorno de simulación permite calibrar individualmente, por separado las diferentes etapas de un sistema.
- Permite el entrenamiento de los operarios e incrementar la experticia sobre un sistema.
- Evita el daño o deterioro del equipamiento al no ejecutarse en una planta real.
- Acorta tiempos de ejecución de un proyecto al desarrollar de forma simultánea un controlador a través de simulación antes que la construcción de planta real finalice.

Aplicaciones.

- Dispositivos médicos.
- Máquinas industriales.
- Sistemas de generación de energía.
- Industria Automotriz.
- Industria aeronáutica.
- Control de procesos. (Navarro et al., 2016)

Para el desarrollo de este proyecto se simulará la planta de un reactor químico de tanque agitado continuo a través de ecuaciones diferenciales en el software Matlab® con su toolbox Simulink para diseñar e implementar un controlador en una tarjeta electrónica. En la figura 2-5 se presenta un diagrama que contiene la estructura del presente proyecto.



Figura 5-2. Diagrama de bloques simulación HIL del presente proyecto.
 Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

2.9 Modelo Matemático del reactor CSTR.

Para la realización de este proyecto se asumirá un modelo matemático no lineal establecido para los reactores químicos de tanque agitado continuo basado en la publicación de A Vasickaninocova y M Bakosova (Vakosova, 2010) en donde se investiga los algoritmos para los controladores predictivos por modelo basados en una red neuronal.

Los principios matemáticos se representan a través de ecuaciones diferenciales básicas que se rigen bajo siguientes principios químicos de:

- Balance de masa total
- Balance de energía del reactor
- Balance de energía de la chaqueta
- Balance de los componentes (reactivos o productos)
- Ecuación para la velocidad de reacción. (Levenspiel, 2004)

Existen varias consideraciones que se asumirán para el planteamiento matemático del sistema.

- La reacción dentro del tanque es exotérmica, de primer orden irreversible, en paralelo.
- Existe una distribución uniforme interna en todo el reactor.
- Se utilizará un reactor CSTR con chaqueta de enfriamiento externa.
- El moldeamiento matemático desprecia condiciones iniciales de preparación y carga del reactor, en su defecto representa la operación dinámica con determinadas condiciones iniciales.
- Se asume el volumen constante tanto del reactor como de la chaqueta de enfriamiento.
- El flujo de entrada es igual al flujo de salida. (Vakosova, 2010)

Dentro de la distribución química en el modelo matemático asumido se producen dos reacciones exotérmicas irreversibles de primer orden en paralelo $A \rightarrow B$ y de $A \rightarrow C$.(Vakosova, 2010)

Las ecuaciones vienen dadas de la siguiente manera.

Balance general de masa:

$$\text{entra} - \text{sale} + \text{genera} \pm \text{transmite} = \text{Acumula} \quad \text{Ecuación 14-2}$$

Balance general de energía:

$$\text{entra} - \text{sale} \pm \text{genera} \pm \text{transmite} = \text{Acumula} \quad \text{Ecuación 15-2}$$

Balance de masa del componente A:

$$\frac{dC_a}{dt} = \frac{q}{v} (C_{av} - C_a) - C_a(k_1 + k_2) \quad \text{Ecuación 16-2}$$

Balance de masa del componente B:

$$\frac{dC_b}{dt} = \frac{q}{v} (C_{bv} - C_b) - C_a k_1 \quad \text{Ecuación 17-2}$$

Balance de masa del componente C:

$$\frac{dC_c}{dt} = \frac{q}{v} (C_{cv} - C_c) - C_a k_2 \quad \text{Ecuación 18-2}$$

Balance de energía en el reactor:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{q}{v}(T_v - T) - \frac{Ak}{VpCp}(T - T_c) + \frac{Qr}{VpCp}$$

Ecuación 19-2

Balance de energía en la chaqueta:

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{qc}{vc}(T_{vc} - T_c) + \frac{Ak}{VpcCpc}(T - T_c)$$

Ecuación 20-2

Calor de reacción:

$$Qr = k_1 CaV(-\Delta rH1) + k_2 Ca(-\Delta rH2)$$

Ecuación 21-2

Energía de activación de la reacción:

$$k_1 = k_{10} \frac{E_1}{RT}$$

Ecuación 22-2

$$k_2 = k_{20} \frac{E_2}{RT}$$

Ecuación 23-2

A continuación en la tabla 3-2 se indica las variables con sus respectivos valores así como las unidades de medida.

Tabla 3-2. Valores iniciales y constantes del modelo.

Variable	Unidad	Valor	Nombre
q	$m^3 \text{ min}^{-1}$	0,015	Flujo del reactor
V	m^3	0,0015	Volumen del reactor
Vc	m^3	0,23	Volumen de la chaqueta
p	kgm^{-3}	1020	Densidad
pc	kgm^{-3}	998	Densidad en la chaqueta
Cp	$kJkg^{-1} K^{-1}$	4,02	Capacidad calorífica reactor
Cpc	$kJkg^{-1} K^{-1}$	4,182	Capacidad calorífica chaqueta
A	m^2	1,51	Área de transferencia de calor
k	$kJm^{-2} \text{ min}^{-1} K^{-1}$	42,8	Coefficiente de calor específico
k10	min^{-1}	1,55E+11	Coefficiente de calor específico
k20	min^{-1}	4,55E+25	Coefficiente de calor específico
E1/R	K	9850	Energía de activación 1/constante de Botzmann.
E2/R	K	22019	Energía de activación 2/constante de Botzmann.
$\Delta rH1$	$kJkmol^{-1}$	-8,60E+04	Entalpia de la reacción

ΔrH_2	$kJkmol^{-1}$	-1,82E+04	Entalpia de la reacción
Cav	$kmol^{-3}$	4,22	Concentración de A alimentación
Cbv	$kmol^{-3}$	0	Concentración de B alimentación
Ccv	$kmol^{-3}$	0	Concentración de C alimentación
Tv	K	328	Temperatura inicial del reactor
Tc	K	298	Temperatura inicial chaqueta
qc	$m^3 min^{-1}$	0,004	Flujo de la chaqueta

Fuente (Vakosova, 2010)

CAPÍTULO III

3.2 ESQUEMAS DE CONTROL

3.1 Linealización del sistema.

Se procedió a linealizar el sistema tomando en cuenta la variable contralada que corresponde a la concentración del producto B, alrededor del punto de estabilización del sistema en lazo abierto, 2 [moles/m³], tomando los valores de operación de la tabla 3-2, el desarrollo de este proyecto implica un sistema SISO por lo tanto la variable a controlar será la concentración del componente B a través de la variación de caudal de ingreso a la chaqueta de enfriamiento. El método utilizado es la linealización por series de Taylor donde se aplicó los siguientes principios.

Expresión matemática de las series de Taylor en variables de estado

Entrada

$$\dot{x} = Ax + Bu \quad \text{Ecuación 1-3}$$

Salida

$$y = Cx \quad \text{Ecuación 2-3}$$

Definición a través de variables de estado

La entrada es el caudal que ingresa a la chaqueta de enfriamiento, ya que se determinó un sistema SIMO.

$$U=qc \quad \text{Ecuación 3-3}$$

Para la salida se establece los siguientes estados.

$$X1=Ca$$

$$\dot{x}_1 = \frac{dC_a}{dt}$$

$$x_2 = C_b$$

$$\dot{x}_2 = \frac{dC_b}{dt}$$

$$x_3 = C_c$$

$$\dot{x}_3 = \frac{dC_c}{dt}$$

$$x_4 = T$$

$$\dot{x}_4 = \frac{dT}{dt}$$

$$x_5 = T_c$$

$$\dot{x}_5 = \frac{dT_c}{dt}$$

Para la construcción de las matrices dinámica A y la matriz de entrada B, se asume las funciones que representan al sistema, en función de las variables de estado.

$$f_1(C_a, C_b, C_c, T, T_c, q_c) = \frac{dC_a}{dt} = \frac{q}{v}(C_{av} - C_a) - C_a(k_1 + k_2) \quad \text{Ecuación 4-3}$$

$$f_2(C_a, C_b, C_c, T, T_c, q_c) = \frac{dC_b}{dt} = \frac{q}{v}(C_{bv} - C_b) - C_a k_1 \quad \text{Ecuación 5-3}$$

$$f_3(C_a, C_b, C_c, T, T_c, q_c) = \frac{dC_c}{dt} = \frac{q}{v}(C_{cv} - C_c) - C_a k_2 \quad \text{Ecuación 6-3}$$

$$f_4(C_a, C_b, C_c, T, T_c, q_c) = \frac{dT}{dt} = \frac{q}{v}(T_v - T) - \frac{Ak}{V_p C_p}(T - T_c) + \frac{Q_r}{V_p C_p} \quad \text{Ecuación 7-3}$$

$$f_5(C_a, C_b, C_c, T, T_c, q_c) = \frac{dT}{dt} = \frac{q}{v}(T_v - T) - \frac{Ak}{V_p C_p}(T - T_c) + \frac{Q_r}{V_p C_p} = \frac{dT_c}{dt} = \frac{q_c}{v_c}(T_{vc} - T_c) + \frac{Ak}{V_{pc} C_{pc}}(T - T_c)$$

Ecuación 8-3

Por lo tanto la matriz dinámica A se establece de la siguiente manera, a través de la derivada parcial en función de la entrada.

$$A = \begin{pmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \frac{\partial f_1}{\partial x_3} & \frac{\partial f_1}{\partial x_4} & \frac{\partial f_1}{\partial x_5} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \frac{\partial f_2}{\partial x_3} & \frac{\partial f_2}{\partial x_4} & \frac{\partial f_2}{\partial x_5} \\ \frac{\partial f_3}{\partial x_1} & \frac{\partial f_3}{\partial x_2} & \frac{\partial f_3}{\partial x_3} & \frac{\partial f_3}{\partial x_4} & \frac{\partial f_3}{\partial x_5} \\ \frac{\partial f_4}{\partial x_1} & \frac{\partial f_4}{\partial x_2} & \frac{\partial f_4}{\partial x_3} & \frac{\partial f_4}{\partial x_4} & \frac{\partial f_4}{\partial x_5} \\ \frac{\partial f_5}{\partial x_1} & \frac{\partial f_5}{\partial x_2} & \frac{\partial f_5}{\partial x_3} & \frac{\partial f_5}{\partial x_4} & \frac{\partial f_5}{\partial x_5} \end{pmatrix}$$

Ecuación 9-3

La matriz de entrada B

$$B = \begin{pmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u} \\ \frac{\partial f_3}{\partial u} \\ \frac{\partial f_4}{\partial u} \\ \frac{\partial f_5}{\partial u} \end{pmatrix}$$

Ecuación 10-3

$$C = (0 \quad 1 \quad 0 \quad 0 \quad 0)$$

Ecuación 11-3

Luego del desarrollo matemático en el software Matlab se obtiene los siguientes resultados.

$$A = \begin{pmatrix} -0.5594 & 0 & 0 & -0.0284 & 0 \\ 0.2662 & -0.0652 & 0 & 0.0098 & 0 \\ 0.2280 & 0 & -0.0652 & 0.0187 & 0 \\ 6.5956 & 0 & 0 & -0.1538 & 0.0685 \\ 0 & 0 & 0 & 0.0737 & -0.0928 \end{pmatrix} \quad (\text{Vasičkaninová \& Bakošová,}$$

2006)

Ecuación 12-3

$$B = \begin{pmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ -248.2571 \end{pmatrix}$$

(Vasičkaninová & Bakošová, 2006)

Ecuación 13-3

A través del uso del software Matlab® se obtuvo la siguiente función de transferencia que se observa en la ecuación 14-3.

$$\frac{y(s)}{u(s)} = \frac{-0.166s + 0.035939}{s^4 + 0.8712s^3 + 0.387s^2 + 0.04439s + 0.001471}$$

Ecuación 14-3

3.3 Diseño de un PID clásico.

Según (Ogata, 2013) los controladores PID clásicos se pueden sintonizar bajo el método de Ziegles Nichols que establece determinadas reglas matemáticas para sistemas de lazo cerrado. El método utilizado para este proyecto se basa en la reacción del sistema frente a una entrada tipo escalón para posteriormente analizar de forma gráfica la curva de reacción producida.

Se puede aproximar la función de transferencia de la curva de reacción en una función de primer orden como lo indica la siguiente expresión.

$$G_c = \frac{Z}{Ts + 1} e^{-Ds} \quad \text{Ecuación 15-3}$$

Dónde:

Z = Ganancia en estado estable.

D = Tiempo de retraso

T = Tiempo de efectivo de establecimiento.

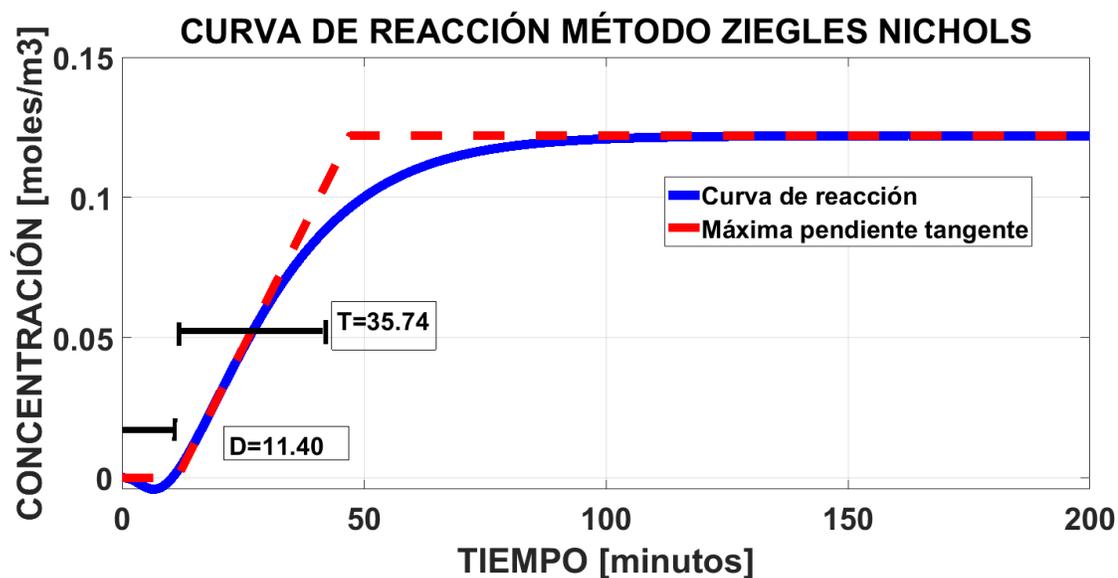


Figura 1-3. Gráfica de la curva de reacción del modelo linealizado del reactor químico de tanque agitado continuo.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

Con los valores obtenidos en la figura 2-3 se procede a calcular los coeficientes del controlador PID clásico basado en las formulas de la tabla 1-3.

Tabla 1-3. Fórmulas de Sintonización de Ziegles Nichols.

Controlador	Zr	Ti	Tp
P	$\frac{1}{Z} * \frac{T}{D}$		
PI	$\frac{0.9}{Z} * \frac{T}{D}$	0.33 D	
PID	$\frac{1.2}{Z} * \frac{T}{D}$	2 D	0.5 D

Fuente : (Ogata, 2013)

Los resultados generados en la tabla 1-3 se reemplazan en la formulación matemática de los controladores basados en los principios de Ziegles Nichols donde se generan las siguientes ecuaciones.

$$G_c = kp(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s) \quad \text{Ecuación 16-3}$$

$$k_i = \frac{T_i}{kp} \quad \text{Ecuación 17-3}$$

$$K_d = T_d * K_p \quad \text{Ecuación 18-3}$$

Por lo tanto la función de transferencia del controlador PID clásico diseñado es el siguiente

$$G_c = \frac{0.2145s^2 + 0.03763s + 0.00165}{s} \quad \text{Ecuación 19-3}$$

3.2.1 Optimización del controlador PID clásico.

Para establecer un controlador PID clásico mejorado se utilizó la herramienta que posee el software Matlab como es PID Tuner con el cual se generan automáticamente los coeficientes de las ganancias proporcional, derivativa e integrativa, al realizar variaciones de forma gráfica de

la señal controlada. En la figura 2-3 se observa la señal controlada de concertación interactuando con la herramienta PID Tuner.

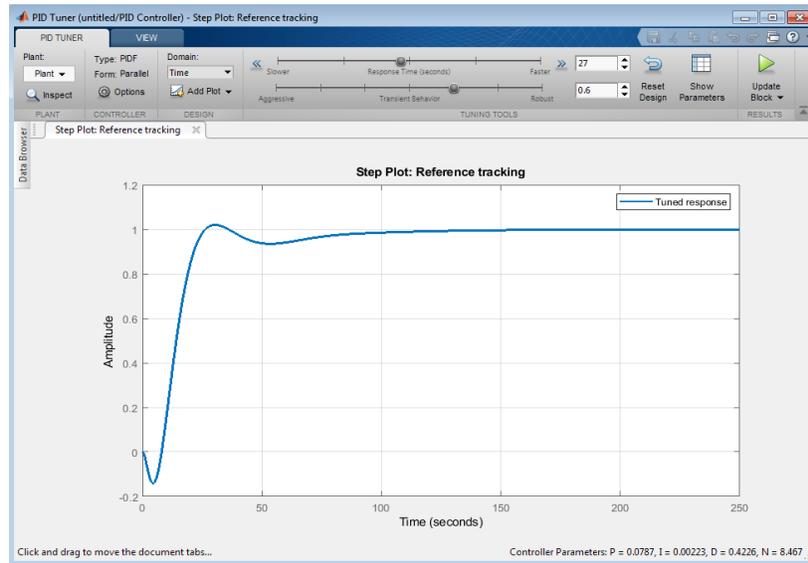


Figura 2-3. Gráfica de la señal de concertación en la herramienta PID Tuner.
Realizado por: El autor “Oscar Moreno”

En la figura 3.3 se indica los valores de las ganancia proporcional, integrativa y derivativa del controlador PID clásico mejorado.

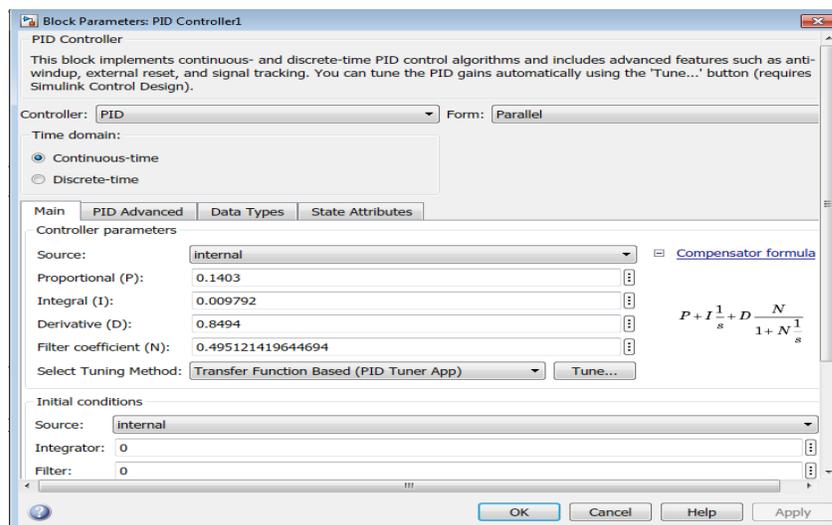


Figura 3-3. Coeficientes de las ganancias del controlador PID clásico mejorado.
Realizado por: El autor “Oscar Moreno”

Función de transferencia resultante del controlador PID clásico mejorado.

$$G_c = \frac{0.84s^2 + 0.14s + 0.0097}{s} \quad \text{Ecuación 20-3}$$

3.3 Diseño de un controlador PID adaptativo por modelo de referencia.

El diseño de este tipo de controladores parte de encontrar la función de transferencia que cumpla con los requerimientos básicos como: máximo sobre pico, tiempo de establecimiento, tiempo de pico, tiempo de subida. También resulta primordial que el modelo de referencia escogido tiene que ser alcanzable por el sistema de control al tener un determinado orden y grado. Típicamente se suele escoger un modelo que tenga el mismo grado de la planta a controlar según (Ioannou & Sun, 1996). La función de transferencia seleccionada será una de segundo orden tal cual se muestra en la siguiente ecuación.

$$G_m = \frac{KWn^2}{s^2 + 2\zeta Wns + Wn^2} \quad \text{Ecuación 21-3}$$

Dónde:

K Ganancia.

δ Factor de amortiguamiento.

W_n Frecuencia natural.

Los valores asumidos por el diseñador son los siguientes:

- Valor de Ganancia $K=1$
- Tiempo de establecimiento $t_s=10$ [min]

La función de transferencia obtenida es la mostrada en la siguiente ecuación. Mientras que la respuesta al escalón para esta función de transferencia se muestra en la figura 4-3.

$$G(s) = \frac{6.4}{s^2 + 16.32s + 12.8}$$

Ecuación 22-3

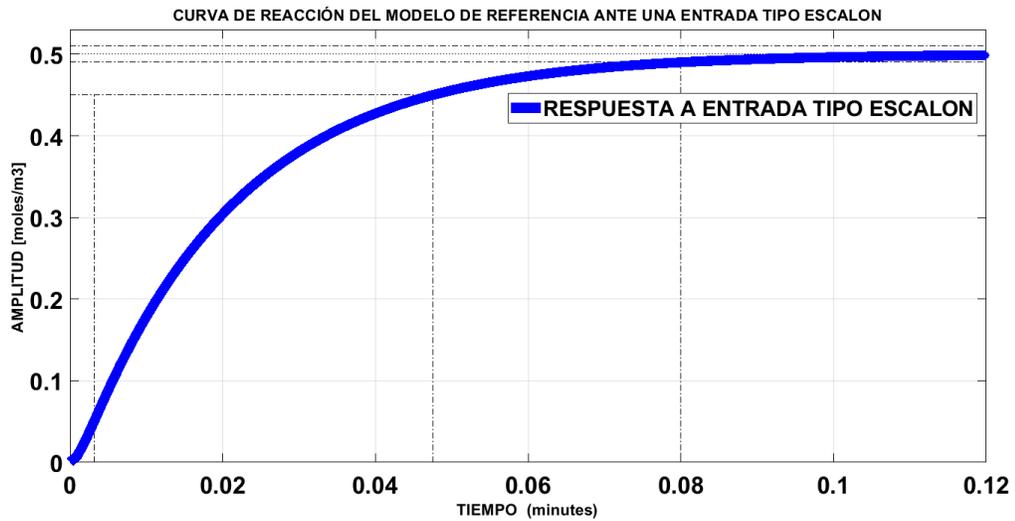


Figura 4-3. Gráfica de la curva de reacción del modelo de referencia del reactor químico de tanque agitado continuo ante una entrada escalón.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

Los valores obtenidos de la función de transferencia del modelo de referencia son los mostrados en la tabla 2-3.

Tabla 2-3. Valores de respuesta en del modelo de referencia ante una entrada tipo escalón.

Parámetro	Valor	Unidad
Máximo Sobre Pico	0	%
Tiempo de Elevación	2.66	Minutos
Tiempo de Establecimiento	4.8	Minutos
Tiempo Pico	8	Minutos

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

3.4 Diseño de la ley de control por modelo de referencia.

Para establecer la ley de control se considera la regla del gradiente o regla del MIT, en donde se simplifica su fórmulamiento a través de las siguientes ecuaciones según (Morales, 2013):

Función de transferencia de segundo grado de la planta

$$G(p) = \frac{b}{s^2 + a_1s + a_2} \quad \text{Ecuación 23-3}$$

Función de transferencia del controlador PID:

$$G(c) = \frac{Uc(s)}{E(s)} = \frac{Kds^2 + Kps + Ki}{s} \quad \text{Ecuación 24-3}$$

Donde las mismas interactúan en un sistema en lazo cerrado y con realimentación unitaria, simplificándose de la siguiente manera:

$$\frac{Yp(s)}{Uc(s)} = \frac{b(kds^2 + kps + ki)}{s^3 + (a_1 + bkd)s^2 + (a_2 + bkp)s + bki} \quad \text{Ecuación 25-3}$$

Al aplicar la regla MIT las ganancias del controlador PID equivaldrían al vector $\theta = [Kp \ Kd \ Ki]$ en donde:

$$\frac{dKp}{dt} = -rp \frac{\partial J}{\partial Kp} = -rp \frac{\partial J}{\partial e} \frac{\partial e}{\partial yp} \frac{\partial yp}{\partial Kp} \quad \text{Ecuación 26-3}$$

$$\frac{dKi}{dt} = -ri \frac{\partial J}{\partial Ki} = -ri \frac{\partial J}{\partial e} \frac{\partial e}{\partial yp} \frac{\partial yp}{\partial Ki} e \quad \text{Ecuación 27-3}$$

$$\frac{dKd}{dt} = -rd \frac{\partial J}{\partial Kd} = -rd \frac{\partial J}{\partial e} \frac{\partial e}{\partial yp} \frac{\partial yp}{\partial Kd} \quad \text{Ecuación 28-3}$$

Al reemplazar las ecuaciones 3-15,3-16,3-17 en se obtiene el siguiente resultado

$$\frac{dKp}{dt} = -rpe \frac{bs}{s^3 + (a_1 + bkd)s^2 + (a_2 + bkp)s + bki} [uc(s) - yp] \quad \text{Ecuación 29-3}$$

$$\frac{dKi}{dt} = -rie \frac{b}{s^3 + (a_1 + bkd)s^2 + (a_2 + bkp)s + bki} [uc(s) - yp]e \quad \text{Ecuación 30-3}$$

$$\frac{dKd}{dt} = -rde \frac{bs^2}{s^3 + (a_1 + bkd)s^2 + (a_2 + bkp)s + bki} [uc(s) - yp] \quad \text{Ecuación 31-3}$$

La figura 5-3 se genera al transformar las ecuaciones anteriores en diagrama de bloques, aquí se puede observar cómo se implementaría el controlador PID adaptativo.

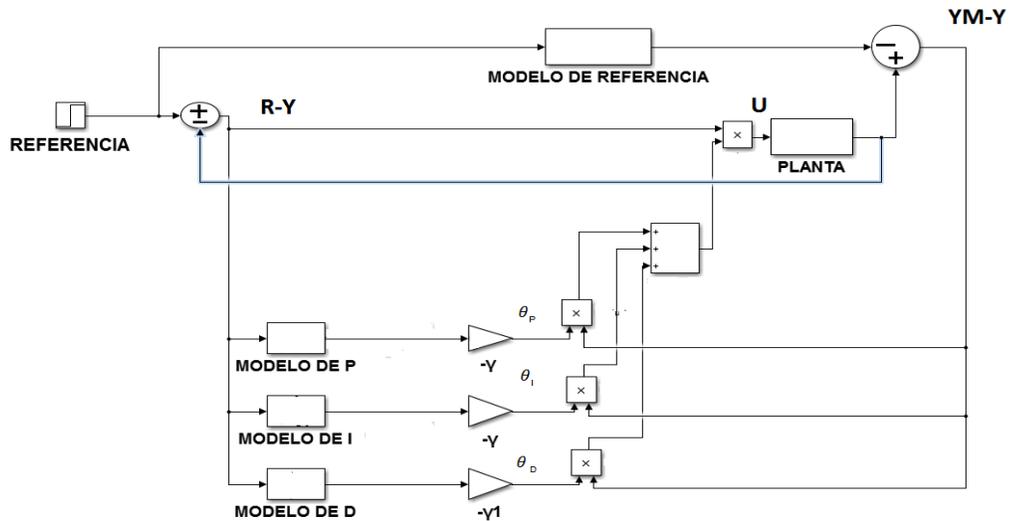


Figura 5-3. Diagrama de bloques del controlador PID Adaptativo por modelo de referencia en el software Simulink.

Realizado por: El autor “Oscar Moreno”

En la tabla 3-3 se indica los valores calculados de los coeficientes de las ecuaciones 29-3,30-3 y 31-3, además los valores de sintonización óptima del controlador generados al realizar varias pruebas mediante software, resultando de la siguiente manera:

Tabla 3-3 Valores calculados de los coeficientes de los modelos P,I,D y coeficientes de sintonización de ganancia gamma.

Variable	Valor
a1	1.2
a2	16.32
a3	6.4
b	6.4
GAMMA P	40
GAMMA I	0.0045
GAMMA D	0.001

Realizado por: El autor “Oscar Moreno”

CAPÍTULO IV

4. IMPLEMENTACIÓN DE LOS CONTROLADORES PID CLÁSICO Y ADAPTATIVO POR MODELO DE REFERENCIA MEDIANTE SUMLACIÓN Y A TRAVES DEL ENTORNO HARDWARE IN THE LOOP.

4.1 Simulación de la planta en el software Simulink.

La simulación del modelo matemático dinámico con ecuaciones diferenciales se realizó en el software Matlab® versión 2017, a través de su Toolbox Simulink con ayuda de los bloques específicos que posee esta herramienta sumado a los valores de las variables que se indican en la tabla 2-2.

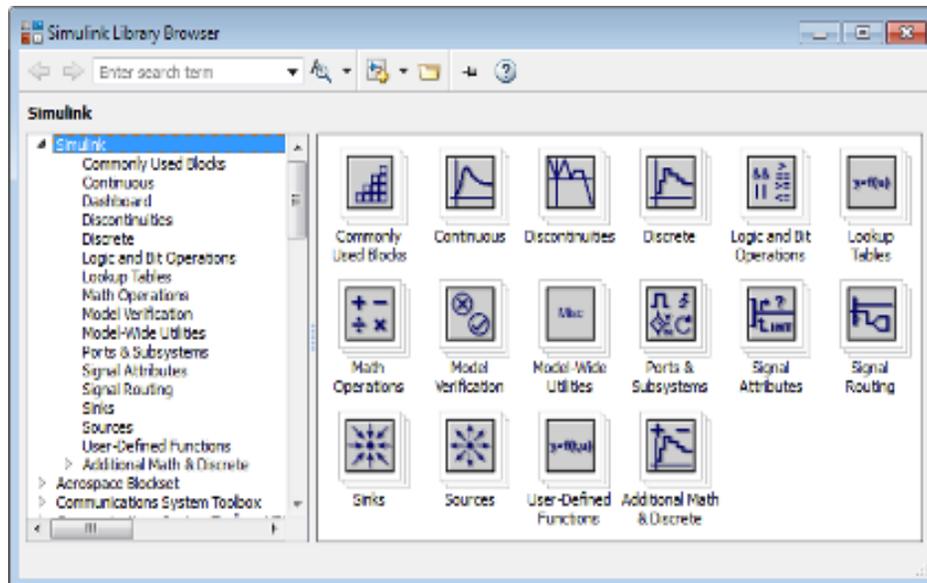


Figura 1-4. Pantalla de navegación de librerías de programación en Simulink.

Fuente: (Matworks, 2018).

Simulink dispone de muchas librerías que contienen bloques especializados para la simulación de varios sistemas de ingeniería, la librería de resolución matemática contiene el bloque de integración que permite resolver ecuaciones diferenciales en tiempo continuo. En la figura 2-4 se indica la programación gráfica de la ecuación 16-2 correspondiente a la concentración del reactivo A.

CÁLCULO DE CONCENTRACIÓN DEL COMPUESTO A

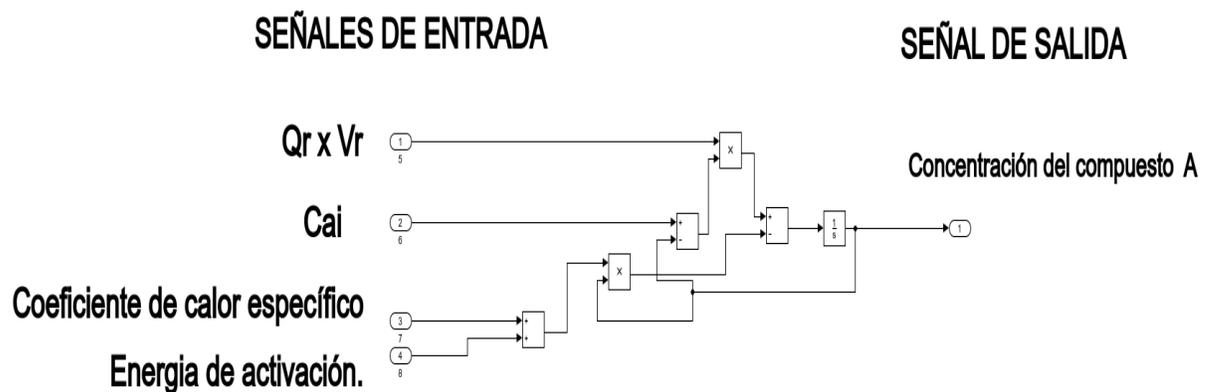


Figura 2-4. Diagrama de programación del reactivo A.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

De forma similar se procedió a resolver las demás ecuaciones diferenciales existente el modelo del reactor químico CSTR. En la figura 3-4 se establece los subsistemas correspondientes a las variables concentración nombradas en las ecuaciones 16-2,17-2,18-2,22-2,23-2.

SEÑALES DE ENTRADA

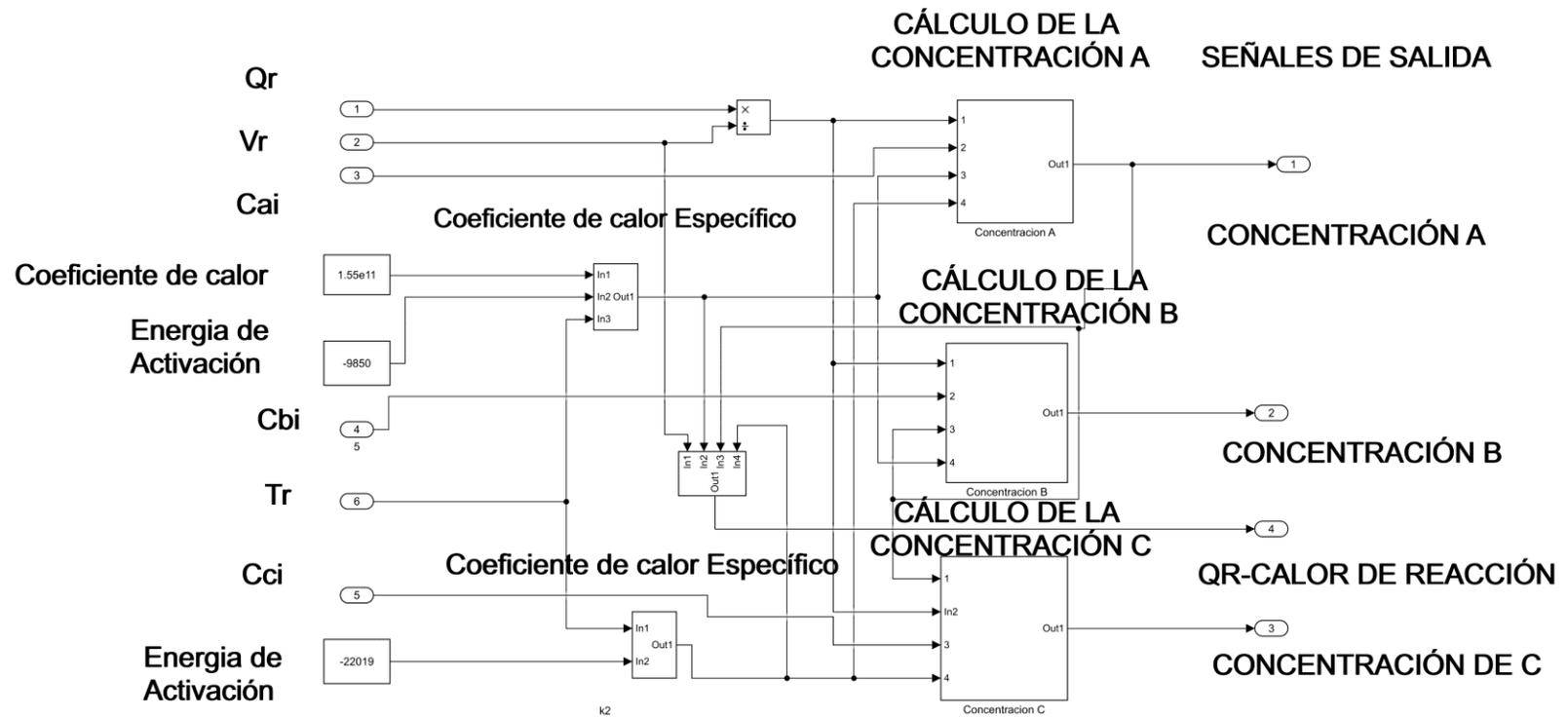


Figura 3-4. Diagrama de programación de los reactivos A, B,
Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

De igual manera se visualiza en la figura 4-4 los subsistemas de las ecuaciones de temperatura 19-2 y 20-2.

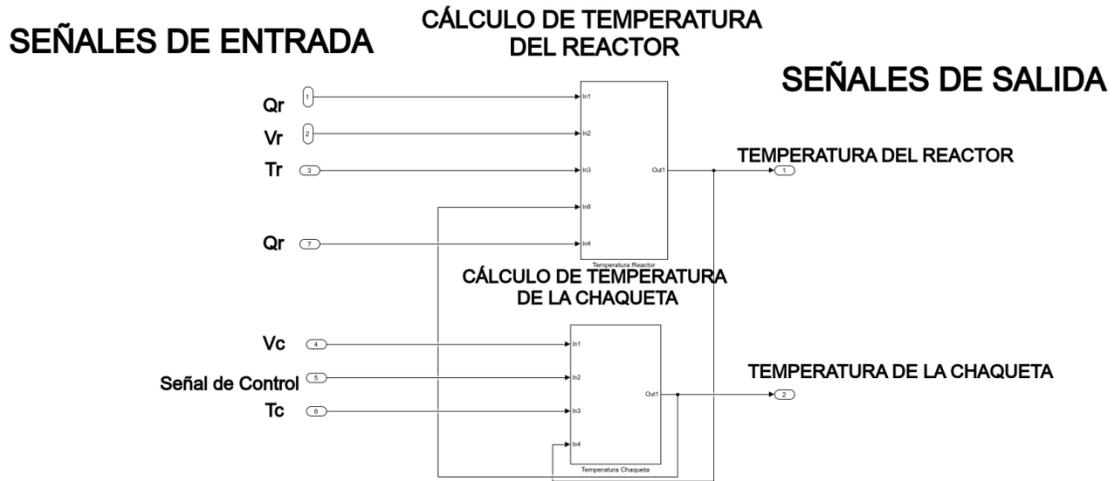


Figura 4-4. Diagrama de programación de temperatura del reactor y la chaqueta.
Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

En la figura 5-4 se unifican los bloques de las variables de temperatura, así como también de concentración.

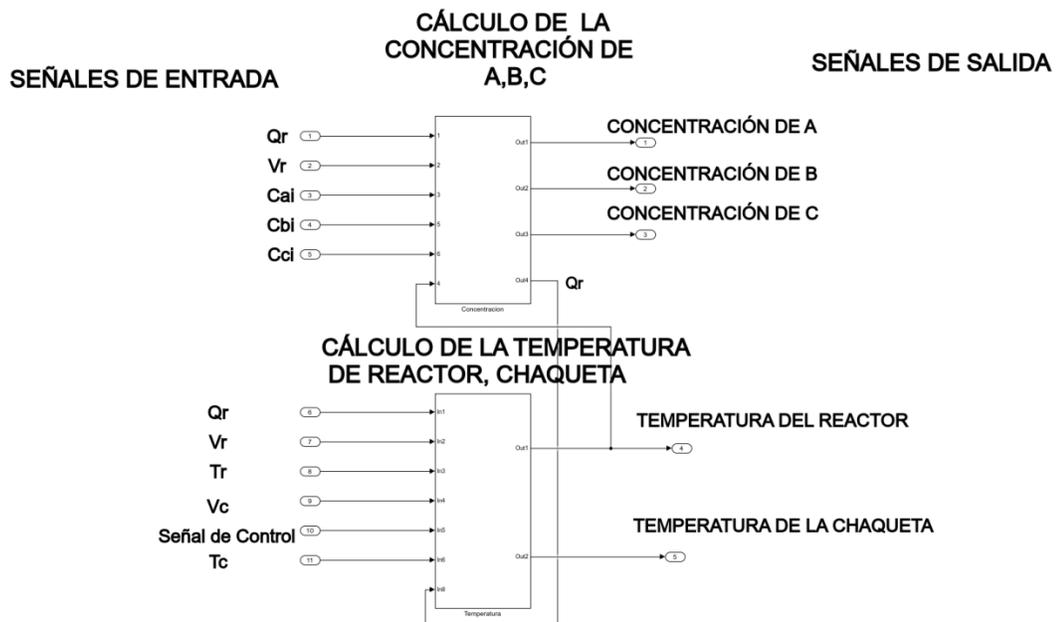


Figura 5-4. Diagrama de programación de las variables temperatura y concentración.
Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

Para finalizar se observa el diagrama de bloques final de la simulación de la planta del reactor, en donde constan los valores de entrada citados en la tabla 2-2, además de las señales de salida de la planta.

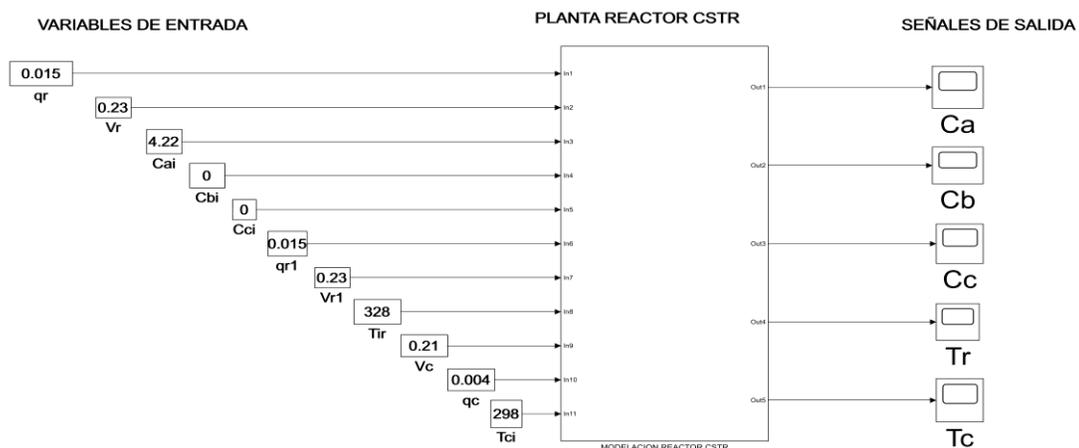


Figura 6-4. Representación de las ecuaciones diferenciales en diagramas de bloques en el software Simulink.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

Para poder corroborar el correcto funcionamiento de la planta, se procedió a establecer una prueba de funcionamiento en lazo abierto, analizando el comportamiento no lineal de las variables de concentración y temperatura de la planta. La evaluación se produjo con los valores de la tabla 2-3.

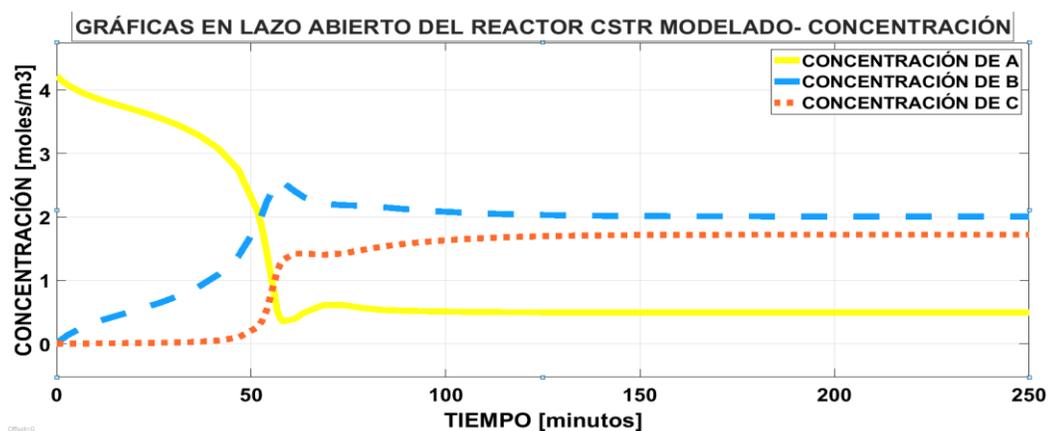


Figura 7-4. Gráfica de concentración vs tiempo de los componentes que interviene en la reacción en lazo abierto.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

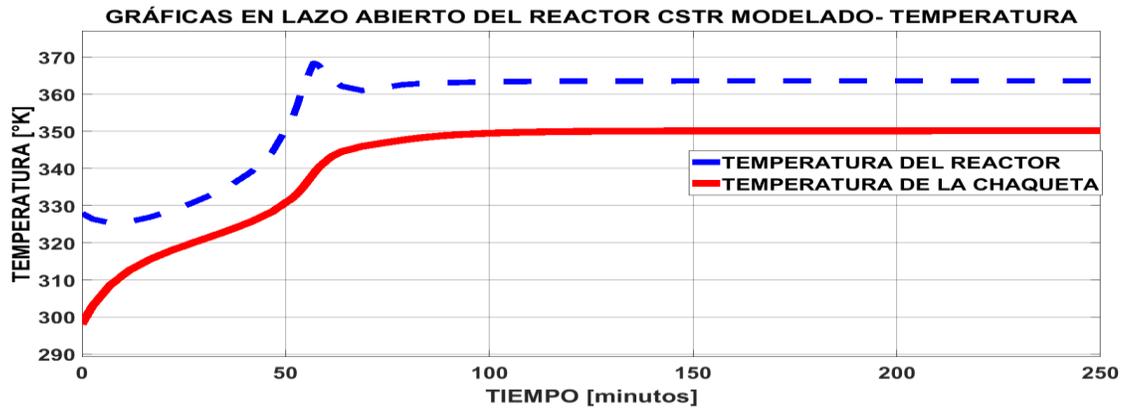


Figura 8-4. Gráfica de temperatura vs tiempo de los componentes que interviene en la reacción en lazo abierto.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.2 Implementación del controlador PID clásico en el software Matlab®.

Para aplicar la formulación matemática desarrollada en los capítulos anteriores, se utilizó los valores obtenidos de la ecuación 3-10, la misma que representa los valores: proporcional, integral y derivativo. Matlab® presenta una ventaja, ya que dispone de un bloque específico que ejecuta o contiene este formulamiento matemático. A continuación se visualiza el diagrama de control en lazo cerrado de la planta con el controlador PID clásico.

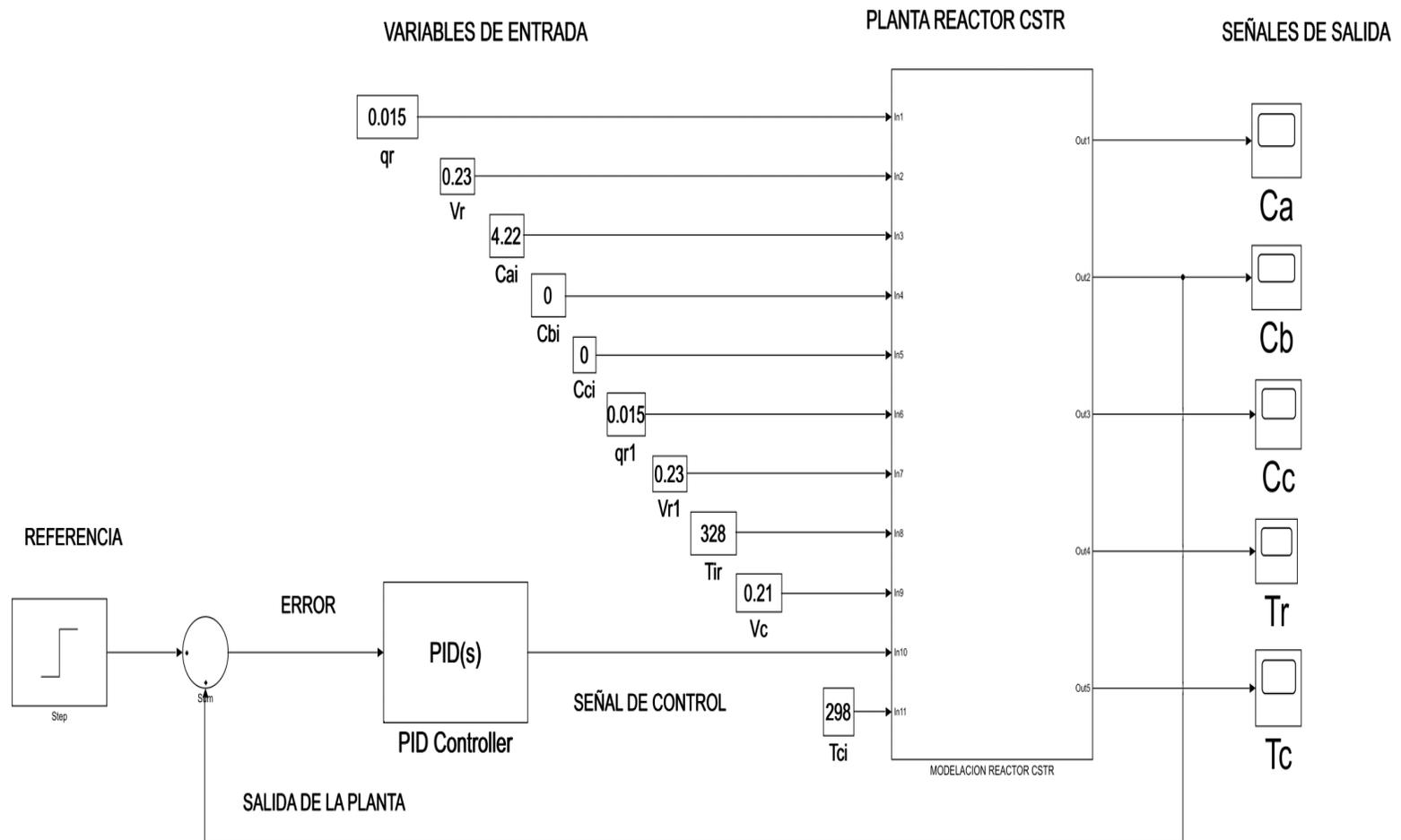


Figura 9-4 .Diagrama de bloques del lazo de control del controlador PID Clásico y la Planta en Simulink.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.3 Implementación del controlador PID adaptativo por modelo de referencia en el software Matlab®.

Para reflejar en diagramas de bloques de Simulink lo descrito en las ecuaciones 28-3,29-3, 30-3, se muestra la figura 10-4.

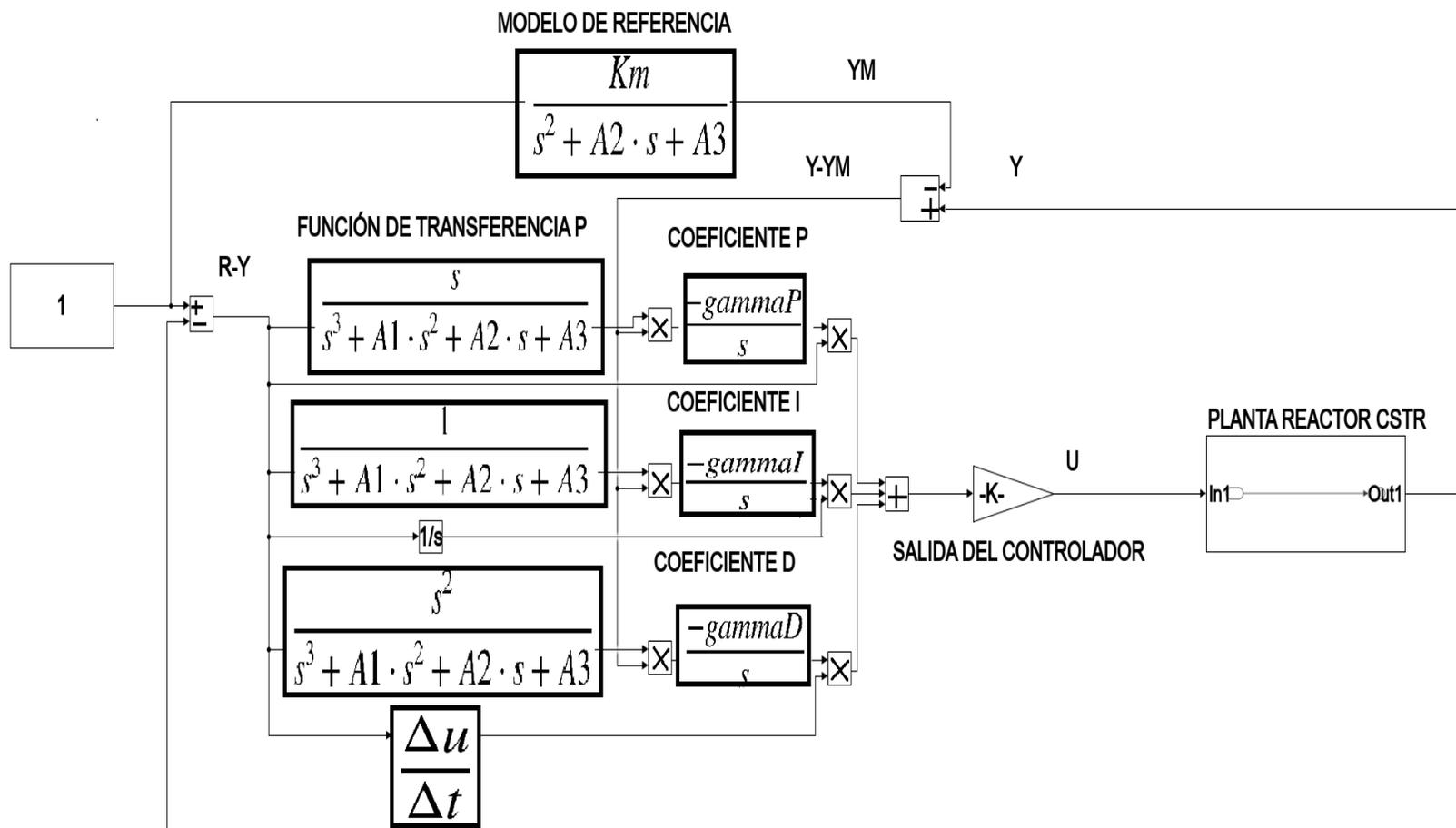


Figura 10-4. Diagrama de bloques del lazo de control del controlador PID Adaptativo y la Planta en Simulink

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

SIMULACIÓN DE UN REACTOR QUÍMICO DE TANQUE AGITADO CONTINUO CSTR

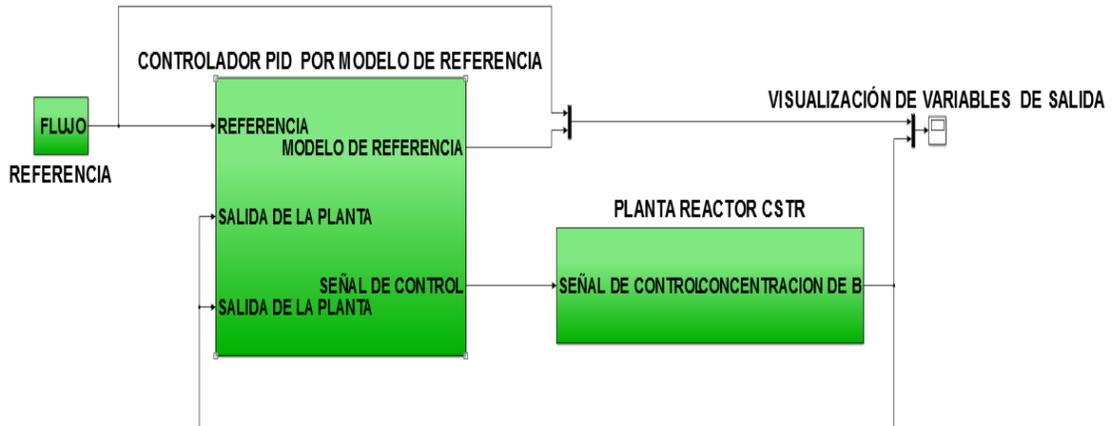


Figura 11-4. Diagrama de bloques del lazo de control del controlador PID Adaptativo y la Planta en Simulink.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.4 Implementación de los controladores mediante el entorno de simulación Hardware in the Loop.

Se implementó los dos controladores bajo el entorno Hardware in the Loop en tiempo real, con el uso de la tarjeta electrónica Arduino DUE, tal como se muestra en la figura 2-5. Esta tarjeta permite la programación directamente de Simulink al instalar los paquetes especializados como: bloques de I/O digitales, analógicas, así como también el compilador basado en C++ para cargar el archivo de programación a través de la comunicación serial USB. En el primera dispositivo se programó los controladores dos controladores, en la segunda tarjeta se programó la planta, estas interactúan entre si al interconectarse las entradas y salidas analógicas tal como indica la figura 12-4.

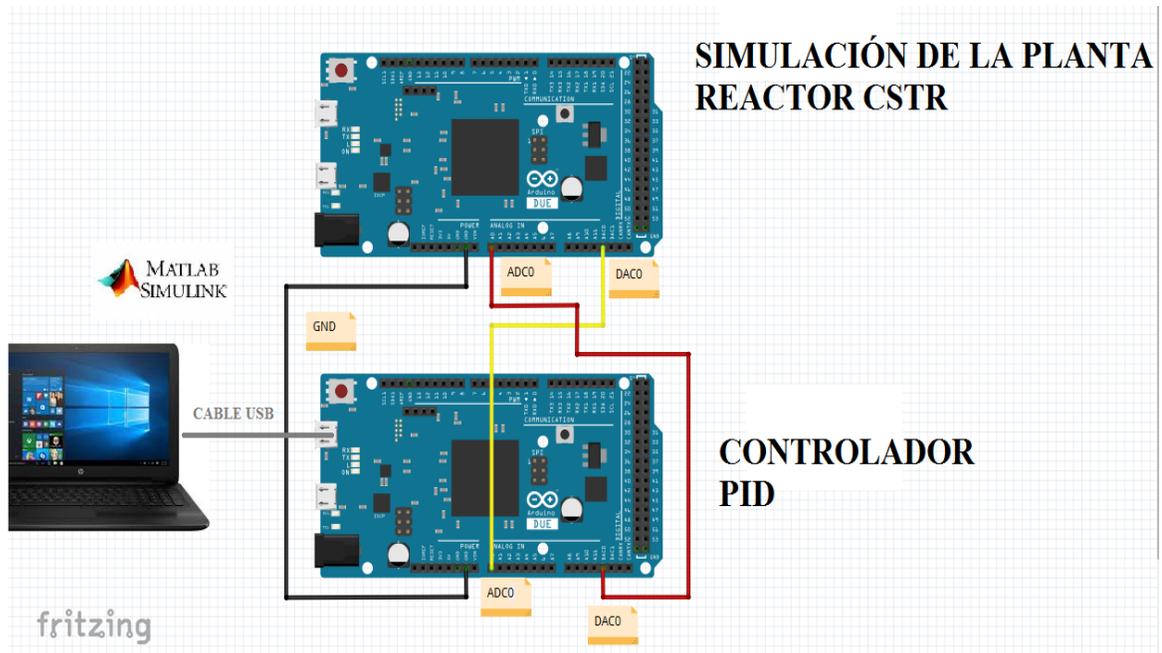


Figura 12-4. Diagrama de esquemático de conexión de las tarjetas electrónicas Arduino Due.
Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.4.1 Bloque de programación del controlador en Simulink.

El diagrama de bloques correspondiente a los controladores programados en Simulink, se muestran en la figura 13-4, la misma se consta de las siguientes partes:

- Bloque de lectura de voltaje analógico.
- Bloque de cambio de resolución de la señal de entrada.
- Bloque de acondicionamiento de la señal.
- Bloque de programación del controlador adaptativo/clásico.
- Bloque de acondicionamiento de la señal de salida.
- Bloque de cambio de resolución,
- Bloque saturador de señal.
- Bloque de escritura de la señal de voltaje analógico.

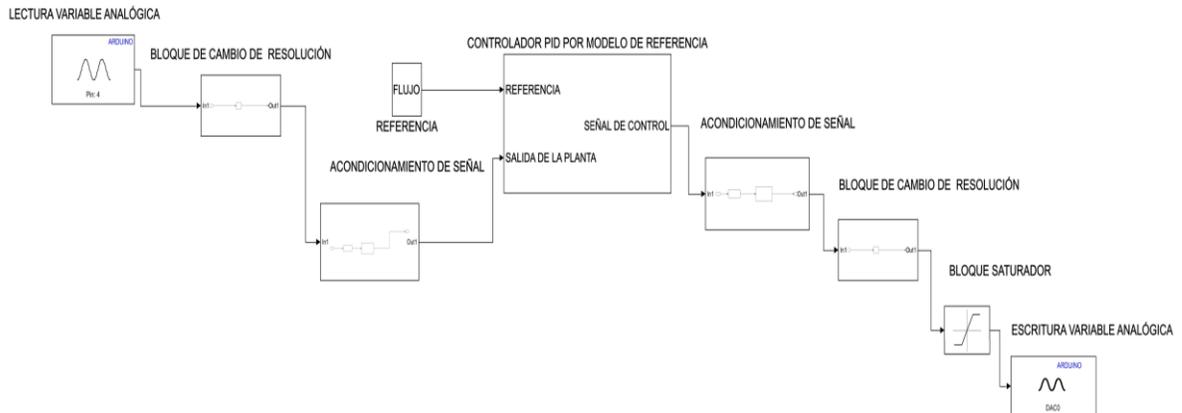


Figura 13-4. Diagrama de bloques en Simulink de la programación del controlador Adaptativo en el entorno Hardware in the Loop.

Realizado por: El autor “Oscar Moreno”

4.4.2 Bloque de programación de la planta del reactor en Simulink.

A continuación se indica el diagrama de bloque correspondiente a la programación en Simulink la planta de reactor químico de tanque agitado continuo en el entorno de simulación Hardware in the Loop, el mismo que consta de los siguientes bloques:

- Bloque de lectura de señal de entrada de voltaje
- Bloque acondicionador de señal de entrada
- Bloque de programación de la planta
- Bloque de generación de ruido
- Bloque acondicionador de señal de salida
- Bloque de escritura de señal de salida de voltaje

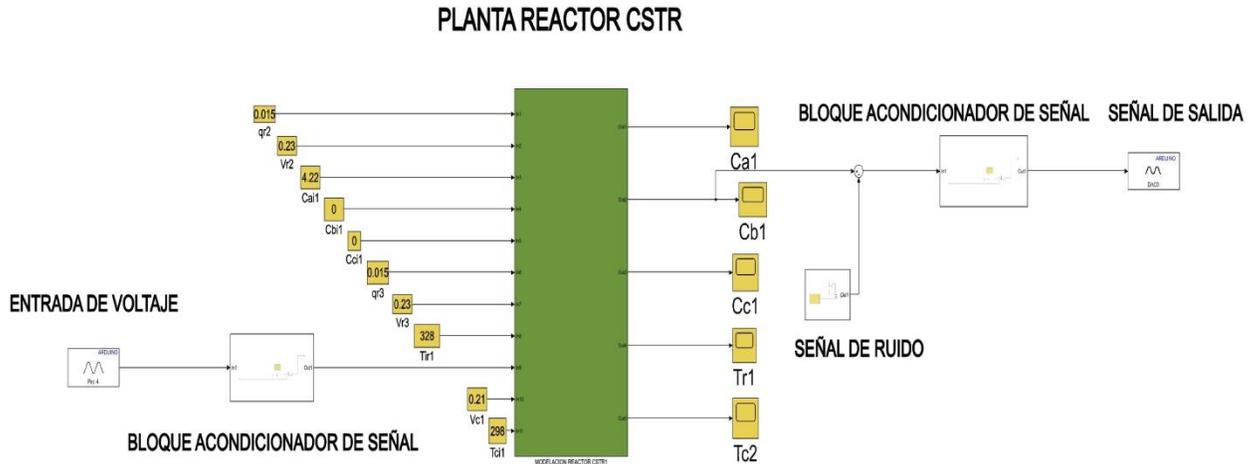


Figura 14-4. Diagrama de bloques en Simulink de programación de la planta del reactor en el entorno Hardware in the Loop.

Realizado por: El autor “Oscar Moreno”

4.5 Pruebas y resultados.

En las figuras 15-4,16-4 se muestra las pruebas realizadas a la sintonización de los controladores PID clásico y adaptativo al variar el valor de referencia, sin perturbaciones, así también con la incorporación de perturbaciones o ruido, ingresado dentro del lazo de control, a través de la sumatoria de señales senoidales, cuadrada, tipo rampa, con una determinada amplitud y frecuencia. Las mediciones se realizaran tanto en simulación, como en la implementación real en el entorno HIL.

Adicionalmente para poder medir el error, se utilizó la siguiente ecuación que mide el error promedio entre el valor de referencia y la salida de la planta dentro del lazo de control, en donde se incluye aspectos como: máximo sobre pico, tiempo de establecimiento, error en estado estable.

$$EIA = \int_0^t |Salida\ de\ la\ planta - Señal\ de\ referencia| \quad \text{Ecuación 1-4}$$

4.5.1 Pruebas a través de simulación sin perturbaciones.

Para poder evaluar al sistema, se realizaron varios cambios del valor de referencia dentro del todo el espectro de funcionamiento.

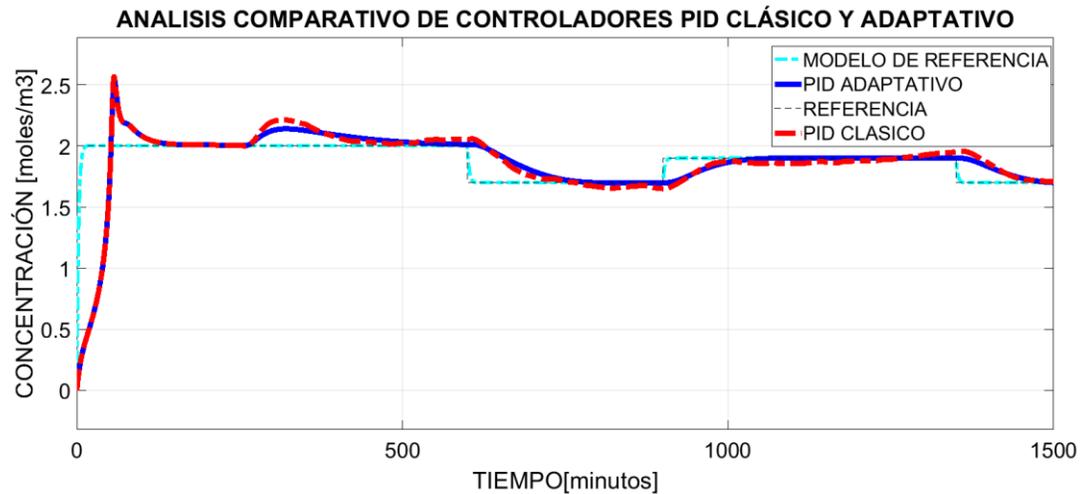


Figura 15-4. Respuesta del sistema ante señales de entrada escalón positivo y negativo.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.5.2 Pruebas a través de simulación con perturbaciones o ruido.

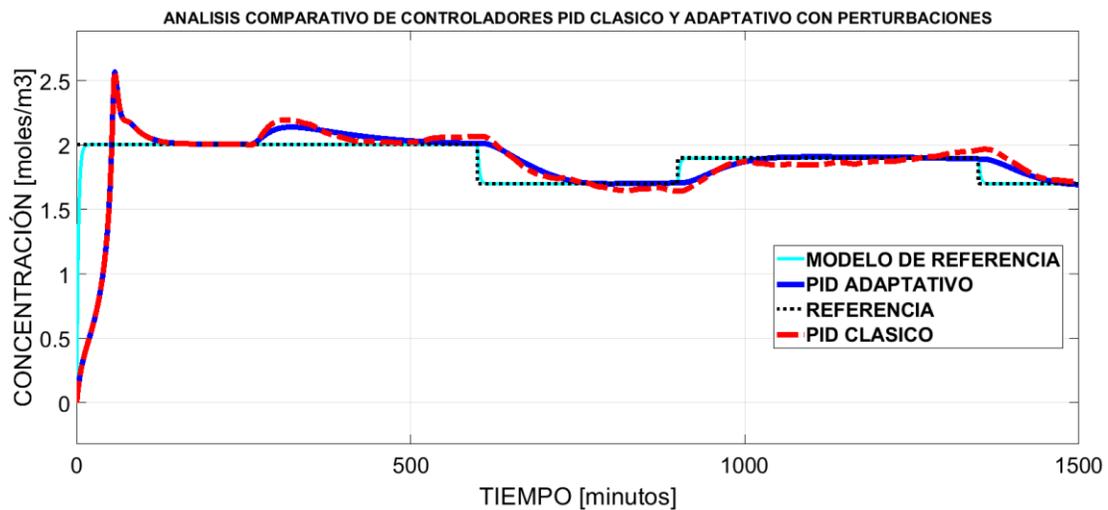


Figura 16-4. Respuesta del sistema ante señales de entrada escalón positivo y negativo, perturbaciones o ruido.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

Para resumir los valores generados al evaluar el sistema de control ante diferentes entradas tipo escalón, ya sean positivas o negativas obteniendo los siguientes resultados.

Tabla 4-1. Medición de Máximo sobre pico, tiempo de establecimiento y error integral absoluto en el sistema de control, ante diferentes entradas tipo escalón.

SEÑAL DE ENTRADA TIPO ESCALON POSITIVO				
INTERVALO [moles/m ³]	TIPO DE CONTROLADOR	TIEMPO DE ESTABLECIMIENTO [minutos]	MÁXIMO SOBRE PICO [%]	ERROR INTEGRAL ABSOLUTO [Unidad]
(1,7-2,15)	PID-MRAC	300	2.2	186
	PID-CLÁSICO	350	7.22	242
(1,83-2)	PID-MRAC	290	0	162
	PID-CLÁSICO	300	1.38	166
(1,9-2,1)	PID-MRAC	300	1.76	149.5
	PID-CLÁSICO	300	1.17	151.5
(2-2,19)	PID-MRAC	210	12.5	171
	PID-CLÁSICO	350	6	205
SEÑAL DE ENTRADA TIPO ESCALON NEGATIVO				
(2,2-.1,7)	PID-MRAC	250	25	240
	PID-CLÁSICO	500	43.75	334
(2,1-8)	PID-MRAC	230	0	196
	PID-CLÁSICO	300	5	197
(1,8-1,7)	PID-MRAC	200	0	160
	PID-CLÁSICO	300	2.33	164
(1.9-1.71)	PID-MRAC	200	5	182
	PID-CLÁSICO	400	8.5	221

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.5.3 Pruebas a través de implementación en el entorno *Hardware in the Loop*.

Las gráficas generadas del controlador y la planta, se presentan de forma independiente debido a que se implementó en dos las tarjetas Arduino Due. Para ello se analizarán las señales provenientes del controlador, así como la salida producida por la planta, mediante las figuras: 17-4,18-4,19-4,20-4.

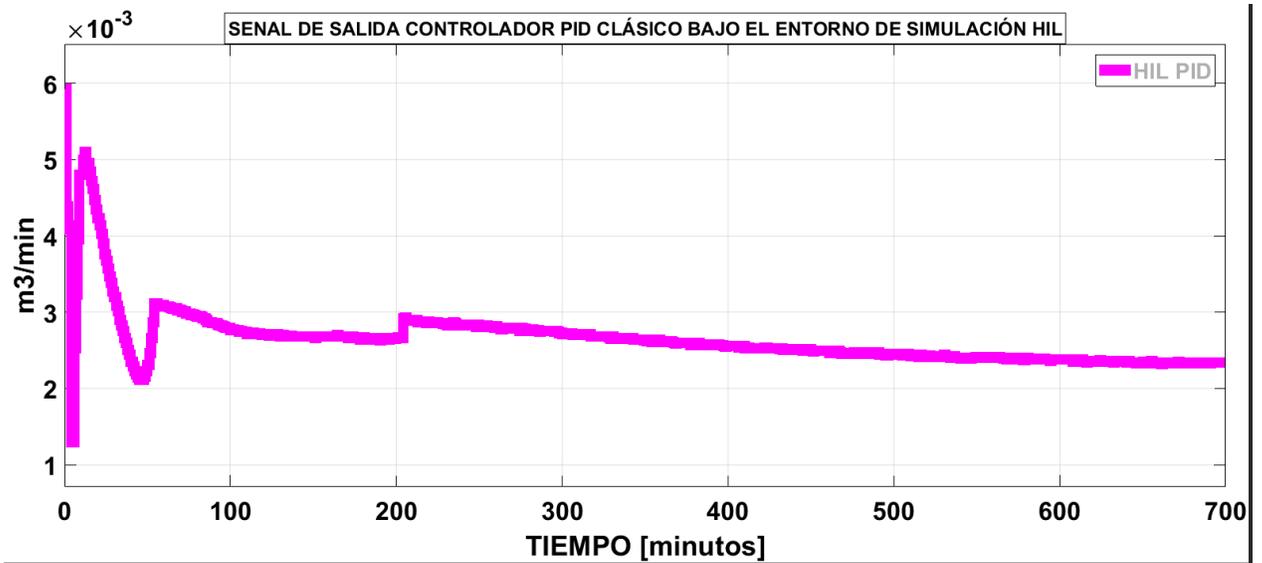


Figura 17-4. Respuesta del controlador PID clásico mediante implementación real en el entorno HIL.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

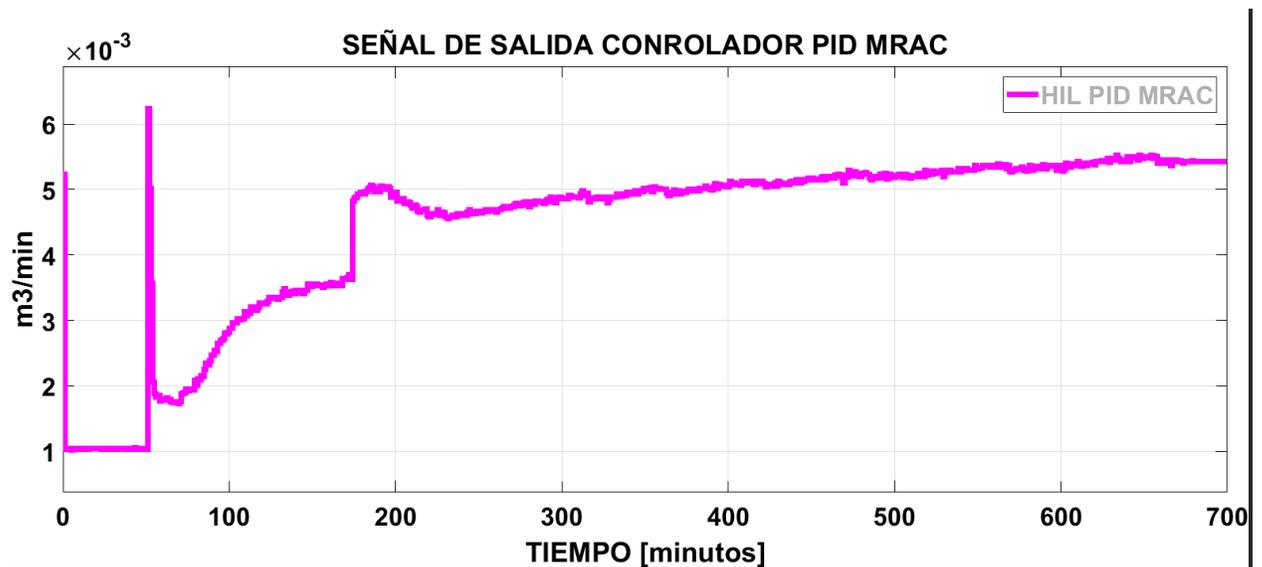


Figura 18-4. Respuesta del controlador PID MRAC mediante implementación real en el entorno HIL.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

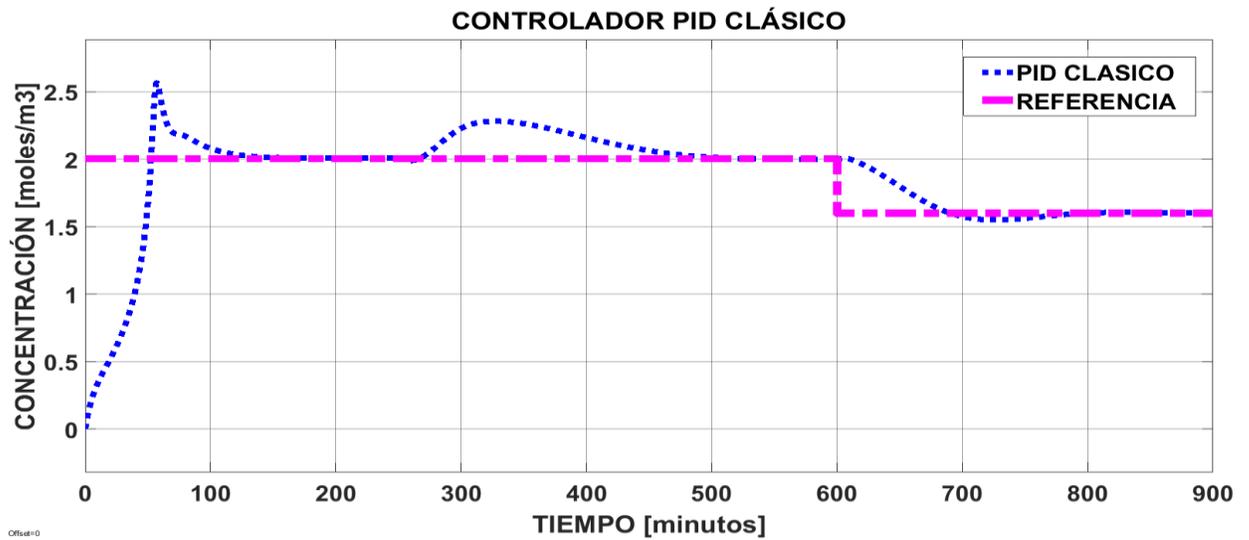


Figura 19-4. Respuesta del controlador PID clásico mediante implementación real en el entorno HIL.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

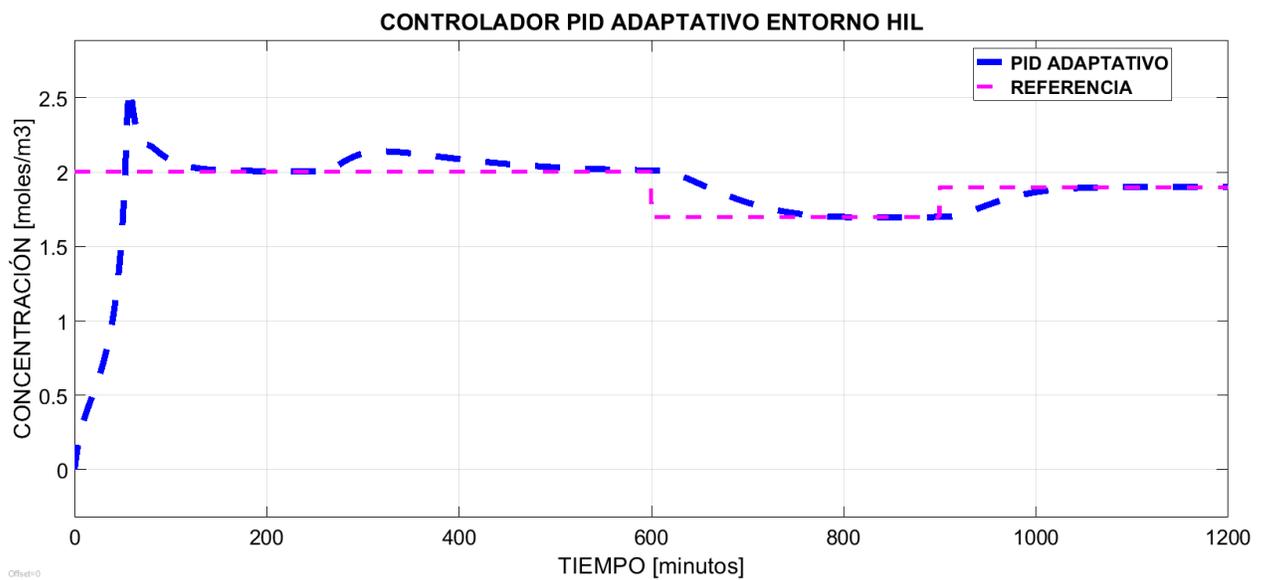


Figura 20-4. Respuesta del controlador PID MRAC mediante implementación real en el entorno HIL.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

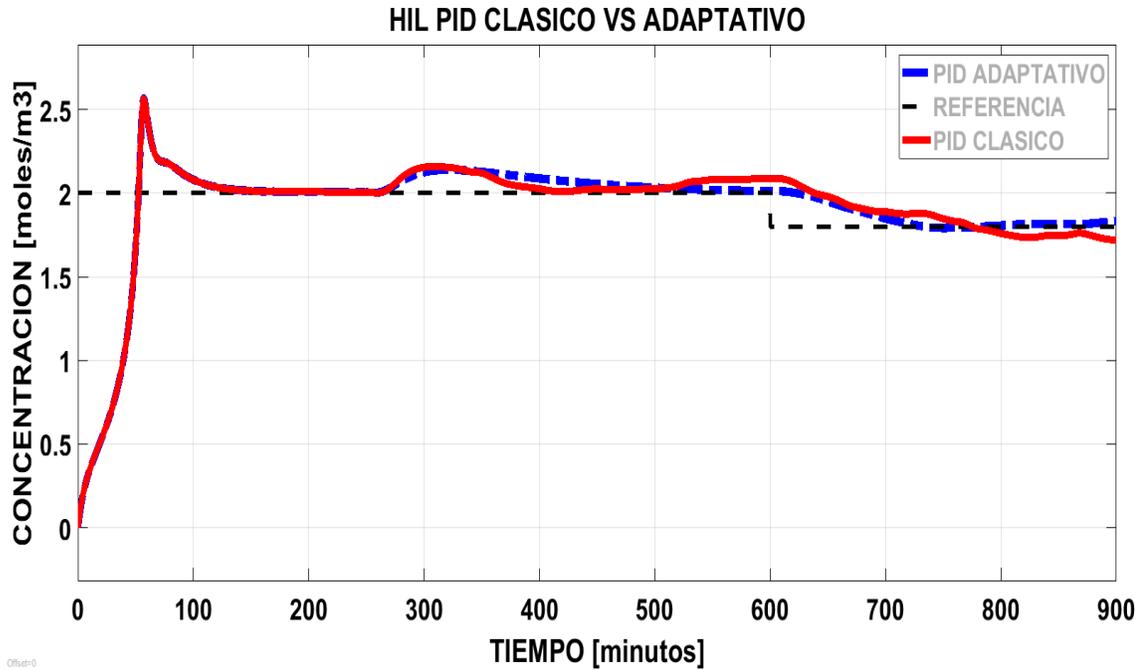


Figura 21-4. Respuesta del controlador PID MRAC mediante implementación real en el entorno HIL, con perturbaciones o ruido a un 50%.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

En la tabla 4-2 se resume los valores de las mediciones de: tiempo de establecimiento, máximo sobre pico y error integral absoluto de la implementación de los controladores: clásico y adaptativo bajo el entorno de simulación Hardware in the Loop.

Tabla 4-2. Medición de Máximo sobre pico, tiempo de establecimiento y error integral absoluto en el sistema de control, ante diferentes entradas tipo escalón, bajo el entorno HIL.

SEÑAL DE ENTRADA TIPO ESCALON POSITIVO				
INTERVALO [moles/m3]	TIPO DE CONTROLADOR	TIEMPO DE ESTABLECIMIENTO [minutos]	MÁXIMO SOBRE PICO [%]	ERROR CUADRÁTICO ABSOLUTO [Unidad]
(1,8-2)	PID-MRAC	308	2	175
	PID-CLÁSICO	372	9	239
(1,7-2)	PID-MRAC	293	0	160
	PID-CLÁSICO	313	1	167
(1,7-2,15)	PID-MRAC	303	1.5	152
	PID-CLÁSICO	307	1.7	154

(1,8-1,9)	PID-MRAC	212	15	168
	PID-CLÁSICO	356	8	209
SEÑAL DE ENTRADA TIPO ESCALON NEGATIVO				
(2,2-1,8)	PID-MRAC	247	21	245
	PID-CLÁSICO	505	47	350
(2-1-1,75)	PID-MRAC	233	0	185
	PID-CLÁSICO	300	6	200
(2-1,7)	PID-MRAC	197	0	157
	PID-CLÁSICO	298	2.5	170
(2,18-1,9)	PID-MRAC	201	4	180
	PID-CLÁSICO	405	9	225

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.5.3 Creación de la señal de ruido en la implementación en el entorno *Hardware in the Loop*.

Se realizaron varias pruebas incluyendo señales de ruido (señal ramdón + senoidal), tal como se indica en la figura 22-4, con el objetivo de medir la robustez de los dos controladores diseñados en el presente proyecto. Esta señal se suma dentro del lazo de control después de la salida de la planta, tal como se indica en la figura 14-4.

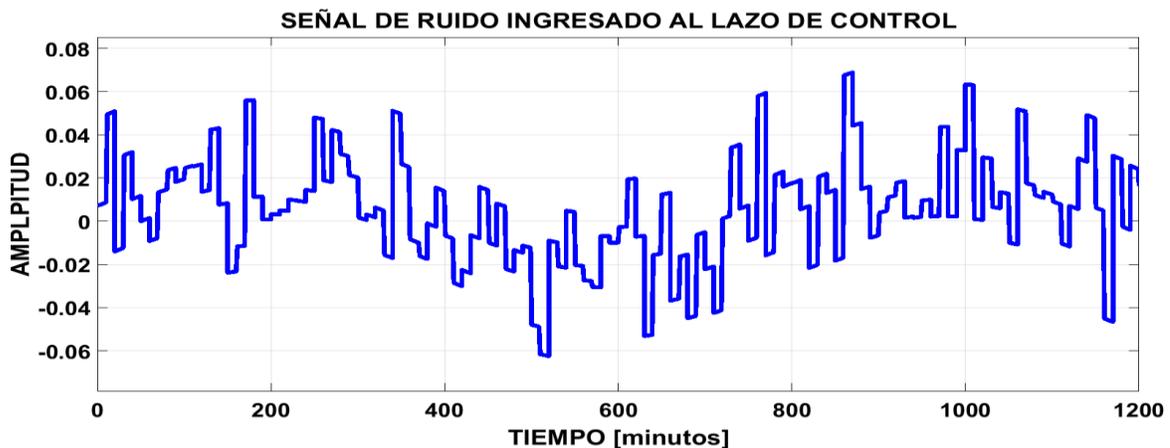


Figura 22-4. Señal de ruido o perturbación ingresada al lazo de control para evaluar la robustez del sistema.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

La tabla 4-3 muestra el resultado de la evaluación de robustez de dos los controladores, indicando el porcentaje de ruido incluido junto con el la reacción de los mismos.

Tabla 4-3. Medición de error integral absoluto en el sistema de control, al existir una señal de ruido en el entorno HIL.

Ítem	Porcentaje de ruido [%]	Error Cuadrático Absoluto PID clásico [u]	Error Cuadrático Absoluto PID Adaptativo [u]
1	5	180	165
2	18	210	176
3	30	240	215
4	50	320	265
5	90	450	280

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.5.4 Cambio de resolución en las señales de entrada y salida de los controladores PID clásico y adaptativo.

Es necesario evaluar al controlador diseñado en varios aspectos, uno de ellos radica en la resolución de las señales de voltaje que ingresan y salen para poder compararlo con dispositivos reales que se encuentran en la industria. Por lo tanto se estableció un mecanismo que permitió alterar la resolución de las señales del controlador, para ello se utilizó un bloque de programación incluido dentro de las librerías de Simulink, este bloque se llama Zero Order Holder3, el mismo que permite variar el tiempo de muestreo en la construcción de la señales de entrada y salida, obteniendo los siguientes resultados mostrados en la tabla 4-4.

Tabla 4-4. Resolución de los controladores PID en el entorno Hardware in the Loop.

Item	Resolución de la señal I/O del controlador [bits]	Error Cuadrático Absoluto PID clásico [u]	Error Cuadrático Absoluto PID Adaptativo [u]
1	4	500	350
2	6	215	172
3	8	215	163
4	10	203	156
5	12	189	150

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

En la figura 23-4 se indica la variación de resolución que permite el controlador PID adaptativo por modelo de referencia.

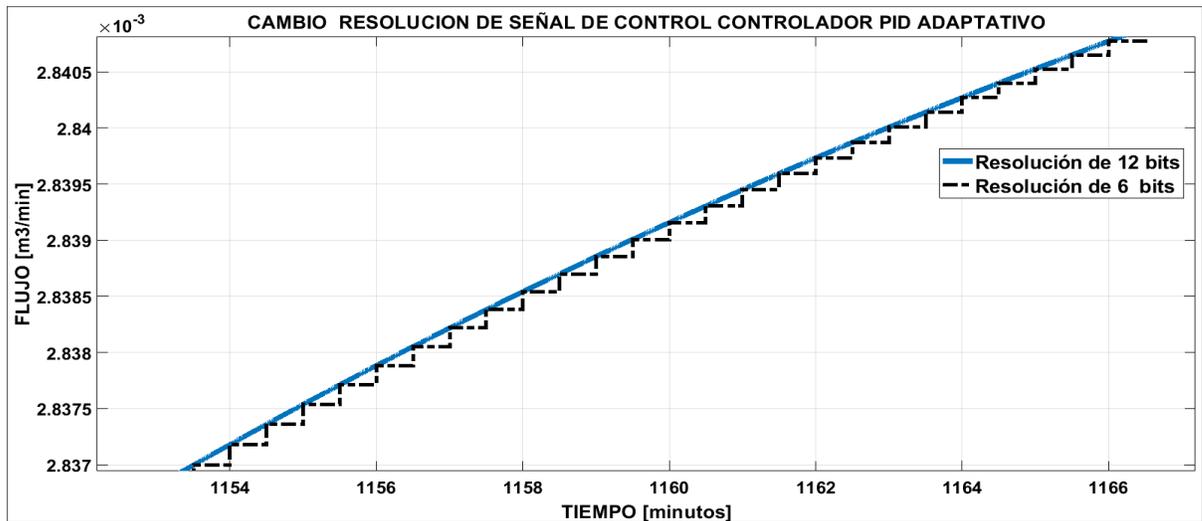


Figura 23-4. Comparación de resolución de señales de entrada y salida de los controladores PID clásico y adaptativo.

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

4.6 Análisis estadístico de los resultados.

Es primordial establecer una comparación estadística de los resultados, para poder validar la hipótesis planteada en este trabajo de titulación, para lo cual se utilizó el método de prueba de hipótesis a través de la distribución t de student, al cotejar los valores del error cuadrático absoluto generado en las tablas 4-1 y 4-2, producido en la respuesta del sistema al existir una variación del set point, tanto en simulación, como en la implementación en el entorno HIL. Esta distribución sirve para encontrar la media de una población cuando la cantidad de muestras es pequeña.

Presenta dos condiciones iniciales, las cuales son:

- Determinar la media y desviación estándar de la muestras.
- Tamaño de la muestra es inferior a 30.

Inicialmente se define la hipótesis alternativa H_i , en la cual se asume que el error cuadrático absoluto generado por el controlador PID MRAC es menor que el error producido en el controlador PID clásico.

La hipótesis nula H_0 , se fundamenta en lo opuesto a la hipótesis alternativa, es decir que el error producido en el controlador PID MRAC es mayor al producido por el controlador PID clásico.

Para la verificación de hipótesis en trabajos investigativos se asume un valor de significancia de $T=5\%$, en la tabla 4-3 se establece la distribución t de student para los valores de error generados a través de simulación.

Tabla 4-5 Resultados de la aplicación de la distribución t de student para validar la hipótesis planteada.

ITEM	DESCRIPCIÓN	VALOR
1	Media	218
2	Varianza	3580
3	Desviación estándar	27.59
4	Observaciones	8
5	Valor z crítico	-2.306
6	Valor z de prueba	-4.1257

Realizado por: El autor "Oscar Moreno"

La decisión de aceptar o rechazar la H_0 se establece con los valores z crítico y z de prueba, adicionalmente se debe tomar en cuenta que el sistema es de una cola por el sentido de comparación de la H_i , por lo tanto se trabaja en la zona de rechazo con signo negativo, entonces.

- Si $z_p > z_c$ Aceptación de la H_0
- Si $z_p < z_c$ Rechazo de H_0

Por lo tanto se rechaza la hipótesis nula y se acepta la H_i .

CONCLUSIONES

- Los controladores PID adaptativos por modelo de referencia superan a los controladores basados en métodos clásicos porque optimizan las variables de funcionamiento del reactor químico de tanque agitado continuo utilizado en este proyecto, al reducir el tiempo de establecimiento, máximo sobre pico, disminuyendo el efecto de la incertidumbre así como también las perturbaciones, tanto en simulación e implementación física en el entorno Hardware in the Loop, debido a que el porcentaje de error cuadrático absoluto promedio en el controlador adaptativo es de 177 [u] y del controlador clásico es de 218 [u].
- El controlador PID adaptativo por modelo de referencia tolera el ingreso de señales de ruido dentro del lazo de control de hasta el 90%, el controlador PID clásico presenta una robustez del 50% respecto al rango de operación de la planta.
- El controlador PID adaptativo por modelo de referencia diseñado puede trabajar con una resolución de hasta 6 bits en las señales de lectura y escritura de voltaje.
- El gran éxito o fracaso del controlador adaptativo por modelo radica en la selección o construcción de un modelo de referencia que cumplan determinadas características de operación, para que las mismas se reflejen en todo el espectro de funcionamiento de la planta.
- Para llevar al sistema de control a un error ideal de cero, o una cantidad cercana a la misma, se tiene procurar la estabilidad a través de la ley de adaptación y la ley de control, siendo la regla del MIT la que brindo mayores prestaciones en el desarrollo del presente trabajo.
- El entorno de simulación Hardware in the Loop aporta con ventajas para el desarrollo de sistema de control, al evaluar o incluir un dispositivo real, permitiendo reducir tiempos de diseño, costos operativos, así como también el incremento de seguridad hacia los equipos intervinientes y usuarios.
- El software Matlab permite una fácil interacción con tarjetas electrónicas de desarrollo de bajo costo, a través de su entorno Scrip, de igual forma con su toolbox Simulink. Esto genera que se apliquen varios modelos matemáticos como: plantas o controladores de distintos sistemas, con el fin de investigar temas relacionados a la ingeniería de control.

- La tarjeta electrónica que cumplió las expectativas del diseñador fue el Arduino DUE, ya que se estableció una programación directa de Simulink, resolviendo ecuaciones diferenciales con el método de Runge Kutta, operaciones en el dominio de la frecuencia como las funciones de transferencia, sumado a operaciones matemáticas básicas en tiempo real y con variables continuas.

RECOMENDACIONES

- Se podría implementar una gran variedad de controladores o plantas aprovechando el fácil funcionamiento del diseño matemático en Simulink y la programación en la tarjeta electrónica Arduino Due.
- Es recomendable utilizar otros tipos de tarjetas electrónicas, que empleen un lenguaje de programación diferente a Matlab, para poder establecer una comparación de fiabilidad de los sistemas HIL analizados.
- Analizar el comportamiento del controlador adaptativo en una planta diferente a la modelada en este trabajo.

BIBLIOGRAFÍA

- Caiisever, G. (1996).** An Adaptive Fuzzy Controller Improving.
- Delbari, M., Salahshoor, K., & Moshiri, B. (2010).** Adaptive generalized predictive control and model reference adaptive control for CSTR Reactor. *2010 International Conference on Intelligent Control and Information Processing*, (1), 165–169.
<https://doi.org/10.1109/ICICIP.2010.5565238>
- Esqueda, J. J. (2002).** Matlab e Interfaces Gráficas. *INSTITUTO TECNOLÓGICO DE CIUDAD MADERO, Universidad Autónoma de Baja California, Unidad Tijuana*, 133.
- Halvorsen, H. (2011).** Hardware-in-the-Loop Simulation. *Simulation, Hardwarethe-Loop*, 11.
- Ioannou, P. A., & Sun, J. (1996). Robust Adaptive Control. *N/a, N/A(TFRT-1035)*, 825.
https://doi.org/10.1007/978-1-4757-1895-9_1
- Jia, L., & Jingping, J. (1997).** The model reference adaptive control based on the genetic algorithm.pdf.
- Juárez, M. T., Sánchez, E. P., Marcos, J., Dávila, R., Alejandro, S., & Moreno, C. (2018).** SIMULACIÓN “ HARDWARE IN THE LOOP ” DE UN INVERSOR TRIFÁSICO CONECTADO A LA RED ELÉCTRICA Resumen, *39(128)*, 1479–1495.
- Khanduja, N. (2014).** CSTR Control by Using Model Reference Adaptive Control and PSO, *8(12)*, 2144–2149.
- Levenspiel, O. (2004).** *Tercera edición* (LIMUSA). Mexico.
- Lu, B., Wu, X., Figueroa, H., & Monti, A. (2007).** A Low-Cost Real-Time Hardware-in-the-Loop Testing Approach of Power Electronics Controls, *54(2)*, 919–931.
<https://doi.org/10.1109/TIE.2007.892253>
- Mikles, Jan;Fikar, M. (2007).** *Process Modelling, Identification, and Control* (Springer). New York.
- Morales, I. (2013).** Implementação de controle adaptativo por simulink.
- Navarro, L., Manuel, J., Dur, H., Garc, S., Rodr, A., & Acad, G. C. (2016).** Iván luque navarro
juan manuel herrero durá.

- Ogata, K. (2013).** *Ingeniería de Control Moderna. Journal of Chemical Information and Modeling* (Vol. 53). <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Padmayoga, R., Shanthi, M., & Yuvapriya, T. (2014).** Modeling and Control of Chemical Reactor Using Model Reference Adaptive Control. *International Journal of Advanced Research in Electrical, Electronic and Instrumentation Engineering.*, 3(4), 112–119. <https://doi.org/10.1109/ICACCCT.2014.7019460>
- Prabhu, K., & Bhaskaran, V. M. (2012).** Optimization of a Control Loop Using Adaptive Method. *International Journal of Engineering*, 1(3), 133–138.
- Rodríguez Rubio, F., & López Sánchez, M. J. (1996).** Control Adaptativo. *Control Adaptativo Y Robusto*, 9–26.
- Rule, U. M. I. T. (2012).** Mathematical Modelling and Simulation of CSTR Using MIT Rule.
- Vakosova, A. M. (2010).** PREDICTIVE CONTROL OF A CHEMICAL REACTOR A. Vasičkaninová and M. Bakošová, 6(June), 98–104.
- Vasičkaninová, A., & Bakošová, M. (2006).** Fuzzy Modelling and Identification of the Chemical Technological Processes. *Control*, 42(1), 6–7.
- Arduino. (05 de 03 de 2018).** Obtenido de Store Arduino: <https://store.arduino.cc/usa/arduino-due>
- Fidel, C., Ibora, M., & Javier, T. (2010).** Reactores Químicos. Barcelona.
- Luyben, W. (1996).** Process Modeling, Simulation, and Control For Chemical Engineering. New York: McGraw Hill.
- Matworks. (2018).** Matworks. Obtenido de <https://www.mathworks.com/help/simulink/ug/starting-simulink-software.html>
- Mauricio, A. (2001).** Apuntes de Control PID. La Paz.
- Mendiburu, H. (2003).** Automatización Mediambiental. Lima: MENDICOPU.
- Monasterio, F. (2016).** Sistemas de control realimentado de tercer orden. Controladores de Madrid.
- Pugliesi, D. (21 de Junio de 2017).** Wikimedia. Obtenido de https://en.wikipedia.org/wiki/Continuous_stirred-tank_reactor
- Rosso, D., & Stenstrom, M. (2003).** Fundamentals of Chemical Reactors. Los Angeles: UNIVERSITY OF CALIFORNIA.

Urquizo, A. (18 de Agosto de 2017). Wikipedia. Obtenido de
https://en.wikipedia.org/wiki/PID_controller#/media/File:PID_en.svg

ANEXO A

Código en scrip Matlab para calcular los coeficientes del controlador PID Adaptativo por modelo de referencia

```
clc;
%% Establecimiento de valores, variables iniciales
ts=10;
sigma=4/ts;
z=.1;
wn=sigma/z;
tao=1/(z*wn);
k=1;
syms s;
%% Generación de la función de transferencia del modelo de referencia
ecuacion=(s+(1/tao))*((s^2)+2*z*wn*s+(wn^2))
polinomio=expand(ecuacion)
vector=sym2poly(polinomio);
%% Extracción de los valores de s
A1=vector(2);
A2=vector(3);
A3=vector(4);
Km=(k*wn^2)/tao;
% Km=1;
nun=[Km];
den=[1 A2 A3];
%% Modelo de referencia y gráfica
fun=tf(nun,den);
retro=feedback(fun,1)
step(retro)
grid on
%% valore de coeficientes de ganancia gamma P, I, D
gammaP=40;
gammaI=.0045;
gammaD=0.002
```

ANEXO B

Linealización del modelo de la planta y resolución analítica del sistema.

Función principal

```
clc
close all
clear all
tsok=200;
% Entradas valores constantes para la linealización
u.F=0.004;
% Condiciones iniciales
Ca0=0.4915;
Cb0=2.0042;
Cc0=1.7243;
T0=363.61;
Tc0=350.15;

x0=[Ca0 Cb0 Cc0 T0 Tc0];
% periodo de muestreo
Ts=0.1;
nm=100;
t = 0:Ts:(nm-1)*Ts; % Tiempo de Simulación
tsim = 0:Ts:tsok;
% Linealización
% valores
q=0.015 ; % [m3/min] Flujo de alimentación
V= 0.23 ; % [m3] Volumen del tanque
Vc=0.21 ; % [m3] Volumen de la chaqueta
p=1020; % [Kg/m3] Densidad interna reactor
pc=998; % [Kg/m3] Densidad interna chaqueta
cp=4.02; % [KJ/kg°C] capacidad calorífica promedio en el reactor
```

cpc=4.182; % [KJ/kg°C] capacidad calorífica promedio en la chaqueta

A=1.51; % [m2] Área de transferencia de calor

k=42.8; % [KJ/°K min m2] coeficiente global térmico

k10=1.55e11; % [1/ min] coeficiente global térmico

k20=4.55e25; % [1/ min] coeficiente global térmico

E1R=9850;

E2R=22019;

DrH1=-8.6e4; % [KJ/mol] Calor de reacción

DrH2=-1.82e4; % [KJ/mol] Calor de reacción

Cai=4.22; % [mol/m3]Concentración de alimentación A

Cbi=0; % [mol/m3]Concentración de alimentación B

Cci=0; % [mol/m3]Concentración de alimentación C

Ti=328; % [°K] temperatura de alimentación del reactor

Tci=298; % [°K] temperatura de alimentación de la chaqueta

qsc=0.004; % [m3/min] Flujo de alimentación chaqueta

Ts=363.61; % [°K] temperatura

Tcs=350.15; % [°K] temperatura

Csa=0.4915; % [mol/m3]Concentración

Csb=2.0042; % [mol/m3]Concentración

Csc=1.72; % [mol/m3]Concentración

% Valores iniciales

T0 = x0(3); %°C

Ca0 = x0(1); % molA/L

% Entradas

FV = u.F; %h^-1

X = fsolve(@(x)Bsok(t,x,u),x0);

% Cálculo de valore en estado estable.

Cae = X(1)

Cbe = X(2)

Cce= X(3)

Te = X(4)

Tce= X(5)

Ke1=k10*exp(-E1R/Te);

Ke2=k20*exp(-E2R/Te);

Qr=Ke1*Cae*V*(-DrH1)+Ke2*Cae*V*(-DrH2);

k11=Ke1;

k21=Ke2;

k12=k10*Cae*E1R*exp(-E1R/Te)/Te^2;

k22=Cae*k20*exp(-E2R/Te)*E2R/Te^2;

% Variables de estado

a11=-q/V-(Ke1+Ke2);

a12=0;

a13=0;

a14=-k10*Cae*E1R*exp(-E1R/Te)/Te^2-Cae*k20*exp(-E2R/Te)*E2R/Te^2;

a15=0;

a21=Ke1;

a22=-q/V;

a23=0;

a24=k10*Cae*E1R*exp(-E1R/Te)/Te^2;

a25=0;

a31=Ke2;

a32=0;

a33=-q/V;

a34=Cae*k20*exp(-E2R/Te)*E2R/Te^2;

a35=0;

a41=-((k11*DrH1+k21*DrH2)/(p*cp));

a42=0;

a43=0;

a44=((q/V+((A*k)/(V*p*cp)))+(k12*DrH1+k22*DrH2)/(p*cp));

a45=(A*k)/(V*p*cp);

a51=0;

a52=0;

a53=0;

a54=(A*k)/(Vc*pc*cp);

```

a55=-(((A*k)/(Vc*pc*cpc))+(FV/Vc));
b11=0;%(Cai-Cae)/V;
b21=0;%(Cbi-Cbe)/V;
b31=0;%(Cci-Cce)/V;
b41=0;%(Ti-Te)/V;
b51=(Tci-Tce)/Vc;
A=[ a11 a12 a13 a14 a15; a21 a22 a23 a24 a25; a31 a32 a33 a34 a35; a41 a42 a43 a44 a45;a51 a52
a53 a54 a55]
B=[b11;b21;b31;b41;b51]
C=[0 0 0 0 0;0 1 0 0 0 ;0 0 0 0 0;0 0 0 0 0;0 0 0 0 0];
D=[0;0;0;0;0];
H = ss(A,B,C,D);
[z,p,k] = zpndata(H);
K = zpk(z,p,k)
[n d]=ss2tf(A,B,C,D)
% Grafica de sistema no lineal
du=0.0000;
u.F=u.F+du;
[t,x] = ode45(@(t,x)Bsok(t,x,u), tsim , X, u);

tsm=0:0.012:tsok;
in=zeros(length(tsm),1);
in(:,1)=du*ones(length(tsm),1);
[ylin]=lsim(H,in,tsm);

figure
plot(t,x(:,2),'-b',tsm,ylin(:,2)+X(2),'--r','LineWidth',2),ylabel('C_b');
title('Comparación modelo Lineal vs No Lineal (C_b)');

xlabel('tiempo (min)');
ylabel('C_b mol/litro');
legend('No Lineal','Lineal','Location','SouthEast')
grid on

```

```

figure
plot(t,x(:,4),'-b',tsm,ylin(:,4)+X(4),'-r','LineWidth',2),ylabel('Q');
title('Comparación modelo Lineal vs No Lineal (T)');
xlabel('tiempo (min)');
ylabel('T (K)');
legend('No Lineal','Lineal','Location','SouthEast')

grid on

```

Sub-función

```

function dydt = Bsok(~,x,u)
%% Función que representa la dinámica del reactor de CSTR
% x = Estados del sistema
% u = Estructura con las dos entradas del sistema

%% Datos
% Entradas
    %h^-1 (Flujo)
    %°C (Temperatura de la camisa)
foV = u.F;
q=0.015 ; % [m3/min] Flujo de alimentación
V= 0.23 ; % [m3] Volumen del tanque
Vc=0.21 ; % [m3] Volumen de la chaqueta
p=1020; % [Kg/m3] Densidad interna reactor
pc=998; % [Kg/m3] Densidad interna chaqueta
cp=4.02; % [KJ/kg°C] capacidad calorífica promedio en el reactor
cpc=4.182; % [KJ/kg°C] capacidad calorífica promedio en la chaqueta
A=1.51; % [ m2] Area de transferencia de calor
k=42.8; % [KJ/°K min m2] coeficiente global térmico
k10=1.55e11; % [1/ min] coeficiente global térmico
k20=4.55e25; % [1/ min] coeficiente global térmico
E1R=9850;
E2R=22019;

```

$DrH1 = -8.6e4$; % [KJ/mol] Calor de reacción
 $DrH2 = -1.82e4$; % [KJ/mol] Calor de reacción
 $Cav = 4.22$; % [mol/m³] Concentración de alimentación A
 $Cbv = 0$; % [mol/m³] Concentración de alimentación B
 $Ccv = 0$; % [mol/m³] Concentración de alimentación C
 $Tv = 328$; % [°K] temperatura de alimentación del reactor
 $Tcv = 298$; % [°K] temperatura de alimentación de la chaqueta
 $qsc = 0.004$; % [m³/min] Flujo de alimentación chaqueta
 $Ts = 363.61$; % [°K] temperatura
 $Tcs = 350.15$; % [°K] temperatura
 $Csa = 0.4915$; % [mol/m³] Concentración
 $Csb = 2.0042$; % [mol/m³] Concentración
 $Csc = 1.72$; % [mol/m³] Concentración

% Notación para las Variables de Estado

%

$ca = x(1)$; % Concentración A

$cb = x(2)$; % Concentración B

$cc = x(3)$;

$T = x(4)$;

$Tc = x(5)$; % Temperatura

% Constantes cinéticas

$k1 = k10 * \exp(-E1R/x(4))$;

$k2 = k20 * \exp(-E2R/x(4))$;

$Qr = k1 * x(1) * V * (-DrH1) + k2 * x(1) * V * (-DrH2)$;

%

% Ecuaciones Diferenciales del Sistema

%

$dydt = \text{zeros}(5,1)$;

$dydt(1) = (q/V) * (Cav - x(1)) - x(1) * (k1 + k2)$; % Balance de masa del componente A

$dydt(2) = (q/V) * (Cbv - x(2)) + k1 * x(1)$; % Balance de masa del componente B

$dydt(3) = (q/V) * (Ccv - x(3)) + k2 * x(1)$;

$$dydt(4) = (q/V)*(Tv-x(4)) - ((A*k)/(V*p*cp))*(x(4)-x(5)) + (Qr)/(V*p*cp);$$

$$dydt(5) = (foV/Vc)*(Tcv-x(5)) + ((A*k)/(Vc*pc*cpc))*(x(4)-x(5));$$

ANEXO C

Cálculo de los valores del controlador PID.

```
clc
clear all
clf
nun =[-0.1660 0.0359];
den=[1 0.87123 0.3872790032 0.04438786744182 0.00147123367308];
% nun=[-0.1660 0.0251 0.0023];
% den=[1.0000 0.9365 0.4442 0.0697 0.0044 0.0001];
Gp=tf(nun,den)
polos=pole(Gp)
dt=0.05;
t=0:dt:200;
opt = stepDataOptions('InputOffset',0.00,'StepAmplitude',0.005);
y=step(Gp,opt,t);
dy=diff(y)/dt;
[m,p]=max(dy);
%% calculo de Tau y D
yi=y(p);
ti=t(p);
L=ti-yi/m;
Tau=(y(end)-yi)/m+ti-L;
Z=100;
%% Calculo de controlador PID Z-N
kp=1.2*Tau/(Z*L)
Ti=2*L;
Td=0.5*L;
figure (1)
plot(t,y,'b',[0 L L+Tau t(end)],[0 0 y(end) y(end)],'k');
grid on
disp('Valores PID')
```

```

%% Valores PID
disp(kp)
ki=kp/Ti
kd=Td*kp
Gcpid=tf([ kd kp ki],[1 0])
znpid=feedback(Gcpid*Gp,1);
figure (2)

%% Valores PI
disp('Valores PI')
kpi=0.9*Tau/(Z*L);
Tii=3.33*L;
kii=kpi/Tii;
Gcpi=tf([ 0 kpi kii],[1 0]);
znp_i=feedback(Gcpi*Gp,1);
hold on
step(znp_i,znpid)
legend('PI','PID');
grid on
figure (3)
pzmap(znpid)

```