

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

## **FACULTAD DE INGENIERÍA ELÉCTRICA Y ELECTRÓNICA**

### **DISEÑO Y SIMULACIÓN DE CONTROLADORES PID NO LINEALES CON ESQUEMAS DUALES APLICADOS A PROCESOS QUÍMICOS APROXIMABLES A MODELOS DE PRIMER ORDEN CON RETARDO (FOPDT)**

**TRABAJO DE TITULACIÓN PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE  
INGENIERO EN ELECTRÓNICA Y AUTOMATIZACIÓN**

**JEFFERSON XAVIER FLORES ERAZO**

**jefferson.flores@epn.edu.ec**

**DIRECTOR: DR. ING. GEOVANNY DANILO CHÁVEZ GARCÍA**

**danilo.chavez@epn.edu.ec**

**DMQ, enero 2022**

## CERTIFICACIONES

Yo, Jefferson Xavier Flores Erazo, declaro que el trabajo de integración curricular aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

A handwritten signature in blue ink that reads "Jefferson Flores." The signature is written in a cursive style and is enclosed within a rectangular box.

---

**JEFFERSON XAVIER FLORES ERAZO**

Certifico que el presente trabajo de integración curricular fue desarrollado por Jefferson Xavier Flores Erazo, bajo mi supervisión.

---

**DR. ING. GEOVANNY DANILO CHÁVEZ GARCÍA**  
**DIRECTOR**

## **DECLARACIÓN DE AUTORÍA**

A través de la presente declaración, afirmamos que el trabajo de integración curricular aquí descrito, así como el (los) producto(s) resultante(s) del mismo, son públicos y estarán a disposición de la comunidad a través del repositorio institucional de la Escuela Politécnica Nacional; sin embargo, la titularidad de los derechos patrimoniales nos corresponde a los autores que hemos contribuido en el desarrollo del presente trabajo; observando para el efecto las disposiciones establecidas por el órgano competente en propiedad intelectual, la normativa interna y demás normas.

JEFFERSON XAVIER FLORES ERAZO

DR. ING. GEOVANNY DANILO CHÁVEZ GARCÍA

## **DEDICATORIA**

Para Dios, mis Padres y Hermanos, nada de esto hubiera sido posible sin ustedes, los  
amo.

## **AGRADECIMIENTO**

A Dios por su eterno amor, misericordia, protección y guía.

A mis Padres, Isaac y Carmen, por ser mi inspiración y respaldo.

A mis Hermanos, Gustavo e Isaac, por cada consejo y ayuda.

A mis profesores, Dr. Ing. Danilo Chávez e Ing. Oscar Camacho, PhD, por su guía responsable para la realización en este trabajo de titulación.

## ÍNDICE DE CONTENIDO

CERTIFICACIONES.....	I
DECLARACIÓN DE AUTORÍA.....	II
DEDICATORIA.....	III
AGRADECIMIENTO.....	IV
ÍNDICE DE CONTENIDO.....	V
RESUMEN .....	VII
ABSTRACT .....	VIII
1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Objetivo general.....	2
1.2 Objetivos específicos .....	2
1.3 Alcance .....	2
1.4 Marco teórico .....	3
1.4.1 Tanque de Mezclado .....	3
1.4.2 Reactor de Tanque Agitado Continuo .....	4
1.4.3 Controlador PID .....	5
1.4.4 Controlador NPID .....	6
1.4.5 Modo Dual de control .....	6
1.4.5.1 Conmutación óptima de controladores en modo Dual .....	7
1.4.6 Modelo de aproximación .....	7
1.4.7 Desempeño de Sistemas de Control .....	9
1.4.7.1 Respuesta transitoria .....	9
1.4.7.2 Integral del error cuadrático .....	10
1.4.7.3 Integral del error absoluto .....	10
1.4.8 Caso de estudio: Tanque de mezclado de flujos másicos .....	11
1.4.9 Caso de estudio: Tanque reactor de agitado continuo .....	11
2 METODOLOGÍA .....	15
2.1 Aproximación lineal de los casos de estudio .....	15
2.1.1 Tanque de mezclado de flujos másicos .....	15
2.1.2 Tanque reactor de agitado continuo .....	20
2.2 Sintonización de controladores PID .....	24

2.3	Sintonización de controladores NPID .....	24
2.3.1	Ganancia Sigmoidal en controlador NPID .....	25
2.3.2	Ganancia Lineal por Partes en controlador NPID .....	26
2.3.3	Ganancia propuesta por HAN en controladore NPID.....	27
2.4	Diseño del modo Dual de control .....	29
2.4.1	Selección de los controladores del modo Dual .....	30
2.5	Interfaz gráfica .....	31
3	RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	35
3.1	Sintonización de controladores .....	35
3.1.1	Parámetros de los controladores para los procesos Tanque de mezclado y Reactor CSTR .....	36
3.1.1.1	Sistema de control en modo Dual .....	36
3.1.1.2	Controladores PI clásicos y en modo Dual .....	36
3.1.1.3	Controladores NPID con ganancia Sigmoidal .....	38
3.1.1.4	Controladores NPID con ganancia Lineal por partes .....	39
3.1.1.5	Controladores NPID con propuesto por HAN .....	40
3.1.2	Resultados de las simulaciones .....	41
3.1.2.1	Pruebas de seguimiento a referencia .....	41
3.1.2.1.1	Tanque de mezclado de flujos másicos .....	41
3.1.2.1.2	Tanque reactor de agitado continuo .....	45
3.1.2.2	Pruebas de rechazo a perturbaciones .....	49
3.1.2.2.1	Tanque de mezclado de flujos másicos .....	49
3.1.2.2.2	Tanque reactor de agitado continuo .....	51
3.2	Conclusiones.....	54
3.3	Recomendaciones.....	55
4	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	56
5	ANEXOS.....	58
	ANEXO I.....	58

## RESUMEN

En este trabajo de titulación se presenta el diseño y simulación de controladores PID no lineales en modo Dual y su comparación con sistemas de control clásicos, se consideran dos procesos químicos no lineales en los cuales se implementan los distintos sistemas de control propuestos. Se realiza el diseño del sistema de control, partiendo de un PID clásico, considerando varias alternativas de ganancia no lineal para el error y determinando un punto de conmutación para el modo Dual. La sintonización de los controladores es realizada mediante la aproximación del proceso a una función de primer orden con retardo y utilizando tablas establecidas para dicha sintonización, además, se consideran criterios empíricos basados en la práctica y experiencia para la sintonización de constantes de las ganancias no lineales.

El desempeño de los controladores es obtenido mediante los índices ISE e IAE y mediante el tiempo de establecimiento y sobreimpulso desarrollado, lo que permite dar una apreciación cuantitativa y discernir, entre todos los sistemas de control, al que tiene mejor desempeño. Se desarrolla una interfaz de usuario para mostrar los resultados de manera amigable en el complemento AppDesigner, como nueva versión de Guide, del software Matlab.

**PALABRAS CLAVE:** desempeño, interfaz, NPID, modo Dual de control, PID.



## **ABSTRACT**

In this degree work, the design and simulation of nonlinear PID controllers in Dual mode and their comparison with classic control systems are presented. Two nonlinear chemical processes are considered in which the different proposed control systems are implemented. The design of the control system is carried out, starting from a classic PID, considering several non-linear gain alternatives for the error, and determining a switching point for the Dual mode. The tuning of the controllers is carried out by approximating the process to a first-order function with delay and using established tables for said tuning, in addition, empirical criteria based on practice and experience are considered for the tuning of nonlinear gain constants.

The performance of the controllers is obtained through the ISE and IAE indices and through the settling time and overshoot developed, which allows a quantitative assessment to be made and to discern, among all the control systems, the one with the best performance. A user interface is developed to display the results in a friendly way in the AppDesigner plugin, as a new version of Guide, of the Matlab software.

**KEYWORDS:** performance, interface, NPID, Dual control mode, PID.

# 1 INTRODUCCIÓN

En la actualidad es evidente que la industria cada vez requiere más eficiencia en todos sus procesos, para lograr la optimización de recursos y asegurar una producción ininterrumpida y rentable; por tal motivo la ingeniería se ha adjudicado la ardua labor de buscar un sistema de control con la capacidad de mantener a los procesos industriales operando dentro de un estado deseado que sea eficiente y seguro para el recurso humano y para el recurso tecnológico. Actualmente ya se ha incursionado en varios tipos de controladores que cumplen su función de manera satisfactoria, sin embargo, la búsqueda para determinar al controlador con el mejor desempeño está muy lejos de terminar, debido a que nuevos criterios y técnicas de control han sido incursionadas durante la última década [1].

La demanda más severa que un controlador debe cumplir es el seguimiento a la referencia del sistema sin que esto implique una ganancia infinita aplicada al actuador del proceso. La velocidad de cambio de una variable está definida por el valor de energía máximo que puede ser entregado al proceso mediante el elemento final de control, es decir, una válvula puede estar en un estado desde completamente abierta hasta completamente cerrada, no puede estar infinitamente abierta o cerrada [2]. Adicionalmente al requerimiento de seguimiento a la referencia, un controlador debe tener inmunidad al ruido, reducir sobreimpulsos y no tener offset.

Un gran porcentaje de procesos en la industria contemplan plantas químicas para obtener su producto, por lo que el requerimiento de un control eficiente para procesos químicos sigue estando vigente en la actualidad. La industria ha optado por implementar controladores PID en la gran mayoría de sus requerimientos, debido a la facilidad de sintonización y amplia bibliografía disponible para su estudio, sin embargo, este conocido controlador presenta desventajas como su inadecuado comportamiento para rechazar perturbaciones, su sintonización entorno a un punto de operación y su falta de operatividad en las no linealidades del proceso. [3]

Es por estas razones que se ha considerado otros criterios de control para procesos industriales. En este trabajo se presenta una de las tantas alternativas de control enfocándose en procesos químicos aproximables a modelos de primer orden con retardo (FOPDT), se presenta al control PID no lineal (NPID) con esquema Dual. Una ganancia no lineal del error de entrada a un PID amplía su rango de operación, no limitándolo entorno a un punto, mientras que un esquema Dual permite una respuesta más rápida e idealmente sin sobreimpulsos. Lo que se busca es combinar estas características en un solo sistema de control para reducir, o desaparecer, las desventajas que presenta un PID clásico en su

operación. En definitiva, se busca que este sistema de control propuesto rechace las perturbaciones, sea eficiente en el seguimiento de referencia y tenga un mejor amortiguamiento para reducir el sobreimpulso, ese es el objetivo del modo Dual, para ello se requiere de un alto costo computacional [4].

## **1.1 OBJETIVO GENERAL**

Diseñar y simular controladores PID no lineales con esquemas Duales aplicados a procesos químicos aproximables a modelos de primer orden con retardo (FOPDT).

## **1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

1. Estudiar los modelos de los procesos aproximables a modelos de primer orden con retardo (FOPDT): Tanque de mezclado con tiempo muerto variable y Reactor CSTR, juntamente con la teoría para el diseño y sintonización de controladores tipo PID lineales y no lineales con las distintas alternativas de ganancia no lineal y los criterios necesarios para implementar un esquema Dual.
2. Determinar analíticamente el punto más adecuado para realizar la conmutación de controladores en el esquema Dual y sintonización de los controladores, un PID lineal y tres PID no lineales.
3. Realizar la simulación de los procesos y sistemas de control en el software Simulink.
4. Desarrollar una interfaz gráfica, GUIDE, para visualizar las variables importantes del proceso y del sistema de control.
5. Analizar, discutir y comparar los resultados obtenidos para cada sistema de control propuesto ante cambios de referencia y perturbaciones de al menos el 10% del rango de operación del proceso, el análisis estará basado en índices de desempeño de controladores ISE (Integral Square Error), IAE (Integral Absolute Error), tiempo de estabilización y sobre impulso obtenido.

## **1.3 ALCANCE**

1. Se estudiarán los procesos considerados: Tanque de mezclado de flujo caliente y flujo frío con tiempo muerto variable y Reactor CSTR, describiendo las consideraciones necesarias de operación, las ecuaciones y los valores de las variables importantes que describen un punto de operación del proceso.

2. Se estudiarán y presentarán los criterios de diseño y sintonización de controladores PID con ganancia lineal y no lineal describiendo tres funciones para obtener una ganancia no lineal.
3. Se describirán los criterios de la teoría del esquema Dual en sistemas de control, buscando definir analíticamente el mejor punto de acción del esquema Dual para cada proceso considerado.
4. Se aplicarán las expresiones matemáticas obtenidas en la parte teórica para determinar los valores numéricos de los controladores y los criterios no lineales, además de las características que implica el modo Dual.
5. Se plantearán tres posibles combinaciones de controladores NPID para formar el esquema Dual.
6. Se desarrollará la simulación de los procesos y de los sistemas de control, además de una interfaz gráfica de usuario, GUIDE, en Simulink de MATLAB para visualizar los resultados del funcionamiento de los sistemas de control, la salida del proceso y las variables importantes del sistema.
7. Se realizarán cambios de referencia y perturbaciones mayores al 10% del rango de operación de cada proceso.
8. Se compararán los resultados obtenidos para cada tipo de esquema de control, PID lineal actuando individualmente, PID lineal con esquema Dual, tres distintos NPID actuando individualmente y los mismos tres NPID actuando cada uno con esquema Dual. Los índices de desempeño que se considerarán están basados en criterios ISE e IAE, sobre impulso desarrollado y tiempo de establecimiento.

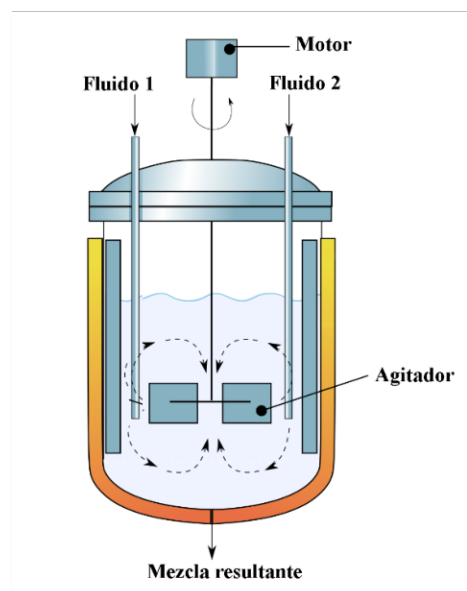
## **1.4 MARCO TEÓRICO**

En este apartado se expone la información relevante necesaria para entender este proyecto de titulación. Se abarca la explicación de los procesos químicos que se consideran en este trabajo, información referente a controladores PID, NPID y sobre el esquema Dual de control.

### **1.4.1 TANQUE DE MEZCLADO**

Un tanque de mezclado es un depósito del tipo industrial que tiene la función de mezclar dos o más fluidos de entrada, mediante el accionamiento de un motor que impulsa un eje que cuenta con paletas que se sumergen en los fluidos para que con la rotación del eje se

lleve a cabo la mezcla. En este tipo de tanques no se da ningún tipo de reacción química, sino que solamente se realiza el proceso de mezcla. Su aplicación en la industria es muy amplia debido a que en muchos procesos se requiere mezclado en varias etapas sin reacción. El dimensionamiento de estos tanques está definido por los fluidos que intervengan en la operación, es decir, el volumen, presión y material del tanque y paletas para el mezclado están definidos por los fluidos que ingresen al depósito. Las aplicaciones más usuales de estos tanques son: disolver o dispersar sólidos en líquidos, separación de líquidos no miscibles. Pese a que en el mercado existe una amplia variedad de tanques con tamaños estándar, en la mayoría de los casos las dimensiones de un tanque están definidas por los requerimientos de cada proceso en una industria en función de una aplicación específica. En la Figura 1.1 se representa un tanque de mezclado con dos fluidos de entrada y una salida, la mezcla se realiza mediante paletas denominadas como Agitador, acopladas a un eje impulsado por un motor [5].

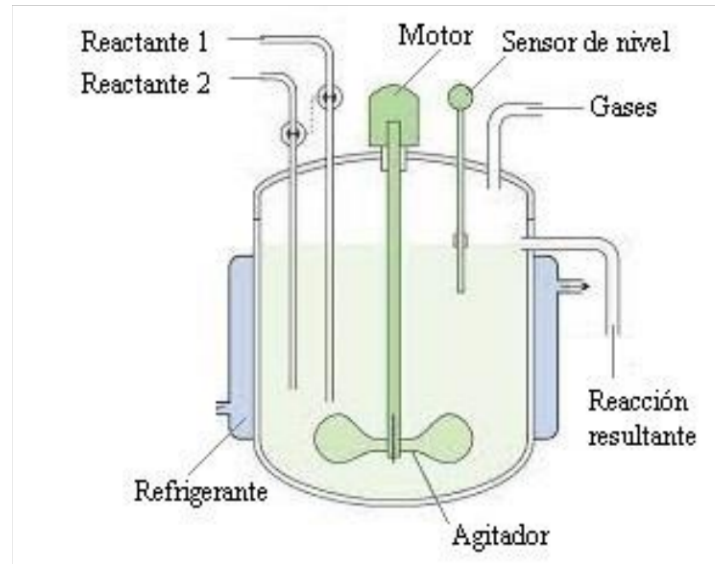


**Figura 1.1.** Tanque de mezclado de dos fluidos, accionado por un motor [6].

#### 1.4.2 REACTOR DE TANQUE AGITADO CONTINUO

El reactor de tanque agitado continuo denominado como Reactor CSTR, es un tanque de mezclado donde sí se lleva a cabo una reacción química. Los reactores químicos han sido el centro de todos los procesos químicos en la industria, una de sus características más representativas es una chaqueta entorno al depósito para permitir la refrigeración controlada del proceso, cuenta con un agitador y dos o más alimentaciones de flujos de entrada. Este tipo de reactor implica una dinámica altamente no lineal y que sin un controlador adecuado recae fácilmente en la inestabilidad ante perturbaciones.

Generalmente las reacciones dentro del depósito con exotérmicas, lo que agrega las variables temperatura y presión en su operación. Los campos de aplicación más usuales de este tipo de reactor son la producción de aceite y en la biofarmacéutica debido a su bajo costo y alta eficiencia [7]. En la Figura 1.2 se visualiza un Reactor CSTR con medición de nivel en depósito.



**Figura 1.2.** Reactor CSTR con medición de nivel en depósito [8].

### 1.4.3 CONTROLADOR PID

El controlador PID es un tipo de controlador que considera una ganancia lineal y las funciones integral y derivativa del error para obtener una ley de control hacia el actuador del sistema, es ampliamente implementado en aplicaciones de control especialmente en procesos industriales debido a su alto rendimiento, sintonización sencilla y estructura simple. La implementación de controladores PID abarca más del 95% de las aplicaciones en la industria. [9]

Su característica de operación implica una combinación lineal de los parámetros de error actual, pasado y futuro, acciones proporcional, integral y derivativa respectivamente, lo cual limita a este controlador a un pequeño rango de operación adecuada para el sistema, esta circunstancia puede desencadenar en una inestabilidad en el caso de que el sistema opere en una rango no planificado, esta inestabilidad puede darse debido a la acción integral con saturación de la señal de control o amplificación del error con la acción derivativa [9]. Estas limitaciones en el controlador PID han motivado la búsqueda de otros criterios para solucionar estas circunstancias adversas.

#### **1.4.4 CONTROLADOR NPID**

La industria está conformada por procesos no lineales que presentan tiempos muertos o retardos, por lo que no es muy adecuado diseñar controladores con característica lineal, los cuales tendrán comportamiento adecuado solamente en un reducido rango de operación. Una mejora para los controladores PID es asignarle una ganancia no lineal en función del error del sistema, de esta manera se obtiene un error amplificado o atenuado para obtener comportamientos más rápidos o más más suaves respectivamente [10].

Un NPID es el resultado de la implementación de una función no lineal del error seguido de un PID tradicional; este nuevo sistema presenta un mejor rechazo de perturbaciones, para el ajuste de la no linealidad de procesos, ampliación del rango de comportamiento adecuado del PID, aumento de amortiguación, reducción del tiempo de asentamiento y un aumento en la precisión de seguimiento. Todas estas condiciones no se lograrían solamente con un PID tradicional. Adicionalmente a esto, existen varias funciones no lineales que pueden ser consideradas para un NPID, brindando una amplia variedad de controladores no lineales con características específicas [11].

El comportamiento de un NPID tiene como principio amplificar errores grandes para lograr una señal de control grande y provocar una corrección rápida impulsando la variable de salida del sistema hacia su valor deseado rápidamente. Cuando el error se reduce también lo hará la ganancia no lineal de tal forma que se eviten los sobreimpulsos y oscilaciones prominentes. De esta manera se tiene ganancias altas con errores altos para lograr una respuesta rápida juntamente con una ganancia pequeña ante errores pequeños para evitar sobreimpulsos y oscilaciones excesivas [12].

#### **1.4.5 MODO DUAL DE CONTROL**

Lo que se busca en un controlador es que tenga la máxima velocidad posible, que su operación no conlleve a sobreimpulsos, sin offset y que sea inmune al ruido. El cumplimiento de estos requerimientos para un sistema, en muchos casos, podría no ser alcanzado mediante la implementación de un solo controlador; debido a esto se ha planteado la alternativa de considerar el conjunto de dos controladores inteligentemente programados para lograr un rendimiento mejor al que se obtendría operando individualmente. Esta combinación de dos controladores operando de forma secuencial sobre el mismo lazo de control ha sido denominado Modo Dual de Control [13]. La selección de los controladores para implementar el Modo Dual debe realizarse considerando que podría resultar más conveniente contar con un controlador no lineal para errores grandes y un controlador lineal para errores pequeños.

### 1.4.5.1 Conmutación óptima de controladores en Modo Dual.

El desempeño que un sistema de control puede tener en un proceso está relacionado con el grado de inteligencia en su construcción. Es posible diseñar un programa que realice la conmutación entre los controladores en función de los cambios de referencia y las perturbaciones del sistema, sin embargo, este programa implicará medir más características del proceso que los controladores convencionales [17]. El punto óptimo de conmutación variará con el tipo de controladores que conformen el Modo Dual y de la carga que requiera el sistema, pero puede ser determinado analíticamente asumiendo el caso más crítico, es decir, con la hipótesis de una carga del 50% utilizando controladores on-off, debido a que de esta manera se logra velocidad máxima, pero se generan sobreimpulsos. Es importante implementar la configuración de antiwindup con reset para prevenir sobreimpulsos ante cambios de referencia grandes o por otro lado ubicar saturadores en la señal de control para salvaguardar al elemento final de control.

### 1.4.6 MODELO DE APROXIMACIÓN

Para aproximar un sistema de orden mayor a uno de primer orden con retardo se puede considerar el modelo de dos puntos planteado por Smith sobre la curva de reacción del proceso en lazo abierto [16].

El procedimiento para la obtención de esta aproximación parte con plantear un cambio de referencia en el sistema en lazo abierto, este cambio de referencia debe ser un valor conocido. Es necesario obtener la respuesta en la salida del transmisor, y con la información de dicha respuesta se determina analíticamente la función de transferencia de aproximación de primer orden, mostrada en la Ecuación 1.1

$$\frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{k e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (1.1)$$

Donde:

$Y(s)$  : Variable controlada en dominio de Laplace.

$U(s)$  : Variable manipulada en dominio de Laplace, se la denomina referencia.

$k$  : Ganancia del sistema.

$\theta$  : Tiempo de retardo del sistema.

$\tau$  : Constante de tiempo del sistema.



Para determinar analíticamente los parámetros que intervienen en la función de transferencia expresada en la Ecuación 1.1, es necesario determinar el tiempo que tarda la respuesta desde que comienza a variar hasta que alcanza el 28.3% y el 63.2% de su valor final, a estos tiempos se los denomina  $t_1$  y  $t_2$  respectivamente.

El valor de la ganancia del sistema,  $k$ , es la relación entre el rango de variación de la referencia y el rango de variación de la respuesta del sistema, dicha relación está mostrada en la Ecuación 1.2

$$k = \frac{\Delta Y}{\Delta U} \quad (1.2)$$

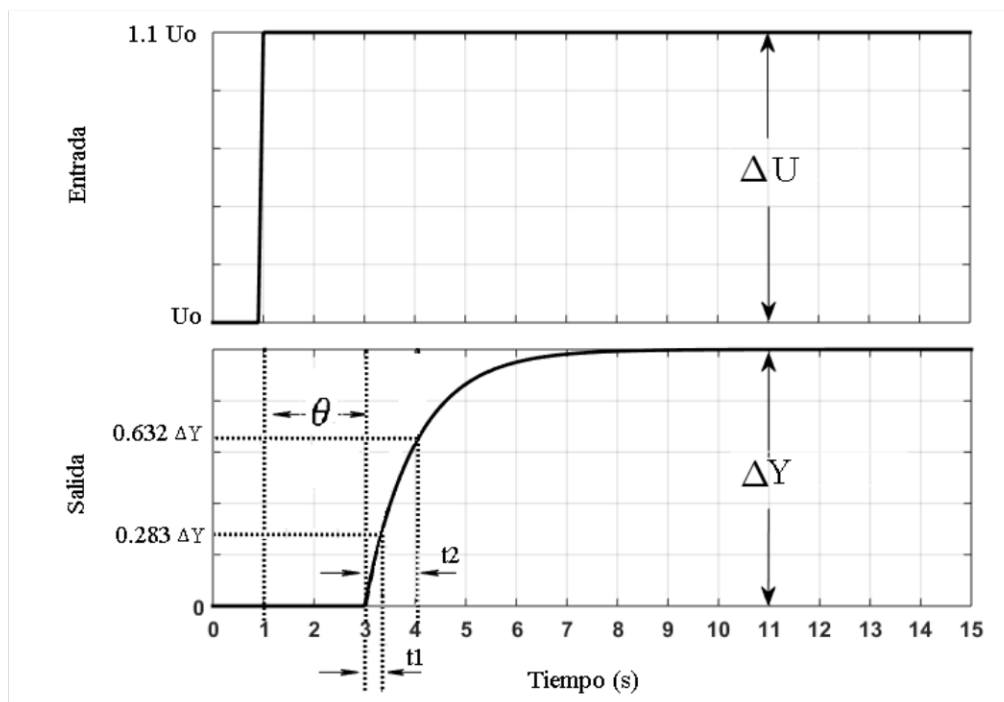
La constante de tiempo del sistema,  $\tau$ , se determina a partir de la Ecuación 1.3

$$\tau = 1.5(t_2 - t_1) \quad (1.3)$$

El tiempo de retardo del sistema,  $\theta$ , es el tiempo que transcurre desde que se ocurre el cambio de referencia hasta que el valor de la salida empieza a variar, este tiempo de retardo se lo obtiene considerando la Ecuación 1.4

$$\theta = t_2 - \tau \quad (1.4)$$

Todos estos parámetros característicos de la curva de reacción de un sistema están ilustrados en la Figura 1.3



**Figura 1.3.** Identificación de parámetros en método Curva de reacción.

## 1.4.7 DESEMPEÑO DE SISTEMAS DE CONTROL

El desempeño de un sistema de control se establece mediante la comparación de valores propios de operación con los valores de otro sistema de control, se han establecido varios criterios para llevar a cabo una comparación conveniente, lo más prudente es comparar las características de la respuesta transitoria de un sistema bajo la acción de un controlador. La característica transitoria de sistemas dinámicos tiene lugar debido a la falta de capacidad del sistema de control de responder instantáneamente a las perturbaciones y cambios de referencia, por lo que, está claro el hecho de que las características de la respuesta transitoria son una manera de comparar el desempeño de controladores. En el tiempo los cambios de referencia y perturbaciones definen un error, definido como la diferencia entre el valor de referencia y el valor real de la variable controlada, esto pone a disposición otro criterio para determinar el desempeño de controladores, es decir, mediante la comparación de una función del error generado en la operación de un sistema bajo la acción de un sistema de control.

### 1.4.7.1 Respuesta transitoria

El desempeño de un sistema de control puede ser determinado mediante la caracterización de la respuesta transitoria originada con el cambio de referencia en el sistema bajo la acción del controlador, es común caracterizar la respuesta transitoria con los parámetros de sobreimpulso y tiempos de transiciones [16]. En la Figura 1.4 se visualiza una respuesta transitoria generada por una entrada de paso unitario con la identificación de los parámetros de dicha respuesta.

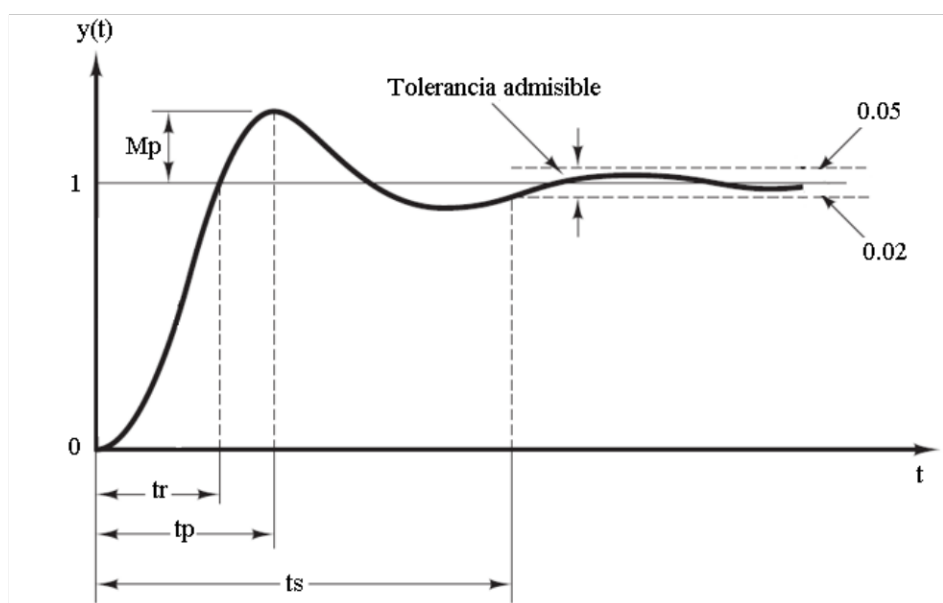


Figura 1.4 Respuesta transitoria.

Donde:

$t_r$  : tiempo de crecimiento, puede considerarse desde el 10% hasta el 90% del valor final.

$t_p$  : tiempo de pico, considerado hasta el tiempo de aparición del  $M_p$ .

$t_s$  : tiempo de establecimiento, considerado hasta que la respuesta se establezca dentro del rango comprendido por la tolerancia admisible, de 2 o 5%

$M_p$  : máximo sobreimpulso, es el máximo valor de la salida que sobrepasa la referencia, se lo expresa en porcentaje.

La tolerancia admisible comprende un rango entorno al valor de la referencia, puede ser de 2 o 5%, en función de la tolerancia requerida por el sistema. Se considera como un mejor desempeño a la respuesta menos brusca y más rápida, bajo  $M_p$  y menor  $t_s$  respectivamente.

#### 1.4.7.2 Integral del error cuadrático

Denominado ISE por sus siglas en inglés (Integral Square Error), es conveniente considerarlo cuando se busca conocer el desempeño del sistema ante errores grandes, es decir, en estado transitorio. Con este índice de desempeño se toleran los errores pequeños, es decir, de estado estable [17]. Su expresión matemática está presentada en la Ecuación 1.5

$$ISE = \int_0^t e(t)^2 dt \quad (1.5)$$

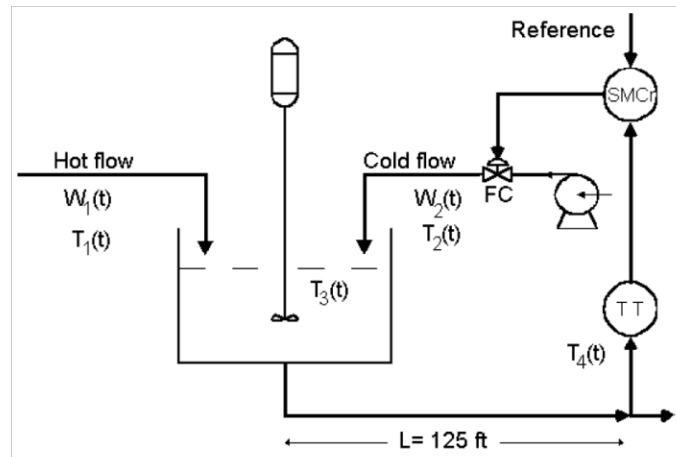
#### 1.4.7.3 Integral del error absoluto

Denominado IAE por sus siglas en inglés (Integral Absolute Error), este índice es más sensible a errores menores a la unidad, pero es menos sensible que el ISE ante errores mayores a la unidad, para considerar que un controlador tiene mejor desempeño, el IAE debe tender a cero [17]. En la Ecuación 1.6 se define la expresión matemática para el IAE.

$$IAE = \int_0^t |e(t)| dt \quad (1.6)$$

### 1.4.8 CASO DE ESTUDIO: TANQUE DE MEZCLADO DE FLUJOS MÁSCOS

Se considera un tanque de mezclado representado en la Figura 1.5, un depósito que recibe dos flujos de entrada, uno caliente  $W_1(t)$ , y uno frío  $W_2(t)$ . La temperatura de la mezcla es medida a 125ft de distancia desde el depósito, aguas abajo [5].



**Figura 1.5** Tanque de mezclado de flujos máscos.

Se consideran las siguientes suposiciones:

1. El nivel del líquido en el depósito es constante.
2. Los fluidos dentro del depósito están perfectamente mezclados.
3. No existe disipación de calor en el tanque ni en las tuberías.

El transmisor de temperatura está calibrado para un rango de operación de 100 a 200 °F, en la Tabla 1.1 se presentan las condiciones para operación en estado estable.

**Tabla 1.1** Condiciones de operación del tanque de mezclado en estado estable

Variable	Valor	Variable	Valor
$W_1$	250.00 [lb/min]	$V$	15 [ft <sup>3</sup> ]
$W_2$	191.17 [lb/min]	$TO$	0.5
$Cp_1$	0.8 [Btu/lb-°F]	$Vp$	0.478
$Cp_2$	1.0 [Btu/lb-°F]	$C_{VL}$	12 [gpm/psi <sup>1/2</sup> ]
$Cp_3, Cv_3$	0.9 [Btu/lb-°F]	$\Delta Pv$	16 [psi]
Referencia	150 [°F]	$\tau_T$	0.5 [min]
$T_1$	250 [°F]	$\tau_{vp}$	0.4 [min]
$T_2$	50 [°F]	$A$	0.2006 [ft <sup>2</sup> ]
$T_3$	150 [°F]	$L$	125 [ft]
$P$	62.4 [lb/ft <sup>3</sup> ]	$m$	0.478

El modelo del proceso está descrito por las siguientes ecuaciones.

Balance de energía en el tanque de mezclado, Ecuación 1.7.

$$W_1(t)Cp_1T_1(t) + W_2(t)Cp_2T_2(t) - (W_1(t) + W_2(t))Cp_3T_3(t) = V\rho Cv_3 * \frac{d(T_3(t))}{dt} \quad (1.7)$$

Retardo en la medición de temperatura debido a la distancia entre el tanque de mezclado y la ubicación del sensor de temperatura, Ecuación 1.8.

$$T_4(t) = T_3(t - t_0(t)) \quad (1.8)$$

Tiempo de retardo en medición de temperatura, Ecuación 1.9.

$$t_0(t) = \frac{LA\rho}{W_1(t) + W_2(t)} \quad (1.9)$$

Transmisor de temperatura, Ecuación 1.10

$$\frac{dTO(t)}{dt} = \frac{1}{\tau T} \left[ \frac{T_4(t) - 100}{100} - TO(t) \right] \quad (1.10)$$

Posición de la válvula, Ecuación 1.11.

$$\frac{dV_p(t)}{dt} = \frac{1}{\tau_r} \left( \frac{(T_4(t) - 100)}{100} - TO(t) \right) \quad (1.11)$$

Ecuación de la válvula, Ecuación 1.12.

$$W_2(t) = \frac{500}{60} C_{vL} V_p(t) \sqrt{G_f \Delta P_v} \quad (1.12)$$

Donde:

$W_1(t)$  : Flujo másico de la corriente caliente, lb/min.

$W_2(t)$  : Flujo másico de la corriente fría, lb/min.

$Cp$  : Capacidad calorífica de líquido a presión constante, Btu/lb - °F.

$Cv$  : Capacidad calorífica de líquido a volumen constante, Btu/lb - °F.

$T_1(t)$  : Temperatura del flujo caliente, °F.

$T_2(t)$  : Temperatura del flujo frío, °F.

$T_3(t)$  : Temperatura del líquido en el tanque de mezclado, °F.

$T_4(t)$  : Temperatura  $T_3(t)$  considerando el retardo de tiempo  $t_0$ , °F.

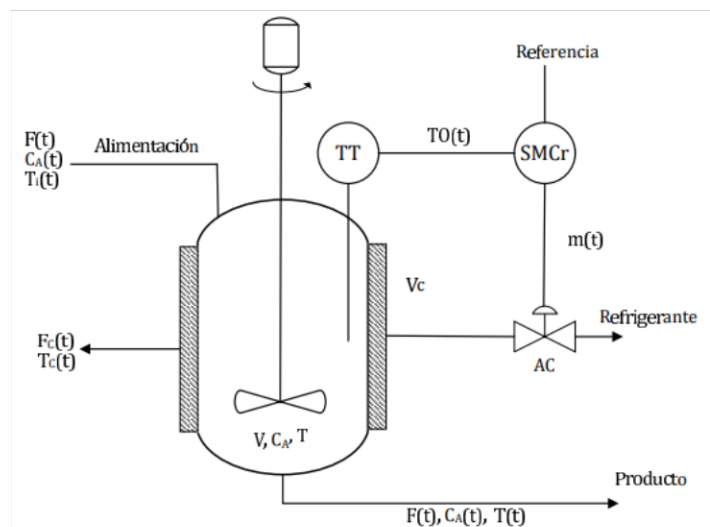
$t_0$  : Retardo de tiempo, min.

$\rho$  : Densidad del contenido en el tanque de mezclado, lb/ft<sup>3</sup>

- $V$  : volumen de líquido  $\text{ft}^3$   
 $TO(t)$  : Señal de salida del transmisor de temperatura en una escala de 0 a 1, p. u.  
 $Vp(t)$  : Posición de la válvula de 0 (válvula cerrada) a 1 (válvula abierta).  
 $m(t)$  : fracción del controlador de 0 a 1, p. u.  
 $C_{VL}$  : Coeficiente del flujo de la válvula de control,  $\text{gpm}/\text{psi}^{1/2}$   
 $Gf$  : Gravedad específica, adimensional.  
 $\Delta P_v$  : Perdida de presión a través de la válvula de control, psi.  
 $\tau_T$  : Constante de tiempo del sensor de temperatura, min.  
 $\tau_{Vp}$  : Constante de tiempo de la válvula de control, min.  
 $A$  : Sección transversal de la tubería,  $\text{ft}^2$   
 $L$  : Longitud de la tubería, ft.

#### 1.4.9 CASO DE ESTUDIO: TANQUE REACTOR DE AGITADO CONTINUO

Se considera al tanque reactor de agitado continuo presentado en la Figura 1.6, donde se lleva a cabo una reacción exotérmica  $A \rightarrow B$ , al resultado de dicha reacción se lo denomina producto. Se cuenta con una chaqueta que recubre al depósito para remover el calor de la reacción a través del flujo de un líquido refrigerante [5].



**Figura 1.6** Tanque reactor de agitado continuo.

Se asumen las siguientes consideraciones:

1. La disipación de calor de la chaqueta y sus alrededores es despreciable.
2. Las capacidades caloríficas y densidades de los reactantes y productos son iguales e invariantes.
3. El calor de la reacción es constante.
4. El nivel de líquido en el depósito es constante, es decir, los flujos de entrada y salida son iguales.

5. El reactor y la chaqueta tienen una mezcla perfecta.

El transmisor de temperatura está calibrado para un rango de operación de 80 a 100 °C. En la Tabla 1.2 se presenta la información correspondiente a una operación en estado estable.

**Tabla 1.2** Condiciones de operación del Reactor CSTR en estado estable [5].

Variable	Valor	Variable	Valor
$C_A$	1.1306 [kg mol/m <sup>3</sup> ]	$V_c$	1.82 [m <sup>3</sup> ]
$C_{Ai}$	2.88 [kg mol/m <sup>3</sup> ]	$F(t)$	0.45 [m <sup>3</sup> /min]
$T$	88 [°C]	$F_{Cmáx}$	1.2 [m <sup>3</sup> /min]
$T_i$	66 [°C]	$C_{pc}$	4184 [J/kg - °C]
$T_{ci}$	27 [°C]	$\alpha$	50
Referencia	88 [°C]	$\tau_T$	0.33 [min]
$\Delta H_R$	-9.6e <sup>7</sup> [J/kg mol]	$k_o$	0.0744 [m <sup>3</sup> /s - kg mol]
$C_p$	1.815e <sup>5</sup> [J/kg mol - °C]	$E$	1.182e <sup>7</sup> [J/kg mol]
$U$	3550 [J/s - m <sup>2</sup> - °C]	$T_c$	52.29 [°C]
$p_c$	1000 [kg/m <sup>3</sup> ]	$m$	0.2885
$A$	5.4 [m <sup>2</sup> ]	$V$	7.08 [m <sup>3</sup> ]
$p$	19.2 [kg mol/m <sup>3</sup> ]	$TO$	0.4

El modelo está descrito por las siguientes ecuaciones:

Balance de moles del reactante A, Ecuación 1.13.

$$\frac{dC_A(t)}{dt} = \frac{F(t)}{V} (C_{Ai}(t) - C_A(t)) - kC_A^2(t) \quad (1.13)$$

Balance de Energía en el reactor, Ecuación 1.14.

$$\frac{dT(t)}{dt} = \frac{F(t)}{V} (T_i(t) - T(t)) - kC_A^2 \frac{\Delta H_R}{p C_p} - \frac{U A}{V p * C_p} (T(t) - T_{c}(t)) \quad (1.14)$$

Balance de energía en la chaqueta, Ecuación 1.15.

$$\frac{dT_c(t)}{dt} = \frac{U A}{V p p_c C_{pc}} (T(t) - T_c(t)) - \frac{F_c(t)}{V_c} (T_c(t) - T_{ci}(t)) \quad (1.15)$$

Coefficiente de velocidad de reacción, Ecuación 1.16.

$$k = k_o * e^{-\frac{E}{R(T(t)+273)}} \quad (1.16)$$

Transmisor de temperatura, Ecuación 1.17.

$$\frac{dT_O(t)}{dt} = \frac{1}{T_T} \left[ \frac{T(t) - 80}{20} - T_O(t) \right] \quad (1.17)$$

Válvula de control (aire para cerrar), Ecuación 1.18.

$$F_C(t) = F_{Cmáx} * \alpha^{-m(t)} \quad (1.18)$$

## 2 METODOLOGÍA

El desarrollo de este componente como proyecto de titulación ha sido realizado en base a una investigación descriptiva, considerando que adicionalmente a la búsqueda de información referente al sistema de control propuesto se aplica dicha información a dos procesos químicos no lineales, como lo son el Tanque de Mezclado de flujos másicos y el Tanque Reactor de Agitado Continuo.

La información necesaria para la realización de este proyecto de titulación ha sido expuesta en capítulo anterior, por lo que, se aborda a este segundo capítulo para describir el procedimiento de la obtención de la aproximación lineal de primer orden con retardo para cada uno de los casos de estudio descritos anteriormente. La obtención de dicha aproximación permitirá el diseño del sistema de control en modo Dual y la sintonización de los controladores PID y NPID. Se presenta el desarrollo matemático de cada controlador y el diseño de la interfaz de usuario que permitirá la visualización de los resultados de cada uno de los casos de estudio bajo la acción de los sistemas de control propuestos.

### 2.1 APROXIMACIÓN LINEAL DE LOS CASOS DE ESTUDIO

En la realidad, la gran mayoría de procesos tienen un comportamiento no lineal, especialmente los procesos químicos, esto supone un inconveniente al momento de diseñar y sintonizar controladores, sin embargo, se puede representar a un sistema no lineal mediante una aproximación lineal de primer orden con retardo para facilitar el diseño y sintonización de los controladores. Con esta consideración y siguiendo el procedimiento descrito en el capítulo 1, se realiza la aproximación para cada uno de los casos de estudio, Tanque de Mezclado de flujos másicos y para el Tanque Reactor de Agitado Continuo.

La determinación de la expresión aproximada que representa al proceso no lineal se realiza mediante el promedio de los parámetros obtenidos ante un cambio de referencia ascendente y un cambio de referencia descendente para cada caso de estudio.

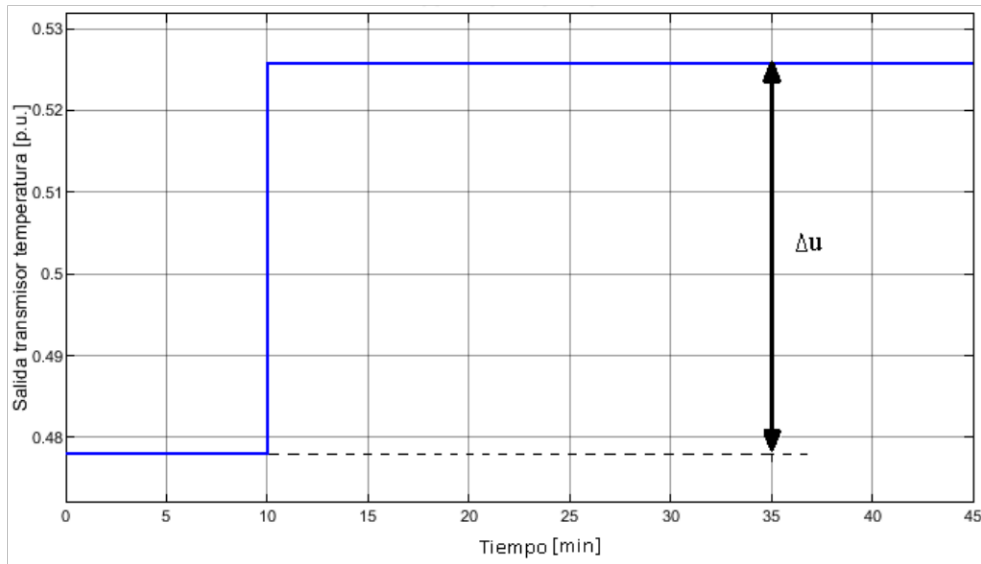
#### 2.1.1 TANQUE DE MEZCLADO DE FLUJOS MÁSCOS

La variable de salida de este proceso es la temperatura de la mezcla en el depósito, es decir, la variable controlada es la temperatura de la mezcla, para ello se manipula la válvula que permite el flujo de fluido frío,  $W_2(t)$ , de ingreso al depósito, es decir, la variable manipulada es el flujo frío,  $W_2(t)$ .



- Cambio de referencia ascendente.

Se realiza un cambio ascendente del 10% en la carrera de la válvula de flujo frío a partir de la condición de operación descrita en la Tabla 1.1, es decir, desde 0.478, valor de  $m$ , en el tiempo de 10 minutos. Este cambio se representa en la Figura 2.1



**Figura 2.1** Variación ascendente del 10% en la carrera de la válvula de flujo frío.

La señal a la salida del transmisor de temperatura ante este cambio está presentada en la Figura 2.2, de donde se ha determinado que  $t_1 = 3.502$  minutos y  $t_2 = 5.012$  minutos.

Considerando las Ecuaciones 1.2, 1.3 y 1.4 se determina el valor de los parámetros que definen a la aproximación lineal de primer orden para este proceso.

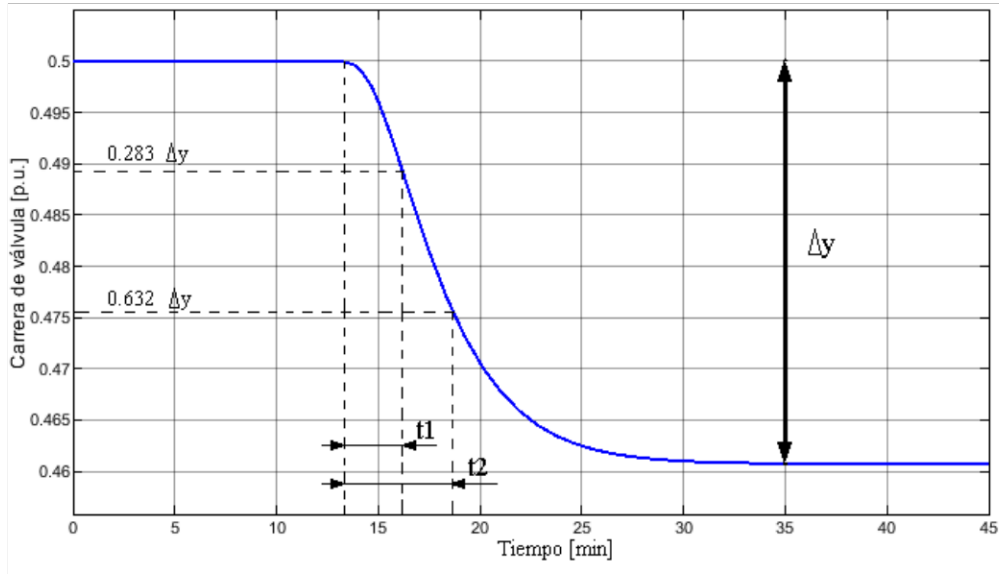
$$K = \frac{0.461 - 0.500}{0.526 - 0.478} = -0.813 \quad (2.1)$$

$$\tau = 1.5(5.012 - 3.502) = 2.265 \quad (2.2)$$

$$\theta = 5.012 - 2.265 = 2.747 \quad (2.3)$$

La expresión que representa la aproximación del sistema ante un cambio ascendente de referencia está representada en la Ecuación 2.4.

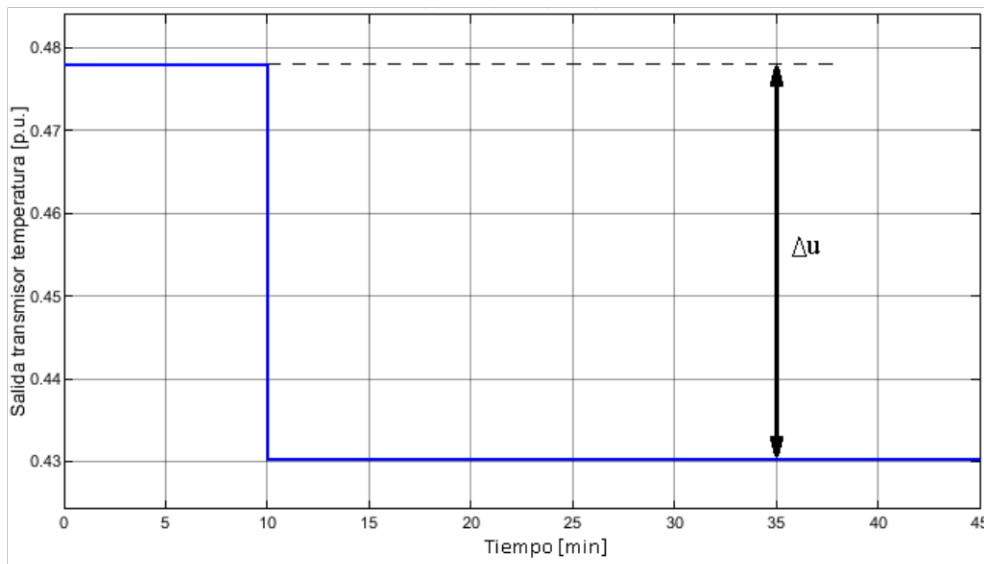
$$G(s) = \frac{-0.813 e^{-2.747 s}}{2.265 s + 1} \quad (2.4)$$



**Figura 2.2** Señal a la salida del transmisor de temperatura.

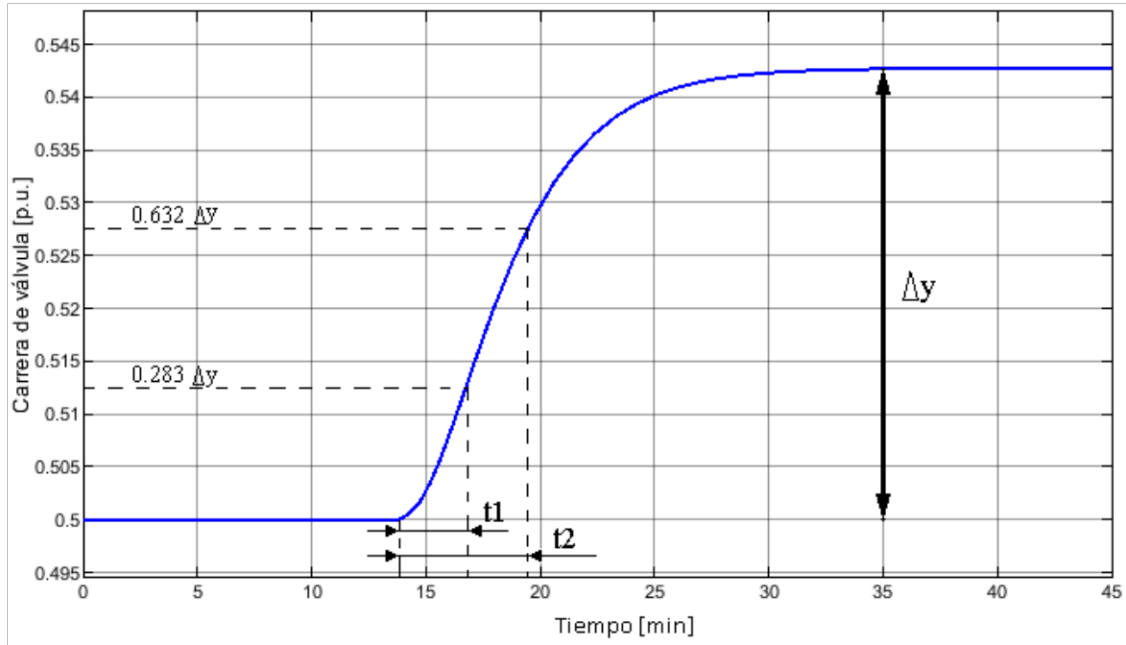
- Cambio de referencia descendente.

Se realiza un cambio descendente del 10% en la carrera de la válvula de flujo frío a partir de la condición de operación descrita en la Tabla 1.1, es decir, desde 0.478, valor de m, en el tiempo de 10 minutos. Este cambio se representa en la Figura 2.3.



**Figura 2.3** Variación descendente del 10% en la carrera de la válvula de flujo frío.

La señal a la salida del transmisor de temperatura ante este cambio está presentada en la Figura 2.4, de donde se ha determinado que  $t_1 = 3.505$  minutos y  $t_2 = 5.493$  minutos.



**Figura 2.4** Señal a la salida del transmisor de temperatura.

Considerando las Ecuaciones 1.2, 1.3 y 1.4 se determina el valor de los parámetros que definen a la aproximación lineal de primer orden para este proceso.

$$K = \frac{0.543 - 0.500}{0.430 - 0.478} = -0.896 \quad (2.5)$$

$$\tau = 1.5(5.493 - 3.505) = 2.982 \quad (2.6)$$

$$\theta = 5.493 - 2.982 = 2.511 \quad (2.7)$$

La expresión que representa la aproximación del sistema ante un cambio ascendente de referencia está representada en la Ecuación 2.8.

$$G(s) = \frac{-0.896 e^{-2.511 s}}{2.982 s + 1} \quad (2.8)$$

- Obtención de la aproximación promedio.

Con los parámetros obtenidos en los cambios de referencia descritos anteriormente, se determina su valor promedio para determinar la función de primer orden con retardo que será utilizada para la sintonización de los sistemas de control. El cálculo de los valores promedio está realizado en las Ecuaciones 2.9, 2.10 y 2.11 para la ganancia, constante de tiempo y retardo de respuesta.

$$K = \frac{(-0.813) + (-0.896)}{2} = -0.8545 \quad (2.9)$$

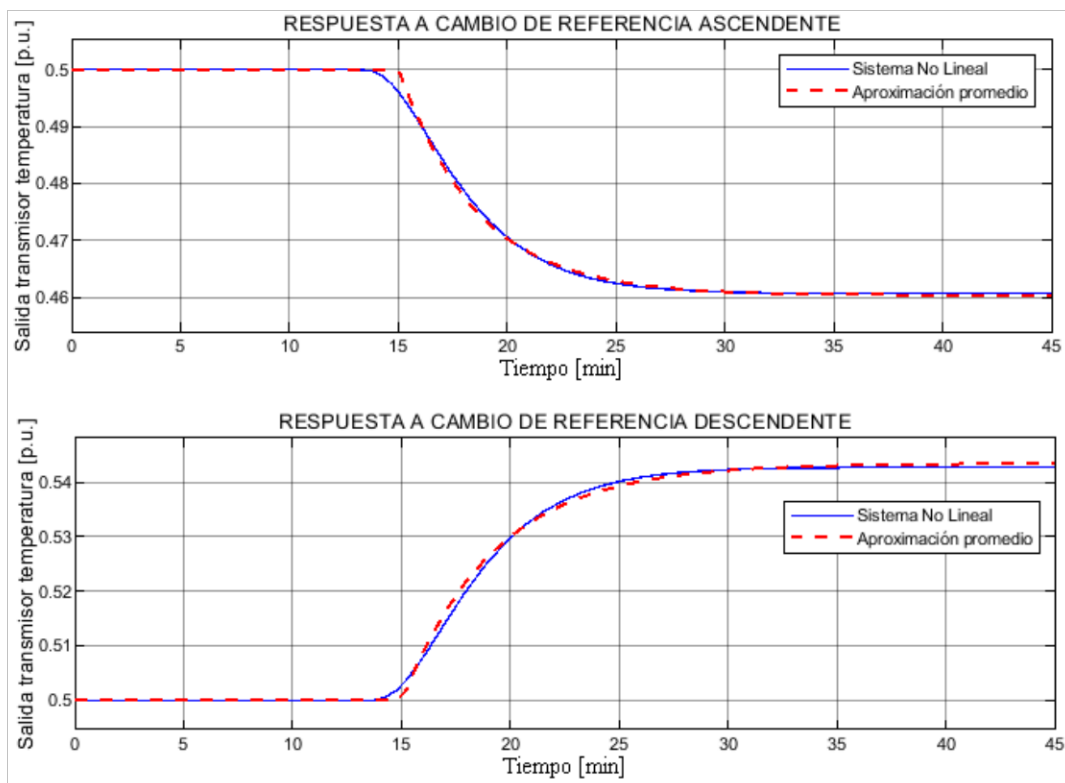
$$\tau = \frac{2.265 + 2.982}{2} = 2.6235 \quad (2.10)$$

$$\theta = \frac{2.747 + 2.511}{2} = 2.629 \quad (2.11)$$

La expresión aproximada promedio del modelo está representada en la Ecuación 2.12

$$G(s) = \frac{-0.8545 e^{-2.629 s}}{2.6235 s + 1} \quad (2.12)$$

La validación de la aproximación promedio está presentada en la Figura 2.5, donde se verifica que la Ecuación 2.12 representa una aproximación adecuada para cambios ascendentes y descendentes de referencia.



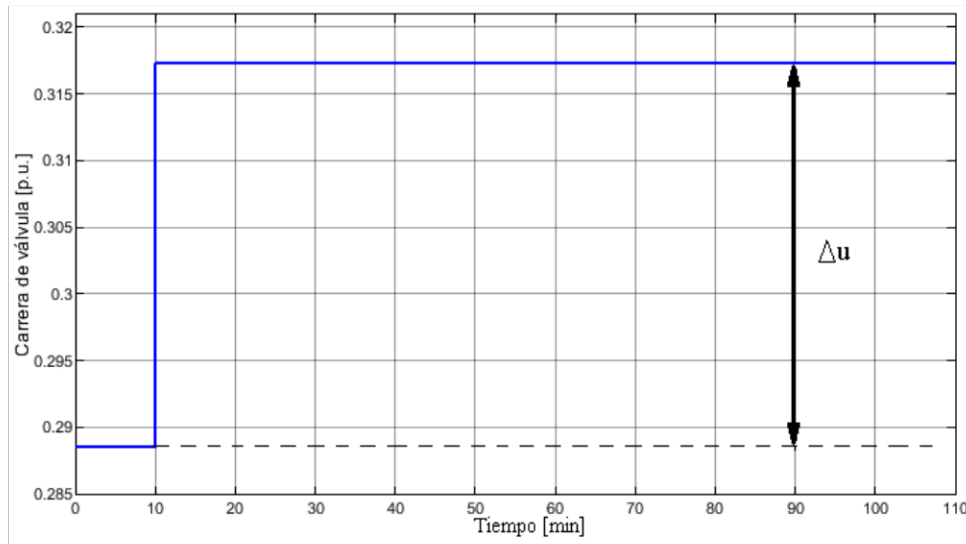
**Figura 2.5** Validación de la aproximación FOPDT ante un cambio ascendente y un cambio descendente de referencia.

## 2.1.2 TANQUE REACTOR DE AGITADO CONTINUO

La variable de salida de este proceso es la temperatura del depósito donde se lleva a cabo la reacción, es decir, la variable controlada es la temperatura del reactor, para ello se manipula la válvula que permite el flujo del fluido refrigerante,  $F_C(t)$ .

- Cambio de referencia ascendente.

Se realiza un cambio ascendente del 10% en la carrera de la válvula que permite el flujo del refrigerante a partir de la condición de operación descrita en la Tabla 1.2, es decir, desde 0.2882, valor de  $m$ , en el tiempo de 10 minutos. Este cambio se representa en la Figura 2.6.



**Figura 2.6** Variación ascendente del 10% en la carrera de la válvula de flujo refrigerante.

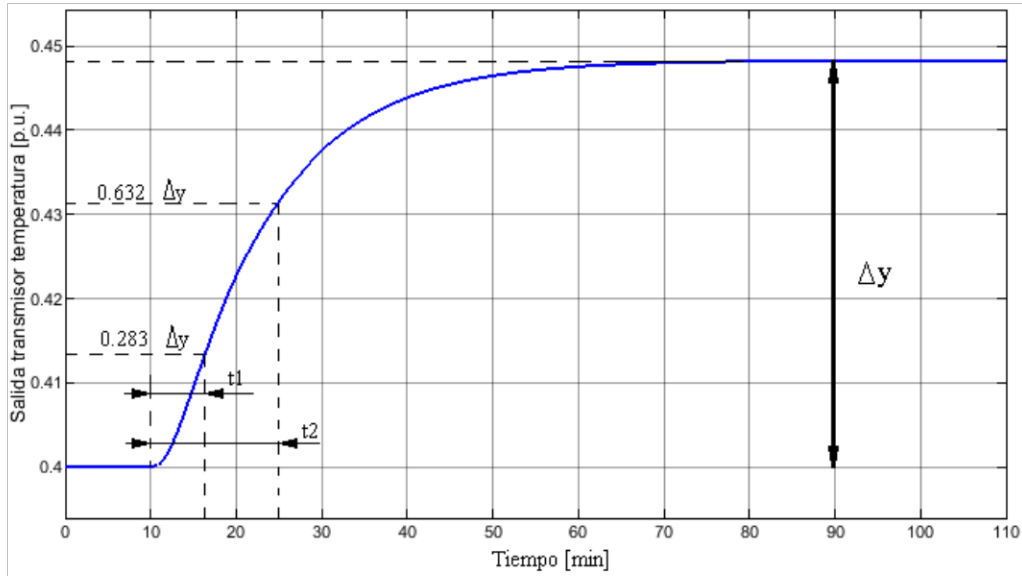
La señal a la salida del transmisor de temperatura ante este cambio está presentada en la Figura 2.7, de donde se ha determinado que  $t_1 = 6.251$  minutos y  $t_2 = 14.811$  minutos.

Considerando las Ecuaciones 1.2, 1.3 y 1.4 se determina el valor de los parámetros que definen a la aproximación lineal de primer orden para este proceso.

$$K = \frac{0.448 - 0.4}{0.3155 - 0.2885} = 1.778 \quad (2.13)$$

$$\tau = 1.5(14.811 - 6.251) = 12.84 \quad (2.14)$$

$$\theta = 14.811 - 12.84 = 1.971 \quad (2.15)$$



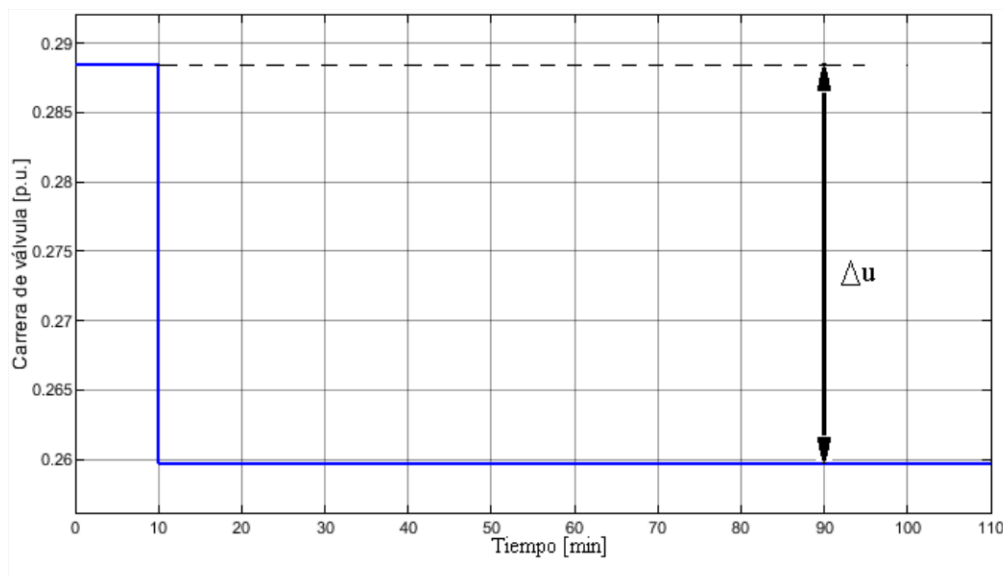
**Figura 2.7** Señal a la salida del transmisor de temperatura.

La expresión que representa la aproximación del sistema ante un cambio ascendente de referencia está representada en la Ecuación 2.16.

$$G(s) = \frac{1.778 e^{-1.971 s}}{12.84 s + 1} \quad (2.16)$$

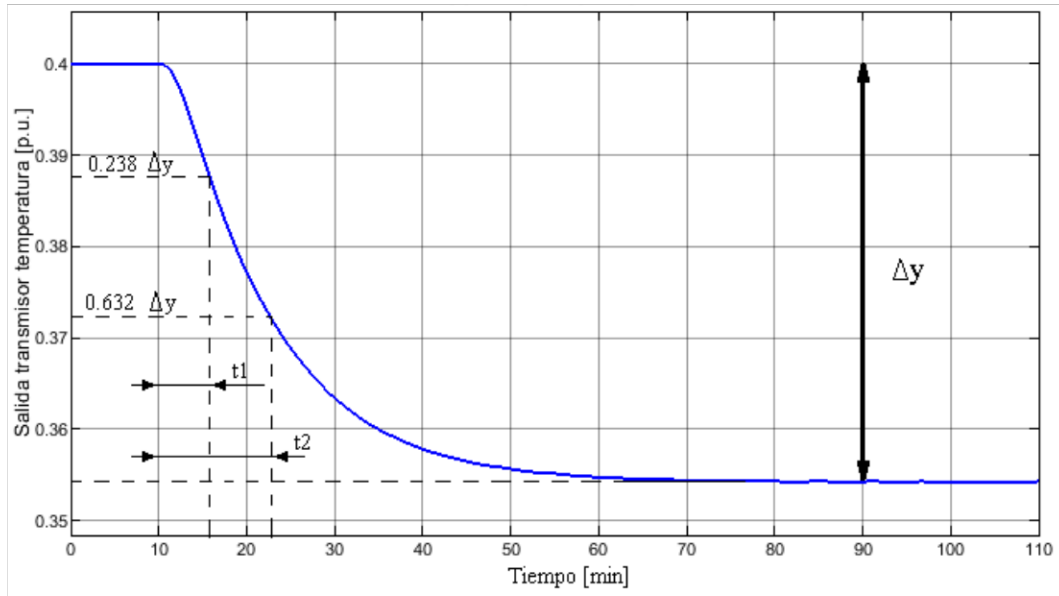
- Cambio de referencia descendente.

Se realiza un cambio descendente del 10% en la carrera de la válvula de refrigerante a partir de la condición de operación descrita en la Tabla 1.2, es decir, desde 0.2885, valor de m, en el tiempo de 10 minutos. Este cambio se representa en la Figura 2.8.



**Figura 2.8** Variación descendente del 10% en la carrera de la válvula de refrigerante.

La señal a la salida del transmisor de temperatura ante este cambio está presentada en la Figura 2.9, de donde se ha determinado que  $t_1 = 5.802$  minutos y  $t_2 = 13.355$  minutos.



**Figura 2.9** Señal a la salida del transmisor de temperatura.

Considerando las Ecuaciones 1.2, 1.3 y 1.4 se determina el valor de los parámetros que definen a la aproximación lineal de primer orden para este proceso.

$$K = \frac{0.357 - 0.4}{0.259 - 0.2885} = 1.458 \quad (2.17)$$

$$\tau = 1.5(13.355 - 5.802) = 11.329 \quad (2.18)$$

$$\theta = 13.355 - 11.329 = 2.0255 \quad (2.19)$$

La expresión que representa la aproximación del sistema ante un cambio ascendente de referencia está representada en la Ecuación 2.20.

$$G(s) = \frac{1.458 e^{-2.0255 s}}{11.329 s + 1} \quad (2.20)$$

- Obtención de la aproximación promedio.

Con los parámetros obtenidos en los cambios de referencia descritos anteriormente, se determina su valor promedio para determinar la función de primer orden con retardo que será utilizada para la sintonización de los sistemas de control. El cálculo de los valores

promedio está realizado en las Ecuaciones 2.21, 2.22 y 2.23 para la ganancia, constante de tiempo y retardo de respuesta.

$$K = \frac{1.458 + 1.778}{2} = 1.618 \quad (2.21)$$

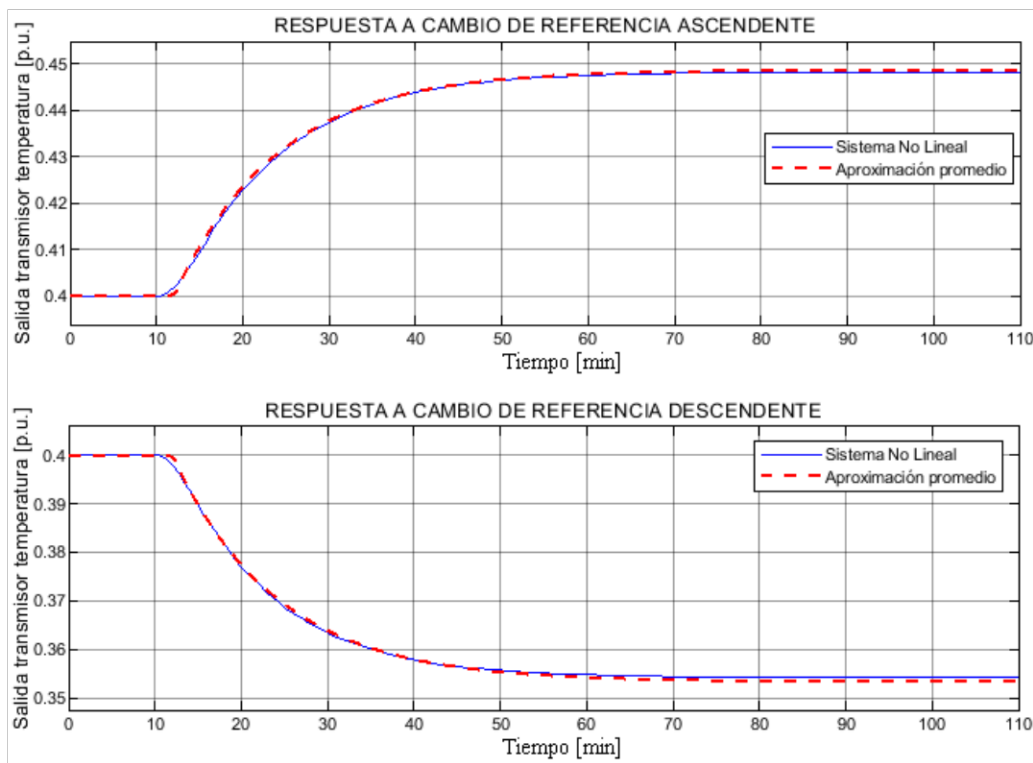
$$\tau = \frac{12.84 + 11.329}{2} = 12.084 \quad (2.22)$$

$$\theta = \frac{1.971 + 2.0255}{2} = 1.998 \quad (2.23)$$

La expresión aproximada promedio del modelo está representada en la Ecuación 2.24

$$G(s) = \frac{1.618 e^{-1.998 s}}{12.084 s + 1} \quad (2.24)$$

La validación de la aproximación promedio está presentada en la Figura 2.10, donde se verifica que la Ecuación 2.24 representa una aproximación adecuada para cambios ascendentes y descendentes de referencia.



**Figura 2.10** Validación de la aproximación FOPDT ante un cambio ascendente y un cambio descendente de referencia.



## 2.2 SINTONIZACIÓN DE CONTROLADORES PID

El controlador PID considera una ley de control conformada por la combinación lineal de los valores proporcional, integral y derivativo del error. En la Ecuación 2.25 se presenta la estructura de un controlador PID.

$$PID: \quad u(t) = k_p e(t) + k_i \int_0^t e(t)dt + k_d \frac{d e(t)}{dt} \quad (2.25)$$

Donde:

$k_0$  : Ganancia proporcional.

$k_i$  : Ganancia integral, donde  $k_i = \frac{k_p}{T_i}$

$k_d$  : Ganancia derivativa, donde  $k_d = k_p * T_d$

$e(t)$  : Error del proceso

Dahlin propuso expresiones para la sintonización de estos controladores PID [18], las cuales están presentadas en la Tabla 2.1

**Tabla 2.1** Expresiones propuestas por Dahlin para la sintonización de controladores PID.

Constante	Expresión
$k_p$	$\frac{1.2}{2K} \left(\frac{\theta}{\tau}\right)^{-1}$
$T_i$	$\tau$
$T_d$	$\frac{\theta}{2}$

## 2.3 SINTONIZACIÓN DE CONTROLADORES NPID

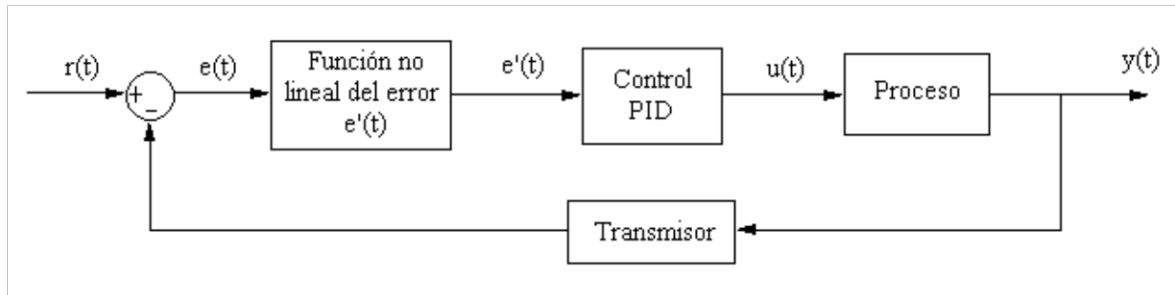
Este controlador tiene la característica de contar con una función no lineal del error que varía en el tiempo, la cual es considerada como el error en los componentes proporcional, integral y derivativo de un PID clásico. La estructura de un NPID está representada en la Ecuación 2.26

$$NPID: \quad u(t) = k_p e'(t) + \frac{k_p}{T_i} \int_0^t e'(t)dt + k_p * T_d \frac{d e'(t)}{dt} \quad (2.26)$$

Donde:

$e'(t)$  : Función no lineal del error.

La ventaja que este controlador es la disposición de considerar la ganancia no lineal más conveniente para determinado proceso, es decir, se puede considerar cualquier ganancia no lineal para este controlador. En la Figura 2.11 se presenta el diagrama de bloques de un sistema bajo el control de un NPID propuesto en [14].



**Figura 2.11** Esquema en bloques de un proceso controlado por un NPID.

### 2.3.1 GANANCIA SIGMOIDAL EN CONTROLADOR NPID

Este controlador NPID con ganancia sigmoideal consiste en multiplicar el error del proceso por una función sigmoideal, como se presenta en la Ecuación 2.27 [19].

$$e'(t) = f(e) * e(t) \quad (2.27)$$

Donde:

$e'(t)$  : Nuevo valor de error, error no lineal.

$f(e)$  : Función no lineal dependiente del error.

$e(t)$  : Error del proceso.

El denominado error no lineal es la entrada del controlador PID, convirtiéndose este nuevo sistema de control en un NPID, cuya ley de control está expresada en la Ecuación 2.28, la cual se obtuvo al reemplazar la Ecuación 2.26 en la Ecuación 2.25.

$$u(t)_{NPID} = kp[f(e) e(t)] + k_i \int_0^t f(e) e(t) dt + k_d \frac{d[f(e) e(t)]}{dt} \quad (2.28)$$

La función no lineal, en este caso, es la función Sigmoideal, la cual está representada en la Ecuación 2.29.

$$f(e) = k_0 + k_1 \left( \frac{2}{e^{-k_2 e(t)} + 1} - 1 \right) \quad (2.29)$$

Donde:

$k_0$  : Establece el valor intermedio de la función no lineal.

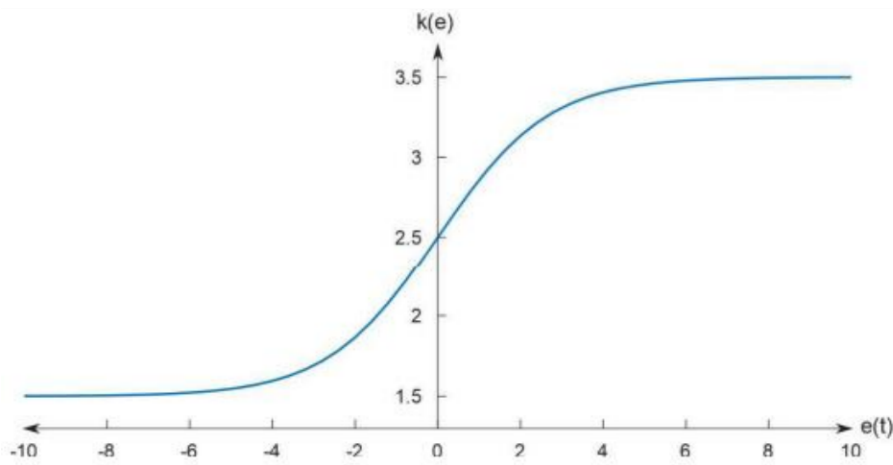
$k_1$  : Establece el rango de variación de  $f(e)$ , se requiere que  $k_1 \leq k_0$  para garantizar que  $f(e) \geq 0$

$k_2$  : Establece la velocidad de variación de  $f(e)$ .

En esta función no lineal se debe tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

- $k_0, k_1, k_2$  : Son constantes positivas.
- $k_0 - k_1$  : Valor mínimo que tomará la función, cuando  $e = -\infty$ .
- $k_0 + k_1$  : Valor máximo que tomará la función, cuando  $e = 0$ .

Un ejemplo de función sigmoideal para  $k_0 = 2.5$ ,  $k_1 = 1$ ,  $k_2 = 0.75$ , está mostrada en la Figura 2.12.



**Figura 2.12** Función sigmoideal en función del error.

### 2.3.2 GANANCIA LINEAL POR PARTES EN CONTROLADOR NPID

Manteniendo la forma de la ley de control expresada en la Ecuación 2.28, este controlador considera una función definida por tramos, la cual está expresada en la Ecuación 2.30 [19].

$$f(e) = \begin{cases} k_{\min} & e \leq e_{\min} \\ k_0 + k_2 e & e_{\min} < e < 0 \\ k_0 + k_1 e & 0 < e < e_{\max} \\ k_{\max} & e \geq e_{\max} \end{cases} \quad (2.30)$$

Donde:

$k_0$  : Establece el valor intermedio de  $f(e)$ , cuando  $e = 0$ .

$k_1, k_2$  : Valor de las pendientes de las rectas, no necesariamente son iguales.

$k_{\min}$  : Mínimo valor de la función.

$k_{\max}$  : Máximo valor de la función.

$e_{\min}$  : Error mínimo, a partir del cual la función tomará una ganancia igual a  $k_{\min}$ .

$e_{\max}$  : Error máximo, a partir del cual la función tomará una ganancia igual a  $k_{\max}$ .

En la Figura 2.13 se representa un ejemplo de una función lineal por partes para los siguientes valores:  $k_0 = 2$ ,  $k_1 = 0.5$ ,  $k_2 = 1$ ,  $k_{\min} = 1$ ,  $k_{\max} = 4.5$ ,  $e_{\min} = -1$ ,  $e_{\max} = 5$ .

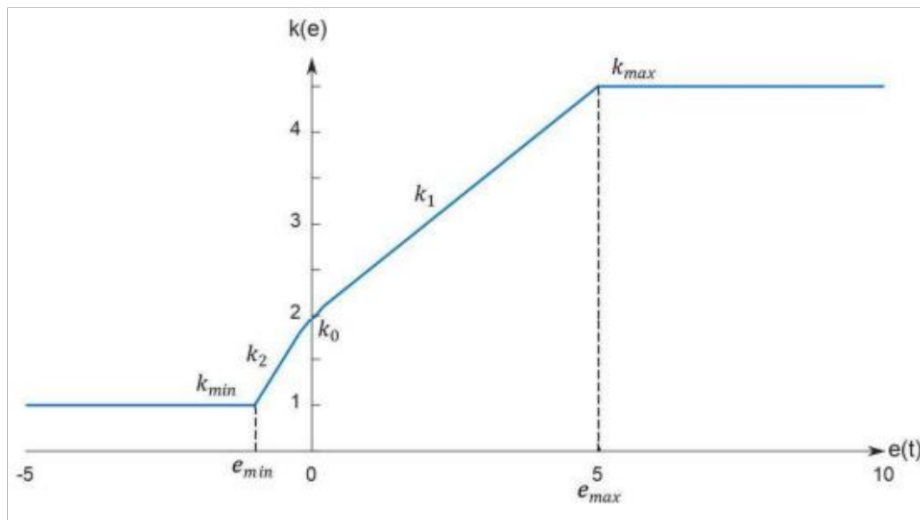


Figura 2.13 Función lineal por partes en función del error.

### 2.3.3 GANANCIA PROPUESTA POR HAN EN CONTROLADOR NPID

Esta ganancia considera combinaciones no lineales e independientes para la parte proporcional, integral y derivativa del error, la ley de control para este NPID está expresada en la Ecuación 2.31 [20].

$$u_{NPIDHAN}(t) = k_p f_{HAN}(e_p, \alpha_p, \delta_p) + k_i f_{HAN}(e_i, \alpha_i, \delta_i) + k_d f_{HAN}(e_d, \alpha_d, \delta_d) \quad (2.31)$$

Donde:

$k_p, k_i, k_d$  : Constantes de sintonización de un PID clásico.

La función propuesta por HAN, para el componente proporcional de la ley de control, está descrita por la Ecuación 2.32.

$$f_{HAN}(e_p, \alpha_p, \delta_p) = \begin{cases} \delta_p^{\alpha_p-1} e_p & |e_p| \leq \delta_p \\ |e_p|^{\alpha_p-1} e_p & |e_p| > \delta_p \end{cases} \quad (2.32)$$

Donde:

$e_p$  : Proporcional del error del proceso.

$\alpha_p$  : Define el grado de no linealidad del componente proporcional de la función.

$\delta_p$  : Define el rango lineal de la función, en este rango el comportamiento es igual al de un PID clásico.

La función propuesta por HAN, para el componente integral de la ley de control, está descrita por la Ecuación 2.33

$$f_{HAN}(e_i, \alpha_i, \delta_i) = \begin{cases} \delta_i^{\alpha_i-1} e_i & |e_i| \leq \delta_i \\ |e_i|^{\alpha_i-1} e_i & |e_i| > \delta_i \end{cases} \quad (2.33)$$

Donde:

$e_i$  : Integral del error del proceso.

$\alpha_i$  : Define el grado de no linealidad del componente integral de la función.

$\delta_i$  : Define el rango lineal de la función, en este rango el comportamiento es igual al de un PID clásico.

La función propuesta por HAN, para el componente derivativo de la ley de control, está descrita por la Ecuación 2.34.

$$f_{HAN}(e_d, \alpha_d, \delta_d) = \begin{cases} \delta_d^{\alpha_d-1} e_d & |e_d| \leq \delta_d \\ |e_d|^{\alpha_d-1} e_d & |e_d| > \delta_d \end{cases} \quad (2.34)$$

Donde:

$e_d$  : Derivada del error del proceso.

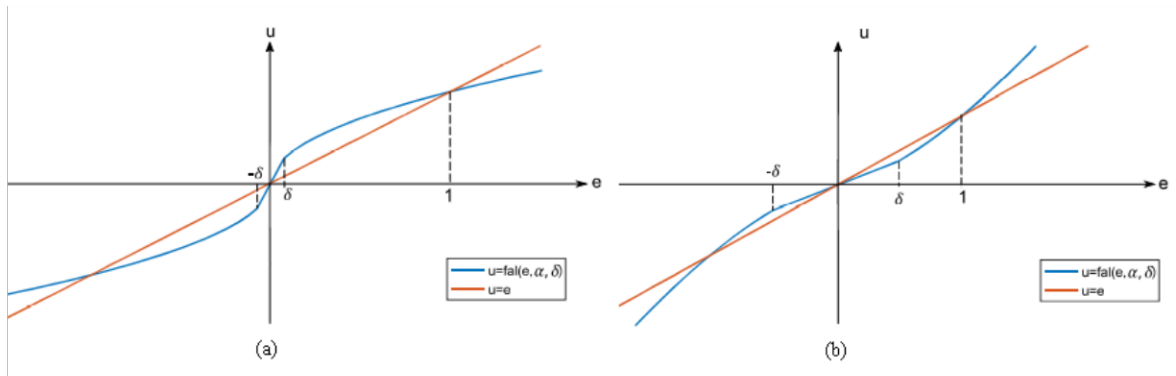
$\alpha_d$  : Define el grado de no linealidad del componente derivativo de la función.

$\delta_d$  : Define el rango lineal de la función, en este rango el comportamiento es igual al de un PID clásico.

En esta función no lineal es importante tomar en cuenta las siguientes consideraciones:

- $\alpha_p > 1$  : Para obtener mayor sensibilidad ante errores pequeños.
- $-1 < \alpha_i < 0$  : Se disminuye la acción integral ante errores grandes, evitando el efecto windup.
- $\alpha_d > 1$  : Reducir el ruido en la estabilidad, es decir, ganancia derivativa pequeña ante errores pequeños. [20]

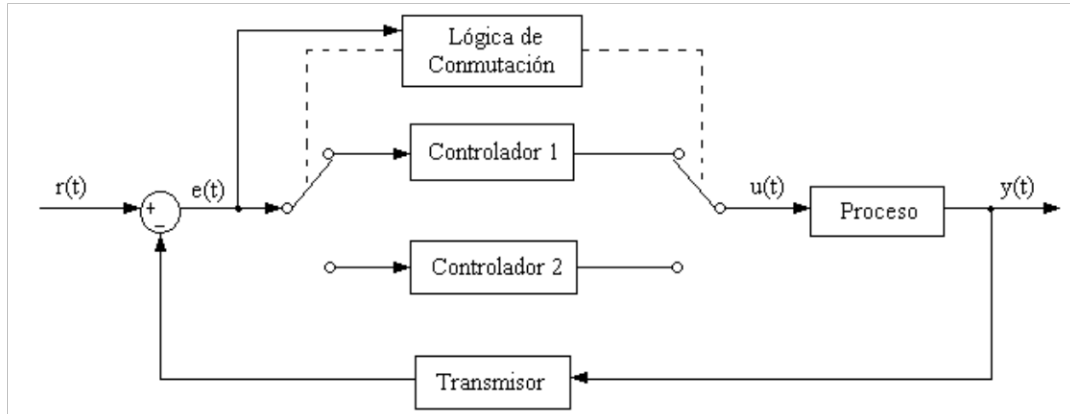
En la Figura 2.14 se presenta la función propuesta por HAN para los casos de  $\alpha$  dentro del rango entre 0 y 1, y para  $\alpha$  mayor que 1.



**Figura 2.14** Función propuesta por HAN, (a) Para  $0 < \alpha < 1$ , (b) Para  $\alpha > 1$

## 2.4 DISEÑO DEL MODO DUAL DE CONTROL

Este modo de control consiste en la conmutación entre dos controladores en función del valor del proceso, en la Figura 2.15 se presenta el esquema en bloques del modo Dual de control.



**Figura 2.15** Esquema de bloques del modo Dual de control.

El reto de este modo de control es determinar un punto de conmutación adecuado de tal manera que no se generen sobreimpulsos en el sistema, manteniendo la característica de rechazo de perturbaciones y de seguimiento de referencia. La lógica de conmutación ubica a un controlador de arranque y llegado determinado valor de error se realiza la conmutación a un controlador de llegada. El valor del error necesario para mínimo tiempo de control puede ser determinado mediante la Ecuación 2.35, esta expresión indica el error en el cual el sistema ya ha disipado la energía necesaria para abandonar el estado estable y entrar en estado transitorio.

$$e_{sw} = \frac{100 (\tau_2 + \tau_d) - q(\tau_2 + \tau_d + t_d)}{\tau_i} \quad (2.35)$$

Donde:

- $e_{sw}$  : Error de conmutación.
- $q$  : Variación de señal de control requerida por el proceso.
- $\tau_i$  : Constante de tiempo del parámetro integral.
- $\tau_2$  : Constante de tiempo secundaria del proceso.
- $\tau_d$  : Constante de tiempo del parámetro derivativo.
- $t_d$  : Tiempo de retardo requerido para disipar la energía adicional del sistema.

El tiempo  $t_d$  puede determinarse mediante la Ecuación 2.36.

$$t_d = -\tau_2 \ln\left(\frac{q}{100}\right) \quad (2.36)$$

Al considerar una variación de carga,  $q$ , del 10%, es decir, dar un cambio de referencia del 10% se puede determinar el valor del error de conmutación al reemplazar la Ecuación 2.36 en la Ecuación 2.35 y considerando que  $\tau_2 = \tau_d$  [2], se determina la expresión que se utilizará para el diseño de modo Dual en los casos de estudio, esta expresión se presenta en la Ecuación 2.37.

$$e_{sw} = \frac{156.975 \tau_d}{\tau_i} \quad (2.37)$$

#### 2.4.1 SELECCIÓN DE LOS CONTROLADORES DEL MODO DUAL

El objetivo es dotar al sistema de control de una alta velocidad mediante un controlador de inicial rápido, entre los controladores que mejor cumplen con este requerimiento son un controlador proporcional, controlador PID y finalmente controlador PI en ese orden. Para la extinción del sobreimpulso se debe disponer de controladores con característica integral, por lo que las mejores alternativas para reducir los sobreimpulsos son un controlador PI, controlador PID y finalmente controlador P, siendo este último el menos adecuado para evitar un sobreimpulso.

En la Figura 2.2 se presentan las características de rapidez y sobreimpulso desarrollado por las distintas formas de un controlador PID.

**Tabla 2.2** Características de rapidez y sobreimpulso de controladores PID [8].

Controlador	Rapidez	Anulación de Sobreimpulso
P	+++	+
PID	++	++
PI	+	+++

En base a la información presentada en la Tabla 2.2, se puede considerar que la mejor alternativa para un controlador inicial es un controlador P y conmutar a un controlador PI, de esta manera se tiene alta velocidad y anulación de sobreimpulso máxima.

Se debe tomar en cuenta las siguientes consideraciones que pueden influir en la selección de los controladores del modo Dual:

- El controlador P es el más rápido y conforme se le añade el parámetro integral va volviéndose menos rápido [8].
- El controlador PI es el mejor anulando el sobreimpulso y al ingresar la acción derivativa, su característica de anulación de sobreimpulso va disminuyendo [8].

## 2.5 INTERFAZ GRÁFICA

Se presenta la realización de la interfaz gráfica de usuario para lograr una visualización adecuada y amigable, en la interfaz se puede establecer hasta 3 cambios de referencia y hasta 3 perturbaciones por simulación. Se presentan los índices de desempeño ISE, IAE, tiempo de establecimiento y sobreimpulso desarrollado juntamente con la gráfica de la salida del proceso con la acción de cada uno de los sistemas de control diseñados, señales de control y las perturbaciones que han sido ingresadas por el usuario.

La interfaz gráfica es desarrollada en Matlab, en la herramienta AppDesigner que es la nueva versión de GUIDE. Se implementa una ventana inicial, mostrada en la Figura 2.16, desde la cual se puede navegar hacia la ventana de cualquiera de los dos casos de estudio: Tanque de mezclado de flujos másicos y Tanque Reactor de Agitado Continuo. Para cada caso de estudio se ha desarrollado una ventana.

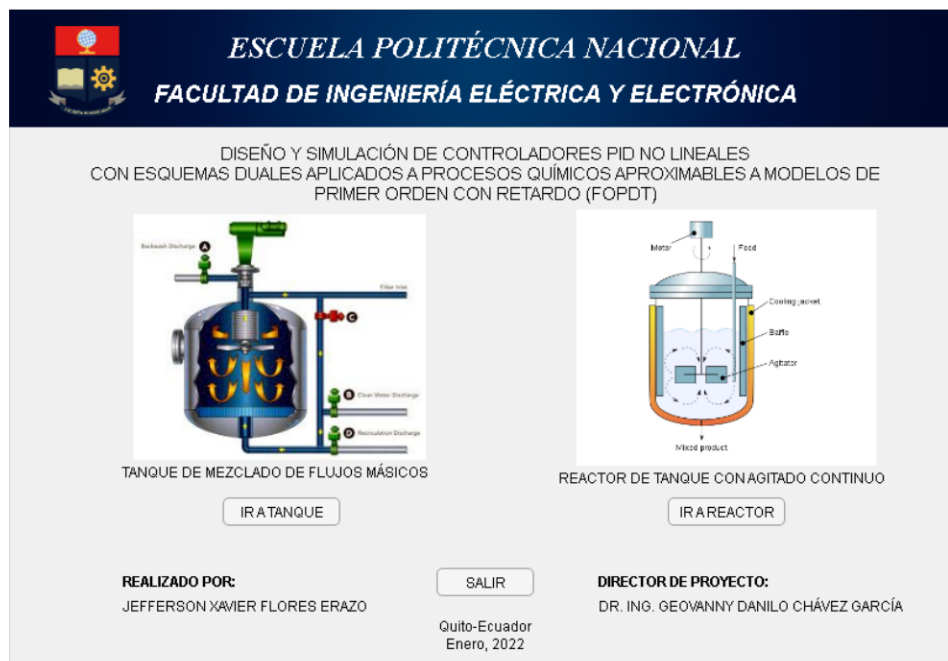


Figura 2.16 Ventana Inicial de la interfaz gráfica.



En la Figura 2.17 se presenta el diagrama de flujo de la Ventana Inicial

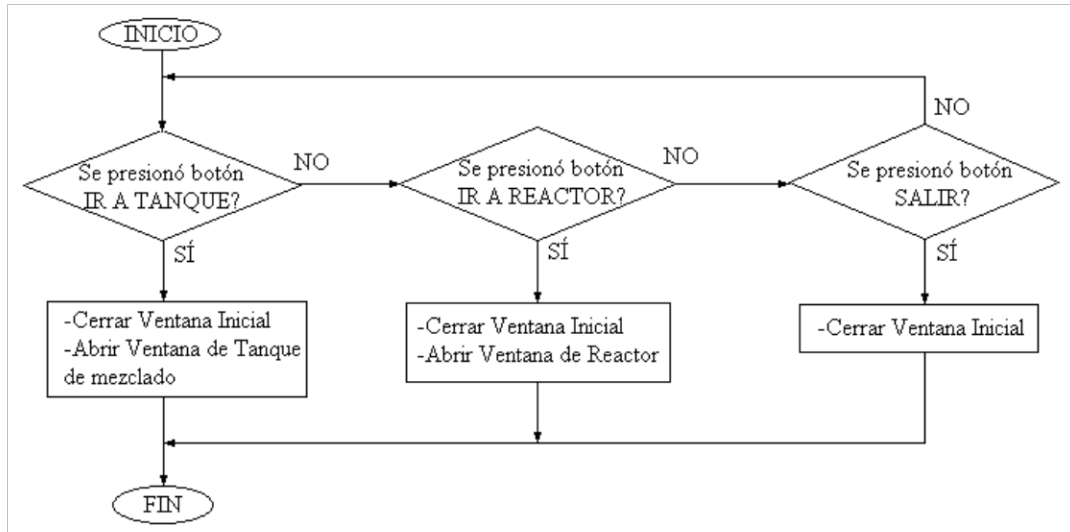


Figura 2.17 Diagrama de flujo de Ventana Inicial.

Las ventanas de los procesos Tanque de Mezclado de Flujos Másicos y Tanque Reactor de Agitado Continuo están presentadas en las Figura 2.18 y Figura 2.19 respectivamente.

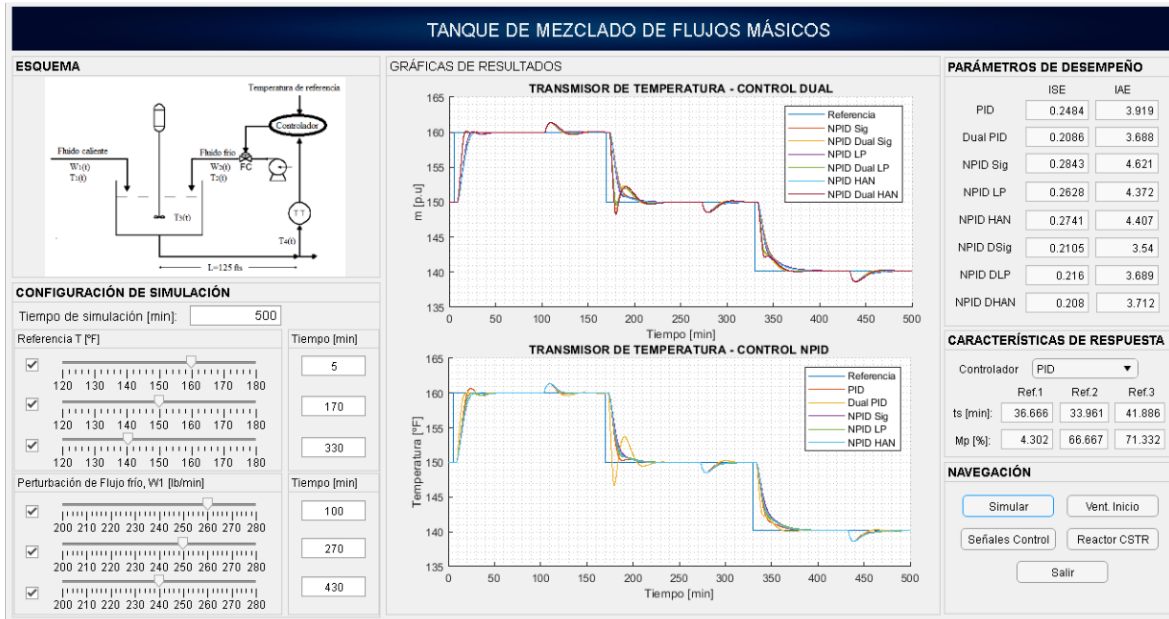


Figura 2.18 Ventana del Proceso Tanque de Mezclado de Flujos Másicos.

Estas dos ventanas presentan un mismo diagrama de flujo, puesto que la manera de interacción del usuario con cada una de estas ventanas tiene el mismo procedimiento. Este diagrama de flujo está presentado en la Figura 2.20.

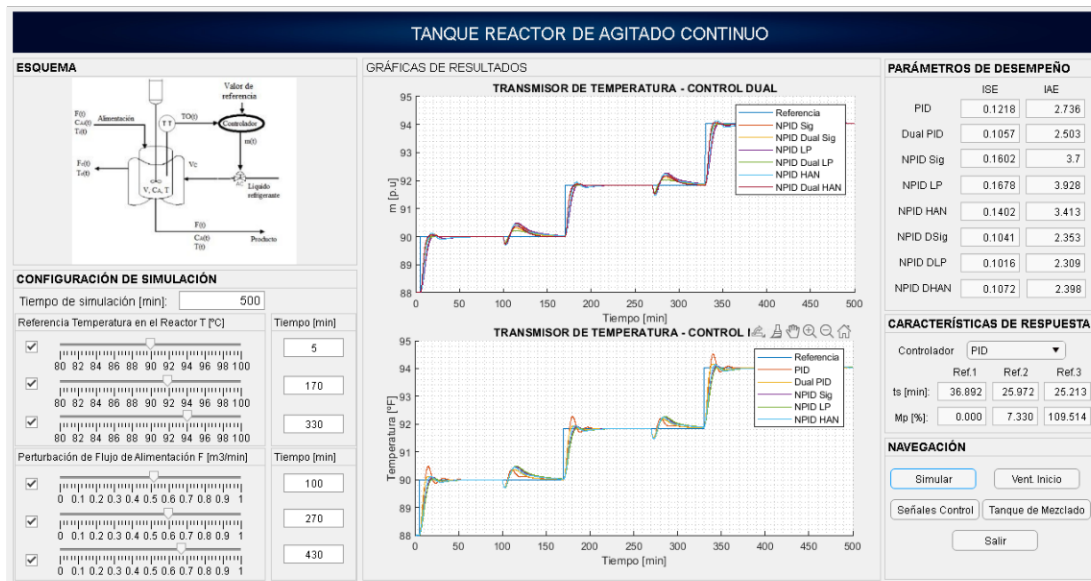


Figura 2.19 Ventana del Proceso Tanque Reactor de Agitado Continuo.

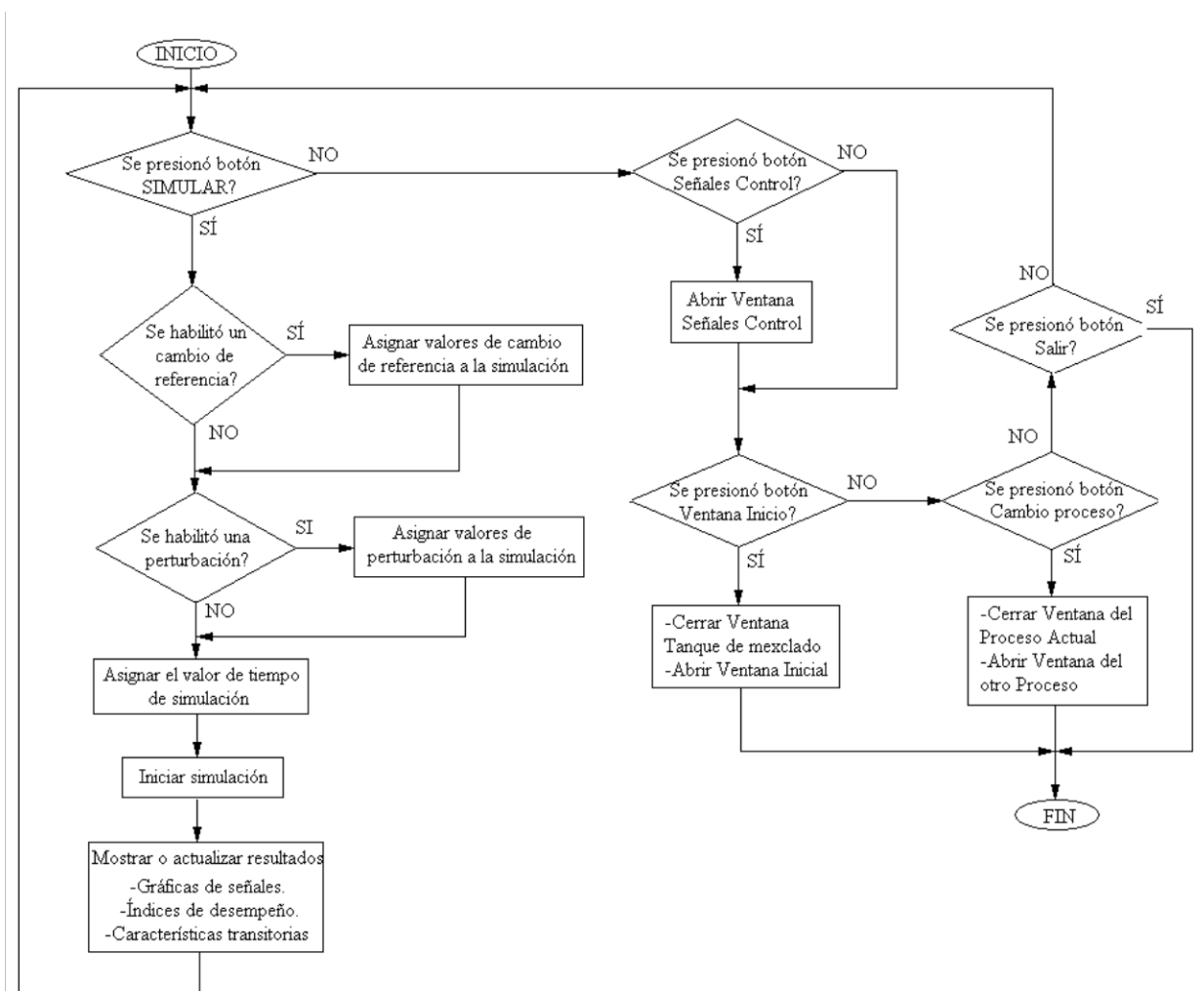
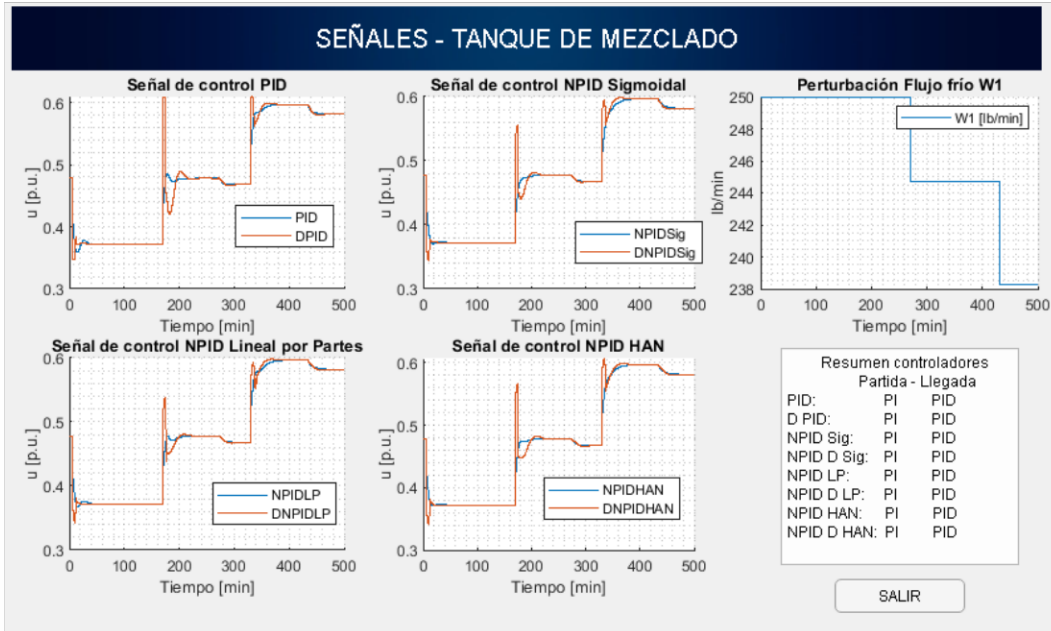
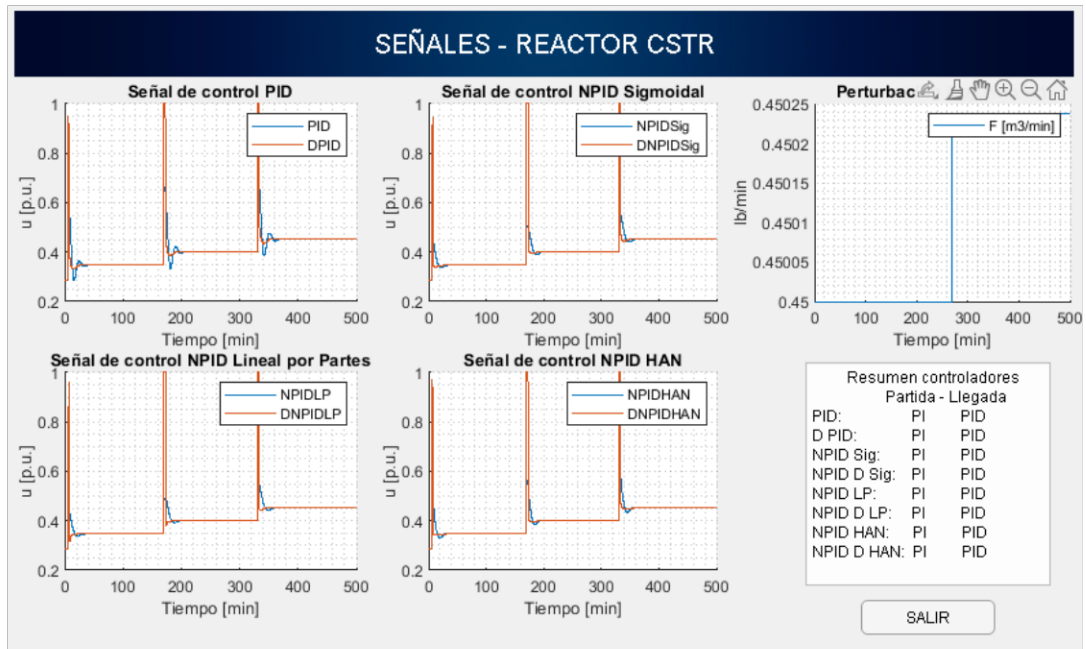


Figura 2.20 Diagrama de flujo de las ventanas Tanque de Mezclado y Tanque Reactor de Agitado Continuo,

Para cada proceso se ha desarrollado una ventana adicional en donde se grafican las señales de control para cada controlador considerado en este trabajo, para el Tanque de Mezclado se presenta esta ventana en la Figura 2.21 y para el Tanque Reactor en la Figura 2.22.

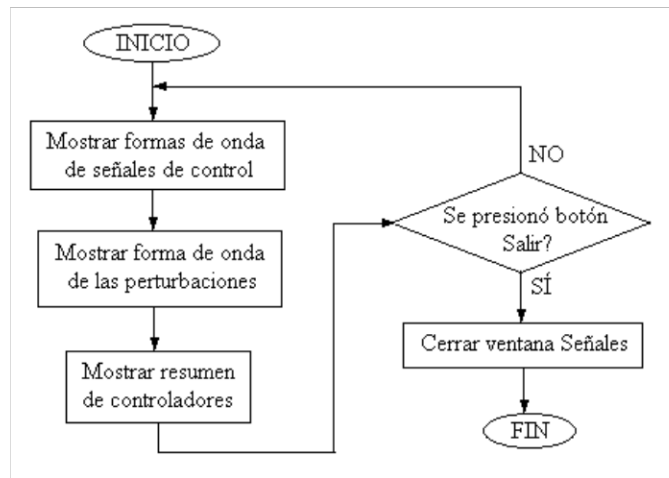


**Figura 2.21** Señales de control, perturbaciones y resumen de controladores para el proceso Tanque de Mezclado de Flujos Másicos.



**Figura 2.22** Señales de control, perturbaciones y resumen de controladores para el proceso Tanque Reactor de Agitado Continuo

El diagrama de flujo de la ventana de Señales está representado en la Figura 2.23, el cual es válido para ambos casos de estudio.



**Figura 2.23** Diagrama de flujo de la ventana Señales.

El manual detallado del uso de la interfaz está presentado en el ANEXO I

### **3 RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos en las simulaciones de los casos de estudio: Tanque de Mezclado de Flujos Másicos y Tanque Reactor de Agitado Continuo con la acción de los controladores que han sido diseñados para su control, para esto se utiliza Simulink, que es un software de programación de alto nivel complementario de Matlab.

Se describirá el proceso para la sintonización de los controladores y ganancias no lineales de los NPID. Además, se presentarán las gráficas obtenidas de las simulaciones realizadas a los dos casos de estudio, juntamente con los índices de desempeño obtenidos ante cambios de referencia y perturbaciones ingresadas a cada proceso.

Finalmente, se presentarán las conclusiones y recomendaciones de este trabajo de titulación.

#### **3.1 SINTONIZACIÓN DE CONTROLADORES**

Para la sintonización de los controladores PID se consideró el método de Dahlin, cuyos valores de sintonización están descritos en el capítulo anterior. Para la sintonización de los controladores NPID se ha considerado un criterio empírico, es decir, basado en la práctica, experiencia y la observación de los resultados obtenidos en las simulaciones, a partir de los cuales se han realizado cambios en los valores de las ganancias de los componentes de los controladores NPID.

Se consideró al índice de desempeño ISE como una función de optimización en el proceso de sintonización de los NPID considerados en este trabajo.

### **3.1.1 PARÁMETROS DE LOS CONTROLADORES PARA LOS PROCESOS: TANQUE DE MEZCLADO Y REACTOR CSTR.**

En ambos casos de estudio se ha considerado un controlador PI, ya que la acción derivativa genera un esfuerzo de control muy elevado, produciendo saturación de los elementos finales de control. Los valores de cada controlador diseñado en este trabajo de titulación están mostrados a continuación.

#### **3.1.1.1 Sistema de control en modo Dual**

El sistema de control Dual, como se ha detallado en el capítulo anterior, consiste en definir un punto en el cual se da la conmutación de un controlador de partida hacia un controlador de llegada, dicho punto de conmutación es definido en función del error y en base a las características transitorias del proceso.

Para el proceso del Tanque de mezclado se ha determinado mediante la Tabla 2.1, la Ecuación 2.10 y Ecuación 2.11, que el valor del tiempo integral es  $\tau_i = 2.6235$  y el tiempo derivativo  $\tau_d = 1.314$ , con esto el punto de conmutación queda determinado mediante la Ecuación 3.1, cuyo valor está representado en porcentaje respecto a un cambio del 10% de referencia.

$$e_{sw} = \frac{(156.975) (1.314)}{2.6235} = 78.652 \quad (3.1)$$

Este valor significa que para errores mayores al 78.652% de un cambio de referencia del 10% actúa el controlador de partida, y por debajo de ese error actuará el controlador de llegada.

Para el proceso del Tanque Reactor, se ha determinado mediante la Tabla 2.1, la Ecuación 2.22 y Ecuación 2.23, que el valor del tiempo integral es  $\tau_i = 12.084$  y el tiempo derivativo  $\tau_d = 0.999$ , con esto el punto de conmutación queda determinado mediante la Ecuación 3.2, cuyo valor está representado en porcentaje respecto a un cambio del 10% de referencia.

$$e_{sw} = \frac{(156.975) (0.999)}{12.084} = 12.977 \quad (3.2)$$

#### **3.1.1.2 Controladores PI Clásicos y en modo Dual**

Considerando las aproximaciones promedio obtenidas en el capítulo anterior, en la Ecuación 2.12 para el Tanque de Mezclado y la Ecuación 2.24 para el Tanque Reactor, se

determinan los parámetros del controlador PI para cada caso, cuyos valores están presentados en la Tabla 3.1, para ello se consideró la sintonización propuesta por Dahlin, mostrada en la Tabla 2.1.

**Tabla 3.1** Parámetros de controladores PI.

Proceso	Parámetro	Valor
Tanque de mezclado de flujos másicos	$k_p$	-0.701
	$k_i$	-0.267
Tanque reactor de agitado continuo	$k_p$	2.243
	$k_i$	0.186

Al reemplazar los valores de la Tabla 3.1 en la Ecuación 2.25, se determina la ley de control, para el Tanque de mezclado en la Ecuación 3.3 y para el Tanque reactor en la Ecuación 3.4, considerando una perspectiva clásica.

$$u(t) = -0.701 e(t) - 0.267 \int_0^t e(t) dt \quad (3.3)$$

$$u(t) = 2.243 e(t) + 0.186 \int_0^t e(t) dt \quad (3.4)$$

Al considerar el modo Dual de control se establece un controlador de partida y uno de llegada. Los parámetros de estos controladores fueron determinados de manera empírica mediante la simulación de los procesos aplicando la experiencia y observación buscando el mejor resultado. En la Tabla 3.2 se presentan estos valores de los controladores del modo Dual.

**Tabla 3.2** Parámetros del modo Dual de Control con PI

Proceso	Parámetro	Valor	
		Partida	Llegada
Tanque de mezclado de flujos másicos	$k_p$	-1.301	-0.303
	$k_i$	-	-0.13
	$k_d$	-	-0.11
Tanque reactor de agitado continuo	$k_p$	6.5	1.8
	$k_i$	0.195	0.14
	$k_d$	-	2.33

Para el Tanque de Mezclado, la ley de control de partida está expresada en la Ecuación 3.5 y la de llegada en la Ecuación 3.6.

$$u(t)_{partida} = -1.301 e(t) \quad (3.5)$$

$$u(t)_{Llegada} = -0.303 e(t) - 0.13 \int_0^t e(t) dt - 0.11 \frac{d e(t)}{dt} \quad (3.6)$$

Para el Tanque Reactor, la ley de control de partida está expresada en la Ecuación 3.7 y la de llegada en la Ecuación 3.8.

$$u(t)_{Partida} = 6.5 e(t) + 0.195 \int_0^t e(t) dt \quad (3.7)$$

$$u(t)_{Llegada} = 1.8 e(t) + 0.14 \int_0^t e(t) dt + 2.33 \frac{d e(t)}{dt} \quad (3.8)$$

### 3.1.1.3 Controlador NPID con ganancia Sigmoidal

Los valores de  $k_p$  y  $k_i$  mostrados en la Tabla 3.1 también son considerados para los NPID para el caso de estudio correspondiente. Los valores de la función sigmoidal, mostrada en la Ecuación 2.29, están presentados en la Tabla 3.3.

**Tabla 3.3** Valores de los parámetros de la ganancia Sigmoidal para controlador NPID

Proceso	Parámetro	Valor
Tanque de mezclado de flujos másicos	$k_0$	0.7
	$k_1$	0.7
	$k_2$	0.75
Tanque reactor de agitado continuo	$k_0$	0.45
	$k_1$	1
	$k_2$	0.75

Al sustituir los valores de la Tabla 3.1 en la Ecuación 2.28, se obtiene la ley de control para este controlador, mostrada en la Ecuación 3.9 para el Tanque de mezclado y en la Ecuación 3.10 para el Tanque reactor.

$$u(t) = -0.701[f(e) e(t)] - 0.267 \int_0^t f(e) e(t) dt \quad (3.9)$$

$$u(t) = 2.243[f(e) e(t)] + 0.186 \int_0^t f(e) e(t) dt \quad (3.10)$$

La expresión de la ganancia Sigmoidal está mostrada en la Ecuación 3.11 para el Tanque de mezclado y en la Ecuación 3.12 para el Tanque reactor, obtenidas al reemplazar los valores de la Tabla 3.3 en la Ecuación 2.29.

$$f(e) = 0.7 + 0.7 \left( \frac{2}{e^{-0.75 e(t)} + 1} - 1 \right) \quad (3.11)$$

$$f(e) = 0.45 + 1 \left( \frac{2}{e^{-0.75 e(t)} + 1} - 1 \right) \quad (3.12)$$

### 3.1.1.4 Controlador NPID con ganancia Lineal por Partes

La ley de control en modo clásico, mostrada en las Ecuaciones 3.9 y 3.10 para el Tanque de mezclado y para el Tanque reactor respectivamente, se mantiene para este controlador, la diferencia es la ganancia no lineal, la cual está mostrada en la Ecuación 3.13 para el tanque de mezclado y en la Ecuación 3.14 para el tanque reactor, considerando los valores de los parámetros mostrados en la Tabla 3.4.

**Tabla 3.4** Valores de los parámetros de la ganancia Lineal por Partes para NPID.

Parámetro	Valor	
	Tanque de mezclado de flujos másicos	Tanque reactor de agitado continuo
$k_0$	0.8	0.8
$k_1$	1.7	1.7
$k_2$	0.1	0.1
$k_{min}$	0.9	0.9
$k_{máx}$	0.91	0.9
$e_{min}$	-0.03	-0.03
$e_{máx}$	0.085	0.08

Al reemplazar los valores de la Tabla 3.4 en la Ecuación 2.30, se obtiene la expresión de la ganancia lineal por partes para este controlador NPID, mostrada en la Ecuación 3.13 para el Tanque de mezclado y en la Ecuación 3.14 para el Tanque Reactor.

$$f(e) = \begin{cases} 0.9 & e \leq -0.03 \\ 0.8 + 0.1 e & -0.03 < e < 0 \\ 0.8 + 1.7 e & 0 < e < 0.085 \\ 0.91 & e \geq 0.085 \end{cases} \quad (3.13)$$

$$f(e) = \begin{cases} 0.9 & e \leq -0.03 \\ 0.8 + 0.1 e & -0.03 < e < 0 \\ 0.8 + 1.7 e & 0 < e < 0.08 \\ 0.9 & e \geq 0.08 \end{cases} \quad (3.14)$$



Con el mismo procedimiento descrito, se pueden obtener las funciones no lineales de partida y llegada en el modo Dual, por lo que para evitar aglomeración de ecuaciones se presentan los valores de los parámetros del modo Dual en la Tabla 3.5, entendiéndose que la ley de control puede ser determinada por el lector al reemplazar dichos parámetros en la ecuación correspondiente, tomando como guía el procedimiento ya realizado en el anterior controlador.

**Tabla 3.5** Parámetros del modo Dual para NPID Lineal por Partes.

Parámetro	Valor			
	Tanque de mezclado de flujos másicos		Tanque reactor de agitado continuo	
	Partida	Llegada	Partida	Llegada
$k_0$	0.8	0.8	0.8	0.8
$k_1$	1.7	1.7	1.7	1.7
$k_2$	0.1	0.1	0.1	0.1
$k_{min}$	0.9	0.9	0.9	0.9
$k_{máx}$	0.91	0.91	0.9	0.9
$e_{min}$	-0.03	-0.03	-0.03	-0.03
$e_{máx}$	0.085	0.085	0.08	0.08
$k_p$	-1.038	-0.25	4.1	3.7
$k_i$	-0.073	-0.132	1.6	0.144
$k_d$	-	-0.33	-	8.92

### 3.1.1.5 Controlador NPID propuesto por Han

Los parámetros de este controlador NPID están presentados en la Tabla 3.6 tanto para el controlador clásico como para el modo Dual, para ambos casos de estudio.

**Tabla 3.6** Valores de los parámetros del controlador NPID propuesto por Han

Parámetro	Valor					
	Tanque de mezclado de flujos másicos			Tanque reactor de agitado continuo		
	Clásico	Dual		Clásico	Dual	
		Partida	Llegada		Partida	Llegada
$\alpha_p$	1.1	0.85	1.26	1.404	0.9	1.42
$\delta_p$	0.02	0.02	0.021	0.49	0.049	0.049
$\alpha_i$	1.056	0.97	1.25	1.189	0.9	1.034
$\delta_i$	0.08	0.08	0.039	0.051	0.051	0.051
$k_p$	-0.534	-0.744	-0.395	5.33	5.33	5.33
$k_i$	-0.104	-0.05	-0.239	0.157	0.157	0.157
$k_d$	-	-	-0.339	-	-	3.155

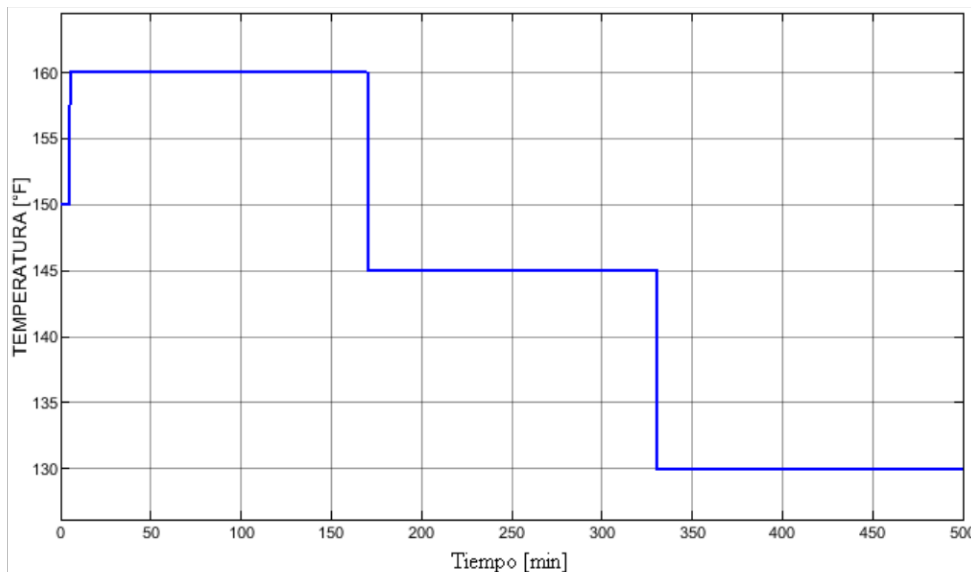
### 3.1.2 RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES

Los resultados consisten en realizar pruebas del funcionamiento de cada proceso con la acción de cada sistema de control propuesto en este trabajo, para ello se realizarán dos pruebas, el seguimiento a la referencia y el rechazo a perturbaciones. Para la comparación cuantitativa de los resultados se consideran los índices de desempeño ISE e IAE, juntamente con el valor de las características transitorias: tiempo de establecimiento y sobreimpulso desarrollado, los cuales fueron descritos en el primer capítulo de este documento.

#### 3.1.2.1 Prueba de seguimiento a referencia.

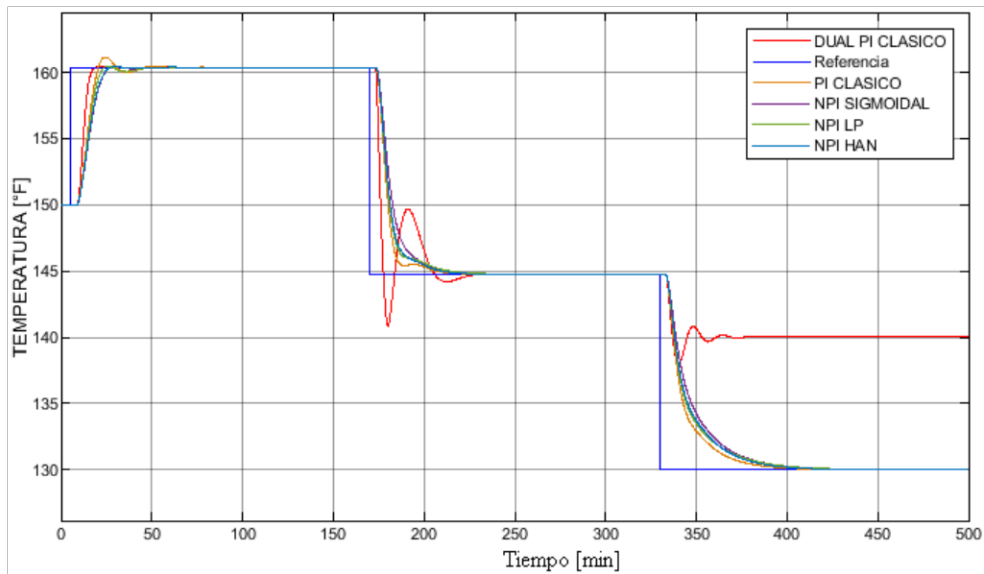
##### 3.1.2.1.1 Tanque de mezclado de flujos másicos.

Se han realizado tres cambios de referencia en la temperatura del depósito en el proceso del Tanque de mezclado, el primer cambio de referencia es de +10%, de 150 a 160 °F a los 10 minutos, el segundo cambio es del -15%, de 160 a 145 °F a los 170 minutos y el tercero del -15%, de 145 a 130 °F a los 330 minutos, estos cambios están presentados en la Figura 3.1.

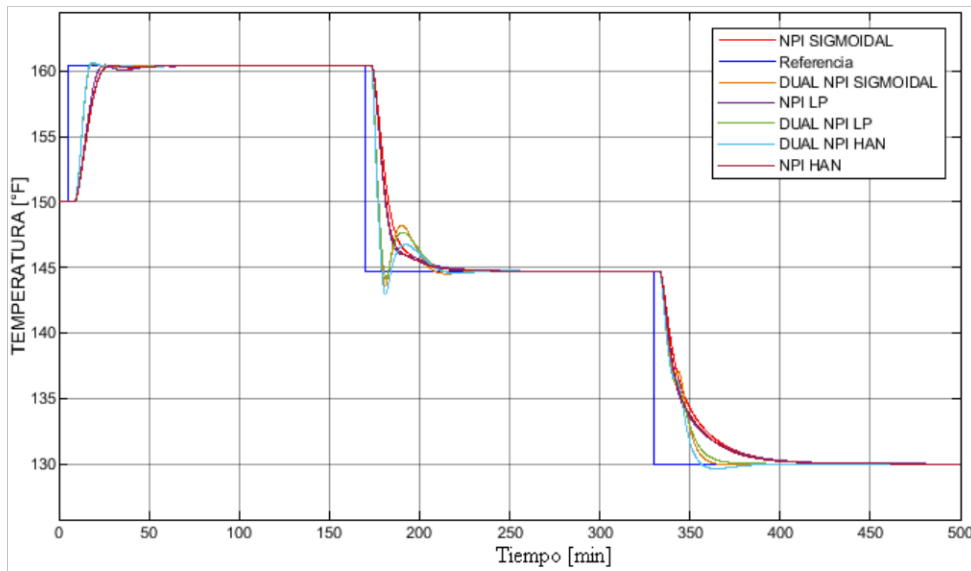


**Figura 3.1** Cambio de referencia en la temperatura del depósito en el proceso Tanque de mezclado.

En la Figura 3.2 se presentan las señales de salida del proceso bajo la acción de los controladores PID, PID en modo Dual, NPID Sigmoidal, NPID Lineal por partes y NPID propuesto por HAN, mientras que en la Figura 3.3 se visualizan las señales de salida del proceso bajo la acción de los tres controladores NPID y además de los NPID con modo Dual



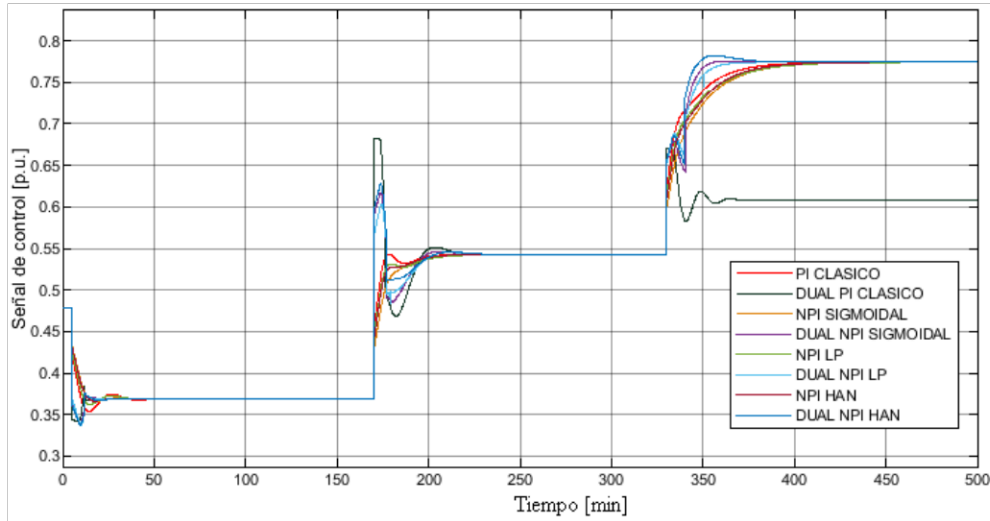
**Figura 3.2** Respuesta del Tanque de mezclado bajo acción de controladores.



**Figura 3.3** Respuesta del Tanque de mezclado bajo acción de controladores en modo Dual.

En la Figura 3.2 se evidencia que el modo Dual en un PID clásico produce que el proceso pierda su característica de seguimiento a la referencia ante valores menores a 140 °F, el resto de los sistemas de control presentan un comportamiento adecuado. En la Figura 3.3 se visualizan los resultados al considerar el modo Dual, sin embargo, se puede notar como en el cambio de referencia desde 160 a 145 °F tiene lugar un sobreimpulso para los controladores en modo Dual.

En la Figura 3.4 se presentan las señales de control para todos los controladores considerados, se puede notar como el control Dual PI no es capaz de definir una señal de control para llevar al proceso a su valor esperado.



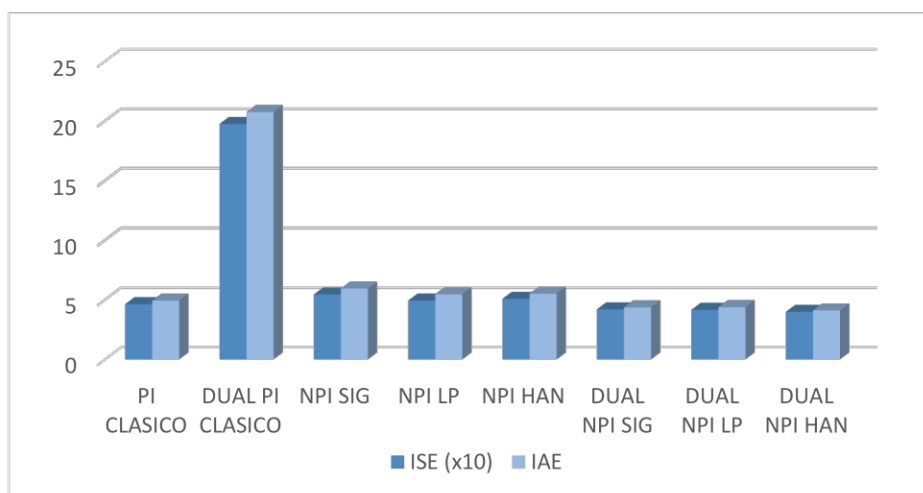
**Figura 3.4** Señales de control para el Tanque de mezclado.

Al considerar los índices de desempeño obtenidos, mostrados en la Tabla 3.7, y su representación gráfica en la Figura 3.5, se puede apreciar que el controlador con mejor desempeño, según el criterio ISE e IAE, es el NPID propuesto por HAN en modo Dual.

**Tabla 3.7** Parámetros de desempeño ISE e IAE en el proceso Tanque de mezclado.

ÍNDICE	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
ISE (x10)	4,62	19,75	5,442	4,926	5,075	4,19	4,15	3,979
IAE	4,92	20,75	5,937	5,461	5,507	4,354	4,374	4,098

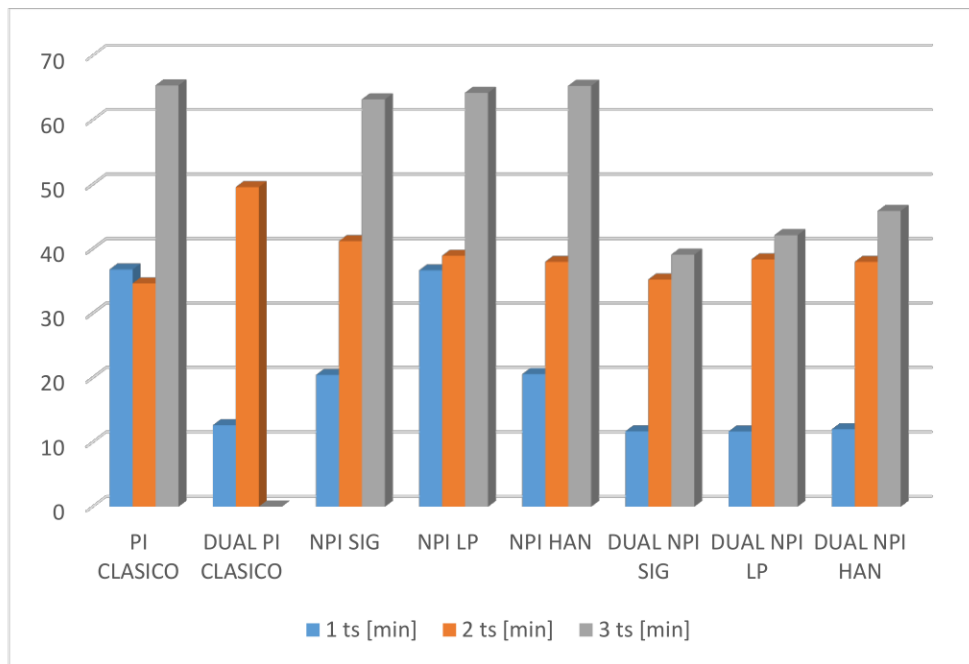
Al considerar el tiempo de establecimiento de las respuestas se obtienen los valores presentados en la Tabla 3.8, y su representación gráfica en la Figura 3.6, donde se puede apreciar que el sistema de control más rápido es el NPID Sigmoidal en modo Dual.



**Figura 3.5** Representación gráfica de los índices de desempeño ISE(x10) e IAE, ante cambios de referencia.

**Tabla 3.8** Tiempo de establecimiento de las respuestas.

	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
1 ts [min]	36,808	12,624	20,426	36,666	20,550	11,678	11,655	12,002
2 ts [min]	34,645	49,6	41,217	38,932	37,992	35,251	38,371	37,992
3 ts [min]	65,378	Indefinido	63,212	64,227	65,302	39,101	42,122	45,892

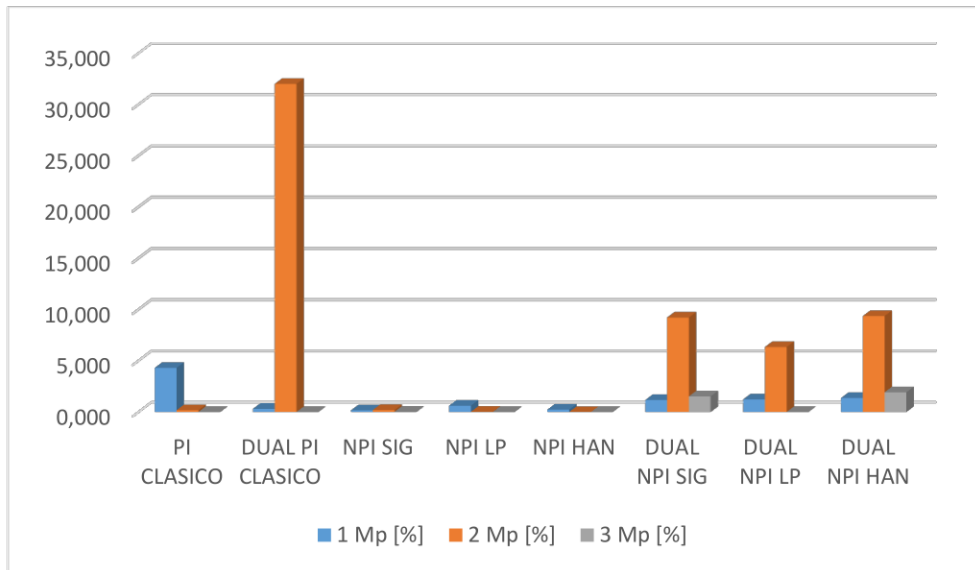


**Figura 3.6** Tiempo de establecimiento del proceso

En la Tabla 3.9 se presentan los valores de los sobreimpulsos desarrollados en las respuestas y su gráfica en barras en la Figura 3.7, donde se puede apreciar que el modo Dual desarrolla un sobreimpulso especialmente en el segundo cambio de referencia.

**Tabla 3.9** Sobreimpulsos desarrollados en respuestas.

	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
1 Mp [%]	4,302	0,312	0,166	0,616	0,236	1,173	1,231	1,365
2 Mp [%]	0,18	32,012	0,195	0,02	0	9,21	6,334	9,351
3 Mp [%]	0	Indefinido	0,021	0	0	1,52	0	1,92

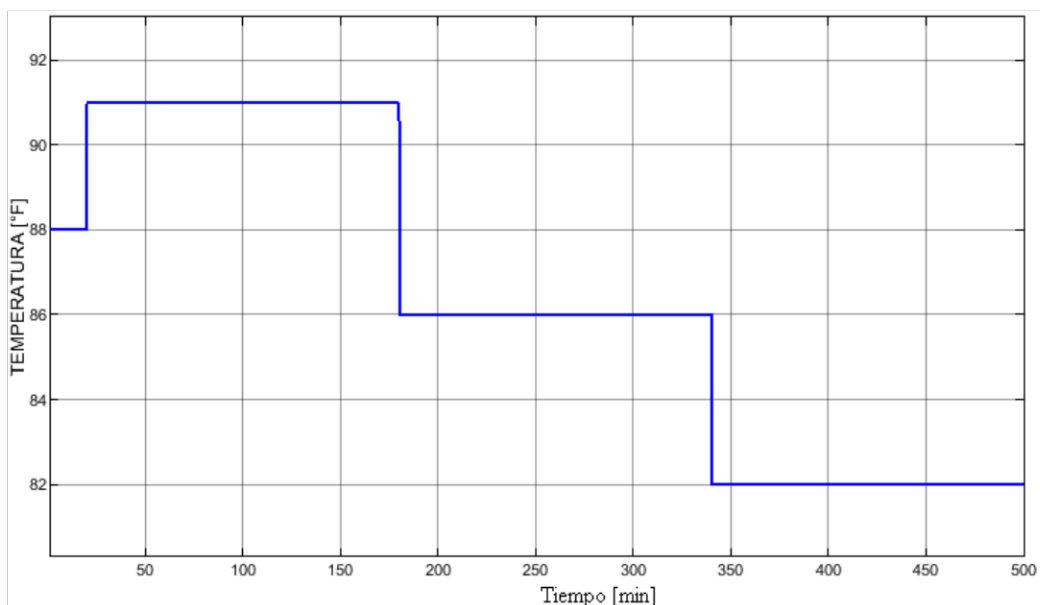


**Figura 3.7** Sobreimpulsos desarrollador por respuestas.

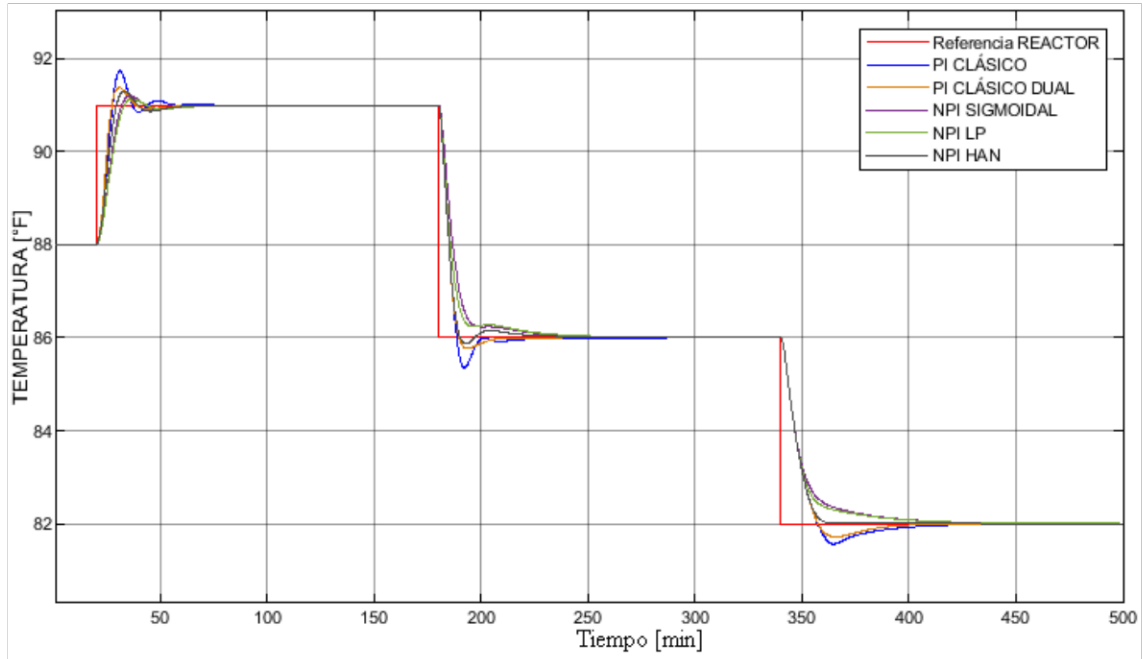
### 3.1.2.1.2 Tanque reactor de agitado continuo.

Se han realizado tres cambios de referencia en la temperatura del reactor, el primer cambio de referencia es de +15%, de 88 a 91 °C a los 20 minutos, el segundo cambio es del -25%, de 91 a 86 °C a los 180 minutos y el tercero del -20% de 86 a 84 °C a los 340 minutos, estos cambios de referencia están mostrados en la Figura 3.8.

Ante estos cambios de referencia se tienen los resultados mostrados en las Figuras 3.9 y 3.10, donde se presentan las respuestas ante controladores clásicos y controladores en modo Dual respectivamente.

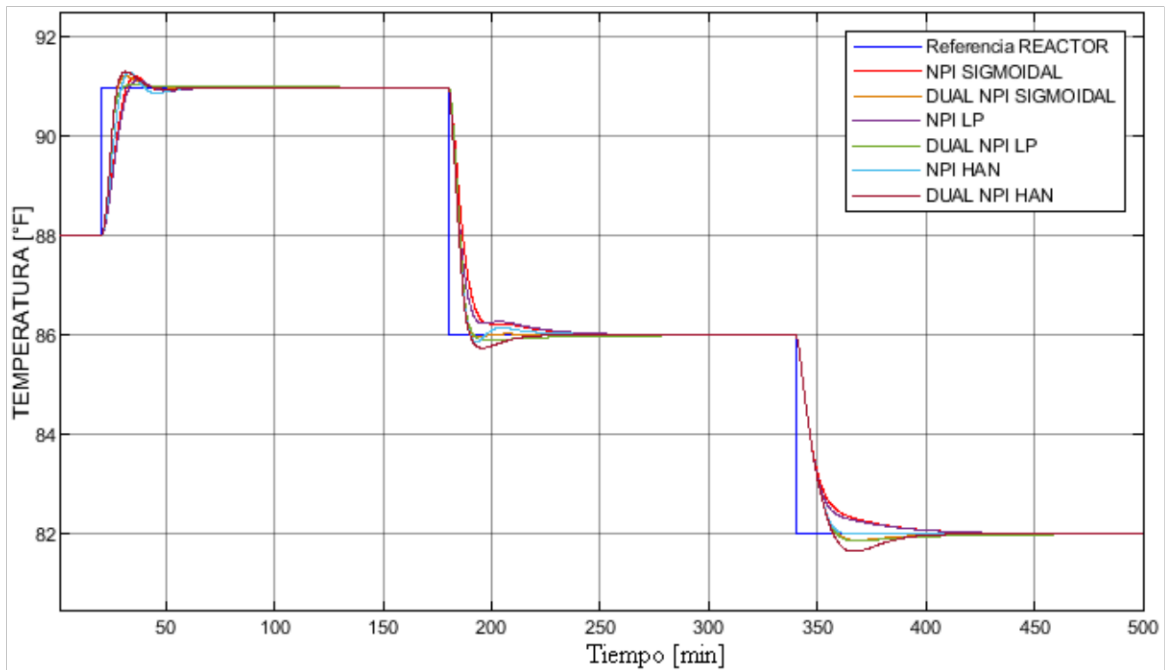


**Figura 3.8** Cambios de referencia en la temperatura del reactor.



**Figura 3.9** Respuesta del Reactor CSTR bajo acción de controladores.

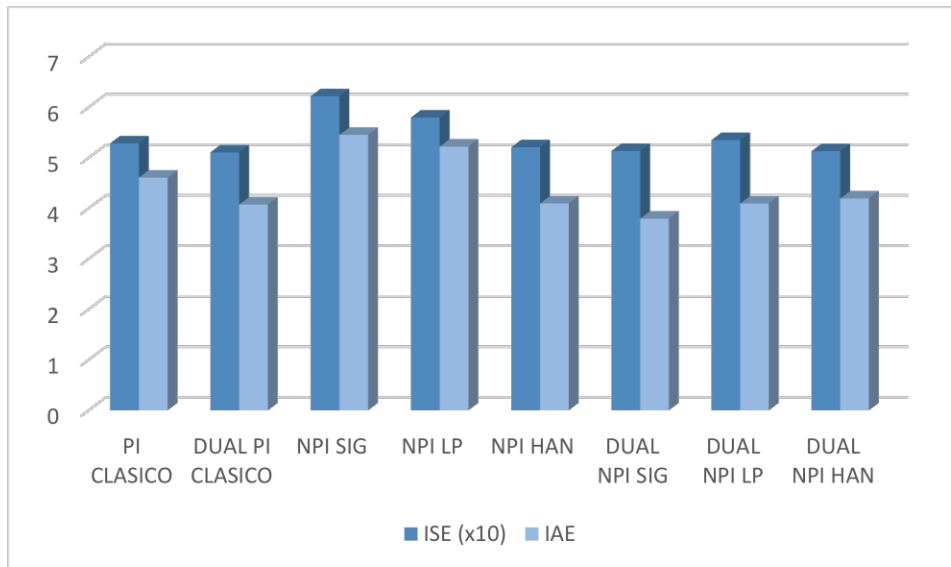
Se puede visualizar como el control en modo Dual desarrolla un sobreimpulso. Con los índices de desempeño mostrados en la Tabla 3.10 y su representación en la Figura 3.11, se puede apreciar como el modo Dual de control presenta un mejor desempeño.



**Figura 3.10** Respuesta de Reactor CSTR bajo acción de controladores modo Dual.

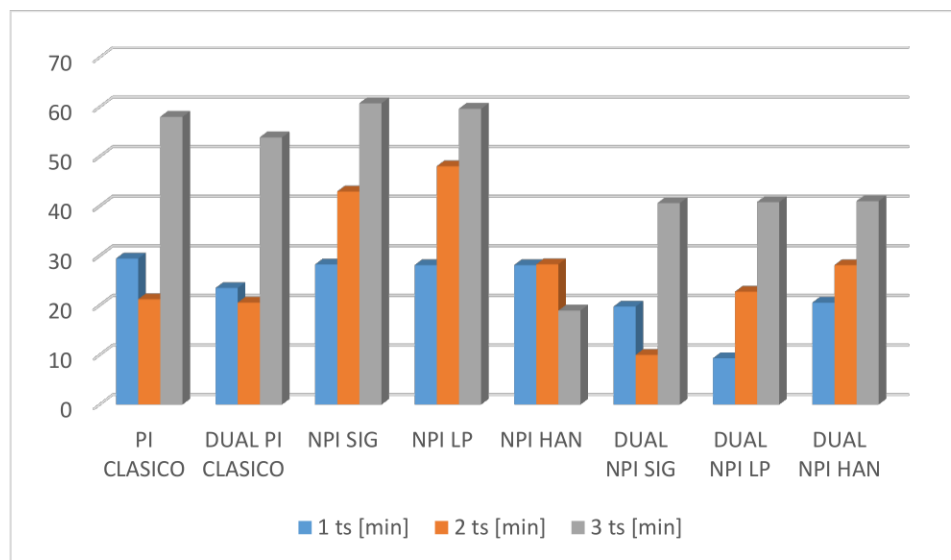
**Tabla 3.10** Índices de desempeño de la respuesta.

	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
ISE (x10)	5,285	5,107	6,219	5,796	5,209	5,135	5,35	5,13
IAE	4,607	4,072	5,452	5,221	4,096	3,795	4,094	4,193



**Figura 3.11** Representación gráfica de los índices de desempeño ISE(x10) e IAE, ante cambios de referencia.

Considerando el tiempo de establecimiento de las respuestas, se obtienen los valores presentados en la Tabla 3.11 y su representación en la Figura 3.12, donde se puede apreciar que los controladores en modo Dual presentan menor tiempo de establecimiento.



**Figura 3.12** Tiempo de establecimiento del proceso



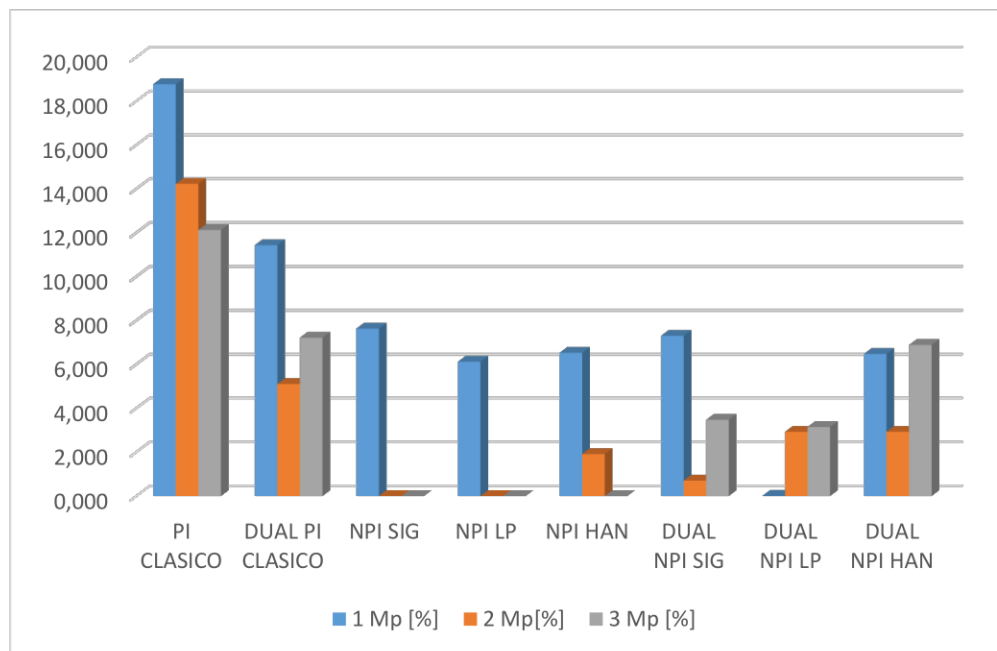
**Tabla 3.11** Tiempo de establecimiento de las respuestas.

	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
1 ts [min]	29,418	23,476	28,229	28,101	28,102	19,735	9,319	20,521
2 ts [min]	21,216	20,533	42,96	48,059	28,272	9,992	22,735	28,086
3 ts [min]	58,024	53,877	60,76	59,64	18,918	40,635	40,825	41,010

El sobreimpulso desarrollado por cada controlador se encuentra en la Tabla 3.12 y su representación en la Figura 3.13, donde se aprecia que el controlador NPID Lineal por partes en modo Dual es el único que no desarrolla sobreimpulso en el primer cambio de referencia.

**Tabla 3.12** Sobreimpulsos desarrollados en respuestas.

	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
1 Mp [%]	18,770	11,431	7,624	6,117	6,524	7,299	0,011	6,471
2 Mp [%]	14,231	5,101	0	0	1,911	0,701	2,922	2,921
3 Mp [%]	12,127	7,21	0	0	0,000	3,470	3,143	6,881



**Figura 3.13** Sobreimpulsos desarrollador por respuestas.

### 3.1.2.2 Pruebas de rechazo a perturbaciones.

#### 3.1.2.2.1 Tanque de mezclado de flujos másicos.

En este proceso la perturbación que puede suceder es en el flujo caliente de ingreso al depósito, W1, para poner a prueba los sistemas de control se ingresa 3 perturbaciones de flujo caliente, la primera perturbación de 250 a 230 lb/min a los 50 minutos, la segunda de 230 a 200 lb/min a los 200 minutos y la tercera de 200 a 180 lb/min a los 350 minutos, estas perturbaciones están representadas en la Figura 3.14.

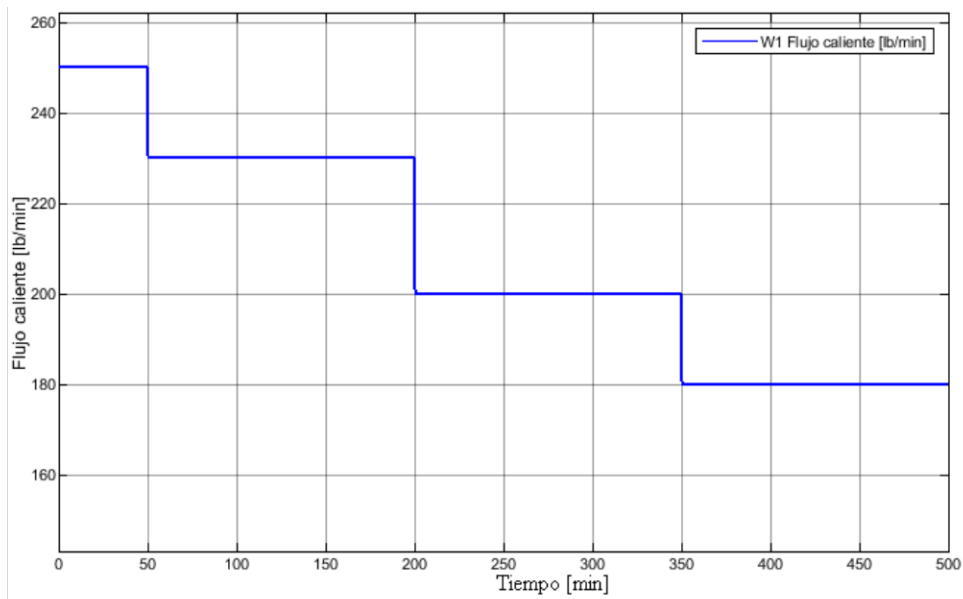


Figura 3.14 Perturbaciones en el flujo caliente, W1, en el Tanque de mezclado.

El resultado obtenido ante estas perturbaciones está mostrado en las Figuras 3.15 y 3.16, para controladores clásicos y para controladores en modo Dual respectivamente.

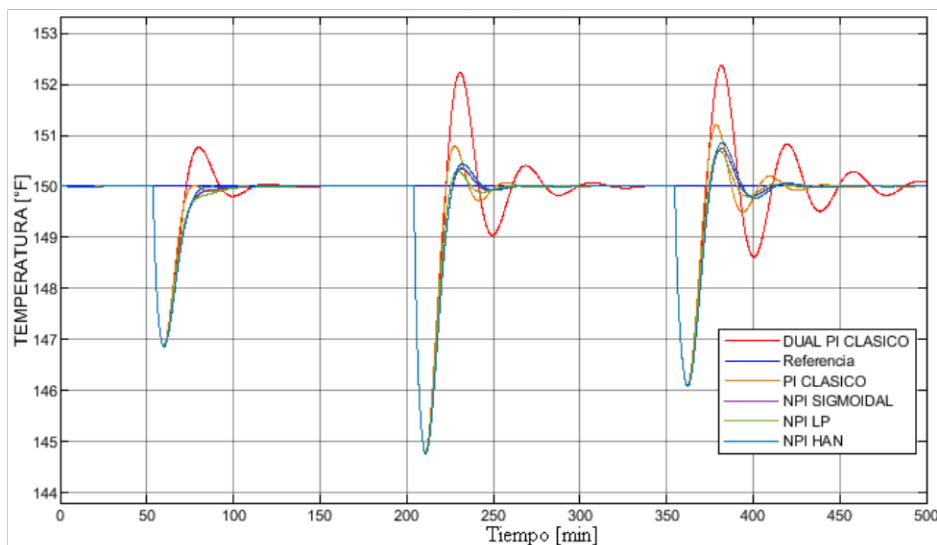
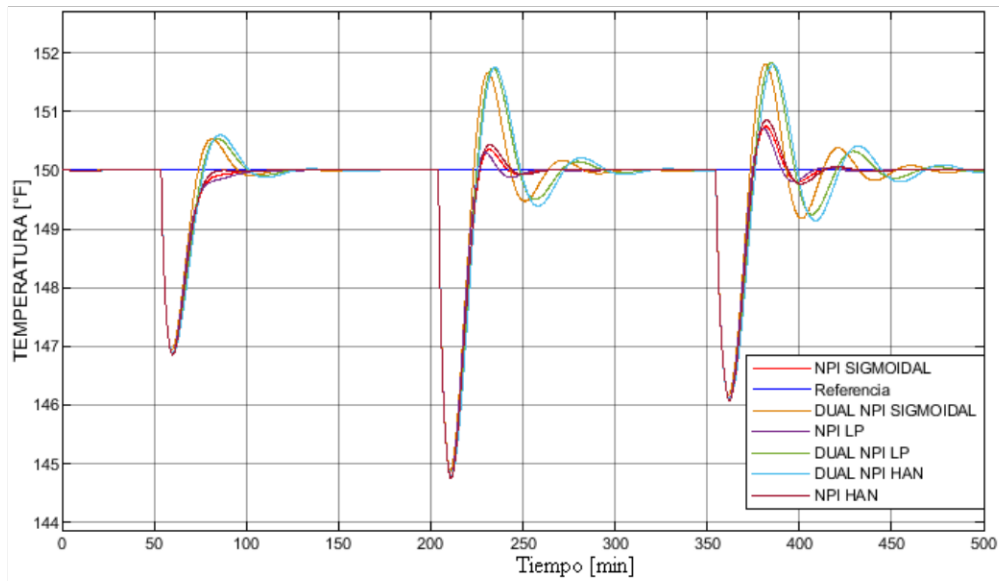
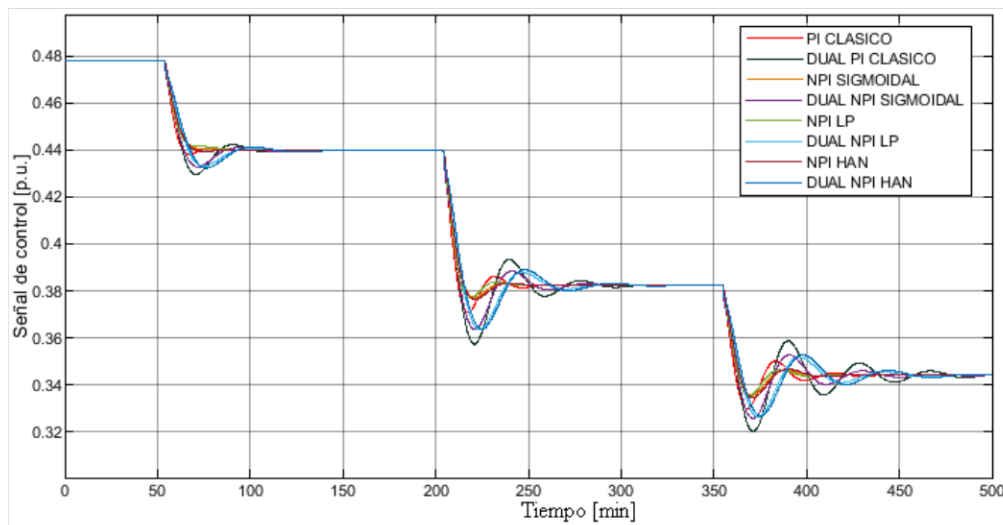


Figura 3.15 Resultado ante perturbaciones, acción de controladores sin modo Dual.



**Figura 3.16** Resultados ante perturbaciones, acción de controladores en modo Dual.

Las señales de los controladores están mostradas en la Figura 3.17, donde se aprecia como todas se encuentran entre 0 y 1 [p.u.], es decir, válvula cerrada o abierta respectivamente.

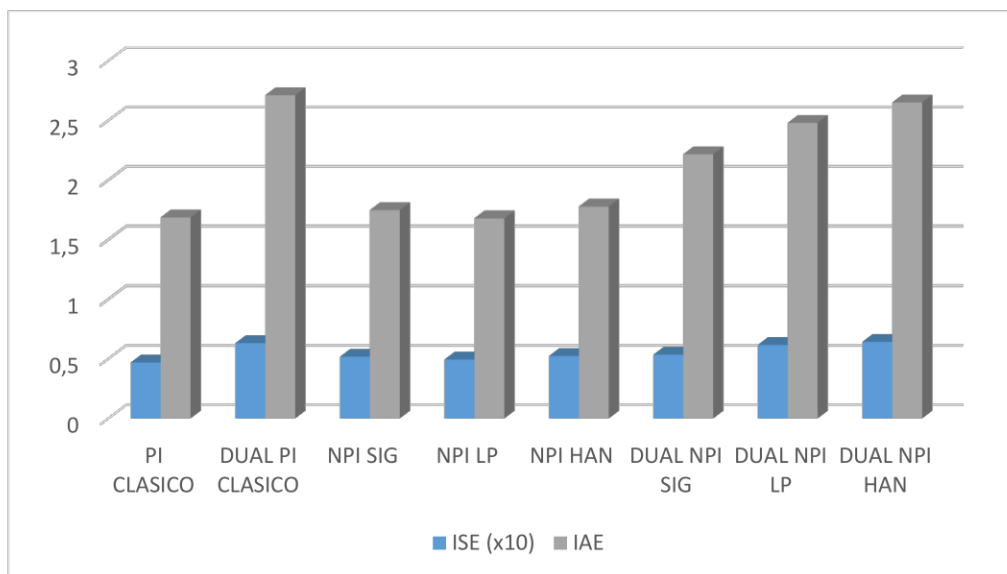


**Figura 3.17** Señales de los controladores ante las perturbaciones.

Considerando los índices de desempeño, presentados en la Tabla 3.13 y su representación gráfica en la Figura 3.18, se puede visualizar que el modo Dual de control no tiene el mejor rendimiento para el rechazo de perturbaciones en este proceso.

**Tabla 3.13** Parámetros ISE e IAE ante perturbaciones.

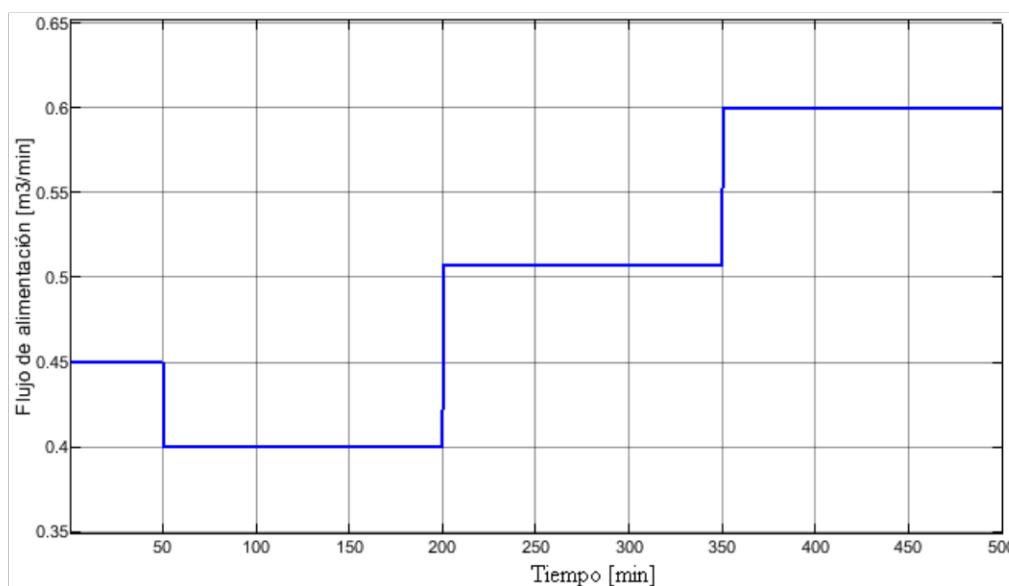
	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
ISE (x10)	0,4683	0,6305	0,5167	0,4933	0,5227	0,534	0,6159	0,6413
IAE	1,686	2,712	1,747	1,678	1,777	2,216	2,48	2,651



**Figura 3.18** Representación gráfica de los índices de desempeño ISE(x10) e IAE, ante perturbaciones.

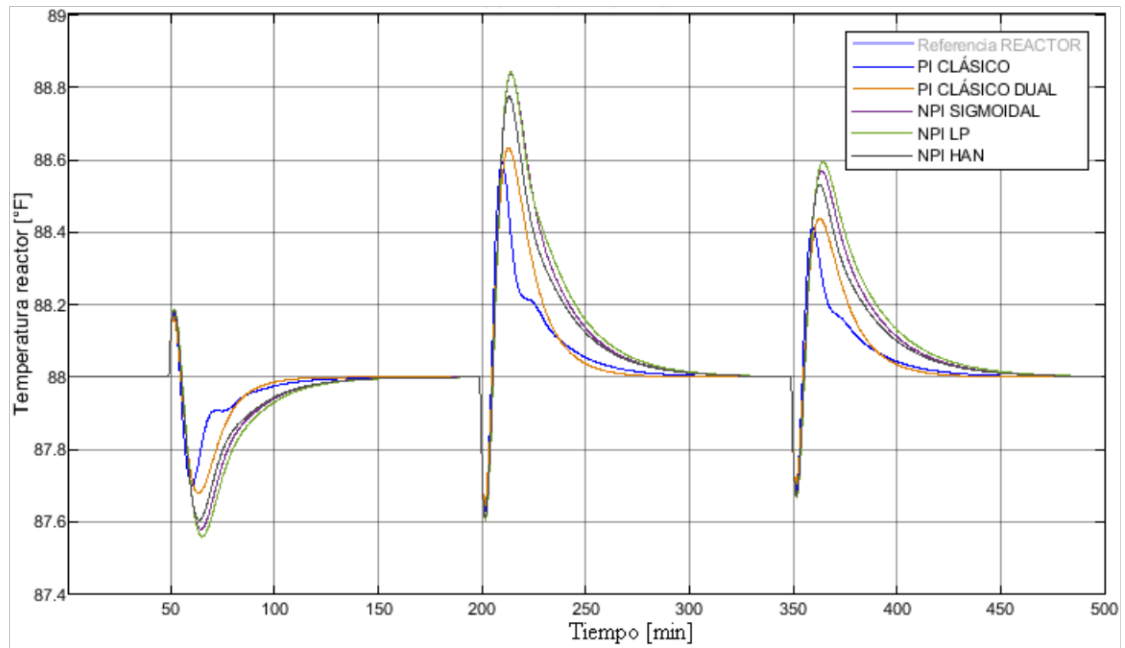
### 3.1.2.2.2 Tanque reactor de agitado continuo.

En este proceso se considera las perturbaciones en el flujo de alimentación,  $F$ , la primera perturbación es de 0.45 a 0.4 m<sup>3</sup>/min a los 50 minutos, la segunda perturbación es de 0.4 a 0.51 m<sup>3</sup>/min a los 200 minutos y la tercera de 0.51 a 0.6 m<sup>3</sup>/min a los 350 minutos, estas perturbaciones están representadas en la Figura 3.19.

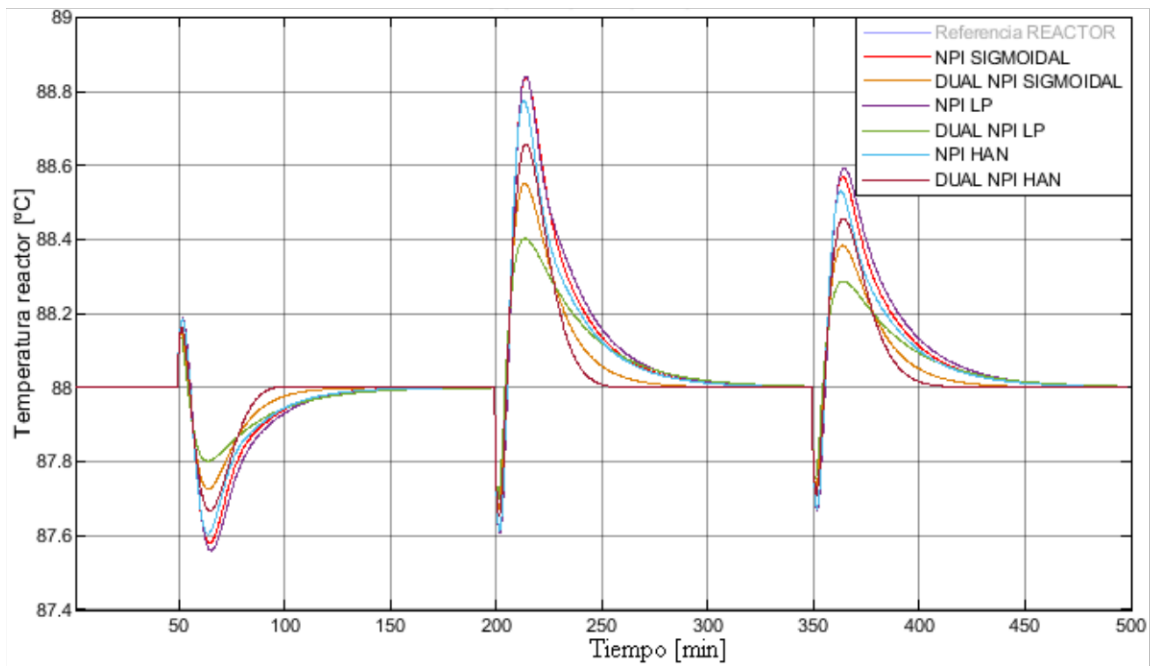


**Figura 3.19** Perturbaciones de flujo de alimentación en el Reactor CSTR.

En las Figuras 3.20 y 3.21 se presenta el comportamiento del proceso ante las perturbaciones, con la acción de controladores clásicos y controladores en modo Dual respectivamente.

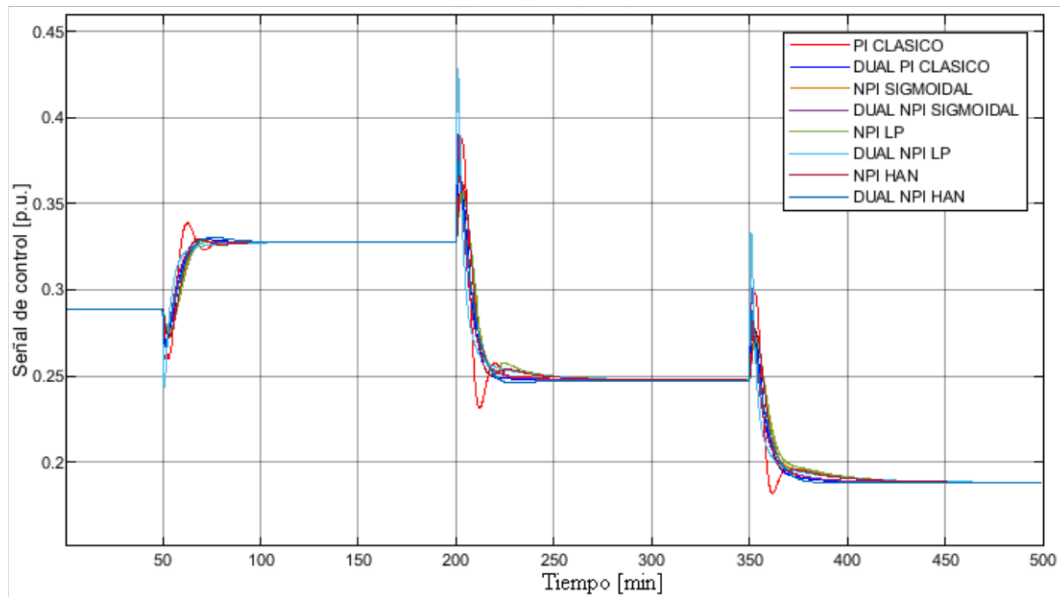


**Figura 3.20** Respuesta del proceso ante perturbaciones, controladores sin modo Dual.



**Figura 3.21** Respuesta del proceso ante perturbaciones, controladores en modo Dual.

En la Figura 3.22 se presentan las señales de salida de los controladores, donde se evidencia que todas se encuentran en el rango entre 0 y 1 [p.u.], asegurando que el elemento final de control no estará expuesto a una acción de control que implique daño en su operación.

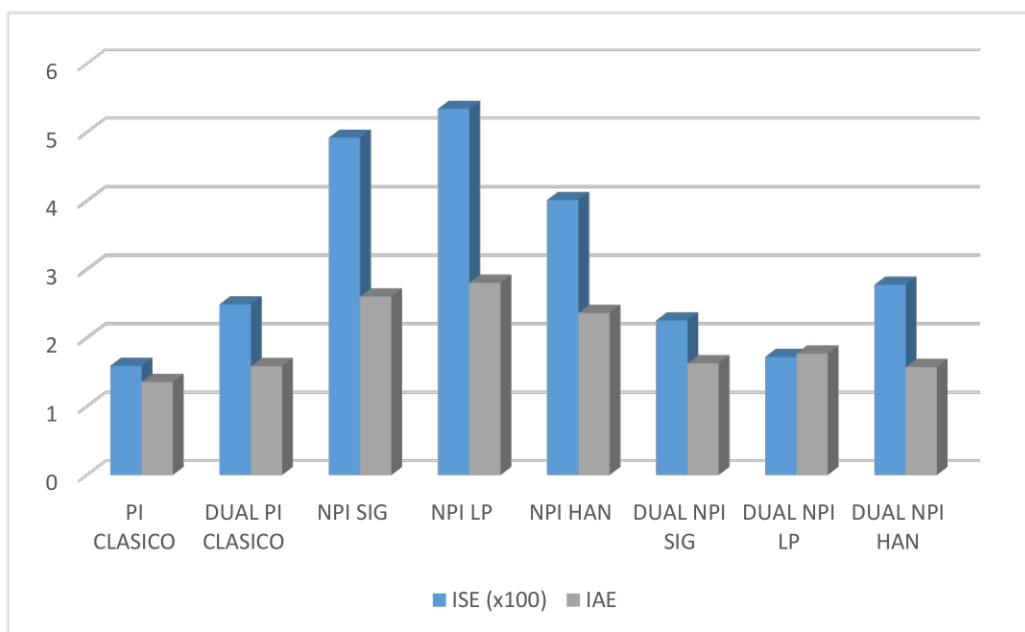


**Figura 3.22** Señales de control ante perturbaciones.

Al considerar los parámetros de desempeño mostrados en la Tabla 3.14 y su representación gráfica en la Figura 3.23, se puede apreciar que

**Tabla 3.14** Parámetros de desempeño ante perturbaciones.

	PI CLASICO	DUAL PI CLASICO	NPI SIG	NPI LP	NPI HAN	DUAL NPI SIG	DUAL NPI LP	DUAL NPI HAN
ISE (x100)	1,589	2,486	4,919	5,34	4,009	2,251	1,72	2,772
IAE	1,354	1,585	2,6	2,801	2,361	1,626	1,768	1,572



**Figura 3.23** Representación gráfica de los parámetros de desempeño ante perturbaciones.

## 3.2 Conclusiones

- Se realizó el estudio de los procesos Tanque de mezclado de flujos másicos con tiempo muerto variable y el Tanque Reactor de Agitado Continuo, describiendo las expresiones matemáticas de su operación y las consideraciones que son necesarias para la sintonización de controladores PID, NPID y diseño del modo Dual de control.
- Se determinó analíticamente el punto de conmutación para el modo Dual de control para cada uno de los casos de estudio, considerando las características propias de cada caso y evidenciando que dicho punto de conmutación no puede ser generalizado para todos los procesos, sino que son específicos para cada caso en función de sus características transitorias.
- Se realizó la simulación de los procesos denominados como casos de estudio en Simulink juntamente con los sistemas de control propuestos inicialmente, considerando un control PID clásico, un modo Dual para el PID clásico, tres NPID, cada uno con una ganancia no lineal distinta, y los mismos NPID con modo Dual, dando un total de 8 sistemas de control para cada proceso.
- Se presentaron los resultados obtenidos para cada sistema de control, considerando índices de desempeño ISE, IAE, tiempo de establecimiento y máximo sobreimpulso desarrollado, asignando dos ventanas de la interfaz desarrollada para cada proceso donde se pudieron apreciar la salida del proceso, la referencia correspondiente, la señal de control y la perturbación asignada para la simulación. La interfaz permite hasta 3 cambios de referencia y el ingreso de 3 hasta perturbaciones por simulación.
- El sistema de control en modo Dual en NPI presenta un mejor desempeño en el seguimiento de referencia, en base a los parámetros ISE e IAE, los sobreimpulsos y tiempos de establecimiento son menores en los controladores en modo Dual en NPI, lo que permite concluir que estos sistemas de control son más rápidos que los controladores clásicos.
- Los parámetros de desempeño ISE e IAE en el rechazo de perturbaciones, muestran resultados distintos en cada proceso estudiado, en el Tanque de mezclado se evidencia un mejor rendimiento para los controladores NPI con parámetros muy similares entre sí, mientras que en el Reactor CSTR el mejor rendimiento lo tienen los controladores NPI en modo Dual y el PI clásico,

considerando que el Reactor CSTR presenta una constante de tiempo mayor a la del Tanque de mezclado, se puede establecer que los sistemas de control en modo Dual presentan un mejor desempeño en procesos cuya constante de tiempo es grande, es decir, en procesos cuya dinámica es lenta.

- Se dispone de una gran variedad de ganancias no lineales para formar un NPID, y la mejora en el desempeño obtenido es considerable sin requerir una exagerada complejidad adicional en el diseño del sistema de control y su sintonización. Considerando que el sistema Dual de control tampoco implica una complejidad exagerada en su diseño, y en base a los resultados obtenidos en este trabajo se menciona que al implementar un control mediante modo Dual con NPI se presentan mejoras en el comportamiento del proceso, por lo que, es una adecuada alternativa que se debe considerar en el momento de escoger un sistema de control a implementarse.
- Las perturbaciones en procesos químicos tienen gran influencia en la salida de dicho proceso, esto se puede evidenciar en los sobreimpulsos obtenidos en la salida de cada proceso, por lo que se requiere un control eficiente que rechace estas perturbaciones y mantenga al proceso operando en su valor deseado sin que esto implique una acción de control que reduzca la vida útil de los elementos finales de control.

### **3.3 Recomendaciones**

- La elección de los controladores que conforman el modo Dual no siempre recaerá en el controlador más rápido en la partida y una acción integral de llegada, sino que pueden considerarse otras alternativas, como un controlador proporcional con una pequeña acción integral de partida y un controlador PID de llegada, de esta manera si se requiere una acción correctiva menos agresiva de partida se va incrementando la acción integral, y en la llegada la acción derivativa evita sobreimpulsos; en base a esto, se sugiere considerar varias combinaciones de PID para formar el modo Dual, sin sentirse obligado a usar un controlador proporcional de partida y un PI en la llegada.
- La determinación del modelo aproximado de procesos no debe realizarse solamente usando un cambio de referencia ascendente o descendente, siempre se sugerirá como una buena práctica el considerar ambos cambios de referencia y obtener los valores promedio para establecer la expresión de la aproximación.



- Se recomienda que los procesos sean simulados considerando su modelo matemático no lineal, de esta manera se representa adecuadamente su comportamiento sin aproximaciones lineales que no reflejan el comportamiento que el proceso tendría en la vida real.

## 4 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] A. A. López, “El control de procesos industriales y su influencia en el mantenimiento” Universidad de Lima, ISSN 1025-9929, pp.35-49, may. 2011.
- [2] F.G. Shinskey, “Nonlinear Control Elements” en *Process Control Systems* 3th ed., McGraw-Hill, Capítulo 3, pp. 136-149, 2001
- [3] R. Moliner, R, Tanda, “Herramienta para la sintonía robusta de controladores PI/PID de dos grados de libertad”, *Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial*, vol. 13, pp. 1-5, 2016.
- [4] M. L. Pataro, J. D. Gil, M. V. Americano da Costa, J. L. Guzmán, M. Berenguel, “Desarrollo de un controlador predictivo con compensación por adelanto y garantía de estabilidad: Resultados preliminares”, *XLII Jornadas de Automática*, España, pp. 1-2, 2021.
- [5] O. Camacho, C. Smith, “Sliding mode control: an approach to regulate nonlinear chemical processes”, *ISA Transactions* 39 (2000) 205-218, pp. 6-13, 2000.
- [6] A. Diaz, “Estudio de Diferentes Estrategias de Control para un Tanque de Mezclado: PID, Control de Matriz Dinámica (DMC) y Lógica Difusa (FLC).”, Grupo GIIMA, pp. 2-8, 2010.
- [7] M. A. Trujillo, “El uso de biorreactores desechables en la industria biofarmacéutica y sus implicaciones en la ingeniería.”, ISSN: 0012-7353, pp. 2-4, 2009.
- [8] R. Matusu, B. Senol, “Robust PI Control of Interval Plants With Gain and Phase Margin Specifications: Application to a Continuous Stirred Tank Reactor”, en *IEEE Access*, vol.8, pp. 2-6, 2020.
- [9] M. Anaya, V. Benítez, J. Pacheco, F. Montaña, “Diseño de controladores P, PI y PID para el comportamiento dinámico de un servosistema hidráulico, basado en desarrollo experimental”, *Investigación EPISTEMUS*, pp. 2-7, 2014.

- [10] L. Cerecero, E. Campos, J. Ramos, M. Marqués, I. Chan, "Comparación experimental de controladores PID clásico, PID no lineal y PID difuso para el caso de regulación", ISSN 1870-4069, pp. 3-10, 2017.
- [11] N. Moreno, "Diseño de un algoritmo PID no lineal aplicado al páncreas artificial", Proyecto Fin de Grado, Universidad Politécnica de Madrid, ID 53168, pp. 3-6, 2018.
- [12] W. Adheem, "From PID to Nonlinear state error feedback controller", en *IEEE Access*, vol. 8, pp. 312-322, 2017.
- [13] K. Ramírez, L. Gómez, H. Álvarez, "Control predictivo no lineal basado en modelo por modo dual con estabilidad garantizada" *Ingeniería y Competitividad*, vol. 16, No. 1, pp. 23-34, 2014.
- [14] G. Becerra, R. Barbosa, J. Aguilar, V. Sánchez. "Modelado enfocado a control de motor diésel para usar hidrógeno en modo dual", *CONACYT-Congreso Nacional de Control Automático*, México, pp. 203-219, 2017.
- [15] W. Chacón, J. Vallejo, "Diseño y simulación de un controlador de tipo proporcional integral generalizado (GPI) aplicado a procesos químicos no lineales aproximables a modelos reducidos de primer orden con retardo (FOPDT)", Tesis Electrónica y Control, Escuela Politécnica Nacional, Ecuador. Fichero CD 10667, 2020.
- [16] R. Barcía, S. Berrones, J. Romero, O. Escrig, "Sintonización de Controladores PID para Control de Velocidad de Motores de Corriente Continua mediante Algoritmos Genéticos", *Revista Perspectivas*, vol. 1, No. 2, ISSN 2661-6688, 2019.
- [17] V. Orosco, "Sintonización de Controladores PID para Control de Velocidad de Motores de Corriente Continua mediante Algoritmos Genéticos", Tesis de Grado. Escuela Politécnica Nacional. Ecuador, 2018.
- [18] Y. García, I. Lobo, "Controlador PID integrado por la estructura de control de modelo interno (IMC) y lógica difusa", *Revista Ciencia e Ingeniería*, Vol. 30, No. 1, pp. 29-40, ISSN 1316-7081, 2009.
- [19] H. Seraji, "A new class of nonlinear PID controllers for robotic applications", *Journal of Robotic Systems – J Robotic Syst.* Vol.15, 2009.
- [20] J. Han, "From PID to active disturbance rejection control", *IEEE Transactions*, vol. 56, No. 3, pp. 900-910, 2009.

## 5 ANEXOS

### ANEXO I

#### Manual de uso de interfaz desarrollada.

En este manual se describen los requisitos, componentes, consideraciones y guías para que el usuario pueda navegar en cada una de las ventanas de la interfaz desarrollada para la visualización de los resultados obtenidos en este trabajo de titulación.

#### 1. Requisitos mínimos para el uso de la interfaz.

Esta interfaz ha sido desarrollada en el software Matlab, en el complemento Appdesigner, que es una versión actual del complemento Guide, el cual quedará obsoleto con las nuevas actualizaciones del software. Para ejecutar esta interfaz se requiere la versión 2021a o más reciente de Matlab.

Los archivos necesarios para ejecutar esta interfaz deben estar almacenados en una misma carpeta, estos archivos son:

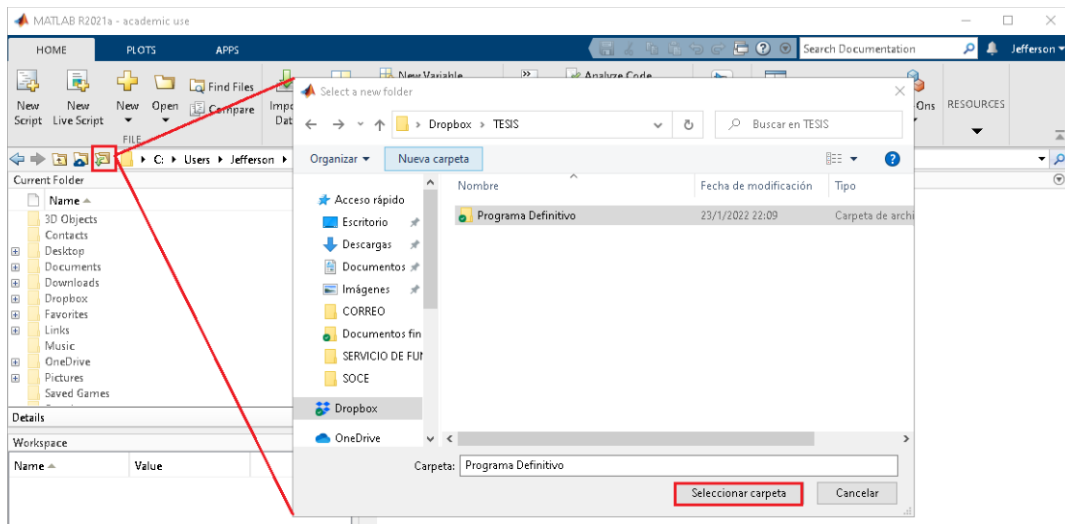
- Constantes\_operacion\_ReactorCSTR.m
- Constantes\_operacion\_TANQUE\_MEZCLADO.m
- Escudo\_de\_la\_Escuela\_Politécnica\_Nacional.png
- fondo\_1.jpg
- Imagen\_Agitador.jpg
- Imagen\_Reactor.png
- Imagen\_ReactorCSTR.png
- Imagen\_Tanque\_Mezclado.png
- Interfaz\_Final.mlapp
- RCResumen.mlapp
- Reactor\_CSTR.slx
- Tanque\_Mezclado.slx
- TMResumen.mlapp
- Ventana\_Reactor.mlapp
- Ventana\_Tanque.mlapp

En los archivos con extensión .m se encuentran las constantes que definen un punto de operación de cada proceso estudiado, esta información es requerida para la simulación de los modelos matemáticos de los procesos, cuya extensión es .slx. La extensión .mlapp

hace referencia a los archivos de las ventanas que conforman la Interfaz, para lo cual se han utilizado imágenes, archivos con extensión .jpg y .png, para su diseño.

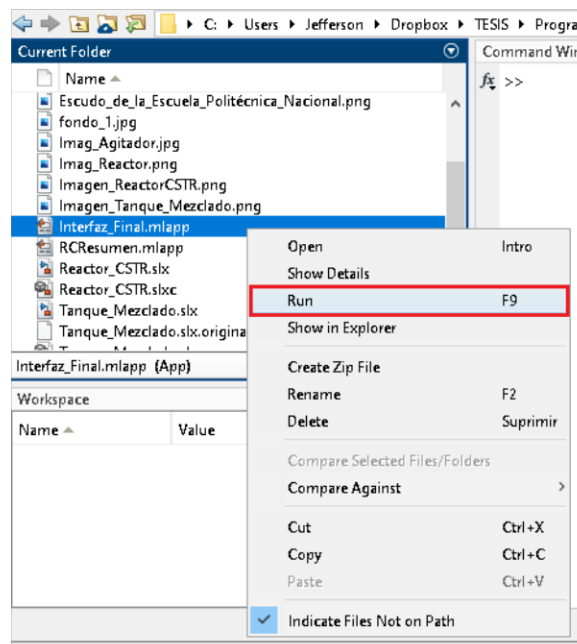
## 2. Inicialización

Al abrir Matlab por primera vez, se debe direccionar la carpeta en donde se encuentran los archivos necesarios, para ello se presiona el ícono mostrado en la Figura A.1 y se selecciona la carpeta, luego se presiona la opción Seleccionar carpeta.



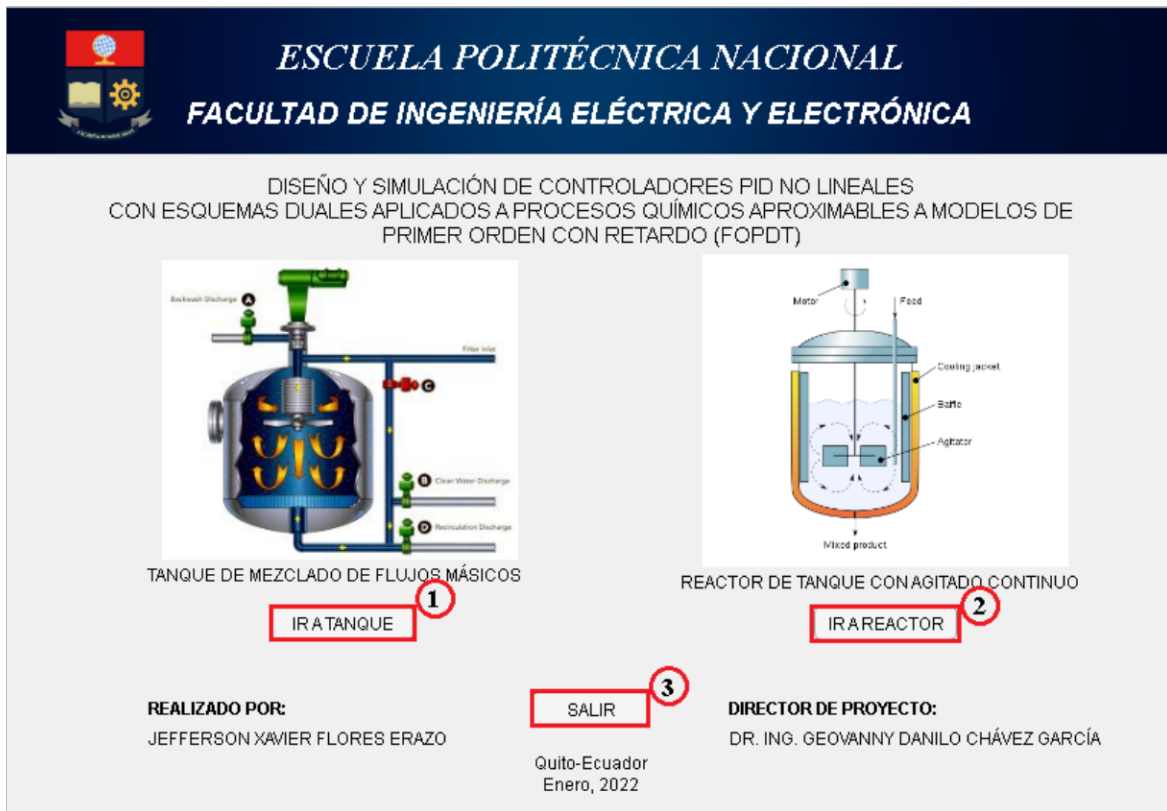
**Figura A.1** Vinculación de los archivos necesarios para el funcionamiento de la Interfaz.

Al vincular la carpeta con los archivos, estos aparecerán en el lado izquierdo de la pantalla. Se sugiere abrir la ventana inicial de la interfaz, para ello se da clic izquierdo en el archivo “Interfaz\_Final.mlapp” y seleccionar la opción “Run”, como se muestra en la Figura A.2.



**Figura A.2** Ejecutar la ventana inicial de la Interfaz.

Al abrirse la ventana inicial de la interfaz, se puede observar que esta tiene tres botones para su interacción, como se muestra en la Figura A.3.



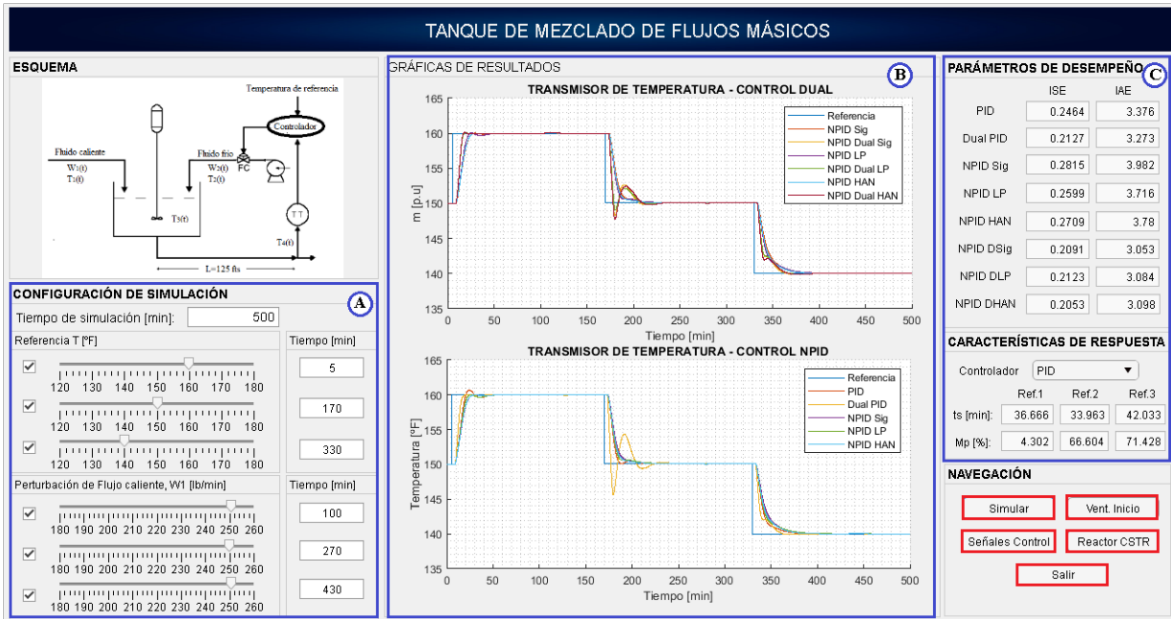
**Figura A.3** Vista inicial de la Interfaz.

La función de cada botón está detallada en la Tabla A.1.

**Tabla A.1** Función de los botones de la ventana inicial.

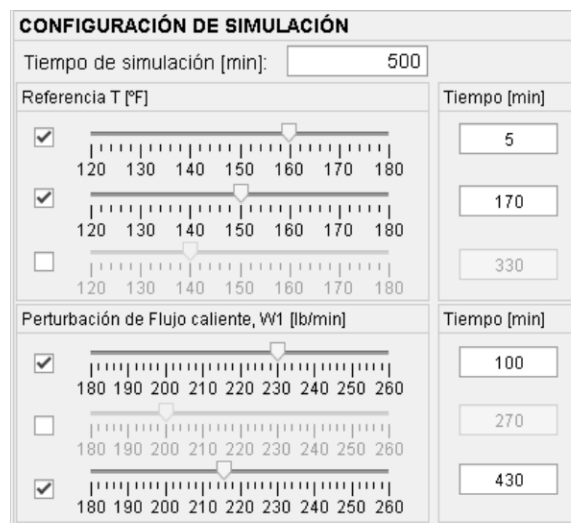
Botón	Función
IR A TANQUE	Cierra la ventana inicial y abre la ventana del proceso Tanque de mezclado de flujos másicos.
IR A REACTOR	Cierra la ventana inicial y abre la ventana del proceso Tanque reactor de agitado continuo.
SALIR	Cierra la ventana inicial.

Al presionar el botón “IR A TANQUE”, se abre la ventana mostrada en la Figura A.3, la cual tiene las secciones y botones, etiquetadas de color azul y rojo respectivamente.



**Figura A.3** Ventana del proceso Tanque de mezclado de flujos másicos.

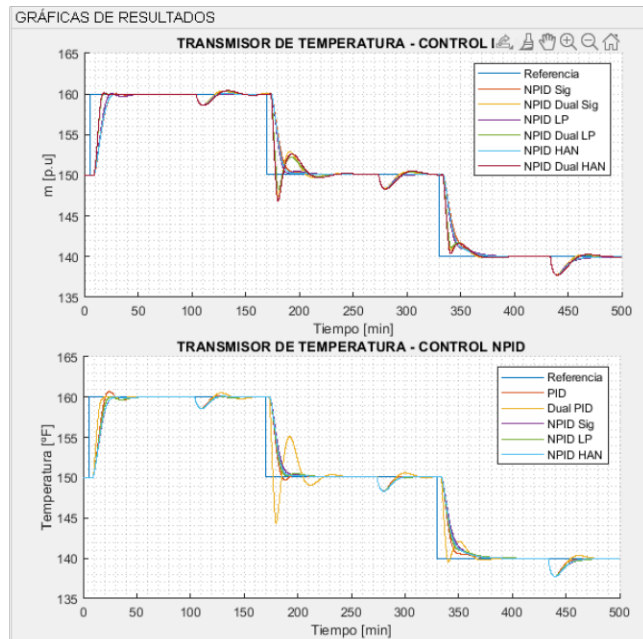
En la sección A se puede realizar la configuración del tiempo de simulación, cuya unidad de tiempo es el minuto, el cambio de referencia que puede ser en tres pasos y el ingreso de hasta tres perturbaciones por cada simulación, esto se muestra en la Figura A.4.



**Figura A.4** Sección A: Configuración de simulación

Para habilitar cada cambio de referencia y cada perturbación es necesario que la casilla a la izquierda de cada paso esté seleccionada, de otro modo se deshabilitará dicho paso.

En la sección B se grafican los resultados obtenidos en la simulación, se dispone de dos gráficos, en los que se distribuyen los resultados para facilitar su apreciación, esto se puede visualizar en la Figura A.5



**Figura A.5** Sección B: Gráfica de resultados.

En la sección C se pueden apreciar los índices de desempeño de los controladores y las características transitorias de la respuesta obtenida, para ello se cuenta con un menú desplegable que permite al usuario seleccionar el controlador del cual se visualizarán los resultados para cada uno de los cambios de referencia., esto se muestra en la Figura A.6.



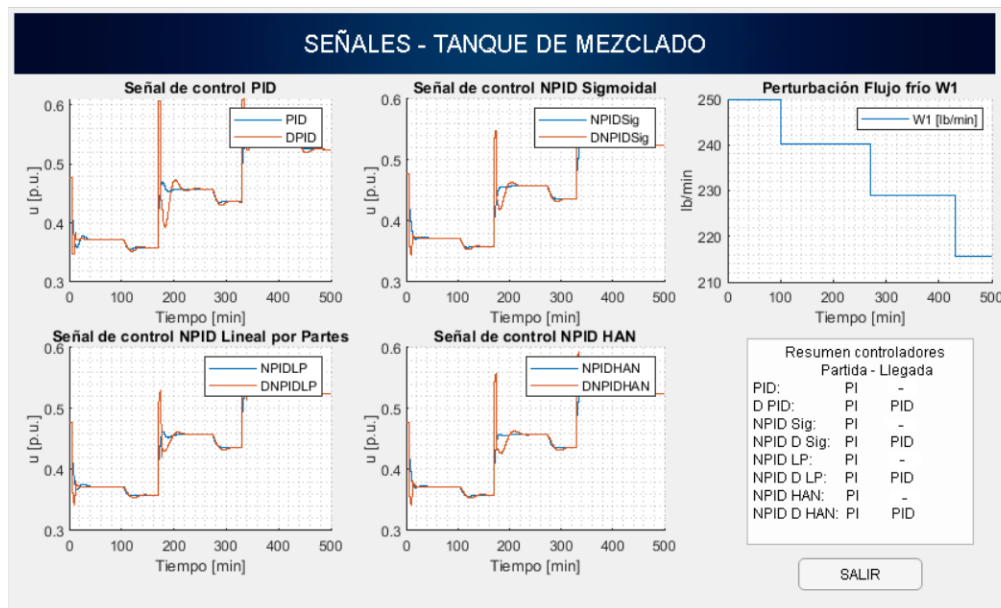
**Figura A.6** Sección B: (a) Visualización de resultados; (b) Despliegue de menú seleccionable.

La navegación entre ventanas se la realiza mediante los botones de cada ventana, en este caso se tienen cinco botones, cuya función está detallada en la Tabla A.2.

**Tabla A.2** Función de los botones de la ventana Tanque de mezclado de flujos másicos.

Botón	Función
Simular	Inicia la simulación del proceso.
Vent. Inicio	Cierra la ventana del proceso y abre la ventana inicial de la interfaz.
Señales Control	Abre la ventana de señales del proceso.
Reactor CSTR	Cierra la venta del proceso actual y abre la ventana del Reactor CSTR.
Salir	Cierra la ventana del proceso.

La ventana de señales del proceso está presentada en la Figura A.7, donde se aprecian los gráficos de las señales de control, la perturbación del sistema y una tabla resumen con los controladores considerados en cada sistema de control implementado.



**Figura A.7** Ventana de gráfica de señales de control, perturbación y resumen de controladores.

El botón “SALIR” cierra la ventana de señales.

Para la ventana del proceso del Reactor CSTR se tiene la misma disposición de secciones y botones, por lo que su navegación es idéntica, pero se muestra la información del proceso del Reactor CSTR.