



**ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL**

**Facultad de Ingeniería en Electricidad y Computación**

**"ANÁLISIS COMPARATIVO DE CONTROLADORES  
CLÁSICOS VERSUS CONTROLADORES AVANZADOS  
APLICADOS A UNA PLANTA REAL DE CONTROL DE  
NIVEL DE DOS TANQUES NO INTERACTIVOS BAJO  
LA PLATAFORMA DE LABVIEW"**

**TRABAJO DE TITULACIÓN**

Previo a la obtención del título de:

**MAGÍSTER EN AUTOMATIZACIÓN Y CONTROL INDUSTRIAL**

**DARIO RAFAEL NAVARRETE DIAZ**

**GUAYAQUIL – ECUADOR**

**AÑO: 2019**

## **AGRADECIMIENTOS**

Mis más sinceros agradecimientos a todos quienes contribuyeron en el desarrollo de este trabajo, en especial a mi familia por estar siempre presente en todo momento y mostrarme su cariño y apoyo incondicional.

## **DEDICATORIA**

El presente proyecto lo dedico a mis hijas Valeria y Cristina por ser mi fuente de energía necesaria para el desarrollo de este trabajo, y de manera muy especial a mi esposa Jessica por ser el pilar fundamental en esta etapa transcurrida.

## **TRIBUNAL DE EVALUACIÓN**

.....  
**Nombre del Profesor**

**SUBDECANO DE LA FIEC**

.....  
**Mg. Holger Cevallos Ulloa**

**DIRECTOR DEL TRABAJO DE TITULACIÓN**

.....  
**Mg. Dennis Cortez Álvarez**

**MIEMBRO PRINCIPAL DEL TRIBUNAL**

## DECLARACIÓN EXPRESA

"La responsabilidad y la autoría del contenido de este Trabajo de Titulación, me corresponde exclusivamente; y doy mi consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual"

.....  
ING. DARIO NAVARRETE D.

## RESUMEN

En este proyecto de graduación se desarrolla un análisis comparativo entre el controlador clásico de la familia PID y un controlador basado en lógica difusa aplicados específicamente a una planta de control de nivel de dos tanques en cascada no interactivos con la finalidad de establecer ventajas y desventajas de cada uno de los sistemas de control mencionados.

La planta de control de nivel fue construida con propósito educativo y con elementos comercializados a nivel local. Esta planta está compuesta por dos tanques cúbicos dispuestos en cascada uno encima del otro. El control del flujo se lo realiza mediante el control de la velocidad del motor eléctrico de una bomba centrífuga de 1/2 HP trifásica, haciendo uso de un variador de frecuencia. Las adquisiciones de los datos del nivel se realizan mediante un transmisor de presión diferencial y una tarjeta de adquisición de datos de National Instrument. Los datos, así como el diseño de los controladores se realizó bajo la plataforma de LabVIEW y los Toolkits System Identification, Fuzzy System Designer y Control Design and Simulation que ofrece el mismo software.

El análisis comparativo se basó en el desempeño de cada controlador frente a tres criterios principales como son el seguimiento de la consigna de nivel tratando de lograr el menor error de estado estable posible, una buena respuesta frente a perturbaciones propias de la planta como son los cambios de la demanda en alguno de los tanques y por último el poder lograr una respuesta de control lo más suave posible a fin de evitar el sobre esfuerzo del elemento de actuación final que en nuestro caso es el motor de la bomba.

De las experiencias y prácticas realizadas en la planta real se puede establecer las siguientes comparaciones:

- Los controladores de la familia PI presentan respuestas rápidas frente a los cambios de consigna, pero el error en estado estacionario incrementa a medida que se aleja del punto de operación. Los controladores difusos son un poco más lentos, pero tratan de mantener el error siempre en el menor valor posible.
- Los controladores difusos presentan un buen comportamiento frente a perturbaciones de carga directas en el tanque a controlar. Así mismo los controladores difusos logran recuperarse de las perturbaciones, pero con ligero costo de tiempo en comparación con los PI.
- La salida de control de la familia PI presenta cambios bruscos y tiende a trabajar en saturación las señales de control, lo que implica posibles daños a futuro en los elementos actuadores y por ende disminución de su vida útil. Los controladores difusos ofrecen una salida de control suave, sin muchas variaciones, permitiendo que los actuadores puedan trabajar en valores dentro de los nominales.

## ÍNDICE GENERAL

AGRADECIMIENTOS.....	ii
DEDICATORIA .....	iii
TRIBUNAL DE EVALUACIÓN .....	iv
DECLARACIÓN EXPRESA .....	v
RESUMEN.....	vi
CAPÍTULO # 1 .....	9
1.PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	9
1.1 Identificación del problema.....	9
1.2 Delimitación del problema. ....	10
1.3 Objetivos de la tesis. ....	11
1.3.1 Objetivos generales .....	11
1.3.2 Objetivos específicos.....	11
1.4 Metodología.....	11
1.5 Alcance.....	12
CAPÍTULO # 2 .....	13
2. MARCO TEORICO. ....	13
2.1. Medición de Nivel .....	13
2.1.1 Medición de Nivel en Líquidos.....	14
2.1.2 Principio de Presión Hidrostática .....	14
2.2 Controladores Clásicos .....	16
2.2.1 Estructura de un Controlador PID.....	17
2.2.2 Métodos Clásicos de sintonización de controladores PID .....	21
2.3. Controladores Inteligentes.....	23
2.3.1 Introducción a la Lógica Difusa.....	23



2.3.2 Conjuntos Difusos.....	23
2.3.3 Controlador Lógico Difuso .....	27
2.3.4 Tipos de Controladores Difusos.....	33
CAPÍTULO # 3.....	34
3. DESCRIPCION E IDENTIFICACION DE LA PLANTA.....	34
3.1 Descripción de los Componentes de la Planta o Modulo .....	34
3.2 Introducción a la Identificación de Sistemas.....	45
3.3 Adquisición de datos .....	49
3.3.1 Señal Estimulo.....	50
3.3.2 Señal de Respuesta .....	52
3.4 Procesamiento de Datos .....	52
3.5 Selección y Validación del Modelo .....	57
3.5.1 Selección del Modelo.....	57
3.5.2 Simulación del Modelo.....	60
3.5.3 Predicción del Modelo .....	61
3.5.4 Análisis Residual .....	62
3.6 Modelo matemático seleccionado para la Planta .....	63
CAPÍTULO # 4.....	65
4. DISEÑO DE CONTROLADORES.....	65
4.1 Diseño del Controlador Clásico PID .....	67
4.1.1 Criterios de Selección del Controlador .....	67
4.1.2 Diseño del Controlador mediante criterio de Ziegler-Nichols.....	68
4.1.3 Método de sintonización mediante lugar geométrico de las raíces 70	
4.1.4 Simulación de la Planta con Controlador.....	74
4.1.5 Pruebas del controlador en la planta real .....	76
4.2. Diseño del Controlador de Lógica Difusa .....	77
4.2.1 Proceso de Fusificación.....	77
4.2.2 Base de Conocimiento (Definición de las reglas de evaluación) ...	82
4.2.3 Lógica de Decisiones (Inferencia Difusa) .....	83
4.2.4 Defusificación .....	83

4.2.5 Simulación de la Planta con Controlador .....	84
4.2.6 Pruebas del controlador en la planta real .....	85
CAPÍTULO # 5 .....	87
5. ANALISIS DE RESULTADOS.....	87
5.1 Análisis Comparativo de los Resultados Obtenidos .....	87
5.1.1 Resultados obtenidos con perturbaciones de cambio de consignas... .....	89
5.1.2 Resultados obtenidos con perturbaciones de cambios en demanda de flujo del sistema .....	93
5.2 Ventajas y Desventajas del Controlador PID.....	95
5.3 Ventajas y Desventajas del Controlador de Lógica Difusa .....	97
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	99
BIBLIOGRAFÍA.....	101
ANEXOS .....	103

## INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1: Esquema del montaje de un Transmisor de Presión Manométrica .....	15
Figura 2.2: Esquema del montaje de un Transmisor de Presión Diferencial .....	16
Figura 3: Diagrama de bloques de un Sistema con Controlador PID .....	18
Figura 2.4: Curva de Reacción - Respuesta a paso escalón.....	21
Figura 2.5: Función de membrecía de un conjunto difuso A que representa “los años de la juventud” .....	25
Figura 2.6: Formas principales de las Funciones de Membrecía .....	26
Figura 2.7: Ejemplo de fusificación de una variable .....	28
Figura 3.1: Dimensiones de la Planta de Control de Nivel .....	35
Figura 3.2: Dimensiones de la Bomba Centrífuga .....	36
Figura 3.3: Variador de frecuencia SINAMIC G110.....	37
Figura 3.4: Transmisor de Presión Diferencial DWYER 647-2.....	38
Figura 3.5: División de la planta en 2 Subsistemas (uno por cada Tanque) .....	38
Figura 3.6: Subsistema Tanque #1 .....	40
Figura 3.7: Subsistema Tanque #2 .....	41
Figura 3.8: Descripción de la Planta.....	46
Figura 3.9: Sistemas de Balance de energía.....	47
Figura 3.10: Señal Estimulo aplicada al sistema o planta .....	51
Figura 3.11: Señal Respuesta de la planta ante la señal estimulo .....	52
Figura 3.12: Cuadro de dialogo de función Cargar desde ASCII - Señal Estimulo	53
Figura 3.13: Cuadro de dialogo de función Cargar desde ASCII - Señal Respuesta .....	54
Figura 3.14: Cuadro de dialogo de función Split Data - Para eliminación de la primera etapa transiente (Punto de operación) .....	55
Figura 3.15: Cuadro de dialogo de función Detrend Data .....	56
Figura 3.16: Cuadro de dialogo de función Split Data - División de datos para estimación y validación .....	57
Figura 3.17: Resultado de la estimación del modelo TF de orden (0, 2) .....	59
Figura 3.18: Análisis del error entre la Señal Respuesta Real y la Estimada por el modelo TF de orden (0, 2).....	59

Figura 3.19: Simulación modelo estimado - Entrada datos de validación .....	60
Figura 3.20: Predicción mediante modelo estimado.....	61
Figura 3.21: Análisis residual de mi modelo estimado .....	62
Figura 3.22: Función de transferencia de Modelo Identificado .....	63
Figura 3.23: Respuesta de mi modelo estimado frente a una entrada escalón.....	63
Figura 4.1: Curva de Reacción de la Planta Real.....	69
Figura 4.2: Lugar geométrico de las raíces de mi modelo matemático .....	70
Figura 4.3: Respuesta a paso escalón de Control P=1 .....	71
Figura 4.4: Respuesta a paso escalón de Control P=100 .....	72
Figura 4.5: Ajuste de $K_P$ y $T_i$ mediante la aplicación del Root Locus de LabVIEW .....	73
Figura 4.6: Respuesta de nuestro controlador seleccionado .....	74
Figura 4.7: Simulación de Controlador PI.....	75
Figura 4.8: Comparación de Respuestas de Controladores PI a diferentes valores de parámetros P e I.....	76
Figura 4.9: Controlador con valores de PI seleccionados .....	77
Figura 4.10: Rango de salida del sistema de control difuso .....	79
Figura 4.11: Funciones de Membrecía de la entrada Error .....	80
Figura 4.12: Función de pertenencia Zero (Z) .....	81
Figura 4.13: Funciones de Membrecía de la entrada Consigna .....	81
Figura 4.14: Conjunto de reglas del Controlador Difuso (5 x 3).....	83
Figura 4.15: Simulación Inicial del Controlador Difuso .....	84
Figura 4.16: Simulación final del controlador difuso en la planta identificada .....	85
Figura 4.17: Prueba de Controlador Difuso en planta real - Altura en Tanque #2.	86
Figura 5.1: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Altura del Tanque #2 .....	87
Figura 5.2: : Controlador PI vs. Controlador Difuso - Salida del Controlador .....	88
Figura 5.3: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Frente a cambio en la consigna de 25 a 28cm.....	89
Figura 5.4: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Criterios de evaluación (Consignas de 22 cm, 25cm, 28cm).....	90
Figura 5.5: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Consigna de 22 a 28cm.....	91
Figura 5.6: Esquema del sistema del Tanque #2 .....	94

Figura 5.7: : Controlador PI vs. Controlador Difuso - Perturbación de Carga..... 94

## INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1: Calculo de constantes PID según la Curva de Reacción de Ziegler-Nichols .....	22
Tabla 2.2: Calculo de constantes PID según Método de Oscilación de Ziegler-Nichols .....	23
Tabla 2.3: Ejemplo de Base de Reglas de 2 variables de entrada y una de salida	29
Tabla 2.4: Definición de los cuatro métodos de inferencia más populares.....	30
Tabla 3.1: Mediciones de Prueba de Dinámica de la Planta .....	49
Tabla 4.1: Criterios de selección de Controladores.....	68
Tabla 4.2: Base de Conocimiento que utilizadas en el Controlador Difuso .....	82
Tabla 5.1: Parámetros estadísticos del Controlador Clásico PI.....	92
Tabla 5.2: Parámetros estadísticos del Controlador Difuso .....	92
Tabla 5.3: Error Cuadrático Medio de cada controlador.....	93

## CAPÍTULO # 1

### 1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

#### 1.1 Identificación del problema.

Hoy en día a nivel industrial numerosas son las aplicaciones de los sistemas de control en los diferentes tipos de procesos con variables a controlar, sean estas: presión, nivel, temperatura, viscosidad, etc. Con el paso del tiempo estos sistemas de control han ido evolucionando y ganando terreno cada vez más en las industrias a tal punto de desterrar en muchos casos los primeros controladores diseñados para procesos industriales conocidos como Controladores Clásicos.

Sin embargo, surge la inquietud de poder identificar hasta qué punto esta nueva gama de controladores llamados Controladores Avanzados ofrecen mejores prestaciones que los controladores clásicos utilizados por largo tiempo en los procesos industriales.

Los controladores clásicos que a nivel industrial la gran mayoría son del tipo Proporcional Integral Derivativo (PID) y desempeñan un buen trabajo para reducir el error del sistema, pero muestran una clara deficiencia cuando al sistema completo se le presentan perturbaciones externas como son ruido, interferencias, dinámicas no modeladas o no consideradas, cambios de parámetros propios del sistema (desgastes de cañerías, deformaciones debido a fatiga de materiales, y otros mas), etc. que son muy comunes en el ambiente industrial.

Los nuevos controladores o Controladores Avanzados presentan la ventaja de tener la habilidad para obtener estrategias cualitativas de control y así poder implementar un comportamiento de control altamente flexible. Con estos podemos lograr que nuestros sistemas puedan ajustarse a condiciones cambiantes que son muchas veces imposibles de predecir, tales como los cambios ambientales o las condiciones de desgaste en sus componentes físicos, por citar algunos ejemplos [1]

Este trabajo de titulación busca el establecer un análisis comparativo entre los Controladores Clásicos y los Avanzados tomando como referencia un proceso muy común a nivel industrial como es el proceso de control de nivel en tanques, sean estos de almacenamiento o tanques de alimentación conocidos como tanques diarios. El trabajo plantea establecer ventajas y desventajas de cada uno de los sistemas de control frente a perturbaciones propias del ámbito industrial y en especial de los procesos de control de nivel, como son los problemas de rebose por cambios bruscos de consignas de nivel, o perturbaciones en la demanda final del sistema en el caso de tanques diarios.

## **1.2 Delimitación del problema.**

El presente trabajo de titulación plantea el establecer parámetros de comparación para intentar responder la controversia de qué tipo de controlador es el más adecuado para satisfacer las necesidades de los sistemas de control de nivel desde el punto de vista industrial, para ello contempla el diseño y construcción física de un modulo didáctico de control de nivel de 2 tanques en cascada (no interactivos). El monitoreo y control de nivel se lo realizará exclusivamente para el segundo tanque para lo cual se utilizará el principio de Presión Hidrostática para el monitoreo continuo de esta señal. Esto lo llevaremos a cabo con el uso de un Transmisor de Presión, el cual trabajará en unidades de pulgadas de agua ("H<sub>2</sub>O) para garantizar un mejor monitoreo y posterior control de mi sistema.

El módulo será alimentado por un flujo de agua controlado (señal de entrada del sistema) mediante un sistema compuesto por una Bomba Centrífuga Trifásica de 1/2 HP y bajo caudal, que trabajará en conjunto con un Variador de frecuencia trifásico.

Este módulo de control será gobernado por HMI (pantallas) diseñadas usando el software LabVIEW, las cuales se dispondrán para detallar las respectivas etapas del diseño y construcción de cada controlador, tanto el Clásico PID como el Avanzado Fuzzy Logic.



### **1.3 Objetivos de la tesis.**

#### **1.3.1 Objetivos generales**

Implementar un módulo práctico de control de nivel que permita un análisis comparativo de las bondades funcionales de los controladores clásicos y avanzados, estableciendo posibles ventajas y desventajas del comportamiento de los mismos frente a la presencia de perturbaciones externas comunes en los procesos de control y monitoreo de nivel en el ámbito industrial.

#### **1.3.2 Objetivos específicos.**

- Desarrollar un Módulo de Control de Nivel de 2 Tanques en cascada (No Interactivos).
- Obtener un modelo matemático representativo del módulo de control de nivel mediante el uso de técnicas de Identificación de Sistemas usando herramientas del software LabView.
- Sintonizar controladores clásicos que presenten un buen comportamiento del módulo de control de nivel frente a perturbaciones de diferentes tipos (cambios de consignas, y variaciones en flujo de salidas o entradas), haciendo uso de las herramientas de Control Design del software LabView.
- Desarrollar algoritmos de control basado en lógica difusa para implementar controladores idóneos para el módulo de control de nivel construido, haciendo uso de las herramientas de Fuzzy Logic del software LabView.
- Comparar los dos tipos de controladores PID y Lógica Difusa y establecer ventajas y desventajas entre estos controladores basados en su comportamiento frente a perturbaciones comunes existentes en sistemas de control de nivel en las industrias.

### **1.4 Metodología.**

Para la realización de este trabajo de titulación se llevara a cabo la siguiente metodología:

- Pruebas experimentales del módulo de control de nivel construido. Se realizarán pruebas en lazo abierto a diferentes valores de frecuencia en el variador de velocidad y se registrará el comportamiento del módulo para cada uno con la finalidad de reunir una buena base de conocimiento del módulo.
- Modelamiento matemático de nuestra planta o sistema haciendo uso de las leyes físicas que la rigen.
- Diseño del experimento que se utilizará para la identificación de nuestra planta o sistema.
- Adquisición y registro de datos del proceso. Acondicionamiento de las señales adquiridas.
- Proceso de identificación de sistemas. Obtención de un modelo acorde con nuestras necesidades.
- Diseño del sistema de control en tiempo continuo, basado en el modelo identificado.
- Diseño del sistema de control inteligente, basado en el modelo identificado.
- Prueba y ajuste de ambos controladores en la planta real.
- Pruebas de seguimiento de consigna de nivel y perturbaciones en el sistema.
- Análisis comparativo de los resultados obtenidos en ambos controladores.

### **1.5 Alcance.**

La construcción de este módulo permitirá el poder desarrollar de una manera didáctica y segura los diferentes controladores de nivel utilizados a nivel industrial. Permite de esta manera el poder contrastar las ventajas y desventajas de cada uno de los controladores encontrados según los requerimientos habituales de control de nivel en las industrias como son: precisión ante valores de consignas cercanos a niveles críticos como rebose o bajo volumen, rápida respuesta ante perturbaciones de cambios de consignas continuas y cambios en demandas de flujo del sistema, eficiencia energética y vida útil de los elementos finales (actuadores) que se ven traducidos en el costo beneficio de la implementación del controlador.

## CAPÍTULO # 2

### 2. MARCO TEORICO.

#### 2.1. Medición de Nivel

El nivel es una de las variables de proceso más utilizadas para el gobierno de las plantas industriales, pero muy especialmente en el control de almacenamiento tanto de materias primas como de productos acabados. En general, en las medidas de nivel para el control de procesos no se requiere una gran precisión, salvo en los casos de dosificación por llenado de depósitos, mientras que en el caso de medida de almacenamiento la precisión es fundamental.

En la selección del tipo de medidor tienen preferencia, técnicamente, los medidores estáticos frente a los que tienen partes móviles y los que no necesitan contacto con el fluido o, incluso, son exteriores al recipiente, así como los que requieren menor modificación en la estructura del recipiente y sus soportes, especialmente cuando estos están contruidos.

En cuanto a métodos de medición de nivel, se puede decir que hoy en día apenas existen algún efecto físico que no se emplee como base para un método de medición de niveles, de modo que se dispone de una amplia gama de técnicas de medición y, por ello, no siempre resulta fácil la elección del método de obtención de lecturas que se adapte mejor a los requerimientos específicos de una instalación.

Antes de la llegada de la tecnología de los semiconductores, la mayoría de los métodos se basaban en principios mecánicos y/o neumáticos. Actualmente los métodos de medición más comunes se pueden clasificar de la siguiente forma:

- Instrumento de medida directa
- Instrumentos basados en la presión hidrostática
- Instrumentos basados por métodos electromecánicos
- Detección de nivel por método de horquillas vibrante
- Detección de nivel por conductividad
- Medición de nivel por capacidad
- Medición y detección de nivel por ultrasonido
- Medición y detección de nivel por microondas
- Medición y detección radiométrica de niveles

Los instrumentos de nivel pueden dividirse en medidores de nivel de líquidos y de sólidos, que son dos mediciones claramente diferenciadas y que se deben estudiar separadamente por sus distintas peculiaridades y las aplicaciones particulares de las que son objeto. [2]

### **2.1.1. Medición de Nivel en Líquidos**

Los medidores de nivel de líquidos trabajan midiendo, bien directamente la altura de líquido sobre una línea de referencia, bien la presión hidrostática, bien el desplazamiento producido en un flotador por el propio líquido contenido en el tanque del proceso, o bien aprovechando características eléctricas del líquido

### **2.1.2. Principio de Presión Hidrostática**

Este método se basa en la medición de la presión hidrostática correspondiente a una columna de líquido de una altura determinada. La presión se calcula mediante la expresión:  $P = h * \rho * g$

Donde:

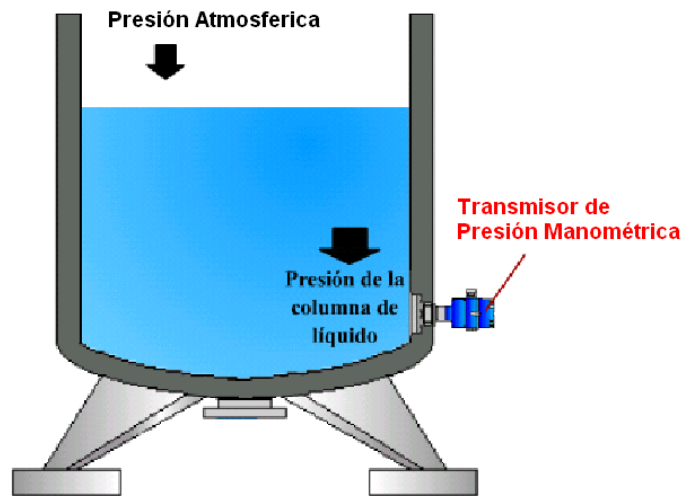
$P$  = Presión

$\rho$  = Densidad relativa del líquido

$h$  = Altura de la columna de líquido

$g$  = Aceleración de la gravedad

A partir de la formula se observa que si la densidad efectiva del medio es constante, la única variable es  $h$ . Así, la presión es directamente proporcional a la altura  $h$ , es decir, al nivel del líquido en el tanque como se muestra en la siguiente figura

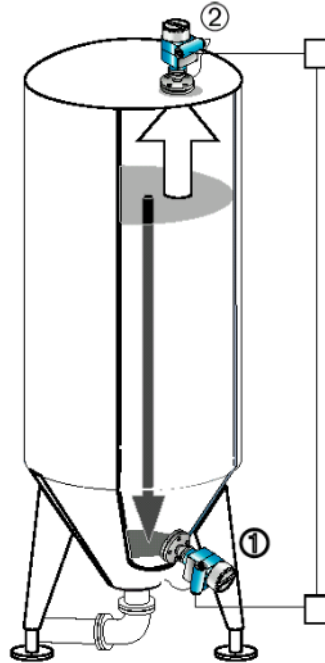


**Figura 2.1: Esquema del montaje de un Transmisor de Presión Manométrica [2]**

La presión hidrostática de la columna de líquido se mide directamente con un transmisor de presión manométrica o de presión diferencial.

La medición de nivel con transmisor de presión se utiliza preferentemente en tanques abiertos expuestos a la atmosfera. En estos casos, la presión medida es igual a la presión de la columna de líquido + la presión atmosférica (presión en la superficie). La presión en la superficie suele ser despreciable porque la mayoría de los sensores de presión disponen de dispositivos que compensan la presión atmosférica. Para estos casos, los transmisores se montan en la parte baja del tanque o reservorio. Si el sensor no se puede montar directamente en el lateral del tanque a nivel adecuado, se puede montar en el

extremo de una barra o cable y bajarlo desde la parte superior del tanque hasta la profundidad oportuna.



**Figura 2.2: Esquema del montaje de un Transmisor de Presión Diferencial [2]**

Cuando la presión de la superficie del líquido es mayor que la presión atmosférica (tanques cerrados – presurizados), se puede emplear un sensor de presión diferencial, el cual mide por un lado la presión total ejercida al fondo del tanque, y por otro lado la presión en la superficie. La presión de la superficie se resta de la presión total, quedando la presión correspondiente a la columna de líquido. La medición de presión diferencial requiere de dos sensores, pero también se puede llevar a cabo con una célula de medición de presión diferencial, como se muestra en la Figura 2.2 [2]

## 2.2. Controladores Clásicos

Las estrategias de control PID; Proporcional, Integral, Derivativa, se incorporan en el ambiente industrial en el primer cuarto de este siglo, con un esquema de ajuste

puramente empírico. En la actualidad, y pese al sorprendente desarrollo de la teoría de control y del soporte tecnológico necesario para su implementación, el controlador de estructura PID se emplea casi con exclusividad en el ambiente industrial en todo el mundo, en particular para controlar procesos térmicos y químicos.

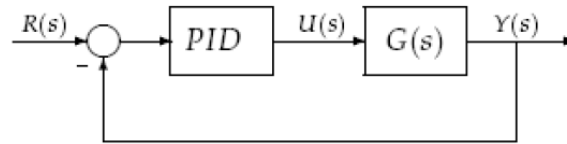
La asimilación de los controladores PID en el ámbito industrial ha llegado a un grado tal que permite observar el siguiente hecho en apariencia contradictorio: por una parte los usuarios se resisten a todo reemplazo del controlador PID por controladores que presenten una estructura diferente (por más simple y robusta que esta sea), y por otro lado se aceptan controladores adaptables sofisticados si estos vienen bajo una empaquetadura PID.

Probablemente es debido a esta razón que en los últimos años varios grupos que se encuentran en la vanguardia de la investigación han invertido un considerable esfuerzo en el desarrollo de nuevos algoritmos de control basados en estructuras PID.

El controlador PID surge como consecuencia de la combinación de tres acciones básicas de control; acción proporcional, integral y derivativa, cuyos efectos ya eran conocidos a principios de siglo. [3]

### **2.2.1. Estructura de un Controlador PID**

El diagrama a continuación representa un lazo de control simple, de una entrada y una salida, en donde  $G(s)$  representa la función de transferencia de la planta a controlar, y el bloque PID la función de transferencia del controlador; siendo  $R(s)$  y  $Y(s)$  las entradas y salidas respectiva de nuestro sistema.



**Figura 2.3: Diagrama de bloques de un Sistema con Controlador PID [3]**

Los miembros de la familia de controladores PID, incluyen tres acciones: proporcional (P), integral (I) y derivativa (D). Estos controladores son los denominados P, I, PI, PD y PID [3]

### 2.2.1.1. Acción del Control Proporcional

Da una salida del controlador que es proporcional al error, es decir  $u(t) = K_P \cdot e(t)$ , que descripta desde su función de transferencia queda como se muestra en la ecuación 1.2.

$$C_P(s) = K_P \quad (2.1)$$

Donde  $K_P$  es una ganancia proporcional ajustable. Un controlador proporcional puede controlar cualquier planta estable, pero posee desempeño limitado y error en régimen permanente [3].

### 2.2.1.2. Acción del Control Integral

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

$$u(t) = K_i \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (2.2)$$

$$C_i = \frac{K_i}{s} \quad (2.3)$$



La señal de control  $u(t)$  tiene un valor diferente de cero cuando la señal de error  $e(t)$  es cero. Por lo que se concluye que dada una referencia constante, o perturbaciones, el error en régimen permanente es cero [3].

### 2.2.1.3. Acción de Control Proporcional-Integral

La acción de control proporcional-integral se define mediante la ecuación 1.5.

$$u(t) = K_P e(t) + \frac{K_P}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau \quad (2.4)$$

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

$$C_{PI}(s) = K_P \left( 1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (2.5)$$

Con un control proporcional, es necesario que exista error para tener una acción de control distinta de cero. Con acción integral, un error pequeño positivo siempre nos dará una acción de control creciente, y si el error es negativo la señal de control será decreciente. Este razonamiento sencillo nos muestra que el error en régimen permanente será siempre cero [3].

Muchos controladores industriales tienen solo acción PI. Se puede demostrar que un control PI es adecuado para todos los procesos donde la dinámica es esencialmente de primer orden. Lo que puede demostrarse en forma sencilla, por ejemplo, mediante un ensayo al escalón.

### 2.2.1.4. Acción de Control Proporcional-Derivativa

La acción de control proporcional-derivativa se define mediante:

$$u(t) = K_P e(t) + K_P T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (2.6)$$

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

$$C_{PD}(s) = K_P + sK_P T_d \quad (2.7)$$

Cuando una acción de control derivativa se agrega a un controlador proporcional, permite obtener un controlador de alta sensibilidad, es decir que responde a la velocidad del cambio del error y produce una corrección significativa antes de que la magnitud del error se vuelva demasiado grande. Aunque el control derivativo no afecta en forma directa al error de estado estacionario, añade amortiguamiento al sistema y, por tanto, permite un valor más grande que la ganancia  $K$ , lo cual provoca una mejora en la precisión en estado estable [3].

### 2.2.1.5. Acción de Control Proporcional-Integral-Derivativa

Las acciones de control proporcional, integral y derivativo combinadas reúnen las ventajas de cada una de las tres acciones de control individuales. La ecuación de un controlador con esta acción combinada se obtiene mediante:

$$u(t) = K_P e(t) + \frac{K_P}{T_i} \int_0^t e(\tau) d\tau + K_P T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (2.8)$$

Y su función de transferencia resulta:

$$C_{PID}(s) = K_P \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + sT_d \right) \quad (2.9)$$

### 2.2.2. Métodos Clásicos de sintonización de controladores PID

La sintonización de controladores de la familia de los PID se puede realizar mediante técnicas heurísticas (prueba y error) o mediante métodos sistemáticos (cálculos numéricos). A nivel académico existen dos métodos ampliamente difundidos debidos a su simplicidad de aplicación y a los buenos resultados de aproximación que arrojan los mismos ante plantas o procesos estudiados. Estos métodos son conocidos como Métodos de Ziegler-Nichols y pueden ser aplicados en función de las características dinámicas de la planta bajo estudio.

El primer método planteado por Ziegler-Nichols se lo conoce como Método de la Curva de Reacción y es recomendado para sistemas con carácter no oscilante. El método consiste en llevar a la planta bajo estudio en lazo abierto a un punto de operación normal manipulando la entrada  $u(t)$ . En un instante conocido como  $t_0$  se aplica un cambio escalón en la entrada  $u(t)$  se recomienda un salto entre el 10 a 20% del valor nominal. Se debe registrar la respuesta de la salida hasta que la planta se estabilice en el nuevo punto de operación.

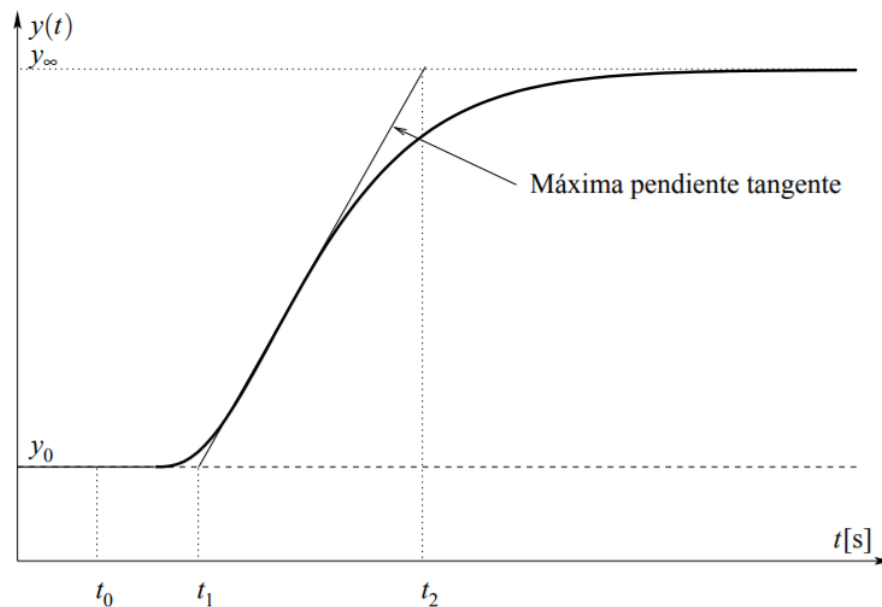


Figura 2.4: Curva de Reacción - Respuesta a paso escalón [3]

De la curva de reacción se calculan los siguientes parámetros:

$$k_0 = \frac{y_\infty - y_0}{u_\infty - u_0}, \quad \tau_0 = t_1 - t_0, \quad \gamma_0 = t_2 - t_1 \quad (2.10)$$

Los ajustes del controlador PID propuestos por Ziegler-Nichols a partir de la curva de reacción se determinan en función de la siguiente tabla:

	$K_p$	$T_r$	$T_d$
P	$\frac{\gamma_0}{K_0 \tau_0}$		
PI	$\frac{0.9 \gamma_0}{K_0 \tau_0}$	$3 \tau_0$	
PID	$\frac{1.2 \gamma_0}{K_0 \tau_0}$	$2 \tau_0$	$0.5 \tau_0$

**Tabla 2.1: Cálculo de constantes PID según la Curva de Reacción de Ziegler-Nichols**

El segundo método se basa en un lazo de control cerrado con ganancia proporcional y es conocido como Método de Oscilación. Se debe aplicar a la planta el control proporcional con una ganancia  $K_p$  pequeña. Se debe aumentar el valor de  $K_p$  hasta que el lazo comience a oscilar. Esta oscilación debe ser lineal y detectarse en la salida del controlador. Se procede a registrar los valores de la ganancia aplicada que genere la oscilación, conocida como ganancia crítica  $K_c$  y el periodo de oscilación de la señal de salida. Posteriormente se ajustan los parámetros del controlador haciendo uso de la siguiente tabla:

	$K_p$	$T_r$	$T_d$
P	$0.5 K_C$		
PI	$0.45 K_C$	$\frac{P_C}{1.2}$	
PID	$0.60 K_C$	$\frac{P_C}{2}$	$\frac{P_C}{8}$

**Tabla 2.2: Calculo de constantes PID según Método de Oscilación de Ziegler-Nichols**

## 2.3. Controladores Inteligentes

### 2.3.1. Introducción a la Lógica Difusa

La lógica difusa, como su nombre indica, es una lógica alternativa a la lógica clásica que pretende introducir un grado de vaguedad en las cosas que califica. La mayor parte de los sistemas de control son formulados sobre la base de modelos matemáticos. Por lo general, el conocimiento subjetivo relevante del proceso es ignorado en la fase de diseño, pero es utilizado para evaluar el desempeño del sistema.

Los controladores lógicos difusos utilizan lógica difusa para convertir las estrategias de control lingüísticas basadas en el conocimiento experto en una estrategia de control automática. La Lógica Difusa básicamente propone expresar variables del mundo real no de forma discreta o exacta, sino en forma de grados de pertenencia a determinados conjuntos, hoy en día conocidos como conjuntos difusos.

### 2.3.2. Conjuntos Difusos

Los conjuntos difusos son una extensión de la teoría clásica de conjuntos, donde un elemento pertenece o no a un conjunto, tal elemento tiene solo 2 posibilidades, pertenecer o no, un elemento es bi-valuado y no se definen

ambigüedades. Con conjuntos difusos se intenta modelar la ambigüedad con la que se percibe una variable. Los conjuntos difusos son la base para la lógica difusa, del mismo modo que la teoría clásica de conjuntos es la base para la lógica Booleana.

Los conjuntos difusos permiten formalizar expresiones lingüísticas que típicamente contienen algún grado de ambigüedad, es decir, proveen un método para expresar matemáticamente conceptos tales como "alto", "frío", "rápido", etc., que son bastante usados, pero que por esencia no son precisos. Incluso conceptos netamente ingenieriles que tienen una definición numérica precisa son usados muchas veces como criterios que se acercan más a un número difuso. Por ejemplo, la correlación de dos señales, o dos funciones, puede ser normalizada para que su rango esté entre 0 y 1. Así, al explicar el valor de correlación a otra persona, es usual utilizar expresiones como "estos datos tienen una baja correlación", por ejemplo 0,1, o una "alta" correlación, por ejemplo 0,88.

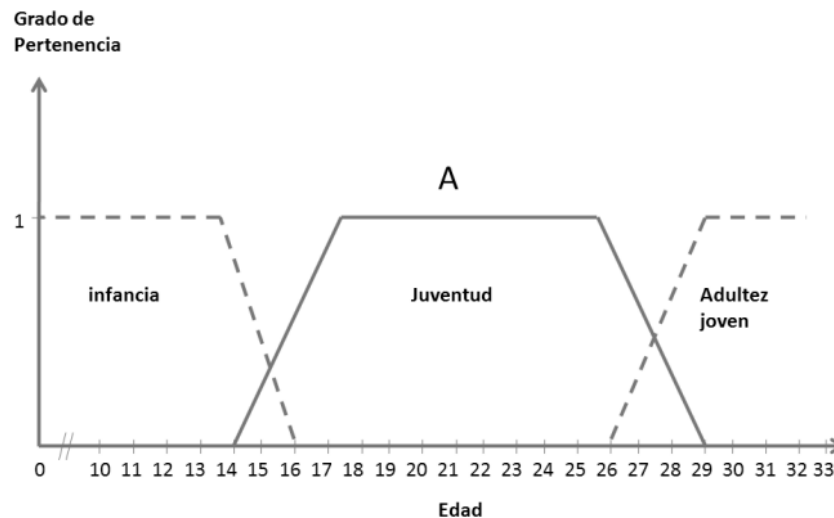
En conjuntos difusos, la ambigüedad existente en expresiones lingüísticas se expresa en el concepto de grado de membrecía. En un conjunto difuso se generaliza el concepto de membrecía, permitiendo grados de pertenencia.

La función de pertenencia (a)  $\mu_A$  de un conjunto difuso A es una función con recorrido en el segmento  $[0, 1]$  de los números reales:

$$\mu_A(a): U \subseteq \mathfrak{R} \rightarrow [0,1] \quad (2.11)$$

Un ejemplo de un conjunto difuso es el siguiente: sea U el conjunto de todos los valores de edad humana posibles (por ejemplo, entre 0 y 120 años), y A el conjunto de los que llamamos años de la "juventud", como un concepto intermedio entre los conceptos de "infancia" y "adulthood joven". Así podríamos afirmar que la edad de 21 años representa a los años de la "juventud", 13

años es más cercano al concepto de “infancia”, y 30 años es más bien “adultez joven”. Así, una posibilidad de traducir y representar el conjunto A se muestra en la Figura 1.5; su función de membrecía toma valores entre 0 y 1 de acuerdo al elemento de A que se evalúe.



**Figura 2.5: Función de membrecía de un conjunto difuso A que representa “los años de la juventud” [25]**

Es importante mencionar que, generalmente al graficar la relación que existe entre las variables reales y sus valores de membrecía, estos últimos se utilicen en la abscisa y los primeros en la ordenada. Se suele utilizar valores de membrecía en el intervalo  $[0,1]$  para tener un rango normalizado, pero no es una obligación.

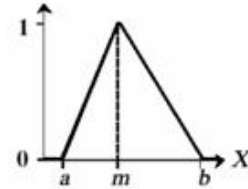
Las funciones de membrecía representan el grado de pertenencia de un elemento a un subconjunto definido por una etiqueta. Existe una gran variedad de formas para las funciones de membrecía, las más comunes son del tipo trapezoidal, triangular, singleton, S (ver Figura 2.7)

A los subconjuntos se les puede aplicar determinados operadores o bien se puede realizar operaciones entre ellos. Al aplicar un operador sobre un solo

conjunto se obtendrá otro conjunto, lo mismo sucede cuando se realiza una operación entre conjuntos.

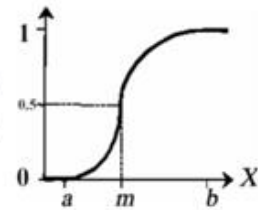
Forma Triangular:

$$A(x) = \begin{cases} 0 & \text{si } x \leq a \\ (x-a)/(m-a) & \text{si } x \in (a, m] \\ (b-x)/(b-m) & \text{si } x \in (m, b) \\ 1 & \text{si } x \geq b \end{cases}$$



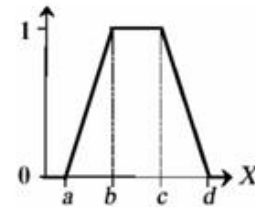
Forma S:

$$A(x) = \begin{cases} 0 & \text{si } x \leq a \\ 2\{(x-a)/(b-a)\}^2 & \text{si } x \in (a, m] \\ 1 - 2\{(x-a)/(b-a)\}^2 & \text{si } x \in (m, b) \\ 1 & \text{si } x \geq b \end{cases}$$



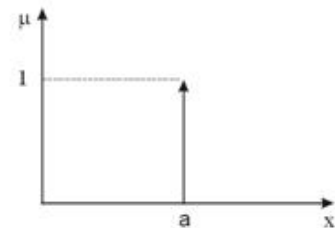
Forma Trapezoidal:

$$A(x) = \begin{cases} 0 & \text{si } (x \leq a) \text{ o } (x \geq d) \\ (x-a)/(b-a) & \text{si } x \in (a, b] \\ 1 & \text{si } x \in (b, c) \\ (d-x)/(d-c) & \text{si } x \in (c, d) \end{cases}$$



Forma Singleton:

$$A(x) = \begin{cases} 1 & x = a \\ 0 & x \neq a \end{cases}$$



**Figura 2.6: Formas principales de las Funciones de Membrecía**

Las operaciones lógicas se utilizan en controladores y modelos difusos, son necesarias en la evaluación del antecedente de reglas (y otras etapas) que



más adelante veremos. Se definen a continuación 3 operaciones básicas a realizar sobre conjuntos, estas operaciones son complemento, unión e intersección. Sean las etiquetas A y B las que identifican a dos conjuntos borrosos asociados a una variable lingüística x, las operaciones se definen como:

- Complemento
- Unión. Operador lógico OR de Zadeh (máx.)
- Intersección. Operador lógico AND de Zadeh (min)

Hay muchas definiciones para las operaciones lógicas, algunas otras definiciones que normalmente también se utilizan son:

- Operador lógico AND del producto
- Operador lógico OR de Lukasiewicz

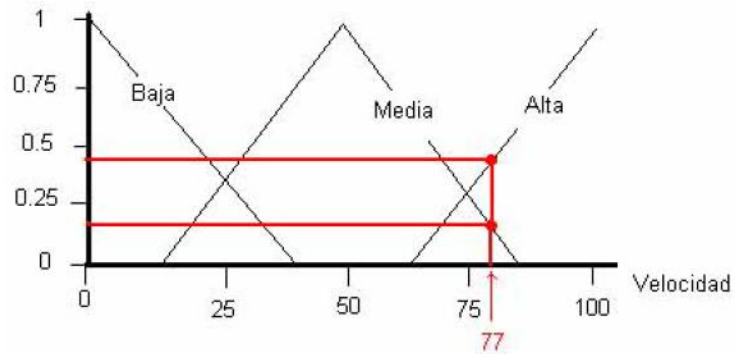
### **2.3.3. Controlador Lógico Difuso**

Los sistemas de control difuso permiten describir un conjunto de reglas que utilizaría una persona para controlar un proceso y a partir de estas reglas generar acciones de control. El control difuso puede aplicarse tanto en sistemas muy sencillos como en sistemas cuyos modelos matemáticos sean muy complejos. La estructura de un controlador difuso está compuesta por: Fusificación, Base de reglas, Lógica de Decisiones, y Defusificación. [25]

#### **2.3.3.1 Fusificación**

La fusificación tiene como objetivo convertir valores reales en valores difusos. En la fusificación se asignan grados de pertenencia a cada una de las variables de entrada con relación a los conjuntos difusos previamente definidos utilizando las funciones de pertenencia asociadas a los conjuntos difusos.

Para comprender mejor el concepto de fusificación tomemos la figura 2.8 la cual arroja los siguientes datos:



**Figura 2.7: Ejemplo de fusificación de una variable**

El valor de velocidad igual a 77 pertenece a dos conjuntos con distintos grados de correspondencia en cada uno.

$$\begin{aligned}\mu_{\text{Alta}}(77) &= 0.45 \\ \mu_{\text{Media}}(77) &= 0.20 \\ \mu_{\text{Baja}}(77) &= 0.00\end{aligned}$$

Desde este momento y durante el resto de las operaciones en el interior del corazón difuso estos datos (0.45, 0.20, 0.00, son valores de las funciones de membrecía) representarán a las variables sensadas del proceso.

### 2.3.3.2 Base de Reglas

Los controladores difusos usan reglas, estas combinan uno o más conjuntos borrosos de entrada llamados antecedentes o premisas y le asocian un conjunto borroso de salida llamado consecuente o consecuencia. Involucran a conjuntos difusos, lógica difusa e inferencia difusa. A estas reglas se les llama reglas borrosas o difusas o fuzzy rules. Son afirmaciones del tipo SI-ENTONCES. Los conjuntos borrosos del antecedente se asocian mediante operaciones lógicas borrosas AND, OR, etc.

Las reglas borrosas son proposiciones que permiten expresar el conocimiento que se dispone sobre la relación entre antecedentes y consecuentes. Para expresar este conocimiento de manera completa normalmente se precisan varias reglas, que se agrupan formando lo que se conoce como base de reglas, es decir, la edición de esta base determina cual será el comportamiento del controlador difuso y es aquí donde se emula el conocimiento o experiencia del operario y la correspondiente estrategia de control.

La base de reglas suele representarse por tablas. Esta es clara en el caso de 2 variables de entrada y una de salida. En la medida que la cantidad de variables lingüísticas crece, también lo hará la tabla, y más difícil se hará su edición.

<b>Ling/Jacc</b>	<b>Baja</b>	<b>Regular</b>	<b>Media</b>	<b>Alta</b>	<b>Muy Alta</b>
<b>Baja</b>	Muy Baja	Baja	Medio Baja	Regular	Medio Alta
<b>Regular</b>	Baja	Medio Baja	Regular	Medio Alta	Alta
<b>Media</b>	Baja	Medio Baja	Medio Alta	Medio Alta	Alta
<b>Alta</b>	Medio Baja	Regular	Medio Alta	Alta	Muy Alta
<b>Muy Alta</b>	Regular	Medio Alta	Alta	Alta	Muy Alta

**Tabla 2.3: Ejemplo de Base de Reglas de 2 variables de entrada y una de salida**

### 2.3.3.3 Lógica de Decisiones

Se denomina inferencia difusa al proceso de formular el mapeo de una entrada recibida hacia una salida empleando la lógica difusa. La inferencia en sistemas difusos basados en reglas es el proceso de obtener un conjunto difuso de salida, dada las reglas y las entradas. El mecanismo de inferencia en el modelo lingüístico se basa en la regla composicional de inferencia de (Zadeh). Significa que se puede inferir una conclusión si se conoce parcialmente el antecedente. [5]; [17]

Existe una gran cantidad de métodos de inferencia difusa, pero hay cuatro que generan mejores resultados en el campo del control, estos son inferencia de Mamdani por mínimos (Mamdani minimum inference), RM, la inferencia del producto de Larsen (Larsen product inference), RL, la inferencia del producto drástico (Drastic product inference) RDP y la inferencia del producto limitado (Bounded product inference), RBP [11] [4]

Método de Inferencia	Definición
Mamdani minimum inference, $R_M$	$\min(\mu, \mu_W(z)), \forall_Z$
Larsen product inference, $R_L$	$\mu \times \mu_W(z), \forall_Z$
Drastic product inference, $R_{DP}$	$\begin{cases} \mu & \text{para } \mu_W(z) = 1 \\ \mu_W(z) & \text{para } \mu = 1 \\ 0 & \text{para } \mu < 1 \text{ y } \mu_W(z) < 1 \end{cases}$
Bounded product inference, $R_{BP}$	$\max(\mu + \mu_W(z) - 1, 0)$

**Tabla 2.4: Definición de los cuatro métodos de inferencia más populares**

Donde  $\mu_w$  es la función de pertenencia del conjunto de salida  $w$ .

En el caso particular en que el conjunto difuso de salida del consecuente es singleton, todos los métodos de inferencia tienen el mismo resultado, y este se obtiene como el singleton pesado por el valor  $\mu$  obtenido del antecedente.

#### 2.3.3.4 Defusificación

La Defusificación (defuzzyfication) es un proceso matemático usado para convertir un conjunto difuso en un número real. El sistema de inferencia difusa obtiene una conclusión a partir de la información de la entrada, pero es en términos difusos. Esta conclusión o salida difusa es obtenida por la etapa de inferencia borrosa, esta genera un conjunto borroso pero el dato de salida del sistema debe ser un número real y debe ser representativo de todo el conjunto obtenido en la etapa de agregado, es por eso que existen diferentes métodos de Defusificación y arrojan resultados distintos, el “más común y ampliamente usado” es el centroide.

Con el método de Defusificación del centroide se transforma la salida difusa en un número real el cual es la coordenada equis ( $x$ ) del centro de gravedad de tal conjunto difuso de salida.

$$y_d = \frac{\int_S y \mu_Y(y) dy}{\int_S \mu_Y(y) dy} \quad (2.12)$$

Donde  $\mu_Y$  es la función de pertenencia del conjunto de salida  $Y$ , cuya variable de salida es  $y$ .  $S$  es el dominio o rango de integración.

Este método en realidad trae una carga computacional importante, por lo que se emplean en general otros esquemas con menor carga.

Uno de los defusificadores más usados es el centro de área (COA, center of area) también llamado de altura, el centro de gravedad es aproximado por el centro de gravedad de un arreglo de “masas puntuales”, las cuales son el centro de gravedad de cada conjunto de salida correspondiente a cada regla, con “masa” igual al grado de pertenencia en ese punto de su centro de gravedad. Si se le llama  $\sigma_1$  al centro de gravedad del conjunto difuso de salida  $B_1$  de la  $l$ -ésima regla, el centro de gravedad queda determinado por:

$$y_d = \frac{\sum_{l=1}^R \sigma_l \mu_{B_l}(\sigma_l)}{\sum_{l=1}^R \mu_{B_l}(\sigma_l)} \quad (2.13)$$

Donde  $R$  es el número de reglas.

El concepto del centro de gravedad es en muchos casos el punto de partida para la obtención de distintos métodos de Defusificación. [5] Tanto la fusificación como la Defusificación son el nexo del sistema difuso con el mundo real.

Criterio de máximo (MC). La salida es aquella para la cual la función de membrecía alcanza su máximo valor. El método de centro de área (COA) o de centro de gravedad (COG). La salida responde a la Ecuación 1 o a la Ecuación 2. El método de la media de máximo (MOM, middle of maximum). La salida es el valor medio de los valores cuyas funciones de membrecía alcanzan el valor máximo.

El método del máximo más chico (SOM, smallest of maximum). La salida es el mínimo valor de todos aquellos que generan el valor más alto de la función de membrecía [6]

El método del máximo más grande (LOM, largest of maximum). La salida es el máximo valor de todos aquellos que generan el valor más alto de la función de membrecía.

Bisector de área. La salida es el valor que separa el área bajo la curva en dos sub-áreas iguales. [7]

#### **2.3.4. Tipos de Controladores Difusos**

Los controladores basados en lógica difusa son orientados en su mayoría al mejoramiento de las características y desempeño de los llamados controladores clásicos, ya que incorporan conocimientos propios de la planta o sistema, los cuales no pueden ser descritos en el modelo matemático en el que se basa el diseño del algoritmo de control de estos controladores clásicos.

Partiendo de esta premisa, se puede establecer que los controladores de lógica difusa pueden dividirse en dos clases:

- Aquellos sistemas en los que el controlador difuso actuara como un control supervisor, es decir, realizara la tarea de complementar al control convencional. Este es el caso de los conocidos Controladores PID Difusos (y sus diferentes variantes como PD, PI, etc.).
- Aquellos sistemas en los que los controladores de lógica difusa reemplazaran por completo al control convencional, rigiéndose exclusivamente por la base de reglas diseñadas para el sistema o planta en el que se utilizara, sin hacer uso de las estrategias convencionales.

## CAPÍTULO # 3

### 3. DESCRIPCION E IDENTIFICACION DE LA PLANTA.

Para la identificación de la planta emplearemos el Toolkit System Identification de LabView, el cual nos permitirá encontrar un modelo matemático representativo de la dinámica de la misma. Para obtener un buen modelo matemático es necesario definir todos los parámetros propios de la planta en operación nominal.

Un modelo nunca puede ser aceptado como una verdadera descripción del sistema. Sin embargo puede ser reconocido como una descripción lo suficientemente buena de ciertos aspectos que son de particular interés para el usuario [6].

Pensando en obtener una buena identificación se procede a diseñar un "experimento" que nos permita obtener la información necesaria en forma de conjuntos de datos de entrada y salida de la planta, que sean representativos del comportamiento de la misma cuando opera en un vecindario cercano a su punto de operación.

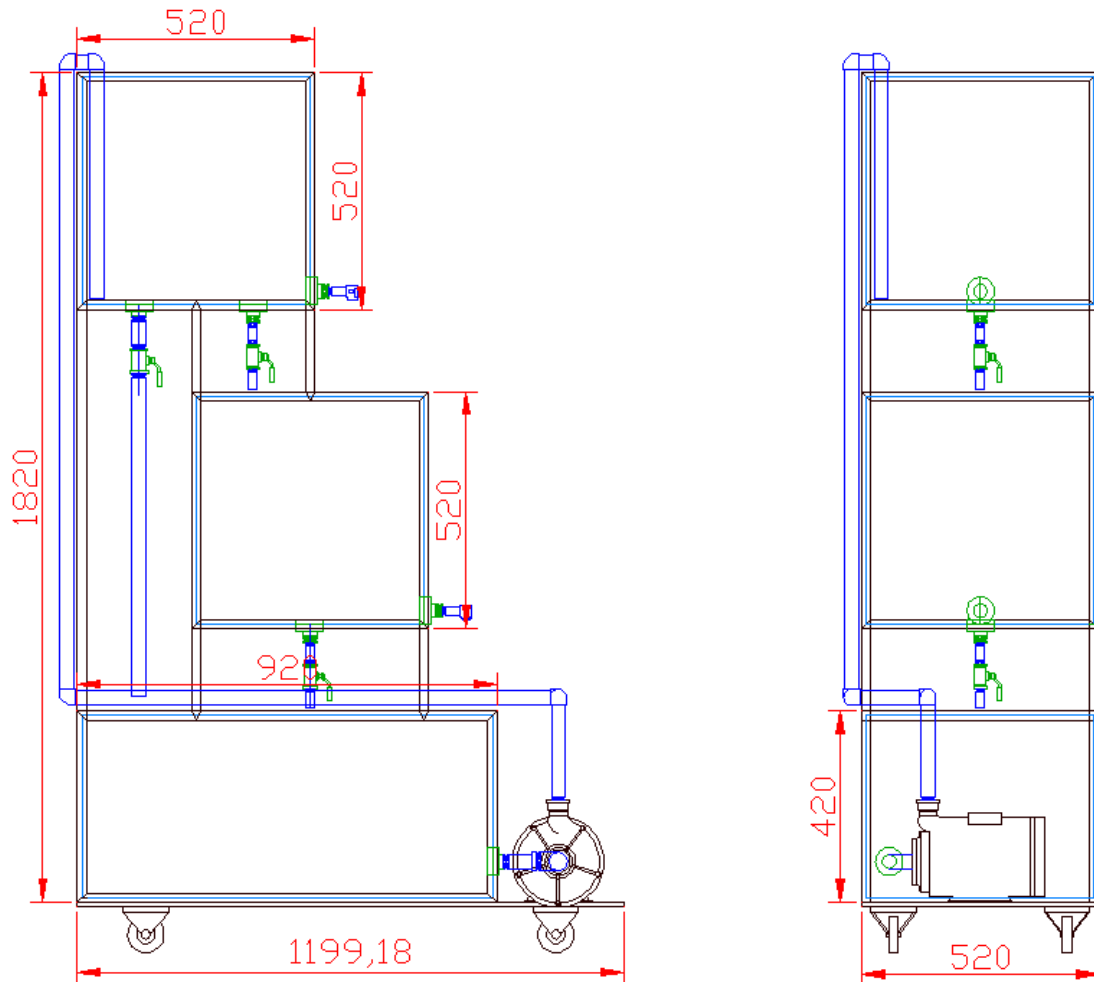
#### 3.1 Descripción de los Componentes de la Planta o Modulo

Nuestra planta consiste en un sistema de llenado de dos tanques en cascada, en la cual el propósito del control es la de regular el nivel del tanque #2 controlando el flujo de entrada en el tanque #1.

Los tanques tanto el #1 como el #2 se encuentran hecho en acero con dimensiones de 50x50x50cm. Esto nos da una capacidad de 125000cm<sup>3</sup> o 125Lt. El agua es suministrada desde un tanque reservorio de 90x50x50cm. Con una capacidad de 225000cm<sup>3</sup> o 225Lt.



La circulación del agua siempre estará en un ciclo cerrado gracias a las válvulas que se encuentran en el fondo de cada tanque. Las válvulas V2 y V3 son de diámetro 1/2" mientras que la válvula V1 (conocido como válvula de ajuste) es de diámetro 1".



**Figura 3.1: Dimensiones de la Planta de Control de Nivel**

Para el movimiento del fluido se usará una pequeña bomba centrífuga trifásica de 1/2 HP:

- Marca: Thebe
- Modelo: TH-16AL
- HP: 1/2
- Altura máxima: 16.7m

- Máximo Caudal: 9.6m<sup>3</sup>/h

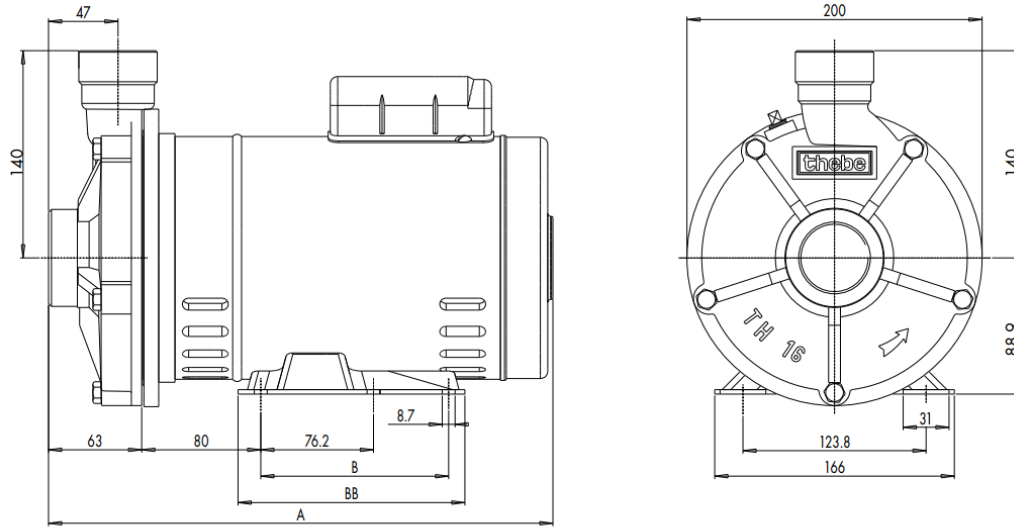


Tabela de Código e Medidas

Modelo	CV	Código	A	B	BB
TH-16 TRIF.	1/2	17X.01.107021	283,5		
TH-16 MONOF.	3/4	17X.01.107032	303,5		
TH-16 TRIF.	3/4	17X.01.107031	283,5		
TH-16 MONOF.	1,0	17X.01.107042	313,5	..	102
TH-16 TRIF.	1,0	17X.01.107041	291,5		
TH-16 MONOF.	1,5	17X.01.107052	325,5		
TH-16 TRIF.	1,5	17X.01.107051	301,5		
TH-16 MONOF.	2,0	17X.01.107062	345,5	127	165
TH-16 TRIF.	2,0	17X.01.107061	311,5	..	102
TH-16 MONOF.	3,0	17X.01.107072	365,5		
TH-16 TRIF.	3,0	17X.01.107071	321,5	127	165

**Figura 3.2: Dimensiones de la Bomba Centrífuga**

El sistema centrífugo presenta infinidad de ventajas con respecto a los otros tipos de bombeo; aseguran un tamaño reducido, un servicio relativamente silencioso y un fácil accionamiento con todos los tipos de motores eléctricos que se encuentran en plaza. Además, presenta una fácil adaptación a todos los problemas del tratamiento de líquidos ya que, por medio de adaptaciones a las determinadas condiciones de uso, es capaz de responder a las exigencias de las instalaciones destinadas.

Para poder regular el flujo de la bomba se utilizo un variador de frecuencia de velocidad SINAMICS G110 de la marca SIEMENS trabaja con control de tensión-frecuencia conectado a redes bifásicas desde 200 a 240 voltios [8]. La etapa de control de este variador de velocidad se compone de un accesorio denominado BOP (panel básico de operación) y de un bloque de terminales de control para distintos propósitos, figura 2.3. Para iniciar el trabajo con el variador de velocidad, por medio del BOP se deben configurar los datos de placa del motor al cual se va a conectar el

variador de velocidad. Además, se deben configurar parámetros como la fuente de comandos, que especifica desde donde el variador de velocidad va a recibir los comandos para su operación. Dentro de las opciones de fuentes de comandos tenemos: enviar comandos desde el BOP, enviar los comandos desde el bloque de terminales de control y finalmente enviar los comandos desde una interface. Para el desarrollo de esta aplicación seleccionaremos la opción de enviar los comandos desde el bloque de terminales de control. (Para mayor información de cómo configurar el variador de velocidad SINAMICS G110 revisar el anexo A).



**Figura 3.3: Variador de frecuencia SINAMIC G110**

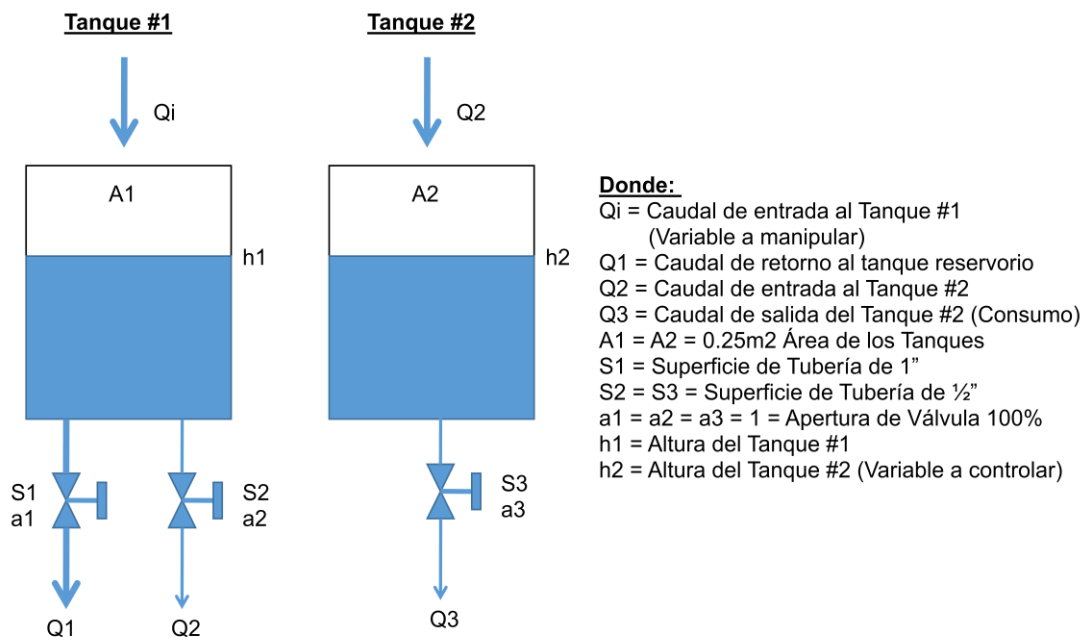
Para el monitoreo de los cambios de nivel en el Tanque #2 se utilizara un transmisor de presión diferencial para baja presión de las siguientes características:

- Marca: DWYER
- Modelo: 647-2
- Rango de medición: 0 a 25" (0 a 63cm)
- Salida: 4 a 20mA
- Alimentación: 24Vdc
-



**Figura 8: Transmisor de Presión Diferencial DWYER 647-2**

Antes de proceder con la identificación de nuestra planta, realizaremos un rápido modelamiento matemático de la misma, a fin de tener un previo conocimiento teórico del orden de la función de transferencia que intentaremos identificar en nuestro proyecto. Para la respectiva modelación de la planta de control de nivel de 2 tanques no interactivos en cascada, procedemos a dividir nuestra planta en 2 sistemas, uno para cada tanque:



**Nota:**

El caudal  $Q_1$  ayuda a que el Tanque #1 no se llene demasiado rápido debido al gran caudal de la bomba utilizada para este proyecto

**Figura 3.5: División de la planta en 2 Subsistemas (uno por cada Tanque)**

Partimos del principio de Torricelli el cual es una aplicación del principio de Bernoulli y estudia el flujo de un líquido contenido en un recipiente, a través de un pequeño orificio, bajo la acción de la gravedad.

El principio de Torricelli establece que:

$$V_r = C_v \sqrt{2gh} \quad (3.1)$$

Donde:

$V_r$  es la velocidad real media del líquido a la salida del orificio

$C_v$  es el coeficiente de velocidad. Para cálculos preliminares en aberturas de pared delgada puede admitirse 0,95 en el caso más desfavorable.

Tomando a  $C_v = 1$

$$V_r = \sqrt{2gh} \quad (3.2)$$

El caudal o volumen del fluido que pasa por el orificio en un tiempo,  $Q$ , puede calcularse como el producto de  $S_c$  el área real de la sección contraída, por  $V_r$  la velocidad real media del fluido que pasa por esa sección, y por consiguiente se puede escribir la siguiente ecuación:

$$Q = S_c * V_r = S_c * \sqrt{2gh} \quad (3.3)$$

Este caudal es conocido como Caudal de Descarga, y su fórmula es utilizada cuando el mismo transita por una superficie sin obstrucciones. En nuestro caso el fluido transitara por una válvula de cuarto de vuelta, por lo que nuestra ecuación se modifica de la siguiente forma:

$$Q_v = S_c * a * \sqrt{2gh} \quad (3.4)$$

Donde:

$a$  es la apertura de la válvula

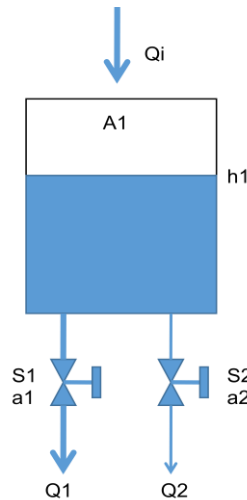
Podemos reescribir esta ecuación reemplazando todos los elementos constantes (no variantes en el tiempo) por una sola constante que identificaremos como  $k$

$$K = S_c * a * \sqrt{2g} \quad (3.5)$$

Reescribiendo la ecuación de Caudal de descarga:

$$Q_v = K * \sqrt{h} \quad (3.6)$$

Ahora analizaremos las ecuaciones que gobiernan el Tanque #1 partiendo de la premisa de balance de carga "El volumen que permanece en el tanque es la diferencia entre el caudal que ingresa menos los caudales de salida":



**Figura 9.6: Subsistema Tanque #1**

Planteamos las ecuaciones de balance de masa:

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = Q_i - Q_1 - Q_2 \quad (3.7)$$

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = Q_i - K_1 \sqrt{h_1} - K_2 \sqrt{h_1} \quad (3.8)$$

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = Q_i - (K_1 + K_2) \sqrt{h_1} \quad (3.9)$$

Donde:

$$K_1 = S_{1c} * a_1 * \sqrt{2g} \quad (3.10)$$

$$K_2 = S_{2c} * a_2 * \sqrt{2g} \quad (3.11)$$

Para el Tanque #2 se establece lo siguiente:



**Figura 3.7: Subsistema Tanque #2**

Planteamos las ecuaciones de balance de masa:

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = Q_2 - Q_3 \quad (3.12)$$

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = K_2 \sqrt{h_1} - K_3 \sqrt{h_2} \quad (3.13)$$

Una vez que tenemos nuestros sistemas expresados en Ecuaciones Diferenciales, podemos percatarnos que los términos  $\sqrt{h}$  generan "No Linealidades" en nuestros sistemas. Es por esta razón que procedemos a linealizar estas ecuaciones.

Establecemos los puntos de equilibrio o de "Estado Estable" para cada una de nuestras variables:

$Q_{is}$  Flujo de entrada al Tanque #1 en estado estacionario

$h_{1s}$  Altura en el Tanque #1 en estado estacionario

$h_{2s}$  Altura en el Tanque #2 en estado estacionario

En estado estacionario la derivada de la altura respecto al tiempo se vuelve cero ya que se vuelve constante, por ende el caudal que ingresa es el mismo caudal que sale por lo que la ecuación se transforma en:

Para el Tanque #1

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = 0 = Q_{is} - (K_1 + K_2)\sqrt{h_{1s}} \quad (3.14)$$

$$Q_{is} = (K_1 + K_2)\sqrt{h_{1s}} \quad (3.15)$$

Para el Tanque #2

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = 0 = K_2\sqrt{h_{1s}} - K_3\sqrt{h_{2s}} \quad (3.16)$$

$$K_2\sqrt{h_{1s}} = K_3\sqrt{h_{2s}} \quad (3.17)$$



Para poder linealizar estas ecuaciones hacemos usos de la Serie de Taylor y la aplicamos a cada una de las ecuaciones encontradas:

Tanque #1

$$F(Q_i, h_1) = A_1 \frac{dh_1}{dt} \quad (3.18)$$

$$F(Q_i, h_1) \approx F(Q_{is}, h_{1s}) + \left. \frac{dF}{dQ_i} \right|_{(Q_{is}, h_{1s})} (Q_i - Q_{is}) + \left. \frac{dF}{dh_1} \right|_{(Q_{is}, h_{1s})} (h_1 - h_{1s}) \quad (3.19)$$

Definimos:

$$\Delta Q_i = Q_i - Q_{is} \quad (3.20)$$

$$\Delta h_1 = h_1 - h_{1s} \quad (3.21)$$

Entonces:

$$F(Q_i, h_1) \approx Q_{is} - (K_1 + K_2)\sqrt{h_{1s}} + \Delta Q_i - \left( \frac{K_1 + K_2}{2\sqrt{h_{1s}}} \right) \Delta h_1 \quad (3.22)$$

Recordemos que:

$$F(Q_i, h_1) = A_1 \frac{dh_1}{dt} \quad (3.23)$$

Y que:

$$A_1 \left. \frac{dh_1}{dt} \right|_{(Q_{is}, h_{1s})} = Q_{is} - (K_1 + K_2)\sqrt{h_{1s}} \quad (3.24)$$

Reemplazando obtenemos:

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} - A_1 \left. \frac{dh_1}{dt} \right|_{(Q_{is}, h_{1s})} \approx \Delta Q_i - \left( \frac{K_1 + K_2}{2\sqrt{h_{1s}}} \right) \Delta h_1 \quad (3.25)$$

Donde el término  $A_1 \frac{dh_1}{dt} - A_1 \frac{dh_1}{dt} \Big|_{(Q_i, h_{1s})}$  puede ser considerado como:  $A_1 \frac{d\Delta h_1}{dt}$

Reescribiendo la ecuación quedaría:

$$A_1 \frac{d\Delta h_1}{dt} \approx \Delta Q_i - \left( \frac{K_1 + K_2}{2\sqrt{h_{1s}}} \right) \Delta h_1 \quad (3.26)$$

Para el Tanque #2 realizamos el mismo procedimiento y obtenemos la siguiente ecuación:

$$A_2 \frac{d\Delta h_2}{dt} \approx \frac{K_2}{2\sqrt{h_{1s}}} \Delta h_1 - \frac{K_3}{2\sqrt{h_{2s}}} \Delta h_2 \quad (3.27)$$

Aplicamos la Transformada de Laplace a las ecuaciones obtenidas de los tanques #1 y #2

Tanque #1

$$A_1 s * h_1(s) = Q_i(s) - \left( \frac{K_1 + K_2}{2\sqrt{h_{1s}}} \right) * h_1(s) \quad (3.28)$$

La función de transferencia de este tanque es:

$$G_1(s) = \frac{h_1(s)}{Q_i(s)} = \frac{1}{A_1 s + \frac{K_1 + K_2}{2\sqrt{h_{1s}}}} \quad (3.29)$$

Tanque #2

$$A_2 s * h_2(s) = \frac{K_2}{2\sqrt{h_{1s}}} h_1(s) - \frac{K_3}{2\sqrt{h_{2s}}} h_2(s) \quad (3.30)$$

Reemplazando el valor de  $h_1(s)$  la función de transferencia de este tanque es:

$$G_2(s) = \frac{h_2(s)}{h_1(s)} = \frac{\frac{K_2}{2\sqrt{h_1}s}}{\left(A_1s + \frac{K_1+K_2}{2\sqrt{h_1}s}\right)\left(A_2s + \frac{K_3}{2\sqrt{h_2}s}\right)} \quad (3.31)$$

Como podemos apreciar, la Función de Transferencia para el Tanque #1 es de denominador de primer orden, mientras que la función de transferencia del tanque #2 que el tanque sobre el cual se desea aplicar el control de nivel, posee un orden 2 en su denominador.

Con este modelamiento matemático desarrollado ya tenemos la base teórica para definir que nuestra función a identificar será de orden 2 en el denominador.

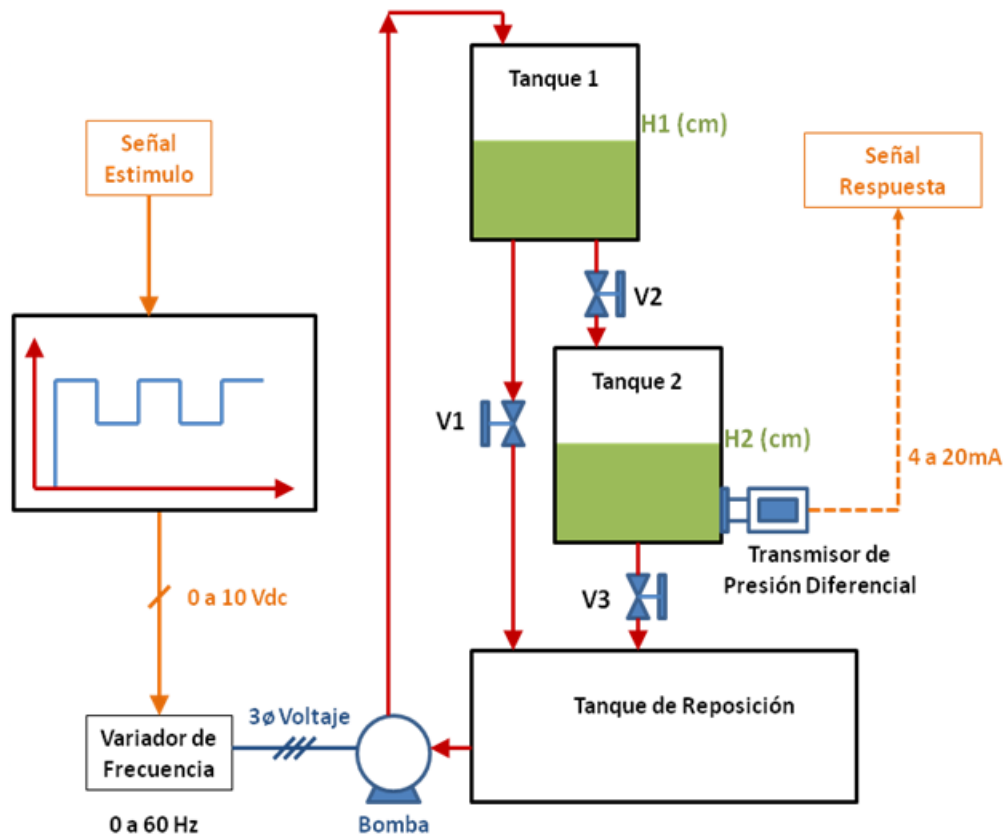
### 3.2 Introducción a la Identificación de Sistemas

Para la identificación de nuestra planta de control de nivel se llevo a cabo el diseño de una etapa de experimentación, en la cual se definió la variable a medirse (que en nuestro caso consiste en la altura del tanque #2), la señal estímulo a ser aplicada al sistema, el periodo de experimentación, las asunciones a realizarse (porcentaje de aperturas de válvulas y limites de operación de actuadores finales), en fin las condiciones bajo las cuales se realizaría el experimento.

El experimento consistió en la aplicación de una determinada señal de excitación a la que llamaremos "Señal Estimulo" a nuestra planta en lazo abierto, y la inmediata lectura del comportamiento de la planta ante dicha señal, a este comportamiento lo llamaremos "Señal Respuesta".

La Señal Estimulo será inyectada directamente al variador de velocidad de la serie SINAMICS (SIEMENS) modelo G110 el cual es el encargado de variar el flujo de ingreso de agua a nuestra planta mediante la variación de la frecuencia en la alimentación del motor de la bomba. La Señal Respuesta será medida por el

Transmisor de Presión DWYER modelo 647-2 el cual nos entrega una señal proporcional al nivel de líquido en el segundo tanque, el cual es el punto central de nuestro análisis.



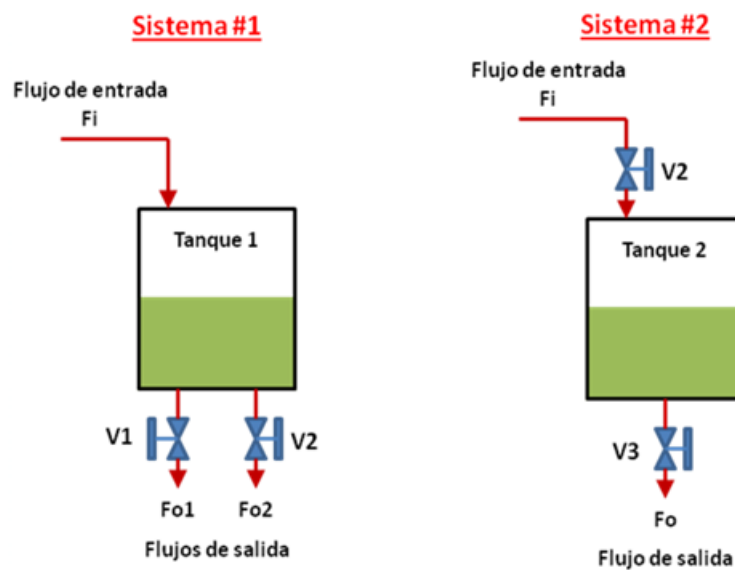
**Figura 3.8: Descripción de la Planta**

Debemos tener en cuenta el efecto de la no linealidad de la planta de control de nivel. Sin embargo dentro de las asunciones realizadas para la implementación de este experimento tenemos que:

- La bomba de 1/2HP posee un caudal nominal de aproximadamente  $9\text{m}^3/\text{Hr}$ , lo que ocasiona que el Tanque #1 se llene demasiado rápido cuando la bomba trabaja a plena capacidad (Frecuencias mayores al 70% del valor nominal), así mismo genera el vaciado completo del tanque reservorio antes de que en el Tanque #2 logremos la altura de operación deseada.

La función de la válvula V1 es la de lograr regular el flujo de salida del Sistema #1 y así lograr un mejor desempeño de la Bomba, haciéndola trabajar en un rango del 50 al 70% de su capacidad en estado estacionario.

El diámetro de la tubería de la válvula V1 es el doble de la del resto de válvulas. Así garantizamos que al Sistema #1 no se llenara tan rápido cuando la bomba trabaje en capacidades entre el 50 al 70% de su valor nominal.



**Figura 3.9: Sistemas de Balance de energía**

- La apertura de las válvulas de salida se mantendrá constante a lo largo de la realización del experimento.
- Se escogerá un rango alrededor de un punto de operación, rango sobre el cual se tomaran las mediciones. El punto de operación designado es el de 25cm. El experimento se desarrollara logrando fluctuaciones de este punto en un vecindario dese los 20 hasta los 30cm

Como se menciona previamente, el experimento consistirá en hacer oscilar la planta en lazo abierto con valores cercanos al vecindario escogido como punto de operación ( $h_0 = 25\text{cm}$ ). Previamente a esto se realizaron pruebas a la planta para poder determinar el tiempo de estabilización de la misma en operación en lazo abierto, conservando la premisa de trabajar en un punto de operación consigna.

Como resultado de estas pruebas se logró establecer que ingresando señales estímulo tipo "PASO" de frecuencia de 35.1Hz la planta alcanzaba un punto de estabilización de 25cm con  $\pm 0.5\text{cm}$  de incertidumbre. El tiempo de estabilización logrado fue de aproximadamente 4000seg.

Previo al experimento de identificación se realizaron varias pruebas en lazo abierto de nuestra planta, a fin de poder recopilar más información sobre la misma. Para estas pruebas se dejó abiertas las válvulas V2 y V3 al 100% mientras que la válvula V1 se la reguló en un 50% de apertura. Se debe tener presente que en el diseño de nuestra planta la válvula V1 juega un papel importante ya que debido a la alta capacidad de nuestra bomba trifásica de 1/2HP el Tanque #1 se llena demasiado rápido mientras que el Tanque Reservorio se vacía completamente dejando sin agua el sistema dependiendo del porcentaje de apertura de esta válvula. Recordar que esta válvula regresa el agua directamente al Tanque Reservorio. Durante todas las experiencias realizadas en la planta se pudo establecer que una apertura de esta válvula al 40% permite que la planta pueda operar en un rango de frecuencia de 30Hz (5Vdc) a 48Hz (8Vdc) manteniendo la altura del Tanque #1 en un valor máximo de 45cm impidiendo el rebose del mismo.

<b>Voltaje / Hz</b>	<b>Altura Tanque 1</b>	<b>Altura Tanque 2</b>	<b>Voltaje Transmisor</b>
5.75V	20.7cm	23.8cm	1.44V
6.25V	27cm	31.8cm	1.87V
5.25V	13.2cm	16.2cm	1.06V
6V	24.7cm	28.5cm	1.69V
5.5V	16.7cm	20.2cm	1.26V
6.25V	26.8cm	31.6cm	1.86V

**Tabla 3.1: Mediciones de Prueba de Dinámica de la Planta**

En la tabla se puede apreciar claramente que la dinámica de nuestra planta es tal que pequeños cambios en frecuencia de la bomba generan variaciones grandes en la altura de los tanques.

Es por esta razón que para el diseño del experimento de identificación se contemplo el trabajar la planta dentro del vecindario del punto de operación de 25cm en el Tanque #2.

### **3.3 Adquisición de datos**

Para la adquisición de datos en este experimento de identificación se utilizo el software LabVIEW debido a su facilidad en programación grafica, así como sus prestaciones con "Toolkits" y "Modules" en Identificación de Sistemas y Diseño de Controladores, sean PID o sean de Lógica Difusa.

La adquisición se la realizara mediante el uso de una tarjeta de adquisición de National Instrument llamada MyDAQ, cuyos driver son compatibles con LabVIEW al ser del mismo fabricante. Esta tarjeta presenta posee 2 canales de lectura de datos analógicos configurables exclusivamente para señales de voltaje +/-10Vdc.

Nuestro transmisor de presión diferencial posee una salida de corriente continua de 4 a 20mA, por lo que nos vemos en la necesidad de utilizar una resistencia de exactitud (o de instrumentación) de 250 Ohm a fin de poder convertir esta señal de corriente a señales de voltaje en el rango de 1 a 5Vdc.

La señal estímulo consistirá en una señal dentro del rango de 0 a 10Vdc que corresponde al rango de salida de nuestra tarjeta de adquisición de datos. Todos los datos, tanto de entrada como de salida serán registrados con un muestreo de 1000 muestras por segundo con una longitud del Buffer de 1000 muestras. Es decir, las señales se registrarán un promedio de 1000 muestras cada segundo.

### **3.3.1. Señal Estimulo.**

La selección de la señal de estímulo que se inyectara en la planta tiene un papel importante en el comportamiento del sistema observado y en la precisión del modelo estimado. Para obtener un comportamiento dinámico significativo se debe probar el sistema en condiciones similares a las condiciones de operación reales.

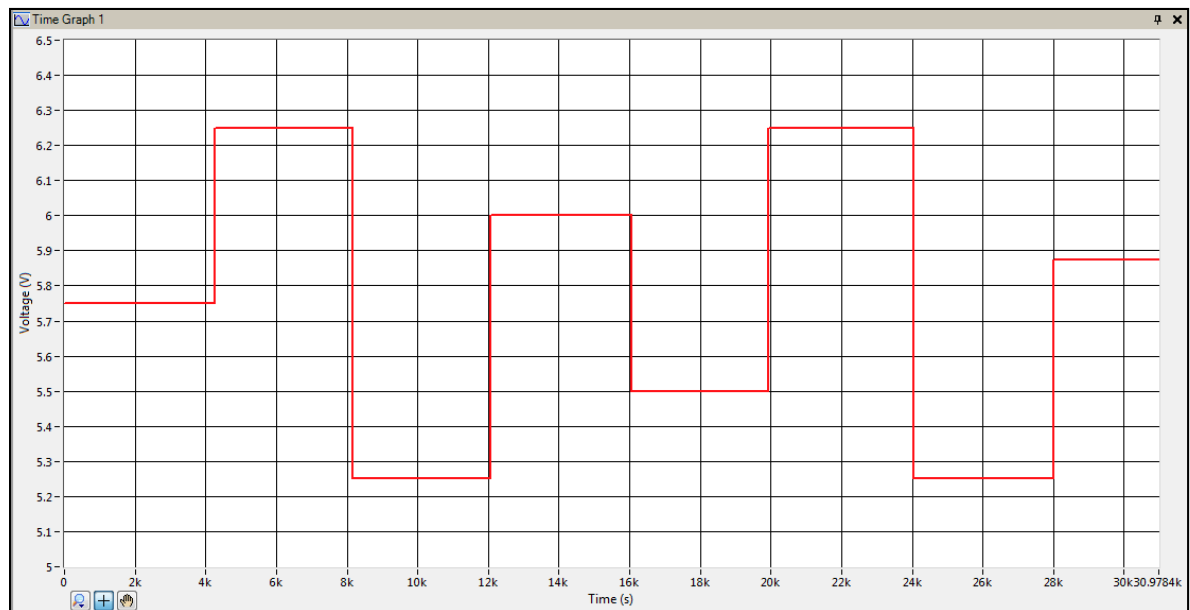
La señal estímulo seleccionada debe ser capaz de excitar el sistema o planta con una frecuencia de entrada similar a la frecuencia a la que dichas entradas cambian durante las operaciones normales.

También se debe considerar que la amplitud de la señal estímulo que se inyecte a la entrada del sistema o planta debe cubrir el amplio rango de variaciones normales que deseamos en la misma. Para cubrir este rango de operación normal, se puede combinar señales tipo pasos positivos y negativos de diferentes magnitudes en las entradas del sistema.



En nuestro experimento usaremos una señal paso de 34.5Hz (amplitud de 5.75Vdc) para llevar a la planta a trabajar en un punto estable de aproximadamente 24cm (1.44Vdc). Una vez lograda la estabilización de la planta, aplicaremos secuencias de señales escalones a diferentes amplitudes para tratar de excitar la planta dentro del rango de operación ya establecido en el inicio del experimento, esto significa que los valores de estímulo serán tal que logren llevar a la planta a operar en el rango dentro de los 20 a 30cm, recordemos que el punto de operación designado para nuestra planta es de 25cm que corresponde exactamente a la mitad del tanque.

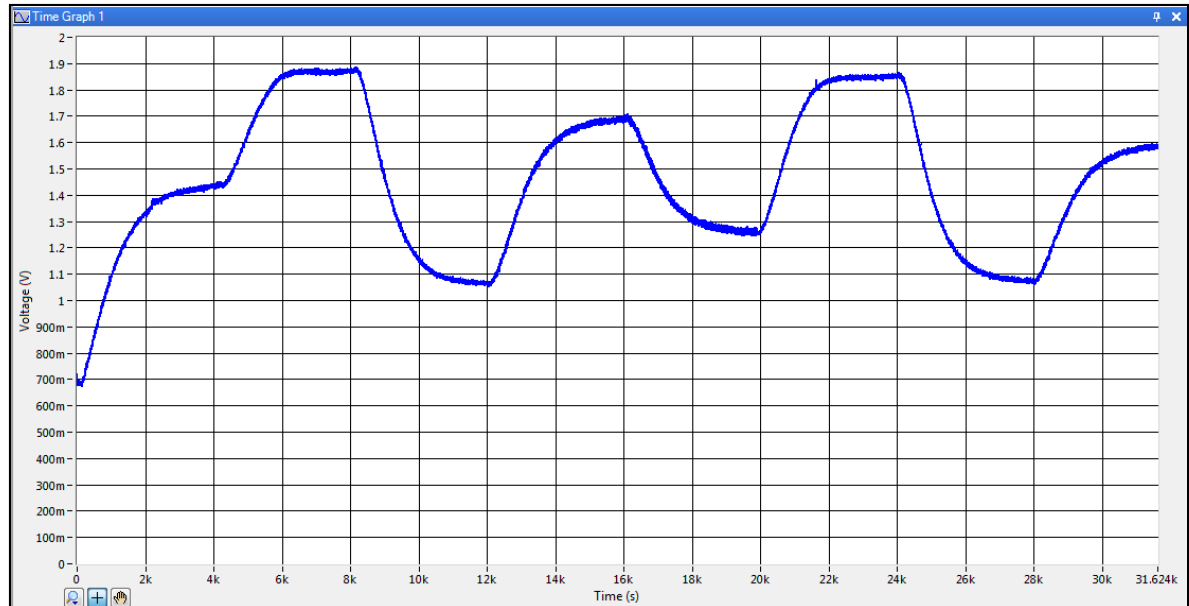
Bajo la premisa de que nuestra planta o sistema posee un tiempo de estabilización en lazo abierto de aproximadamente 4000 seg. Se utiliza una duración de cada paso por este valor, teniendo así un total de 30 datos para llevar a cabo nuestro proceso de identificación.



**Figura 3.10: Señal Estimulo aplicada al sistema o planta**

### 3.3.2. Señal de Respuesta

Como resultado de la señal estímulo aplicada, nuestra planta genera una respuesta que puede ser valorada en la siguiente figura:



**Figura 3.11: Señal Respuesta de la planta ante la señal estímulo**

### 3.4 Procesamiento de Datos

Una vez se hayan obtenidos los datos procedente de la fase experimental, es necesario el poder realizar un procesamiento de estos datos a fin de depurar los mismos, ya que los procesos de adquisición de datos suelen verse afectados por la presencia de factores que alteran los datos medidos y muestreados en tiempo real, como son las interferencias propias del ambiente como el ruido blanco, o incluso problemas propios de los equipos de medición como es la sensibilidad, precisión y repetitividad de los sensores, o en nuestro caso del transmisor de presión diferencial utilizado.

Una serie de técnicas de pre-procesamiento garantizan que las muestras de datos entrantes estén libres de ruido externo, problemas de escala, valores atípicos y otras corrupciones. Estas técnicas de pre-procesamiento incluyen los siguientes métodos:

- Inspeccionar visualmente los datos.

- Eliminación de compensaciones y tendencias.
- Eliminar los valores atípicos
- Filtrado y "downsampling".

La validación de la calidad de los datos en cada paso del pre-procesamiento es importante para garantizar que se logra identificar con precisión un modelo en los pasos posteriores a la identificación del sistema. Como se menciona al inicio de este capítulo, para llevar a cabo la identificación de nuestra planta haremos uso del Software LabView, el cual presenta un Toolkit para la ayuda paso a paso de todo el proceso de Identificación de Sistemas.

Primero se procede a cargar los datos registrados tanto de la señal estímulo como de la señal de respuesta de nuestra planta. Recordemos que todos los datos fueron registrados en archivos ASCII.

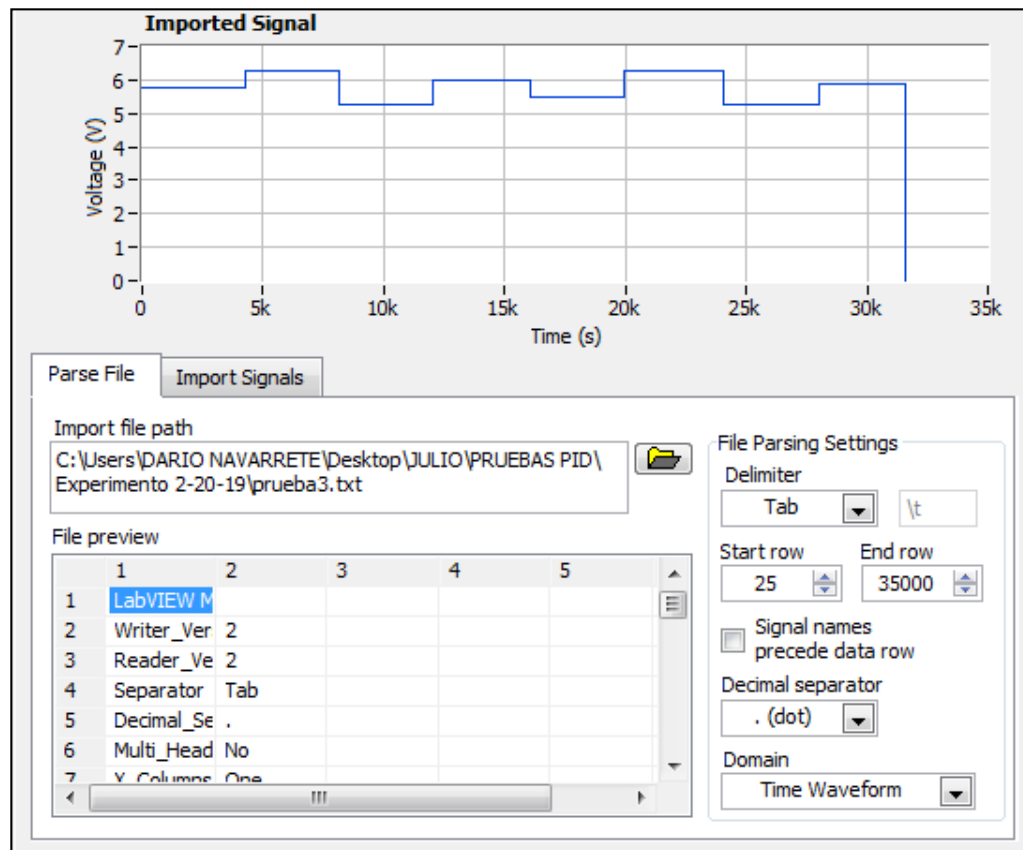
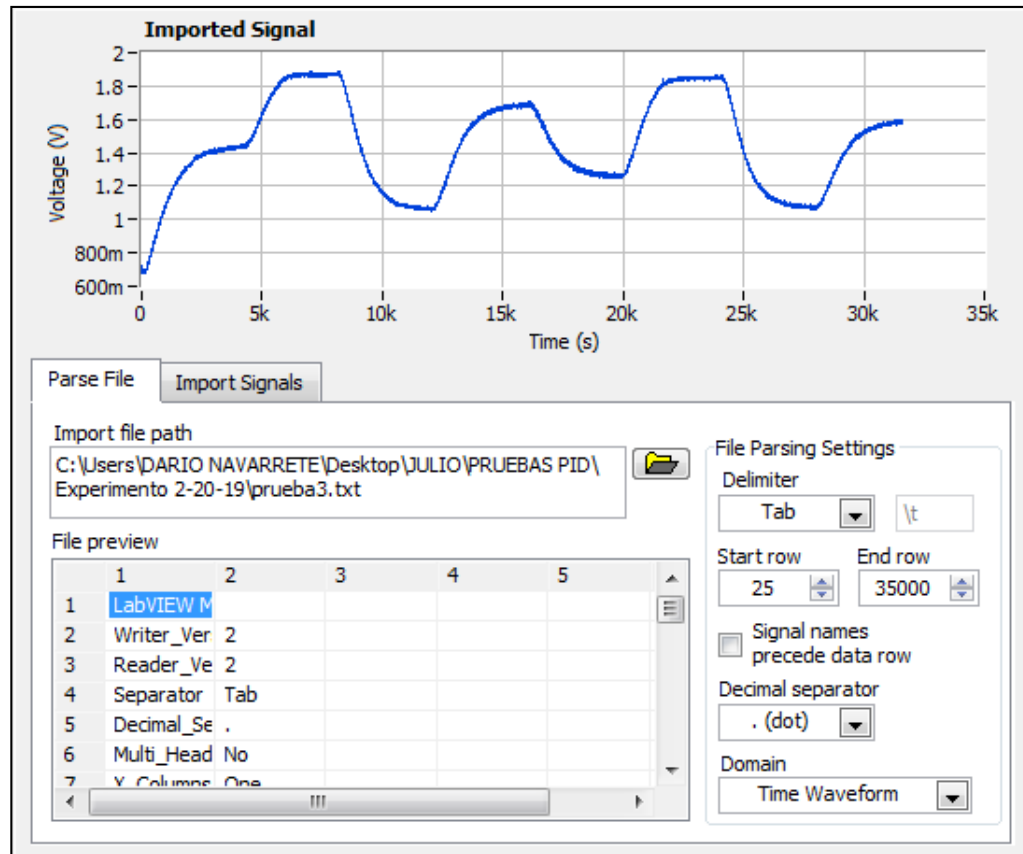
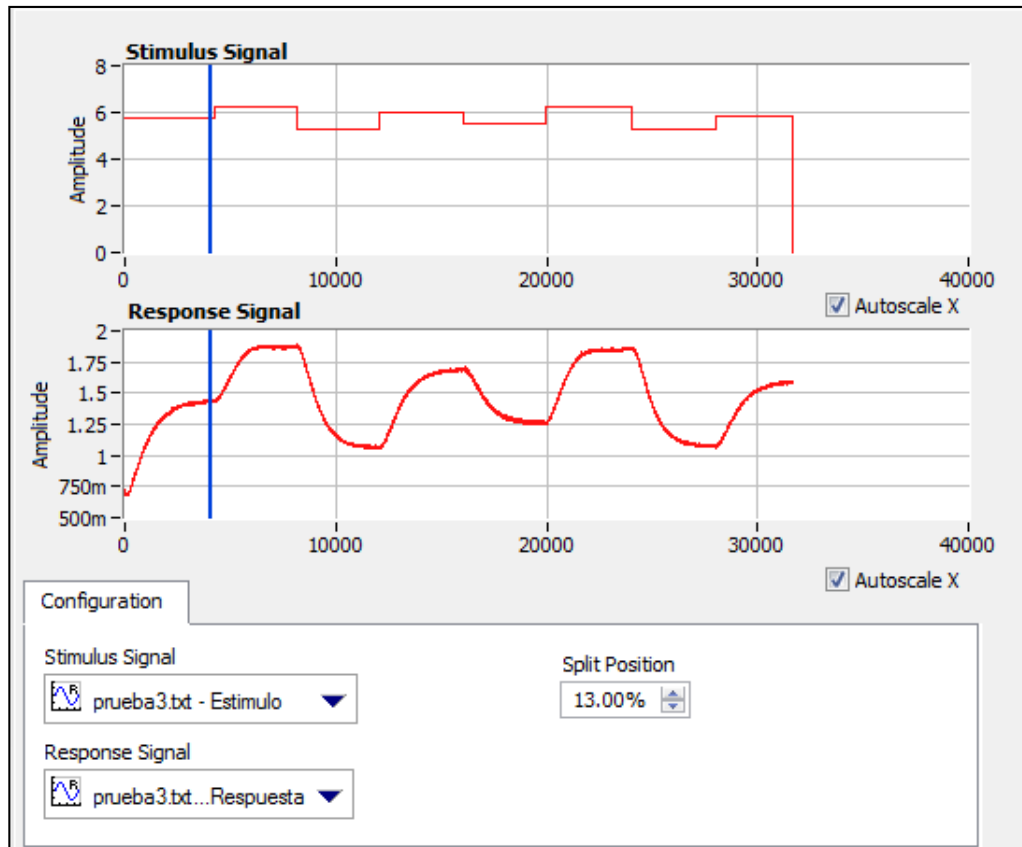


Figura 3.12: Cuadro de dialogo de función Cargar desde ASCII - Señal Estimulo



**Figura 3.13: Cuadro de diálogo de función Cargar desde ASCII - Señal Respuesta**

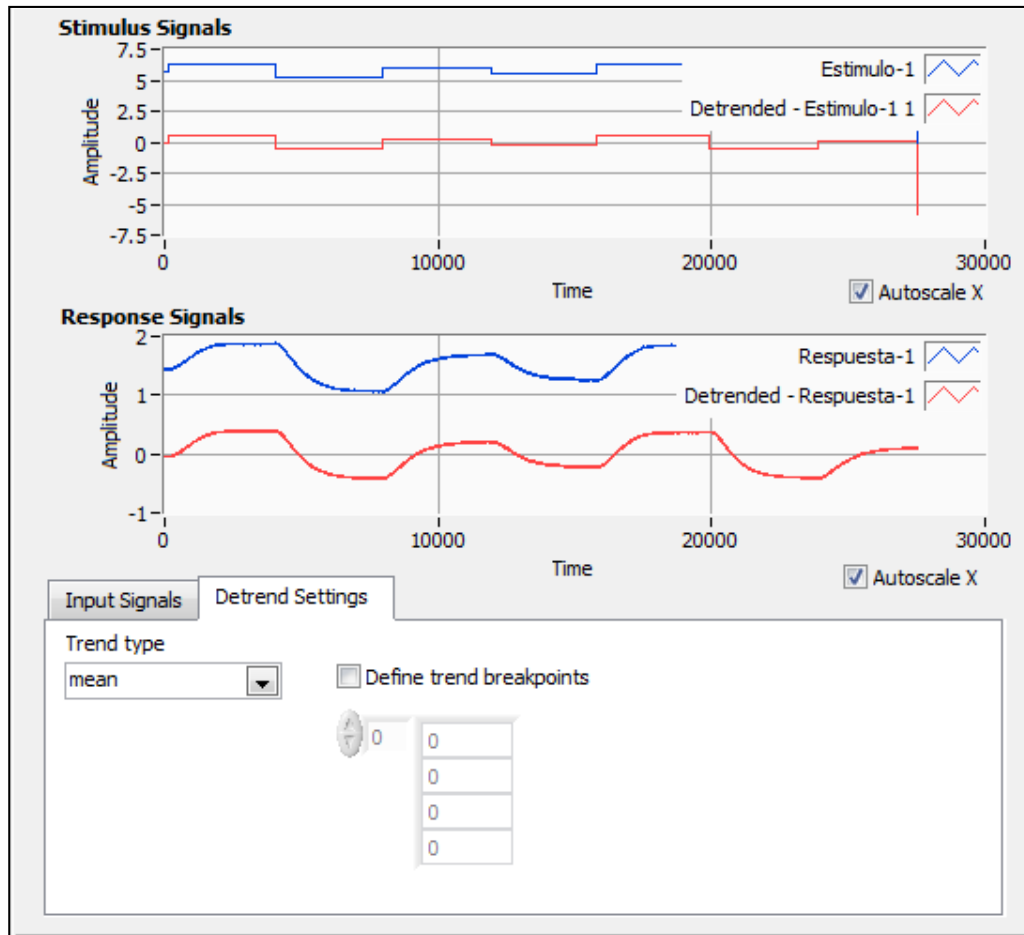
La función Split Data nos permite dividir el conjunto de datos que utilizaremos para la identificación. En este primer caso utilizaremos esta función para eliminar la primera etapa transitoria de nuestro experimento, es decir eliminaremos el primer paso escalón que utilizamos para llevar nuestro sistema a operar en lazo abierto en un punto cercano al punto de operación.



**Figura 3.14: Cuadro de diálogo de función Split Data - Para eliminación de la primera etapa transiente (Punto de operación)**

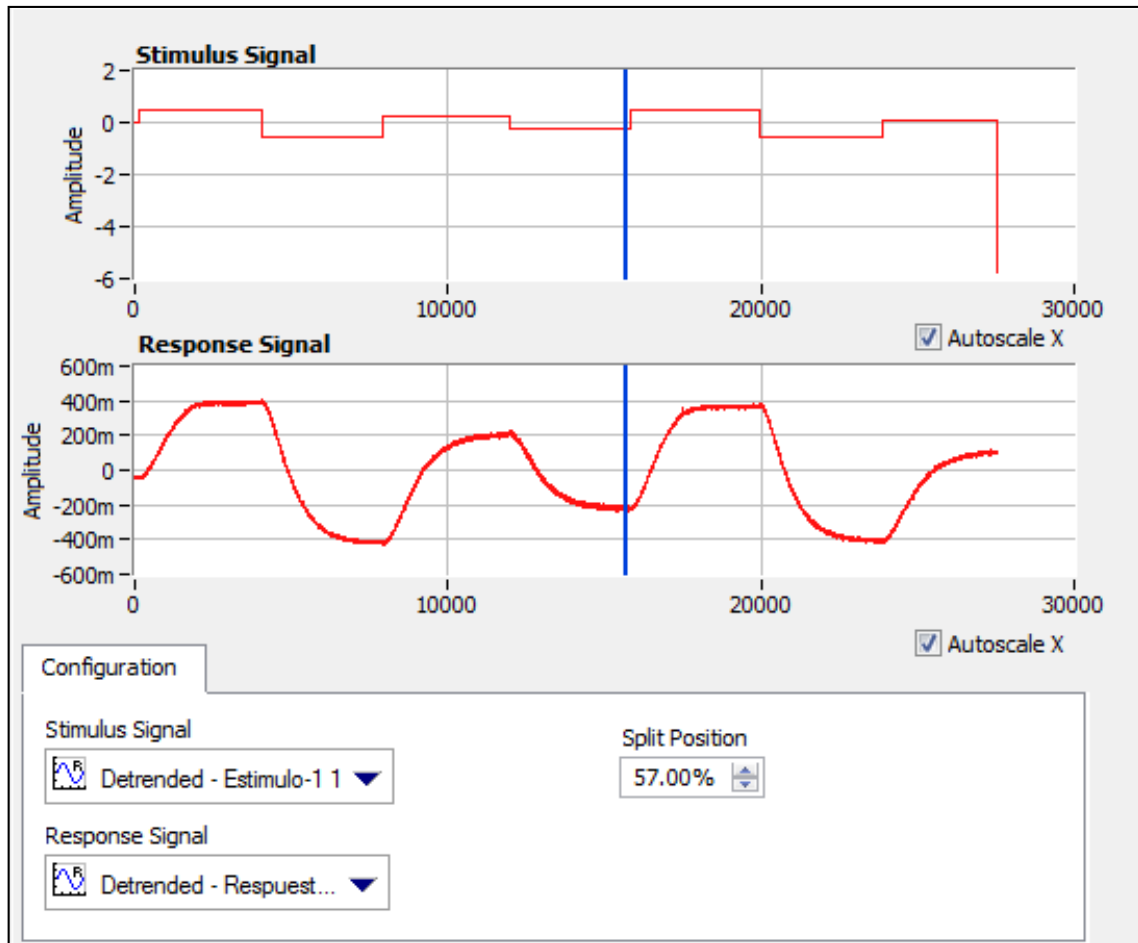
La función Detrend Data le permite eliminar compensaciones y tendencias del conjunto de datos sin procesar. Se puede especificar qué se desea eliminar utilizando el tipo de tendencia de entrada.

Se debe tener en claro que el modelo de sistema estimado es una versión linealizada del verdadero sistema alrededor del punto de operación. Esta función nos permite eliminar el desplazamiento del conjunto de datos sin procesar, por ende se debe configurar el tipo de tendencia para que use esta técnica de pre-procesamiento.



**Figura 3.15: Cuadro de dialogo de función Detrend Data**

Una vez tenemos los datos listos para el procesamiento, realizamos una nueva división de datos para separar los mismos en dos grupos, el primer grupo de datos lo utilizaremos para el proceso de estimación del modelo matemático, mientras que el segundo grupo lo utilizaremos para el proceso de validación del modelo encontrado.



**Figura 3.16: Cuadro de diálogo de función Split Data - División de datos para estimación y validación**

### 3.5 Selección y Validación del Modelo

Después de adquirir y pre-procesar los datos de un sistema lineal invariante en el tiempo, el siguiente paso en el proceso de identificación del sistema es estimar el modelo. Las dos técnicas más comunes para estimar modelos que representan sistemas lineales invariantes en el tiempo son la estimación no paramétrica y la estimación paramétrica.

#### 3.5.1. Selección del Modelo.

Los modelos paramétricos describen sistemas en términos de ecuaciones diferenciales y funciones de transferencia. En comparación con los modelos no paramétricos, los modelos paramétricos proporcionan más información sobre la física del sistema y son una estructura de modelo más compacta. Sin

embargo, el modelado paramétrico requiere conocimientos previos sobre la dinámica del sistema para determinar las órdenes del modelo, los retrasos de tiempo, etc. [9]

El Toolkit de LabVIEW System Identification proporciona dos categorías de modelos paramétricos: polinomial y espacio de estado. Los modelos polinomial incluyen los modelos: AR, ARX, ARMAX, Output Error, Box-Jenkins, Modelos general-lineales y Funciones de Transferencia.

Por esta razón previa a empezar con el experimento de identificación, se realizaron varias pruebas de la planta, además de un análisis matemático de balance de energía en estado estacionario, con el propósito de conocer de la misma, retrasos en tiempos de respuesta, y posibles órdenes en sus funciones de transferencias preliminares.

Partiendo de la información facilitada por el modelado matemático realizado, el cual confirmo que la función de transferencia de nuestro subsistema del tanque #2 corresponde a una función de orden 1 en el numerador y orden 2 en el denominador:

$$G_2(s) = \frac{h_2(s)}{h_1(s)} = \frac{\frac{K_2}{2\sqrt{h_{1s}}}}{\left(A_1s + \frac{K_1+K_2}{2\sqrt{h_{1s}}}\right)\left(A_2s + \frac{K_3}{2\sqrt{h_{2s}}}\right)} \quad (3.31)$$

Bajo esta premisa, escogemos el modelo paramétrico correspondiente a una función de transferencia (TF) y seleccionamos el orden tanto de numerador y denominador, y ejecutamos el VI de identificación de sistema.



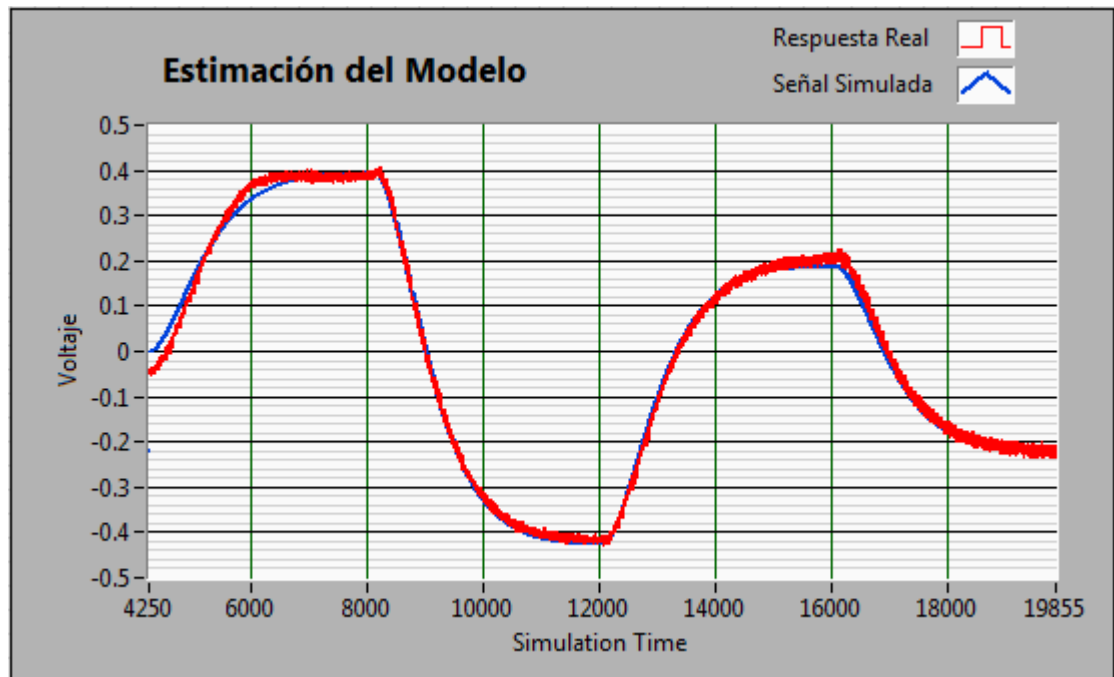


Figura 3.17: Resultado de la estimación del modelo TF de orden (0, 2)

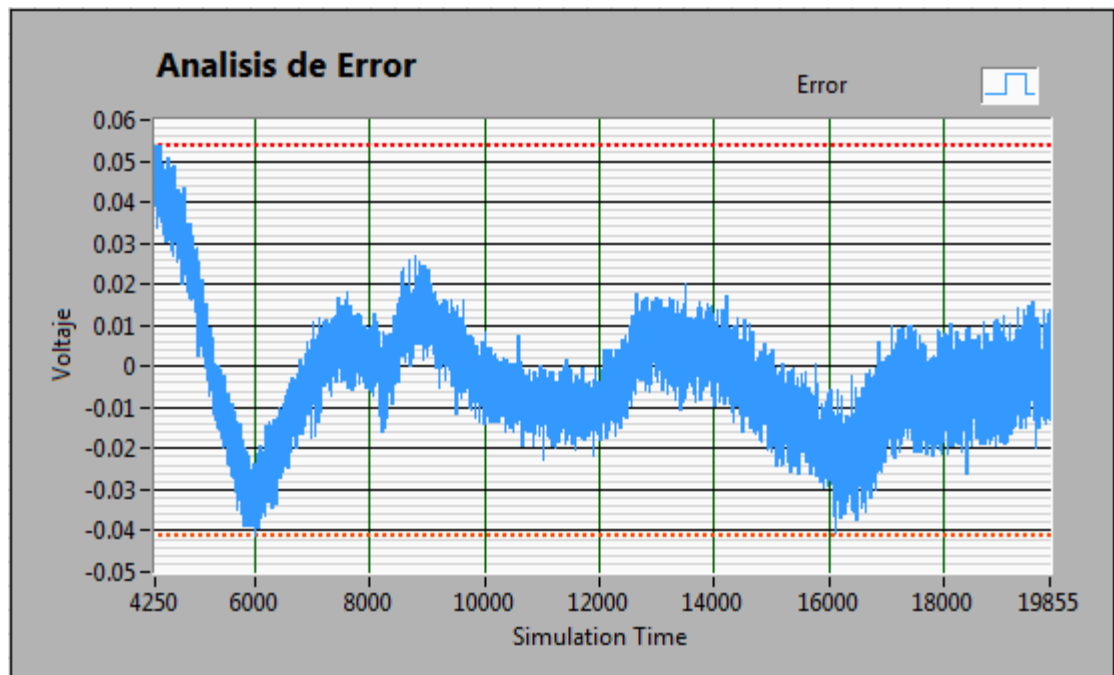


Figura 3.18: Análisis del error entre la Señal Respuesta Real y la Estimada por el modelo TF de orden (0, 2)

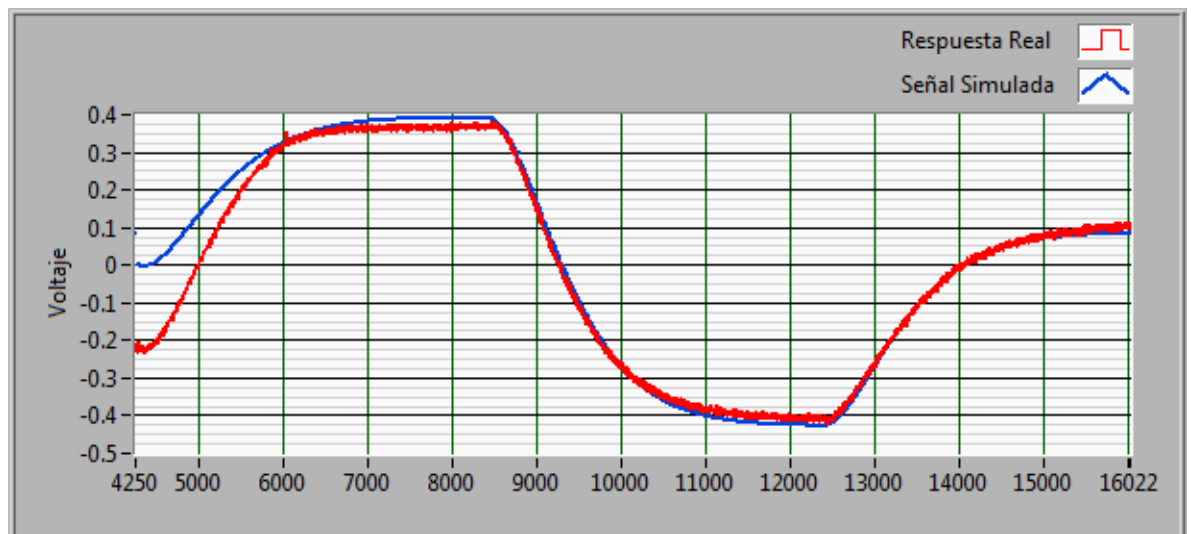
Debemos recordar que la estimación de un modelo solo determina el mejor modelo de la planta dentro de la estructura que hayamos elegido, mas no determina si el mismo proporciona la descripción más precisa del sistema. Por eso es necesario el realizar una validación del modelo para determinar que tan bien el comportamiento de este, corresponde a los datos observados. [9]

Una vez que tienes establecido un modelo estimado para tu sistema o planta, se puede hacer uso de tres diferentes métodos para "validar" el mismo y así poder evaluar su flexibilidad. Estos tres métodos son la Simulación, la Predicción y el Análisis Residual.

### 3.5.2. Simulación del Modelo

Mediante la simulación se puede lograr un mejor entendimiento de la relación dinámica entre las entradas y salidas de nuestro modelo.

La idea de este método es la de poder evaluar nuestro modelo estimado frente a señales (sean de entrada o de perturbaciones) que se originan y que afectan la planta real. En nuestro caso utilizaremos este método para simular y comparar el comportamiento de nuestro modelo estimado inyectándole la trama de datos reales separados para la validación.



**Figura 3.19: Simulación modelo estimado - Entrada datos de validación**

### 3.5.3. Predicción del Modelo

Mediante la Predicción se puede poner a prueba la habilidad del modelo estimado para predecir la respuesta de nuestro sistema mediante el uso de datos de entradas y salidas antiguos. En pocas palabras, este método es útil para determinar que tan útil es el modelo para estimar las respuestas futuras del sistema.

En nuestro caso validaremos el modelo haciendo uso de la señal predicha y la señal medida que previamente procesamos y guardamos para la etapa de validación.

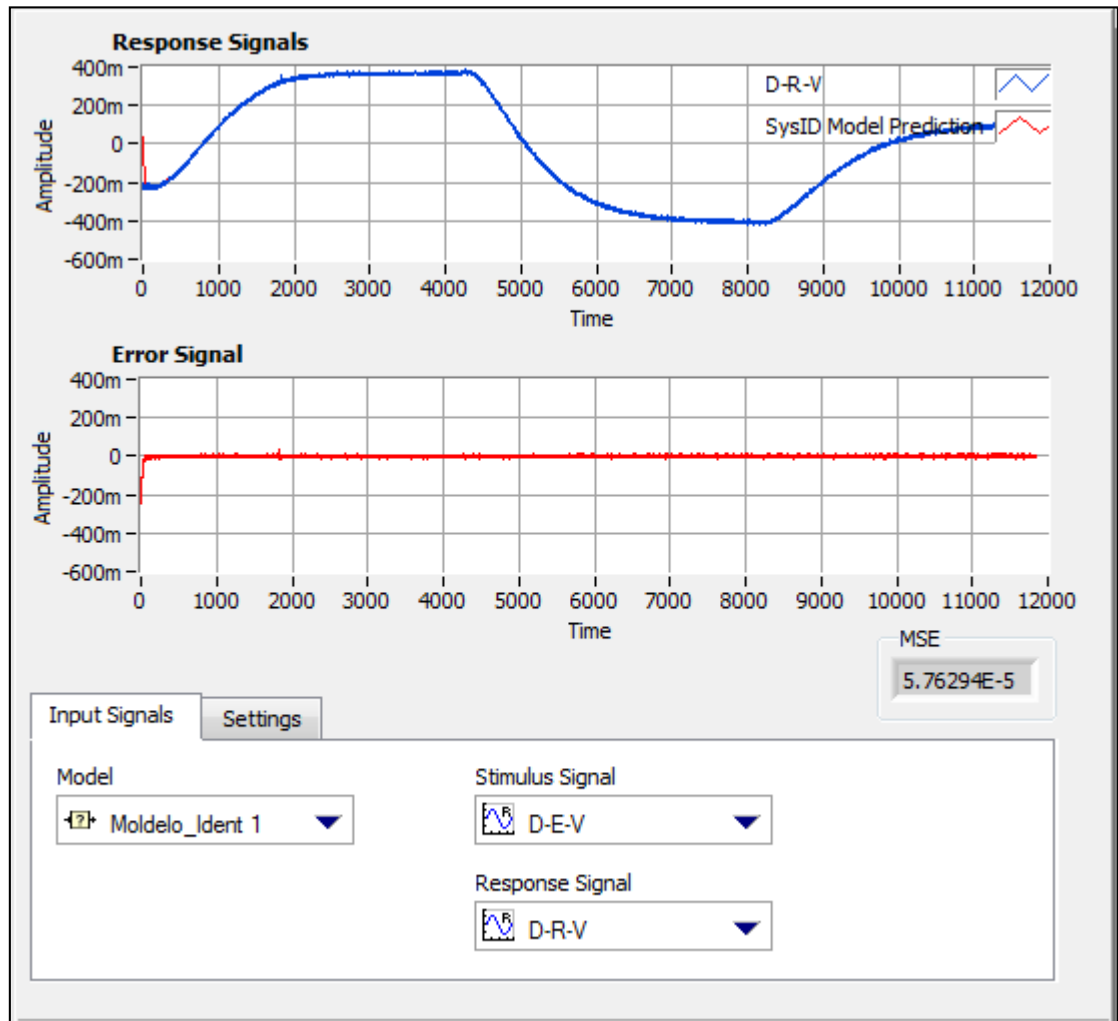


Figura 3.20: Predicción mediante modelo estimado

### 3.5.4. Análisis Residual

Este método permite probar el ruido del error predicho además de la independencia entre el error predicho y la señal de entrada mediante el uso de técnicas estadísticas.

La respuesta por predicción de un modelo estimado, comparada con la respuesta real de la planta poseen diferencias, a esta diferencia se la llama Error de Predicción o Error Residual. Si el modelo estimado es capaz de describir al verdadero sistema o planta entonces el residual será tan solo "Ruido Blanco" con una media de cero y por ende independiente de la señal de entrada. Para esta confirmación se utiliza el análisis de autocorrelación. Mientras que el análisis de correlación cruzada es para poder probar si el residual es independiente de la señal de entrada.

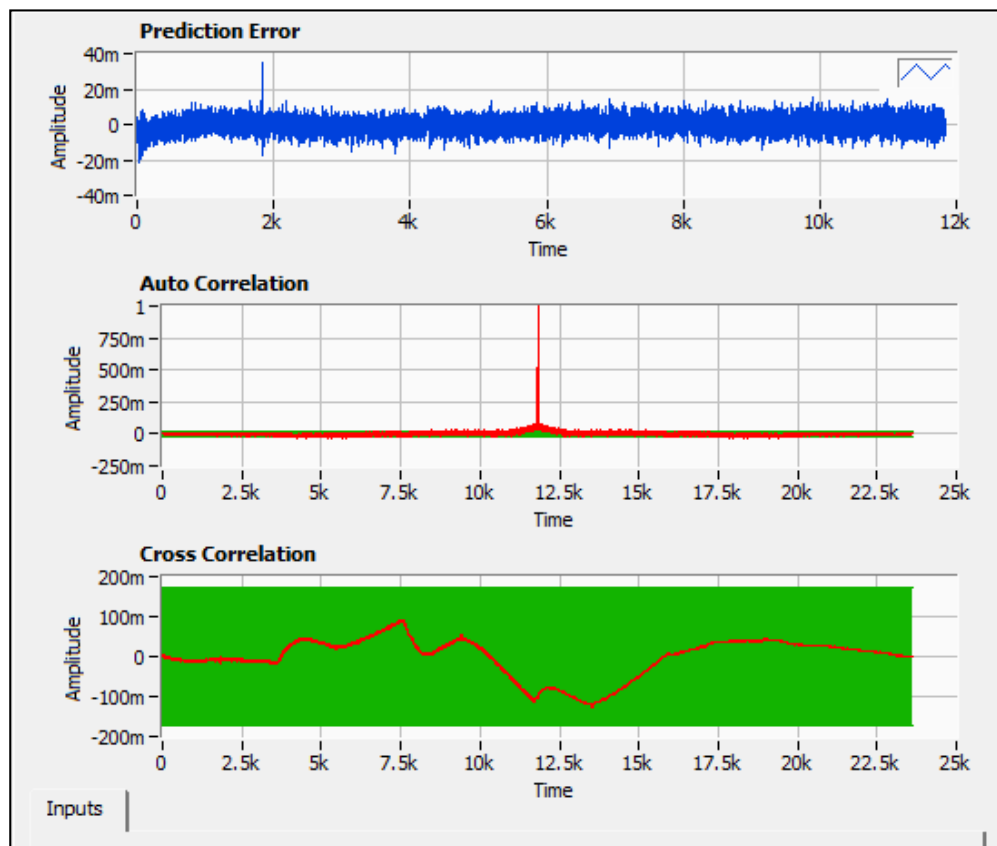


Figura 3.21: Análisis residual de mi modelo estimado

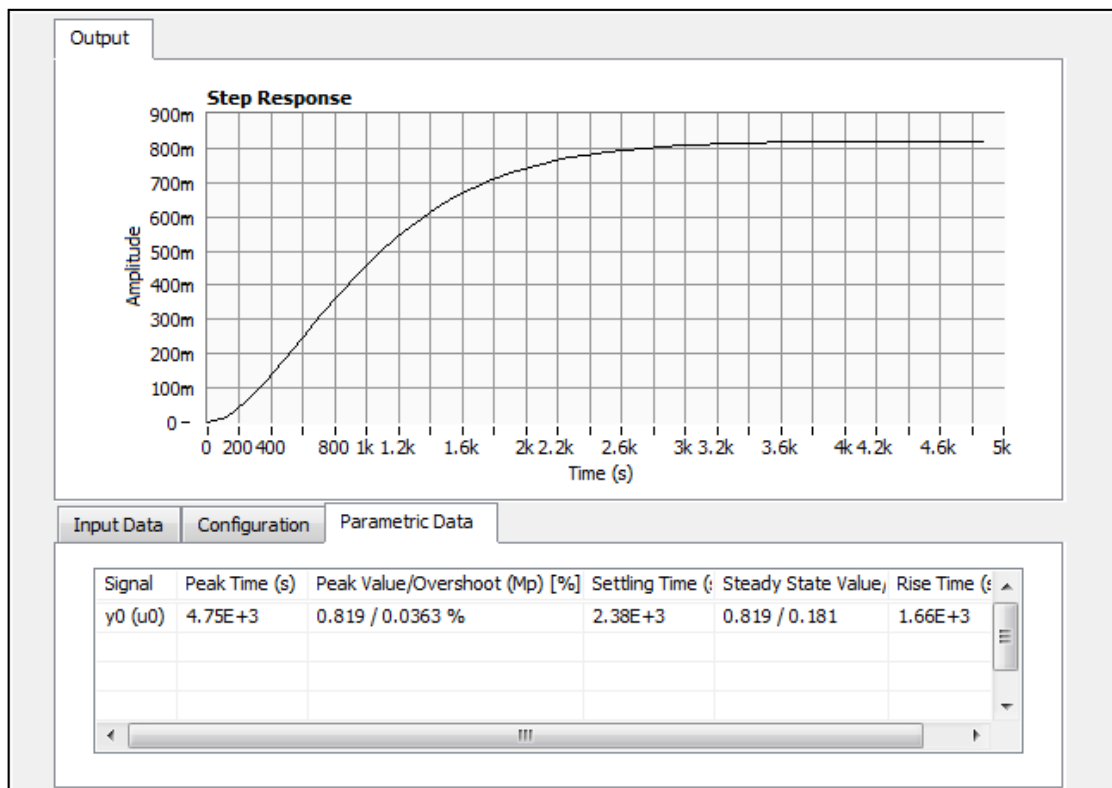
### 3.6 Modelo matemático seleccionado para la Planta

Una vez estimado y validado el modelo identificado para nuestro sistema o planta, lo mostramos ya como una función de transferencia, cuyo orden en los polinomios del numerador y denominador coinciden con el modelo hallado matemáticamente a inicios del capítulo:

$$\frac{2.68379E-6}{s^2 + 0.00336489s + 3.27635E-6}$$

**Figura 3.22: Función de transferencia de Modelo Identificado**

A continuación se muestra la respuesta de nuestro modelo identificado frente a una señal de entrada tipo Paso Escalón:



**Figura 3.23: Respuesta de mi modelo estimado frente a una entrada escalón**

De esta respuesta frente a la señal escalón, ya podemos corroborar y definir parámetros dinámicos propios de nuestra planta como son los siguientes:

- Nuestra planta en lazo abierto se presenta una gran estabilidad.
- Nuestra planta posee un tiempo de estabilización en lazo abierto de aproximadamente: 4000 segundos. Por lo tanto ya podemos establecer como una de las consignas de nuestro controlador la del poder disminuir el tiempo de estabilización de nuestra planta a menos de la mitad del tiempo tomado en lazo abierto.
- Se posee un error en estado estacionario de 0.181. Por lo tanto desde ya podemos adelantar que se requerirá de la acción de un control Integral para lograr disminuir el error en estado estacionario.

## CAPÍTULO # 4

### 4. DISEÑO DE CONTROLADORES.

A nivel industrial, siempre que se desea implementar un lazo de control, sea cual sea el sistema a controlar, siempre se plantean varias preguntas como las siguientes: ¿Qué tipo de controlador sería el más adecuado para mi aplicación?, ¿Bajo qué metodología selecciono los parámetros que utilizare en mi controlador? y en especial ¿Qué criterios de rendimiento tendré en cuenta para la selección y ajuste de parámetros de mi controlador? y por ultimo ¿Que controlador sería el de mejor desempeño y de menor costo operacional?.

Pensando en todas estas interrogantes, en el proyecto se plantean los siguientes criterios de rendimiento de los controladores que aplicaremos en nuestro sistema, a fin de al finalizar el proyecto podamos evaluar de manera comparativa ventajas y desventajas entre cada uno de los controladores desarrollados. Estos criterios son los siguientes:

- Que el controlador me permita obtener respuestas rápidas y suaves frente a cambios de consignas (set point) de nivel.

Para este proyecto nos hemos planteados que la respuesta de nuestro controlador no debe poseer un Sobre-pico mayor a 0.6cm frente a cada cambio de consigna. Con esto garantizaremos que no se dará a cabo el desbordamiento del Tanque #2 frente a una consigna de nivel cercana a la parte alta del mismo (tanques abiertos).

Así mismo se ha definido que el controlador debe proporcionar una respuesta lo suficientemente rápida menor a la mitad del tiempo de estabilización de la planta en lazo abierto, es decir un tiempo de estabilización menor a los 2000 segundos.

- Que la respuesta de mi controlador sea lo más exacta posible, es decir que no presente offset o errores en estado estacionario.

Para nuestra planta hemos establecido un criterio de  $\pm 0.2\text{cm}$  para considerar estable el nivel. Este valor fue designado en función del muestreo de la señal de nivel real. Lamentablemente la señal adquirida mediante el uso del transmisor de presión tipo diferencial presente ligeras oscilaciones comprendidas entre  $\pm 0.1\text{cm}$  producto de la sensibilidad propia del instrumento.

- Que mi sistema sea robusto, es decir, que sea poco sensible a cambios en las condiciones de proceso o debido a errores.

El controlador desarrollado debe ser capaz de absorber los diferentes cambios de condiciones propias de la planta sin presentar mayores cambios en la respuesta, y de presentar cambios, que los mismos cumplan las dos primeras premisas planteadas en los párrafos de arriba.

Además, se debe tomar en cuenta para el desarrollo de los controladores, ciertas características propias de la dinámica de nuestra planta como son las siguientes:

- Limitaciones del Variador de Velocidad

Tal y como se explica en el capítulo 3 nuestro variador de velocidad recibe una señal de 0 a 10Vdc para regular la frecuencia de la bomba y por ende el caudal de salida de la misma. Durante la etapa de pruebas de la planta real se pudo evidenciar que la bomba no logra vencer el cabezal de agua cuando trabaja a frecuencias menores a los 18Hz, es decir a valores de voltajes menores a los 3Vdc.

- Limitaciones de ubicación del Transmisor de Nivel



La toma de conexión del transmisor de nivel por presión diferencial no se encuentra ubicada al ras del piso del tanque, sino que posee una pequeña altura de aproximadamente 9 centímetros, lo que provoca una zona muerta en la que el transmisor no sensa nivel hasta que se alcanza la toma de conexión del mismo.

- Limitaciones del Caudal Nominal de la Bomba trifásica

Durante la etapa de pruebas de la planta real se pudo evidenciar que el caudal nominal de la bomba trifásica es lo suficientemente grande como para vaciar el tanque reservorio en aproximadamente 5 minutos. Es por esta razón que se realizaron pruebas de llenado y vaciado de los tanques para estimar la apertura de la válvula V1 que nos permita que nuestra planta tenga un buen desempeño en valores de frecuencia de la bomba entre 18Hz y 42Hz que equivale a voltajes entre los 3 y 7Vdc. Cuando los valores son inferiores a 3 Vdc la bomba no logra vencer el cabezal y por ende no hay flujo de agua hacia el primer tanque, mientras que cuando la bomba sobre pasa los 8Vdc el caudal provoca un rápido llenado y posible derrame del primer tanque así como un vaciado rápido del tanque reservorio.

#### **4.1. Diseño del Controlador Clásico PID**

A lo largo de los años la familia de los controladores PID han demostrado ser robustos en muchas aplicaciones a nivel industrial, debido a que la estructura de un controlador PID es relativamente simple, y es justo esta simpleza su mayor debilidad, ya que limita el rango de plantas donde se puedan ejecutar en forma satisfactoria (ya que existen plantas de naturaleza inestable en la que no rinde la acción de ninguno de los controladores de la familia PID).

##### **4.1.1. Criterios de Selección del Controlador**

Al inicio de este capítulo se fundamentó los criterios de selección de desempeño de los controladores tomando en cuenta las características dinámicas de nuestra planta. A continuación se plasma estos criterios en la siguiente tabla:

Criterio	Tiempo de estabilización	Sobre pico	Error en estado estable	Criterio de Estabilidad
Valor	Menor a 2.000 seg.	Menor a 0.6cm	+/-0.2 cm	+/-0.3cm

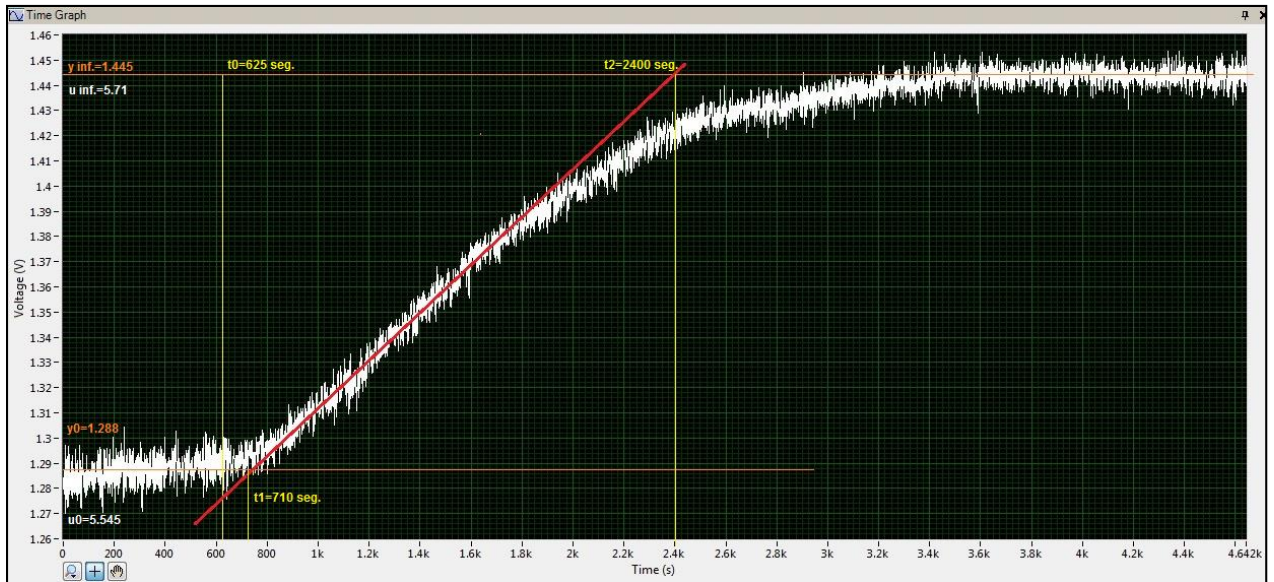
**Tabla 4.1: Criterios de selección de Controladores**

#### 4.1.2. Diseño del Controlador mediante criterio de Ziegler-Nichols

Para el diseño del controlador de nuestra planta hemos optado por poner en práctica uno de los métodos de Ziegler-Nichols, el conocido como Método de la Curva de Reacción.

Este método nos permite operar a nuestra planta en lazo abierto para poder realizar el cálculo estimado de las constantes del controlador PID para usar como valores referenciales en nuestra planta. Con este método no se fuerza a la planta real a operar en situaciones de oscilaciones que podrían generar problemas de rebose o de vaciado completo de los tanques debido a las limitaciones establecidas a inicio de este capítulo.

Para el método de la curva de reacción dejamos a nuestra planta operar en lazo abierto y manualmente aplicamos una señal escalón de amplitud 5.55Vdc a nuestra planta y esperamos que la planta encuentre estabilidad. Podemos establecer que a este valor de voltaje la planta alcanza estabilidad en aproximadamente 22 cm del tanque #2. Una vez que la planta se encuentra en estado estable se aplica un paso escalón más con una amplitud de 5.71Vdc (0.16Vdc) y dejamos a la planta encontrar estabilidad en este nuevo punto de operación que según el gráfico mostrado abajo resulta ser en aproximadamente 25cm.



**Figura 10: Curva de Reacción de la Planta Real**

Con los datos detallados en la figura 4. Aplicamos las formulas (2.10) y obtenemos los siguientes resultados:  $k_0 = 0.9515\%$ ,  $\tau_0 = 85 \text{ seg.}$ ,  $\gamma_0 = 1690 \text{ seg.}$

A continuación aplicamos la Tabla #2.1 para el cálculo de las constantes de nuestro controlador PI.

$$K_P = \frac{0.9 * \gamma_0}{k_0 * \tau_0} \quad (4.1)$$

$$T_I = 3 * \tau_0 \quad (4.2)$$

Y así establecemos que las constantes de nuestro controlador bajo la aplicación del método de Ziegler-Nichols (Curva de Reacción) sería:

$$K_P = 18.8$$

$$T_I = 255 \text{ seg. (4.25 min.)}$$

#### 4.1.3. Método de sintonización mediante lugar geométrico de las raíces

Para poder utilizar el método de diseño de un controlador mediante el lugar geométrico de las raíces, es necesario contar con un modelo matemático representativo de la planta o sistema a controlar.

Para la aplicación de este método de diseño utilizaremos el Toolkit de LabVIEW Control Design and Simulation, el cual posee en su submenú una opción para análisis interactivo de Root Locus o Lugar geométrico de las raíces. Esta aplicación permite el poder desplazar los polos y zeros de la función de transferencia de nuestro controlador a fin de alcanzar la respuesta deseada de la planta en lazo cerrado con la entrada de un paso escalón unitario.

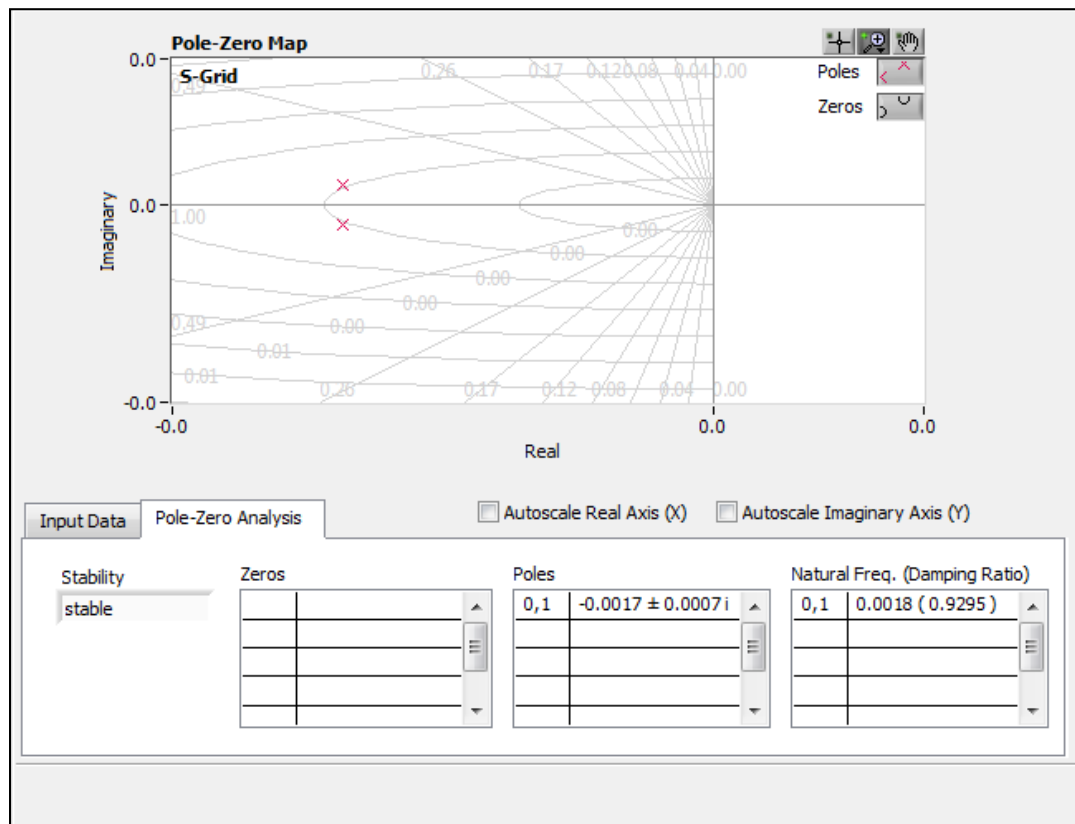


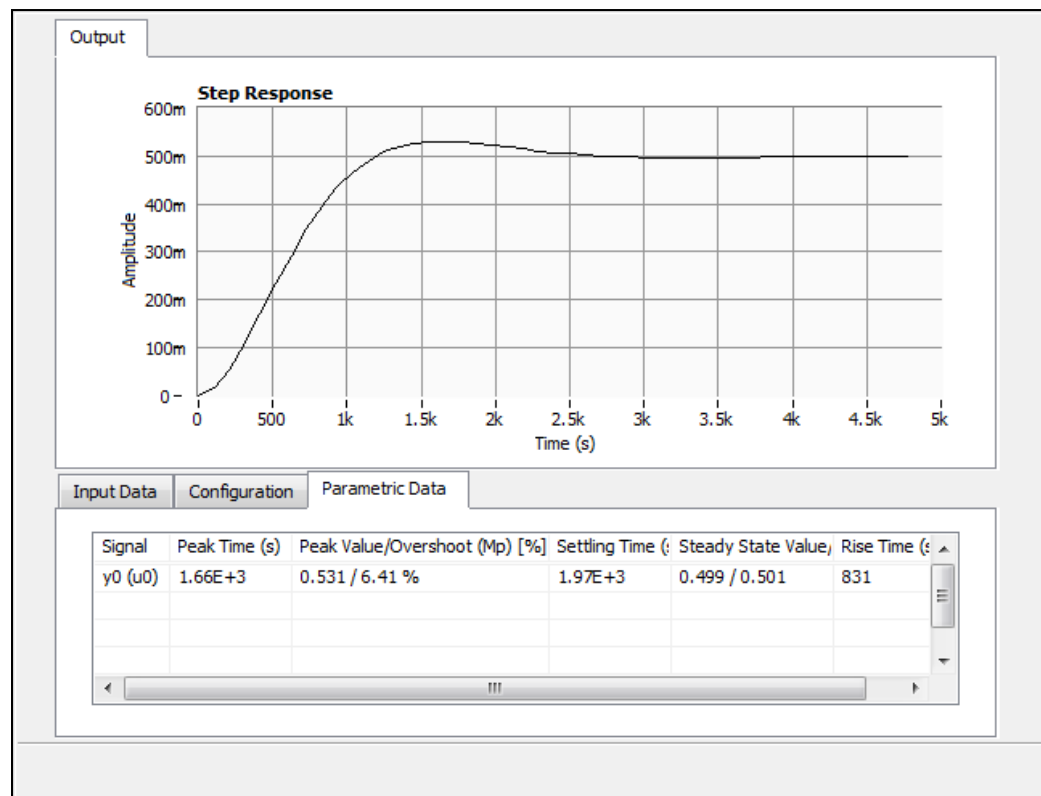
Figura 11: Lugar geométrico de las raíces de mi modelo matemático

La figura 4.2 nos muestra la posición de los polos que posee nuestro modelo de planta, hallado mediante identificación.

El siguiente paso es el diseño del controlador. Para nuestra central comenzaremos probando un controlador netamente proporcional y valoraremos los resultados de la respuesta de mi sistema en función de tiempo de estabilización y sobre-pico.

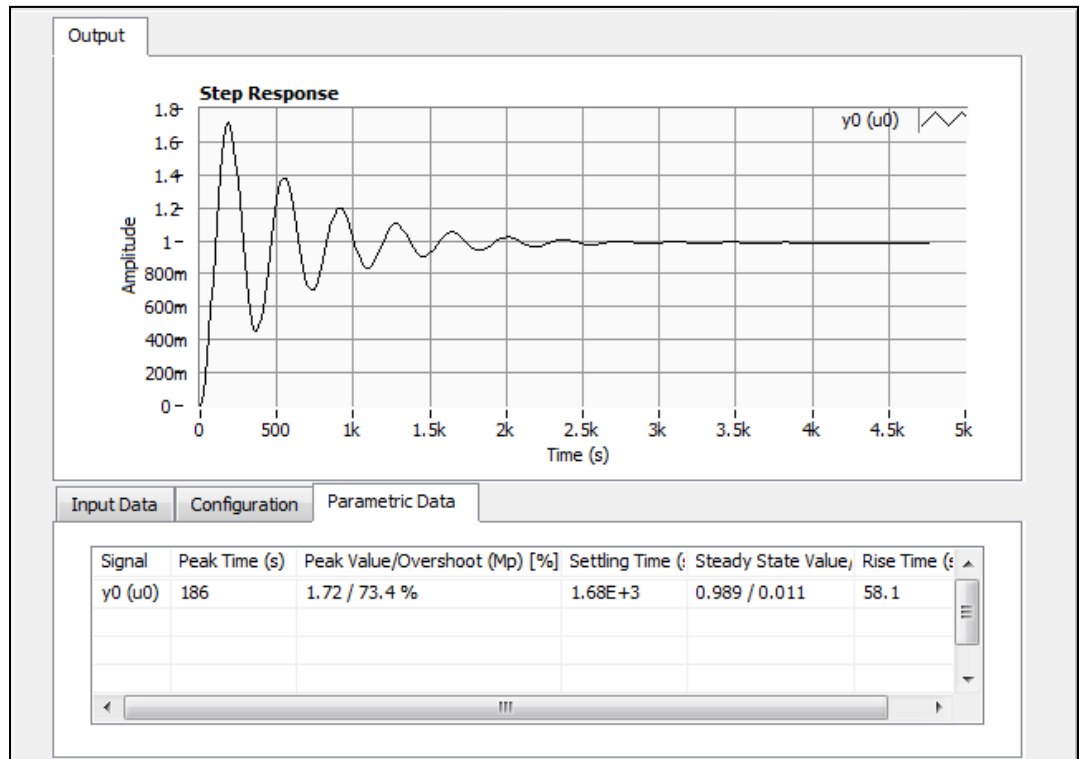
Durante las pruebas del controlador netamente proporcional podemos darnos cuenta de que nuestro sistema gana velocidad, y disminuye el error de estado estable a medida que se incrementa drásticamente la ganancia de proporcionalidad, lamentablemente a medida que incrementamos la misma también se incrementa el sobre-pico inicial de la respuesta de mi sistema.

Por ejemplo para una ganancia de  $P=1$  podemos observar que el controlador logra un error de estado estable de 0.501, prácticamente el 50%, tiempo de estabilización de 1.970 segundos y un sobre-pico del 6.41%



**Figura 12: Respuesta a paso escalón de Control P=1**

Al aumentar la ganancia proporcional a 100 obtenemos un error de estado estable de 0.011, tiempo de estabilización de 1.680 seg. pero un sobre-pico del 73.4%. tal y como se muestra en la siguiente figura:



**Figura 13: Respuesta a paso escalón de Control P=100**

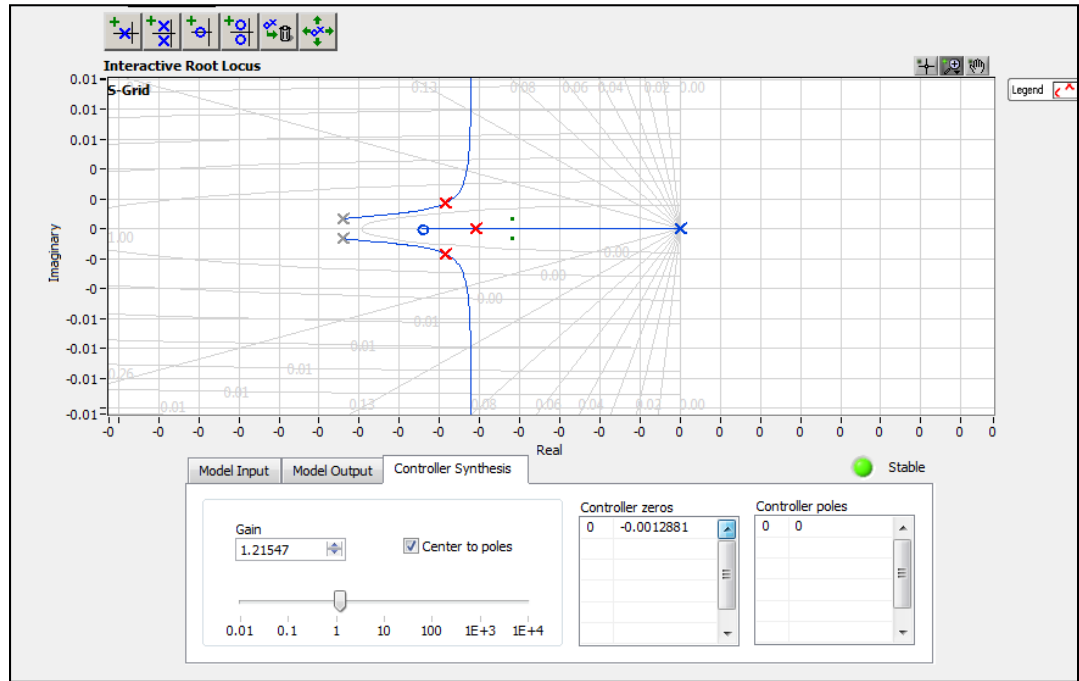
Para tratar de mejorar la respuesta de nuestro sistema introduciremos el valor de una constante integral a fin de poder disminuir un poco el sobre-pico y eliminar por completo el error de estado estable.

Para poder añadir los efectos de una integral a nuestro controlador, debemos partir de la función de transferencia característica de un controlador PI:

$$C_{PI} = K_P \left( \frac{s + \frac{1}{T_i}}{s} \right) \quad (4.3)$$

En donde  $K_P$  es mi ganancia de proporcionalidad y  $T_i$  es mi tiempo de integración en segundos.

Mediante el uso del aplicativo del Root Locus hallamos los valores de  $K_P$  y  $T_i$  adecuados para obtener la respuesta bajo los criterios de desempeño deseados.



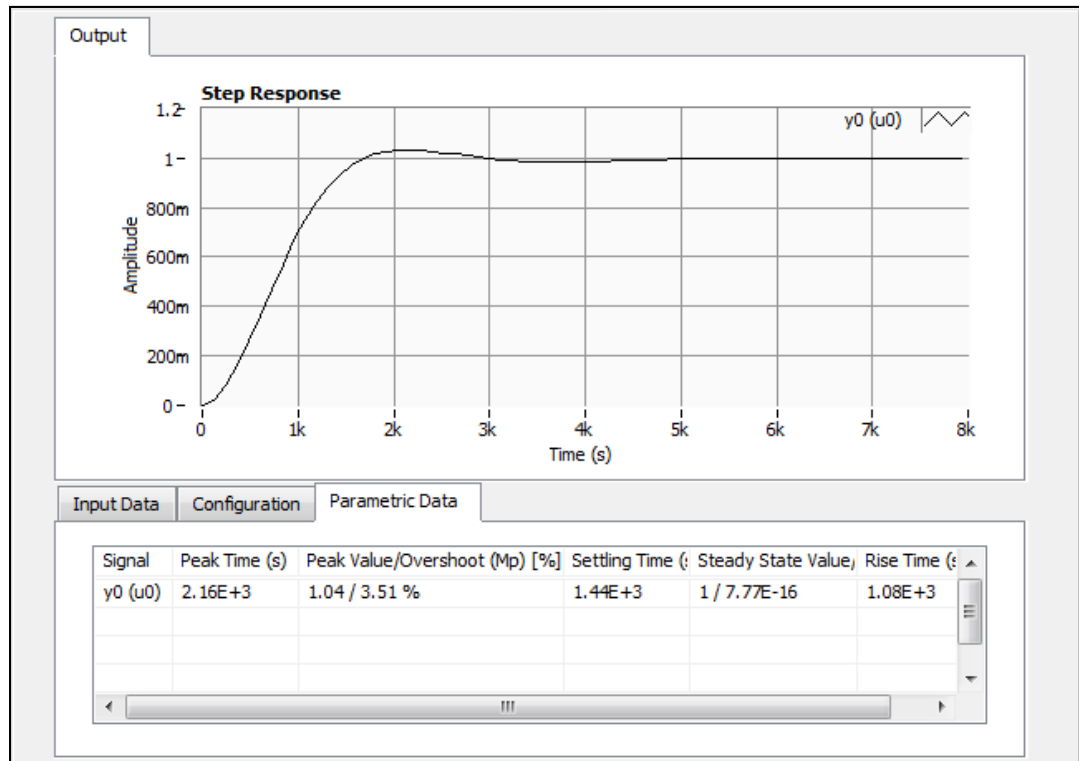
**Figura 14: Ajuste de  $K_P$  y  $T_i$  mediante la aplicación del Root Locus de LabVIEW**

Una vez encontrados los valores del Zero añadido y del valor de la ganancia adecuados para lograr un error en estado estable de  $7.77e^{-16}$ , tiempo de estabilización de 1.440 seg. y un sobre-pico de 3.51% cumpliendo así con los requisitos establecidos, procedemos con el cálculo de las constantes  $K_P$  y  $T_i$

Donde:

$$K_P = 1.21547 \quad (4.4)$$

$$T_i = \frac{1}{0.0012881} = 776.34 \text{ seg.} \quad (4.5)$$



**Figura 15: Respuesta de nuestro controlador seleccionado**

#### 4.1.4. Simulación de la Planta con Controlador

Una vez que poseemos los parámetros referenciales para nuestro Controlador Clásico, procedemos a validar el desempeño de los mismos en el software de LabVIEW. A estos parámetros referenciales se le realizarán modificaciones tratando de obtener respuestas que consideremos las más adecuadas para nuestra planta.

Mediante prueba y error ajustamos los valores de las constantes iniciales obtenidas por el método Z-N y con ayuda del lugar geométrico de las raíces.

Valores iniciales:  $K_p = 18.8$  y  $T_I = 255 \text{ seg. (4.25 min.)}$

Para tratar de que nuestra simulación sea lo más cercana a la planta real, partimos del conocimiento del modelo identificado y de la premisa de que el mismo es más representativo para el vecindario cercano al punto de operación



establecido durante la etapa de identificación. Es por esta razón que partimos de un punto de estado estacionario previo establecido en 23.4 cm correspondiente a una señal de control de 5.75 Vdc (revisar Anexo #2).

Se aplico a la simulación la acción de ruido blanco en la salida del modelo identificado, para tratar de emular las oscilaciones propias del sensor de nivel en la planta real. Se estableció una desviación estándar de 0.001 para la aplicación del ruido blanco.

Nos enfocaremos en un Controlador del tipo PI ya que debido a la naturaleza de nuestra planta (función de transferencia de segundo orden en el denominador y estable en lazo abierto) es suficiente la acción proporcional para darle velocidad a mi respuesta y la acción integral para eliminar el error en estado estacionario.

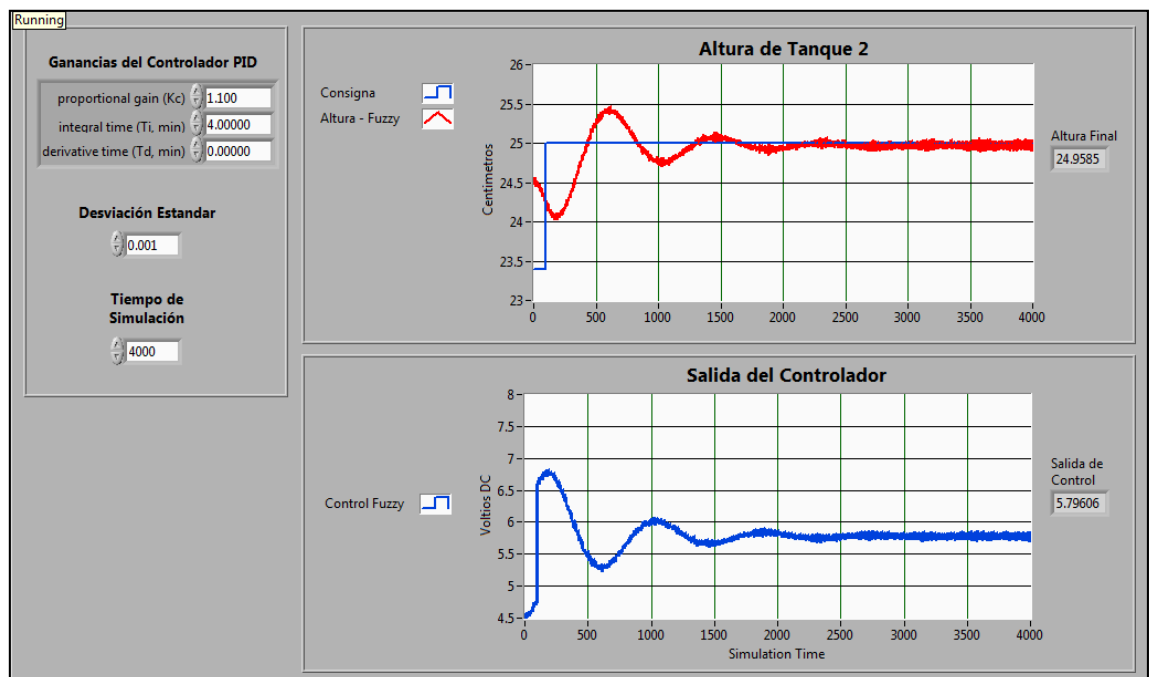
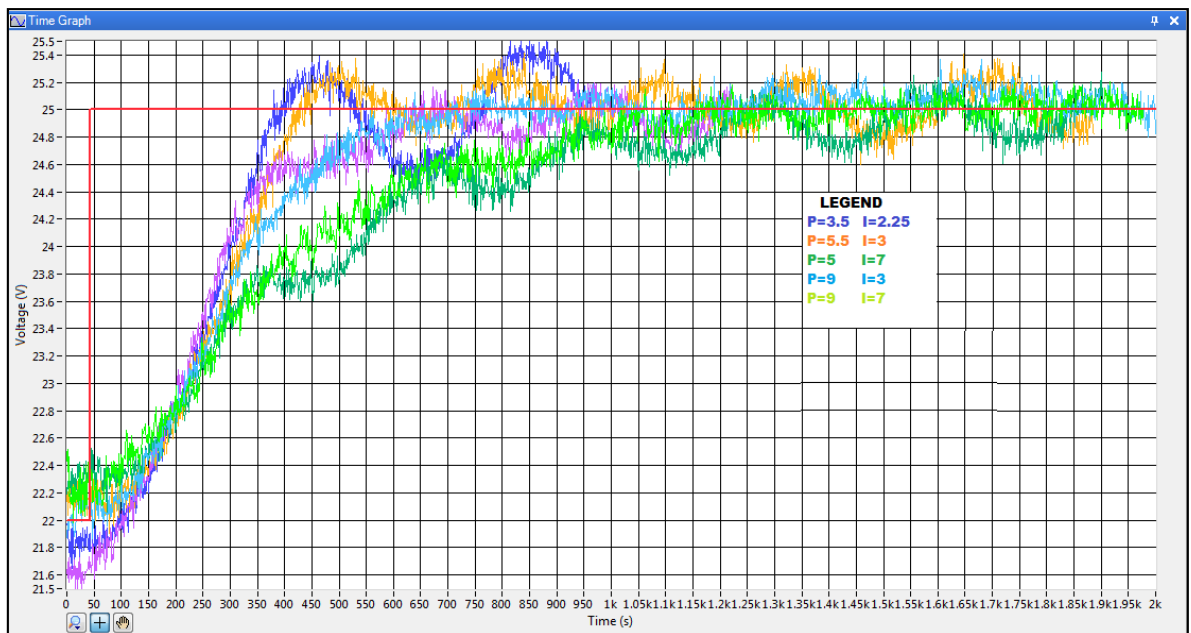


Figura 16: Simulación de Controlador PI

#### 4.1.5. Pruebas del controlador en la planta real

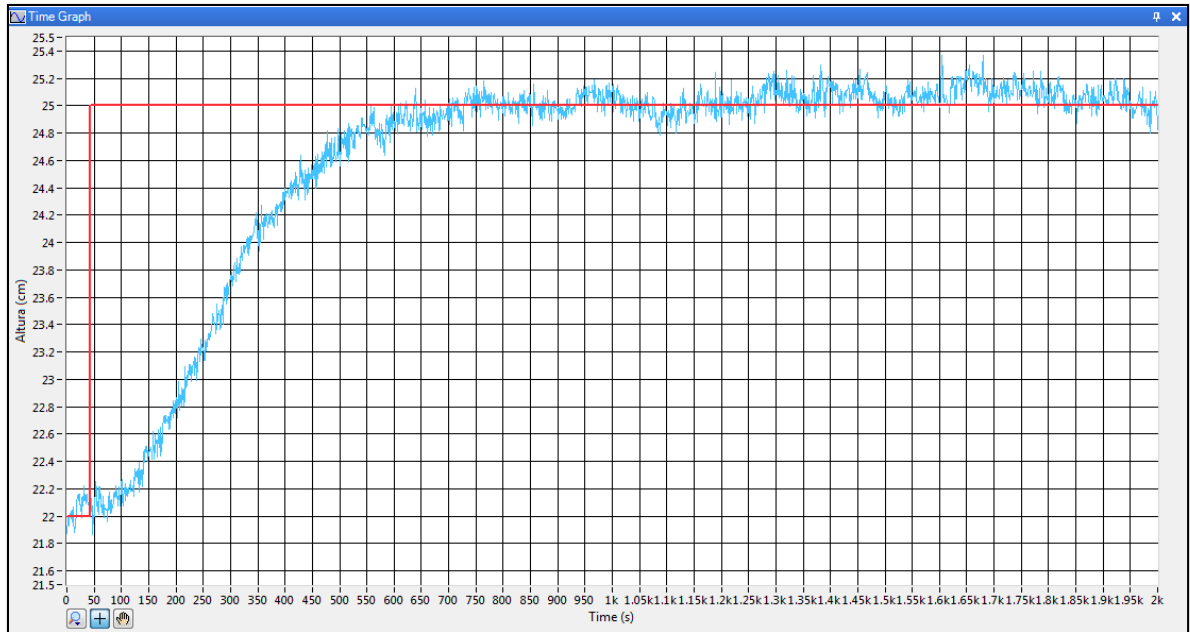
Ya con un Controlador PI referencial encontrado mediante las técnicas expuestas en los literales arriba, procedemos a realizar pruebas en nuestra planta de control de nivel para observar el comportamiento de los mismos cuando son expuestos a un ambiente bajo condiciones reales.

Cabe indicar que utilizaremos los valores de las constantes  $K_p$  y  $T_i$  halladas, como base referencial para partir con la sintonización del controlador en línea. Los ajustes que se realizaran en estos parámetros serán orientados a lograr que la respuesta de nuestra planta cumpla con las premisas y criterios previamente establecidos a inicios de este capítulo (ver Tabla #4.1).



**Figura 17: Comparación de Respuestas de Controladores PI a diferentes valores de parámetros P e I**

De entre todos los controladores probados en la planta real, seleccionamos dos valores de constantes P e I que nos brindan un mejor enfoque de los límites que deseamos en la respuesta de nuestra planta considerando los criterios previamente planteados.



**Figura 18: Controlador con valores de PI seleccionados**

En la Figura 4.5 se puede apreciar que el juego de constantes  $K_p=9$  y  $T_i=3$  min es el que mejor resultados ofrece en cuanto al control de la variable de nivel en el tanque #2. Ofrece prácticamente una señal sin sobre-pico y con ligeras oscilaciones en el estado estable, propias de la dinámica de la planta y de los instrumentos de medición utilizados.

## 4.2. Diseño del Controlador de Lógica Difusa

Para establecer el controlador difuso orientado a nuestra planta de control de nivel, tomaremos como base los conocimientos adquiridos durante las diferentes etapas de experimentación y pruebas. Se implementará un Controlador Difuso haciendo uso de inferencias fáciles y sencillas de comprender y utilizar por cualquier persona.

### 4.2.1. Proceso de Fusificación

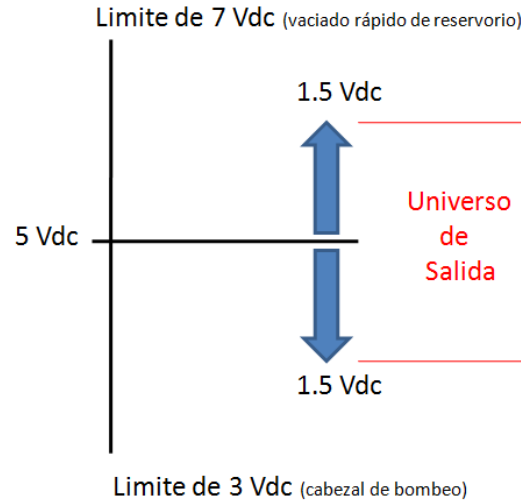
Teniendo como objetivo el de plantear un controlador fácil y sencillo de usar y de comprender por cualquier persona, incluso personal de operación que no posee formación académica en el área de control, enfocaremos nuestro

controlador difuso a un controlador MISO (múltiple entrada y simple salida). Se establecieron dos entradas bajo las siguientes premisas:

Error.- El error será la diferencia entre el punto de consigna y el valor de la variable a medir, que en nuestro caso es la altura del tanque #2, todo esto en unidades de centímetro. El rango o universo de esta entrada se definió entre -10 a 10 cm. El rango fue seleccionado teniendo en cuenta que el vecindario de operación planteado es de 25 cm y el máximo desplazamiento sugerido es de +/-5cm. Este universo nos garantiza que cualquier movimiento de mi nivel dentro del vecindario de operación, será cubierto por mi controlador.

Consigna.- Representara el valor deseado de nivel de nuestro tanque #2, es decir el Set-point de nuestro sistema de control, también en unidades de centímetro. Para esta entrada se designaron tres puntos específicos de consigna los cuales son: 22 cm, 25 cm y 28 cm. Estos tres puntos están enmarcados en el rango de operación normal ya establecido en nuestra planta.

Y por ultimo llamaremos a la única salida de nuestro sistema de control, como Frecuencia ya que la misma corresponderá a las variaciones de voltaje de control a nuestro variador de frecuencia quien es el que regula el caudal de la bomba de alimentación de la planta. Teniendo en cuenta de que ya hemos establecido un rango de operación de nuestra planta (entre 20 y 30 cm) y que cualquier desplazamiento que se realice entre estos valores no implicara variaciones considerables en la salida, se estableció un universo o rango para esta salida establecido entre -1.5 a 1.5, tal y como se muestra en la siguiente figura.



**Figura 19: Rango de salida del sistema de control difuso**

#### 4.2.1.1 Funciones de Pertenencia a aplicarse

Para la primera entrada que llamamos Error definimos 5 funciones de membresía, todas dentro de un rango de -10 hasta 10, considerando que según las especificaciones de nuestra planta el objetivo es lograr el control de la misma en el vecindario del punto de operación que fue especificado en 25 cm. Se escogió un vecindario de operación entre 22 a 28 cm con opciones de desplazamiento a lo largo del mismo.

Las funciones escogidas son las siguientes:

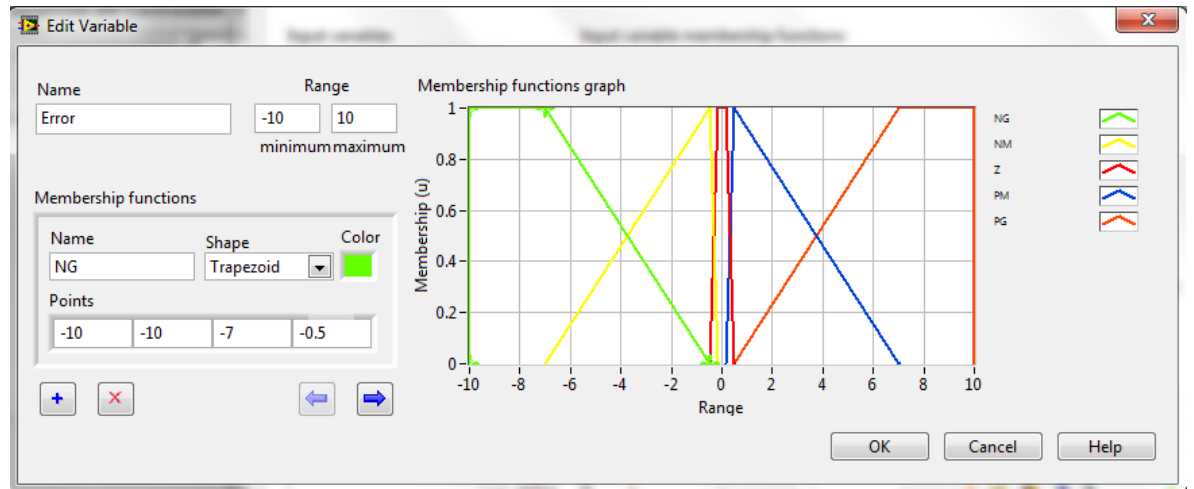
NG - Función Trapezoidal que representa al error negativo grande

NM - Función Triangular que representa al error negativo mediano

Z - Función Trapezoidal que representa al error cero

PG - Función Triangular que representa al error positivo mediano

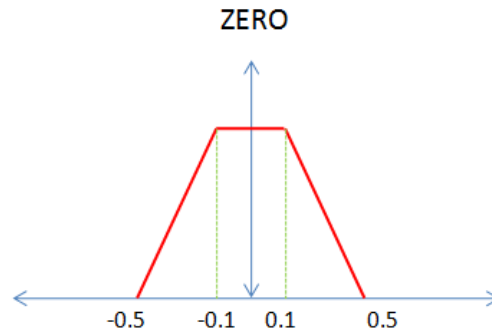
PM - Función Trapezoidal que representa al error positivo grande



**Figura 20: Funciones de Membrecía de la entrada Error**

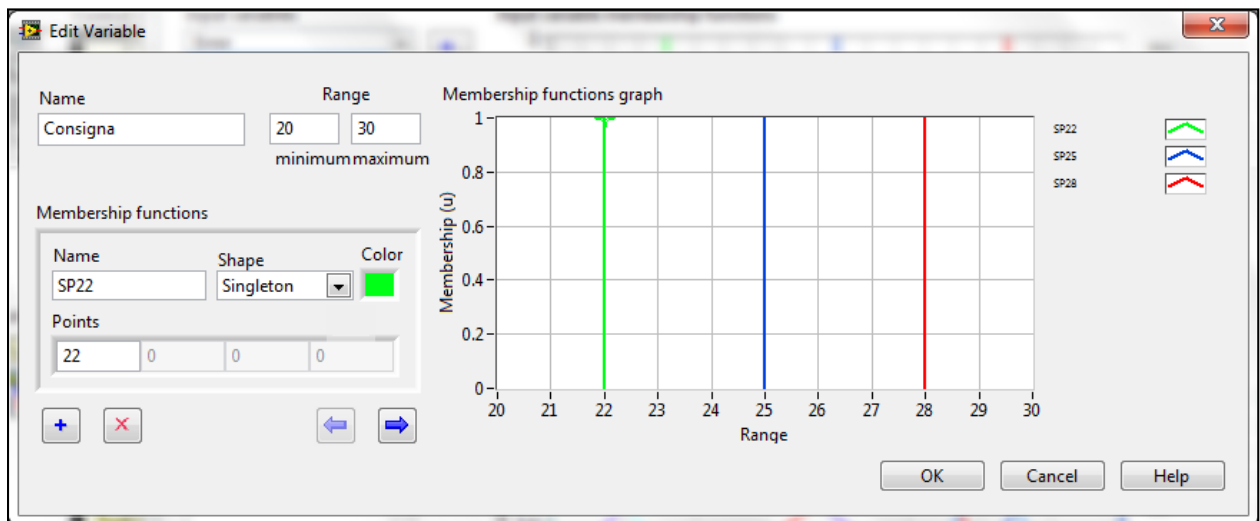
A lo largo de las experiencias realizadas en la planta real, sobre todo en lo que respecta a la adquisición y procesamiento de datos de la misma, se pudo determinar que la señal de medición de nivel mediante el transmisor de presión diferencial, posee un margen de oscilación de  $\pm 0.1$  cm. Este margen de oscilación impediría que el sistema alcance la estabilidad completa, ya que el error nunca se haría completamente cero y por ende siempre habría fluctuaciones en la salida de control a la misma frecuencia que el cambio de la medición.

Pensando en esta dinámica propia de los elementos que conforman mi planta, se optó por utilizar una función membrecía trapezoidal para la variable lingüística Zero (Z). La base menor de esta función trapezoidal coincide con el  $\pm 0.1$  cm de oscilación que posee la lectura del nivel de mi planta, es decir que mi controlador entenderá como error de estado estacionaria igual a cero cuando el mismo este oscilando dentro de la base establecida.



**Figura 21: Función de pertenencia Zero (Z)**

Para la segunda entrada que llamamos Consigna, se establecieron funciones de pertenencia tipo "Singleton", ya que esta entrada le indicara a mi controlador la consigna puntual en la que debe operar mi planta.



**Figura 22: Funciones de Membrecía de la entrada Consigna**

#### 4.2.1.2 Operadores Difusos utilizados

Como operadores lógicos para nuestras funciones de membrecía utilizaremos la lógica AND para todo lo que respecta a intersección entre funciones de membrecías.

Operador Lógico AND de Zadeh (min) denotado por la siguiente expresión:

$$\mu_{A \cap B}(x) = \min[\mu_A(x), \mu_B(x)] \quad (4.6)$$

#### 4.2.2. Base de Conocimiento (Definición de las reglas de evaluación)

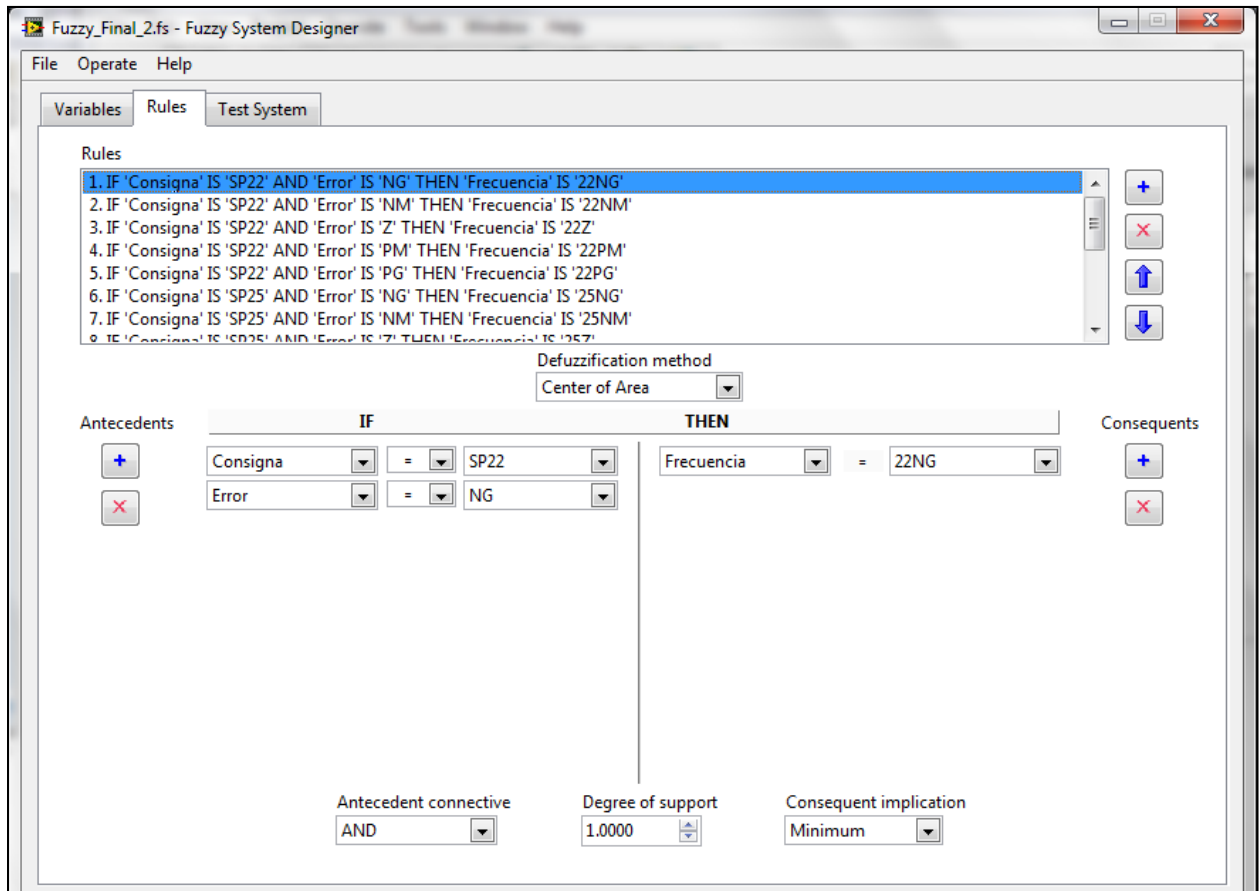
Plantearemos en la siguiente tabla la forma de evaluación que desarrollara el controlador difuso:

	<b>Consigna</b>		
<b>Error</b>	<b>22</b>	<b>25</b>	<b>28</b>
<b>NG</b>	22NG	25NG	28NG
<b>NM</b>	22NM	25NM	28NM
<b>Z</b>	22Z	25Z	28Z
<b>PM</b>	22PM	25PM	28PM
<b>PG</b>	22PG	25PG	28PG

**Tabla 4.2: Base de Conocimiento que utilizadas en el Controlador Difuso**

Una vez definida la base de conocimiento, procedemos a establecer las reglas mediante el uso de condicionales del "If" tal y como se muestra en la siguiente figura:





**Figura 23: Conjunto de reglas del Controlador Difuso (5 x 3)**

#### 4.2.3. Lógica de Decisiones (Inferencia Difusa)

Para nuestro controlador difuso haremos uso del método de inferencia difusa de Mandami por mínimos, el mismo que se encuentra definido en la Tabla # 2.4

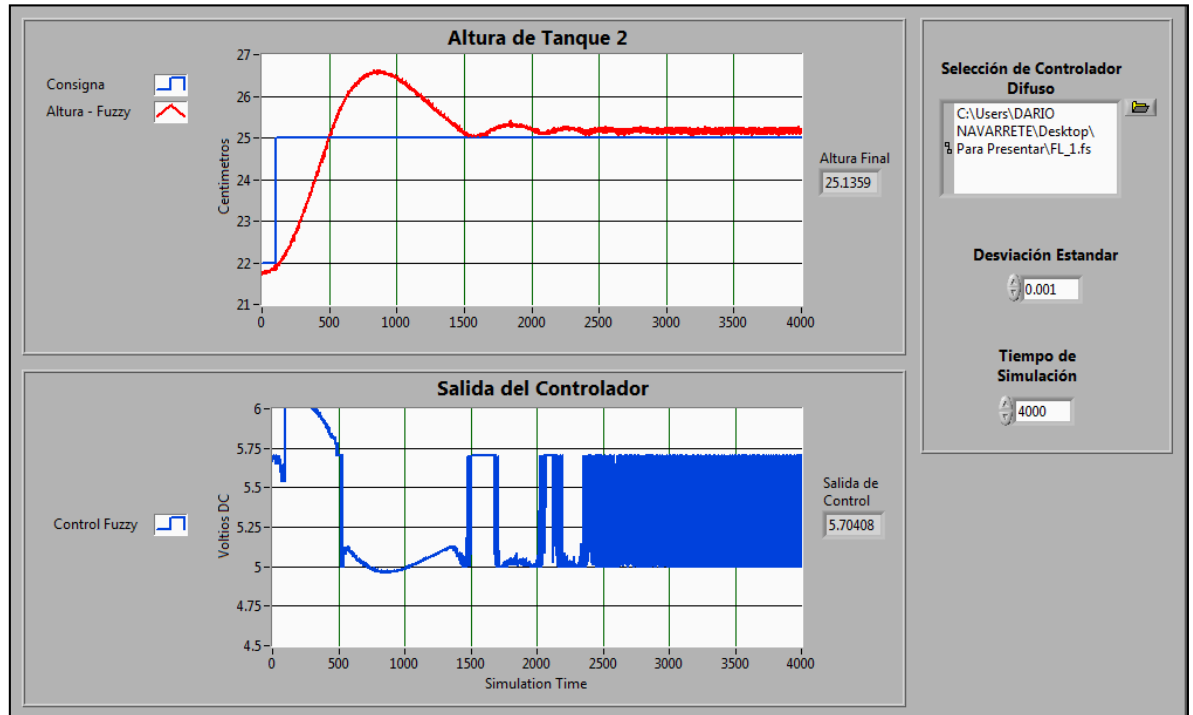
#### 4.2.4. Defusificación

Para convertir los conjuntos difusos obtenidos de la inferencia, en números reales que sean la salida para el control de mi planta haremos uso del método conocido como Defusificación por centro de área (COA) cuya fórmula de cálculo es expresada por la ecuación [2.13] en el capítulo 2 de este trabajo.

#### 4.2.5. Simulación de la Planta con Controlador

Para llevar a cabo la primera prueba del diseño de nuestro controlador difuso, nos valemos de la herramienta LabVIEW y hacemos uso del Toolkit de Control Design and Simulation para elaborar los bloques de simulación similar al Simulink de Matlab (ver Anexo # 3).

Los resultados de la primera simulación muestran que mi controlador posee una respuesta que aunque estable, presenta un sobre pico porcentual muy elevado. En la planta real este valor puede significar el rebose en especial del tanque #1 que es el tanque de recepción de la bomba.

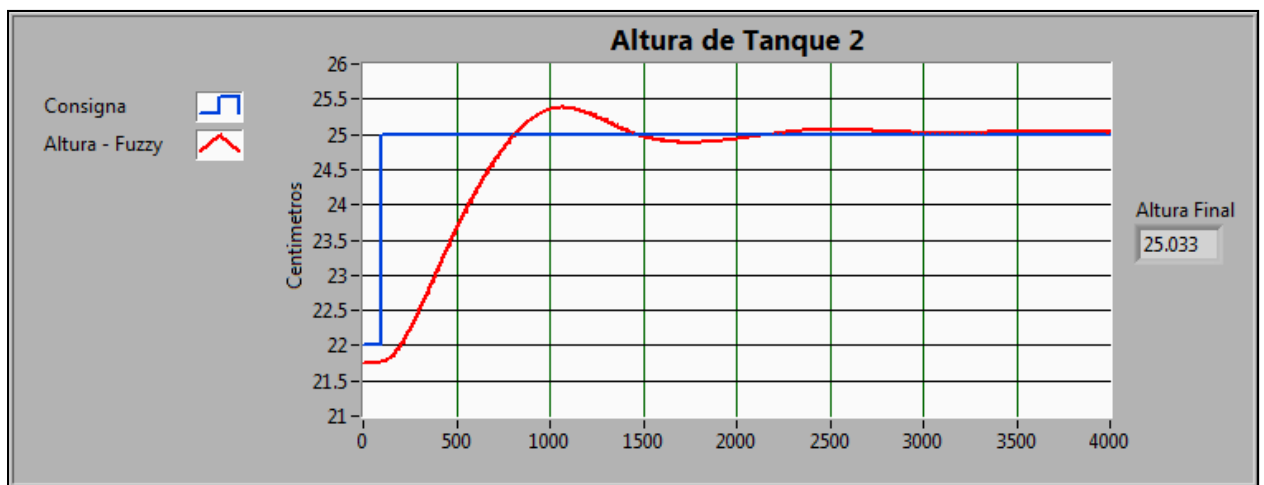


**Figura 24: Simulación Inicial del Controlador Difuso**

Los primeros resultados obtenidos no cumplen a plenitud con el desempeño deseado para nuestro controlador ya que generan un sobre-pico demasiado grande así como un error de estado estable elevado, por lo que se realizan ligeras modificaciones y ajustes en especial en las bases de las funciones de pertenencia de la salida Frecuencia. Se procede a disminuir las bases de las funciones triangulares y en especial la de la función trapezoidal que

representa al error Zero, con esto logramos que la planta siempre alcance a la consigna, eliminando el error en estado estable. Además variamos el rango de acción en la salida Frecuencia a fin de poder disminuir el sobre-pico limitando un poco la rapidez del controlador.

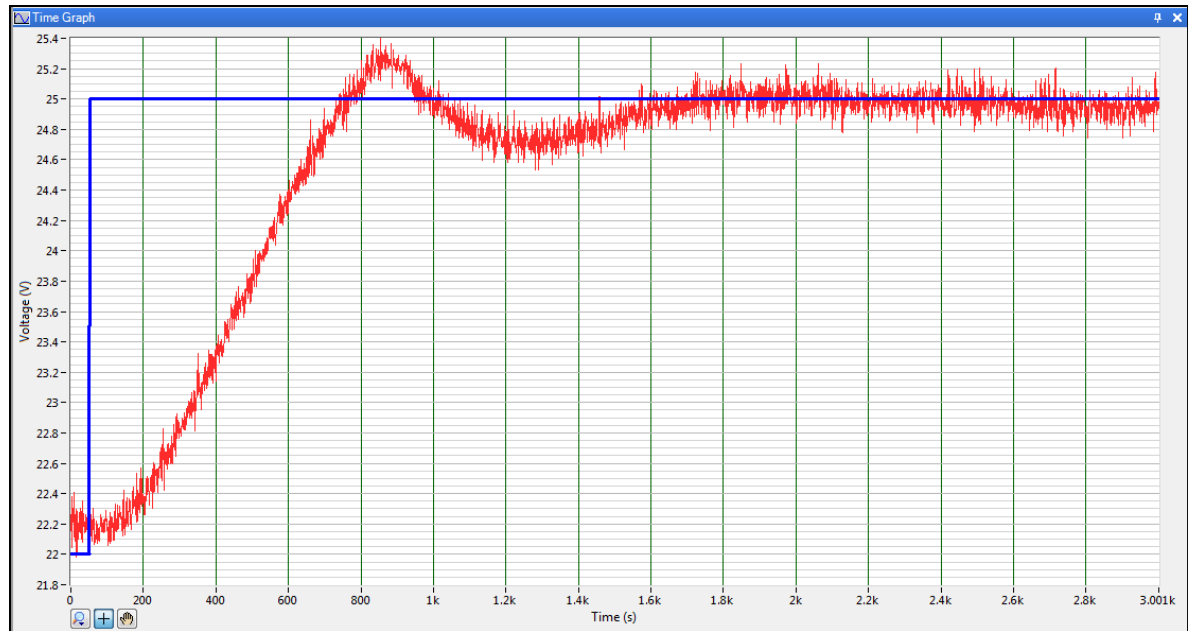
Después de algunas pruebas y modificaciones se logro hallar las funciones de pertenencia capaces de mantener la estabilidad de mi planta con sobre pico dentro de los criterios ya establecidos a inicio del capítulo.



**Figura 25: Simulación final del controlador difuso en la planta identificada**

#### 4.2.6. Pruebas del controlador en la planta real

Una vez que se tiene diseñado y probado vía simulaciones el controlador difuso, se procede a realizar las pruebas del mismo en la planta real, obteniendo los siguientes resultados:



**Figura 26: Prueba de Controlador Difuso en planta real - Altura en Tanque #2**

En la Figura 4.13 podemos observar que el comportamiento de mi planta real es similar al obtenido mediante las simulaciones, ya que mi planta alcanza un sobre-pico inicial menor a los 0.4 cm y aunque tiende a oscilar suavemente alcanza el criterio de estabilidad aproximadamente a los 1.300 segundos, logrando seguir la consigna de nivel con los errores propios de los elementos de mi planta real (oscilaciones de +/- 1.5 cm del sistema de medición)

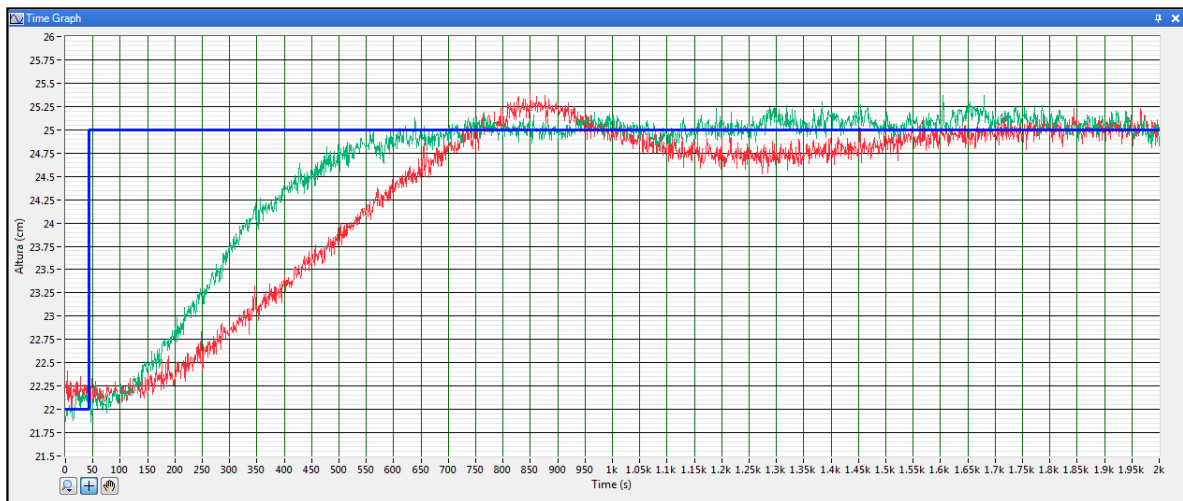
## CAPÍTULO # 5

### 5. ANALISIS DE RESULTADOS.

A continuación, se detalla de manera cuantitativa y cualitativa los resultados obtenidos durante las pruebas de cada uno de los controladores en la planta real.

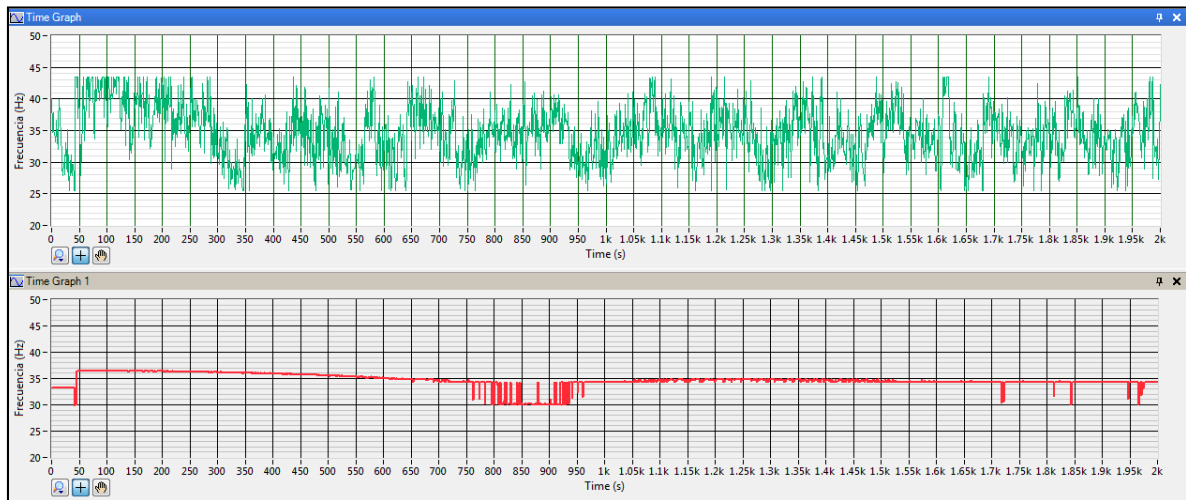
#### 5.1 Análisis Comparativo de los Resultados Obtenidos

En el siguiente grafico se muestra los resultados obtenidos de las pruebas de los controladores diseñados en el capitulo anterior. La Figura 5.1 muestra un versus de ambos controladores permitiendo visualizar a simple vista el desempeño de los mismos frente a un paso escalón de amplitud 25 cm, partiendo de un estado de estabilidad en 22 cm.



**Figura 5.1: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Altura del Tanque #2**

Se puede apreciar que el controlador PI posee una respuesta más rápida que el controlador difuso y no presenta sobre pico ni oscilaciones iniciales antes de alcanzar estabilidad, dando como resultado que este controlador ofrezca un mejor tiempo de estabilización.



**Figura 5.2: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Salida del Controlador**

Si analizamos las señales de salida de ambos controladores, podemos apreciar notablemente que la señal de control del controlador difuso (gráfica en color rojo en la Figura 5.2) tiene un comportamiento más suave, alcanzando estabilidad mucho más rápido que la señal del controlador PI (gráfica en color verde), la cual presenta saturaciones continuas en ambos extremos y fuertes oscilaciones a lo largo de su efecto de control, manteniéndolas aunque la respuesta alcance la consigna de nivel.

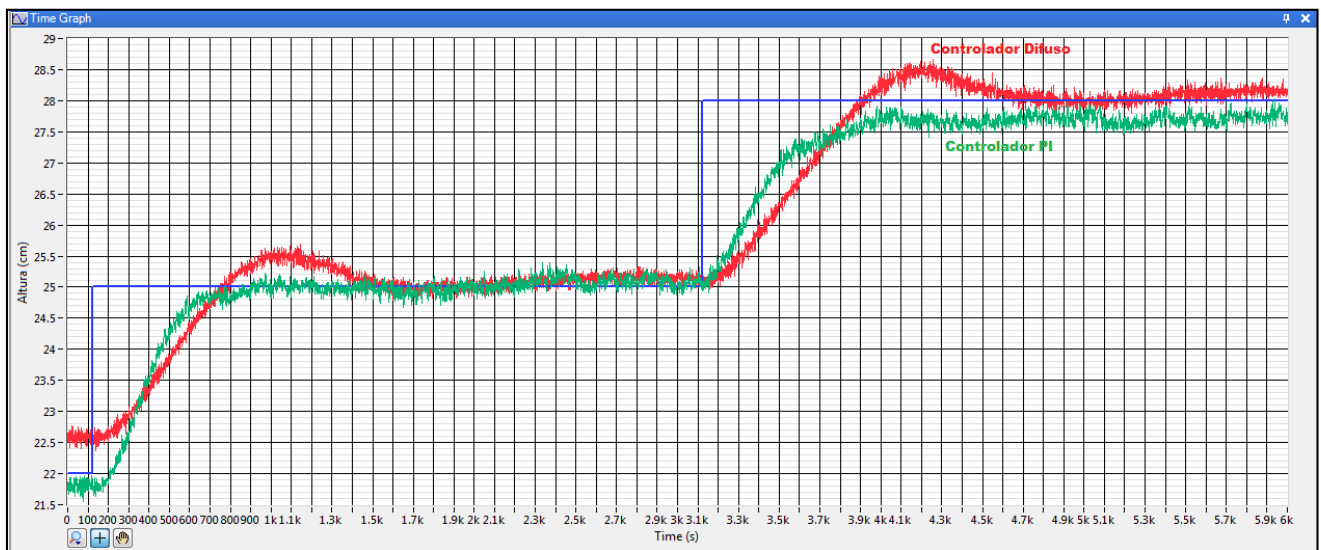
Bajo este primer análisis se podría establecer, que de los controladores diseñados para uso específico en nuestra planta, el que presenta mejores prestaciones es el controlador clásico PI, ya que ofrece una respuesta rápida y sin mayores oscilaciones, sin embargo la salida de control del mismo fuerza mucho la operación del elemento final de control o actuador, que en nuestro caso sería el motor de la bomba trifásica, el cual estaría realizando continuamente movimientos bruscos de cambio de velocidad a lo largo de toda su operación.

Para tener un mejor criterio comparativo, y poder esgrimir ventajas y desventajas finales entre estos dos controladores es necesario someterlos a pruebas en las que

se pueda medir su robustez a lo largo del vecindario ya establecido como vecindario de operación.

### 5.1.1. Resultados obtenidos con perturbaciones de cambio de consignas

Tal y como se planteo al inicio de este trabajo, uno de los criterios definidos para el análisis comparativo entre estos dos controladores corresponde a el desempeño de los mismos frente a cambios en la consigna de nivel. En el análisis previo ya se había visualizado el comportamiento de los controladores frente a cambios en la consigna de 22 a 25 cm, en este caso analizaremos el cambio desde 25 a 28 cm.



**Figura 5.3: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Frente a cambio en la consigna de 25 a 28cm**

La señal de color verde representa la respuesta del controlador PI, mientras que la señal de color rojo representa la respuesta del controlador difuso.

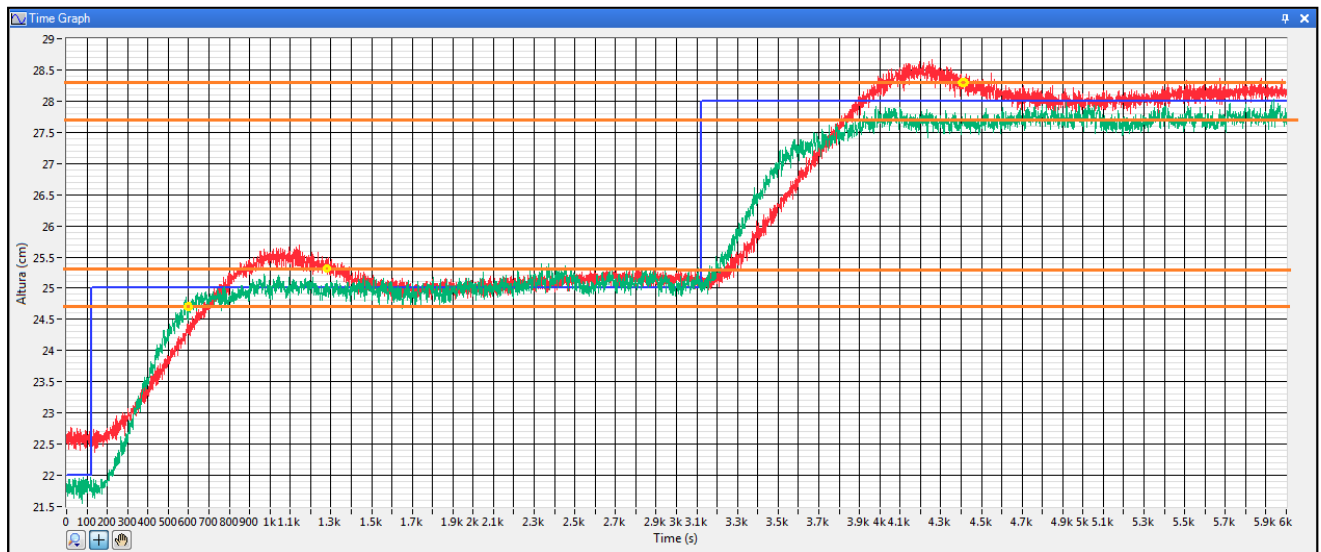
Podemos apreciar una vez más, ahora con un nuevo cambio de consigna, que el comportamiento del controlador clásico de la serie PI presenta una dinámica más rápida, sin embargo, es ahora notable que en la nueva consigna de 28

cm. la respuesta no alcanza por completo a la consigna estabilizándose en un valor más bajo, presentando un error en estado estable visible.

En el capítulo 4 definimos los criterios de evaluación de los controladores:

Criterio	Tiempo de estabilización	Sobre pico	Error en estado estable	Criterio de Estabilidad
Valor	Menor a 2.000 seg.	Menor a 0.6 cm	+/-0.2 cm	+/-0.3 cm

**Tabla 4.1: Criterios de selección de Controladores**



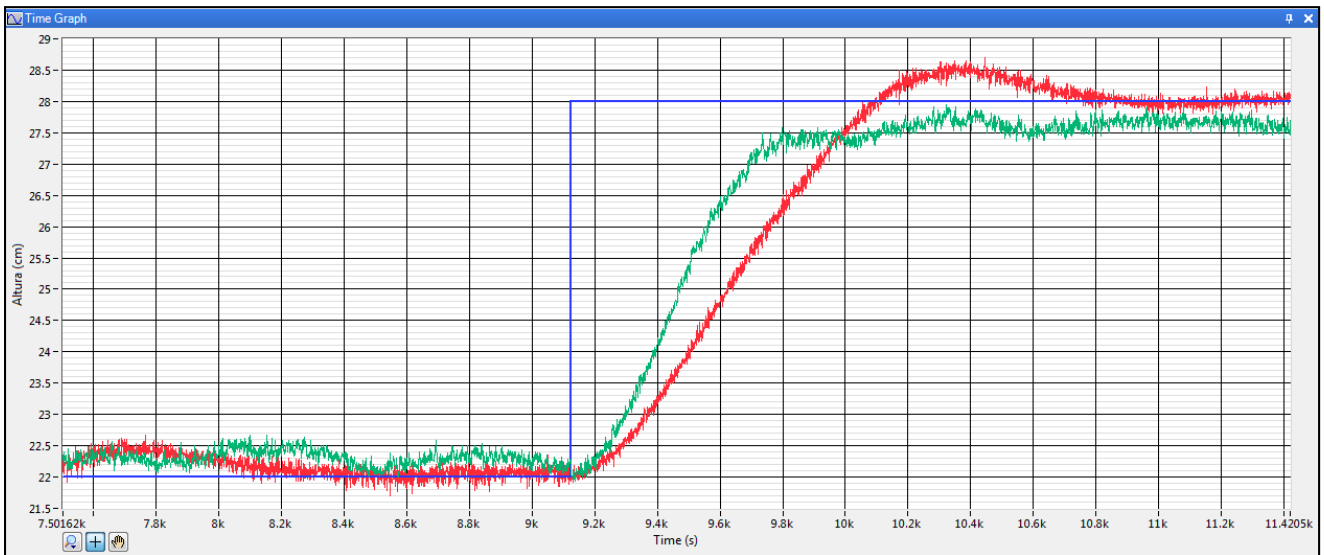
**Figura 27: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Criterios de evaluación (Consignas de 22 cm, 25cm, 28cm)**

En la figura 5.4 podemos notar que si utilizamos el criterio de estabilidad de +/- 0.3 cm, la respuesta del controlador PI para la consigna de nivel de 25 cm. alcanza estabilidad en menos de 600 segundos, mientras que debido a la dinámica suave del control difuso el mismo alcanza estabilidad en el doble de tiempo.



Sin embargo, también el gráfico muestra que al aumentar la consigna de nivel aumenta el error en la respuesta del controlador PI, generando errores en estado estacionario mayores a los especificados en los criterios planteados en un inicio para la nueva consigna de nivel de 28 cm.

Para analizar más de cerca este fenómeno realizamos una nueva prueba de cambio de consigna, esta vez partiendo de un estado estable de 22 cm. y llegando a la nueva consigna de 28 cm. generando un escalón de 6 cm. de amplitud.



**Figura 5.5: Controlador PI vs. Controlador Difuso - Consigna de 22 a 28cm**

En esta prueba es más notorio como el controlador PI pese a ser más rápido no alcanza a llegar al valor de consigna deseado, mientras que el control difuso pese a su suave sobre pico inicial alcanza el valor de consigna estabilizándose en el mismo con los errores propios del sistema de medición ya antes mencionados.

A continuación, detallamos los resultados estadísticos arrojados de las pruebas de los controladores en la planta real frente a los continuos cambios de consigna de nivel.

Consigna de Nivel	Media	Error	MSE	SOBRE PICO	Tiempo de Estabilización
25	25.0883	-0.0883	0.1297	25.40	590 seg.
28	27.7112	0.2888	0.3026	28.03	No alcanza el criterio
22	22.2940	-0.2940	0.3192	21.93	550 seg
28	27.6359	0.3641	0.3757	27.94	No alcanza el criterio

**Tabla 5.1: Parámetros estadísticos del Controlador Clásico PI**

Consigna de Nivel	Media	Error	MSE	SOBRE PICO	Tiempo de Estabilización
25	25.12864	-0.12864	0.14825	25.69	1240 seg.
28	28.10586	-0.10586	0.13795	28.66	1260 seg.
22	22.06365	-0.06365	0.11816	21.36	1286 seg.
28	28.09092	-0.09092	0.12331	28.71	1250 seg.

**Tabla 5.2: Parámetros estadísticos del Controlador Difuso**

Como se puede ver en las tablas de análisis estadístico, para los cuales se utilizo los datos registrados para cada prueba de controlador, tomando para el criterio de estabilización los datos correspondientes a los 1000 últimos datos antes de cada cambio de consigna. Debemos tener presente que el diseño de esta prueba estableció un periodo de 3000 segundos antes de cada cambio de consigna para así permitir que la planta se estabilizara en cada consigna de nivel.

Tal y como se tabula en los Tablas de arriba, el controlador PI que en un inicio mostraba un mejor desempeño de aplicación en nuestra planta, ahora presenta la desventaja de no cumplir a cabalidad con los cambios de consigna a medida que los mismos se alejan del punto de operación establecido.

El cálculo del Error Cuadrático Medio (MSE) nos arroja una mejor idea como varia el error de cada controlador en cada cambio de consigna:

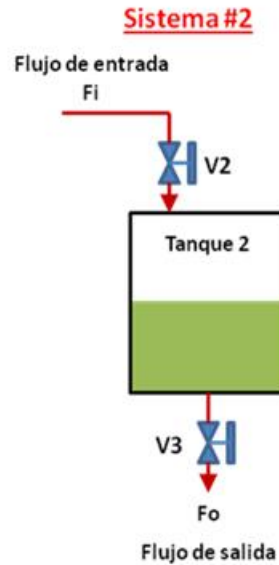
	Controlador PI	Controlador Difuso
Consigna de Nivel	MSE	MSE
25	0.1297	0.14825
28	0.3026	0.13795
22	0.3192	0.11816
28	0.3757	0.12331

**Tabla 5.3: Error Cuadrático Medio de cada controlador**

Como podemos apreciar, el MSE no varía mucho entre los cambios de consigna aplicados al controlador difuso se mantiene entre 0.12 a 0.14. Mientras que en el controlador PI el error incrementa cuando la consigna se mueve fuera del punto de operación.

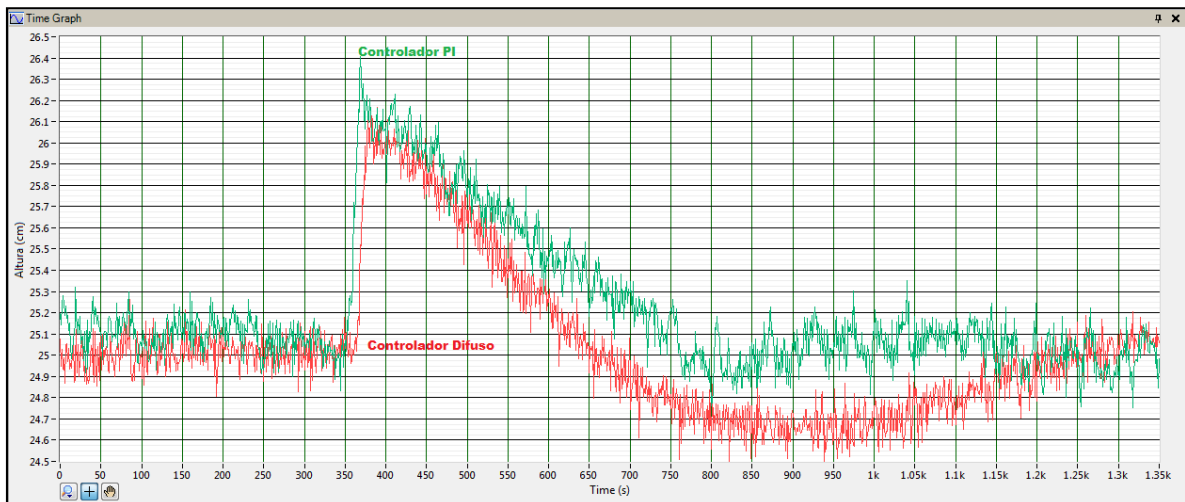
### **5.1.2. Resultados obtenidos con perturbaciones de cambios en demanda de flujo del sistema**

Otro de los criterios de análisis planteados al inicio de este trabajo de tesis es el de comportamiento de nuestros controladores frente a perturbaciones propias del sistema como son los cambios bruscos en la demanda del Tanque #2.



**Figura 5.6: Esquema del sistema del Tanque #2**

Para poder generar esta perturbación se procedió a llevar al sistema a un estado estable en el punto de operación elegido desde un inicio y planteado en 25 cm. Posteriormente se realizó el cierre esporádico de la válvula V3, evitando así la salida de fluido por aproximadamente 10 segundos. Este movimiento generara un incremento brusco en el nivel del tanque y obligara a los controladores a tratar de recuperar la consigna de nivel lo más pronto posible.



**Figura 5.7: : Controlador PI vs. Controlador Difuso - Perturbación de Carga**

En la Figura 5.6 la señal en verde representa la respuesta de mi controlador PI, mientras que la señal en rojo representa a mi controlador Difuso. Como era de esperarse el controlador PI sigue siendo más rápido en lograr estabilizar a mi planta, sobre todo en el punto de operación para el que fue diseñado.

El controlador difuso al tener una respuesta más suave logra regresar a la estabilidad el sistema pero en un mayor tiempo.

## 5.2 Ventajas y Desventajas del Controlador PID

Una vez establecidas las comparaciones del desempeño de cada uno de los modelos en los diferentes experimentos planteados, se puede establecer las siguientes ventajas y desventajas enfocadas al controlador Clásico PI en nuestra planta de control de nivel.

Ventajas:

- Mediante un buen ajuste de sus parámetros el controlador PI ofrece una respuesta de dinámica rápida y estable al nivel del Tanque #2, alcanzando la estabilidad en un corto periodo de tiempo (aproximadamente 600 segundos) y sin generar grandes oscilaciones en su recorrido (no ofrece sobre pico inicial).
- Al ser un control de estructura simple, permite generar ajustes en línea (prueba y error) solo con las modificaciones de sus constantes de proporcionalidad P y de Integración I en línea con la planta en operación real, sin necesidad de modificar nada más o tener que inicializar el proceso para cada prueba.

### Desventajas:

- El controlador demuestra ser poco eficiente en valores de consigna fuera del punto de operación, generando errores de estado estable que aumenta a medida que nos alejamos del punto de operación.
- El controlador muestra salidas de control que tienden a saturación tanto positiva como negativa a lo largo del proceso de estabilización. La salida ofrece cambios demasiado bruscos en el voltaje que se envía al elemento final o actuador.

Estos cambios bruscos en la salida de control pueden verse a futuro reflejados en daños de los elementos finales de control o actuadores, que en nuestro caso es el sistema de Variador de Frecuencia y Motor Eléctrico.

- Para el diseño previo de los parámetros del controlador se requiere de conocer el modelo matemático de la planta, sea este hallado por modelamiento matemático o por identificación de sistemas, lo que implica una carga de tiempo más al momento de realizar la selección del controlador.
- Debido al mismo hecho de que los parámetros del controlador PI son establecidas para un punto de operación específico (linealización del modelo matemático utilizado para el diseño), las mismas tienden a ser poco efectivas cuando nos alejamos del punto de operación establecido.

### 5.3 Ventajas y Desventajas del Controlador de Lógica Difusa

Así mismo a continuación establecemos las ventajas y desventajas de nuestro controlador difuso aplicado a la planta de control de nivel.

Ventajas:

- Para la aplicación del controlador difuso no fue necesario conocer o estimar el modelo matemático de la planta real, basta solo con tener conocimiento experimental del comportamiento de la misma, para en base de esos conocimientos de operación establecer las funciones de pertenencia y la base de reglas necesarias para lograr nuestro cometido.
- El control difuso permite alcanzar estabilidad en cada cambio de consigna sin importar si la misma se aleje del punto de operación establecido. Tan solo es necesario conocer experimentalmente las nuevas consignas y agregar este conocimiento a la base de reglas del controlador.
- Estadísticamente hablando, el controlador difuso mantiene el error cuadrático medio en cada cambio de consigna realizado, lo que implica que garantiza similar comportamiento y exactitud a lo largo de todo el vecindario de operación.
- La salida de control posee un comportamiento muy suave, sin mayores fluctuaciones y sobre todo sin necesidad de llegar a la saturación de la señal; lo que permite que el elemento final de control o actuador logre

trabajar en estados de operación permitidos por el equipo, alargando así la vida útil del mismo. Además, al trabajar en estados de operación propios del equipo, y sin llegar a saturaciones (valores nominales) se puede considerar un ahorro energético en estos equipos, ya que al no trabajar a su máxima carga influye en un ahorro de energía en el cumplimiento de su operación.

#### Desventajas:

- La respuesta de nuestro controlador difuso presenta un comportamiento lento, con un ligero sobre-pico menor a 0.5 cm, tanto en el seguimiento de la consigna como en su respuesta a perturbaciones propias de la planta real.
- Para poder realizar los ajustes a nuestro controlador difuso, es necesario modificar las funciones de pertenencia y base de reglas del mismo, movimientos que se deben realizar con la planta fuera de línea, lo que implica reinicio de procesos para cada prueba de controlador.



## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- El trabajo de titulación permitió establecer ventajas y desventajas ante la aplicación de los dos modelos de controladores específicamente a nuestra planta de control de nivel, sin embargo, podemos hacernos eco de estos resultados para poder establecer bases comparativas entre estos dos controladores y su aplicación en diferentes procesos industriales.
- Los modelos de controladores PID siempre serán fiables y efectivos en medida que realicemos la sintonización adecuada de sus parámetros de control, sin embargo, para poder realizar una sintonización más efectiva (no la simple prueba y error desde cero) es necesario conocer previamente el modelo matemático de mi planta. El poder disponer de un modelo matemático implica mayor tiempo de trabajo a nivel industrial, ya que existen algunos procesos industriales difíciles de modelar o con comportamientos puntuales que no pueden ser descritos por formulas físicas o matemáticas, lo que complica un poco el uso de los controladores de esta familia.
- Los modelos basados en técnicas avanzadas como la Lógica Difusa presentan la ventaja de requerir tan solo para su diseño el previo conocimiento experimental de la planta en la que serán utilizados. Esta particularidad ha permitido que este tipo de controladores logren gran acogida en el control de procesos industriales en los que no se cuenta con formulas matemáticas o datos teóricos que definan los mismos.

Los controladores difusos han demostrado una gran flexibilidad para acomodarse a los diferentes escenarios que propone la industria actual. Al basarse en conocimientos propios del funcionamiento del proceso industrial, se vuelven en sistemas de control relativamente sencillos y fácil de aplicar, cuyo desempeño será regido por las necesidad propias de la planta y establecidas por operador (base de conocimiento) del proceso industrial.

- La selección de qué tipo de controlador utilizar dependerá en gran medida el desempeño que requiramos para nuestra planta o proceso industrial en el que serán aplicados. En nuestra planta en particular a pesar de que el controlador difuso presenta un comportamiento más lento y un ligero sobre pico inicial, demuestra gran estabilidad y bajo error en estado estacionario, lo que implica en que siempre llegara a la consigna de nivel requerida. Así mismo al facilitar que la curva de salida de control sea suave, permite que mi motor eléctrico no sufra además de generar un ahorro energético haciendo que el mismo no trabaje a capacidad nominal, pero dentro de lo establecido por el mismo fabricante. Por estas razones este controlador se vuelve en el principal candidato para ejercer el control de nuestra planta real.
- Para futuras evaluaciones del modelo de planta identificado y presentado en el presente trabajo se debe tener en cuenta de que el mismo representa el comportamiento de mi planta linealizada en un punto de operación de 25 cm, con un rango no mayor a +/-5 cm.
- Se recomienda para futuros trabajos el ampliar la gama de controladores avanzados (como Control Predictivo, Control Adaptativo, Redes Neuronales, etc.) aplicables al módulo de control de nivel, de tal forma de obtener un criterio comparativo más amplio en lo que respecta a ventajas y desventajas de métodos de control avanzados.
- Se recomienda a futuras investigaciones que dispongan del módulo de control de nivel desarrollado, el uso de técnicas más avanzadas de pre-procesamiento de datos a fin de disminuir en algo el problema de ruido presentado durante las etapas de adquisición de los datos procedentes del transmisor de nivel. Se recomienda también la implementación de una etapa de asilamiento de la señal de 4 a 20mA proveniente del transmisor de nivel para que la misma no se vea afectada por las señales de fuerza proveniente del variador de frecuencia del mismo sistema.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] A. Ferreyra, R. Fuentes. Estudio comparativo entre control PID y Difuso. Congreso Nacional de Instrumentación SOMI XV. México D. F. 1999.
- [2] A. Creus. "Medición de Nivel" en Instrumentación Industrial. 8ava. edición. México, Alfaomega Grupo Editorial, 2010.
- [3] E. Tacconi, R. Mantz, J. Solsona, P. Puleston. Controladores Basados en Estrategias PID. LEICI, Facultad de Ingeniería, UNLP. 2005.
- [4] A. V. Patel, "Transformation Functions for Trapezoidal Membership Functions", International Journal of Computational Cognition <http://www.YangSky.com/yangijcc.htm> Volume 2, Number 3, Pages 115–135, September 2004.
- [5] M. Ousslaah, Hung T. Nguyen, Vladik Kreinovich. "A new derivation of centroide defuzzification".
- [6] Ljung, Lennart, System Identification Theory for the User, Segunda Edición, Prentice Hall PTR, 1999.
- [7] J. Jantzen, H. Verbruggen, J.-J. Ostergaard. "Fuzzy control in the process industry: common practice and challenging perspectives".
- [8] "Catálogo SINAMICS G110", Siemens, 2003, Disponible en [www.automation.siemens.com/sd/sinamicsg110/html\\_76/support.htm](http://www.automation.siemens.com/sd/sinamicsg110/html_76/support.htm).
- [9] System Identification Toolkit User Manual, National Instrument, 2004
- [10] P. Ponce-Cruz, F. D. Ramirez-Figueroa; Intelligent Control Systems with LabVIEW; Springer London Dordrecht Heidelberg New York 2010.
- [11] Hao Ying. "The simplest fuzzy controllers using different inference methods are different nonlinear proportional-integral controllers with variable gains". Automática, vol 29 N° 6, pp. 1579-1589. 1993.
- [12] H. T. Nguyen, Nadipuram R. Prasad, Carol L. Walker, Elbert A. Walker; A First Course in FUZZY and NEURAL CONTRAL; Chapman & HALL/CRC; 2003.
- [13] Kevin M. Passino, Stephen Yurkovich; Fuzzy Control, ADDISON-WESLEY 1998.
- [14] System Identification Toolkit User Manual; NATIONAL INSTRUMENTS; September 2004 Edition
- [15] "Control Design Toolkit User Manual", LabVIEW, National Instruments, 2006.

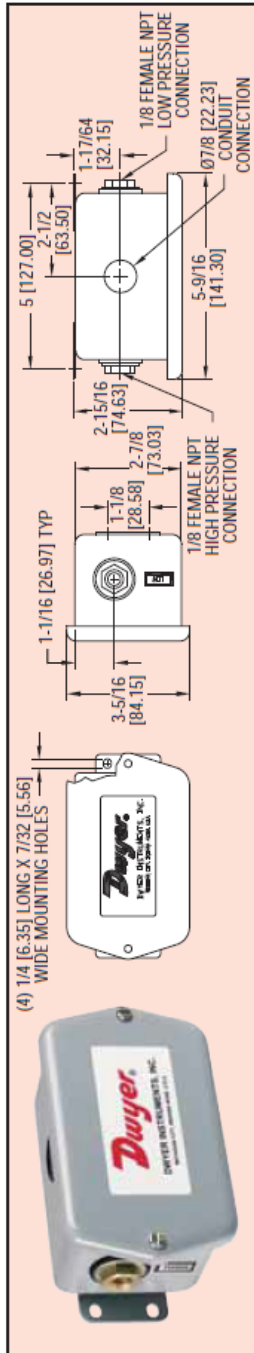
- [16] "Simulation Module User Manual", LabVIEW, National Instruments, 2004.
- [17] "PID Control Toolkit User Manual", LabVIEW, National Instruments, 2006.
- [18] Katsuhiko Ogata, System Dynamics, 4th Edition., Minnesota: Pearson Education, Inc., 2004.
- [21] V. Mazzone; "Controladores PID", Artículo Técnico, Universidad Nacional de Quilmes, Departamento de Automatización y Control Industrial, 2002.
- [22] R. Dorf; Sistemas Modernos de Control Teoría y Práctica, Cuarta Edición, Addison-Wesley Iberoamericana, 1989.
- [23] Goodwin, G.C., Graebe, S.F. y Salgado, M.E. , Control Design Systems, Segunda Edición, Prentice Hall, 2001
- [24] C. Smith y A. Corripio, Control Automático de Procesos Teoría y Práctica, Primera Edición, Editorial Limusa, 1991.
- [25] L.A.Zadeh, "Fuzzy Sets", Information and Control, vol.8, pp 338-353, 1965.

## **ANEXOS**

ANEXO 1

Datasheet de Transmisor de Presión Diferencial (Para baja presión)

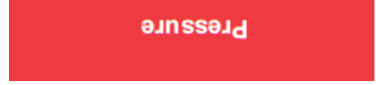
Series 647 **Wet/Wet Differential Pressure Transmitter**  
 Ranges from 0 to 1" w.c., ±1.0% Accuracy, NEMA 4 Enclosure, 2-Wire **CE**



**Monitor differential pressure** in air/liquid flow systems, HVAC automation, pneumatic systems and process control with the Series 647 Wet/Wet Differential Pressure Transmitter. Units are temperature compensated and provide a 4 to 20 mA output signal which can be interfaced with chart recorders, data loggers and computerized monitoring and control systems.

- SPECIFICATIONS**
- Service:** Compatible gases or liquids on both pressure and reference sides.
  - Wetted Materials:** Brass, vinyl, glass-filled polyester, silicon, and fluorosilicone.
  - Accuracy:** ±1.0% FS.
  - Stability:** ±1.5% FS output/year.
  - Temperature Limits:** 32 to 122°F (0 to 50°C).
  - Pressure Limits:** Ranges 1" w.c. to 5 psi; 20 psi, 15 psi range: 45 psi, 30 psi range: 60 psi.
  - Thermal Effects:** Zero: ±0.05% FS/°F; Span: ±0.05% rdg/°F.
  - Power Requirements:** 18 to 30 VDC.
  - Output Signal:** 4 to 20 mA, 2-wire.
  - Zero and Span Adjustments:** Adjustable, ±10%.
  - Loop Resistance:** 400Ω @ 18 VDC, 600Ω @ 24 VDC, 1000Ω @ 30 VDC.
  - Electrical Connection:** Screw terminals, reverse polarity protected.
  - Process Connections:** Two 1/8" female NPT.
  - Housing:** Gasketed steel epoxy painted, NEMA 4 (IP66).
  - Weight:** 14 oz (397 g).
  - Agency Approvals:** CE.

Model	Range	Model	Range
647-0	0 to 1" w.c.	647-5	0 to 1 psid
647-1	0 to 3" w.c.	647-6	0 to 5 psid
647-2	0 to 25" w.c.	647-7	0 to 15 psid
647-3	0 to 5" w.c.	647-8	0 to 30 psid
647-4	0 to 10" w.c.		



## ANEXO 2

## Variador de Frecuencia SINAMIC G110

## 2.1 Datos técnicos

1 AC 200 - 240 V  $\pm$  10 %, 47 - 63 Hz

Referencia 6SL3211-	0AB 0KB	11-2xy0*	12-5xy0*	13xy0*	15xy0*	17xy0*	21-1xy0*	21-5xy0*	22-2xy0*	23-0xy0*
		11-2xy0*	12-5xy0*	13xy0*	15xy0*	17xy0*	-	-	-	-
Tamaño constructivo		A				B		C		
Potencia nominal	kW hp	0,12 0,16	0,25 0,33	0,37 0,5	0,55 0,75	0,75 1,0	1,1 1,5	1,5 2,0	2,2 3,0	3,0 4,0
Corriente de salida (temp. ambiente ad.)	A	0.9 (50 °C)	1.7 (50 °C)	2.3 (50 °C)	3.2 (50 °C)	3.9 (40 °C)	6.0 (50 °C)	7.8 (40 °C)	11.0 (50 °C)	13.6 (40 °C)
Corriente de entrada (230 V)	A	2.3	4.5	6.2	7.7	10.0	14.7	19.7	27.2	32.0
Fusible recomendado	A 3NA	10 3803	10 3803	10 3803	10 3803	16 3805	20 3807	25 3810	35 3814	50 3820
Cable de entrada	mm <sup>2</sup> AWG	1,0 - 2,5 16 - 12	1,0 - 2,5 16 - 12	1,0 - 2,5 16 - 12	1,0 - 2,5 16 - 12	1,5 - 2,5 14 - 12	2,5 - 6,0 12 - 10	2,5 - 6,0 12 - 10	4,0 - 10 11 - 8	6,0 - 10 10 - 8
Cable de salida	mm <sup>2</sup> AWG	1,0 - 2,5 16 - 12	1,0 - 2,5 16 - 12	1,0 - 2,5 16 - 12	1,0 - 2,5 16 - 12	1,0 - 2,5 16 - 12	1,5 - 6,0 14 - 10	1,5 - 6,0 14 - 10	2,5 - 10 12 - 8	2,5 - 10 12 - 8
Para de apriete conexiones de potencia	Nm (lbf.in)	0.96 (8.50)				1.50 (13.30)		2.25 (19.91)		

\*→La última cifra de la referencia depende de cambios en el software y hardware

x = A/B → Con filtro integrado  
x = U → Sin filtroy = A → Variante analógica  
y = B → Variante USS

## 2.2 Conexiones de red y del motor

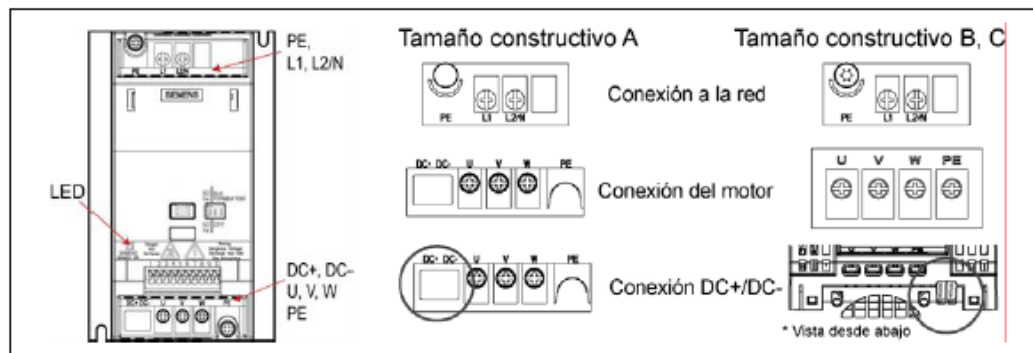


Figura 2-1 Bornes de red y del motor

## 2.3 Bornes

Borne	Significado	Funciones
1	DOUT-	Salida digital (-)
2	DOUT+	Salida digital (+)
3	DIN0	Entrada digital 0
4	DIN1	Entrada digital 1
5	DIN2	Entrada digital 2
6	-	Salida +24 V / máx. 50 mA
7	-	Salida 0 V
Variante		<b>Analógica</b> <b>USS</b>
8	-	Salida +10 V      RS485 P+
9	ADC1	Entrada analógica      RS485 N-
10	-	Salida 0 V

ANEXO 3

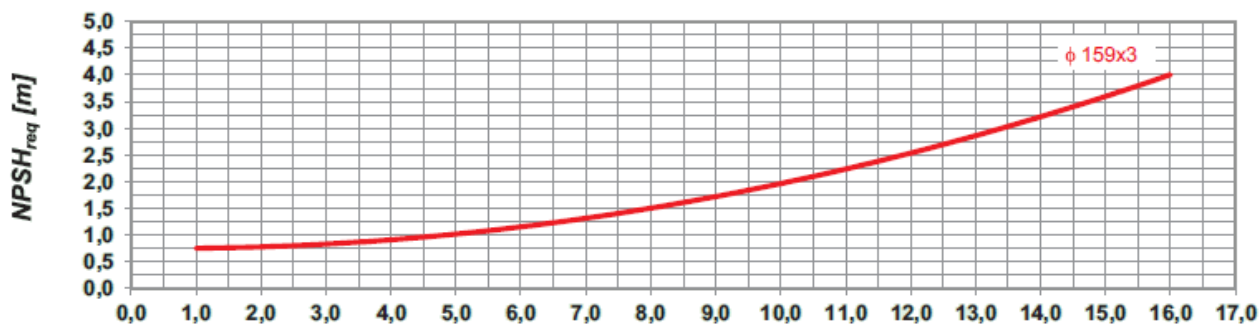
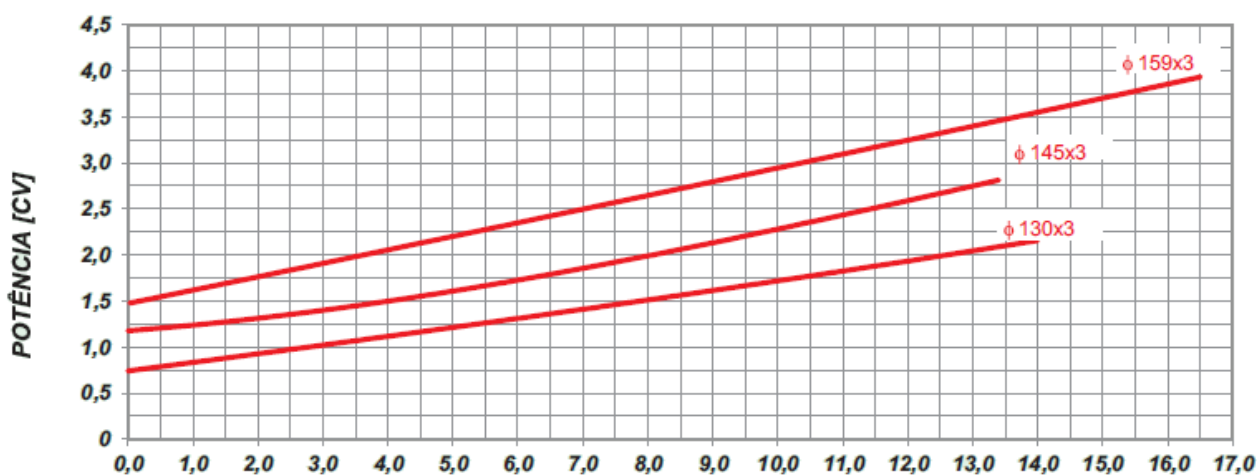
BOMBA CENTRIFUGA TH-16AL

**A** Bombas com alongamento e intermediário

3500 RPM - 60 Hz

MODELO	CV	ESTÁGIO	ROTOR (mm)	SUÇÃO BSP	REGALQUE BSP	ALTURA MANOMÉTRICA TOTAL EM METROS (mc.á.)																			ALTURA MÁXIMA																										
						10	12	14	16	18	20	22	24	26	28	30	32	34	36	38	40	42	44	46		48	50	52	54	56	58																				
VAZÃO - METROS CÚBICOS POR HORA																																																			
TH-16 S / THA-16 S	2	1	130x3	1½"	1"	14,3	12,9	11,5	10,5	8,9	6,9	5,2	2,6	0,0																																		26,3			
TH-16 S / THA-16 S	3	1	145x3	1½"	1"		13,4	12,3	11,0	9,8	8,6	7,3	5,7	3,4	0,8	0,0																																		28,6	
TH-16 S / THA-16 S	3	1	159x3	1½"	1"									11,7	10,0	8,0	5,5	3,0	0,9	0,0																													37,5		
**THA-16 S	4	1	159x3	1½"	1"					16,4	15,5	14,5	13,3	11,7	10,0	8,0	5,5	3,0	0,9	0,0																															37,5

\*\*OBS: Apenas montagem THA-16 (com intermediário e eixo alongamento) / Não monta na opção de motorização Magnum;



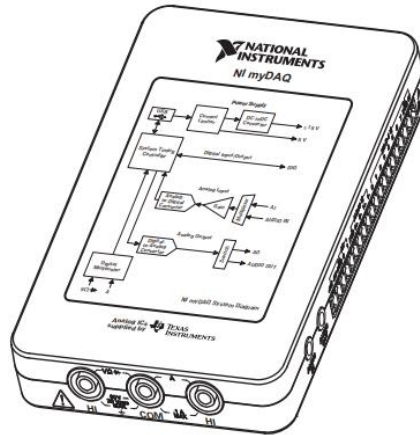
Obs.: Considerar até 2,5mm o diâmetro dos sólidos (não fibrosos) em suspensão na proporção máxima de 10% do volume.



ANEXO 4

TARJETA DE ADQUISICION DE DATOS MyDAQ

Figure 1. NI myDAQ



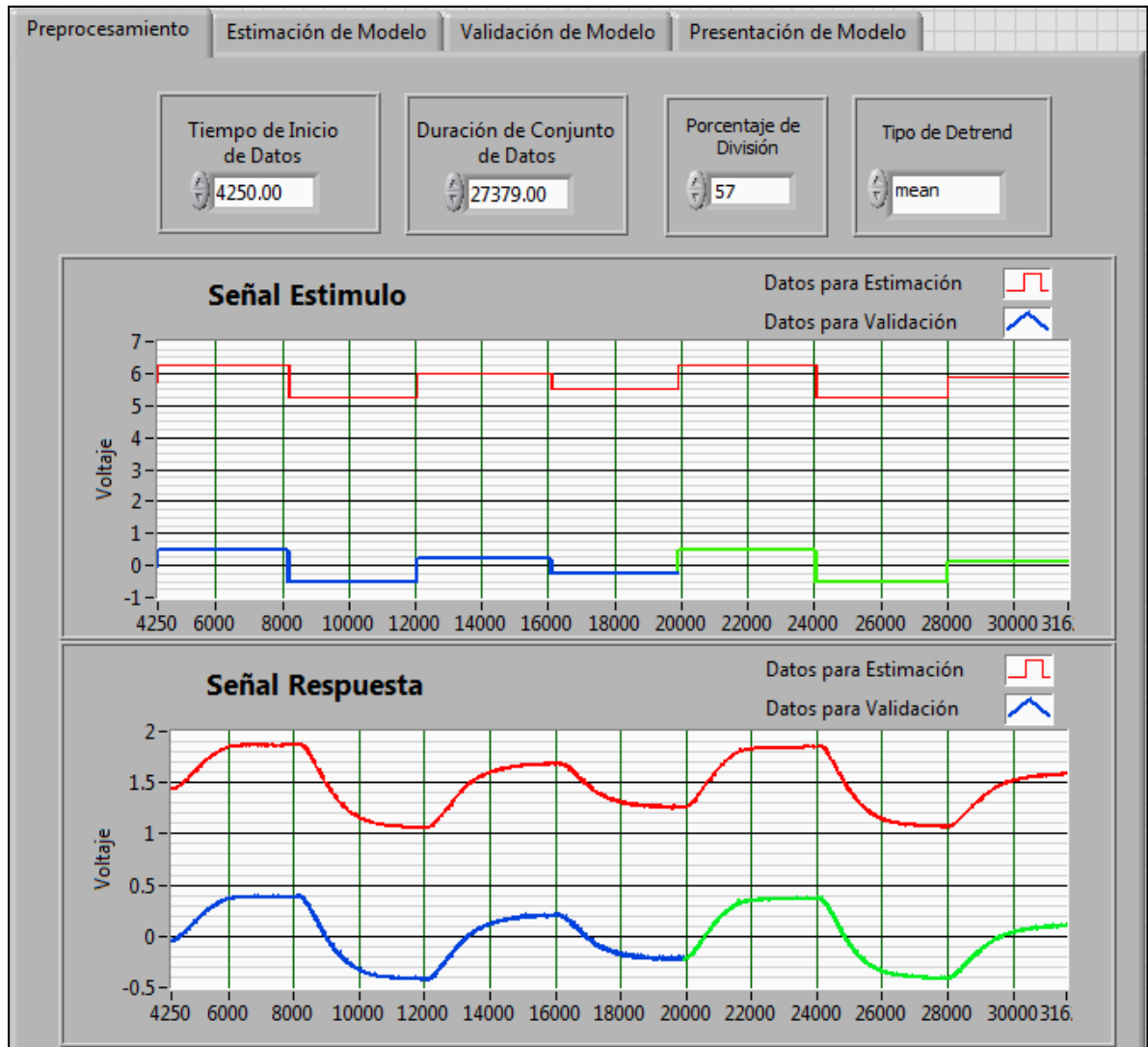
Analog Input

- Number of channels ..... 2 differential or 1 stereo audio input
- ADC resolution ..... 16 bits
- Maximum sampling rate ..... 200 kS/s
- Timing accuracy ..... 100 ppm of sample rate
- Timing resolution ..... 10 ns
- Range
  - Analog input ..... ±10 V, ±2 V, DC-coupled
  - Audio input ..... ±2 V, AC-coupled
- Passband (-3 dB)
  - Analog input ..... DC to 400 kHz
  - Audio input ..... 1.5 Hz to 400 kHz
- Connector type
  - Analog input ..... Screw terminals
  - Audio input ..... 3.5 mm stereo jack
- Input type (audio input) ..... Line-in or microphone
- Microphone excitation (audio input) ..... 5.25 V through 10 kΩ
- Absolute accuracy

Nominal Range		Typical at 23 °C (mV)	Maximum (18 to 28 °C) (mV)
Positive Full Scale	Negative Full Scale		
10	-10	22.8	38.9
2	-2	4.9	8.6

## ANEXO 5

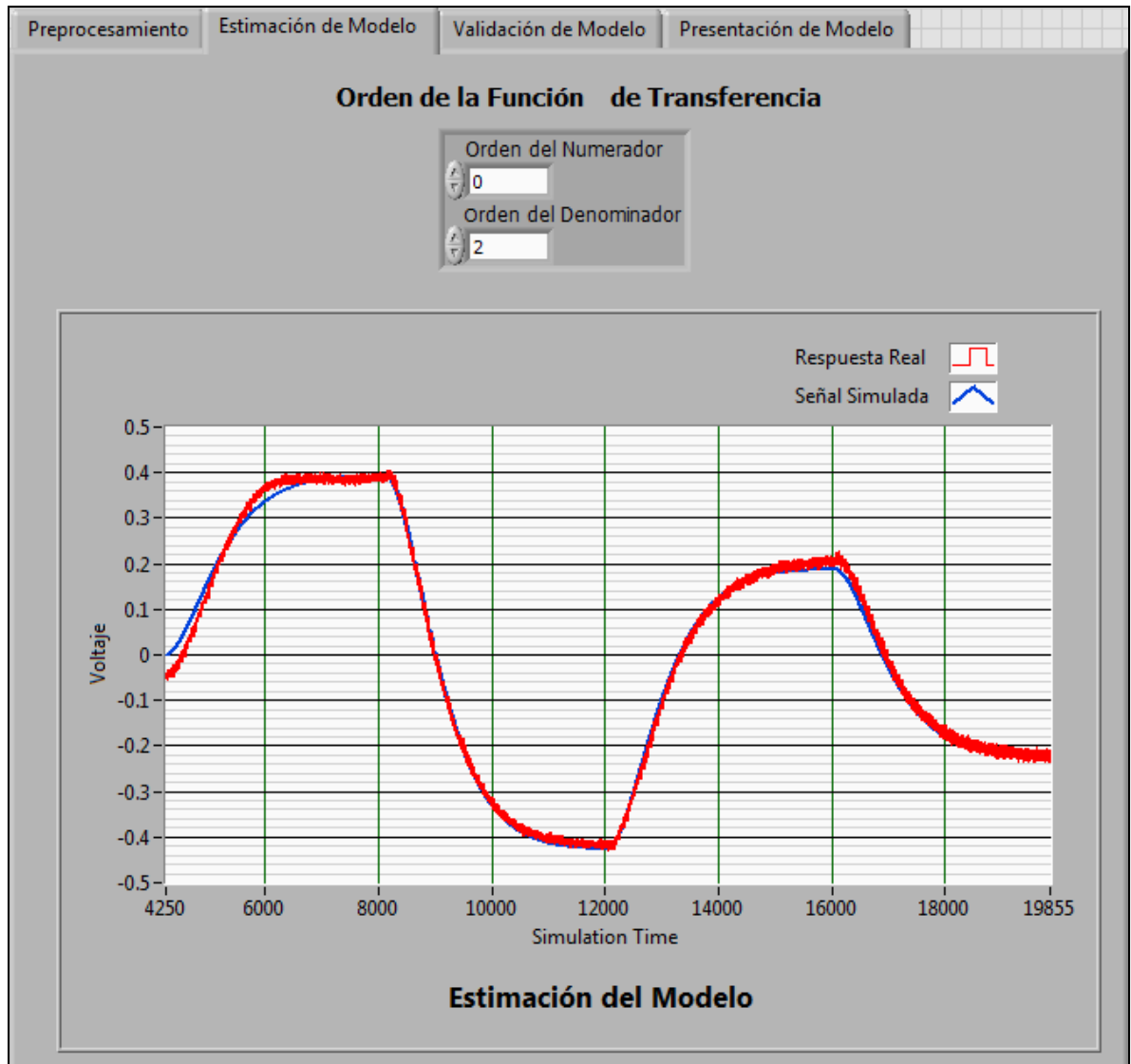
## VI para la Identificación del modelo de nuestra planta



Pantalla frontal de Preprocesamiento de datos

## ANEXO 5

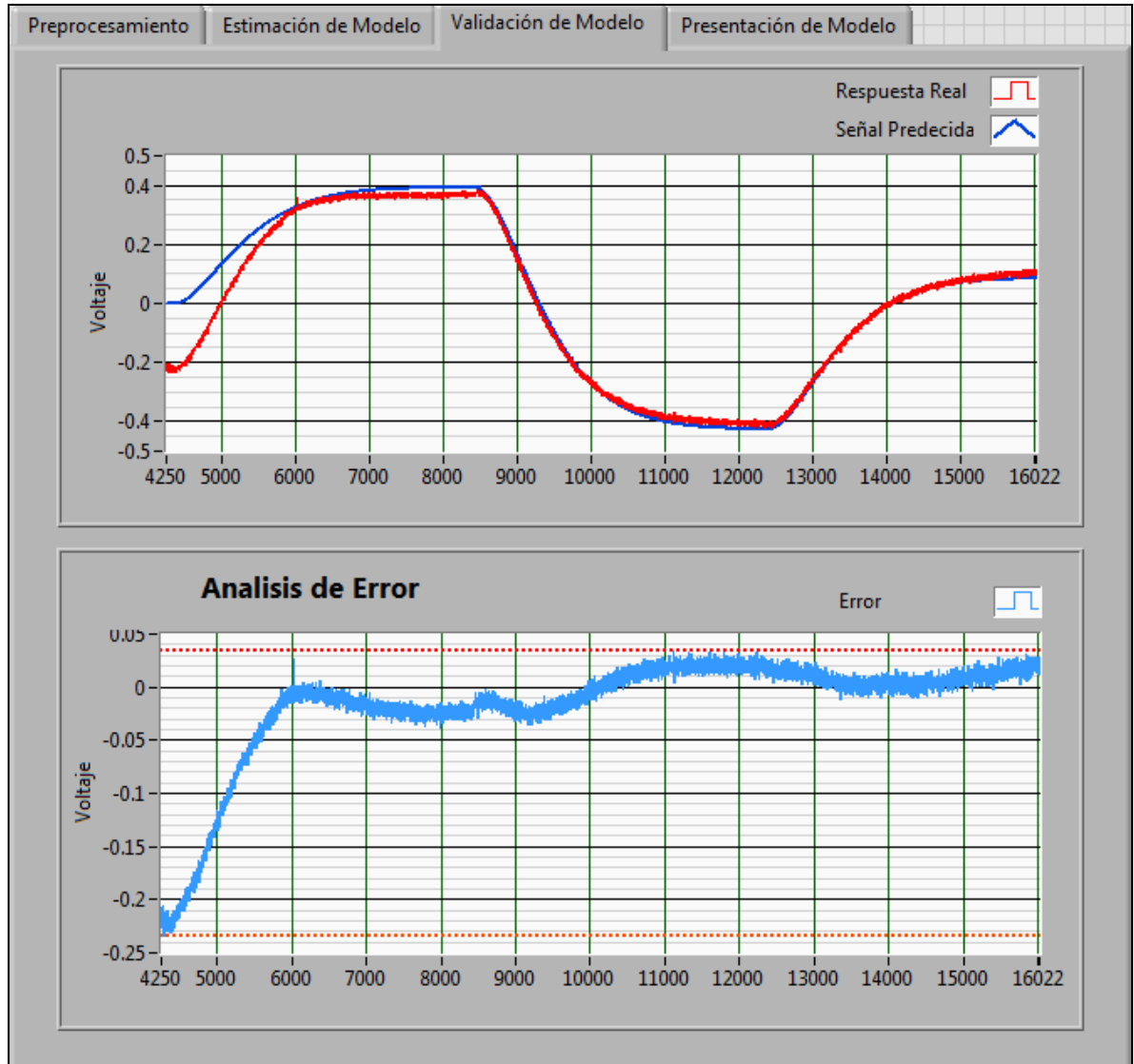
## VI para la Identificación del modelo de nuestra planta



Pantalla frontal de Estimación del modelo

## ANEXO 5

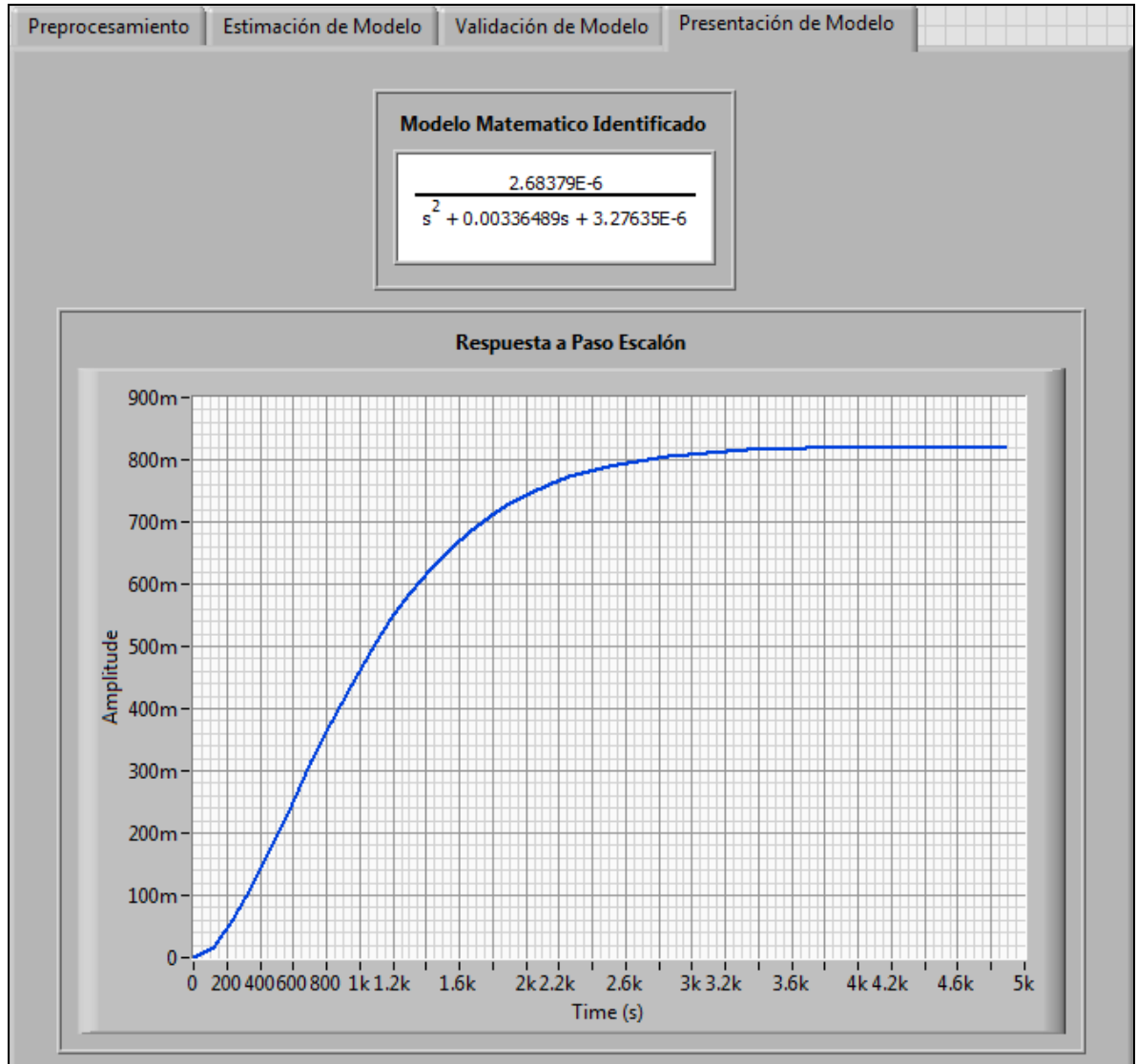
## VI para la Identificación del modelo de nuestra planta



Pantalla frontal de Validación del modelo

## ANEXO 5

## VI para la Identificación del modelo de nuestra planta



Pantalla frontal de presentación del modelo

ANEXO 5

VI para la Identificación del modelo de nuestra planta

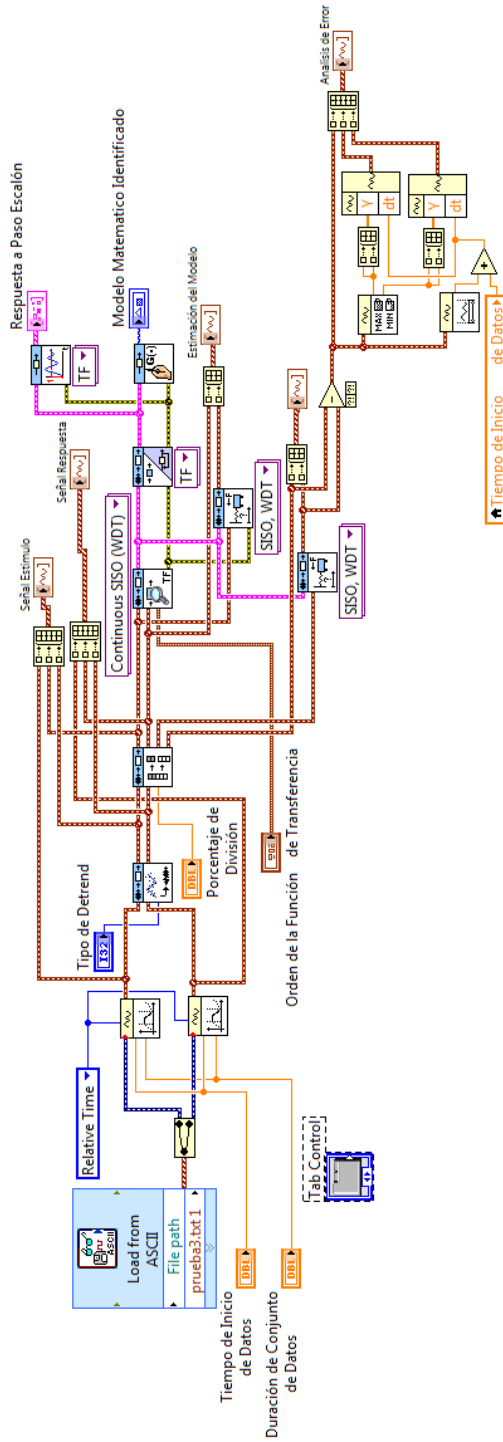
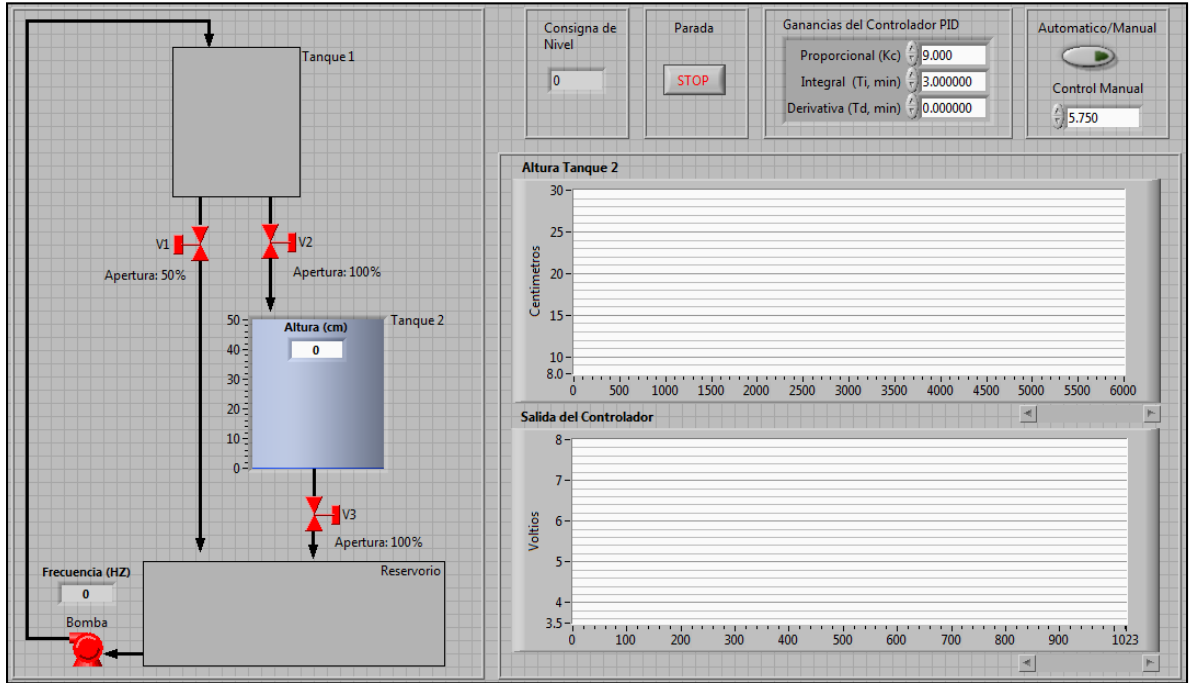


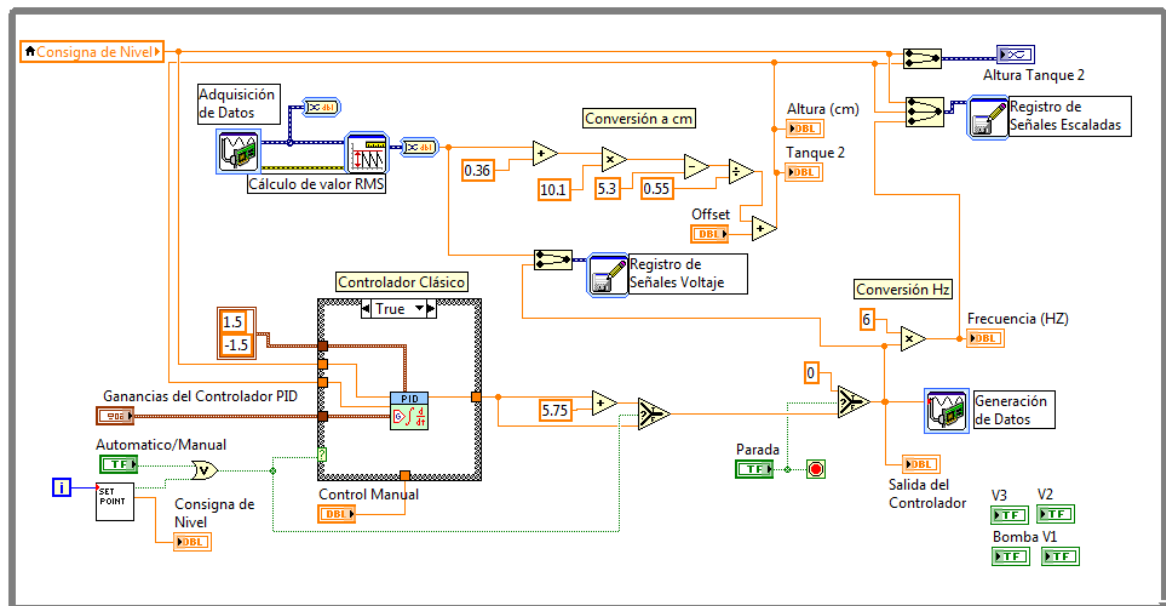
Diagrama de bloques del SI.VI

ANEXO 6

VI para ejecución del Controlador PI en la planta real



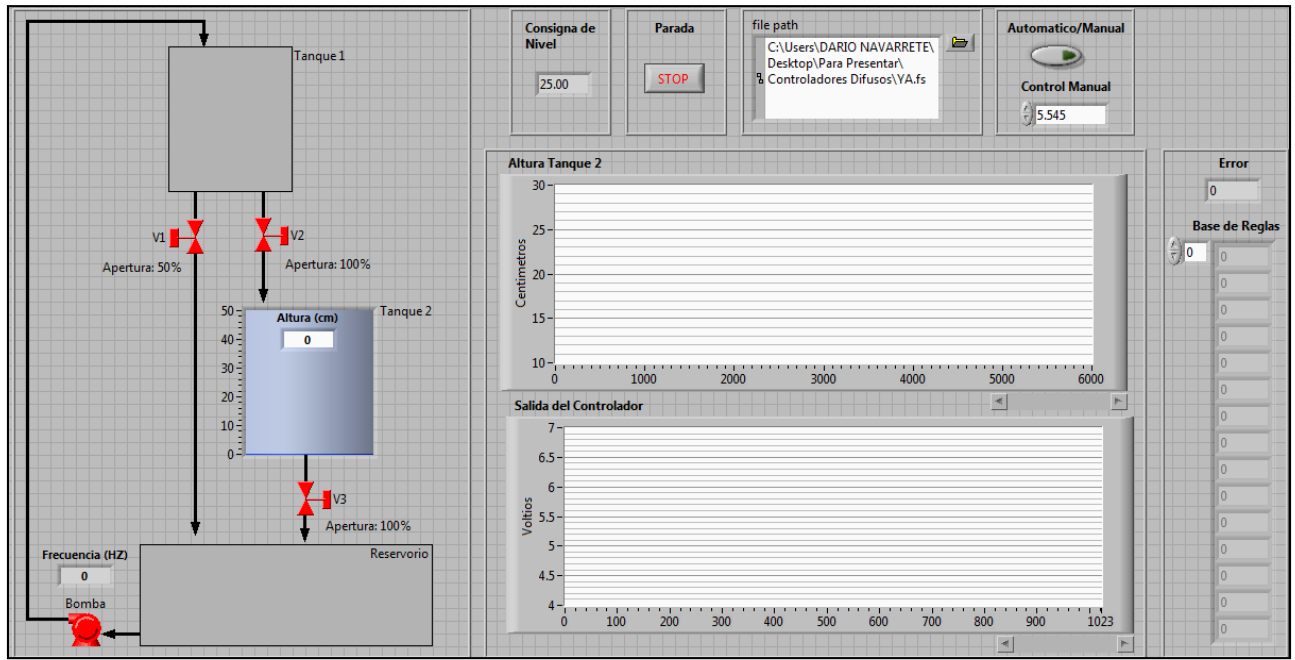
Control\_PI.VI - Panel frontal



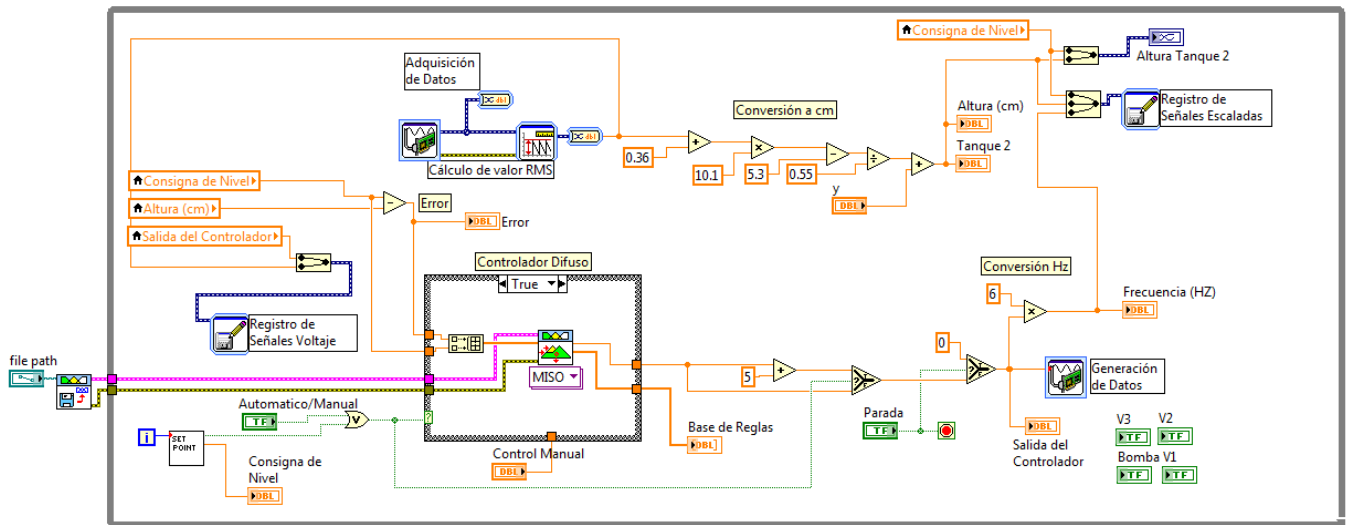
Control\_PI.VI - Diagrama de Bloques

ANEXO 7

VI para ejecución del Controlador Difuso en la planta real



Control\_Fuzzy.VI - Panel frontal

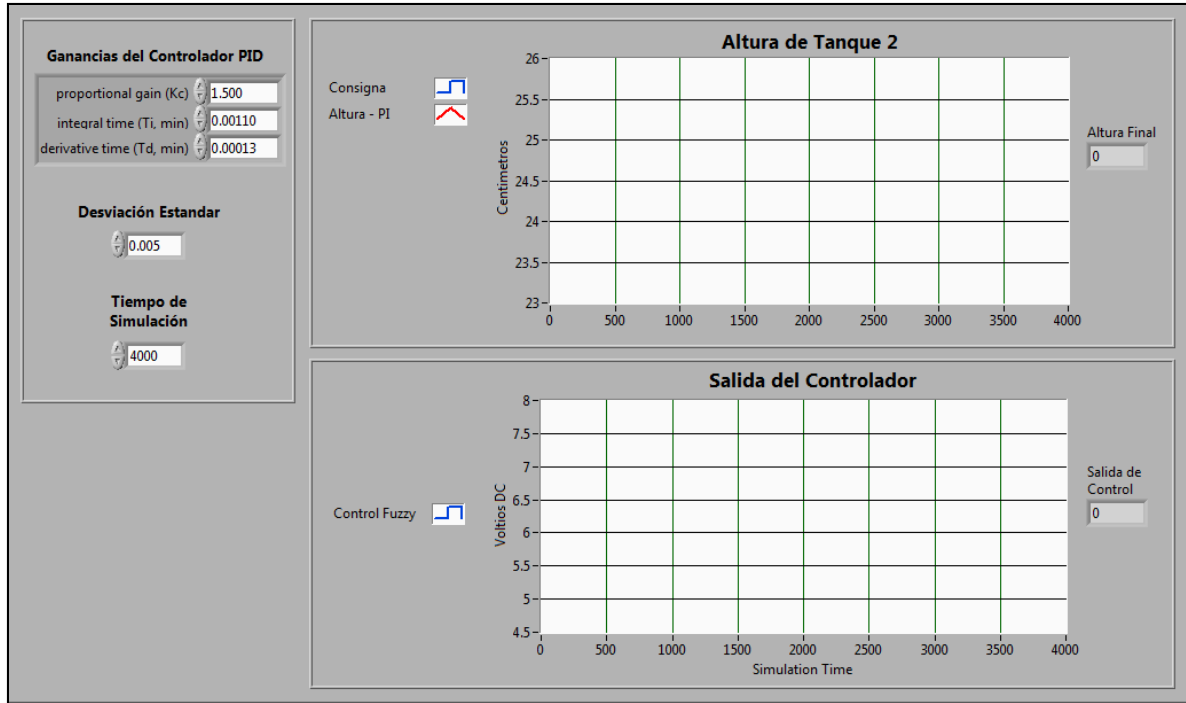


Control\_PI.VI - Diagrama de Bloques

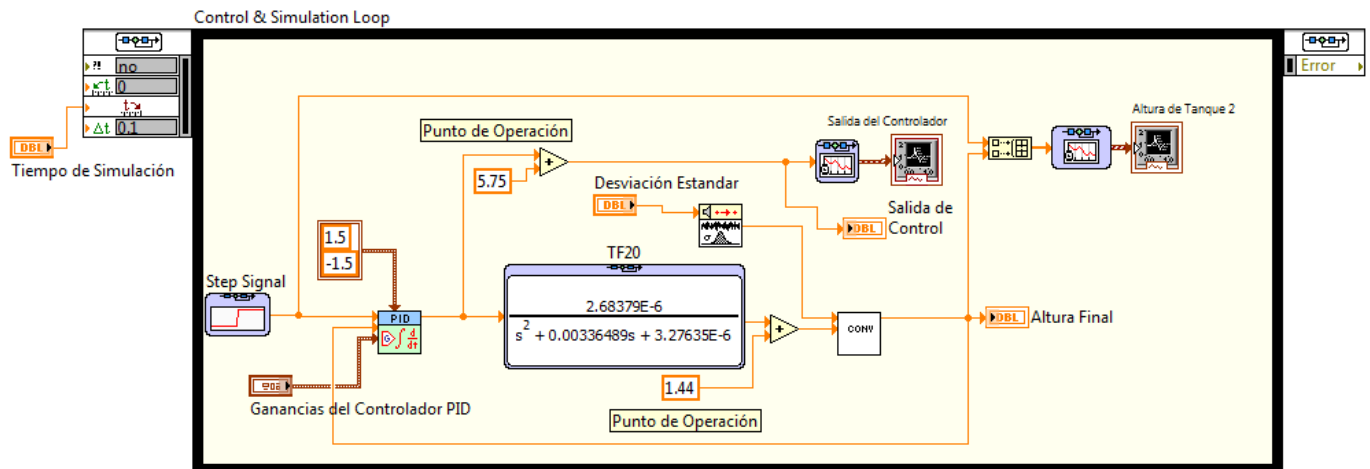


ANEXO 8

VI para Diseño y Simulación del Controlador PI en el modelo de la Planta



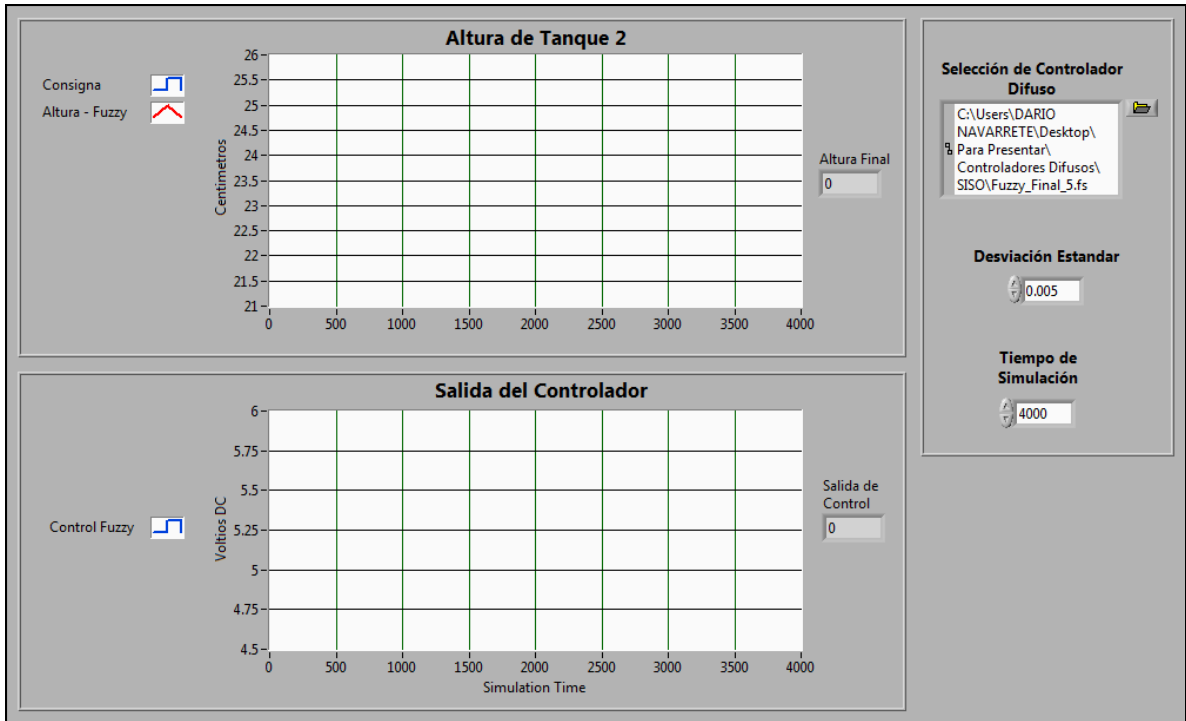
Sim\_PI.VI - Panel frontal



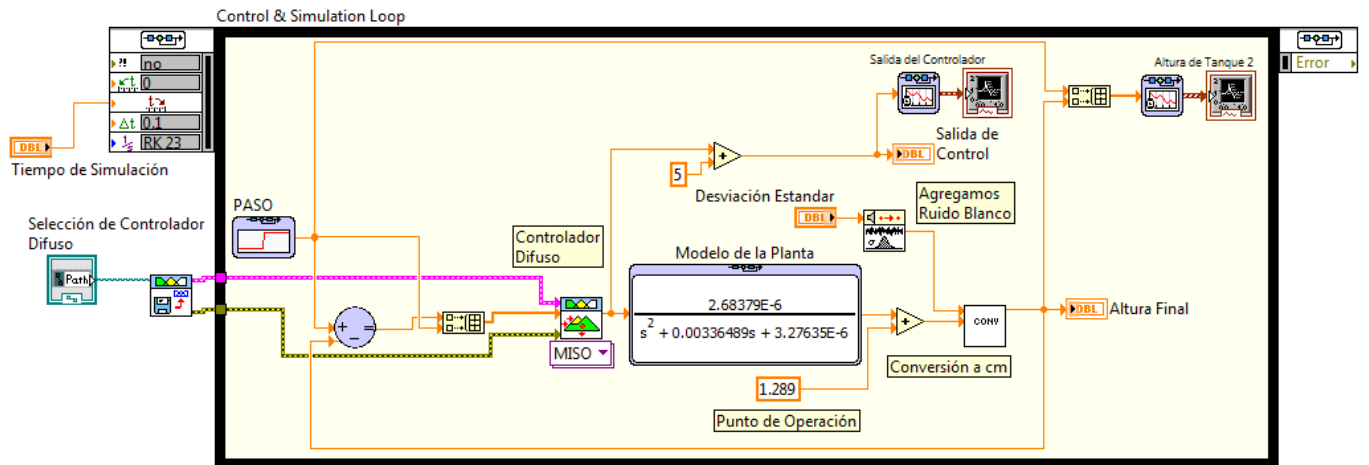
Sim\_PI.VI - Diagrama de Bloques

ANEXO 9

VI para Diseño y Simulación del Controlador PI en el modelo de la Planta



Fuzzy\_Sim.VI - Panel frontal



Fuzzy\_Sim.VI - Diagrama de Bloques

## ANEXO 10

## Imágenes de la Planta de Control de Nivel



## ANEXO 10

## Imágenes de la Planta de Control de Nivel



## ANEXO 10

## Imágenes de la Planta de Control de Nivel

