

# Universidad Católica de Santa María

## Facultad de Ciencias e Ingenierías Físicas y Formales

### Escuela Profesional de Ingeniería Electrónica



#### ANÁLISIS COMPARATIVO DE CONTROL PID Y LÓGICA DIFUSA COMO TÉCNICAS DE CONTROL EN UN PROCESO DE NIVEL DE UN TANQUE DE RECUPERACIÓN DE AGUA DE UNA PLANTA MINERA

Tesis presentada por el Bachiller:

**Fernández Ortiz, Álvaro Martín**

Para optar el Título Profesional de:

**Ingeniero Electrónico**

Asesor:

**Ing. Delgado Barra, Lucy**

**Arequipa- Perú**

**2019**

UNIVERSIDAD CATOLICA DE SANTA MARIA  
URB. SAN JOSE 5N - UMACOLLO



**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA ELECTRÓNICA**

**INFORME DICTAMEN DE BORRADOR DE TESIS**

Los que suscriben:

Ing Lucy Delgado Barra

Ing Henry Zegarra Gago

Dictaminadores del Borrador de Tesis titulado:

Análisis Comparativo de Control PID y Lógica Difusa  
como Técnicas de Control en un Proceso de Nivel de  
un Tanque de Recuperación de Agua de una Planta  
Minera

Nombrados con Decreto Nro.: 009-DEPPE 2018, de fecha: 10/12/2018

Presentado por el (la) los Bachiller (es):

3. Alvaro Fernandez Ortiz

4. \_\_\_\_\_

Cumplen con emitir su Dictamen:

- No registra observaciones, es procedente
- Registra observaciones que deben ser subsanadas (ver hoja adjunta)

Arequipa, 13-12-18

Lucy Delgado Barra

Lucy Delgado Barra

Código Nro.: 1546

Henry Zegarra Gago

Henry Zegarra Gago

Código Nro.: 2961

## DEDICATORIA

*Al creador:*

*Que me brindó la vida, salud y cualidades para realizar el presente trabajo y que nos brinda la naturaleza como fuente incesante de inspiración.*

*A mi país:*

*Que sobre su tierra me formé y desarrollé. Espero retribuir con mi trabajo todas las oportunidades concedidas y por conceder.*

*A mis padres, familiares y allegados:*

*Por su incansable apoyo, amor y confianza. Enorgullecerlos es mi mayor satisfacción.*

*Álvaro Martín Fernández Ortiz*

## INTRODUCCIÓN

El uso de técnicas de control clásico como es el control PID de ganancia fija, en algunos casos resulta ser una buena alternativa para controlar procesos dinámicos; ya que proporcionan tiempos de respuesta rápidos. Sin embargo, entre mayor es la precisión requerida en el sistema, el ajuste de este tipo de control es más difícil ya que son bastante susceptibles a las señales de ruido y perturbaciones, por lo que son reajustados cada vez que se necesiten; y en ocasiones introducen oscilaciones cuando se presentan retardos en el proceso.

Cuando la dinámica de los sistemas o procesos a controlar es no lineal, el controlador tiene que tener la capacidad de compensar esta no-linealidad, la cual difícilmente puede ser caracterizada por una ecuación, por lo que en la mayoría de los casos es tratada de manera subjetiva por el operador del proceso. Esta subjetividad tiene fuertes implicaciones para poder modelar este tipo de sistemas a través de la lógica difusa.

La implementación de controladores basados en lógica difusa es motivada por su habilidad para capturar estrategias cualitativas de control y su capacidad de implementar un comportamiento de control altamente flexible, esta característica puede lograr que un sistema pueda ajustarse a condiciones cambiantes que son muchas veces imposibles de predecir.

## RESUMEN

Actualmente los controladores PID son la estrategia de control más utilizada en la industria, debido a su aceptable desempeño en la mayoría de aplicaciones del ámbito industrial. Sin embargo, existen algunas aplicaciones que por características no lineales o exigencias específicas que demanda el producto final, se necesita un tipo de control más elaborado, con características que se adapten a la aplicación y de simple implementación y manejo. Implementar un control usando lógica difusa es una muy buena opción, ya que el algoritmo de control se basa en emular el pensamiento humano. El principal objetivo del presente estudio es establecer un análisis comparativo entre un controlador PID y un controlador difuso aplicado a la simulación de un proceso de nivel de un tanque de transferencia del área de manejo de relaves y recuperación de agua de una planta minera. Los resultados se cuantifican mediante el uso de indicadores clave de desempeño (KPI), que brindan valores numéricos, medibles y monitoreables para determinar objetivamente qué controlador presenta un mejor desempeño en la aplicación establecida.

Palabras clave: Controlador PID / controlador difuso / comparativo / KPI.

## ABSTRACT

Nowadays PID controllers are the most used control strategy in industry, due to its acceptable performance at most applications in the industrial environment, however, there are some applications that because of its nonlinear features or specific requirements that the final product demands, a more developed type of control which features fits the application, simple implementation and management. Implementing a control using fuzzy logic is a very good option, since the control algorithm is based on emulating human thinking. The main objective of this study is to establish a comparative analysis between a PID controller and a fuzzy logic controller applied to a simulated transfer tank level process in the tailings management and water reclaim area of a mining plant. The results are quantified using key performance indicators (KPI), which provide numerical, measurable and monitorable values to determine objectively which controller presents a better performance in the established application.

Key words: PID controller / fuzzy logic controller / comparative / KPI.

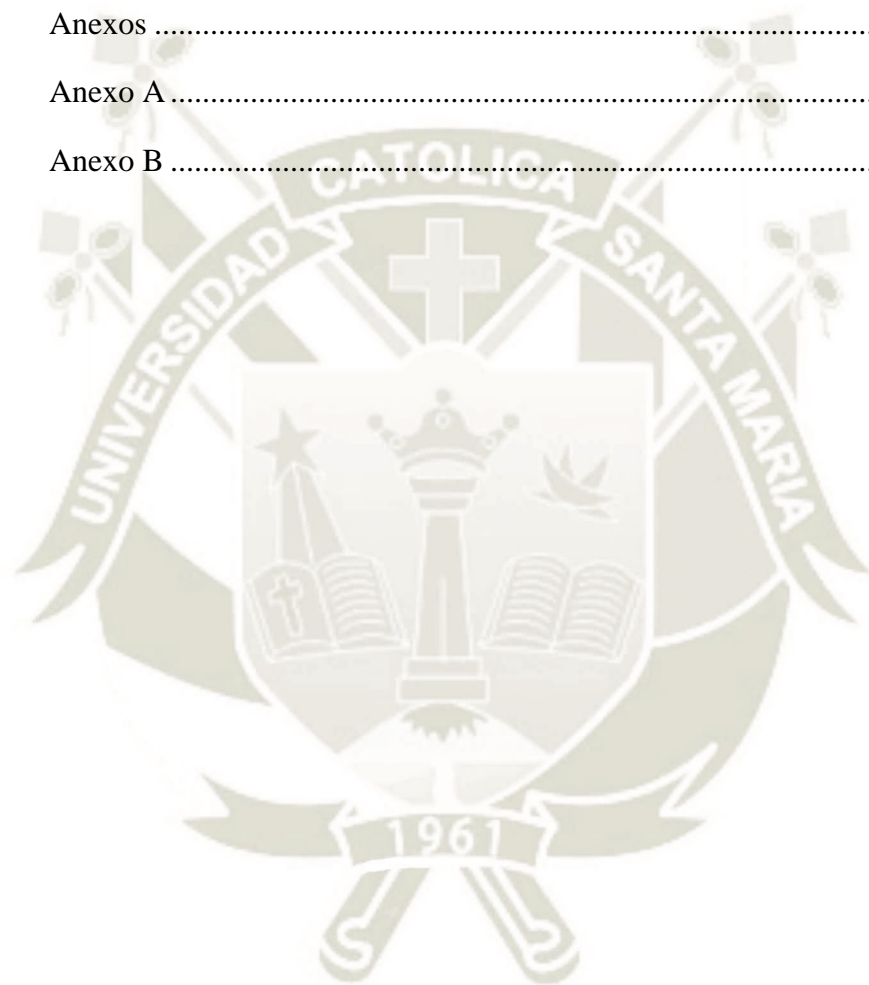
## ÍNDICE

Dedicatoria	
Introducción	
Resumen	
Abstract	
Capítulo I Planteamiento de la investigación.....	1
1.1 Fundamentación.....	1
1.2 Motivaciones.....	2
1.3 Antecedentes.....	2
1.4 Justificaciones.....	4
1.5 Hipótesis.....	5
1.6 Objetivos generales y específicos.....	5
1.6.1 Objetivo general.....	5
1.6.2 Objetivos específicos.....	5
1.7 Alcances y limitaciones.....	6
1.8 Metodología.....	6
Capítulo II Marco teórico.....	8
2.1 Conceptos básicos.....	8
2.1.1 Proceso industrial.....	8
2.1.2 Control automático.....	10
2.1.3 Sistema de control automático.....	10
2.1.4 Análisis de sistemas.....	15
2.1.5 Control de procesos industriales.....	19
2.2 Identificación de sistemas.....	27
2.2.1 Modelamiento matemático.....	28

2.2.2	Modelamiento experimental.....	29
2.2.3	Modelamiento asistido por software especializado.....	31
2.3	Estrategias de control .....	32
2.3.1	Estrategias de control convencional .....	32
2.3.2	Estrategias de control avanzado .....	49
2.4	Indicadores de rendimiento .....	62
2.4.1	Indicadores clave de rendimiento.....	63
Capítulo III Descripción del proceso y modelamiento matemático.....		65
3.1	Descripción del proceso .....	65
3.1.1	Filosofía de control.....	68
3.2	Especificaciones técnicas .....	70
3.3	Características de los equipos e instrumentos.....	72
3.3.1	Tanque de transferencia.....	72
3.3.2	Bomba de transferencia.....	73
3.3.3	Motor de bomba de transferencia.....	74
3.3.4	Sensor - transmisor de nivel.....	74
3.3.5	Válvula modulante .....	75
3.3.6	Posicionador de válvula.....	76
3.3.7	Tubería de entrada y salida.....	77
3.4	Identificación del sistema.....	77
3.4.1	Modelamiento matemático .....	77
3.4.2	Modelamiento experimental.....	86
Capítulo IV Diseño del sistema de control y supervisión.....		91
4.1	Especificaciones de diseño.....	91
4.1.1	Flujo agua requerido.....	91
4.1.2	Cálculo hidráulico .....	93

4.1.3	Especificaciones de instrumentación.....	98
4.2	Diseño de los KPI.....	103
4.2.1	Indicador de desempeño del lazo .....	103
4.2.2	Indicador de estabilidad del lazo .....	104
4.2.3	Diseño de los KPI en Matlab©.....	106
4.3	Diseño de los controladores .....	107
4.3.1	Diseño del controlador PID.....	107
4.3.2	Diseño del controlador difuso .....	110
4.4	Diseño del sistema en Simulink® .....	135
4.4.1	Generación de señal de referencia o set point variable .....	135
4.4.2	Generación de señal de referencia o set point estático .....	137
4.4.3	Modificación del control de la señal de referencia o set point .....	137
4.4.4	Señal de error.....	138
4.4.5	Controlador difuso.....	138
4.4.6	Controlador PID .....	138
4.4.7	Modificación del tipo de controlador .....	139
4.4.8	Válvula y flujo de entrada .....	140
4.4.9	Tanque y flujo de salida .....	141
4.4.10	Derivada del nivel .....	143
4.5	Diseño de la interfaz gráfica .....	143
4.5.1	Relación de subsistemas .....	143
4.5.2	Operación de la interfaz gráfica .....	145
Capítulo V	Simulación y evaluación comparativa.....	153
5.1	Simulación del sistema.....	153
5.1.1	Simulación con set point estático .....	154
5.1.2	Simulación con set point variable .....	167

5.2 Evaluación comparativa .....	172
5.2.1 Resumen comparativo .....	172
Conclusiones .....	185
Recomendaciones.....	188
Bibliografía .....	191
Anexos .....	199
Anexo A .....	200
Anexo B .....	207



## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Sistema de control de lazo abierto.....	11
Figura 2.2. Sistema de control de lazo cerrado.....	12
Figura 2.3. Diagrama de bloques de un sistema de datos muestreados.....	15
Figura 2.4. Señales típicas de prueba.....	15
Figura 2.5. Diagrama de la función de transferencia de un sistema $G(s)$ .....	16
Figura 2.6. Análisis de transitoria y estacionaria de un sistema.....	17
Figura 2.7. Arquitectura de un PLC.....	22
Figura 2.8. Arquitectura de un DCS (Experion PKS – Honeywell).....	23
Figura 2.9. Operador de campo ejerciendo control manual local.....	33
Figura 2.10. Operador de cuarto de control ejerciendo control manual remoto.....	33
Figura 2.11. Control On/Off de temperatura.....	34
Figura 2.12. Control On/Off de temperatura con histéresis.....	35
Figura 2.13. Control de relación de dos caudales.....	36
Figura 2.14. Diagrama de bloques del control feedforward.....	37
Figura 2.15. Diagrama de bloques de control PID y feedforward combinados.....	37
Figura 2.16. Sistema de control en lazo cerrado con control PID.....	38
Figura 2.17. Respuesta al escalón de un sistema de primer orden.....	41
Figura 2.18. Periodo de oscilación P.....	42
Figura 2.19. Datos importados al espacio de trabajo de Matlab©.....	44
Figura 2.20. Identificación de la planta desde PID Tuner.....	45
Figura 2.21. Importación de datos para una respuesta al escalón.....	45
Figura 2.22. Asignación de datos para respuesta al escalón.....	46
Figura 2.23. Datos medidos y respuesta del modelo.....	47
Figura 2.24. Función de transferencia de primer orden con retardo temporal.....	48
Figura 2.25. Ajuste de constantes y parámetros del controlador PID.....	49
Figura 2.26. Subconjuntos difusos para el conjunto velocidad.....	52
Figura 2.27. Formas de funciones de membresía.....	52
Figura 2.28. Operaciones lógicas difusas.....	53
Figura 2.29. Fuzzificación de una variable.....	54
Figura 2.30. Defuzzificación por centro de gravedad. $F=37.1$ .....	57
Figura 2.31. Defuzzificación por media del máximo. $F=50$ .....	57

Figura 2.32. Defuzzificación por máximo menor. $F=40$ .	57
Figura 2.33. Defuzzificación por máximo mayor. $F=60$ .	58
Figura 2.34. Defuzzificación por bisector de área. $F=44$ .	58
Figura 2.35. Fuzzificación de las entradas.	59
Figura 2.36. Aplicación del operador difuso.	59
Figura 2.37. Implicación del antecedente al consecuente.	60
Figura 2.38. Agregación de las salidas.	61
Figura 2.39. Defuzzificación de la salida agregada.	62
Figura 2.40. Proceso de un sistema de inferencia difusa.	62
Figura 3.1. Ubicación del proceso en estudio dentro de la planta.	67
Figura 3.2 Diagrama de tuberías e instrumentación del proceso.	69
Figura 3.3. Tanque de transferencia TK-002.	72
Figura 3.4. Bomba de transferencia PP-001.	73
Figura 3.5. Motor de bomba de transferencia PP-001-M.	74
Figura 3.6. Sensor – transmisor de nivel LIT-001.	75
Figura 3.7. Válvula modulante LV-001.	76
Figura 3.8. Posicionador de válvula modulante LV-001-A.	77
Figura 3.9. Comportamiento del nivel del tanque.	78
Figura 3.10. Representación gráfica de la ecuación de $h(t)$ .	79
Figura 3.11. Comportamiento de la válvula.	79
Figura 3.12. Representación gráfica de la ecuación de $q_i(t)$ .	80
Figura 3.13. Representación gráfica del sistema completo.	81
Figura 3.14. Altura $H_e$ en función de $X_v$ .	84
Figura 3.15. Datos cargados al espacio de trabajo de Matlab©.	87
Figura 3.16. Parámetros correspondientes a la señal de excitación.	87
Figura 3.17. Ajuste de autoestimación de PID Tuner.	88
Figura 3.18. Planta identificada con los valores de $K$ y $T_1$ .	89
Figura 3.19. Comparación de respuesta a escalón de ambos modelos.	90
Figura 4.1. Curvas características de la bomba seleccionada.	97
Figura 4.2. Instalación del sensor de nivel.	102
Figura 4.3. Constantes cambios de SP alteran LPI.	104
Figura 4.4. Control de un proceso usando límites de control.	105

Figura 4.5. Registro de datos de la gráfica de Simulink® hacia Matlab®. ....	106
Figura 4.6. Respuesta del sistema con $K_P = 2$ , $K_I = 0$ y $K_D = 0$ . ....	108
Figura 4.7. Respuesta del sistema con $K_P = 2$ , $K_I = 0.1$ y $K_D = 0$ . ....	108
Figura 4.8. Respuesta del sistema con $K_P = 2$ , $K_I = 0.1$ y $K_D = 0.5$ . ....	109
Figura 4.9. Respuesta del sistema con $K_P = 2$ , $K_I = 0.01$ y $K_D = 1$ . ....	109
Figura 4.10. Características generales del controlador difuso. ....	110
Figura 4.11. Variable de entrada “Error” limitada entre -1 y 1 m. ....	112
Figura 4.12. Error con funciones de membresía tipo gaussiana. ....	113
Figura 4.13. Resultado de los indicadores usando entradas gaussianas. ....	114
Figura 4.14. Error con funciones de membresía tipo triangular. ....	114
Figura 4.15. Resultado de los indicadores usando entradas triangulares. ....	115
Figura 4.16. Error con funciones de membresía tipo trapezoidal y gaussiana. ....	115
Figura 4.17. Resultado de los indicadores usando entradas trapezoidales y gaussiana. ....	116
Figura 4.18. Error con 3 funciones de membresía. ....	117
Figura 4.19. Resultado de los indicadores usando 3 funciones de membresía. ....	117
Figura 4.20. Error con 5 funciones de membresía. ....	118
Figura 4.21. Resultado de los indicadores usando 5 funciones de membresía. ....	118
Figura 4.22. Variable de entrada “Derivada del nivel” limitada entre -0.4 y 0.4 m/s. .	121
Figura 4.23. Derivada del nivel usando funciones de membresía tipo gaussiana. ....	122
Figura 4.24. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía gaussiana. ....	122
Figura 4.25. Derivada del nivel usando funciones de membresía tipo triangular. ....	123
Figura 4.26. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía triangular. ....	123
Figura 4.27. Derivada del nivel usando funciones de membresía tipo trapezoidal y gaussiana. ....	124
Figura 4.28. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía trapezoidal y gaussiana. ....	124
Figura 4.29. Derivada del nivel usando 3 funciones de membresía. ....	125
Figura 4.30. Resultado de los indicadores usando 3 funciones de membresía. ....	126
Figura 4.31. Derivada del nivel usando 5 funciones de membresía. ....	126
Figura 4.32. Resultado de los indicadores usando 5 funciones de membresía. ....	127

Figura 4.33. Variable de salida “Válvula” limitada entre -1 y 1. ....	128
Figura 4.34. Válvula usando funciones de membresía tipo gaussiana. ....	129
Figura 4.35. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía gaussianas. .....	130
Figura 4.36. Válvula usando funciones de membresía tipo triangular. ....	130
Figura 4.37. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía triangulares. .....	131
Figura 4.38. Válvula usando 5 funciones de membresía. ....	132
Figura 4.39. Resultado de los indicadores usando 5 funciones de membresía. ....	132
Figura 4.40. Válvula usando 7 funciones de membresía. ....	133
Figura 4.41. Resultado de los indicadores usando 7 funciones de membresía. ....	133
Figura 4.42. Reglas difusas. ....	134
Figura 4.43. Parámetros configurados del generador. ....	135
Figura 4.44. Diagrama completo de la simulación en Simulink®. ....	136
Figura 4.45. Valores mínimo y máximo del SP estático. ....	137
Figura 4.46. Parámetros del controlador difuso. ....	138
Figura 4.47. Parámetros del controlador PID. ....	139
Figura 4.48. Parámetros del interruptor. ....	140
Figura 4.49. Subsistema de la válvula. ....	140
Figura 4.50. Parámetros de la válvula. ....	141
Figura 4.51. Subsistema del tanque. ....	142
Figura 4.52. Parámetros del tanque. ....	142
Figura 4.53. Estructura del sistema de control y supervisión. ....	145
Figura 4.54. Interfaz gráfica diseñada. ....	146
Figura 4.55. Control PID seleccionado. ....	147
Figura 4.56. Control difuso seleccionado. ....	147
Figura 4.57. Set point estático seleccionado. ....	149
Figura 4.58. Set point variable seleccionado. ....	149
Figura 4.59. Simulación en proceso. ....	150
Figura 4.60. Simulación terminada. ....	151
Figura 4.61. LPI móvil al finalizar la simulación. ....	151
Figura 4.62. LSI móvil al finalizar la simulación. ....	152

Figura 4.63. Simulación detenida. ....	152
Figura 5.1. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP = 0.5 m. ....	154
Figura 5.2. LPI móvil del controlador PID con SP = 0.5 m. ....	155
Figura 5.3. LSI móvil del controlador PID con SP = 0.5 m. ....	155
Figura 5.4. Simulación finalizada usando el controlador difuso con SP = 0.5 m. ....	156
Figura 5.5. LPI móvil del controlador difuso con SP = 0.5 m. ....	157
Figura 5.6. LSI móvil del controlador difuso con SP = 0.5 m. ....	157
Figura 5.7. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP = 1.5 m. ....	158
Figura 5.8. LPI móvil del controlador PID con SP = 1.5 m. ....	159
Figura 5.9. LSI móvil del controlador PID con SP = 1.5 m. ....	159
Figura 5.10. Simulación finalizada usando el controlador difuso con SP = 1.5 m. ....	160
Figura 5.11. LPI móvil del controlador difuso con SP = 1.5 m. ....	161
Figura 5.12. LSI móvil del controlador difuso con SP = 1.5 m. ....	161
Figura 5.13. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP = 1.9 m. ....	162
Figura 5.14. Alarma de nivel alto LAH usando el controlador PID. ....	163
Figura 5.15. LPI móvil del controlador PID con SP = 1.9 m. ....	163
Figura 5.16. LSI móvil del controlador PID con SP = 1.9 m. ....	164
Figura 5.17. Simulación finalizada usando el controlador difuso con SP = 1.9 m. ....	165
Figura 5.18. Alarma de nivel alto LAH usando el controlador difuso. ....	165
Figura 5.19. LPI móvil del controlador difuso con SP = 1.9 m. ....	166
Figura 5.20. LSI móvil del controlador difuso con SP = 1.9 m. ....	167
Figura 5.21. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP variable. ....	168
Figura 5.22. LPI móvil del controlador PID con SP variable. ....	168
Figura 5.23. LSI móvil del controlador PID con variable. ....	169
Figura 5.24. Simulación finalizada usando el controlador difuso con SP variable. ....	170
Figura 5.25. LPI móvil del controlador difuso con SP variable. ....	170
Figura 5.26. LSI móvil del controlador difuso con SP variable. ....	171
Figura 5.27. Sistema de control básico. ....	173
Figura 5.28. Comparativo LPI promedio con SP estáticos. ....	177
Figura 5.29. Comparativo LSI promedio con SP estáticos. ....	178
Figura 5.30. Comparativo LPI móvil con SP variable. ....	178
Figura 5.31. Comparativo LSI móvil con SP variable. ....	179


Figura 5.32. Respuesta del sistema usando el controlador PID..... 180

Figura 5.33. Respuesta del sistema usando el controlador difuso. .... 182



## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Reglas generales de sintonización de un controlador PID.....	40
Tabla 2.2. Fórmulas para obtener los valores de las constantes de un controlador PID usando el método de bucle abierto de Ziegler-Nichols.....	42
Tabla 2.3. Fórmulas para obtener los valores de las constantes de un controlador PID usando el método de bucle cerrado de Ziegler-Nichols.....	43
Tabla 3.1. Especificaciones técnicas.....	71
Tabla 3.2. Especificaciones principales del tanque de transferencia.....	72
Tabla 3.3. Especificaciones principales de la bomba de transferencia.....	73
Tabla 3.4. Especificaciones principales del motor de la bomba de transferencia.....	74
Tabla 3.5. Especificaciones principales del sensor de nivel.....	74
Tabla 3.6. Especificaciones principales de la válvula modulante.....	75
Tabla 3.7. Especificaciones principales del posicionador.....	76
Tabla 4.1. Comparación de tipos de funciones de membresía del error.....	116
Tabla 4.2. Comparación de cantidad de funciones de membresía del error.....	119
Tabla 4.3. Comparación de tipo de funciones de membresía de la derivada del nivel.....	125
Tabla 4.4. Comparación de cantidad de funciones de membresía del error.....	127
Tabla 4.5. Comparación de tipos de funciones de membresía de la salida.....	131
Tabla 4.6. Comparación de cantidad de funciones de membresía de la salida.....	134
Tabla 5.1. Características del hardware considerado.....	173
Tabla 5.2. Características del software considerado.....	174
Tabla 5.3. Resumen del presupuesto por horas hombre utilizadas.....	176
Tabla 5.4. Resumen del presupuesto total.....	176
Tabla 5.5. Resumen comparativo según LPI y LSI promedio.....	177
Tabla 5.6. Comparación de respuestas del sistema con ambos controladores.....	183



## CAPÍTULO I

### PLANTEAMIENTO DE LA INVESTIGACIÓN

#### 1.1 Fundamentación

La estrategia de control más utilizada en industria es el control PID, debido a su buen desempeño en la mayoría de aplicaciones en procesos industriales y simplicidad de diseño, de hecho, muchos proveedores de sistemas de control industrial han implementado mejoras significativas en los bloques de diseño de estos controladores (como bloques PID autosintonizables) en sus plataformas de desarrollo, haciendo aún más simple para el usuario la implementación de un control PID. Esta combinación de alta simplicidad y desempeño aceptable termina determinando la decisión el usuario por este tipo de estrategia de control convencional. Sin embargo, existen otro tipo de estrategias de control no convencionales que permiten al usuario una mayor flexibilidad en torno a aplicaciones más específicas que requieren de una atención y dedicación especial al momento de diseñar un controlador; este controlador debe tener características también específicas (que el controlador PID no posee) y permitir un comportamiento más adecuado del proceso en cuestión.

Un controlador difuso es una alternativa poderosa que tiene un excelente desempeño en muchas aplicaciones debido a su capacidad interpretativa. Se caracteriza por incorporar sentencias del lenguaje común no estrictamente definidas para interpretar el estado de la variable de proceso de interés. En resumida cuenta, es un controlador que interpreta en forma intuitiva el estado de ciertas variables, y en base a ello deduce en forma lógica una actuación que permita llevar la variable de proceso a un valor deseado.

Existen proveedores que ya incorporan en sus librerías bloques de controladores difusos, sin embargo, en la mayoría de los casos requieren de la adquisición de licencias costosas para su uso, motivo por el cual el usuario se limita a diseñar controladores convencionales. En la presente tesis se diseña e implementa un controlador difuso en la aplicación “Fuzzy Logic Designer” de Matlab©, cuyo costo de licencia es mucho más cómodo.

## 1.2 Motivaciones

Habiendo laborado en distintas industrias en el área de Control de Procesos se pudo observar cómo en la mayoría de procesos en los que se ejerce control se usa la misma estrategia de control: PID. El control PID funciona bien en la mayoría de procesos industriales, sin embargo, existen algunos que, por sus características de funcionamiento no lineales o por exigencias de desempeño o eficiencia, necesitan un control más elaborado que posea una buena respuesta ante perturbaciones y trabaje en un amplio rango de la variable de proceso, incluso en zonas no lineales. Es por estos motivos que surge la necesidad de usar el control basado en lógica difusa. El presente estudio realiza un comparativo en torno al desempeño de ambas estrategias de control aplicado en la simulación de un proceso de nivel de un tanque de recuperación de agua de una planta minera, evaluando todo lo que implica utilizar una estrategia u otra.

## 1.3 Antecedentes

El control PID es la estrategia de control más conocida y usada normalmente para el control de procesos industriales debido a su simplicidad matemática y computacional,

fácil implementación y funcionamiento aceptable, sin embargo, a pesar de ser tan usado siempre ha existido la problemática de la aplicabilidad de este tipo de control en procesos de naturaleza no lineal.

Se debe tener en cuenta que habitualmente los procesos físicos suelen ser, por naturaleza, no lineales; esto implica que en la mayoría de casos en los que se trabaja con modelos lineales de plantas, realmente son aproximaciones del proceso físico real, estas aproximaciones serán suficientes si describen toda la información sobre la dinámica de la planta en los rangos de trabajo, pero cuando son necesarios unos márgenes de trabajo grandes y/o respuestas a gran velocidad los efectos no lineales tendrán una importancia crítica y no podrán ser descartados.

Estos motivos hacen necesario que el controlador tenga que ser reajustado para las nuevas condiciones de operación ante la pérdida de funcionalidad para controlar de manera adecuada. Existen métodos para mejorar el rendimiento del control clásico, estos métodos constituyen lo que se denomina control inteligente; que es el resultado de la inserción del control automático, la inteligencia artificial<sup>1</sup> y los sistemas informáticos distribuidos en tiempo real. Entre las técnicas de inteligencia artificial usadas en control inteligente destaca la lógica difusa, la cual se usa en conjunción a los controladores PID y lo que pretenden es mejorar las características ante perturbaciones que posiblemente existen en un sistema real [1].

En la tesis “Análisis y comparación de sistemas de control PID y PID difuso en lógica reconfigurable” se realiza un análisis comparativo entre un controlador PID y PID difuso aplicado al control de motores DC, el cual marca antecedentes importantes de comparación entre las dos estrategias de control en base a tiempo de respuesta, comportamiento ante el ruido y a cantidad de recursos de hardware requeridos.

En la tesis “Control difuso con capacidad de emulación PID” [2] se realiza un estudio de factibilidad para lograr que un controlador difuso se comporte de la misma

---

<sup>1</sup> Es el estudio de las facultades mentales mediante el uso de modelos computacionales. – Charniak y McDermott, 1985

manera que un controlador PID convencional, con el fin de tener un punto de partida para reemplazar los lazos de control PID por un estrategia de control más avanzada.

#### 1.4 Justificaciones

**Buen desempeño:** Los controladores difusos pueden obtener un rendimiento igual o superior al de los controladores PID dependiendo de la aplicación y mantener un excelente valor de los KPI de los lazos de control en una planta.

**Mayor rango de control:** Los controladores difusos permiten controlar procesos con márgenes de trabajo grandes ya que es posible ejercer control en un rango no lineal, lo cual no es posible con un controlador PID.

**Flexibilidad:** Un controlador difuso tiene la capacidad de ser muy flexible, pueden enviarse comandos de control con distintas ponderaciones y rangos definidos por el diseñador de acuerdo a su interpretación del sistema.

**Aplicación específica:** Existen procesos específicos en los cuales el control PID no es la mejor opción, sin embargo, en muchos casos se usa. Diversificar las estrategias de control en una planta industrial puede brindar mayor versatilidad a la hora de sintonizar un lazo de control y, al controlar cada proceso con la estrategia que mejor rendimiento le brinda, se maximiza la eficiencia del activo.

**Facilidad de uso:** Hoy en día existen muchos softwares que permiten el diseño y la implementación de controladores con lógica difusa, es más, muchos fabricantes de sistemas de control cuentan con bloques de control pre definidos para tal fin. Es por esto que la implementación de esta estrategia de control se simplifica.

## 1.5 Hipótesis

*“Se evaluará, verificará y comparará el desempeño de un controlador PID y de un controlador difuso mediante la simulación de un proceso de nivel de un tanque de recuperación de agua de una planta minera”.*

## 1.6 Objetivos generales y específicos

### 1.6.1 Objetivo general

Establecer una comparación técnica a través de resultados cuantitativos del desempeño de un controlador PID y un controlador difuso aplicados en la simulación de un proceso de nivel de un tanque de transferencia del área de recuperación de agua de una planta minera.

### 1.6.2 Objetivos específicos

- ✓ Realizar el modelamiento matemático del proceso de nivel a simular e ingresar en Simulink® todos los parámetros necesarios que describan el proceso.
- ✓ Diseñar e implementar un controlador PID.
- ✓ Diseñar e implementar un controlador difuso.
- ✓ Implementar dos indicadores clave de desempeño del lazo de control de nivel para cuantificar el rendimiento de ambas estrategias de control aplicadas.
- ✓ Diseñar e implementar una interfaz gráfica que permita observar el proceso y sus señales e indicadores más importantes, además de configurar los controladores.
- ✓ Interpretar y comparar los resultados extraídos de ambas estrategias de control.

- ✓ Comparar las implicaciones económicas de la implementación de ambas estrategias de control.

### 1.7 Alcances y limitaciones

El presente estudio es desarrollado a partir de la simulación de un proceso de nivel de un tanque de transferencia del área de recuperación de agua y manejo de relaves de una planta minera. Se extrajeron los datos experimentales de varias horas de funcionamiento del proceso de nivel del tanque de transferencia mencionado para construir el modelo matemático que describe el proceso real; el mismo que servirá para validar los datos obtenidos en la simulación. En este proceso es necesario controlar distintos niveles de agua recuperada de acuerdo a necesidades operativas; por tal motivo, un controlador PID y un controlador difuso serán evaluados a distintos puntos de consigna para determinar su respectivo desempeño. Si bien es cierto el proyecto se centra en controlar el nivel de dicho tanque usando ambos controladores y compararlos en base a resultados; la comparación de ambas estrategias de control es aplicable para muchas otras variables de proceso y/o situaciones del ámbito industrial o doméstico.

### 1.8 Metodología

La metodología básica que se aplicará en el presente documento es de tipo analítico, descriptivo y valorativo, consta de un objetivo general y otros específicos que ayudaran a alcanzar el mismo. Este estudio está organizado en capítulos donde se desarrollarán los conceptos seguidos del desarrollo de éstos en una simulación. Se implementarán dos indicadores KPI que cuantificarán la valorización de cada estrategia de control, permitiendo su comparación aplicada sobre el mismo proceso sometido a distintas situaciones simuladas que comúnmente se presentan en la realidad. Esta comparación llevará a una serie de conclusiones que servirán como base para la aplicación en procesos reales, en buena cuenta, indicará qué estrategia de control tiene mejor desempeño ante distintas situaciones recurrentes características del proceso que afecten la estabilidad del mismo. Se realizará una simulación del proceso a evaluar mediante un modelamiento matemático, el cual describe las características inherentes de dicho

proceso, se aplicarán estrategias de control PID y Lógica difusa que controlarán la variable de proceso, se diseñará una interfaz gráfica que permita observar las variables e indicadores más importantes del proceso, además de poder manipular el punto de consigna y configurar los controladores. Por último, se simularán variaciones en el punto de consigna para evaluar el desempeño de ambas estrategias de control ante estos constantes cambios. Para este análisis se utilizarán herramientas que permitan el modelamiento matemático, el diseño e implementación de los controladores y el análisis e interpretación de datos como son Matlab®, Simulink®, PID Tuner, Fuzzy Logic Designer y GUIDE<sup>2</sup>.



---

<sup>2</sup> Aplicación de Matlab® “Graphic User Interface Designer”.



## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Conceptos básicos

Deben revisarse conceptos básicos generales para llegar a comprender el presente estudio.

##### 2.1.1 Proceso industrial

Un proceso industrial es aquel que se encarga de obtener, transformar y transportar uno o varios productos primarios, llamados materia prima. El propósito de un proceso industrial es lograr que la materia prima se convierta en materiales, herramientas, sustancias o productos que satisfagan una serie de necesidades o requerimientos de un cliente o público en concreto [3].

Las etapas básicas de un proceso industrial son:

- Manipulación de la materia prima

- Operaciones físicas de acondicionamiento
- Reacción química para su transformación
- Separación
- Elaboración del producto

### **2.1.1.1 Tipos de procesos industriales**

#### **2.1.1.1.1 Proceso continuo**

Se realizan miles de productos idénticos, la línea de producción nunca cesa, es decir, está en funcionamiento las 24 horas del día y los 7 días de la semana. El objetivo de este tipo de proceso es doble: por un lado, maximizar los niveles de producción, y por otro, reducir los costes generados a raíz de detener e iniciar una vez tras otra el proceso industrial.

En este tipo de procesos, los algoritmos, tipos de variables y modos de operación no cambian sustancialmente en el tiempo. A pesar de que la dinámica del sistema pueda ser rutinaria y aparentar poca complejidad, en los procesos continuos se pueden gestionar variables críticas y cuya estabilidad es fundamental [3].

#### **2.1.1.1.2 Proceso por lotes**

Son aquellos que aceleran el volumen de la producción con la ayuda de plantillas o modelos, se caracterizan por una fuerte dinámica en la información que se maneja durante su control, requiriendo cada cierto tiempo cambios en los algoritmos de los equipos que los controlan, así como los valores de las variables y puntos de consigna que están implicados, es decir, con los mismos equipos se están produciendo lotes de

productos cuya composición puede diferir sustancialmente, o cuyo resultado puede ser distinto de un lote a otro.

Se detallan algunas de las particularidades de este tipo de proceso.

- Se desarrollan en sistemas en los que se añaden los componentes según una receta determinada.
- Se procesan bajo condiciones controladas de temperatura, presión, etc., siguiendo patrones fijados de antemano.
- Los tiempos de reacción son limitados, pudiendo diferir entre lotes.

Los procesos por lotes responden perfectamente a las nuevas tendencias del mercado debido a que permiten una producción flexible, cambiando la receta de ingredientes y las condiciones de procesado pueden fabricarse productos diversos, lo que permite a los proveedores responder rápidamente a las necesidades de sus clientes [4].

### **2.1.2 Control automático**

El control automático es el mantenimiento de un valor deseado para una cantidad o condición física, midiendo su valor actual, comparándolo con el valor de referencia, y utilizando la diferencia para proceder a reducirla mediante una acción correctiva. En consecuencia, el control automático exige un lazo cerrado de acción y reacción que funcione sin intervención humana [5].

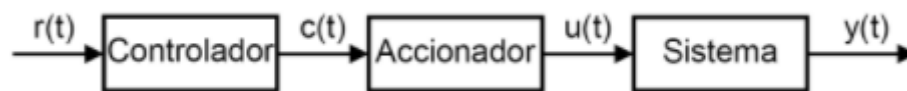
### **2.1.3 Sistema de control automático**

Un sistema de control automático es el conjunto de componentes físicos conectados o relacionados entre sí, de manera que regulen o dirijan su actuación por sí mismos, es decir, sin intervención humana, corrigiendo además los posibles errores que se presenten en su funcionamiento [6].

Los sistemas de control pueden dividirse básicamente en dos grandes grupos: Sistemas de control de lazo abierto y de lazo cerrado o realimentado, el presente estudio se centra mayormente en los sistemas de control de lazo cerrado.

### 2.1.3.1 Sistema de control de lazo abierto

Un sistema de control de lazo abierto es aquel en el cual la acción de control es independiente de la salida. Son sistemas no complejos que no pueden satisfacer requerimientos de desempeño críticos ya que no existe forma de prevenir cambios en la variable de proceso. Debido a la simplicidad y economía de los sistemas de control de lazo abierto, se les encuentra en muchas aplicaciones no críticas [7].



*Figura 2.1. Sistema de control de lazo abierto.*

*Fuente: <http://www.picuino.com/es/arduprog/control-auto.html>*

La Figura 2.1 muestra los componentes y señales de un sistema de control de lazo abierto, donde:

$r(t)$ : Entrada del proceso.

$c(t)$ : Variable controlada.

$u(t)$ : Variable manipulada.

$y(t)$ : Variable de proceso.

### 2.1.3.2 Sistema de control de lazo cerrado

Un sistema de control de lazo cerrado es aquel en el cual la acción de control es dependiente de la salida, ya que la señal controlada es realimentada y comparada con el valor de referencia (set point), se debe enviar una señal actuante proporcional a la diferencia de la entrada y salida a través del sistema para corregir el error [7].

Este tipo de sistema es el que compete a esta investigación, ya que las estrategias de control a comparar se desarrollan en sistemas de lazo cerrado.

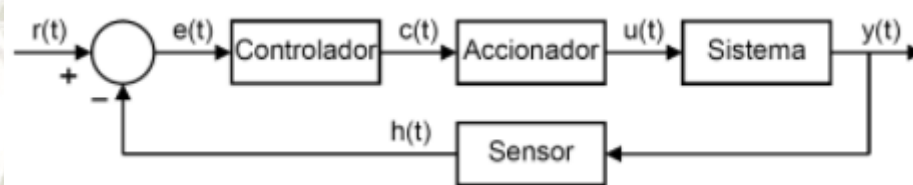


Figura 2.2. Sistema de control de lazo cerrado.

Fuente: <http://www.picuinio.com/es/arduprog/control-auto.html>

La Figura 2.2 muestra los componentes y señales de un sistema de control de lazo cerrado, donde:

$r(t)$ : Valor de consigna (set point).

$e(t)$ : Error ( $r(t) - h(t)$ ).

$c(t)$ : Variable controlada.

$u(t)$ : Variable manipulada.

$y(t)$ : Variable de proceso.

$h(t)$ : Variable de proceso medida.

### 2.1.3.2.1 Tipos de sistemas de control de lazo cerrado

Los sistemas de control de lazo cerrado se pueden clasificar en diversas formas, dependiendo del propósito de la clasificación. Por ejemplo, de acuerdo al método de análisis y diseño, los sistemas de control se clasifican en lineales o no lineales, variantes en el tiempo o invariantes en el tiempo. De acuerdo con los tipos de señales usados en el sistema, se hace referencia a sistemas en tiempo continuo y tiempo discreto, o sistemas modulados o no modulados.

En general, existen muchas formas de identificar a un sistema de control de acuerdo con alguna función especial del sistema, es importante que algunas de estas formas comunes de clasificar a los sistemas de control sean conocidas para obtener una perspectiva propia antes de embarcarse en su análisis y diseño [7].

#### 2.1.3.2.1.1 Sistemas de control lineales

Estrictamente hablando, los sistemas lineales no existen en la práctica, ya que todos los sistemas físicos son no lineales en algún grado. Los sistemas de control realimentados son modelos ideales fabricados por el analista para simplificar su análisis y diseño. Cuando las magnitudes de las señales en un sistema de control están limitadas en intervalos en los cuales los componentes del sistema exhiben una característica lineal (por ejemplo, se aplica el principio de superposición), el sistema es esencialmente lineal. Para sistemas lineales existe una gran cantidad de técnicas analíticas y gráficas para fines de diseño y análisis [7].

#### 2.1.3.2.1.2 Sistemas de control no lineales

Cuando las magnitudes de las señales en un sistema de control se extienden más allá del intervalo de porción lineal, dependiendo de la severidad de la no linealidad, el sistema no se puede seguir considerando lineal. Por ejemplo, los amplificadores usados en sistemas de control a menudo exhiben un efecto de saturación cuando la señal de entrada es muy grande [7].

#### 2.1.3.2.1.3 Sistemas de control variantes en el tiempo

Cuando los parámetros de un sistema de control varían de acuerdo al tiempo durante la operación del sistema, el sistema se considera variante en el tiempo. En la práctica la mayoría de los sistemas físicos contienen elementos que derivan o varían con el tiempo [7].

#### 2.1.3.2.1.4 Sistemas de control invariantes en el tiempo

Cuando los parámetros de un sistema de control son estacionarios con respecto al tiempo durante la operación del sistema, el sistema se considera invariante en el tiempo [7].

#### 2.1.3.2.1.5 Sistemas de control en tiempo continuo

Un sistema de tiempo continuo es aquel en que las señales en varias partes del sistema son todas funciones de la variable de tiempo  $t$ . Entre todos los sistemas de control en tiempo continuo, las señales se pueden clasificar como de ca o de cd. A diferencia de la definición general de señales de ca y cd utilizadas en ingeniería eléctrica, los sistemas de control de ca y cd tienen un significado especial en la terminología de los sistemas de control. Cuando se hace referencia a un sistema de control de ca, usualmente significa que las señales del sistema están moduladas según algún esquema de modulación. Por otro lado, cuando se hace referencia a un sistema de control de cd, no significa que todas las señales en el sistema sean unidireccionales; entonces no habría movimientos de control correctivo. Un sistema de control de cd simplemente implica que las señales no son moduladas [7].

#### 2.1.3.2.1.6 Sistemas de control en tiempo discreto

Los sistemas de control en tiempo discreto difieren de los sistemas de control en tiempo continuo en que las señales o más puntos del sistema son, ya sea en forma de pulsos o en un código digital. Normalmente, los sistemas en tiempo discreto se subdividen

en sistemas de control de datos muestreados y sistemas de control digital. Los sistemas de control de datos muestreados se refieren a la una clase más general de sistemas en tiempo discreto en los que las señales están en la forma de pulsos de datos. Un sistema de control digital se refiere al uso de una computadora o controlador digital en el sistema, de tal forma que las señales están en código digital, tal como un código binario [7].

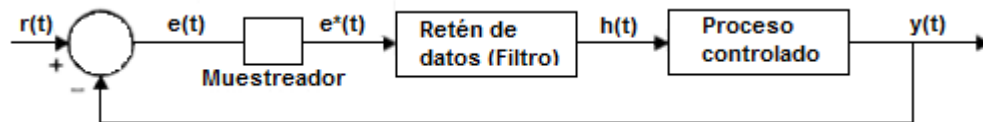


Figura 2.3. Diagrama de bloques de un sistema de datos muestreados.

Fuente: Elaboración propia.

La Figura 2.3 ilustra cómo funciona un sistema de datos muestreados. Una señal continua de entrada  $r(t)$  es aplicada al sistema. La señal de error  $e(t)$  es muestreada por un dispositivo de muestreo, cuya salida es una secuencia de pulsos.

#### 2.1.4 Análisis de sistemas

En el análisis y diseño de sistemas de control es necesario tener una base para comparar los sistemas de control. Esto se hace especificando señales de entrada de prueba y comparando las respuestas de varios sistemas a estas señales de entrada. Las señales de prueba usadas normalmente son: impulso, escalón y rampa [8]. La Figura 2.4 muestra dichas señales y sus características.

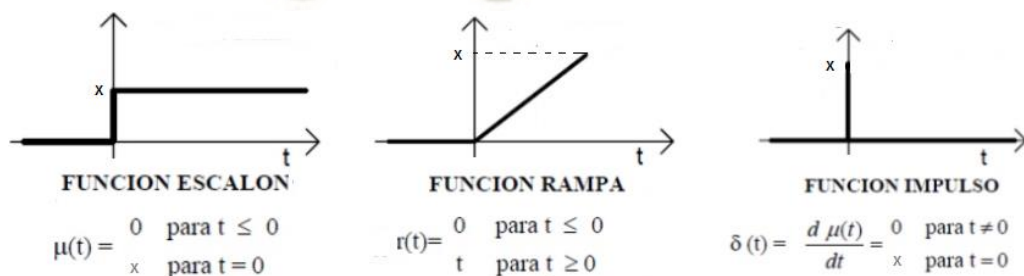


Figura 2.4. Señales típicas de prueba.

Fuente: Elaboración propia.

### 2.1.4.1 Función de transferencia

La función de transferencia de un sistema lineal e invariante en el tiempo se define como el cociente de la transformada de Laplace<sup>3</sup> de la señal de salida y la transformada de Laplace de la señal de entrada, suponiendo todas las condiciones iniciales nulas.

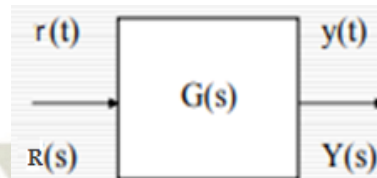


Figura 2.5. Diagrama de la función de transferencia de un sistema  $G(s)$ .

Fuente: <http://ocw.uc3m.es/ingenieria-de-sistemas-y-automatica/senales-y-sistemas/temas/tema-4-funcion-de-transferencia>

La función de transferencia del sistema  $G(s)$  es:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{R(s)} \quad (1)$$

Las raíces del polinomio del numerador de  $G(s)$  son los ceros del sistema ( $z_i$ ), las raíces del polinomio del denominador de  $G(s)$  son los polos del sistema ( $p_j$ ) y el orden del sistema corresponde al grado del polinomio del denominador de  $G(s)$  [9].

### 2.1.4.2 Sistemas de primer orden

Un sistema de primer orden es aquel que sólo posee un polo y cuya función de transferencia tiene la forma [10]:

---

<sup>3</sup> La transformada de Laplace es un tipo de transformada integral frecuentemente usada para la resolución de ecuaciones diferenciales ordinarias - Mc Graw Hill - Spiegel, Murray R, 2014.

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K}{Ts+1} \quad (2)$$

### 2.1.4.3 Sistemas de segundo orden

Un sistema de segundo orden es aquel que posee dos polos y cuya función de transferencia tiene la forma:

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{W_n^2}{s^2 + 2\zeta W_n s + W_n^2} \quad (3)$$

Donde el término  $w_n$  se denomina frecuencia natural y  $\zeta$  es el coeficiente de amortiguamiento [11].

### 2.1.4.4 Análisis de respuesta transitoria y estacionaria

Al aplicársele a un sistema una entrada conocida (señal de prueba) se obtiene una respuesta acorde a dicha entrada y a las características intrínsecas del sistema en cuestión. La respuesta en el dominio del tiempo de un sistema de control consta de dos partes: la respuesta transitoria y la respuesta estacionaria [8].

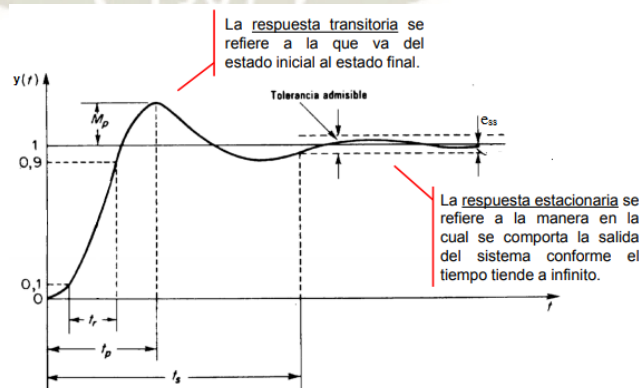


Figura 2.6. Análisis de transitoria y estacionaria de un sistema.

Fuente:

[http://mapir.isa.uma.es/varevalo/teaching/automatica/pdfs/Tema%2004%20-%20Respuesta%20Temporal%20con%20Routh%20v2\\_vicente.pdf](http://mapir.isa.uma.es/varevalo/teaching/automatica/pdfs/Tema%2004%20-%20Respuesta%20Temporal%20con%20Routh%20v2_vicente.pdf)

La Figura 2.6 muestra algunos parámetros para el análisis de respuesta transitoria y estacionaria, dónde:

$t_r$ : Tiempo de subida.

$t_p$ : Tiempo de pico.

$M_p$ : Máximo sobreimpulso.

$t_s$ : Tiempo de establecimiento.

$e_{ss}$ : Error en estado estacionario.

Al realizar un análisis de respuesta transitoria y estacionaria de un sistema, se debe tener en cuenta lo siguiente:

- Un sistema de control está en equilibrio si, en ausencia de cualquier perturbación o entrada, la salida permanece en el mismo estado.
- Un sistema de control lineal e invariante en el tiempo es estable si la salida regresa a su estado de equilibrio cuando el sistema está sujeto a una condición inicial.
- Si la salida en estado estacionario no coincide exactamente con la señal de referencia, se dice que el sistema tiene un error en régimen permanente o error estacionario, este error indica la precisión del sistema.

### 2.1.5 Control de procesos industriales

La medición y el control en la industria son muy importantes, tanto desde el punto de vista del funcionamiento correcto del proceso como la consideración del balance adecuado entre costes y producto final (relación calidad/precio).

El control automático de procesos industriales es hoy en día una actividad multidisciplinar, en la que hay que tener en cuenta aspectos técnicos (electrónica, informática de sistemas, etc.), científicos (investigación de nuevos criterios y materiales, etc.) y económicos (mejora de los márgenes comerciales sin perder calidad y competitividad).

Los sistemas de control sofisticados que poseen complejos elementos de instrumentación son el resultado de muchos años de trabajo de fabricantes y usuarios, quienes no han dejado de buscar mejores soluciones al control industrial automatizado [4].

#### 2.1.5.1 Objetivos

Independientemente del tipo de control utilizado, los objetivos del control de procesos industriales pueden resumirse en [4]:

- Operar el proceso en forma segura, estable y sin quebrantar normas de medio ambiente establecidas.
- Diseñar sistemas de control que el operador pueda comprender, vigilar y de ser necesario manipular en forma selectiva.
- Evitar desviaciones importantes respecto a las especificaciones de productos durante las perturbaciones.

- Permitir que el operador cambie un valor deseado o punto de consigna sin perturbar otras variables controladas.
- Facilitar la operación del proceso en forma congruente con los objetivos de calidad de cada producto

### **2.1.5.2 Elementos**

Como se vio en el apartado 1.3.2 un sistema de control a lazo cerrado consta de 4 elementos básicos: sistema, medición, actuador y controlador. Aplicado al control de procesos industriales cada uno de estos elementos desempeña una función específica para lograr los objetivos planteados.

#### **2.1.5.2.1 Medición**

La medición es un elemento crítico de un lazo de control cerrado, ya que capta la señal de la variable de proceso y la lleva a la entrada del controlador para que sea comparada con el punto de consigna, determinando el error y la acción de control. Como el controlador lee una señal eléctrica en un rango determinado, la señal física debe ser transformada y acondicionada para que pueda ser interpretada por el controlador, por lo cual la etapa de medición consta de 3 elementos: sensor, transductor y transmisor [12].

##### **2.1.5.2.1.1 Sensor**

Es el elemento primario de medición de las variables de proceso, siendo algunos usados para la lectura e indicación local y otros para que la señal sea enviada a un sistema de control. Ejemplo: un sensor-transmisor de presión de silicio resonante, el elemento sensor sería el silicio.

#### 2.1.5.2.1.2 Transductor

Es el instrumento o dispositivo capaz de transformar la energía disponible de una magnitud física en otra que el sistema pueda aprovechar y así realizar su objetivo de medición y control. Ejemplo: un sensor-transmisor de presión de silicio resonante, el transductor sería el software que convierte la expansión y compresión del silicio (en base al cálculo  $1/f_0^2$ ) [13] en una señal digital.

#### 2.1.5.2.1.3 Transmisor

Es el dispositivo capaz de establecer la señal medida en valores conocidos, estándar o en un protocolo de red industrial (acondicionamiento de señal), de manera que pueda ser interpretado por un sistema de supervisión o control. Ejemplo: un sensor-transmisor de presión de silicio resonante, el transmisor sería el acondicionador Foundation Fieldbus integrado.

#### 2.1.5.2.2 Controlador

Es el elemento encargado de decidir el tipo de acción sobre el elemento final de control para mantener la variable de proceso dentro de los límites aceptables. El controlador tiene dos funciones esenciales: comparar la variable de proceso medida con la señal de referencia deseada para determinar el error que existe entre ellas y enviar la señal al actuador para modificar su acción en el sentido adecuado para reducir el error.

En industria existen distintos tipos de controladores, de distintos fabricantes, envergadura, arquitecturas, etc. La elección depende de la complejidad, criticidad y especificaciones del proceso a controlar, además del presupuesto de la empresa [14].

#### 2.1.5.2.2.1 Controlador lógico programable

Un controlador lógico programable, más conocido por sus siglas en inglés PLC, es un computador utilizado en la automatización industrial para automatizar procesos electromecánicos [15].

Un PLC está diseñado para manejar múltiples señales de entrada y salida. Son muy utilizados en industria debido a su robustez, ya que pueden funcionar a rangos de temperatura amplios, poseen inmunidad al ruido eléctrico, resistencia a la vibración y al impacto.

Los programas para el control del funcionamiento del equipo se almacenan en baterías, copias de seguridad y memorias no volátiles.

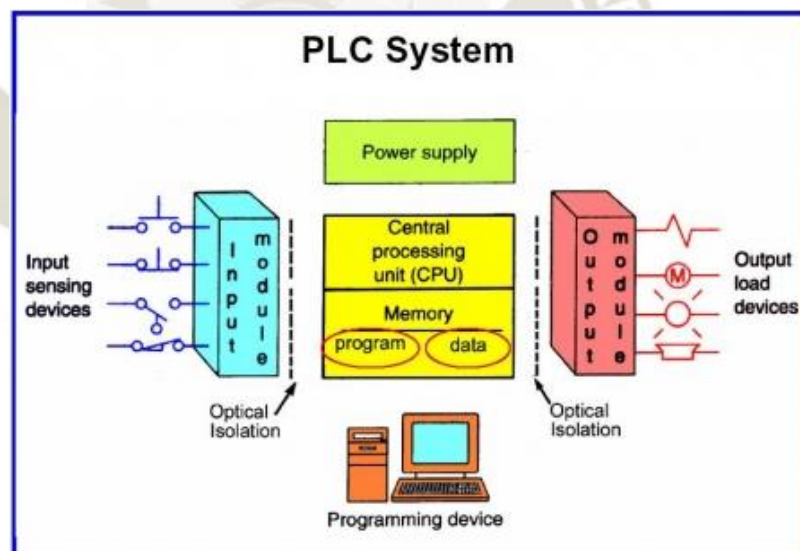


Figura 2.7. Arquitectura de un PLC.

Fuente: <http://instrumentacionycontrol.net/arquitectura-de-un-plc-y-sus-senales/>

#### 2.1.5.2.2.2 Sistema de control distribuido

Un sistema de control distribuido, más conocido por sus siglas en inglés DCS, es un sistema de control aplicado a procesos industriales complejos en grandes industrias.

Un DCS trabaja con una sola base de datos integrada para todas las señales, variables, interfaces gráficas, alarmas y eventos del sistema. La herramienta de ingeniería para programar el sistema es sólo una y opera de forma centralizada para desarrollar la lógica de sus controladores e interfaces gráficas de monitoreo.

Todos los equipos del sistema están sincronizados con un mismo reloj, de forma que todas las medidas, alarmas y eventos del sistema tienen una misma marca de tiempo. El software de control DCS dispone de herramientas para la gestión de la información de planta, integrándola verticalmente hacia el nivel de toma de decisiones y otros sistemas ubicados más arriba en la jerarquía de la producción [16].

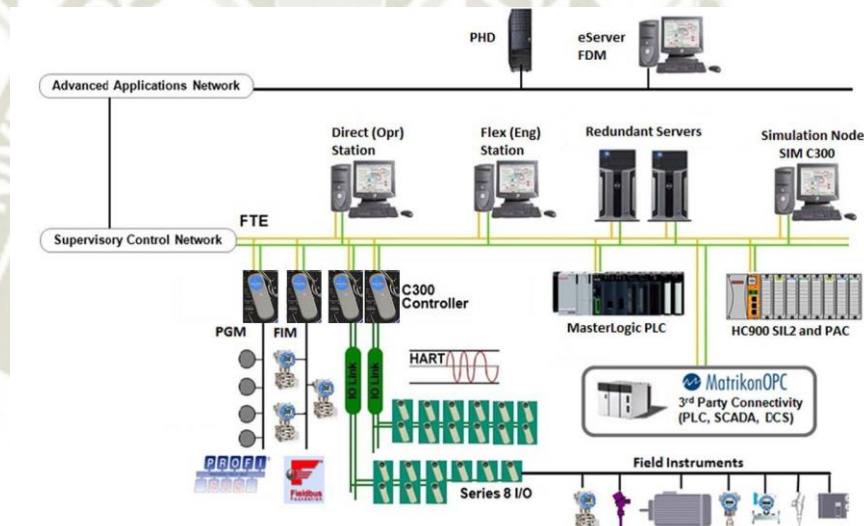


Figura 2.8. Arquitectura de un DCS (Experion PKS – Honeywell).

Fuente: <http://www.eci.co/es/prods/control-distribuido>

### 2.1.5.2.3 Actuador

El actuador es el elemento final de control, es el encargado de regular la variable de proceso a través de la variable manipulada, la cual obedece a la señal enviada por el controlador.

En la industria existen varios ejemplos de actuadores como motores eléctricos, bombas, válvulas, variadores de frecuencia, etc. Se describen a continuación [17].

#### 2.1.5.2.3.1 Motor eléctrico

Un motor eléctrico es una máquina eléctrica que transforma energía eléctrica en energía mecánica mediante interacciones electromagnéticas. Debido a sus múltiples ventajas, entre las que cabe citar su economía, limpieza, comodidad y seguridad de funcionamiento, el motor eléctrico ha reemplazado en gran parte a otras fuentes de energía de la industria [18].

Los componentes principales de un motor eléctrico son:

- Estator: Constituye la parte fija del motor, opera como base permitiendo la rotación del motor, no se mueve mecánicamente, pero sí magnéticamente, ya que a través de él el flujo magnético fluye gracias a los devanados llamados polos magnéticos; dichos polos del motor siempre son pares.
- Rotor: Constituye la parte móvil del motor, es el elemento de transferencia mecánica, ya que de él depende la conversión de energía eléctrica a mecánica.
- Eje: Es el elemento destinado a guiar el movimiento de rotación del rotor a una pieza o conjunto de piezas [18].

Se pueden clasificar en motores de corriente continua y motores de corriente alterna, los motores de corriente alterna se pueden clasificar en:

- Motor síncrono: Funciona a una velocidad fija proporcional a la frecuencia de la corriente alterna aplicada. Este tipo de motor contiene electromagnetos en el estator del motor que crean un campo magnético que rota a dicha velocidad fija.
- Motor asíncrono: Funciona a una velocidad diferente a la del campo magnético del estator. Son también llamados motores de inducción [18].

#### 2.1.5.2.3.2 Bomba

La bomba es una máquina que absorbe energía mecánica que puede provenir de un motor eléctrico, térmico, etc., y la transforma en energía que la transfiere a un fluido como energía hidráulica la cual permite que el fluido pueda ser transportado de un lugar a otro, a un mismo o a diferentes niveles y/o a diferentes velocidades [19].

Por su principio de funcionamiento, las bombas pueden clasificarse en:

- Bombas de desplazamiento positivo: En ellas se cede energía de presión al fluido mediante volúmenes confinados. Se produce un llenado y vaciado periódico de una serie de cámaras, produciéndose el trasiego de cantidades discretas de fluido desde la aspiración hasta la impulsión. Dentro de esta clasificación se encuentran las bombas de pistones, engranajes, tornillo, paletas, etc.
- Turbobombas: Es una máquina hidráulica que cede energía al fluido mediante la variación del momento cinético producido en el impulsor. Dentro de esta clasificación se encuentran las bombas centrífugas, axiales y helicocentrífugas [20].

#### 2.1.5.2.3.3 Válvula

Es un aparato mecánico que puede iniciar, detener o regular la circulación de líquidos o gases mediante una pieza móvil que abre, cierra u obstruye parcialmente uno o más orificios o conductos [21].

Las válvulas constan básicamente de dos partes: actuador y cuerpo.

- Actuador: Es el dispositivo que mueve el vástago, puede ser neumático, hidráulico, eléctrico o electromecánico.

- Cuerpo: Está provisto de un obturador o tapón, que es el encargado de controlar el fluido que pasa a través de la válvula y puede accionar en la dirección de su propio eje mediante un movimiento angular. Está unido al actuador por medio de un vástago [22].

Las válvulas se pueden clasificar según su función o según su accionamiento:

Según su función:

- Válvula on/off: Es aquella válvula automatizada que regula el paso del fluido en forma discreta; es decir, la válvula se abre completamente para permitir el paso de un fluido o se cierra completamente para cortar el paso.
- Válvula modulante: Es aquella válvula que regula el paso del fluido por la válvula, implicando que ésta esté abierta en cierto porcentaje de 0% a 100% de carrera. La válvula regula, o modula, su apertura para influir en el paso del fluido de acuerdo a una señal de control proporcional [23].

Según su forma de cierre:

- Válvula compuerta: La válvula compuerta es de vueltas múltiples, en la cual se cierra el orificio con un disco vertical de cara plana que se desliza en ángulos rectos sobre el asiento.
- Válvula globo: La válvula globo es de vueltas múltiples, en la cual el cierre se logra por medio de un disco o tapón que cierra el paso del fluido en un asiento que suele estar paralelo con la circulación en la tubería.
- Válvula bola: La válvula bola es de  $\frac{1}{4}$  de vuelta, en la cual una bola taladrada gira entre asientos elásticos, lo cual permite la circulación directa en la posición abierta y corta el paso cuando se gira la bola  $90^\circ$  y cierra el conducto.

- Válvula mariposa: La válvula mariposa es de  $\frac{1}{4}$  de vuelta, la cual controla la circulación por medio de un disco circular, con el eje en su orificio en ángulos rectos con el sentido de la circulación.
- Válvula diafragma: La válvula diafragma es de vueltas múltiples y efectúan el cierre por medio de un diafragma flexible por medio de un compresor. Cuando el vástago de la válvula hace descender el compresor, el diafragma produce sellamiento y corta la circulación [24].

Según su accionamiento: El accionamiento hace referencia al mecanismo que acciona la válvula, este puede ser neumático (por aire), eléctrico (por electricidad) o hidráulico (por líquido) [25].

#### 2.1.5.2.3.4 Variador de frecuencia

Un variador de frecuencia es un regulador industrial que se encuentra entre la alimentación energética y el motor. La energía de la red pasa por el variador y la regula antes de que ésta llegue al motor para luego ajustar la frecuencia y la tensión en función de los requisitos del proceso.

Los variadores de frecuencia reducen la potencia de salida de una aplicación, como una bomba o un ventilador, mediante el control de la velocidad del motor, garantizando que no funcione a una velocidad superior a la necesaria [26].

## 2.2 Identificación de sistemas

Los procesos industriales están sujetos a severos requerimientos de eficacia, disponibilidad y seguridad, la complejidad de los mismos crece constantemente y esto hace necesario el desarrollo de herramientas automáticas de ayuda al operador humano. Para aumentar la competitividad en la industria ha sido necesario desarrollar nuevas técnicas, métodos y herramientas que permitan maximizar la eficiencia de los procesos,

desarrollando controladores de gran calidad. Para ello es imprescindible conocer el comportamiento dinámico del proceso a controlar, principalmente de las partes críticas.

En la ingeniería de control existen varios métodos para la identificación de sistemas, los cuales han ido desarrollándose a través del tiempo en respuesta a las necesidades cada vez mayores de la industria. Es importante recalcar que la tecnología ha jugado un papel muy importante en la reducción de la complejidad de las técnicas convencionales para la identificación de sistemas. A continuación, se detallan las técnicas más resaltantes [27].

### 2.2.1 Modelamiento matemático

Un modelo matemático es la “réplica” de las relaciones reales entre las entradas y salidas de un sistema, dichas relaciones se sustituyen por ecuaciones matemáticas, las cuales describen el comportamiento físico del sistema. Las leyes físicas que gobiernan el proceso son analizadas para producir las ecuaciones del modelo, que usualmente son complejas y no lineales. Con la finalidad de entender el comportamiento de un sistema es necesario obtener el modelo matemático que lo representa [28].

El modelamiento matemático representa una alternativa al diseñador, cuando en la identificación de sistemas no es posible obtener los datos de entrada y salida. Este método requiere un conocimiento especializado del proceso en cuestión.

Se deben tener en cuenta algunos aspectos importantes sobre la construcción de un modelo matemático:

- Un modelo se desarrolla siempre a partir de una serie de aproximaciones e hipótesis, por lo tanto, es una representación parcial de la realidad.
- Es imposible representar todos los aspectos físicos del proceso, solo se espera capturar aquellos aspectos más relevantes para el problema en cuestión.

- Un modelo se construye para una finalidad específica y debe ser formulado para que sea útil a dicho fin.
- Un modelo tiene que ser por necesidad un compromiso entre la simplicidad y la necesidad de recoger los aspectos esenciales del sistema en estudio.

### 2.2.2 Modelamiento experimental

En muchas situaciones prácticas, es mejor tratar el proceso dinámico como una “caja negra” para obtener una descripción matemática razonable. En estos casos, las características más importantes del sistema se identifican a partir de su respuesta a funciones de entrada conocidas. Esta técnica se utiliza fundamentalmente en aquellos casos donde los principios fundamentales del proceso no son claramente entendidos, o en aquellos donde el modelado riguroso llevaría a modelos demasiado complicados para los objetivos de control.

Aun cuando no se conozcan los principios que producen el desempeño de la respuesta que tiene un sistema al ser sometido a una señal de entrada conocida (típicamente escalón), es posible desarrollar un modelo para este sistema correlacionando directamente los datos de entrada y salida, sin recurrir a ninguna ley de la naturaleza y propiedades intrínsecas del sistema.

Ya que el proceso de identificación requiere datos experimentales, puede en primera instancia llevarse a cabo mediante la operación normal del proceso. Sin embargo, es práctica usual suspender la operación normal del proceso y realizar experimentos especialmente diseñados para el desarrollo de modelos experimentales. En el caso de proceder con datos obtenidos en operación normal se dice que la identificación se realiza “en línea”, en caso contrario se dice que se realiza “fuera de línea”.

El primer paso de la identificación es la determinación del modelo a usar, el cual deberá ser el más simple posible, tal que su estructura permita explicar el comportamiento de los datos de entrada/salida. Un conjunto típico es el de las funciones de transferencia

de primer o segundo orden con retardo de tiempo. La selección de la estructura es la etapa más difícil de un procedimiento de identificación porque algunos de los aspectos que involucra requieren decisiones que deben basarse en la intuición, experiencia y conocimiento previo del sistema a identificar. En este punto es importante el análisis y conocimiento de la dinámica del proceso, por ejemplo, realizando una excitación tipo escalón, podemos determinar si el proceso corresponde a un sistema de primer orden con retardo o si serán necesarios modelos más complejos. Afortunadamente, en la industria la mayoría de procesos son sistemas de primer orden [29].

### 2.2.2.1 Identificación basada en respuesta al escalón

Una de los métodos más usados en identificación de sistemas en la práctica es el basado en la respuesta a una excitación de tipo escalón, esto es básicamente, debido a su simplicidad.

La principal estrategia de identificación a la respuesta al escalón es el ajustar funciones teóricas de respuesta al escalón a datos experimentales de la respuesta del proceso a este tipo de entradas. La respuesta experimental se obtiene implementando un cambio al escalón en la variable de entrada del proceso y grabando los cambios observados en la variable de salida.

La formulación del modelo consiste en inspeccionar los datos de la respuesta al escalón y proponer potenciales modelos candidatos y en obtener, para estos modelos, la respuesta teórica al escalón.

La estimación de parámetros consiste en obtener los valores de los parámetros desconocidos del modelo que proveen el mejor ajuste de los datos. El modelo potencial más utilizado es un sistema de primer orden con retardo de la forma:

$$G(s) = \frac{Ke^{-\tau s}}{Ts+1} \quad (4)$$

Cuyos parámetros son  $K$ ,  $T$  y  $\tau$ , que son la ganancia, constante de tiempo y retardo del sistema respectivamente [29].

La validación del modelo involucra graficar la respuesta al escalón teórica del modelo identificado y evaluación de su ajuste a datos experimentales.

### 2.2.3 Modelamiento asistido por software especializado

Como bien saben los ingenieros de control, disponer de un modelo de planta preciso es fundamental para diseñar un controlador robusto y de alto rendimiento. Si ya existe un modelo de planta (en forma de función de transferencia, representación de espacio de estados o diagrama de bloques de Simulink®), el ajuste de las ganancias del controlador PID resulta sencillo. Pero, ¿Qué ocurre si no se dispone de un modelo de planta y no resulta fácil crear uno a partir de los primeros principios? Puede que el sistema que se debe controlar sea demasiado complejo para modelarlo, o bien que no exista suficiente información sobre las cualidades físicas del sistema. Entonces, ¿La única opción es retocar las ganancias en el propio hardware y esperar que esto no provoque daños en él?

Por suerte, la respuesta es no. En situaciones como esta, se puede recurrir a la identificación del sistema. La identificación del sistema permite crear un modelo matemático para describir un sistema físico a partir de los datos de las pruebas de entrada-salida medidos.

Es posible crear una función de transferencia de planta a partir de los datos de las pruebas de entrada-salida, así como el uso de esta función de transferencia para ajustar automáticamente las ganancias de un controlador PID. Es posible completar dicha tarea mediante la aplicación PID Tuner de Control System Toolbox™ de Matlab©.

El flujo de trabajo consta de tres pasos principales:

- Importación de datos de pruebas de entrada-salida.
- Identificación del modelo de planta a partir de los datos.
- Uso del modelo de planta identificado para ajustar las ganancias del controlador PID.

Es decir, luego de los dos primeros pasos la planta queda identificada con una función de transferencia creada a partir de los datos de entrada-salida [30].

Se encontrará mayor detalle los pasos mencionados en la sección 3.1.6.4.3.

## **2.3 Estrategias de control**

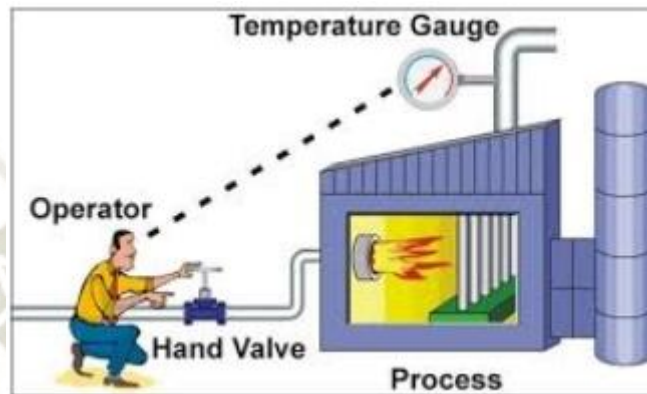
Si bien es cierto que la estrategia de control más utilizada en la industria es el PID (alrededor del 90%) [31], existen muchas otras que pueden brindar significativas mejoras frente a simples y convencionales estrategias de control. A pesar de que la cantidad de problemas que requieren este tipo de estrategias pueden ser pocos, típicamente involucran procesos críticos que afectan significativamente los objetivos clave de una empresa, como la calidad del producto, la operatividad y disponibilidad del proceso y el cumplimiento de metas con respecto a estándares de medio ambiente o seguridad. Las estrategias actuales de diseño de controladores pueden clasificarse en 2 grupos: control convencional y control avanzado.

### **2.3.1 Estrategias de control convencional**

#### **2.3.1.1 Control manual**

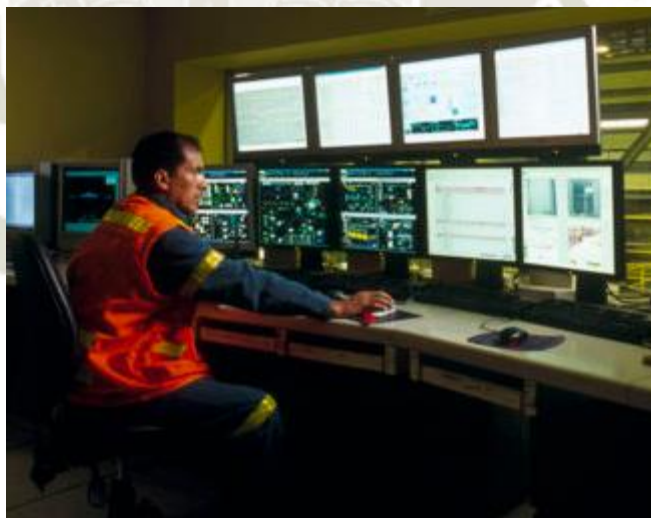
El control manual es el tipo de control en el que existe intervención de una persona en la acción de control y regular el comportamiento del sistema. Esta persona (en industria llamado operador) participa en forma activa para conducir al sistema a los valores deseados. En industria la participación del operador puede ser tanto local como remota.

El control manual local lo realiza un operador de campo registrando la inspección del sistema a través de los sentidos y de indicadores locales de variables de proceso. El control manual remoto lo realiza un operador de cuarto de control a través de una computadora que cuenta con un interfaz que muestra en tiempo real el funcionamiento de la planta (Sistema SCADA), además de las variables de proceso críticas y alarmas [32].



*Figura 2.9. Operador de campo ejerciendo control manual local.*

*Fuente: <https://prezi.com/zi65rr6ob5bn/sistema-de-control-manual/>*



*Figura 2.10. Operador de cuarto de control ejerciendo control manual remoto.*

*Fuente: <http://antamina15ymas.com/galeria-de-fotos/>*

### 2.3.1.2 Control On/Off

El control On/Off como su nombre lo indica es un control todo o nada, encendido o apagado, abierto o cerrado, sólo tiene dos posiciones como un interruptor. Produce una continua desviación del valor de referencia ya que no tiene la capacidad de producir un valor exacto en la variable controlada.

Este tipo de control se caracteriza por su sencillez y facilidad de diseño, pero tiene la gran desventaja de producir un desgaste considerable en el actuador, ya que al llegar a la cercanía del punto de referencia el controlador enviará comandos sucesivos de encendido y apagado, lo cual no es aceptable en la mayoría de aplicaciones prácticas.

Una de las pocas aplicaciones que puede tener este tipo de control es el control de temperatura, debido a la característica inherente de variación lenta de esta variable [33].

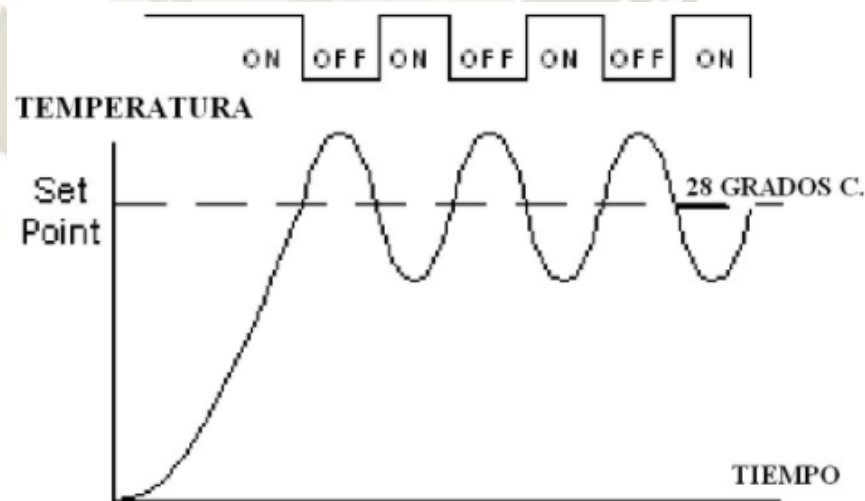


Figura 2.11. Control On/Off de temperatura.

Fuente: <http://electronicamag.blogspot.pe/2013/09/control-on-off-de-temperatura-con-el.html>

### 2.3.1.3 Control On/Off con histéresis

Es una variación del control on/off para hacerlo más viable en términos prácticos. Consiste en establecer una banda en la que la variable de proceso puede permanecer sin producir una acción en el actuador. De esta forma se reduce el desgaste en el mismo y su ciclo de vida permanece dentro de márgenes aceptables.

Este tipo de control se usa en aplicaciones no críticas debido a que la variable de proceso no seguirá a un valor fijo, sino que oscilará entre un rango amplio de valores. En industria es usado en varios sistemas secundarios como por ejemplo el control de nivel de un sumidero o el control de temperatura de una oficina [33].

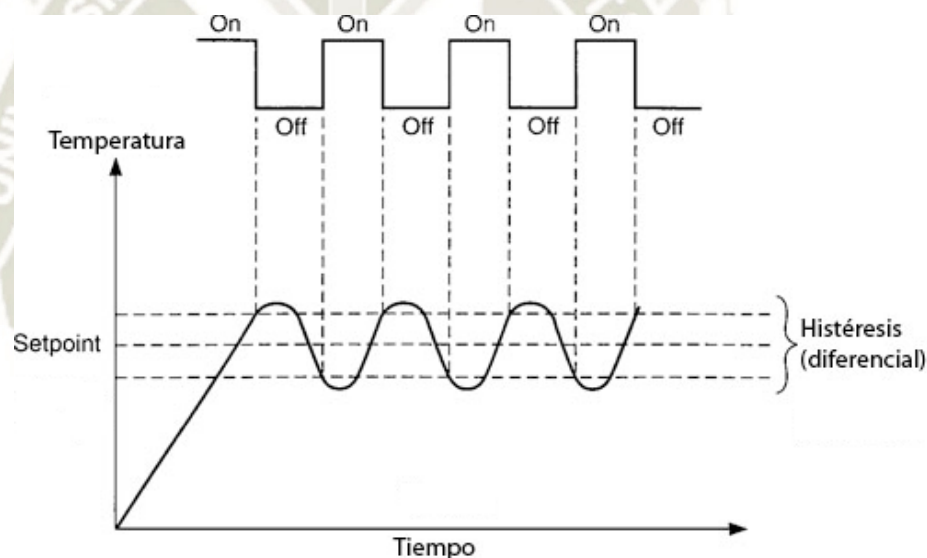


Figura 2.12. Control On/Off de temperatura con histéresis.

Fuente:

[http://www.sapiensman.com/tecnoficio/electricidad/instrumentacion\\_industrial4.php](http://www.sapiensman.com/tecnoficio/electricidad/instrumentacion_industrial4.php)

### 2.3.1.4 Control de relación

El control de relación (ratio) es una estrategia de control que se caracteriza por mantener la misma relación de dos o más señales que están estrictamente relacionadas. Normalmente se tienen dos señales, una de ellas es llamada señal libre y la otra es la señal controlada. Esta última depende directamente del valor de la señal libre.

Es usado en aplicaciones de mezclas de sustancias con una composición definida. En la Figura 2.13 se puede apreciar un ejemplo de control de relación. El caudal controlado (FIC-102) aumenta o disminuye para mantener la relación correcta con el caudal libre (FT-101), este último no es controlado por el lazo. El valor deseado para el controlador es igual al valor medido del caudal libre multiplicado por un valor definido, este factor puede ser fijo o ajustado por el operador [34].

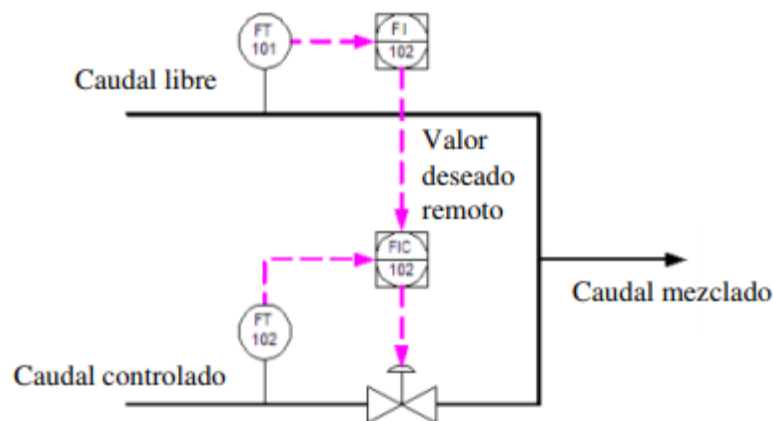


Figura 2.13. Control de relación de dos caudales.

Fuente: <http://materias.fi.uba.ar/7609/material/S1100SCME.pdf>

### 2.3.1.5 Control feedforward

El control feedforward, también llamado prealimentación, es una estrategia de control que mide las perturbaciones que llegan al sistema y actúa compensando las mismas para que no modifiquen significativamente la salida. Permite prever las modificaciones que va a sufrir el sistema y las compensa antes de que la salida del sistema cambie, siempre y cuando la perturbación sea una señal medible. El control feedforward puro sólo responde a perturbaciones del sistema ya que es un sistema de control de lazo abierto, el error se suele presentar debido a que no se mide ni se compensa la salida del sistema.

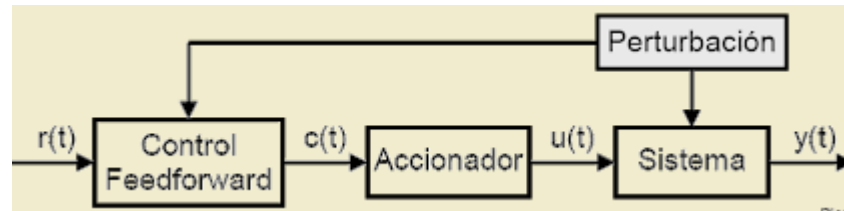


Figura 2.14. Diagrama de bloques del control feedforward.

Fuente: [https://sites.google.com/site/picuino/feedforward\\_control](https://sites.google.com/site/picuino/feedforward_control)

Ya que el control feedforward es una estrategia de control en lazo abierto se suele combinar con otras estrategias de control en lazo cerrado que permitan reducir el error en la salida, como un control PID. Podría decirse que el control feedforward es anticipativo y el control en lazo cerrado es correctivo, combinando ambos se puede mejorar significativamente el desempeño de un sistema [35].

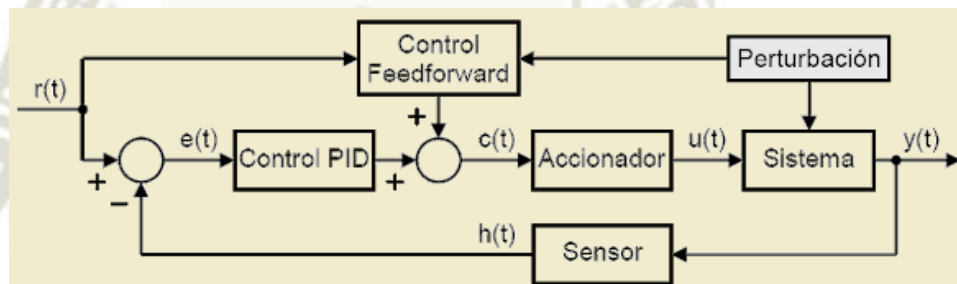


Figura 2.15. Diagrama de bloques de control PID y feedforward combinados.

Fuente: [https://sites.google.com/site/picuino/feedforward\\_control](https://sites.google.com/site/picuino/feedforward_control)

### 2.3.1.6 Control PID

Un controlador PID (Proporcional Integrativo Derivativo) es un mecanismo de control genérico sobre una realimentación de bucle cerrado, ampliamente usado en la industria para el control de procesos. El PID es un sistema cuya entrada es un error calculado a partir de la variable de proceso deseada (punto de consigna) menos la variable de proceso obtenida y cuya salida es utilizada como entrada en el sistema que se desea controlar. El controlador intenta minimizar el error ajustando la entrada del sistema.

El controlador PID está determinado por tres parámetros: el proporcional, el integral y el derivativo. Dependiendo de la modalidad del controlador alguno de estos

valores puede ser cero. Cada uno de estos parámetros influye sobre alguna característica de la salida (tiempo de establecimiento, sobreoscilación, etc.) [36].

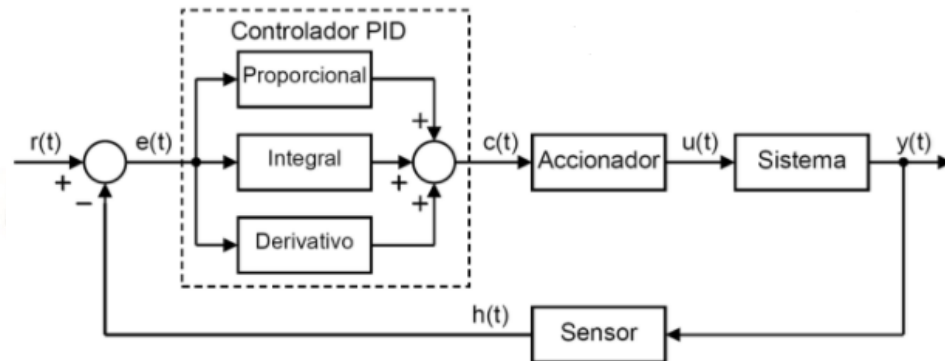


Figura 2.16. Sistema de control en lazo cerrado con control PID.

Fuente: <http://www.picuno.com/es/arduprog/control-pid.html>

#### 2.3.1.6.1 Acción proporcional

La respuesta proporcional es la base de los tres modos de control, si los otros dos están presentes, éstos son sumados a la respuesta proporcional. La acción proporcional se refiere a que el cambio en la salida del controlador es proporcional al cambio en la variable de proceso medida, este múltiplo es llamado “ganancia” del controlador [36].

#### 2.3.1.6.2 Acción integral

La acción integral proporciona una respuesta proporcional a la integral del error, esta acción elimina el error en régimen estacionario provocado por la acción proporcional. Sin embargo, se obtiene un mayor tiempo de establecimiento, una respuesta más lenta y un periodo de oscilación mayor [36].

#### 2.3.1.6.3 Acción derivativa

La acción derivativa proporciona una respuesta proporcional a la derivada del error (razón de cambio del error). Añadiendo esta acción de control a las anteriores se disminuye el exceso de las sobreoscilaciones [36].

Cada acción del controlador PID depende de su respectiva constante y de la ganancia  $K_p$ , como se muestra en (2), la ecuación del controlador PID tiene la siguiente forma:

$$C_{PID}(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K_p T_d \frac{de(t)}{dt} \quad (5)$$

#### 2.3.1.6.4 Sintonización de controladores PID

La sintonización de controladores PID consiste en calcular los valores de las constantes  $K_p$ ,  $T_i$  y  $T_d$ , de manera tal que permitan al sistema tener una respuesta óptima o por lo menos aceptable dentro de ciertas especificaciones de operación. Existen varios métodos de sintonización, los más recurrentes se detallan a continuación.

##### 2.3.1.6.4.1 Método de sintonización por prueba y error.

Este método de sintonización es heurístico y se basa en la modificación manual de las constantes bajo ciertos pasos o reglas generales. Se repite el procedimiento hasta conseguir una respuesta aceptable (prueba y error) [37].

##### Paso 1: Acción proporcional

- Ajustar el tiempo integral ( $T_i$ ) al máximo valor.
- Ajustar el tiempo derivativo ( $T_d$ ) al mínimo valor.
- Empezando con ganancia ( $K_p$ ) baja se va aumentando hasta obtener las características de respuesta deseadas.

##### Paso 2: Acción integral

- Reducir el tiempo integral hasta anular el error en estado estacionario, a pesar de que la oscilación sea excesiva.
- Disminuir ligeramente la ganancia.
- Repetir hasta obtener las características de respuesta deseadas.

Paso 3: Acción derivativa

- Mantener la ganancia y el tiempo integral obtenidos anteriormente.
- Aumentar la ganancia derivativa hasta obtener características similares, pero con la respuesta más rápida.
- Aumentar ligeramente la ganancia si fuera necesario.

Existen ciertas repercusiones en la estabilidad, en la velocidad de respuesta y en la presencia del error estacionario al aumentar o disminuir los valores de las constantes de un controlador PID, como se muestra en la Tabla 2.1.

*Tabla 2.1. Reglas generales de sintonización de un controlador PID.*

	$K_p$ aumenta	$T_i$ disminuye	$T_d$ aumenta
Estabilidad	Disminuye	Disminuye	Aumenta
Velocidad	Aumenta	Aumenta	Aumenta
Error estacionario	No eliminado	Eliminado	No eliminado

*Fuente:*

*<http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/El%20controlador%20PID.pdf>*

### 2.3.1.6.4.2 Método de sintonización Ziegler – Nichols

El método de sintonización Ziegler – Nichols tiene dos métodos: En bucle abierto y en bucle cerrado:

Bucle abierto: Sólo es aplicable para sistemas de primer orden (respuesta al escalón con forma de S), la planta debe ser sometida a un escalón y evaluar la curva de respuesta en forma de S, la cual se caracteriza por tener tres parámetros: la ganancia K, el tiempo de retardo  $T_0$  y la constante de tiempo  $T_p$ . El tiempo de retardo  $T_0$  es el tiempo que tarda el sistema en registrar una respuesta luego de aplicársele un escalón. La constante de tiempo  $T_p$  es el tiempo en el que la respuesta llega al 63.2% del valor en estado estacionario, tomando como inicio el tiempo  $T_0$ , como muestra (6).

$$T_p = t_2 - T_0 \quad (6)$$

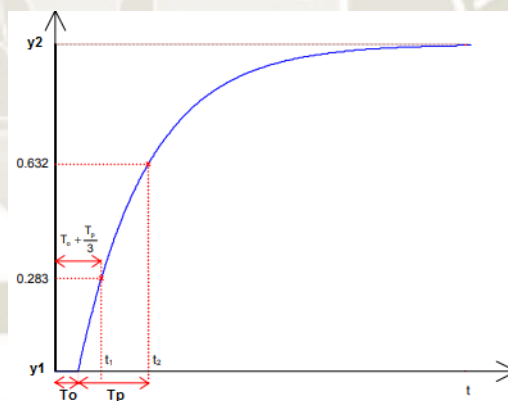


Figura 2.17. Respuesta al escalón de un sistema de primer orden.

Fuente:

[http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste\\_empirico.pdf](http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste_empirico.pdf)

Asimismo, K se calcula mediante (7).

$$K = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1} \quad (7)$$

Donde  $x_1$  y  $x_2$  corresponden a las posiciones inicial y final del actuador respectivamente.

Luego de haber conseguido los parámetros  $K$ ,  $T_0$  y  $T_p$  se deben aplicar las siguientes fórmulas para obtener los valores de  $K_p$ ,  $T_i$  y  $T_d$  respectivamente:

Tabla 2.2. Fórmulas para obtener los valores de las constantes de un controlador PID usando el método de bucle abierto de Ziegler-Nichols.

Tipo	$K_p$	$T_i$	$T_d$
Controlador P	$\frac{T_p}{KT_0}$	-	-
Controlador PI	$0.9 \frac{T_p}{KT_0}$	$\frac{T_0}{0.3}$	-
Controlador PID	$1.2 \frac{T_p}{KT_0}$	$2T_p$	$0.5T_0$

Fuente:

[http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste\\_empirico.pdf](http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste_empirico.pdf)

Bucle cerrado: Sólo es aplicable para sistemas que pueden ser llevados al límite de oscilación, se establecen  $T_i$  muy grande y  $T_d = 0$ , usando sólo la acción proporcional se incrementa  $K_p$  a un valor crítico  $K_c$  en donde la salida exhiba oscilaciones. Se determina los valores de  $K_c$  y  $P$  de manera experimental, como se muestra en la Figura 2.18.

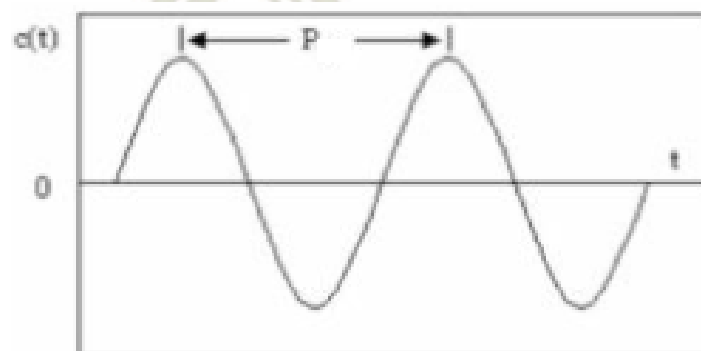


Figura 2.18. Periodo de oscilación  $P$ .

Fuente:

[http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste\\_empirico.pdf](http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste_empirico.pdf)

Luego de haber obtenido los parámetros  $K_c$  y  $P$  se deben aplicar las siguientes fórmulas para obtener los valores de  $K_p$ ,  $T_i$  y  $T_d$  respectivamente [38]:

*Tabla 2.3. Fórmulas para obtener los valores de las constantes de un controlador PID usando el método de bucle cerrado de Ziegler-Nichols.*

	$K_p$	$T_i$	$T_d$
Controlador P	$0.5K_c$	-	-
Controlador PI	$0.45K_c$	$\frac{1}{1.2}P$	-
Controlador PID	$0.6K_c$	$0.45P$	$0.125P$

*Fuente:*

[http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste\\_empirico.pdf](http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste_empirico.pdf)

#### 2.3.1.6.4.3 Método de sintonización usando PID Tuner

PID Tuner es una herramienta gráfica de Control System Toolbox™ de Matlab© que permite la sintonización de controladores P, PI o PID a partir de datos experimentales de entrada y salida de la planta, mostrando en pantalla la respuesta del sistema aplicándole el controlador PID sintonizado, ante señales predefinidas (escalón, impulso, etc.). Con PID Tuner puede ajustarse el tiempo de respuesta o el comportamiento transitorio y observar la modificación de las constantes del controlador ( $K_p$ ,  $T_i$ ,  $T_d$ ) y parámetros de respuesta como tiempo de establecimiento, sobreimpulso, etc.

Para obtener el controlador PID sintonizado se deben seguir los siguientes pasos:

- Importación de datos de pruebas de entrada-salida.
- Identificación del modelo de planta a partir de los datos.
- Uso del modelo de planta identificado para ajustar las ganancias del controlador PID.

Importación de datos de pruebas de entrada-salida: Los datos de las pruebas de entrada-salida se muestran en la Figura 2.19. Para estimular la dinámica del sistema, se inserta una variación brusca en él a los cinco segundos y registramos la salida (disponible como variable “output” en el espacio de trabajo de Matlab©). El análisis visual de los datos de salida muestra que parece capturar los cambios en la dinámica del sistema. La entrada escalonada es una forma habitual de estimular la dinámica del sistema, pero se pueden emplear otras señales de impulso en su lugar.

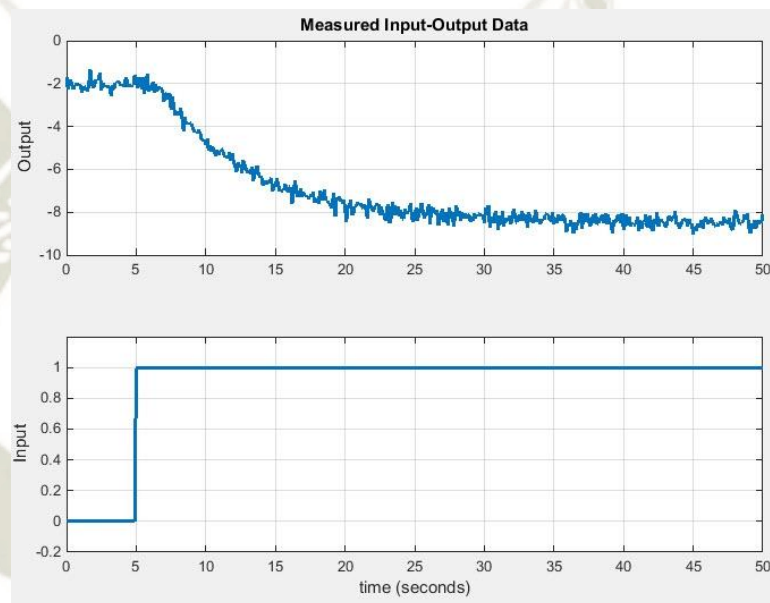


Figura 2.19. Datos importados al espacio de trabajo de Matlab©.

Fuente: <https://la.mathworks.com/company/newsletters/articles/tuning-a-pid-controller-when-a-plant-model-is-not-available.html>

Se selecciona la opción para identificar una nueva planta a partir de datos de entrada-salida (Figura 2.20) y se especifica las señales de salida y entrada (Figura 2.22). Dado que la entrada en el sistema es una señal en escalón, especificamos las características de la señal insertada en el sistema y los datos donde se almacena la señal de salida medida. Esta herramienta también permite importar datos de entrada-salida arbitrarios (Figura 2.21).

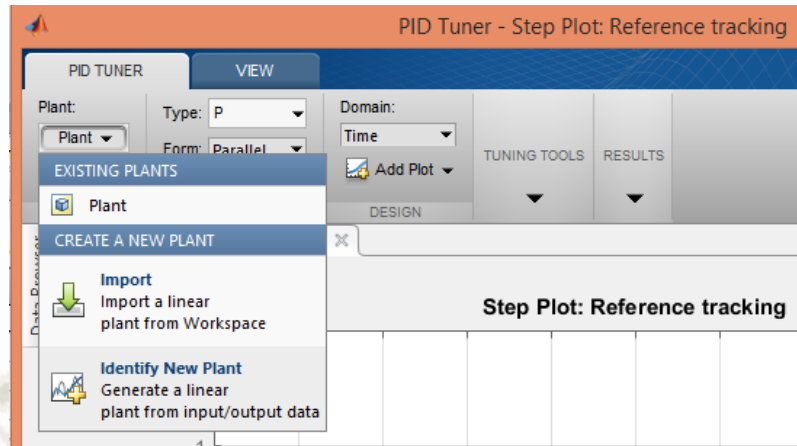


Figura 2.20. Identificación de la planta desde PID Tuner.

Fuente: PID Tuner.

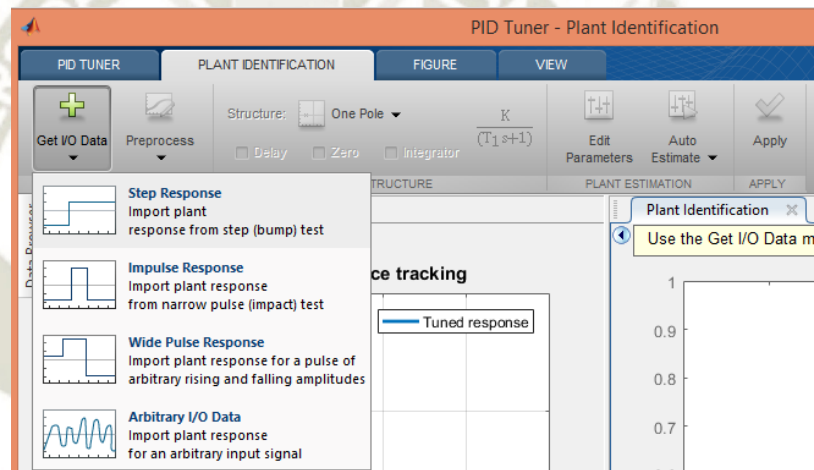


Figura 2.21. Importación de datos para una respuesta al escalón.

Fuente: PID Tuner.

Una vez consignados los datos se procede a importar.

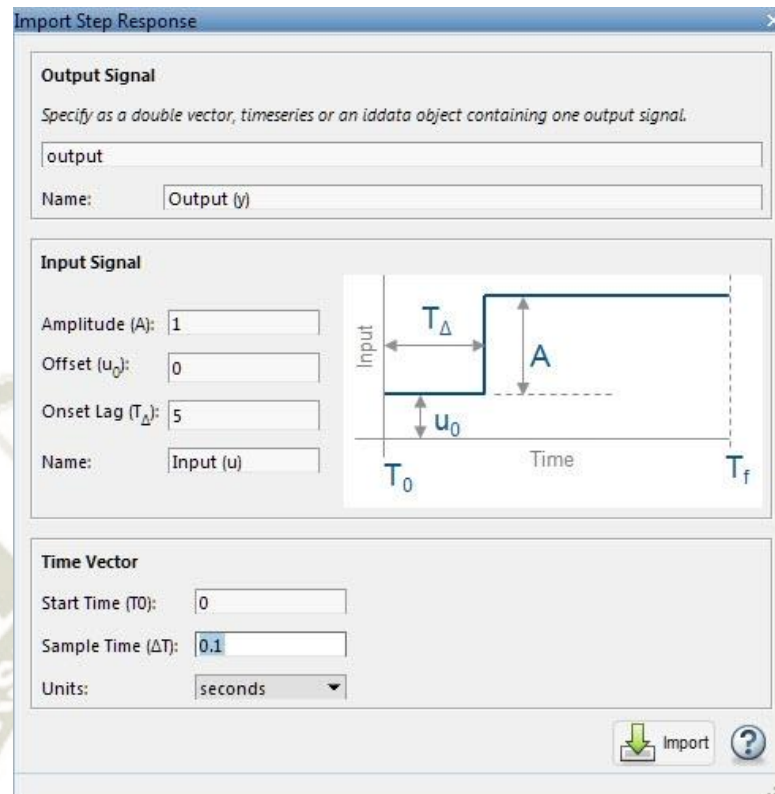


Figura 2.22. Asignación de datos para respuesta al escalón.

Fuente: PID Tuner.

Identificación del modelo de planta a partir de los datos: Una vez importados los datos, se aplican las técnicas de identificación de sistemas a fin de crear un modelo de planta. La identificación del sistema implica elegir una estructura de modelo de planta y valores de parámetros para esa estructura que hagan coincidir la salida del modelo simulado con los datos de salida medidos. PID Tuner ofrece la posibilidad de procesar previamente los datos medidos, seleccionar una estructura de modelo y ajustar los parámetros del modelo hasta que la salida del modelo simulado coincida con los datos de las pruebas.

La línea verde de la Figura 2.23 muestra la salida medida del sistema. Ahora se tiene que seleccionar la estructura del modelo y ajustar los parámetros del modelo hasta que exista un buen ajuste entre la salida medida del sistema y la respuesta del modelo de planta identificado. La línea azul de la Figura 2.23 muestra la respuesta inicial del modelo de planta identificado (con la estructura y los valores de parámetros del modelo

predeterminados). Es necesario afinar el modelo para mejorar el ajuste entre las líneas azul y verde. Se puede probar con rapidez diferentes estructuras de modelo mediante la selección en una lista desplegable que ofrece PID Tuner. Entre las opciones están modelos de un polo, un par de polos reales, un par de polos subamortiguados y de espacio de estados de un orden determinado. También podemos especificar si el modelo debe incluir retardo temporal, cero y un integrador.

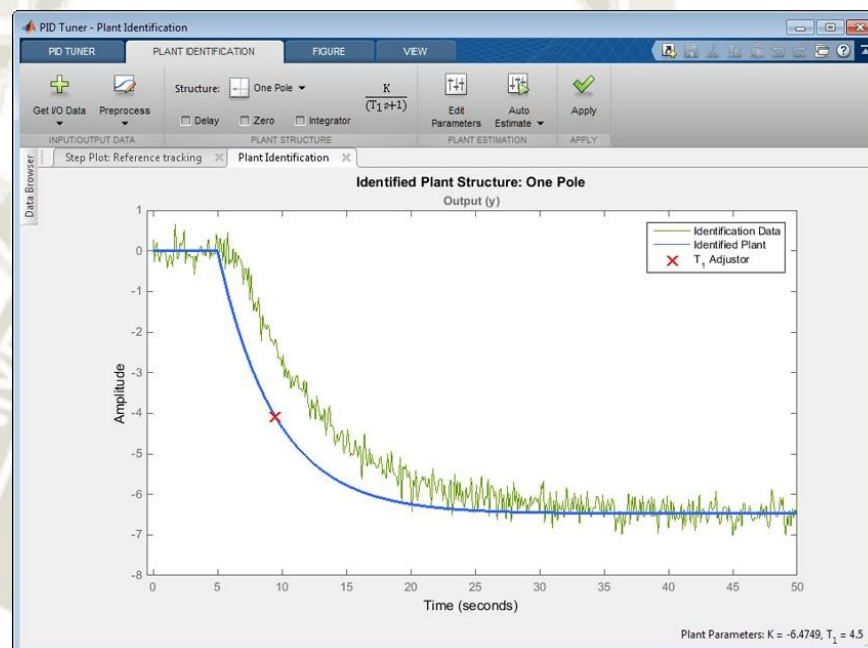


Figura 2.23. Datos medidos y respuesta del modelo.

Fuente: <https://la.mathworks.com/company/newsletters/articles/tuning-a-pid-controller-when-a-plant-model-is-not-available.html>

Después de seleccionar la estructura del modelo, podemos ajustar los parámetros de forma interactiva o dejar que PID Tuner calcule automáticamente los valores de los parámetros para una estructura de modelo dada. En el caso de los datos de la Figura 2.24 se obtuvo un buen ajuste gracias al uso de un modelo de primer orden con retardo temporal. En caso de no haber obtenido un buen ajuste con esta función de transferencia de orden bajo, se puede ajustar un modelo de orden superior a los datos con facilidad. Bastaría con seleccionar un modelo de orden superior en la lista desplegable. PID Tuner calcularía automáticamente los valores de los parámetros.

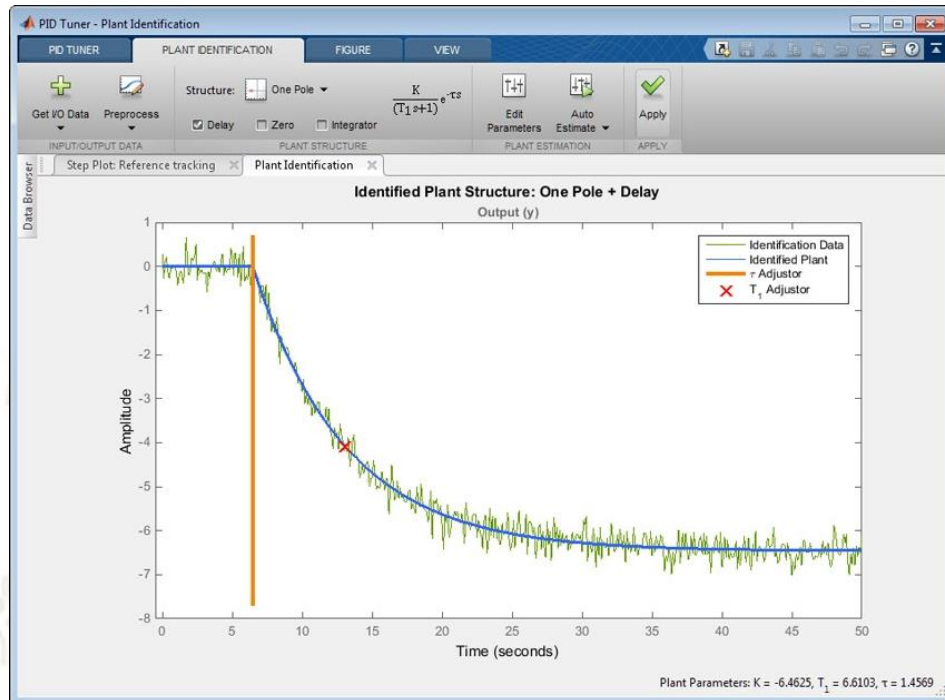


Figura 2.24. Función de transferencia de primer orden con retardo temporal.

Fuente: <https://la.mathworks.com/company/newsletters/articles/tuning-a-pid-controller-when-a-plant-model-is-not-available.html>

Ajuste del controlador PID: Ahora que se ha identificado un modelo de planta, puede ser usado para ajustar las ganancias del controlador PID. PID Tuner calcula automáticamente las ganancias del controlador a fin de ofrecer una respuesta rápida y estable. Se pueden utilizar los controles deslizantes interactivos a fin de ajustar el rendimiento de lazo cerrado [30].

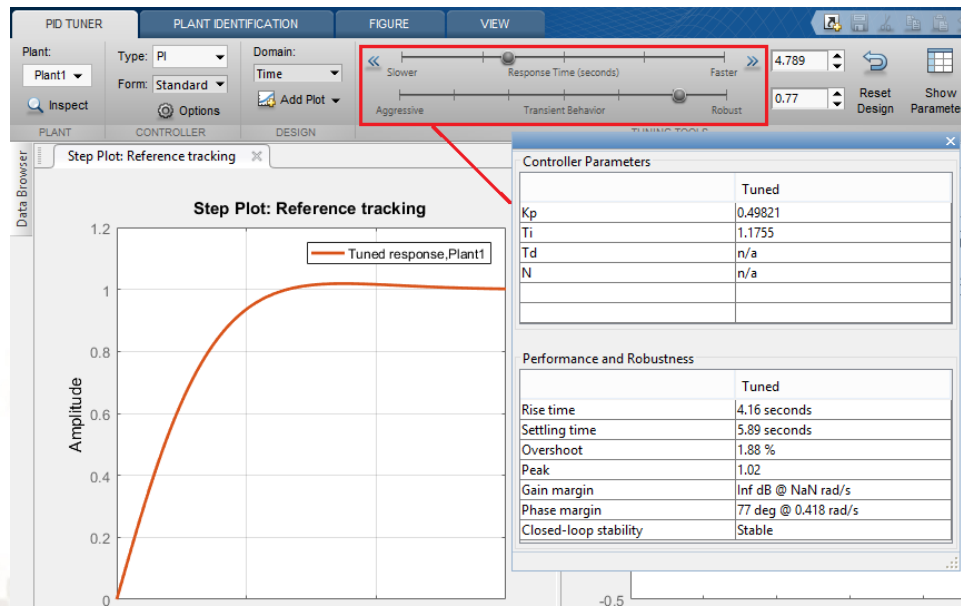


Figura 2.25. Ajuste de constantes y parámetros del controlador PID.

Fuente: PID Tuner.

### 2.3.2 Estrategias de control avanzado

El término “Control avanzado de procesos” es bastante subjetivo, pudiendo tener diferentes significados para diferentes personas, dependiendo de su historial y experiencia. De manera general, describe una práctica que reúne elementos de varias disciplinas desde ingeniería de control, procesamiento de señales, estadística, inteligencia artificial hasta ingeniería de hardware y software [39].

El control avanzado hace referencia a la aplicación de estrategias de control automático que trascienden a las que usualmente se aplican en control de procesos. A continuación, se numeran algunas estrategias de control avanzado y se referencian las respectivas fuentes de búsqueda para mayor detalle.

#### 2.3.2.1 Control robusto

En la teoría de control robusto el sistema es tratado matemáticamente como un conjunto o una familia de modelos, representada por un modelo nominal y una

incertidumbre acotada. Esta incertidumbre puede ser agregada al modelo nominal de diferentes formas, llevando a diferentes tratamientos del problema [40].

### **2.3.2.2 Control adaptativo**

El control adaptativo es un tipo de control que consiste en adaptar los parámetros variables de un proceso a fin de mantener un funcionamiento adecuado de un sistema.

Un sistema de control adaptativo posee las siguientes etapas de funcionamiento:

- 1) Funciona con las condiciones del controlador definidas en base a una condición supuesta.
- 2) El desempeño deseable se compara continuamente con el desempeño real del sistema.
- 3) Los parámetros del sistema de control se ajustan de manera automática y continua para minimizar la diferencia entre el desempeño deseado y el real [41].

### **2.3.2.3 Control predictivo**

El control predictivo utiliza el modelo matemático del proceso a controlar para predecir el comportamiento futuro del sistema, y en base a este comportamiento futuro puede predecir la señal de control futura [42].

Un controlador predictivo posee una estrategia de funcionamiento específica con pasos definidos.

#### 2.3.2.4 Control difuso

El control difuso se basa en el concepto de lógica difusa, la cual está asociada con la manera en la que las personas perciben el medio, por ejemplo, con la altura de una persona o la temperatura dominante en una habitación, cotidianamente se formulan de manera ambigua y dependiendo de quién perciba el efecto físico o químico, será su enunciado acerca de tal fenómeno. Una persona puede ser alta o baja, o una temperatura puede ser baja, moderada, o alta, se dice que estas afirmaciones acerca de alguna variable son ambiguas porque bajo o alto son afirmaciones del observador y estas pueden variar de un observador a otro. Uno se puede preguntar qué tan baja es la temperatura cuando decimos frío, o qué tan alta es cuando decimos caliente.

Los conjuntos difusos definen justamente estas ambigüedades, los cuales intentan modelar la ambigüedad con la que se percibe una variable. Con los conjuntos difusos se realizan afirmaciones lógicas de si – entonces, que intentan emular el pensamiento humano. En el caso del control en industria, se debe tener en cuenta la experiencia o base de conocimiento del operador [43].

Los conceptos generales del control difuso se detallan a continuación.

##### 2.3.2.4.1 Conjuntos difusos

Los conjuntos difusos son una extensión de los clásicos, donde se añade una función de membresía, la cual está definida como un número real entre 0 y 1. Se le asocia un determinado valor lingüístico, definido por una palabra o etiqueta lingüística, la cual es el nombre del conjunto o subconjunto. Por cada conjunto se define una función de membresía denominada  $u_{A(x)}$ , que indica el grado en que la variable  $x$  está incluida en el concepto representado por la etiqueta  $A$  ( $0 \leq u_{A(x)} \leq 1$ ), si esta función toma el valor 0 significa que tal valor de  $x$  no está incluido en  $A$  y si toma el valor 1 significa que está absolutamente incluido en  $A$  [44].

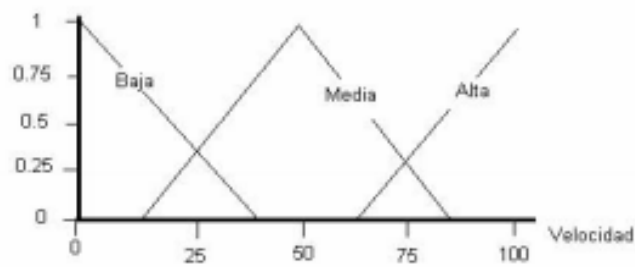


Figura 2.26. Subconjuntos difusos para el conjunto velocidad.

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

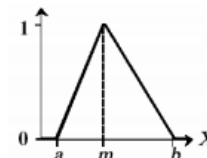
### 2.3.2.4.2 Funciones de membresía

Las funciones de membresía representan el grado de pertenencia de un elemento a un subconjunto definido por una etiqueta [44].

Existen varias formas para las funciones de membresía, las más comunes se detallan en la Figura 2.27.

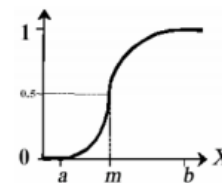
Forma Triangular

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



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

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

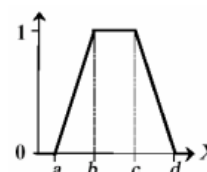


Figura 2.27. Formas de funciones de membresía.

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

### 2.3.2.4.3 Operaciones difusas

A los subconjuntos se les puede aplicar determinados operadores o realizar operaciones entre ellos, al aplicar estas operaciones a un conjunto se obtiene otro conjunto.

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

1. Complemento  $u_{\bar{A}}(x) = 1 - u_A(x)$  (8)

2. Unión.  $u_{A \cup B}(x) = \max[u_A(x), u_B(x)]$  (9)

3. Intersección.  $u_{A \cap B}(x) = \min[u_A(x), u_B(x)]$  (10)

Estas operaciones pueden verse como las operaciones lógicas NOT, OR y AND respectivamente [44].

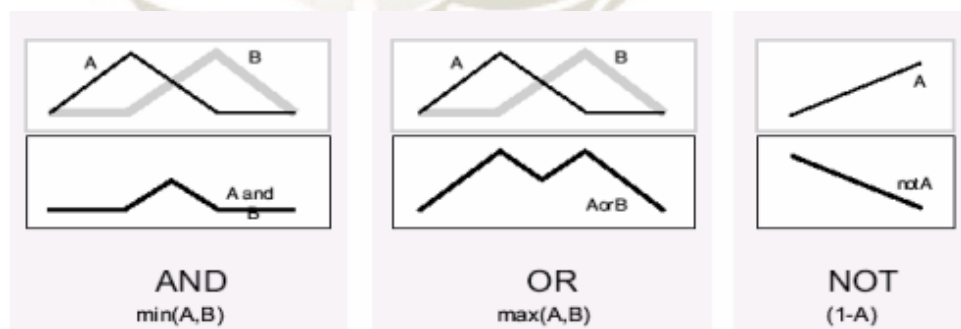


Figura 2.28. Operaciones lógicas difusas.

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

#### 2.3.2.4.4 Fuzzificación

Es un procedimiento matemático en el que se convierte la variable medida del proceso en un valor en cada función de membresía a las cuales pertenece [44].

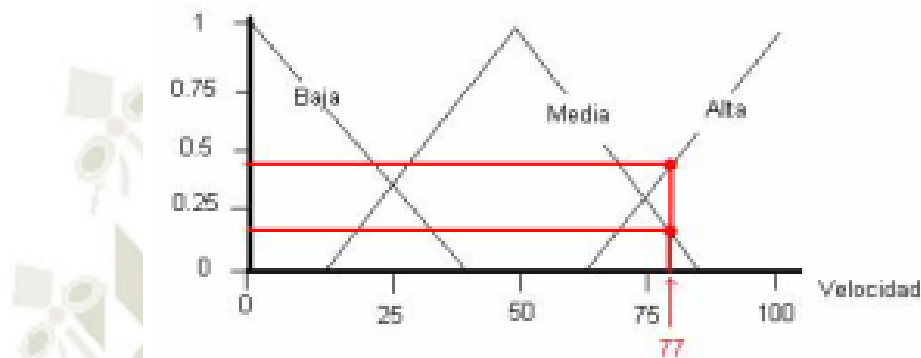


Figura 2.29. Fuzzificación de una variable.

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

La Figura 2.29 arroja los siguientes datos:  $u_{Alta}(77)=0.45$ ,  $u_{Media}(77)=0.20$  y  $u_{Baja}(77)=0.00$ , el valor de velocidad 77 pertenece a dos conjuntos con distintos grados en cada uno.

#### 2.3.2.4.5 Reglas difusas

Los controladores difusos usan reglas que combinan uno o más conjuntos borrosos de entrada (antecedentes) y le asocian un conjunto borroso de salida (consecuente). Son afirmaciones del tipo si – entonces, los conjuntos difusos del antecedente se asocian mediante operaciones lógicas difusas.

Las reglas difusas son proposiciones que permiten expresar el conocimiento que se dispone entre antecedentes y consecuente. Para expresar este conocimiento de manera completa se requieren varias reglas que se agrupan formando la base de reglas, la edición de la base de reglas determina cual será el comportamiento del controlador difuso y es aquí donde se emula el conocimiento o experiencia del operador en el proceso.

La base de reglas suele representarse por tablas, en la medida que la cantidad de variables lingüísticas crece, también lo hará la tabla, y más difícil será su edición. Junto a cada regla puede estar asociado un valor entre cero y uno que brinda un peso a tal regla, esto es importante cuando una regla tiene un menor o mayor peso que otras de la base de reglas.

Existe gran variedad de tipos de reglas, pero en general se emplean dos: Mamdani y Takagi-Sugeno, cuya estructura se detalla a continuación [44].

- Reglas difusas de Mamdani

IF  $x_1$  is A AND  $x_2$  is B AND  $x_3$  is C THEN  $u_1$  is D

- Reglas difusas de Takagi-Sugeno

IF  $x_1$  is A AND  $x_2$  is B AND  $x_3$  is C THEN  $u_1=f(x_1, x_2, x_3)$

Las principales diferencias entre una estructura Mamdani y Sugeno son [45]:

Mamdani:

- Posee una función de membresía como salida.
- El resultado es obtenido a través de reglas de defuzzificación.
- Superficie de salida no continua.
- Aplicable a sistemas MISO y MIMO.
- Fácil de interpretar.
- Poca flexibilidad para el diseño.

- Alta carga computacional.

Sugeno:

- No posee una función de membresía como salida.
- El resultado es obtenido a través de un promedio ponderado del consecuente.
- Superficie de salida continua.
- Aplicable sólo a sistemas MISO.
- Difícil de interpretar.
- Bastante flexibilidad para el diseño.
- Baja carga computacional.

#### 2.3.2.4.6 Defuzzificación

Es un proceso matemático usado para convertir un conjunto difuso en un número real. El sistema de inferencia difusa obtiene la salida difusa a partir de la información de entrada, pero en términos difusos. El dato de salida debe ser un número real y para ellos existen diferentes métodos de defuzzificación, los cuales se detallan a continuación.

- Centro de gravedad: La salida responde a una ecuación que calcula el centro de gravedad de cada conjunto de salida correspondiente a cada regla. Es el método más usado.



Figura 2.30. Defuzzificación por centro de gravedad.  $F=37.1$ .

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

- Media del máximo: La salida es el valor medio de los valores cuyas funciones de membresía alcanzan el valor máximo.

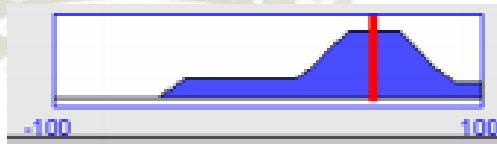


Figura 2.31. Defuzzificación por media del máximo.  $F=50$ .

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

- Máximo menor: La salida es el valor medio de los valores cuyas funciones de membresía generan el valor más alto de la función de membresía.



Figura 2.32. Defuzzificación por máximo menor.  $F=40$ .

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

- Máximo mayor: La salida es el máximo valor de todos aquellos que generan el valor más alto de la función de membresía.

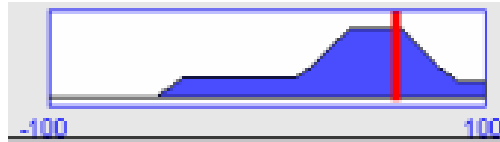


Figura 2.33. Defuzzificación por máximo mayor.  $F=60$ .

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

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

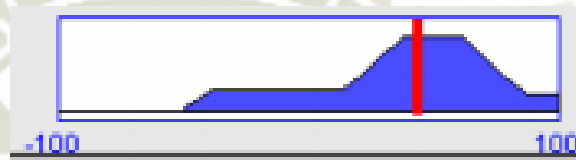


Figura 2.34. Defuzzificación por bisector de área.  $F=44$ .

Fuente:

[http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)

- Criterio del máximo: La salida es aquella para la cual la función de membresía alcanza su máximo valor.

Tanto la fuzzificación como la defuzzificación son el nexo del sistema difuso con el mundo real [44].

#### 2.3.2.4.7 Sistema de inferencia difusa

La inferencia difusa es el proceso de formulación del mapeo de una entrada dada hacia una salida usando lógica difusa. Este mapeo provee la base para tomar decisiones o discernir patrones. El proceso de inferencia difusa comprende 5 partes detalladas a continuación [46].

### 2.3.2.4.7.1 Fuzzificación de las variables de entrada

El primer paso es tomar las entradas y determinar su grado de pertenencia a cada función de membresía. Cada entrada es fuzzificada a través de cada función de membresía requerida por las reglas difusas [46].

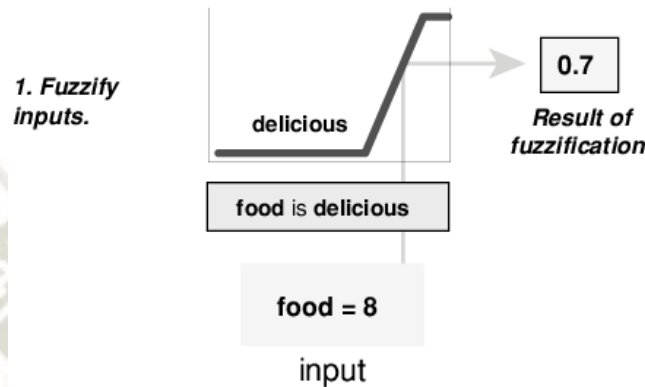


Figura 2.35. Fuzzificación de las entradas.

Fuente: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/fuzzy-inference-process.html>

### 2.3.2.4.7.2 Aplicación del operador difuso

Luego de que las entradas han sido fuzzificadas, se conoce el grado de pertenencia de cada parte del antecedente de las reglas difusas. Si el antecedente de una regla tiene más de una parte, el operador difuso es aplicado para obtener un número que represente el resultado del antecedente de dicha regla. Las entradas al operador difuso son dos o más valores de membresía provenientes de las entradas fuzzificadas [46].

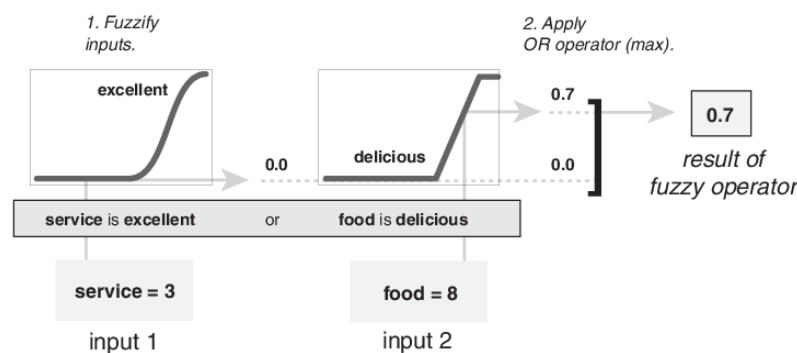


Figura 2.36. Aplicación del operador difuso.

Fuente: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/fuzzy-inference-process.html>

### 2.3.2.4.7.3 Implicación del antecedente al consecuente

Antes de aplicar el método de implicación, se debe determinar el peso de la regla difusa. Cada regla difusa tiene un peso (número de 0 a 1) que es aplicado al número dado por el antecedente, se puede disminuir el efecto de una regla difusa en relación a las otras modificando el valor del peso a un número distinto de 1.

Después de haber definido el peso de cada regla difusa, el método de implicación es aplicado. El consecuente es un conjunto difuso representado por una función de membresía el cual es deformado usando una función asociada al antecedente. La entrada del proceso de implicación es un número dado por el antecedente y la salida es un conjunto difuso [46].

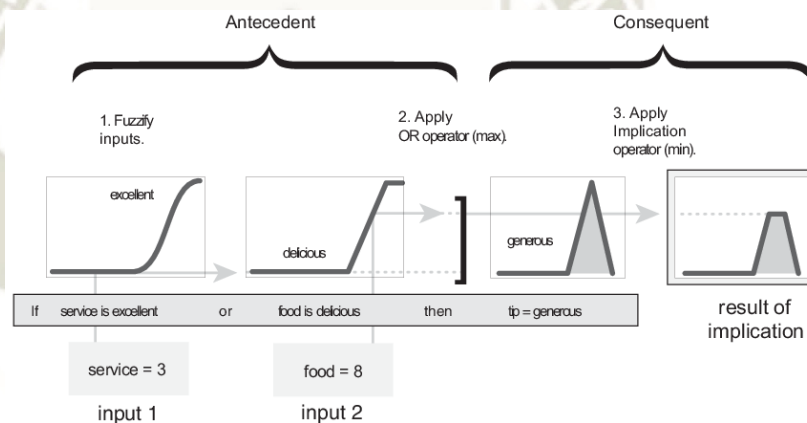


Figura 2.37. Implicación del antecedente al consecuente.

Fuente: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/fuzzy-inference-process.html>

### 2.3.2.4.7.4 Agregación de las salidas

Como las decisiones están basadas en evaluar todas las reglas difusas en un sistema de inferencia difusa, las salidas de dichas reglas deben ser combinadas de alguna manera. La agregación es el proceso por el cual los conjuntos difusos que representan las salidas de cada regla son combinados en un único conjunto difuso. La agregación ocurre una por cada variable de salida. La entrada del proceso de agregación es la lista de

funciones de salida truncadas resultantes del proceso de implicación para cada regla difusa y la salida es un único conjunto difuso [46].

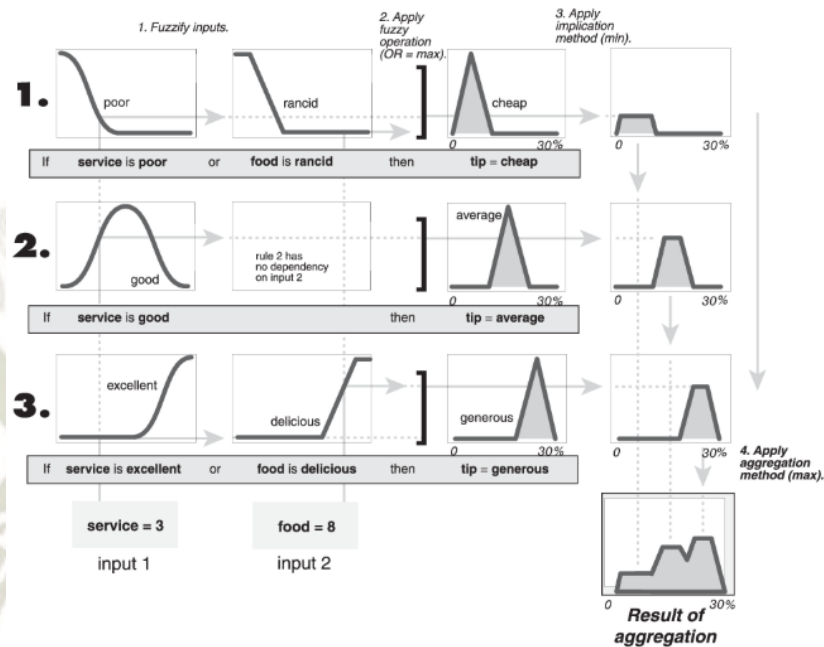


Figura 2.38. Agregación de las salidas.

Fuente: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/fuzzy-inference-process.html>

### 2.3.2.4.7.5 Defuzzificación de la salida agregada

Por mucho que lo difuso ayuda a evaluar las reglas difusas durante los pasos intermedios, la salida final deseada es un número. Sin embargo, el conjunto difuso agregado comprende un rango de valores de salida y debe ser defuzzificado para obtener un número de salida de dicho conjunto [46].

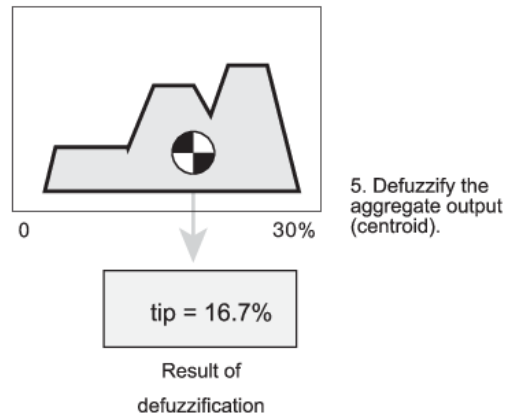


Figura 2.39. Defuzzificación de la salida agregada.

Fuente: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/fuzzy-inference-process.html>

La Figura 2.40 resume el sistema de inferencia difusa.

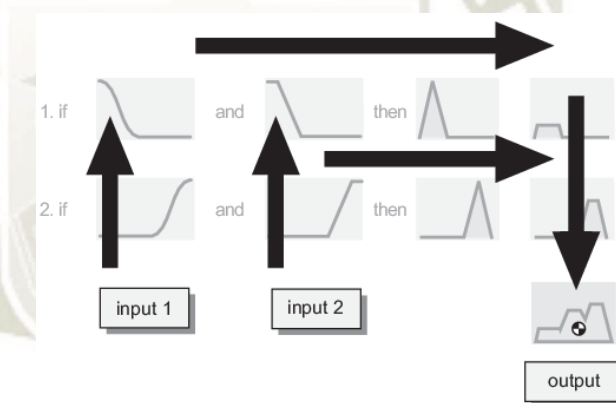


Figura 2.40. Proceso de un sistema de inferencia difusa.

Fuente: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/fuzzy-inference-process.html>

## 2.4 Indicadores de rendimiento

Toda organización requiere manejar información sobre el estado de los distintos procesos que desarrolla y compararlo con los objetivos trazados. Para lograr esto, es necesario implementar variables medibles que representen el rendimiento del negocio, llamados indicadores de rendimiento. Estos indicadores deben poseer una serie de características que permitan ser fácilmente interpretados y utilizados en con la finalidad de mejorar el desempeño de todas las partes que componen la organización.

Un indicador es un parámetro numérico que facilita la información sobre un factor crítico identificado en una organización, proceso, negocio, etc., respecto a las expectativas en cuanto a calidad, producción, costos y plazos. Son prácticamente imprescindibles en el manejo de una empresa, ya que siempre se debe conocer el estado y rendimiento de sus procesos.

Los indicadores deben ser claros, medibles, entendibles, controlables, fiables y objetivos. Proporcionan visibilidad e información para facilitar valores comparables con objetivos, esto facilita la prevención de sucesos que puedan perjudicar a la organización [47].

#### **2.4.1 Indicadores clave de rendimiento**

Existen indicadores que representan variables más críticas que otras, o brindan un conocimiento más específico o determinante sobre la calidad y el desempeño del proceso o producto. Estos indicadores son llamados indicadores clave de rendimiento, más conocidos por sus siglas en inglés KPI.

Los indicadores se organizan en un cuadro donde se extraen los más importantes, surgiendo los KPI. Como todo indicador, un KPI está directamente relacionado con un objetivo fijado previamente y normalmente se expresa en valores porcentuales. Son mediciones utilizadas para cuantificar el cumplimiento de los objetivos, reflejan el rendimiento de una organización y generalmente se recogen en su plan estratégico para definir una línea de acción futura [48].

##### **2.4.1.1 Características**

Se definen las características de los KPI:

- 1) Deben estar alineados con los objetivos y estrategia de la compañía, este punto es muy importante, ya que, si el KPI no es objetivo y no existe un nexo claro con el negocio de la compañía, deja de ser KPI.

- 2) Deben ser fáciles de entender, es de vital importancia que sea claro y conciso para la correcta medición y entendimiento de la productividad de la compañía.
- 3) Deben permitir una acción, un indicador que no puede ser influenciado, no es un buen indicador.
- 4) Deben estar en contexto, deberá ser fácil adaptar un KPI a la creación de nuevos objetivos y/o límites, esto es parte del mejoramiento continuo de la industria [49].

#### 2.4.1.2 Objetivos

El objetivo de un KPI es encontrar la mejor manera de representar la cadena productiva completa del negocio, la función del control de indicadores tiene dos propósitos principales:

- 1) Desarrollar y guiar; ya que presenta una base para la formulación e implementación de futuras estrategias organizacionales.
- 2) Motivación; la correcta gestión induce a los equipos de trabajo a cumplir con los objetivos e incluso superarlos [50].

## CAPÍTULO III

### DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y MODELAMIENTO MATEMÁTICO

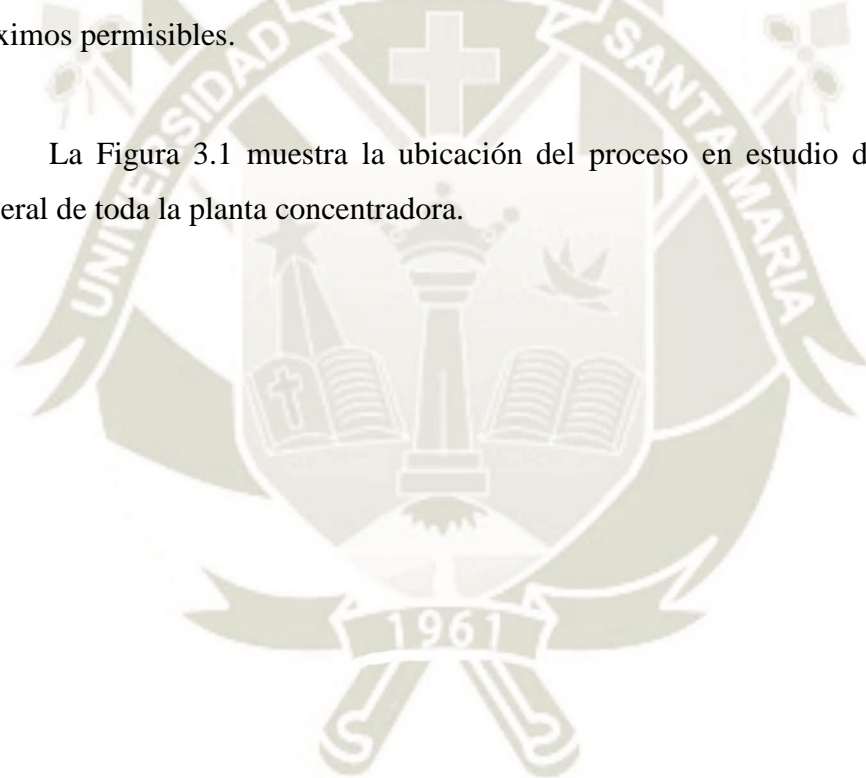
#### 3.1 Descripción del proceso

La disponibilidad del agua es uno de los factores más importantes en la minería, ya que es usada en el procesamiento de los minerales, extracción hidrometalúrgica, supresión de polvo, entre otras operaciones. El acceso a un suministro de agua seguro y estable es fundamental para las operaciones mineras. Sin agua, una mina no puede funcionar, por lo tanto, la disponibilidad y la adecuada gestión del agua es clave para la sostenibilidad minera.

El agua recuperada proviene específicamente de las bombas de barcasas ubicadas en el valle este de la presa de relaves que bombean el agua recuperada hacia el tanque principal de recuperación de agua, el cual se encarga de almacenar el agua recuperada para su posterior distribución y reutilización en la concentradora. Uno de estos usos es el agua destinada a la supresión de polvo del área de chancado secundario almacenada por un tanque de transferencia.

Se evaluará un proceso de nivel de un tanque de transferencia de agua recuperada del área de recuperación de agua y manejo de relaves de una planta minera, el agua del tanque de transferencia está destinada a la supresión de polvo en fajas transportadoras del área de chancado secundario, la disponibilidad de agua de dicho tanque es muy importante para la operación, ya que la excesiva emisión del polvo puede generar problemas en la salud de los operadores de planta y ocasionar daños en los equipos y/o instrumentos que se encuentren en su entorno. Además, la normativa medioambiental penaliza a las organizaciones que emitan cantidades de polvo que superen los límites máximos permisibles.

La Figura 3.1 muestra la ubicación del proceso en estudio dentro de la vista general de toda la planta concentradora.



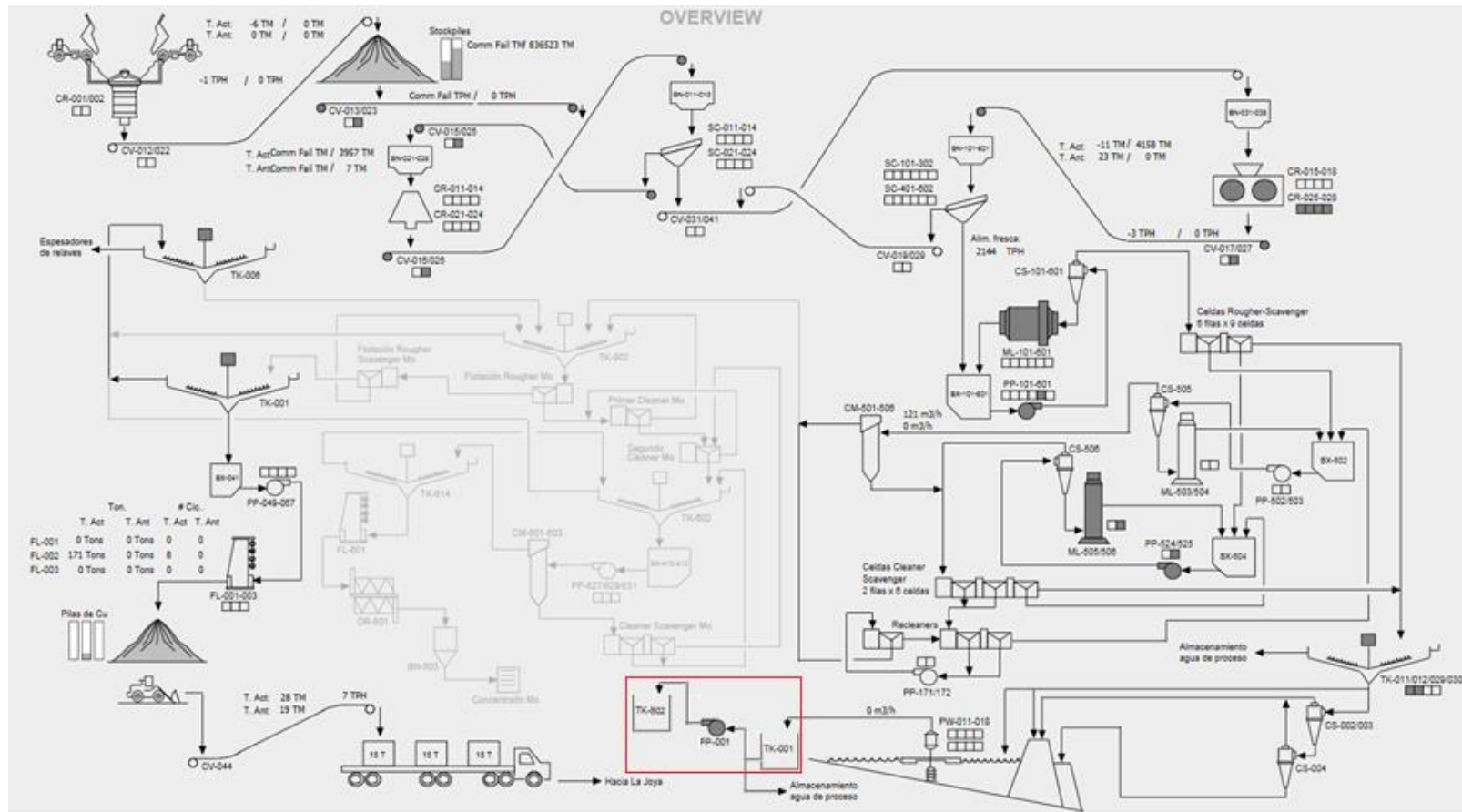


Figura 3.1. Ubicación del proceso en estudio dentro de la planta.

Fuente: Elaboración propia.

### 3.1.1 Filosofía de control

El propósito del sistema de colección de agua recuperada destinada a la supresión de polvo es recolectar agua del tanque principal de recuperación de agua (TK-001) mediante una bomba centrífuga de transferencia (PP-001) y depositarla en el tanque de transferencia (TK-002), para luego ser usada en el sistema de supresión de polvo de fajas transportadoras del área de chancado secundario.

El nivel del tanque de transferencia TK-002 es medido por el sensor de nivel ultrasónico LE-001 y la señal es enviada al sistema de control mediante el transmisor LIT-001. Dicho nivel es controlado por la válvula modulante LV-001, ubicada a la entrada del tanque de transferencia y cuyo porcentaje de apertura será comandado ya sea por el controlador PID o el controlador difuso elegido previamente por el operador desde la pantalla de supervisión y control. Ambos controladores son representados por un solo lazo de control (LIC-001), ya que actuará o bien el PID o bien el difuso, nunca ambos a la vez. Adicionalmente se cuenta con una alarma de nivel alto (LAH-001) del tanque de transferencia, que se activa cuando el nivel sobrepase los 1.91 m de altura.

También se cuenta con señales propias de monitoreo del proceso; como son el flujo de ingreso y salida del tanque de transferencia, representados por FI-001 y FI-002 respectivamente, estas señales no ejercen control sobre el proceso, son simplemente de visualización. Se debe tener en consideración que dichos flujos son calculados, ya que no se cuenta con flujómetros físicos instalados en campo.

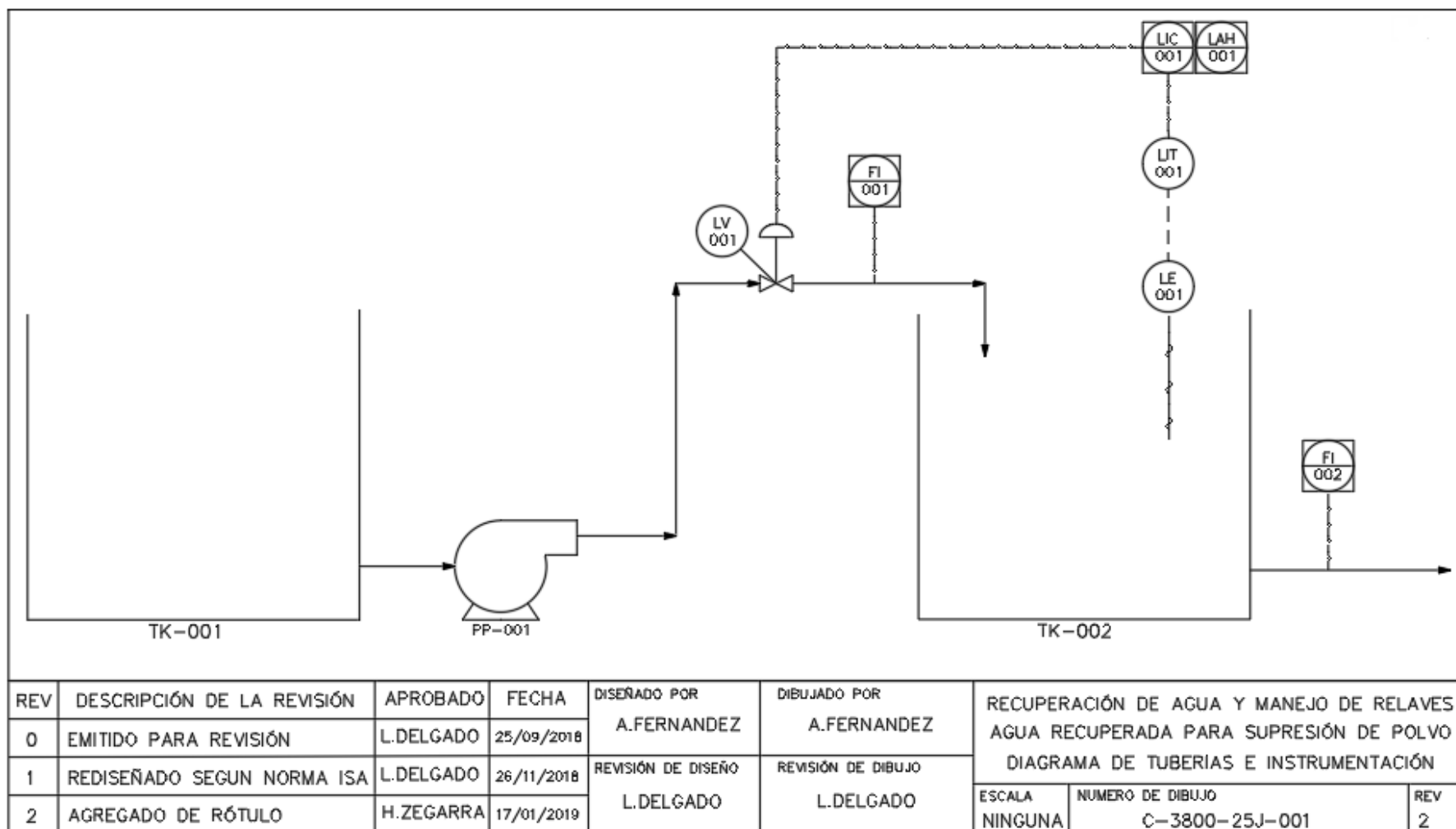


Figura 3.2 Diagrama de tuberías e instrumentación del proceso.

Fuente: Elaboración propia.

El sistema simulado está alineado con el proceso de recuperación de agua descrito, todos los datos considerados para la simulación fueron tomados del proceso real, los cuales validarán los resultados que se obtengan en el presente estudio.

### 3.2 Especificaciones técnicas

Las especificaciones técnicas se basan en encontrar valores de consumo de energía total del proceso, es decir, flujos, corriente, potencia, etc.

El flujo de agua requerido para la supresión de polvo está determinado por la carga que transportan las fajas de chancado secundario equipadas con los aspersores de polvo, las cuales son 2 (CV-016 y CV-026) y transportan en promedio un flujo másico de 1000 ton/h cada una.

La cantidad de agua necesaria para combatir el polvo depende de las circunstancias: naturaleza de la roca o del mineral, humedad natural, condiciones atmosféricas, etc. Por término medio, en trabajos que se efectúan en rocas duras podrán necesitarse entre 180 y 270 litros de agua por tonelada explotada [51].

Considerando el peor de los casos, es decir, el mayor requerimiento de agua; 270 L/ton a un flujo másico de 2000 ton/h (2 fajas) se tiene un flujo de salida requerido del tanque de transferencia de:

$$q_{oREQ} = \left(270 \frac{L}{ton}\right) \left(2000 \frac{ton}{h}\right) \quad (11)$$

$$q_{oREQ} = \left(540000 \frac{L}{h}\right) \left(\frac{m^3}{1000 L}\right) \left(\frac{h}{3600 s}\right) \quad (12)$$

$$q_{oREQ} = 0.15 \frac{m^3}{s} \quad (13)$$

El flujo de entrada al tanque de transferencia requerido es igual al flujo nominal de la bomba elegida (apartado 4.1.2), entonces:

$$q_{iNOM} = 1800 \left( \frac{m^3}{h} \right) \left( \frac{h}{3600 s} \right) \quad (14)$$

$$q_{iNOM} = 0.5 \frac{m^3}{s} \quad (15)$$

La potencia eléctrica requerida para las características de la bomba elegida es de 160 KW (apartado 4.1.2), la cual se alimenta con 480 V<sub>AC</sub>, se puede calcular la corriente requerida con la siguiente ecuación:

$$I = \frac{P}{\sqrt{3}V \cos \phi} \quad (16)$$

$$I = \frac{(160)(1000)}{(\sqrt{3})(480) \cos 0.8} \quad (17)$$

$$I = 192.5 A \quad (18)$$

La Tabla 3.1 muestra el resumen de las especificaciones técnicas.

*Tabla 3.1. Especificaciones técnicas.*

Flujo de ingreso	Flujo de salida	Potencia	Voltaje	Corriente
0.5 m <sup>3</sup> /h	0.15 m <sup>3</sup> /h	160 KW	480 V	192.5 A

*Fuente: Elaboración propia.*

### 3.3 Características de los equipos e instrumentos

Se describen las características de los equipos del proceso que intervienen en el presente análisis.

#### 3.3.1 Tanque de transferencia

Tabla 3.2. Especificaciones principales del tanque de transferencia.

Tag	TK-002
Tipo	Tanque de acero al carbono
Capacidad	2 m <sup>3</sup>
Dimensiones	1.13 m diámetro x 2 m de altura
Espesor del acero	6 mm

Fuente: Elaboración propia.



Figura 3.3. Tanque de transferencia TK-002.

Fuente: Elaboración propia.

### 3.3.2 Bomba de transferencia

*Tabla 3.3. Especificaciones principales de la bomba de transferencia.*

Tag	PP-001
Fabricante	KSB
Tipo	Bomba centrífuga horizontal
Modelo	LCC-R 250-660
Capacidad	1800 m <sup>3</sup> /h
TDH	25 m

*Fuente: Elaboración propia.*



*Figura 3.4. Bomba de transferencia PP-001.*

*Fuente: Elaboración propia.*

### 3.3.3 Motor de bomba de transferencia

Tabla 3.4. Especificaciones principales del motor de la bomba de transferencia.

Tag	PP-001-M
Fabricante	Baldor
Tipo	Trifásico, asíncrono
Potencia	160 KW
Alimentación	480 V <sub>AC</sub>
Factor de servicio	1.00

Fuente: Elaboración propia.

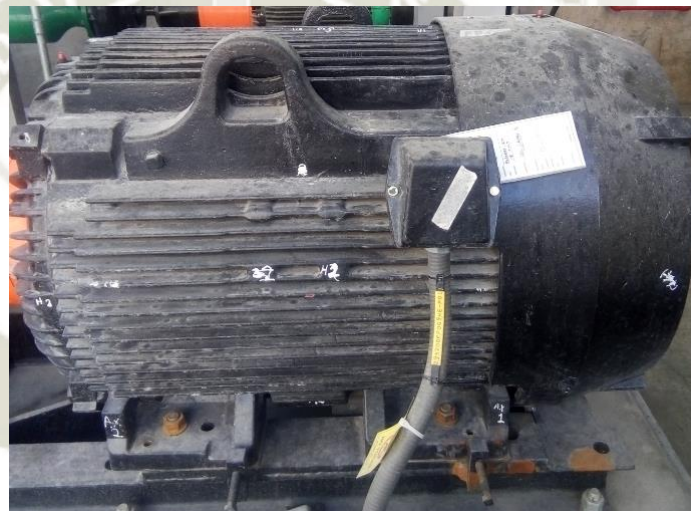


Figura 3.5. Motor de bomba de transferencia PP-001-M.

Fuente: Elaboración propia.

### 3.3.4 Sensor - transmisor de nivel

Tabla 3.5. Especificaciones principales del sensor de nivel.

Tag	LIT-001
Fabricante	Siemens
Tipo	Ultrasónico
Modelo	Sitrans Probe Lu
Rango	12 m
Salida	4 – 20 mA HART®

Fuente: Elaboración propia.



*Figura 3.6. Sensor – transmisor de nivel LIT-001.*

*Fuente: Elaboración propia.*

### 3.3.5 Válvula modulante

*Tabla 3.6. Especificaciones principales de la válvula modulante.*

Tag	LV-001
Fabricante	Festo
Tipo	Diafragma
Fuente	Neumática
Diámetro	8 pulgadas

*Fuente: Elaboración propia.*



*Figura 3.7. Válvula modulante LV-001.*

*Fuente: Elaboración propia.*

### 3.3.6 Posicionador de válvula

*Tabla 3.7. Especificaciones principales del posicionador.*

Tag	LV-001-A
Fabricante	Siemens
Modelo	Sipart PS2
Salida	4 – 20 mA

*Fuente: Elaboración propia.*



*Figura 3.8. Posicionador de válvula modulante LV-001-A.*

*Fuente: Elaboración propia.*

### **3.3.7 Tubería de entrada y salida**

La tubería de entrada al tanque de transferencia es de 8 pulgadas y la de salida es de 10 pulgadas.

## **3.4 Identificación del sistema**

Como se explicó en el capítulo II el modelo matemático del sistema en estudio puede ser obtenido a través de ecuaciones matemáticas que describan el comportamiento físico del sistema o a través de la respuesta que otorga el sistema a partir de una función de entrada conocida.

### **3.4.1 Modelamiento matemático**

Se deben escribir las ecuaciones que describan al sistema para que pueda ser procesado por Simulink®. El análisis se divide en subsistemas para luego ser anidados y modelar el sistema completo.

#### **3.4.1.1 Tanque de transferencia**

Se conoce que [56]:

$$V(t) = A h(t) \quad (19)$$

$$q_{iN}(t) = q_i(t) - q_o(t) \quad (20)$$

Donde:

$V(t)$ : Volumen del tanque en  $m^3$ .

$A$ : Área de la base del tanque en  $m^2$ .

$h(t)$ : Nivel de agua en el tanque en m.

$q_{iN}(t)$ : Flujo neto de entrada al tanque en  $m^3/s$ .

$q_i(t)$ : Flujo de entrada al tanque en  $m^3/s$ .

$q_o(t)$ : Flujo de salida del tanque en  $m^3/s$ .

Matemáticamente el tanque se comporta como un integrador con saturación, es decir con un límite, y ese límite es la altura máxima del tanque.

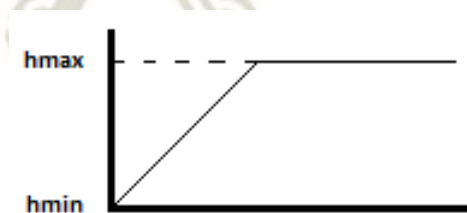


Figura 3.9. Comportamiento del nivel del tanque.

Fuente: Elaboración propia.

El flujo neto de entrada al tanque  $q_{iN}(t)$  se convierte en el volumen  $V(t)$  dentro del tanque (por ser un integrador) y como el área de la base es una constante, se puede

obtener el nivel de agua mediante (21). Debe considerarse un volumen inicial  $V(0)$  en el tanque.

$$h(t) = \frac{V(0) + \int_0^t q_{iN}(t) dt}{A} \quad (21)$$

La representación gráfica de (21) es:

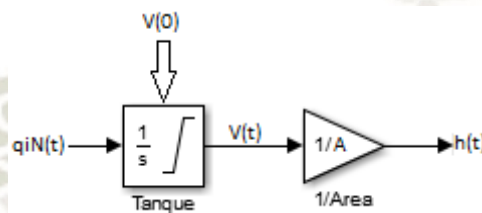


Figura 3.10. Representación gráfica de la ecuación de  $h(t)$ .

Fuente: Elaboración propia.

### 3.4.1.2 Bomba de transferencia y válvula modulante

Del mismo modo que el tanque, la válvula modulante se comporta como un integrador con saturación, los límites de apertura son 0 y 1, dichos valores representan el total cierre y apertura de la válvula respectivamente.

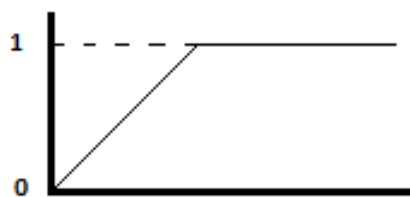


Figura 3.11. Comportamiento de la válvula.

Fuente: Elaboración propia.

La señal de entrada es el comando de control  $C(t)$ , ya sea proveniente del control PID o del control difuso. Debe considerarse una posición inicial de la válvula  $X_v(0)$ . El flujo de descarga de la bomba de transferencia  $Q_P$  se considera constante.

$$X_V(t) = X_V(0) + \int_0^t C(t)dt \quad (22)$$

$$q_i(t) = Q_P X_V(t) \quad (23)$$

Donde:

$X_V(t)$ : Posición de la válvula.

$Q_P$ : Flujo de descarga de la bomba.

La representación gráfica de (23) es:

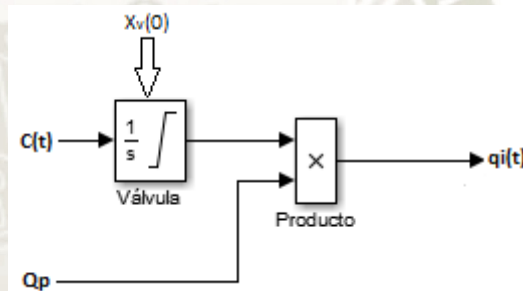


Figura 3.12. Representación gráfica de la ecuación de  $q_i(t)$ .

Fuente: Elaboración propia.

### 3.4.1.3 Flujo de salida

El flujo de salida del tanque  $q_o(t)$  está determinado por:

$$q_o(t) = a v_o(t) \quad (24)$$

Donde:

a: Área transversal de la tubería de salida en  $m^2$ .

$v_o(t)$ : Velocidad de salida de agua del tanque en m/s.

La velocidad de salida de agua está determinada por la energía cinética y potencial que actúan sobre el proceso, aplicando el principio de conservación de energía, la energía potencial perdida en el proceso será igual al incremento de energía cinética en el mismo, es decir:

$$\frac{1}{2}mv^2 = mgh(t) \quad (25)$$

Resolviendo (25):

$$v_o(t) = \sqrt{2gh(t)} \quad (26)$$

Combinando (24) con (26) se obtiene  $q_o(t)$ :

$$q_o(t) = a\sqrt{2gh(t)} \quad (27)$$

### 3.4.1.4 Sistema completo

Las variables que representan al sistema son el nivel del tanque de transferencia  $h(t)$ , el flujo de entrada  $q_i(t)$  y el flujo de salida  $q_o(t)$ , cuyas ecuaciones se consiguieron en (21), (23) y (27). El modelamiento del sistema completo en Simulink® tendrá la siguiente estructura:

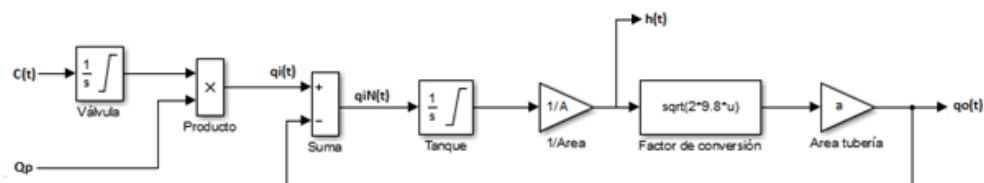


Figura 3.13. Representación gráfica del sistema completo.

Fuente: Elaboración propia.

### 3.4.1.5 Función de transferencia

Se puede determinar la función de transferencia del proceso en base a las ecuaciones matemáticas que describen a un proceso de nivel y los datos que definen la magnitud de los elementos del mismo.

De la descripción de los equipos (apartado 2) se puede obtener los datos correspondientes, los cuales deben representarse en unidades estándar.

$$Q_P = \frac{1800 \text{ m}^3/\text{h}}{3600 \text{ s/h}} = 0.5 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (28)$$

$$A = \pi \left( \frac{1.13}{2} \right)^2 = 1 \text{ m}^2 \quad (29)$$

$$h_m = 2 \text{ m} \quad (30)$$

$$a = \pi \left( \frac{(10 \text{ pulg})(0.0254 \text{ m})}{(1 \text{ pulg})(2)} \right)^2 = 0.05 \text{ m}^2 \quad (31)$$

Donde  $h_m$  representa la altura máxima del tanque.

De la ecuación (21) se conoce que:

$$A \frac{dh(t)}{dt} = q_i(t) - q_o(t) \quad (32)$$

Combinando las ecuaciones (23), (27) y (32) se obtiene:

$$A \frac{dh(t)}{dt} = Q_P X_V(t) - a\sqrt{2gh(t)} \quad (33)$$

La ecuación (33) representa la dinámica del proceso, como puede apreciarse, es un sistema no lineal. En estos casos, lo que se hace es encontrar el modelo matemático en un punto de operación, el cual será el punto de equilibrio del nivel del tanque, es decir:

$$A \frac{dh(t)}{dt} = 0 \quad (34)$$

$$q_i(t) = q_o(t) \quad (35)$$

$$Q_P X_{Ve} = a \sqrt{2gH_e} \quad (36)$$

Donde:

$X_{Ve}$ : Posición de la válvula en el punto de equilibrio.

$H_e$ : Nivel del tanque en el punto de equilibrio.

Resolviendo (36) para  $H_e$ .

$$H_e = \left( \frac{Q_P X_{Ve}}{a \sqrt{2g}} \right)^2 \quad (37)$$

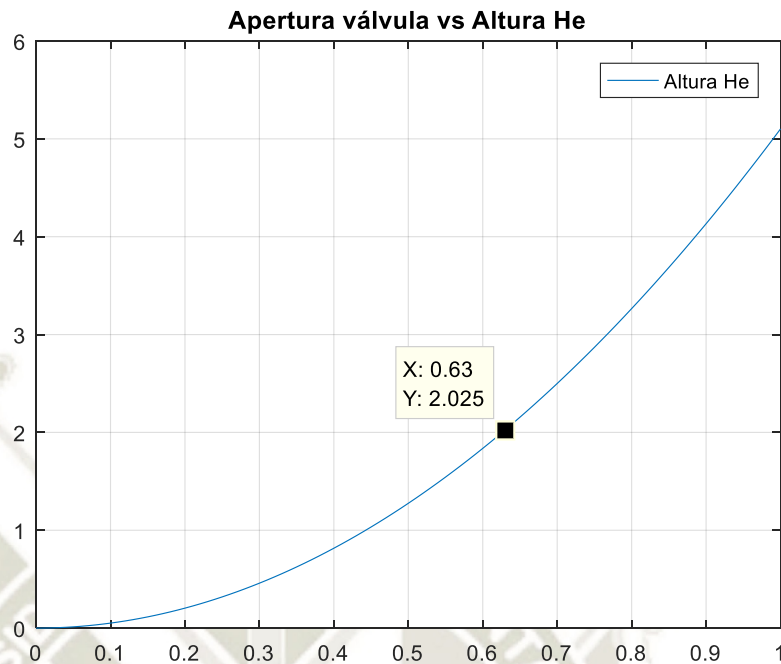


Figura 3.14. Altura  $H_e$  en función de  $X_v$ .

Fuente: Elaboración propia.

La Figura 3.16 muestra como varía  $H_e$  en función de  $X_v$ , como la altura máxima del tanque es 2 metros  $X_v$  deberá tomar valores menores a 0.63. Tomando en cuenta el nivel en el que usualmente opera el proceso (alrededor de 1.5 m) se linealiza para  $X_{ve} = 0.55$ , donde  $H_e = 1.54$  m.

Para encontrar un modelo lineal alrededor del punto  $H_e$  se utiliza expansiones por serie de Taylor.

$$f(X_v, h) = A \frac{dh}{dt} \quad (38)$$

$$f(X_v, h) \cong f(X'_v, h') + \frac{\partial f}{\partial X_v} \Delta X_v | (X'_v, h') + \frac{\partial f}{\partial h} \Delta h | (X'_v, h') \quad (39)$$

Donde:

$$\Delta X_V = X_V - X_V' \quad (40)$$

$$\Delta h = h - h' \quad (41)$$

Resolviendo (39) paso a paso:

$$f(X_V, h) \cong Q_P X_V' - a\sqrt{2gh'} + Q_P \Delta X_V - \frac{a\sqrt{2g}}{2\sqrt{h'}} \Delta h \quad (42)$$

$$f(X_V, h) \cong A \frac{dh(t)}{dt} |_{(X_V', h')} + Q_P \Delta X_V - \frac{a\sqrt{2g}}{2\sqrt{h'}} \Delta h \quad (43)$$

$$A \frac{dh(t)}{dt} - A \frac{dh(t)}{dt} |_{(X_V', h')} \cong Q_P \Delta X_V - \frac{a\sqrt{2g}}{2\sqrt{h'}} \Delta h \quad (44)$$

$$A \frac{d\Delta h(t)}{dt} \cong Q_P \Delta X_V - \frac{a\sqrt{2g}}{2\sqrt{h'}} \Delta h \quad (45)$$

En la ecuación (45) se puede apreciar que el sistema quedó linealizado para el punto de equilibrio. Aplicando la transformada de Laplace se encuentra la función de transferencia:

$$AsH(s) = Q_P X_V(s) - \frac{a\sqrt{2g}}{2\sqrt{h'}} H(s) \quad (46)$$

$$\frac{H(s)}{X_V(s)} = \frac{Q_P}{As + \frac{a\sqrt{2g}}{2\sqrt{h'}}} \quad (47)$$

Reemplazando los valores de los datos de los equipos, consignadas en las ecuaciones (28), (29), (30) y (31) se obtiene la función de transferencia.

$$\frac{H(s)}{X_V(s)} = \frac{0.5}{s+0.0892} \quad (48)$$

La ecuación (49) representa la función de transferencia del sistema en su forma estándar.

$$\frac{H(s)}{X_V(s)} = \frac{5.61}{11.21s+1} \quad (49)$$

La función de transferencia resultante es un sistema de primer orden que representa una aproximación lineal en el punto de equilibrio del proceso de nivel estudiado.

### 3.4.2 Modelamiento experimental

El modelo matemático obtenido mediante ecuaciones matemáticas debe ser validado mediante datos de entrada y salida experimentales del proceso real. Para esto, es necesario realizar un modelamiento experimental en base a datos reales.

Se realizó una excitación en la entrada del sistema (variable controlada), que es representada por un comando de apertura parcial (3.2%) de la válvula modulante, es decir, se aplicó un escalón de magnitud 3.2. Luego se tomaron los datos correspondientes de la salida del sistema (variable de proceso), que es representada por el nivel del tanque de transferencia.

Todos los datos de la respuesta del sistema fueron importados al espacio de trabajo de Matlab© para luego identificar el sistema con la ayuda de PID Tuner. En la Figura 3.17 se observa que se ingresaron los parámetros correspondientes (amplitud, offset, tiempo muerto, etc.) a la señal de excitación aplicada.

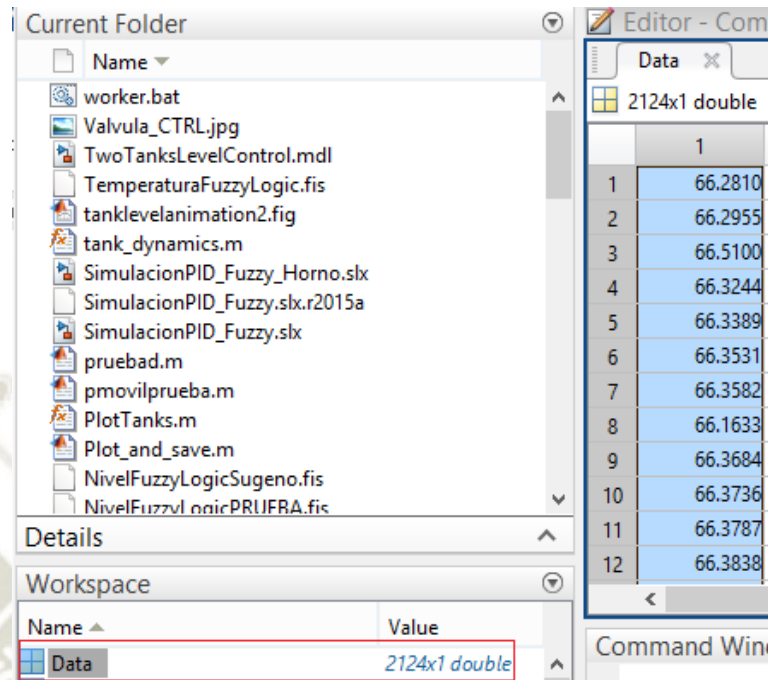


Figura 3.15. Datos cargados al espacio de trabajo de Matlab®.

Fuente: PID Tuner.

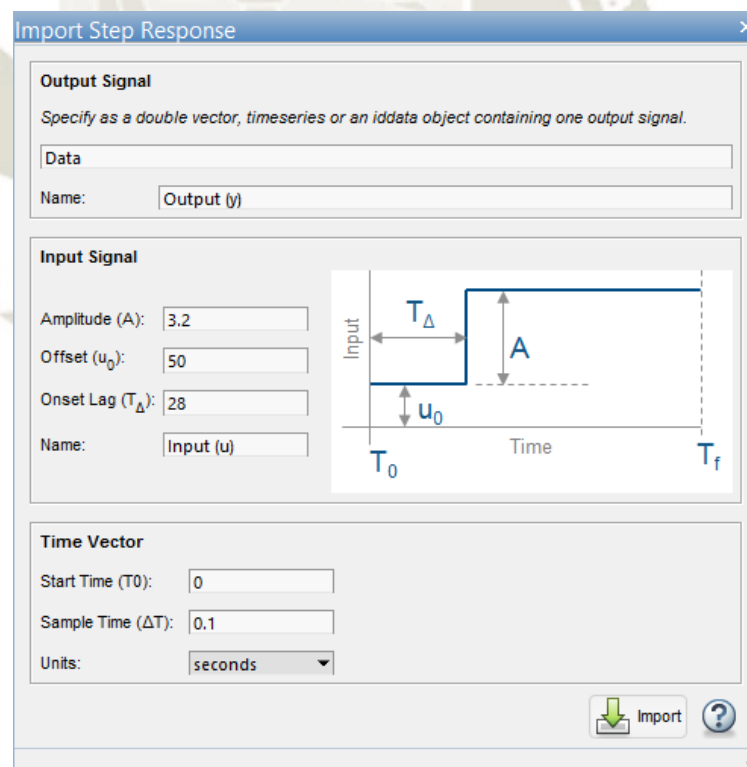


Figura 3.16. Parámetros correspondientes a la señal de excitación.

Fuente: PID Tuner.

Se procede a importar los datos y se realiza una autoestimación para que PID Tuner ajuste automáticamente los datos experimentales a la curva de la planta identificada. En la Figura 3.19 se puede observar que las curvas se ajustan a un 93.48%, lo cual es bastante aceptable.

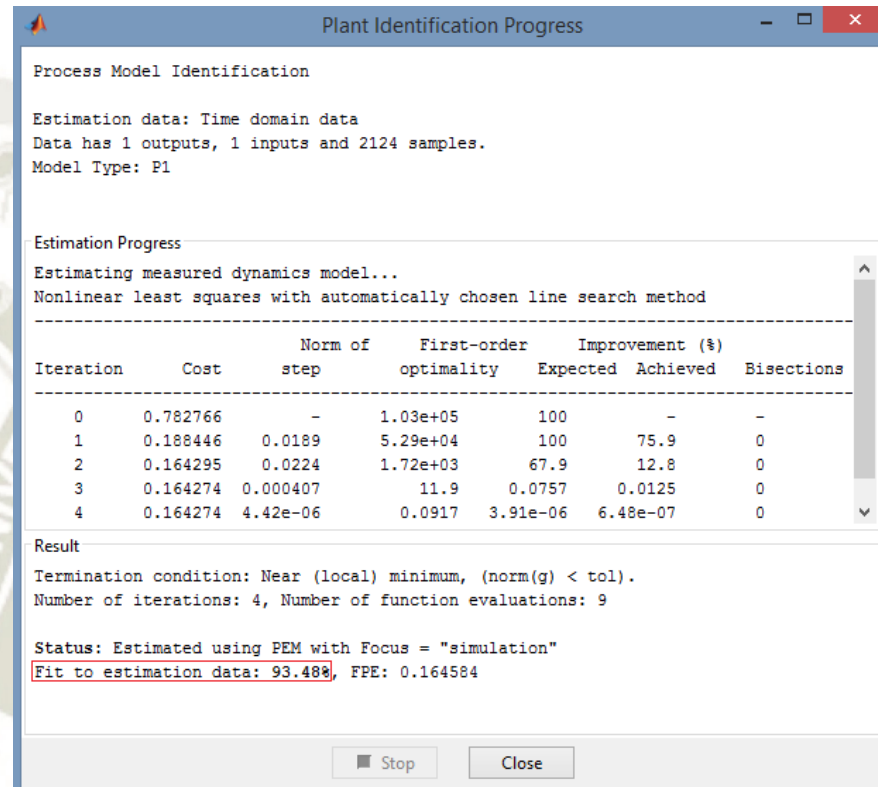


Figura 3.17. Ajuste de autoestimación de PID Tuner.

Fuente: PID Tuner.

Se pueden observar las gráficas de la planta identificada y de los datos experimentales, las cuales tienen la forma de un sistema de primer orden. El ajuste de PID Tuner entrega los valores de  $K$  y  $T_1$  de la función de transferencia que representa el proceso evaluado.

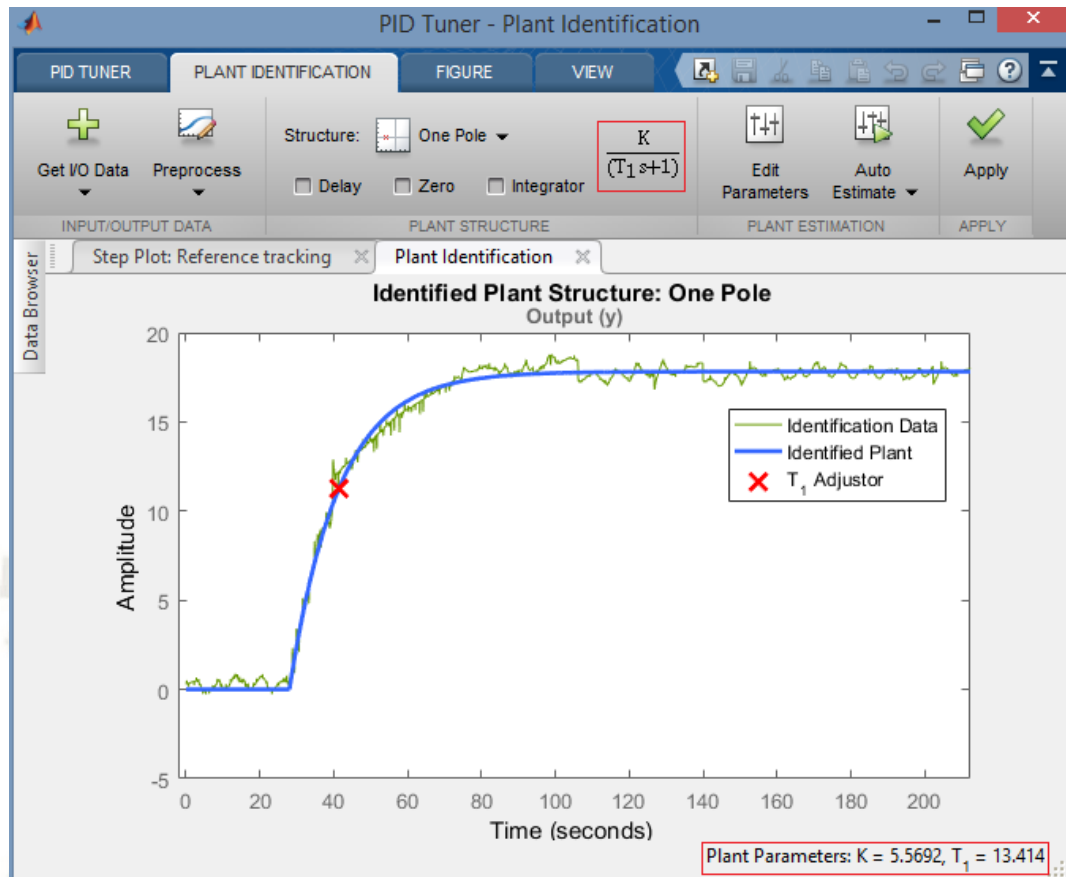


Figura 3.18. Planta identificada con los valores de  $K$  y  $T_1$ .

Fuente: PID Tuner.

La ecuación (50) representa la función de transferencia obtenida en base a datos experimentales.

$$\frac{H(s)}{X_V(s)} = \frac{5.57}{13.41s+1} \quad (50)$$

Como se puede observar las funciones de transferencia obtenidas en base a un modelamiento matemático y experimental son bastante similares. La figura 3.21 muestra las respuestas de ambas funciones de transferencia ante un escalón.

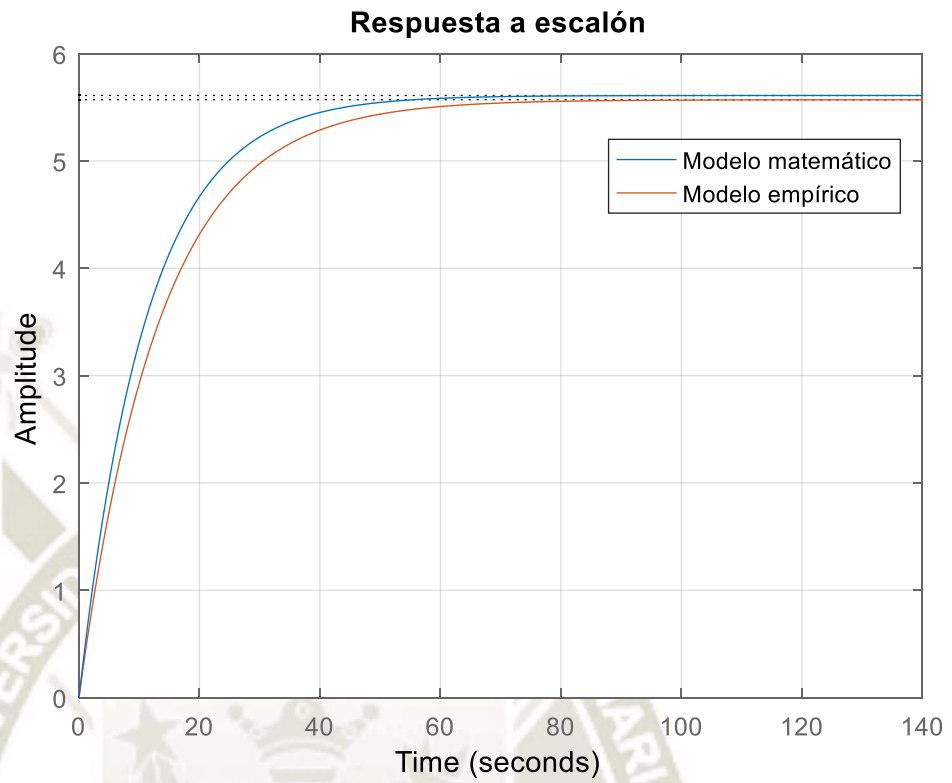


Figura 3.19. Comparación de respuesta a escalón de ambos modelos.

Fuente: Elaboración propia.



## CAPÍTULO IV

### DISEÑO DEL SISTEMA DE CONTROL Y SUPERVISIÓN

#### 4.1 Especificaciones de diseño

El objetivo primordial del proceso es mantener la disponibilidad de agua para la supresión de polvo en el área de chancado secundario. Para esto, es necesario definir las especificaciones de diseño de la planta que servirán de base para seleccionar los equipos e instrumentos y dimensionar las tuberías para satisfacer los requerimientos de flujo de agua para la supresión de polvo.

##### 4.1.1 Flujo agua requerido

Como se vio en el apartado 3.2 el flujo de agua requerido para la supresión de polvo es:

$$q_{OREQ} = 0.15 \frac{m^3}{s} \quad (51)$$

Es decir, el tanque de transferencia debe proporcionar por lo menos  $0.15 \text{ m}^3/\text{s}$  de agua.

En la ecuación (27) se puede apreciar que el flujo de salida está determinado por el área transversal de la tubería de salida y por el nivel (que a su vez depende del volumen) de agua en el tanque de transferencia, las cuales son las dos incógnitas de la ecuación, se elige un valor razonable para el diámetro de la tubería y se encuentran las dimensiones del tanque de transferencia.

Para una tubería de salida de 10 pulgadas se encuentra el mínimo nivel de agua que deber tener el tanque para asegurar el flujo de salida mínimo requerido encontrado en (51).

$$q_{OREQ} \leq \pi \left( \frac{(10 \text{ pulg})(0.0254 \text{ m})}{(1 \text{ pulg})(2)} \right)^2 \sqrt{2(9.8)(h)} \quad (52)$$

$$h_{MIN} = 0.46 \text{ m} \quad (53)$$

La ecuación (53) indica que, bajo ninguna circunstancia en la operación se deberá tener un nivel igual o menor que 0.46 metros. Para fines prácticos, este valor se establece en 0.5 metros, en este valor el flujo de salida mínimo es:

$$q_{oMIN} = 0.05 \sqrt{2(9.8)(0.5)} \quad (54)$$

$$q_{oMIN} = 0.16 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (55)$$

Al ser 0.5 metros el valor mínimo operativo, se elige la altura máxima del tanque 4 veces mayor para asegurar la continuidad de la operación, es decir 2 metros.

No existe una normativa que establezca una relación altura – diámetro en el diseño de un tanque de almacenamiento, sin embargo, es una práctica común hacer el diámetro alrededor de 2/3 el valor de la altura máxima [52]. Se elige un diámetro de 1.13 metros, lo que da un área de la base del tanque de  $A = 1 \text{ m}^2$ .

La norma API 650<sup>4</sup> establece que para diámetros menores a 15.2 metros el espesor del cuerpo del tanque debe ser mayor a 4.76 mm, debido a esto se elige un espesor de 6 mm. De igual manera establece que el acero al carbono es un material que puede ser utilizado para tanques de almacenamiento con espesores menores a 12.7 mm.

De esta manera queda dimensionado el tanque de transferencia TK-002 y la tubería de salida para asegurar el flujo de salida requerido.

#### 4.1.2 Cálculo hidráulico

El objetivo del cálculo hidráulico es dimensionar la bomba de transferencia para asegurar la continuidad del flujo de salida del proceso destinado al sistema de supresión de polvo.

Uno de los parámetros más importantes para la selección de una bomba es la carga neta de succión positiva (NPSH) que representa la presión absoluta mínima que debe haber en la entrada de la bomba para evitar fenómenos de cavitación. Se debe distinguir entre NPSH de la instalación o disponible ( $NPSH_D$ ) y NPSH de la bomba o requerido ( $NPSH_R$ ) [53], para que una bomba funcione sin cavitación debe cumplirse la relación especificada en la ecuación (56).

$$NPSH_D > 1.1 NPSH_R \quad (56)$$

El  $NPSH_D$  depende de las características de la instalación y equivale a la reserva total de presión por encima de la presión de vapor del fluido, este valor resumen en un

---

<sup>4</sup> Norma que fija la construcción de tanques soldados de almacenamiento.

solo concepto todas las características de la instalación que influyen en la altura de aspiración de una bomba [53]. Debe ser calculado mediante la ecuación (57).

$$NPSH_D = \frac{P_{atm} - P_V}{\rho g} + \Delta_Z - \sum h_f \quad (57)$$

Dónde:

$NPSH_D$ : Carga neta de succión positiva disponible [m].

$P_{atm}$ : Presión atmosférica absoluta [101325 Pa].

$P_V$ : Presión de vapor absoluta del fluido a temperatura de bombeo [Pa].

$\Delta_Z$ : Diferencia de nivel del fluido en el depósito con respecto al eje de succión de la bomba [m].

$h_f$ : Pérdida de carga antes de la bomba [m].

$\rho$ : Densidad del fluido a temperatura de bombeo [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].

$g$ : Aceleración de la gravedad [ $\text{m}/\text{s}^2$ ].

El valor de  $NPSH_R$  depende de las características de la bomba, siempre es positivo y varía de acuerdo al caudal y al número de revoluciones del motor. Los valores y las curvas son suministrados por cada fabricante [53].

Entonces, para el cálculo de  $NPSH_D$  se toma en cuenta las características de la instalación. El tanque principal de recuperación de agua (TK-001) se encuentra al mismo nivel de la bomba de transferencia (PP-001), cuya tubería de succión se conecta directamente al tanque y no presenta codos ni existen válvulas instaladas, es decir, la

diferencia de nivel del tanque y la línea de succión es nula y las pérdidas de carga se consideran nulas también, la ecuación (57) se simplifica en la ecuación (58).

$$NPSH_D = \frac{P_{atm} - P_v}{\rho g} \quad (58)$$

El fluido de agua tiene una temperatura alrededor de los 10°C, a esta temperatura el vapor de agua tiene una presión de 1228.2 Pa. Se conoce que la densidad del agua es 1000 kg/m<sup>3</sup>, entonces:

$$NPSH_D = \frac{101325 - 1228.2}{(1000)(9.8)} \quad (59)$$

$$NPSH_D = 10.2 \text{ m} \quad (60)$$

Para determinar la elección de la bomba se debe conocer el flujo nominal de descarga necesario, es decir, el máximo flujo de entrada al tanque de transferencia  $q_{iMAX}$ . Para hallar este valor se debe tener en cuenta que se trata de un proceso continuo, en el que constantemente estará entrando y saliendo flujo al tanque de transferencia, por esto se debe conocer el flujo de salida máximo  $q_{oMAX}$  y considerar un  $q_{iMAX}$  mayor en tal proporción que evite tanto que se vacíe el tanque como que haya un rebose.

El máximo valor operativo del tanque de transferencia es 1.9 metros, de acuerdo a la ecuación (27) se encuentra el máximo flujo de salida.

$$q_{oMAX} = 0.05\sqrt{2(9.8)(1.9)} \quad (61)$$

$$q_{oMAX} = 0.3 \frac{m^3}{s} \quad (62)$$

El tanque de transferencia se encuentra a 20 metros de altura con referencia al tanque principal de recuperación de agua, lo que quiere decir que la bomba deberá tener la capacidad de bombear por lo menos 22 metros de altura, a esta capacidad se le conoce como altura dinámica total o TDH.

En la Figura 4.1 se muestran las curvas de la bomba elegida que cumple las especificaciones detalladas anteriormente y se elige un flujo nominal de 1800 m<sup>3</sup>/h, en donde:

$$NPSH_R = 7 \text{ m} \quad (63)$$

$$TDH = 25 \text{ m} \quad (64)$$

$$E_f = 71 \% \quad (65)$$

$$Vel = 750 \text{ RPM} \quad (66)$$

$$Pot = 160 \text{ KW} \quad (67)$$

Se puede observar que cumple la condición del NPSH detallada la ecuación (56) y el TDH de 25 metros satisface la capacidad requerida de bombeo.

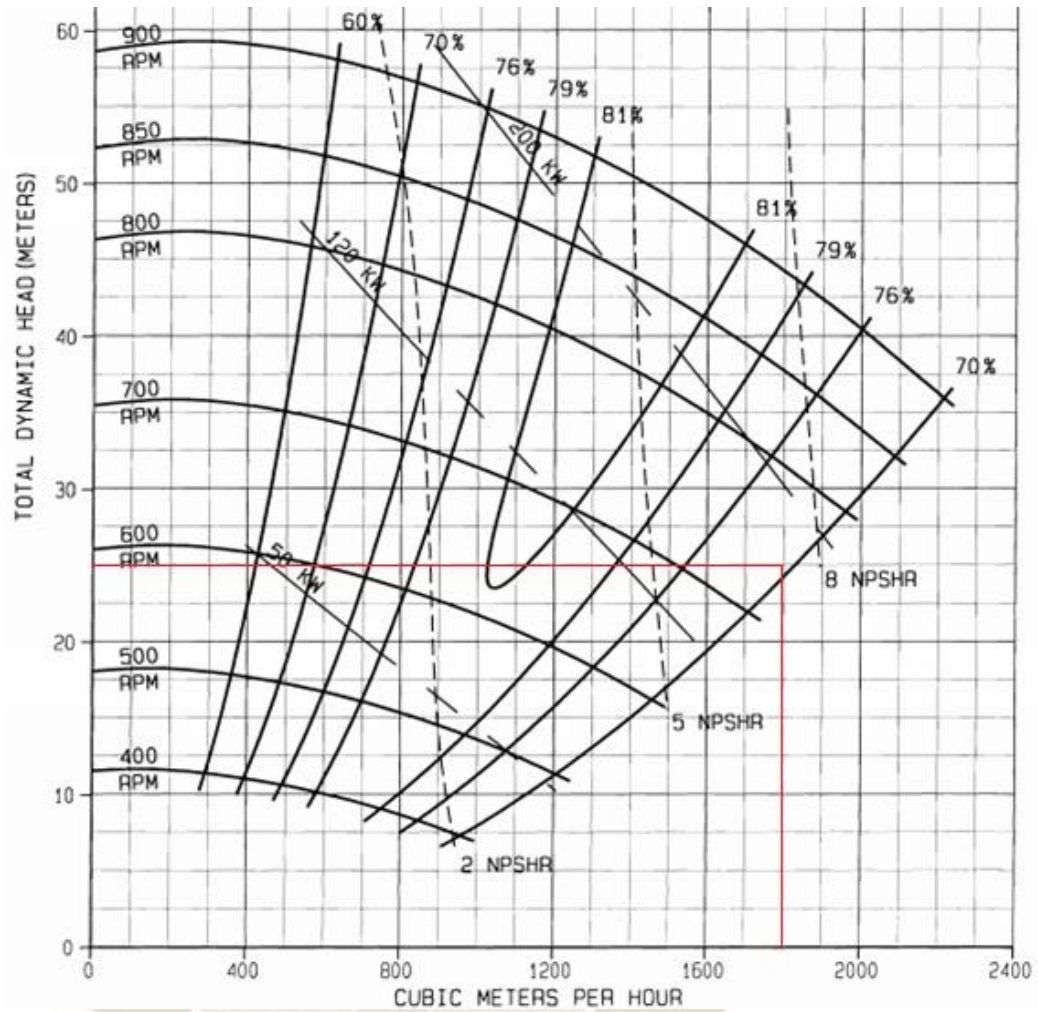


Figura 4.1. Curvas características de la bomba seleccionada.

Fuente:

[https://shop.ksb.com/ims\\_docs/86/8621224F0992B72BE10000000AD5062A.pdf](https://shop.ksb.com/ims_docs/86/8621224F0992B72BE10000000AD5062A.pdf)

Se debe considerar que el flujo máximo de ingreso al tanque de transferencia no debe generar ni un vaciado ni un rebose del tanque, se tiene entonces:

$$q_{iMAX} = 1800 \left( \frac{m^3}{h} \right) \left( \frac{h}{3600 s} \right) \quad (68)$$

$$q_{iMAX} = 0.5 \frac{m^3}{s} \quad (69)$$

Comparando las ecuaciones (69) y (62) se comprueba que el tanque de transferencia no se vaciará con el flujo nominal de la bomba elegido.

El flujo neto máximo de ingreso al tanque de transferencia está dado por la diferencia entre el flujo de ingreso máximo y el flujo de salida mínimo, es decir:

$$q_{iMAX} - q_{oMIN} = 0.5 - 0.16 \quad (70)$$

$$q_{iNMAX} = 0.34 \frac{m^3}{s} \quad (71)$$

La ecuación (71) establece que la máxima variación de nivel en el tanque de transferencia en un segundo es de 0.34 m (al ser el área de la base  $1 \text{ m}^2$ ), lo que quiere decir que el nivel máximo operativo (1.9 metros) será alcanzado en 5.6 segundos, luego de ese tiempo ocurrirá un rebose en el tanque. Para evitar esto se debe elegir una válvula modulante que tenga una velocidad de acción que asegure el cierre de la misma (y por ende un flujo de ingreso nulo) en un tiempo menor a 5.6 segundos. El diseño de la válvula se detallará en las especificaciones de instrumentación.

#### 4.1.3 Especificaciones de instrumentación

Por último se debe elegir un sensor y transmisor de nivel adecuados para la correcta medición del nivel del tanque de transferencia y una válvula adecuada para el control del mismo.

- Válvula modulante

Se requiere una válvula modulante con un tiempo de cierre menor a 5.6 segundos, el cual es el tiempo en el que existe el riesgo que haya un rebose en el tanque de transferencia.

Se selecciona la válvula con actuador lineal con las siguientes características [54]:

Diámetro del émbolo:  $D = 320$  mm.

Carrera:  $y = 250$  mm.

Peso en movimiento:  $m_{mov} = 16.5$  Kg.

Peso adicional de masa móvil por 10 mm de carrera:  $m_{ad} = 0.227$  Kg.

La velocidad de acción del actuador está dada por la siguiente fórmula [54].

$$v = \sqrt{\frac{2E}{m_p + m_c}} \quad (72)$$

Dónde:

$V$  = Velocidad del actuador.

$E$  = Energía del actuador.

$m_p$  = Masa en movimiento (actuador).

$m_c$  = Carga útil móvil.

La masa en movimiento hace referencia a la masa del actuador, se calcula de la siguiente manera:

$$m_p = m_{mov} + m_{ad} \quad (73)$$

$$m_p = 16.5 + (0.227) \left( \frac{250}{10} \right) \quad (74)$$

$$m_p = 22.2 \text{ Kg} \quad (75)$$

La carga útil móvil hace referencia a la masa del fluido que representa la carga del proceso, en este caso el agua que será bombeada desde el tanque principal de recuperación de agua (TK-001) hacia el tanque de transferencia (TK-002). Se considera el peor de los casos, es decir, la carga útil máxima, la cual está determinada por el producto de la densidad del agua y el volumen máximo del tanque principal de recuperación de agua, el cual es de  $10.8 \text{ m}^3$ .

$$m_{cMAX} = \rho_{agua} V_{TK001} \quad (76)$$

$$m_{cMAX} = (1000)(10.8) \quad (77)$$

$$m_{cMAX} = 10800 \text{ Kg} \quad (78)$$

A presión nominal de funcionamiento (6 bar) [54] la energía generada en el actuador es igual a 18 J. Reemplazando en la ecuación (72) se obtiene la velocidad mínima de movimiento del émbolo.

$$v_{MIN} = \sqrt{\frac{2(18)}{22.2 + 10800}} \quad (79)$$

$$v_{MIN} = \sqrt{\frac{2(18)}{22.2 + 10800}} \quad (80)$$

$$v_{MIN} = 0.058 \frac{m}{s} \quad (81)$$

Con la velocidad mínima del actuador y la longitud de carrera se obtiene el tiempo máximo de acción de la válvula.

$$t_{MAX} = \frac{y}{v_{MIN}} \quad (82)$$

$$t_{MAX} = \frac{0.25}{0.058} \quad (83)$$

$$t_{MAX} = 4.31 \text{ s} \quad (84)$$

El tiempo de respuesta cumple con la especificación para evitar el rebose del tanque con el flujo nominal de la bomba elegido.

- Sensor – transmisor de nivel

El sensor de nivel debe tener la capacidad de medir el nivel del tanque de transferencia efectivamente y transmitirlo al sistema de control.

Como el tanque de transferencia es pequeño, la altura del tanque no será un problema para elegir un sensor, ya que la mayoría de opciones en el mercado pueden medir alturas superiores a 2 metros.

El sensor debe poder medir líquidos y no debe tener contacto con el mismo, ya que al ser una aplicación de constante ingreso y salida de agua, generaría muchas variaciones en la lectura.

El sistema de control de la planta tiene instaladas tarjetas de comunicación 4 – 20 mA HART®, entonces la comunicación del transmisor deberá ser por medio de este protocolo.

Se selecciona el sensor – transmisor con las siguientes características [55]:

Principio de medición: Ultrasónico.

Rango de medición: Hasta 12 m.

Comunicación: HART®.

Precisión:  $\pm 0.5\%$ .

La instalación del sensor es muy importante para una correcta medición, debido a que el ángulo del haz es de  $10^\circ$  y no debe ser interferido por ningún objeto y debe permanecer fuera del alcance del flujo de ingreso al tanque, ya que estas condiciones pueden perturbar la medición. La instalación fue realizada como se indica en la Figura 4.2.

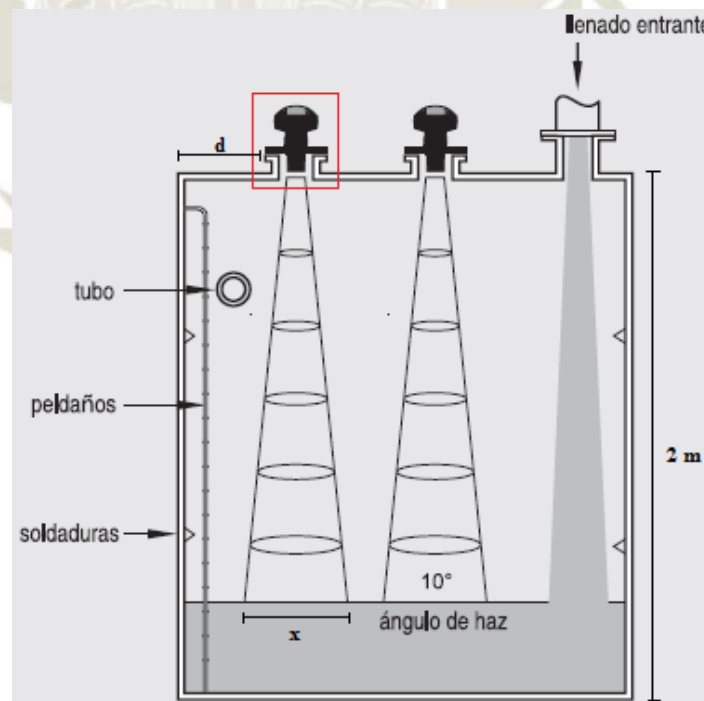


Figura 4.2. Instalación del sensor de nivel.

Fuente: Elaboración propia.

La distancia  $x$  que abarca el haz de sonido que emitirá el sensor en el fondo del tanque (cuando está vacío) es calculado por mediante la ecuación (85).

$$x = 4 \tan\left(\frac{10}{2}\right) \quad (85)$$

$$x = 0.35 \text{ m} \quad (86)$$

Se instaló el sensor de nivel a 40 cm de la pared más cercana del tanque, es decir  $d = 0.4 \text{ m}$ , donde el haz no será obstruido por la pared ni por el flujo de ingreso, ya que el diámetro de la base del tanque es 1.13 m.

## 4.2 Diseño de los KPI

Uno de los objetivos del presente estudio es comparar cuantitativamente el desempeño de ambos controladores diseñados, para esto es necesario diseñar un indicador clave de rendimiento (KPI) que establezca un valor medible para dicho fin.

Se desarrollarán dos KPI con distintos criterios de evaluación de desempeño de los controladores, denominados LPI (Indicador de desempeño del lazo) y LSI (Indicador de estabilidad del lazo). El motivo de diseñar dos KPI radica en que pueden existir criterios distintos para determinar qué estrategia de control es la más idónea, lo cual dependerá estrictamente de los objetivos que persiga la empresa que los utilice.

### 4.2.1 Indicador de desempeño del lazo

El criterio de evaluación del LPI se basa en medir el error relativo del lazo de control para determinar el rendimiento del mismo, mientras mayor sea el error relativo menor será el valor del LPI y viceversa. Se expresa en valores porcentuales y obedece al siguiente cálculo:

$$LPI = 100 - 100 \left| \frac{SP - PV}{SP} \right| \quad (87)$$

El criterio del error relativo es bastante simple y fácil de implementar, ya que con el uso de sólo dos variables brinda un valor porcentual que puede representar un valor definitivo por sí mismo, aunque es recomendable hacer un promedio móvil para obtener un valor instantáneo en base a una cierta cantidad de datos.

Sin embargo, una limitación importante de este indicador es que depende estrictamente del valor del set point, el cual puede ser sujeto a constantes cambios por parte del operador, lo que significaría que los datos tomados en el intervalo en que la variable de proceso tarda en llegar al set point afectarían significativamente el valor de LPI cuando no deberían hacerlo.

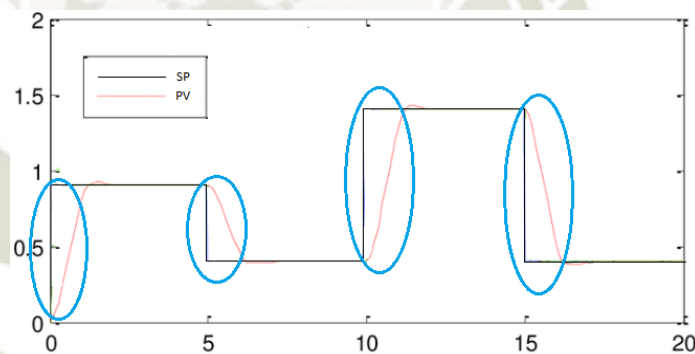


Figura 4.3. Constantes cambios de SP<sup>5</sup> alteran LPI.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.2.2 Indicador de estabilidad del lazo

El criterio de evaluación del LSI se basa en medir el porcentaje de datos de la variable de proceso que se encuentran dentro de dos límites de control, los cuales son UCL (límite de control superior) y LCL (límite de control inferior). Cada dato de la variable de proceso es evaluado y ponderado sobre un total de datos para determinar el

<sup>5</sup> Abreviatura de “Set Point”, que en castellano significa Punto de Consigna.

rendimiento del lazo de control. Se expresa en valores porcentuales y obedece al siguiente algoritmo:

$$k = \begin{cases} 1, & PV \leq UCL \cap PV \geq LCL \\ 0, & PV > UCL \cup PV < LCL \end{cases} \quad (88)$$

$$LSI = \frac{100}{n} \sum_{i=1}^n k_i \quad (89)$$

Los límites de control están definidos como:

$$UCL = SP + \delta \quad (90)$$

$$LCL = SP - \delta \quad (91)$$

Donde  $\delta$  es una constante que determina la zona de variación permitida de la variable de proceso. Generalmente  $\delta$  toma un mismo valor para UCL y LCL, sin embargo existen aplicaciones en las que dicha constante puede diferir, siendo  $\delta_U$  y  $\delta_L$ .

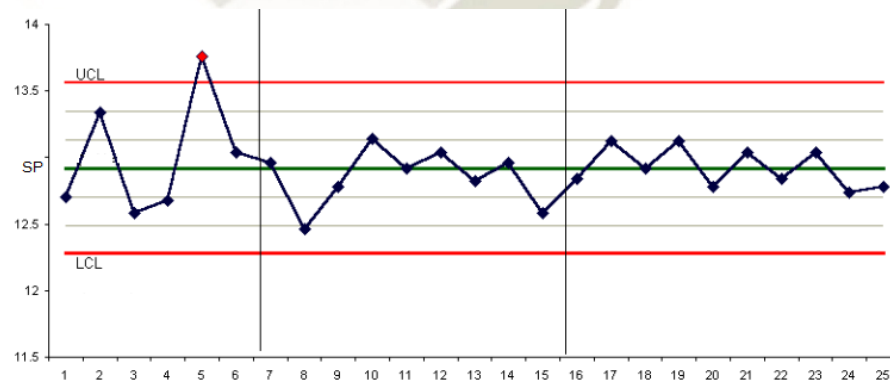


Figura 4.4. Control de un proceso usando límites de control.

Fuente: Elaboración propia.

La ventaja de este indicador radica en su versatilidad, el ingeniero puede modificar los valores de UCL y LCL para adaptarlo al proceso en cuestión, el criterio para dicha modificación requiere experiencia y conocimiento del proceso.

En un proceso real cuyo sistema de control o sistema histórico de datos obtiene constantemente las variables del proceso, se suele diseñar un promedio móvil en base a un periodo de tiempo determinado en lugar de una cantidad total de datos, lo que genera un LSI dinámico.

#### 4.2.3 Diseño de los KPI en Matlab©

Para el diseño del LPI y LSI se usó Matlab©, desde Simulink® se exportan los datos obtenidos de las respuestas del sistema, los cuales son evaluados con ambos controladores y mediante dos programas independientes son procesados para obtener los resultados numéricos de LPI y LSI.

En la Figura 4.5 se muestra como se registran los datos de la gráfica de Simulink® al espacio de trabajo de Matlab©.

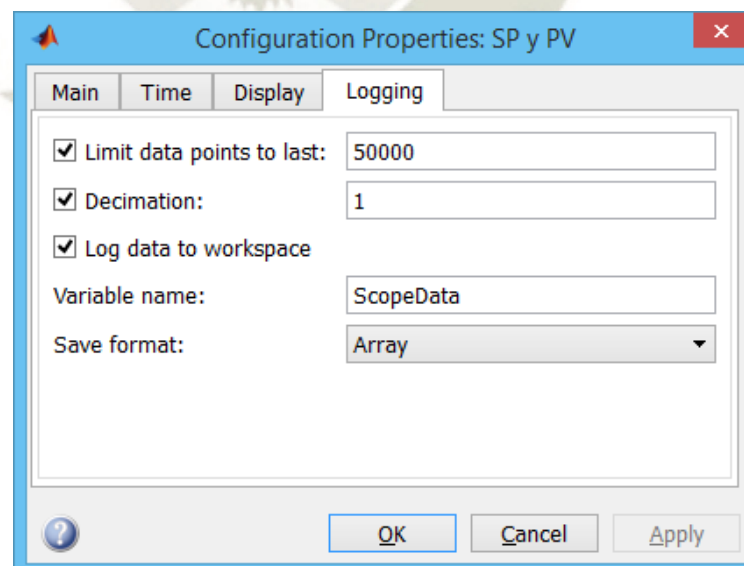


Figura 4.5. Registro de datos de la gráfica de Simulink® hacia Matlab©.

Fuente: Elaboración propia.

Los códigos de los programas respectivos se encuentran en el Anexo B.

### 4.3 Diseño de los controladores

Uno de los principales propósitos del presente estudio es comparar el desempeño de dos estrategias de control de distinto tipo, PID (control convencional) y difuso (control avanzado) aplicado a un proceso de nivel típico. Una vez descrito el proceso a evaluar se debe considerar alguna de las técnicas existentes para la identificación del sistema y proceder a la simulación del mismo. Los controladores deben ser diseñados en base a las especificaciones del proceso a simular y deben tener una respuesta aceptable en el rango de operación normal del sistema.

#### 4.3.1 Diseño del controlador PID

Para sintonizar un controlador PID de un proceso en funcionamiento lo más conveniente es usar un método asistido por un software especializado (como PID Tuner de Matlab©) debido a la rapidez con la que puede obtener los parámetros y ajustarlos dinámicamente, sin embargo, es necesario obtener los datos experimentales de la planta, lo que significa poner en manual (lazo abierto) el lazo de control por un periodo de tiempo, lo cual puede presentar problemas en la operación del sistema.

En el caso del presente estudio se realizará una simulación del proceso a evaluar y como se cuenta con un modelo matemático que describe el sistema, es posible usar el método de prueba y error en la sintonización del controlador PID, que no es más que realizar un procedimiento de ajustar parámetros, analizar los resultados obtenidos y determinar cuál genera un mejor comportamiento de la salida del proceso.

Se evaluó la respuesta del sistema para distintos valores de  $K_P$ ,  $K_I$  y  $K_D$ , obteniendo los siguientes resultados:

$$K_P = 2, K_I = 0 \text{ y } K_D = 0.$$

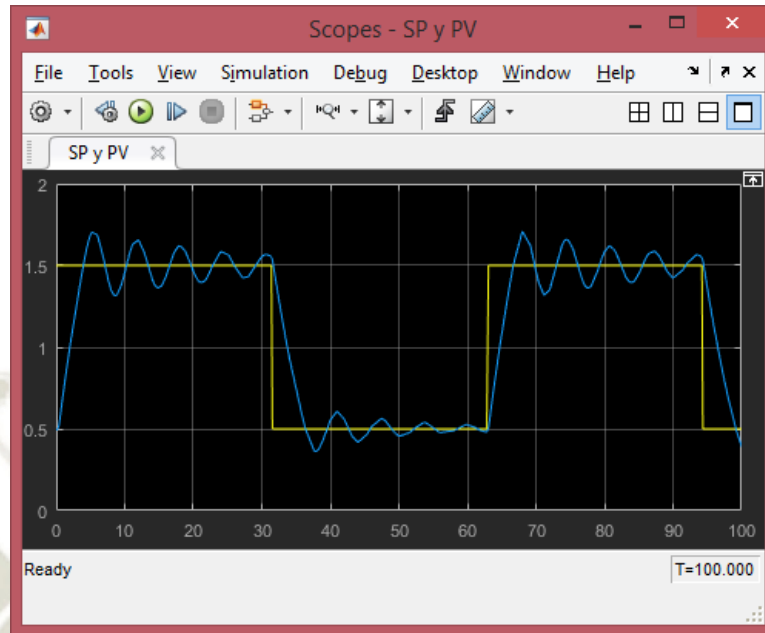


Figura 4.6. Respuesta del sistema con  $K_P = 2$ ,  $K_I = 0$  y  $K_D = 0$ .

Fuente: Elaboración propia.

$K_P = 2$ ,  $K_I = 0.1$  y  $K_D = 0$ .

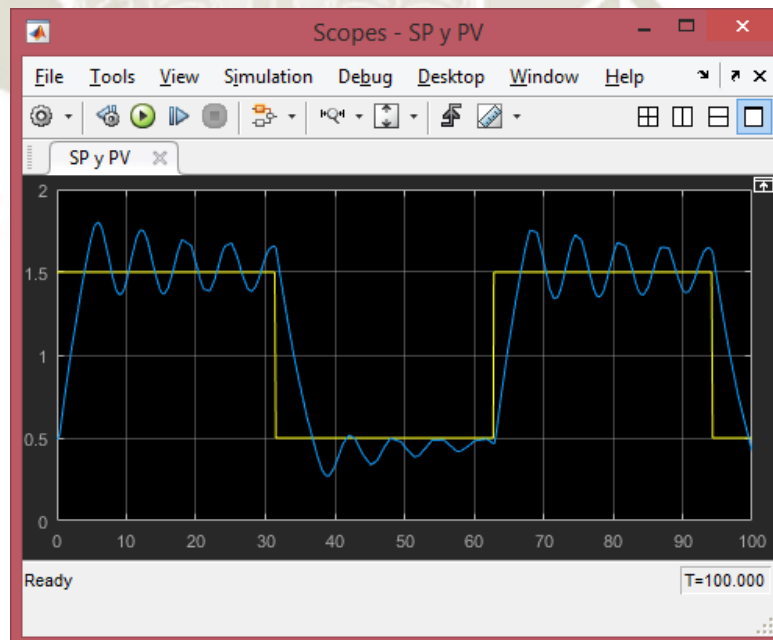


Figura 4.7. Respuesta del sistema con  $K_P = 2$ ,  $K_I = 0.1$  y  $K_D = 0$ .

Fuente: Elaboración propia.

$K_P = 2$ ,  $K_I = 0.1$  y  $K_D = 0.5$ .

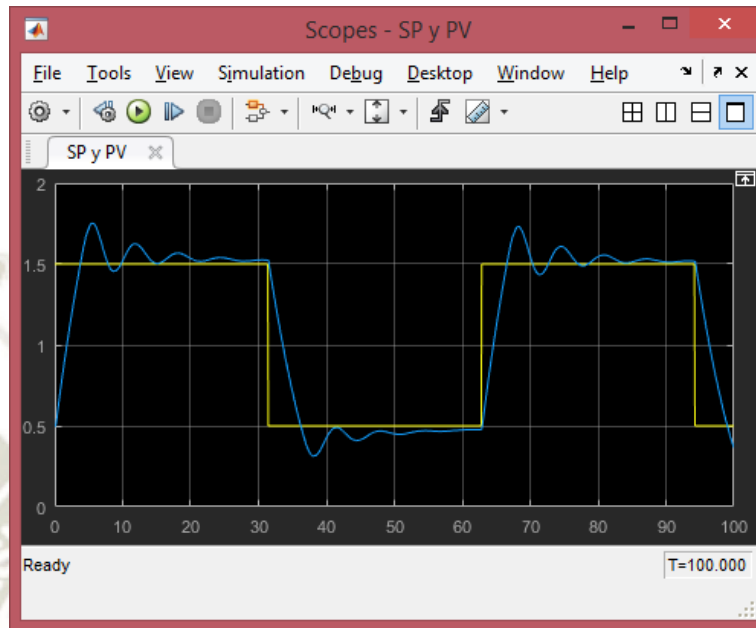


Figura 4.8. Respuesta del sistema con  $K_P = 2$ ,  $K_I = 0.1$  y  $K_D = 0.5$ .

Fuente: Elaboración propia.

$K_P = 2$ ,  $K_I = 0.01$  y  $K_D = 1$ .

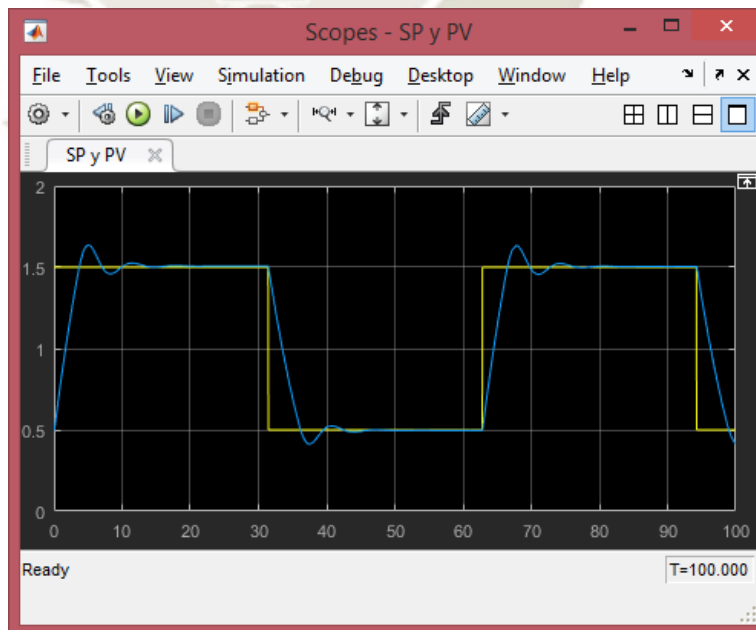


Figura 4.9. Respuesta del sistema con  $K_P = 2$ ,  $K_I = 0.01$  y  $K_D = 1$ .

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede apreciar, se obtuvo la mejor respuesta con los valores  $K_P = 2$ ,  $K_I = 0.01$  y  $K_D = 1$ .

#### 4.3.2 Diseño del controlador difuso

Para diseñar un controlador difuso se usa el Toolbox de Matlab® llamado Fuzzy Logic Designer, el cual genera un archivo de tipo “.fis” que puede ser exportado al espacio de trabajo de Matlab® para luego ser usado en Simulink®.

El controlador difuso tendrá dos señales de entrada: el error (SP-PV<sup>6</sup>) y la derivada del nivel (razón de cambio del nivel); y una señal de salida: el comando de velocidad de apertura hacia la válvula.

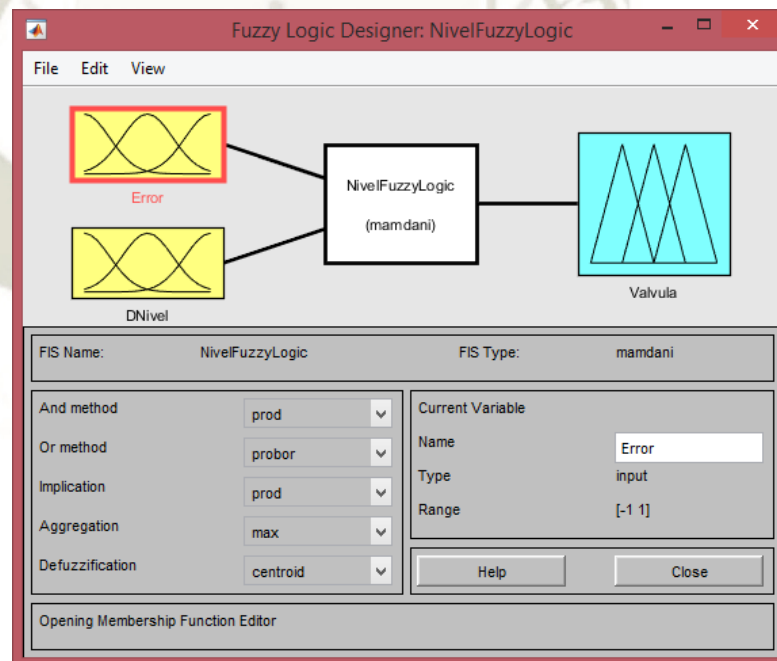


Figura 4.10. Características generales del controlador difuso.

Fuente: Elaboración propia.

<sup>6</sup> Abreviatura de “Process Variable”, que en castellano significa Variable de Proceso.

#### 4.3.2.1 Tipo de controlador difuso

Fuzzy Logic Designer brinda la posibilidad de diseñar un controlador difuso tipo Mamdani o Sugeno, se escogió el controlador de tipo Mamdani debido básicamente a cuatro motivos:

- El diseño es bastante intuitivo [57].
- La carga computacional para esta aplicación es baja.
- Tiene una amplia aceptación [57].
- Se adaptan bien a la intervención humana [57].

#### 4.3.2.2 Diseño de las entradas y la salida

Como ya se especificó, el controlador consta de dos entradas (Error y Derivada del nivel) y una salida (Velocidad de apertura hacia la válvula); las características de cada una de ellas deben estar alineadas con las características intrínsecas del sistema real a simular. Además, se deben considerar diferencias entre el tiempo cronológico (tiempo real) y el tiempo de simulación, ya que éste afecta directamente el funcionamiento de la simulación.

##### 4.3.2.2.1 Error

###### 4.3.2.2.1.1 Rango de valores

El error es por definición la diferencia entre el valor deseado y el valor actual de la variable de proceso. Teóricamente en el peor de los casos se tendría un error de 2 metros, que es la altura máxima del tanque; sin embargo, en el proceso real, donde el nivel oscila entre valores cercanos a 1.5 metros, un error mayor al 50% de la altura máxima del tanque genera o bien un derrame del tanque (error negativo) o bien un muy

bajo flujo para la supresión de polvo (error positivo), que a su vez detiene la faja transportadora correspondiente. Es decir, se trata de un proceso continuo que en la práctica no genera valores de error mayores a 1 metro.

Por tal motivo se define el error entre -1 y 1 m, que corresponde al 50% del error negativo y positivo respectivamente.

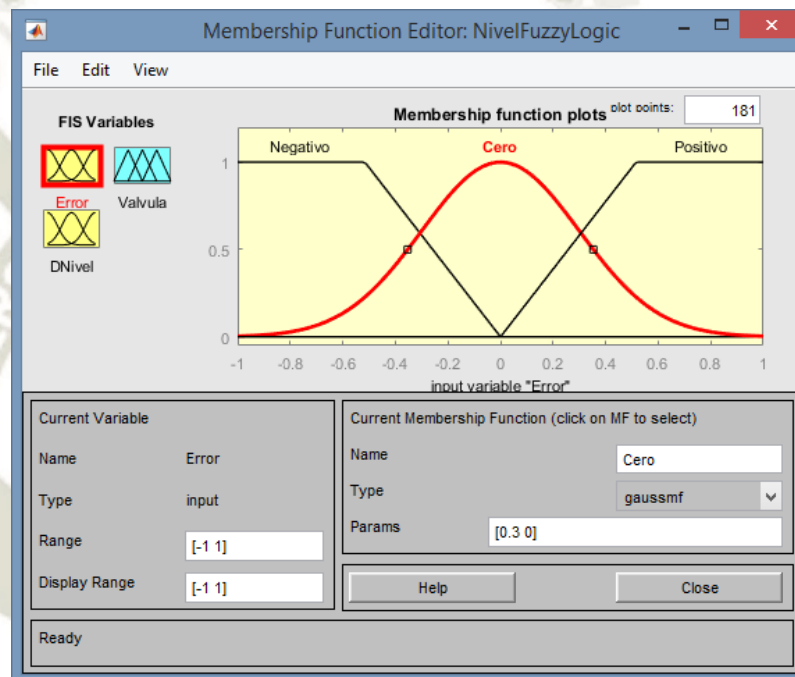


Figura 4.11. Variable de entrada "Error" limitada entre -1 y 1 m.

Fuente: Elaboración propia

#### 4.3.2.2.1.2 Tipo y cantidad de funciones de membresía

Para cualquier función de membresía en general es recomendado el uso de funciones simples y cantidad justa, esto es, se busca simplificar los cálculos matemáticos y no perder exactitud, ya que precisamente se está definiendo un concepto difuso. Las funciones de membresía más comunes son la triangular, sigma, gaussiana y trapezoidal [58].

Se utilizaron 3 funciones de membresía, las cuales son: Negativo, Cero y Positivo, que son las variables fuzzificadas que respectivamente hacen alusión a la naturaleza de la señal de error en el instante de tiempo de la evaluación.

Se realizaron pruebas comparativas de desempeño del controlador difuso usando en el error funciones de membresía gaussianas, triangulares y trapezoidales, variando también la cantidad de éstas. Esta comparación define la elección del tipo y la cantidad de funciones de membresía a utilizar.

- Error con funciones de membresía gaussianas.

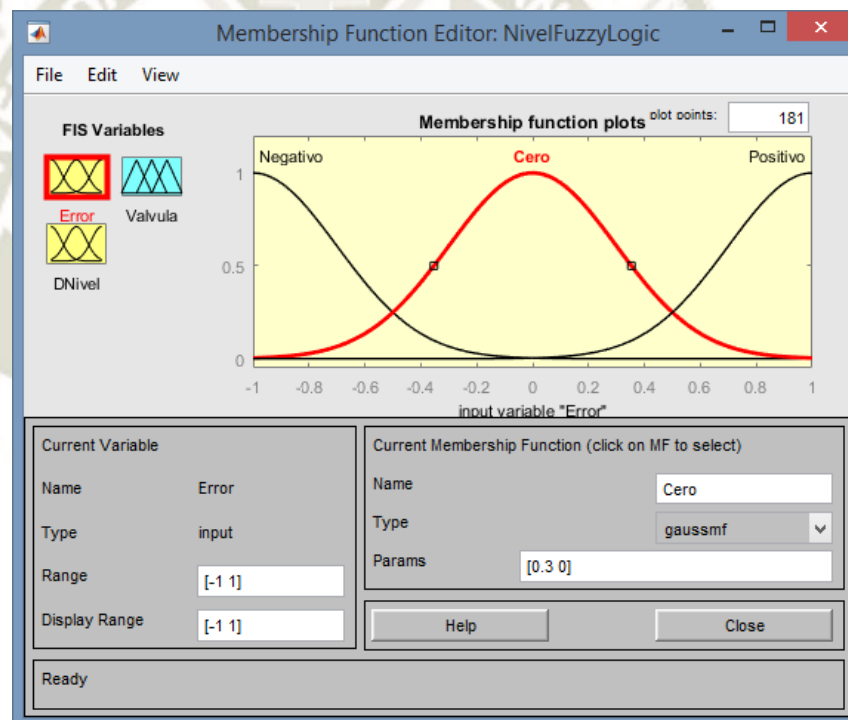


Figura 4.12. Error con funciones de membresía tipo gaussiana.

Fuente: Elaboración propia.

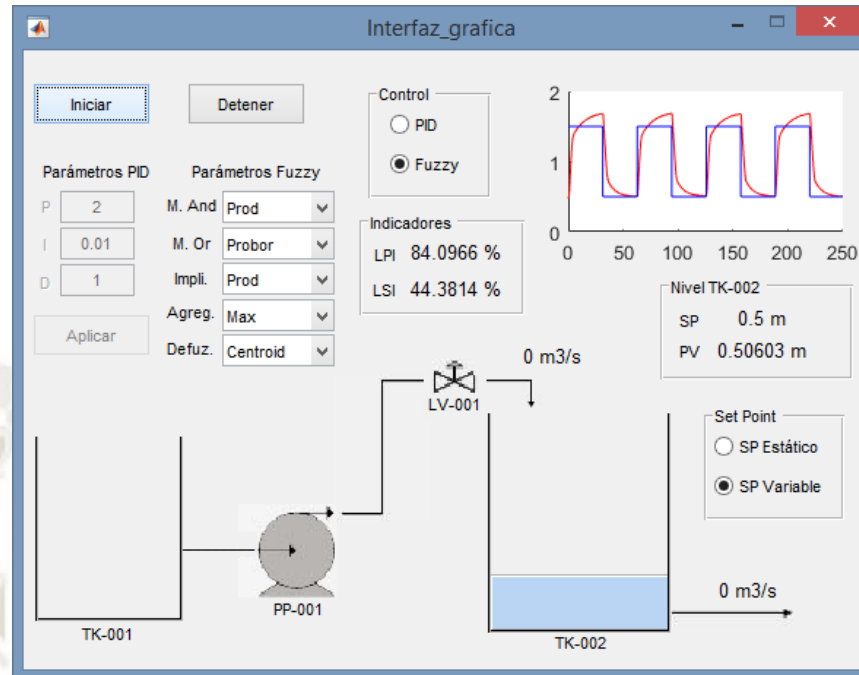


Figura 4.13. Resultado de los indicadores usando entradas gaussianas.

Fuente: Elaboración propia.

- Error con funciones de membresía triangulares.

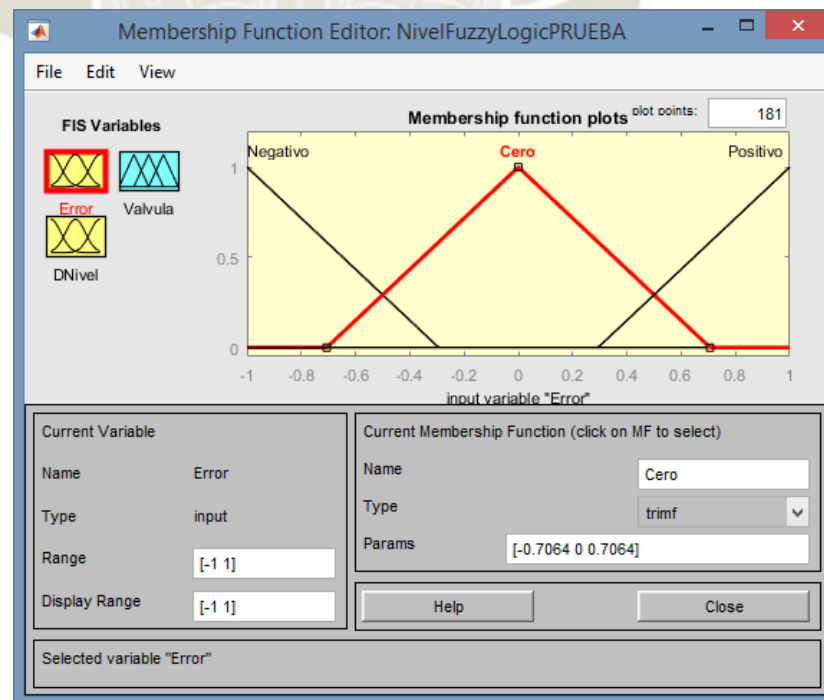


Figura 4.14. Error con funciones de membresía tipo triangular.

Fuente: Elaboración propia.

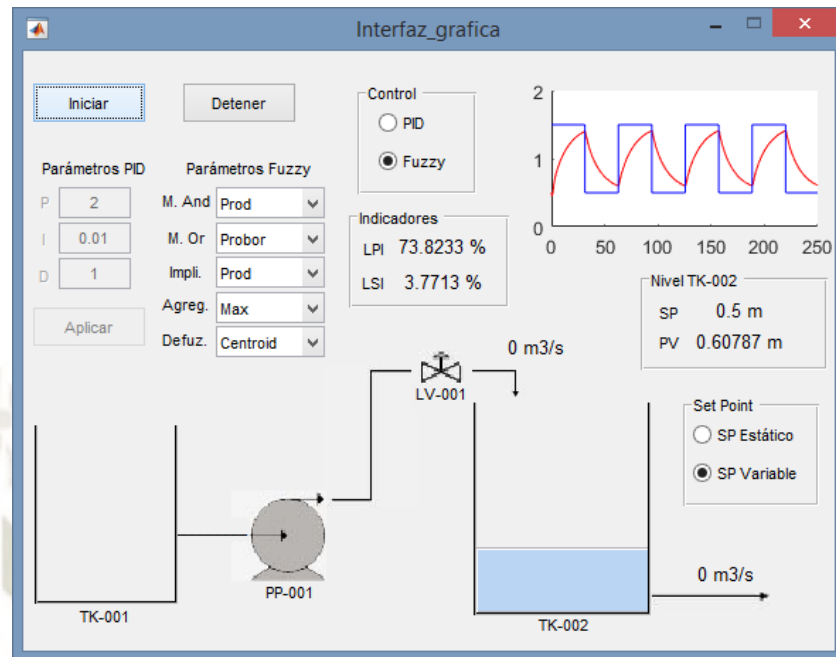


Figura 4.15. Resultado de los indicadores usando entradas triangulares.

Fuente: Elaboración propia.

- Error con funciones de membresía trapezoidales y gaussianas.

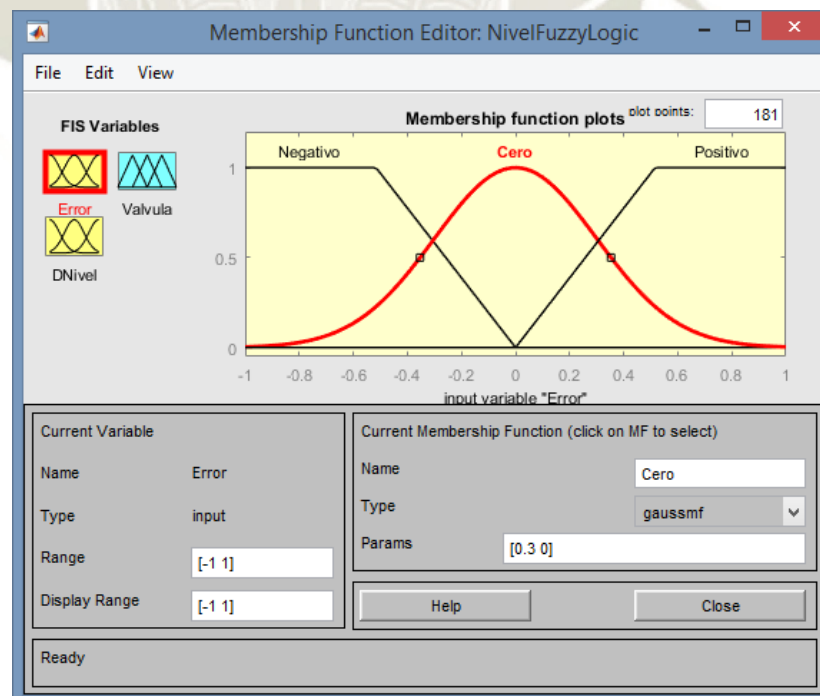


Figura 4.16. Error con funciones de membresía tipo trapezoidal y gaussiana.

Fuente: Elaboración propia

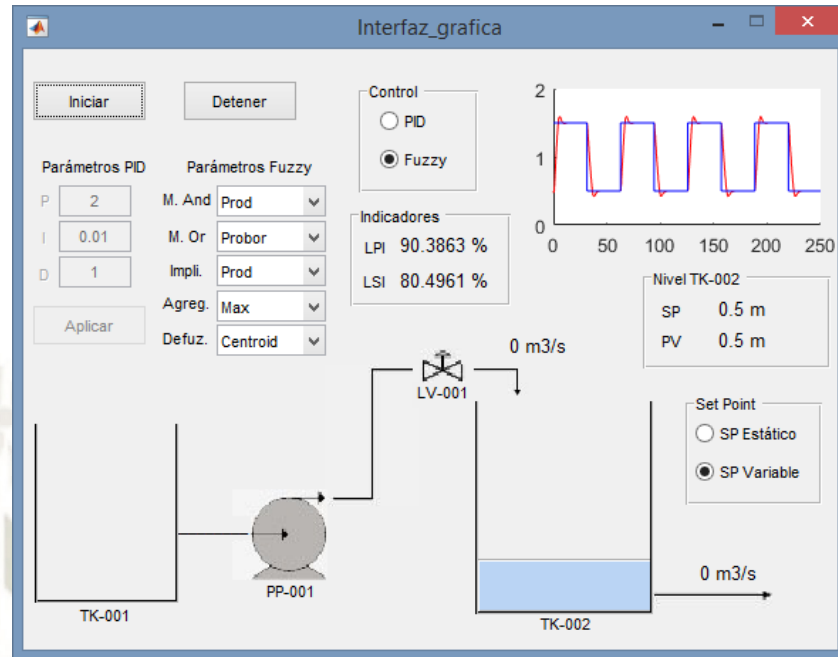


Figura 4.17. Resultado de los indicadores usando entradas trapezoidales y gaussiana.

Fuente: Elaboración propia

La tabla 4.1 muestra que al usar una combinación de funciones de membresía tipo trapezoidal y gaussiana, el controlador presenta mucho mejor desempeño que en los otros casos.

Tabla 4.1. Comparación de tipos de funciones de membresía del error.

	LPI	LSI
Trapezoidal - Gaussiana	90.39%	80.50%
Gaussiana	84.10%	44.38%
Triangular	73.82%	3.77%

Fuente: Elaboración propia.

- Error con 3 funciones de membresía.

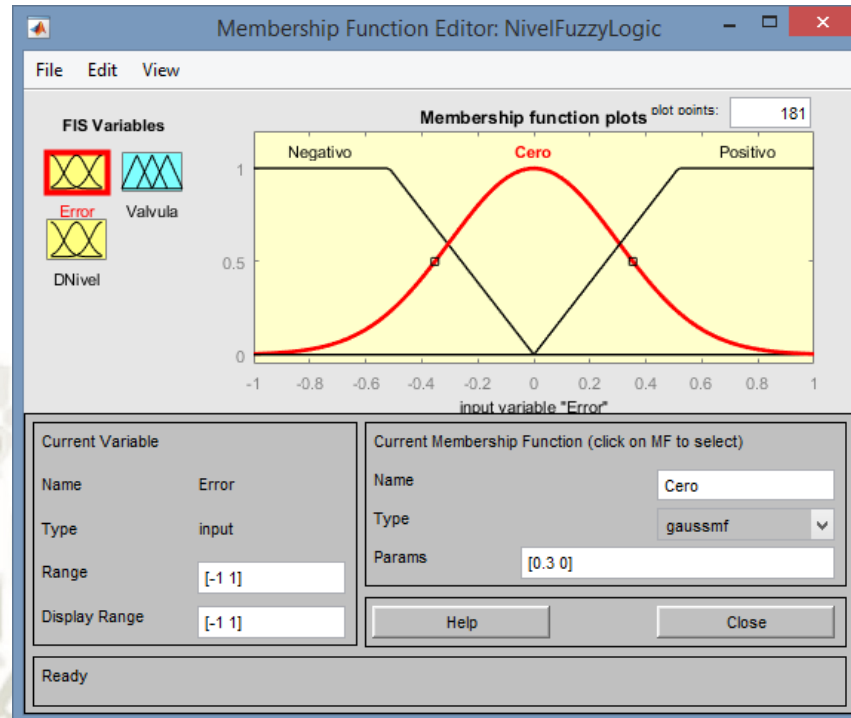


Figura 4.18. Error con 3 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

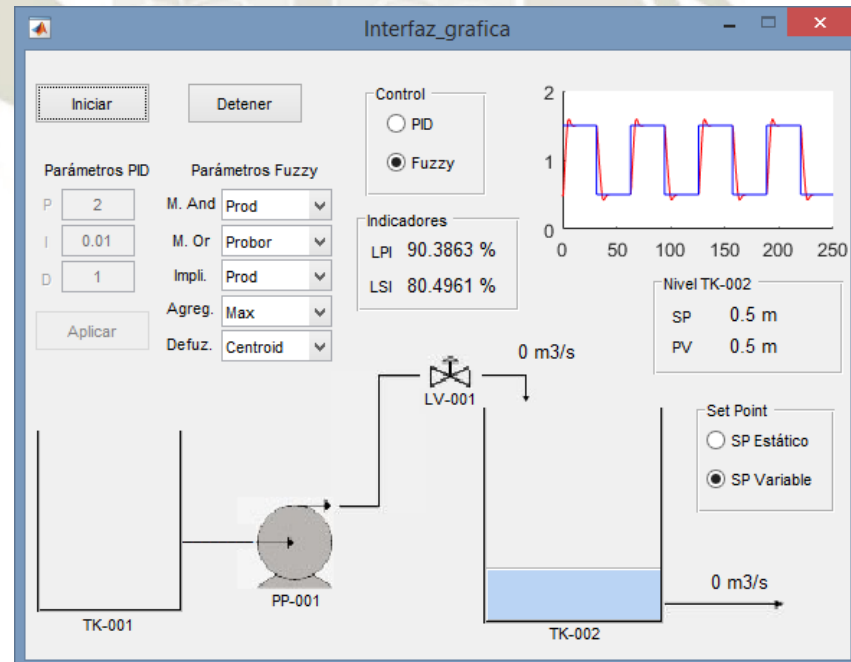


Figura 4.19. Resultado de los indicadores usando 3 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

- Error con 5 funciones de membresía.

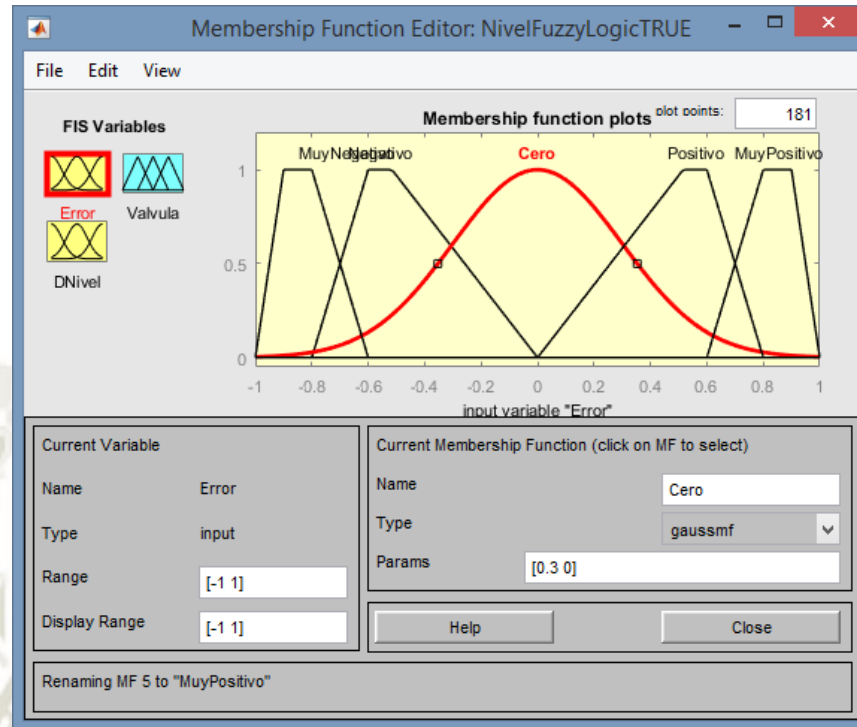


Figura 4.20. Error con 5 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

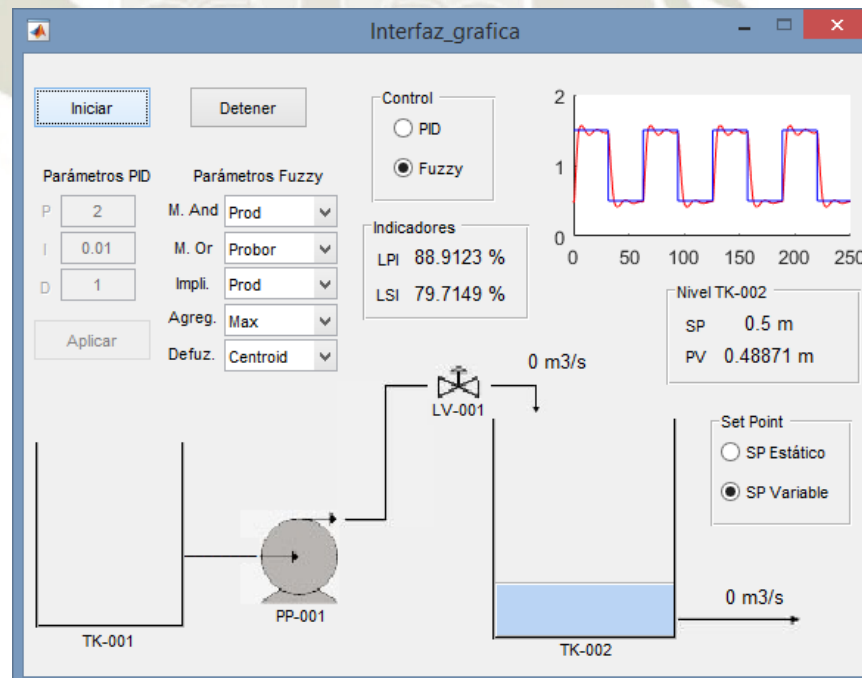


Figura 4.21. Resultado de los indicadores usando 5 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

La Tabla 4.2 muestra que, a pesar de obtener resultados similares, el uso de 5 funciones de membresía genera mayores oscilaciones en la variable de proceso (el detalle de estas oscilaciones y otras características de análisis de respuesta transitoria se presentarán en el capítulo 5); razón por la cual se opta por usar sólo 3 funciones de membresía en el error.

*Tabla 4.2. Comparación de cantidad de funciones de membresía del error.*

	LPI	LSI
3 Funciones	90.39%	80.50%
5 Funciones	88.91%	79.71%

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.3.2.2.2 Derivada del nivel

##### 4.3.2.2.2.1 Rango de valores

La derivada del nivel es por definición la razón de cambio de la variable de proceso, para definir el rango en el que esta variable oscilará se debe conocer la variación máxima del nivel en el tanque.

Teóricamente la máxima variación del nivel del tanque se dará cuando el flujo de entrada sea máximo y el flujo de salida sea mínimo, matemáticamente esto es representado por la ecuación (92).

$$A \frac{dh}{dt}_{MAX} = q_{i_{MAX}} - q_{o_{MIN}} \quad (92)$$

El flujo de entrada máximo  $q_{i_{MAX}}$  es igual al flujo nominal de la bomba de transferencia  $Q_P$ , esto se da cuando la válvula está totalmente abierta, según la ecuación (69) este flujo es igual a  $0.5 \text{ m}^3/\text{s}$ .

$$q_{i_{MAX}} = 0.5 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \quad (93)$$

El flujo de salida mínimo  $q_{oMIN}$  se da cuando el nivel del tanque toma el valor más bajo, que operativamente es 0.5 m. Reemplazando en la ecuación (27) se obtiene:

$$q_{oMIN} = 0.05\sqrt{2(9.8)(0.5)} \quad (94)$$

$$q_{oMIN} = 0.16 \frac{m^3}{s} \quad (95)$$

El área de la base del tanque es  $1 \text{ m}^2$ , entonces la variación máxima del nivel del tanque es:

$$\frac{dh}{dt}_{MAX} = 0.5 - 0.16 \quad (96)$$

$$\frac{dh}{dt}_{MAX} = 0.34 \frac{m}{s} \quad (97)$$

Se debe tomar en cuenta que las ecuaciones (93) y (95) son valores teóricos y representan flujos máximo y mínimo posibles, los cuales deben coincidir en el mismo instante de tiempo para generar el valor de la ecuación (97), que obviamente también es teórico. Por tal motivo estas ecuaciones deben ser usadas sólo como referencia.

Para realizar el cálculo en concreto se extrajeron los datos experimentales del nivel del tanque y éstos establecen que:

$$\frac{dh}{dt}_{MAX} = 0.328 \frac{m}{s} \quad (98)$$

Lo cual es coherente ya que no sobrepasa el valor máximo teórico definido en la ecuación (97); por lo tanto, la derivada del nivel se establece entre 0.4 m/s y -0.4 m/s.

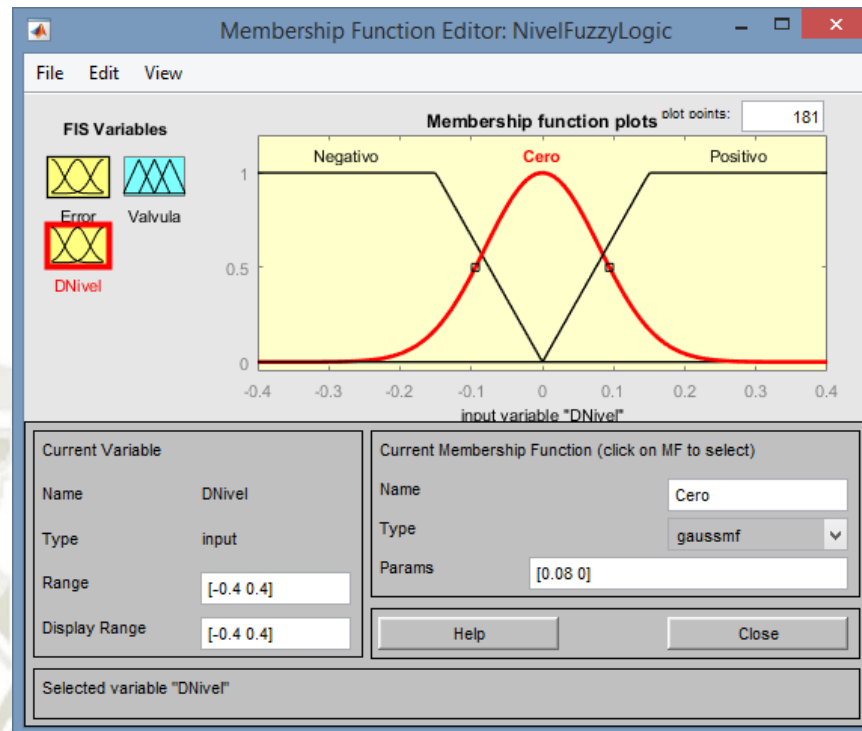


Figura 4.22. Variable de entrada “Derivada del nivel” limitada entre -0.4 y 0.4 m/s.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.3.2.2.2.2 Tipo y cantidad de funciones de membresía

Se utilizaron 3 funciones de membresía, las cuales son: Negativo, Cero y Positivo, que son las variables fuzzificadas que respectivamente hacen alusión a la naturaleza de la señal de la derivada del nivel en el instante de tiempo de la evaluación.

Se realizaron pruebas comparativas de desempeño del controlador difuso usando en la derivada del nivel funciones de membresía gaussianas, triangulares y trapezoidales, variando también la cantidad de éstas. Esta comparación define la elección del tipo y la cantidad de funciones de membresía a utilizar.

- Derivada del nivel con funciones de membresía gaussianas.

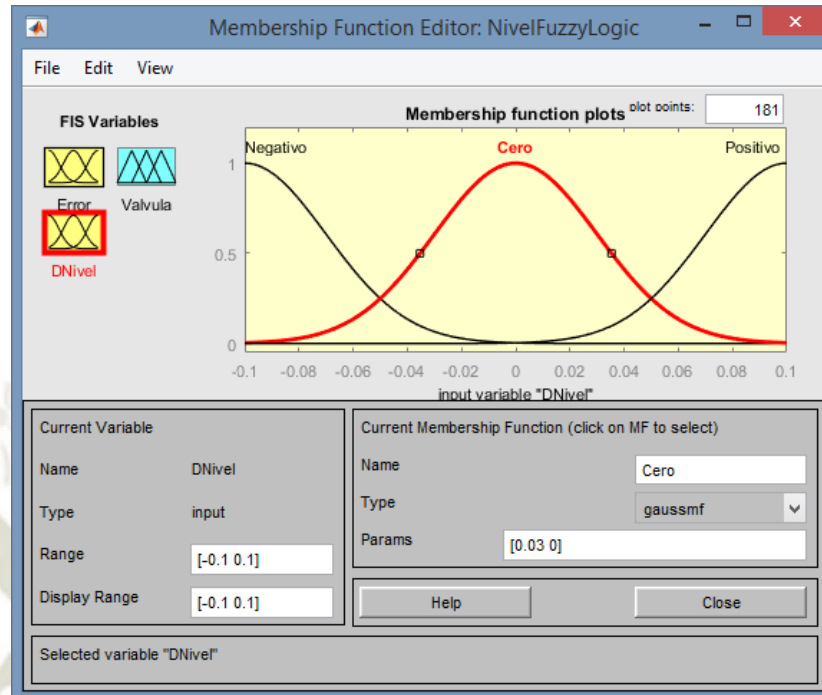


Figura 4.23. Derivada del nivel usando funciones de membresía tipo gaussiana.

Fuente: Elaboración propia.

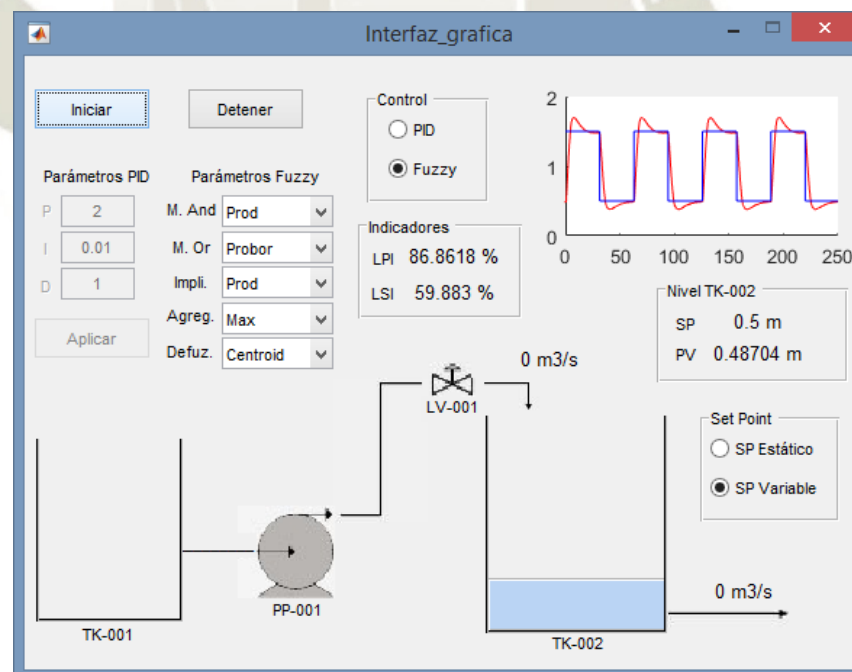


Figura 4.24. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía gaussiana.

Fuente: Elaboración propia.

- Derivada del nivel con funciones de membresía triangulares.

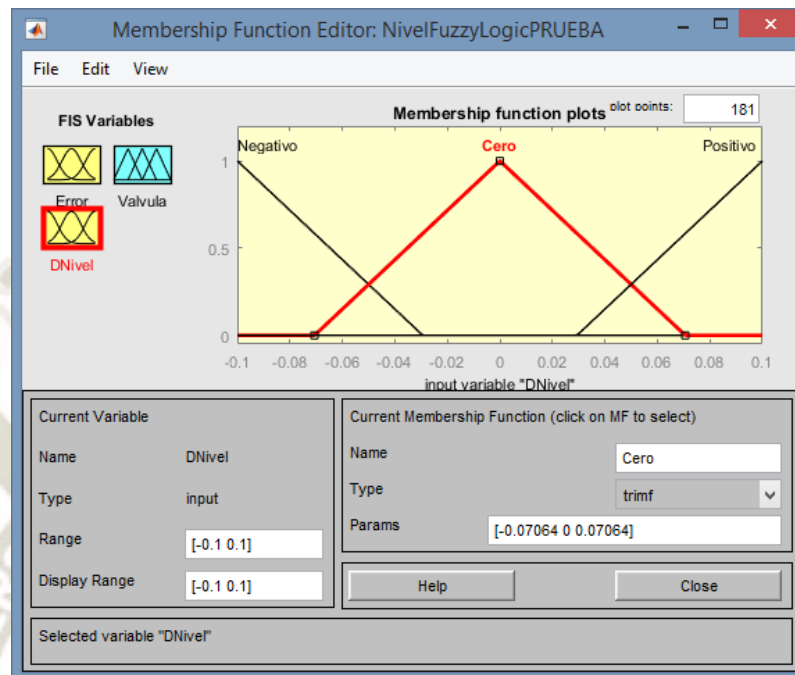


Figura 4.25. Derivada del nivel usando funciones de membresía tipo triangular.

Fuente: Elaboración propia.

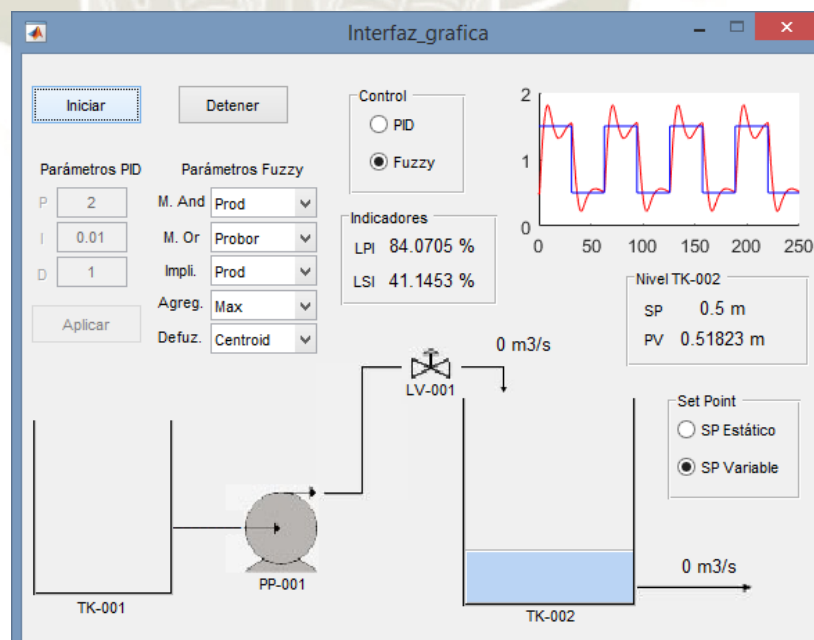


Figura 4.26. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía triangular.

Fuente: Elaboración propia.

- Derivada del nivel con funciones de membresía trapezoidales y gaussiana.

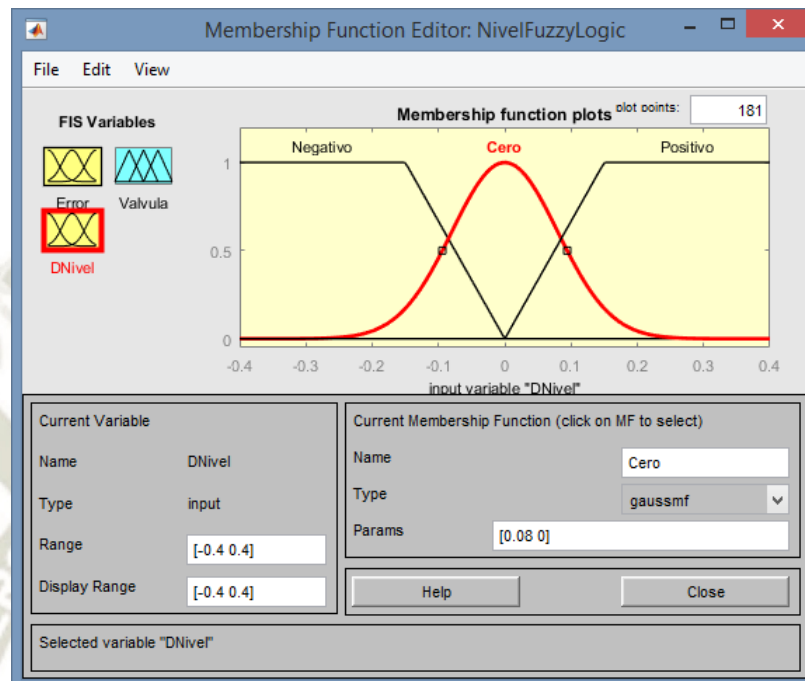


Figura 4.27. Derivada del nivel usando funciones de membresía tipo trapezoidal y gaussiana.

Fuente: Elaboración propia.

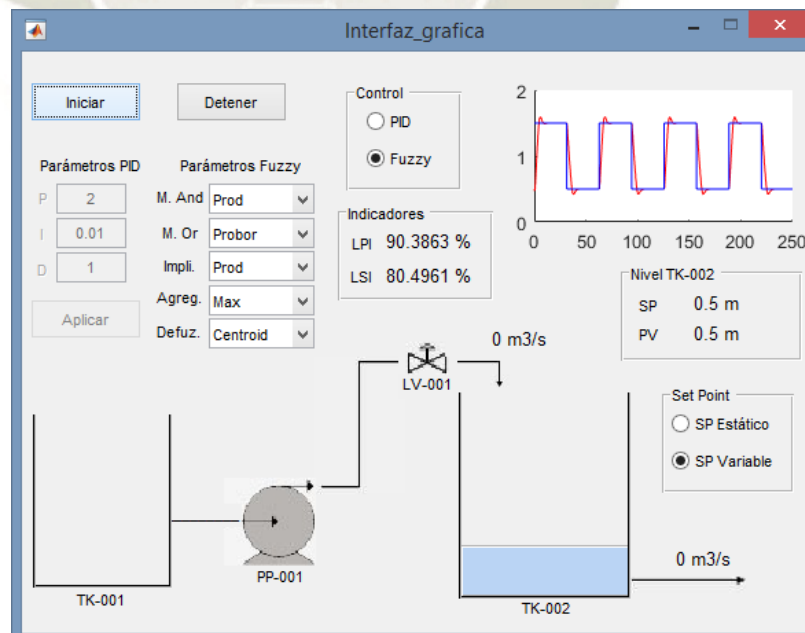


Figura 4.28. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía trapezoidal y gaussiana.

Fuente: Elaboración propia.

La tabla 4.3 muestra que al usar una combinación de funciones de membresía tipo trapezoidal y gaussiana, el controlador presenta mucho mejor desempeño que en los otros casos.

Tabla 4.3. Comparación de tipo de funciones de membresía de la derivada del nivel.

	LPI	LSI
Trapezoidal - Gaussiana	90.39%	80.50%
Gaussiana	86.86%	59.38%
Triangular	84.07%	41.15%

Fuente: Elaboración propia

- Derivada del nivel con 3 funciones de membresía.

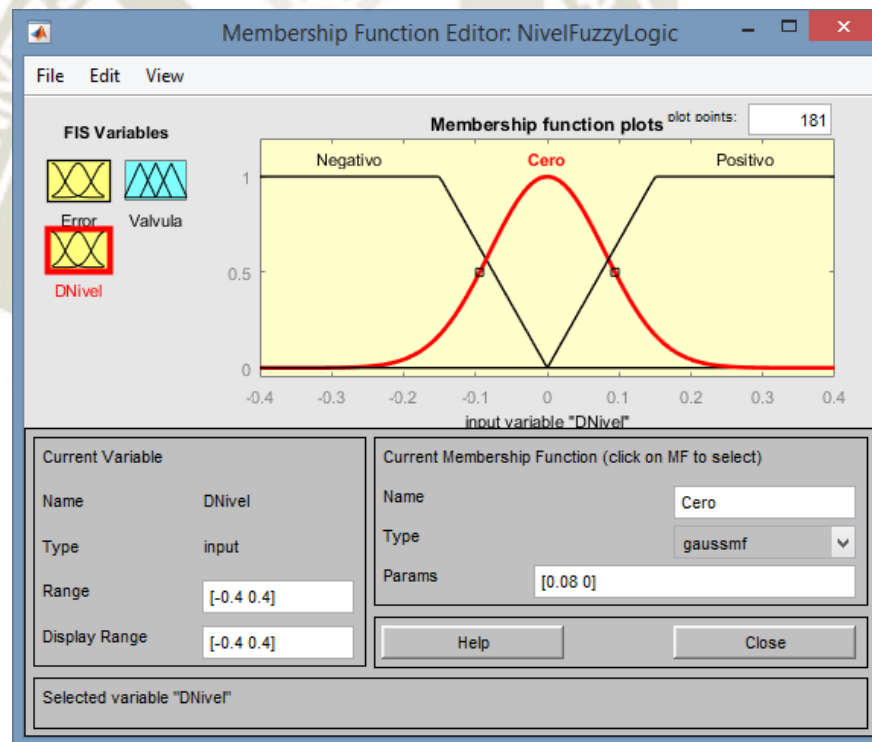


Figura 4.29. Derivada del nivel usando 3 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

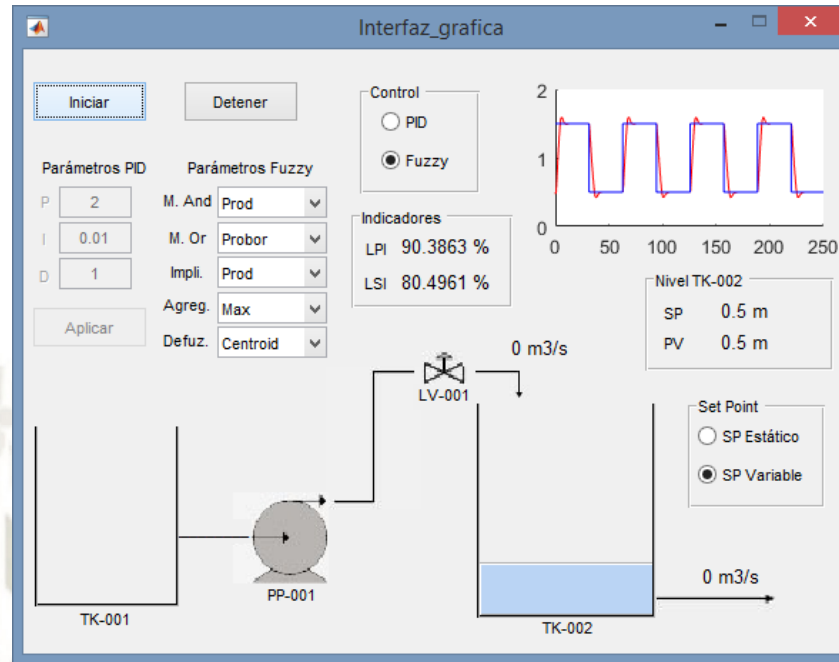


Figura 4.30. Resultado de los indicadores usando 3 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

- Derivada del nivel con 5 funciones de membresía.

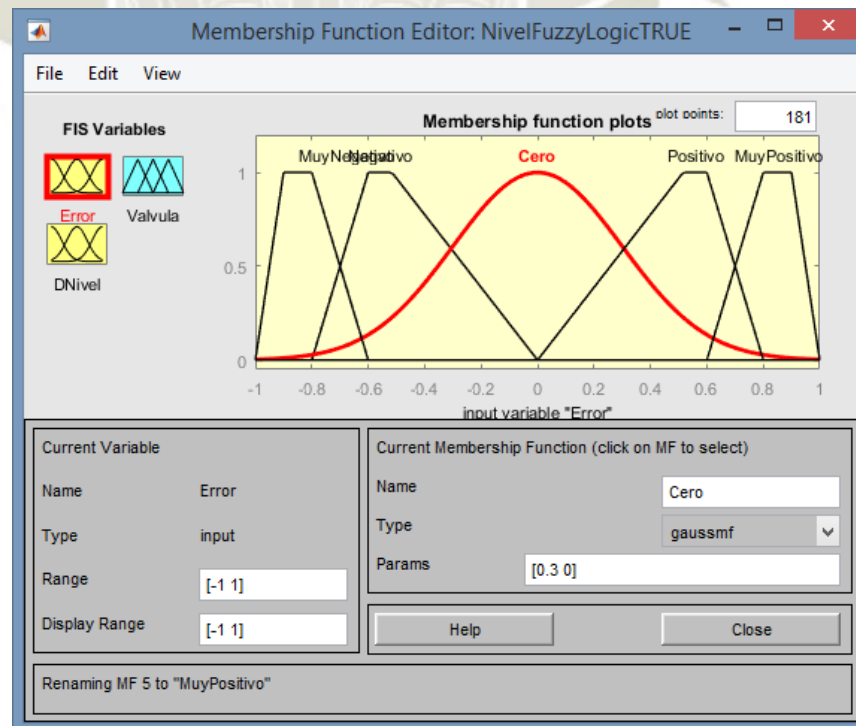


Figura 4.31. Derivada del nivel usando 5 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

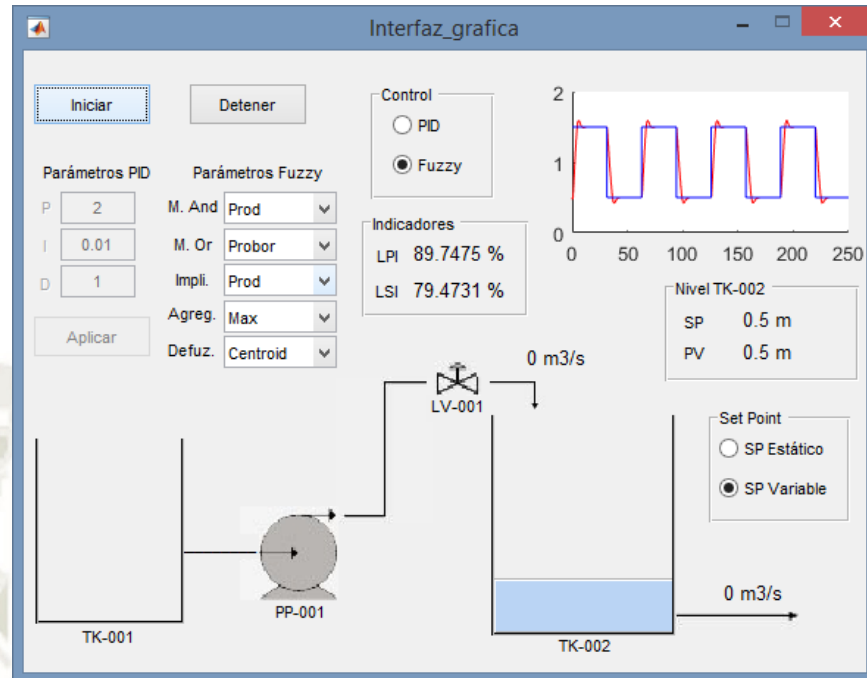


Figura 4.32. Resultado de los indicadores usando 5 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

La Tabla 4.4 muestra una muy pequeña diferencia entre el uso de 3 y 5 funciones de membresía en la derivada del nivel, se opta por la opción de 3 funciones de membresía por ser la de mayor simplicidad.

Tabla 4.4. Comparación de cantidad de funciones de membresía del error.

	LPI	LSI
3 Funciones	90.39%	80.50%
5 Funciones	89.75%	79.47%

Fuente: Elaboración propia.

### 4.3.2.2.3 Válvula

#### 4.3.2.2.3.1 Rango de valores

La válvula modulante es el actuador controlado en el proceso, cuyo porcentaje de apertura (que varía de 0 a 100%) permitirá regular el flujo de entrada al tanque para establecer el nivel en un valor deseado.

Es necesario establecer un rango de valores de salida del controlador difuso de tal manera que establezca dos criterios: la acción de apertura o cierre de la válvula y la rapidez de dicha acción. Por este motivo se define la salida del controlador difuso en un rango entre -1 y 1, donde un valor positivo representa el comando de apertura hacia la válvula, un valor negativo representa el comando de cierre hacia la válvula y la magnitud de dicho valor representa cuán rápido la válvula se abrirá o cerrará.

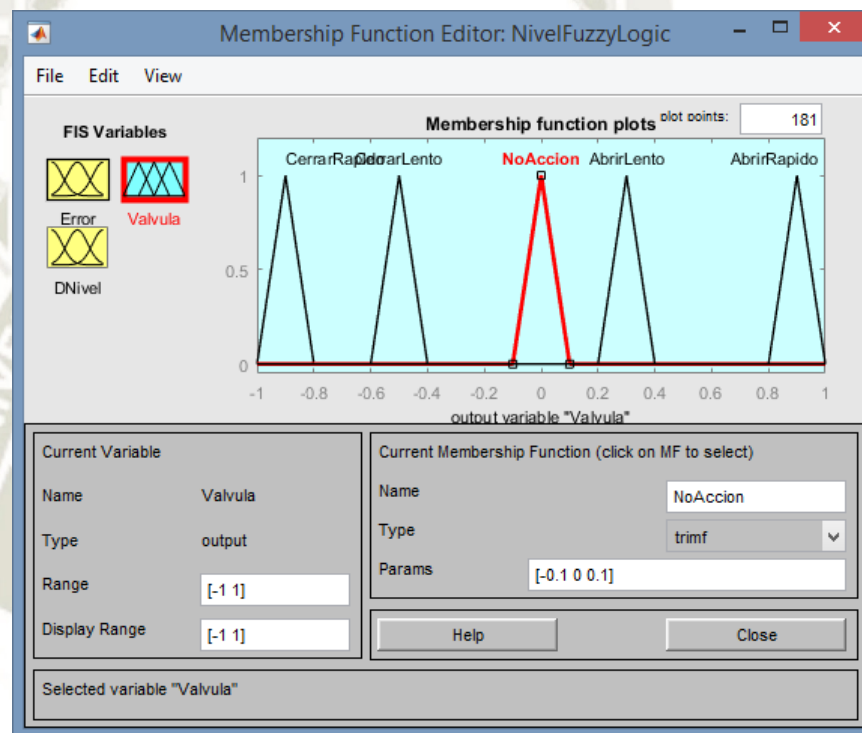


Figura 4.33. Variable de salida “Válvula” limitada entre -1 y 1.

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 4.33 se puede observar que las funciones de membresía “Cerrar Lento” y “Abrir Lento” no son simétricas, debido a que el diámetro de la tubería de salida provoca que el agua del tanque se vacíe más lento de lo que se llena, esta asimetría compensa esta condición.

#### 4.3.2.2.3.2 Tipo y cantidad de funciones de membresía

Se utilizaron 5 funciones de membresía, las cuales son: Cerrar rápido, Cerrar Lento, No acción, Abrir Lento y Abrir rápido; que son las variables fuzzificadas que

respectivamente hacen alusión a la naturaleza de la señal de la derivada del nivel en el instante de tiempo de la evaluación.

Se realizaron pruebas comparativas de desempeño del controlador difuso usando en la válvula funciones de membresía gaussianas y triangulares, variando también la cantidad de éstas. Esta comparación define la elección del tipo y la cantidad de funciones de membresía a utilizar.

- Válvula con funciones de membresía gaussianas.

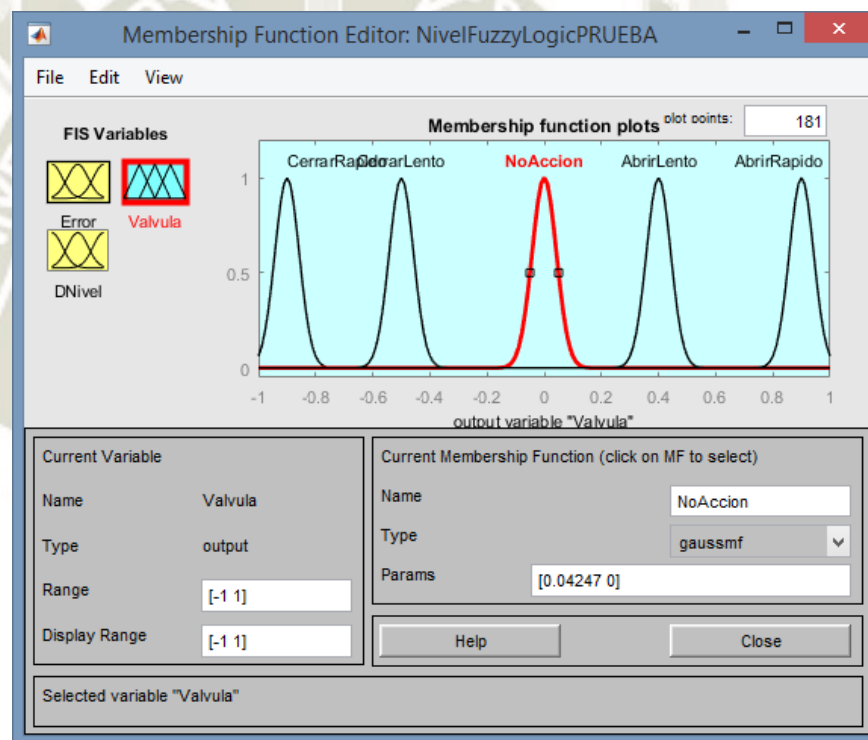


Figura 4.34. Válvula usando funciones de membresía tipo gaussiana.

Fuente: Elaboración propia.

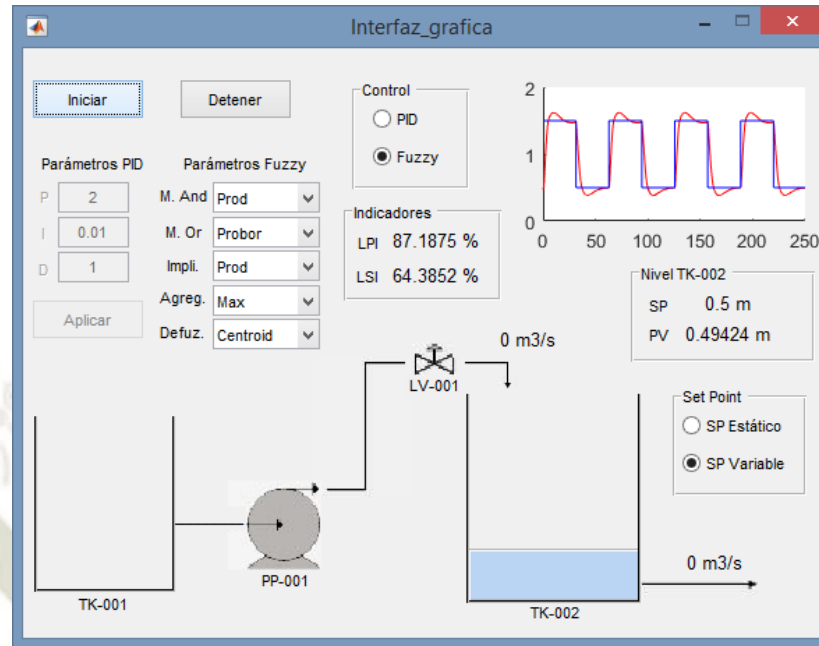


Figura 4.35. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía gaussianas.

Fuente: Elaboración propia.

- Válvula con funciones de membresía triangulares.

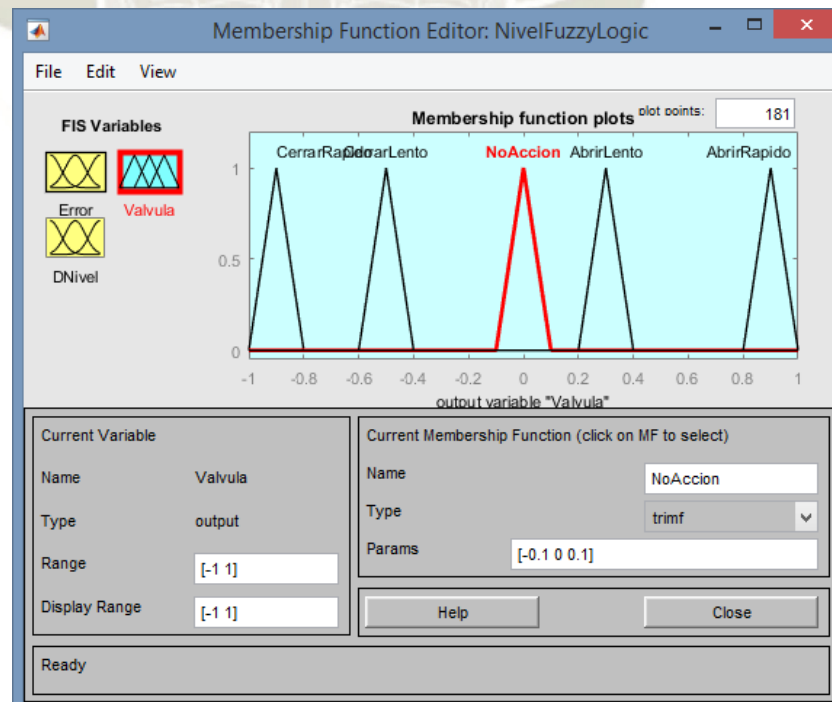


Figura 4.36. Válvula usando funciones de membresía tipo triangular.

Fuente: Elaboración propia.

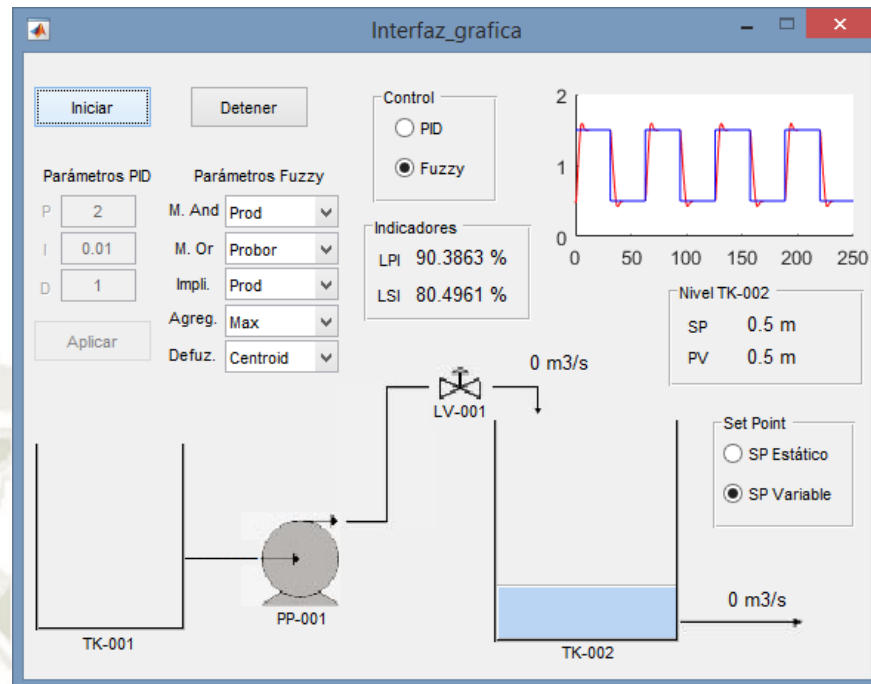


Figura 4.37. Resultado de los indicadores usando funciones de membresía triangulares.

Fuente: Elaboración propia.

La Tabla 4.5 muestra que la salida usando funciones de membresía de tipo triangular presenta un mucho mejor desempeño que las de tipo gaussiana.

Tabla 4.5. Comparación de tipos de funciones de membresía de la salida.

	LPI	LSI
Gaussiana	87.19%	64.39%
Triangular	90.39%	80.50%

Fuente: Elaboración propia.

- Válvula con 5 funciones de membresía.

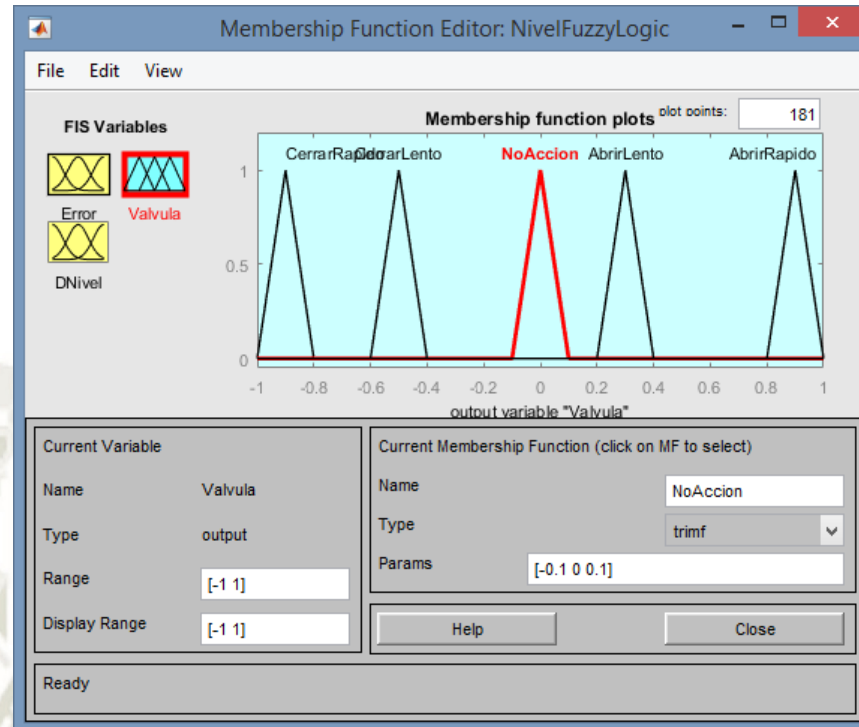


Figura 4.38. Válvula usando 5 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

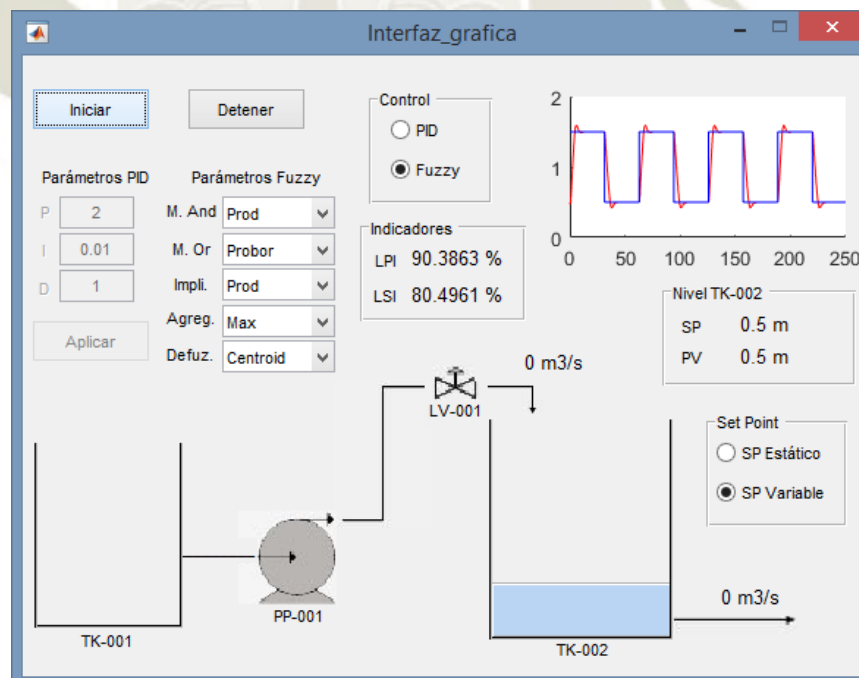


Figura 4.39. Resultado de los indicadores usando 5 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

- Válvula con 7 funciones de membresía.

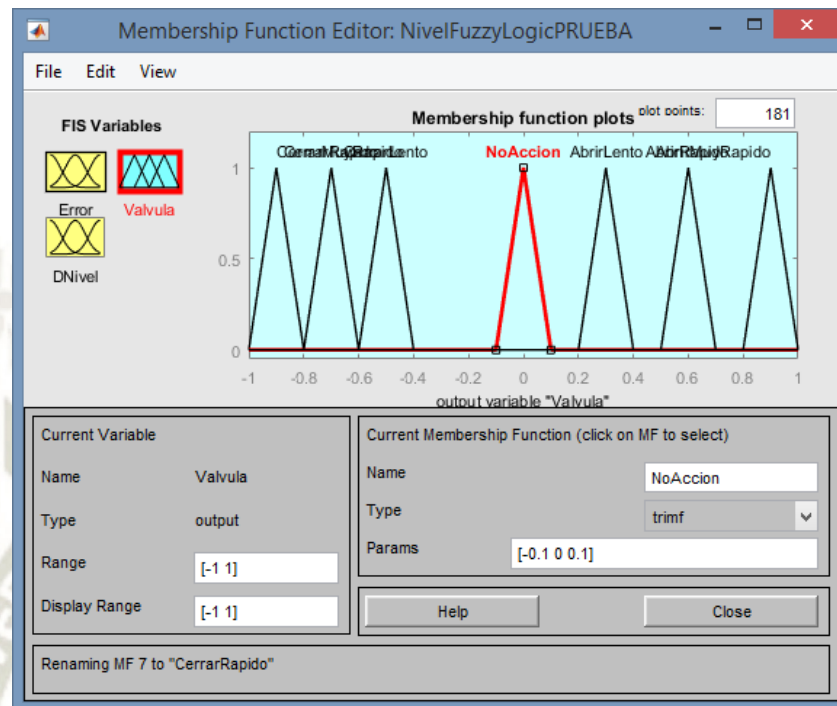


Figura 4.40. Válvula usando 7 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

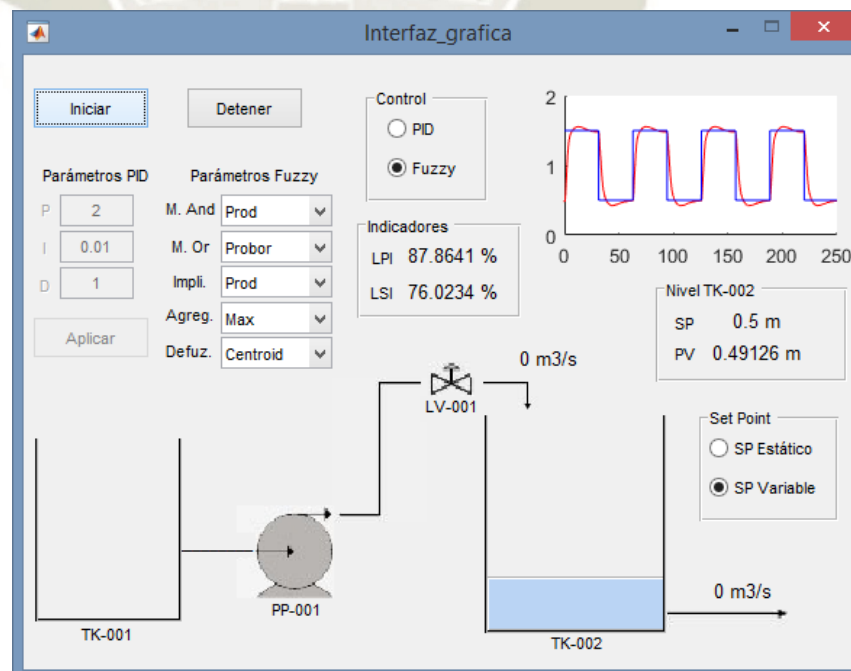


Figura 4.41. Resultado de los indicadores usando 7 funciones de membresía.

Fuente: Elaboración propia.

La Tabla 4.6 muestra una muy pequeña diferencia entre el uso de 5 y 7 funciones de membresía en la válvula, se opta por la opción de 5 funciones de membresía por ser la de mayor simplicidad.

Tabla 4.6. Comparación de cantidad de funciones de membresía de la salida.

	LPI	LSI
5 Funciones	90.39%	80.50%
7 Funciones	87.86%	76.02%

Fuente: Elaboración propia.

Se concluye que la mejor opción es utilizar funciones de membresía de tipo trapezoidal - gaussiana en las entradas y triangular en la salida.

#### 4.3.2.3 Diseño de las reglas difusas

Las reglas fueron definidas de acuerdo al comportamiento que se espera del sistema, partiendo del conocimiento que la combinación de las entradas representa ciertos escenarios probables y que la lógica humana de cómo responder ante esos escenarios determina la salida para cada caso.

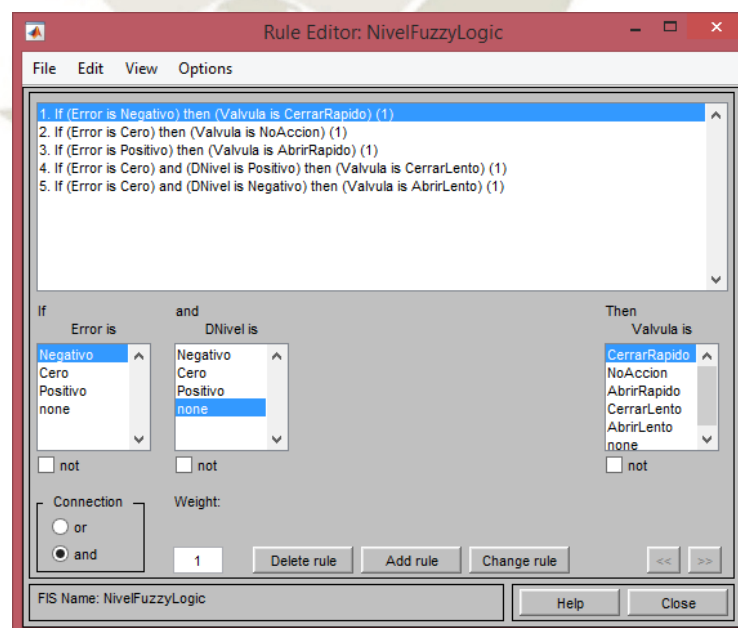


Figura 4.42. Reglas difusas.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4 Diseño del sistema en Simulink®

La simulación se realizó en Matlab© y en Simulink®, se tomaron en cuenta todos los datos anteriormente descritos. El diagrama completo diseñado en Simulink® se muestra en la Figura 4.44.

Se explicará el motivo de cada bloque usado en la simulación y de las características internas configuradas.

##### 4.4.1 Generación de señal de referencia o set point variable

El generador, la constante y el bloque “SP Variable” generan un set point variable para la evaluar la respuesta de los controladores ante cambios constantes de la señal de referencia. La amplitud irá variando de 0.5 a 1.5 m a una frecuencia 0.1 rad/s<sup>7</sup>.

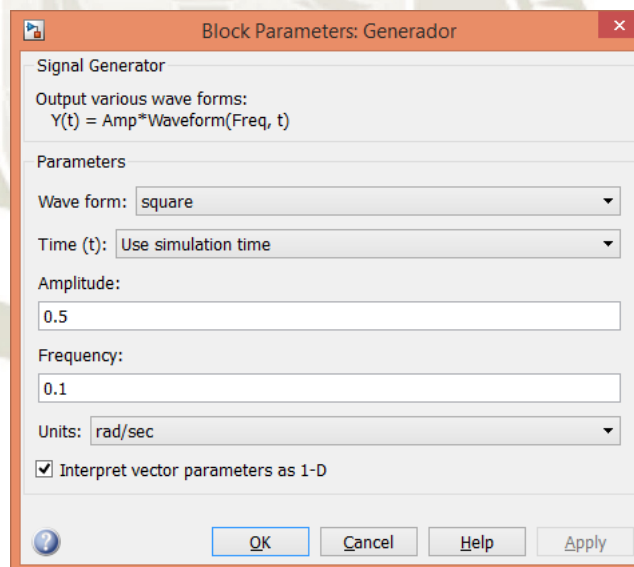


Figura 4.43. Parámetros configurados del generador.

Fuente: Elaboración propia.

<sup>7</sup> Considerar que la frecuencia depende del tiempo de simulación, que no es el mismo que el tiempo cronológico, el cual se ve afectado por factores como la complejidad del modelo o la velocidad de la PC.

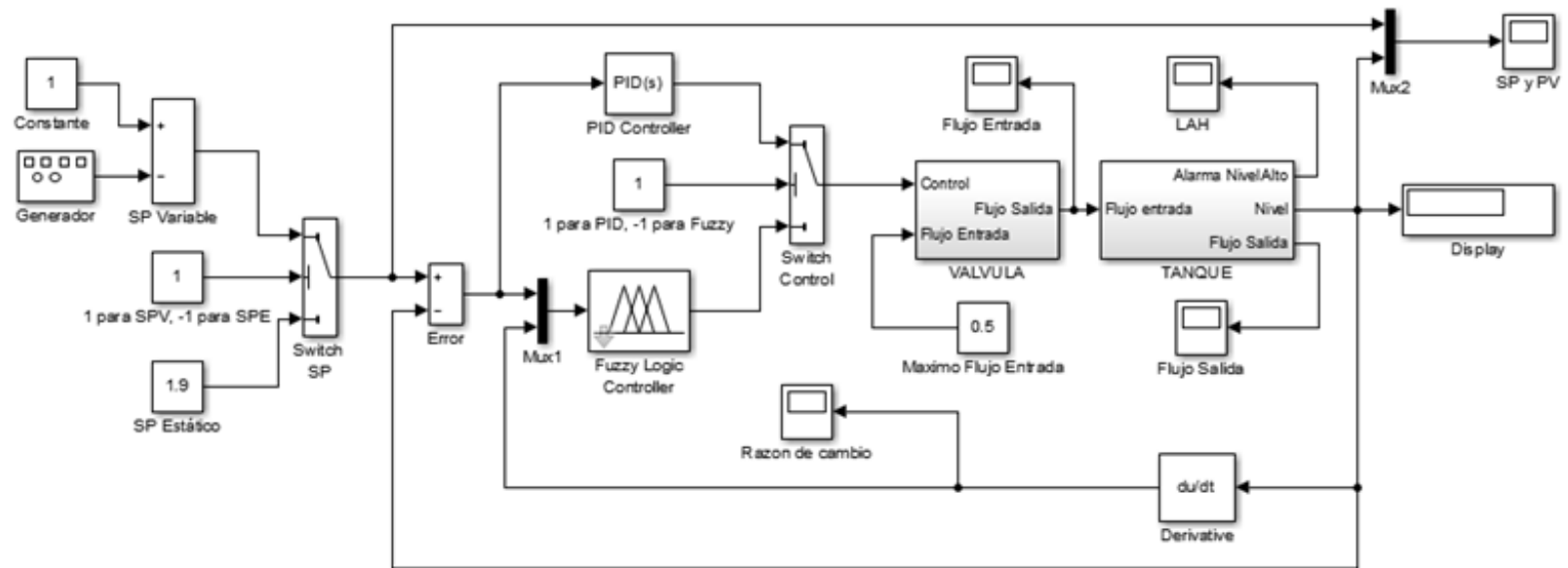


Figura 4.44. Diagrama completo de la simulación en Simulink®.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4.2 Generación de señal de referencia o set point estático

La constante “SP estático” genera una señal de referencia constante durante toda la simulación. El valor de esta señal está limitado por valores mínimo y máximo como señales de protección para los equipos y al proceso en sí, un nivel muy bajo de agua produciría una deficiencia de flujo en los aspersores de las fajas transportadoras y un nivel muy alto de agua produciría un derrame del tanque de transferencia. Es por esto que se diseñó el sistema de control a prueba de errores, cualquier seteo del SP fuera del rango (0.5 – 1.9 m) será omitido por el sistema de control.

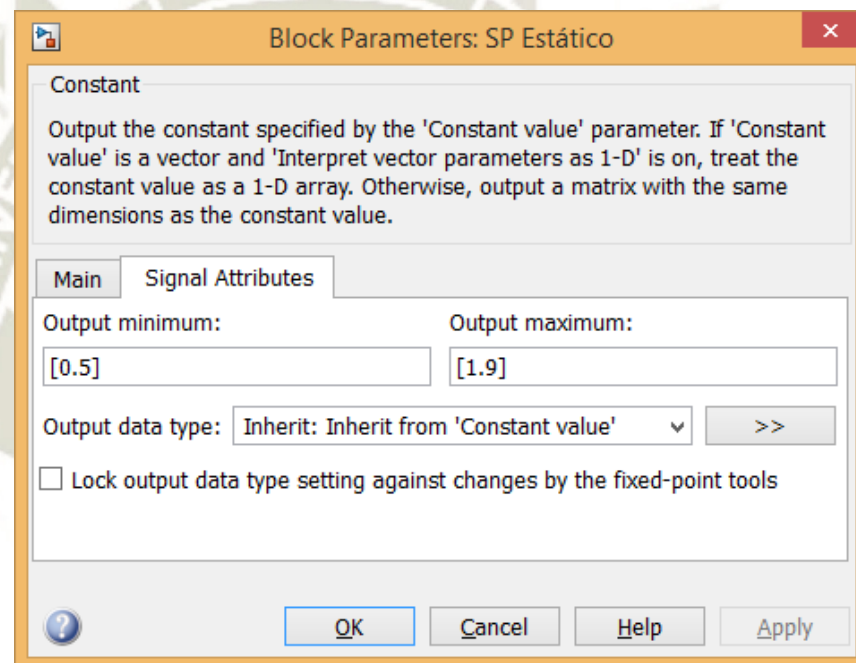


Figura 4.45. Valores mínimo y máximo del SP estático.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4.3 Modificación del control de la señal de referencia o set point

Para facilitar el cambio entre el SP variable y estático se agregó un interruptor “Switch SP” que mediante una constante manipulada definirá si el seteo de la señal de referencia será variable (dada automáticamente por el sistema) o será estática (manipulada manualmente por el usuario). Si la constante es 1 el SP será variable y si la constante es -1 el SP será estático.

#### 4.4.4 Señal de error

La señal de error es simplemente un bloque de suma que realiza la operación que define al error:

$$e = SP - PV \quad (99)$$

#### 4.4.5 Controlador difuso

El bloque “Fuzzy Logic Controller” contiene el archivo del controlador difuso diseñado en la aplicación de Matlab© “Fuzzy Logic Designer”, como se muestra en la Figura 4.46.

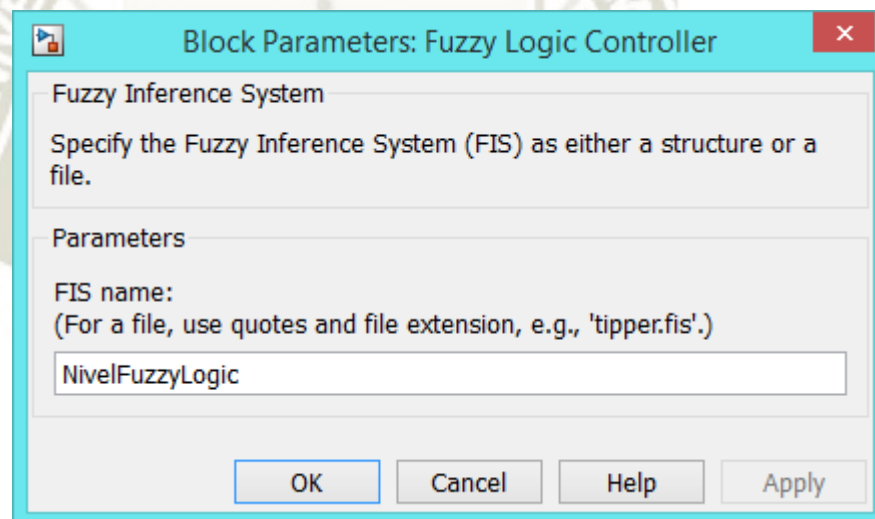


Figura 4.46. Parámetros del controlador difuso.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4.6 Controlador PID

El bloque “PID Controller” contiene el controlador PID diseñado, con los parámetros obtenidos anteriormente.

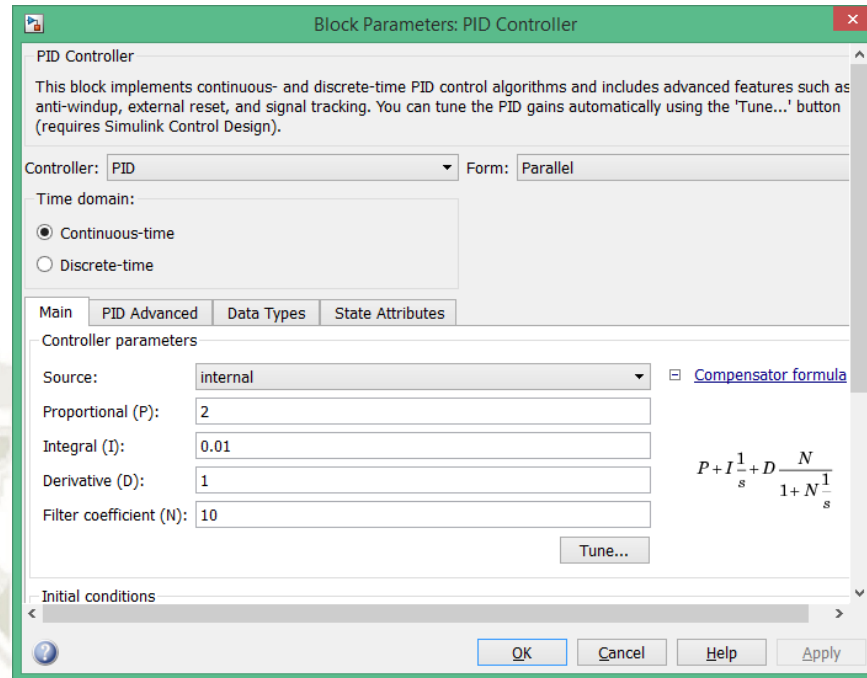


Figura 4.47. Parámetros del controlador PID.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4.7 Modificación del tipo de controlador

Para facilitar el cambio entre el controlador difuso y el PID se agregó un interruptor “Switch control” que mediante un constante manipulada definirá qué controlador actuará en el sistema. Si la constante es 1 el PID actuará en el sistema y si la constante es -1 el controlador que actuará será el difuso.

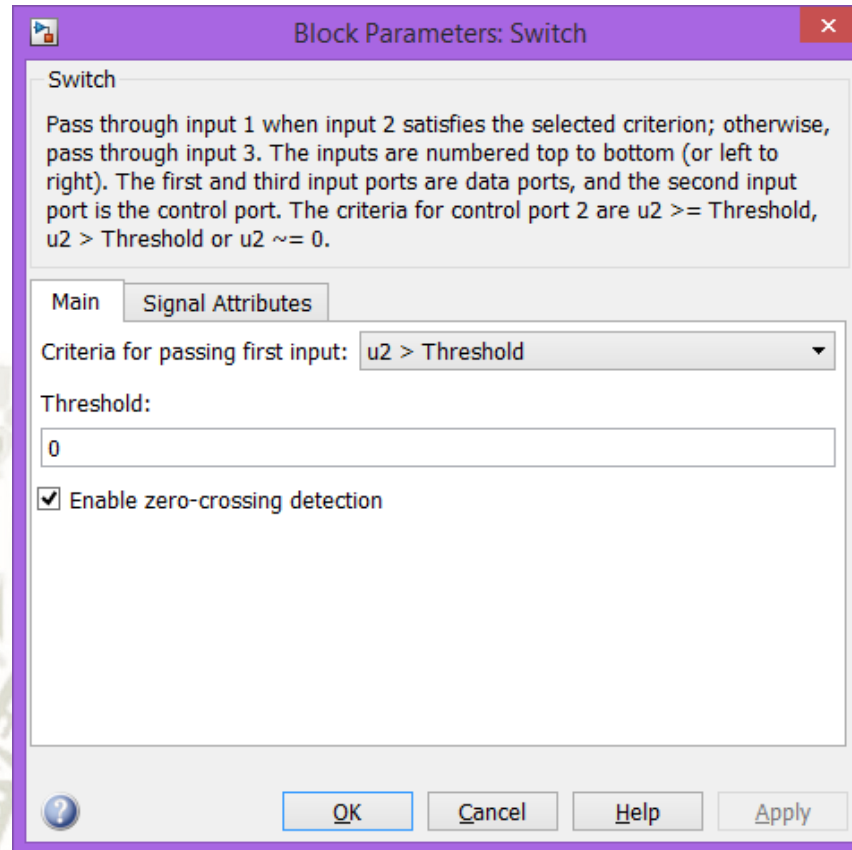


Figura 4.48. Parámetros del interruptor.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4.8 Válvula y flujo de entrada

La válvula modulante está definida por un subsistema diseñado de acuerdo al modelo matemático que recibe la señal de control y el flujo de la bomba PP-001, la cual como máximo generará  $0.5 \text{ m}^3/\text{s}$ .

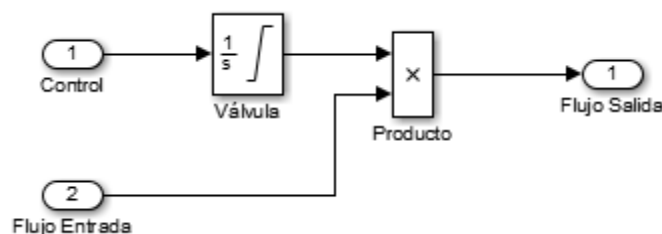
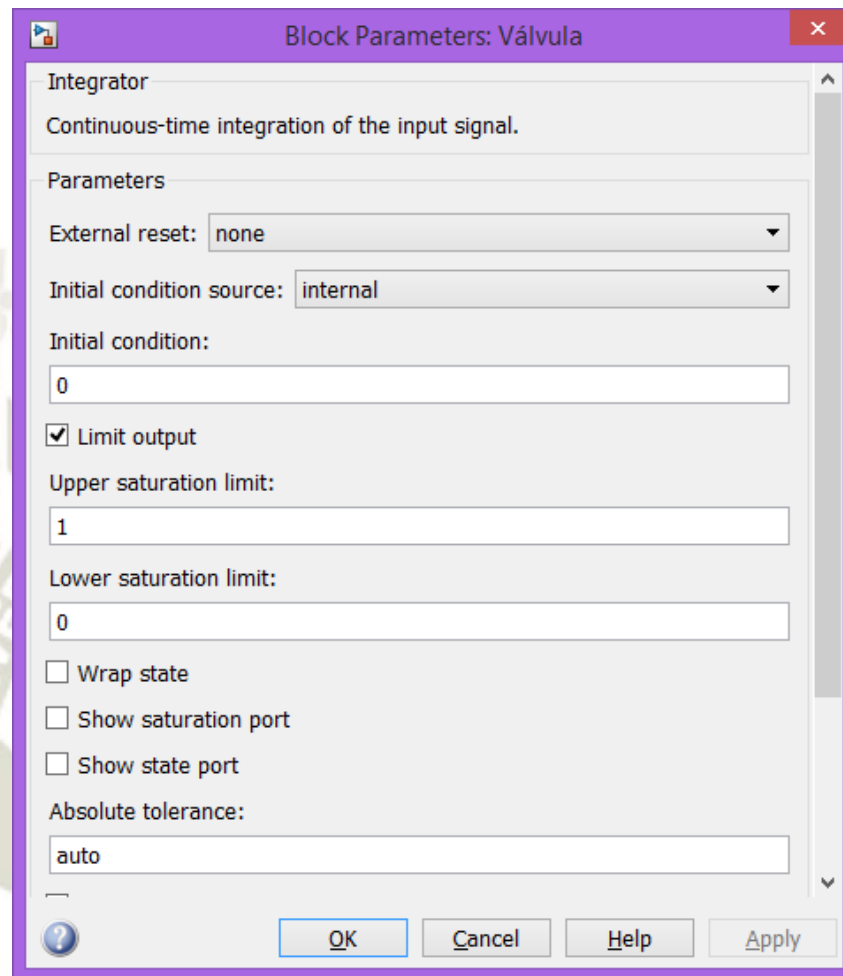


Figura 4.49. Subsistema de la válvula.

Fuente: Elaboración propia.

Se considera la condición inicial de la válvula como 0% (normalmente cerrada).



*Figura 4.50. Parámetros de la válvula.*

*Fuente: Elaboración propia.*

#### 4.4.9 Tanque y flujo de salida

El tanque está definido por un subsistema diseñado de acuerdo al modelo matemático que recibe el flujo modulado por la válvula y entrega un flujo de salida y un nivel. Se le añadió una señal de alarma de nivel alto definida en 1.91 m.

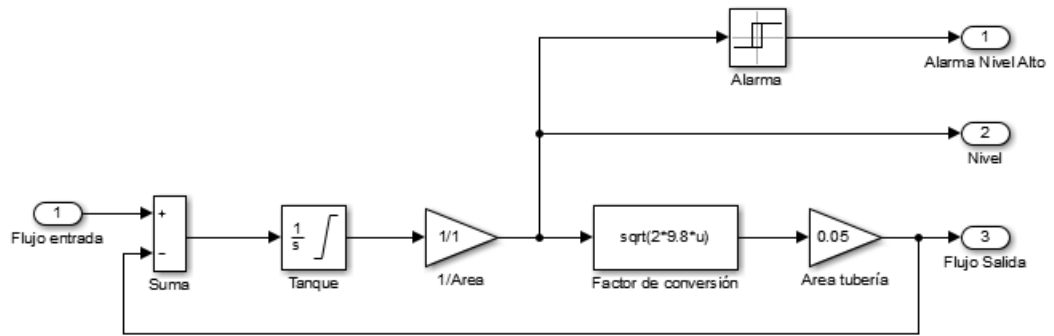


Figura 4.51. Subsistema del tanque.

Fuente: Elaboración propia.

Se considera la condición inicial del tanque como 0.5 m, que es el mínimo nivel de operación.

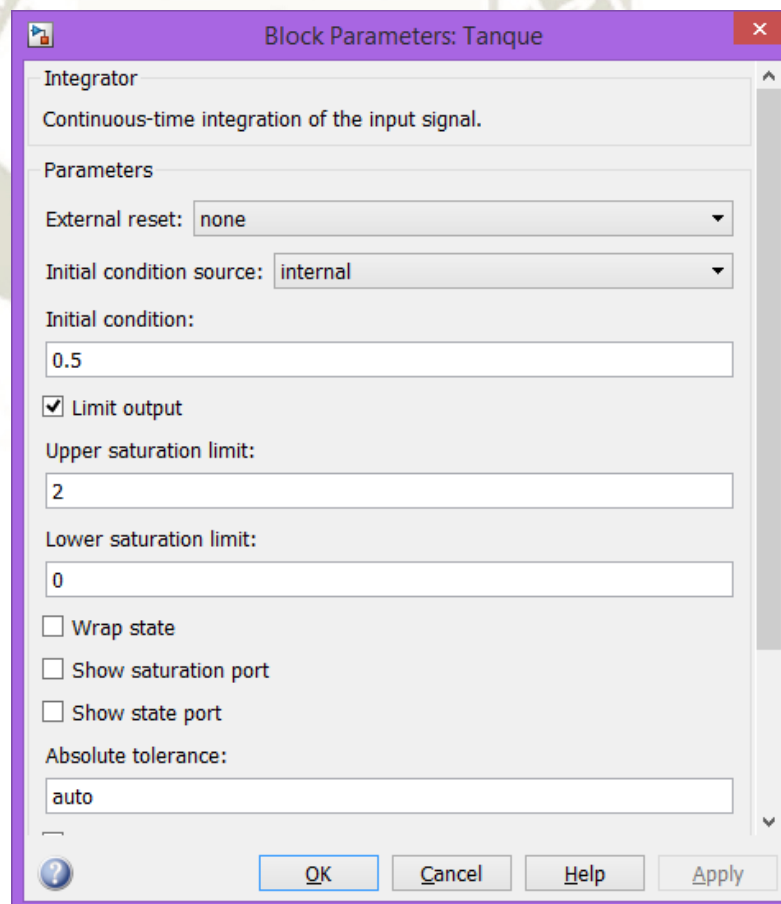


Figura 4.52. Parámetros del tanque.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.4.10 Derivada del nivel

Como se detalló anteriormente, el controlador difuso contempla dos entradas; el error y la derivada del nivel. Debido a esto se creó un bloque de derivación del nivel del tanque.

#### 4.5 Diseño de la interfaz gráfica

El propósito de la simulación es monitorear el nivel del tanque de transferencia y comparar los resultados obtenidos de ambos controladores, sin embargo, el proceso cuenta con más señales importantes que también deben ser monitoreadas, como son los flujos de entrada y salida, estado de la bomba de transferencia, etc. Además, se debe tener la posibilidad de definir el valor y tipo de control del set point, el controlador a utilizar y hasta configurar los parámetros de cada controlador. Se diseñó una interfaz gráfica GUI<sup>8</sup> en Matlab© para tener una representación gráfica del proceso simulado e interactuar con las señales más importantes involucradas en el mismo.

##### 4.5.1 Relación de subsistemas

El presente diseño involucra varios subsistemas de Matlab© interconectados entre sí, cuya correcta configuración permite el funcionamiento de la interfaz gráfica de acuerdo al proceso simulado. Dichos subsistemas y sus funciones se detallan a continuación.

##### 4.5.1.1 Fuzzy Logic Designer

Fuzzy Logic Designer es la aplicación donde se diseñó el controlador difuso, contiene todos los parámetros y reglas difusas del controlador difuso.

---

<sup>8</sup> Abreviatura de “Graphic User Interface”, que en castellano significa Interfaz gráfica de usuario.

#### **4.5.1.2 Simulink®**

Simulink® es el entorno donde se desarrolla toda la simulación, contiene los bloques necesarios para correr la simulación y transferir los datos relevantes al espacio de trabajo de Matlab©.

#### **4.5.1.3 Espacio de trabajo de Matlab©**

El espacio de trabajo de Matlab© es una plataforma que contiene todas las variables creadas o importadas desde archivos de datos u otros programas, en este caso almacena todos los datos relevantes de la simulación realizada en Simulink®.

#### **4.5.1.4 Script de Matlab©**

El script de Matlab© es el código de programación que permite ejecutar todas las acciones requeridas para iniciar la simulación y animar la interfaz gráfica.

#### **4.5.1.5 Interfaz gráfica**

La interfaz gráfica (GUI) es la interfaz de usuario animada que permite interactuar con las variables más importantes del sistema.

Los 5 subsistemas mencionados componen el sistema de control diseñado para la simulación del proceso de nivel en estudio.

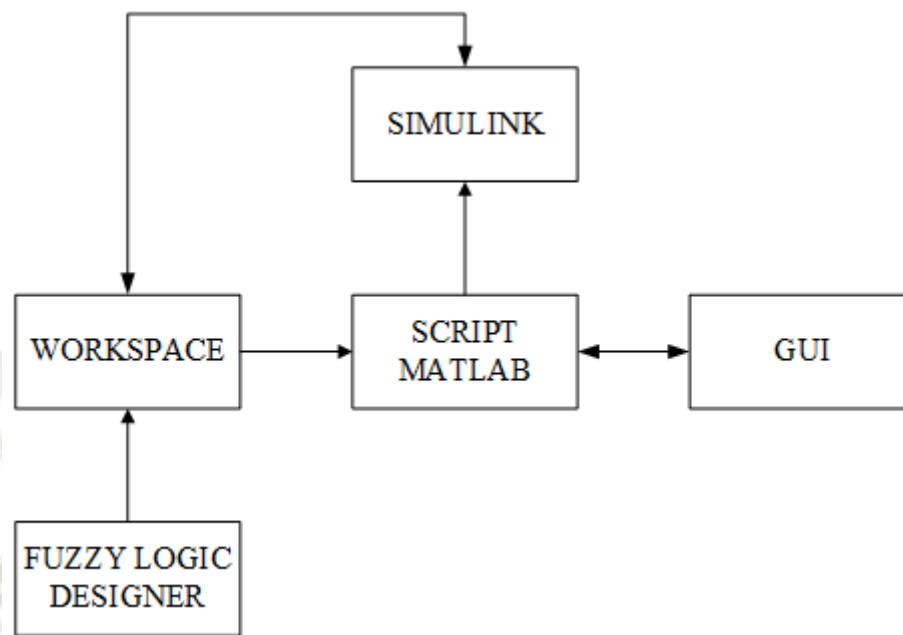


Figura 4.53. Estructura del sistema de control y supervisión.

Fuente: Elaboración propia.

La Figura 4.53 muestra la estructura del sistema de control y supervisión, la secuencia de funcionamiento interno es la siguiente:

Primero el archivo del controlador difuso en Fuzzy Logic Designer se lee en el espacio de trabajo de Matlab®, luego el GUI, mediante el script, envía el comando de inicio de simulación a Simulink®, el cual lee el archivo del controlador difuso en el espacio de trabajo para luego iniciar la simulación; una vez terminada ésta, escribe los datos relevantes al espacio de trabajo y el script se encarga de mostrarlos en el GUI.

#### 4.5.2 Operación de la interfaz gráfica

La interfaz gráfica consta de varias señales y controles que requieren de conocimiento e interpretación técnica, es importante que el usuario del GUI conozca exactamente cómo operarlo e interpretar los resultados.

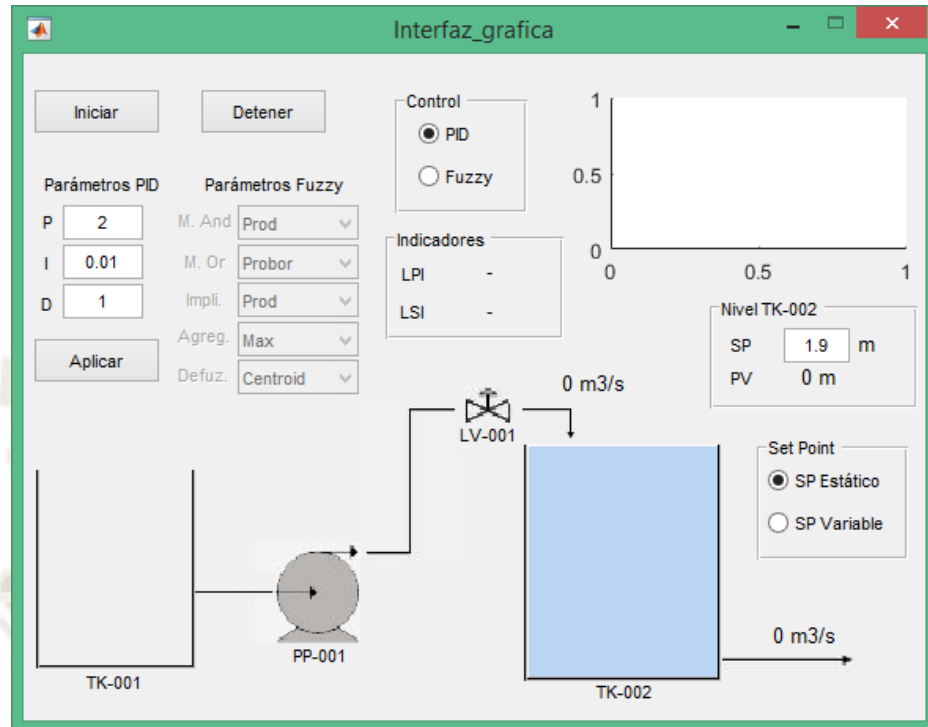


Figura 4.54. Interfaz gráfica diseñada.

Fuente: Elaboración propia.

A continuación, se detalla las partes de la interfaz gráfica diseñada y sus funciones, así como la secuencia de operación paso a paso.

#### 4.5.2.1 Configuración previa

Antes de iniciar la simulación el usuario deberá realizar algunas configuraciones previas como son: el tipo de controlador, los parámetros del controlador elegido, el tipo de set point con el que trabajará la simulación y el valor del set point, si es que se eligió el set point estático. El desarrollo de lo mencionado se detalla a continuación.

##### 4.5.2.1.1 Tipo de controlador

En el recuadro “Control” se elige el tipo de controlador a ser evaluado, si se elige PID se deshabilitarán los controles de los parámetros del controlador difuso y actuará el controlador PID; si se elige Fuzzy se deshabilitarán los controles de los parámetros del controlador PID y actuará el controlador difuso.

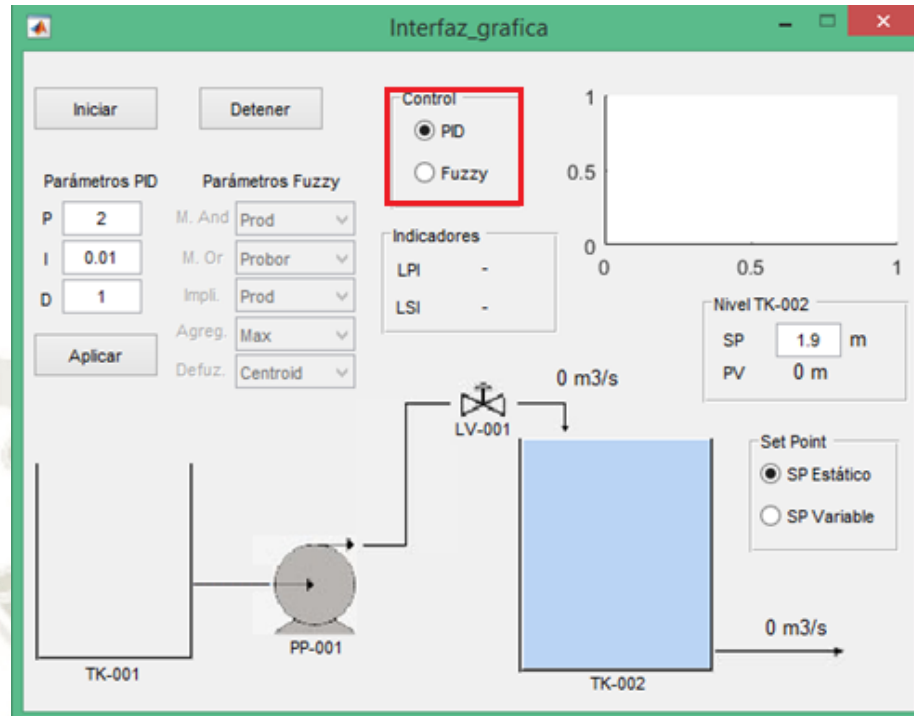


Figura 4.55. Control PID seleccionado.

Fuente: Elaboración propia.

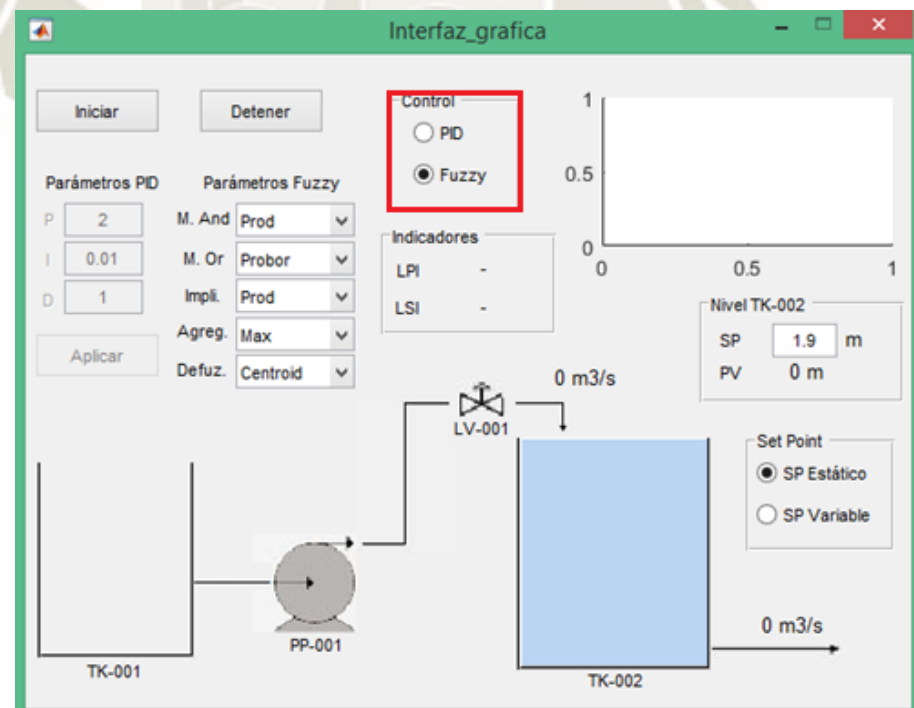


Figura 4.56. Control difuso seleccionado.

Fuente: Elaboración propia.

#### 4.5.2.1.2 Parámetros del controlador

Los parámetros del controlador PID configurables son las ganancias proporcional, integral y derivativa respectivamente. Cada vez que se modifique alguno de estos valores el usuario deberá presionar el botón “Aplicar” o en su defecto presionar la tecla Enter.

Los parámetros del controlador difuso configurables son los métodos del proceso de inferencia difusa. Basta con elegir el método para que se aplique el cambio en el controlador difuso.

- Método AND: Puede elegirse entre Mínimo y Producto.
- Método OR: Puede elegirse entre Máximo y OR probabilístico.
- Método de implicación: Puede elegirse entre Mínimo y Producto.
- Método de agregación: Puede elegirse entre Máximo, Suma y OR probabilístico.
- Método de defuzzificación: Puede elegirse entre Centroide, Bisector, Medio del máximo, Mayor del máximo y Menor del mínimo.

#### 4.5.2.1.3 Tipo y valor del set point

En el diseño del GUI se consideraron dos tipos de set point; estático y variable. El set point estático es definido previamente por el usuario y permanece invariante durante todo el proceso de simulación. El set point variable tiene una variación previamente definida por el sistema (0.5 – 1.5 m a 0.08 Hz), el cual permitirá analizar cómo se comportan los controladores ante constantes cambios en el valor de referencia.

El tipo de set point se elige en el recuadro “Set Point”. Si se elige el set point estático se habilitará la edición del recuadro de “SP” y si se elige el set point variable el valor de “SP” será sólo de visualización.

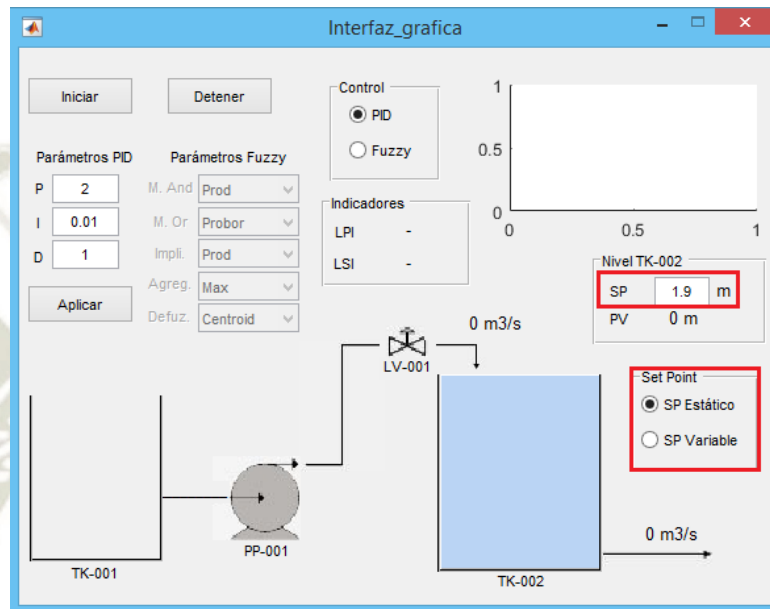


Figura 4.57. Set point estático seleccionado.

Fuente: Elaboración propia.

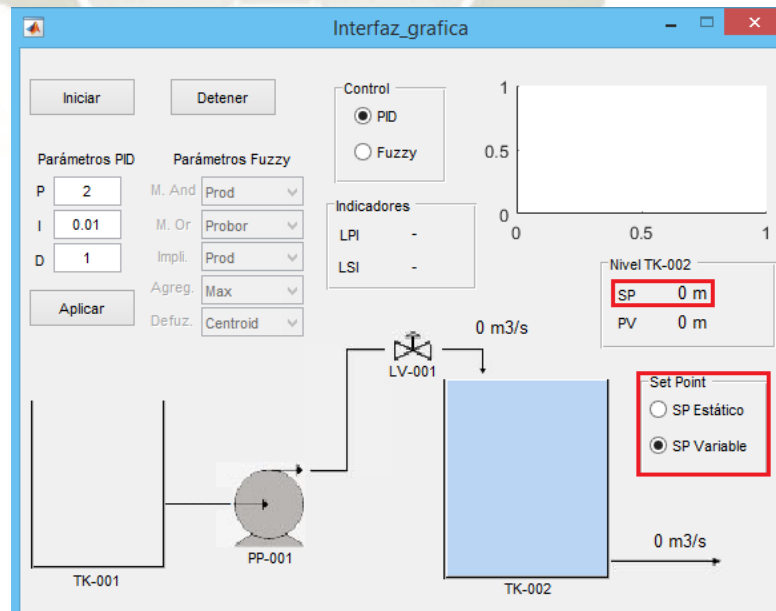


Figura 4.58. Set point variable seleccionado.

Fuente: Elaboración propia.

Por seguridad el sistema sólo permitirá establecer un set point estático entre los valores de 0.5 m y 1.9 m, que es el rango de operación del proceso. Si se escribe un valor fuera de este rango el valor del SP regresará al último valor correcto.

#### 4.5.2.2 Inicio y detención de la simulación

Una vez realizada la configuración previa se debe iniciar la simulación, para esto simplemente se deberá presionar el botón “Iniciar”. Se podrán observar las respectivas animaciones del proceso, como la bomba PP-001 arrancada, los flujos de entrada y salida del tanque, el SP y PV del nivel del tanque con su respectiva gráfica, etc.

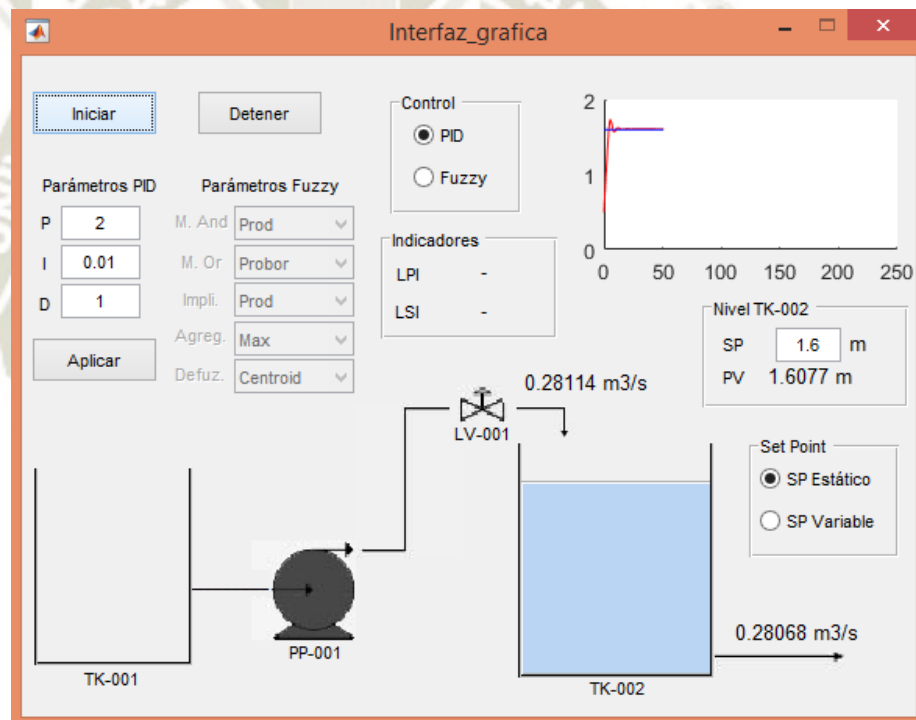


Figura 4.59. Simulación en proceso.

Fuente: Elaboración propia.

La simulación durará aproximadamente 1 minuto con 45 segundos, al concluir se podrán observar los valores de LPI y LSI del controlador evaluado, tanto en representación numérica (valor promedio) como gráfica (promedio móvil).

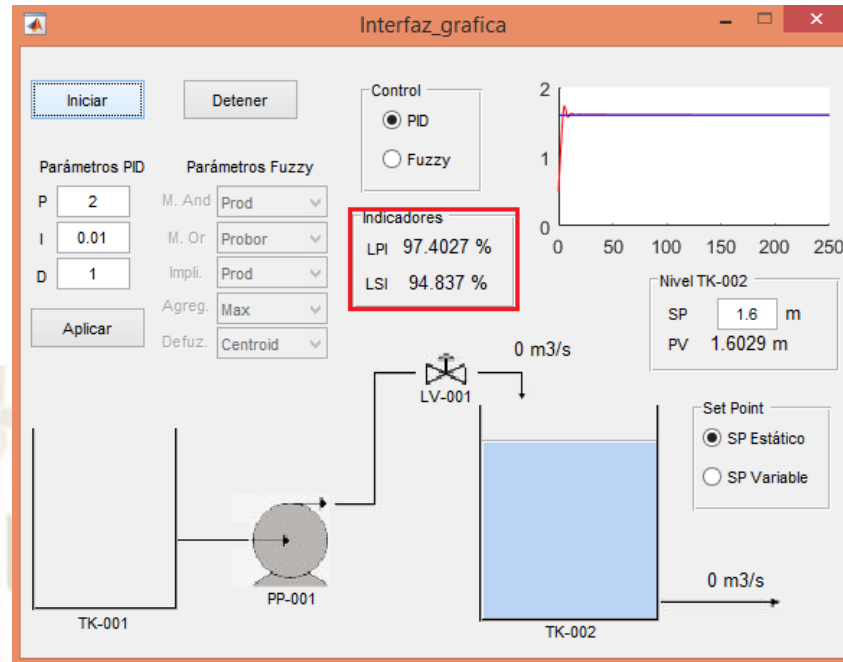


Figura 4.60. Simulación terminada.

Fuente: Elaboración propia.



Figura 4.61. LPI móvil al finalizar la simulación.

Fuente: Elaboración propia.



Figura 4.62. LSI móvil al finalizar la simulación.

Fuente: Elaboración propia.

En cualquier momento se podrá detener la simulación presionando el botón “Detener”. De igual manera aparecerán los valores de LPI y LSI así como las gráficas.

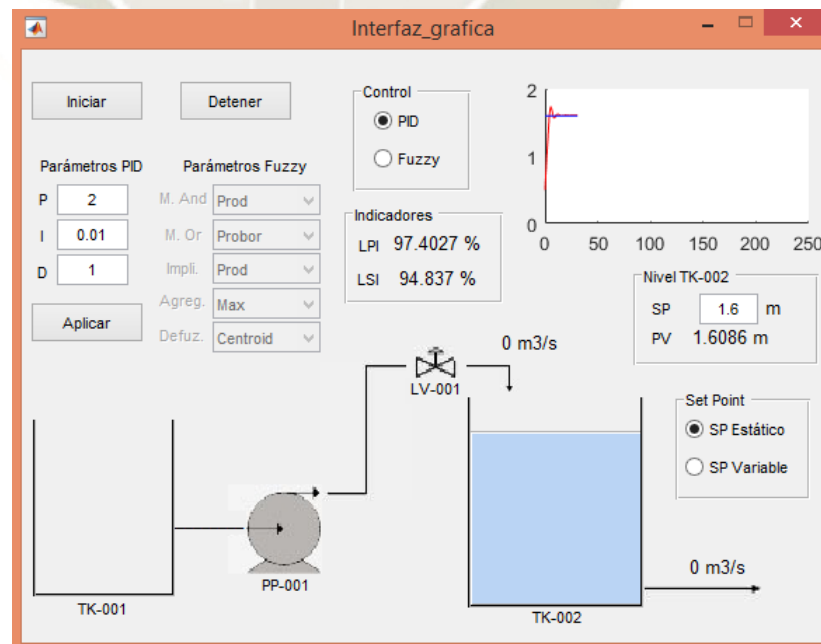
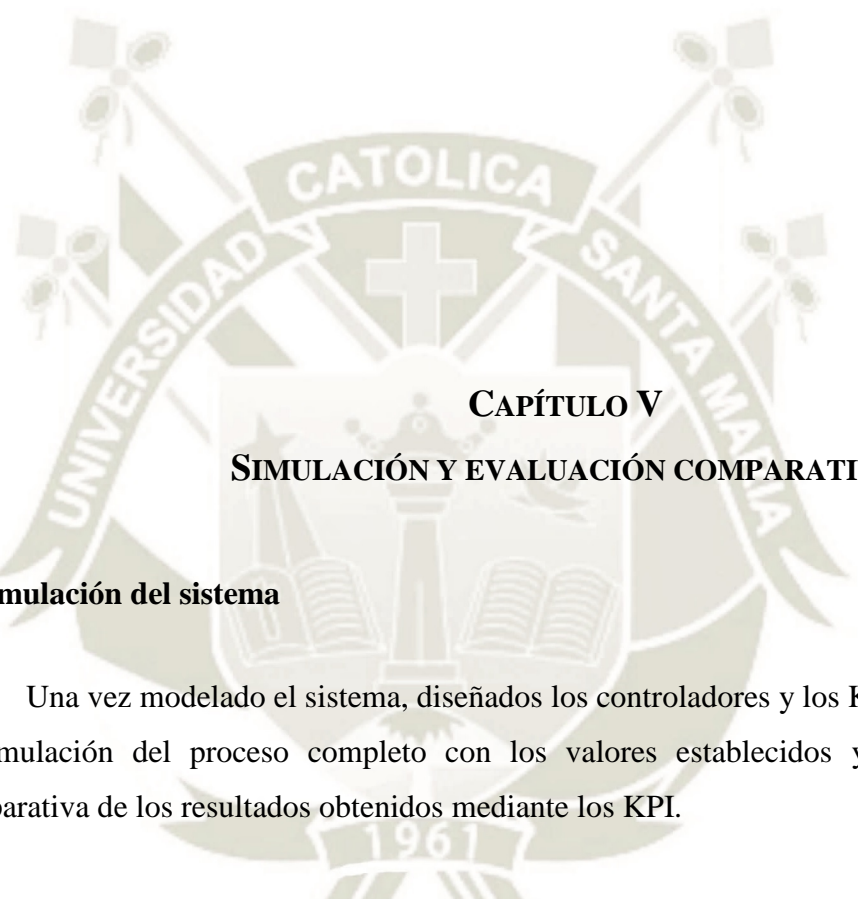


Figura 4.63. Simulación detenida.

Fuente: Elaboración propia.



## CAPÍTULO V

### SIMULACIÓN Y EVALUACIÓN COMPARATIVA

#### 5.1 Simulación del sistema

Una vez modelado el sistema, diseñados los controladores y los KPI se procede a la simulación del proceso completo con los valores establecidos y la evaluación comparativa de los resultados obtenidos mediante los KPI.

En el proceso de simulación se ha de tener en cuenta limitaciones físicas propias del sistema que se pretende emular; como dimensiones de los equipos, tiempos de respuesta, condiciones iniciales, etc. También son inevitables las limitaciones intrínsecas del software; como la capacidad de memoria para el almacenamiento de los datos.

Se simulará el proceso con ambos controladores aplicándoles tanto set point estático como variable.

### 5.1.1 Simulación con set point estático

Se simulará el proceso con los valores set point estáticos más críticos (0.5m, 1.5m y 1.9m).

**SP = 0.5 m**

- Controlador PID

La simulación del controlador PID brinda los siguientes resultados:

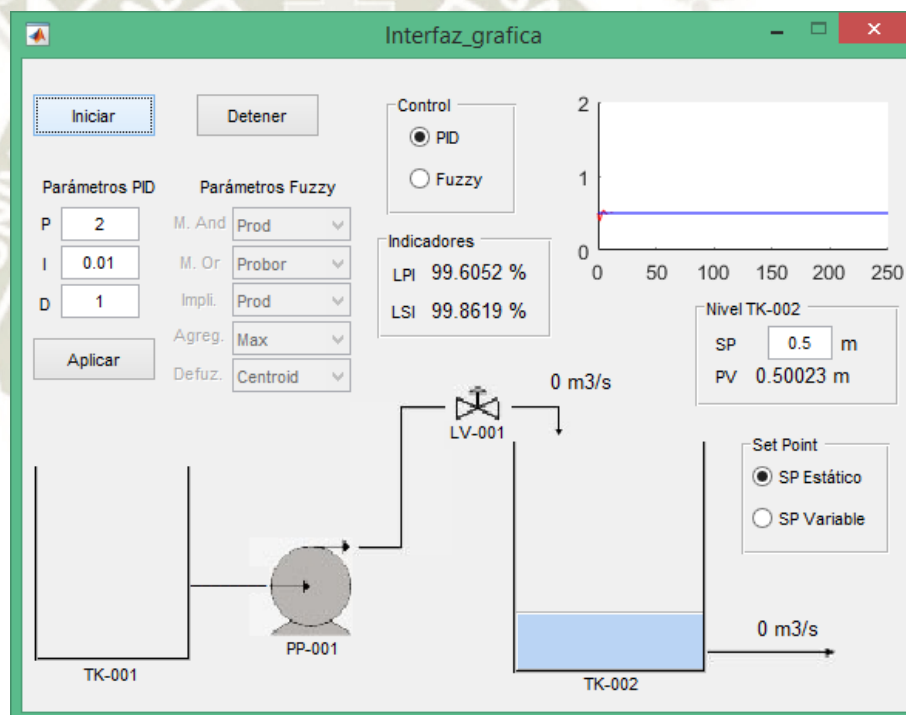


Figura 5.1. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP = 0.5 m.

Fuente: Elaboración propia.

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:

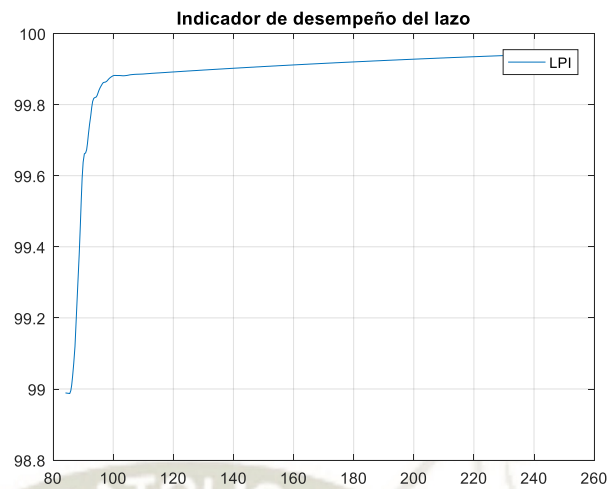


Figura 5.2. LPI móvil del controlador PID con  $SP = 0.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 99.61\%$$

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:

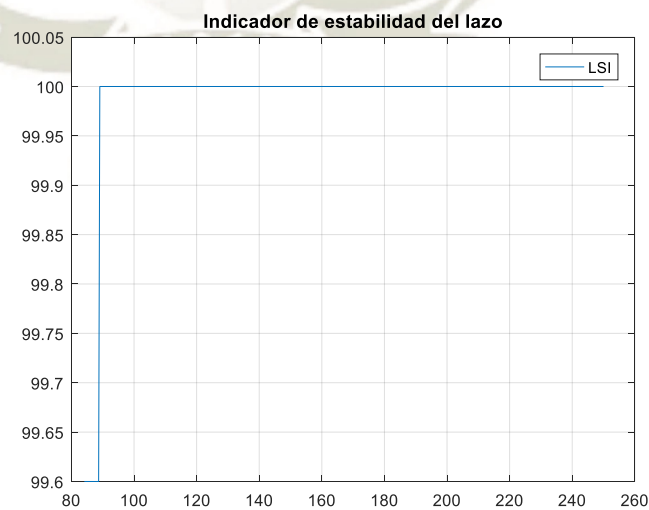


Figura 5.3. LSI móvil del controlador PID con  $SP = 0.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 99.86\%$$

- Controlador difuso

La simulación del controlador difuso brinda los siguientes resultados:

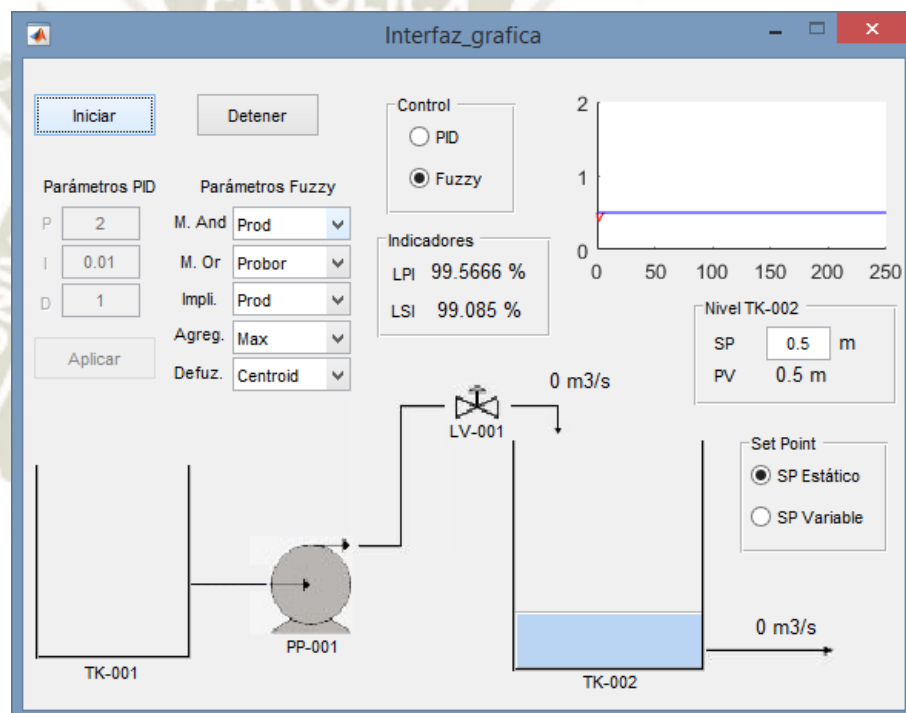


Figura 5.4. Simulación finalizada usando el controlador difuso con SP = 0.5 m.

Fuente: Elaboración propia.

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:

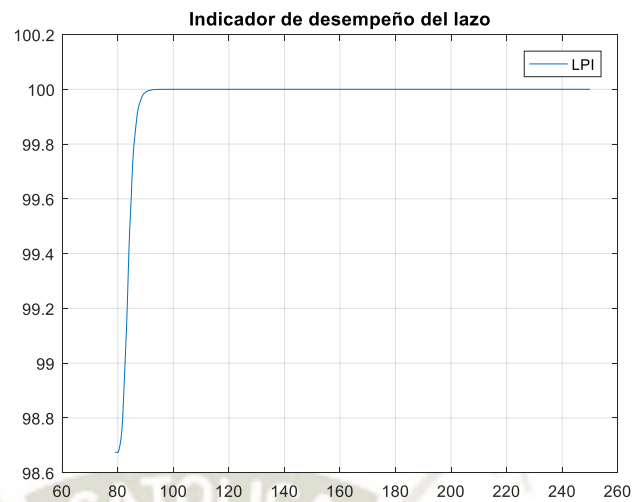


Figura 5.5. LPI móvil del controlador difuso con  $SP = 0.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 99.57\%$$

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:

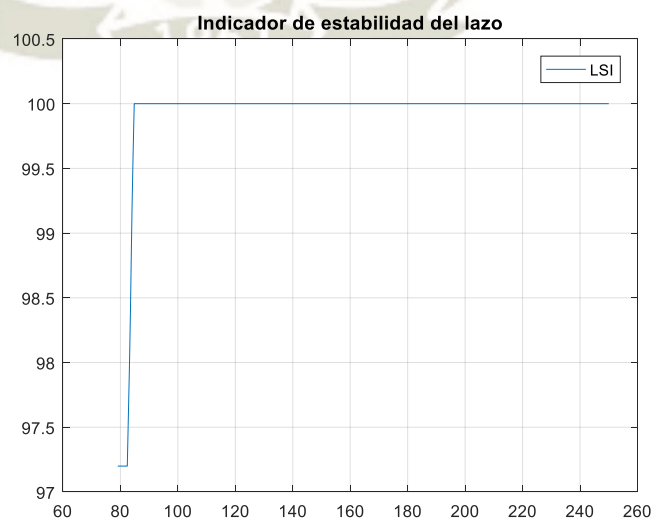


Figura 5.6. LSI móvil del controlador difuso con  $SP = 0.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 99.09\%$$

**SP = 1.5 m**

- Controlador PID

La simulación del controlador PID brinda los siguientes resultados:

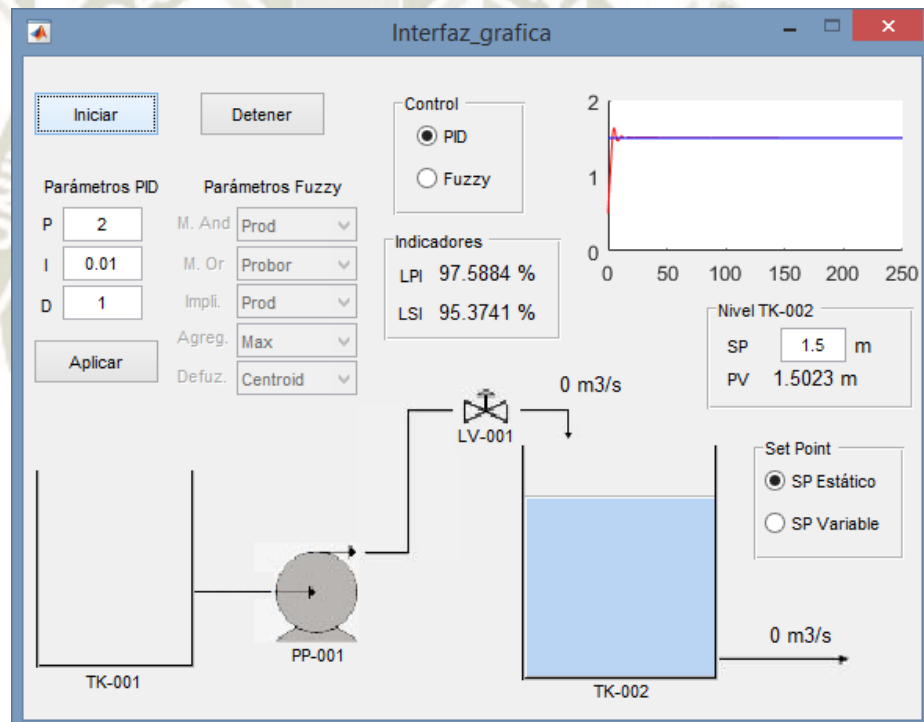


Figura 5.7. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP = 1.5 m.

Fuente: Elaboración propia.

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:

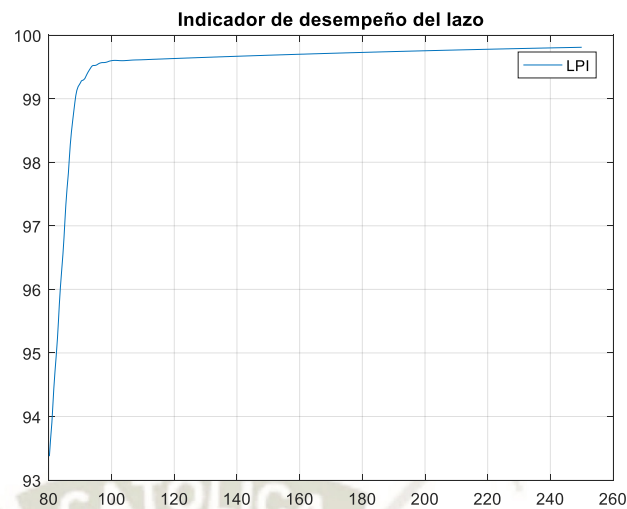


Figura 5.8. LPI móvil del controlador PID con  $SP = 1.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 97.59\%$$

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:



Figura 5.9. LSI móvil del controlador PID con  $SP = 1.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 95.37\%$$

- Controlador difuso

La simulación del controlador difuso brinda los siguientes resultados:

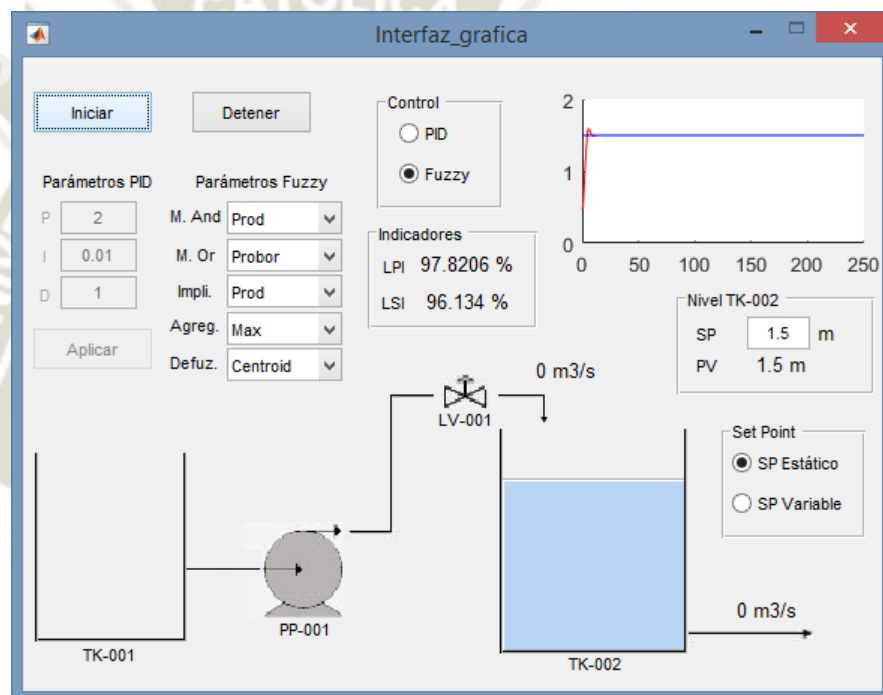


Figura 5.10. Simulación finalizada usando el controlador difuso con SP = 1.5 m.

Fuente: Elaboración propia.

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:

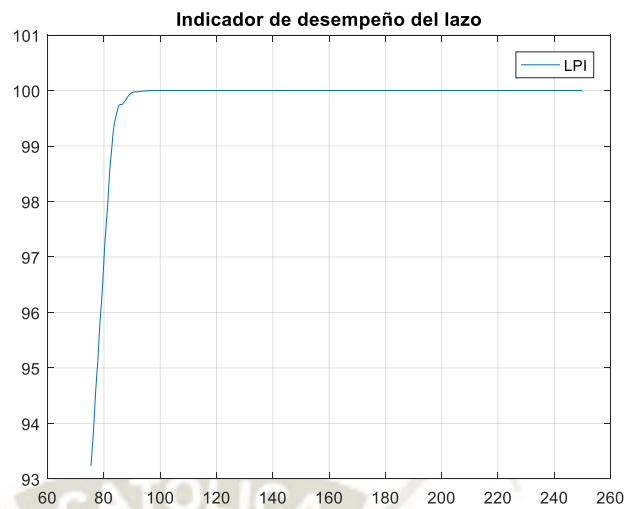


Figura 5.11. LPI móvil del controlador difuso con  $SP = 1.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 97.82\%$$

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:



Figura 5.12. LSI móvil del controlador difuso con  $SP = 1.5 m$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 96.13\%$$

**SP = 1.9m**

- Controlador PID

La simulación del controlador PID brinda los siguientes resultados:

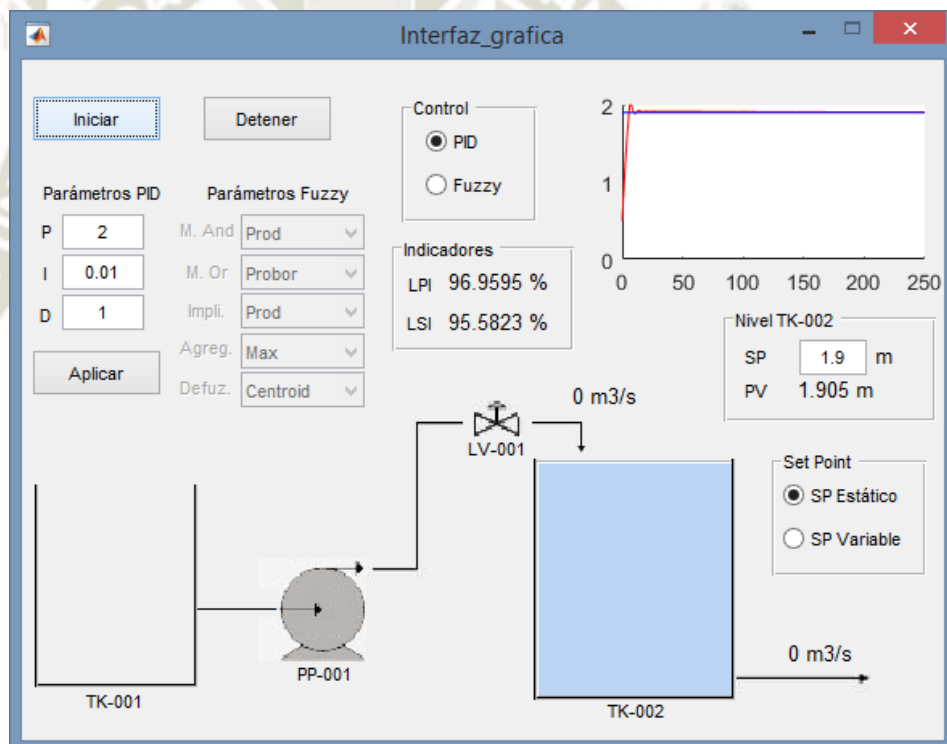


Figura 5.13. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP = 1.9 m.

*Fuente: Elaboración propia.*

Se debe tener en cuenta que existe una alarma de nivel alto (LAH) en cuando el nivel alcanza los 1.91 metros, en la Figura 5.14 se puede observar que dicha alarma estuvo activa prácticamente todo el tiempo de simulación.

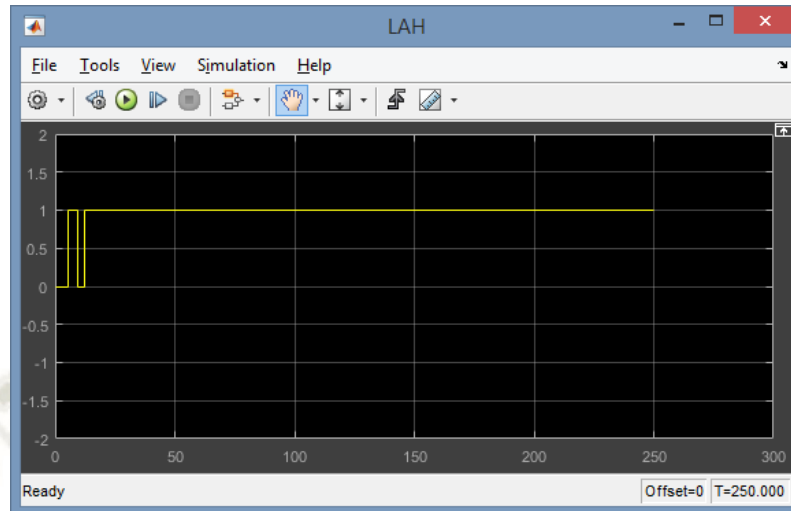


Figura 5.14. Alarma de nivel alto LAH usando el controlador PID.

Fuente: Elaboración propia.

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:



Figura 5.15. LPI móvil del controlador PID con  $SP = 1.9$  m.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 96.96\%$$

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:

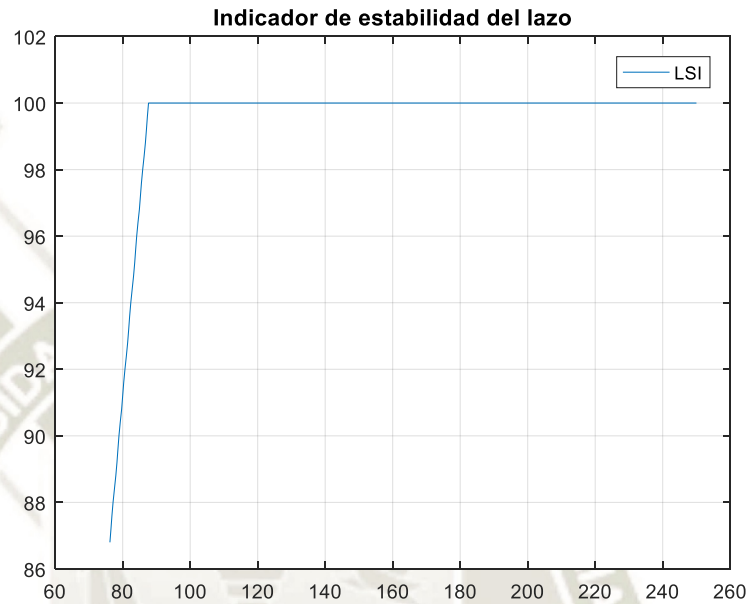


Figura 5.16. LSI móvil del controlador PID con  $SP = 1.9$  m.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 95.58\%$$

- Controlador difuso

La simulación del controlador difuso brinda los siguientes resultados:

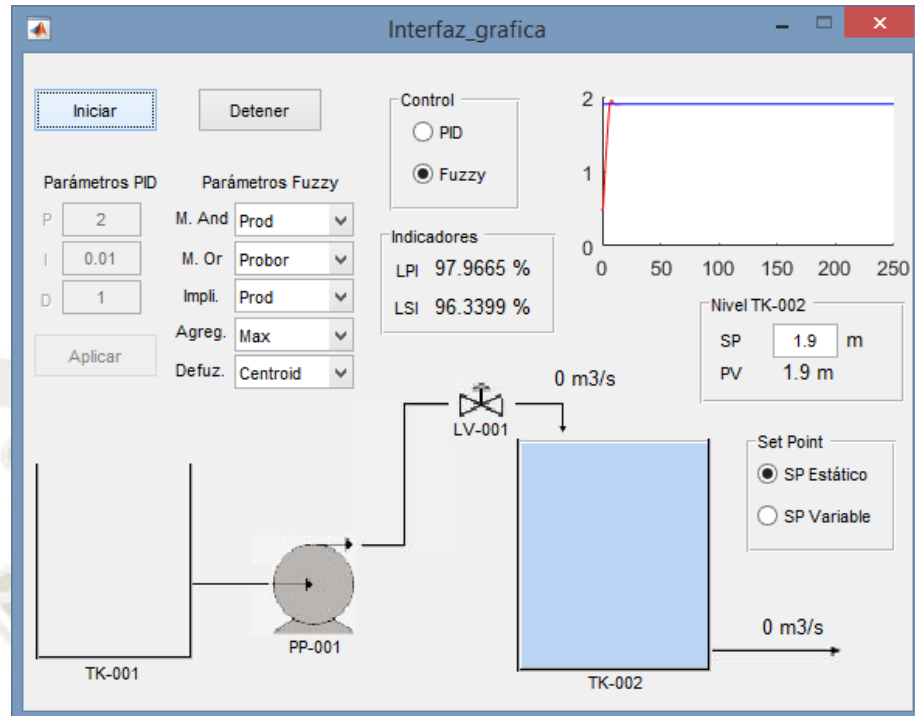


Figura 5.17. Simulación finalizada usando el controlador difuso con  $SP = 1.9$  m.

Fuente: Elaboración propia.

En el caso del controlador difuso, la alarma de nivel alto (LAH) se presentó sólo un instante de tiempo en toda la simulación.

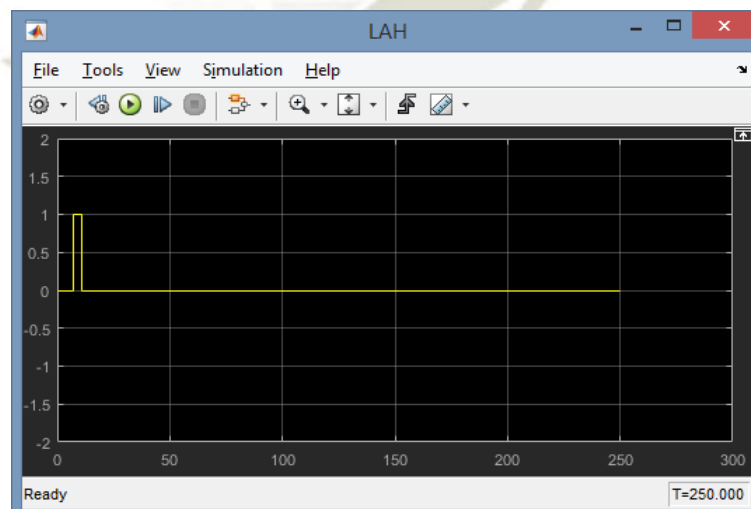


Figura 5.18. Alarma de nivel alto LAH usando el controlador difuso.

Fuente: Elaboración propia.

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:

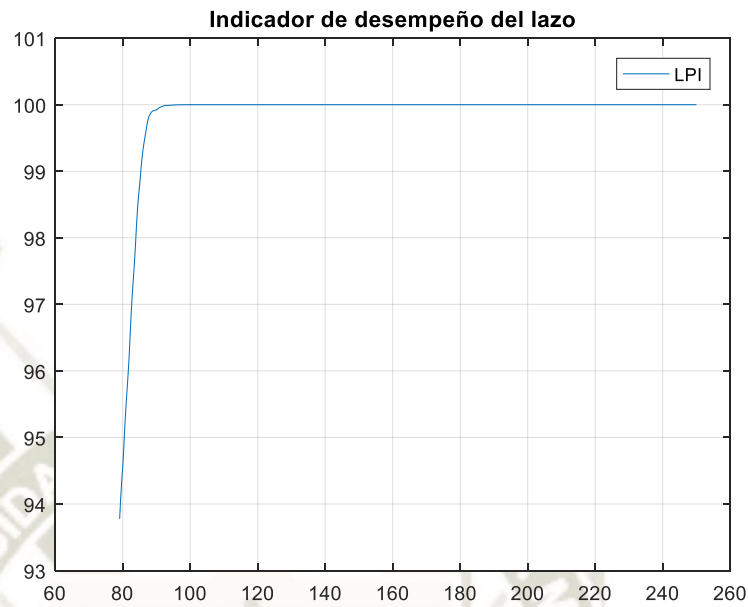


Figura 5.19. LPI móvil del controlador difuso con  $SP = 1.9$  m.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 97.97\%$$

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:



Figura 5.20. LSI móvil del controlador difuso con  $SP = 1.9\text{ m}$ .

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 96.34\%$$

### 5.1.2 Simulación con set point variable

Se simulará el proceso con set point variable definido previamente por el sistema (0.5 – 1.5 m a 0.08 Hz).

#### 5.1.2.1 Controlador PID

La simulación del controlador PID brinda los siguientes resultados:

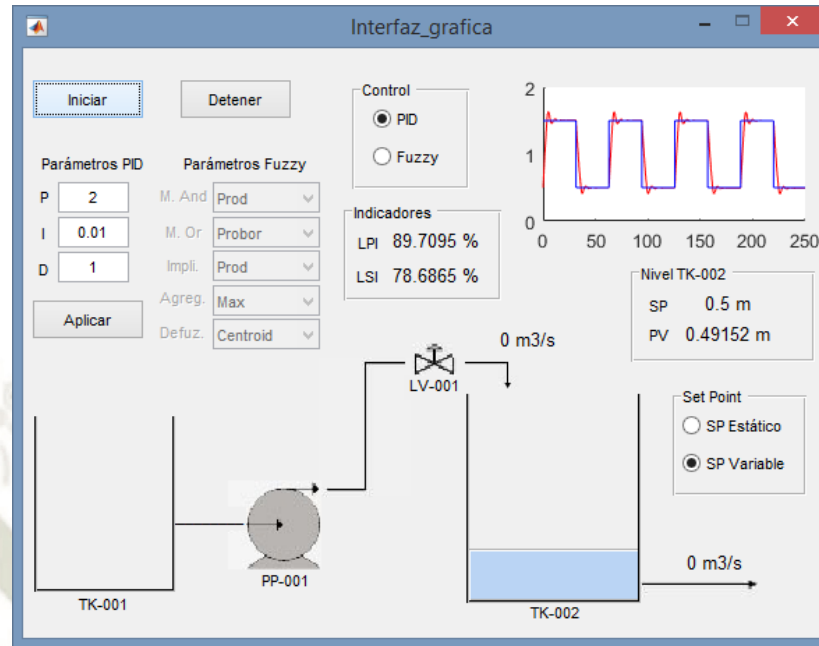


Figura 5.21. Simulación finalizada usando el controlador PID con SP variable.

Fuente: Elaboración propia.

### 5.1.2.2 Rendimiento del controlador PID según LPI

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:

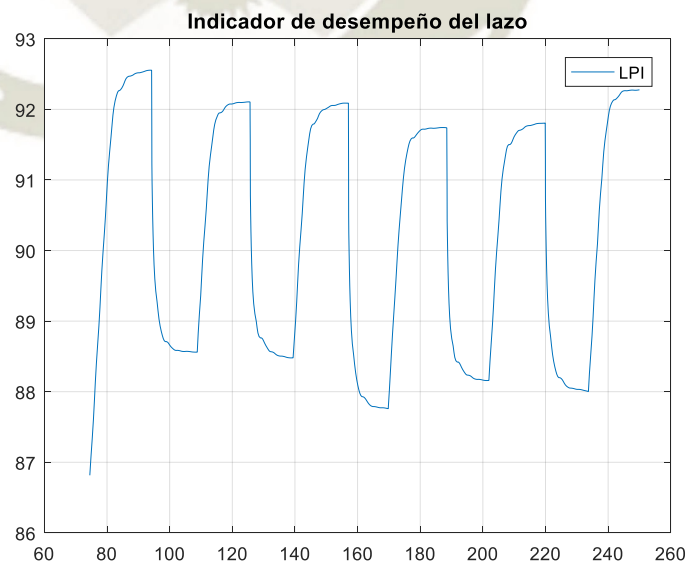


Figura 5.22. LPI móvil del controlador PID con SP variable.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 89.71\%$$

### 5.1.2.3 Rendimiento del controlador PID según LSI

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:

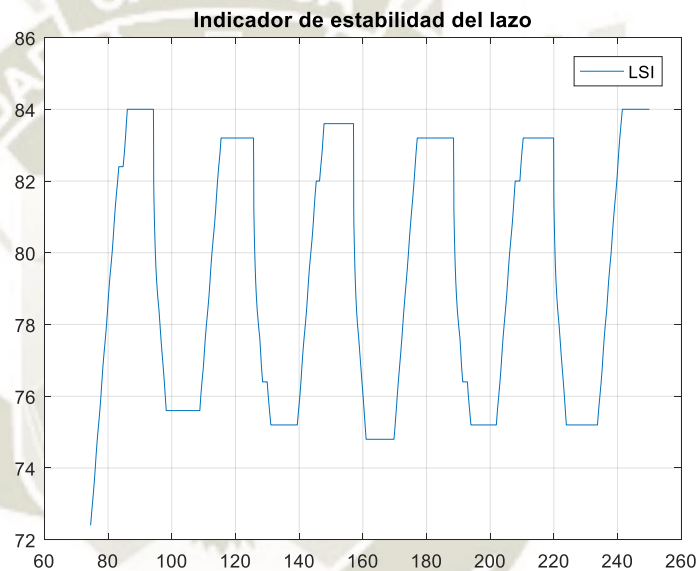


Figura 5.23. LSI móvil del controlador PID con variable.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 78.69\%$$

### 5.1.2.4 Controlador difuso

La simulación del controlador difuso brinda los siguientes resultados:

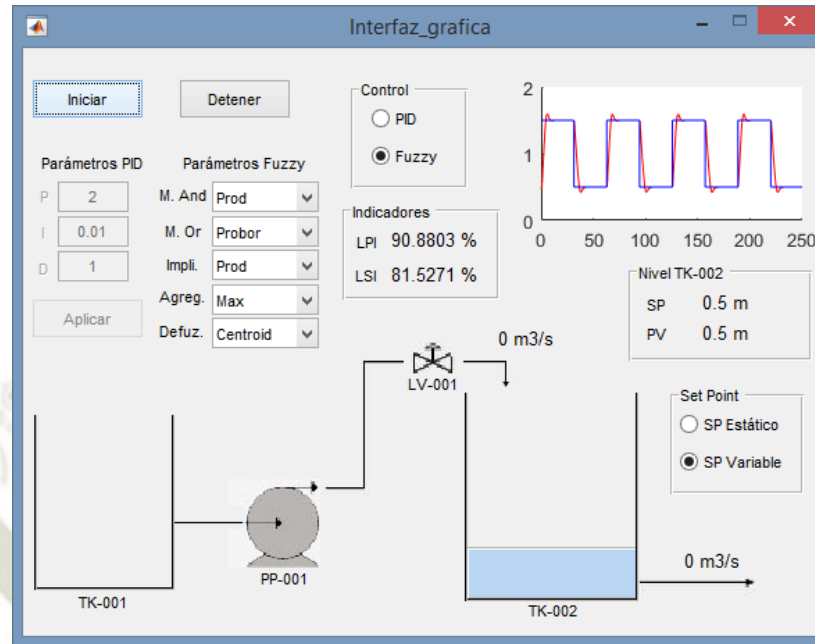


Figura 5.24. Simulación finalizada usando el controlador difuso con SP variable.

Fuente: Elaboración propia.

### 5.1.2.5 Rendimiento del controlador difuso según LPI

La gráfica del LPI móvil muestra el siguiente resultado:

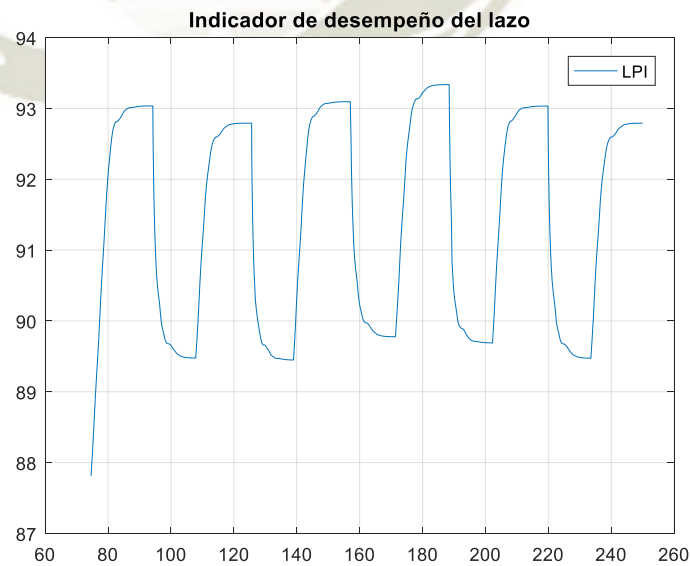


Figura 5.25. LPI móvil del controlador difuso con SP variable.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LPI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LPI, resultando:

$$LPI_{AVG} = 90.88\%$$

### 5.1.2.6 Rendimiento del controlador difuso según LSI

La gráfica del LSI móvil muestra el siguiente resultado:

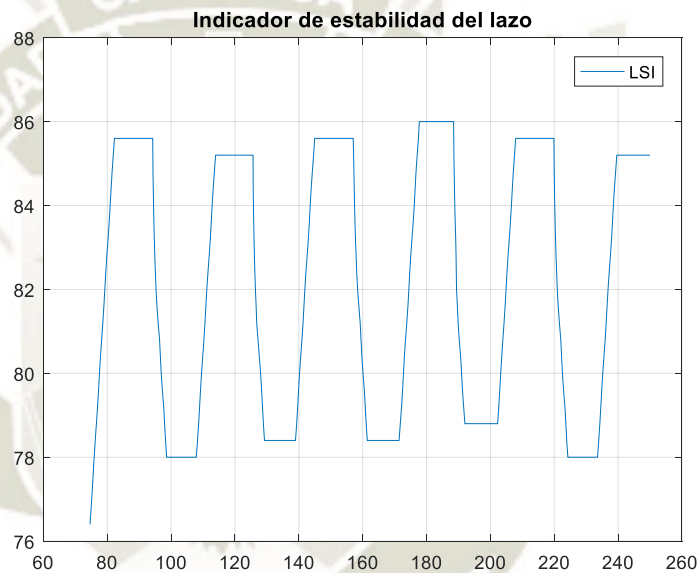


Figura 5.26. LSI móvil del controlador difuso con SP variable.

Fuente: Elaboración propia.

De acuerdo a los datos obtenidos para esta muestra del LSI como promedio móvil, se obtiene un promedio total del LSI, resultando:

$$LSI_{AVG} = 81.53\%$$

## 5.2 Evaluación comparativa

La evaluación comparativa debe comprender aspectos de rendimiento y de costos para poder establecer una sólida base que permita al interesado tomar la decisión de optar por una estrategia de control u otra.

### 5.2.1 Resumen comparativo

#### 5.2.1.1 En base a costos

El presente estudio se caracteriza por analizar los resultados de la simulación de un proceso basado en un modelamiento matemático; sin embargo, para evaluar las implicaciones económicas de usar una u otra estrategia de control es necesario considerar factores de implementación para el desarrollo de un sistema de control real, es en este sentido que se consideraron equipos, materiales y factores como horas hombre que serían necesarios para llevar a cabo la comparación económica.

En la planta minera donde se desarrolla el proceso real se cuenta con todo un sistema de control distribuido (DCS) donde se monitorean y controlan las señales más importantes de todo el proceso productivo de la concentradora, incluido el proceso de nivel en estudio. Para comparar económicamente ambas estrategias de control, el sistema de control debe ser desglosado para considerar únicamente lo concerniente al proceso de nivel, lo cual no es posible ya que, como se mencionó, pertenece a todo un sistema que engloba otros procesos que no son de interés del presente estudio. Es por esta razón que se consideró un sistema alternativo con el equipamiento mínimo necesario que permita el diseño de los controladores y el control del proceso en cuestión.

Se consideró un sistema de control básico que comprende la comunicación de datos entre un PLC y una PC usando Ethernet TCP/IP, como muestra la Figura 5.27.

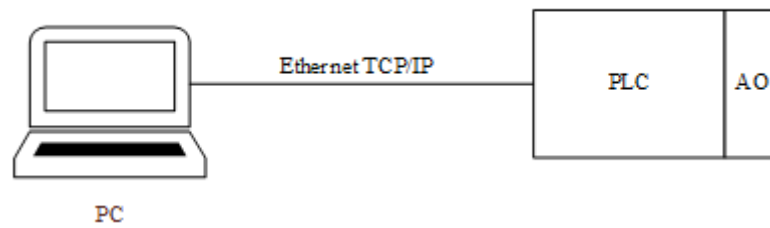


Figura 5.27. Sistema de control básico.

Fuente: Elaboración propia.

Los datos del proceso serían capturados por el PLC, transferidos a la PC, procesados por cualquiera de los controladores (PID o difuso) diseñados en Matlab© y la salida de control transferida de regreso al PLC para ejecutar la acción correspondiente mediante el módulo de salidas analógicas.

En términos de hardware y software se consideraron los mismos implementos para ambas estrategias de control, ya que el diseño de ambos controladores fue realizado en Matlab©.

#### 5.2.1.1.1 Hardware

En la Tabla 5.1 se pueden apreciar las características de los materiales considerados.

Tabla 5.1. Características del hardware considerado.

EQUIPO	MARCA	MODELO	PRECIO
PC	ASUS	X556U	S/. 2,000.00
PLC	SIEMENS	S7-1200	S/. 1,400.00
MODULO AO	SIEMENS	SM-1232	S/. 870.00
FUENTE 24 V DC	SIEMENS	PM-1207	S/. 360.00
Total			S/. 4,630.00

Fuente: Elaboración propia.

### 5.2.1.1.2 Software

El costo del software depende básicamente de las licencias necesarias. Se consideró un costo de la licencia de Matlab© ya que se asume que es una empresa quien requiere el software, para cuyo caso aplica la licencia con fines comerciales.

En la Tabla 5.2 se pueden apreciar las características de las licencias consideradas.

*Tabla 5.2. Características del software considerado.*

FABRICANTE	LICENCIA	PRECIO
SIEMENS	SIMATIC STEP 7 Professional V14 - Licencia flotante	S/. 5,720.00
MATLAB	Matlab Standard Individual - Licencia anual	S/. 3,110.00
Total		S/. 8,830.00

*Fuente: Elaboración propia.*

### 5.2.1.1.3 Horas hombre

Hasta ahora se consideraron elementos de hardware y software, que para el presente estudio, son los mismos para ambas estrategias de control y por lo tanto, significan el mismo presupuesto. Sin embargo, deben considerarse también las horas hombre invertidas en dejar operativos los controladores, esto es: diseño del controlador, configuración de lógica y pruebas de funcionamiento.

#### 5.2.1.1.3.1 Diseño del controlador

El diseño del controlador PID puede realizarse usando varios métodos, siendo los más comunes prueba y error, Ziegler y Nichols y PID Tuner. Las horas hombre involucradas en el diseño se calculan considerando el uso de PID Tuner, ya que se consideró la adquisición de la licencia de Matlab©.

El diseño del controlador difuso requiere de un conocimiento experimental del comportamiento del proceso y a su vez una cierta experiencia diseñando controladores basados en lógica difusa, por tratarse de una estrategia de control avanzado. Por estos motivos se consideran las horas hombre más costosas que en el caso del controlador PID.

#### 5.2.1.1.3.2 Configuración de lógica

El ingeniero de control debe desarrollar la programación de lógica para la comunicación de datos entre el PLC y la PC, esto significa configuración Ethernet TCP/IP en TIA Portal<sup>9</sup> (configuración del PLC usado, creación y configuración de bloques de comunicación, creación de tags, establecimiento de intervalo de envío y recepción de datos, etc.) y en Matlab© (configuración como maestro o esclavo en la comunicación, creación del objeto “tcpip”, establecimiento de la conexión con el PLC, acondicionamiento de los datos de envío y recepción, etc.).

La configuración de la comunicación de datos es independiente a las características de cada controlador, se realiza una sola vez y sirve tanto para la transferencia de datos del controlador PID como para el difuso.

#### 5.2.1.1.3.3 Pruebas de funcionamiento

Usar PID Tuner reduce significativamente el tiempo de pruebas de funcionamiento del controlador PID, ya que después de una prueba generalmente sólo requiere un ajuste manual en la rapidez o robustez del controlador.

En el caso del controlador difuso las pruebas de funcionamiento generalmente son prolongadas, debido a que está basado en gran parte en el conocimiento que tiene el ingeniero del comportamiento del proceso. El procedimiento de pruebas es muy importante ya que en éstas se suelen observar algunas desviaciones que conllevan a modificaciones en el controlador.

La Tabla 5.3 resume el presupuesto de las horas hombre utilizadas en la implementación de ambas estrategias de control. Se considera el presupuesto de pago para un ingeniero de control de procesos.

---

<sup>9</sup> Plataforma de desarrollo y configuración de controladores Siemens.

*Tabla 5.3. Resumen del presupuesto por horas hombre utilizadas.*

CONTROLADOR	HORAS HOMBRE			PAGO POR HORA	PRESUPUESTO
	DISEÑO	CONFIGURACION	PRUEBAS		
PID	16	12	12	S/. 50.00	S/. 2,000.00
DIFUSO	24	12	20	S/. 62.50	S/. 3,500.00

*Fuente: Elaboración propia.*

Finalmente, la Tabla 5.4 resume el presupuesto total que se utilizaría para cada controlador.

*Tabla 5.4. Resumen del presupuesto total.*

CONTROLADOR	PRESUPUESTO			TOTAL
	HARDWARE	SOFTWARE	HORAS HOMBRE	
PID	S/. 4,630.00	S/. 8,830.00	S/. 2,000.00	<b>S/. 15,460.00</b>
DIFUSO	S/. 4,630.00	S/. 8,830.00	S/. 3,500.00	<b>S/. 16,960.00</b>

*Fuente: Elaboración propia.*

En líneas generales se puede apreciar que la implementación de ambos controladores significa un presupuesto similar, siendo ligeramente más costoso el controlador difuso.

### **5.2.1.2 En base a rendimiento**

En la Tabla 5.5 se puede apreciar el resumen comparativo del controlador PID y el controlador difuso según los valores promedio de los datos obtenidos de LPI y LSI en la simulación.

Tabla 5.5. Resumen comparativo según LPI y LSI promedio.

Controlador	SP Estático						SP Variable	
	SP = 0.5 m		SP = 1.5 m		SP = 1.9 m		LPI	LSI
	LPI	LSI	LPI	LSI	LPI	LSI		
PID	99.61%	99.86%	97.59%	95.37%	96.96%	95.58%	89.71%	78.69%
DIFUSO	99.57%	99.09%	97.82%	96.13%	97.97%	96.34%	90.88%	81.53%

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 5.28 muestra el LPI promedio de ambos controladores usando SP estáticos.

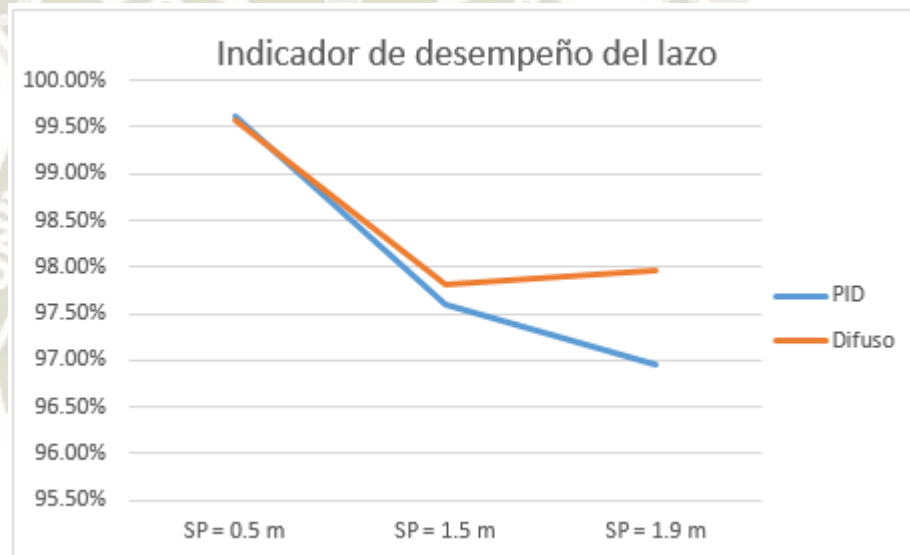


Figura 5.28. Comparativo LPI promedio con SP estáticos.

Fuente: Elaboración propia.

En la Figura 5.29 muestra el LSI promedio de ambos controladores usando SP estáticos.

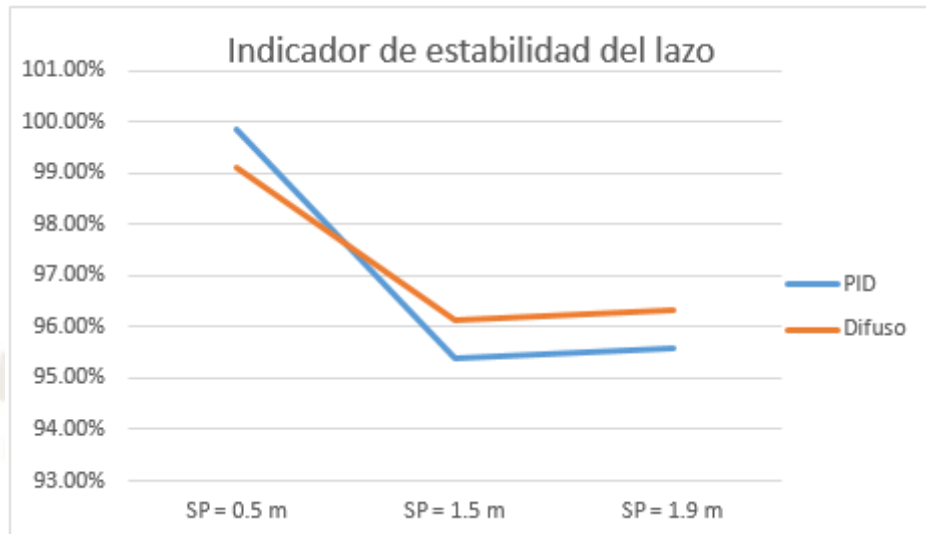


Figura 5.29. Comparativo LSI promedio con SP estáticos.

Fuente: Elaboración propia.

La Figura 5.30 muestra el comparativo del LPI móvil de ambos controladores usando SP variable.

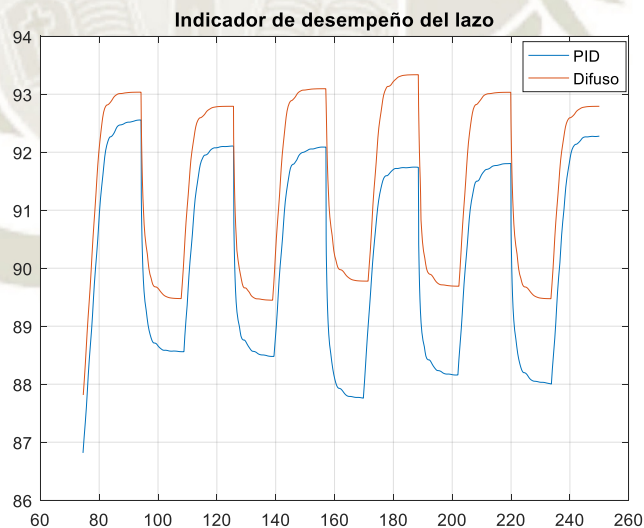


Figura 5.30. Comparativo LPI móvil con SP variable.

Fuente: Elaboración propia.

La Figura 5.31 muestra el comparativo del LSI móvil de ambos controladores usando SP variable.

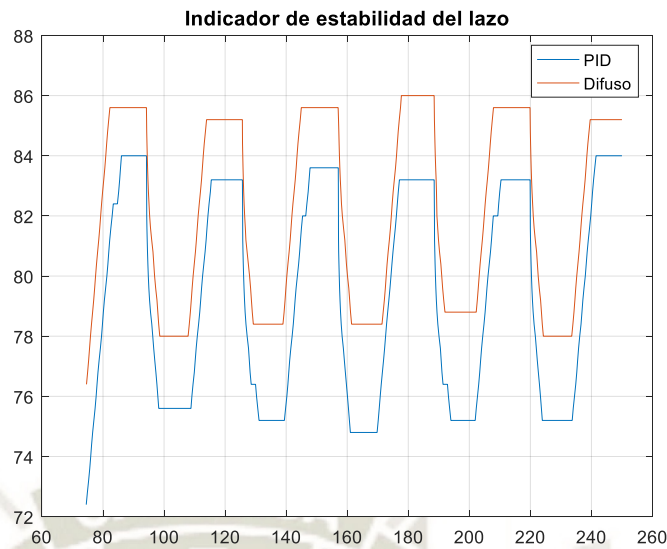


Figura 5.31. Comparativo LSI móvil con SP variable.

Fuente: Elaboración propia.

En líneas generales ambos controladores presentan un rendimiento bastante similar bajo la evaluación de ambos KPI para la presente aplicación, con ligera ventaja para el controlador difuso en casi todos los casos.

#### 5.2.1.2.1 En base a la respuesta en el dominio del tiempo

Se realizó también una comparación analizando la respuesta del sistema utilizando los controladores PID y difuso a partir de los datos obtenidos en la simulación.

##### 5.2.1.2.1.1 Respuesta del sistema usando el controlador PID

La respuesta del sistema ante un set point de 1.5 m usando el controlador PID se muestra en la Figura 5.32.

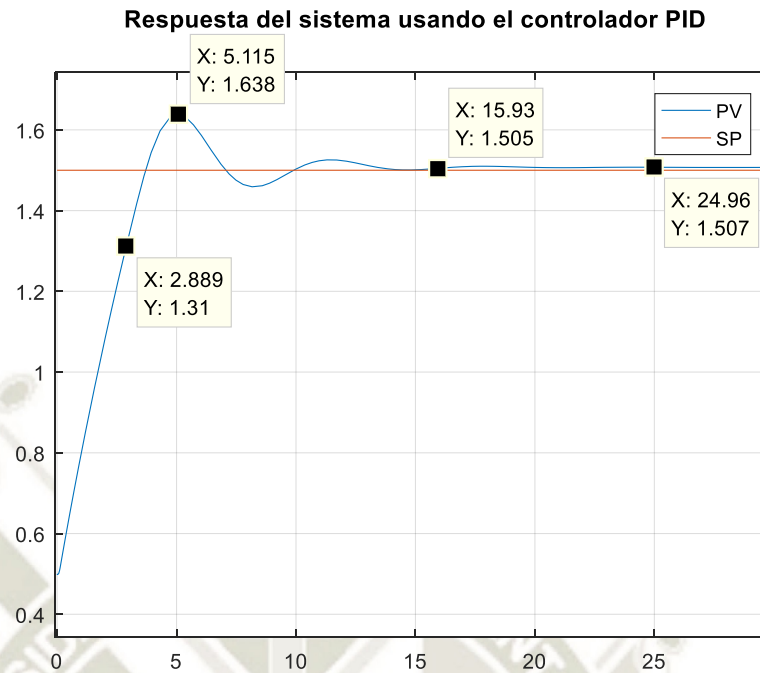


Figura 5.32. Respuesta del sistema usando el controlador PID.

Fuente: Elaboración propia.

Considerando los parámetros detallados en la Figura 2.6, en la Figura 5.32 se puede observar que el tiempo de subida es:

$$t_r = t(0.9 \times 1.5) - t(0.1 \times 1.5) \quad (100)$$

$$t_r = t(1.35) - t(0.15) = 2.89 - 0 \quad (101)$$

$$t_r = 2.89 \text{ s} \quad (102)$$

El máximo sobreimpulso es:

$$M_P = \frac{PV_{max} - SP}{SP} \times 100\% \quad (103)$$

$$M_P = \frac{1.638 - 1.5}{1.5} \times 100\% \quad (104)$$

$$M_p = 9.2 \% \quad (105)$$

El tiempo pico es:

$$t_p = 5.12 \text{ s} \quad (106)$$

Se consideró una tolerancia admisible del 0.3%, es decir, un error máximo de 0.005 m, bajo esta consideración el tiempo de establecimiento es:

$$t_s = 15.93 \text{ s} \quad (107)$$

El error en estado estacionario es:

$$e_{ss} = \frac{1.507 - 1.5}{1.5} \times 100\% \quad (108)$$

$$e_{ss} = 0.47 \% \quad (109)$$

#### 5.2.1.2.1.2 Respuesta del sistema usando el controlador difuso

La respuesta del sistema ante un set point de 1.5 m usando el controlador difuso se muestra en la Figura 5.33.

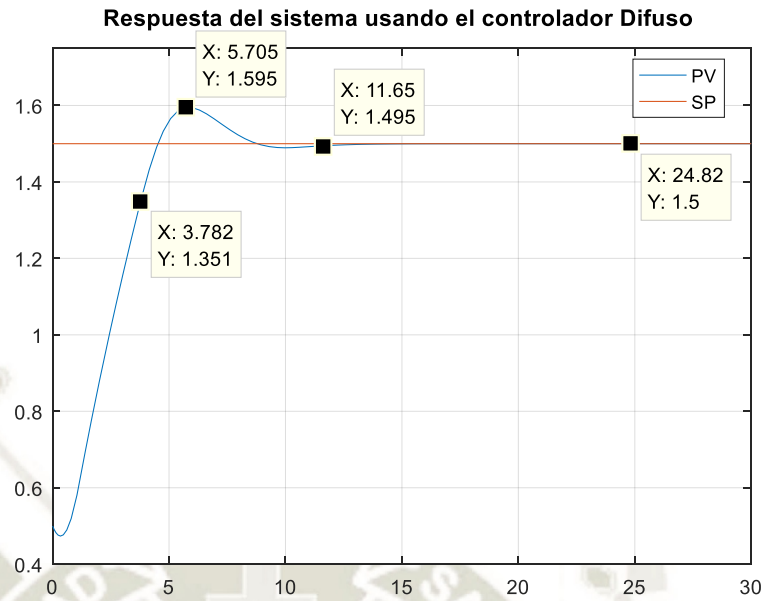


Figura 5.33. Respuesta del sistema usando el controlador difuso.

Fuente: Elaboración propia.

Considerando los parámetros detallados en la Figura 2.6, en la Figura 5.33 se puede observar que el tiempo de subida es:

$$t_r = t(0.9 \times 1.5) - t(0.1 \times 1.5) \quad (110)$$

$$t_r = t(1.35) - t(0.15) = 3.78 - 0 \quad (111)$$

$$t_r = 3.78 \text{ s} \quad (112)$$

El máximo sobreimpulso es:

$$M_P = \frac{PV_{max} - SP}{SP} \times 100\% \quad (113)$$

$$M_P = \frac{1.595 - 1.5}{1.5} \times 100\% \quad (114)$$

$$M_p = 6.3 \% \quad (115)$$

El tiempo pico es:

$$t_p = 5.71 \text{ s} \quad (116)$$

Se consideró una tolerancia admisible del 0.3%, es decir, un error máximo de 0.005 m, bajo esta consideración el tiempo de establecimiento es:

$$t_s = 11.65 \text{ s} \quad (117)$$

El error en estado estacionario es:

$$e_{ss} = \frac{1.5-1.5}{1.5} \times 100\% \quad (118)$$

$$e_{ss} = 0 \% \quad (119)$$

El resumen de la comparación de la respuesta transitoria y estacionaria se detalla en la Tabla 5.6.

*Tabla 5.6. Comparación de respuestas del sistema con ambos controladores.*

	$t_r$ (s)	$M_p$ (%)	$t_p$ (s)	$t_s$ (s)	$e_{ss}$ (%)
PID	2.89	9.2	5.12	15.93	0.47
Difuso	3.78	6.3	5.71	11.65	0

*Fuente: Elaboración propia.*

El controlador difuso tiene un desempeño superior, ya que genera un menor sobreimpulso, el tiempo de establecimiento es considerablemente menor y presenta un error nulo en estado estacionario. Es decir, usando el controlador difuso, la variable de proceso oscila muy poco ante cambios bruscos del set point y se estabiliza rápida y

exactamente en el valor deseado, lo cual no logra el controlador PID, que presenta un mayor sobreimpulso, toma un mayor tiempo para que la variable de proceso se establezca y presenta un error en estado estacionario.



## CONCLUSIONES

1. Tanto el controlador PID como el controlador difuso obtuvieron un rendimiento bastante bueno como similar en base al error relativo (LPI) y en base la estabilidad (LSI) en promedio. Sin embargo, en las gráficas del rendimiento LPI y LSI móvil se puede observar que el controlador difuso obtiene mejor desempeño en todo el tiempo de simulación. Se debe tener en cuenta que el valor promedio de los indicadores depende del tiempo de evaluación; es decir, cuanto mayor sea este tiempo, mayor será la diferencia a favor del controlador difuso.
2. En el presente estudio se realizó el modelamiento matemático de acuerdo a las leyes físicas que gobiernan el sistema, el resultado de estos cálculos matemáticos fueron validados con un modelo construido en base a datos experimentales del proceso real, los datos de la planta fueron ingresados al entorno de Simulink® y a partir de la simulación se evaluó el comportamiento del proceso.
3. El diseño de un controlador PID fue realizado mediante el método de prueba y error, modificando los parámetros y evaluando la respuesta una y otra vez hasta conseguir un rendimiento aceptable. Cuando se trabaja directamente con un proceso del que no se tiene un modelo matemático, la mejor opción es modelarlo experimentalmente con la ayuda de PID Tuner, el cual brinda una aproximación de la dinámica del proceso para luego poder diseñar dinámicamente el controlador PID.
4. En el presente estudio se diseñó un controlador difuso desde cero usando Fuzzy Logic Designer, basándose en un modelo matemático validado con datos experimentales y en reglas difusas que obedecen a la lógica humana, obteniendo buenos resultados. Sin embargo, proveedores de sistemas de control ofrecen en su software la opción de diseñar un controlador difuso sólo ingresando parámetros. Este tipo de soluciones reducen mucho el tiempo

requerido para el diseño, sin embargo, son mucho más costosas que la solución que se implementó en el presente estudio.

5. El uso de los KPI diseñados fue fundamental para poder comparar el rendimiento de ambos controladores, ya que brinda un valor numérico, medible y monitoreable que desecha toda subjetividad que pueda presentarse en torno a interpretaciones del usuario. El criterio que debe predominar al momento de diseñar un KPI es que éste represente parámetros críticos para la empresa usuaria y que posea una base de cálculo matemático sólida, cuya memoria de cálculo también es importante documentar.
6. La interfaz gráfica permitió observar la variación de las señales de interés del proceso, además de poder manipular el SP del nivel del tanque para poder evaluar los controladores en varias situaciones que se presentan en el proceso real. Típicamente la manipulación de los parámetros de los controladores no se incluye en los sistemas SCADA, ya que el operador no debería modificar los mismos; sin embargo, es un valor agregado que se implementó debido a la aplicación del presente estudio, que es comparar el controlador PID y difuso.
7. En términos de rendimiento en base a la respuesta transitoria y estacionaria del sistema sometido a ambos controladores se puede concluir que el controlador difuso tiene un desempeño superior, ya que genera un menor sobreimpulso, el tiempo de establecimiento es considerablemente menor y presenta un error nulo en estado estacionario. Esto quiere decir que, usando el controlador difuso, la variable de proceso oscila muy poco ante cambios bruscos del set point y se estabiliza rápida y exactamente en el valor deseado.
8. En cuanto a los costos que representan utilizar un controlador PID o difuso, la única diferencia es que el diseño del controlador difuso se consideró más costoso, ya que requiere de un conocimiento más profundo en control automático; por tratarse de una estrategia de control avanzado, menos conocida que un controlador PID convencional. Sin embargo, este hecho es

ambiguo, ya que depende estrictamente de los honorarios del ingeniero de control contratado para el diseño e implementación del controlador.

9. Una característica interesante del sistema es que el tanque de transferencia (TK-002) se vacía más lento de lo que se llena debido al diámetro de la tubería de salida y a la capacidad de la bomba de transferencia. Esta situación fue compensada haciendo la función de membresía “Cerrar Lento” del controlador difuso algo asimétrica a la función de membresía “Abrir Lento”, acción que un controlador PID no es capaz de realizar.
10. La variable de entrada “Error” del controlador difuso fue definida entre los límites -1 y 1 metro debido a que, si bien es cierto teóricamente se puede tener un error de hasta 2 metros, en la práctica no se dan errores mayores a 1 metro, ya que se trata de un proceso continuo en el que el punto de operación oscila en valores cercanos a 1.5 metros y el operador no modifica tan drásticamente el set point debido a las repercusiones operativas negativas que dicha acción puede generar, las cuales son: derrames en el tanque de transferencia y muy bajo flujo de salida para la supresión de polvo.
11. Matlab© y sus herramientas de software son muy potentes en materias de diseño, análisis y simulación; las cuales permitieron el desarrollo completo del presente estudio. En el entorno de Simulink® se diseñó el controlador PID y se modeló, dimensionó y simuló el proceso en conjunto. En la aplicación Fuzzy Logic Designer se diseñó el controlador difuso y fue exportado a Matlab©. Y en el espacio de trabajo de Matlab© se programaron las rutinas de los KPI, las cuales leen los datos importados a partir de la simulación realizada en Simulink®.

## RECOMENDACIONES

1. El presente análisis comparativo fue realizado en un proceso de nivel de un tanque de transferencia en un proceso de recuperación de agua, pero podría aplicarse en cualquier otro tipo de proceso que involucren otro tipo de variables como temperatura, presión, flujo, etc. Dicho proceso podría ser industrial o doméstico, ya que el estudio se basa estrictamente en la comparación entre dos estrategias de control y puede calzar perfectamente en cualquier tipo de sistema.
2. La comparación fue realizada en base a una cantidad específica de datos producto de un tiempo de simulación limitado, para obtener una comparación prolongada y continua sería necesario implementar un sistema histórico de datos que guarde los datos de los KPI y puedan ser consultados en cualquier momento. Este sistema requeriría también una inversión en hardware, ya que se necesitaría un servidor con una base de datos amplia y robusta.
3. El análisis comparativo puede extenderse a otras estrategias de control, como control robusto, feedforward, predictivo, etc. En cuyo caso se tendría que evaluar la posibilidad de diseñar un controlador desde cero o en base a la alternativa brindada por algún proveedor, esta decisión dependerá tanto del presupuesto como del tiempo disponible. Cualquiera que sea el caso, el uso de los KPI diseñados se ajusta sin ningún problema a cualquier comparación ya que sólo depende de los resultados que se obtienen.
4. La válvula modulante es el actuador que recibe la señal de control para variar el flujo que ingresa al tanque de transferencia, sin embargo, la válvula modulante podría ser reemplazada por una válvula on off y un variador de velocidad que controle el flujo de ingreso al tanque a través de la velocidad de la bomba. Este método si bien es cierto podría parecer más costoso, tiene la ventaja intrínseca de un variador de velocidad que es ahorrar energía (entre

otras ventajas como precisión, medición de feedback de velocidad del motor, etc.), en ese caso habría que realizar un análisis costo beneficio.

5. Es posible instalar otra bomba de transferencia que actúe como standby de la principal para aumentar en gran medida la disponibilidad del sistema, ya que se podría alternar el uso de las bombas de acuerdo a las horas trabajadas. También podría una bomba estar en mantenimiento mientras la otra bomba trabaja normalmente y así mantener el proceso en constante operación.
6. Sería una buena práctica agregar una señal de protección a la bomba de transferencia, es decir, un enclavamiento (interlock) por nivel muy alto del tanque de transferencia, el cual detendría la bomba para evitar un derrame del tanque aun así el operador no se percate de dicha condición anormal.
7. Se tienen indicadores de flujo de entrada y de salida, si bien es cierto el valor cambiante de estas señales ayudan a inferir que la válvula modulante está trabajando con normalidad, sería interesante agregar en la interfaz gráfica el porcentaje de apertura actual para poder saber con certeza cuán abierta o cerrada está la válvula. Como animación adicional se podría agregar una barra indicadora del porcentaje de apertura.
8. Por tratarse de un proceso cuyo objetivo es asegurar la disponibilidad del agua es importante tener indicadores que brinden información sobre la cantidad de agua usada por intervalo de tiempo (turno, día, semana, mes, etc.). En este caso, es necesario diseñar indicadores totalizadores que integren el flujo de salida del tanque de transferencia en el intervalo de tiempo requerido. Estos totalizadores deben contar con dos indicadores en sí; el actual (que medirá el valor integrado en el intervalo de tiempo hasta el momento) y el anterior (que medirá el valor integrado en el intervalo de tiempo pasado). Naturalmente, estos totalizadores deberán resetearse automáticamente en el tiempo en que termine el intervalo de tiempo evaluado.

9. Los controladores PID y difuso se diseñaron en base a pruebas experimentales y a conocimientos de sus características intrínsecas como estrategias de control. Para modificar los parámetros establecidos el usuario de la interfaz gráfica debe poseer conocimientos especializados de control automático convencional y avanzado. Implementar usuarios con distintos privilegios (operador, ingeniero, etc.) para observar y/o modificar estos parámetros sería una interesante mejora.



## BIBLIOGRAFÍA

- [1] Análisis y comparación de sistemas de control PID y PID difuso en lógica reconfigurable, 2013 – Williams Antonio Pantoja Laces
- [2] Control difuso con capacidad de emulación PID, 2000 – Rogelio Díaz Flores Elósegui
- [3] ¿Qué características tiene un proceso industrial? – OBS Business School – Project Management. Obtenido de: <https://www.obs-edu.com/int/blog-project-management/proyectos-de-ingenieria/que-caracteristicas-tiene-un-proceso-industrial>
- [4] Control de procesos industriales. Control distribuido – C.P.I. Control Distribuido. Recuperado de: <https://tiptiktak.com/tema-4-control-de-procesos-industriales-control-distribuido-41-introduccion-al-c.html>
- [5] El ABC de la automatización. Sistemas de control automático – Patricio Abarca. Obtenido de: <http://www.aie.cl/files/file/comites/ca/abc/sistemas-de-control-automatico.pdf>
- [6] Sistemas automáticos y de control, 2010-2011 – José Uriarte Anoro Obtenido de: <http://ieshuelin.com/huelinwp/download/Tecnologia/Tecnologia%20industrial/3-SISTEMAS-DE-CONTROL-AUTOMATICO.pdf>
- [7] Sistemas de control automático, 7ma edición – Benjamin Kuo
- [8] Análisis de la respuesta temporal de sistemas LTI – Departamento de Ingeniería de sistemas y automática. Obtenido de: [http://mapir.isa.uma.es/varevalo/teaching/automatica/pdfs/Tema%2004%20-%20Respuesta%20Temporal%20con%20Routh%20v2\\_vicente.pdf](http://mapir.isa.uma.es/varevalo/teaching/automatica/pdfs/Tema%2004%20-%20Respuesta%20Temporal%20con%20Routh%20v2_vicente.pdf)

- [9] Señales y sistemas – Teresa Álvarez. Obtenido de:  
[https://alojamientos.uva.es/guia\\_docente/uploads/2013/512/46642/1/Documento5.pdf](https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2013/512/46642/1/Documento5.pdf)
- [10] Análisis de respuesta transitoria y estacionaria – Jairo Rodríguez. Obtenido de:  
[https://www.academia.edu/24918727/ANALISIS\\_DE\\_LA\\_RESPUESTA\\_TRANSITORIA\\_Y\\_ESTACIONARIA](https://www.academia.edu/24918727/ANALISIS_DE_LA_RESPUESTA_TRANSITORIA_Y_ESTACIONARIA)
- [11] Sistemas de segundo orden – Msc. Ph.D. Roberto Cárdenas Dobson. Departamento de Ingeniería Eléctrica de la Universidad de Magallanes.
- [12] Introducción a la instrumentación – Ing. Eduardo Néstor Álvarez. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/48240383/instrumentacion-sensores-transmisor-y-transductor>
- [13] Transmissores de pressão: sensores, tendências, mercado e aplicações, 2005. Cesar Cassiolato
- [14] Apuntes de control de procesos industriales, 2014 – Dr. Oscar Camacho Quintero. Obtenido de:  
<http://repositorio.educacionsuperior.gob.ec/bitstream/28000/4814/1/Anexo%201.pdf>
- [15] Electrical Engineer's Reference book, 16th edition, Newnes, 2003. - M. A. Laughton, D. J. Warne
- [16] Distributed control system, 2012 - Ronald Cohn
- [17] Conceptos básicos y terminología de control, 2003 – Ph.D. José Luis Rodríguez. Recuperado de:  
<http://www.unet.edu.ve/~jlrodriguezp/ctrlterm.pdf>

- [18] Motor eléctrico – Colaboradores de EcuRed. Recuperado de:  
[https://www.ecured.cu/Motor\\_el%C3%A9ctrico](https://www.ecured.cu/Motor_el%C3%A9ctrico)
- [19] La bomba – Alma Guadalupe Soto Romero. Obtenido de:  
<https://tarwi.lamolina.edu.pe/~dsa/TBombas.htm>
- [20] Impulsión de aguas residuales: Bombas para impulsión de aguas residuales  
– Documentos de hidráulica de la Universidad de Salamanca. Obtenido de:  
<http://www.fnmt.es/documents/10179/10666378/Clasificaci%C3%B3n+y+tipos+de+bombas.pdf/9eb9b616-ea47-0841-566b-3b49a93e83bf>
- [21] ¿Qué son las válvulas? – Tecval Ingeniería en control de fluidos. Obtenido de:  
[http://www.tecval.cl/que\\_son\\_las\\_valvulas.html](http://www.tecval.cl/que_son_las_valvulas.html)
- [22] Válvulas de control – Lizandro Pachano, Frank Pérez. Recuperado de:  
[http://www.unet.edu.ve/~nduran/Teoria\\_Instrucontrol/Valvulas\\_de\\_control.pdf](http://www.unet.edu.ve/~nduran/Teoria_Instrucontrol/Valvulas_de_control.pdf)
- [23] Válvulas de control – Eugenio Vildósola C. Recuperado de:  
<http://www.aie.cl/files/file/comites/ca/abc/valvulas-de-control.pdf>
- [24] Válvulas: Instrumentación y control – Enrique José Caroli. Recuperado de:  
<https://www.monografias.com/trabajos11/valvus/valvus.shtml#CATEG>
- [25] Válvulas industriales, glosario y definiciones – Comeval®. Recuperado de:  
<https://www.comeval.es/formacion/formacion-valvulas-idustriales-glosario-definiciones/>
- [26] ¿Qué es un variador de frecuencia? Definición, cómo funciona, características y ventajas – ABB Information Systems. Obtenido de:  
<https://new.abb.com/drives/es/que-es-un-variador>

- [27] IEE workshop on Neural networks for signal processing, 1922 – Ljung, L. and J. Sjöberg.
- [28] Ingeniería de control, 2da edición. - William Bolton
- [29] Departamento de ingeniería eléctrica y computadoras, UNS – Control de procesos. Obtenido de:  
[http://lcr.uns.edu.ar/Control\\_Procesos/Teor%C3%ADa/Control%20de%20Procesos\\_cap5.pdf](http://lcr.uns.edu.ar/Control_Procesos/Teor%C3%ADa/Control%20de%20Procesos_cap5.pdf)
- [30] Soporte de Mathworks – Tuning a pid controller when a plant model is not available. Obtenido de:  
<https://la.mathworks.com/company/newsletters/articles/tuning-a-pid-controller-when-a-plant-model-is-not-available.html>
- [31] A perspective on advanced strategies for process control, 1994 - Dale Seborg
- [32] Sistema de control manual – Federico Funes. Obtenido de:  
<https://prezi.com/zi65rr6ob5bn/sistema-de-control-manual/>
- [33] Modos de control de controladores industriales – Oficios técnicos Sapiensman. Obtenido de:  
[http://www.sapiensman.com/tecnoficio/electricidad/instrumentacion\\_industrial4.php](http://www.sapiensman.com/tecnoficio/electricidad/instrumentacion_industrial4.php)
- [34] Sistemas de control más elaborados – Documentos de la Universidad de Buenos Aires. Obtenido de:  
<http://materias.fi.uba.ar/7609/material/S1100SCME.pdf>
- [35] Control feedforward – Colaboradores de Picuino. Obtenido de:  
[https://sites.google.com/site/picuino/feedforward\\_control#TOC-Control-Feedforward-y-PID](https://sites.google.com/site/picuino/feedforward_control#TOC-Control-Feedforward-y-PID)

- [36] ¿Qué son los lazos de control PID? – Diseño de un controlador PID análogo para un circuito RC de segundo orden mediante la SISOTool de Matlab. Obtenido de: <http://www.monografias.com/trabajos-pdf/controlador-pid-matlab/controlador-pid-matlab.pdf>
- [37] Controladores PID. El controlador PID, 2007 – Fernando Morilla García. Obtenido de: <http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/El%20controlador%20PID.pdf>
- [38] Controladores PID. Ajuste empírico, 2007 – Fernando Morilla García. Obtenido de: [http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste\\_empirico.pdf](http://www.dia.uned.es/~fmorilla/MaterialDidactico/ajuste_empirico.pdf)
- [39] Advanced process control, 1944. - Mark J. Willis & Ming T. Tham
- [40] Nociones de control robusto, 2011. - Fernando Inthamoussou. Recuperado de: [https://catedra.ing.unlp.edu.ar/electrotecnia/controlm/electronica/archivos/apuntes/c\\_robusto.pdf](https://catedra.ing.unlp.edu.ar/electrotecnia/controlm/electronica/archivos/apuntes/c_robusto.pdf)
- [41] Adaptative predictive control system, 1976. - Martin Sanchez J.M. Recuperado de: [http://www.ieec.uned.es/investigacion/Dipseil/PAC/archivos/Informacion\\_de\\_referencia\\_ISE8\\_3\\_1.pdf](http://www.ieec.uned.es/investigacion/Dipseil/PAC/archivos/Informacion_de_referencia_ISE8_3_1.pdf)
- [42] Control predictivo. - Henry Mendiburu. Recuperado de: <http://www.ilustrados.com/tema/9320/Introduccion-control-predictivo.html>
- [43] Simulación de un controlador difuso mediante Matlab – José Gerardo Flores, Diego Vallejo, Amarelis Quijano. Recuperado de: <http://www.josegerardogomez.com/files/prac7.pdf>

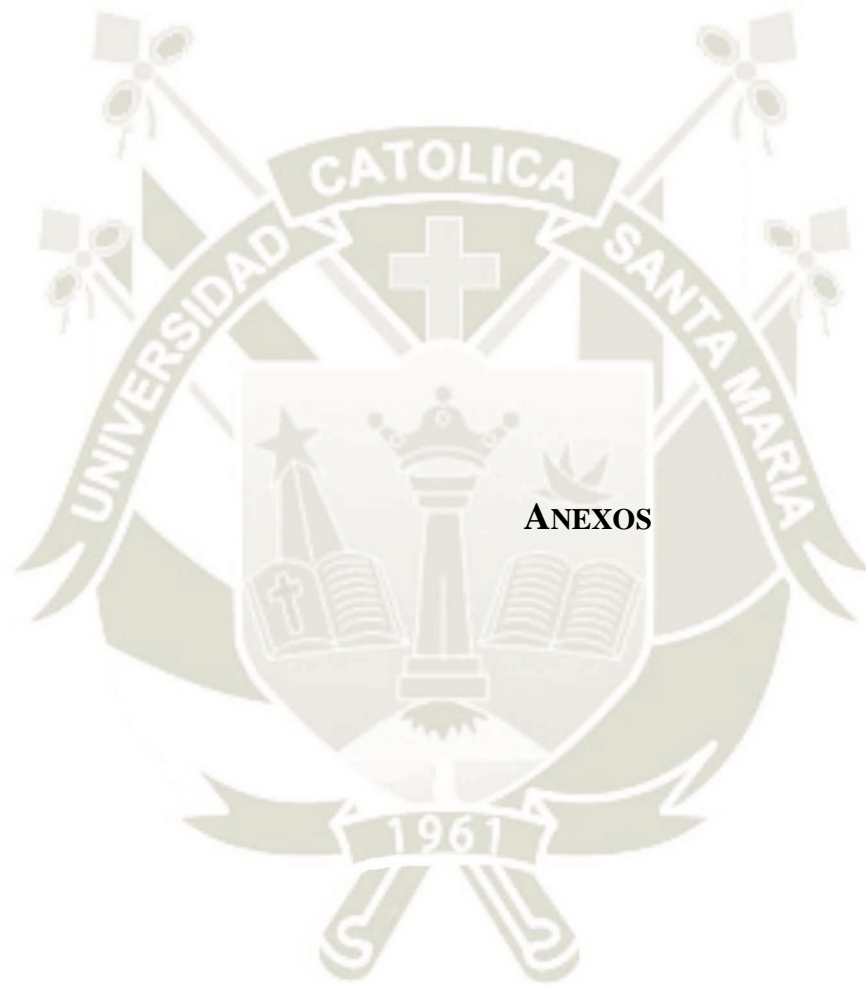
- [44] Lógica difusa y sistemas de control – Biblioteca de la Universidad de Piura. Recuperado de: [http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1\\_185\\_184\\_133\\_1746.pdf](http://www.biblioteca.udep.edu.pe/bibvirudep/tesis/pdf/1_185_184_133_1746.pdf)
- [45] What is the difference between Mamdani and Sugeno un Fuzzy Logic? – Colaboradores de Mathematics Stack Exchange. Obtenido de: <https://math.stackexchange.com/questions/148216/what-is-the-difference-between-mamdani-and-sugeno-in-fuzzy-logic>
- [46] Soporte de Mathworks – Fuzzy Inference Process. Obtenido de: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/fuzzy-inference-process.html>
- [47] Indicadores de gestión y aplicaciones de herramientas calidad – Ing. Osáin Cruz Lezama Obtenido de: <https://www.monografias.com/trabajos55/indicadores-gestion/indicadores-gestion.shtml>
- [48] Key Performance Indicators: Developing, Implementing, and Using Winning KPIs, 2013 3era edición – David Parmenter
- [49] Key performance indicators (KPI) – Definition and action, 2011. - Jacques Warren. Recuperado de: [http://kwantyx.com/wp-content/uploads/AT\\_WP\\_KPI\\_EN.pdf](http://kwantyx.com/wp-content/uploads/AT_WP_KPI_EN.pdf)
- [50] Role and importance of key performance indicators measurement, 2010. - D. Velimirovic, M. Velimirovic, R. Stankovic. Recuperado de: [http://www.sjm06.com/SJM%20ISSN1452-4864/6\\_1\\_2011\\_May\\_1-121/6\\_1\\_63-72.pdf](http://www.sjm06.com/SJM%20ISSN1452-4864/6_1_2011_May_1-121/6_1_63-72.pdf)
- [51] Guía para la prevención y la supresión de polvo en las minas, túneles y las canteras. – Oficina nacional del trabajo, Ginebra 1965. Recuperado de:

[https://www.ilo.org/wcmsp5/groups/public/---ed\\_protect/---protrav/---safework/documents/normativeinstrument/wcms\\_218646.pdf](https://www.ilo.org/wcmsp5/groups/public/---ed_protect/---protrav/---safework/documents/normativeinstrument/wcms_218646.pdf)

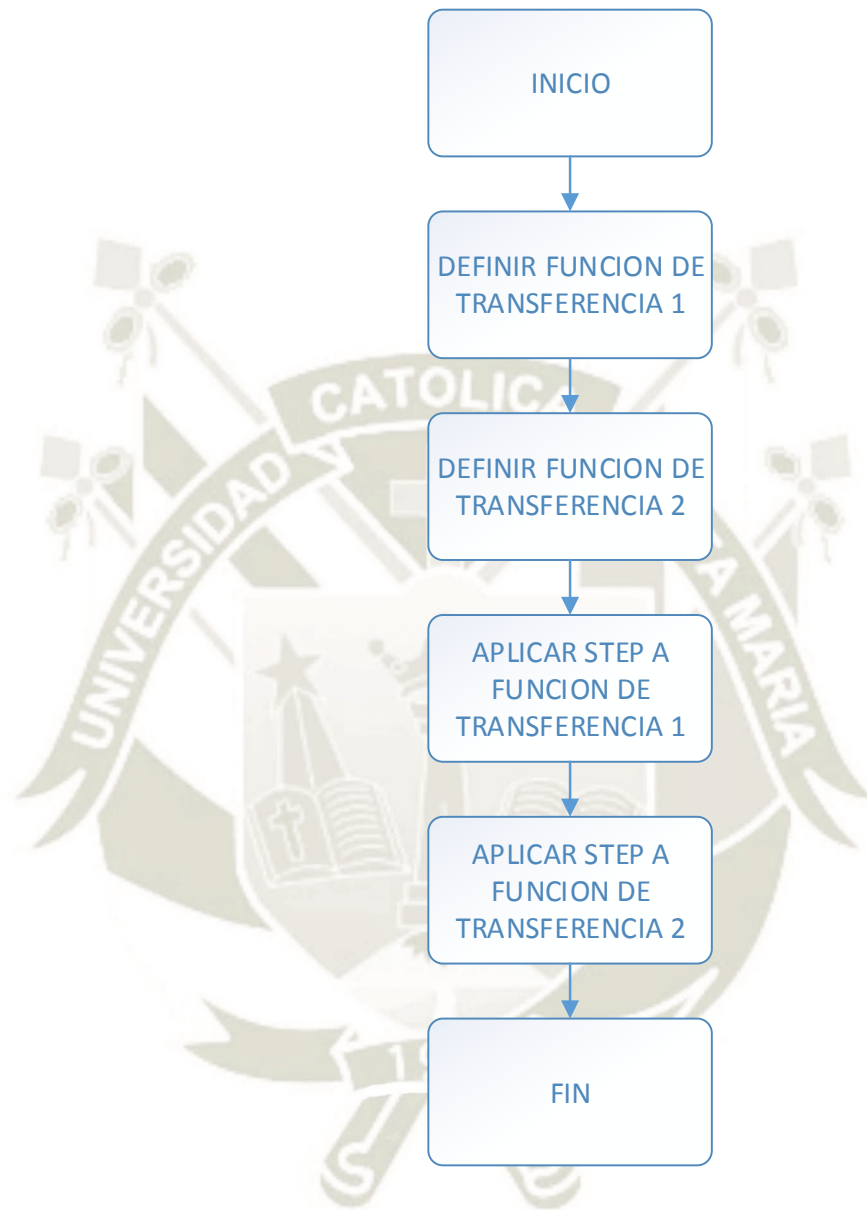
- [52] Diseño de tanques de almacenamiento – Documentos de la Universidad de Granada. Recuperado de: [https://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/qi/descargas/documentos/Disenio\\_Tanques\\_Almacenamiento.pdf](https://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/qi/descargas/documentos/Disenio_Tanques_Almacenamiento.pdf)
- [53] ¿Qué es y cómo se calcula el NPSH<sub>disp</sub> de una bomba centrífuga? – Ing. Miguel Ángel Monge Redondo. Recuperado de: <https://www.iagua.es/blogs/miguel-angel-monge-redondo/que-es-y-como-se-calcula-npshdisp-bomba-centrifuga>
- [54] Actuadores lineales DFPI-NB3P – Festo. Recuperado de: [https://www.festo.com/cat/en-gb\\_gb/data/doc\\_ES/PDF/ES/DFPI-NB3P\\_ES.PDF](https://www.festo.com/cat/en-gb_gb/data/doc_ES/PDF/ES/DFPI-NB3P_ES.PDF)
- [55] Sitrans Probe LU. Quick Start Manual, 2004 – Siemens. Recuperado de: [https://www.siemens-pro.ru/docs/kip/Level/Operation\\_instruction/Sitrans\\_Probe\\_LU/Sitrans\\_Probe\\_LU\\_eng/LU\\_quickstart\\_e.pdf](https://www.siemens-pro.ru/docs/kip/Level/Operation_instruction/Sitrans_Probe_LU/Sitrans_Probe_LU_eng/LU_quickstart_e.pdf)
- [56] Observador adaptable para tanques prismáticos abiertos, 2010 - SA Rodríguez, J De-León, J Barajas-Fernández, F Rivera-Trejo. Recuperado de: <http://www.fnmt.es/documents/10179/10666378/Dise%C3%B1o+y+c%C3%A1lculo+de+tanques+de+almacenamiento.pdf/cf73a420-13f2-248f-034a-d413cb8a3924>
- [57] Soporte de Mathworks – Comparison of Sugeno and Mamdani Systems. Obtenido de: <https://la.mathworks.com/help/fuzzy/comparison-of-sugeno-and-mamdani-systems.html>

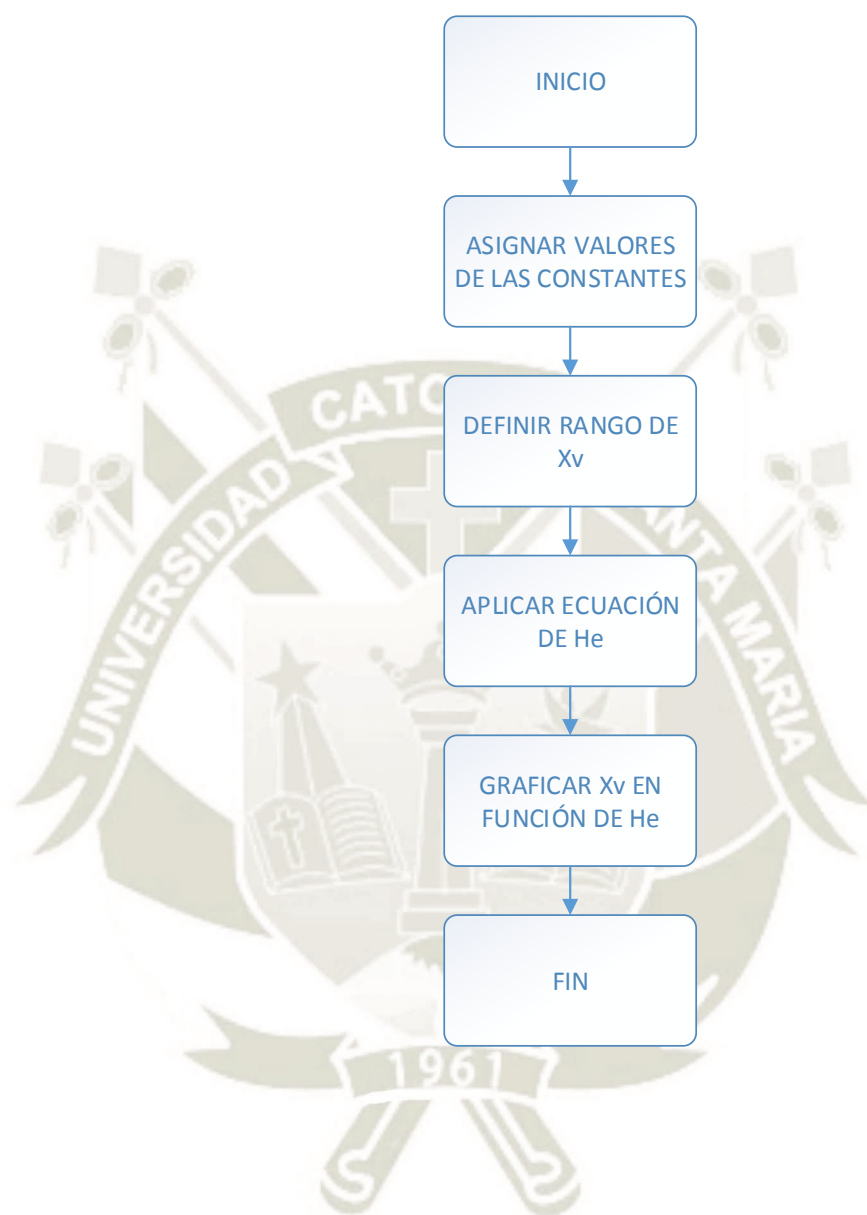
- [58] Control difuso – Documentos de la Universidad de las Américas Puebla.  
Recuperado de:  
[http://catarina.udlap.mx/u\\_dl\\_a/tales/documentos/meie/revelo\\_a\\_s/capitulo4.pdf](http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/meie/revelo_a_s/capitulo4.pdf)

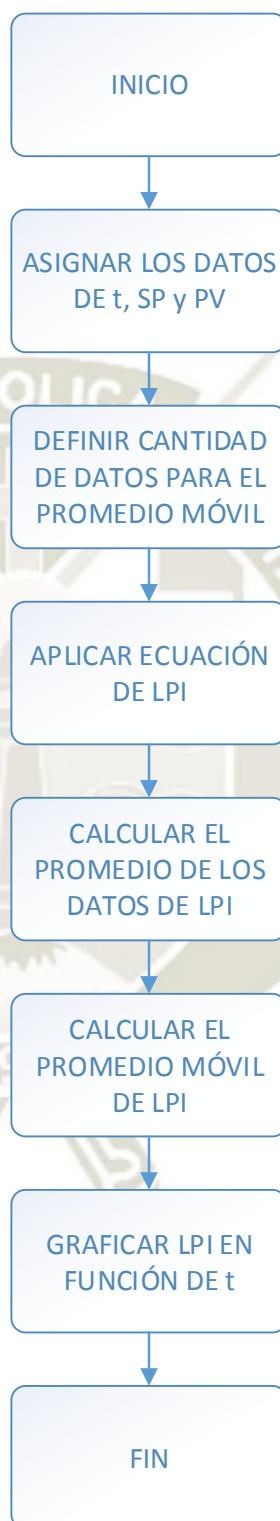


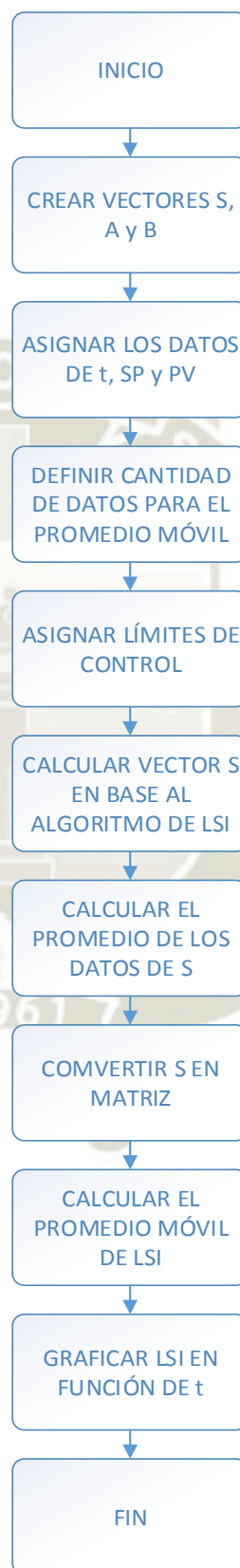


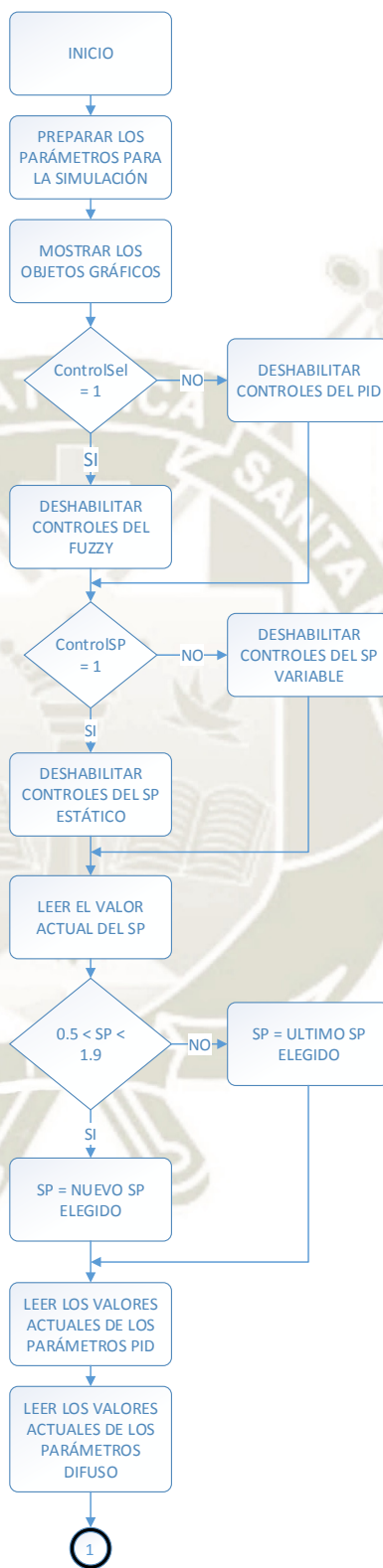


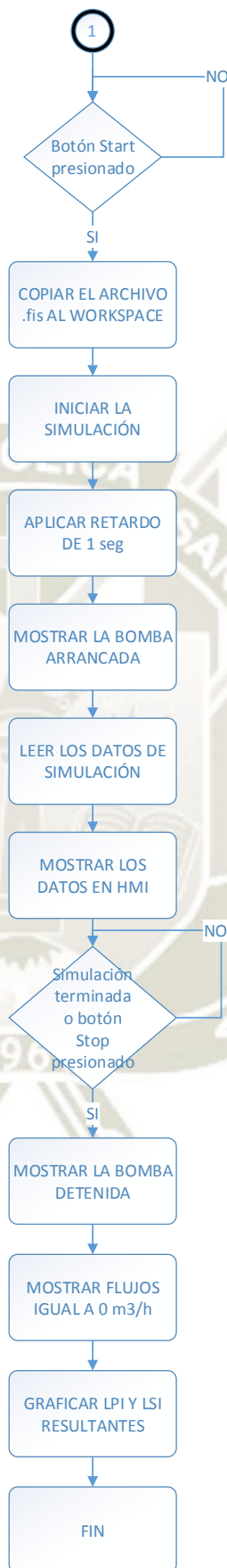


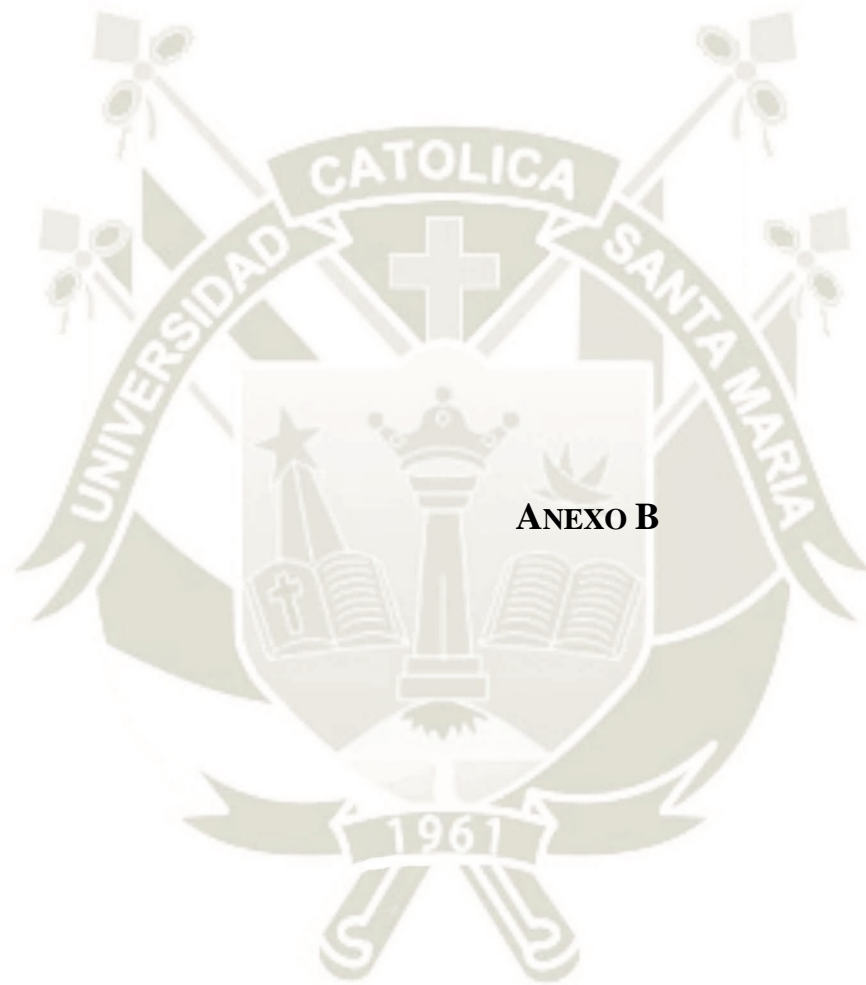












```
%%Programa para comparar ambas FTs ante una entrada escalón
%%
%FT modelo matemático
num1 = [0 5.61];
den1 = [11.21 1];
ft1 = tf(num1,den1);
%FT modelo empírico
num2 = [0 5.57];
den2 = [13.41 1];
ft2 = tf(num2,den2);
%Gráficos
step(ft1)
hold on
step(ft2)
grid on
legend('Modelo matemático','Modelo empírico')
title('Respuesta a escalón')
```

```
%%Programa para el graficar He en función de Xv
%%
%Asignación de constantes
Qp=0.5;
a=0.05;
g=9.8;
%Rango de Xv
Xv=0:0.01:1;
%Cálculo y gráfica de He en función de Xv
He=(Qp*Xv/(a*sqrt(2*9.8))).^2;
plot(Xv,He)
grid on
legend('Altura He')
title('Apertura válvula vs Altura He')
```

```
%%Programa para el cálculo del Indicador de desempeño del lazo
%%
%Asignación de los datos t,SP y PV obtenidos de Simulink
t = ScopeData(:,1);
SP = ScopeData(:,2);
PV = ScopeData(:,3);
%Cantidad de datos para realizar el promedio móvil
N = 250;
%Cálculo del complemento del error relativo según LPI
E = 100-abs(100*(SP-PV)/SP);
%Cálculo del promedio de los datos obtenidos en E
Es = sum(E);
LPIavg = Es(1)/length(E);
%Cálculo y gráfica del promedio móvil
Em = E(:,1);
LPI = tsmovavg(Em,'s',N,1);
h1 = figure(1);
ax1 = axes('Parent',h1);
plot(ax1,t,LPI)
grid on
```

```
legend('LPI')  
title('Indicador de desempeño del lazo')
```

```
%% Programa para el cálculo del Indicador de estabilidad del lazo  
%%  
%% Creación de los vectores S,A y B para uso interno  
S = [];  
A = [];  
B = [];  
%% Asignación de los datos t,SP y PV obtenidos de Simulink  
t = ScopeData(:,1);  
SP = ScopeData(:,2);  
PV = ScopeData(:,3);  
%% Cantidad de datos para realizar el promedio móvil  
N = 250;  
%% Asignación de límites de control  
d = 0.1;  
LCL = SP-d;  
UCL = SP+d;  
%% Cálculo del vector S en base al algoritmo según LSI  
for i=1:length(PV)  
    if LCL(i)<=PV(i)  
        A(i) = 1;  
    else  
        A(i) = 0;  
    end  
    if UCL(i)>=PV(i)  
        B(i) = 1;  
    else  
        B(i) = 0;  
    end  
    S(i) = A(i)&B(i);  
end  
%% Cálculo del promedio de los datos obtenidos en S  
k = 0;  
for j=1:length(S)  
    if S(j) == 1  
        k = k+1;  
    end  
end  
LSIavg = 100*k/length(S);  
%% Conversión a matriz para cálculo de promedio móvil  
Sm = 100*vec2mat(S,1);  
%% Cálculo y gráfica del promedio móvil  
LSI = tsmovavg(Sm,'s',N,1);  
h2 = figure(2);  
ax2 = axes('Parent',h2);  
plot(ax2,t,LSI)  
grid on  
legend('LSI')  
title('Indicador de estabilidad del lazo')
```

```

%%Programa para el desarrollo de la interfaz gráfica HMI
%%
function varargout = Interfaz_grafica(varargin)
% INTERFAZ_GRAFICA MATLAB code for Interfaz_grafica.fig
% INTERFAZ_GRAFICA, by itself, creates a new INTERFAZ_GRAFICA or raises the existing
% singleton*.
%
% H = INTERFAZ_GRAFICA returns the handle to a new INTERFAZ_GRAFICA or the handle to
% the existing singleton*.
%
% INTERFAZ_GRAFICA('CALLBACK',hObject,eventData,handles,...) calls the local
% function named CALLBACK in INTERFAZ_GRAFICA.M with the given input arguments.
%
% INTERFAZ_GRAFICA('Property','Value',...) creates a new INTERFAZ_GRAFICA or raises the
% existing singleton*. Starting from the left, property value pairs are
% applied to the GUI before Interfaz_grafica_OpeningFcn gets called. An
% unrecognized property name or invalid value makes property application
% stop. All inputs are passed to Interfaz_grafica_OpeningFcn via varargin.
%
% *See GUI Options on GUIDE's Tools menu. Choose "GUI allows only one
% instance to run (singleton)".
%
% See also: GUIDE, GUIDATA, GUIHANDLES

% Edit the above text to modify the response to help Interfaz_grafica

% Last Modified by GUIDE v2.5 26-Aug-2018 10:21:00

% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name', mfilename, ...
    'gui_Singleton', gui_Singleton, ...
    'gui_OpeningFcn', @Interfaz_grafica_OpeningFcn, ...
    'gui_OutputFcn', @Interfaz_grafica_OutputFcn, ...
    'gui_LayoutFcn', [] , ...
    'gui_Callback', []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Interfaz_grafica is made visible.
function Interfaz_grafica_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles, varargin)

% Choose default command line output for Interfaz_grafica
handles.output = hObject;

% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

```

```

% UIWAIT makes Interfaz_grafica wait for user response (see UIRESUME)
% uiwait(handles.figure1);

% Prepara los parámetros para la simulación
open('SimulacionPID_Fuzzy')
NivelFuzzyLogic = readfis('NivelFuzzyLogic');
assignin('base','NivelFuzzyLogic',NivelFuzzyLogic)
open('fuzwiz')
set_param('fuzwiz','Lock','off') % Desbloquea librería fuzwiz para permitir la simulación

% Muestra las líneas de proceso
Lin2 = imread('Linea2.jpg');
axes(handles.linea2)
imshow(Lin2);

Lin3 = imread('Linea3.jpg');
axes(handles.linea3)
imshow(Lin3);

Lin4 = imread('Linea4.jpg');
axes(handles.linea4)
imshow(Lin4);

% Muestra la bomba detenida
Boff = imread('Bomba_OFF.jpg');
axes(handles.BombaOff)
imshow(Boff);

% Muestra la valvula modulante
Val = imread('Valvula_CTRL.jpg');
axes(handles.Valvula)
imshow(Val);

% Lee la estrategia de control elegida y deshabilita los textos y controles
% de la estrategia no elegida
controlSel = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para PID, -1 para Fuzzy','Value');

if strcmp(controlSel,'1')
    set(handles radiobutton1, 'Value', 1)
    set(handles.andpopup,'Enable','off')
    set(handles.orpopup,'Enable','off')
    set(handles.imppopup,'Enable','off')
    set(handles.agregpopup,'Enable','off')
    set(handles.defuzpopup,'Enable','off')
    set(handles.textAnd,'Enable','off')
    set(handles.textOr,'Enable','off')
    set(handles.textImp,'Enable','off')
    set(handles.textAgg,'Enable','off')
    set(handles.textDefuzz,'Enable','off')
    set(handles.textP,'Enable','on')
    set(handles.textI,'Enable','on')
    set(handles.textD,'Enable','on')
    set(handles.proportional,'Enable','on')
    set(handles.integral,'Enable','on')
    set(handles.derivative,'Enable','on')

```

```

set(handles.apply,'Enable','on')
elseif strcmp(controlSel,'-1')
set(handles.radiobutton2,'Value',1)
set(handles.textP,'Enable','off')
set(handles.textI,'Enable','off')
set(handles.textD,'Enable','off')
set(handles.proportional,'Enable','off')
set(handles.integral,'Enable','off')
set(handles.derivative,'Enable','off')
set(handles.apply,'Enable','off')
set(handles.andpopup,'Enable','on')
set(handles.orpopup,'Enable','on')
set(handles.imppopup,'Enable','on')
set(handles.agregpopup,'Enable','on')
set(handles.defuzpopup,'Enable','on')
set(handles.textAnd,'Enable','on')
set(handles.textOr,'Enable','on')
set(handles.textImp,'Enable','on')
set(handles.textAgg,'Enable','on')
set(handles.textDefuzz,'Enable','on')
end

% Lee el manejo del SP elegido y oculta los textos y controles del no
% elegido
controlSP = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para SPV, -1 para SPE','Value');

if strcmp(controlSP,'1')
set(handles.SPV,'Value',1)
set(handles.nivelSPE,'Visible','off')
set(handles.nivelSP,'Visible','on')
set(handles.textM,'Visible','off')
elseif strcmp(controlSP,'-1')
set(handles.SPE,'Value',1)
set(handles.nivelSPE,'Visible','on')
set(handles.nivelSP,'Visible','off')
set(handles.textM,'Visible','on')
end

% Lee el SP estático actual
SPM = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/SP Estático','Value');
set(handles.nivelSPE,'String',SPM);

% Lee valores actuales de parámetros PID
P = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/PID Controller','P');
set(handles.proportional,'String',P);

I = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/PID Controller','I');
set(handles.integral,'String',I);

D = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/PID Controller','D');
set(handles.derivative,'String',D);

% Lee valores actuales de parámetros FUZZY
pAnd = getfis(NivelFuzzyLogic,'andmethod');

if strcmp(pAnd,'min')

```

```

        set(handles.andpopup, 'Value', 1)
    elseif strcmp(pAnd, 'prod')
        set(handles.andpopup, 'Value', 2)
    end

pOr = getfis(NivelFuzzyLogic, 'ormethod');

if strcmp(pOr, 'max')
    set(handles.orpopup, 'Value', 1)
elseif strcmp(pOr, 'probor')
    set(handles.orpopup, 'Value', 2)
end

pImp = getfis(NivelFuzzyLogic, 'impmethod');

if strcmp(pImp, 'min')
    set(handles.imppopup, 'Value', 1)
elseif strcmp(pImp, 'prod')
    set(handles.imppopup, 'Value', 2)
end

pAgreg = getfis(NivelFuzzyLogic, 'aggmethod');

if strcmp(pAgreg, 'max')
    set(handles.agregpopup, 'Value', 1)
elseif strcmp(pAgreg, 'sum')
    set(handles.agregpopup, 'Value', 2)
elseif strcmp(pAgreg, 'probor')
    set(handles.agregpopup, 'Value', 3)
end

pDefuz = getfis(NivelFuzzyLogic, 'defuzzmethod');

if strcmp(pDefuz, 'centroid')
    set(handles.defuzpopup, 'Value', 1)
elseif strcmp(pDefuz, 'bisector')
    set(handles.defuzpopup, 'Value', 2)
elseif strcmp(pDefuz, 'mom')
    set(handles.defuzpopup, 'Value', 3)
elseif strcmp(pDefuz, 'lom')
    set(handles.defuzpopup, 'Value', 4)
elseif strcmp(pDefuz, 'som')
    set(handles.defuzpopup, 'Value', 5)
end

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Interfaz_grafica_OutputFcn(hObject, eventdata, handles)

% Get default command line output from handles structure
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in Start.
function Start_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Lee y copia al espacio de trabajo el archivo Fuzzy Logic Designer
NivelFuzzyLogic = readfis('NivelFuzzyLogic');
    
```

```

assignin('base','NivelFuzzyLogic',NivelFuzzyLogic)
open('fuzwiz')
set_param('fuzwiz','Lock','off') % Desbloquea librería fuzwiz para permitir la simulación

% Inicia simulación
set_param('SimulacionPID_Fuzzy','SimulationCommand','start')

% Retardo de 1 segundo para que termine la simulación
pause(1)
cla(handles.axes1)
close.figure(1)
close.figure(2)

% Muestra bomba arrancada
Bon = imread('Bomba_ON.jpg');
axes(handles.BombaOn)
imshow(Bon);

% Lee datos exportados desde Simulink al espacio de trabajo Matlab
NivelData = evalin('base','ScopeData');
FlujoInData = evalin('base','FinData');
FlujoOutData = evalin('base','FoutData');
t = NivelData(:,1);
PV = NivelData(:,3);
SP = NivelData(:,2);
Fin = FlujoInData(:,2);
Fout = FlujoOutData(:,2);
axes(handles.axes1)
h = animatedline('Color','r');
g = animatedline('Color','b');
axis([0 250 0 2]);
% Bucle para mostrar los datos exportados en HMI
for i=1:length(PV)
addpoints(h,t(i),PV(i));
drawnow
hold on
addpoints(g,t(i),SP(i));
drawnow
tHt = PV(i);
tPos = get(handles.uipanel1,'Position');
tPos(4) = 6*tHt;
set(handles.uipanel1,'Position',tPos);
pvStr = num2str(PV(i));
pvStr = strcat(pvStr,' m');
set(handles.nivel,'String',pvStr);
spStr = num2str(SP(i));
spStr = strcat(spStr,' m');
set(handles.nivelSP,'String',spStr);
finStr = num2str(Fin(i));
finStr = strcat(finStr,' m3/s');
set(handles.flujoentrada,'String',finStr);
foutStr = num2str(Fout(i));
foutStr = strcat(foutStr,' m3/s');
set(handles.flujosalida,'String',foutStr);
pause(0.1)
sButton = get(handles.Stop,'Enable');
% Si se presionó el botón Detener sale del bucle

```

```

if strcmp(sButton,'off')
    set(handles.Stop,'Enable','on'); % Habilita botón Detener
    break
end
end
end

% Al detenerse la bomba los flujos son 0 m3/s
set(handles.flujoentrada,'String','0 m3/s');
set(handles.flujosalida,'String','0 m3/s');

% Muestra bomba detenida y cierra librería fuzwiz
set(handles.BombaOn,'visible','off')
set(get(handles.BombaOn,'children'),'visible','off')
bdclose('fuzwiz')

% Copia el dato de LPI al espacio de trabajo del GUI y lo muestra en HMI
evalin('base','LPI100');
LPI = evalin('base','LPIavg');
LPIstr = num2str(LPI);
LPIstr = strcat(LPIstr,' ');
set(handles.LPI,'String',LPIstr);

% Copia el dato de LSI al espacio de trabajo del GUI y lo muestra en HMI
evalin('base','LSI100');
LSI = evalin('base','LSIavg');
LSIstr = num2str(LSI);
LSIstr = strcat(LSIstr,' ');
set(handles.LSI,'String',LSIstr);

% --- Executes on button press in Stop.
function Stop_Callback(hObject, eventdata, handles)

set(handles.BombaOn,'visible','off'); % Muestra bomba detenida
set(get(handles.BombaOn,'children'),'visible','off');
set(handles.Stop,'Enable','off'); % Deshabilita botón Detener

% Al detenerse la bomba los flujos son 0 m3/s
set(handles.flujoentrada,'String','0 m3/s');
set(handles.flujosalida,'String','0 m3/s');

% --- Executes when selected object is changed in Panel_control.
function Panel_control_SelectionChangedFcn(hObject, eventdata, handles)

% Escribe la estrategia de control elegida en Simulink
sel = get(handles.Panel_control,'SelectedObject');
selStr = get(sel,'String');

switch selStr
    case 'PID'
        set_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para PID, -1 para Fuzzy','Value','1')
    case 'Fuzzy'
        set_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para PID, -1 para Fuzzy','Value','-1')
end

% Lee la estrategia de control elegida y deshabilita los textos y controles
% de la estrategia no elegida

```

```
currentControl = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para PID, -1 para Fuzzy','Value');
```

```
if strcmp(currentControl,'1')
    set(handles.andpopup,'Enable','off')
    set(handles.orpopup,'Enable','off')
    set(handles.imppopup,'Enable','off')
    set(handles.agregpopup,'Enable','off')
    set(handles.defuzpopup,'Enable','off')
    set(handles.textAnd,'Enable','off')
    set(handles.textOr,'Enable','off')
    set(handles.textImp,'Enable','off')
    set(handles.textAgg,'Enable','off')
    set(handles.textDefuzz,'Enable','off')
    set(handles.textP,'Enable','on')
    set(handles.textI,'Enable','on')
    set(handles.textD,'Enable','on')
    set(handles.proportional,'Enable','on')
    set(handles.integral,'Enable','on')
    set(handles.derivative,'Enable','on')
    set(handles.apply,'Enable','on')
elseif strcmp(currentControl,'-1')
    set(handles.textP,'Enable','off')
    set(handles.textI,'Enable','off')
    set(handles.textD,'Enable','off')
    set(handles.proportional,'Enable','off')
    set(handles.integral,'Enable','off')
    set(handles.derivative,'Enable','off')
    set(handles.apply,'Enable','off')
    set(handles.andpopup,'Enable','on')
    set(handles.orpopup,'Enable','on')
    set(handles.imppopup,'Enable','on')
    set(handles.agregpopup,'Enable','on')
    set(handles.defuzpopup,'Enable','on')
    set(handles.textAnd,'Enable','on')
    set(handles.textOr,'Enable','on')
    set(handles.textImp,'Enable','on')
    set(handles.textAgg,'Enable','on')
    set(handles.textDefuzz,'Enable','on')
end
```

```
% --- Executes when selected object is changed in SP_Control.
function SP_Control_SelectionChangedFcn(hObject, eventdata, handles)
```

```
% Escribe el manejo del SP elegido en Simulink
selSP = get(handles.SP_Control,'SelectedObject');
selSPStr = get(selSP,'String');
```

```
switch selSPStr
    case 'SP Estático'
        set_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para SPV, -1 para SPE','Value','-1')
    case 'SP Variable'
        set_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para SPV, -1 para SPE','Value','1')
end
```

```
% Lee el manejo del SP elegido y oculta los textos y controles del no
% elegido
currentSP = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/1 para SPV, -1 para SPE','Value');
```

```

if strcmp(currentSP,'1')
    set(handles.nivelSPE,'Visible','off')
    set(handles.nivelSP,'Visible','on')
    set(handles.textM,'Visible','off')
elseif strcmp(currentSP,'-1')
    set(handles.nivelSPE,'Visible','on')
    set(handles.nivelSP,'Visible','off')
    set(handles.textM,'Visible','on')
end

function proportional_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza el valor seteado de P en Simulink
PStr = get(handles.proportional,'String');
set_param('SimulacionPID_Fuzzy/PID Controller','P',PStr)

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function proportional_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: edit controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function integral_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza el valor seteado de I en Simulink
IStr = get(handles.integral,'String');
set_param('SimulacionPID_Fuzzy/PID Controller','I',IStr)

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function integral_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: edit controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function derivative_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza el valor seteado de D en Simulink
DStr = get(handles.derivative,'String');
set_param('SimulacionPID_Fuzzy/PID Controller','D',DStr)

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function derivative_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: edit controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end
    
```

```
% --- Executes on button press in apply.
function apply_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Aplica los cambios de los parámetros PID cuando la ventana
% de configuración está abierta
blockDialog = [];
allOpenDialogs = DAStudio.ToolRoot.getOpenDialogs;
blockHandle = getSimulinkBlockHandle('SimulacionPID_Fuzzy/PID Controller');

for index = 1:length(allOpenDialogs)

    dialogSource = allOpenDialogs(index).getDialogSource;

    if isa(dialogSource, 'Simulink.SLDIALOGSource')
        dialogSourceSID = Simulink.ID.getSID(dialogSource.get_param('handle'));

        if isequal(dialogSourceSID, Simulink.ID.getSID(blockHandle))
            blockDialog = allOpenDialogs(index);
            break;
        end
    end
end

blockWidget = [];

if ~isempty(blockDialog)
    blockWidget = DAStudio.imDialog.getIMWidgets(blockDialog);
end

if ~isempty(blockWidget)
    blockWidget.clickApply(blockDialog);
end

% --- Executes on selection change in andpopup.
function andpopup_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza los valores seteados de Metodo And en Fuzzy Logic Designer
contentsAnd = cellstr(get(hObject, 'String'));
andChoice = contentsAnd(get(hObject, 'Value'));
NivelFuzzyLogicGUI = readfis('NivelFuzzyLogic');

if strcmp(andChoice, 'Min')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI, 'andmethod', 'min');
elseif strcmp(andChoice, 'Prod')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI, 'andmethod', 'prod');
end
writefis(NivelFuzzyLogicGUI, 'NivelFuzzyLogic');

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function andpopup_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: popupmenu controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject, 'BackgroundColor'), get(0, 'defaultUicontrolBackgroundColor'))
```

```

        set(hObject,'BackgroundColor','white');
    end

% --- Executes on selection change in orpopup.
function orpopup_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza los valores seteados de Metodo Or en Fuzzy Logic Designer
contentsOr = cellstr(get(hObject,'String'));
orChoice = contentsOr(get(hObject,'Value'));
NivelFuzzyLogicGUI = readfis('NivelFuzzyLogic');

if strcmp(orChoice,'Max')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'ormethod','max');
elseif strcmp(orChoice,'Probor')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'ormethod','probor');
end
writefis(NivelFuzzyLogicGUI,'NivelFuzzyLogic');

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function orpopup_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: popuptoolbar controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

% --- Executes on selection change in imppopup.
function imppopup_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza los valores seteados de Implicacion en Fuzzy Logic Designer
contentsImp = cellstr(get(hObject,'String'));
impChoice = contentsImp(get(hObject,'Value'));
NivelFuzzyLogicGUI = readfis('NivelFuzzyLogic');

if strcmp(impChoice,'Min')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'impmethod','min');
elseif strcmp(impChoice,'Prod')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'impmethod','prod');
end
writefis(NivelFuzzyLogicGUI,'NivelFuzzyLogic');

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function imppopup_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: popuptoolbar controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

% --- Executes on selection change in agregpopup.
function agregpopup_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza los valores seteados de Agregacion en Fuzzy Logic Designer
contentsAgreg = cellstr(get(hObject,'String'));
    
```

```

agregChoice = contentsAgreg(get(hObject,'Value'));
NivelFuzzyLogicGUI = readfis('NivelFuzzyLogic');

if strcmp(agregChoice,'Max')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'aggmethod','max');
elseif strcmp(agregChoice,'Sum')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'aggmethod','sum');
elseif strcmp(agregChoice,'Probor')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'aggmethod','probor');
end
writefis(NivelFuzzyLogicGUI,'NivelFuzzyLogic');

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function agregpopup_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: popupmenu controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

% --- Executes on selection change in defuzpopup.
function defuzpopup_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza los valores seteados de Defuzzificacion en Fuzzy Logic Designer
contentsDefuz = cellstr(get(hObject,'String'));
defuzChoice = contentsDefuz(get(hObject,'Value'));
NivelFuzzyLogicGUI = readfis('NivelFuzzyLogic');

if strcmp(defuzChoice,'Centroid')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'defuzzmethod','centroid');
elseif strcmp(defuzChoice,'Bisector')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'defuzzmethod','bisector');
elseif strcmp(defuzChoice,'Mom')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'defuzzmethod','mom');
elseif strcmp(defuzChoice,'Lom')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'defuzzmethod','lom');
elseif strcmp(defuzChoice,'Som')
    NivelFuzzyLogicGUI = setfis(NivelFuzzyLogicGUI,'defuzzmethod','som');
end
writefis(NivelFuzzyLogicGUI,'NivelFuzzyLogic');

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function defuzpopup_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: popupmenu controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function nivelSPE_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Actualiza el valor seteado del SP estático en Simulink si el valor está
% dentro del rango permitido
SPmin = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/SP Estático','OutMin');

```

```

SPmin = str2num(SPmin); %#ok<ST2NM>
SPmax = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/SP Estático','OutMax');
SPmax = str2num(SPmax); %#ok<ST2NM>
SPE = get(handles.nivelSPE,'String');
SPE = str2num(SPE); %#ok<ST2NM>

if SPE < SPmin || SPE > SPmax
    SPm = get_param('SimulacionPID_Fuzzy/SP Estático','Value');
    set(handles.nivelSPE,'String',SPm);
else
    SPE = num2str(SPE);
    set_param('SimulacionPID_Fuzzy/SP Estático','Value',SPE)
end

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function nivelSPE_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

% Hint: edit controls usually have a white background on Windows.
% See ISPC and COMPUTER.
if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'), get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end
    
```