

**DESARROLLO DE UN SISTEMA DE CONTROL DE CAUDAL Y PRESIÓN PARA UN
SISTEMA DE PRODUCCION MODULAR**

DIANA IBETH GUERRERO ROJAS

**Trabajo de grado para optar al título de:
Ingeniera Electrónica**

**Director:
Ing. Diego Alejandro Patiño Guevara PhD.**

**Co-director:
Ing. Iván Fernando Mondragón Bernal**



**PONTIFICIA UNIVERSIDAD JAVERIANA
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE ELECTRÓNICA
BOGOTÁ D.C. Junio 2016**

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar quiero agradecer a Dios que me dio fuerza y fe para creer lo que me parecía imposible de terminar. A mis padres quienes con sus palabras de aliento no me dejaban decaer para que siguiera adelante y cumpliera con mis ideales. A toda mi familia por apoyarme en todo mi proceso logrando que este sueño se haga realidad.

Quiero expresar mis agradecimientos al Ing. Diego Alejandro Patiño Guevara y el Ing. Iván Fernando Mondragón Bernal por permitirme llevar a cabo esta idea como su paciencia para guiarme durante todo el desarrollo del proyecto de grado.

Gracias a todas las personas de la Pontificia Universidad Javeriana, a los miembros del Laboratorio de electrónica y del CTAI por su atención y amabilidad en todo lo referente a mi vida como alumna.

A mis compañeros que durante estos cinco años estuvieron a mi lado apoyándome sin esperar nada a cambio, compartiendo sus conocimientos, alegrías y tristezas.

CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	6
2. MARCO TEÓRICO	7
2.1. Control de cascada	7
2.2. Control difuso	7
2.2.1. Conjuntos difusos	8
2.2.2. Fuzzification.....	8
2.2.3. Mecanismos de inferencia	9
2.2.4. Reglas base.....	9
2.2.5. Defuzzification	10
2.3. Control multivariable	10
3. IDENTIFICACIÓN DE LA PLANTA.....	11
3.1. Descripción de la estación de filtrado y mezclado del sistema de producción modular de FESTO.	11
3.2. Comunicación entre los sistemas (configuración del PLC)	13
3.3. Adquisición de datos	15
3.3.1. Validación de los datos obtenidos	16
4. CARACTERIZACIÓN DE LA PLANTA	17
4.1. Sistema de nivel	17
4.1.1. Modelo matemático del tanque B201.....	18
4.1.2. Modelo matemático del tanque B202 y B203	19
4.1.3. Modelo matemático del tanque B102.....	20
4.1.4. Validación de los modelos	21
4.2. Sistema de caudal	23
4.3. Sistema de presión	25
5. CONTROL DE CAUDAL (ESTACIÓN DE MEZCLADO).....	27
5.1. Diseño del control de supervisión.....	27
5.1.1. Diseño del controlador on-off LLENADO a partir de reglas difusas	29
5.2. Diseño del control multivariable.....	31
5.2.1. Selector.....	32
5.2.2. Diseño del controlador de nivel On-off por medio de reglas difusas	33
5.2.3. Diseño del controlador de caudal Fuzzy proporcional (FLP).....	34
6. CONTROL DE PRESIÓN (ESTACIÓN DE FILTRADO)	37
6.1. Diseño del control en cascada.....	37
6.1.1. Resultados de simulación	40
6.2. Diseño del controlador de presión Fuzzy proporcional (FLP).....	41
6.2.1. Temporizador	43
6.2.2. Simulación de la interacción nivel B102/voltaje	44
6.3. Interfaz grafica.....	45
7. CONCLUSIONES	47
8. BIBLIOGRAFÍA	48

ANEXOS

ÍNDICES DE FIGURAS

<i>Figura 2.1. Estructura de control de cascada en paralelo</i>	7
<i>Figura 2.2. Estructura control difuso</i>	8
<i>Figura 2.3. Ejemplo de la fuzzification</i>	9
<i>Figura 2.4. Ejemplo reglas de base</i>	9
<i>Figura 2.5. Control centralizado</i>	10
<i>Figura 2.6. Control descentralizado</i>	10
<i>Figura 3.1. Diagrama P&ID de la estación de filtrado</i>	11
<i>Figura 3.2 Diagrama P&ID de la estación de mezclado</i>	12
<i>Figura 3.3 Programa configurado en el PLC para la estación de filtrado</i>	14
<i>Figura 3.4 Programa configurado en el PLC para la estación de mezclado</i>	14
<i>Figura 3.5. Estándar de comunicación OPC</i>	15
<i>Figura 3.6. Creación de los Tag de la estación de filtrado del MPS_PA</i>	15
<i>Figura 3.7. Creación de los Tag de la estación de mezclado del MPS_PA</i>	15
<i>Figura 3.8. Adquisición de datos por medio de la pantalla Jumbo</i>	16
<i>Figura 3.9. Adquisición de datos por medio del protocolo de comunicación OPC</i>	16
<i>Figura 4.1. Validación de la aproximación realizada.</i>	22
<i>Figura 4.2. Error en cada uno de los detectores dado el algoritmo de corrección</i>	22
<i>Figura 4.3. Caudal de la válvula reguladora de presión</i>	26
<i>Figura. 5.1. Diagrama de Estados del algoritmo del Preparación</i>	27
<i>Figura. 5.2. Respuesta de la variable AUX del algoritmo de preparación</i>	28
<i>Figura. 5.3. Referencias para los controladores del algoritmo de preparación</i>	28
<i>Figura. 5.4. Función de partencia para la señal de salida del controlador de nivel on-off de llenado</i>	28
<i>Figura. 5.5. Función de partencia para la señal de entrada del controlador on-off de llenado</i>	28
<i>Figura. 5.6. Respuesta del controlador on-off de llenado</i>	30
<i>Figura. 5.7. Verificación del sistema de llenado para el deposito B202 y B203</i>	30
<i>Figura. 5.8. Diagrama del control para un proceso multivariable 2x2</i>	31
<i>Figura. 5.9. Diagrama de bloques del sistema multivariable con desacople simple</i>	32
<i>Figura. 5.10. Diagrama de Estados del algoritmo del selector</i>	32
<i>Figura. 5.11. Función de partencia para la señal de entrada del controlador de nivel on-off</i>	33

<i>Figura. 5.12. Función de partencia para la señal de salida del controlador de nivel on-off.....</i>	<i>33</i>
<i>Figura. 5.13. Respuesta del controlador on-off de evacuación</i>	<i>33</i>
<i>Figura. 5.14. Validación del controlador con la aproximación realizada</i>	<i>34</i>
<i>Figura. 5.15. Función de partencia para la señal de entrada del controlador de caudal.....</i>	<i>34</i>
<i>Figura. 5.16. Función de partencia para la señal de salida del controlador de caudal</i>	<i>35</i>
<i>Figura. 5.17. Gráfica del control de caudal</i>	<i>35</i>
<i>Figura. 5.18. Comprobación entre el controlador de caudal diseñado y el del fabricante.....</i>	<i>36</i>
<i>Figura. 6.1 Controlador de cascada en paralelo diseñada para el sistema de llenado del tanque B201 ...</i>	<i>37</i>
<i>Figura. 6.2. Función de pertenencia para la entrada del control difuso de nivel para el lazo del depósito B201</i>	<i>38</i>
<i>Figura. 6.3. Función de pertenencia para la salida del control difuso de nivel para el lazo del depósito B201</i>	<i>38</i>
<i>Figura. 6.4. Gráfica del control difuso de nivel para el lazo del depósito B201.....</i>	<i>39</i>
<i>Figura. 6.5. Función de pertenencia para la entrada del control difuso de nivel para el lazo del depósito B102</i>	<i>39</i>
<i>Figura. 6.6. Función de pertenencia para las dos salidas del control difuso de nivel para el lazo del depósito B102.....</i>	<i>39</i>
<i>Figura. 6.7. Gráfica del control difuso de nivel para el lazo del depósito B102.....</i>	<i>40</i>
<i>Figura. 6.8. Respuesta del sistema de nivel del tanque B102 en el proceso de enjuague</i>	<i>41</i>
<i>Figura. 6.9. Respuesta del controlador de cascada en paralelo para el proceso de llenado del depósito B201</i>	<i>41</i>
<i>Figura. 6.10. Control multivariable descentralizado para el proceso de enjuague</i>	<i>42</i>
<i>Figura. 6.11. Función de pertenencia para la entrada del control difuso de presión</i>	<i>42</i>
<i>Figura. 6.12. Respuesta del controlador de presión.....</i>	<i>43</i>
<i>Figura. 6.13 Validación del controlador con el de FESTO para la receta A.....</i>	<i>43</i>
<i>Figura. 6.14. Referencia para el controlador de presión dado el temporizador.....</i>	<i>44</i>
<i>Figura. 6.15. Respuesta del acople diseñado para interconectar los sistemas de presión y nivel</i>	<i>44</i>
<i>Figura 6.16. GUI del menú principal</i>	<i>45</i>
<i>Figura 6.17. GUI de instrucciones.....</i>	<i>45</i>
<i>Figura 6.18. GUI tabla de datos.....</i>	<i>46</i>
<i>Figura 6.19. GUI de proceso en las estaciones</i>	<i>46</i>

ÍNDICES DE TABLAS

<i>Tabla 3.1 Lista de instrumentación de la estación de filtrado</i>	11
<i>Tabla 3.2 Elementos finales de la estación de filtrado</i>	12
<i>Tabla 3.3 Elementos finales de la estación de mezclado</i>	13
<i>Tabla 3.4 Lista de instrumentación de la estación de mezclado</i>	13
<i>Tabla 4.1. Área de los tanques de almacenamiento B102 y B204</i>	17
<i>Tabla 4.2. Área de los depósitos B201, B202 y B203</i>	17
<i>Tabla 4.3. Eficiencia de la bomba P102, P202 y P201</i>	18
<i>Tabla 4.4. Condiciones iniciales para el modelo matemático del tanque B201</i>	18
<i>Tabla 4.5. Condiciones iniciales para el modelo matemático de los tanques B202 y B203</i>	19
<i>Tabla 4.6. Condiciones iniciales para el modelo matemático del tanque B102</i>	20
<i>Tabla 4.7 Resultados índice FIT de las comparaciones de los modelos matemáticos con los experimentales</i> ²³	
<i>Tabla 4.8 Valor de los datos usados en las ecuaciones para hallar la resistencia del fluido en la tubería</i> ²⁴	
<i>Tabla 4.9. Condiciones iniciales para el modelo matemático del sistema de caudal</i>	24
<i>Tabla 4.10 Resultados del índice FIT de la comparación del modelo matemático con el sensor de caudal</i> ²⁵	
<i>Tabla 4.11. Datos de la válvula reguladora de presión</i>	25
<i>Tabla 4.12. Condiciones iniciales para el modelo matemático del sistema de presión</i>	26
<i>Tabla 5.1. Combinación para conocer cuantos y cuales tanques se deben llenar antes de comenzar con el sistema de caudal</i>	27
<i>Tabla 5.2. Métodos utilizados en el controlador difuso</i>	29
<i>Tabla 5.3. Resultados del control On-off de llenado de los depósitos B202 y B203</i>	30
<i>Tabla 5.4 Resultados del controlador de Nivel On-off para evacuar los depósitos a partir de las recetas</i> ³⁴	
<i>Tabla 5.5. Resultados del controlador de caudal</i>	35
<i>Tabla 6.1. Resultados del control de cascada en paralelo</i>	40
<i>Tabla 6.2. Condiciones de salida según las recetas</i>	44

1. INTRODUCCIÓN

La mayoría de las industrias y empresas encargadas de procesos con líquidos, especialmente bebidas, hacen necesario efectuar controladores más eficientes que permitan ofrecer productos con mayor calidad, lo cual involucra diseñar estructuras sofisticadas que garanticen el debido funcionamiento del proceso y que a su vez cumplan con los estándares establecidos por las organizaciones internacionales.

En la actualidad muchas de estas empresas utilizan controladores basados en leyes clásicas, los cuales se dificultan a medida que aumenta la precisión requerida por el sistema haciendo que el ajuste de este tipo de controladores se haga complejo pues son sensibles a las señales de ruido, tiene problemas tanto con el tiempo de respuesta como con la estabilidad, ineficaces con los sistemas no lineales y en ocasiones introducen oscilaciones cuando se presentan retardos [1]. Esto implica recurrir a los sistemas de control avanzado que radican en el entendimiento del proceso, la identificación de la dinámica de la planta, el comportamiento de los sensores y actuadores dadas las referencias y la evaluación de su conducta para lograr el efecto deseado.

Por lo tanto, el presente trabajo de grado se enfoca en implementar y desarrollar una estrategia de control diferente a las leyes clásicas en un sistema de producción modular de procesos automáticos (MPS-PA¹), el cual está configurado para simular un proceso de producción de bebidas donde solo se trabajaran dos estaciones, específicamente la de filtrado y mezclado. Esto con el fin de que los estudiantes de ingeniería puedan entender los efectos que se producen al optimizar el proceso, por medio de las técnicas de control avanzado específicamente por lógica difusa, la cual mejora el rendimiento de los controladores clásicos.

En lo que respecta a la realización de un controlador avanzado en las MPS-PA de Festo[®], existe el diseño de un controlador de temperatura por lógica difusa y algoritmos genéticos para la estación del reactor, que da como resultado las ventajas y desventajas que conlleva implementar un sistema de control avanzado con respecto al clásico controlador PID que trae por defecto la estación. Esto se estima en el proyecto de grado con el título de "*sistemas de control basados en algoritmos genéticos y lógica difusa para la aplicación en procesos industriales*" [2], considerándose una investigación de gran interés.

A consecuencia de todo lo anterior, el objetivo principal del trabajo de grado es diseñar una estrategia de control de presión y caudal para las estaciones de filtrado y mezcla del sistema de producción modular de procesos automáticos (MPS-PA) de Festo[®] mediante control difuso. Para ello, se plantea los siguientes objetivos específicos: Realizar la adquisición de datos provenientes del MPS-PA a Matlab por medio del protocolo OPC, identificar el modelo matemático de las estaciones de filtrado y mezclado del MPS-PA mediante el método de identificación experimental, Implementar los controladores en el módulo y realizar la interfaz gráfica correspondiente al proceso de control en Matlab.

Con el fin de cumplir con los objetivos planteados, en el *Capítulo 2* se expone de forma breve los conceptos principales teóricos que son necesarios para el desarrollo del proyecto. Asimismo, en el *Capítulo 3* se realiza la identificación de la estación de filtrado y mezclado del MPS-PA y se presenta la configuración del control lógico programable (PLC) para poder comunicar y adquirir datos entre las estaciones y Matlab.

Por otro lado, en el *Capítulo 4* se presentan los diferentes modelos matemáticos de los sistemas de nivel, caudal y presión que describen el proceso principal de las estaciones. Por su parte en el *Capítulo 5* se exhibe el procedimiento realizado para el diseño del controlador de caudal basado en lógica difusa con su respectivo análisis y comprobación de los resultados de las simulaciones de cada uno de los controladores por medio de algunos parámetros de diseño (tiempo de establecimiento, máximo pico porcentual y error en estado estacionario). Igualmente, en el *Capítulo 6* se exponen los procedimientos para el diseño del control de presión con su análisis y comprobación de los resultados.

¹ Abreviatura en inglés: Modular Production System of Process Automation

2. MARCO TEÓRICO

En esta sección se considera de forma breve y concisa algunos de las técnicas de control avanzado tales como control en cascada, control multivariable y control difuso, los cuales son importantes para el adecuado progreso del proyecto.

2.1. Control en cascada

El control en cascada consta de dos lazos de realimentación, primario y secundario uno de los cuales es interno al otro. Su objetivo es el de mejorar el desempeño de un lazo de control realimentado que no funciona satisfactoriamente, aunque su controlador esté bien sintonizado, debido a la lentitud de respuesta de su variable controlada y cuyo efecto no se puede detectar rápidamente. Para que funcione correctamente un control en cascada, la dinámica del control secundario debe ser mucho más rápida que la del control primario para que no haya problemas de estabilidad. La sintonía de estos sistemas se realiza en dos pasos. En primer lugar se realiza la sintonía del lazo secundario utilizando cualquiera de los lazos habituales y, a continuación, se sintoniza el lazo primario. [3]

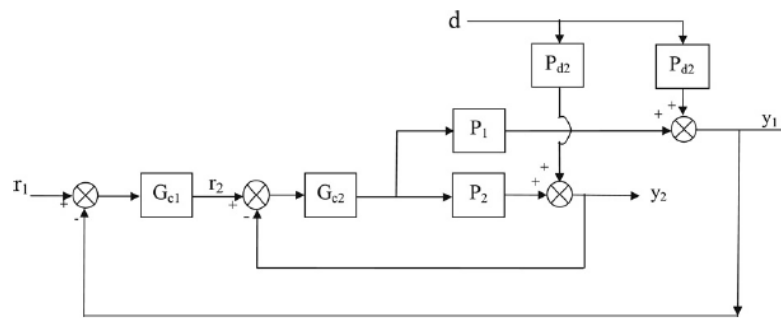


Figura 2.1. Estructura de control de cascada en paralelo. [30]

Un sistema de cascada en paralelo de la Fig. 2.1 es en el que tanto las variables manipuladas y las perturbaciones afectan al lazo primario, para que en el secundario tome acciones paralelas en las salidas. En general el control de cascada en paralelo es apropiado cuando el bucle secundario tiene una respuesta más rápida y el rechazo de la perturbación en la salida hace que este reduzca el error en estado estacionario a partir de la salida del bucle primario. El control en cascada es paralelo también es beneficioso cuando las mediciones de la salida primaria son muestreada con poca frecuencia y/o con retrasos de tiempo largos. En el control de rango dividido como este, la salida de un controlador es dividir a dos o más válvulas de control después de la fijación de la apertura de las válvulas de control [30].

Para que el control en cascada sea eficaz, es necesario escoger adecuadamente la variable secundaria teniendo en cuenta las perturbaciones que puedan presentarse y las velocidades de respuesta de los distintos componentes, de acuerdo con los siguientes requisitos [4]:

Que el sistema bajo control pueda dividirse en dos procesos más simples, el lazo secundario debe depender del lazo primario y que el lazo secundario incluya el mayor número de perturbaciones sin llegar a decrecer demasiado su tiempo de respuesta.

2.2. Control difuso

Los controladores basados en lógica difusa tienen su fundamento en los conjuntos difusos, los cuales se caracterizan porque la pertenencia de un objeto a un conjunto es gradual, es decir, se asignan valores entre 0 y 1 a los elementos del universo de discurso, de la siguiente manera: se asigna 0 cuando el elemento no pertenece en absoluto al conjunto en cuestión, y 1 cuando el elemento pertenece totalmente al conjunto en cuestión, estos valores son conocidos como valores de pertenencia. Lo contrario sucede en la lógica

formal, donde se define un conjunto asignando valores de 1 o 0 a los elementos del universo en discurso, esto según si pertenece o no al conjunto en cuestión [5].

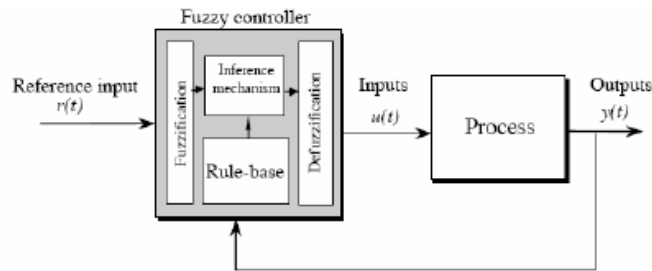


Figura 2.2. Estructura control difuso [7]

2.2.1. Conjuntos difuso

Un conjunto difuso es una extensión y generalización del concepto para representar diferentes grados de pertenencia de un elemento a un determinado conjunto en el universo. Al hablar de conjuntos difusos, es necesario tener en cuenta algunas definiciones útiles, como las que se presentan a continuación [5]:

- **Variable lingüística:** es la variable de entrada al sistema que se califica de forma difusa.
- **Universo de discurso:** es el dominio o el conjunto de elementos que se quieren clasificar dentro de los conjuntos difusos.
- **Valor lingüístico:** es el nombre de los conjuntos difusos.

En la lógica difusa se define un conjunto, asignando valores entre 0 y 1 a los elementos del universo de discurso, de la siguiente manera: se asigna 0 cuando el elemento no pertenece en absoluto al conjunto en cuestión, y 1 cuando el elemento pertenece totalmente al conjunto en cuestión, estos valores son conocidos como valores de pertenencia. Lo contrario sucede en la lógica formal, donde se define un conjunto asignando valores de 1 o 0 a los elementos del universo en discurso, esto según si pertenece o no al conjunto en cuestión.

Las funciones de pertenencia son las encargadas de relacionar los elementos del universo de discurso con los conjuntos difusos. Estas describen el grado de certeza con que un elemento del universo de discurso pertenece a un determinado conjunto difuso. Las funciones de pertenencia son subjetivamente especificadas para un caso en particular, basadas en la experiencia y en la intuición. Las funciones de pertenencia son las encargadas de asignar a cada elemento del universo de discurso un grado de pertenencia en entre 0 y 1. Existen muchos tipos de funciones de pertenencia, algunas son: triangular, trapezoidal, gaussiana, campana generalizada, sigmoideal [7].

2.2.2. Fuzzification

La *fuzzification* es el proceso en el que las señales numéricas de entrada se convierten en valores difusos, mediante la identificación de las incertidumbres presente en la entrada, es decir, el propósito de la *fuzzification* es convertir los valores numéricos de entrada a valores de 0 a 1 utilizando un conjunto de funciones de pertenencia de entrada. En el ejemplo mostrado en la Fig. 2.3 hay dos entradas, x_0 y y_0 mostrados en la esquina inferior izquierda, estas entradas se asignan dibujando una línea a las funciones de pertenencia de la señal de entrada, las cuales marcan el punto de intersección que se utilizara en el siguiente paso (*inference mechanism*). Estas funciones de pertenencia de la señal de entrada, como se discutió previamente, pueden representar conceptos difusos como "grande" o "pequeño", "viejo" o "joven", "caliente" o "frío" etc. [6].

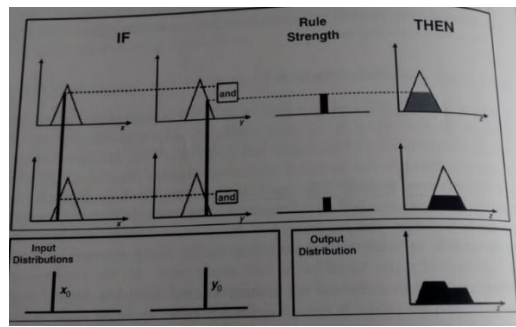


Figura 2.3. Ejemplo de la fuzzification

2.2.3. Mecanismo de inferencia

El mecanismo de inferencia (*inference mechanism*) realiza los planteamientos lógicos necesarios para la toma de decisiones, esto lo hace evaluando cuales reglas de control son las más adecuadas en determinado momento y decide cuales entradas deben ser aplicadas a la planta del sistema. Para esto se cuenta con las funciones de pertenencia de la señal de entrada, que cuantifican el grado en el que las variables pertenecen a una determinada clase. Este mecanismo de inferencia tiene dos tareas básicas [5]:

- Determinar el grado en el que cada regla es relevante para la situación actual, dependiendo de cómo fueron caracterizadas a la entrada (a este proceso se le llama “matching”). Este proceso, a su vez, tiene dos pasos más: Obtener las reglas activas de la base de reglas, y calcular la función de pertenencia de la premisa de las reglas activas.
- Establece las decisiones o conclusiones en función de las entradas actuales usando la información en la base de reglas (a este proceso se le llama “inference step”).

2.2.4. Reglas base

Las reglas forman la base de la lógica difusa las cuales se obtiene la salida difusa, estas reglas utilizan variables lingüísticas como sus antecedentes y consecuentes. Los antecedentes expresan una inferencia o la desigualdad que debe ser satisfecho. Las consecuentes son las que podemos inferir, y es la salida si el antecedente o la desigualdad está satisfecho. El sistema basado en reglas difusas utiliza SI – ENTONCES que es un sistema basado en normas, dada por SI antecedente, ENTONCES consecuente. En la Fig. 2.4 se puede ver un ejemplo de las reglas puestas en la gráfica de la función de pertenencia. Por lo tanto, los controladores basados en lógica difusa ejecutan estas reglas, y son escritas bajo el siguiente formato [6]:

$$\text{If } x \text{ is } A \text{ then } y \text{ is } B \quad (2.1)$$

- x es una entrada al controlador.
- A es un Conjunto Difuso definido para la Variable de Entrada x .
- y es la salida del controlador.
- B es un conjunto Difuso definido para la Variable de Salida y .

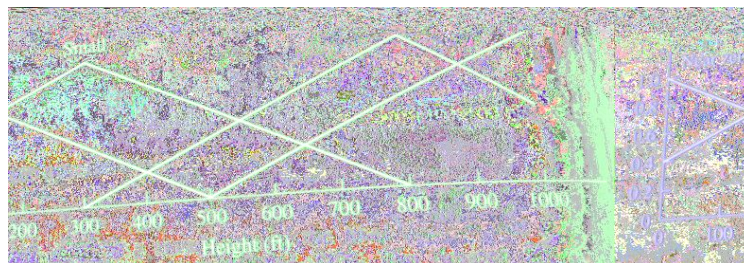


Figura 2.4. Ejemplo reglas de base [7]

2.2.5. Defuzzification

La *defuzzification* significa convertir los valores difusos a señales numéricas. El resultado difuso generado no puede ser utilizado como tal a las aplicaciones, por lo tanto, es necesario convertir las cantidades difusas en cantidades numéricas para su posterior procesamiento. La *defuzzification* reduce la colección de valores de la función de pertenencia en una sola cantidad para cambiarlo a un valor numérico o del conjunto que pertenezca. Este paso también puede ser llamado como "redondeo" [6].

2.3. Control multivariable

El principal objetivo al diseñar un sistema de control multivariables para procesos industriales es llegar a una estructura que minimice la interacción que causan las variables. Dada una planta multivariable de p entradas y q salidas, su modelo básico en funciones de transferencia vendría dado por $y(s) = G(s) \cdot u(s)$, donde y es un vector $q \times 1$, u es un vector $p \times 1$ y $G(s)$ es una matriz $q \times p$ de funciones de transferencia. En sistemas MIMO la ganancia también depende de la dirección del vector de entrada por lo que el cálculo de la ganancia no es tan simple. Del conjunto de variables de entrada hay que elegir las que son accesibles por el operador de forma manual o por el controlador de forma automatizada, y cuyo valor puede modificarse de tal manera que esta modificación sea transmitida al interior del sistema. El siguiente paso consiste en seleccionar el esquema de control, es decir, la estructura que interconecte las variables controladas y las manipuladas. Para ello existen dos propuestas [9]:

- **Control multivariable centralizado o total:** Este tipo de controlador incluye todas las técnicas en las que un único lazo de control, utiliza todas las variables medidas para calcular todas las variables manipuladas de forma simultánea. La *síntesis* de un control multivariable centralizado se plantea como un problema de optimización de alguna función objetivo o norma. Este tipo de problemas son los que resuelven los algoritmos de control cuadrático (LQR y LQG), el control robusto con sus múltiples variantes (H_2 , H_∞ , QFT, etc.), el control predictivo (DMC, GPC, etc.) y las opciones de control inteligente (control borroso, control mediante redes neuronales, etc.). Por lo tanto, el diseño de un control multivariable hace más bien referencia a metodologías que intentan eliminar o reducir la interacción del sistema, entre las que se encuentran las redes de desacoplo o compensadores, el control por desacoplo implícito, el control por modelo interno (IMC), etc.

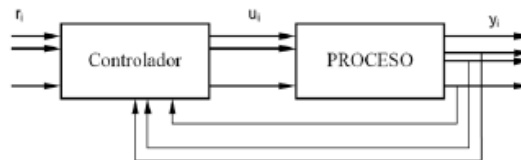


Figura 2.5. Control centralizado

- **Control descentralizado o multi-lazo:** Este tipo corresponde a un sistema de control compuesto por controladores realimentados independientes que interconectan un subconjunto de variables de salida con otro subconjunto de variables de entrada. Estos subconjuntos no los usa ningún otro controlador. En definitiva, trata al sistema multivariable de n variables de entrada como n sistemas SISO, aunque en el diseño de los controladores sí se tenga en cuenta la presencia de interacciones entre los distintos subsistemas monovariables.

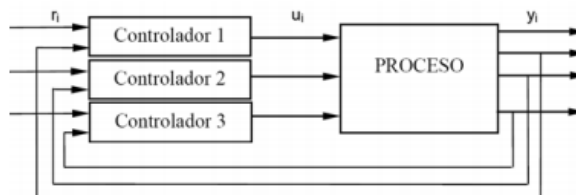


Figura 2.6. Control descentralizado

3. IDENTIFICACIÓN DE LA PLANTA

En este capítulo se plantean las diferentes etapas que permitieron adquirir los datos de las estaciones de filtrado y mezclado del Sistema de Producción Modular para procesos automáticos de FESTO®, con el fin de diseñar los sistemas de control del Capítulo 5 y 6.

3.1. Descripción de las estaciones de filtrado y mezclado del Sistema de Producción Modular de FESTO®.

El proceso que se va a controlar está compuesto en primer lugar por la estación de filtrado que es la encargada de filtrar el agua del tanque sucio B101 al tanque de almacenamiento agua limpia B102 (esta acción es manual o previa, se recomienda que el tanque B102 tenga un valor igual o superior a 0.25 m (9 L) para que no haya problemas con el sistema de seguridad de las estaciones. Una vez el tanque B102 se llena, se habilita la opción de enjuague del filtro que enciende la válvula reguladora de presión que inyecta aire comprimido al filtro para que separe las partículas de suciedad a una determinada presión, igualmente se acciona la válvula de bola de tres vías V106 (accionamiento neumático) en esta opción y la bomba P102 (maniobrada por un motor - voltaje) la cual lleva el agua hacia el filtro para limpiar las partículas y llevarlo al tanque de agua sucia. Enseguida, se posiciona la válvula de bola de tres vías V106 en la opción de llenado del depósito B201 de la estación de mezclado, para que el agua limpia del tanque B102 se dirija a este [11].

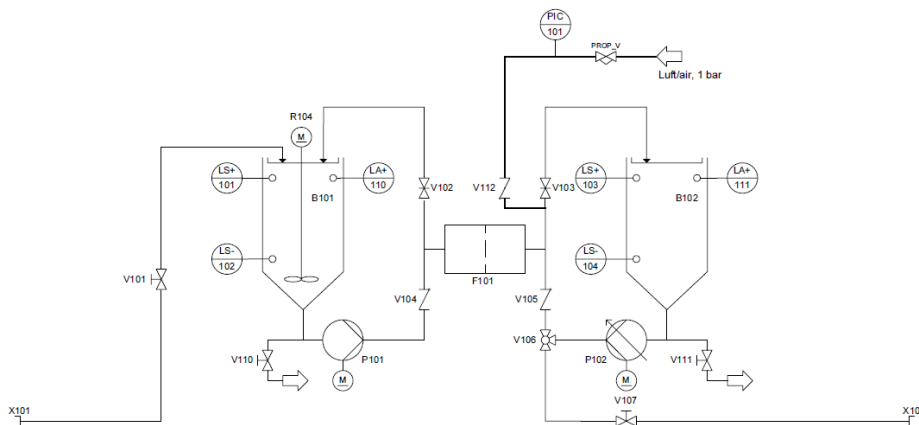


Figura 3.1. Diagrama P&ID de la estación de filtrado [12]

LISTA DE INSTRUMENTACION		Proyecto		
		Estacion de filtrado FESTO®		
Tag Number	Description Material- Function	Signal	Loc	
LS+	101	Detector capacitivo de nivel superior	Electrica	B101
LS-	102	Dtector capacitivo de nivel inferior	Electrica	B101
LA+	110	Alarma de nivel superior	Electrica	B101
LS+	103	Detector capacitivo de nivel superior	Electrica	B102
LS-	104	Dtector capacitivo de nivel inferior	Electrica	B102
LA+	111	Alarma de nivel superior	Electrica	B102
F	101	Filtro de mini particulas		
PIC	101	Controlador indicador de presión	Electrica	Consola de mando

Tabla 3.1 Lista de instrumentación de la estación de filtrado

ELEMENTOS FINALES		Proyecto		
		Estacion de filtrado FESTO®		
Tag Number		Description Material- Function	Signal	Service
V	101	valvula on-off - entrada	Manual	Agua
V	110	valvula on-off - rebose	Manual	Agua
V	104	valvula de retencion		Agua
V	102	valvula de corredera - cuchilla	Electrica	Agua
V	112	valvula de retencion		Presión
V	PROP	valvula reguladora de presión	Electrica	Presión
V	103	valvula de compuerta	Electrica	Agua
V	105	valvula de retencion		Agua
V	106	valvula de bola de tres vias	Electrica	Agua
V	107	valvula on-off - salida	Manual	Agua
V	111	valvula on-off - rebose	Manual	Agua
P	102	Bomba centrifuga	Electrica	Agua
P	101	Bomba centrifuga	Electrica	Agua

Tabla 3.2 Elementos finales de la estación de filtrado

La segunda parte del proceso está comprendido en la estación de mezclado, la cual mezcla el líquido de los tres depósitos de dosificación en el tanque principal B204, no en la tubería, a partir de la receta elegida por el usuario que corresponde al porcentaje de líquido evacuado de cada depósito. Para ello, se verifica que todos los depósitos tengan el valor mínimo de altura/volumen, los cuales son llenados con el agua del tanque principal B204 (realimentación), por medio de las válvulas manuales de cada depósito y la bomba P201. Enseguida, se acciona la válvula de bola de doble vía (accionamiento neumático) y la bomba P202 que llevan el líquido por el caudal hacia al tanque principal, este proceso se lleva a cabo para cada uno de los depósitos [13].

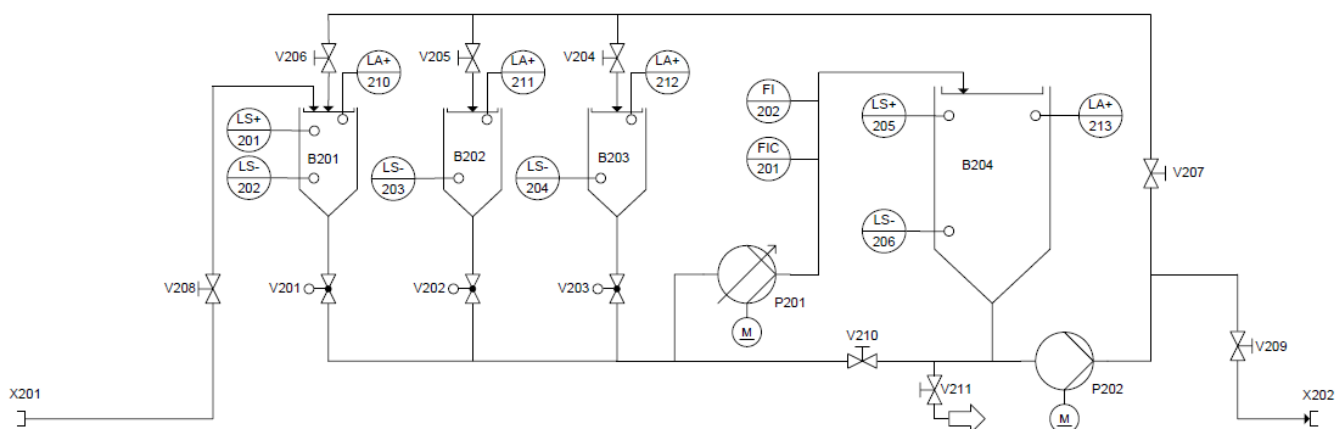


Figura 3.2 Diagrama P&ID de la estación de mezclado [14]

ELEMENTOS FINALES		Proyecto		
		Estacion de mezclado FESTO®		
Tag Number	Description Material- Function	Signal	Loc	
V	208	valvula on-off	Manual	Entrada estacion de filtrado
V	206	valvula on-off	Manual	B201
V	201	valvula de bola de dos vias	Electrica	B201
V	205	valvula on-off	Manual	B202
V	202	valvula de bola de dos vias	Electrica	B202
V	204	valvula on-off	Manual	B203
V	203	valvula de bola de dos vias	Electrica	B203
V	210	valvula on-off	Manual	Rebose
V	207	valvula on-off	Manual	Entrada llenado de depositos
V	211	valvula on-off	Manual	Rebose
P	202	Bomba centrifuga	Electrica	
P	201	Bomba centrifuga	Electrica	Caudal

Tabla 3.3 Elementos finales de la estación de mezclado

LISTA DE INSTRUMENTACION		Proyecto		
		Estacion de mezclado FESTO®		
Tag Number	Description Material- Function	Signal	Loc	
LS+	201	Detector capacitivo de nivel superior	Electrica	B201
LS-	202	Dtector capacitivo de nivel inferior	Electrica	B201
LA+	210	Alarma de nivel superior	Electrica	B201
LS-	203	Dtector capacitivo de nivel inferior	Electrica	B202
LA+	211	Alarma de nivel superior	Electrica	B202
LS-	204	Dtector capacitivo de nivel inferior	Electrica	B203
LA+	212	Alarma de nivel superior	Electrica	B203
LS+	205	Detector capacitivo de nivel superior	Electrica	B204
LS-	206	Dtector capacitivo de nivel inferior	Electrica	B204
LA+	213	Alarma de nivel superior	Electrica	B204
FI	202	Indicador de flujo	Visual	Caudal
FIC	201	Controlador indicador de flujo	Electrica	Consola de mando

Tabla 3.4 Lista de instrumentación de la estación de mezclado

3.2. Comunicación entre los sistemas (configuración del PLC)

Como sea mencionado, las estaciones de filtrado y mezclado del MPS-PA de FESTO contienen un sistema pre determinado, el cual permite el funcionamiento de los controladores que traen por defecto de fábrica configurado en el PLC. Por lo tanto, se debe eliminar este programa base del PLC ya que se pretende desarrollar un nuevo sistema de control de caudal y presión. Lo primero que se debe realizar es la conexión física en las placas para evitar alguna acción de control, como se observa en el **Anexo 1 sección A**. Enseguida de esto, se programa un nuevo proyecto en el PLC para cada estación con ayuda de la herramienta computacional Simatic step S7 de SIEMENS, donde se les configura la interfaz de comunicación a nivel de software en este caso TCP/IP, Por medio, de un módulo Ethernet en el cual se asigna la dirección IP de cada estación como se ve en el **Anexo 1 sección B**. Asimismo, se inserta un nuevo objeto “Simatic 300 Station” en el proyecto de cada estación, donde se agregarán los principales componentes que hacen parte del PLC, como es el

bloque de configuración OB1 en lenguaje Ladder y nomenclatura de acuerdo con la norma alemana, esto se observa en las Fig. 3.3 y 3.4.

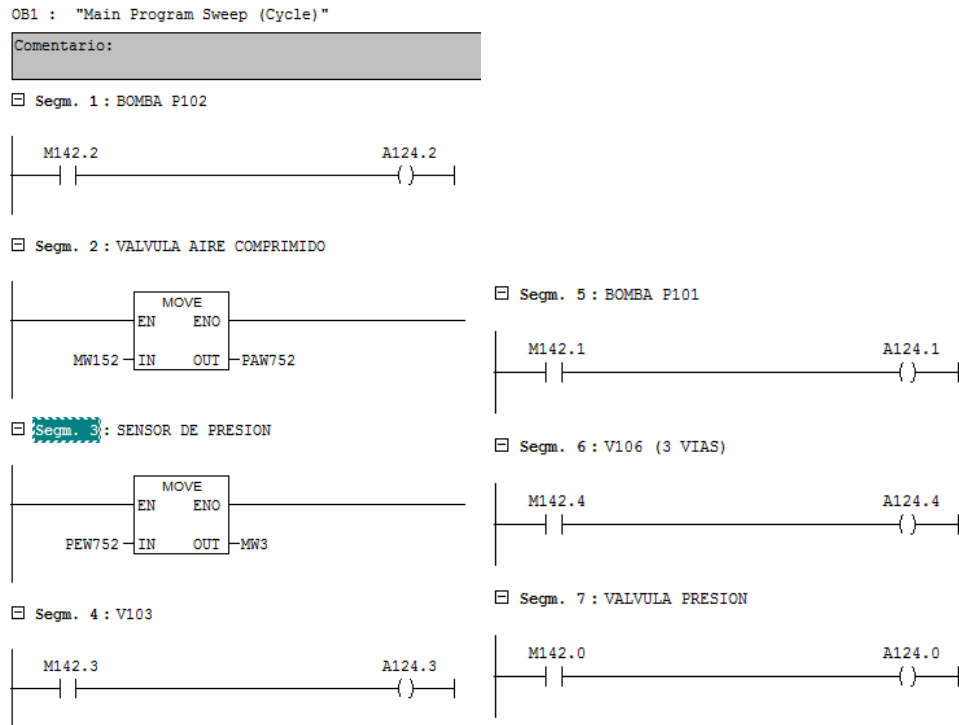


Figura 3.3 Programa configurado en el PLC para la estación de filtrado

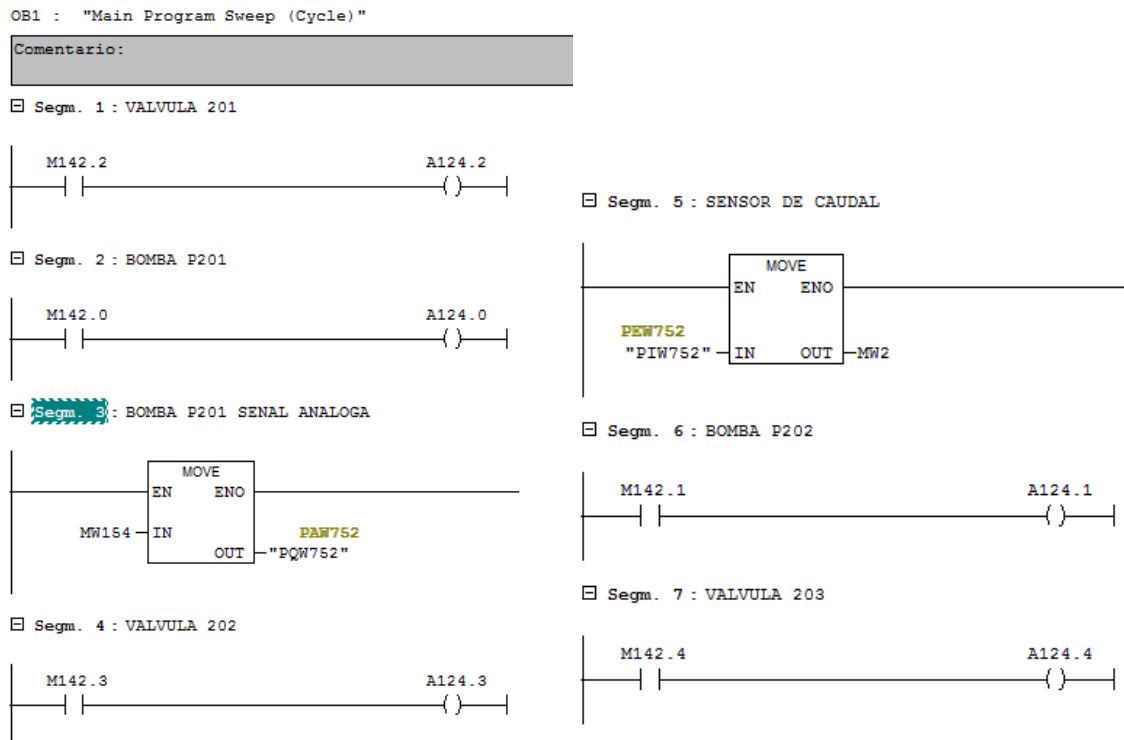


Figura 3.4 Programa configurado en el PLC para la estación de mezclado

3.3. Adquisición de datos

Para la adquisición de datos se utilizó el estándar de comunicación OPC, el cual permite que componentes software individuales interactúen y compartan datos, haciéndolo factible para sistemas de información industrial con las estaciones. Este proceso se realiza por medio de una arquitectura de servidor – cliente, donde el Servidor OPC es la fuente de los datos y el Cliente OPC los adquiere y envía los datos al Hardware involucrado en el proceso industrial, como se expone en la Fig. 3.5.

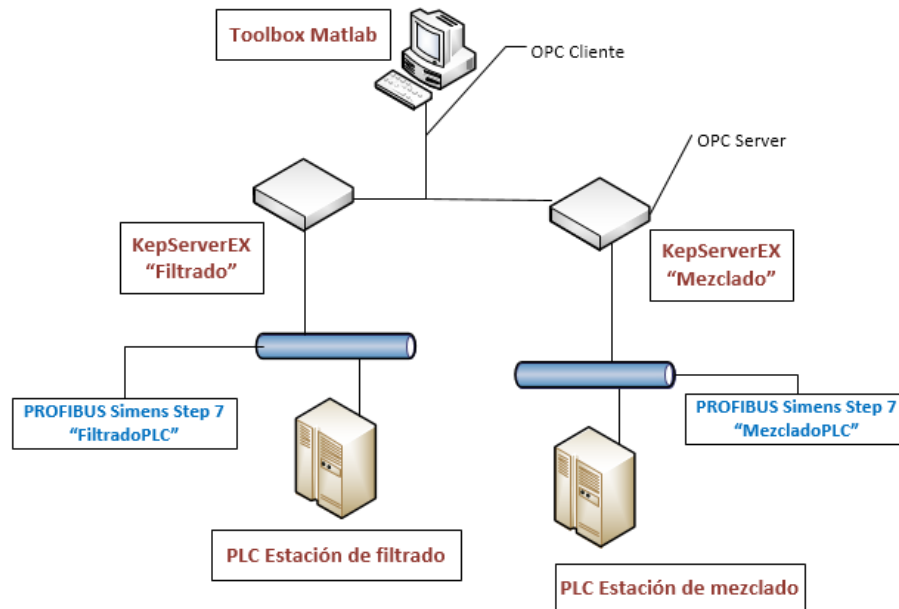


Figura 3.5. Estándar de comunicación OPC

El servidor OPC utilizado fue el programa KEPServerEx®, el cual crea un canal de comunicación por medio de un driver de tipo TCP/IP Ethernet, con el fin de cargar los dispositivos a usar, en este caso las dos estaciones. Una vez esto, se crean los depósitos para cada estación donde se añaden los diferentes static tag enunciadas en las Fig. 3.6 y 3.7, los cuales contienen las direcciones correspondientes en el PLC de los instrumentos. El detalle de la configuración se observa en el **Anexo 1 sección C**.

ESTACIONES	Tag Name	Address	Data Type	Scan Rate	Scaling
FILTRADO	BOMBA P102	A124.2	Boolean	100	None
	SENSOR PRESION	MW3	Word	100	None
	VALVULA 103	A124.3	Boolean	100	None
	VALVULA 106	A124.4	Boolean	100	None
	VALVULA PRESION	PAW752	Word	100	None
	VALVULA PRESION ON-OFF	A124.0	Boolean	100	None

Figura 3.6. Creación de los Tag de la estación de filtrado del MPS_PA

ESTACIONES	Tag Name	Address	Data Type	Scan Rate	Scaling
FILTRADO	BOMBA LLENADO P202	A124.1	Boolean	100	None
MEZCLADO	BOMBA P201	PQW752	Word	100	None
	SENSOR CAUDAL	MW2	Word	100	None
	VALVULA 201	A124.2	Boolean	100	None
	VALVULA 202	A124.3	Boolean	100	None
	VAVULA 203	A124.4	Boolean	100	None

Figura 3.7. Creación de los Tag de la estación de mezclado del MPS_PA

Para el Cliente OPC se utilizó el toolbox de Matlab *OPC*, el cual se configura añadiendo el programa realizado en el KEPServerEx®, para que el programa diseñado en Matlab pueda leer o/y escribir en las señales de los instrumentos. El modelo diseñado se expone en la **sección A del anexo 2**.

3.3.1. Verificación de los datos obtenidos

Para verificar que la adquisición de datos era correcta, fue necesario realizar una comparación experimental, es decir, se configuró el estándar de comunicación OPC como se mencionó, teniendo así en Matlab el valor del sensor de presión y del detector de aleta optoelectrico (caudal) que luego se contrastaron con los valores de las pantallas Jumbo de las estaciones del MPS-PA. Se debe tener en cuenta que las entradas al PLC son análogas, por ende la lectura en el Cliente OPC (Matlab) indica un valor unipolar entre 0 y 27648 que corresponde a un valor real según el rango de medida del instrumento.

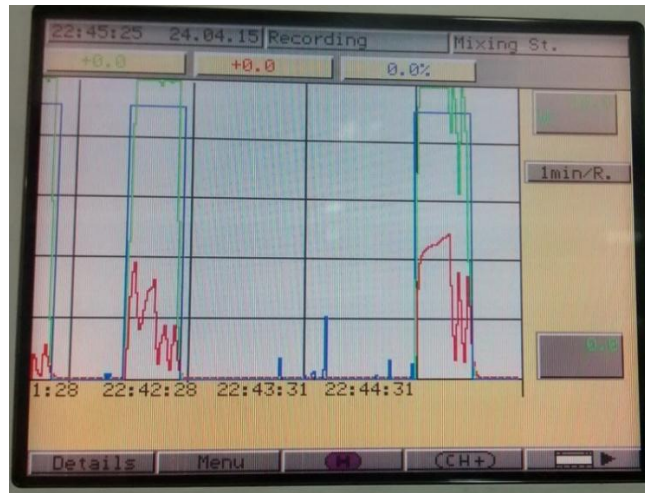


Figura 3.8. Adquisición de datos por medio de la pantalla Jumbo

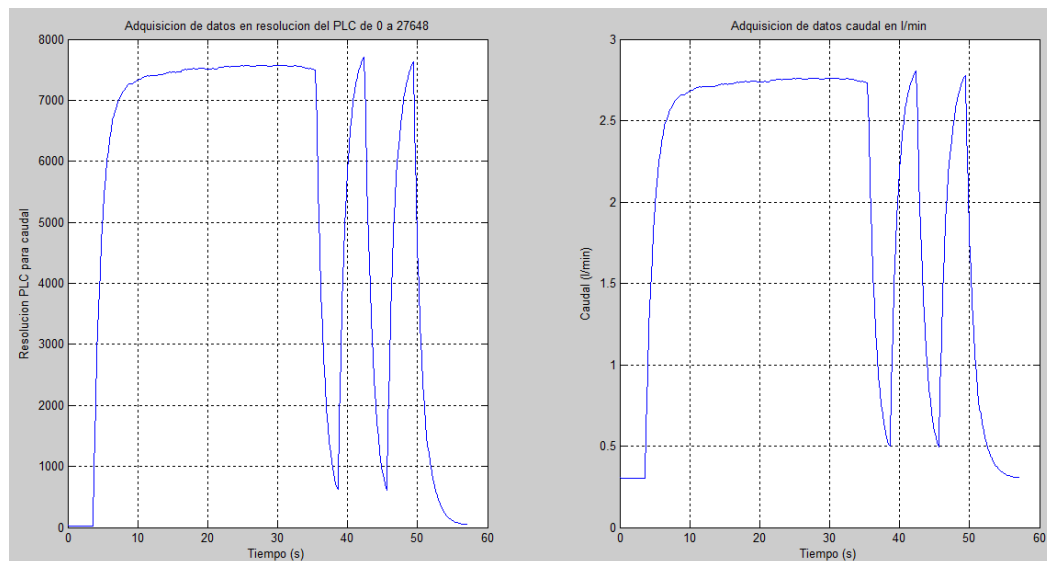


Figura 3.9. Adquisición de datos por medio del protocolo de comunicación OPC

Para el caso de la estación de mezclado, el detector de aleta optoelectrico (sensor de caudal) tiene una salida en frecuencia de 40 a 1200 Hz, la cual pasa por un transductor de frecuencia a litros por minutos que da una salida de 0.3 a 9 L/min. En la Fig. 3.9 se observa la adquisición realizada por medio del protocolo OPC y en la Fig. 3.8 la respuesta en la pantalla Jumbo la cual marca un valor máximo de 2.7 l/min al igual que en el caudalimetro de visualización.

4. CARACTERIZACIÓN DE LAS ESTACIONES

En este capítulo se presentan la caracterización de la estación de filtrado y mezclado del sistema de producción modular para procesos automáticos de FESTO, la cual es de vital importancia para el desarrollo de los controladores, como de las simulaciones.

4.1. Sistema de nivel

El sistema de nivel del proceso está determinado por tres fases, la primera corresponde al modelo del depósito B201 de la estación de mezclado, el segundo modelo pertenece a los dos depósitos B202 y B203 y el último modelo recae en el tanque de almacenamiento de agua limpia B102. Todos los modelos obedecen a un comportamiento no lineal y no interactuante, asumimos que la densidad del líquido es constante, que los tanques tienen áreas de sección transversal uniforme, y la resistencia al flujo es lineal.

$$\rho = 1000 \text{ Kg/m}^3 \quad G_f = 1$$

En las tablas 4.1 y 4.2, se detallan las dimensiones de los tanques según las hojas de especificaciones para hallar los valores de las áreas que se utilizan en los modelos matemáticos de los sistemas.

Tanques de almacenamiento		
Medidas	Valor (mm)	Valor (m)
Altura (a)	340	0.34
Ancho (c)	190	0.19
Profundidad (b)	190	0.19
Area	$(2*a*c)+(2*b*c)+(2*a*b)$	
	0.3306 m2	

Tabla 4.1. Área de los tanques de almacenamiento B102 y B204 [15]

Depositos				
Medidas	Parte cilíndrica		Parte conica	
	Valor (mm)	Valor (m)	Valor (mm)	Valor (m)
Altura	210	0.21	90	0.09
Diametro	150	0.15	60	0.06
Radio	75	0.075	30	0.03
Area	$2*\pi*r*h$		$\pi *(R+r)*(h^2+(R-r)^2)^{1/2}$	
	0.0989 m2		0.008941 m2	
Area total	0.10784 m2			

Tabla 4.2. Área de los depósitos B201, B202 y B203 [16]

Las bombas que se manejan en el procesos son centrifugas, las cuales convierten la potencia de entrada (motor) en energía de presión por medio de un mecanismo giratorio (impulsor), a esta relación se le conoce como eficiencia de la bomba la cual relaciona la potencia hidráulica de la bomba con la potencia del eje del motor Ec. 4.1. La potencia hidráulica de una bomba Ec. 4.2. depende del caudal, la densidad del líquido y de la altura diferencial (energía neta transmitida al fluido por unidad de peso a su paso por la bomba Ec. 4.3), dando como resultado la expresión de la Ec. 4.4. [17]

$$\eta = \frac{\text{potencia hidraulica}}{\text{potencia del eje del motor}} \quad (4.1)$$

$$P_H = \rho Q H \quad (4.2) \quad H = \Delta H + (P_2 - P_1) + \frac{C_2^2 - C_1^2}{2g} \quad (4.3)$$

$$\eta = \frac{\rho [Kg/m^3] Q[m^3/h] H[m]}{P[kW]} \quad (4.4)$$

El modelo matemático de la bomba en los sistemas de nivel está determinado por el caudal, por lo tanto es necesario encontrar la eficiencia o rendimiento de la bomba centrífuga. Para ello, se utilizaron los datos suministrados por la hoja de especificaciones [18] que se condensaron en la tabla 4.3, no se toman en cuenta las pérdidas presentes en la bomba.

Bomba centrífuga		
Medidas	Valor datasheet	Conversión
Potencia	26 W	0.026 KW
Caudal	10 L/min	0.6 m3/h
Altura (tubo de medición)	208 mm	0.208 m

Tabla 4.3. Eficiencia de la bomba P102, P202 y P201

$$\eta_B = \frac{(0.6 \text{ m}^3/\text{h}) (1000 \text{ Kg/m}^3)(9.81 \text{ m/s}^2)(0.208 \text{ m})}{0.026 \text{ KW}} = 47088 \quad (4.5)$$

4.1.1. Modelo matemático del tanque B201

El sistema que se plantea para este tanque es no lineal como se ve en el balance de masas de la Ec. 4.6 y 4.7, por lo tanto se debe realizar una aproximación lineal de la dinámica.

$$\frac{dh_{B201}}{dt} A_d \rho = \rho f_{V106} + \rho f_{P102} - \rho f_{V201} - \rho f_{P201} \quad (4.6)$$

$$\frac{dh_{B201}}{dt} = \frac{C_{V106} V_{p106}}{A_d} \sqrt{g \rho b_1 h_{B102}} + \frac{V_1 I \eta}{g \rho A_d h_{Bp102} 3600} - \frac{C_{V201} V_{p201}}{A_d} \sqrt{g \rho b_1 h_{B201}} - \frac{V_2 I \eta}{g \rho A_d h_{Bp201} 3600} \quad (4.7)$$

A partir de las condiciones iniciales de la tabla 4.4 se hallan los valores de los coeficientes como se ve a continuación según las hojas de especificaciones [19] [20]:

Condiciones iniciales					
Altura de la bomba P102	h_{Bp102}	0.2 m	Nivel de liquido en el tanque	h_{B201}	0.09 m
Nivel de liquido en el tanque	h_{B102}	0.25 m	Coficiente de la valvula V201	C_{v201}	0.00472 m3/s
Coficiente de la valvula V106	C_{v106}	1.3055 x 10-3 m3/s	Porcentaje de apertura de las valvulas	V_{p201} V_{p106}	100%
Ajuste unidades de las valvulas	b_1	0.00001	Corriente	I	20 mA

Tabla 4.4. Condiciones iniciales para el modelo matemático del tanque B201

$$C1 = -\frac{C_{V201}}{A_d} \sqrt{g \rho b_1 h_{B201}} \widehat{V_{p201}} = -0.004112 \widehat{V_{p201}}$$

$$C2 = \frac{C_{V106}}{A_d} \sqrt{g \rho b_1 h_{B102}} \widehat{V}_{p106} = 0.00189 \widehat{V}_{p106}$$

$$C3 = \frac{I \eta}{g \rho A_d h_{Bp102} 3600} \widehat{V}_1 = 0.00123 \widehat{V}_1$$

$$C4 = \frac{1}{2} \frac{C_{V201} V_{p201}}{A_d} \sqrt{\frac{g \rho b_1}{h_{B201}}} \widehat{h}_{B201} = 0.022604 \widehat{h}_{B201}$$

$$C5 = -\frac{I \eta}{g \rho A_d h_{Bp201} 3600} \widehat{V}_2 = -0.000070651 \widehat{V}_2$$

En las ecuaciones Ec. 4.8 y 4.9 se observa las funciones de transferencia que describen el modelo para el tanque B201.

$$H_{B201}(s) S = C1 V_{p201}(s) + C2 V_{p106}(s) + C3 V_1(s) - C4 h_{B201}(s) + C5 V_2(s) \quad (4.8)$$

$$H_{B201}(s) = \frac{C1}{S + C4} V_{p201}(s) + \frac{C2}{S + C4} V_{p106}(s) + \frac{C3}{S + C4} V_1(s) + \frac{C5}{S + C4} V_2(s) \quad (4.9)$$

$$H_{B201}(s) = \frac{-0.004112}{S + 0.022604} V_{p201}(s) + \frac{0.00189}{S + 0.0022604} V_{p106}(s) + \frac{0.00123}{S + 0.0022604} V_1(s) + \frac{-0.000070651}{S + 0.0022604} V_2(s) \quad (4.10)$$

4.1.2. Modelo matemático del tanque B202 y B203

El sistema que se plantea para este tanque es no lineal como se ve en el balance de masas de la Ec. 4.11 y 4.12, por lo tanto se debe realizar una aproximación lineal de la dinámica.

$$\frac{dh_{B202}}{dt} A_d \rho = \rho f_{P202} - \rho f_{P201} - \rho f_{V202} \quad (4.11)$$

$$\frac{dh_{B202}}{dt} = \frac{V_3 I \eta}{g \rho A_d h_{Bp202} 3600} - \frac{V_2 I \eta}{g \rho A_d h_{Bp201} 3600} - \frac{C_{V202} V_{p202}}{A_d} \sqrt{g \rho b_1 h_{B202}} \quad (4.12)$$

A partir de las condiciones iniciales de la tabla 4.5 se hallan los valores de los coeficientes como se ve a continuación:

Condiciones iniciales					
Altura de la bomba P202	h_{Bp202}	0.029 m	Ajuste unidades de la valvula	b_1	0.00001
Altura de la bomba P201	h_{Bp201}	0.35 m	Corriente	I	20 mA
Coefficiente de la valvula V202	C_{v202}	0.00472 m ³ /s	Porcentaje de apertura de las valvulas	V_{p202}	100%

Tabla 4.5. Condiciones iniciales para el modelo matemático de los tanques B202 y B203

$$C1 = -\frac{C_{V202}}{A_d} \sqrt{g \rho b_1 h_{B202}} \widehat{V}_{p202} = -0.00406884 \widehat{V}_{p202}$$

$$C2 = \frac{I \eta}{g \rho A_d h_{Bp202} 3600} \widehat{V}_3 = 0.00852 \widehat{V}_3$$

$$C3 = -\frac{I \eta}{g \rho A_d h_{Bp201} 3600} \widehat{V}_2 = -0.000070651 \widehat{V}_2$$

$$C4 = \frac{1}{2} \frac{C_{V202} V_{p202}}{A_d} \sqrt{\frac{g \rho b_1}{h_{B202}}} \widehat{h}_{B202} = 0.022604 \widehat{h}_{B202}$$

En las ecuaciones Ec. 4.13 y 4.14 se observa las funciones de transferencia que describen el modelo para los tanques B202 y B203.

$$H_{B202}(s) S = C1 V_{p202}(s) + C2 V_3(s) + C3 V_2(s) - C4 h_{B202}(s) \quad (4.13)$$

$$H_{B202}(s) = \frac{C1}{S + C4} V_{p202}(s) + \frac{C2}{S + C4} V_3(s) + \frac{C3}{S + C4} V_2(s) \quad (4.14)$$

$$H_{B202}(s) = \frac{-0.00406884}{S + 0.022604} V_{p202}(s) + \frac{0.00852}{S + 0.022604} V_3(s) + \frac{-0.000070651}{S + 0.022604} V_2(s) \quad (4.15)$$

4.1.3. Modelo matemático del tanque B102

El sistema que se plantea para este tanque es no lineal como se ve en el balance de masas de la Ec. 4.16 y 4.17, por lo tanto se debe realizar una aproximación lineal de la dinámica.

$$\frac{dh_{B102}}{dt} A_{ta} \rho = \rho f_{V103} - \rho f_{P102} - \rho f_{V106} \quad (4.16)$$

$$\frac{dh_{B102}}{dt} = \frac{C_{V103} V_{p103}}{A_{ta}} \sqrt{g \rho b_1 h_f} - \frac{V_1 I \eta}{g \rho A_{ta} h_{Bp102} 3600} - \frac{C_{V106} V_{p106}}{A_{ta}} \sqrt{g \rho b_1 h_{B102}} \quad (4.17)$$

A partir de las condiciones iniciales de la tabla 4.6 se hallan los valores de los coeficientes como se ve a continuación según las hojas de especificaciones [21] [22]:

Condiciones iniciales					
Altura de la bomba P102	h_{Bp102}	0.2 m	Nivel de liquido en el filtro	h_f	0.327 m
Nivel de liquido en el tanque	h_{B102}	0.25 m	Coficiente de la valvula V103	C_{v103}	2.715×10^{-2} m ³ /s
Coficiente de la valvula V106	C_{v106}	1.3055×10^{-3} m ³ /s	Porcentaje de apertura de las valvulas	V_{p103} V_{p106}	0% (aire para cerrar) 100%
Ajuste unidades de las valvulas	b_1	0.00001	Corriente	I	20 mA

Tabla 4.6. Condiciones iniciales para el modelo matemático del tanque B102

$$C1 = \frac{C_{V103}}{A_{ta}} \sqrt{g \rho b_1 h_f} \left(\frac{-1}{100}\right) \widehat{V}_{p103} = -0.000695 \widehat{V}_{p103}$$

$$C2 = -\frac{C_{V106}}{A_{ta}} \sqrt{g \rho b_1 h_{B102}} \widehat{V}_{p106} = -0.00292 \widehat{V}_{p106}$$

$$C3 = -\frac{I \eta}{g \rho A_{ta} h_{Bp102} 3600} \widehat{V}_1 = -0.001904 \widehat{V}_1$$

$$C4 = \frac{1}{2} \frac{C_{V106} V_{p106}}{A_{ta}} \sqrt{\frac{g \rho b_1}{h_{B102}}} \widehat{h}_{B102} = 0.001847 \widehat{h}_{B202}$$

En las ecuaciones Ec. 4.18 y 4.19 se observa las funciones de transferencia que describen el modelo para el tanque B102.

$$H_{B102}(s) S = C1 V_{p103}(s) + C2 V_{p106}(s) + C3 V_1(s) - C4 h_{B102}(s) \quad (4.18)$$

$$H_{B102}(s) = \frac{C1}{S + C4} V_{p103}(s) + \frac{C2}{S + C4} V_{p106}(s) + \frac{C3}{S + C4} V_1(s) \quad (4.19)$$

$$H_{B102}(s) = \frac{-0.000695}{S + 0.001847} V_{p103}(s) + \frac{-0.00292}{S + 0.001847} V_{p106}(s) + \frac{-0.001904}{S + 0.001847} V_1(s) \quad (4.20)$$

4.1.4. Validación de los modelos

Como se mencionó en el capítulo 2, los tanques de almacenamiento y los depósitos de las estaciones poseen detectores de nivel capacitivos para una altura máxima y mínima, por lo cual fue necesario realizar una aproximación de la altura del líquido en cualquier instante de tiempo para poder comparar el modelo real con el teórico, ya que el programa elaborado por el fabricante controla el nivel de los tanques por medio de un temporizador que tiene predeterminados los tiempos según las recetas, y solo se cerciora que los tanques no se desocupen (valor mínimo de nivel por seguridad de los instrumentos) con la ayuda del valor booleano de los detectores, haciendo que el sistema de nivel este atado únicamente a los valores de las recetas de fábrica.

Para ello, se hizo un análisis experimental que consistió en identificar el tiempo de llenado y evacuación de los diferentes tanques del proceso en una determinada altura, la cual se estimó a partir de la geometría del tanque y se comprobó con un flexómetro ya que los tanques tienen señalizados los valores de volumen, en el **anexo 2** se muestran los diferentes datos experimentales que se tomaron. Al realizar el análisis correspondiente se dedujo que el sistema de nivel de los diferentes tanques tiene una aproximación lineal, por lo tanto se hace dicha aproximación de los depósitos en Matlab como se muestra en la **sección B** para los tanques B202 y B203 que solo presentan detector para nivel mínimo y **sección C** para el tanque B201Y B102 que presenta detector de nivel máximo y mínimo del **anexo 3**, donde se tiene en cuenta el valor inicial del tanque (indicado por el usuario) y la posición de los detectores capacitivos de nivel. Esto con ayuda del *algoritmo sen_nivel*, el cual es capaz de verificar y corregir el valor de la altura de la aproximación cuando los detectores se activan.

Por consiguiente, se procede a evacuar el líquido del depósito B201 para comprobar la veracidad de la aproximación con respecto a la activación de los detectores, en la Fig. 4.1. se observa los datos tomados experimentalmente (Azul) y la respuesta del nivel con la aproximación realizada y el algoritmo de corrección según la posición de los detectores (Roja), donde el máximo está a $0.143 \pm 0.005 m$ y el mínimo $0.035 \pm 0.005 m$. Adicionalmente, en la Fig. 4.2. se muestra el error de altura que se presenta en cada detector, siendo este muy bajo $0.003 m$ ($0.3 cm$) solo en el detector de altura máxima y nulo en el de altura mínima para dar un error total de $0.0058 m$ ($0.58 cm$) en la aproximación realizada Ec. 4.31.

$$E = \sqrt{0.005^2 m^2 + 0.003^2 m^2} = 0.0058 m \quad (4.21)$$

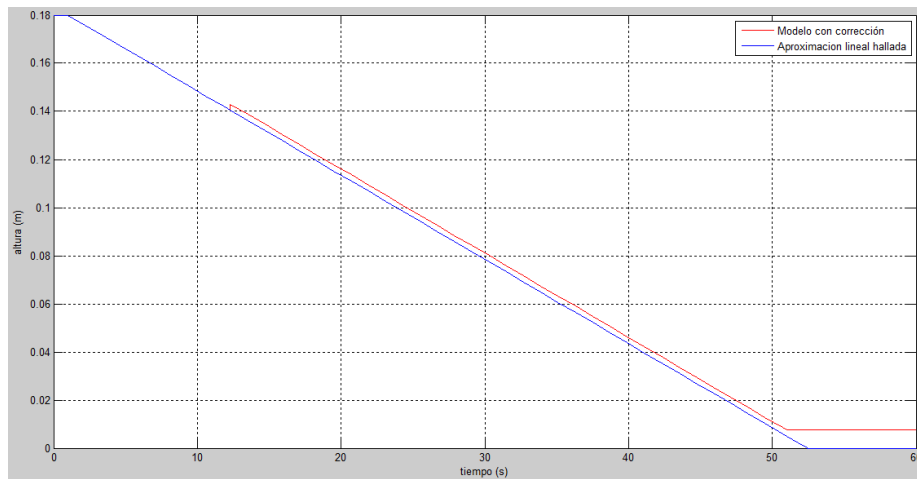


Figura 4.1. Validación de la aproximación realizada.

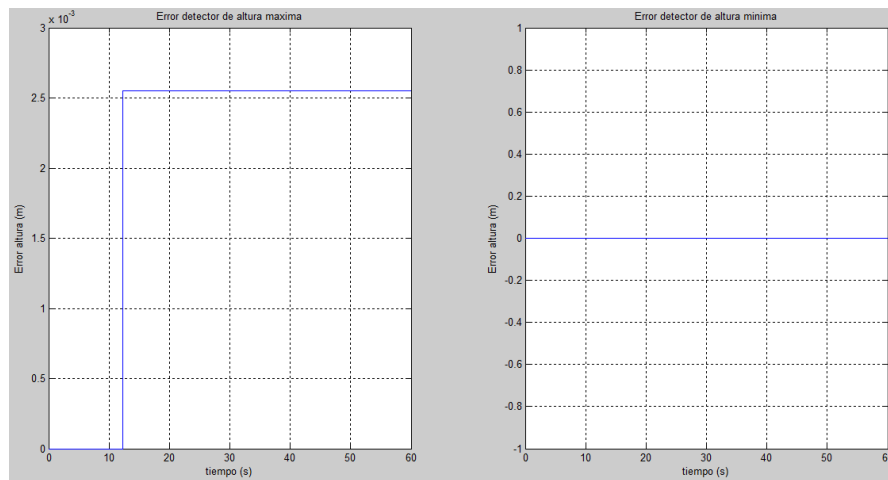


Figura 4.2. Error en cada uno de los detectores dado el algoritmo de corrección

A partir de lo anterior, los modelos matemáticos hallados deben trabajar en su parte lineal, correspondiente al 63% de la ecuación para que el sistema sea válido con respecto a la aproximación. Para ello, se utilizó el índice FIT que demuestra la calidad del modelo matemático este parámetro se expresa en la Ec. 4.22, donde \hat{y} corresponde a los datos obtenidos por medio de la prueba en el laboratorio; por su parte, y hace referencia a los datos obtenidos a través del modelo matemático planteado. Por otro lado, \bar{y} corresponde al promedio de los datos obtenidos en el experimento realizado. Finalmente, $\|*\|$ es la norma del argumento [23].

$$fit = \left(1 - \frac{\|\hat{y} - y\|}{\|y - \bar{y}\|} \right) 100\% \quad (4.22)$$

Se debe tener en cuenta, que el rango de trabajo de las bombas utilizadas en el proceso corresponden a un valor entre 1 V a 10 V, sin embargo solo el 40 % de este rango es fructífero, entre 6 V a 10, ya que al tener una potencia mayor, la altura que necesita la bomba es baja lo cual es factible dadas las dimensiones de las tuberías, esto con el fin de que estas trabajen en su punto máximo de eficiencia y los modelos seas más válidos.

Con base en los resultados mostrados en la tabla 4.7, los cuales corresponden a los datos extraídos de las gráficas de comparación de los modelos matemáticos y experimentales de los tres depósitos y del tanque de almacenamiento que se encuentran en el **Anexo 3 sección D**, se puede apreciar que la calidad del

modelo matemático realizado para los depósitos depende del voltaje aplicado a la bomba P201 y de la altura inicial dado que si se tiene un voltaje bajo dentro del rango establecido con un valor inicial alto, la diferencia entre la aproximación y el modelo en las alturas inferiores es más pronunciado ya que en este punto el modelo se sale un poco de la región lineal haciendo que se perciba este error, sin embargo, se observó que en el sistema real en estas alturas inferiores (fondo del depósito) se presenten perturbaciones haciendo que la aproximación no sea lineal dado que la eficiencia de la bomba se ve comprometida por la baja potencia en un largo periodo, es decir, la bomba se esfuerza más para evacuar el líquido, por lo cual es posible afirmar que los modelos planteados se describen de una manera adecuada.

Resultados Índice FIT					
Valor inicial (m)	Voltaje (V)	B201 (%)	B202 - B203 (%)	B102 valido (%)	B102 (%)
0,12	6	83,52	85,24	45,4	83,49
0,18	8	53,35	85,83		
0,1	10	85,77	83,36		

Tabla 4.7. Resultados índice FIT de las comparaciones de los modelos matemáticos con los experimentales

Para el modelo matemático del tanque B102 presenta una inconsistencia ya que su índice FIT muestra un valor de 45.4%, es decir, que el modelo hallado no es de buena calidad. Por lo tanto, se realizó la corrección analizando que el factor de cambio se daría en el coeficiente C4 ya que el sistema es más lento, con esto se encontró que el valor más óptimo para este coeficiente sería $0.02847 \widehat{h_{B102}}$ dando un índice FIT de 83.49% que es adecuado para describir el sistema del tanque.

4.2. Sistema de caudal

La dinámica del proceso en el caudal puede modelarse matemáticamente como un sistema de primer orden, haciendo un balance de energías que considere un caudal volumétrico de la cantidad de fluido que hay en la línea (tubería) entre los elementos finales de control y el sensor, por lo tanto, la ecuación de flujo se expresa en la Ec. 4.23.

$$\frac{dh}{dt} A_{tub} = q_v + q_{P201} - q \quad (4.23)$$

La resistencia al fluido en la tubería a la que se ve sometida, está definido como la variación de la altura del propio líquido en función de la variación en el propio caudal, como se ve en la Ec. 4.24, asimismo para encontrar este valor se utilizó la ecuación de Fanning [24] Ec. 4.25 que relaciona la longitud de la línea, la velocidad del fluido, el diámetro del tubo y el coeficiente de fricción de la tubería; este a su vez depende del número de Reynolds que es un parámetro adimensional cuyo valor indica si el flujo sigue un régimen laminar o turbulento, para ello se aplica la Ec. 4.26 que indica un flujo de comportamiento laminar $Re < 2300$ dando un coeficiente de fricción de la forma $64/Re$. Los datos para el desarrollo de las formulas se encuentran en la tabla 4.8 según la hoja de especificaciones.

$$R_t = \frac{dh}{dq} \rightarrow dh = dq R_t \quad (4.24)$$

$$R_t = \frac{f \rho L}{2 g d} \left(\frac{q_o}{S} \right)^2 \quad (4.25)$$

$$Re = \frac{\rho d v}{\mu} = \frac{(1000 \text{ Kg/m}^3) (0.015 \text{ m}) (0.003 \text{ m/s})}{0.001002 \text{ Pa.s}} = 44.91 \quad (4.26)$$

$$f = \frac{64}{Re} = \frac{64}{44.91} = 1.425$$

$$R_t = \frac{(1.425) (1000 \text{ Kg/m}^3) (0.25 \text{ m})}{2 (9.81 \text{ m/s}) (0.015 \text{ m})} \left(\frac{5 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}}{0.00017 \text{ m}^2} \right)^2 = 113.09$$

Datos para la resistencia en la tubería					
Velocidad del fluido (Bomba)	ϑ	0.003 m/s	Caudal estable que pasa por la tubería	q_o	0,000005 m ³ /s
Diametro tubería	d	0.015 m			3 l/min
Viscosidad dinamica del agua	μ	0.001002 Pa.s	longitud de la tubería	L	0.25 m
Area de la tubería	$A_{tub} = 2\pi \left(\frac{d}{2}\right) L$	0.0117 m ²	Area transversal de la tubería	$S = \frac{d^2 \pi}{4}$	0.00017 m ²

Tabla 4.8. Valor de los datos usados en las ecuaciones para hallar la resistencia del fluido en la tubería [25]

A partir de la Ec. 4.24 se remplaza en la Ec. 4.23 para tener la ecuación diferencial que relaciona el caudal del líquido con respecto a los elementos finales de control (válvulas y bomba) como se estipula en la Ec. 4.27. Adicional a lo anterior, se hallan los valores de los coeficientes según de las condiciones iniciales de la tabla 4.9 como se ve a continuación:

$$\frac{dq}{dt} (R_t * A_{tub}) = C_V V_p \sqrt{g \rho b_1 h_B} + \frac{V_2 I \eta}{g \rho h_{Bp201} 3600} - q \quad (4.27)$$

Condiciones iniciales					
Altura de la bomba P201 (respecto al caudal)	h_{Bp201}	0.35 m	Corriente	I	20 mA
Nivel del liquido en cualquiera de los depositos	h_B	0.09 m	Porcentaje de apertura de las valvulas	V_p	100%
Coefficiente de la valvula de bola de los depositos	C_V	0.00472 m ³ /s	Ajuste unidades de las valvulas	b_1	0.00001

Tabla 4.9. Condiciones iniciales para el modelo matemático del sistema de caudal

$$C1 = \frac{I \eta}{g \rho h_{Bp201} 3600} \widehat{V}_2 = 0.2742 \widehat{V}_2$$

$$C2 = C_V \sqrt{g \rho b_1 h_B} \widehat{V}_p = 0.0004435 \widehat{V}_p$$

$$C3 = R_t * A_{tub} = 1.336$$

En las ecuaciones Ec. 4.28 y 4.29 se observa las funciones de transferencia que describen el modelo para el sistema de caudal.

$$Q(s) [C3 S] = C2 V_p(s) + C1 V_2(s) - Q(s) \quad (4.28)$$

$$Q(s) = \frac{C2}{C3 S + 1} V_p(s) + \frac{C1}{C3 S + 1} V_2(s) \quad (4.29)$$

$$Q(s) = \frac{0.0044304}{1.336 S + 1} V_p(s) + \frac{0.2742}{1.336 S + 1} V_2(s) \quad (4.30)$$

Con base en los resultados presentados en la tabla 4.10 que corresponde a los datos extraídos de la comparación entre el modelo matemático y experimental dado por el sensor de caudal del **Anexo 3 en la sección E**, se puede apreciar que la calidad del modelo matemático realizado también depende del voltaje aplicado a la bomba P201, sin embargo al tener un mayor voltaje el error con respecto a otros valores

inferiores dentro del rango establecido será mayor ya que la potencia entregada estará en el límite superior haciendo que el sistema de caudal oscile por desgaste en la bomba.

Resultados Índice FIT	
Voltaje (V)	Caudal (%)
6	87,99
8	86,81
10	80,24

Tabla 4.10. Resultados del índice FIT de la comparación del modelo matemático con el sensor de caudal

4.3. Sistema de presión

El modelo matemático se desarrolló por medio de la Ley de conservación de masa, donde se presume que es un gas ideal (fluido compresible), ocurre en una tubería corta y bien aislada y no experimenta ningún cambio de presión a lo largo de su trayectoria, por efecto de la pérdida de energía por presión dado que si esto sucede la densidad del fluido deja de ser constante y pierde toda validez el modelo Ec. 4.31.

$$\rho_{air} Q = \frac{dn(t)}{dt} \quad n(t) = \frac{P_2(t) V}{R T} \quad (4.31)$$

El flujo Q esta dado por la válvula reguladora de presión para aire comprimido que sigue el modelo de la Ec. 4.32 donde se trata el vapor de agua como un gas ideal resultando una desviación de máximo 5 %, lo cual es tolerable teniendo en cuenta que los cálculos se realizan con presiones absolutas y no con el volumen específico, de esta aproximación se sacan dos casos posibles un flujo subcrítico o un flujo supercrítico, el sistema de presión de la estación de filtrado maneja un flujo subcrítico ya que $\Delta P < P_1/2$ se cumple ($2 \text{ bar} < 4 \text{ bar}$) [26]. Por otro lado, la presión de entrada (P_1) está dada por la salida de una electroválvula [27] que funciona como interruptor de emergencia para prevenir daños en la válvula reguladora de presión, ya que esta es susceptible a una caída o realce en la presión de entrada.

$$Q = K_v 514 \sqrt{\frac{P_2 (P_1 - P_2)}{\rho_{air} (T + 273)}} V_p \quad (4.32)$$

Teniendo en cuenta lo anterior, se halló el valor del coeficiente del caudal en la Tabla 4.11 se observa los datos sacados de la hoja de especificaciones de la válvula [28].

Datos válvula reguladora de presión					
Presión aguas arriba	8 bar	116.03 psia	Temperatura	30 °C	303.15 °R
Presión aguas abajo	6 bar	87.023 psia	Caudal en la válvula(Fig. 4.14.)	400 l/min	105.3 gpm

Tabla 4.11. Datos de la válvula reguladora de presión

$$C_v = \frac{q}{963} \sqrt{\frac{T}{P_1^2 - P_2^2}} = \frac{105.3 \text{ gpm}}{963} \sqrt{\frac{303 \text{ °R}}{116.03 \text{ psi}^2 - 87.023 \text{ psi}^2}} = 0.0248 \text{ gpm} \quad (4.33)$$

Como la Ec. 4.33 está en unidades métricas se debe realizar la conversión del coeficiente de caudal que corresponde a $K_v = 0.865 * C_v = 0.0215 \text{ m}^3/h$. A partir de esto, se desarrolló la ecuación diferencial propuesta anteriormente.

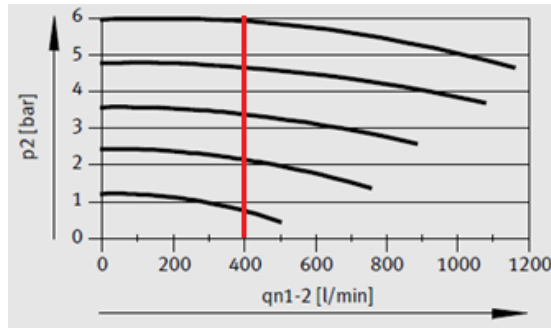


Figura 4.3. Caudal de la válvula reguladora de presión

$$\rho_{air} K_v 514 \sqrt{\frac{P_2 (P_1 - P_2)}{\rho_{air} (T + 273)}} V_p = \frac{V}{R T} \frac{dP_2}{dt}$$

A partir de las condiciones iniciales de la tabla 4.11 se hallan los valores de los coeficientes como se ve a continuación:

Condiciones iniciales para el sistema de presión					
Densidad del aire comprimido	ρ_{air}	1.184 Kg/m3	Temperatura	T	298.15 °k
Constante universal de los gases	R	8.3144 x 10 ⁻⁵ (bar m3/°K mol)	Volumen	V	0.0043403 m3
Presion en estado estable	P1 = P2 P1 es un bar mayor a P2		Presion de entrada	P_1	7 bar
			Presion de salida	P_2	6 bar

Tabla 4.12. Condiciones iniciales para el modelo matemático del sistema de presión

La posición de la válvula reguladora de presión está dada por el voltaje de aplicación nominal entre 0 - 10 voltios, para ello se realizó la conversión de la Ec. 4.34, teniendo en cuenta que el voltaje en estado estable para un valor máximo de 3 bar corresponde a 5 voltios.

$$\begin{aligned} u &\rightarrow 100\% & u &= \frac{100 V_o}{10} = 10 V_o & V_p &= \frac{10 V_o}{100} = 0.1 V_o \end{aligned} \quad (4.34)$$

$$C1 = \rho_{air} K_v 514 \sqrt{\frac{P_2 (P_1 - P_2)}{\rho_{air} (T + 273)}} \frac{RT}{V} 0.1 \widehat{V}_o = 1.269 \widehat{V}_o$$

$$C2 = K_v 514 \frac{RT}{V} V_o \sqrt{\frac{\rho_{air} (T + 273)}{P_2 (P_1 - P_2)} \frac{(2 P_2 - P_1)}{2 (T + 273)}} \widehat{P}_2 = 2.142 \widehat{P}_2$$

En las ecuaciones Ec. 4.35 y 4.36 se observa las funciones de transferencia que describen el modelo para el sistema de presión.

$$S P_2 (s) = C1 V_o(s) - C2 P_2 (s) \quad P_2 (s) [S + C2] = C1 V_o(s) \quad (4.35)$$

$$P_2 (s) = \frac{C1/C2}{(1/C2)S + 1} V_o(s) = \frac{0.5924}{0.4668 S + 1} V_o(s) \quad (4.36)$$

5. CONTROL DE CAUDAL (ESTACIÓN DE MEZCLADO)

En este capítulo se presenta el diseño del control de caudal de la estación de mezclado del sistema de producción modular para procesos automáticos de FESTO (MPS-PA), el cual se percibe como una estructura de proceso multivariable planteado por medio de lógica difusa, donde interactúa con un control de supervisión que establece las condiciones iniciales del proceso, y a su vez con un selector capaz de pasar uno por uno los depósitos en el lazo de nivel.

5.1. Diseño del control de supervisión

Para que el sistema sea eficiente, se diseñó un control de supervisión que es capaz de preparar los tres depósitos de la estación de mezclado con el valor mínimo establecido por FESTO® (Volumen de 2 L - Altura de 0.112 m), para que las tres recetas sean llevadas a cabo según la selección del usuario. Para ello, se cuenta con dos algoritmos donde el diagrama de bloques y los códigos se encuentran en el **Anexo 3 sección H**:

El algoritmo *Datos_interfaz* extrae de la interfaz gráfica el valor de la altura inicial que tienen los depósitos, una vez esto, el algoritmo halla la diferencia entre el valor mínimo de altura indicado por FESTO con la altura inicial de cada depósito. Para luego verificar cuantos y cuales necesitan ser llenados hasta el valor mínimo, esta información pasa al algoritmo *Preparación* por medio de la variable *cambio*, dicha combinación se plasmó en la tabla 5.1. Adicionalmente, se pasa el valor de la altura en porcentaje (*R1*, *R2* y *R3*) de la receta que debe desocuparse en cada depósito.

Deposito	Nomenclatura	Combinacion (cambio)	Depositos que deben ser llenados		
			C1	C2	C3
B201	C1	1	x		
B202	C2	2	x	x	
B203	C3	3	x	x	x
		4		x	
		5			x
		6		x	x
		7	x		x

Tabla 5.1. Combinación para conocer cuantos y cuales tanques se deben llenar antes de comenzar con el sistema de caudal

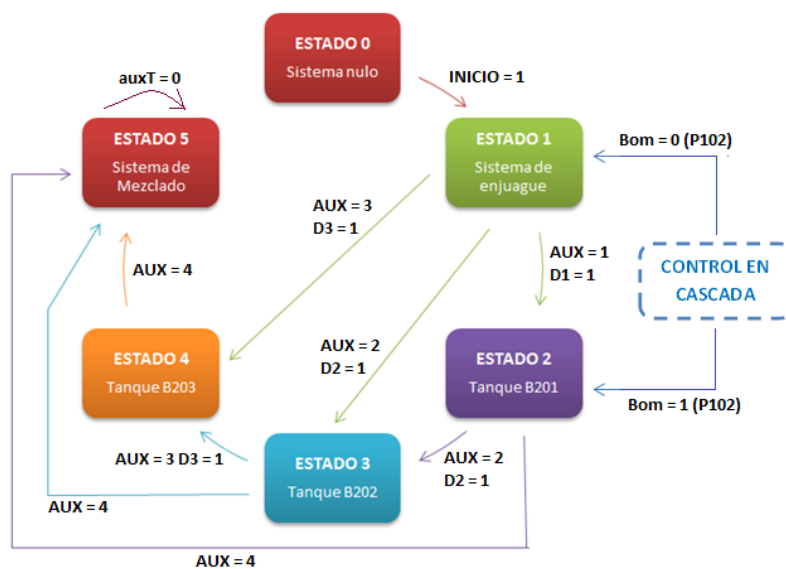


Figura 5.1. Diagrama de Estados del algoritmo de Preparación

El algoritmo **Preparacion** tiene seis estados como se ve en la Fig. 5.1, donde el estado cero es de arranque el cual coloca todas las variables en sus condiciones iniciales, es decir, que el sistema es nulo y coloca un valor de referencia de 0.19, este valor es idóneo ya que el error que se produce no interfiere con los rangos establecidos por las funciones de transferencia diseñadas para el proceso de mezclado, en el caso particular del depósito B201 se envía -0.25 dado el diseño del controlado. En seguida se pasa al estado uno que representa el proceso de enjuague del filtro detallado en el Capítulo 6 sección 6.2, el cual es activado cuando la variable INICIO está en uno, se envía la referencia de -0.65 al depósito B201 indicando que se empezó el proceso. A partir de esto, se procede a realizar el control de llenado para cada depósito según la combinación dada por el algoritmo de **Datos_interfaz**.

Si se activa el estado dos que corresponde al depósito B201 por medio de la variable **AUX** y **DI**, lo primero es enviar un mensaje al usuario para que abra la válvula manual V208 de llenado del depósito, cuando se notifique que está abierta se desarrolla la estructura de control, en este caso se llena con el agua proveniente del tanque B102 de la estación de filtrado, el cual se detalla en el Capítulo 6 sección 6.1. Control en cascada, una vez activada la bomba P102 el algoritmo verifica que termine el proceso de llenado a través de la lectura del elemento final y una variable auxiliar **auxB** indicando que la bomba fue operada y no es por efecto del retardo presente en esta de un segundo. Enseguida, el valor de referencia queda en el valor mínimo de altura (0.112 m) y pasa a otro depósito si es necesario dada la combinación. En los otros dos depósitos, es decir, estado dos (**AUX** y **D2**) y tres (**AUX** y **D3**) se realiza el mismo procedimiento teniendo en cuenta que se utiliza la estructura de control on-off LLENADO, la cual manipula la bomba P202. Por último, se creó una variable **auxT** en el estado cuatro que cuando se termine el proceso, el algoritmo calcula la altura que debe ser evacuada en los depósitos según el porcentaje de la receta seleccionada por el usuario.

De acuerdo a los resultado obtenido, la Fig. 5.2 expone el comportamiento de la variable **AUX** y la Fig. 5.3 las referencias donde todos los depósitos deben ser llenados ya que se activaron todos estados.

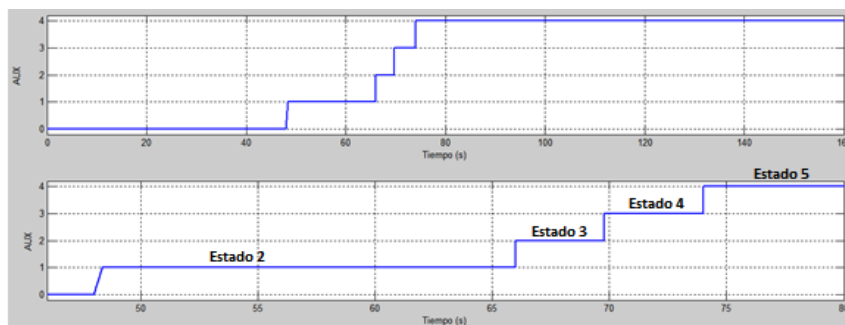


Figura 5.2. Respuesta de la variable **AUX** del algoritmo de preparación

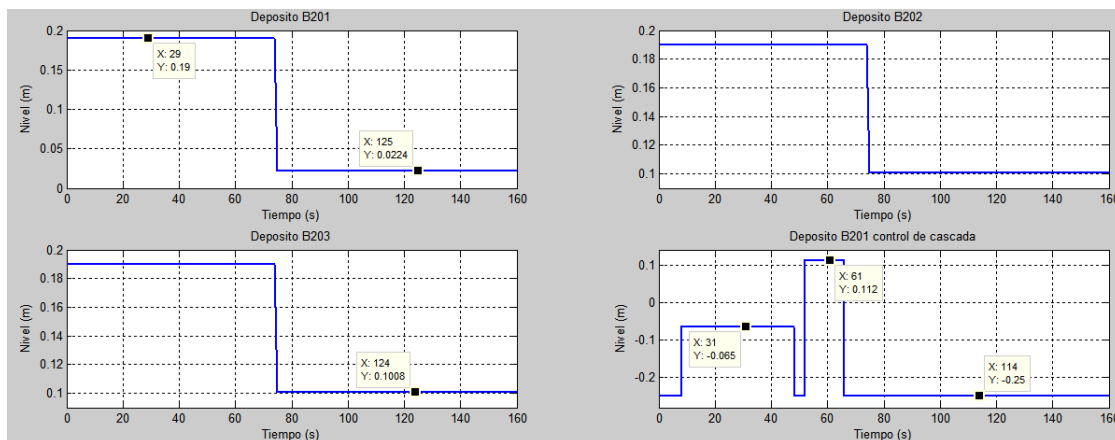


Figura 5.3. Referencias para los controladores del algoritmo de preparación

5.1.1. Diseño del controlador on-off LLENADO a partir de reglas difusas

El diseño del controlador on-off de llenado de los depósitos se realizó por medio de lógica difusa, basado en el concepto de un conjunto de lógica bivaluada, es decir, que solo tiene dos estados uno o cero, ya que al utilizar un relé con histéresis (Bloque Relay) este produce un error de cruce consecutivo por cero en el instante de quince segundos haciendo que el sistema se pare. Por lo tanto, se define una estructura de análisis con ayuda del Toolbox Fuzzy Logic de MATLAB donde se plantean los diferentes métodos de Inferencia para las funciones de pertenencia, esto se encuentra en la tabla 5.2.

Parámetro	Valor
Método del controlador	Mamdani
Método AND	Mínimo
Método OR	Máximo
Agregación	Mínimo
Método de Defuzzificación	Centroide

Tabla 5.2. Métodos utilizados en el controlador difuso

A partir de lo anterior, se crearon funciones de pertenencia tipo trapezoidal (trapmf) para la entrada correspondiente al error de altura y la salida que activa la bomba de llenado P202, este tipo de función radica fundamentalmente en la simplicidad y en la evaluación del conjunto de reglas, ya que una pequeña modificación en los puntos genera alta sensibilidad logrando así una mayor eficiencia. A partir de esto, se asignaron valores lingüísticos a estas variables las cuales dos a la salida (Abierta y Cerrada) y a la entrada tres (Alto, Medio y Bajo) ya que el rango es mayor con respecto al de evacuación y se prefiere tener en cuenta un estado más para prevenir cualquier acción errónea del controlador o propia del sistema. Dichas funciones se evidencian en las Fig. 5.4 y 5.5

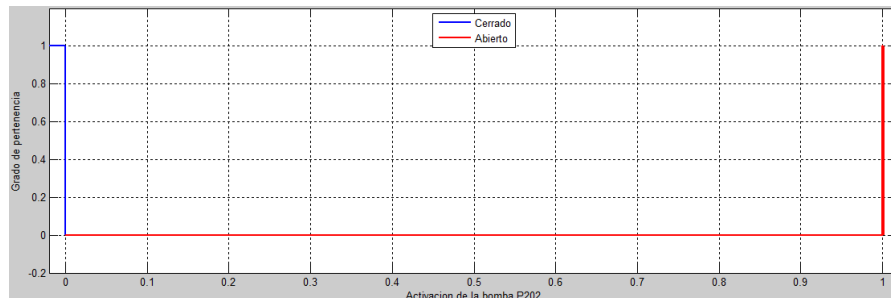


Figura. 5.4. Función de pertenencia para la señal de salida del controlador on-off de llenado

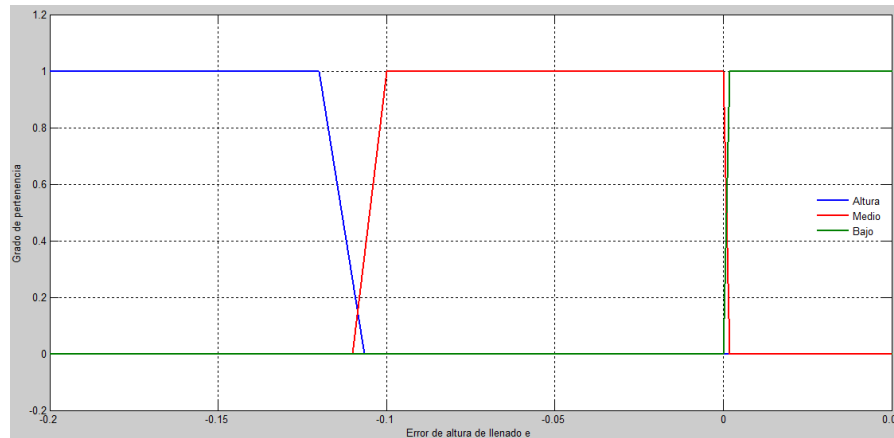


Figura. 5.5. Función de pertenencia para la señal de entrada del controlador on-off de llenado

Dicho lo anterior, se diseñó la base de reglas que permite generar y adaptar soluciones de forma más precisa que el simple relé, por consiguiente se propone el siguiente conjunto de reglas que dan como resultado el control de la Fig. 5.6, donde se analiza que el sistema es estable ya que al ser un controlador de tipo Mamdani la convergencia de cada una de las reglas debe tender a un solo punto [5].

- 1) *If **error** is **Alto** then **bomba** is **Cerrada***
- 2) *If **error** is **Medio** then **bomba** is **Cerrada***
- 3) *If **error** is **Bajo** then **bomba** is **Abierta***

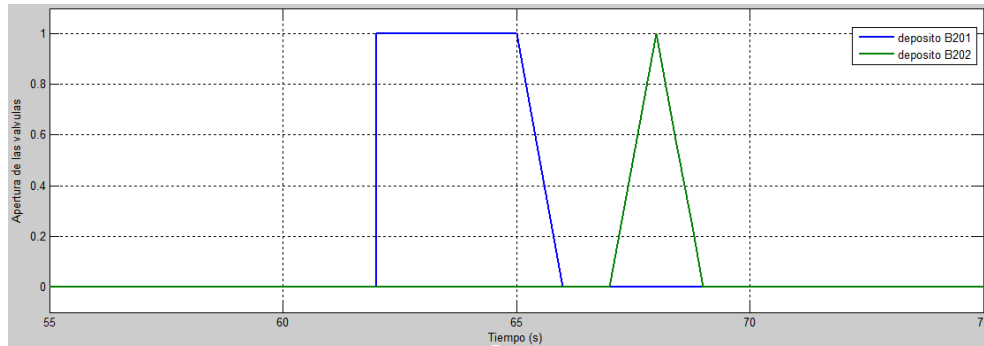


Figura 5.6. Respuesta del controlador on-off de llenado

Resultados	B202	B203
Error en estado estable (%)	0,2301	0,232
Error relativo (%)	0,81	0,375
Error en tiempo de ejecución (s)	0,12	0,12

Tabla 5.3. Resultados del control On-off de llenado de los depósitos B202 y B203

Dado que el sistema planteado por el fabricante FESTO no contempla el llenado de los depósitos automáticamente, no se tiene con qué contrastar el controlador. Sin embargo, para verificar el proceso de llenado se realizó el proceso manualmente con ayuda del algoritmo de aproximación desarrollado en el Capítulo 3, que se observa en la Fig. 5.7 dado como resultado los errores de la tabla 4.3 los cuales son muy pequeños haciendo que esto no esta tan relevante para el proceso por lo tanto se considera aceptable.

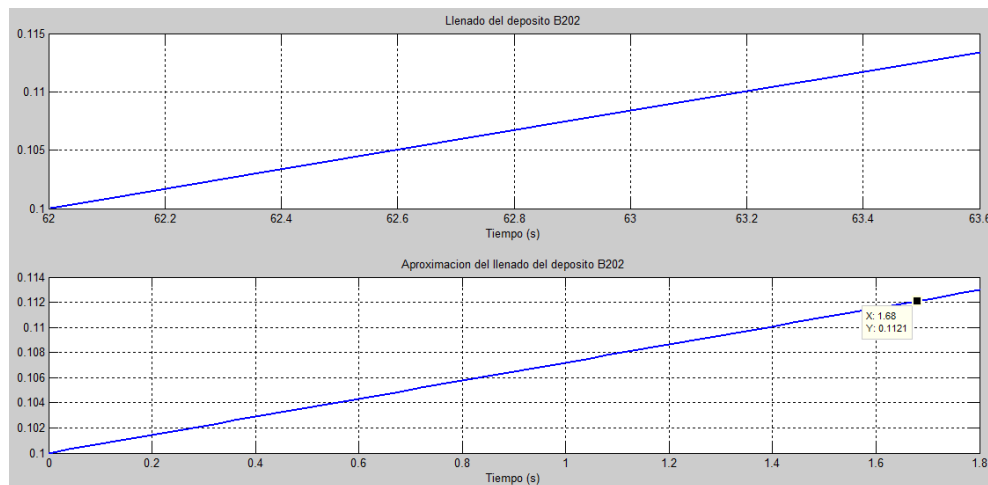


Figura 5.7. Verificación del sistema de llenado para el depósito B202 y B203

5.2. Diseño del control multivariable

Como se mencionó en el capítulo 3 sección 3.1, el diseño de este controlador tiene la problemática de la interacción entre los dos lazos de control, el primero corresponde al nivel de descarga según la receta seleccionada y el segundo al regulador de caudal a la salida de la bomba centrífuga P201, ya que las variables manipuladas (altura y caudal) afectan las variables controladas (voltaje de la bomba y posición de la válvula de bola de cada depósito) entre sí. Por esta razón, se diseñó una estructura de control para procesos multivariables 2x2 como se observa en el diagrama de bloques de la Fig. 5.8, donde:

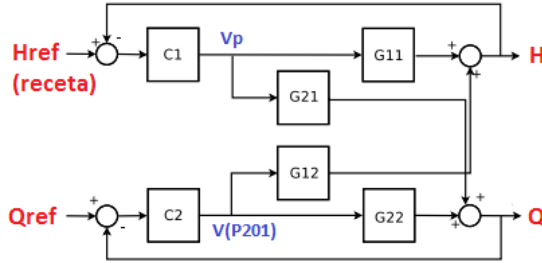


Figura. 5.8. Diagrama del control para un proceso multivariable 2x2

$$\begin{aligned}
 G_{11} = \frac{H}{Vp} &= \frac{0.00406}{s + 0.0226} & G_{12} = \frac{H}{V_{P201}} &= \frac{-0.000706}{s + 0.0226} \\
 G_{21} = \frac{Q}{Vp} &= \frac{0.000443}{1.287 s + 1} & G_{22} = \frac{Q}{V_{P201}} &= \frac{0.2742}{1.287 s + 1}
 \end{aligned} \quad (5.1)$$

Para realizar el emparejamiento correcto entre las variables manipuladas y controladas, se utilizó el método de Bristol de ganancias relativas, el cual permite evaluar con facilidad las interacciones en régimen permanente. La matriz λ de ganancias relativa de Bristol se puede calcular a partir de la matriz \mathbf{K} de las ganancias estáticas ($s = 0$) mediante la expresión Ec. 5.2, en el caso del sistema 2x2 la matriz de índices de interacción está dada por la Ec. 5.3.

$$\mathbf{K} = \begin{bmatrix} k_{11} & k_{12} \\ k_{21} & k_{22} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.179 & -0.031 \\ 0.0004 & 0.274 \end{bmatrix}$$

$$\lambda = \mathbf{K} \cdot (\mathbf{K}^{-1})^T \quad (5.2)$$

$$\lambda = \frac{1}{k_{11}k_{22} - k_{12}k_{21}} \begin{bmatrix} k_{11}k_{22} & -k_{12}k_{21} \\ -k_{12}k_{21} & k_{11}k_{22} \end{bmatrix} \quad (5.3)$$

$$\lambda = \frac{1}{0.049} \begin{bmatrix} 0.049 & 1.24 \times 10^{-5} \\ 1.24 \times 10^{-5} & 0.049 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 5.16 \times 10^{-3} \\ 5.16 \times 10^{-3} & 1 \end{bmatrix}$$

A partir de los valores de los índices de la matriz se analizó la elección de los pares entrada-salida, donde los lazos con valor unitario no presentan interacción entre ellos, como lo es posición de válvula con la altura y el voltaje de la bomba con el caudal, sin embargo, cuanto más difiera el valor de las ganancias relativas de la unidad, mayor será el grado de interacción entre los lazos de control, como lo es el voltaje de la bomba con la altura y la posición de la válvula con el caudal. Por lo tanto, se debe emplear otra técnica para reducir las interacciones, como son los desacopladores.

Los desacopladores son elementos de control empleados con el objetivo de eliminar o reducir al máximo la intensidad de las interacciones, esto mediante funciones de transferencias que se agregan al sistema para que el controlador vea un lazo de control aparentemente independiente [29]. Para ello, se seleccionó un desacople simplificado como se ve en la Fig. 5.9 donde se utilizó una matriz \mathbf{D} según la Ec.5.4 que permite ajustar el sistema como si se tratara de dos sistemas SISO, facilitando el diseño de los controladores de nivel y caudal por lo lógica difusa.

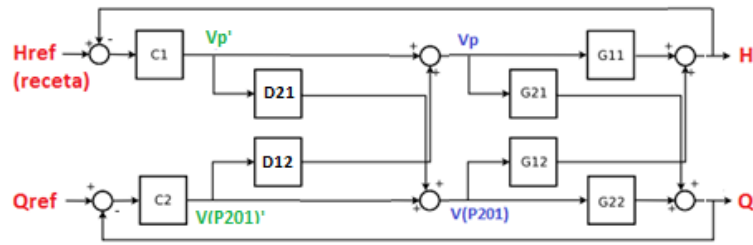


Figura. 5.9. Diagrama de bloques del sistema multivariable con desacople simple

$$D = \begin{bmatrix} 1 & D12 \\ D21 & 1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & \frac{-G12}{G11} \\ \frac{-G21}{G22} & 1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0.0174 \\ -0.0016 & 1 \end{bmatrix} \quad (5.4)$$

5.1.1. Selector

Para que la estructura plateada anteriormente sea factible para el proceso de la estación, se cuenta con un selector que permite transferir el control de nivel de un deposito a otro cuando este supera el límite según la receta seleccionada; dicha transferencia se logra conectando la salida del controlador al algoritmo *selec_tan*, cuya salida está conectada a los elementos finales (válvulas B201, B202, B203 y la bomba P201). Para la simulación del proceso, el selector debe tener en cuenta la salida del control de caudal ya está infiere en el modelo de la estructura, específicamente en la función de trasferencia que hace referencia G12 de la Ec. 5.1 que relaciona la altura de los depósitos con el voltaje de la bomba P201. Asimismo, se tiene un bloque de Retardo que está conformado por el algoritmo *Valvula_trans* que hace referencia al retardo de un segundo presente en cada válvula y en la bomba, como se expone en el **Anexo 3 sección B**.

Este consta de cuatro estados como se ve en la Fig. 5.10 donde el primero es un estado inicial de arranque que coloca todas las variables en cero, cuando *aux* se coloca en uno el lazo de control del nivel pasa al tanque B201 activando la válvula de bola V201 con una señal booleana (1) por medio de la variable *Tan1*, mientras las otras válvulas permanecen en cero (Inactivas). Asimismo, se asigna el valor del voltaje del lazo de control de caudal a la variable *G12* del tanque (*G12_1*) y a la variable *error* la diferencia entre la señal de referencia dada por la receta y la altura del tanque (*e1*). Una vez activa la válvula, el algoritmo espera que el proceso termine. Si este se llevó a cabo correctamente, la lectura de la posición de la válvula (*Vp1*) debe indicar que es cero y la variable auxiliar *auxT* uno, la cual demuestra si la válvula fue abierta anteriormente y que no hay error en el proceso del lazo. Y enseguida se pasa al siguiente depósito colocando la variable *aux* en dos. El diagrama de bloques del selector y el algoritmo en simulación se encuentra en el **Anexo 3 sección G**.

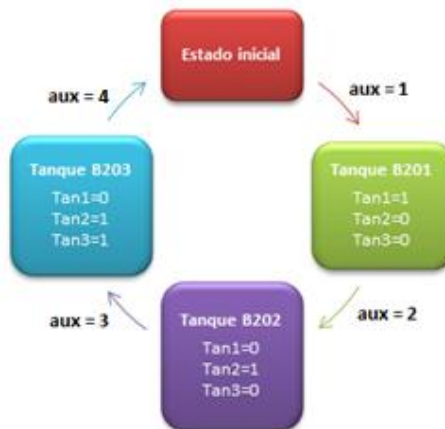


Figura. 5.10. Diagrama de Estados del algoritmo del selector

5.2.2. Diseño del controlador de nivel on-off por medio de reglas difusas

El diseño del controlador de nivel on-off para evacuar el líquido de los depósitos según la receta seleccionada, se realizó por medio de lógica difusa como se explicó en el numeral 5.1.1. Asimismo, se delimita la entrada correspondiente al error de la altura y la salida a la activación de las válvulas de bola (V201, V202 y V203), a partir de esto, se crean las funciones de pertenencia de tipo trapecoidal (trapmf). Por ende, es necesario asignar estados o valores lingüísticos a estas variables, los cuales deben incluir cualquier situación que se presente en un determinado momento, para este caso se tienen solamente dos tanto para la entrada (Alto y Bajo) como para la salida (Abierta y Cerrada), dichas funciones se evidencian en las Fig. 5.11 y 5.12.

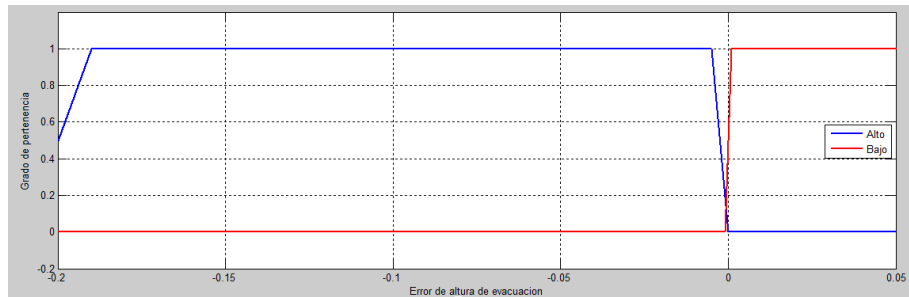


Figura. 5.11. Función de pertenencia para la señal de entrada del controlador de nivel on-off

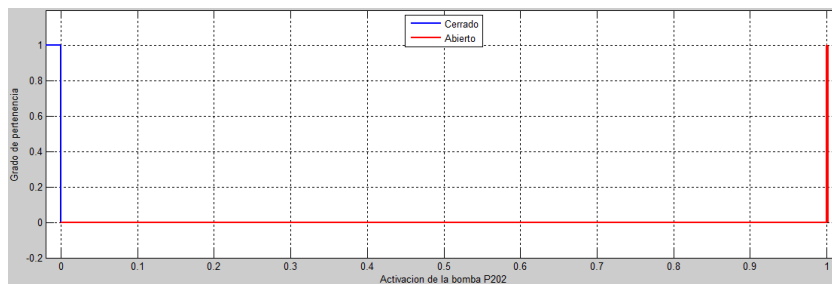


Figura. 5.12. Función de pertenencia para la señal de salida del controlador de nivel on-off

Dicho lo anterior, se diseñó la base de reglas que permite generar y adaptar soluciones de forma más precisa que el simple relé, por consiguiente se propone el siguiente conjunto de reglas que dan como resultado la salida del control antes y después del desacople planteado de la Fig. 5.13 a partir del diagrama de bloques expuesto en el **Anexo 3 sección I**, donde se analiza que el sistema es estable ya que al ser un controlador de tipo Mamdani la convergencia de cada una de las reglas debe tender a un solo punto [5].

- 1) *If **error** is Alto then **bomba** is Abierta*
- 2) *If **error** is Bajo then **bomba** is Cerrada*

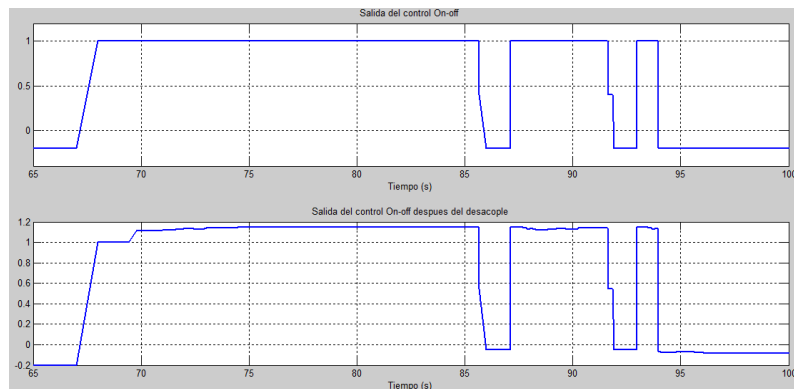


Figura. 5.13. Respuesta del controlador on-off de evacuación

Resultados	B201	B202	B203
Error en estado estable (%)	2,11	2,16	2,15
Error relativo (%)	0,18	0,016	0,129
Error en tiempo con respecto al temporizador (s)	2	0,8	0,1
FIT	90,39	93,64	98,63

Tabla 5.4. Resultados del controlador de Nivel On-off para evacuar los depósitos a partir de las recetas

Para realizar el contraste con el sistema planteado por el fabricante FESTO para la evacuación de los depósitos según la receta, se tomó los tiempos de ejecución del temporizador para cada uno de ellos como la comparación con las aproximaciones realizadas como se ve en la Fig. 5.14, obteniendo los resultados de la tabla 5.4. Con base en esto, se analiza que la presencia de estos errores se debe a que el tiempo del temporizador es hallado teniendo en cuenta que el caudal sea de 3 L/min, sin embargo el caudal no llega a este valor en el diseño desarrollado ni por el fabricante por lo cual hay un error en la evacuación. Adicional a esto, el diseño presentado tiene errores en la aproximación dado que los usuarios introducen los valores iniciales de estos depósitos y el algoritmo de corrección no puede reducir totalmente este error.

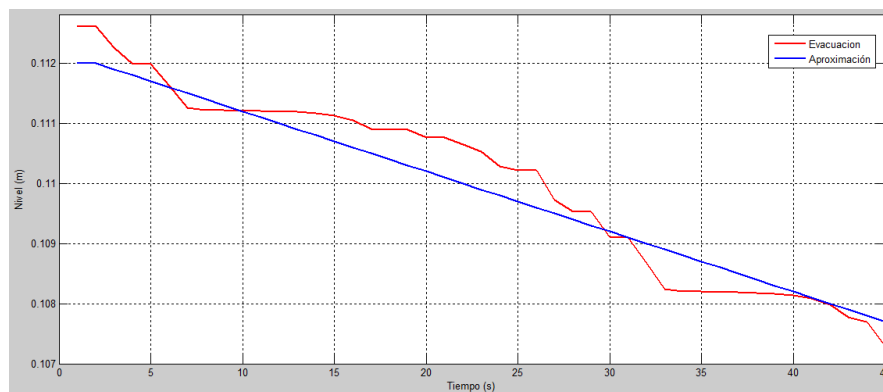


Figura. 5.14. Validación del controlador con la aproximación realizada

5.2.3. Diseño del controlador de caudal Fuzzy proporcional (FLP)

Para diseñar el controlador difuso de caudal, se definió la estructura de análisis de la tabla 5.1. ya que el antecedente como el consecuente de las reglas difusas que se establecen están dadas por expresiones lingüísticas que son más fáciles de manipular dado el margen de voltaje de la bomba P201. A partir de esto, se crean funciones de pertenencia de tipo triangular (trimf) y trapezoidal (trapmf) como se ve en la Fig. 5.15 para la entrada *error* y 5.16 para la salida *voltaje*, las cuales se le asignaron valores lingüísticos del muy alto a extremadamente bajo para el rango de voltaje entre 6.5 a 10 V.

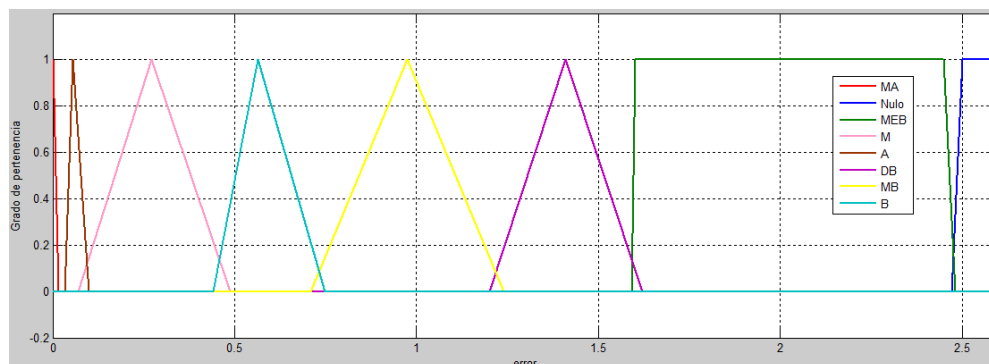


Figura. 5.15. Función de pertenencia para la señal de entrada del controlador de caudal

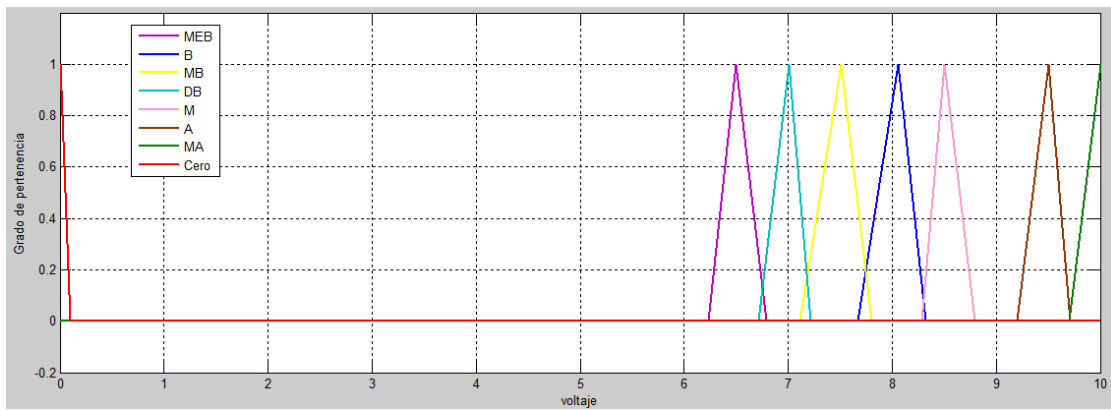


Figura. 5.16. Función de pertenencia para la señal de salida del controlador de caudal

Dicho lo anterior, se diseñó el siguiente conjunto de reglas que dan como resultado el control de la Fig. 5.17 que permite obtener la manipulación de la válvula reguladora de presión.

- 4) *If **error** is **MA** then **voltaje** is **MA***
- 5) *If **error** is **A** then **voltaje** is **A***
- 6) *If **error** is **B** then **voltaje** is **B***
- 7) *If **error** is **MB** then **voltaje** is **MB***
- 8) *If **error** is **MEB** then **voltaje** is **MEB***
- 9) *If **error** is **DB** then **voltaje** is **DB***
- 10) *If **error** is **nulo** then **voltaje** is **Cero***
- 11) *If **error** is **M** then **voltaje** is **M***

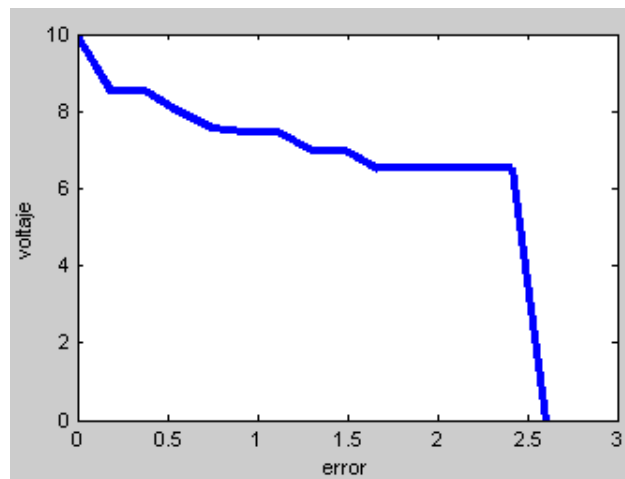


Figura. 5.17. Gráfica del control de caudal

Resultados	FESTO	Diseñado
Error en estado estable (%)		2,12
Tiempo de establecimiento (s)	10	9
Tao	1	0,967
Magnitud de la señal (L/min)	2,72	2,693

Tabla 5.5. Resultados del controlador de caudal

Dada la simulación de la estación de mezclado del **Anexo 2 sección I**, se obtuvo el resultado de la Fig. 5.18 donde se observa la comparación entre el control diseñado y el propuesto por el fabricante, logrando que el diseñado proporcionara una mejor respuesta como se ve en la tabla 5.5. Aunque el cambio no es muy notorio, esto mejora el rendimiento del proceso logrando que la mezcla sea más eficiente y rápida. Al tener un mejor desempeño al evacuar el líquido, en el depósito B203 se presenta una disminución del caudal ya que este es más rápido por la ubicación de la tubería, lo cual se tiene en cuenta mientras que el fabricante solo toma el tiempo que debería demorar.

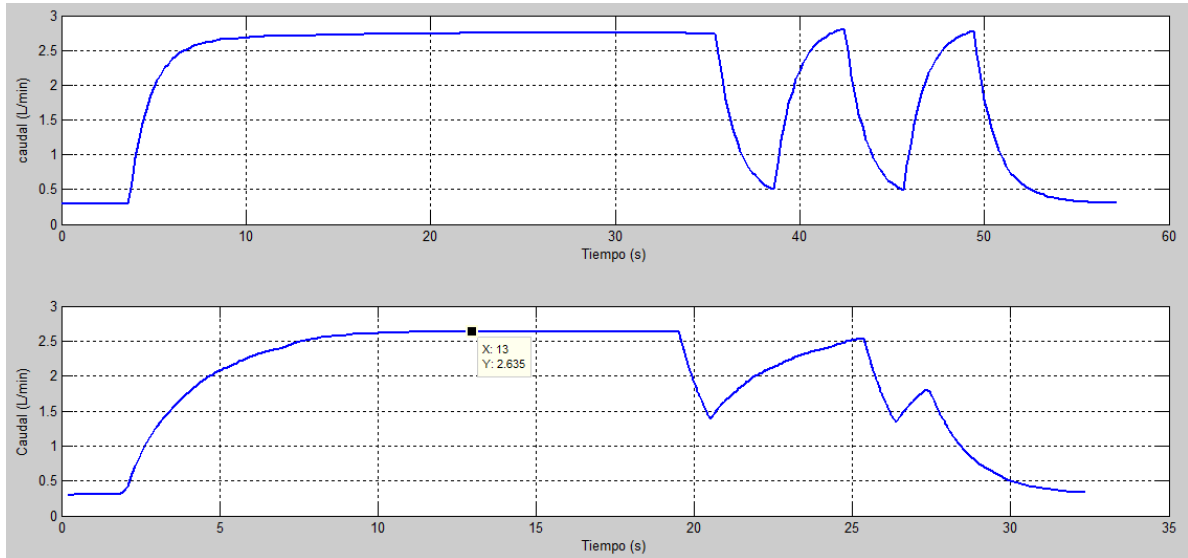


Figura. 5.18. Comprobación entre el controlador de caudal diseñado y el del fabricante.

6. CONTROL DE PRESIÓN (ESTACIÓN DE FILTRADO)

En este capítulo se presenta el diseño del control de presión de la estación de filtrado del sistema de producción modular para procesos automáticos de FESTO (MPS-PA), el cual se compone de dos partes principales, una correspondiente al sistema de llenado del depósito B201 que utiliza una estructura en cascada – paralelo con regulación difusa para los dos lazos de control. Y la segunda parte es un control difuso que regula la presión del aire comprimido que se le suministra al filtro, por medio de un acople simulado entre este sistema dinámico y el proporcionado por el nivel del tanque B102.

6.1. Diseño del control en cascada

Para el sistema de llenado del depósito B201 de la estación de mezclado, es necesario controlar el nivel de evacuación del tanque principal de agua limpia B102 de la estación de filtrado, dado que si se desocupa el tanque antes de llenar el depósito, el proceso se detendría haciendo que las condiciones iniciales y el objetivo impartido por el fabricante de las estaciones del MPS-PA pierda toda validez. Por lo tanto, se diseñó un controlador de cascada en paralelo Fig. 2.1 debido a que este mejora la dinámica del lazo de control de llenado y a su vez elimina el efecto de algunas perturbaciones en el sistema (distancia de las tuberías), haciendo la respuesta sea más estable y rápida. Esto se observa en la Fig. 6.1 donde la salida del controlador difuso de nivel del depósito B201 (lazo primario) es el punto de ajuste para el controlador difuso on-off del tanque B102 (lazo secundario).

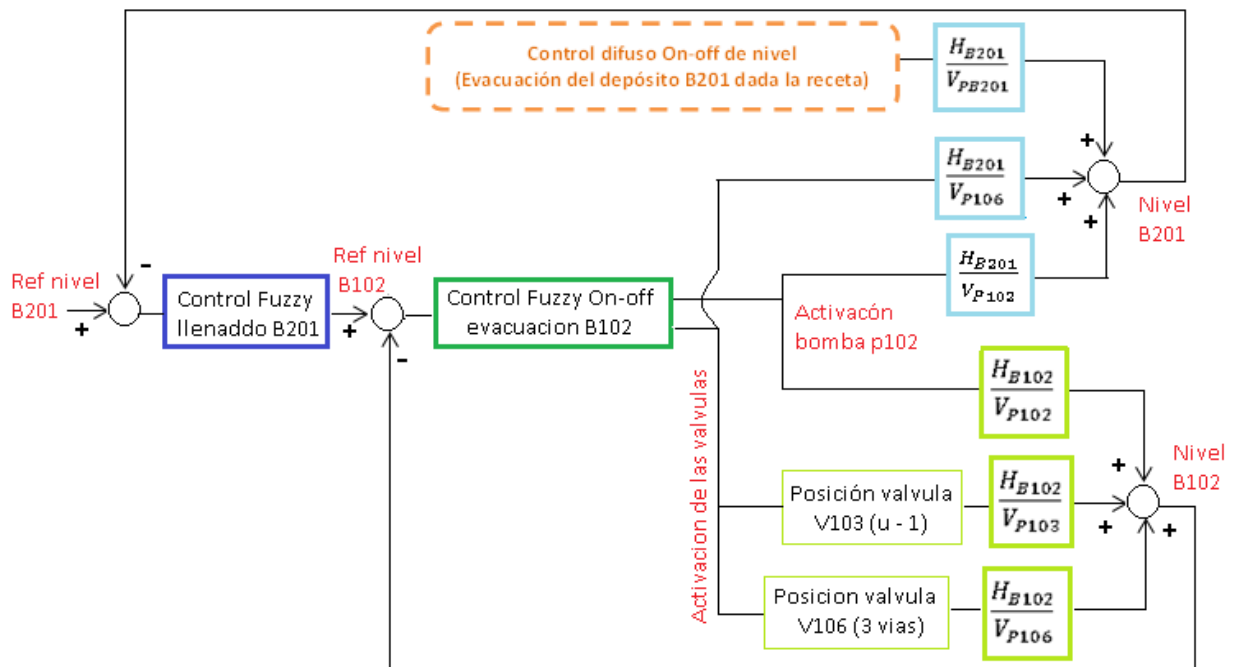


Figura. 6.1 Controlador de cascada en paralelo diseñada para el sistema de llenado del tanque B201

Con respecto al controlador difuso de nivel del depósito B201, se creó una estructura de análisis como se muestra en la tabla 5.2 del capítulo anterior donde se definió la entrada *eee* como el error del nivel del depósito B201 y la salida *ref* como el valor de referencia para el sistema de evacuación del tanque B201. A partir de lo anterior, se establecieron funciones de pertenecía tipo trapezoidal (trapmf) y triangular (trimf) para la entrada del controlador, dado que se quiso describir valores intermedios como se ve la Fig. 6.2, especialmente en el intervalo de 0 a 0.12 que se utilizaron funciones triangulares las cuales son las más sencillas y proporcionan una respuesta concisa para el llenado del depósito B201 a partir del tanque B102.

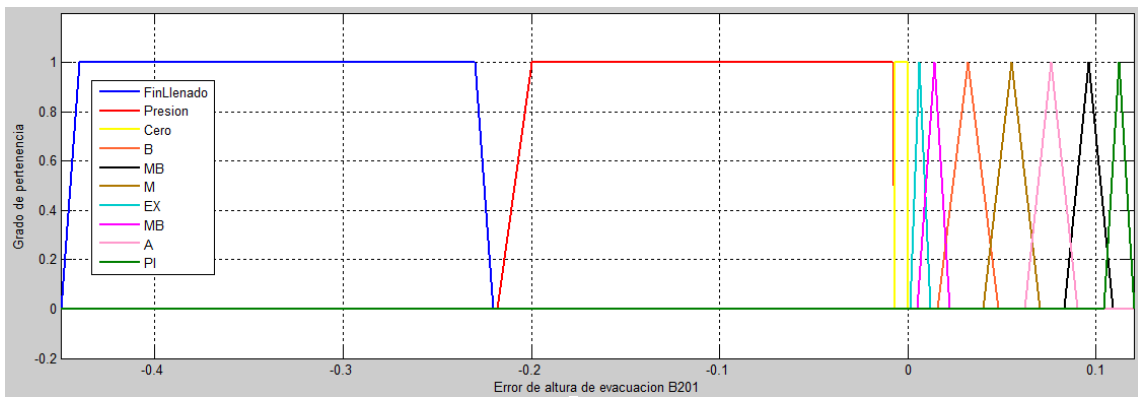


Figura. 6.2. Función de pertenencia para la entrada del control difuso de nivel para el lazo del depósito B201

Sin embargo, se manejaron tres funciones de pertenencia trapezoidales dado que estas mantienen el margen de tolerancia en su valor más representativo (1) cuando el valor lingüístico es asociado al conjunto difuso. Por esta razón, dichas funciones representan los intervalos de error al tener un sistema nulo, el cual se considera válido al no llevar a cabo ningún proceso y tener una referencia de -0.19 ya que este valor no afecta el error que se pueda producir cuando se genere el llenado del depósito B201 o el proceso de enjuague del filtro. Asimismo, se plantea esta función para el proceso de enjuague ya que se necesita un intervalo donde su respuesta siempre conlleve al mismo valor dado que el valor inicial del depósito B201 puede variar entre 0 y 0.18 m con una referencia de -0.065 para que no afecte otros procesos.

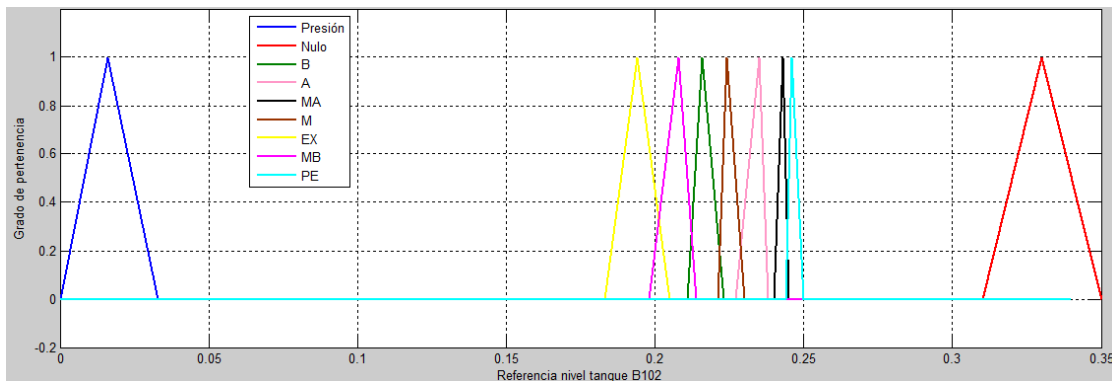


Figura. 6.3. Función de pertenencia para la salida del control difuso de nivel para el lazo del depósito B201

Dicho lo anterior, se diseñó el siguiente conjunto de reglas que dan como resultado el control de la Fig. 6.4 que permite obtener la referencia para el segundo lazo de control de la estructura de cascada en paralelo.

- 1) *If* **eee** *is* **EX** *then* **ref** *is* **EX**
- 2) *If* **eee** *is* **MB** *then* **ref** *is* **MB**
- 3) *If* **eee** *is* **B** *then* **ref** *is* **B**
- 4) *If* **eee** *is* **M** *then* **ref** *is* **M**
- 5) *If* **eee** *is* **A** *then* **ref** *is* **A**
- 6) *If* **eee** *is* **PI** *then* **ref** *is* **PI**
- 7) *If* **eee** *is* **MA** *then* **ref** *is* **MA**
- 8) *If* **eee** *is* **Cero** *then* **ref** *is* **Nulo**
- 9) *If* **eee** *is* **FinLlenado** *then* **ref** *is* **Nulo**
- 10) *If* **eee** *is* **Presion** *then* **ref** *is* **Presion**

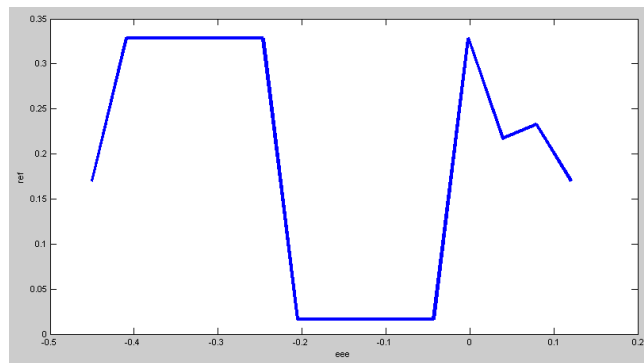


Figura. 6.4. Gráfica del control difuso de nivel para el lazo del depósito B201

Consideremos ahora el controlador difuso de nivel para el tanque B102, teniendo en cuenta que se utiliza el principio de un conjunto de lógica bivaluada se estableció la misma estructura de análisis de la tabla 5.2 donde se tiene una entrada para el error ee y dos salidas *bomba - válvula* correspondientes a la bomba P102 y las válvulas V106 y V103. Por ende, se definen las cuatro funciones de pertenencia de tipo trapezoidal (trapmf) para la entrada como se ve en la Fig. 6.5. ya que se requiere definir valores intermedios con margen de tolerancia alta (1).

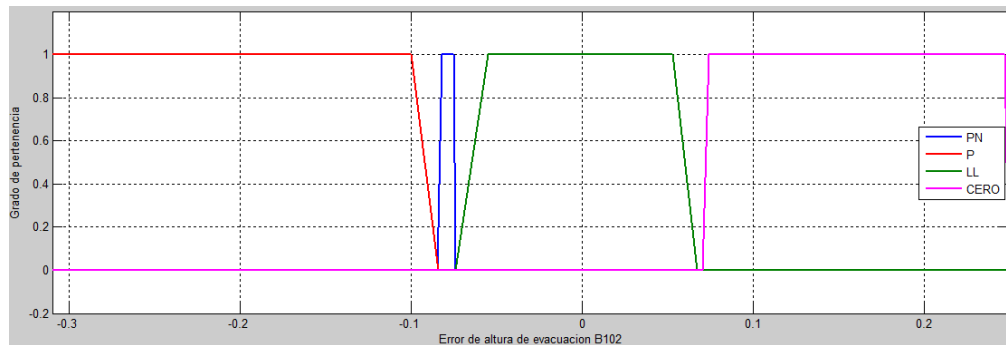


Figura. 6.5. Función de pertenencia para la entrada del control difuso de nivel para el lazo del depósito B102

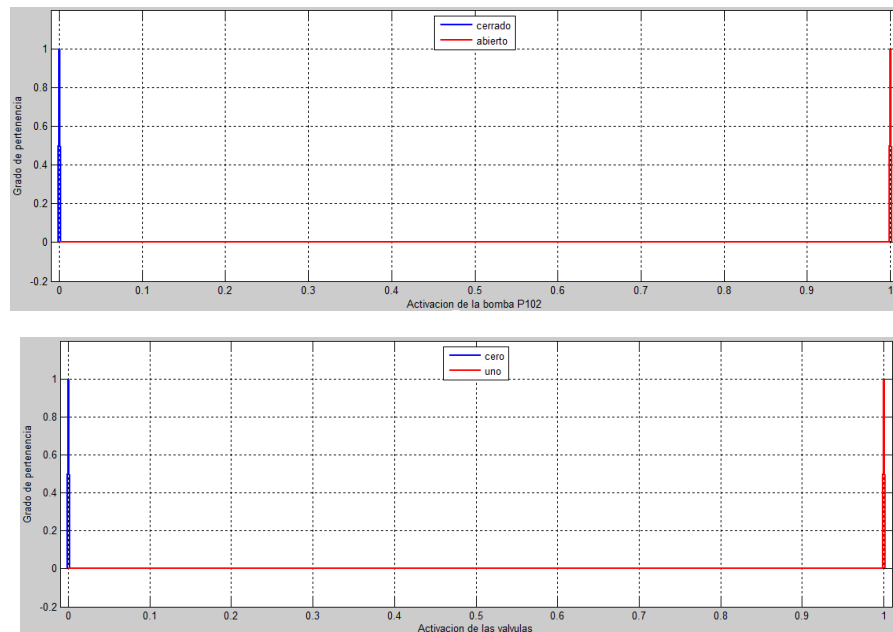


Figura. 6.6. Función de pertenencia para las dos salidas del control difuso de nivel para el lazo del depósito B102

A partir de esto, se establecen valores lingüísticos a las funciones de pertenencia de la entrada del controlador, donde P representa el error que se produce entre la referencia determinada para el proceso de enjuague (0.016 m) y el valor del nivel con la afectación del acople intrínseco de la salida del controlador difuso de presión, el cual se detalla en la sección 6.2. PN establece el error que se produce cuando el proceso de enjuague termina, LL cuando se evalúa el error de evacuación del tanque B102 y por último $CERO$ que representa el error que puede existir cuando el sistema es nulo. Dicho lo anterior, se diseñó el siguiente conjunto de reglas que dan como resultado el control de la Fig. 6.7, el diagrama de bloques del controlador de cascada en paralelo en Matlab se aprecia en el **Anexo 3 sección J**.

- 1) *If ee is PN then $bomba$ is $cerrada$ $valvula$ is $cero$*
- 2) *If ee is P then $bomba$ is $abierta$ $valvula$ is $cero$*
- 3) *If ee is $CERO$ then $bomba$ is $cerrada$ $valvula$ is uno*
- 4) *If ee is LL then $bomba$ is $abierta$ $valvula$ is uno*

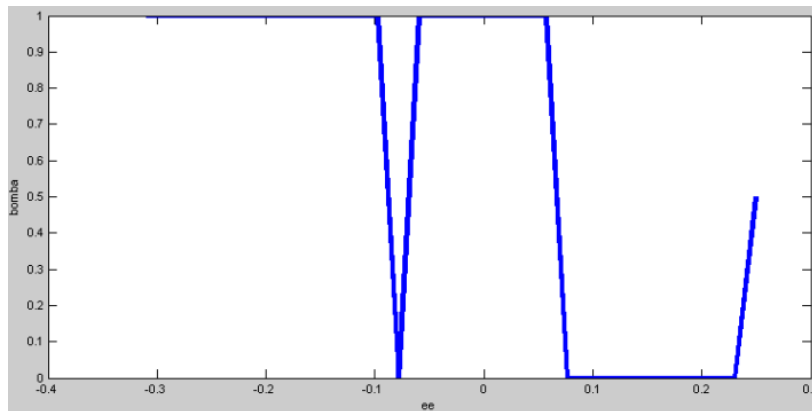


Figura. 6.7. Gráfica del control difuso de nivel para el lazo del depósito B102

6.1.1. Resultados de simulación

Dada la simulación de la estación de filtrado, se obtuvo los resultados de la tabla 6.1 donde se exponen los errores presentes en el proceso de enjuague del filtro y llenado del depósito B201.

Resultados	B201		B102	
	Enjuague	Llenado	Enjuague	Llenado
Error en estado estable (%)	0,47		1,3	
Error relativo	1,5	0.069	0.21	0.025
FIT	85,3	93,6	99,5	98,93
Tiempo de establecimiento (s)	*	*	48	70

Tabla 6.1. Resultados del control de cascada en paralelo

Al analizar dichos resultados, se deduce que el error presentado al evacuar el líquido del tanque B102 en el proceso de enjuague se debe a que el controlador difuso diseñado presenta cierta incertidumbre en el punto para inactivar los elementos finales de control como se ve en la Fig. 5.8, ya que el conjunto difuso diseñado no contempla el error en cero sino en -0.082, logrando que el sistema no se ejecute adecuadamente por el tamaño del intervalo de la función de pertenencia, en la sección 6.2. se explica más detallada la selección de esta referencia. Por lo cual este error no es relevante en el proceso.

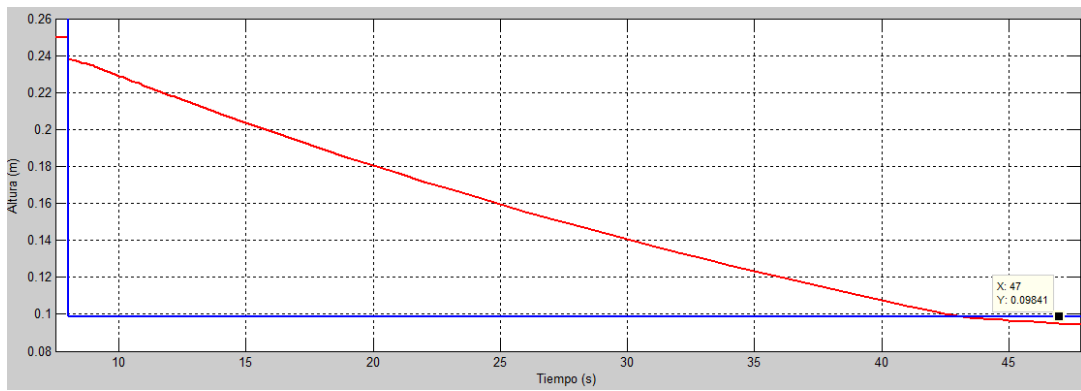


Figura. 6.8. Respuesta del sistema de nivel del tanque B102 en el proceso de enjuague

Según lo estipulado en el Capítulo 5 los depósitos deben llenarse hasta un valor de 0.112 m lo que implica que la evacuación del tanque B102 no es mayor a 0.016 m (0.5 l), por lo tanto, el controlador secundario debe ser muy preciso para que no se tenga problemas con el desborde del líquido en el depósito o accione el control de seguridad de las estaciones. En la Fig. 6.9 se observa que el sistema de nivel de B102 se mantiene en el margen de evacuación anteriormente explicado logrando que la respuesta para el nivel del depósito B201 sea favorable.

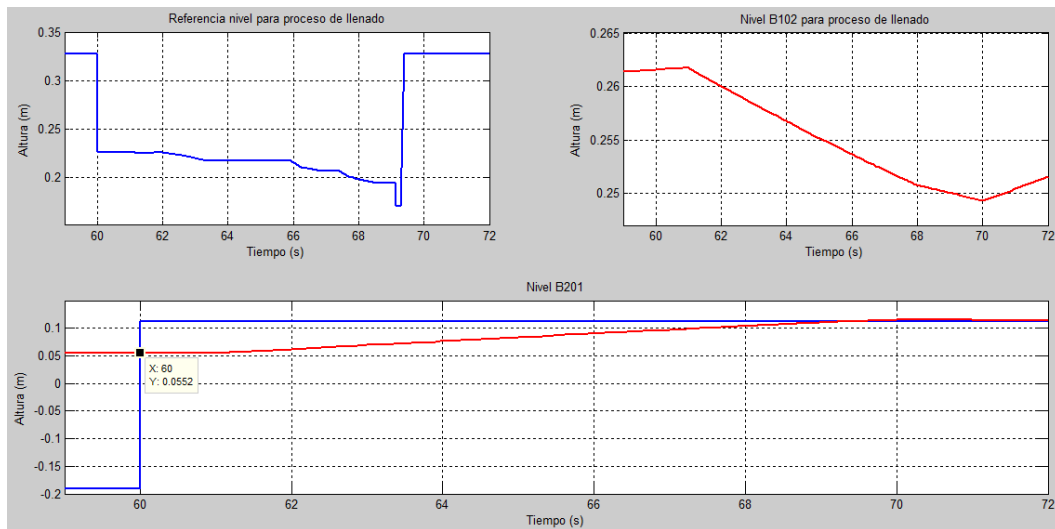


Figura. 6.9. Respuesta del controlador de cascada en paralelo para el proceso de llenado del depósito B201

6.2. Diseño del controlador de presión Fuzzy proporcional (FLP)

Como se mencionó en el capítulo 3 el proceso de enjuague del filtro de la estación de filtrado del MPS de FESTO, debe controlar dos variables, nivel del tanque B102 y la presión del aire comprimido, lo cual involucra cuatro variables manipuladas, la posición de la válvula reguladora de presión por medio del voltaje de aplicación, la bomba de evacuación del tanque B102 (P102), la válvula de bola de tres vías (posición de enjuague V106) y las válvulas de corredera y mariposa (V103-V102) que estas interconectadas, es decir, al abrir una automáticamente la otra se cierra, comportándose así como un sistema multivariable. Sin embargo, al analizar la dinámica del proceso como se aprecia en el Capítulo 4, no hay acople dinámico entre los dos sistemas haciendo que el problema de la interacción entre los lazos de control no aplique.

Por lo tanto, se decide seguir el principio del control descentralizado donde estos conjuntos son acoplados para producir pares no superpuestos a los cuales se le diseñan reguladores en forma completamente

independientes, esto brinda la capacidad de manejar el proceso como un sistema completo, mejora la eficiencia y calidad de todo el proceso, si los lazos individuales son elaborados adecuadamente puede realizar labores de reporte y análisis del desempeño del proceso [31]. Conforme a lo anterior, se genera una ganancia que permite simular una interacción estática entre los dos lazo de control como se ve en la Fig. 6.10, siendo esta débil para poder aplicar dicho principio. Esto se observa en el **Anexo 3 sección K**.

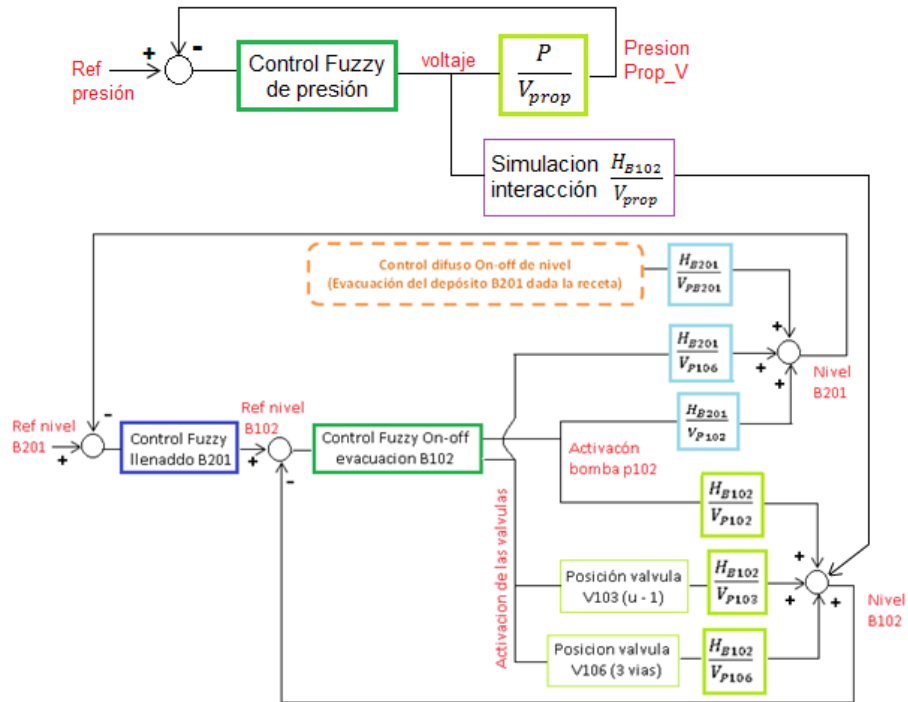


Figura. 6.10. Control multivariable descentralizado para el proceso de enjuague

A partir de esto, se diseñó el controlador difuso de presión por medio del método Sugeno ya que los valores que arrojan los consecuentes de las diferentes reglas que se establecieron son valores numéricos en un momento determinado por lo que no se necesita una etapa de defusificación, siendo esto muy conveniente para el proceso dado los rangos de presión. Por lo tanto, las funciones de pertenencia seleccionadas para la entrada son tipo triangular (trimf) y trapezoidal (trapmf) como se ve en la Fig. 6.11.

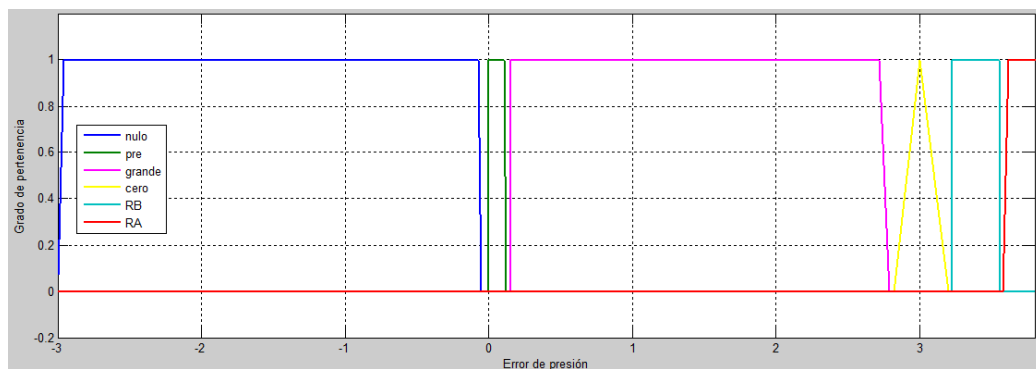


Figura. 6.11. Función de pertenencia para la entrada del control difuso de presión

A partir de esto, se establecen valores lingüísticos a las funciones de pertenencia de la entrada del controlador, donde *Nulo* y *Cero* corresponde a los valores cuando el error que se presenta no tiene validez dentro del proceso de enjuague, la variable *pre* representa el error cuando se está realizando el pre-enjuague obligatorio de diez segundos con presión de quinientos milibares, mientras que las variables *RA* y *RB* corresponden a los errores presentes cuando se da el tiempo de un segundo para activar las válvulas

según la receta A de seiscientos milibares o la receta B de ochocientos milibares. Dicho lo anterior, se diseñó el siguiente conjunto de reglas que dan como resultado el control de la Fig. 6.12 que permite obtener la manipulación de la válvula reguladora de presión por medio del voltaje. Para realizar el contraste con el sistema planteado por el fabricante como se ve en la Fig. 6.13, analizando que el controlador presenta una oscilación ya que dada la dinámica del sistema este tiende siempre a un 3 bares.

- 1) *If ep is Nulo then **voltajeP** is Cero*
- 2) *If ep is Cero then **voltajeP** is Cero*
- 3) *If ep is RA then **voltajeP** is RA*
- 4) *If ep is RB then **voltajeP** is RB*
- 5) *If ep is pre then **voltajeP** is pre*

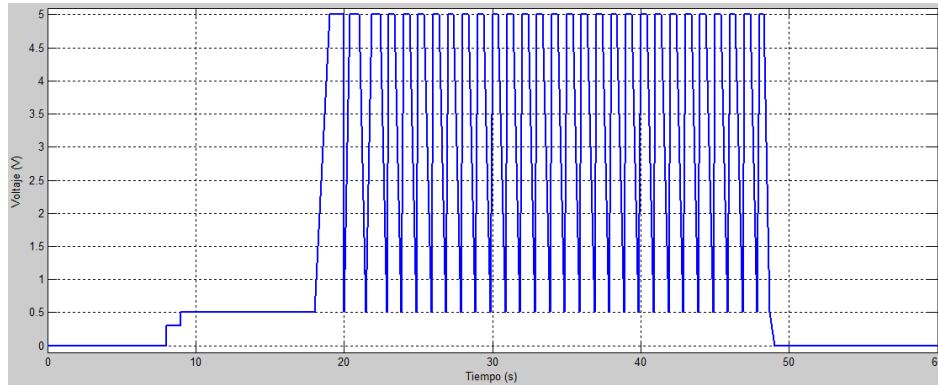


Figura. 6.12. Respuesta del controlador de presión

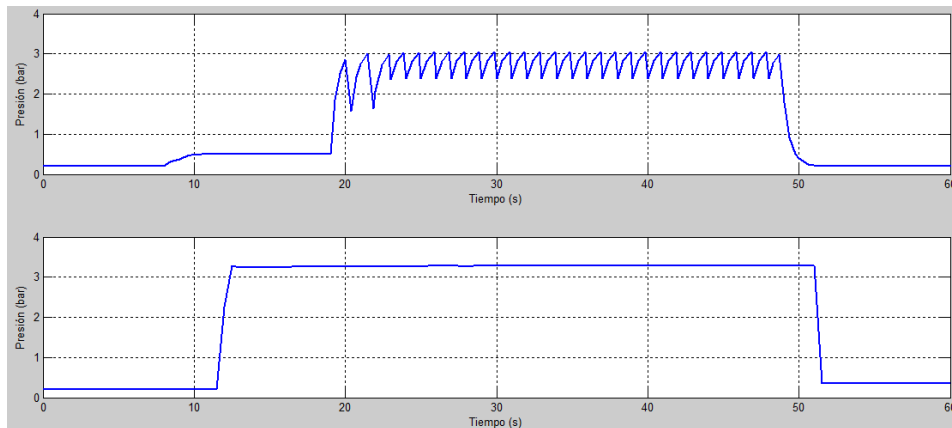


Figura. 6.13 Validación del controlador con el de FESTO para la receta A

6.2.1. Temporizador

La finalidad del temporizador para el proceso de enjuague, es delimitar el tiempo de presión al que está sometido el filtro según la receta seleccionada, por lo tanto, se realizó un contador por medio del bloque contador de funcionamiento libre (counter free-running) de Matlab el cual genera un escalón unitario cada segundo (variable *señal*), es decir, cuenta ascendentemente en pasos de uno hasta llegar al valor máximo de $2^{Nbits} - 1$ cada paso representa un segundo por ende se maneja ciclos de dieciséis bits ya que da un margen bastante amplio para prevenir inconvenientes con los tiempos de ejecución del proceso completo. Teniendo en cuenta esto, se implementa el algoritmo *valor* que establece el punto de partida para el algoritmo *contador* ya que puede existir un tiempo muerto antes de comenzar el proceso, dicho algoritmo tiene la función de indicar la referencia del lazo de control de presión durante el tiempo estipulado en la receta como se estipula en la tabla 6.2.

Condicion de salida	Receta	Tiempo (s)	Presion (bar)
CO	A	1	4
	B	1	3.8
PO	Pre-enjuague	10	0.5
P1	A	30	0.6
P2	B	50	0.8

Tabla 6.2. Condiciones de salida según las recetas

En primer lugar, se ejecuta la condición *CO* que representa el tiempo de activación de las válvulas V106 y V103 que se necesita para que el sistema simule la interacción y no se presenten inconvenientes con el sistema de seguridad, una vez se cumpla esta condición se realiza el pre enjuague y posterior a esto, se procede a cumplir con el tiempo de la receta seleccionada. Esto se puede apreciar en la Fig. 6.14 y en el diagrama de bloques diseñado que se encuentra en el **Anexo 3 sección L**.

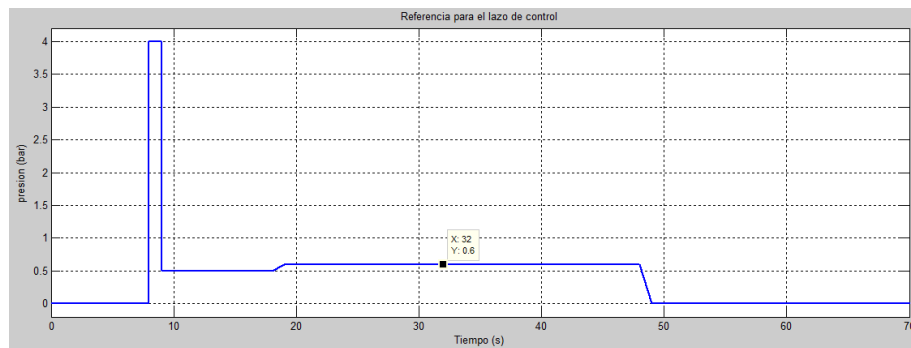


Figura. 6.14. Referencia para el controlador de presión dado el temporizador

6.2.2. Simulación de la interacción nivel B102/voltaje

Para realizar la interacción entre los sistemas de presión y nivel del tanque B102, se diseñó el algoritmo *Acople_multivariable* el cual toma la salida del controlador difuso de presión *G12_p* donde identifica que receta fue seleccionada por medio del voltaje, en el caso de la receta A es de 0.3 V y en la receta B de 0.4 V, estos no afectan el proceso de enjuague ya que la válvula reguladora de presión tiene un funcionamiento óptimo mayor a 0.6 V. Una vez se presente cualquiera de estas dos situaciones, el algoritmo da una ganancia tentativa para que el valor inicial se modifique, en el caso de la receta A es de -0.012 y en la receta B de 0.07, haciendo que la referencia de 0.016 m siempre se cumpla ya que los tiempos de las recetas implican diferentes alturas. Esto se observa en la Fig. 6.15 y en el diagrama de bloques diseñado que se encuentra en el **Anexo 3 sección M**

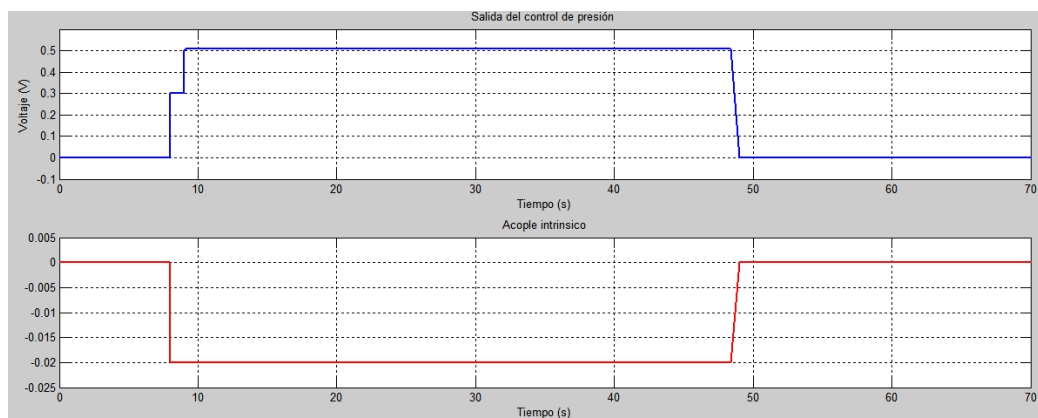


Figura. 6.15. Respuesta del acople diseñado para interconectar los sistemas de presión y nivel

6.3. Interfaz Grafica

Con la idea de simplificar y facilitar el ingreso de los datos del proceso anteriormente expuesto, se diseñó una interfaz gráfica (GUI) en Matlab la cual cuenta con un menú principal como se ve en la Fig. 6.16, donde se exponen los tres pasos principales para comenzar exitosamente el proceso de las estación de filtrado y mezclado del MPS.



Figura 6.16. GUI del menú principal

El primer paso es ingresar a la GUI de las **instrucciones** de la Fig. 6.17, la cual expone todas las condiciones iniciales que debe desarrollar el estudiante para que proyecto sea llevado con éxito, estas reglas se desarrollaron teniendo en cuenta las normas de seguridad de las estaciones y las restricciones que se plantearon para el proyecto. Dado que este es un punto muy importante, solo se habilitara el inicio del proceso si se indica que ha realizado el procedimiento y la verificación de las reglas establecidas allí.

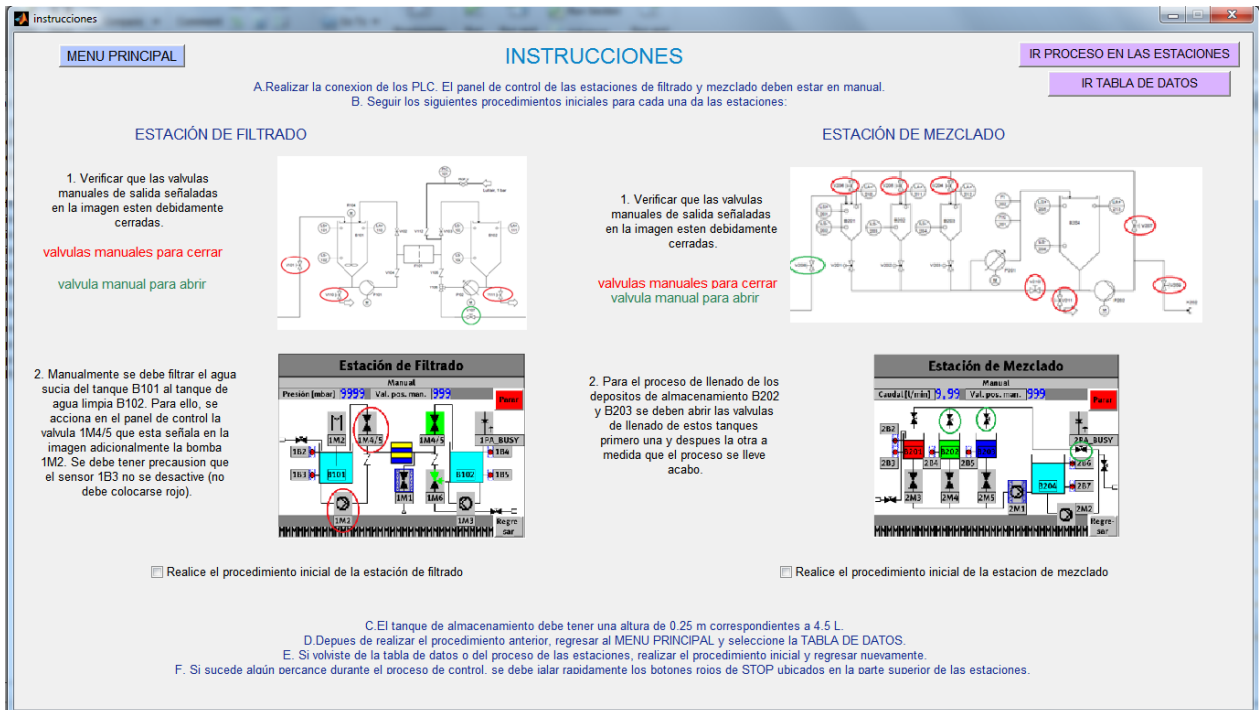


Figura 6.17. GUI de instrucciones

El segundo paso es ir a la **tabla de datos** de la Fig. 6.18, donde el estudiante o el usuario debe ingresar los datos de los volúmenes iniciales en unidades de litros (L) de los depósitos (B201, B202 y B203) y del tanque de almacenamiento B102, como la referencia del caudal y seleccionar una de las recetas establecidas por el fabricante FESTO para el sistema de mezclado de los depósitos y para el enjuague del filtro correspondiente a la referencia de presión.



Figura 6.18. GUI tabla de datos

Considerando que el proceso trabaja con el nivel de los depósitos y del tanque en unidades de metro (m) no con el volumen, se realiza la conversión de los datos a partir de la forma geométrica de estos según la validación hecha en el Capítulo 3, lo cual se muestra en la tabla de la interfaz.

Finalmente, se pasa a la GUI de proceso de las estaciones de la Fig. 6.19 donde el estudiante o el usuario puede escoger entre realizar el procedimiento en las estaciones o simulado. Para cualquiera de las dos opciones, en la interfaz se observa la respuesta del nivel de los tres depósitos y del tanque de almacenamiento como del caudal y la presión.

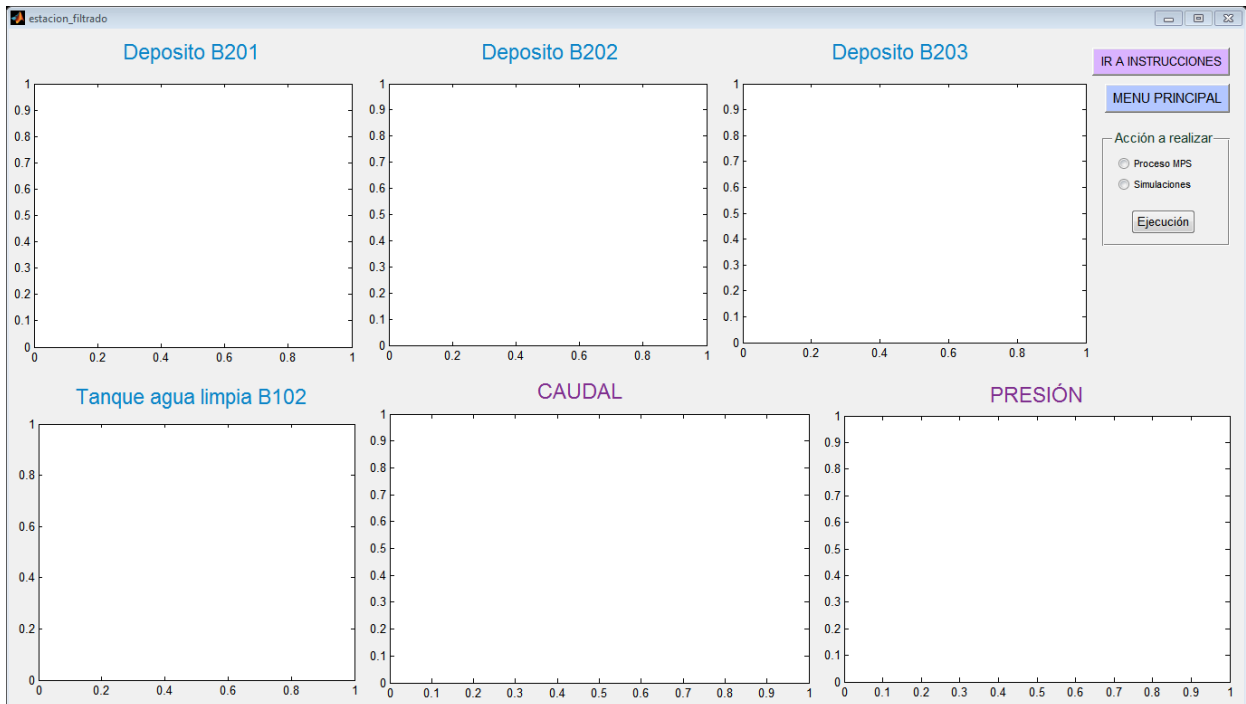


Figura 6.19. GUI de proceso de las estaciones

7. CONCLUSIONES

El problema de control planteado para las estaciones de mezclado y filtrado del sistema de producción modular de procesos automáticos de FESTO en este trabajo de grado, presento un alto grado de complejidad debido a todas las variables simultáneas que se debían tener en cuenta para diseñar controladores difusos válidos para el proceso.

Tras realizar el análisis del proceso de las dos estaciones, se consideró relevante la utilización de estructuras avanzadas de control ya que permiten tener una aproximación más real del proceso estableciendo las condiciones óptimas de trabajo de los controladores, es decir, al tener una menor variabilidad en las variables controladas, el controlador puede mantener la operación de las variables manipuladas cercanas al punto de funcionamiento óptimo, el cual se encuentra en los límites operativos como se instauraron en los modelos matemáticos del Capítulo 3.

A pesar que los controladores difusos no necesitan los modelos matemáticos para ser trazados, en este proyecto se evidencia que conocer adecuadamente el proceso es de gran utilidad, ya que al tener mayor claridad de las variables y estructuras que se involucran, el diseño de las funciones de pertenencia como las reglas de interacción de los controladores de caudal, presión y nivel (on-off) son fáciles de llevar a cabo.

En el caso de la estación de mezclado el proceso corresponde a un sistema multivariable, donde se diseñó los controladores de caudal y nivel de los depósitos en base al desacople formulado del modelo que se planteó. Para el caso de la estación de filtrado se evidencia que el diseño de los controladores están sujeto a un sistema en cascada, lo cual depende de tres factores cuando el sistema es nulo, cuando se realiza el proceso de enjuague del filtro dado el acople intrínseco entre el nivel del tanque B102 y la presión del aire comprimido y cuando se llenan los depósitos si es necesario al nivel mínimo para efectuar el sistema de evacuación según las recetas de la estación de mezclado. Por lo tanto, saber el modelo matemático del proceso facilita mucho la creación de los rangos de las funciones de pertenencia así no se utilicen propiamente sus ecuaciones en su diseño, sin contar que es de vital importancia para la simulación y la comprobación de los controladores.

A partir de los resultados, se puede concluir que el diseño planteado tiene varios aspectos sobresalientes con respecto al del fabricante FESTO, como el tiempo de establecimiento en los controladores de caudal y presión, la automatización parcial del llenado de los depósitos y la aproximación del nivel de los diferentes tanques a partir de los detectores de nivel alto y bajo. Sin embargo, los errores que se exhiben pueden afectar la efectividad del sistema, sin contar que los controladores difusos tienen problemas cuando el valor de las variables se acerca a cero, presentando oscilaciones o inconsistencias en este rango limitado.

Como el proyecto está fundamentado para el aprendizaje de los estudiantes de ingeniería, la ventaja más favorable del controlador difuso con respecto al clásico control PI que tiene por defecto las estaciones, es no volver a diseñar completamente el controlador ya que solo basta con cambiar algunas de las funciones de pertenencia o en su defecto las reglas, identificando que parámetro del sistema no cumple con las condiciones que se necesitan para obtener la respuesta deseada. Aunque este cambio no es muy sencillo cuando se tienen múltiples entradas y salidas, en el caso del controlador On-off del lazo secundario del control de cascada en paralelo el cual tiene dos salidas, es fácil de implementar ya que corresponde a un sistema bivaluado, el cual solo tiene dos estado activo o inactivo.

8. BIBLIOGRAFÍA

- [1] E. A. Criollo Ayala. “*Diseño e implementación de un controlador difuso tolerante a falla, aplicado al control de nivel de líquido*”, T.M, Ing. Electron., Universidad Politécnica Salesiana, Cuenca, Ecuador, 2015. [Online]. Available: <http://dspace.ups.edu.ec/bitstream/123456789/7843/1/UPS-CT004686.pdf>.
- [2] J. C. López Hernández, “*Control basado en algoritmos genéticos y lógica difusa para la aplicación en procesos industriales*,” T.G., Ing. Electron., Pontificia Universidad Javeriana, Bogotá, Colombia, 2014.
- [3] C. A. Smith, A. B. Corripio. *Principles and practice automatic process control*. Ed. Seg. Capítulo 10
- [4] Arántegui, Javier. Control de procesos, capítulo 10: Sistemas de control avanzado. [Online] Disponible: http://web.udl.es/usuarios/w3511782/Control_de_procesos/Unidades_files/Cap10_10-11.pdf
- [5] J. P. Camacho Duarte, L. C. Hernández Polo y M. C. Moreno Reyes, “*Control de un péndulo invertido empleando lógica difusa y algoritmos genéticos*,” T.G., Ing. Electron., Pontificia Universidad Javeriana, Bogotá, Colombia, 2006.
- [6] S. N. Sivanandam, S. Sumathi, S. N. Deepa. *Introduction to fuzzy login using MATLAB*. Springer. P 20.
- [7] K. M. Passino, S. Yurkovich. *Fuzzy control*. Ed. Cuarta P 21-39
- [8] T. J. Ross. *Fuzzy logic with engineering applications*. Wiley. Ed. Segunda. P 15-30.
- [9] J. G. Jurado. *Diseño de sistemas de control multivariable por desacople con controladores PID*. T.G. Ing. Industrial. Universidad de Córdoba, Madrid, 2012.
- [10] L. Zheng and H. Nakagawa, “OPC (OLE for Process Control) Specification and its Developments,” pp. 917–920, 2002.
- [11] B. Schellmann, J. Helmich, D. Schwarzenberger, A. Sigel, M. Bellenberg, and E. Terzi, “*Manual Estación Filtración*.” Denkendorf, p. 100, 2006.
- [12] B. Schellmann, J. Helmich, D. Schwarzenberger, A. Sigel, M. Bellenberg, and E. Terzi, “*PI Diagram Filtration*.” Denkendorf, p. 100, 2006.
- [13] B. Schellmann, J. Helmich, D. Schwarzenberger, A. Sigel, M. Bellenberg, and E. Terzi, “*Manual Estación Mezcla*.” Denkendorf, p. 100, 2006.
- [14] B. Schellmann, J. Helmich, D. Schwarzenberger, A. Sigel, M. Bellenberg, and E. Terzi, “*PI Diagram Mixing*.” Denkendorf, p. 100, 2006.
- [15] FESTO®, “689201_es_Depósito rectangular”. Pdf
- [16] FESTO®, “689200_es_Depósito cilíndrico”. Pdf
- [17] Wilon, Pumpen Intelligenz. “*Principios fundamentales de la tecnología de las bombas centrifugas*”. Ed. 5, 2005 [Online]. Available: http://www.wilo.es/fileadmin/es/Downloads/pdf_entero.pdf
- [18] FESTO®, “170712_es_Bomba”. Pdf

- [19] FESTO®, “196927_es_Electrovalvula”. Pdf
- [20] FESTO®, “170716_en_ball_valve”. Pdf
- [21] FESTO®, “696660_es_Filtro”. Pdf
- [22] FESTO®, “691355_en_butterfly_valve”. Pdf
- [23] A.M. Lopez, D. Patiño, R. Diez. “Parameters identification and gas behaviour characterization of DBD systems”. IEEE Transactions on plasma science, vol. 41, no. 8, august 2013
- [24] “Operación con fluidos”. [Online]. Available:
<http://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/19071/1/Tema3.pdf>
- [25] FESTO®, “304518_es_Tubo”. Pdf
- [26] Mankenberg. *Dimensionado de válvulas reguladoras de presión*. P 3. Pdf
- [27] FESTO®, “535987_es_Electrovalvula”. Pdf
- [28] M. A. Opina Alarcón. “Diseño de un sistema de control multivariable para un circuito de molienda en húmedo,” Mc. T.G., Ing. Control., Universidad Nacional de Colombia, Medellín, Colombia, 2009
- [29] FESTO®, “VPPE-3-1/8-6-010 válvula reguladora de presión”. Pdf
- [30] A. Seshagiri Rao, S. Seethaladevi, S. Uma, M. Chidambaram. *Enhancing the performance of parallel cascade control using Smith predictor*. Department of Chemical Engineering, National Institute of Technology, Tiruchirappalli _ 620 015, India
- [31] J. C. Calderon Osorio. “Control de procesos multivariables mediante un sistema de control distribuido modificado” Mc. T.G., Ing. Químico., Universidad Nacional de Colombia, Medellín, Colombia, 2009.
- [32] W. Altmann. *Process Control for engineering and technicians*. Ed. Tercera. P 155-159