

UNIVERSIDAD DE INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA

CARRERA DE INGENIERÍA ELECTRÓNICA



**DISEÑO E IMPLEMENTACIÓN DE
BLOQUES DE CONTROL DE ORDEN
FRACCIONARIO PARA UNA PLANTA
MULTIPROPÓSITO INDUSTRIAL**

TESIS

Para optar el título profesional de Ingeniero Electrónico

AUTOR

Cristian L. Cuevas Condor

Código 201310024

ASESOR

Arturo Rojas Moreno, PhD

Lima - Perú

Diciembre 2020

Dedicatoria:

*A toda mi familia. En especial a mis padres, a mi hermana y a mi hermano con mucho
cariño por su amor y comprensión.*

Agradecimientos:

Agradecimiento total a mis padres y hermanos por todo el apoyo durante mi tiempo en la universidad. A mi asesor Dr. Arturo Rojas por la confianza y el asesoramiento brindado en todos los proyectos realizados y a todos los profesores del departamento de Ingeniería Electrónica por contribuir en mi desarrollo profesional.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
RESUMEN	1
ABSTRACT	2
CAPÍTULO 1 INTRODUCCIÓN	3
1.1 Formulación del Problema	5
1.2 Antecedentes	6
1.2.1 Tipos de procesos industriales a controlar	7
1.2.2 Aplicaciones reales del controlador PID de orden fraccionario	10
1.2.3 Fragilidad del controlador PID de orden fraccionario	10
1.2.4 Rendimiento: PIDOE vs PIDOF	11
1.3 Alcance y limitaciones	11
1.4 Objetivos de la Tesis	12
1.5 Organización de la Tesis	12
CAPÍTULO 2 CONFIGURACIÓN EXPERIMENTAL	14
2.1 Planta Multipropósito Industrial	14
2.2 Módulo de Supervisión y Control	17
2.3 Conexiones y escalamientos de sensores y actuadores	18
CAPÍTULO 3 MODELADO EXPERIMENTAL DE LOS PROCESOS	20
3.1 Nociones Previas	20
3.2 Modelado del proceso de Flujo	21

3.3	Modelado del proceso de Nivel	24
3.4	Modelado del proceso de Temperatura	28
3.5	Modelado del proceso de Presión	31
3.6	Identificación de sistemas dinámicos en el PLC	34
CAPÍTULO 4 CONTROL PID DE ORDEN ENTERO (PIDOE)		40
4.1	Sistemas de Control Automáticos	40
4.2	Controlador PID de orden entero	43
4.3	Control PIDOE usando bloques PIDE de Rockwell	45
4.3.1	Variable Flujo	48
4.3.2	Variable Nivel	50
4.3.3	Variable Temperatura	51
4.3.4	Variable Presión	52
4.3.5	Control PIDOE en Cascada	54
4.3.6	Control PIDOE Multilazo	55
CAPÍTULO 5 CONTROL PID DE ORDEN FRACCIONARIO (PIDOF)		56
5.1	Controlador PID de orden fraccionario	56
5.1.1	Sintonización de parámetros	57
5.2	Algoritmo PID en forma incremental de orden fraccionario	58
5.3	Simulación PIDOF en tiempo discreto	62
5.3.1	Variable Flujo	62
5.3.2	Variable Nivel	63
5.3.3	Variable Temperatura	64
5.3.4	Variable Presión	65
5.4	Implementación de controladores PIDOF	66
5.4.1	Control de Flujo	67
5.4.2	Control de Nivel	68
5.4.3	Control de Temperatura	69

5.4.4 Control de Presión	70
5.4.5 Control en cascada PIDOF de flujo y nivel	71
5.4.6 Control de la Razón	73
5.4.7 Control Multilazo de Nivel y Temperatura	73
CAPÍTULO 6 COMPARACIÓN DE RESULTADOS	76
6.1 Flujo	76
6.2 Presión	77
6.3 Nivel	77
6.4 Temperatura	78
6.5 Resumen comparativo	81
6.6 Interfaz de usuario	82
CONCLUSIONES	85
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	86
CAPÍTULO A ANEXOS Y PROGRAMAS FUENTE	91

ÍNDICE DE TABLAS

2.1	Escalamiento usado para los instrumentos analógicos. Fuente: Elaboración propia	18
2.2	Escalamiento usado para los instrumentos digitales. Fuente: Elaboración propia	18
4.1	Parámetros PIDE de Rockwell para el control de flujo. Fuente propia . . .	49
4.2	Parámetros PIDE de Rockwell para el control de nivel. Fuente: Elaboración propia	50
4.3	Parámetros PIDE de Rockwell para el control de temperatura. Fuente: Elaboración propia	52
4.4	Parámetros PIDE de Rockwell para el control de presión. Fuente propia .	53
6.1	Tabla comparativa de parámetros de rendimiento de control. Fuente: Elaboración propia	81

ÍNDICE DE FIGURAS

1.1	Módulo de proceso <i>Rig38</i> – 100 [11].	9
2.1	Planta multipropósito industrial [2].	15
2.2	Diagrama de instrumentación y tuberías P&ID para la planta multipropósito. Fuente: Elaboración propia	16
2.3	Módulo de Supervisión y Control [1].	17
2.4	Conexiones para el módulo de supervisión y control. Fuente: Elaboración propia	19
3.1	P&ID para la variable de proceso flujo. Fuente: Elaboración propia	21
3.2	Tendencia obtenida para la curva reacción de flujo.	22
3.3	Respuesta al escalón de forma experimental del flujo. Fuente: Elaboración propia	23
3.4	Respuesta al escalón del modelo estimado del flujo. Fuente propia	24
3.5	P&ID para la variable de proceso de nivel. Fuente: Elaboración propia . . .	24
3.6	Tendencia obtenida para la curva reacción de nivel. Fuente: Elaboración propia	26
3.7	Respuesta al escalón de forma experimental del nivel. Fuente: Elaboración propia	27
3.8	Respuesta al escalón del modelo estimado del nivel. Fuente: Elaboración propia	27
3.9	P&ID para la variable de proceso temperatura. Fuente: Elaboración propia	28
3.10	Respuesta al escalón de forma experimental de temperatura. Fuente propia	30

3.11	Respuesta al escalón del modelo estimado de temperatura. Fuente: Elaboración propia	30
3.12	P&ID para la variable de proceso presión. Fuente: Elaboración propia	31
3.13	Tendencia obtenida para la curva reacción de presión. Fuente: Elaboración propia	32
3.14	Respuesta al escalón de forma experimental de presión. Fuente: Elaboración propia	33
3.15	Respuesta al escalón del modelo estimado de presión. Fuente: Elaboración propia	33
3.16	Esquema del proceso de identificación de modelos lineales para procesos de primer orden. Fuente: Elaboración propia	34
3.17	Parámetros estimados para el modelo matemático del proceso de flujo con frecuencia de ingreso de 30Hz obtenidos en el PLC. Fuente: Elaboración propia	37
3.18	Curva reacción del flujo a 30 Hz de frecuencia de entrada para el cálculo de los parámetros de identificación del proceso. Fuente: Elaboración propia	37
3.19	Error de estimación para la estimación del modelo de flujo a 30 Hz. Fuente: Elaboración propia	37
3.20	Parámetros estimados para el modelo matemático del proceso de flujo con frecuencia de ingreso de 50 Hz obtenidos en el PLC. Fuente: Elaboración propia	39
3.21	Curva reacción del flujo a 50 Hz de frecuencia de entrada para el cálculo de los parámetros de identificación del proceso. Fuente: Elaboración propia	39
3.22	Error de estimación para la estimación del modelo de flujo a 50 Hz. Fuente: Elaboración propia	39
4.1	Diagrama de bloques para un control de flujo. Fuente: Elaboración propia	43
4.2	Bloques de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia	48

4.3	Control PIDOE de flujo usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia	49
4.4	Control PIDOE de nivel usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia	51
4.5	Control PIDOE de temperatura usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia	52
4.6	Control PIDOE de presión usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia	53
4.7	Control PIDOE en cascada de flujo y nivel usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia	54
4.8	Control PIDOE multilazo de nivel y temperatura usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia	55
5.1	Controlador PID fraccionario vs PID clásico. Región de parámetros del controlador de orden entero (a) y parámetros de orden fraccionario (b) [3].	58
5.2	Diagrama de bloques para el algoritmo PID en forma incremental [41]. . .	61
5.3	Simulación del control PIDOF para el proceso de flujo. Fuente propia . .	62
5.4	Simulación del control PIDOF para el proceso de nivel. Fuente propia . .	63
5.5	Simulación del control PIDOF para el proceso de temperatura. Fuente propia	64
5.6	Simulación del control PIDOF para el proceso de presión. Fuente propia .	65
5.7	Bloque de control PID de orden fraccionario PIDOF. Vista interior. Fuente: Elaboración propia	66
5.8	Implementación del control PIDOF para el proceso de flujo. Fuente: Elaboración propia	67
5.9	Implementación del control PIDOF para el proceso de flujo con otro parámetro fraccionario. Fuente: Elaboración propia	68
5.10	Implementación del control PIDOF para el proceso de nivel. Fuente: Elaboración propia	69

5.11 Implementación del control PIDOF para el proceso de temperatura. Fuente: Elaboración propia	70
5.12 Implementación del control PIDOF para el proceso de presión. Fuente: Elaboración propia	71
5.13 Implementación del control PIDOF en cascada. Fuente: Elaboración propia	72
5.14 Implementación del control PIDOF de la razón. Fuente: Elaboración propia	74
5.15 Implementación del control PIDOF multilazo de nivel y temperatura. Fuente: Elaboración propia	75
6.1 Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de nivel. Vista amplia. Fuente: Elaboración propia	78
6.2 Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de nivel. Fuente: Elaboración propia	79
6.3 Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de temperatura. Vista amplia. Fuente: Elaboración propia	80
6.4 Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de temperatura. Fuente: Elaboración propia	80
6.5 Estación de trabajo donde se monitorean los valores y estados actuales de la instrumentación existentes. Fuente: Elaboración propia	83
6.6 Centro de control donde se modifican, ejecutan y supervisan los lazos de control existentes. Fuente: Elaboración propia	84

RESUMEN

A lo largo del tiempo se han venido desarrollando diferentes técnicas de control aplicados al control de procesos en la industria. Es por ello que en este trabajo se propone diseñar e implementar bloques de control con algoritmos PID de orden fraccionario en forma incremental en un autómata programable para su ejecución en favor al control de las principales variables de proceso en una industria. Para dicho fin, la universidad de Ingeniería y Tecnología UTEC cuenta con un laboratorio de automatización industrial, el cual dispone de una planta multipropósito a escala y un módulo de control y supervisión que emula situaciones reales del control de procesos en una industria. Se implementarán 4 bloques de control para las variables de proceso de flujo, nivel, temperatura y presión; los cuales serán implementados en un PAC ControlLogix con una interfaz de usuario de supervisión SCADA (*Supervisory Control And Data Acquisition*). Para validar el funcionamiento de los bloques mencionados se implementarán estrategias de control en configuración multilazo, de la razón y cascada.

PALABRAS CLAVE:

Control PID, Control de orden fraccionario, control de procesos, planta multipropósito, modelado experimental, identificación de parámetros, implementación, controlador industrial.

ABSTRACT

DESIGN AND IMPLEMENTATION OF FRACTIONAL ORDER CONTROLLER BLOCKS FOR AN INDUSTRIAL MULTIPURPOSE PLANT

Since many time ago, there have development different control techniques applied to the industrial process control. For that, this work propose to design and implement fractional order PID controllers in incremental form inside controller blocks for their execution in an automatic programmable logic controller (PLC), in order to control the five principals variables in a industrial process. To carry out the goal described above, the university “Universidad de Ingeniería y Tecnolgia UTEC” has a industrial automation laboratory, where is located a multipurpose industrial plant and a supervisory control module for simulate real situations of industrial control process. This work is going to implement four controller blocks for flow, level, temperature and pressure industrial variables in a PAC ControlLogix controller with a user SCADA interface (Supervisory Control and Data Acquisition). Finally multiloop, ratio and cascade control strategies also are going to implement to validate the controller blocks functionality.

KEYWORDS:

PID control, Fractional order controller, process control, multiporpose plant, experimental model, system identification model, implementation, industrial PLC.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

Los sistemas de control automático son parte esencial de los procesos industriales, pues estos automatizan procesos para aumentar la eficiencia y productividad de una empresa. Esto no sería posible sin la implementación y aplicación de técnicas de control a través de algún sistema automático. Independientemente del sistema usado para la aplicación industrial, se tendrá que diseñar e implementar un algoritmo de control para ejecutar funciones que conllevan precisión y rapidez de trabajo.

Típicamente, un controlador está conformado por 3 componentes: modelamiento experimental, algoritmo de control y autosintonía de parámetros de control. Por tal, los controladores industriales existentes en la actualidad se encuentran disponibles en bloques de control y están listos para identificar algún proceso industrial y poder controlar una variable de salida con respecto a una variable entrada y un nivel de referencia.

A lo largo del tiempo se han desarrollado técnicas de control aplicables masivamente en la actualidad; tal es el caso del controlador PID clásico, el cual es muy usado y funciona adecuadamente debido a que el 90 % de los procesos industriales son sistemas de una entrada y una salida (SISO, del inglés *Single-Input, Single-Output*) con una dinámica que se rige por modelos de primer y segundo orden. Así mismo desde la década de los 60, han sido motivo de estudio diferentes variantes para mejorar el rendimiento del controlador PID de orden entero o clásico (PIDOE) cuando éstos no efectúan un control adecuado en procesos de mayor complejidad, es decir, presenta limitaciones de desempeño en procesos industriales con retardo dinámico y sistemas multivariables (MIMO, del inglés *Multiple-Input, Multiple-Output*); por lo que se opta por adquirir un controlador más sofisticado a un costo elevado. Estos bloques de control adquiridos son cerrados y

conlleva a tener limitaciones en cuanto a la disposición total de funciones útiles obtenidas durante el proceso de diseño de un controlador; como lo son la identificación de parámetros para el modelamiento del proceso y la obtención de su función de transferencia de forma automática. Otro factor importante enfocado a la aplicación de controladores en procesos industriales, es que hay carencia de evidencias prácticas de implementación de controladores PID de orden fraccionario (PIDOF) en autómatas programables; por lo que no hay disponibilidad de dichos controladores en los sistemas de control actuales.

El tema del presente trabajo ofrece una alternativa de solución para controlar procesos industriales donde los controladores PID clásicos presentan deficiencias o ejecutan un control con más cantidad de error en el estado estacionario, para dicho fin se propone como objetivo general diseñar e implementar bloques de controladores PID de orden fraccionario para procesos industriales. Para ello, se propone diseñar y simular algoritmos de control fraccionario para variables de flujo, nivel, temperatura y presión; posteriormente se implementarán dichos algoritmos en un PLC (Controlador lógico programable) de manera que se pueda cerrar la brecha tecnológica. Asimismo, se deberá elaborar un método para la creación de un bloque de control PIDOF con características similares al producto industrial PID ofrecido por Rockwell.

Se utiliza como hardware del sistema de control el PAC ControlLogix L73 de Rockwell y el software de diseño Studio5000. La justificación para realizar este trabajo de tesis se basa en que la teoría de control fraccionario a través de la ingeniería de control presenta características beneficiosas para aplicaciones industriales, por tal se pretende aprovechar la funcionalidad y rendimiento de estos controladores aplicados a procesos industriales donde el controlador PID presenta limitaciones. Esas limitaciones se dan cuando el proceso a controlar, principalmente, presenta un pronunciado retardo dinámico en el tiempo. Se aprovecha el análisis en frecuencia del control fraccionario para admitir una región más amplia para dar soluciones óptimas. Además, al tener estos bloques de control

fraccionario para cada variable se podrán formar controladores multivariables para controlar procesos multivariables. Es importante mantener una interfaz de usuario similar al PIDOF, dado que los operarios puedan trabajar de manera parecida a como lo hacen actualmente con los controladores PID existentes. Por otro lado, el beneficio educativo será el de disponer del procedimiento del diseño de controladores PIDOF aplicables a sistemas autómatas.

Como estructura metodológica se propone, en primera instancia, realizar una revisión bibliográfica de controladores PID de orden fraccionario para aplicaciones industriales. Como inicio de los experimentos se tendrá que obtener los modelos matemáticos en forma experimental para cada variable de proceso para luego ser usados en el diseño de los controladores PIDOF. Seguidamente se deberá implementar un control PIDOE para cada variable usando los bloques PID de Rockwell, denominados bloques PIDE, para obtener los parámetros de sintonización y una posterior comparación. Luego se procederá a diseñar y simular en tiempo discreto controladores PIDOF para cada variable de proceso disponible en el laboratorio de automatización mediante el software Matlab. Para la implementación, se empleará el PAC ControlLogix contenido en el módulo de control y supervisión del laboratorio [1] y como herramienta de ingeniería el software Studio 5000. Una vez obtenida la lógica de control y su posterior implementación se ejecutarán pruebas de control en la planta multipropósito del laboratorio [2], obteniendo como resultado un posible ajuste posterior de los parámetros del controlador. Finalmente, para integrar todas las funcionalidades, se elaborarán bloques de control manteniendo la interfaz de usuario similar al PID industrial de Rockwell.

1.1 Formulación del Problema

Existe la necesidad de optimizar los recursos y disminuir el impacto ambiental de procesos que consumen una elevada cantidad de combustible; tales como, las calderas u

hornos industriales, específicamente en el proceso de combustión. Se presenta una limitación de desempeño del controlador industrial PID de orden entero (PIDOE) o también llamado PID clásico frente a procesos con retardo dinámico; por lo cual no cumple con las especificaciones de diseño previamente establecidas. Además, hay carencia de evidencias prácticas de implementación de controladores fraccionarios en autómatas programables lo que genera su poco uso en las industrias en la actualidad.

1.2 Antecedentes

Los controladores PID industriales se han posicionado en un lugar muy importante para las aplicaciones reales del rubro industrial, esto debido a la exigencia de automatizar los procesos para el aumento de la producción, y por consiguiente aumento de las ganancias aprovechando al máximo la materia prima y optimizando los tiempos de producción. El PID clásico cumple con especificaciones de diseño industrial aplicando las 3 acciones básicas de control [3], lo cual lo hace muy útil para aplicaciones industriales reales. Sin embargo; para controlar procesos de comportamiento y retraso dinámico es necesario disponer de más parámetros de ajuste debido a que los controladores PID no satisfacen adecuadamente los requerimientos de control para dichos procesos industriales.

Así, desde los años 60 se ha venido estudiando una generalización del controlador PID, adicionando 2 parámetros de ajuste a los 3 ya existentes en el mencionado PID clásico. En [4], se hace referencia al estudio y evolución del cálculo fraccional debido a que los sistemas reales también pueden ser modelados mediante un sistema de orden fraccionario; y que a través de la rama de la ingeniería de control se propone un controlador de orden fraccionario para alcanzar satisfactoriamente condiciones de diseño que el PID clásico no puede realizar de manera eficiente [5]. El modelado de sistemas de orden fraccionario aun es tema de fuerte estudio, debido a que su implementación conlleva a suplir la capacidad de memoria de los sistemas físicos; además se considera a los sistemas de orden fraccionario como una herramienta emergente para la industria, por lo que Mehmet,

en [6], muestra una perspectiva en cuanto a las necesidades de la industria en el sentido que es necesario obtener una simplificación significativa de una función de transferencia (función del proceso). Por lo que, al aplicar el modelado fraccionario al sistema, las limitaciones de frecuencia se remueven haciendo posible representar al sistema mediante operadores fraccionarios de manera que se obtenga un sistema simplificado. Lo mismo sucede en el caso de la aplicación del cálculo fraccionario a los controladores industriales PID, con el cual se dispondrán de más grados de libertad para poder controlar el proceso satisfactoriamente. Por tal, el cálculo fraccionario y los controladores fraccionales aplicados a sistemas industriales con modelados de orden entero es tema principal de estudio sin aún tener una aplicación masiva en la industria.

1.2.1 Tipos de procesos industriales a controlar

Partiendo del hecho de identificar en qué procesos industriales el controlador PI-DOF (Controlador PID de orden fraccionario) tiene mayor relevancia de rendimiento en comparación con el PIDOE (controlador PID de orden entero, PID clásico); en [7] se propone un método para diseñar controladores de orden fraccionario para procesos con tiempo muerto o retraso dinámico. Para lo cual usan como base la función ideal de transferencia de Bode y las reglas resultantes de sintonización son derivadas a procesos denominados FOPDT (*first-order-plus-dead-time*). El aporte del cálculo fraccionario hace posible mejorar el rendimiento de control en cuanto al rechazo al disturbio y al seguimiento (*tracking*) de una referencia o valor deseado. Asimismo; se busca llevar a cabo métodos de auto sintonía para estos tipos de controladores [8], [9], por lo cual es muy común encontrar publicaciones donde se centran en el estudio y la propuesta de métodos de sintonía y auto sintonía para controladores PID de orden fraccionario (PIDOF) tal como se muestra en [10], donde se proponen los métodos mencionados y se da una introducción al uso de los controladores fraccionarios en aplicaciones industriales. Hace evidencia de la aceptación en el rubro industrial del controlador PID clásico debido a su

simplicidad estructural y su utilidad para problemas comunes de control de procesos con disturbios y no linealidades del sistema.

Es preciso mencionar que para aplicaciones reales, es necesario desarrollar métodos de diseño, sintonización de parámetros y, con más énfasis, estrategias de implementación de los controladores de orden fraccionario en algún tipo de controlador físico u autómatas programables. Como aporte, se desarrollan 2 métodos de aproximación de los integradores fraccionarios y 1 método para la auto sintonización caracterizado por la respuesta en frecuencia del sistema para poder efectuar las simulaciones en el software Matlab demostrando su efectividad [10]. Dado el hecho de realizar la implementación en controladores reales; se implementaron controladores PID de orden fraccionario en una plataforma de pruebas “*Basic Process Rig 38-100 Feedback Unit*” [11], la cual consiste en un proceso con variables de flujo y presión (ver Fig. 1.1). Es importante conocer las especificaciones técnicas de las herramientas y equipos usados para poder hacer factible la implementación tales como la tarjeta de adquisición de datos PLC-818H (hardware), y Matlab 5.3 con el “Toolbox Real Time Windows Target” (software). Además de una computadora con procesador Pentium II a 350MHz con 64M de RAM. Se demuestra la efectividad de los métodos propuestos mediante su implementación considerando que muchos de los controladores industriales (PLCs) no resuelven un conjunto de ecuaciones no lineales; se usó método del relé para la auto sintonización del controlador para simplificar el proceso de implementación.

En [12], se implementan controladores de orden fraccionario en un PLC Siemens S7_224 y en una tarjeta de adquisición de PLC818 con el propósito de desarrollar un módulo software que facilite la labor de implantación de controladores con más grados de libertad para obtener parámetros adicionales y susceptibles de ajuste para controlar procesos industriales. Se justifica la creación de estos módulos partiendo de las limitaciones de los controladores PID que vienen incluidos en los autómatas programables actualmente comerciales. En general, hace referencia al PID clásico, el cual está limitado a sólo 3



FIGURA 1.1: Módulo de proceso *Rig38 – 100* [11].

acciones básicas de control (P, PD, PI o PID). Las implementaciones se realizaron para un proceso de nivel con retraso dinámico (dead time) utilizando la tarjeta de adquisición de datos PLC818 y para el control de velocidad de un servomotor se usó el PLC siemens S7_224.

En [13] también se mencionan factores determinantes para la implementación de los controladores fraccionarios. Destaca que un controlador fraccionario es representado mediante una función de transferencia no racional en el dominio de la Laplace y que actualmente es complicado utilizar plenamente las ventajas del controlador fraccionario debido a que no se pueden seguir procedimientos adecuados para la implementación de controladores discretos (ecuaciones en diferencia de número de orden finito o filtros digitales de orden finito). Sin embargo; existen aproximaciones para poder obtener una función de transferencia del controlador fraccionario para su posterior implantación, tanto aproximaciones continuas (en dominio S) como en forma discreta (en dominio Z) [13].

Para fines de implementación se requiere un hardware o dispositivo físico y un software donde se ejecutará un programa en un microprocesador. En la publicación [13], los autores Blas y Concepción, usan y referencian como herramienta de software, al equipo CRONE (herramienta de Matlab dedicada a la identificación de sistemas y control

de orden fraccionario para sistemas SISO y MIMO) [14], [15]; y a la plataforma “NInteger” [16] de libre acceso (código abierto para Matlab) que facilita el desarrollo de controladores fraccionarios en sistemas SISO en dominio de tiempo y frecuencia. Adicionalmente se desarrollan algoritmos de control PID fraccionario basados en zonas de estabilidad robusta mediante la plataforma virtual interactiva Pidlab [17]. Así mismo; en [18], [19] se desarrollan métodos de implementación digital del PIDOF para aplicaciones industriales, y en [20] se hace uso del *toolbox* FOMCON para poder desarrollar algoritmos con ecuaciones no racionales en Matlab.

1.2.2 Aplicaciones reales del controlador PID de orden fraccionario

A lo largo del tiempo se ha desarrollado aplicaciones reales del control fraccionario, demostrando así su efectividad con mayor incidencia en los procesos caracterizados por tener retardo dinámico como la temperatura en calderas industriales [21], en hornos de recalentamiento [22], [23]; presión de vapor [24], [25], canales de riego en el rubro de la agricultura industrial [26], [27], [28]. El control multivariable de nivel, es también, otro de los procesos industriales en donde el algoritmo fraccionario tiene resultados favorables [29], [30].

1.2.3 Fragilidad del controlador PID de orden fraccionario

Si bien los controladores más usados aplicados a la industria son los controladores PID de orden entero, la fragilidad de este tipo de controlador industrial se refleja en la no maximización de la norma L2 del vector de parámetros de la región de estabilización de la planta o proceso dado [31]. Este hecho no es tomado en cuenta en las mediciones de performance para controlar los procesos industriales. Por tal, en [32] se reconoce que una de las principales razones para investigar la fragilidad del controlador PIDOE es para dar una idea de cómo hacer una sintonización de parámetros (*tuning*) más fina. Este análisis

también aplica para los controladores PIDOF, los cuales han sido objeto de estudio en los últimos años por comunidades académicas e industriales debido a que este controlador es capaz de proveer más flexibilidad en el diseño de sistemas de control (5 parámetros). Por ello, en [31] se compara la fragilidad que presentan los controladores de PIDOE y PIDOF aplicados a la industria y se analiza que parámetro del PIDOF tiene mayor influencia para en la fragilidad del controlador.

1.2.4 Rendimiento: PIDOE vs PIDOF

La aplicación de los PIDOF presenta beneficios para procesos con retardo dinámico y siempre se realiza una comparación con un controlador PIDOE para validar su rendimiento [33], [34]. Por ejemplo, se realiza una comparación de rendimiento del PIDOE versus el PIDOF aplicados a una planta de destilación ubicada en laboratorio de DCS [35]. Los resultados experimentales mostraron que el PIDOF presenta mejor rendimiento en cuanto al tiempo de respuesta (T_r) y de estabilización (T_s) frente al PID. Sin embargo, se concluye que se debe tener en consideración la adición de algún ruido en frecuencia provocará la fragilidad del PIDOF dando como resultado un indicador MSE (*minimum square error*) alto.

1.3 Alcance y limitaciones

Los bloques de control PIDOF elaborados son parte de una solución alternativa y estarán disponibles en un autómata programable para cuando los controladores PID no ejecuten un rendimiento adecuado ante procesos con retardo dinámico. Se busca aprovechar los beneficios de la teoría de control fraccional en aplicaciones industriales. La implementación de los controladores PIDOF fueron realizadas para las variables de proceso existentes en el módulo de automatización de la universidad (flujo, nivel, presión y

temperatura). Se utilizó como hardware del sistema de control el PAC ControlLogix L73 de Rockwell y el software de diseño Studio5000.

1.4 Objetivos de la Tesis

Los objetivos del presente trabajo de tesis son:

- a) Diseñar algoritmos de control PID de orden fraccionarios para los principales procesos industriales de la planta multipropósito industrial de la universidad: flujo, nivel, temperatura y presión.
- b) Implementar en un PLC el algoritmo de control de orden fraccionario para las 4 variables de proceso mencionadas anteriormente.
- c) Evidenciar las variables de proceso más susceptibles al control PID de orden fraccionario.
- d) Ofrecer a la comunidad industrial una alternativa de algoritmo de control implementado en un autómata programable.
- e) Validar el funcionamiento de los bloques creados con estrategias de control multilazo, en cascada y de la razón.

1.5 Organización de la Tesis

El presente trabajo de tesis sigue la siguiente organización:

El Capítulo 2 presenta y describe la configuración experimental de la Planta Multipropósito con la instrumentación y equipos usados en este trabajo. Asimismo, se presenta el módulo de control y supervisión en donde se implementarán los algoritmos de control de

orden fraccionario para cada variable de proceso. En el Capítulo 3 se desarrolla el modelo matemático para las variables de procesos mediante datos experimentales de entrada y salida; el Capítulo 4 presenta el diseño y la simulación de los algoritmos de control PID de orden entero (PIDOE) realizados en Matlab y su posterior implementación usando bloques PIDE de Rockwell. Mientras que en el Capítulo 5 se diseñan los algoritmos de control PID de orden fraccionario (PIDOF) utilizando matemática simbólica de la misma herramienta computacional antes mencionada. Seguidamente se implementan los algoritmos PIDOF para cada variable de proceso y 3 estrategias de control evidenciando las consideraciones necesarias para su ejecución en tiempo real. Luego el Capítulo 6 es dedicado para el análisis de los resultados obtenidos con los dos métodos implementados y se evidencia los procesos con mejor rendimiento ante la aplicación del algoritmo PID de orden fraccionario. Finalmente se presentan las conclusiones a lo largo de la ejecución del presente trabajo de tesis.

CAPÍTULO 2

CONFIGURACIÓN EXPERIMENTAL

En este capítulo se presenta la planta multipropósito industrial de la universidad UTEC, con la cual se realizan cursos en pregrado para la mención de Automatización Industrial y programas externos de educación ejecutiva de diseño y gestión de proyectos de automatización.¹

A continuación, se presenta la descripción de la planta multipropósito conjuntamente con su diagrama de instrumentación y tuberías P&ID. Además, se presenta el módulo de control y supervisión para diseñar e implementar secuencias y estrategias de control para procesos industriales.

2.1 Planta Multipropósito Industrial

La planta multipropósito industrial tiene variables de proceso de flujo, presión, temperatura y nivel. Se disponen de 2 tanques, uno para agua fría y el otro para agua caliente con los cuales se puede hacer recircular el fluido usando el variador de frecuencia de la bomba centrífuga ubicada a la salida del tanque T-20. Es necesario implementar los protocolos de seguridad mediante la ejecución de *interlocks* de seguridad; tales como rebalse de agua de los tanques, sobrecalentamiento del agua, trabajo en vacío de la bomba P-20 y el trabajo fuera de rango de los instrumentos.

A continuación se muestra una captura de la planta multipropósito [2] (ver Figura 2.1) y para mayor detalle se elaboró un diagrama de instrumentación y tuberías P&ID (ver

¹Programa Avanzado de Ingeniería del Diseño y Gestión de Proyectos de Automatización, junio 2018. Enlace: <http://y2u.be/LZB3tkqKQ4c>. Video revisado el 02-04-2019.

Figura 2.2), con el cual se pretende identificar los equipos y la instrumentación (sensores y actuadores) utilizados.



FIGURA 2.1: Planta multipropósito industrial [2].

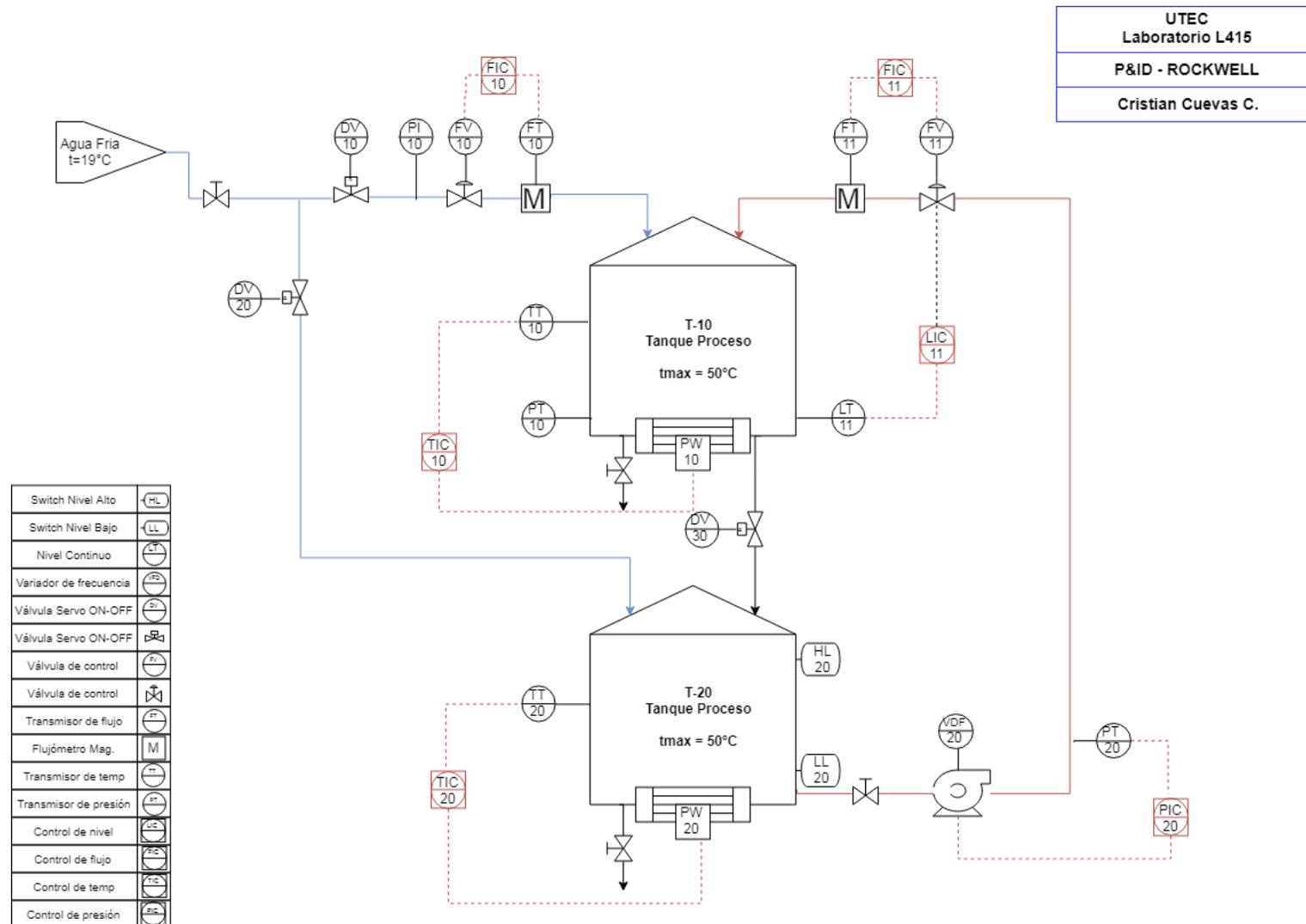


FIGURA 2.2: Diagrama de instrumentación y tuberías P&ID para la planta multipropósito. Fuente: Elaboración propia

2.2 Módulo de Supervisión y Control

Se dispone de un módulo de control y supervisión en la plataforma Rockwell Automation [1] (ver Figura 2.3), el cual dispone de controladores de 3 gamas para diferentes aplicaciones. Para los propósitos de este trabajo se usó el controlador ControlLogix L73 y el entorno de programación Studio 5000.



FIGURA 2.3: Módulo de Supervisión y Control [1].

2.3 Conexiones y escalamientos de sensores y actuadores

La instrumentación existente en la planta multipropósito se distribuye entre sensores con alimentación activa y pasiva. El primer tipo no necesita una fuente externa de energía para entrar en marcha, se alimenta mediante los cables de señal de control porque internamente el instrumento ya tiene su propia fuente (llamados conexión a 2 hilos). Los instrumentos pasivos necesitan la alimentación externa, por tanto la conexión de estos instrumentos pueden ser a 3 o 4 hilos.

Las Tablas 2.1 y 2.2 muestran los rangos de operación para la instrumentación (sensores y actuadores) de tipo analógico usado en este trabajo y de tipo digital respectivamente.

TABLA 2.1: Escalamiento usado para los instrumentos analógicos.
Fuente: Elaboración propia

Tag	Instrumentos Analógicos	Rango de operación
FT10	Transmisor de flujo magnético 1	0 - 40 l/min
FT11	Trasmisor de flujo magnético 2	0 - 580 l/min
PT10	Transmisor de presión 1	0 - 4 bar
PT20	Transmisor de presión 2	0 - 10 bar
TT10	Transmisor de temperatura RTD	0 - 100°C
FV10	Válvula Proporcional 1	0 - 100 %
FV11	Válvula Proporcional 2	0 - 100 %
PW10	Resistencia 1	0 - 20 mA

TABLA 2.2: Escalamiento usado para los instrumentos digitales.
Fuente: Elaboración propia

Tag	Instrumentos Digitales	Rango de operación
DV10	Válvula servomotorizada 1	ON-OFF
DV20	Válvula servomotorizada 2	ON-OFF
DV30	Válvula servomotorizada 3	ON-OFF
HL20	Switch de nivel alto	ON-OFF
LL20	Switch de nivel bajo	ON-OFF
PW10 Est.	Estado de encendido 1	ON-OFF
PW20 Est.	Estado de encendido 2	ON-OFF

Las conexiones establecidas son mostradas en la Figura 2.4 y contiene señales asociadas al controlador ControlLogix, a las señales de campo, a la periferia descentralizada FlexIO y a fuentes externas de 24 voltios.

Para el caso de sensores activos se hizo como ejemplo la conexión del transmisor de flujo FT-11 al canal 0 de las entradas analógicas del controlador. Mientras que para los sensores pasivos se hizo la conexión del transmisor de presión PT-10 conectado en serie a la fuente de 24VDC. Por otro lado, las señales digitales son asociadas por medio del FlexIO debido a que el controlador solo tiene entradas y salidas de tipo analógicos. El tipo de conexión eléctrica depende de como lo especifique el fabricante en su hoja de datos técnicos (*datasheet*).

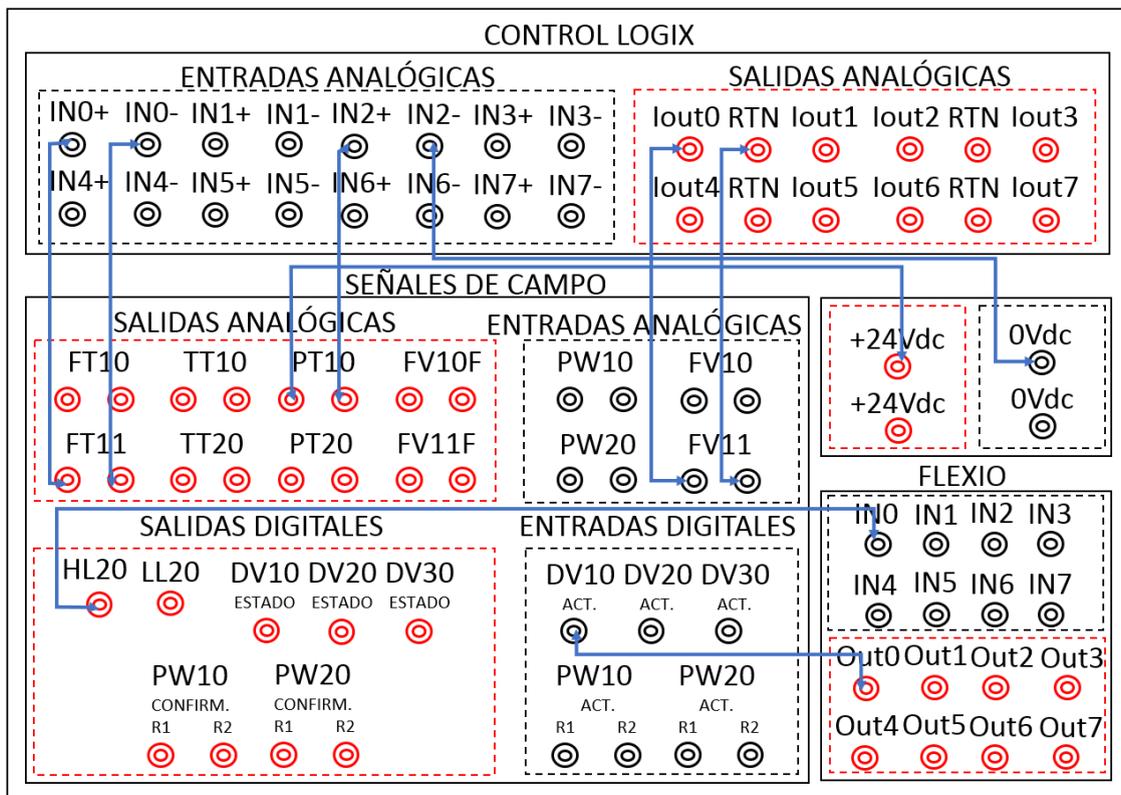


FIGURA 2.4: Conexiones para el módulo de supervisión y control.
Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO 3

MODELADO EXPERIMENTAL DE LOS PROCESOS

En este capítulo se muestra el procedimiento para la obtención de los modelos matemáticos en forma experimental para las variables de proceso disponibles en el laboratorio de automatización industrial de la universidad.

3.1 Nociones Previas

A nivel industrial es muy complicado obtener un modelo dinámico en forma matemática, dado que los procesos en industria se rigen por los componentes mecánicos y/o eléctricos de gran tamaño e incluso de difícil acceso una vez que el proceso se encuentre en marcha.

Por tal, las 4 variables de proceso se analizarán mediante una curva de reacción originada por un cambio (escalón) en la entrada de cada variable por un determinado tiempo con el fin de evidenciar este proceso para ser aplicado en alguna planta de proceso industrial. La fiabilidad de este método dependerá de cómo se realice la identificación del sistema mediante la curva reacción y el tiempo que se empleará para la toma de muestras de cada variable. En una industria estos datos son almacenados en los servidores históricos con lo cual se tiene un registro de mayor tiempo y por tanto se podrá realizar una estimación mucho más precisa del modelo matemático a analizar.

3.2 Modelado del proceso de Flujo

Obtenemos el modelo dinámico del flujo usando datos experimentales a partir de la generación de una curva reacción y su registro de datos en una tendencia de históricos. En la Figura 3.1 se muestra el diagrama P&ID para este proceso; la instrumentación a usar es: Como sensor el flujómetro electromagnético FT-11 y como actuador la válvula servomotorizada FV-11.

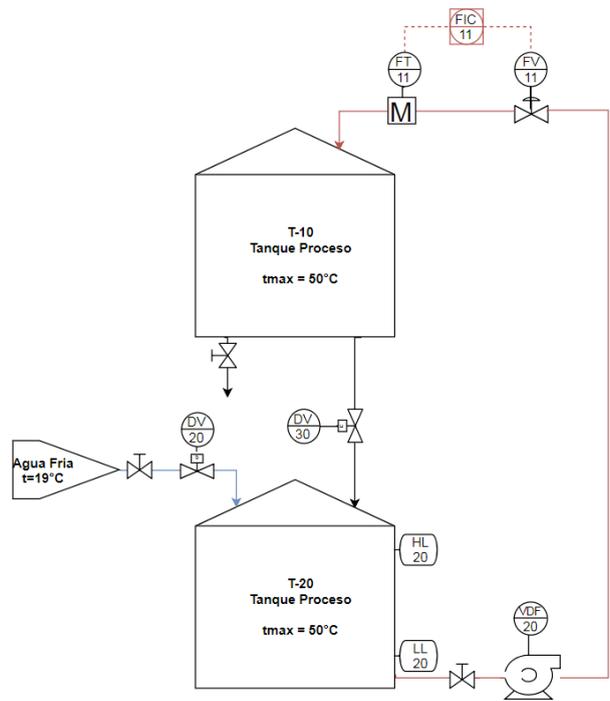


FIGURA 3.1: P&ID para la variable de proceso flujo.
Fuente: Elaboración propia

El experimento consiste en dejar pasar agua fría al tanque T-10 mediante el bombeo de agua desde el tanque T-20 y la apertura de la válvula proporcional FV-11 al 30%; de esta manera se tendrá un caudal de agua que será registrado por el flujómetro. De forma simultánea se tiene que crear una tendencia en el programa Studio 5000 para registrar los cambios que se presenten en la adquisición de data del proceso. Una vez establecido

un flujo estable de agua pasando por el sensor, se procede a excitar la entrada, ó también llamada variable de proceso (PV), con un escalón de tiempo debiendo aumentar el porcentaje de apertura de la válvula FV-11 a un 50 % de su capacidad para generar una curva reacción del proceso asignado al flujo. Esta excitación dará a conocer el comportamiento del proceso de flujo en el tiempo mediante datos experimentales.

Como resultado del experimento anterior, se ilustran los datos de la curva reacción en la tendencia de flujo. Esta data son muestras tomadas por el controlador mediante el software Studio 5000 con un intervalo de tiempo de 0.01 segundos por cada muestra. A partir de estos datos, exportamos la data para poder analizarla en la herramienta computacional Matlab R2018a (Figura 3.2) en donde la señal en rojo representa la variación de apertura del actuador y la señal en verde el comportamiento del sensor.

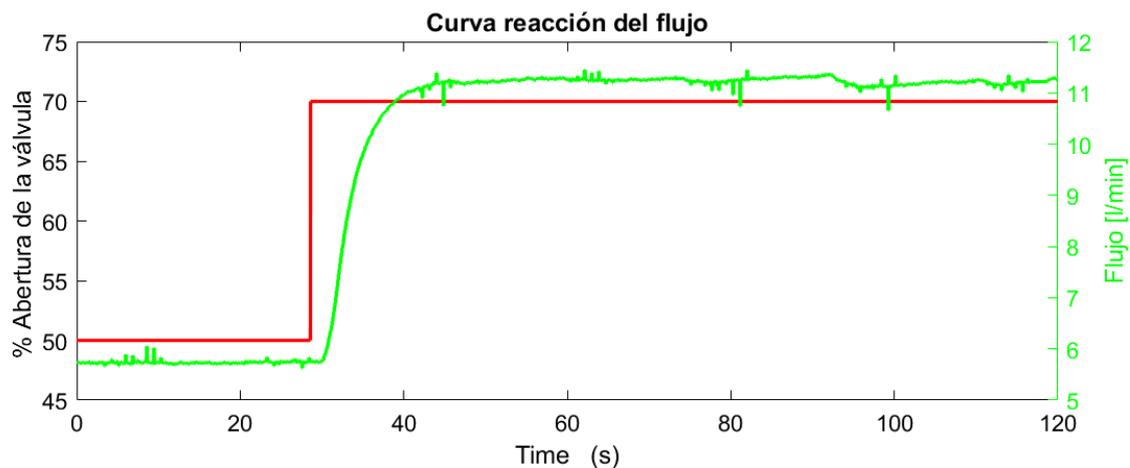


FIGURA 3.2: Tendencia obtenida para la curva reacción de flujo.

Una vez obtenidos y filtrados los datos de entrada y salida, se estimará un modelo matemático usando la herramienta de identificación de sistemas de Matlab (*ident*). Es posible estimar el modelo manualmente usando el método ARX o ARMAX; sin embargo, para fines de ejecución rápida se usa el *toolbox ident* ya que está basado en el método de identificación ARMAX. Se asigna 1 polo debido al comportamiento observado en la

curva reacción, seguidamente se define el modelo en tiempo continuo (S) y se obtiene la siguiente ecuación:

$$G_{p_{\text{flujo}}}(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{0.2782}{(1 + 5.491s)}, \quad (3.1)$$

reordenando:

$$G_{p_{\text{flujo}}}(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{0.0507}{(s + 0.1821)}. \quad (3.2)$$

Como método de validación, la función de transferencia (3.2) es excitada por una entrada de escalón en el tiempo. Considerando las condiciones iniciales del actuador (posición de apertura inicial) y del flujo inicial, se deberá obtener un comportamiento similar al obtenido en la Figura 3.2. De manera cuantitativa se puede comprobar que el valor final 11.26 del modelo estimado (Figura 3.4) es muy próximo al valor 11.23 obtenido en forma experimental (Figura 3.3).

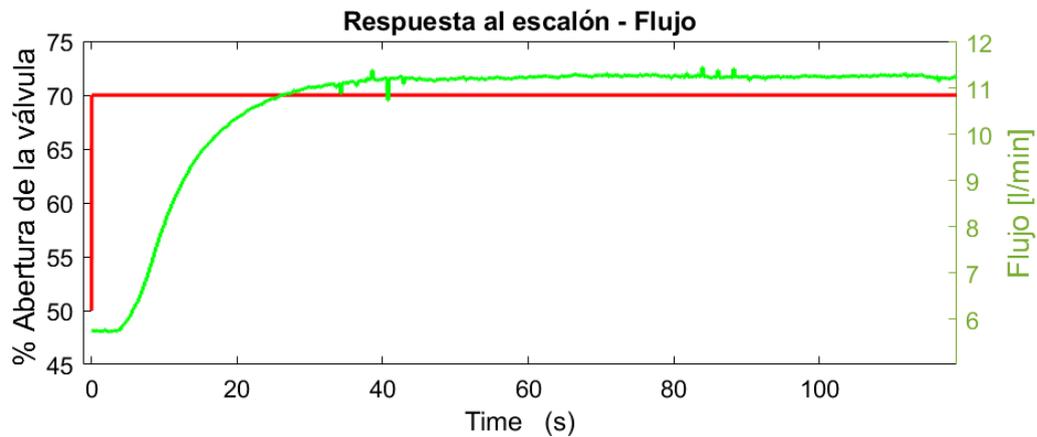


FIGURA 3.3: Respuesta al escalón de forma experimental del flujo.
Fuente: Elaboración propia

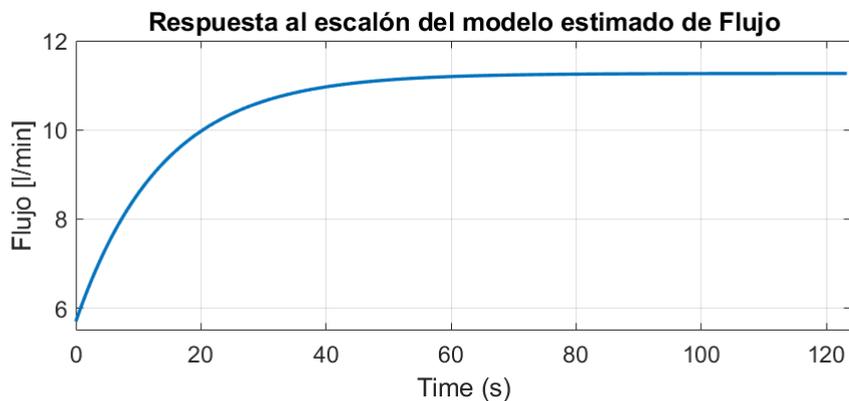


FIGURA 3.4: Respuesta al escalón del modelo estimado del flujo. Fuente propia

3.3 Modelado del proceso de Nivel

Para este proceso se utiliza como sensor el transmisor de nivel (LT-10) y como actuador al variador de velocidad (VFD-20). Los instrumentos y equipos que completan la etapa de estimación del proceso se muestran en la Figura 3.5. Las válvulas ON/OFF y los *switches* de nivel alto y bajo del tanque T-20 son usados como cadenas de seguridad para evitar cualquier eventualidad durante la adquisición de datos del proceso.

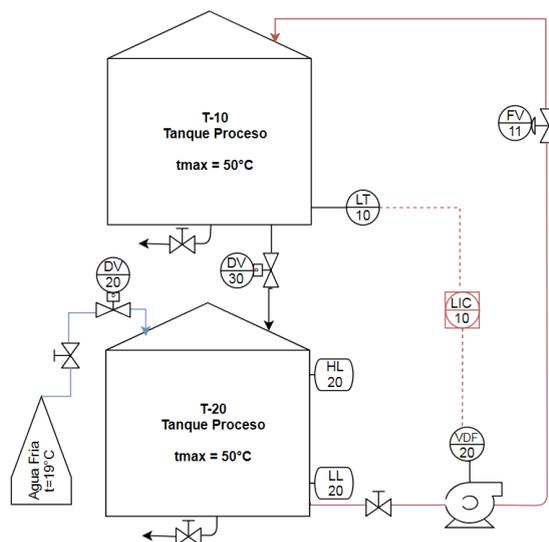


FIGURA 3.5: P&ID para la variable de proceso de nivel. Fuente: Elaboración propia

El experimento consta en abrir la válvula DV-30 y encender el variador VFD-20 a tal frecuencia que se cumpla la condición de que el caudal de entrada q_{in} sea igual al caudal de salida q_{out} en el tanque T-10 con la válvula FV-11 abierta al 100 %. Dicha frecuencia fue hallada de forma experimental siendo esta 13.5 Hz; con esto estabilizamos el nivel de agua en el tanque y se le da las condiciones iniciales de estabilidad. Luego se aumentará la frecuencia del variador de 13.5 Hz a 20 Hz para generar una entrada escalón y con esto el nivel aumentará; sin embargo, el nivel seguirá aumentando y no se estabilizará por sí solo. Lo que continúa es ajustar manualmente el flujo de salida con la válvula de descarga manteniendo la válvula DV-30 abierta, de modo que el nivel se estabiliza pero dependiendo del tiempo en que se demore estabilizar manualmente el flujo de salida.

Para hallar la curva más exacta de nivel (modelado experimental) se tendría que registrar el tiempo (2.45 minutos) que demora en llenar el tanque a, por ejemplo, 30Hz y la válvula FV11 totalmente abierta hasta su máxima capacidad (40 cmH₂O).

Se tendría que usar como actuador la válvula FV-11, y disponer de una válvula controlada en lugar de la válvula ON/OFF DV-30. Se prosigue dando 30 Hz al variador, FV-30 al 30 % de apertura y FV-11 al 30 %, de modo que se cumpla $q_{in}=q_{out}$ (condiciones iniciales). Se da la entrada escalón cambiando el porcentaje de apertura de la válvula FV11 de 30 a 60 % y justo luego de pasado ese tiempo calculado inicialmente (2.45 minutos) pasamos FV30 de 30 % a 60 % de apertura de modo que registramos la curva reacción con una relación de tiempo proporcional al llenado total del tanque T-10. En los siguientes ítems se identifica la data, se estima un modelo matemático y finalmente se valida lo obtenido.

A continuación la Figura 3.6 muestra claramente la reacción del proceso de nivel ante un estímulo de frecuencia luego de realizado el experimento de curva reacción mediante una entrada de escalón en el tiempo. Para un mejor análisis cuantitativo y gráfico la data es importada a Matlab.

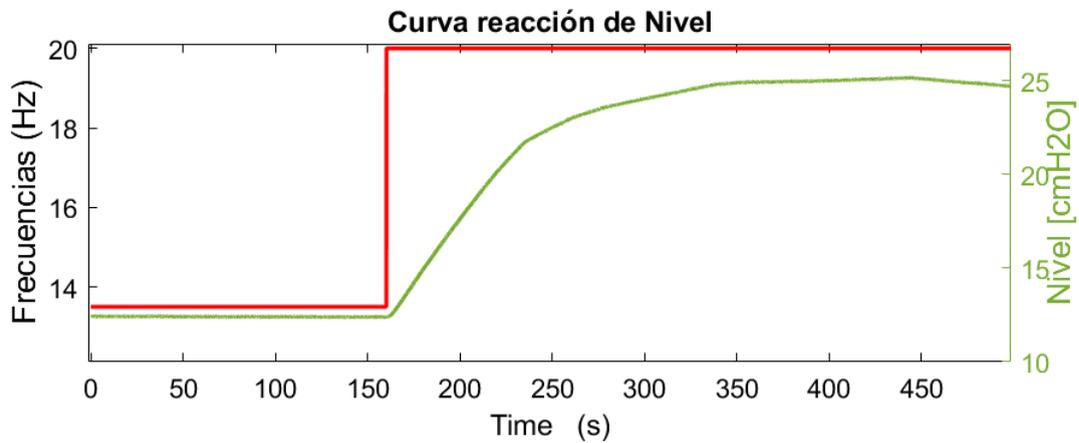


FIGURA 3.6: Tendencia obtenida para la curva reacción de nivel.
Fuente: Elaboración propia

Se estima el modelo matemático para el nivel, el cual obtiene un rendimiento (*fit*) de 90 % mediante el modelo lineal de identificación de Matlab. Si bien existe un tiempo muerto por las características del proceso, en este caso se considera despreciable debido a su corta duración y a que debido a que se usa el variador de frecuencia se puede acelerar el ingreso de agua al tanque.

$$G_{p_{\text{nivel}}}(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{0.02269}{(s + 0.0181)}. \quad (3.3)$$

Para validar la función de transferencia asociada al proceso de nivel se compara el modelo obtenido mediante la estimación del sistema de Matlab con respecto a la curva reacción obtenida experimentalmente. En la Figura 3.7 se muestran puntos iniciales para que el modelo estimado (Figura 3.8) pueda ser validado dándole el estímulo de entrada con la misma amplitud y con las mismas condiciones iniciales.

Se aplica el escalón a la función de transferencia obtenida en la sección anterior, y se valida el modelo ubicando los mismos puntos mostrados en la Fig. 3.7. De esta forma el modelo estimado debe seguir un comportamiento similar al obtenido de forma experimental. En la respuesta al escalón de forma experimental se observa que el nivel

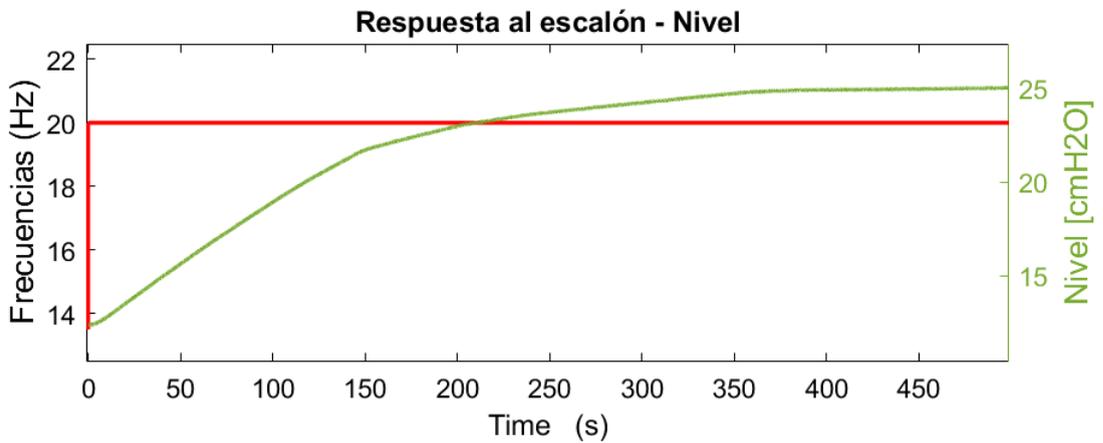


FIGURA 3.7: Respuesta al escalón de forma experimental del nivel.
Fuente: Elaboración propia

se llegó a estabilizar luego de 400 segundos; lo que sucede de igual forma con el modelo estimado. Es importante volver a mencionar que se está usando como actuador al variador de frecuencia y que al ocasionar un estímulo de entrada escalón (aumento de frecuencia) para la variable de proceso nivel, las revoluciones de la bomba centrífuga aumentan; sin embargo, al simular se tiene que considerar dicha amplitud que se le dio como condiciones iniciales.

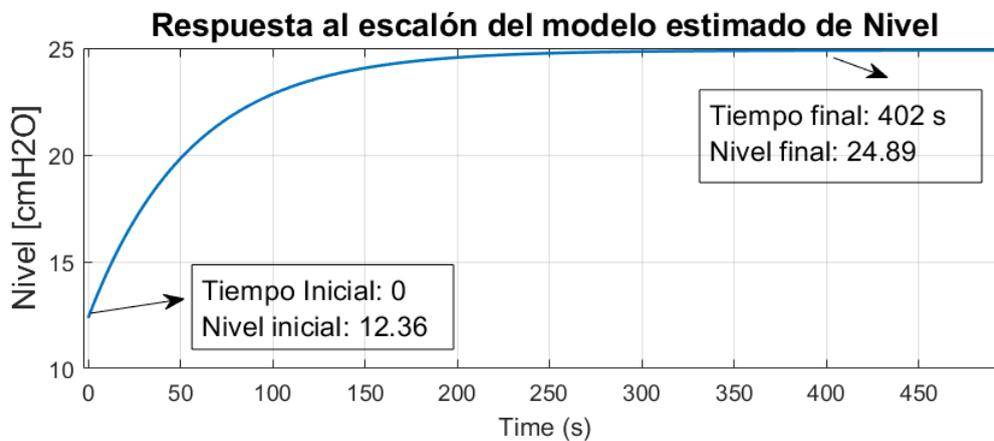


FIGURA 3.8: Respuesta al escalón del modelo estimado del nivel.
Fuente: Elaboración propia

3.4 Modelado del proceso de Temperatura

Este proceso tiene un comportamiento lento por las propias características físicas de la variable de proceso. Esto también dependerá de los instrumentos usados, en este caso, se usa como sensor al transmisor de temperatura TT-10 y como actuador a la resistencia eléctrica PW-10.

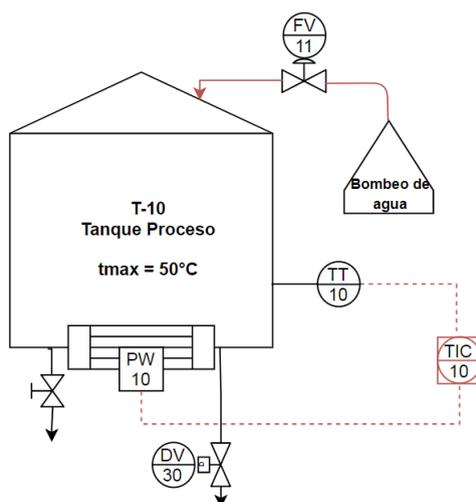


FIGURA 3.9: P&ID para la variable de proceso temperatura.
Fuente: Elaboración propia

El experimento consiste en aumentar la corriente entregada a la resistencia eléctrica PW-10 y registrar el cambio de temperatura mediante el transmisor de temperatura TT-10. Se establece una entrada de flujo mediante el variador de frecuencia a 30Hz, la válvula FV-11 al 20 % para que exista un flujo mínimo, seguidamente se cierra la válvula DV-30 y con la válvula manual de drenaje se establece un caudal de ingreso igual al de salida. Se debe considerar que la toma de datos de temperatura empieza desde la temperatura ambiente en el laboratorio (aproximadamente 23.5°C); a partir de ese nivel de referencia se aumenta la corriente de 3 mA a 8 mA. Para este caso, se configuró la salida asignada a la resistencia PW-10 de 0 a 20mA como unidades de ingeniería. La temperatura aumentará lentamente y se estabilizará manualmente agregando agua gradualmente

con la válvula proporcional FV-11. A continuación, se muestran los datos adquiridos por el software para obtener el modelo de temperatura estimado, la función de transferencia que representa el proceso en cuestión y su respectiva validación.

Para obtener la curva de reacción no se recomienda establecer una amplitud grande para entrada de escalón debido a que el calentamiento demorará mucho más tiempo y para estabilizarlo se tendría que agregar una cantidad considerable de flujo de agua; con lo cual se podría superar los límites máximos de capacidad del tanque T-10. Adicionalmente está establecido por protocolos de seguridad en el laboratorio no superar los 50°C al usar la resistencia eléctrica.

Se presentan los modelos obtenidos luego del experimento de curva reacción, de los cuales en uno de ellos (3.5) presenta tiempo muerto (retardo dinámico) de 400 segundos aproximadamente. Este tiempo depende tanto del tiempo duró el experimento de la curva reacción y de la variación de la amplitud que se le dio a la curva reacción, es decir, la resistencia eléctrica calentará en menos tiempo debido a la potencia generada por la corriente ingresada. Como medida de seguridad, es recomendable que el agua almacenada no supere los 50°C, por tal en este experimento solo se realizaron pruebas con una variación de 5 mA de corriente entregada a la resistencia eléctrica.

$$G_{p_{temp}}(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{0.00216}{(s + 0.00369)}. \quad (3.4)$$

Considerando el retardo dinámico:

$$G_{p_{temp}}(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{0.00216e^{-400s}}{(s + 0.00369)} \quad (3.5)$$

Las Ecuaciones (3.4) y (3.5) representan las funciones de transferencia en el dominio de Laplace, las cuales serán usadas en la siguiente sección para validar el modelo estimado del proceso de temperatura.

Para validar este proceso se ubican las condiciones iniciales en las que se obtuvo la curva reacción en forma experimental, esto implica establecer como temperatura inicial 23.5°C y a partir de ello aplicar el escalón a los modelos matemáticos estimados para el proceso sin tiempo muerto (ver Fig. 3.11)

El modelo estimado llega a estabilizarse en lazo abierto en 1198 segundos (20 minutos aproximadamente). El valor final de temperatura alcanzado es de 26.43°C , siendo 26.43°C la temperatura alcanzada de forma experimental. Con esto se puede comprobar que el modelo estimado tiene un comportamiento dinámico similar al modelo obtenido mediante la curva reacción.

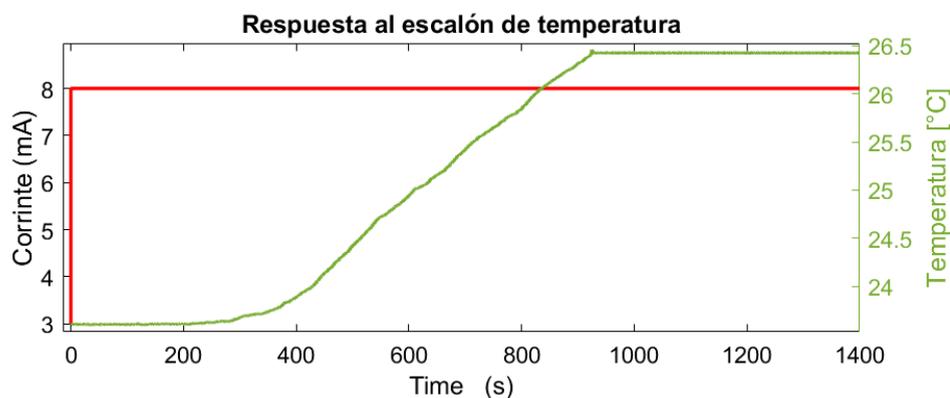


FIGURA 3.10: Respuesta al escalón de forma experimental de temperatura. Fuente propia

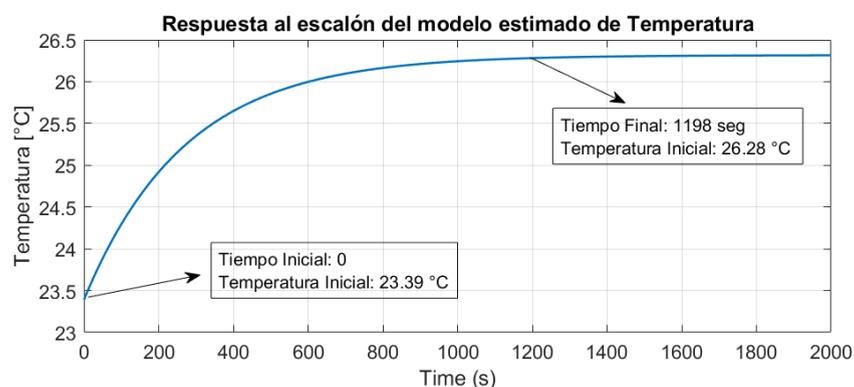


FIGURA 3.11: Respuesta al escalón del modelo estimado de temperatura. Fuente: Elaboración propia

3.5 Modelado del proceso de Presión

Para este proceso la instrumentación y los equipos a usar se detallan en la Figura 3.12. Para esta estimación se hará un control en lazo abierto, es decir, el controlador PIC20 tendrá una operación en modo manual. Se tendrá como sensor al transmisor de Presión (PT-11) y como actuador al variador de velocidad (VFD-20).

El experimento consiste en disponer de agua en el tanque T-20 y bombear el fluido al tanque T-10 mediante una bomba centrífuga controlada por un variador de frecuencia P-20. A medida que se requiera más o menos presión en la tubería se varía la frecuencia de trabajo del variador en un rango de 0 a 60 Hz. Es muy importante ejecutar *interlocks* de seguridad para evitar que la bomba se dañe a causa de succionar aire por falta de agua en el tanque T-20. En las siguientes secciones se evidenciará la tendencia obtenida desde Studio 5000, el análisis de la data en Matlab y su validación.

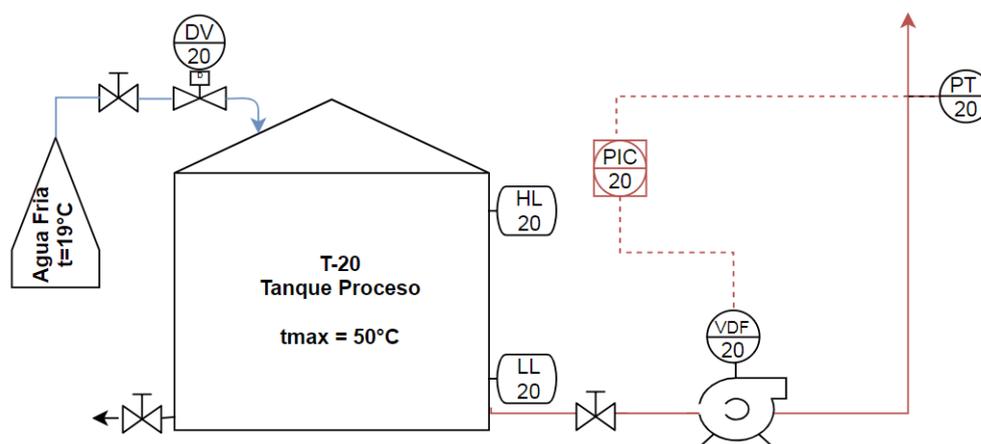


FIGURA 3.12: P&ID para la variable de proceso presión.
Fuente: Elaboración propia

En la Figura 3.13 se muestra el experimento realizado en la sección anterior mediante la tendencia obtenida por el software Studio 5000 y exportada a Matlab para graficarla. En esta tendencia se muestran 2 experimentos de curva reacción, de las cuales se

eligió la segunda porque tiene una variación de entrada escalón mucho más amplia para la recolección de mayor cantidad de data.

Es posible asignar una variación de la entrada escalón hasta los 50 Hz dado que el sensor tiene un rango de trabajo de 0 a 10 bar, para este caso usamos las unidades en mmbares. Esta configuración se realizó de manera manual en la configuración del transmisor de presión.

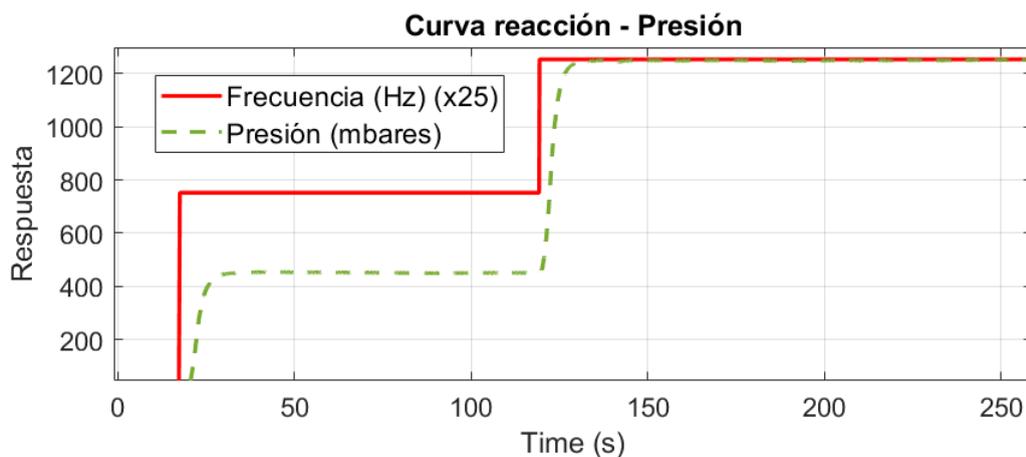


FIGURA 3.13: Tendencia obtenida para la curva reacción de presión.
Fuente: Elaboración propia

Se obtiene el modelo matemático para la presión con un rendimiento (*fit*) de 96 % de aproximación:

$$G_{p_{\text{presion}}}(s) = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{7.337}{(s + 0.293)} \quad (3.6)$$

Para esta última validación se sigue el mismo procedimiento realizado para cada variable de proceso. Se valida el modelo de presión obtenido por la respuesta al escalón que muestra el modelo estimado (Figura 3.14).

Se asigna las condiciones iniciales iguales a las que se hicieron en la curva de reacción experimental para obtener el comportamiento del modelo estimado. Para esta

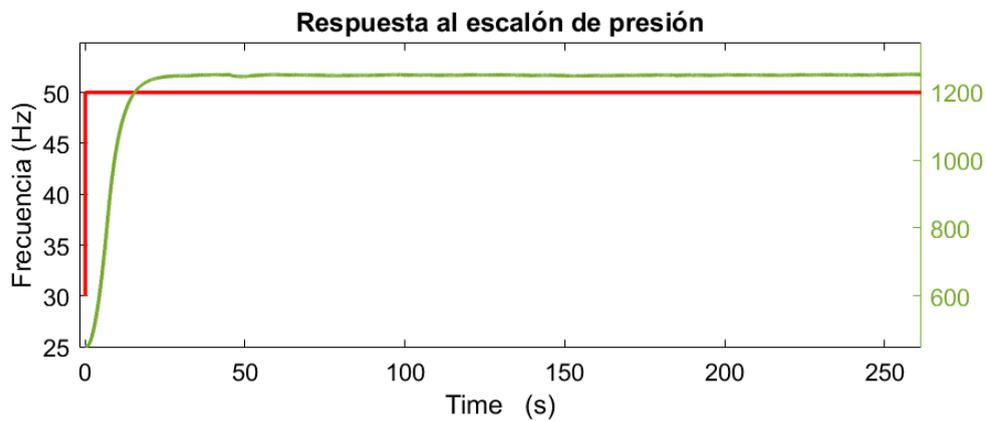


FIGURA 3.14: Respuesta al escalón de forma experimental de presión.
Fuente: Elaboración propia

variable, se debe considerar que la señal del actuador (VFD-20) se establece con una variación de 20 Hz y que cuando se simula el modelo estimado se debe considerar como amplitud de la entrada escalón 20 Hz más una frecuencia que rompa la inercia y compense los 30 Hz de condición inicial del experimento real.

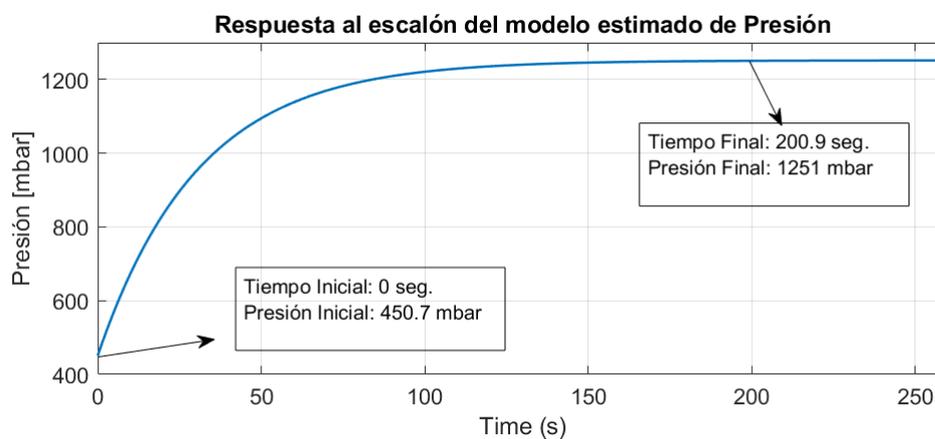


FIGURA 3.15: Respuesta al escalón del modelo estimado de presión.
Fuente: Elaboración propia

Luego de obtener los modelos para cada variable de proceso de la planta multi-propósito, estos serán usados en los siguientes capítulos del presente trabajo para realizar simulaciones e implementaciones respectivas.

3.6 Identificación de sistemas dinámicos en el PLC

En esta sección se evidencia el método usado para implementar la adquisición de datos del proceso y su análisis en tiempo real para encontrar de forma automática los parámetros que describen la dinámica de procesos de primer orden.

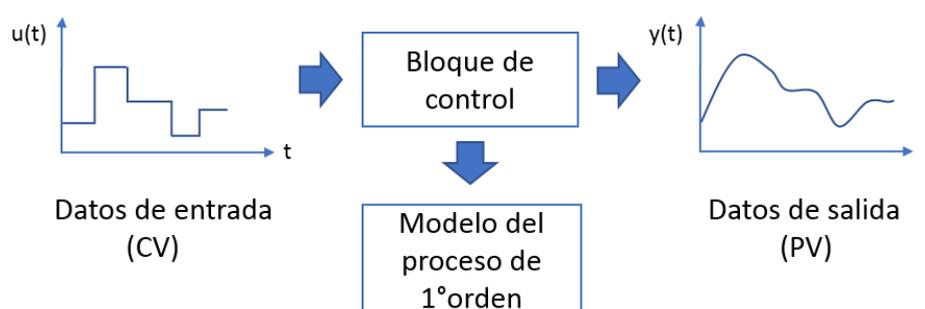


FIGURA 3.16: Esquema del proceso de identificación de modelos lineales para procesos de primer orden. Fuente: Elaboración propia

La Figura 3.16 esquematiza como se obtiene un modelo matemático a partir de datos de entrada proporcionados por la variable de control (CV) y la excitación ocasionada en la variable de proceso (PV). El bloque de control diseñado en este trabajo proporciona unos parámetros que caracterizan el modelo autorregresivo con entradas externas denominado modelo ARX mediante el método paramétrico de la estimación de los mínimos cuadrados. Este algoritmo es implementado en el PLC para que el bloque diseñado adquiriera las funcionalidades principales de un bloque de control industrial.

La estructura del modelo ARX es la siguiente:

$$y(k) = \frac{B(q)}{A(q)}u(k) + \frac{1}{A(q)}v(k), \quad (3.7)$$

donde $A(z)$ y $B(z)$ contienen los datos de que serán estimados y $v(k)$ el ruido blanco que puede ingresar a la señal de salida. Para estimar un modelo de primer orden A y B toman la siguiente forma:

$$A(z) = 1 - a_1 z^{-1}, \quad (3.8)$$

$$B(z) = b_1 z^{-1}. \quad (3.9)$$

Ahora reemplazando (3.8) y (3.9) en (3.7), se obtiene:

$$[1 - a_1 z^{-1}]y(k) = b_1 z^{-1}u(k) + v(k). \quad (3.10)$$

Aplicando la transformada inversa de Z en (3.10) se obtiene:

$$\begin{aligned} y(k) - a_1 y(k-1) &= b_1 u(k-1) + v(k), \\ y(k) &= a_1 y(k-1) + b_1 u(k-1) + v(k). \end{aligned} \quad (3.11)$$

Una vez capturados los datos entrada y salida en el PLC, tendrán que ser guardados en un arreglo de matrices de la forma $Y = X\theta$ respetando las dimensiones para una cantidad n de datos de entrada y salida:

$$\underbrace{\begin{bmatrix} y(2) \\ y(3) \\ y(4) \\ \vdots \\ y(n) \end{bmatrix}}_Y = \underbrace{\begin{bmatrix} y(1) & u(1) \\ y(2) & u(2) \\ y(3) & u(3) \\ \vdots & \vdots \\ y(n-1) & u(n-1) \end{bmatrix}}_X \underbrace{\begin{bmatrix} a_1 \\ b_1 \end{bmatrix}}_{\theta} \quad (3.12)$$

Este método de estimación propone estimar los parámetros de θ a partir del error de predicción, siendo $\hat{\theta}$ el resultado luego de la estimación. Estos parámetros son obtenidos de la siguiente forma:

$$E = Error(n, \hat{\theta}) = Y(n) - X(n)\hat{\theta} \quad (3.13)$$

Se buscará estimar la solución óptima de θ minimizando la sumatoria de los errores cuadráticos:

$$J(\hat{\theta}) = \sum_{i=1}^n E^2(i) = E^T E \quad (3.14)$$

A partir de (3.13), la función de costo definida en (3.14) se puede extender como:

$$J(\hat{\theta}) = (Y(n) - X(n)\hat{\theta})^T (Y(n) - X(n)\hat{\theta}), \quad (3.15)$$

y para determinar un extremo de (3.14), se deriva e iguala a 0

$$\frac{dJ(\hat{\theta})}{d\hat{\theta}} = 0 \rightarrow 2(X(n)\hat{\theta} - Y(n))^T X(n) = 0 \quad (3.16)$$

Finalmente se obtiene:

$$\hat{\theta} = [X^T X]^{-1} X^T Y \quad (3.17)$$

Para comprobar el funcionamiento de (3.17) implementado en el PLC, se aplicó como ejemplo la identificación automática de parámetros para el proceso de flujo en dos condiciones de operación mostrados a continuación:

[-] Theta	Controller	{...}
[-] Theta[0,0]	Controller	0.8177051
[-] Theta[1,0]	Controller	0.11238457

FIGURA 3.17: Parámetros estimados para el modelo matemático del proceso de flujo con frecuencia de ingreso de 30Hz obtenidos en el PLC. Fuente: Elaboración propia

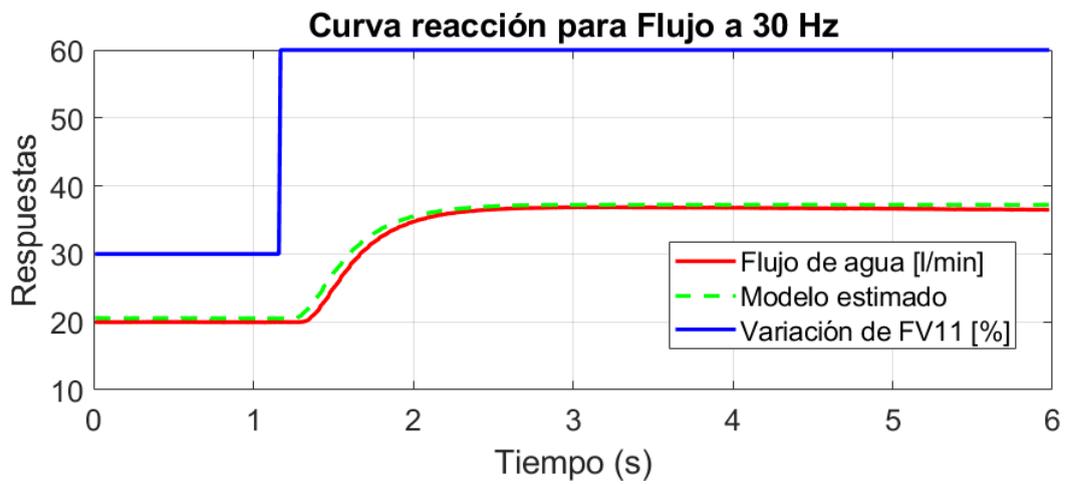


FIGURA 3.18: Curva reacción del flujo a 30 Hz de frecuencia de entrada para el cálculo de los parámetros de identificación del proceso. Fuente: Elaboración propia

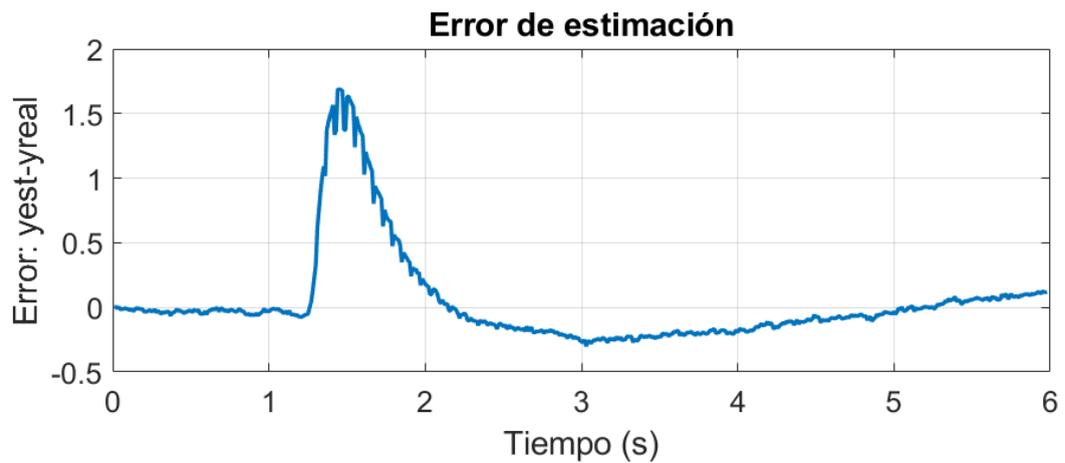


FIGURA 3.19: Error de estimación para la estimación del modelo de flujo a 30 Hz. Fuente: Elaboración propia

La Figura 3.18 describe la curva reacción con los parámetros obtenidos a partir de la ecuación ARX mediante el método de estimación de los mínimos cuadrados (ver Fig. 3.17) dando resultados similares a los obtenidos en la curva de reacción experimental obtenidos por el bloque PIDE de Rockwell. La señal en rojo y verde representan al modelo real y al modelo estimado respectivamente, mientras que la señal en azul grafica la variación de la válvula FV-11 que genera un estímulo de entrada para la variable de flujo. Este caso fue realizado para el proceso de flujo con el variador de frecuencia a 30 Hz; y se realizó otro caso a 50 Hz (ver Fig. 3.20 y 3.21) dado que esta variación representa un disturbio para el proceso. El error medido del modelo real con respecto al modelo estimado se muestra en la Figura 3.19 para el primer caso, en donde se obtuvo un error acumulado de 12.8 % y para el segundo caso el error de estimación (ver Fig. 3.22) se obtuvo un acumulado de 18.8 %. Este error se torna en un porcentaje alto debido a que el modelo real tiene un pequeño tiempo de retardo el cual se puede despreciar en el modelo estimado. Para calcular un rendimiento se aplicó el criterio de la raíz normalizada del error cuadrático medio del inglés (*NRMSE*, *Normalized root mean square error*):

$$fit(i) = 1 - \frac{\|yref(:, i) - y(:, i)\|}{\|yref(:, i) - mean(yref(:, i))\|}, \quad (3.18)$$

donde $\|$ indica la norma 2 del vector analizado, i va de 1 hasta N y fit es el vector fila de longitud N (cantidad de muestras). Este criterio varía de menos infinito (mal ajuste) a 1 (ajuste perfecto) obteniendo finalmente un resultado en porcentaje ($\%fit$). En el primer caso se obtuvo un 89.5 % y para el segundo caso un 90.3 %, lo cual indica que el modelo estimado tiene un ajuste o *fit* aceptable que modela el proceso real.

[-] Theta	Controller	{...}
[-] Theta[0,0]	Controller	0.8029369
[-] Theta[1,0]	Controller	0.20979173

FIGURA 3.20: Parámetros estimados para el modelo matemático del proceso de flujo con frecuencia de ingreso de 50 Hz obtenidos en el PLC. Fuente: Elaboración propia

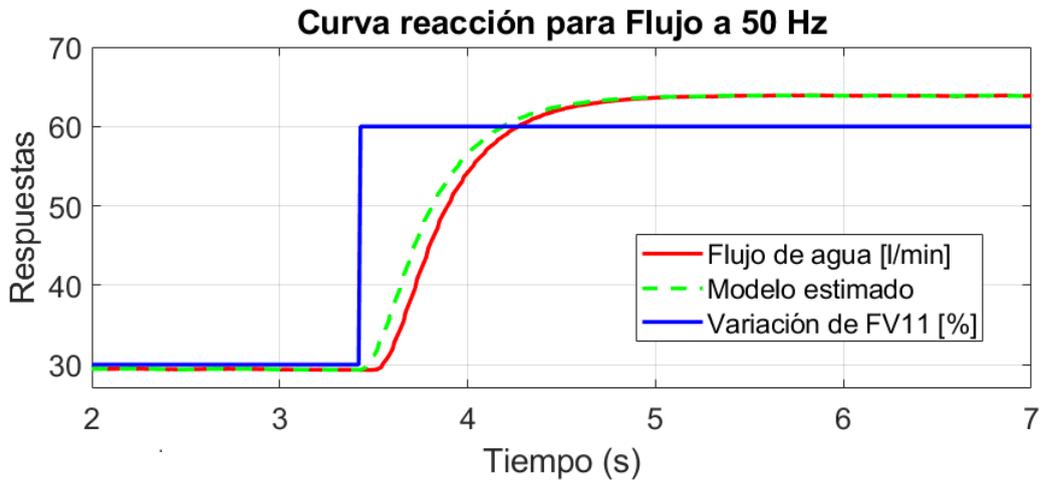


FIGURA 3.21: Curva reacción del flujo a 50 Hz de frecuencia de entrada para el cálculo de los parámetros de identificación del proceso. Fuente: Elaboración propia

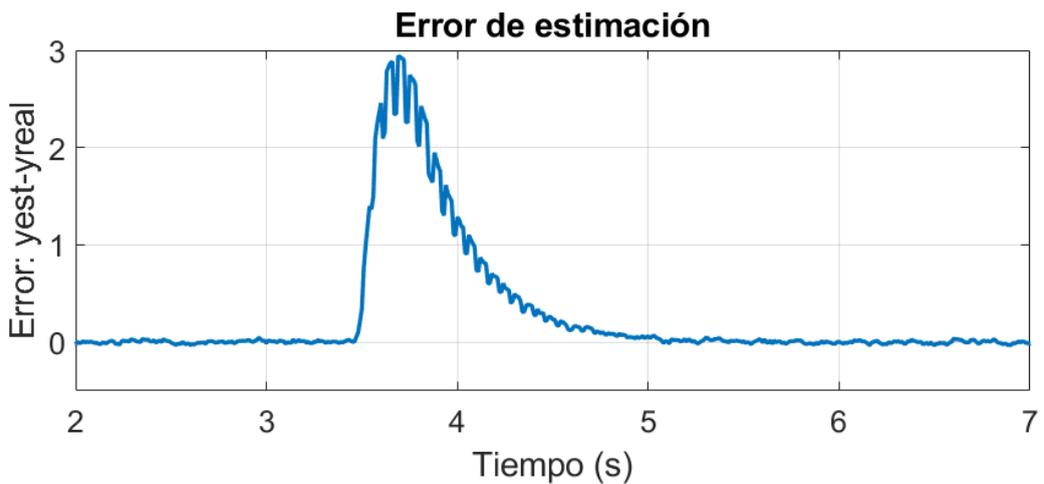


FIGURA 3.22: Error de estimación para la estimación del modelo de flujo a 50 Hz. Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO 4

CONTROL PID DE ORDEN ENTERO (PIDOE)

El presente trabajo se identifica como una aplicación teórica y práctica de la carrera de Ingeniería Electrónica en la especialización de automatización de procesos industriales. En el cual se hace uso de la teoría del cálculo fraccionario aplicado al control automático de sistemas en la industria. Por ello, se desarrolla la parte de diseño e implementación de controladores PID de orden fraccionario para procesos de flujo, nivel, presión y temperatura.

4.1 Sistemas de Control Automáticos

Los sistemas de control representan un desarrollo sustancial para el avance de la ingeniería y la ciencia, debido a que son usados de forma integral para sistemas de vehículos modernos, procesos modernos de fabricación, sistemas robóticos y en procesos industriales donde se requiera aplicar técnicas para controlar variables de flujo, temperatura, nivel, presión, humedad, acidez, etc. Habitualmente se utilizan distintas teorías de control que desarrollan la parte central de un sistema de control. Entre ellas existen la teoría de control clásico o también llamado control convencional, el control moderno y el control robusto [36].

Para definir un sistema de control, se deberá empezar por reconocer las funciones del control automático, que básicamente busca mantener una variable en una referencia previamente establecida, es decir, mide el valor existente y se hace la comparación con un valor deseado de tal manera que esa variación se pueda reducir lo más posible para llegar a un óptimo donde la diferencia del valor deseado con el valor actual sea igual a cero. Este

proceso representa la intervención de un lazo de control donde la acción y reacción de los componentes involucrados funcionen sin la intervención humana.

Para introducir los términos básicos de la teoría de control, a continuación, se definen los principales términos usados en este trabajo:

- Proceso

Se define como una operación progresiva de acciones y cambios graduales de sus condiciones iniciales internas que conducen a un resultado. Algunos ejemplos muy comunes en la industria son los procesos químicos, metalúrgicos, mineros; entre otros.

- Valor deseado

También llamado *Set Point*, el cual es la cantidad o condición a la que se espera llegar luego de aplicar un control al sistema.

- Variables de proceso (*PV*)

Es la variable o el parámetro actual medido. Como por ejemplo, el nivel de un tanque, la temperatura, el flujo, la presión, entre otras.

- Variable controlada (*CV*)

Es la condición que determina el controlador para regular la salida al valor esperado.

- Perturbaciones

Son señales que causan alteraciones al proceso que provocarán cambios en el comportamiento dinámico de la salida del sistema.

- Sistema

Se atribuye el término sistema al conjunto de elementos interconectados con interacción dinámica para lograr un objetivo.

- **Entrada**

Se denomina entrada a un estímulo o excitación que aplicado al sistema cambiará ciertas condiciones de las variables de proceso.

- **Salida**

Es la respuesta del sistema ante una entrada asignada.

- **Control**

En términos de ingeniería se entiende como la regulación de la energía aplicada al sistema en un valor deseado.

Seguidamente es necesario saber que los sistemas de control se clasifican en 2:

- **Sistema de control a lazo abierto:**

Es aquel sistema de control donde no existe una retroalimentación de la salida hacia la entrada. Usado para conocer el comportamiento dinámico del sistema ante una excitación.

- **Sistema de control a lazo cerrado:**

Es mantener informado al controlador del estado de las variables del proceso para la regulación de la salida con respecto al valor esperado. En la Fig. 4.1 se aprecia un diagrama de bloques para un sistema a lazo cerrado.

Como se mencionó al inicio, la parte central de un sistema de control es el algoritmo de control que regulará las variables del proceso mediante una acción resultante comandada por el controlador y ejecutada por la variable controlada. Las teorías de control utilizadas en este trabajo se enfocan en el control PID de orden entero y en una modificación del mismo controlador denominado control PID de orden fraccionario [3].

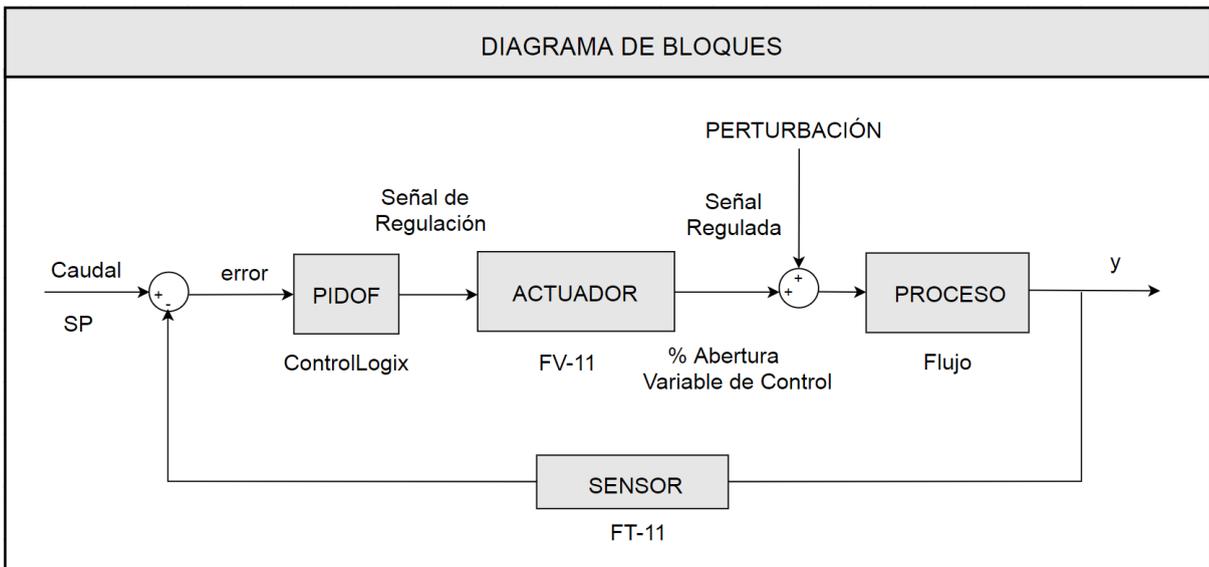


FIGURA 4.1: Diagrama de bloques para un control de flujo. Fuente: Elaboración propia

4.2 Controlador PID de orden entero

El controlador PID procesa la señal de error $e(t)$, la cual es la diferencia entre la señal deseada $r(t)$ y la señal controlada $y(t)$ (la salida del proceso), empleando un algoritmo de control ampliamente difundido en el mundo industrial, cuya fórmula es definida como:

$$u(t) = K_c e(t) + \frac{K_c}{T_i} \int e(t) \cdot dt + K_c T_d \frac{de(t)}{dt} = P(t) + I(t) + D(t), \quad (4.1)$$

donde se definen como K_c a la ganancia que produce estabilidad marginal cuando sólo se usa la acción de control proporcional, a T_i como el tiempo integral y T_d como tiempo derivativo. Estos parámetros influyen directamente en 3 acciones básicas de control descritas a continuación:

- P: Acción proporcional, es la acción correctiva proporcional al error.
- I: Acción Integrativa, corrección proporcional a la integración del error. Reduce el error en estado estable, sin embargo, también desestabiliza al sistema por la presencia de un parámetro integrador que ocasiona un desplazamiento de la fase en el dominio de la frecuencia.
- D: Acción Derivativa, tiene la propiedad predictiva del comportamiento del sistema, haciendo que genere una acción proporcional a la velocidad de cambio del error.

Se describe la ley de control en el dominio de LAPLACE. Este controlador tiene la característica de tener coeficientes integradores y derivativos de tipo entero.

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_i}{S} + K_d(S) \quad (4.2)$$

Sintonización de parámetros

Es el proceso de seleccionar parámetros del controlador ideales para el comportamiento deseado de la señal de salida. El método más clásico y usado es el propuesto por Ziegler y Nichols donde se determinan los parámetros de K_p , T_i y T_d [36].

Las reglas de sintonía propuestas por los autores son usadas para sintonizar parámetros del controlador PID clásico para el control de procesos, en las cuales es complicado o no se conoce el comportamiento dinámico de la planta. Luego de realizado una primera sintonización de parámetros será necesario una segunda sintonización (*post-tuning*) luego de implementar el algoritmo de control en tiempo real debido a las incertidumbres que pueda presentar una planta industrial e instrumentos usados para el lazo de control.

4.3 Control PIDOE usando bloques PIDE de Rockwell

En esta sección se va a realizar el control PID usando bloques PIDE de Rockwell, este algoritmo es de la forma incremental dado que el bucle de control opera en función a la variación del error para cambiar la salida. El PID tradicional usado en PLCs para aplicaciones simples es el algoritmo de la forma posicional (4.3), el cual trabaja directamente con el valor actual del error. El algoritmo de velocidad (4.8) es usado para una multiselección de lazos de control, ganancias adaptativas y aplicaciones avanzadas por lo que tiene un mejor rendimiento frente al algoritmo PID de posición.

$$\begin{aligned}
 P(k) &= K_c e(k) \\
 I(k) &= I(k) + T K_c \frac{e(k) + e(k-1)}{2T_i} \\
 D(k) &= \frac{T_d D(k)}{NT + T_d} - \frac{K_c T_d N (y(k) - y(k-1))}{NT + T_d} \\
 u(k) &= P(k) + I(k) + D(k)
 \end{aligned} \tag{4.3}$$

A partir de la Ecuación (4.1) se puede deducir la forma del algoritmo PID de velocidad mediante su derivada para encontrar la tasa de cambio del error respecto al tiempo:

$$\dot{u}(t) = K_c \dot{e}(t) + \frac{K_c}{T_i} e(t) + K_c T_d \ddot{e}(t). \tag{4.4}$$

Desarrollando (4.4) en ambos lados de la igualdad se obtiene (4.5) y aparece T como la variación de tiempo del error:

$$\frac{u(k) - u(k-1)}{T} = K_c \frac{e(k) - e(k-1)}{T} + \frac{K_c}{T_i} e(k) + K_c T_d \frac{\dot{e}(k) - \dot{e}(k-1)}{T}, \tag{4.5}$$

la parte derivativa se extiende como:

$$K_c T_d \frac{\frac{e(k)-e(k-1)}{T} - \frac{e(k-1)-e(k-2)}{T}}{T}. \quad (4.6)$$

Finalmente el algoritmo discreto PID de velocidad toma la siguiente forma:

$$u(k) - u(k-1) = K_c[e(k) - e(k-1)] + \frac{K_c T}{T_i} e(k) + \frac{K_c T_d}{T} [e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)]. \quad (4.7)$$

El algoritmo PID desarrollado de la forma incremental (*Velocityform*) es descrito por Rockwell mediante la Ecuación (4.8) con parámetros de control independientes, es decir, al cambiar K_p , K_i o K_d tendrá efecto solo en la parte proporcional, integrativa o derivativa respectivamente del algoritmo de control. Por otro lado, la Ecuación 4.9 tiene parámetros de control dependientes debido a que el cambio de K_c , T_i o T_d influye completamente en todo el algoritmo. Se establece una relación de parámetros para las dos ecuaciones descritas, siendo estas: $K_p = K_c$, $K_i = K_c/T_i$, $K_d = K_c T_d$.

Forma independiente:

$$CV_n = CV_{n-1} + K_p \Delta E + \frac{K_i}{60} E \Delta t + 60 K_d \frac{E_n - 2E_{n-1} + E_{n-2}}{\Delta t}, \quad (4.8)$$

forma dependiente:

$$CV_n = CV_{n-1} + K_c \left(\Delta E + \frac{1}{60 T_i} E \Delta t + 60 T_d \frac{E_n - 2E_{n-1} + E_{n-2}}{\Delta t} \right), \quad (4.9)$$

donde:

- CV = Variable de control,

- E = Error,
- Δt = Tiempo de muestreo,
- K_p = Ganancia proporcional,
- K_i = Ganancia integrativa [min^{-1}],
- K_d = Ganancia derivativa [min],
- K_c = Ganancia de control,
- T_i = Tiempo integral [min],
- T_d = Tiempo derivativo [min].

En las siguientes subsecciones se desarrollan las implementaciones, en el PLC, del control PID de orden entero usando bloques PIDE de Rockwell para cada variable de proceso disponible en la planta multipropósito.

4.3.1 Variable Flujo

Se usan los bloques PIDE de Rockwell (Fig. 4.2) disponibles en la plataforma de diseño Studio 5000. El bloque tiene opciones para diferentes aplicaciones, en este caso solo se muestran las que fueron utilizadas para la implementación. La Tabla 4.1 contiene los parámetros utilizados para el proceso de flujo teniendo como sensor al transmisor de flujo FT-11 y como actuador a la válvula proporcional servomotorizada FV-11 (ver Fig. 2.2). El flujo máximo que se obtiene es de 80 l/min con la válvula FV-11 abierta al 100 % y una frecuencia de 60 Hz para el variador VFD-20. Sin embargo; para este caso se usó una frecuencia de 30 Hz con el cual se llega a 39 l/min como flujo máximo.

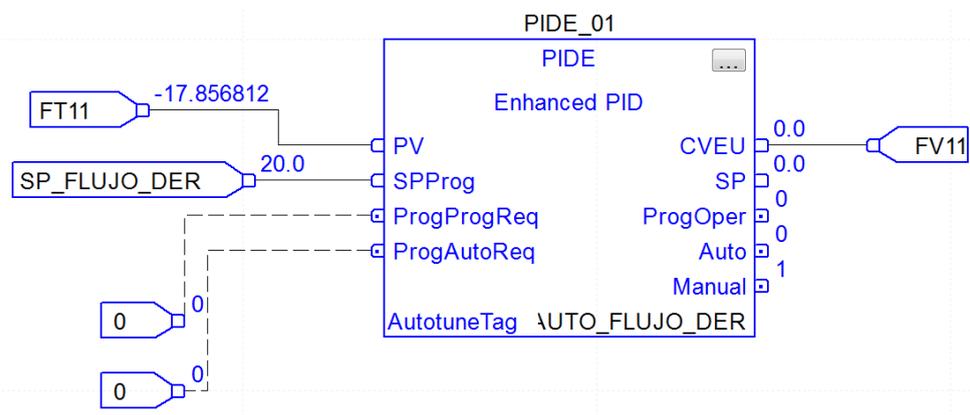


FIGURA 4.2: Bloques de control PIDE de Rockwell.
Fuente: Elaboración propia

La Figura 4.3 evidencia que se obtuvo, para el primer escalón de 15 a 25 l/min (litros por minutos), como tiempo de estabilización (T_s) 31.28 segundos con 0 % de error en estado estable (e_{ss}) y 0 % de sobreimpulso (%OS). Para el segundo escalón de 25 a 20 l/m, se registró 14 segundos para llegar a estabilizar el flujo, 0 % de error en estado estable y 8.75 % de sobreimpulso negativo (*undershoot*). Finalmente, en el tercer escalón de excitación se asignó una referencia de 20 a 26 l/min, obteniendo un tiempo de estabilización igual a 25.5 segundos, 0 % de (e_{ss}) y 0 % de %OS.

TABLA 4.1: Parámetros PIDE de Rockwell para el control de flujo. Fuente propia

Ganancias de control - Flujo		
Proporcional:	1.7543833	
Integral:	20.532446	[1/min]
Derivativo:	0.0153703	[min]

La ley de control representa el comportamiento de la válvula proporcional FV-11 durante el tiempo. La matemática calculada asignada a la variable de control hace que la válvula esté en constante variación. A pesar de eso el algoritmo controla el flujo satisfactoriamente y dado las referencias de control establecidas (*Set points*) no se experimenta una saturación de la ley de control.

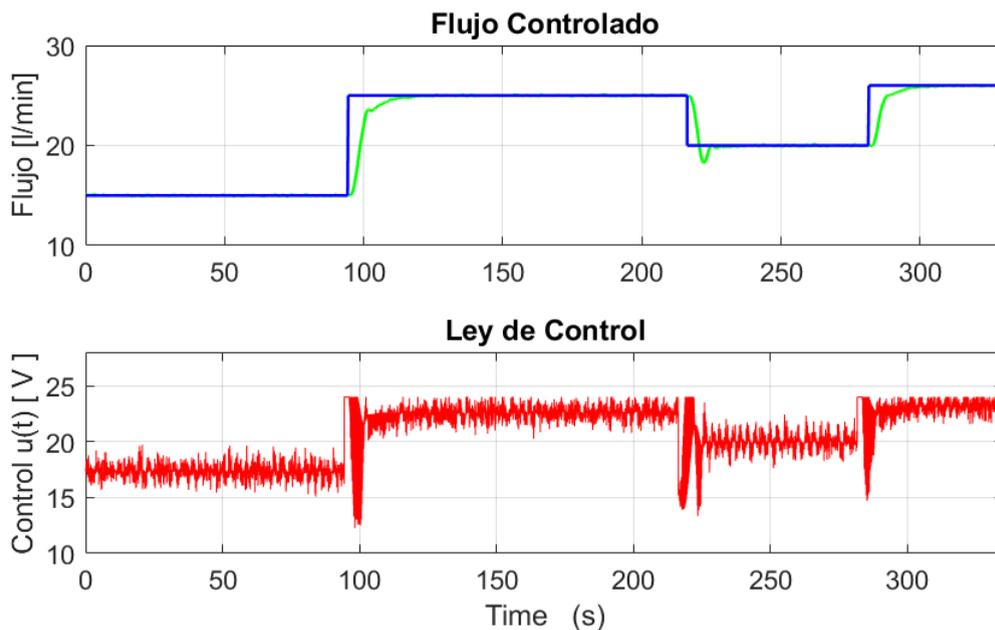


FIGURA 4.3: Control PIDOE de flujo usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia

4.3.2 Variable Nivel

Para esta implementación para el proceso de nivel se usó como sensor al transmisor de nivel LT10 y como actuador al variador de velocidad VFD20. La Tabla 4.2 muestra los parámetros encontrados y utilizados para el control de nivel. Se observa en la Figura 4.4 que en el primer escalón de 7 a 10 cmH₂O (centímetros de columnas de agua) se obtuvo 98 segundos como tiempo de estabilización, con 0% de error en estado estable (e_{ss}) y 4.8% de sobreimpulso (%OS). Para el segundo escalón de 10 a 13 cmH₂O, se registró 100 segundos para llegar a estabilizar el nivel de agua en el tanque, 0% de e_{ss} y 6.55% de %OS.

El variador de frecuencia opera de 0 a 60 Hz (Hertz) como máximo, lo que significa que revolucionará hasta 6000 rpm (revoluciones por minuto) como máximo. La estabilización del nivel se dará cuando el flujo de entrada sea igual al flujo de salida y para llegar a esa condición el algoritmo de control calcula que necesita aproximadamente 13.5 Hz para igualar la cantidad de flujo que transcurre por la tubería de salida del tanque T-10 (ver Fig. 2.2).

TABLA 4.2: Parámetros PIDE de Rockwell para el control de nivel.
Fuente: Elaboración propia

Ganancias de control - Nivel		
Proporcional:	2.2485576	
Integral:	3.3000367	[1/min]
Derivativo:	0.1382981	[min]

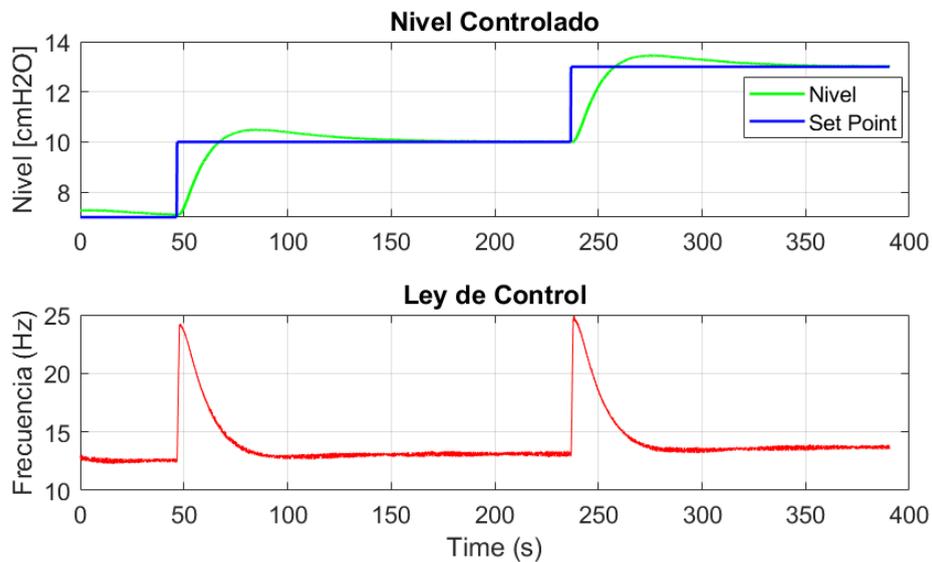


FIGURA 4.4: Control PIDOE de nivel usando bloque de control PIDE de Rockwell.
Fuente: Elaboración propia

4.3.3 Variable Temperatura

Los parámetros de control encontrados para el proceso de temperatura se muestran en la Tabla 4.3. Se usó como sensor al transmisor de temperatura TT-10 y como actuador a la resistencia calefactora PW-10. Para esta implementación fue necesario establecer condiciones de seguridad para evitar dañar el controlador de potencia ubicado dentro del tanque T-10 (ver Fig. 2.2). Se debe registrar un nivel mínimo de agua contenida en el tanque para que la resistencia tenga en todo momento una masa de agua donde se concentre el calor entregado y la temperatura máxima a la cual llegue el agua es de 50°C. Como parte del escalamiento se estableció que la salida asociada a la resistencia PW-10 sea de 0 a 20 mA, con lo cual la ley de control tenga como límite 20 mA como máximo.

Se registró un tiempo de 17.5 minutos para que la temperatura se estabilice de 28 a 45°C y con un promedio de 14 % de error en estado estable. La ley de control evidencia que el algoritmo baja y aumenta la corriente entregada a la resistencia PW-10 lo que hace asemejar a un control de tipo on/off (ver Fig. 4.5).

TABLA 4.3: Parámetros PIDE de Rockwell para el control de temperatura.
Fuente: Elaboración propia

Ganancias de control - Temperatura		
Proporcional:	175.16385	
Integral:	1472.6526	[1/min]
Derivativo:	0.0724736	[min]

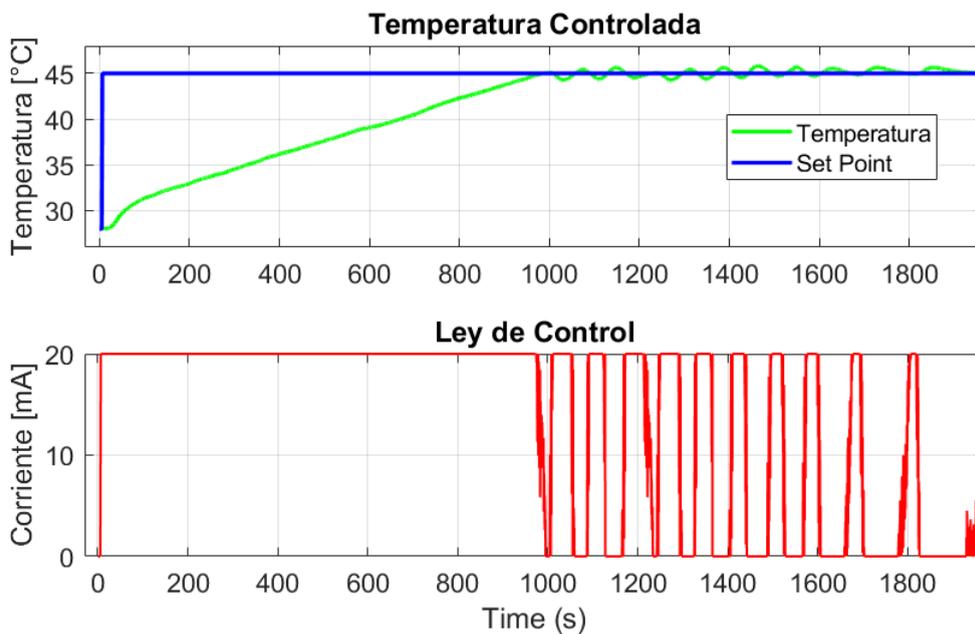


FIGURA 4.5: Control PIDOE de temperatura usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia

4.3.4 Variable Presión

Para este proceso se usó como sensor al transmisor de presión PT-20 y como actuador al variador de velocidad VFD-20. Los parámetros control encontrados son los contenidos en la Tabla 4.4.

Teniendo en cuenta los rangos de operación de presión (900 mbar) para esta planta multipropósito se describen a continuación los estímulos asignados como entrada (ver Fig. 4.6): Para el primer escalón de 200 a 400 mbar (milibares) se necesitaron 7 segundos para

TABLA 4.4: Parámetros PIDE de Rockwell para el control de presión. Fuente propia

Ganancias de control - Presión		
Proporcional:	1.4964604	
Integral:	30.436481	[1/min]
Derivativo:	7.0359e-3	[min]

estabilizar la presión en la tubería de salida de la bomba centrífuga, además se registró 0 % de error en estado estable y 0 % de sobreimpulso. Para la segunda excitación de entrada de 400 a 700 mbares, se obtuvo un tiempo 10 segundos, 0 % de e_{ss} y 0 % de %OS. El tercer escalón evidencia una variación de referencia de presión de 700 a 850 mbares, con lo cual se obtuvo 7 segundos para su estabilización, 0 % de e_{ss} y 0 % de %OS. Para referencias de ejecución descendente se realizaron 2 escalones, uno de 850 a 600 mbares y el siguiente de 600 a 450 mbares. Los tiempos de estabilización fueron de 11 segundos con un sobreimpulso negativo de 4.75 % y 8.4 segundos respectivamente; además en ambos casos no hay error en estado estable.

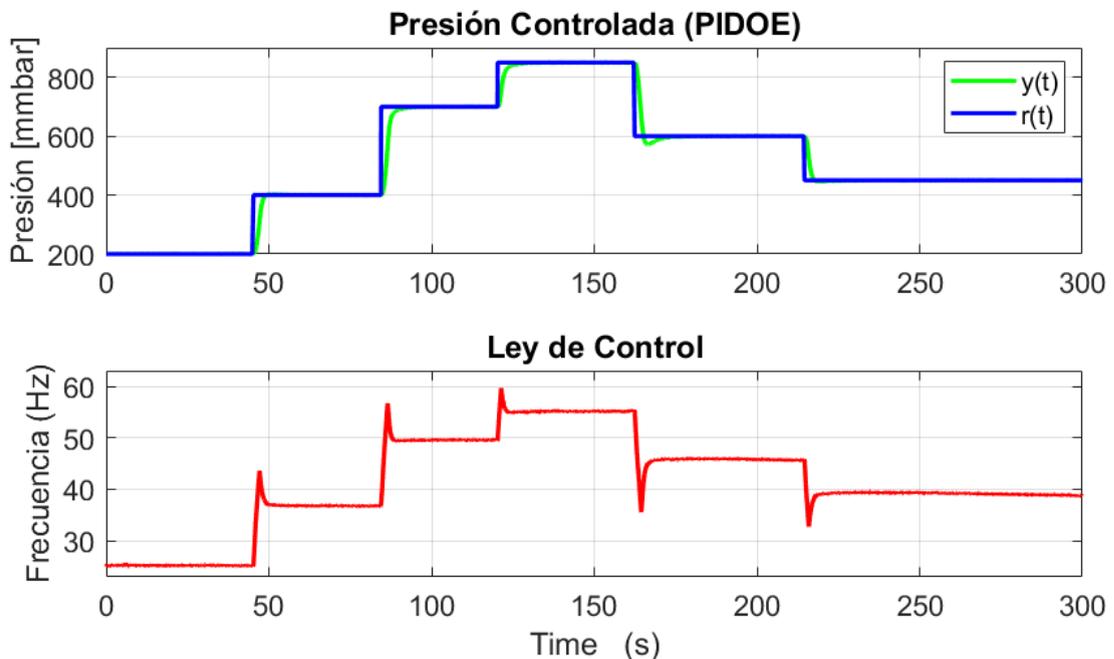


FIGURA 4.6: Control PIDOE de presión usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia

4.3.5 Control PIDOE en Cascada

Esta estrategia de control se caracteriza por contener un lazo principal y uno secundario. Se debe considerar como lazo secundario a un proceso que sea por lo menos 5 veces más rápido que el lazo principal para garantizar el orden de ejecución del control a cada variable. Para este caso el proceso de nivel corresponde al lazo principal y el flujo como secundario. Esta configuración es muy usada en la industria, como por ejemplo, para evitar un ingreso brusco de caudal de algún fluido a un contenedor que podría alterar la receta del proceso.

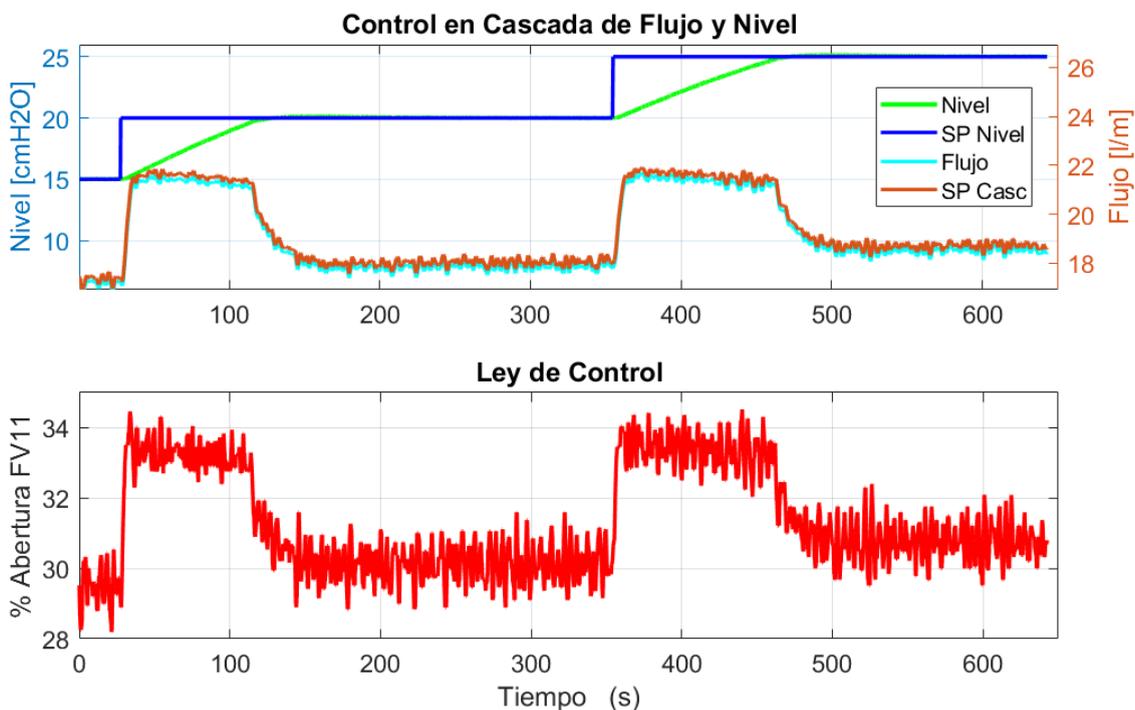


FIGURA 4.7: Control PIDOE en cascada de flujo y nivel usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia

La Figura 4.7 muestra los resultados de la implementación del control PID de orden entero para una configuración en cascada. Los parámetros de rendimiento serán analizados en la sección de resultados.

4.3.6 Control PIDOE Multilazo

Esta estrategia establece el control de dos variables de proceso, en este caso nivel y temperatura, de forma simultánea. Ante cambios de referencia para cualquiera de las variables se deberá mantener un error en estado estable cercano a 0. Es decir, si solo se cambia el *set point* de temperatura, el nivel de agua deberá mantenerse y si solo se cambia el *set point* de nivel, la temperatura deberá permanecer igual en el tanque. Esto facilita, por ejemplo, la receta de un proceso a controlar haciendo que para todo nivel de agua en el tanque se establezca una temperatura fija.

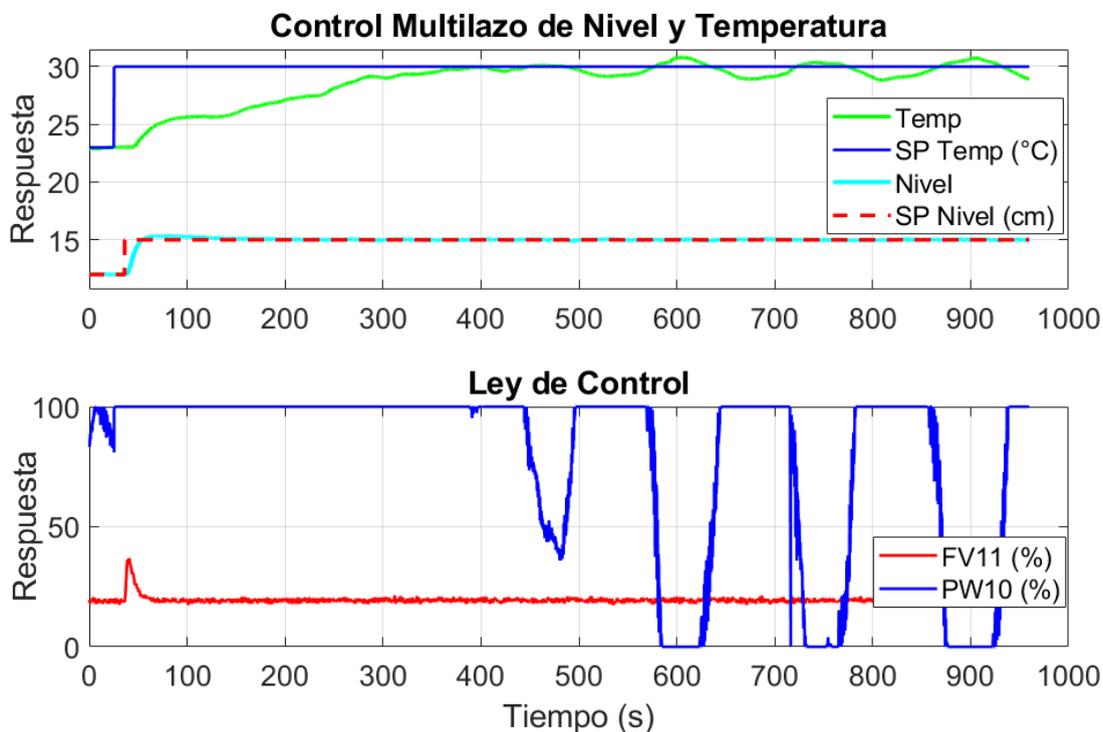


FIGURA 4.8: Control PIDOE multilazo de nivel y temperatura usando bloque de control PIDE de Rockwell. Fuente: Elaboración propia

La Figura 4.8 muestra los resultados de la implementación del control PID de orden entero para una configuración multilazo. Los parámetros de rendimiento serán analizados en la sección de resultados.

CAPÍTULO 5

CONTROL PID DE ORDEN FRACCIONARIO (PIDOF)

En este capítulo se describen conceptos básicos para el control PID de orden fraccionario, se define el diseño del algoritmo a usar para las simulaciones en tiempo discreto y la posterior implementación en el PLC de la ley de control.

5.1 Controlador PID de orden fraccionario

Este controlador tiene la característica de tener coeficientes integradores (λ) y derivativos (μ) de orden fraccionario, con lo cual dado su estudio [38], [39]; se introducen parámetros para satisfacer especificaciones de diseño que el controlador PID clásico no puede hacerlo.

Se describe la ley de control en el dominio del tiempo:

$$u(t) = K_p e(t) + T_i D_t^{-\lambda} e(t) + K_d D_t^\mu e(t) \quad (5.1)$$

Función de transferencia en el dominio del Laplace:

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_i}{s^\lambda} + K_d s^\mu \quad (5.2)$$

Donde λ y μ son números reales positivos. Si $\lambda = 1$ y $\mu = 1$, se obtiene el controlador PID clásico.

5.1.1 Sintonización de parámetros

Para el cálculo de los parámetros del controlador fraccionario se consideran especificaciones en frecuencia a detalle [36]. Se usó el método de MIGO [36] debido a que es una mejora de las reglas de sintonización de Ziegler Y Nichols y que establece los parámetros integro diferenciales en un rango de [0.1 : 0.1 : 0.9]. Otro método de sintonización es a través del índice de error cuadrado. Y el método de interés para este trabajo, es la aplicación de un tiempo t de retraso dinámico a modelos FOPDT para determinar los mejores parámetros para un controlador fraccional integrativo.

El diseño de los parámetros para un controlador PID de orden fraccionario se aplica con el análisis en frecuencia con lo cual se pueden diseñar los parámetros con una margen de fase y de ganancia requerido. Se calcula el ángulo de fase del sistema en lazo abierto y se ubica la frecuencia de cruce W_{cg} , con lo cual se puede calcular μ .

$$\mu = \frac{-\pi + \phi_m - \theta_p}{\pi/2}, K_C = \frac{1}{g_m g_p}. \quad (5.3)$$

Usando (5.3) se calcula el exponente fraccionario y el ángulo de fase se define como:

$$\varphi_c = \phi_m - \varphi_p - \pi, \quad (5.4)$$

donde ϕ_m es el margen de fase deseado para el sistema controlado y φ_p el margen de fase para la planta no controlada. La constante de tiempo integrador T_i se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$T_i = \left\{ \frac{\tan(\frac{\varphi_c}{2}) + \tan(\frac{2+\mu}{\pi/4})}{\tan(\frac{\varphi_c}{2}) - \tan(\frac{2+\mu}{\pi/4})} \right\} \quad (5.5)$$

Para la autosintonía de estos parámetros existen métodos ampliamente desarrollados que generalmente son usados en simulación por la complejidad de solución de ecuaciones complejas no lineales [40]. Sin embargo, para fines de implementación en un controlador industrial se usa el método del relé para reducir la carga computacional a los controladores industriales como ejemplo los PLCs.

El controlador PID de orden fraccionario ofrece una región de estabilidad mediante 5 parámetros de ajuste K_p , K_i , K_d , λ y μ se obtienen más posibilidades de control que aseguran un mejor rendimiento y robustez del sistema de control ante disturbios y ruido a frecuencias altas [36].

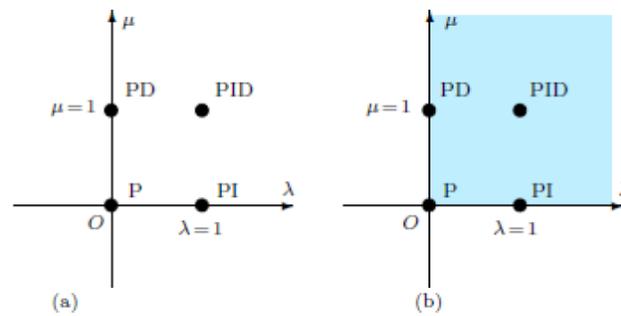


FIGURA 5.1: Controlador PID fraccionario vs PID clásico. Región de parámetros del controlador de orden entero (a) y parámetros de orden fraccionario (b) [3].

5.2 Algoritmo PID en forma incremental de orden fraccionario

El controlador PIDOF usa la forma discreta (5.12) con $\alpha = \beta$. Se puede encontrar en literatura técnica varias aproximaciones racionales del operador s^α . Este trabajo emplea la forma recursiva de aproximación de Muir's [3] en el dominio de z , donde z es el operador exponente La aproximación de Muir's establece:

$$s^\alpha \approx \left(\frac{2}{T}\right)^\alpha \frac{A_n(z^{-1}, \alpha)}{A_n(z^{-1}, -\alpha)} \quad (5.6)$$

En la Ecuación (5.6), T es el tiempo de muestreo, y los polinomios $A_n(z^{-1}, \alpha)$ y $A_n(z^{-1}, -\alpha)$ son calculados recursivamente de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}
 A_n(z^{-1}, \alpha) &= A_{n-1}(z^{-1}, \alpha) - c_n z^{-n} A_{n-1}(z, \alpha), \\
 A_0(z^{-1}, \alpha) &= 1, \\
 c_n &= \begin{cases} \alpha/n & \text{Si } n \text{ es impar,} \\ 0 & \text{Si } n \text{ es par.} \end{cases}
 \end{aligned} \tag{5.7}$$

Para $n = 3$, (5.7) toma la forma de:

$$\begin{aligned}
 A_3(z^{-1}, \alpha) &= -\frac{1}{3}\alpha z^{-3} + \frac{1}{3}\alpha^2 z^{-2} - \alpha z^{-1} + 1, \\
 A_3(z^{-1}, -\alpha) &= \frac{1}{3}\alpha z^{-3} + \frac{1}{3}\alpha^2 z^{-2} + \alpha z^{-1} + 1,
 \end{aligned}$$

Finalmente, el operador s^α es definido con la Ecuación 5.8

$$s^\alpha = \left(\frac{2}{T}\right)^\alpha \left(\frac{z^3 - \alpha z^2 + \alpha^2 z/3 - \alpha/3}{z^3 + \alpha z^2 + \alpha^2 z/3 + \alpha/3}\right), \tag{5.8}$$

y el controlador PIDOF con $\alpha = \beta$ es expresado como:

$$\frac{u(s)}{e(s)} = K_c + K_i s^{-\alpha} + K_d s^\alpha. \tag{5.9}$$

Reemplazando (5.8) en (5.9) con $\alpha = \beta$, se obtiene la siguiente expresión

$$\begin{aligned}
 (1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_5 z^{-5} + a_6 z^{-6})u(z) &= \\
 (b_0 + b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_5 z^{-5} + b_6 z^{-6})e(z) &+ \\
 (c_0 + c_1 z^{-1} + c_2 z^{-2} + \dots + c_5 z^{-5} + c_6 z^{-6})y(z). &
 \end{aligned} \tag{5.10}$$

Sabiendo que $z^{-m}x(z) = x(k - m)$, donde $k = t/T$ representa el tiempo discreto, la ley de control $u(k)$ toma la forma de:

$$\begin{aligned}
u(k) &= -a_1u(k-1) - a_2u(k-2) - \dots - a_6u(k-6) \\
&+ b_0e(k) + b_1e(k-1) + \dots + b_6e(k-6) \\
&+ c_0y(k) + c_1y(k-1) + \dots + c_6y(k-6).
\end{aligned} \tag{5.11}$$

La Ecuación 5.11 describe el algoritmo PID de orden fraccional en forma posicional. A continuación se desarrolla el algoritmo PID de orden fraccionario en su forma incremental (*Velocity - form*).

Siendo 5.12 la ley de control en tiempo discreto del algoritmo PID incremental de orden entero:

$$\begin{aligned}
\Delta P(k) &= K_c[e(k) - e(k-1)] \\
\Delta I(k) &= TK_c \frac{e(k) + e(k-1)}{2T_i} \\
\Delta D(k) &= D(k-1) + \frac{K_c T_d}{T} [e(k) - 2e(k-1) + e(k-2)] \\
\Delta u(t_k) &= u(t_k) - u(t_k - 1) = \Delta P(t_k) + \Delta I(t_k) + \Delta D(t_k)
\end{aligned} \tag{5.12}$$

Basado en [41], la Figura 5.2 describe el algoritmo PID de velocidad de orden entero en el dominio de la Laplace mediante (5.13).

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_c S + \frac{K_c}{T_i} + \frac{K_c T_d S^2}{1 + S T_f} \tag{5.13}$$

$$C(s) = \frac{U(s)}{E(s)} = K_c S^\alpha + \frac{K_c}{T_i} + \frac{K_c T_d S^{2\alpha}}{1 + S^\alpha T_f} \tag{5.14}$$

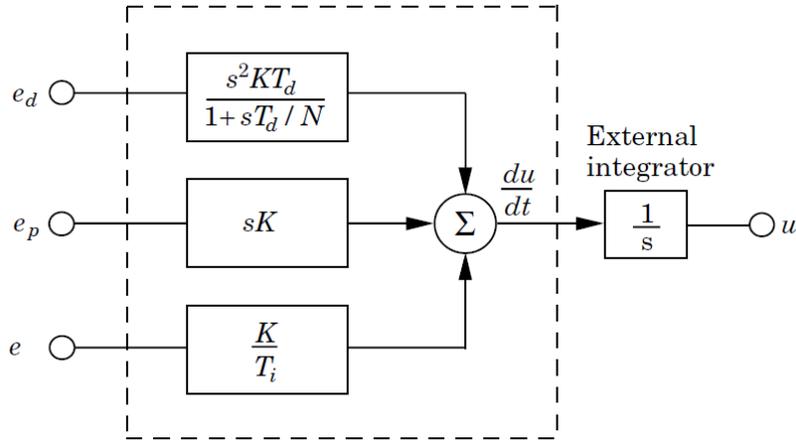


FIGURA 5.2: Diagrama de bloques para el algoritmo PID en forma incremental [41].

Reemplazando (5.8) en (5.14) y agregando el integrador externo en forma discreta:

$$\begin{aligned}
 (1 + a_1z^{-1} + a_2z^{-2} + \dots + a_8z^{-8} + a_9z^{-9})u(z) = \\
 (b_0 + b_1z^{-1} + b_2z^{-2} + \dots + b_8z^{-8} + b_9z^{-9})e(z) + \\
 (c_0 + c_1z^{-1} + c_2z^{-2} + \dots + c_8z^{-8} + c_9z^{-9})e(z)
 \end{aligned} \tag{5.15}$$

Nuevamente considerando que $z^{-m}x(z) = z(k-m)$, donde $k = t/T$ representa el tiempo discreto, la ley de control del algoritmo PID de orden fraccional en su forma incremental $u(k)$ toma la forma de:

$$\begin{aligned}
 u(k) = & -a_1u(k-1) - a_2u(k-2) - a_3u(k-3) \dots - a_9u(k-9) \\
 & + b_0e(k) + b_1e(k-1) + b_2e(k-2) + \dots + b_9e(k-9) \\
 & + c_0e(k) + c_1e(k-1) + c_2e(k-2) \dots + c_9e(k-9).
 \end{aligned} \tag{5.16}$$

5.3 Simulación PIDOF en tiempo discreto

Para simulación del algoritmo PID de orden fraccionario en forma incremental se usó Matlab R2018a como herramienta computacional. El tiempo de muestreo para las siguientes simulaciones es de 0.01 segundos, mismo tiempo que se emplea en la configuración del PLC para los experimentos mostrados en la sección de implementación.

Las subsecciones muestran simulaciones en tiempo discreto para los procesos de flujo, nivel, temperatura y presión.

5.3.1 Variable Flujo

Para la simulación del proceso de flujo se considera como instrumento de actuación a la válvula FV11, por tanto, la ley de control estará directamente relacionada al porcentaje de apertura de la válvula entre 0 y 100 %.

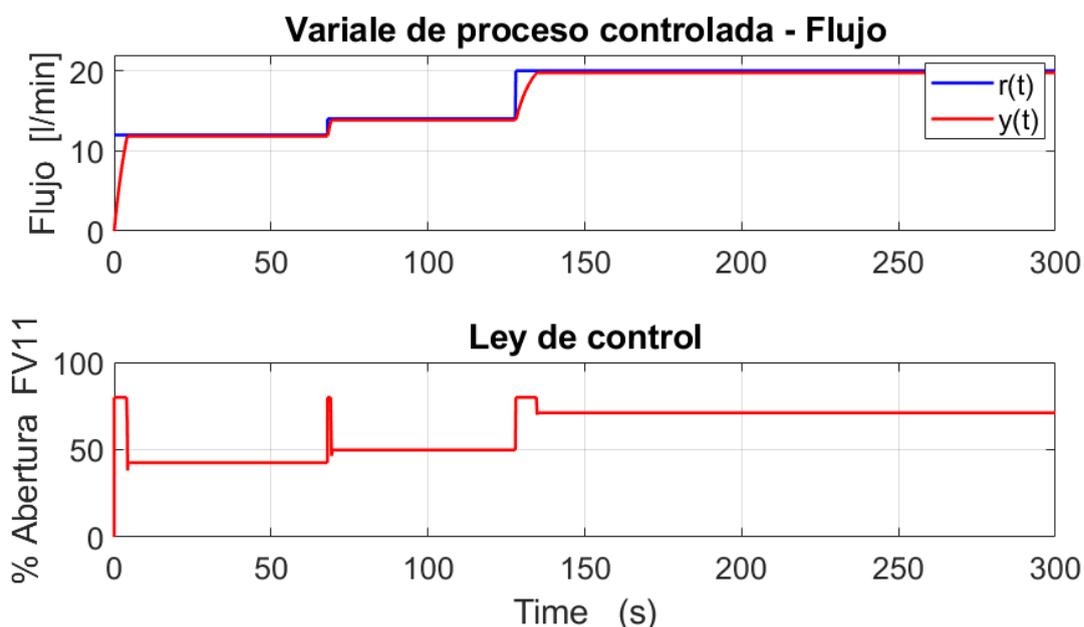


FIGURA 5.3: Simulación del control PIDOF para el proceso de flujo. Fuente propia

La referencia de flujo de 12 a 14 l/m (litros por minutos) evidencia un tiempo de estabilización de 2.1 segundos, 0% de sobreimpulso ($\%OS$) y 0% de error en estado estable (e_{ss}). Estableciendo una referencia más grande, de 14 a 20 l/m, se obtiene 8 segundos como el tiempo requerido para estabilizar el flujo y 0% de $\%OS$ y 0% de e_{ss} .

5.3.2 Variable Nivel

En este proceso se usó como instrumento actuador al variador de velocidad VFD20, teniendo como rango de operación para la ley de control valores entre 0 y 60 Hz. El nivel de agua es registrado con las unidades de centímetros de columna agua (cmH2O) dado que el instrumento que registra el nivel es un transmisor de presión.

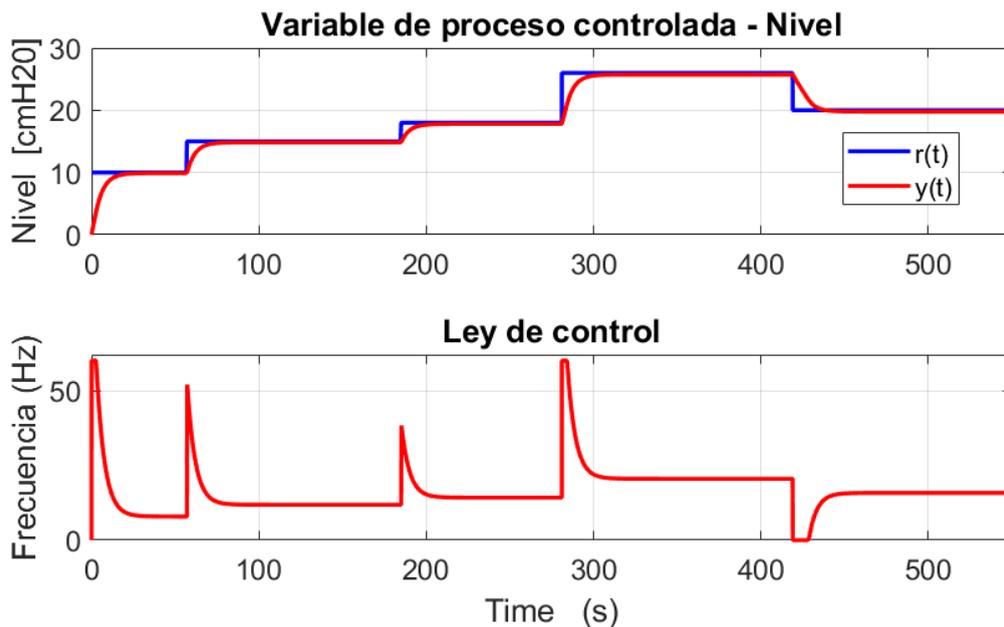


FIGURA 5.4: Simulación del control PIDOF para el proceso de nivel. Fuente propia

Para el primer escalón con referencias de 10 a 15 cmH2O se obtuvieron 21.7 segundos de tiempo de estabilización T_s , seguidamente de 0% de porcentaje de sobreimpulso ($\%OS$) y 1.06% de error en estado estable (e_{ss}). La segunda referencia va de 15

a 18 cmH₂O y se registró un $T_s=20.5$ segundos, $\%OS=0\%$ y $e_{ss}=1.68\%$. De 18 a 26, $T_s=28.6$ segundos, $\%OS=0\%$ y $e_{ss}=1.07\%$. De forma descendente se estableció como referencia un cambio de 26 a 20 cmH₂O, donde se obtuvo $T_s=27$ segundos, $\%OS=0\%$ y de $e_{ss}=1.05\%$.

5.3.3 Variable Temperatura

La simulación del control aplicado al proceso de temperatura muestra que llega al nivel de referencia asignado pasado 2 minutos aproximadamente. En la ley de control obtenida se observa que se usa el 100 % del rango de 0 a 20mA asignados como escalamiento y luego se establece en un valor para mantener dicha temperatura. Sin embargo; realmente la temperatura de ambiente y el agua en constante ingreso hace que la temperatura varíe y por lo tanto la ley de control también varíe para compensar el error.

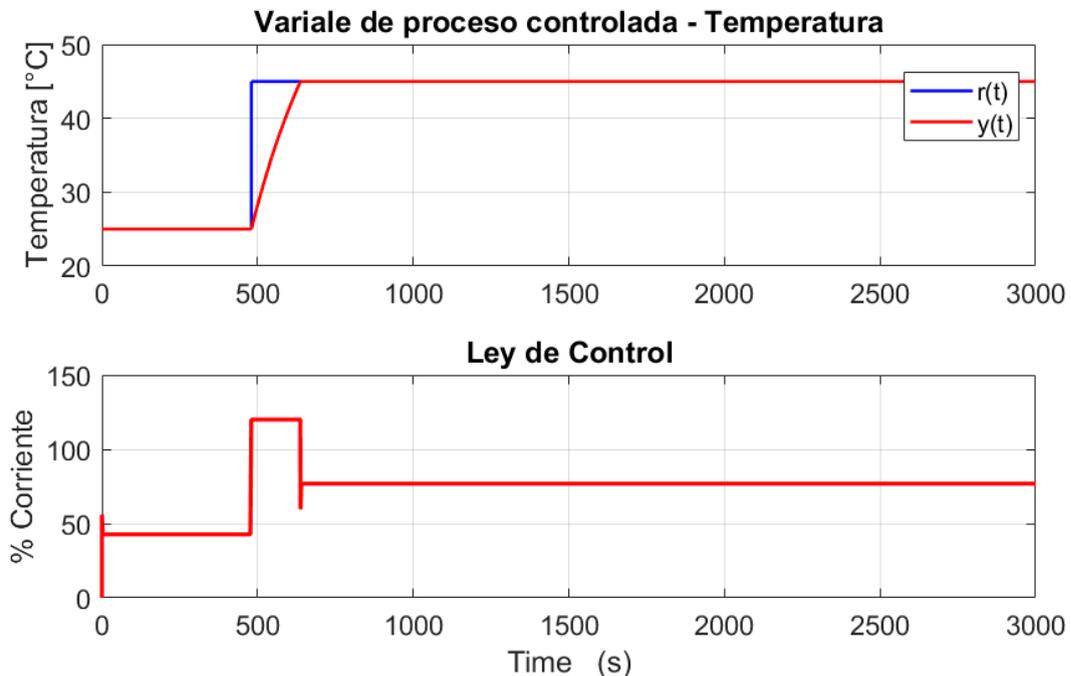


FIGURA 5.5: Simulación del control PIDOF para el proceso de temperatura. Fuente propia

5.3.4 Variable Presión

Para este proceso también se dispuso del variador de velocidad VFD20 como instrumento actuador para la salida de presión. Se consideró un limitador con valor máximo de 60 para la ley de control. Las unidades para el registro de presión están en milibares (mbares).

Se estableció una primera referencia de 200 a 400 mbares, obteniendo 0.8 segundos de tiempo de estabilización (T_s). De 400 a 700 mbares: $T_s=0.8$ segundos, de 700 a 850 mbares: $T_s=1$ segundo, De forma descendente se fijó como referencia de 850 a 600 mbares: $T_s=1.5$ segundos y de 600 a 450: $T_s=1.3$ segundos. Para todos los casos no se registraron porcentajes de sobreimpulso, ni tampoco algún porcentaje considerable de e_{ss} . La ley de control muestra picos de sobreimpulso en cada cambio de referencia, lo que ocasiona una respuesta rápida para la simulación.

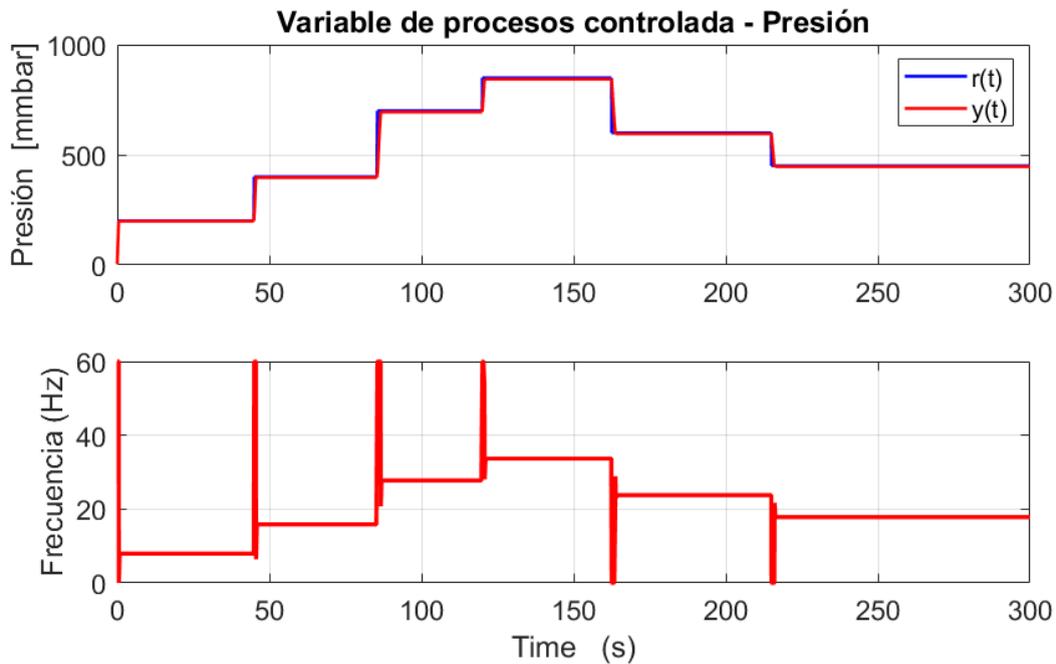


FIGURA 5.6: Simulación del control PIDOF para el proceso de presión. Fuente propia

5.4 Implementación de controladores PIDOF

En esta sección se procede a implementar en el PLC el algoritmo diseñado para cada variable de proceso y aplicado a algunas estrategias de control. Esta implementación fue realizada en texto estructurado y mostrada en un bloque de control diseñado para el algoritmo de control fraccionario. Este bloque (ver Fig. 5.7) contiene las variables necesarias para conectar la referencia SP , la variable de proceso PV , la variable de control CV , las opciones de operación en manual y automático del bloque, las ganancias de control PID tradicionales $PGain$, $IGain$, $DGain$ y finalmente la ganancia de orden fraccionario $OFGain$, la cual fue diseñada para disponer de una ganancia más para la sintonización de parámetros de control. Las ganancias $IGain$ es equivalente a $PGain/T_i$ y $DGain$ a $PGain$ multiplicado por el tiempo derivativo T_d .

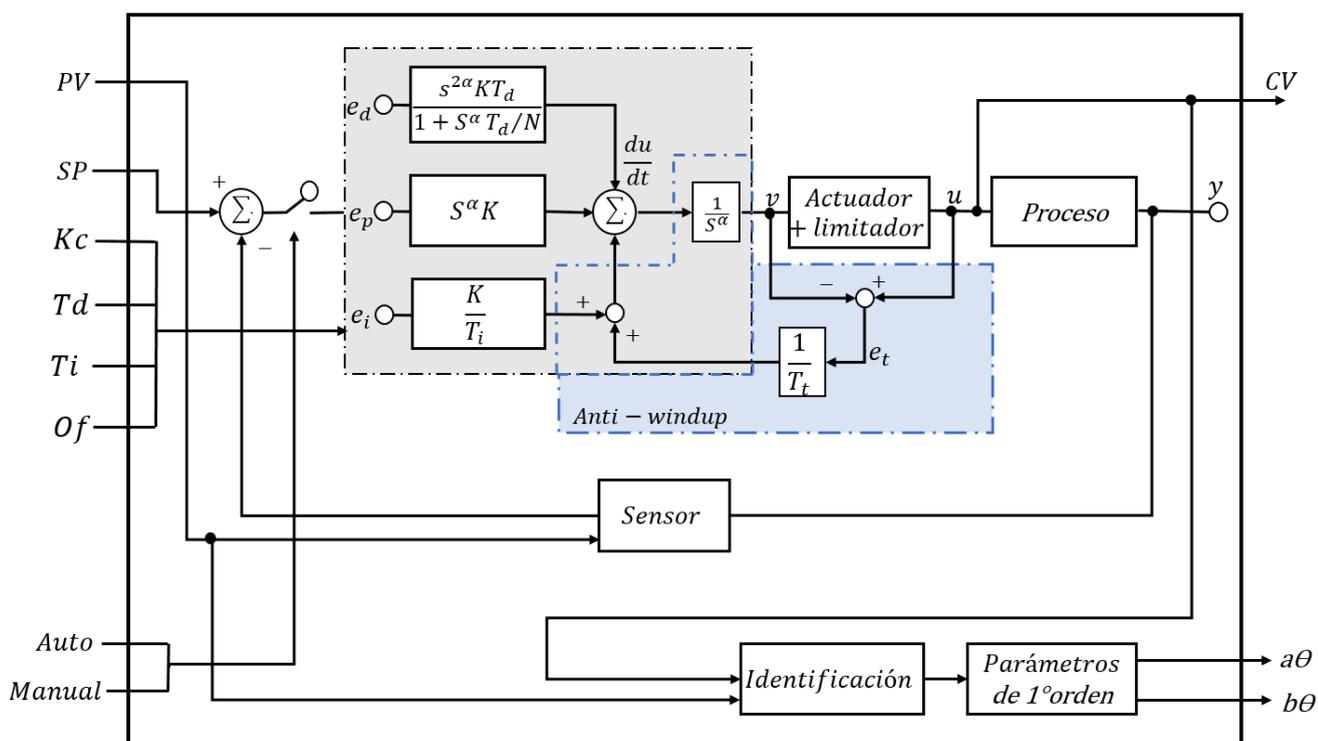


FIGURA 5.7: Bloque de control PID de orden fraccionario PIDOF. Vista interior.

Fuente: Elaboración propia

5.4.1 Control de Flujo

Al igual que en la simulación se tiene que limitar el resultado de la ley de control en un rango de 0 a 100 % dado a que se usó como actuador a la válvula FV-11. Los parámetros del controlador K_c , T_i , T_d son los usados en la implementación del controlador PIDOE y el parámetro fraccionario obtenido para este proceso fue de 0.5666.

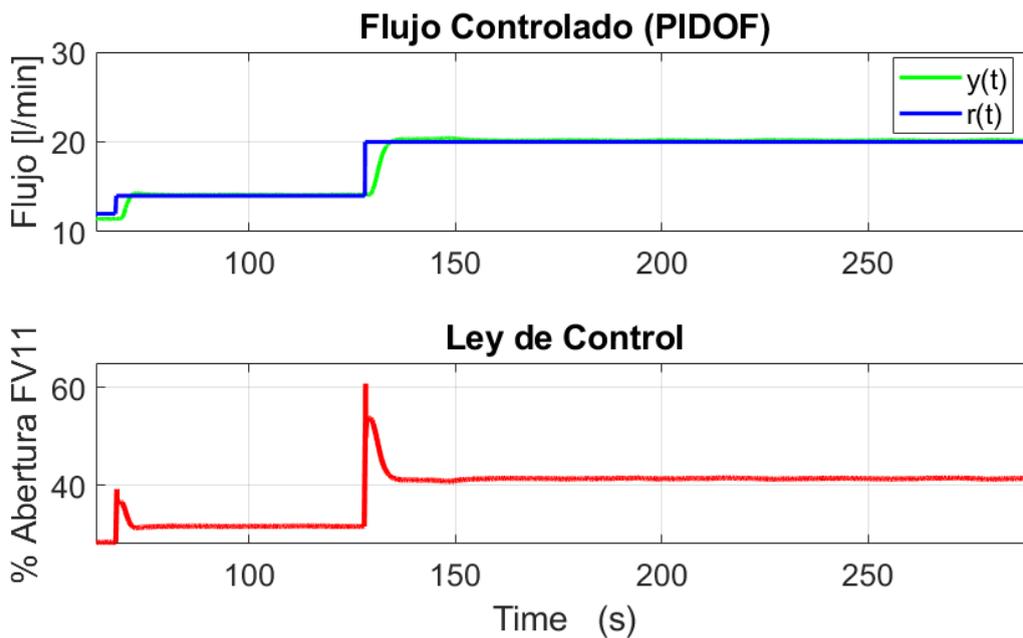


FIGURA 5.8: Implementación del control PIDOF para el proceso de flujo.
Fuente: Elaboración propia

La referencia establecida fue de 14 a 20 litros por minutos, con lo cual se registró 21.4 segundos como tiempo de estabilización (T_s), 1 % de error en estado estable y 0 % de sobreimpulso. La ley de control opera dentro de los rangos establecidos sin experimentar saturación del algoritmo. La Figura a continuación muestra el desempeño realizado por el controlador con los parámetros diseñados obteniendo un parámetro fraccionario de 0.6757.

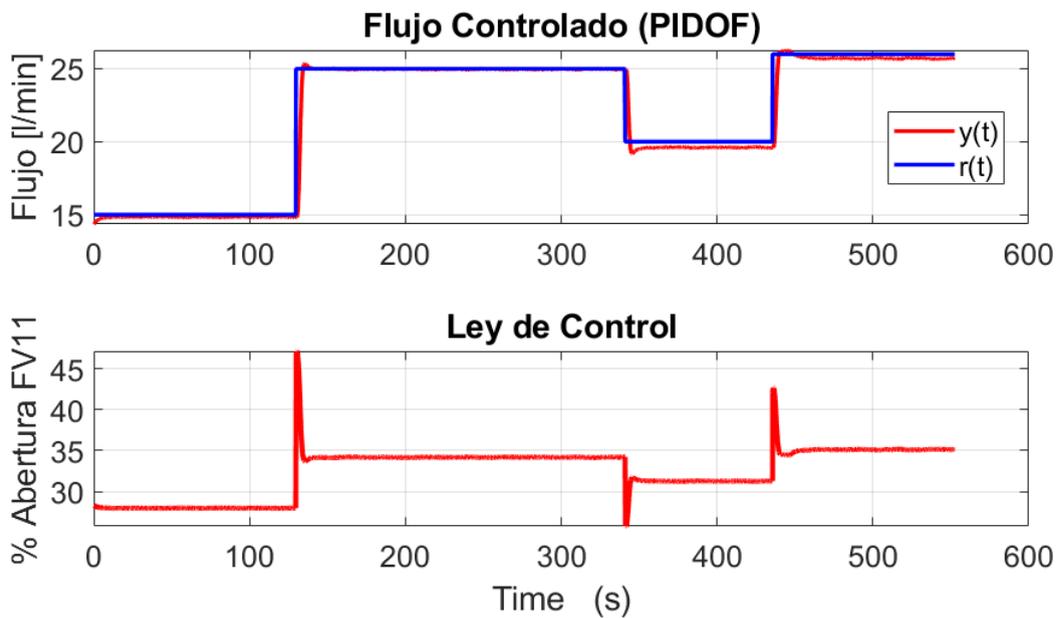


FIGURA 5.9: Implementación del control PIDOF para el proceso de flujo con otro parámetro fraccionario. Fuente: Elaboración propia

5.4.2 Control de Nivel

La implementación para el control de nivel necesitó establecer la ley de control entre los límites de 0 a 60 Hz, es decir, escalar los valores obtenidos por la ley de control en ese rango de frecuencias.

La primera referencia de flujo fue de 10 a 15 litros por minutos (l/m), con lo cual se registró 42.96 segundos de tiempo de estabilización (T_s), 0 % de sobreimpulso y 1.13 % de error en estado estable (e_{ss}). Como segundo escalón de referencias, de 15 a 18 l/m: $T_s=31.7$ seg., $e_{ss}=1.14$ %. De 18 a 26 l/m: $T_s=48.5$ seg., $e_{ss}=0.65$ %. Finalmente, en forma descendente, se fijó referencias con un cambio de 26 a 20 l/m: $T_s=45.5$ seg., e_{ss} despreciable y en todos los casos no se presentaron porcentajes de sobreimpulso.

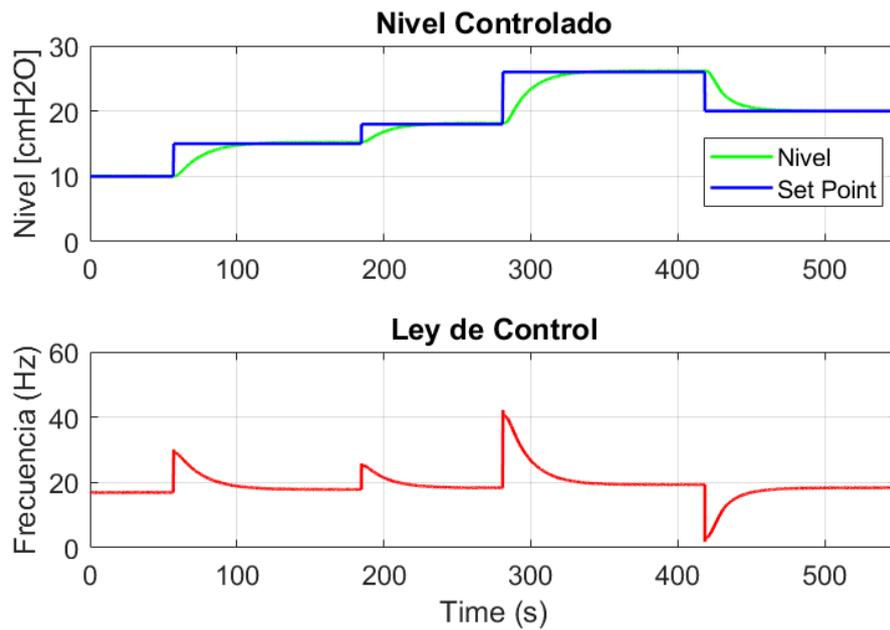


FIGURA 5.10: Implementación del control PIDOF para el proceso de nivel.
Fuente: Elaboración propia

5.4.3 Control de Temperatura

Para esta implementación se aplicó una variación de entrada de 25 a 45°C, siendo este la máxima temperatura permitida por protocolos de seguridad de la planta multi-propósito. Se observa que el algoritmo logra seguir la referencia indicada; sin embargo, existen oscilaciones generadas por la ley de control que origina un comportamiento de on/off. Al cambiar el parámetro fraccionario se observa que las oscilaciones se sitúan más al nivel de la referencia, lo que ayuda a que no ocurran picos altos de temperatura. El tiempo de estabilización registrado T_s fue de 3.6 minutos y un error en estado estable promedio de +/- 3.2%. Los ejes mostrados en la Figura 5.11 de la ley de control indican que la resistencia PW-10 fue escalada de 0 a 100% equivalente al rango de 0 a 20 mA.

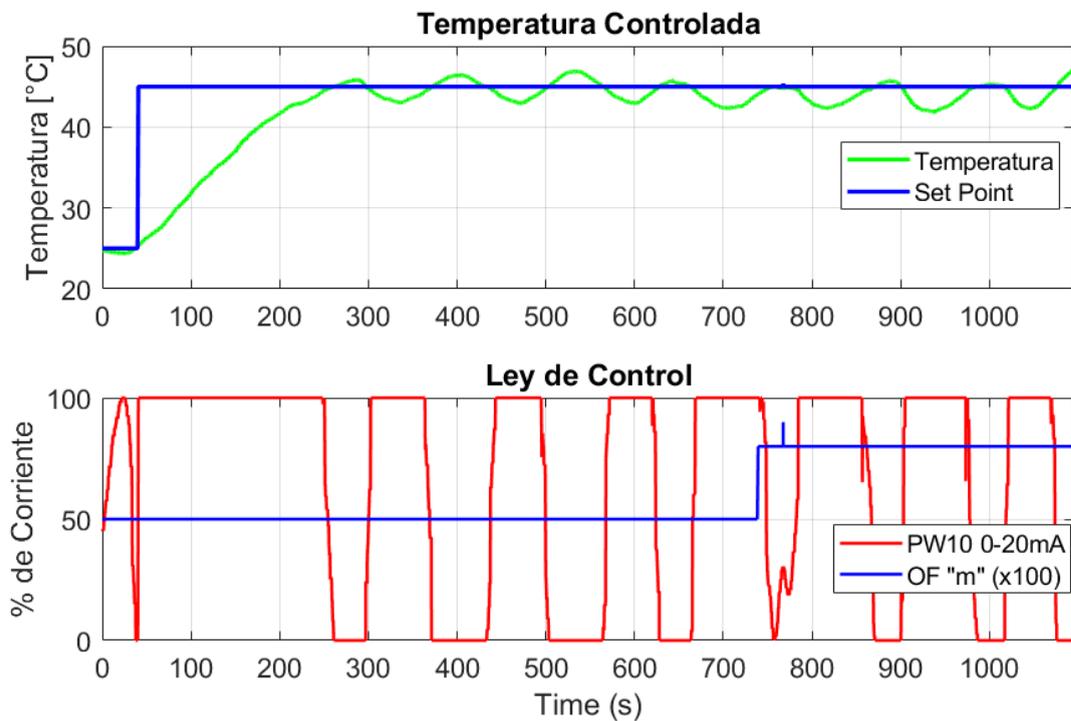


FIGURA 5.11: Implementación del control PIDOF para el proceso de temperatura.
Fuente: Elaboración propia

5.4.4 Control de Presión

Para esta implementación, se estableció como límite de la ley de control 60 Hz dado que se usó como actuador el variador VFD20. Además, se verificó que la máxima presión que se podía sensar en la tubería fue de 900 mbar con el variador en 60 Hz. La Figura 5.12 muestran las referencias asignadas llegando desde un mínimo hasta un valor cercano al máximo de presión

La primera excitación del escalón de entrada fue de 200 a 400 milibares (mbar), con lo cual se registró 4.22 segundos de tiempo de estabilización (T_s), 2.2 % de sobreimpulso y 0.5 % de error en estado estable (e_{ss}). Como segundo escalón de referencias, de 400 a 700 mbares: $T_s=4.6$ seg., $\%OS=4.2$ % y $e_{ss}=0.5$ %. De 700 a 850 mbares: $T_s=2.5$ seg., $\%OS=0$ % y $e_{ss}=0.3$ %. De forma descendente, de 850 a 550 mbar: $T_s=4.4$ seg.,

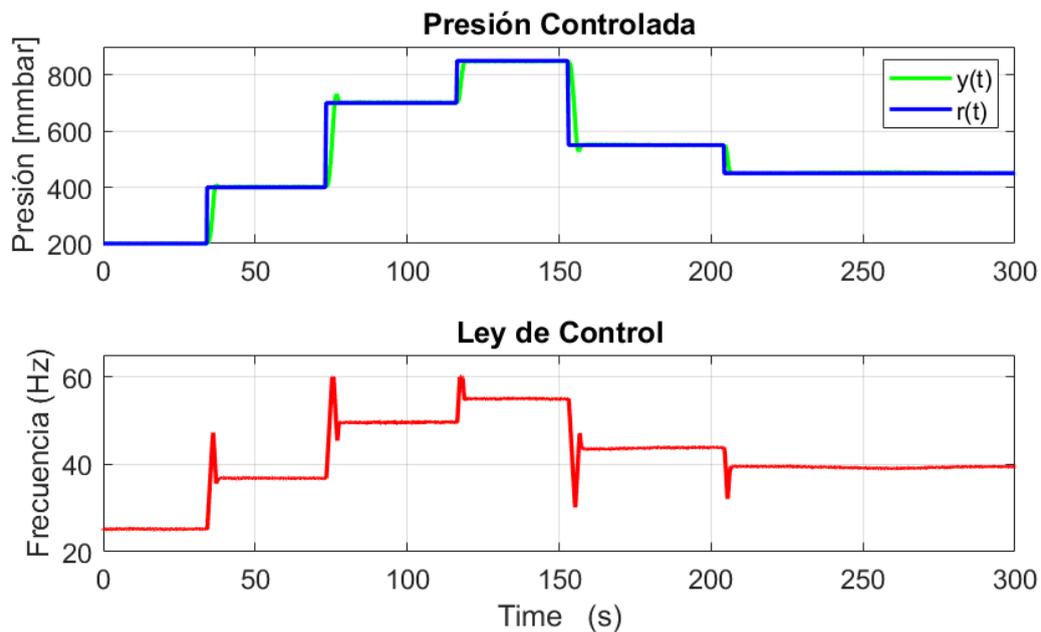


FIGURA 5.12: Implementación del control PIDOF para el proceso de presión.
Fuente: Elaboración propia

$\%OS=4.3\%$ y $e_{ss}=0.4\%$. Finalmente, de 550 a 450 mbares: $T_s=2.7$ seg., $\%OS=0\%$ y e_{ss} despreciable.

5.4.5 Control en cascada PIDOF de flujo y nivel

Esta implementación está enfocada en validar el funcionamiento del algoritmo diseñado aplicada al control en cascada de flujo y nivel como estrategia de control. Se estableció como lazo primario al proceso de nivel y como lazo secundario al proceso de flujo, esto porque el flujo cumple con el requisito de ser un proceso de respuesta de por lo menos 5 veces más rápido que el nivel. Si no se cumple esto, la ejecución del algoritmo en el PLC no será la correcta y se obtendrá un control deficiente. La referencia del operador es para establecer un nivel en el tanque T-10 manteniendo un ingreso de flujo de agua sin demasiada turbulencia, condición que es necesaria para procesos en industria. El controlador de nivel establece una referencia para el controlador de flujo de modo que

el actuador FV-11 sea regulado para alcanzar los niveles de agua requeridos. En este caso la estrategia de cascada usó como actuador único para el nivel y flujo a la válvula FV-11.

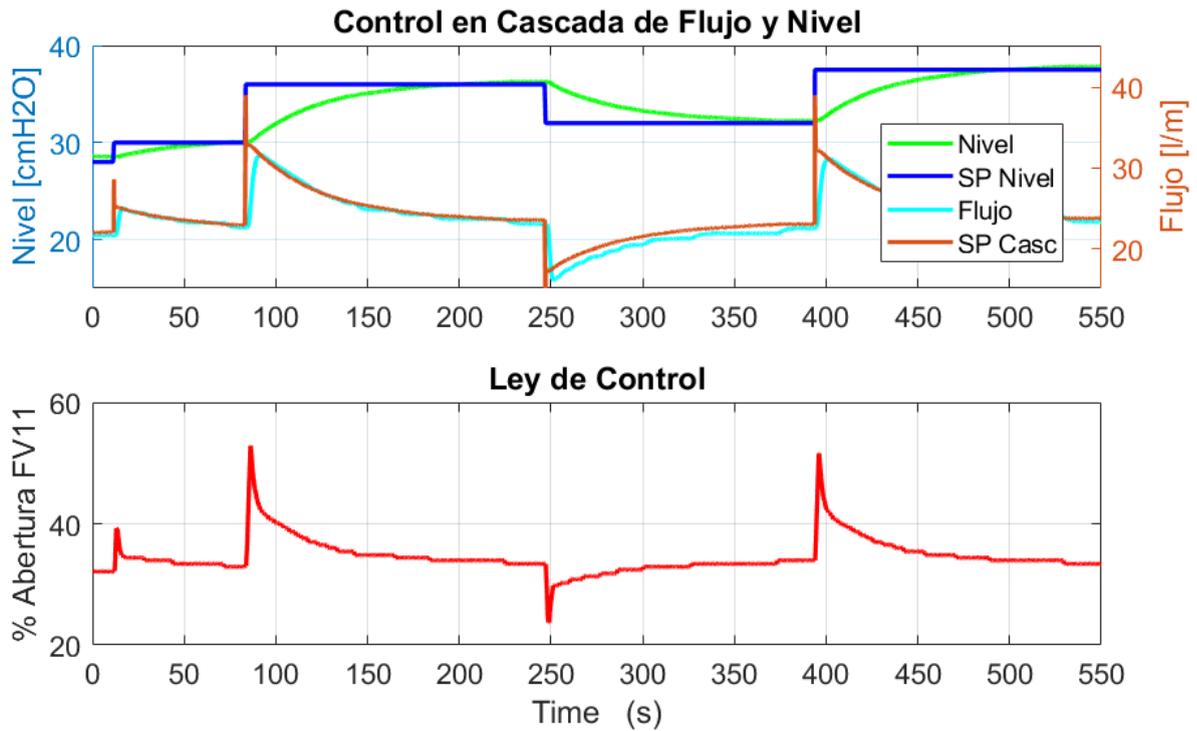


FIGURA 5.13: Implementación del control PIDOF en cascada.
Fuente: Elaboración propia

La Figura 5.13 muestra una leyenda donde SP Nivel es la referencia de nivel (lazo primario) y se registró en el primer escalón de excitación de 30 a 36 cmH₂O lo siguiente: 76.5 segundos, 0 % de sobreimpulso y 0.5 % de error en estado estable. De 36 a 32: $T_s=90$ segundos, 0 % de %OS y 1 % de e_{ss} . Finalmente, de 32 a 37.5 cmH₂O: $T_s=75$ segundos, 0 % de %OS y 0.4 % de e_{ss} .

La referencia de flujo SP Casc (lazo secundario) cambia cuando se presenta una nueva referencia de nivel desde el lazo primario, esto se evidencia con la señal en celeste que sigue al valor entregado por el controlador PIDOF del nivel.

5.4.6 Control de la Razón

El control de la razón es usado como estrategia de control en la industria cuando se requiere establecer una proporción de algún fluido con respecto a un complemento. En esta implementación se estableció una relación (factor de la razón) de caudal entrante al tanque T-10 mediante los flujómetros FT-11 y FT-10. La referencia de flujo para el transmisor FT-11 depende del flujo registrado por el flujómetro FT-10; entonces de la Figura 5.14, SP Razón es igual al flujo que atraviesa FT-10 multiplicado por un factor de razón del proceso.

La relación entre el flujo registrado por FT-11 y FT-10 sigue los valores asignados para el factor de la razón. La implementación de esta estrategia es presentada en la Figura 5.14 y se registró condiciones favorables de rendimiento de control. En todos los escalones se obtuvieron tiempo promedios de subida de 3 segundos para una variación de amplitud de 5, 7 y 8 l/min. Además, se obtuvo 0 % de porcentaje de sobreimpulso y error en estado estable despreciable (menor a 1.2 %) en todos los casos.

El lazo de control asociado al flujo registrado por FT-10 puede efectuar el control, siempre y cuando no ocurra variaciones significativas de ingreso de agua desde la llave principal. Caso contrario el control no será el adecuado debido a las variaciones que existen en ese lado de ingreso de agua. Pese a ello, el lazo asociado al transmisor FT-11 efectúa correctamente el control de flujo con relación al factor de la razón.

5.4.7 Control Multilazo de Nivel y Temperatura

El control PIDOF en multilazo implementado evidencia robustez del control de temperatura ante cambios en la otra variable de proceso (nivel). Es decir; entre más agua fría ingrese al tanque, la resistencia deberá permanecer entregando calor a la masa de agua en un porcentaje alto.

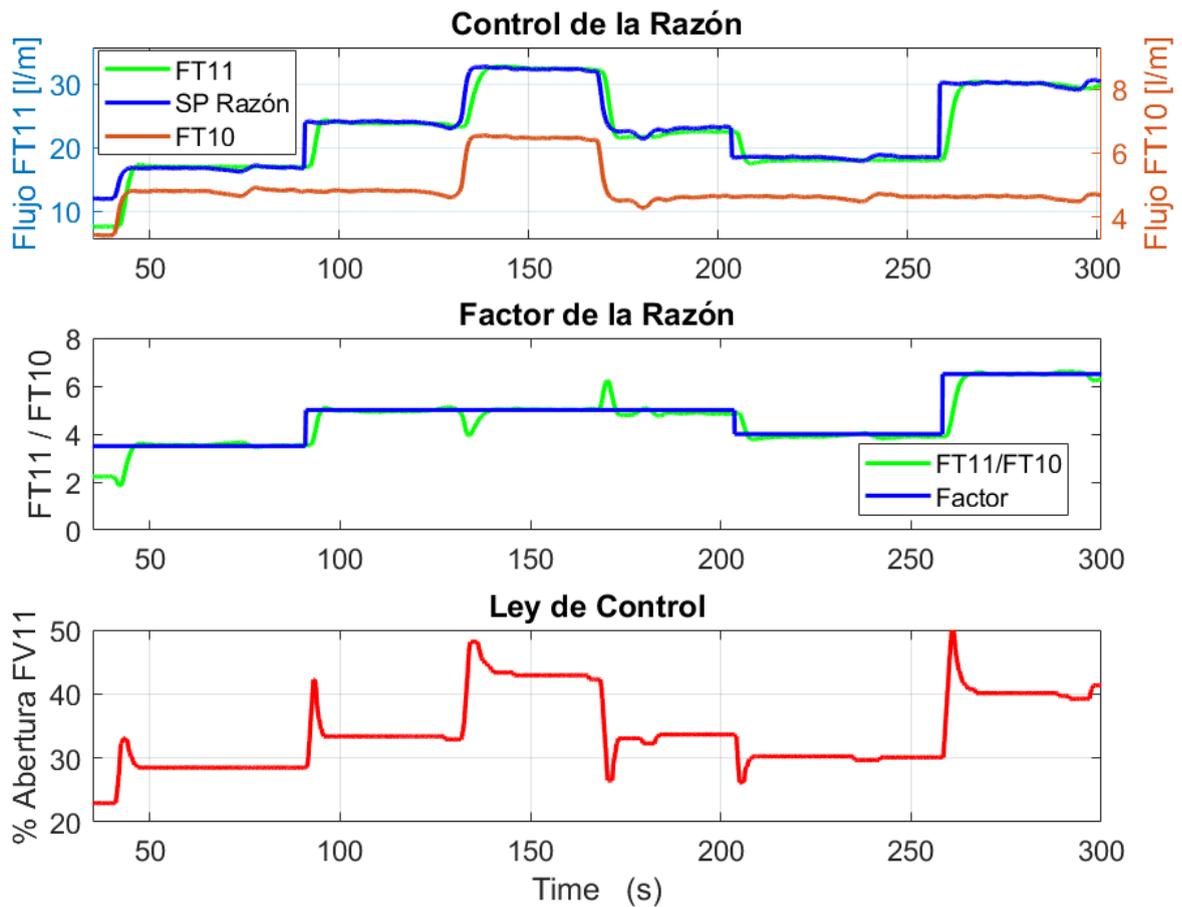


FIGURA 5.14: Implementación del control PIDOF de la razón.
Fuente: Elaboración propia

Se obtuvo 365.7 segundos (6 minutos aproximadamente) como tiempo para que la temperatura se estabilice con una variación de amplitud de 7 °C. Y para el proceso de nivel las variaciones de amplitud fueron de 3 cm de nivel de agua. Los niveles referencia para el nivel de agua no fueron muy altos, considerando que a más cantidad de masa de agua por calentar, el experimento sería demasiado extenso y se necesitaría aumentar los niveles de corriente del controlador de potencia de la resistencia PW-10.

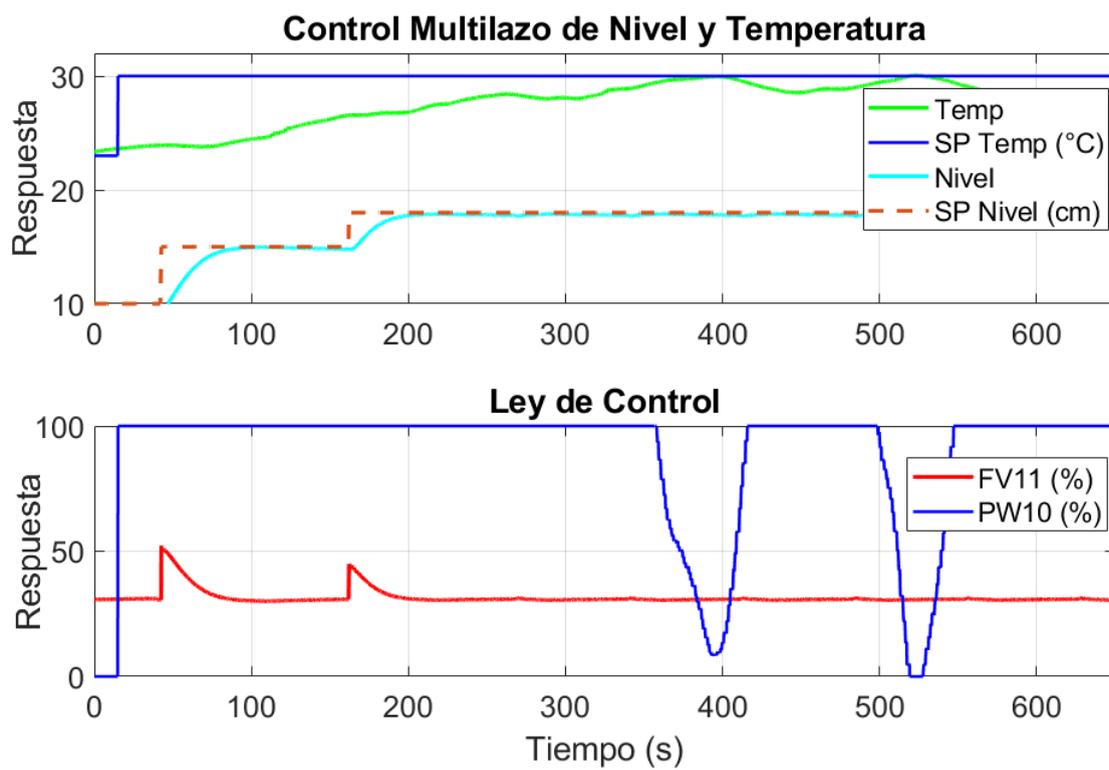


FIGURA 5.15: Implementación del control PIDOF multilazo de nivel y temperatura.

Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO 6

COMPARACIÓN DE RESULTADOS

En este capítulo se realizan comparaciones de los resultados obtenidos en las implementaciones del control PIDOE y el control PIDOF; y se discuten los rendimientos de cada uno de ellos. Se usó como medio de comparación las especificaciones de diseño usados en la industria, las cuales son el tiempo de estabilización T_s , el porcentaje de sobreimpulso ($\%OS$) y el error en estado estable (e_{ss}).

6.1 Flujo

Tanto como el control de flujo obtenido por el algoritmo PID de orden entero y el de orden fraccional PIDOF evidencian un buen rendimiento durante todo el tiempo de ejecución del algoritmo de control. Sin embargo; se puede observar una diferencia sustancial en la ley de control. Usando PIDOE la válvula opera con constantes vibraciones, mientras que con el algoritmo PIDOF la señal de control entregada a la válvula FV-11 se mantiene uniforme aplicando menos esfuerzo de control. Esta característica es muy importante si se requiere conservar o alargar la vida del instrumento puesto que, al estar en constante movimiento, el accionador de la válvula se desgasta y requiere más horas de mantenimiento. Como error acumulado de la ley de control, el controlador PIDOF presenta una variación de $\pm 1.6\%$ de la posición de la válvula y el controlador PIDOE presenta $\pm 18.4\%$ de variación.

Analizando la simulación del control PIDOF para el flujo, se registró un tiempo mucho menor de estabilización que lo conseguido en la implementación. Esto se debe a que la válvula servomotorizada FV-11, tiene un tiempo de recorrido dependiendo la

corriente con la cual se alimenta eléctricamente. Mediante la hoja técnica de la válvula se encontró que la válvula tarda 13 segundos en ir a 0 a 100 % con 24VDC, que es la tensión con la cual está energizada.

6.2 Presión

La respuesta de este proceso es mucho más rápida con respecto a las anteriores porque se requiere controlar la presión de agua en la tubería que se encuentra a la salida de la bomba centrífuga, es decir, el instrumento de medición está ubicado a una distancia corta de la salida de la bomba. Además, se usa un actuador de respuesta rápida (VFD20) y las mismas características físicas de la variable de proceso presión influyen a que el tiempo de subida para el control sea muy rápido. La ganancia fraccionaria m hace posible sintonizar el error en estable e_{ss} sin la necesidad de cambiar los parámetros tradicionales del controlador PIDOE. El error acumulado en estado estable para el controlador PIDOF es de +/- 0.4 %, mientras que para el controlador de PIDOE es de +/- 0.34 % siendo condiciones casi despreciables ya que ambos controladores presentan un buen rendimiento en este proceso.

6.3 Nivel

En este proceso se muestra que el control PIDOF hace que el nivel se estabilice en menos tiempo con respecto al control PIDOE. La ley de control tiene un comportamiento similar y no experimenta saturación con ninguno de los controladores. El control PIDOF hace que se pueda sintonizar el error en estado estable, es decir, variando la ganancia fraccionaria m es posible mejorar el rendimiento del control implementado.

En la Figura 6.1 se muestra una vista amplia del control de nivel con una ganancia de orden fraccionaria de 0.1 a 0.9; resultando la ganancia de 0.5 la más adecuada para

esta aplicación. Para un mayor detalle, en la Figura 6.2 se muestra el efecto de variar la ganancia fraccionaria. El error acumulado en estado estable del controlador PIDOE fue de $\pm 3.4\%$, mientras que el ofrecido por el controlador PIDOF presentó un acumulado de error en estado estable de $\pm 2.1\%$ acumulado.

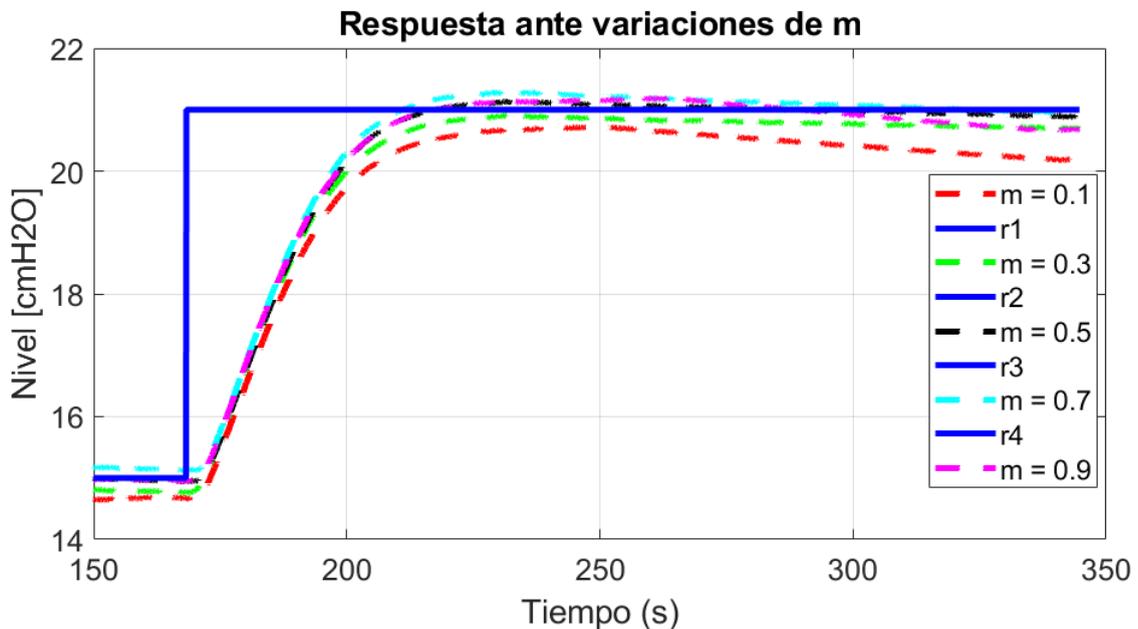


FIGURA 6.1: Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de nivel. Vista amplia.
Fuente: Elaboración propia

6.4 Temperatura

Para el proceso de temperatura se muestra la variación del parámetro fraccionario en la Figura 6.3 y el efecto que añade su implementación. Se observa que el diseño del parámetro fraccionario puede bajar o alterar las oscilaciones. Las oscilaciones presentes revelan que el controlador tiene que estar en constante accionamiento para reducir el error en estado estable, esto se da porque se tiene un ingreso de agua fría y como único actuador a la resistencia PW-10. Para estos procesos es recomendable disponer de un actuador que

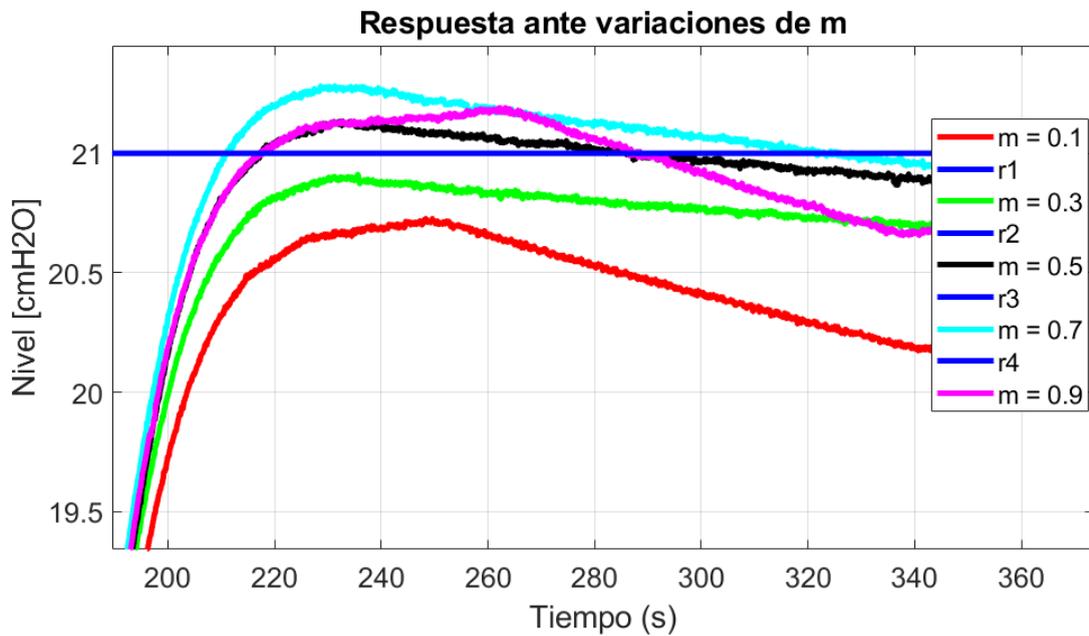


FIGURA 6.2: Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de nivel.
Fuente: Elaboración propia

entregue calor y otro que disipe calor como por ejemplo un ventilador, de modo que en condiciones poco favorables también se pueda tener un alto rendimiento del algoritmo de control. El error en estado estable acumulado ofrecido por el controlador PIDOF fue de $\pm 3.5\%$ y para el PIDOE de $\pm 4.4\%$, la ventaja del controlador PIDOF es que mediante el parámetro fraccionario se puede establecer que dichas oscilaciones puedan variar respecto a la referencia de modo que no ocurran picos de temperaturas no deseados.

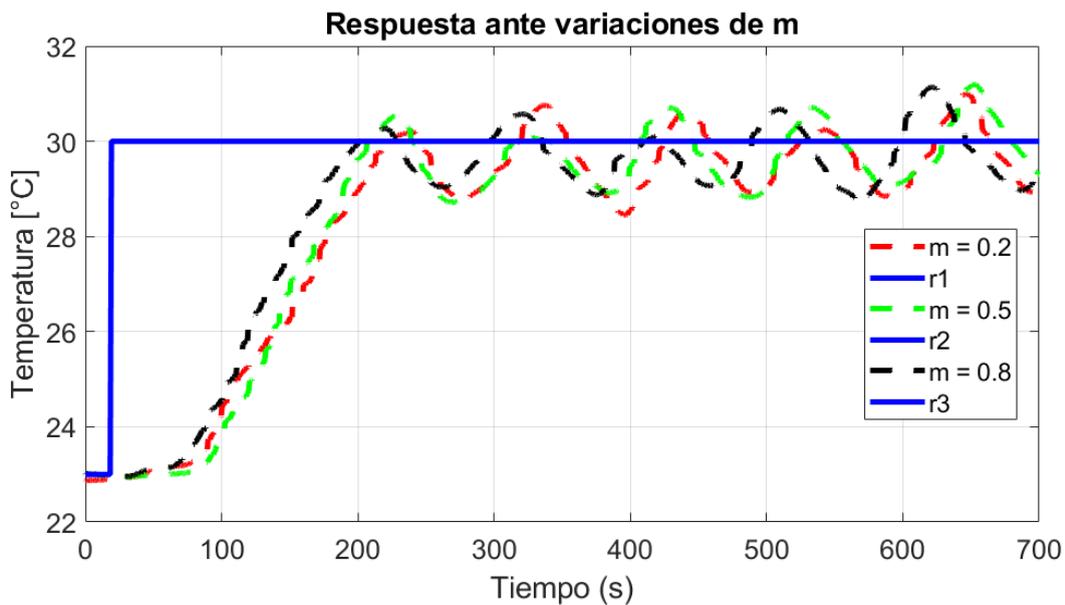


FIGURA 6.3: Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de temperatura. Vista amplia.
Fuente: Elaboración propia

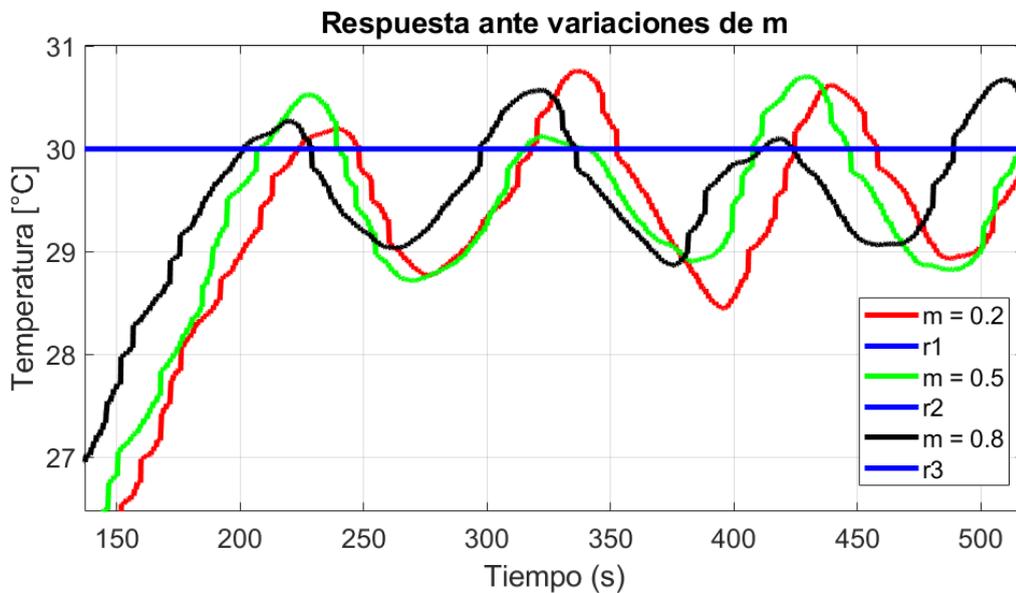


FIGURA 6.4: Respuestas temporales del sistema de control PIDOF frente a variaciones del parámetro fraccionario m para el proceso de temperatura.
Fuente: Elaboración propia

6.5 Resumen comparativo

En esta sección se muestran todos los experimentos de implementación para las variables de proceso y para algunas estrategias de control definidas como las más usadas en la industria del control de procesos.

TABLA 6.1: Tabla comparativa de parámetros de rendimiento de control. Fuente: Elaboración propia

Variable de proceso / Estrategia	Referencia (Set Point)	Tiempo de estabilización (Seg.)		Error en estado estable (%)		Porcentaje de Sobreimpulso (%)	
		PIDOE	PIDOF	PIDOE	PIDOF	PIDOE	PIDOF
Flujo (l/min)	15 - 25	31.28	10.1	0	0	0	1.48
	25-20	14	9.2	0	2	8.75	4.5
	20-26	25.5	6.3	0	0	0	0.8
Nivel (cm)	7-10	98	42.96	0	1.13	4.8	0
	10-13	100	45.4	0	1.2	6.55	0
Temperatura (°C)	28-45	980	220	14	3.2	0.2	1
Presión (mbar)	200-400	7	4.22	0	0.5	0	2.2
	400-700	10	4.6	0	0.5	0	4.2
Cascada	5 (cm)	75	118	0	0	0	0
Multilazo	7 (°C)	325	140	6.7	4.6	0	0
	3 (cm)	88.03	47.8	0	1.16	0	0
Razón	2 FR	19	9.6	2.7	0	1.2	0

En la Tabla 6.1 se analizan y comparan las implementaciones realizadas con diferentes tipos de referencias o *set point* en cada caso. Se utilizaron 3 parámetros de diseño para evaluar el rendimiento del algoritmo de control. El primer parámetro fue el tiempo de estabilización donde se obtuvo que al usar el algoritmo PIDOF se disminuyó dicho tiempo en un 62.87 % en total con respecto al uso del algoritmo PIDOE para todos los casos implementados. En el caso del error en estado estable e_{ss} se obtuvo que el error acumulado disminuyó en total en un 38.93 % y para el porcentaje de sobre impulso se contabilizó un menor porcentaje de *overshoot* con un 34.04 % menos, lo cual está relacionado con el esfuerzo de control generado por la ley de control del algoritmo implementado.

6.6 Interfaz de usuario

Como parte de los resultados finales, se diseñó una aplicación SCADA en el software Factory Talk View de Rockwell Automation donde se evidencian los procesos de la planta multipropósito, la tendencia de control y el parámetro fraccionario para la sintonización del lazo de control. A continuación se presenta la Figura 6.5 que muestra la estación de trabajo, donde se pueden visualizar los principales equipos, sensores, actuadores e indicadores de medición en tiempo real. Finalmente, la Figura 6.6 muestra un panel de operación donde se representa gráficamente el lazo de control requerido, la tendencia en operación y los parámetros editables de control del algoritmo PIDOF.

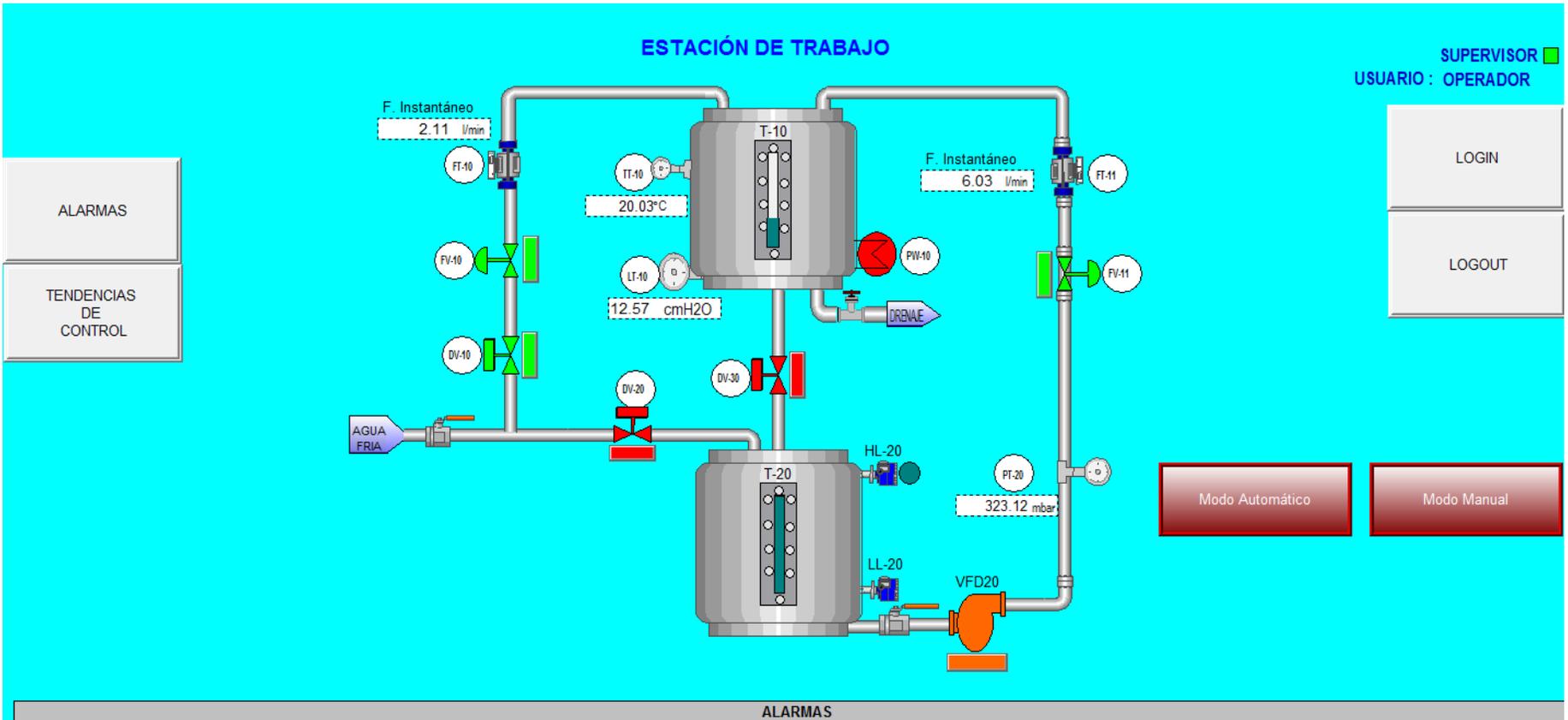


FIGURA 6.5: Estación de trabajo donde se monitorean los valores y estados actuales de la instrumentación existentes.
Fuente: Elaboración propia

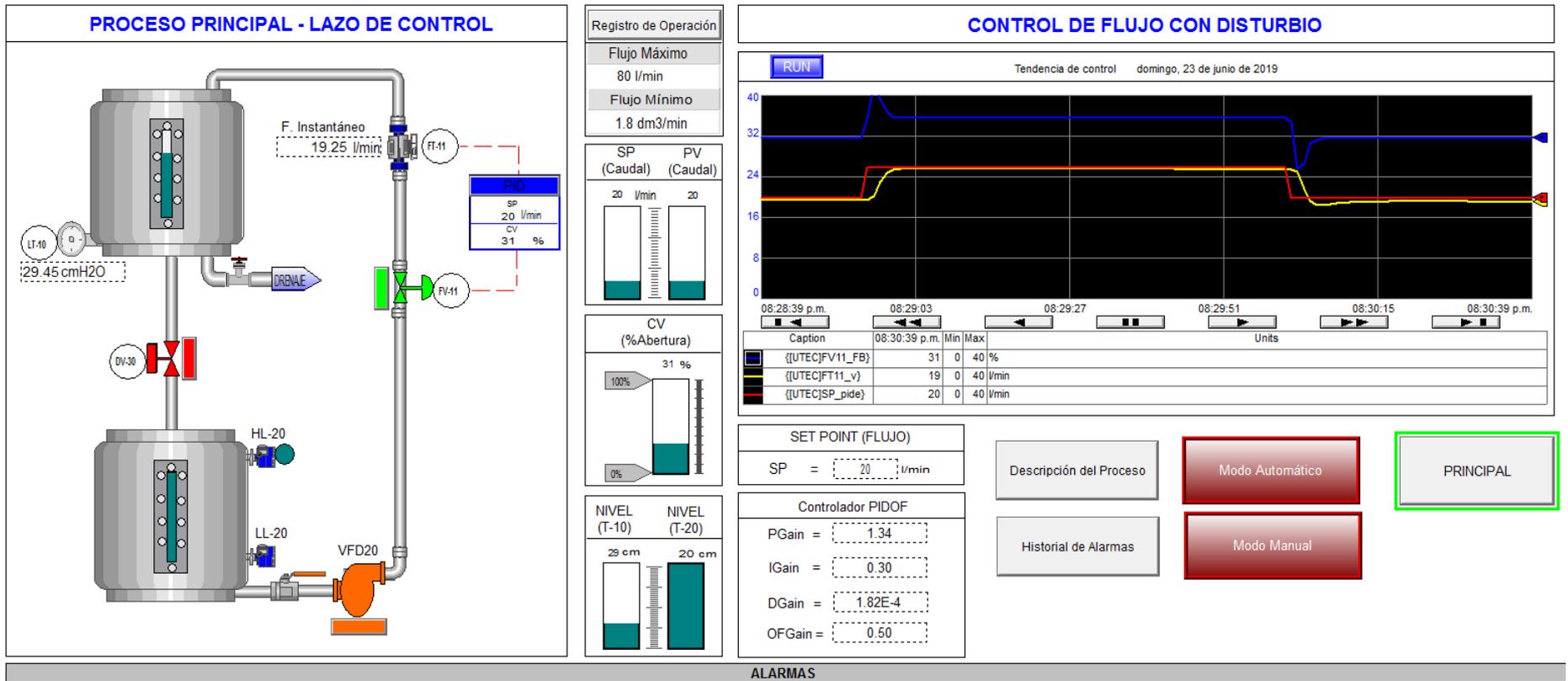


FIGURA 6.6: Centro de control donde se modifican, ejecutan y supervisan los lazos de control existentes.
 Fuente: Elaboración propia

CONCLUSIONES

Se diseñó, simuló e implementó el algoritmo de control PID de orden fraccionario (PIDOF) para los procesos de flujo, nivel, temperatura y presión. Asimismo, se validó el funcionamiento del algoritmo en configuraciones de control en cascada, de la razón y en multilazo. Se diseñó el bloque de control correspondiente a cada proceso, el cual tiene una entrada asignada para el parámetro de orden fraccionario. El bloque de control diseñado también presenta la opción de identificación del proceso en tiempo real mediante el método de mínimos cuadrados usando la ecuación ARX implementada en el PLC.

A partir de la implementación del algoritmo fraccionario y la parte de identificación del proceso en tiempo real, se estableció un bloque de control PIDOF con las características principales del bloque PID industrial existente. El controlador PIDOF fraccionario presenta mejor rendimiento en los procesos de nivel y temperatura con tiempos grandes de retardo dinámico. El nuevo parámetro fraccionario añadido al bloque PID convencional es utilizado como una opción más disponible para la sintonización de los parámetros ante cambios en la dinámica del proceso.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] L. Castillo, A. Rojas, and V. Murray, “Módulo industrial multipropósito para control y supervisión”, Perú patent 522-2017 DIN, Mar. 28, 2017.
- [2] L. Castillo, A. Rojas, “Planta industrial multipropósito para control e instrumentación”, Perú patent 523-2017 DIN, Mar. 28, 2017.
- [3] Monje, C.A., Y.Q., Chen, B.M., Vinagre, D.Y., Xue and V., Feliu. Fractional-order systems and controls. Fundamentals and applications. Springer, London, UK, 2010.
- [4] Guía-Calderón, M., Rosales-García, J. J., Guzmán-Cabrera, R., González-Parada, A. & Álvarez-Jaime, J. A. (2015). El cálculo diferencial e integral fraccionario y sus aplicaciones. Acta Universitaria, 25(2), 20-27. doi: 10.15174/au.2015.688
- [5] Podlubny. Fractional-order systems and $PI^\lambda D^\mu$ controllers. IEEE Transactions on Automatic Control 1999; 44:208–14.
- [6] M. Ö. Efe. Fractional Order Systems in Industrial Automation—A Survey. IEEE Transactions on Industrial Informatics 2011; 7:582-591.
- [7] Vu TNL, Lee M. Analytical design of fractional-order proportional-integral controllers for time-delay processes. ISA Trans 2013; 52(5):583-91.
- [8] DeKeyser R, etal. A novel auto-tuning method for fractional order PI/PD controllers. ISA Transactions (2016). Vol 62, 2-18, 2016.

- [9] A. Duque, J.A. López, A.F. Navas, “Auto-tuning of a PID controller implemented in a PLC using swarm intelligence”, *Prospectiva*, Vol 15, N°1, 35-41, 2017.
- [10] Vinagre BM, Monge CA, Calderon AJ, Suarez JI. Fractional PID controllers for industry application. A brief introduction. *Journal of Vibration and control and Control*. 2007; 13:1419-29.
- [11] Monje CA, Vinagre BM, Feliu V, Chen YQ. Tuning and auto-tuning of fractional order controllers for industry applications. *Control Engineering Practice* 2008; 16:798–812.
- [12] Calderón, A.J, Monje, C.A., Vinagre, B.M., Feliu, V. “Implantación de controladores de orden fraccionario mediante autómatas programables”. XXV Jornadas de Automática, Ciudad Real, España; 2004.
- [13] Vinagre, B.M., Monje, C.A., “Introducción al control fraccionario”, *Revista iberoamericana de automática e informática industrial (RIAI)*, ISSN 1697-7912, Vol. 3, N°. 3, 2006, pp. 5-23, Diciembre, 2009.
- [14] O. Cois, P. Lanusse, P. Melchior, F. Dancla, A. Oustaloup, Fractional systems toolbox for Matlab: applications in system identification and CroneCSD, In:41st IEEE conference on decision and control, IEEE, Las Vegas(2002), 1-6.
- [15] A. OUSTALOUP, P. MELCHIOR, P. LANUSSE, O. COIS and F. DANCLA - The CRONE toolbox for Matlab - 11th IEEE International Symposium on Computer-Aided Control System Design, CACSD - Anchorage, Alaska, USA, September 25-27, 2000.
- [16] Valério, D. and J. Sá Da Costa. Ninteger: A Non-Integer Control Toolbox for MATLAB. En: *Proceedings of the First IFAC Workshop on Fractional Differentiation and Applications*, Bordeaux, France, pp. 208-213, 2004.

- [17] Cech, M. and Schlegel, M. Generalized robust stability regions for fractional PID controllers. In Proceedings of the IEEE International Conference on Industrial Technology, 76–81, 2013.
- [18] Wang, Z. B., Wang, Z. L., Cao, G. Y. and Zhu, X. J. “Digital Implementation of Fractional Order PID Controller and Its Application”. Journal of Systems Engineering and Electronics, 16(1): 116–122, 2005.
- [19] Chen, Y.Q., Petras, I., Xue, D. Fractional order control - a tutorial. En: American Control Conference, St. Louis, MO, USA, 2009.
- [20] Tepljakov, A., Petlenkov, E., Belikov, J., Finajev, J. Fractional-order controller design and digital implementation using FOMCON toolbox for Matlab. IEEE Conference on Computer Aided Control System Design (CACSD) 2013; 340-345.
- [21] V. Feliu, R. Rivas-Perez y C. Garcia F, “Control Fraccional. Calderas industriales pirotubulares”, Automática e Instrumentación, N°. 364, 2005, pp. 90-95, Julio, 2005.
- [22] Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Castillo-García, F. Robust Fractional order temperature control of a steel slab reheating furnace robust to delay changes. En: Proc of 5th IFAC Workshop on Fractional Differentiation and its Applications, Nanjing, China, 2012.
- [23] Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Castillo-Garcia, F.J. Simple fractional order controller combined with a Smith predictor for temperature control in a steel slab reheating furnace. International Journal of Control, Automation, and Systems 2013; 11(3), 533-544.
- [24] Rivas-Perez R., F.J., Castillo-Garcia, J., Sotomayor-Moriano and V., Feliu-Batlle. Robust fractional order control of steam pressure in steam drum of bagasse boiler. Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial, 11(1), 20-31, 2014c.

- [25] Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Sanchez Rodriguez, L., Castillo-Garcia, F.J., Linares Saez, A., Robust fractional order PI controller for a main irrigation canal pool. 17th IFAC World Congress 2008; 41 (2), 15535–15540.
- [26] V. Feliu-Batlle, R. Rivas-Perez, F. J. Castillo-Garcia, Fractional order controller robust to time delay variations for water distribution in an irrigation main canal pool, *Comput. Electron. Agr.* 69 (2009) 185-197.
- [27] Rivas-Perez, R., Castillo-Garcia, F.J., Sotomayor -Morian, J., Feliu-Batlle, V., Design of a fractional order PI controller for steam pressure in the steam drum of a bagasse fired boiler. 19th IFAC World Congress 2014; 47 (3), 1337–1342.
- [28] Feliu-Batlle, V., R., Rivas-Perez, F.J., Castillo-Garcia, L., Sanchez-Rodriguez and A., Linares Saez. Robust fractional order controller for irrigation main canal pools with time-varying dynamical parameters. *Computers and Electronics in Agriculture*, 76(2), 205-217, 2011.
- [29] Roy,P., & KrishnaRoy,B. Fractional order PI control applied to level control in coupled two tank MIMO system with experimental validation. *Control Engineering Practice* (2016).
- [30] Jauregui, C., Duarte-Mermoud, M., Lefranc, G., Orostica, R., Travieso-Torres, J.C., Beytia, O. Canical tank level control with fractional PID. *IEEE Latin America Transactions* 2016; 14(6), 2598-2604.
- [31] Padula F, Visioli A. On the fragility of fractional-order PID controllers for FOPDT processes. *ISA Transactions* (2015).
- [32] Alfaro VM. PID controllers' fragility. *ISA Trans* 2007; 46:555-9.

- [33] Castillo-Garcia F.J., V., Feliu-Batlle, R., Rivas-Perez and L., Sanchez-Rodriguez (2011). Comparative analysis of stability and robustness between integer and fractional order PI controllers for first order plus time delay plants. In: IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline), 18(PART 1), 15019-15024.
- [34] Castillo-Garcia, F.J., Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R. Frequency specification regions of fractional order PI controller for first order plus time delay processes. *Journal of Process Control* 23(4), 598-612, 2013.
- [35] M. H. Marzaki, M. H. F., Rahiman, R. Adnan, M. Tajjudin. Real time performance comparison between PID and Fractional order PID controller in SMISD plant. *IEEE 6th Control and System Graduate Research Colloquium (ICSGRC) 2015*; 141-145.
- [36] OGATA, KATSUHIKO. *Ingeniería de Control Moderna*. 5ta edición. Prentice-Hall Hispanoamericana, S.A., 2010.
- [37] Rojas, A. *CONTROL DE PROCESOS PRÁCTICO Y AVANZADO*, 1st edn., Lima, Perú: ISBN, 2012.
- [38] I. Podlubny, "Fractional-order systems and $PI\lambda D\mu$ " - controllers, *IEEE Trans. Automatic Control*, vol. 44, no. 1, pp. 208–214, 1999.
- [39] I. Petrás, "The fractional-order controllers: Methods for their synthesis and application," *J. of Electrical Engineering*, vol. 50, no. 9-10, pp. 284–288, 1999.
- [40] Y.Q. Chen, K.L. Moore, B.M. Vinagre, et al. Robust PID controller autotuning with a phase shaper. *Proceedings of the First IFAC Workshop on Fractional Differentiation and Its Application*. ENSEIRB, Bordeaux, France, 2004, 162–167.
- [41] Åström, Karl Johan. Control system design lecture notes for me 155a." *Department of Mechanical and Environmental Engineering University of California Santa Barbara* (2002): 333.

APÉNDICE A

ANEXOS Y PROGRAMAS FUENTE

Los archivos utilizados para el diseño e implementación de los bloques de control de orden fraccionario son:

- **Hardware:** Incluye fotografías del laboratorio de automatización industrial L415 de la Universidad de Ingeniería y Tecnología UTEC.
- **Simulación:** Incluye programas diseñados en Matlab R2018a para la simulación de las principales variables de proceso flujo, nivel, presión y temperatura.
- **Programa .ACD:** Incluye programa para ejecutarlo en el software Studio 5000, el cual muestra la lógica de control implementada en tiempo discreto.
- **Instructivo:** Incluye archivo guía para la creación de bloques de control con la herramienta *Add On Instructions* en Studio 5000.

Todos los archivos se encuentran adjuntos y almacenados en la nube en el siguiente enlace:

(Dar clic para redirigir) [Repositorio de anexos](#)