



**FACULTAD DE INGENIERÍA, ARQUITECTURA Y
URBANISMO**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA MECÁNICA
ELÉCTRICA**

TESIS

**MODELADO Y SINTONIZACIÓN DE PARÁMETROS PID
PARA EL CONTROL DE PRESIÓN DURANTE EL
TRASIEGO EN LA PLANTA AERO GAS DEL NORTE.**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO
MECÁNICO ELÉCTRICISTA**

Autor(es):

Bach. Infantes Sifuentes Jean Stallin.

Bach. Martínez Medina Gustavo David.

Asesor:

Mg. Alvarado Silva Carlos Alexis.

Línea de investigación:

Ingeniería de Procesos Productivos

Pimentel, Perú

2020

Bach. Infantes Sifuentes Jean Stallin

Bach. Martínez Medina Gustavo David

Ing. Alvarado Silva Carlos Alexis

Presentado a la Escuela de Ingeniería Mecánica Eléctrica de la Universidad Señor de Sipán
para optar el Título Profesional de Ingeniero Mecánico Electricista

APROBADO POR:

Mg. Vives Garnique Juan Carlos

Presidente del jurado de Tesis

Mg. Gastiaburú Morales Silvia Ivone

Secretaria del jurado de Tesis

Mg. Alvarado Silva Carlos Alexis

Vocal del jurado de Tesis

DEDICATORIA.

A mis padres, por creer en mi capacidad, por apoyarme con sus conocimientos y por sus consejos invaluable que hasta el día de hoy me ayudan a lo largo de mi carrera, a mi hermana por su apoyo, cariño y por estar en los momentos más importantes de mi vida, a mi asesor por apoyarme y guiarme en esta investigación. A mi bebé que es mi inspiración y motivación para superarme, cumpliendo nuevos retos y ser mejor cada día.

Infantes Sifuentes Jean Stallin

Dedico este trabajo a mis padres ya que con su sabiduría, cariño y lucha han labrado el camino del éxito en mi vida, a mi asesor por apoyarme y guiarme en esta investigación y poder alcanzar metas como la de ser un nuevo profesional.

Martínez Medina Gustavo David

AGRADECIMIENTO

Agradecemos principalmente a Dios, por ser el inspirador y darnos fuerza para continuar en este proceso de obtener uno de los anhelos más deseados.

A nuestros padres por su amor, trabajo y sacrificio en todos estos años.

De manera especial al Ing. Alvarado Silva Carlos Alexis quien con su experiencia, conocimiento y motivación nos orientó en la investigación.

A la universidad de Señor de Sipán y autoridades por habernos brindado tantas oportunidades y enriquecernos en conocimientos.

RESUMEN

En el trabajo desarrollado nos acercamos al logro de las ganancias de PID en el control de la presión durante el proceso del trasiego. Durante este proceso de operación existe el problema del aumento y disminución brusco de presión al abrir y cerrar las válvulas, lo que nos exige tener un control que nos disminuya estas variaciones de presión durante el proceso del trasiego.

Se exige y es una necesidad de mantener la presión adecuada durante el trasiego no solo debido a los costos económicos que puede generar un accidente, sino también debido a la seguridad ambiental y humana durante el proceso. Todo esto hace que este tema de investigación sea relevante y ampliamente estudiado en el futuro. En este trabajo, se describió el funcionamiento del trasiego, presentando conceptos básicos, pero importantes para la comprensión del tema

Lo más sobresaliente sobre el conocimiento del modelado y sintonización de los parámetros PID se enfatiza a lo largo del texto. Para aplicar el método de control, se genera el modelo matemático linealizado del proceso de trasiego no lineal, que se representó en función de la Transformada de Laplace.

Es importante tener en cuenta que la linealización del modelo fue necesaria para poder aplicar la teoría de control y obtener las ganancias del controlador, pero una vez obtenido, este controlador se aplicó sobre el proceso no lineal para determinar el rendimiento de respuesta del sistema controlado.

Se agregó un retraso de tiempo en la medición de la presión durante el trasiego, lo que deteriora el rendimiento de los sistemas de circuito cerrado, con el fin de hacer que la presión tenga fluctuaciones. Los controladores desarrollados consideraron este retraso en el cálculo de sus ganancias.

Se estudiaron tres teorías de control del tipo IMC para probar su desempeño en el proceso de trasiego. El controlador IMC tradicional propuesto por Rivera (1986) genera un mejor rendimiento que el controlador SIMC, sin embargo, la metodología SIMC tiene la ventaja de su formulación algebraica para obtener las ganancias de rendimiento óptimas para este controlador. La adición de un filtro en la señal de referencia propuesta por Jin Liu (2014) genera un mejor rendimiento en respuesta al paso y la perturbación del sistema.

Las tres metodologías se implementaron por separado para obtener el ajuste de las ganancias PID.

Palabras claves: Trasiego, PID, Simulink, Presión

ABSTRACT

In the work carried out we approach the achievement of PID gains in pressure control during the transfer process. During this operation process there is the problem of sudden increase and decrease in pressure when opening and closing the valves, which requires us to have a control that decreases these pressure variations during the transfer process.

It is required and is a need to maintain adequate pressure during the transfer not only due to the economic costs that an accident can generate, but also due to environmental and human safety during the process. All this makes this research topic relevant and widely studied in the future. In this work, the operation of the transfer was described, presenting basic concepts, but important for understanding the subject.

The most outstanding thing about the knowledge of the modeling and tuning of the PID parameters is emphasized throughout the text. To apply the control method, the linearized mathematical model of the non-linear transfer process is generated, which was represented according to the Laplace Transform.

It is important to keep in mind that the linearization of the model was necessary to be able to apply the control theory and obtain the gains of the controller, but once obtained, this controller was applied on the non-linear process to determine the response performance of the controlled system.

A time delay was added in the pressure measurement during the transfer, which deteriorates the performance of the closed circuit systems, in order to make the pressure fluctuate.

Developed controllers considered this delay in the calculation of their earnings. Three control theories of the BMI type were studied to test their performance in the transfer process.

The traditional IMC controller proposed by Rivera (1986) generates better performance than the SIMC controller, however, the SIMC methodology has the advantage of its algebraic formulation to obtain the optimum performance gains for this controller. The addition of a filter in the reference signal proposed by Jing Liu (2014) generates better performance in response to the passage and disturbance of the system.

The three methodologies were implemented separately to obtain the adjustment of the PID gains.

Keywords: Transfer, PID, Simulink, Pressure

SIMBOLOGÍA

ρ = Densidad

P = presión del sistema

ΔP = Caída de presión

V_{prom} = Velocidad promedio

f = Factor de fricción

W_{bomba} = Potencia Requerida

\dot{V} = Flujo Volumétrico

Q = Caudal de gas

C_S = Controlador de aislamiento

e = señal de error

D = Señal de perturbación

F_S = Filtro de referencia del controlador BMI de dos grados de libertad

G_S = Modelo de la planta nominal o Función de transferencia de proceso real

\bar{G}_S = Modelo de la planta real

k = Coeficiente de pérdida

K = Ganancia del proceso

\dot{m} = Flujo másico por unidad de tiempo

q = Función de transferencia del controlador IMC

r = Señal de referencia

s = Variable de transformación de Laplace

t = Tiempo

x = Variable de estado

\dot{x} = Variable de estado por unidad de tiempo

y = Señal de salida del sistema

Y_S = Función de transferencia de salida del sistema

λ = Parámetro del controlador de IMC

θ = Tiempo de retraso del sistema

v = Velocidad del fluido

σ = Parámetro adicional del controlador BMI de dos grados

τ = Constante de tiempo del proceso de primer orden

ÍNDICE

I. INTRODUCCIÓN	21
1.1. Realidad Problemática	21
1.2. Trabajos previos	24
1.3. Teorías relacionadas al tema	27
1.3.1. Gas Licuado de Petróleo (GLP)	27
<i>1.3.1.1. Propiedades del GLP</i>	28
<i>1.3.1.2. Características Físicas</i>	28
1.3.2. Almacenamiento y descarga del GLP	30
1.3.3. Procedimiento seguro de trasiego de GLP	31
<i>1.3.3.1. Elementos y equipos para el trasiego de GLP</i>	32
1.3.4. Normas de seguridad según la Ley N°26221, Ley Orgánica de Hidrocarburos	36
1.3.5. Fluidos	38
<i>1.3.5.1. Densidad</i>	39
<i>1.3.5.2. Presión</i>	39
<i>1.3.5.3. Caída de presión</i>	39
<i>1.3.5.4. Velocidad</i>	42
<i>1.3.5.5. Flujo másico</i>	42
<i>1.3.5.6. Caudal de gas (Q)</i>	44
1.3.6. Sistemas de control	44
<i>1.3.6.1. Variable controlada y variable manipulada</i>	44
<i>1.3.6.2. Plantas</i>	44
<i>1.3.6.3. Procesos</i>	45
<i>1.3.6.4. Sistemas</i>	45
<i>1.3.6.5. Perturbaciones</i>	45
<i>1.3.6.6. Control retroalimentado</i>	45
<i>1.3.6.7. Sistema de control robusto</i>	45

1.3.7.	Modelado matemático de sistemas de control.....	46
1.3.7.1.	<i>Modelos matemáticos.</i>	46
1.3.8.	Sistemas de control automáticos	47
1.3.8.1.	<i>Diagramas de bloques.</i>	47
1.3.8.2.	<i>Controladores automáticos.</i>	49
1.3.8.3.	<i>Controlador IMC.</i>	50
1.3.8.4.	<i>Control SIMC.</i>	53
1.3.8.5	<i>Controlador de IMC con dos grados de libertad.</i>	55
1.3.9.	MATLAB.	58
1.3.10.	Simulink	59
1.4.	Formulación del problema	60
1.5.	Justificación e importancia del estudio	60
1.5.1.	Justificación económica	60
1.5.2.	Justificación ambiental	60
1.5.3.	Justificación social.....	61
1.5.4.	Justificación técnica	61
1.6.	Hipótesis	61
1.7.	Objetivos	61
1.7.1.	Objetivos específicos.....	61
II.	MÉTODOS	62
2.1	Tipo y Diseño de Investigación.	62
2.2.	Variables y operacionalización	63
2.2.1.	Variables	63
2.2.1.1.	<i>Variables independientes.</i>	63
2.2.1.2.	<i>Variables dependientes.</i>	63
2.2.1.3.	<i>Variables intervinientes.</i>	63
2.2.2.	Operacionalización.	63
2.2.3	Diagrama de caja negra	65

2.4.1. Información bibliográfica.....	65
2.4.2. Observación	65
2.5.1. Reconocimiento de una necesidad:.....	66
2.5.2. Definición de un problema:	66
2.5.3. Recopilación de información:	66
2.5.4. Conceptualización:	66
2.5.5. Evaluación:	66
2.5.6. Comunicación del diseño:.....	66
III. RESULTADOS.....	68
3.1 Desarrollo de la Matriz Morfológica.	68
3.2 Evaluación de los conceptos de solución.....	69
3.2.1 Selección del Código.....	69
3.3 Identificación De Las Necesidades.....	70
3.4 Entrevista.....	71
3.5 Calculo de la Ecuación Diferencial de la Planta	72
3.5.1 Ecuación de la continuidad.....	72
3.5.2 Ecuación de estado	74
3.6 Calculo de parámetros fijos usados en el modelado de funcionamiento del sistema. 75	
3.6.1 Cálculo del flujo másico (m).....	75
3.6.2 Cálculo de volumen del sistema.	76
3.7 Implementación del Modelo de la Planta.....	76
3.8 Implementación del modelo de la planta de primer orden con elemento integrativo.77	
3.9 Modelado de los parámetros del controlador PID.	80
3.10 Controladores IMC con diferentes valores en θ	83
3.11 Controles IMC con disturbios a la salida con diferentes valores en θ	95
3.12 Controles IMC con disturbios a la entrada y salida.....	103

3.13	Controles SIMC con diferentes valores de θ	111
3.14	Controles SIMC con disturbios a la salida.....	128
3.15	Control SIMC con Disturbios a la Entrada y Salida.....	140
3.16	Control de Presión Utilizando JINLIU.	152
3.17	Control de Presión Utilizando JINLIU con Disturbio a la Salida.....	165
3.18	Control de presión utilizando JINLIU con disturbio a la entrada y salida.	173
IV.	Discusión de resultados	181
V.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	186
5.1	Conclusiones.	186
5.2	Recomendaciones.	187
5.3	Referencias bibliográficas.....	188
5.4	Anexos.	191

ÍNDICE DE FIGURAS.

Figura 1. Explosión de dos trenes por causa de una fuga de GLP	30
Figura 2. Explosión de una refinería a causa de una ruptura de una caldera.....	25
Figura 3. Posibles mezclas de GLP que forman los hidrocarburos.....	32
Figura 4. Válvulas de vapor y de líquido, Contómetros de presión y temperatura.....	33
Figura 5. Proceso de trasiego desde un tanque estacionario hacia tanque cisterna....	324
Figura 6. Componentes básicos de una manguera para proceso de trasiego.....	335
Figura 7. Bomba conectada a válvulas. (Martínez, 2009)	346
Figura 8. Los principales funcionamientos de cada uno de los elementos	358
Figura 9. La relación para la pérdida de presión	413
Figura 10. Velocidad promedio V_{prom}	424
Figura 11. Muestra un elemento del diagrama de bloques.	49
Figura 12. Punto suma. (Ogata, K. 2010)	480
Figura 13. Diagrama de bloques de un sistema de control industrial.....	491
Figura 14. Estructura del controlador IMC	502
Figura 15. Sistema de control IMC. (Ming, T. 2002)	513
Figura 16. Controlador en el IMC. (Tahm, T., 2002).....	524
Figura 17. Estructura del sistema de filtro de retroalimentación	58
Figura 18. Parámetros óptimos del controlador de IMC	580
Figura 19. Diagrama de caja negra. (Fuente propia).....	67
Figura 20. Ecuación diferencial expresada en Simulink (fuente propia).....	79
Figura 21. Grafica de la ecuación diferencial excitada por la función Step.....	80
Figura 22. Ecuación diferencial discretizada con el comando Simout (fuente propia)	780
Figura 23. Coordenadas del simout en el Workspace (fuente propia).....	791
Figura 24. Puntos de simaout en el command window (fuente propia).....	791
Figura 25. Ecuación y grafica plasmada en Curve Fitting Tool (fuente propia)	802
Figura 26. Diagrama esquemático que ilustra el modelo utilizado para simular el sistema de control de presión utilizando el controlador PID – IMC.....	824
Figura 27. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando el controlador PID	824
Figura 28. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	85
Figura 29. Resultados de simulación del sistema control de presión.....	86

Figura 30. Estructura del sistema con controlador IMC	88
Figura 31. Resultados de simulación del sistema control de presión.....	89
Figura 32. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	91
Figura 33. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$. (Fuente propia)	92
Figura 34. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	924
Figura 35. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$. (Fuente propia)	935
Figura 36. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	97
Figura 37. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la salida utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.2, 0.3, 0.4)$. (Fuente propia).....	98
Figura 38. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	99
Figura 39. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la salida utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.07, 0.04, 0.01)$. (Fuente propia)	100
Figura 40. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	991
Figura 41. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la salida utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$	1002
Figura 42. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1013
Figura 43. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la salida utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$	1024
Figura 44. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1035
Figura 45. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la entrada y salida utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.2, 0.3, 0.4)$	10406
Figura 46. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	10507
Figura 47. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la entrada y salida utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.07, 0.04, 0.01)$	10608
Figura 48. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	10709

Figura 49. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la entrada y salida utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$.....	1080
Figura 50. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1091
Figura 51. Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la entrada y salida utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$.....	1102
Figura 52. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1113
Figura 53. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.2, 0.3)$.....	1124
Figura 54. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	11416
Figura 55. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.1, 0.1, 0.1)$.....	11517
Figura 56. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	11719
Figura 57. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.2, 0.3, 0.4)$.....	1180
Figura 58. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1202
Figura 59. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta (0.01, 0.04, 0.07, 0.1)$.....	1213
Figura 60. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1235
Figura 61. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.1, 0.1, 0.1)$.....	12426
Figura 62. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	12628
Figura 63. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.1, 0.1, 0.1)$.....	12729
Figura 64. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1280
Figura 65. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ y $\tau_c = 1, 1, 1$. (Fuente propia).....	1291
Figura 66. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1302

Figura 67. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ (Fuente propia).....	1313
Figura 68. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1324
Figura 69. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia)	1335
Figura 70. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	13436
Figura 71. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ (Fuente propia).....	13537
Figura 72. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	13638
Figura 73. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ (Fuente propia)	13739
Figura 74. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1380
Figura 75. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\tau_c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (Fuente propia)	1391
Figura 76. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1402
Figura 77. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1, 1,$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ (Fuente propia)	1413
Figura 78. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1424
Figura 79. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia).....	1435
Figura 80. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	14446
Figura 81. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (Fuente propia)	14547
Figura 82. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	14648
Figura 83. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$ (Fuente propia).....	14749
Figura 84. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1480

Figura 85. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia)	1491
Figura 86. Estructura del sistema con controlador SIMC implementado con Simulink (Fuente propia).....	1502
Figura 87. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia)	1513
Figura 88. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1535
Figura 89. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	15456
Figura 90. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	15658
Figura 91. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)	15759
Figura 92. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1591
Figura 93. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)	1602
Figura 94. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1624
Figura 95. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)	1635
Figura 96. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	16567
Figura 97. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)	16668
Figura 98. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	16769
Figura 99. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)	1680
Figura 100. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1691
Figura 101. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)	1702
Figura 102. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1713

Figura 103. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1724
Figura 104. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1735
Figura 105. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	17476
Figura 106. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	17577
Figura 107. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	17678
Figura 108. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	17779
Figura 109. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1780
Figura 110. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	17981
Figura 111. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	18082
Figura 112. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	1804
Figura 113. Estructura del sistema con controlador JIN LIU implementado con Simulink (Fuente propia)	180

ÍNDICE DE TABLAS.

Tabla 1. Operacionalización de las variables independientes (fuente propia).....	635
Tabla 2. Operacionalización de las variables dependientes (fuente propia).....	646
Tabla 3. Operacionalización de las variables intervinientes (fuente propia).....	646
Tabla 4. Matriz morfológica de controlador PID	68
Tabla 5 Conceptos de solución (fuente propia).....	69
Tabla 6. Alternativas del modelado (fuente propia)	69
Tabla 7. Entrevista (fuente propia)	71
Tabla 8. Parámetros del tanque y la tubería (fuente propia).....	76
Tabla 9 Valores fijos en PID (fuente propia).....	813
Tabla 10. Parámetros del controlador PID.....	813
Tabla 11. Parámetros del controlador PID – SIMC (fuente propia).....	81
Tabla 12. Parámetros del controlador PID- JIN LIU (fuente propia).....	81
Tabla 13. Controles IMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (fuente propia)	835
Tabla 14. Control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$. (Fuente propia).....	84
Tabla 15. Controles IMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.07, 0.04, 0.01$. (Fuente propia).....	857
Tabla 16. Respuestas en el sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta (0.1, 0.07, 0.04, 0.01)$. (Fuente propia).....	90
Tabla 17. Controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$ (Fuente propia)	90
Tabla 18. Control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$ (Fuente propia)	913
Tabla 19. Controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$ (Fuente propia)	913
Tabla 20. Control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$. (Fuente propia).....	946
Tabla 21. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ (Fuente propia).....	1113
Tabla 22. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ (Fuente propia).....	1135
Tabla 23. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia).....	1135

Tabla 24. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$	1168
Tabla 25. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (Fuente propia).....	1168
Tabla 26. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$	1191
Tabla 27. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$ (Fuente propia)	1191
Tabla 28. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$	1224
Tabla 29. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$	1224
Tabla 30. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$	1257
Tabla 31. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$	1257
Tabla 32. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$	12830
Tabla 33. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ	1524
Tabla 34. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ	1557
Tabla 35. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ	1557
Tabla 36. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ	15860
Tabla 37. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ	15860
Tabla 38. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ	1613
Tabla 39. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ	1613
Tabla 40. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ	1646
Tabla 41. Pruebas con los controles IMC, SIMC y JIN LIU.....	16483
Tabla 42. Respuestas con los controles de IMC SIMC y JIN LIU.....	185

I. INTRODUCCIÓN

1.1. Realidad Problemática

La mayor producción de gas licuado de petróleo a nivel mundial lo lideran los países como: Los Estados Unidos (60 millones de toneladas año), China (34.6 millones de toneladas año) y Arabia Saudita (25.4 millones de toneladas año); Según datos económicos relacionados al GLP muestran que la industria continúa creciendo a nivel mundial, indicando que es un combustible útil para una extensa diversidad de usos, como lo señala la asociación mundial de GLP – WLPGA. Asociación Colombiana GASNOVA (2017)

De acuerdo al libro la industria de los hidrocarburos de PERU, el GLP envasado en cilindros es empleado por familias peruanas en un 80% aproximadamente, además se encuentran alrededor de 110 plantas envasadoras a nivel nacional y 840 gasocentros, por consecuencia se ha conseguido un considerable crecimiento con respecto a la normativa en seguridad del almacenamiento de combustible en el paso de estos años, por eso se ha establecido que la producción y distribución se realice desde una planta de abastecimiento, la cual debe tener una capacidad de almacenamiento ya sea contratada o propia y obligadas a mantener un stock mínimo y medio. Tamayo et al. (2015)

Mantener un stock medio obliga a que la empresa haya calculado aproximadamente un stock equivalente a 15 días del despacho en los últimos 6 meses. Mantener un stock mínimo obliga a que la empresa haya calculado aproximadamente un stock equivalente a 5 días de despacho en los últimos 6 meses (D.S. N° 015-2015-EM)

Durante el proceso para el almacenamiento de GLP en planta, la fase más importante y peligrosa es durante el trasiego. (el trasiego consta de vaciar o llenar un recipiente de almacenamiento). El trasiego de GLP se ejecuta por un instrumental que puede ser compresor o una bomba, mangueras, válvulas, y componentes auxiliares. El trasiego de GLP se ejecuta por lo general en fase líquida porque de esta forma se utiliza menos tiempo que realizarlo en fase vapor. Este procedimiento se pone en funcionamiento creando una diferencia de presión entre los tanques de almacenamiento a través de una bomba aceleradora, si se ejecuta en fase líquida o a través de un compresor-aspirador si se ejecuta sobre la fase vapor. Compañía Energética Global Integrada CEPSA (2001)

Durante el trasiego hacia el tanque estacionario de la planta de almacenamiento puede suceder un lamentable accidente ocasionando exorbitantes pérdidas económicas, deterioro del medio ambiente y también dejando gravemente heridas o hasta producir la muerte de personas expuestas a la zona de trabajo, como es el caso de diferentes países como:

Francia, 4 de enero de 1966 en Feyzin La instalación era una granja de 8 tanques de GLP; el incidente tuvo como consecuencia 18 personas fallecidas y 80 personas heridas, el motivo del hecho ocurrió por una fuga en uno de sus tanques de almacenamiento. Tomó 48 horas para obtener el control de los incendios. México, 19 de noviembre de 1984 en San Juan Ixhuatepec ciudad de México; terminal de PEMEX GLP, era una gran instalación que recibía suministros de tres refinerías de gas todos los días. Cuando de pronto en la sala de control y en la estación bombeo notaron una caída en la presión del ducto, el incidente ocurrió porque una tubería que conectaba una de las esferas con una serie de cilindros se había roto. El accidente fue responsable de 650 muertes y más de 6400 heridos. Los daños debidos a la explosión y al fuego resultante se estimaron en aproximadamente \$ 31 millones "al valor de la moneda de 1984". Siberia, 3 de junio de 1989 cerca de Nizhnevartovsk en Siberia Occidental; El punto de fuga real era aproximadamente 890 millas río abajo entre las ciudades de Asma y Ufa, el accidente dejó 462 muertos y 796 hospitalizados con lesiones por quemaduras del 70% al 80%, lo cual se muestra en la figura 1. India, 14 de septiembre de 1997, en Visakhapatnam, un ducto que transportaba GLP desde una terminal portuaria hasta la refinería desarrolló una fuga; más de 80 personas murieron. Si el accidente no hubiera tenido lugar un domingo, el número de muertos hubiera sido varias veces mayor, El daño a la propiedad se estimó en US \$ 15 millones. Argelia, 19 de enero de 2004 en Skikda, el incidente ocurrió cuando una caldera se averió su explosión dañó buques cercanos que contenían GLP que comenzó a gotear, provocando incendios y explosiones, el evento inicial se convirtió rápidamente en un desastre espantoso; el siniestro dejó como 23 personas fallecidas, 74 personas heridas y causó daños a la propiedad por valor de 800 millones de dólares, ver figura 2. Tauseef et al., (2007)



Figura 1. Explosión de dos trenes por causa de una fuga de GLP (Tauseef et al., 2007)



Figura 2. Explosión de la refinería a causa de la ruptura de una caldera (Tauseef et al., 2007)

Para eso es importante durante la operación del trasiego controlar la presión para prevenir las explosiones. Una importante variable que se debe considerar durante el proceso trasiego para la seguridad del operario y equipos, es el control de presión. Durante el trasiego hay una constante variación de presión que puede ser ocasionada por cambios ambientales o fuga de gas. Por tal razón los investigadores tienen la misión de garantizar que la utilización de la moderna tecnología en el control de procesos está reduciendo riesgos y optimizando la vida útil de los equipos instalados.

Actualmente la planta Aero Gas del Norte dedicada al rubro de la compra y venta de GLP, no existe un control de presión a la salida de la bomba durante el trasiego; debido a esto se puede notar que puede ocurrir ruptura de línea al momento de abrir y cerrar de la llave bruscamente, al existir una elevada presión en la manguera.

1.2. Trabajos previos

Se realizaron varias simulaciones con diferentes métodos en el sistema de presión del cilindro hidráulico. Los resultados demostraron que el algoritmo híbrido para un controlador PID (Proporcional Integral Derivativo) tiene una capacidad de búsqueda global comparativamente mejor y una velocidad de concurrencia más rápida en el control de presión del cilindro hidráulico. Finalmente, la simulación y el experimento se llevaron a cabo en un sistema de presión de cilindro hidráulico, para verificar la validez del método propuesto. Al igual que otros algoritmos de optimización, PSO (optimización por enjambres de partículas), es un método excelente para resolver el problema de autoajuste del controlador de PID. Con el fin de mejorar la capacidad de búsqueda global y las características de convergencia, este documento combinó GA (algoritmo genético) y PSO para autoajustar el controlador PID. Los resultados mostraron la mejora obvia en la optimización de los parámetros del controlador PID. (Wang et al., 2017)

En la universidad Pontificia Universidad Católica del Perú, presenta el “Diseño e Implementación de un Módulo Educativo para el Control de Temperatura”. Su objetivo de investigación consistió en desarrollar y ejecutar un sistema para controlar la temperatura a un menor precio en un módulo el cual controla el nivel que se encuentra ubicado en el Centro de Tecnologías Avanzadas de Manufactura (CETAM), el módulo posibilitará desarrollar las capacidades de investigación de los estudiantes y aprender el uso de nuevas herramientas como dicho sistema. Luego de poner en funcionamiento el sistema adquirió un modelo matemático para su planta para luego poder desarrollar el algoritmo del controlador PID, teniendo en cuenta que es utilizado muy frecuente en las fábricas. El anterior algoritmo se llevó a cabo empleando teorías de control por ordenador, y le autorizó al sistema para ejecutar correctamente vínculos de control que se encuentren en el rango de 25 °C a 36 °C. También, se agregó la interfaz de usuario para visualizar gráficamente cómo se comportan las variables del sistema y rectificar de una forma muy fácil los parámetros del controlador que llevan un lazo directo hacia la respuesta. Finalmente se realizó satisfactorio el P&ID del sistema de verificación de temperatura que se implementó en el sistema de control de nivel del CETAM. (Fuertes, 2017)

En esta investigación se presentó y discutió un sistema de control de presión didáctico, la estación de labor didáctica está diseñada para ejecutar prácticas y proyectos de investigación con distintos controladores, el equipo posibilita comprender y conceptualizar en buena forma los sucesos que acontecen en procesos industriales y examina los efectos de las

transformaciones, estimulando la imaginación en los alumnos. Dentro de los desarrollos industriales la medición e inspección de la variable presión se hacen necesarios para conseguir una producción constante y contar con calidad de operación seguras. En el siguiente proyecto se colocó de forma clave en la estación de labor didáctica, este controlador BTC-9300; el cual se encuentra basado en un microprocesador de manera que junta la lógica difusa y el control PID; la lógica difusa aprueba que un proceso logre un punto de equilibrio sujeto en el más mínimo tiempo posible, con picos diminutos durante el comienzo del proceso. Para sintonizar el controlador se utilizó la función de autosintonía, automáticamente mide, calcula y ajusta el PID óptimo. Cherre et al., (2014)

En su investigación de “Mejorar la Eficiencia de la Bomba de GLP Mediante la Consideración de Variante Propiedades Físicas del GLP”. Emplea una metodología de análisis dimensional para combinar condiciones operativas reales y simulaciones en software de Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) de grado comercial, modificando el proceso de bombeo; En la etapa de bombeo, se observa una reducción en la eficiencia de la bomba para valores inferiores a la densidad del GLP; como una opción para resolver este problema al bombear GLP con densidad variable, este análisis evalúa un método de control de temperatura en la tubería de la planta mediante la instalación de equipos de intercambio de calor, intentando reducir la temperatura del GLP. Se Propone enfriar el gas líquido almacenado en la planta de GLP durante su trayectoria desde las esferas de almacenamiento hasta el equipo de bombeo. El objetivo de este estudio es el rendimiento de la bomba centrífuga debido a los fenómenos observados durante su funcionamiento. El problema que ocurre cuando se bombean líquidos volátiles es que, para eludir la cavitación en la bomba, es necesario evitar presiones inferiores a las del vapor de GLP. Por ultimo concluyó que este análisis corrobora que la eficiencia de la bomba depende en gran medida de la densidad del fluido cuando varía la temperatura ambiente. Lara et al., (2017)

En su investigación para otorgar el título profesional de Ingeniero Electrónico en la Universidad Nacional de San Agustín, elabora una “Propuesta de un diseño para un sistema de control y monitoreo de evasión de gas a fin de reducir riesgos laborales, en una estación de servicios de GLP”. Su objetivo principal se centró un método de control y monitoreo de evasión de gas en una estación de servicio de GLP para contribuir con la confianza y comodidad de los usuarios y empleadores en los gasocentros y las estaciones de servicio. El problema de estudio se encaminó en la imaginación de un proceso tecnológico que provee la detección de evasión de gas en los gasocentros que se ejecuten con la normatividad del

PERU; a través de un sistema de control y monitoreo. El sistema poseerá la capacidad de advertir concentraciones de GLP en el medio de trabajo, originar el corte de energía eléctrica total, cierre del abastecimiento de gas y accionar la alarma de emergencia, como medida de prevención. Finalmente, con los éxitos obtenidos en la investigación se logró asegurar las causas fundamentales de incidentes y accidentes en un gasocentro, se deben a errores por parte del personal operativo, manipulación inadecuada de equipos y el poco mantenimiento de las instalaciones. (Pinto, 2015)

En su investigación para otorgar el Título de Ingeniero de Petróleo en la Universidad Central de Venezuela, realizó el “Diagnóstico de Seguridad en Plantas de Llenado de Cilindros de GLP”. Para alcanzar los objetivos propuestos, acudió a una teórica de principio que comprende las propiedades del GLP hasta la actualización de reglas técnicas aplicables; Como éxito del estudio, se fundaron prioridades y hallaron faltas en las ejecuciones y mantenimientos de las plantas visitadas, mostrándose el principal riesgo cualitativo en las siguientes acciones: Traslado de GLP, almacenamiento en cisternas estacionarias y en el soporte de llenado de cilindros. Se empleó el principio de diseño “Intrínsecamente Seguro”, que involucra instalaciones dispuestas fundamentalmente con seguridad, para el beneficio de los equipos en las operaciones bajo la prueba de riesgo aceptable, la inspección de operaciones se efectúa por medio de controles de evaluación mediante auditorías e inspecciones técnicas de seguridad, la cual buscan optimizarse continuamente. El resultado del análisis llevó a decidir los principios de seguridad que deben ser puestos en consideración para decretar las disposiciones técnicas que deben ser integradas en normas y resoluciones. (Reverte, 2003)

El regulador de presión GLP es un dispositivo que se usa para cambiar la fase de GLP de líquido a gas al disminuir la presión. Durante el cambio de fase, es necesario suministrar el calor latente de GLP para evitar una temperatura baja excesiva. El refrigerante del motor circula en el regulador de presión para este fin. Por lo tanto, el regulador de presión es un tipo de intercambiador de calor que debe diseñarse para diferentes condiciones de operación del motor. El diseño del regulador debe garantizar que el flujo de GLP esté en fase gaseosa a los inyectores durante el estado estable del motor y las condiciones de funcionamiento transitorias. Los reguladores de presión en los sistemas de inyección gaseosa de GLP usados actualmente pueden cambiar fácilmente la fase del GLP, sin embargo, no existe ningún control sobre la temperatura del GLP en los sistemas convencionales de inyección de GLP.

Es posible aumentar la temperatura excesivamente. En este estudio, se ha probado una unidad de control para mantener la temperatura del LPG en una banda. El resultado del estudio mostró que las características de rendimiento del motor se pueden aumentar utilizando el sistema. (Akif y kaleli, 2015)

1.3. Teorías relacionadas al tema

1.3.1. Gas Licuado de Petróleo (GLP).

Es la unión de gases licuados concurrentes en el gas natural o disuelto en el petróleo. En la utilización de GLP se puede decir que es la combinación de propano y butano. También es un hidrocarburo donde su temperatura y presión en condiciones estándar se halla en estado gaseoso, pero a alta presión y temperatura ambiente es licuable. (OSINERGMIN, 2011)

El GLP es originario del petróleo crudo (40 %) o proviene de la extracción de gas natural o de torrentes de petróleo crudo provenientes de canteras en el subsuelo (60 %). El gas licuado de petróleo es inodoro en forma pura, sin embargo, se odoriza para poder detectar las fugas. El GLP es levemente más pesado comparado con el aire por tal motivo en la ocasión de fuga se localiza lo más cercano al piso. Si la temperatura del GLP a la cual está sujeta, baja, el gas se extiende lo cual un litro que se encontraba en líquido se transforma en 250 litros en forma de vapor. En estado líquido este gas aumenta su volumen en un 2 % por cada 10 grados (C) de aumento de temperatura. Por tal motivo, las cisternas de GLP jamás se deben cargar a más de un 85 % de su volumen total. (Petrol Pipe System, 2010)

Es un gas procedente del petróleo, extraído en la transformación de refinación de la gasolina el cual es otro derivado. El GLP es un hidrocarburo que está en forma de vapor a condiciones normales, por ende, para simplificar el transporte y almacenamiento, se convierte a estado líquido y se manipula a una presión alta para mantenerlo en este estado. El GLP se enfría y comprime hasta transformarse en fase líquida, para así poder ser transportado y manejado a partir de las refinerías hacia las plantas de almacenamiento y finalmente llevar a los usuarios, esto puede ser por tanques cisterna o envases transportables. (Petrolnews, 2006)

1.3.1.1. Propiedades del GLP.

El GLP tiene las siguientes propiedades:

- Es un combustible puro.
- No es tóxico, pero puede causar asfixia.
- Puede provocar irritaciones en contacto con la piel y con los ojos.
- Es extremadamente inflamable, su combustión es muy rápida ocasionando altas temperaturas.
- Está compuesto, por propano y butano.
- Se licua a pequeñas presiones entre 60 y 120 psi aproximadamente, dependiendo de la mezcla propano – butano.
- Posee una gran capacidad de expansión, de estado líquido a gaseoso aumenta su volumen 270 veces aproximadamente.
- En estado gaseoso el GLP, es más pesado que el aire, por ello, en caso de fugas tiende a situarse en lugares bajos. El GLP en estado líquido es más liviano que el agua.
- Es un combustible que en determinados porcentajes con el aire forma una aleación explosiva, presentando un límite de inflamabilidad para el propano entre 2.15 y 9.60% de gas en aire, y para el butano, entre 1.55 y 8.60% de gas en aire.
- Es incoloro e inodoro, por lo que para percibir su presencia en el ambiente se le añade un químico especial “agente odorante” denominado mercaptano. (OSINERGMIN, 2010)

1.3.1.2. Características Físicas.

Color: es incoloro en estado gaseoso como líquido. Solo es visible en el momento que el gas en forma líquida se escapa de forma muy rápida del recipiente. Esto ocurre porque cambia de líquido a gas.

Corrosión: el GLP no disuelve materiales como el caucho sintéticos y no desgasta al cobre ni al acero o sus aleaciones por eso sus instalaciones está construida por estos materiales pero diluye pintura, aceites y grasas.

Densidad: El propano comercial tiene una densidad de 1,57, por lo cual es más denso que el aire y si hubiese una fuga tendería a propagarse por debajo del aire.

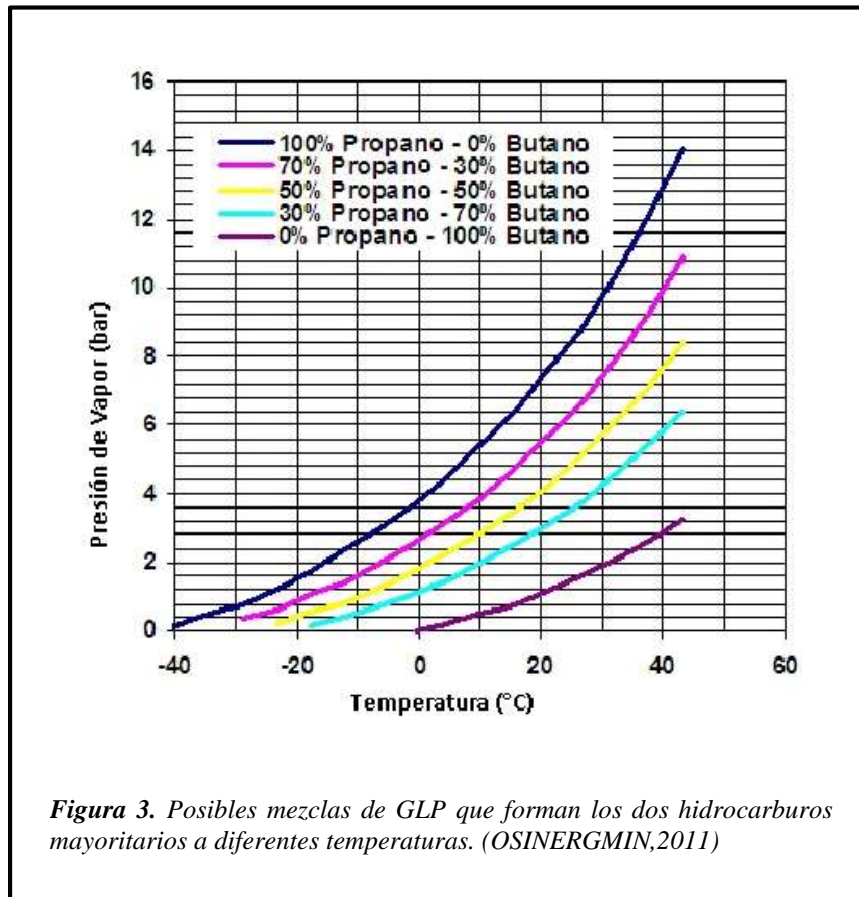
Límites de inflamabilidad: para que un gas sea inflamable debe pasar la temperatura igual o superior a la temperatura de inflamación, incluso necesita estar mezclado homogéneamente con oxígeno a proporción determinada.

Olor: no tiene olor natural, para su comercialización y por medidas de seguridad se agrega odorizantes con el propósito de percibir el gas si hubiera fuga. Los odorizantes que más se utilizan son los sulfuros y mercaptanos, los cuales son administrados por cada 80.000 litros de GLP solo 1 kg.

Poder calorífico: Es la cualidad de un combustible de transferir calor en el momento que está ardiendo. Los humos producidos por la combustión, en el cual está incluido el vapor de agua el cual se condensa en la chimenea y esto se realiza transfiriendo calor. Cuando combustible se le agrega calor se llama poder calorífico superior (PCS = 11.900 kCal/kg), y se llama poder calorífico inferior (PCI = 11.082 kCal/kg) cuando no se toma en cuenta ese calor.

Toxicidad: Solo es tóxico cuando hay una combustión incorrecta debido al oxígeno, porque produce monóxido de carbono el cual es sumamente tóxico. Por este motivo, es importante tener cuidado al realizar las chimeneas y con los instrumentos que funcionan en establecimientos cerrados. (Dirección Técnica de Primagas Energía, S.A.U., 2008)

Presión de vapor: Es la presión a la que el líquido el vapor están en equilibrio. En un tanque de GLP su presión de vapor está definida por la temperatura existente del líquido, la cual depende de la transferencia de calor del ambiente y la proporción relativa de cada hidrocarburo presente en la mezcla. Ver figura 3. (OSINERGMIN, 2011)



1.3.2. Almacenamiento y descarga del GLP.

Los depósitos son envases destinados a contener el GLP en estado líquido, bajo presión, para su almacenamiento y consumo. Estos depósitos se llenan “in situ” mediante camión cisterna. La toma de gas para utilización se realiza a través de conducción fija. Los depósitos pueden ubicarse aéreos, enterrados o semienterrados.

Los envases cilíndricos se componen de una virola con sendos fondos en sus extremos que pueden ser casquetes semiesféricos o elípticos, las superficies externas de los depósitos se deben proteger contra la corrosión mediante revestimiento adecuado. Los depósitos de superficie se entregan con pintura protectora en blanco y los enterrados, con recubrimiento protector contra la corrosión y con arqueta para contener los accesorios. Dirección Técnica de CEG, (2001)

La descarga de GLP se realiza desde los camiones-tanque a los tanques de almacenamiento, se efectuará por medio de bombas de GLP fijas e unidas en el mismo camión-tanque y mangueras con conexiones de ajuste hermético, que sean autorizadas o certificadas por el fabricante para usar GLP, a conectarse en el punto de llenado. Todos los camiones, deberán

contar necesariamente con silenciador mata-chispas. De igual manera, el camión-tanque deberá estar permanentemente conectado a una línea a tierra, que le permitirá la descarga de electricidad estática. Martínez et al., (2004)

1.3.3. Procedimiento seguro de trasiego de GLP

La cisterna ingresa y se estaciona cerca a la boca de la cisterna estacionaria, luego el chofer debe asegurar el camión por medio de unos tacos de madera. Seguidamente debe conectar la cisterna móvil al punto de tierra para poder recién conectar las mangueras al punto de llenado y al punto de compensación de vapores, además de preparar anticipadamente el extintor contra incendio, verificar el porcentaje de GLP a cargar, conectar la manguera a la cisterna estacionaria de GLP, finalmente aperturar las válvulas correspondientes (tanque estacionario y vehículo de carga). Visualizar figura 4.

El operador encargado de recepcionar el GLP igualmente deberá tener su extintor contra incendio, ya que pueden presentarse algunos inconvenientes ya sea por averías en la válvula de salida del tanque cisterna o en las válvulas de la cisterna estacionaria, si eso ocurriese deberá avisar de inmediato para dar inicio a las maniobras que puedan solucionar la avería, el trasiego de GLP se efectúa por medio de la bomba del tanque cisterna que se encuentra conectada por manguera para la extracción de GLP líquido y regreso de vapores de GLP de la cisterna estacionaria a la cisterna móvil ; estas instalaciones fijas estarán provistas de válvulas de cierre de emergencia próximas a las mangueras en cumplimiento del (DS 27-94-EM ART.51). Será descargado en el tanque estacionario a través de una válvula de llenado tipo válvula de retención (DS 27-94-EM ART.37). Finalizada del producto de camión tanque procederá a desconectar el punto tierra para luego retirarse de planta. (DS 27-94-EM). Ver figura 5.



Figura 4. Válvula de vapor, válvula de líquido, Contometro de presión y Contometro de temperatura. (Fuente propia)

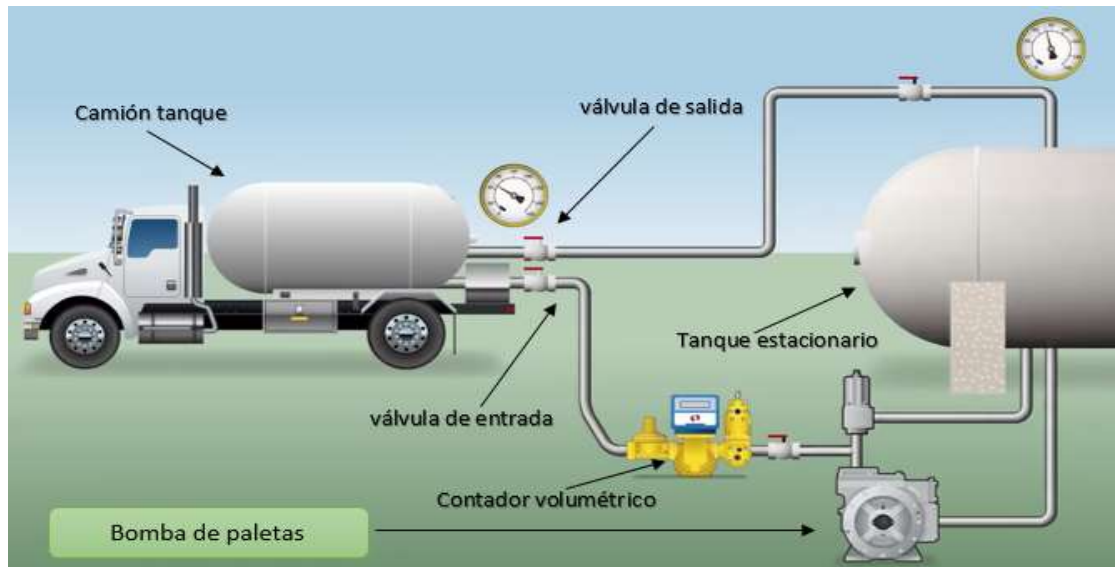
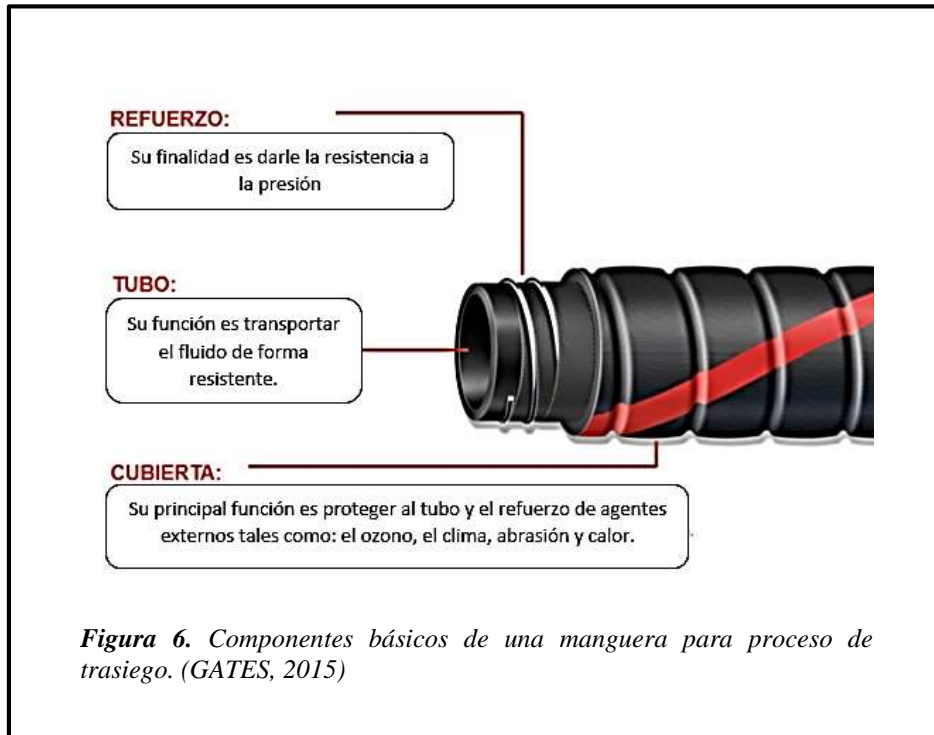


Figura 5. Proceso de trasiego desde un tanque estacionario hacia un tanque cisterna. (CORKEN, 2014)

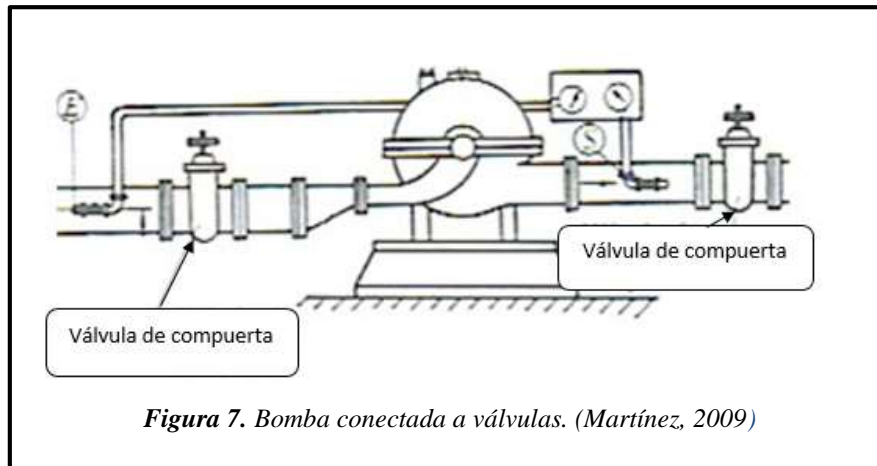
1.3.3.1. Elementos y equipos para el trasiego de GLP.

Manguera: Es un componente reforzado, empleado para la transportación de líquidos, sólidos y gases. La manguera industrial es enrollada, arrastrada, torcida y sometida a todo tipo de abusos; por ello, la aplicación y el lugar donde se instalará deben ser tomados en cuenta para una correcta selección. La elección de mangueras y materiales adecuados, incrementará el tiempo de vida útil, mejorará el performance y garantizará la seguridad. Tres componentes básicos de la manguera. Ver figura 6. Gates, (2015).



Bombas: Es una máquina destinada a empujar el propano en fase líquida disponiendo de mecanismos de seguridad especiales por tratarse de un líquido inflamable como se puede ver en la figura 7. El accionamiento suele ser eléctrico y las que se encuentran incorporadas en los camiones cisternas de trasiego son accionadas por la propia caja de cambio del motor. Por el centro del eje de la bomba entra el líquido axialmente aspirado por la rotación del rodete, pasando a ser empujado radialmente por los álabes en su movimiento de giro, tendiendo a salir del cuerpo de la bomba por el orificio de impulsión. Su salida es cónica (difusor) para que el líquido pierda velocidad para transformar la energía cinética en energía de presión. La discrepancia de presión entre impulsión y aspiración se llama presión comunicada por la bomba o presión total.

Cavitación de la bomba: Es el fenómeno de aparición de burbujas de gas en el seno del GLP, dentro de la bomba o conducciones. Esto se debe a que la presión absoluta en la bomba o conducción desciende por debajo de la tensión de vapor del líquido, considerada a la temperatura ambiente. En conclusión, el líquido se vaporiza parcialmente formando una burbuja de mayor volumen que el que ocupaba el líquido vaporizado. Esto incita un tapón en la conducción o bomba. CEPSA ELF GAS, S.A. (2001)



Contador: Es un instrumento de medida destinado a evaluar volumétricamente el consumo de gas realizado por la instalación.

Válvula: Es un dispositivo de corte o regulación intercalado en una conducción o formando parte de un aparato que es accionado por alguna de las características del propio gas (por su presión, caudal, temperatura, sentido de desplazamiento, etc.). Ver figura 8

Válvula de alivio (VAS): Llamadas también válvulas de seguridad están diseñadas para aliviar la presión cuando un fluido supera un límite preestablecido (presión de tarado). Su trabajo es evitar la explosión del sistema protegido o el fallo de un equipo o tubería por un exceso de presión.

Válvula antirretorno: También llamadas válvulas check, accede el paso del fluido que la atraviese, tanto en fase gaseosa como en líquida, en un sólo sentido, cerrándolo automáticamente cuando el fluido pretende circular en sentido contrario.

Llaves: Son herméticas (no han de permitir el paso del fluido cuando se encuentre en posición cerrada), fundamental para poder separar un equipo para su reparación o sustitución y para aislar un servicio a una parte de la instalación, además de resultar estancas (sin fuga al exterior). CEPESA ELF GAS, S.A. (2001)

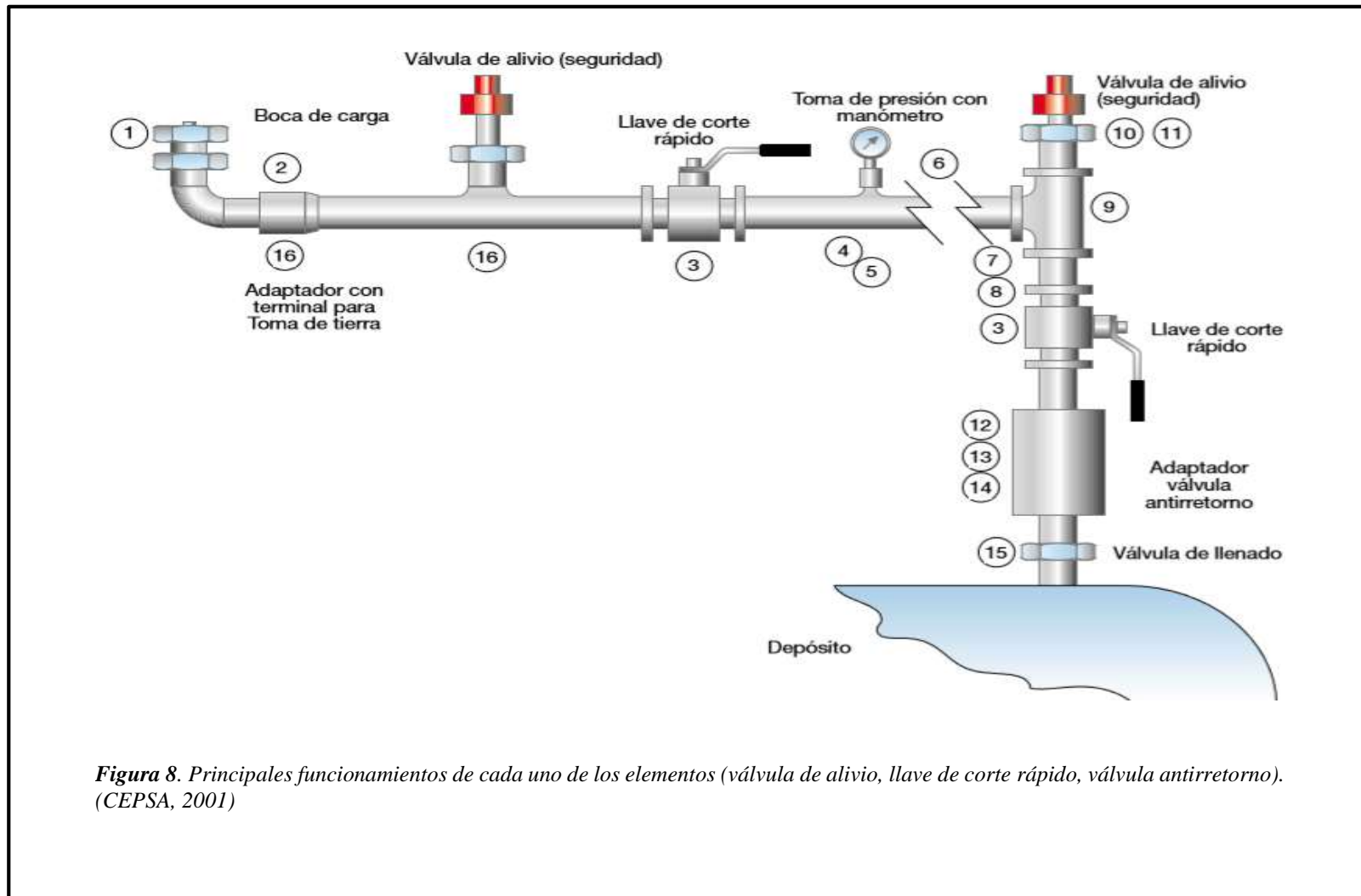


Figura 8. Principales funcionamientos de cada uno de los elementos (válvula de alivio, llave de corte rápido, válvula antirretorno). (CEPSA, 2001)

1.3.4. Normas de seguridad según la Ley N°26221, Ley Orgánica de Hidrocarburos

Las plantas envasadoras con el objetivo de evitar accidentes, deberán tener obligatoriamente equipos de emergencia que les permita atender, en el menor tiempo posible y en cualquier momento, las emergencias de los usuarios. Aquellos componentes deberán estar dotadas de materiales y herramientas necesarias para el control de fugas líquidas o gaseosas (cilindros, válvulas, líneas, etc.) para los diferentes envases utilizados en la comercialización del GLP. (Art.6. D. S. N° 27-94-EM)

Deberán evitar todo hecho que cause o pueda causar daño a las personas o a la propiedad. (Art.1. D. S. N° 27-94-EM)

Las plantas envasadoras cuya capacidad de almacenamiento de GLP sea de 40,000 kilogramos o más, deberán contar con 2 puertas, una de ingreso y otra de salida con un ancho no menor a 4 m. Las demás Plantas Envasadoras deberán contar por lo menos con 1 puerta de ingreso o salida de un ancho no menor a 4 m. En todos los casos se deberá contar con una puerta independiente para uso del personal. (Art. 9 D. S. N° 27-94-EM)

Las plantas envasadoras en ningún caso podrán situarse a una distancia menor a 50 m de estaciones o subestaciones eléctricas y a menos de 100 m. de locales públicos como escuelas, hospitales, cines, iglesias, centros comerciales u otros donde se realicen concentraciones de público ya sea que existan o estén previstos en planes urbanos. (Art. 7 D. S. N° 27-94-EM)

El área de circulación interna de las plantas envasadoras tendrá una amplitud suficiente para asegurar el fácil desplazamiento de vehículos y personas. (Art. 10 D. S. N° 27-94-EM)

Todas las áreas de estacionamiento, de circulación, protección y almacenamiento de las plantas envasadoras, deben despejarse y mantenerse libres de pastos, plantas, desechos y cualquier otra materia fácilmente combustible. (Art. 11 D. S. N° 27-94-EM)

Los sitios destinados a estacionamiento de vehículos, así como las zonas de circulación de las mismas deberán estar debidamente señalizadas, despejadas, mantenerse libres de basura, materiales fácilmente combustibles y de cualquier otro objeto que constituya estorbo para la circulación y/o estacionamiento. (Art. 12 D. S. N° 27-94-EM)

Las cisternas estacionarios de las plantas envasadoras deberán colocarse dentro de un área de protección, delimitada por medios de seguridad como cercos, barreras, o topes, cuyo diseño y materiales deberán proteger a los tanques, accesorios, maquinarias y tuberías contra daños mecánicos que pudiera causar algún vehículo. (Art. 13 D. S. N° 27-94-EM)

Las cisternas estacionarios instalados en las plantas envasadoras deberán contar, a menos, con los siguientes accesorios: Un medidor fijo de nivel máximo de líquido, un medidor

flotante o medidor rotativo o medidor de tubo deslizante o una combinación de estos medidores, termómetro, manómetro calibrado con conexión a la fase de vapor, con un rango de lectura de cero (0) a trescientas (300) libras por pulgada cuadrada (psi), válvula(s) de seguridad de acuerdo al código de diseño del recipiente o NFPA 58. Válvulas para las conexiones de ingreso y salida de GLP. (Art. 3 D. S. N° 031-2014-EM)

Las compañías envasadoras deberán someterse a inspección periódica a la cisterna estacionarios de GLP de las plantas envasadoras que intervienen, de acuerdo a lo establecido en el API 510, en su última edición vigente. La periodicidad para la inspección y mantenimiento de los tranques de GLP deberá cumplir con lo señalado en el API 510. Las cisternas estacionarios de GLP deberán ser inspeccionados durante su instalación, de acuerdo a lo establecido en el API 510. Así mismo el intervalo de inspección inicial, desde la inspección durante la instalación hasta la siguiente inspección, no deberá ser mayor a 5 años. Las válvulas y accesorios del tanque serán inspeccionados y reemplazados según las recomendaciones del fabricante. (Art. 5 D. S. N° 031-2014-EM)

Las válvulas de seguridad de los tanques estacionarios, deberán ser revisadas y calibradas, de acuerdo con las recomendaciones del fabricante, lo cual deberá constar en el libro de registro de inspecciones. (Art. 24 D. S. N° 27-94-EM)

Las líneas que transportan GLP dentro de las plantas envasadoras está prohibido el uso de válvulas y accesorios de fierro fundido, bronce o cobre. No está permitido el reemplazo de tuberías por mangueras. (Art. 35 D. S. N° 27-94-EM)

Se instalará una válvula de seguridad o de alivio con capacidad de descarga adecuada en los tramos de tubería en que pueda quedar atrapado el GLP en su fase líquida, entre dos válvulas de cierre. La presión de apertura no debe ser menor de 28.12 kg/cm² (400 psig) de acuerdo a la norma NFPA 58. (Art. 40 D. S. N° 27-94-EM)

La operación de carga y descarga de GLP de camión cisterna a tanques estacionarios en las plantas envasadoras, no podrá realizarse a una distancia menor a 3 m entre ellos. (Art. 51 D. S. N° 27-94-EM)

Las mangueras usadas en el llenado del trasiego de GLP deberán ser resistentes a la acción de éste con una presión de ruptura de 120 kg/cm² o más y a una presión de trabajo no inferior a 24.6 Kg. /cm². (Art. 55 D. S. N° 27-94-EM)

En todas las envasadoras, el montaje de un sistema de protección contra incendio, debe ser planificada desde el principio del proyecto, a base de un competente estudio de riesgos, el mismo que debe ser coordinado con la jefatura del cuerpo de bomberos de la localidad,

debiendo tenerse en cuenta que, las circunstancias relacionadas con la exposición de fugas e incendios a otros predios, las facilidades de acceso e intervención del cuerpo de bomberos del Perú, los riesgos circundantes, etc., pueden requerir la necesidad de superar las normas de diseño aplicables. (Art. 73 D. S. N° 27-94-EM)

Las envasadoras deberán contar, por lo menos, con 2 explosímetros con certificación de calibración periódica para detectar concentraciones de GLP, en el ambiente y medir al 100% el límite inferior de explosividad. (Art. 72 D. S. N° 27-94-EM)

Las envasadoras deberán contar con detectores continuos de presencia de gases combustibles o de atmósferas explosivas, los mismos que estarán dotados de alarmas sonoras o remotas, ubicadas adecuadamente respecto al equipo o instalación a protegerse. (Art. 72 D. S. N° 27-94-EM)

Los extintores deben de estar en zonas estratégicas de la planta, aptos para combatir fuegos, como mínimo clase B y C, los que deberán contar con la certificación de calidad correspondiente y tener en todo momento su control de carga vigente. (Art. 73 D. S. N° 27-94-EM)

Toda envasadora deberá contar con sistema de alarma para casos de incendio, mediante el cual se avise en forma real y oportuna a todo el personal, de la iniciación de una emergencia. (Art. 76 D. S. N° 27-94-EM)

Es indispensable que la instalación esté conectada por línea telefónica directa u otro sistema de alarma a distancia con la central del cuerpo de bomberos de la localidad. (Art. 76 D. S. N° 27-94-EM)

1.3.5. Fluidos

Ciencia que estudia el comportamiento de los fluidos en reposo (estática) o en movimiento (dinámica), y la interacción de éstos con sólidos o con otros fluidos en las fronteras. También se menciona como dinámica de fluidos al considerar a los fluidos en reposo como un caso especial con velocidad cero. Una subcategoría de esta es la dinámica de gases, trata del flujo de fluidos que sufren cambios significativos en la densidad. En un fluido en reposo, el esfuerzo normal se llama presión. En un líquido se pueden mover muchas cantidades de moléculas en relación con las otras, pero el volumen permanece constante debido a las intensas fuerzas de cohesión entre ellas. Como resultado, un líquido toma la forma del recipiente que lo contiene y forma una superficie libre en un recipiente más grande que esté en un campo gravitacional. Por otro lado, un gas se expande hasta que encuentra las paredes del recipiente y llena el espacio completo del que dispone.

En la fase gaseosa las moléculas están demasiado alejadas entre sí y existe un desorden molecular; en particular a bajas densidades, las fuerzas intermoleculares son muy débiles y las colisiones constituyen el único modo de interacción entre las moléculas. Cengel, Y. y Cimbala, J. (2006).

1.3.5.1. **Densidad.**

Se representa como masa por unidad de volumen, es decir:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad \left(\frac{kg}{m^3}\right)$$

Ecuación 1. Densidad

La densidad de una sustancia depende de la temperatura y la presión. La densidad en la mayoría de los gases es proporcional a la presión e inversamente proporcional a la temperatura. Por otra parte, los líquidos y sólidos en esencia son sustancias incompresibles y la variación de su densidad con la presión suele ser bajas. Cengel, Y. y Cimbala, J. (2006).

La densidad en estado gaseoso, se calcula respecto a la masa en volumen del aire (ρ) (el GLP en fase gaseosa son más pesados que el aire y en fase líquida son más ligeros que el agua). No tiene dimensiones (UNE 60002). CEPSA ELF GAS, S.A. (2001).

1.3.5.2. **Presión.**

Se define como una fuerza normal ejercida por un fluido por unidad de área. Se sabe de presión sólo cuando se trata de un gas o un líquido. Puesto que la presión se define como fuerza por unidad de área, tiene la unidad de Newton por metro cuadrado (N/m^2), la cual se llama pascal (Pa); es decir,

$$1 Pa = 1 \left(\frac{N}{m^2}\right)$$

Ecuación 2. Presión

1.3.5.3. **Caída de presión**

Disminución de la presión de un fluido, dentro de un conducto, que tiene lugar cada vez que dicho fluido atraviesa un estrangulamiento o un elemento de utilización. Dado que $dP/dx = \text{constante}$ y se integra desde $x = x_1$, donde la presión es P_1 , hasta $x = x_1 + L$, donde la presión es P_2 . Se obtiene:

$$\frac{dP}{dx} = \frac{P_2 - P_1}{L}$$

Ecuación 3. Caída de presión

Si se reemplaza la ecuación (3) en la expresión de la V_{prom} de la ecuación (4) la caída de presión se puede expresar como. Flujo laminar:

$$V_{prom} = \frac{2}{R^2} \int_0^R u(r)r dr = \frac{-2}{R^2} \int_0^R \frac{R^2}{4u} \left(\frac{dP}{dx}\right) \left(1 - \frac{r^2}{R^2}\right) r dr = -\frac{R^2}{8} \left(\frac{dP}{dx}\right)$$

Ecuación 4.

$$\Delta P = P_1 - P_2 = \frac{8\mu LV_{prom}}{R^2} = \frac{32\mu LV_{prom}}{D^2}$$

Ecuación 5.

Convencionalmente, se usa el símbolo Δ para mostrar la diferencia entre los valores final e inicial, como $\Delta y = y_2 - y_1$. Pero en el flujo de fluidos, ΔP se emplea para designar la caída de presión y, por consiguiente, es $P_1 - P_2$. La caída de presión debida a efectos viscosos representa una pérdida de presión y se le conoce como la pérdida de presión ΔP_L , para hacer resaltar que es una pérdida (precisamente como la pérdida de carga h_L , la cual es proporcional a ella).

Lo expresado en la ecuación 5, la caída de presión es proporcional a la viscosidad μ del fluido, y ΔP sería cero si no hubiera fricción. Por consiguiente, en este caso, la caída de presión de P_1 a P_2 se debe por entero a los efectos viscosos, y la ecuación 5 representa la pérdida de presión ΔP_L cuando un fluido de viscosidad μ fluye por un tubo de diámetro constante D y longitud L , a la velocidad promedio V_{prom} . En la práctica, resulta conveniente expresar la pérdida de presión para todos los tipos de flujos internos completamente desarrollados (flujos laminares o turbulentos, tubos circulares o no circulares, superficies lisas o ásperas, tubos horizontales o inclinados) ver figura 6.

Otro interés asociado con los bancos de tubos es la caída de presión, ΔP la cual es la diferencia entre las presiones en la admisión y a la salida del banco. Es una medida de la resistencia que los tubos ofrecen al flujo sobre ellos y se expresa como:

$$\Delta P = N_L f x \frac{\rho V_{max}^2}{2}$$

Ecuación 6.

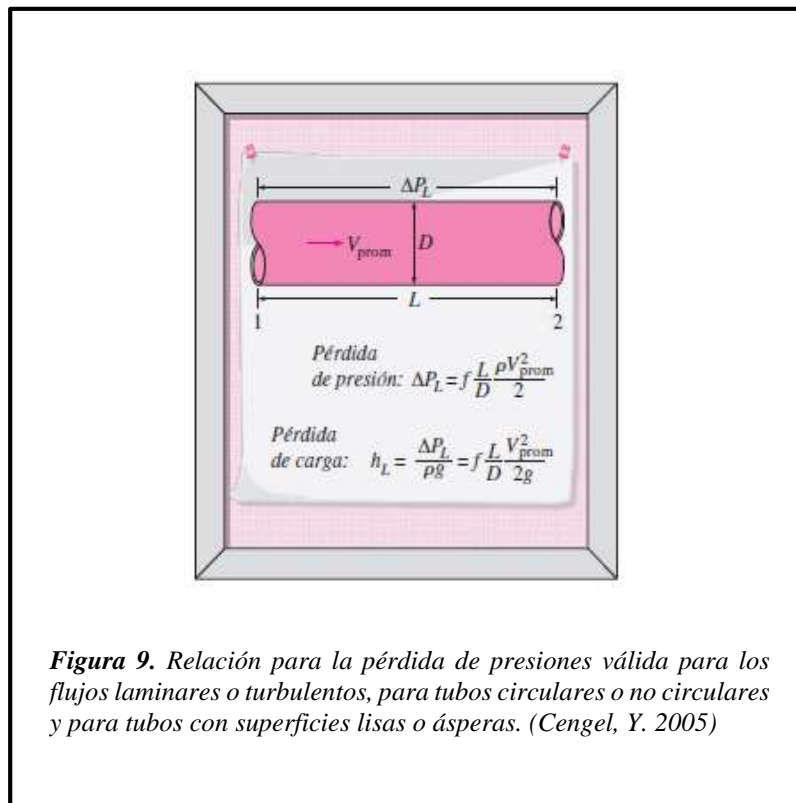
Dónde: f es el factor de fricción y x es el factor de corrección.

La potencia solicitada para mover un fluido a través de un banco de tubos es proporcional a la caída de presión y, cuando se cuenta con esta caída, la potencia solicitada de bombeo se puede determinar a partir de:

$$W_{Bomba} = \dot{V} \Delta P = \frac{\dot{m} \Delta P}{\rho}$$

Ecuación 7.

Donde $\dot{V} = V(N_T S_T L)$ es el consumo volumétrico y $\rho \dot{V} = \rho V(N_T S_T L)$ es el consumo de masa del fluido a través del banco de tubos. Nótese que la potencia requerida para mantener el fluido en movimiento a través del banco es proporcional a la caída de presión. Por consiguiente, deben evaluarse los beneficios de mejorar la transferencia de calor en un banco de tubos a través de un cambio en la disposición contra el costo de las necesidades adicionales de potencia; ver figura 9. Cengel, 2007.

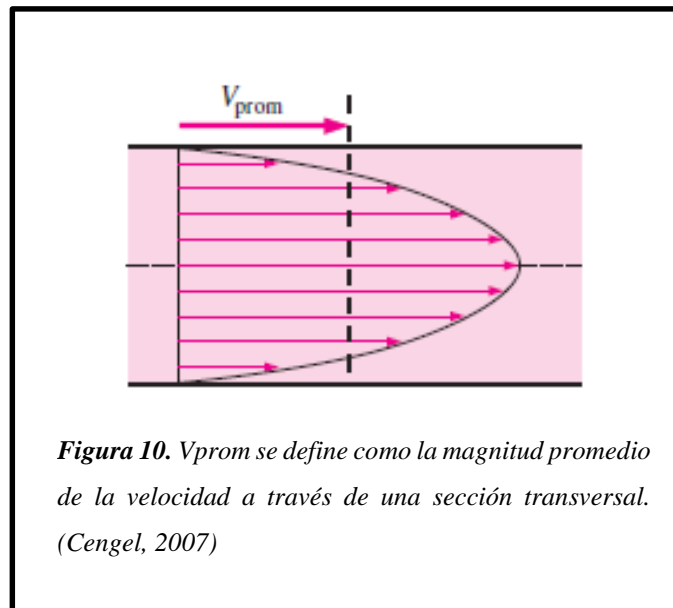


1.3.5.4. *Velocidad.*

Cambia desde cero en la superficie de un fluido en un tubo, en virtud de la condición de no deslizamiento, hasta un máximo en el centro del propio tubo. Por consiguiente, resulta conveniente trabajar con una velocidad promedio o media, V_{prom} la cual permanece constante para el flujo incompresible cuando el área de la sección transversal del tubo es constante. El valor de la velocidad media, V_{prom} en un tubo se determina a partir del requisito de que se debe satisfacer el principio de conservación de la masa. Ver figura 10.

$$\dot{m} = \rho V_{prom} A_C = \int_{A_C} \rho v(r) dA_C$$

Ecuación 8.



1.3.5.5. *Flujo másico.*

Cantidad de masa que corre a través de una sección transversal por unidad de tiempo se llama razón de flujo de masa o simplemente flujo másico y se denota por \dot{m} se pone un punto sobre el símbolo para indicar razón de cambio respecto al tiempo un fluido fluye hacia dentro o hacia fuera de un volumen de control por tubos o ductos. El gasto diferencial de masa de fluido que fluye a través de un pequeño elemento de área, dA_C (el subíndice corresponde a la primera letra de la palabra inglesa cross-section), en una sección transversal de tubo es proporcional al propio dA_C , a la densidad ρ del fluido y a la

componente de la velocidad del flujo normal a dA_c , la cual se denota como V_n , y se expresa como:

$$\delta \dot{m} = \rho V_n dA_c$$

Ecuación 9. Flujo másico

La razón de flujo de masa que atraviesa toda el área de la sección transversal de un tubo o de un ducto se obtiene por integración:

$$\dot{m} = \int_{A_c} \delta \dot{m} = \int_{A_c} \rho V_n dA_c \quad \left(\frac{kg}{s}\right)$$

Ecuación 10.

La velocidad promedio V_{Prom} se define como el valor promedio de V_n a través de toda la sección transversal del tubo.

$$V_{Prom} = \frac{1}{A_c} \int_{A_c} V_n dA_c$$

Ecuación 11.

Adonde, para el flujo incompresible o inclusive para el flujo compresible para el cual ρ sea uniforme a lo largo de A_c .

$$\dot{m} = \rho V_{Prom} A_c \quad \left(\frac{kg}{s}\right)$$

Ecuación 12.

El volumen del fluido que corre a través de una sección transversal por unidad de tiempo se llama razón de flujo volumétrico o consumo volumétrico o simplemente flujo volumétrico \dot{V}

$$\dot{V} = \int V_n dA_c = V_{Prom} A_c = V A_c \quad \left(\frac{m^3}{s}\right)$$

Ecuación 13.

Las razones de flujo de masa y de volumen están relacionadas por:

$$\dot{m} = \rho \dot{V} = \frac{\dot{V}}{v}$$

Ecuación 14.

1.3.5.6. Caudal de gas (Q):

Es la cantidad de gas que cruza una sección de conducto en la unidad de tiempo. Se expresa en volumen ($\frac{m^3}{h}$) y tratándose de GLP, también se puede hablar de caudal másico (kg/h). CEPESA ELF GAS, S.A. (2001)

1.3.6. Sistemas de control

Se ha convertido en una parte importante e integral en los sistemas de vehículos espaciales, en los sistemas robóticos, en los procesos modernos de fabricación y en cualquier operación industrial que requiera el control de temperatura, presión, humedad, flujo, etc. Es apetecible que la mayoría de los ingenieros y científicos estén familiarizados con la teoría y la práctica del control automático.

1.3.6.1. Variable controlada y variable manipulada.

Es la cantidad o condición que se mide y controla. La variable manipulada es la cantidad o condición que el controlador modifica para afectar el valor de la variable controlada. Comúnmente, la variable controlada es la salida del sistema. Controlar significa medir el valor de la variable controlada del sistema y aplicar la variable manipulada al sistema para corregir o limitar la desviación del valor medido respecto del valor deseado. En el análisis de la ingeniería de control, es necesario definir términos adicionales que se precisan para describir los sistemas de control.

1.3.6.2. Plantas.

Puede ser una parte de un equipo, tal vez un grupo de elementos de una máquina que funcionan juntos, y cuyo principal objetivo es efectuar una operación particular. En este escrito se llamará planta a cualquier objeto físico que se va a controlar (como un dispositivo mecánico, un horno de calefacción, un reactor químico o una nave espacial).

1.3.6.3. Procesos.

Se define como una operación o un desarrollo natural progresivamente continuo, marcado por una serie de cambios graduales que se suceden unos a otros de una forma relativamente fija y que conducen a un resultado o propósito determinados; o una operación artificial o voluntaria que se hace de forma progresiva y que consta de una serie de acciones o movimientos controlados, sistemáticamente dirigidos hacia un resultado o propósito determinado. En este escrito se llamará proceso a cualquier operación que se va a controlar.

1.3.6.4. Sistemas.

Es una combinación de componentes que actúan juntos y realizan un objetivo determinado. No está necesariamente limitado a los sistemas físicos. El concepto de sistema se puede aplicar a fenómenos abstractos y dinámicos, como los que se encuentran en la economía.

1.3.6.5. Perturbaciones.

Es una señal que tiende a afectar negativamente el valor de la salida de un sistema. Si la perturbación se genera dentro del sistema se denomina interna, mientras que una perturbación externa se genera fuera del sistema y es una entrada.

1.3.6.6. Control retroalimentado.

Se refiere a una operación que, en presencia de perturbaciones, tiende a reducir la diferencia entre la salida de un sistema y alguna entrada de referencia, y lo realiza tomando en cuenta esta diferencia. Aquí sólo se especifican con este término las perturbaciones impredecibles, ya que las perturbaciones predecibles o conocidas siempre pueden compensarse dentro del sistema.

1.3.6.7. Sistema de control robusto.

El primer paso es la obtención del modelo matemático de la planta u objeto de control. En realidad, cualquier modelo de una planta que se quiere controlar incluirá un error debido al proceso de modelado. La planta real difiere del modelo que se va a utilizar en el diseño del sistema de control. Una aproximación razonable para asegurar que el controlador diseñado basado en un modelo funcionará adecuadamente cuando se utilice con la planta real, consiste en asumir desde el comienzo que existe una incertidumbre o error

entre la planta real y su modelo matemático e incluir dicha incertidumbre o error en el proceso de diseño del sistema de control. El sistema de control diseñado en esta aproximación se denomina sistema de control robusto. Si se supone que la planta real que se desea controlar es $\tilde{G}(s)$ y que el modelo matemático de la planta real es $G(s)$, esto es:

$\tilde{G}(s)$ = Modelo de la planta real que tiene una incertidumbre $\Delta(s)$.

$G(s)$ = Modelo de la planta nominal que se va a utilizar en el diseño del sistema de control.

$\tilde{G}(s)$ y $G(s)$ pueden estar relacionados por un factor multiplicativo del tipo o por un factor aditivo.

$$\tilde{G}(s) = G(s) [1 + \Delta(s)]$$

Ecuación 15.

1.3.7. Modelado matemático de sistemas de control.

Se define como un conjunto de ecuaciones que representan la dinámica del sistema con precisión o, al menos, bastante bien. Téngase presente que un modelo matemático no es único para un sistema determinado. Un sistema puede representarse de muchas formas diferentes, por lo que puede tener muchos modelos matemáticos, dependiendo de cada perspectiva.

La acción de muchos sistemas, ya sean mecánicos, eléctricos, térmicos, económicos, biológicos, etc., se describe en términos de ecuaciones diferenciales. Dichas ecuaciones diferenciales se obtienen a partir de leyes físicas que gobiernan un sistema determinado como las leyes de Newton para sistemas mecánicos y las leyes de Kirchhoff para sistemas eléctricos. Recordar siempre que para obtener un modelo matemático razonable es la parte más importante de todo el análisis.

1.3.7.1. Modelos matemáticos.

Los modelos matemáticos pueden adoptar varias formas distintas, claro dependiendo del sistema del que se trate y de las circunstancias específicas, un modelo matemático puede ser más conveniente que otros. Por ejemplo, en problemas de control óptimo, respuesta transitoria o de la respuesta en frecuencia de sistemas lineales con una entrada y una salida invariantes en el tiempo, la representación mediante la función de transferencia puede ser más conveniente que cualquier otra. Una vez obtenido un modelo matemático de un sistema, se usan diversos recursos analíticos, así como computadoras para estudiarlo y sintetizarlo.

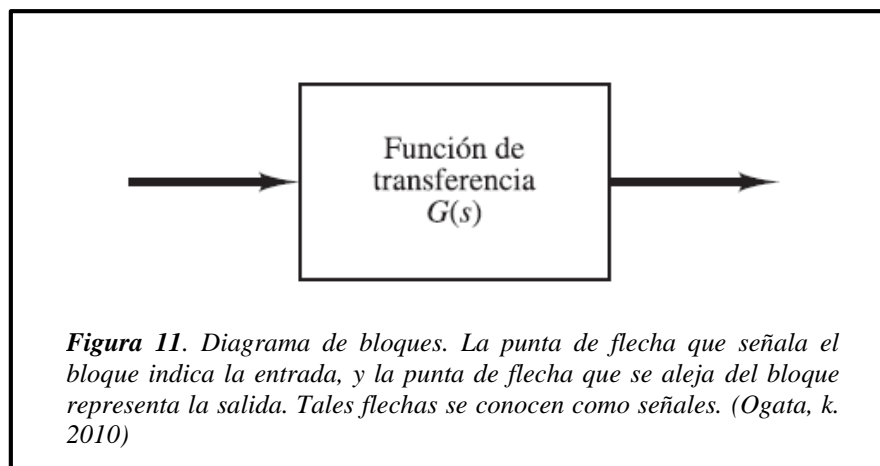
1.3.8. Sistemas de control automáticos

Por lo general se usa una representación denominada diagrama de bloques.

1.3.8.1. Diagramas de bloques.

Es una representación gráfica de las funciones que lleva a cabo cada componente y el flujo de señales. Tales diagramas muestran las relaciones existentes entre los diversos componentes. A diferencia de una representación matemática puramente abstracta, un diagrama de bloques tiene la ventaja de indicar de forma más realista el flujo de las señales del sistema real.

En un diagrama de bloques todas las variables del sistema se juntan unas con otras mediante bloques funcionales. El bloque funcional o simplemente bloque es un símbolo para representar la operación matemática que sobre la señal de entrada hace el bloque para producir la salida. Las funciones de transferencia de los componentes por lo general se introducen en los bloques correspondientes, que se conectan mediante flechas para indicar la dirección del flujo de señales como se muestra en la figura 11.



Fíjese que las dimensiones de la señal de salida del bloque son las dimensiones de la señal de entrada multiplicadas por las dimensiones de la función de transferencia en el bloque.

Los méritos de la representación mediante diagramas de bloques de un sistema estriban en que es fácil formar el diagrama de bloques general de todo el sistema con sólo conectar los

bloques de los componentes de acuerdo con el flujo de señales y en que es posible evaluar la contribución de cada componente al desempeño general del sistema.

Comúnmente, la operación funcional del sistema se aprecia con más facilidad si se examina el diagrama de bloques que si se revisa el sistema físico mismo. Un diagrama de bloques contiene información relacionada con el comportamiento dinámico, pero no incluye información de la construcción física del sistema. En consecuencia, muchos sistemas diferentes y no relacionados pueden representarse mediante el mismo diagrama de bloques. Debe determinar que, en un diagrama de bloques, la principal fuente de energía no se muestra explícitamente y que el diagrama de bloques de un sistema determinado no es único. Es posible dibujar varios diagramas de bloques diferentes para un sistema, dependiendo del punto de vista del análisis.

El punto de suma es un círculo con una cruz es el símbolo que indica una operación de suma. El signo más o el signo menos en cada punta de flecha indica si la señal debe sumarse o restarse. Ver figura 12.

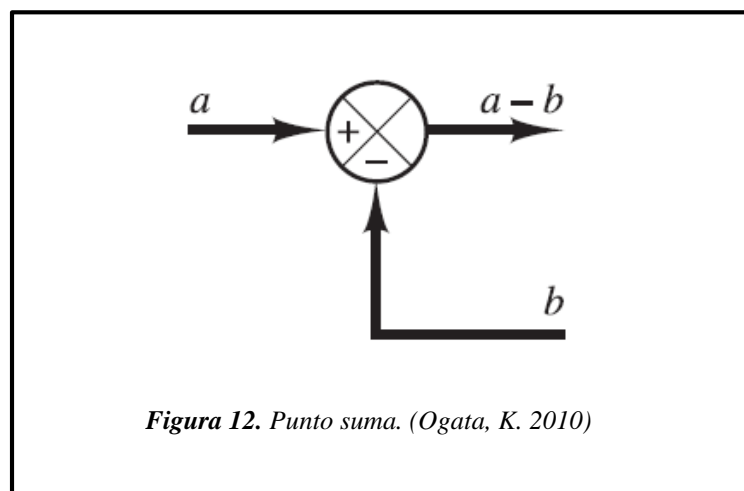


Figura 12. Punto suma. (Ogata, K. 2010)

1.3.8.2. Controladores automáticos.

Compara el valor real de la salida de una planta con la entrada de referencia, determina la desviación y produce una señal de control que reduce la desviación a (0) o a un valor pequeño. El modo en la cual el controlador automático produce la señal de control se denomina acción de control. Ver figura 13

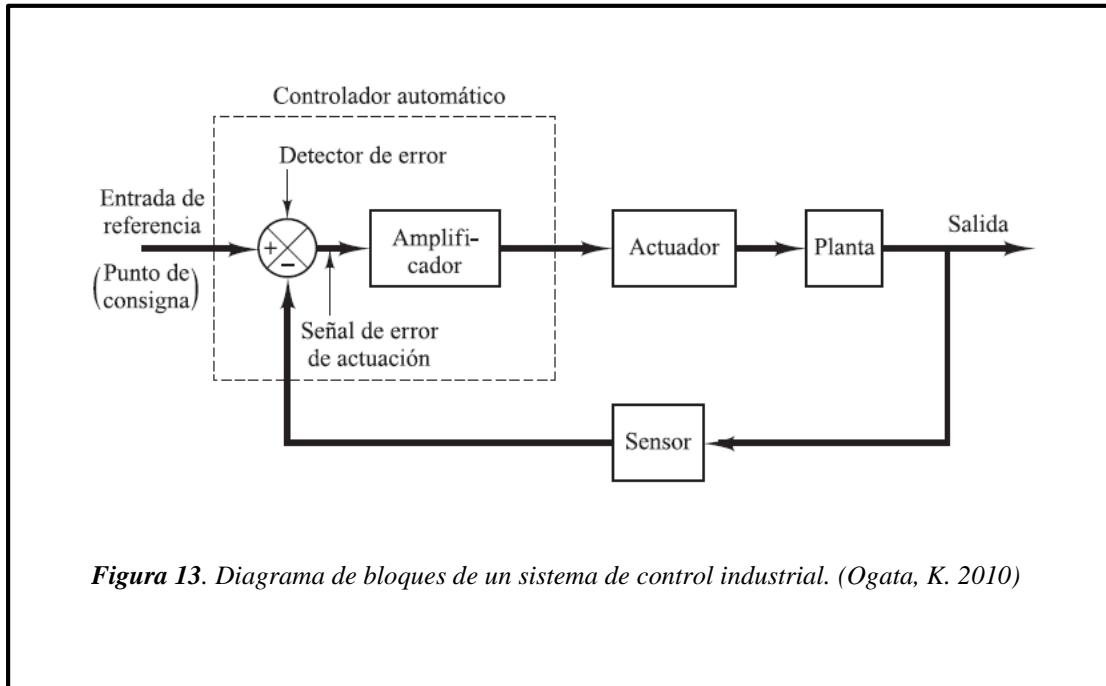


Figura 13. Diagrama de bloques de un sistema de control industrial. (Ogata, K. 2010)

El controlador detecta la señal de error, que, por consiguiente, está en un nivel de potencia muy bajo, y la amplía a un nivel lo suficientemente alto. La salida de un controlador automático se alimenta a un actuador, como un motor o una válvula neumáticos, un motor hidráulico o un motor eléctrico. El actuador es un dispositivo de potencia que produce la entrada para la planta de acuerdo con la señal de control, a fin de que la señal de salida se aproxime a la señal de entrada de referencia.

El sensor, o elemento de medición, es un dispositivo que convierte la variable de salida en otra variable manejable, como un desplazamiento, una presión o un voltaje, que pueda usarse para comparar la salida con la señal de entrada de referencia. Este elemento está en la trayectoria de realimentación del sistema en lazo cerrado. El punto de ajuste del controlador debe transformarse en una entrada de referencia con las mismas unidades que la señal de realimentación del sensor o del elemento de medición. (Ogata, K. 2010).

1.3.8.3. Controlador IMC.

Fue presentado por primera vez por Rivera (1986). El control BMI, o control BMI tradicional, proporciona una estructura adecuada con información valiosa que ayuda a ajustar los parámetros del controlador con mayor simplicidad, mejorando el rendimiento y la robustez del sistema. La figura 14 muestra la estructura del controlador de IMC que se compone de los procesos reales, los modelos de proceso y la función de transferencia $q(s)$. Esta última es la única variable manipulable que cambia la respuesta del sistema de circuito cerrado. La señal de salida de $q(s)$ afecta a $G(s)$ y $\bar{G}(s)$ y la diferencia entre la salida de estas señales se deja de la señal de referencia, que genera el error de retroalimentación.

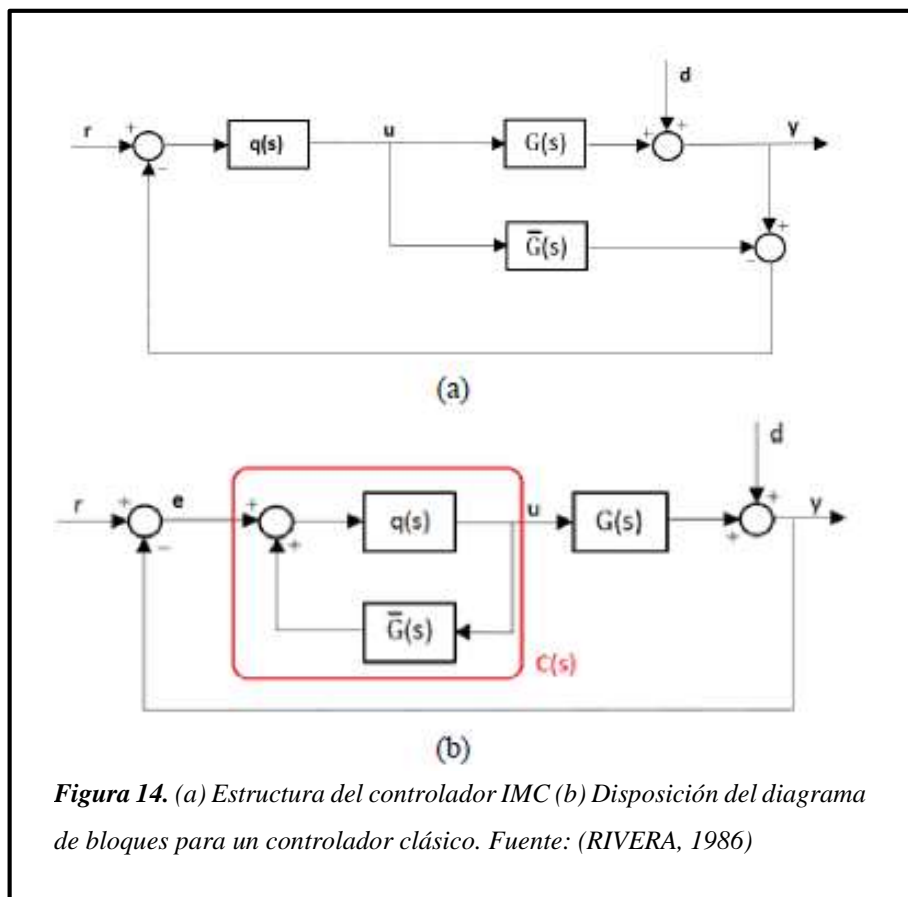
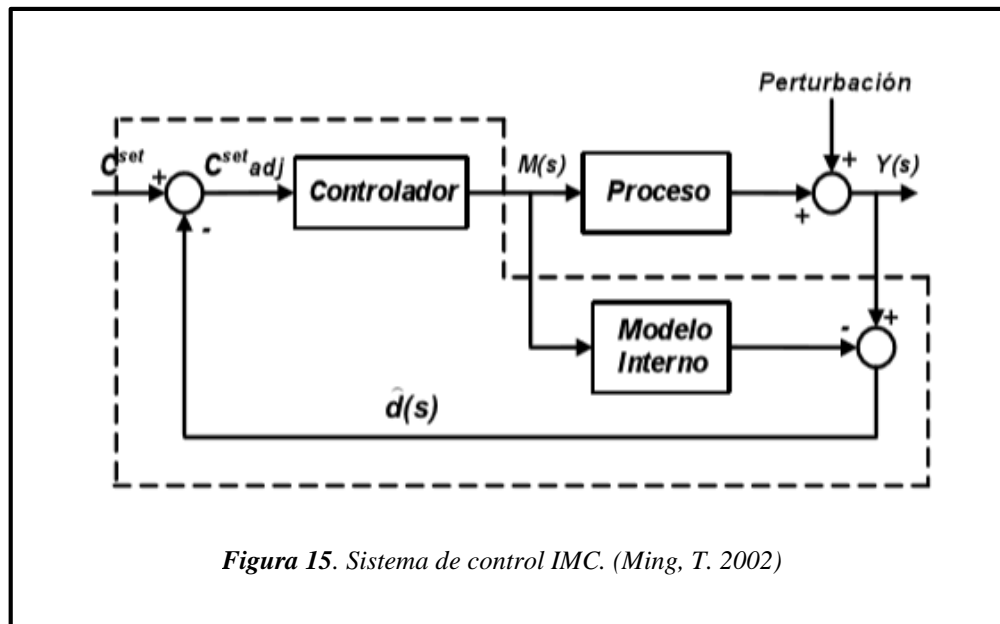


Figura 14. (a) Estructura del controlador IMC (b) Disposición del diagrama de bloques para un controlador clásico. Fuente: (RIVERA, 1986)

La configuración del Modelo Interno de Control (IMC) propuesta inicialmente por los investigadores Morari y Zafiriou en los años 80 (Ogunnaike y col., 1994), está conformada por un controlador y un modelo del proceso real (Fig. 15), en ocasiones llamado IM (Internal

Model). Esta configuración de control se basa en el principio del IM donde el estado deseado de la variable controlada puede ser alcanzado si el sistema de control encapsula, ya sea implícita o explícitamente alguna representación del proceso a ser controlado (T. Tham, 2002). En individual, si el sistema de control ha sido desarrollado implementando un modelo exacto del proceso real entonces, un control perfecto sobre la variable controlada es, teóricamente, posible (Ming, T. 2002). Ver figura 15



No obstante; en la práctica la disposición de un modelo real del proceso a controlar es casi imposible por lo cual se incurre en un control de retroalimentación debido a la inexactitud que posee el modelo respecto al proceso y debido al conocimiento parcial del mismo. Al implementar el IM en la unión de control (Fig. 15, zona punteada), es generada una diferencia ($\hat{d}(s)$), que lleva intrínseco el efecto de la perturbación y la diferencia que existe entre el IM y el proceso real, a esta diferencia se le denomina error de modelaje (Tahm, T., 2002).

Las funciones de transferencia, sin incluir el proceso real, constituyen el esquema de control IMC. Las funciones de transferencias involucradas, en el campo de frecuencia de Laplace, poseen la siguiente forma:

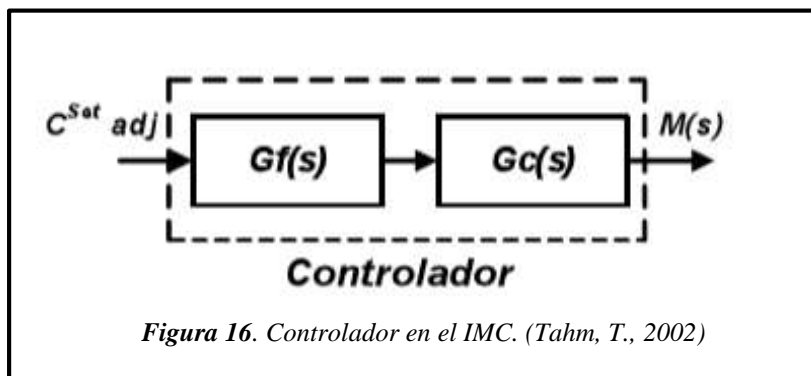
$$\tilde{G}_{p(s)} = \frac{Ke^{-\tau_0 s}}{\tau s + 1}$$

Ecuación 16.

$$G_{C(s)} = \tilde{G}_{p(s)}^{-1} = \frac{\tau s + 1}{K}$$

Ecuación 17.

Donde K es el beneficio del modelo del proceso, τ es la constante de tiempo del modelo del proceso y t_0 es el tiempo muerto del modelo del proceso. Al definir al controlador como el inverso del modelo, se obtiene una función de transferencia impropia, característica no deseada en el diseño de lazos de control debido a que origina acciones de control diferencial excesivas (Tahm, T., 2002). Adicionalmente, para mejorar la robustez del sistema de control, se necesita atenuar los efectos que conlleva utilizar un modelo del proceso en dicho lazo. En vista de que las discrepancias generadas entre la respuesta del modelo y el proceso real son marcadas en el campo de la frecuencia, un filtro de paso bajo (Low-pass filter) es usualmente introducido para minimizar estos efectos. De esta manera, el controlador IMC es típicamente diseñado como el inverso del modelo en serie con un filtro de paso bajo (Fig. 16).



La ecuación del filtro es:

$$G_f(s) = \frac{G_f}{(\tau_f s + 1)^n}$$

Ecuación 18.

Donde k_f y τ_f y es la ganancia y la constante de tiempo del filtro, respectivamente, y n es el grado del filtro. El grado del filtro dependerá de la aproximación que posea el modelo de la planta. Al introducir el filtro al esquema de control IMC se obtiene una función de transferencia propia y se logra, además; atenuar el efecto del error de modelaje generado. En la mayoría de los casos las perturbaciones suelen ser representadas por funciones de primer orden, sólo para efectos de simulación.

1.3.8.4. Control SIMC.

Este controlador fue propuesto por Skogestad (2003). La idea central del controlador SIMC es especificar la respuesta de bucle cerrado deseada ($[Y(s) / R(s)]_{des}$) para luego determinar los parámetros del controlador para esa respuesta deseada. La (Ec. 19) muestra la estructura de una función de transferencia de un sistema de retroalimentación clásico.

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

Ecuación 19.

El controlador de aislamiento $C(s)$ obtuvo una relación en función de la señal de salida $Y(s)$, la señal de referencia $R(s)$ y el proceso $G(s)$. Sustituyendo la ecuación obtenida de respuesta cerrada deseada (Ec. 20).

$$C_S = \frac{1}{G(s)} \cdot \frac{1}{\left[\frac{Y(s)}{R(s)} \right]_{des}^{-1}}$$

Ecuación 20.

Considere el diagrama de bloques de la Figura 10 (b) donde $G(s)$ y $C(s)$ denotan, respectivamente, el proceso a controlar y el controlador a diseñar, $u(t)$ es la señal de control, $y(t)$ es la señal de error, que es la diferencia entre la señal de referencia $r(t)$ y la señal de salida medida $y(t)$.

El análisis de procesos inestables es de suma importancia. Por ejemplo, el proceso descrito en la (Ec. 21) tiene un término integrativo o una raíz cero, por lo que se considera un proceso inestable.

$$G(s) = \frac{K}{s(\tau_S+1)}$$

Ecuación 21.

El sistema sujeto a retroalimentación sin presencia del controlador está representado por la (Ec. 22).

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

Ecuación 22.

Sustituyendo la (Ec. 21) en (Ec. 22) se obtiene (Ec. 23)

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K}{\tau s^2 + s - K}$$

Ecuación 23.

Las raíces o los polos del proceso han cambiado, pero aún continúan dependiendo de los parámetros del proceso, es decir, la planta podría ser inestable o no dependiendo de los valores K y τ .

La representación de un controlador PI se presenta en la (Ec. 24) en términos de s .

$$C(s) = K_C + \frac{t_I}{s}$$

Ecuación 24.

Agregar un controlador PI a la retroalimentación del sistema. Se obtienen las ecuaciones (Ec. 25) y (Ec. 26).

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

Ecuación 25.

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{K(K_C s + t_1)}{\tau s^3 + s^2 - k k_C s - K t_1}$$

Ecuación 26.

En la ecuación (Ec. 26), la estabilidad del proceso ahora depende de los parámetros k_p e t_I , además de los parámetros del proceso, por lo que ahora puede elegir estas ganancias para que los polos del sistema global estén a la izquierda del plano s . (Criterio de estabilidad de Routh - Hurwitz).

El método SIMC también se puede aplicar a un proceso de retardo de tiempo integrado (θ) como se describe en la ecuación (Ec. 27)

$$G(s) = \frac{K}{s(\tau s + 1)} e^{-\theta s}$$

Ecuación 27.

La aplicación del método SIMC se divide en dos pasos. El primer paso requiere ajustar el sistema de circuito cerrado a un sistema de primer orden con el mismo retraso que el proceso original, haciendo que el sistema se comporte de la manera deseada (tiempo libre, tiempo de respuesta, tiempo de estabilización, etc.). La ecuación (Ec. 28) relaciona el comportamiento deseado del sistema de circuito cerrado mediante una función de transferencia de cebador de orden retardado.

$$\left[\frac{Y(s)}{R(s)} \right]_{des} = \frac{k}{\tau_c s + 1} e^{-\theta s}$$

Ecuación 28.

Siendo $\tau(s)$ despejada la constante de tiempo deseada del sistema de circuito cerrado, y es el único parámetro de configuración para el controlador. La segunda etapa es la aplicación de las configuraciones de controlador P, PI o PID, cuya estructura depende del tipo de respuesta del paso del proceso o del comportamiento requerido de la planta.

El SIMC utiliza una variable modificable que genera los valores de los tres parámetros PID. El trabajo desarrollado por Skogestad (2003) mostró que al hacer $\tau c = \theta$, para procesos integrativos, el comportamiento del sistema se vuelve más robusto, lo que permite que el sistema varíe en mayor proximidad mientras se mantiene su estabilidad, sin embargo, al cambiar el valor del término integral también se logra una mayor tolerancia a la sensibilidad en presencia de perturbaciones.

1.3.8.5 Controlador de IMC con dos grados de libertad.

Jin Liu (2014) presentaron un trabajo que desarrolló un método analítico para ajustar los parámetros PID para procesos demorados integradores, que utiliza el método de optimización para determinar los parámetros PID que garantizan la mejor robustez y rendimiento del PID. Sistema Lo que difiere del método Jin Liu con el método tradicional

de IMC es la estructura de filtro $f(s)$, utiliza un parámetro más (σ) de acuerdo con la ecuación (Ec. 37).

$$f_s = \frac{b^2 S^2 + cS + 1}{(\lambda S + 1)^2 (\sigma S + 1)}$$

Ecuación 29.

Siendo $b = (2\tau\sigma\lambda + c\theta\tau - \sigma\lambda^2 + \lambda^2\tau)/(\tau + \theta)$, $c = 2\lambda + \sigma + \theta$, λ e σ son las constantes de filtro que en el trabajo de Jin Liu (2014) se determinaron por optimización.

El controlador satisface tanto el rendimiento de respuesta transitoria como el de rechazo de perturbaciones para los cuales se usa un control de dos grados de libertad como se muestra en la Figura 17 con $F(s)$ como un filtro adicional llamado set-filter. punto o filtro. debido a la ubicación en la estructura del sistema de control de retroalimentación, que mejora el comportamiento de respuesta transitoria.

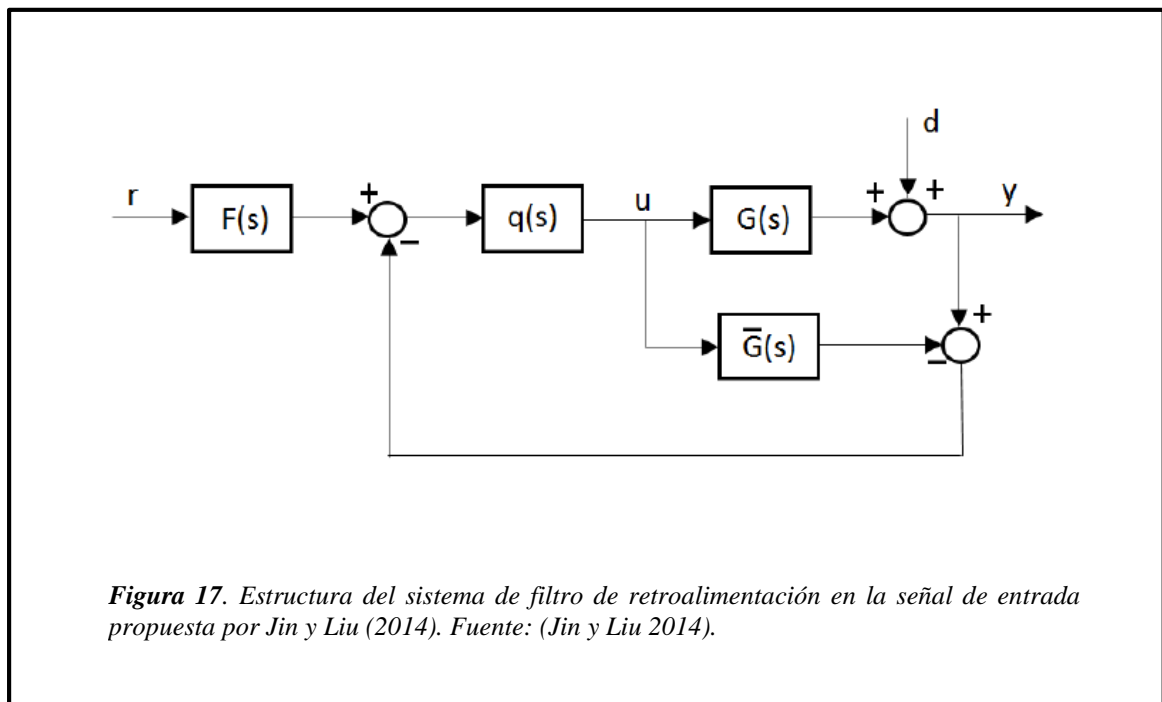


Figura 17. Estructura del sistema de filtro de retroalimentación en la señal de entrada propuesta por Jin y Liu (2014). Fuente: (Jin y Liu 2014).

Los procedimientos se formulan como un problema de optimización, en el que los parámetros se obtienen minimizando el índice de rendimiento de rechazo de perturbación de carga representado por el error integrativo absoluto, denotado por IAE-d. Un buen controlador debe proporcionar un buen nivel de robustez deseado. Por lo tanto, en los procedimientos de optimización, la robustez medida por la función de sensibilidad máxima M_s se formula como una restricción.

Finalmente, aunque el método de optimización empleado puede ser complejo, se han proporcionado reglas de ajuste analítico tanto para el controlador como para el filtro de punto de ajuste. La ecuación (Ec. 30) muestra la estructura del filtro de referencia en función de la transferencia.

$$F(S) = \frac{(\lambda s + 1)(\sigma s + 1)}{b^2 s^2 + cs + 1}$$

Ecuación 30.

El modelo de primer orden integrativo retrasado (POITDA) está representado por la ecuación (Ec. 31)

$$\bar{G}(c) = \frac{K}{s(\tau s + 1)} e^{-\theta s}$$

Ecuación 31.

Usando $\alpha = \theta / (\theta + \tau)$ y la transformación de $s' = (\theta + \tau) s$, el modelo POITDA puede ser representado como:

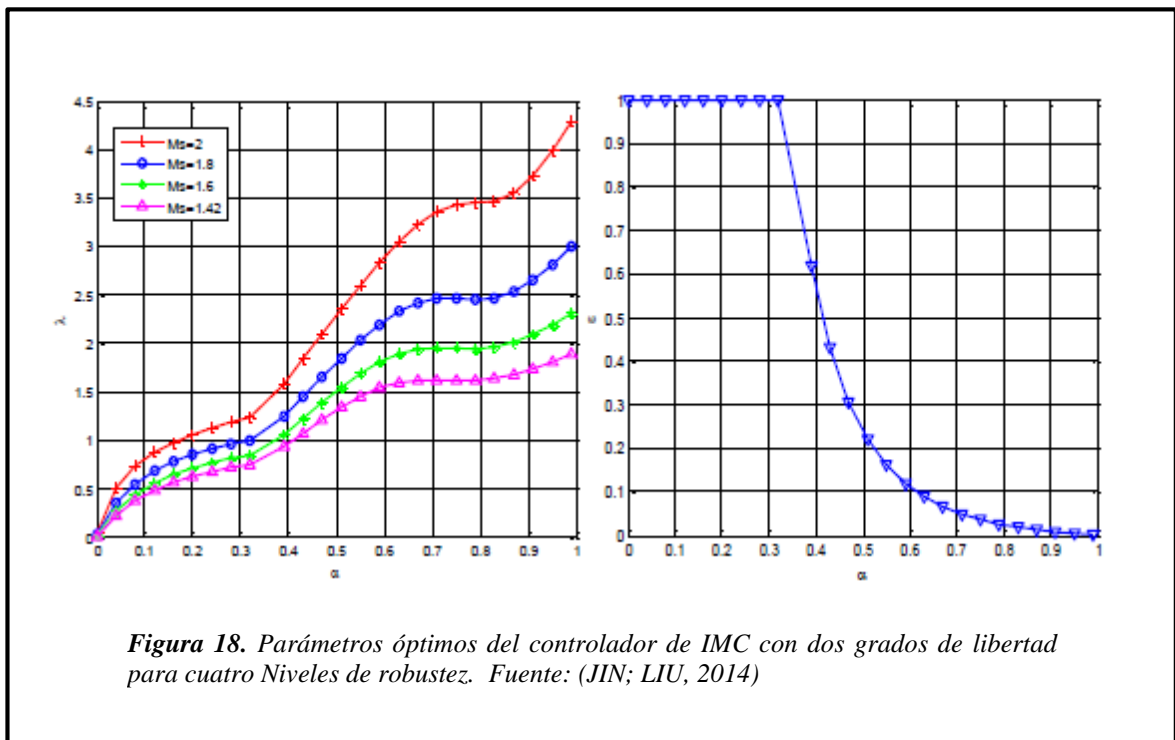
$$\bar{G}(s) = \frac{k'}{s'[(1-\alpha)s'+1]} e^{-\alpha s'}$$

Ecuación 32.

Donde $K' = K (\theta + \tau)$. El método Jin Liu usa la ecuación (Ec. 32) como modelo para proyección del controlador con α en el rango de 0.01 y 1. La correlación entre λ y σ es representado con la ecuación (Ec. 33)

$$\varepsilon = \frac{\sigma}{\lambda} = \begin{cases} 1, & 0.01 \leq \alpha \leq 0.35 \\ \frac{-0.06(\alpha-1)}{\alpha^3}, & 0.35 < \alpha \leq 1 \end{cases}$$

Ecuación 33.



1.3.9. MATLAB.

Es un programa interactivo de uso general. Es un instrumento computacional simple, versátil y de gran poder para aplicaciones numéricas simbólicas en ciencias e ingeniería. La interacción se realiza mediante instrucciones (denominadas comandos), y también mediante funciones y programas en un lenguaje estructurado. Los objetos básicos con los cuales opera MATLAB son matrices. La asignación de memoria a cada variable la realiza MATLAB en forma dinámica y eficiente, por lo que son necesarias las declaraciones de las variables antes de su uso. En un nivel fundamental, se puede pensar que estos programas son sofisticadas calculadoras con base en una computadora. Son capaces de realizar las mismas funciones que una calculadora científica, y muchas más. Moore, H. (2007).

Características del MATLAB

- Cálculo numérico rápido y con alta precisión.
- Capacidad para manejo matemático simbólico.
- Funciones para tráfico y visualización avanzada.
- Programación mediante un lenguaje de alto nivel.
- Soporte para programación estructurada y orientada a objetos.
- Facilidades básicas para diseño de interfaz gráfica.
- Extensa biblioteca de funciones.
- Paquetes especializados para algunas ramas de ciencia e ingeniería.

Operacionalización

- Simple y eficiente.
- Interactivo y programable.
- Sistema de ayuda en línea.
- Interacción con otros entornos.

1.3.10. Simulink.

Es un entorno de programación de más alto nivel de abstracción que el lenguaje interpretado Matlab (archivos con extensión .m). Simulink genera archivos con extensión mdl (de "model"). Simulink viene a ser una herramienta de simulación de modelos o sistemas, con cierto grado de abstracción de los fenómenos físicos involucrados en los mismos. Se hace hincapié en el análisis de sucesos, a través de la concepción de sistemas (cajas negras que realizan alguna operación).

Es ampliamente usado en Ingeniería Electrónica en temas relacionados con el procesamiento digital de señales (DSP), involucrando temas específicos de ingeniería biomédica, telecomunicaciones, entre otros. También es muy utilizado en Ingeniería de Control y Robótica.

1.4. Formulación del problema

¿Qué estrategias de control PID mejorara los parámetros de respuesta durante el control de presión en la empresa AERO Gas del Norte?

1.5. Justificación e importancia del estudio

1.5.1. Justificación económica

Una probable interrupción por un accidente durante el trasiego en la planta de almacenamiento, implica grandes pérdidas económicas para la empresa puesto que es la que abastece a todas sus estaciones. Al implementar el sistema de control de presión se puede reducir posibles daños dentro de las instalaciones de la empresa, tanto como infraestructuras o equipos que son de difícil reemplazo inmediato, al igual como disminuir los posibles costos del material empleado para la extinción de incendios si esto sucediera y posteriores reparaciones para el reinicio de actividades normales en las áreas productivas de la empresa, también se tiene una mayor seguridad garantizando la disminución de indemnizaciones por accidentes en el trabajo.

1.5.2. Justificación ambiental

El aire es un componente muy importante para la vida humana los seres vivos, por eso el Programa de Naciones Unidas para el Medio Ambiente (PNUMA) y la Organización Mundial de la Salud (OMS) en octubre del 2016 realizaron la campaña “Respira Vida”, con el propósito de concientizar acerca de las consecuencias de la contaminación del aire sobre el medio ambiente y la salud. La Organización Mundial de la Salud resaltó que la contaminación del aire causa a nivel mundial 1 de cada 9 muertes en un año además es lo que más causa enfermedades cardiovasculares y uno de esos son los padecimientos cardíacos y derrames cerebrales, incluso el cáncer de pulmón. (OMS, 2016).

Con la presente investigación se puede lograr mitigar esta contaminación dado que se reducirán los venteos, evitarán incidentes por BLEVE (Expansión explosiva del vapor de un líquido en ebullición) y explosiones de nubes de vapor no confinadas.

1.5.3. Justificación social

Los efectos potenciales de salud por inhalación de GLP en reducidas proporciones pueden causar opresión en el pecho y sed y, a proporciones elevadas tiene efectos como asfixia e inflamación del tracto respiratorio, algunos de los síntomas son, fatiga, respiración rápida, somnolencia, descoordinación, confusión mental, inconsciencia, shock, y convulsiones. Por ello al tener este sistema de control contribuirá a disminuir la tasa de mortalidad de los trabajadores en las plantas de almacenamiento de GLP.

1.5.4. Justificación técnica

Este tipo de control no es muy utilizado en este campo, el presente estudio mejorará la calidad de trabajo en las plantas de almacenamiento de GLP; por lo que será más seguro el trabajo durante el trasiego con un menor impacto en el ambiente y la salud del trabajador y con un gran ahorro económico por lo que sus equipos tendrán una vida útil más prolongada.

1.6. Hipótesis

No aplicable

1.7. Objetivos

Sintonizar los parámetros PID para la obtención de respuestas optimas durante el control de presión en el proceso del trasiego en la planta Aero Gas del Norte.

1.7.1. Objetivos específicos

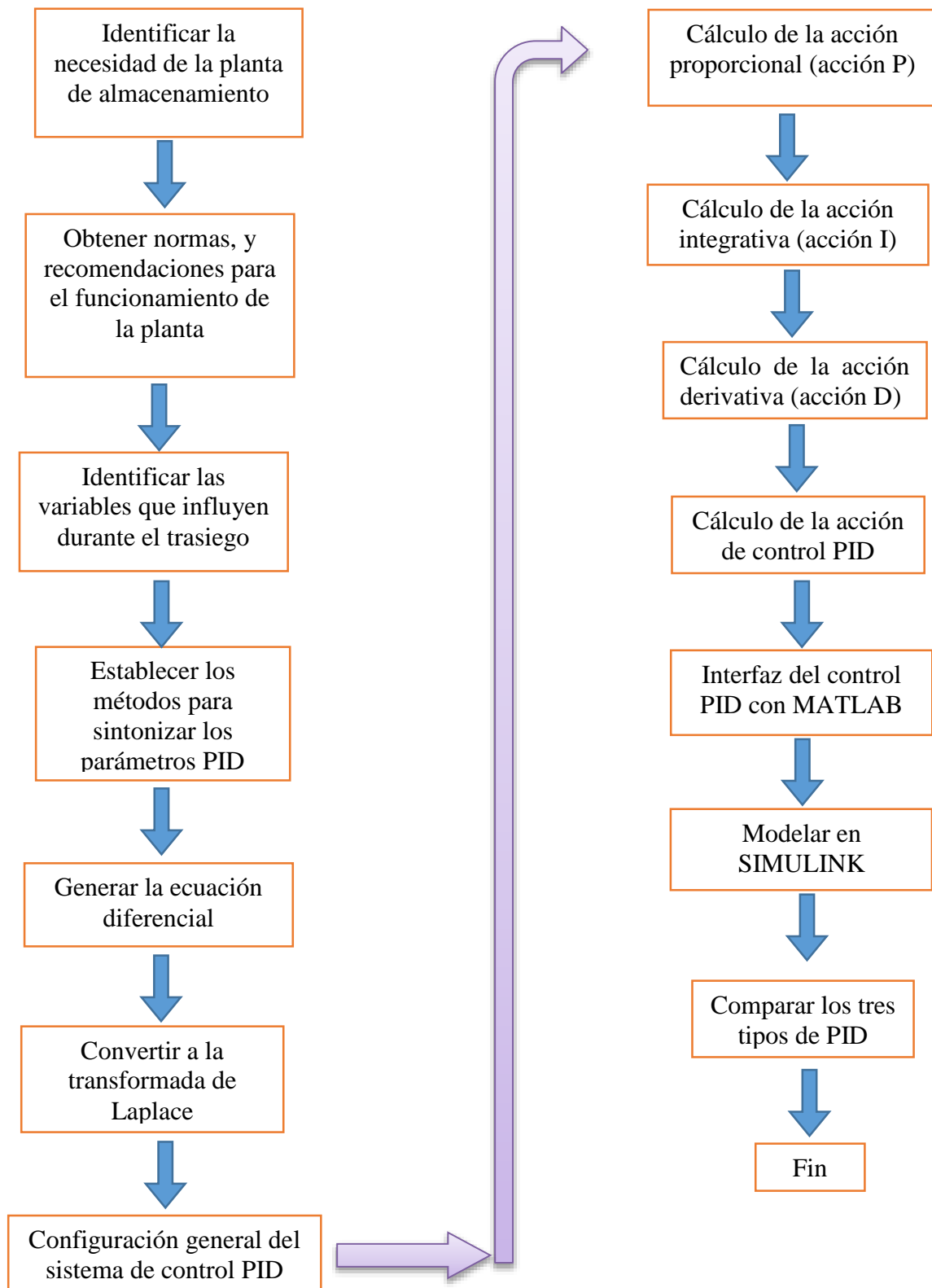
- a) Identificar las necesidades de la planta Aero Gas del Norte mediante entrevistas.
- b) Recopilar información relacionada a las normas, códigos, estándares y recomendaciones del diseño de la planta Aero Gas del Norte.
- c) Obtener el modelo matemático lineal que represente el sistema físico real de la planta.
- d) Sintonizar los parámetros PID de la planta modelada.
- e) Evaluar el desempeño de tres tipos de metodología de control.

II. MÉTODOS

2.1 Tipo y Diseño de Investigación.

Aplicada y Pre- Experimental

En esta sección se proponen los pasos de la metodología que se utilizará para sintonizar los parámetros PID para el control de presión.



2.2. Variables y operacionalización

2.2.1. Variables

2.2.1.1. Variables independientes.

Presión del sistema de bombeo

Parámetros PID

2.2.1.2. Variables dependientes.

Robustez del sistema

Tiempo de asentamiento

Error del actuador

2.2.1.3. Variables intervinientes.

Flujo másico

Temperatura

Dimensiones del sistema de bombeo

2.2.2. Operacionalización.

A continuación, se muestran las tablas 1,2 y 3 de operacionalización de variables.

Variables independientes	Definición conceptual	Definición operacional	Indicadores	Técnica de recolección de datos
Presión del sistema de bombeo	Es la presión de succión de la bomba	Usando las normas de seguridad según la ley N°26221, ley orgánica de hidrocarburos	Presión	Información bibliográfica y observación
Parámetros PID	Son tres parámetros distintos: el proporcional, el integral y el derivativo	Determinando el modelo de la planta y seleccionando la metodología del sistema	-	Información bibliográfica

Tabla 1. Operacionalización de las variables independientes (fuente propia)

Variables dependientes	Definición conceptual	Definición operacional	Indicadores	Técnica de recolección de datos
Robustez del sistema	Consiste en asumir desde el comienzo que existe una incertidumbre o error entre la planta real y su modelo matemático e incluir.	Se determina midiendo la inestabilidad del sistema	-	Información bibliográfica
Tiempo de asentamiento	Tiempo que se requiere para que la curva de respuesta alcance un rango alrededor del valor final del tamaño especificado por el porcentaje absoluto del valor final (por lo general, de 2 o 5%).	Se determina midiendo el tiempo de respuesta transitoria del sistema	Tiempo	Información bibliográfica
Error del actuador	Es la diferencia entre la señal de entrada y la señal de realimentación	Se determina midiendo la inestabilidad del sistema frente a disturbios	Porcentaje	Información bibliográfica

Tabla 2. Operacionalización de las variables dependientes (fuente propia)

Variables intervinientes	Definición conceptual	Definición operacional	Indicadores	Técnica de recolección de datos
Flujo másico	Es la magnitud física que expresa la variación de la masa con respecto al tiempo en un área específica.	se determina pesando la cisterna y tomando el tiempo de trasiego	Caudal volumétrico	Observación
Dimensiones del sistema	Dispositivo que incrementa la velocidad de un fluido a expensas de la presión.	Diámetro de la entrada y salida de la bomba	longitud	Observación
Temperatura ambiente	Nivel térmico o calor del ambiente	Se determina según SENAMHI	Temperatura	Observación

Tabla 3. Operacionalización de las variables intervinientes (fuente propia)

2.2.3 Diagrama de caja negra

En la siguiente figura 19 se presenta el diagrama de la caja negra

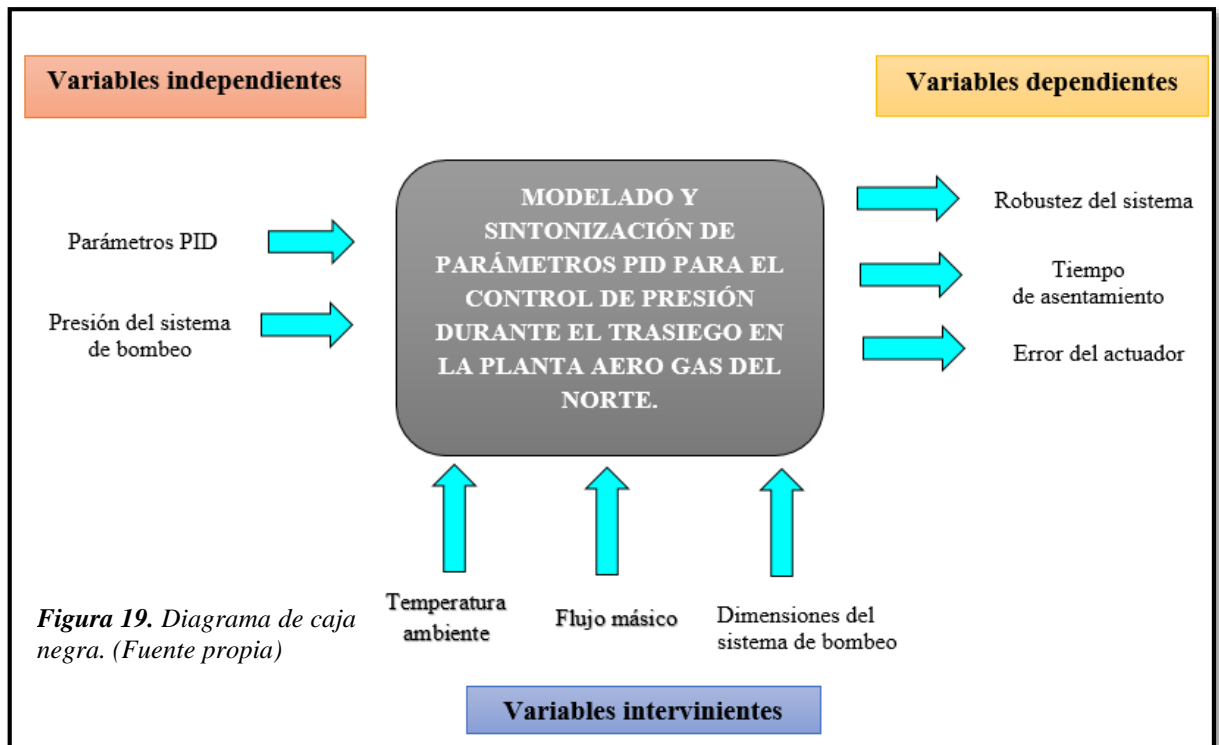


Figura 19. Diagrama de caja negra. (Fuente propia)

2.3. Población y muestra

Este tipo de investigación no requiere de población y muestra.

2.4. Técnicas e instrumentos de recolección de datos

2.4.1. Información bibliográfica

Recopilar distintas fuentes bibliográficas como papers, normas, libros, revistas, internet, etc., con la finalidad sintonizar los parámetros PID, para modelar la planta y para poder comparar las diferentes respuestas transitorias del sistema controlado.

2.4.2. Observación

Realizaremos visitas técnicas en la empresa AERO Gas del Norte, ingresaremos en el área de trasiego para recolectar datos requeridos para la investigación.

2.5. Métodos de análisis de datos

2.5.1. Reconocimiento de una necesidad:

Identificar una situación existente y buscar su posible solución.

2.5.2. Definición de un problema:

Es necesario saber definir el problema de manera correcta, con el fin de evitar soluciones inadecuadas, y tener una mejor visión para el desarrollo de las siguientes fases del proceso de diseño.

2.5.3. Recopilación de información:

Debido a lo anterior, las fuentes de información más recomendables son las siguientes: artículos, documentos del gobierno, registros de patentes, informes de analistas, etc. Las pláticas con consultores externos, también pueden ser de gran ayuda.

2.5.4. Conceptualización:

La Conceptualización nos permite determinar los elementos, mecanismos, procesos o configuración que al combinarse proporcionarán un diseño que satisface nuestras necesidades.

2.5.5. Evaluación:

La evaluación envuelve el análisis detallado del diseño. Típicamente la evaluación involucra cálculos, generalmente en computadora, del modelo analítico del diseño. En otros casos la evaluación involucra simulación del diseño en un modelo experimental o quizás en un prototipo real.

2.5.6. Comunicación del diseño:

La parte final del proceso del diseño es la comunicación de los resultados obtenidos. La comunicación del diseño se da usualmente, mediante una presentación oral, acompañándola con un trabajo escrito conteniendo planos, programas de computadora y modelos.

2.6. Aspectos éticos.

La presente investigación tuvo como fuente de información y recolección de datos, distintas referencias bibliográficas de autores de libros, tesis, el Código de Ética del Colegio de Ingenieros del Perú (CIP, 1999) y el Código de Ética de Investigación de la Universidad Señor de Sipán (USS, 2017), (Ver Anexo 1 y 2); las cuales con el debido respeto a la autoría, sirvieron de guía para la elaboración de este proyecto, así como también existe información que nos pertenece como fuente propia.

III. RESULTADOS.

3.1 Desarrollo de la Matriz Morfológica.

En la tabla 4 nos muestra el desarrollo de la matriz morfológica del proyecto.


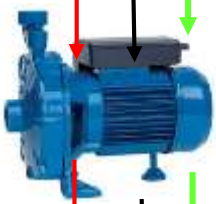

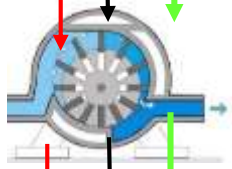
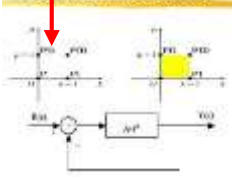
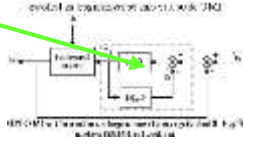
1	VARIABLES QUE INFLUYEN DURANTE EL TRASIEGO	<p>Presión</p> 																		
2	MÁQUINAS DE FLUIDOS	<p>Bomba</p> 																		
3	TIPO DE BOMBA	<p>Desplazamiento positivo (paletas)</p> 																		
4	UBICACIÓN DEL CONTROL	<p>Salida de la bomba</p> 																		
5	GENERAR LA ECUACIÓN DIFERENCIAL	$\frac{dy}{dt} - \frac{y}{x} + \frac{x}{y}$																		
6	CONVERTIR A LA TRANSFORMADA LAPLACE	<p>Transformada de Laplace</p> $\mathcal{L}[\cos^2(at)]$																		
7	ESTABLECER LOS MÉTODOS PARA SINTONIZAR LOS PARÁMETROS PID	<p>CONTROL FRACCIONARIO</p> 	<p>Ziegler-Nichols method</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>Control Type</th> <th>K_p</th> <th>K_i</th> <th>K_d</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>P</td> <td>$0.50K_u$</td> <td>-</td> <td>-</td> </tr> <tr> <td>PI</td> <td>$0.45K_u$</td> <td>$1.2K_u/P_u$</td> <td>-</td> </tr> <tr> <td>PID</td> <td>$0.60K_u$</td> <td>$2K_u/P_u$</td> <td>$K_u P_u/8$</td> </tr> </tbody> </table>	Control Type	K_p	K_i	K_d	P	$0.50K_u$	-	-	PI	$0.45K_u$	$1.2K_u/P_u$	-	PID	$0.60K_u$	$2K_u/P_u$	$K_u P_u/8$	<p>Control de la temperatura de un reactor PID</p> 
Control Type	K_p	K_i	K_d																	
P	$0.50K_u$	-	-																	
PI	$0.45K_u$	$1.2K_u/P_u$	-																	
PID	$0.60K_u$	$2K_u/P_u$	$K_u P_u/8$																	

Tabla 4. Matriz morfológica de controlador PID

La tabla 5 nos muestra los conceptos de solución.




Concepto de solución	Tipo de línea
Control IMC	
Control SIMC	
Control JINLIU	

Tabla 5. Conceptos de solución (fuente propia).

3.2 Evaluación de los conceptos de solución

A continuación, se evalúan los factores y se da el puntaje respectivo para cada alternativa, para esto se utiliza la matriz de decisiones. Aquella que obtenga el más alto puntaje será la alternativa seleccionada.

3.2.1 Selección del Código

Alternativas del modelado y control de presión, ver tabla 6.

Código	ALTERNATIVAS
A	IMC
B	SIMC
C	JINLIU

Tabla 6. Alternativas del modelado (fuente propia)

3.3 Identificación De Las Necesidades.

Se realizó entrevistas al ingeniero y personal técnico encargados de las labores que se desarrollan en la planta Aero gas del norte, y las características requeridas en base a las necesidades se describen a continuación:

- El llenado del tanque cisterna se llenan al 85%.
- Ante una fuga de GLP, lo que se debe realizar primeramente es cerrar la válvula general.
- Antes de accionar la bomba contra incendios debemos observar el nivel de agua de la cisterna, luego colocamos en automático la bomba jockey, posteriormente abrimos la llave de retorno lentamente para registrar una caída de presión del manómetro.
- El plan de contingencia sirve para la protección ambiental en las actividades de hidrocarburos.
- La automatización minimizaría los incidentes en el gasocentro, porque ya tendrías un control más detallado de tu planta y sabrías en que parte de tu línea existen fugas.
- Consideran que el presente proyecto minimizaría los incidentes ocurridos en planta porque la presión se mantendría constante en la línea y no habría fugas.
- La bomba contra incendios se prende semanalmente para saber que este operativo.

3.4 Entrevista.

La tabla 7 nos muestra la entrevista aplicada a la empresa AEROGAS DEL NORTE

ENTREVISTA-PLANTA AERO GAS DEL NORTE SAC		
PROYECTO	MODELADO Y SINTONIZACIÓN DE PARÁMETROS PID PARA EL CONTROL DE PRESIÓN DURANTE EL TRASIEGO EN LA PLANTA AERO GAS DEL NORTE	FECHA: 07/09/18
DATOS PERSONALES	ENTREVISTADORES	ENTREVISTADO
	APELLIDO Y NOMBRE: INFANTES SIFUENTES JEAN STALLIN	Ing. Orlando Saúl Urbina Benítez
	APELLIDO Y NOMBRE: MARTINEZ MEDINA GUSTAVO DAVID	
PREGUNTAS		RESPUESTAS
¿Sabe lo que se debe hacer ante una fuga de G.L.P.?		Sí, lo que debe hacer es cerrar rápidamente la válvula general
¿Conoce usted como se ejecuta el cierre de los tanques enterrados?		Sí, lo que se debe hacer es cerrar el pulsador de emergencia
¿Tiene conocimiento en el manejo de los extintores?		Sí, primero se tiene que ver su manómetro si marca verde es porque está operativo, ver su tarjeta de control y su precinto
¿Sabe usted cómo debe actuar en caso de un incendio en un gasocentro?		Sí, se debe llamar a los bomberos, policía y defensa civil.
¿Sabe usted como accionar la bomba contra incendios?		Sí, antes de accionar la bomba debemos observar el nivel de agua de la cisterna, luego colocamos en automático la bomba jockey, posteriormente abrimos la llave de retorno lentamente para registrar una caída de presión del manómetro.
¿Sabe usted emplear los exposímetros?		Sí, se prende el exposímetro en lugar ventilado, se une con una cuerda, luego se pasa a ser el barrido por la zona, para luego ver posibles atmosferas inflamables.
¿Conoce usted el plan de contingencia?		Sí, el plan de contingencia sirve para la protección ambiental en las actividades de hidrocarburos.
¿Con que frecuencia prueban la bomba contraincendios?		Quincenal para saber que este operativo
¿Con que frecuencia prueban los detectores de fuga y el funcionamiento de la alarma contra incendios?		Mensual
¿Con que frecuencia hacen simulacros con uso de mangueras y extintores?		A los seis meses
¿Con que frecuencia hacen simulacros con el apoyo de los bomberos?		Al año
¿Cree usted que con el sistema actual de reducción de riesgos en gasocentro es suficiente para prevenir los accidentes?		No, porque no hay un sistema automático que te indique que presión pasa por tu línea.
¿Usted cree que, si se controla la presión en las líneas de G.L.P., disminuirían los incidentes en el gasocentro?		Sí, porque la presión se mantendría constante en la línea y no habría fugas.
¿Sabe usted que es la automatización?		Sí, es un sistema donde se transfiere tareas de producción realizadas habitualmente por operadores humanos a un conjunto de elementos tecnológicos.
¿Cree usted que la automatización minimizaría los incidentes en el gasocentro?		Sí, porque ya tendrías un control más detallado de tu planta y sabrías en que parte de tu línea existen fugas.
¿Se sentiría más seguro si el gasocentro donde elabora contaría con un sistema de prevención automatizado?		Sí, porque minimizarían los incidentes ocurridos en planta.
¿Conoce usted algún gasocentro que tenga implementado un sistema de prevención automatizado?		no
¿Según norma cual es el óptimo porcentaje de llenado del tanque cisterna de G.L.P.?		85%, por un posible aumento de temperatura.

Tabla 7. Entrevista (fuente propia)

3.5 Cálculo de la Ecuación Diferencial de la Planta

3.5.1 Ecuación de la continuidad

La siguiente formulación se basa en la ecuación de transporte de Reynolds.

$$\frac{DN}{Dt} = \oint_{S.C} \eta(\rho v \cdot dA) + \frac{d}{dt} \iiint_{V.C} \eta(\rho dV)$$

Ecuación 34.

Siendo N es una característica extensiva del fluido. Se entiende por propiedad extensiva como la propiedad de una sustancia cuya medida depende de la cantidad de sustancia presente. η es la distribución de N por unidad de masa.

El sistema siempre mantiene la misma cantidad de materia, (SHAMES, 1995) por lo que, la propiedad extensiva N es para este caso la masa, cuya variación en el tiempo será nula y se expresa en la ecuación A

$$\frac{DM}{Dt} = 0 = \oint_{S.C} m(\rho v \cdot dA) + \frac{d}{dt} \iiint_{V.C} m(\rho dV)$$

Ecuación 35.

Para interpretar la ecuación 27 con mayor simplicidad, se puede reescribirla de la forma de la ecuación 28

$$-\frac{d}{dt} \iiint_{V.C} (\rho dV) = \oint_{S.C} (\rho v \cdot dA)$$

Ecuación 36.

El término izquierdo de la ecuación 28 representa la variación del volumen de control y el término derecho, la diferencia de flujo de entrada y salida del volumen de control. La ecuación 28 se denomina ecuación de continuidad y se integra en todo el volumen deformable con longitud L.

$$\frac{d}{dx} \left(\int_0^L \rho A(x) dx \right) = \sum m_{ent} - \sum m_{sal}$$

Ecuación 37.

$$\text{Siendo; } m = \int_0^L \rho A(x) dx = \bar{\rho}(p)V$$

Ecuación 38.

V es el volumen total del volumen de control (considerado como constante), y A (x) es el área seccional del volumen de control. La ecuación se reescribe de la forma

$$\dot{m} = \dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal}$$

Ecuación 39.

La cual puede ser expresada como

$$\frac{d_m}{dt} = \dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal}$$

Ecuación 40.

$$\frac{d_m}{dt} = \int_0^L \rho A(x) dx$$

Ecuación 41.

$$m = \rho v = \int_0^L \rho \cdot A(x) dx$$

Ecuación 42.

La densidad del GLP no será constante, pero será aproximada a la densidad media la cual dependerá de las variaciones del GLP

$$m = \int_0^L \rho \cdot A(x) dx = \bar{\rho}(p)V$$

Ecuación 43.

Reemplazando la ecuación 36 en la ecuación 33

$$\frac{d(\int_0^L \bar{\rho}(p) \cdot A(x) dx)}{dt} = \dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal}$$

Ecuación 44.

La ecuación 37 puede ser expresada como

$$\frac{d(\bar{\rho}(p)V)}{dt} = \dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal}$$

Ecuación 45.

$$\frac{d\bar{\rho}(p)V}{dt} + \bar{\rho}(p) \frac{dV}{dt} = \dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal}$$

Ecuación 46.

3.5.2 Ecuación de estado

El GLP tiene una densidad que cambia en función de la presión y de la temperatura, y la función linealizada se utilizará como aproximación.

$$\rho = \rho_0 + \frac{d\rho}{dp}(p - p_0) + \frac{d\rho}{dT}(T - T_0)$$

Ecuación 47.

p_0 , ρ_0 y T_0 son condiciones de funcionamiento, como la ecuación de energía no será considerada y las condiciones isotérmicas son asumidas.

$$\rho = \rho_0 + \frac{d\rho}{dp}(p - p_0)$$

Ecuación 48.

El Bulk modulus o módulo de compresibilidad es un término usado para describir la compresibilidad del fluido. Aunque la compresibilidad de los líquidos es pequeña, es a veces importante como, por ejemplo, en el caso de presiones muy altas. (SHAMES, 1995)

$$\beta = -V \frac{dp}{dv} = \rho \frac{dp}{d\rho}$$

Ecuación 49.

El módulo de compresibilidad está relacionado con la velocidad del sonido mediante la ecuación 43

$$c = \sqrt{\frac{dp}{d\rho}} = \sqrt{\frac{\beta}{\rho}}$$

Ecuación 50.

Siendo la velocidad del sonido. La ecuación 43 también se puede escribir según la ecuación 44

$$\frac{d\rho}{\rho} = \frac{dp}{\beta}$$

Ecuación 51.

Ahora intentamos la ecuación 44 en la ecuación 39

$$\frac{dp \cdot \bar{\rho}(p)}{\beta} \cdot \frac{V}{dt} + \bar{\rho}(p) \frac{dV}{dt} = \dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal}$$

Ecuación 52.

La ecuación 45 puede ser expresada como

$$\bar{\rho}(p) \cdot \left(\frac{V}{\beta} \cdot \frac{dp}{dt} + \frac{dV}{dt} \right) = \dot{m}_{ent} - \dot{m}_{sal}$$

Ecuación 53.

Se despeja la ecuación 46 en función de $\frac{dp}{dt}$

$$\frac{dp}{dt} = \left(\frac{\beta \cdot \dot{m}_{ent}}{V \cdot \rho} \right) - \left(\frac{\beta \cdot \dot{m}_{sal}}{V \cdot \rho} - \frac{Q \cdot \beta}{V} \right)$$

Ecuación 54.

3.6 Calculo de parámetros fijos usados en el modelado de funcionamiento del sistema.

3.6.1 Cálculo del flujo másico (\dot{m}).

Para hallar el flujo másico \dot{m} se tiene que obtener el caudal (Q) y densidad (ρ)

El caudal (Q) se obtuvo cronometrando el tiempo de despacho con cinco pruebas en cinco días diferentes obteniendo el valor de:

$$Q = 2.10 \times 10^{-3} \frac{m^3}{s}$$

La densidad (ρ) del GLP: 0,535 g/cm³ (REPSOL, 2006)

Entonces:

$$\dot{m} = Q \cdot \rho$$

$$\dot{m} = 1.1235 \frac{kg}{s}$$

3.6.2 Cálculo de volumen del sistema.

Volumen del a tubería:

$$D_{ext} = 60.30 \text{ mm}$$

$$\text{espesor} = 3.91 \text{ mm}$$

$$D_{int} = 52.48 \text{ mm}$$

$$L = 15 \text{ m}$$

$$V_{tuberia} = 0.03245 \times 10^{-2} \text{ m}^3$$

Volumen del tanque:

$$V_{tuberia} = 20000 \text{ gln} \times \frac{0.003785 \text{ m}^3}{1 \text{ gln}} = 75.7 \text{ m}^3$$

Entonces:

$$V = V_{tuberia} + V_{tuberia} = 76.0245 \text{ m}^3$$

Módulo de Bulk.

En el artículo científico de Anirudh Nandan, Syed Imtiaz, Stephen Butt, presenta el módulo de Bulk. $2.3 \times 10^9 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$

3.7 Implementación del Modelo de la Planta.

El diseño del controlador comienza con el desarrollo del modelo del proceso. Para alcanzar ese objetivo, se necesitan los parámetros del tanque y de la tubería anteriormente calculados que posteriormente serán insertados en el modelado.

Los datos calculados y datos obtenidos de referencias bibliográficas se muestran en la Tabla que para este trabajo se considerarán fijos para todos los puntos operativos analizados, ver tabla 8.

Parámetros	Valor	Unidades
\dot{m}	1.1235	$\frac{\text{Kg}}{\text{s}}$
V	76.0245	m^3
β	2.3×10^9	Pa
Q	2.10×10^{-3}	$\frac{\text{m}^3}{\text{s}}$

Tabla 8. Parámetros del tanque y la tubería (fuente propia)

3.8 Implementación del modelo de la planta de primer orden con elemento integrativo.

La segunda parte del proyecto consiste en el arreglo de la planta para un modelo predeterminado de primer orden con elemento integrativo, el cual sea compatible con el control PID. En ese sentido, se montó la estructura en el lenguaje del programa Simulink usando los datos presentados en la tabla 4. El diagrama de la planta en Simulink se muestra en la Figura 20.

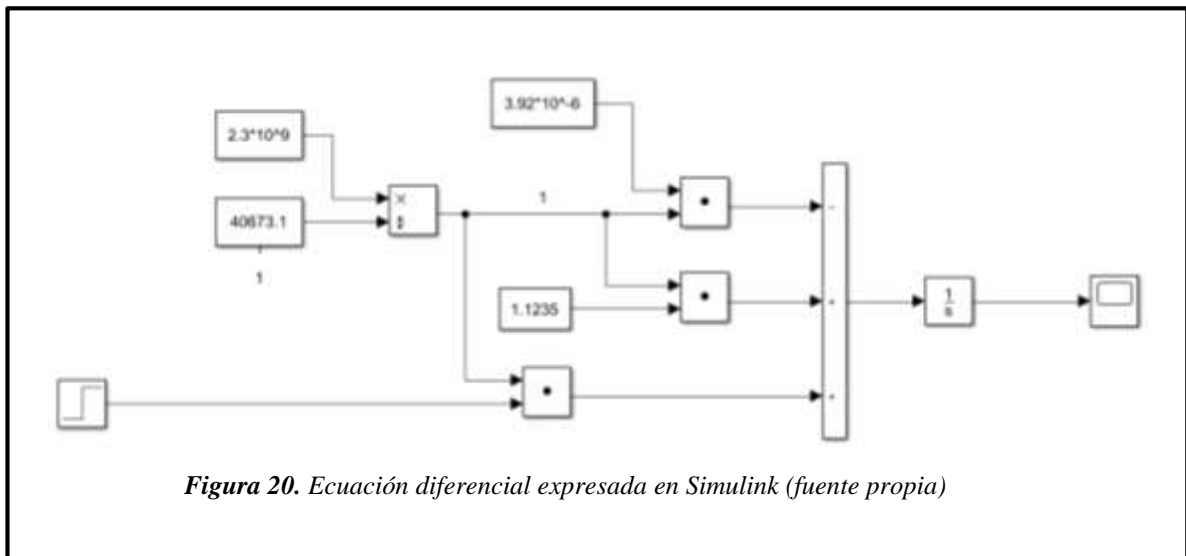
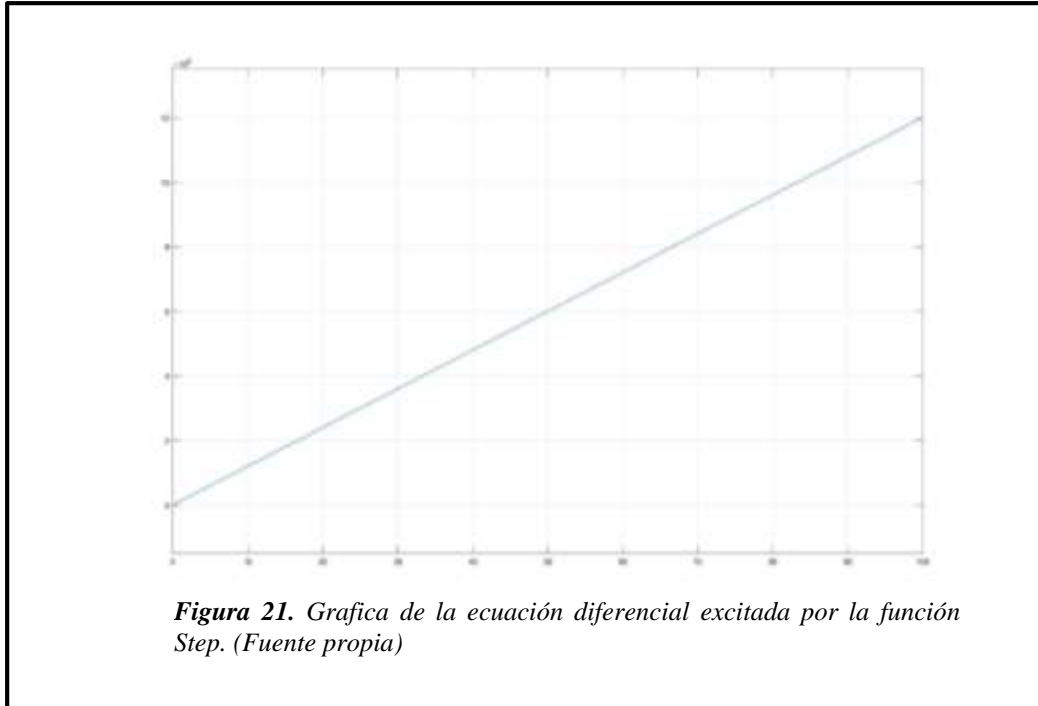
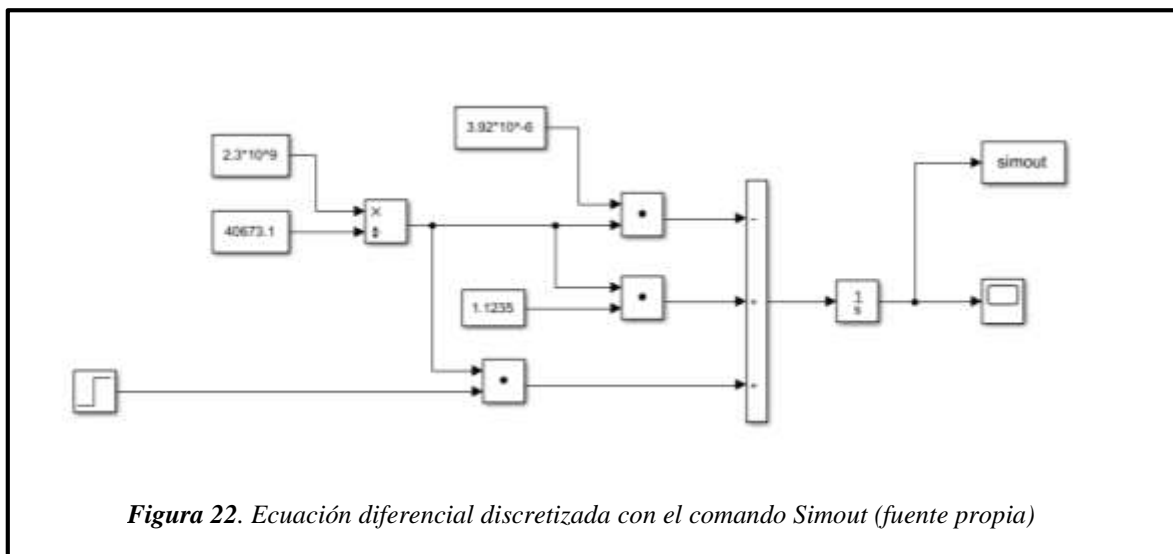


Figura 20. Ecuación diferencial expresada en Simulink (fuente propia)

Una vez montado la ecuación diferencial fue excitada por la función Step. La respuesta de esta excitación se realizó utilizando el algoritmo de Dorman Prince con muestreo de 0,01 segundos el cual es un algoritmo que usa Simulink para generar sus graficas como se muestra en la figura 21.



Luego de excitar la ecuación con la función Step, convertimos la señal en forma discreta con el comando Simout, como se muestra en la siguiente figura 22.



Una vez realizada la planta con el comando Simout, el cual nos ayuda a enviar la información al Workspace, utilizamos las coordenadas del time y date 1 Simout, como se muestra en la siguiente figura 23.

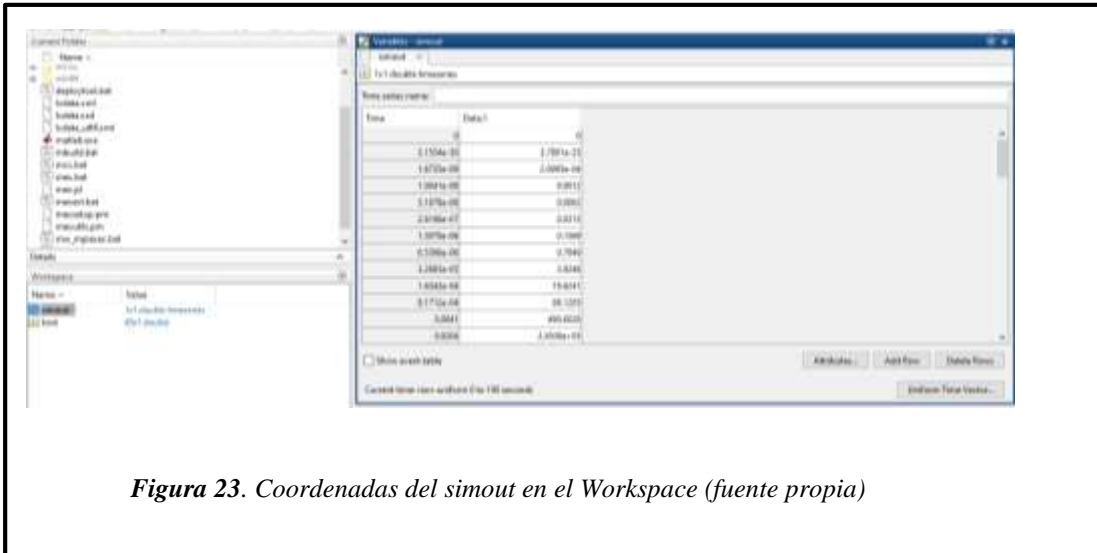


Figura 23. Coordenadas del simout en el Workspace (fuente propia)

Luego pasamos las coordenadas del Simout al Command Window donde colocamos los valores de time (X) y data (Y); como se aprecia en la siguiente figura 24.

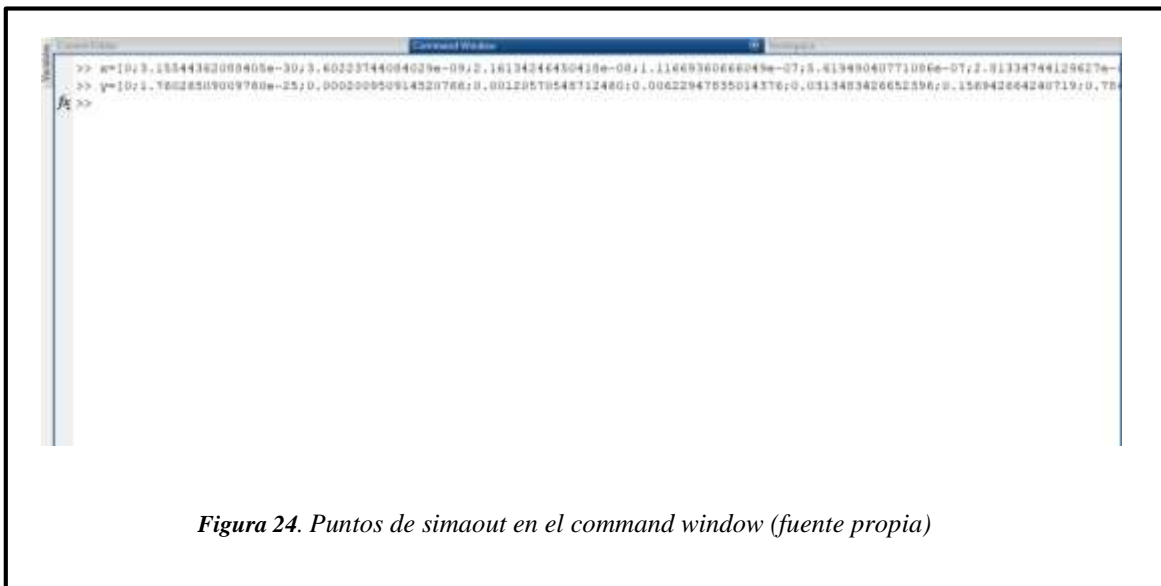


Figura 24. Puntos de simaout en el command window (fuente propia)

Seguido abrimos el Curve Fitting Tool donde colocamos las coordenadas X y Y, seleccionamos la ecuación personalizada y la situamos como se aprecia en la figura 25, la cual nos grafica una recta diagonal.

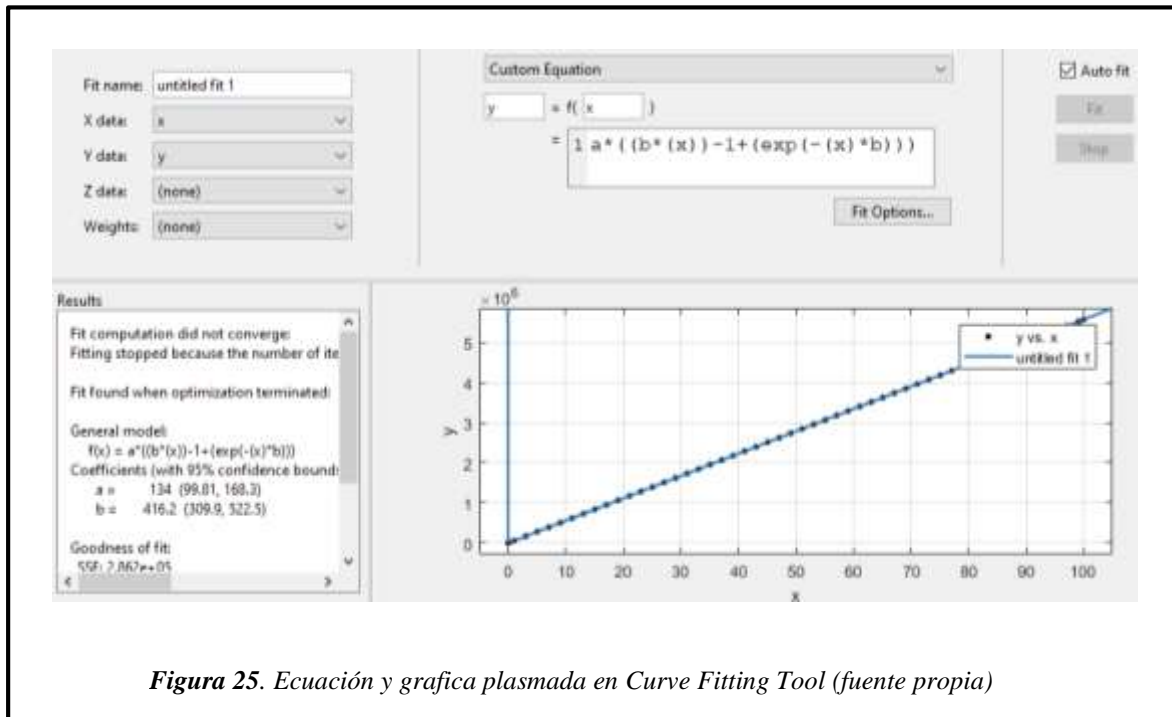


Figura 25. Ecuación y grafica plasmada en Curve Fitting Tool (fuente propia)

El ajuste tuvo un coeficiente de determinación de 1.0

El modelo de la planta convertida en la transformada de la place se muestra la siguiente ecuación.

$$\frac{a(s)}{U(s)} = \frac{193}{s(s + 622.3)}$$

Ecuación 48.

3.9 Modelado de los parámetros del controlador PID.

Ahora que tenemos nuestra planta convertida en la transformada de la place modelamos nuestro PID; como se muestran en las siguientes ecuaciones.

$$\frac{a}{s(s+b)} = \frac{K}{s(\tau s+1)}$$

$$\frac{a}{s(s+b)} / b = \frac{K}{\tau s^2 + s}$$

$$\frac{a/b}{\frac{1}{b}s^2 + s} = \frac{K}{\tau s^2 + s}$$

Ecuación 49.

Modelado nuestro PID obtenemos nuestros valores fijos que son, el de ganancia del modelo de proceso (k) y el proceso de primer orden con la constante de tiempo (τ); como se muestra en siguiente tabla 9.

Valores Fijos Usados en Nuestro PID	
k	0.3101
τ	0.0016

Tabla 9. Valores fijos en PID (fuente propia).

Ahora realizamos nuestros tipos de PID-IMC, PID- SIMC y PID-JIN LIU ver tablas 10, 11 y 12.

Parámetros del Controlador PID - IMC	
Parámetros	Formula
k_c	$\frac{\theta + 2\lambda + \tau}{k(\theta + \lambda)^2}$
t_I	$\theta + 2\lambda + \tau$
t_D	$\frac{\tau(\theta + 2\lambda)}{\theta + 2\lambda + \tau}$

Tabla 10. Parámetros del controlador PID

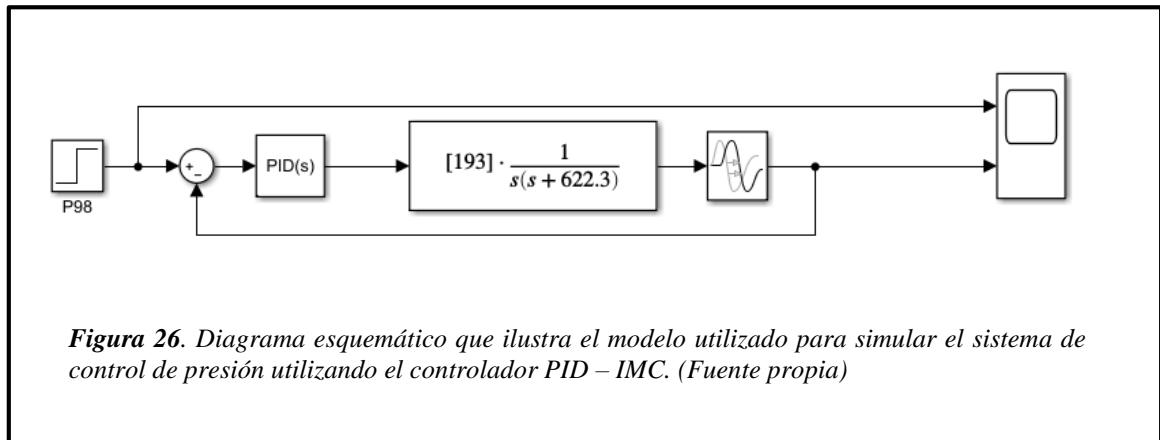
Parámetros del Controlador PID - SIMC	
Parámetros	Formula
k_c	$\frac{1}{K} \cdot \frac{1}{\tau_c + \theta}$
t_I	$4(\tau_c + \theta)$
t_D	τ

Tabla 11. Parámetros del controlador PID – SIMC (fuente propia)

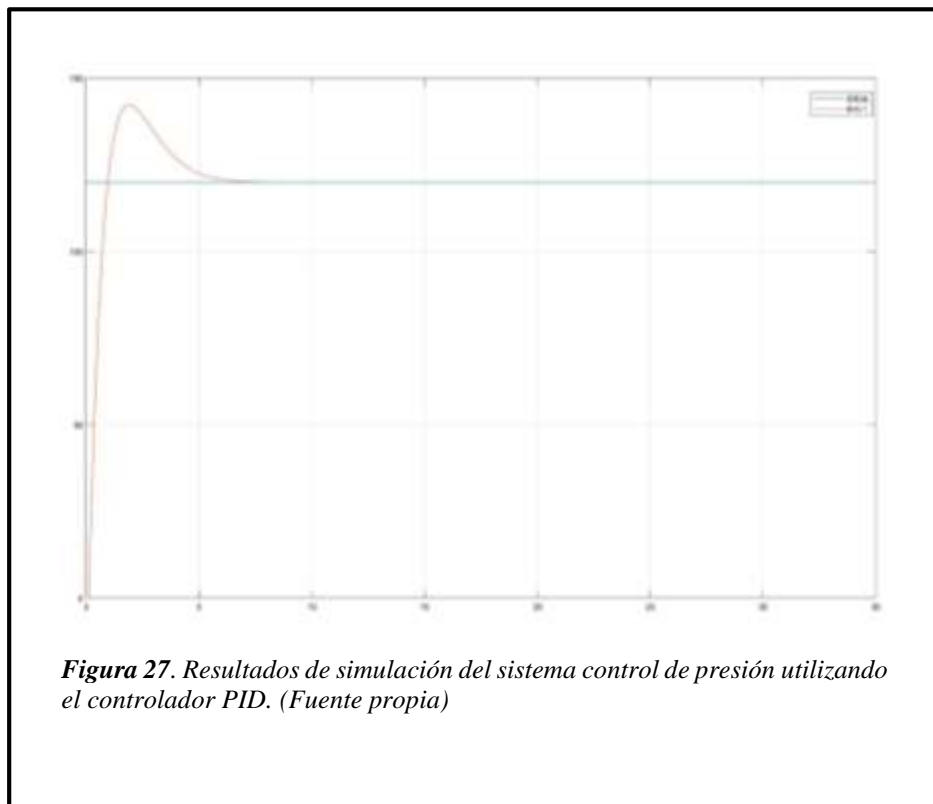
Parámetros del Controlador PID – JINL LIU	
Parámetros	Formula
k_c	$\frac{c}{K(2\sigma\lambda + \lambda^2 + c\theta - b^2)}$
t_I	c
t_D	$\frac{b^2}{c}$

Tabla 12. Parámetros del controlador PID- JIN LIU (fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta visualizar figura 26.



Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando el controlador PID, ver figura 27.



3.10 Controladores IMC con diferentes valores en θ

Realizamos pruebas con los controles IMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$, ver tabla 13.

λ	1	1	1	1
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.1	0.2	0.3	0.4
kc	5.600965831	4.93030922	4.391788104	3.951325774
TI	3.1016	3.2016	3.3016	3.4016
TD	0.001598782	0.00159884	0.001598888	0.001598934

Tabla 13. Controles IMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver figura 28.

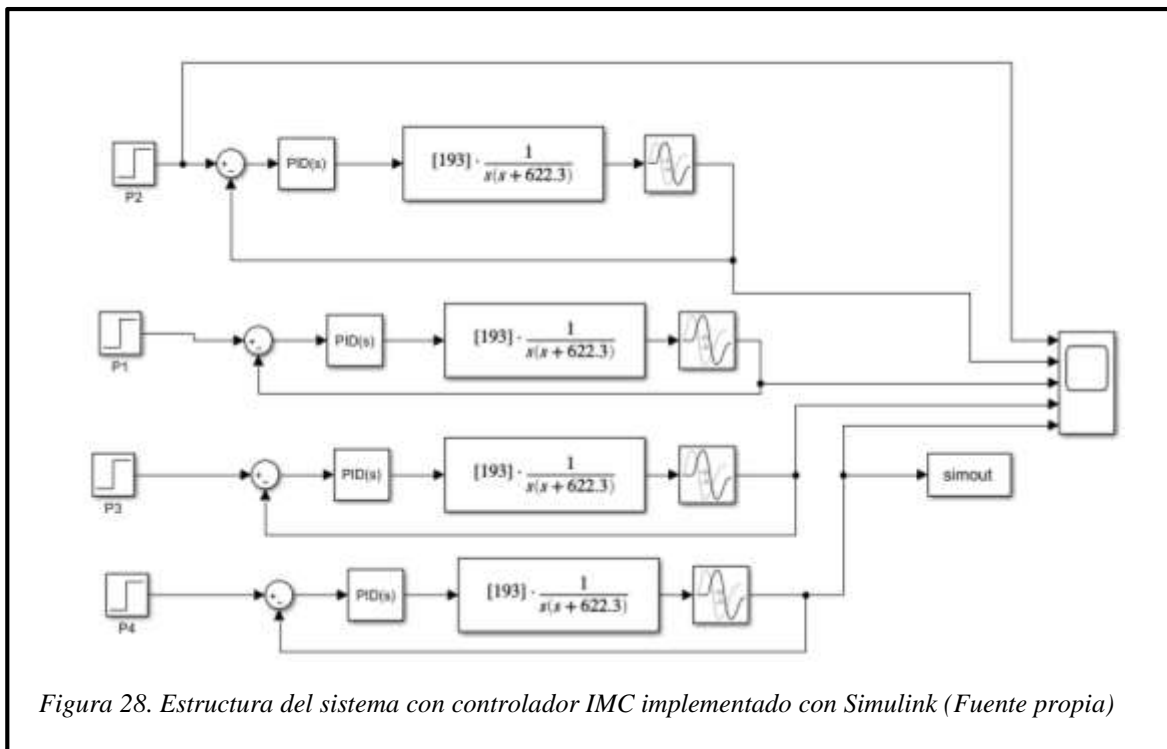
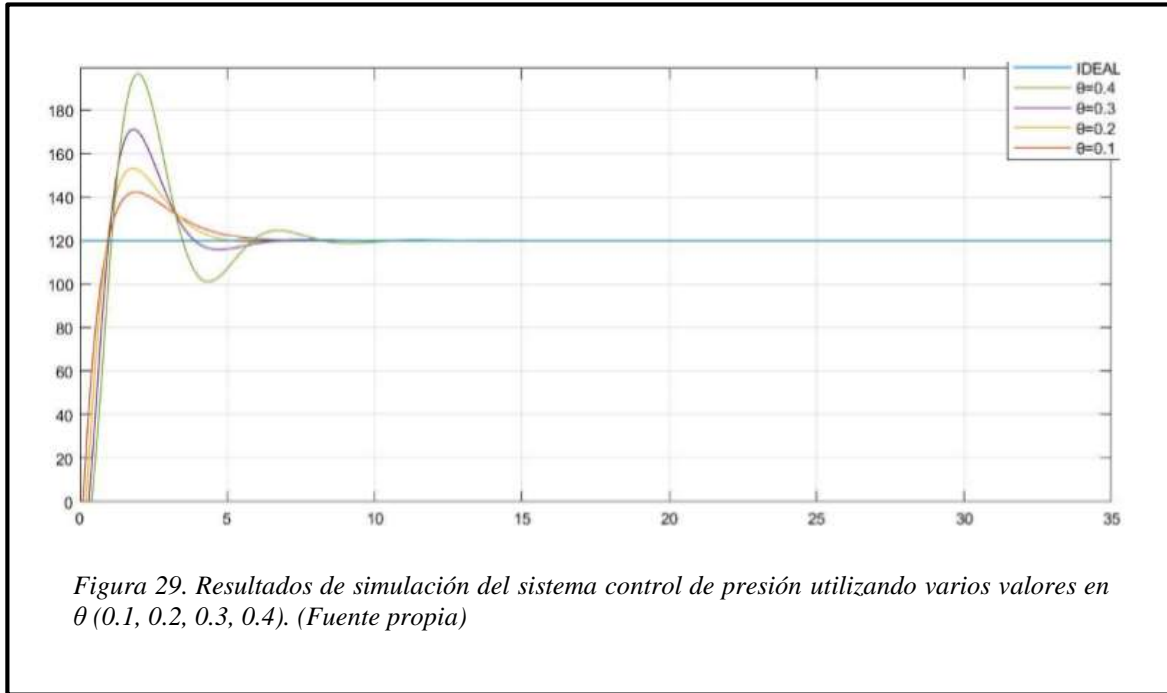


Figura 28. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver figura 29.



Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver tabla 14.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.1$ Y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.2$ Y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.3$ Y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.4$ Y $\lambda=1$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.4	0.507	0.629	0.75
Tiempo de Subida	tr	s	0.955	0.931	0.978	1.075
Tiempo Pico	tp	s	1.895	1.8	1.816	1.97
Sobre-elongación	Mp	-	22.276	33.177	51.122	76.634
Tiempo de Asentamiento	ts	s	4.12	3.844	3.515	5.425
Robustez	ms	-	1.1814	1.3618	1.5486	1.74

Tabla 14. Control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$. (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles IMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.07, 0.04, 0.01$), ver tabla 15.

λ	1	1	1	1
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.1	0.07	0.04	0.01
kc	5.600965831	5.8349425	6.086984729	6.359121358
TI	3.1016	3.0716	3.0416	3.0116
TD	0.001598782	0.00159876	0.001598746	0.001598727

Tabla 15. Controles IMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.07, 0.04, 0.01$. (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01), ver figura 30.

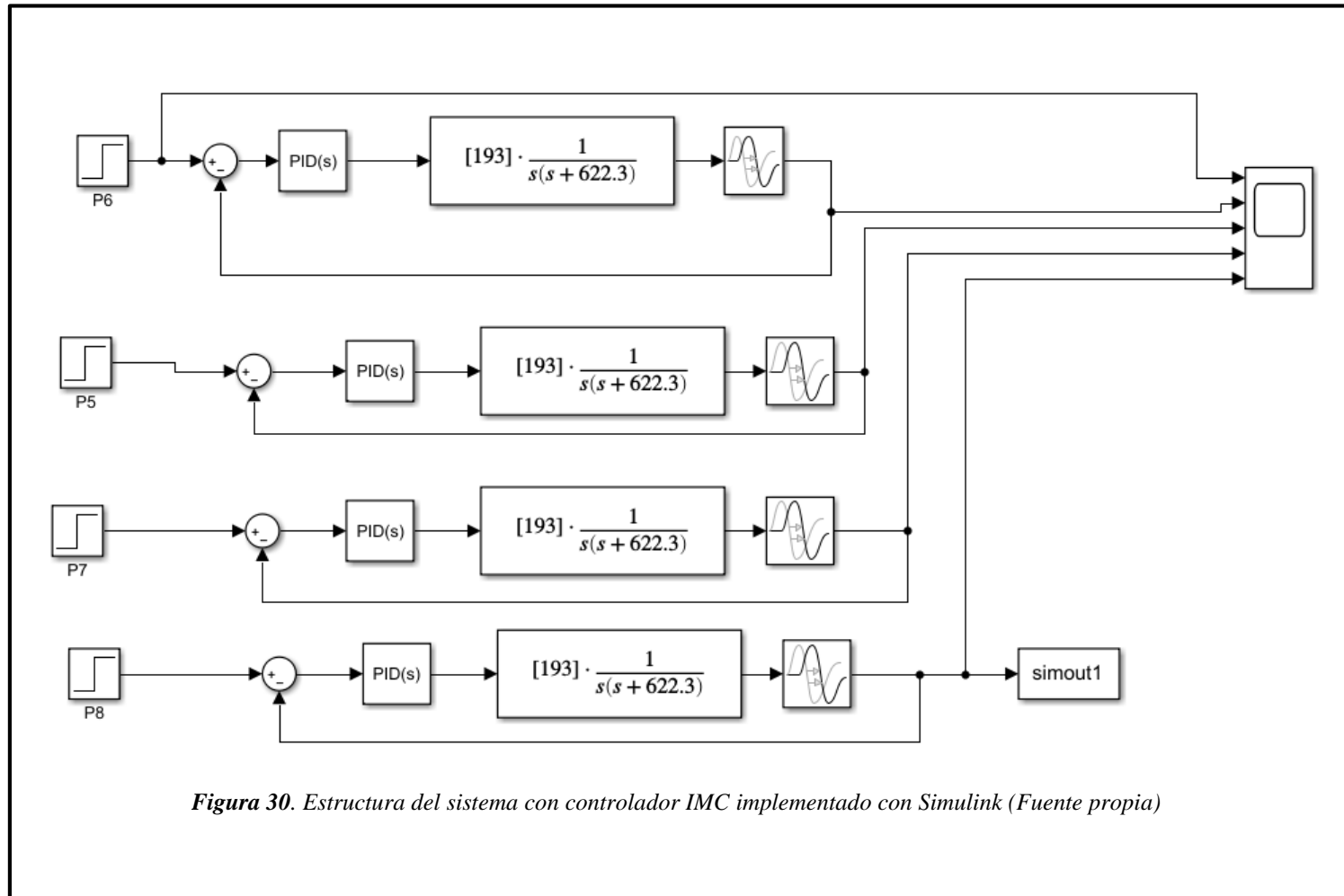
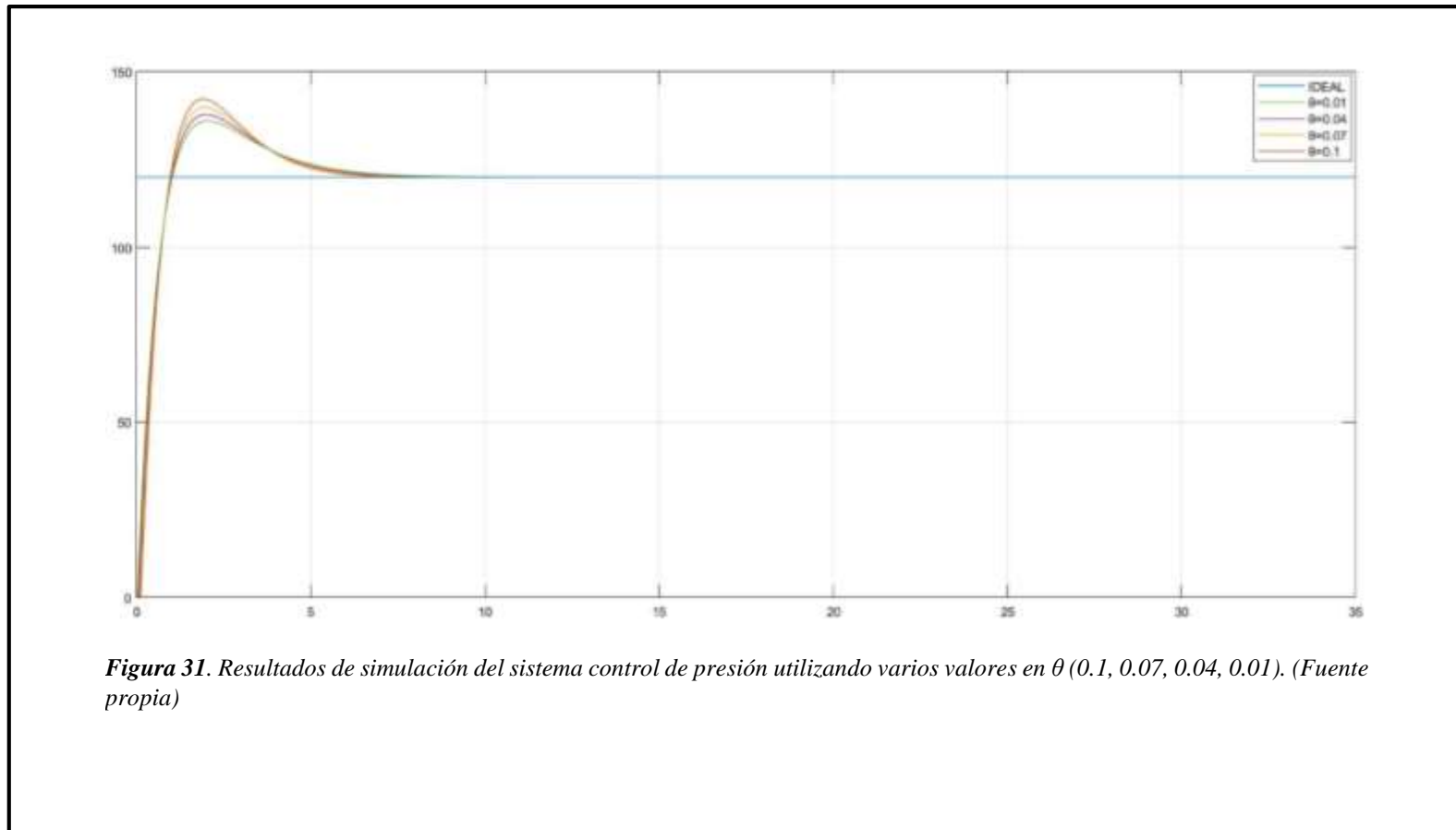


Figura 30. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01), ver figura 31.



Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01) ver tabla 16.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.1$ y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.07$ y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.04$ y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.01$ y $\lambda=1$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.4	0.37	0.35	0.325
Tiempo de Subida	Tr	s	0.955	0.97	0.992	1.01
Tiempo Pico	Tp	s	1.895	1.94	1.98	2.02
Sobre-Elongación	Mp	-	22.276	19.92	17.86	16.04
Tiempo de Asentamiento	Ts	s	4.12	4.176	4.21	4.24
Robustez	ms	-	1.1814	1.1278	1.074	1.0191

Tabla 16. Respuestas en el sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01). (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver tabla 17.

λ	1	2	3	4
K	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
T	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.01	0.01	0.01	0.01
Kc	6.359121358	3.2020178	2.139711981	1.606677628
TI	3.0116	4.0116	5.0116	6.0116
TD	0.001598727	0.00159936	0.001599574	0.00159968

Tabla 17. Controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$. Ver figura 32.

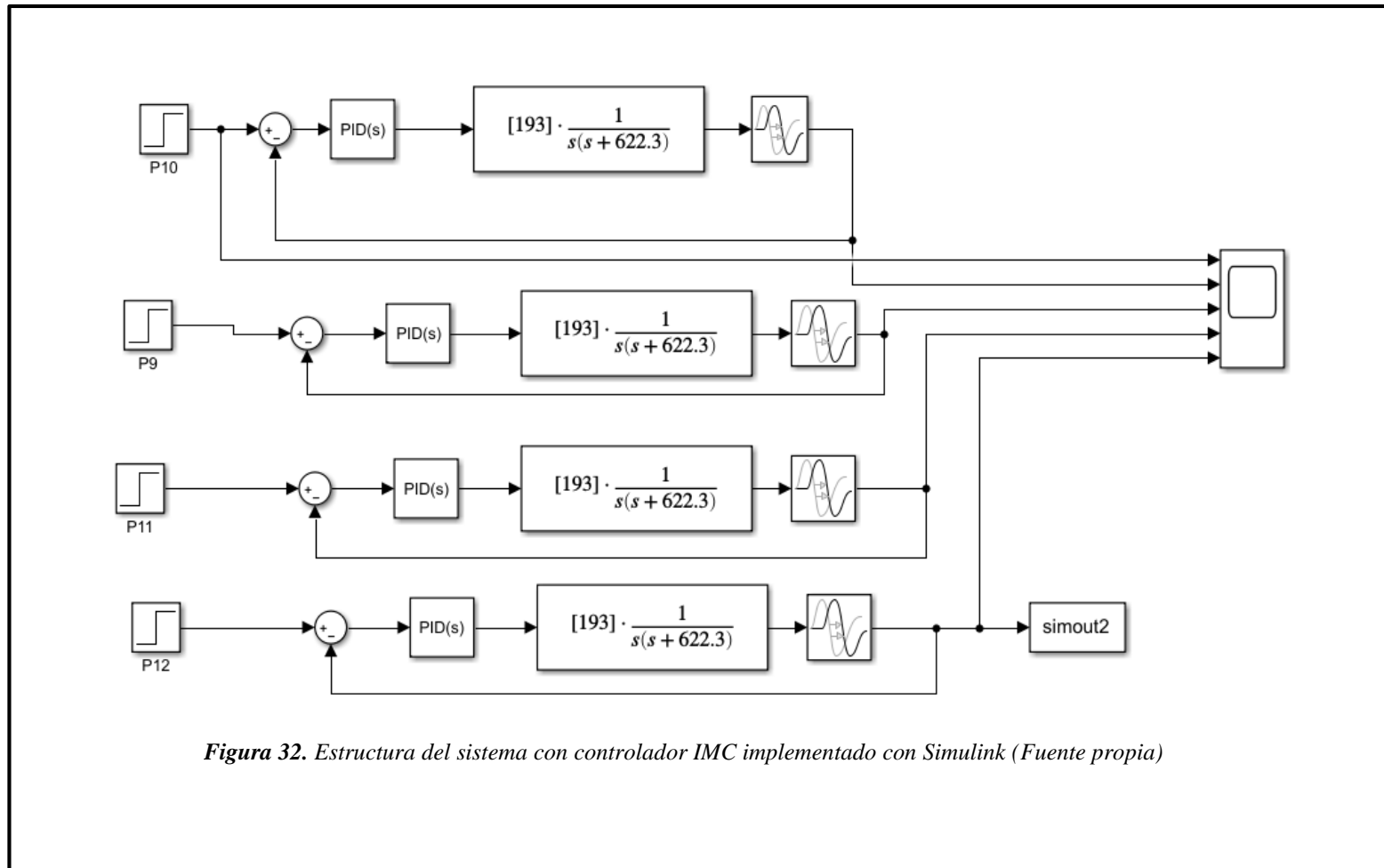
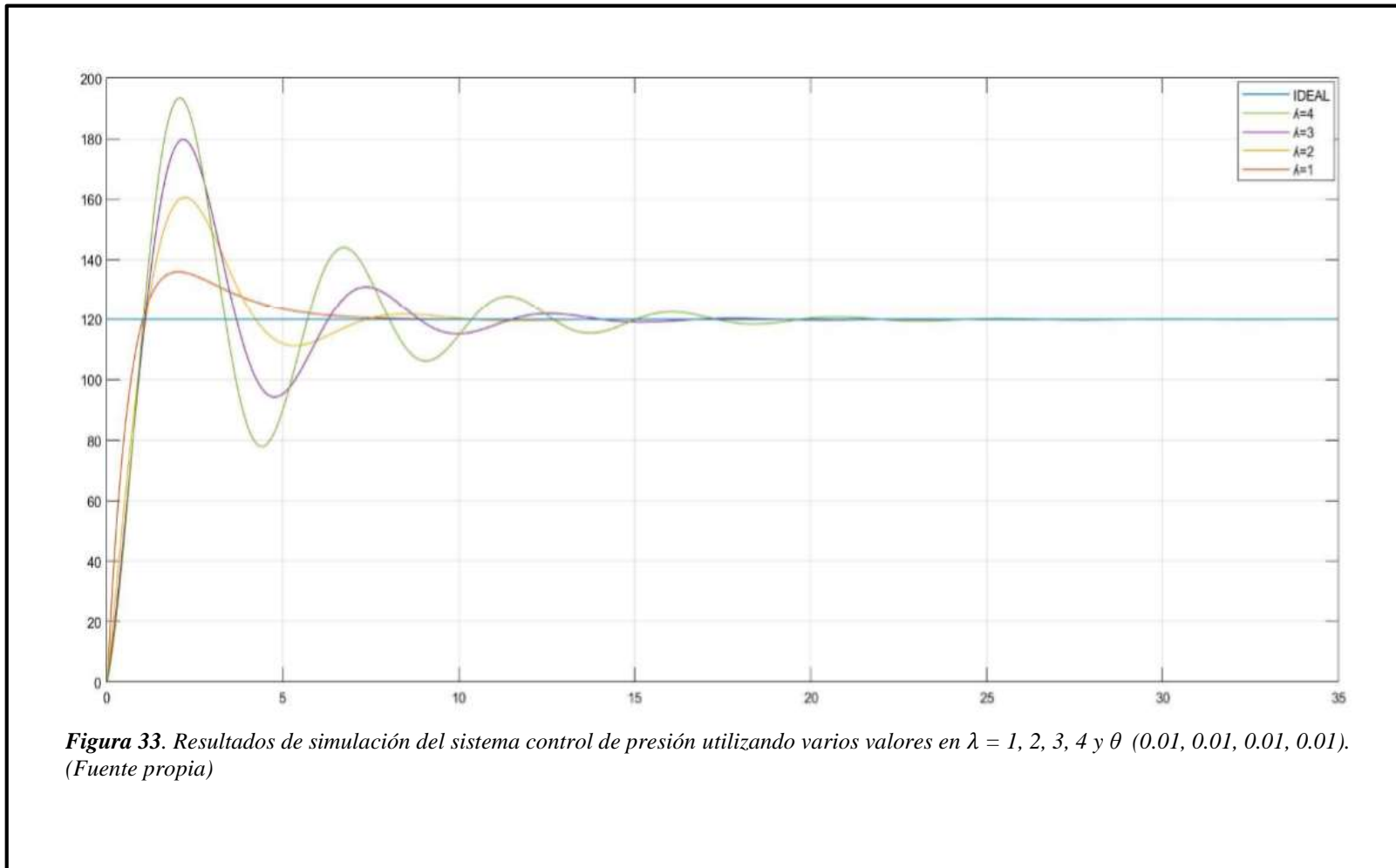


Figura 32. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver figura 33.



Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver tabla 18.

Especificaciones De La Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.01$ Y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.01$ Y $\lambda=2$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.01$ Y $\lambda=3$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.01$ Y $\lambda=4$)
Tiempo de Retardo	Td	S	0.325	0.5	0.573	0.59
Tiempo de Subida	Tr	S	1.015	1.1	1.082	1.04
Tiempo Pico	Tp	S	2.029	2.212	2.167	2.067
Sobreelongación	Mp	-	16.046	40.591	60	73.47
Tiempo de Asentamiento	Ts	S	4.24	6.15	8.25	11.95
Robustez	Ms	-	1.0191	1.0097	1.0065	1.0049

Tabla 18. Control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$; ver tabla 19.

λ	1	0.7	0.4	0.1
K	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
T	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.01	0.01	0.01	0.01
Kc	6.359121358	9.03011302	15.56942446	56.39343214
TI	3.0116	2.7116	2.4116	2.1116
TD	0.001598727	0.00159819	0.001596846	0.001587902

Tabla 19. Controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta = 0.01, 0.01, 0.01, 0.01$ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver figura 34.

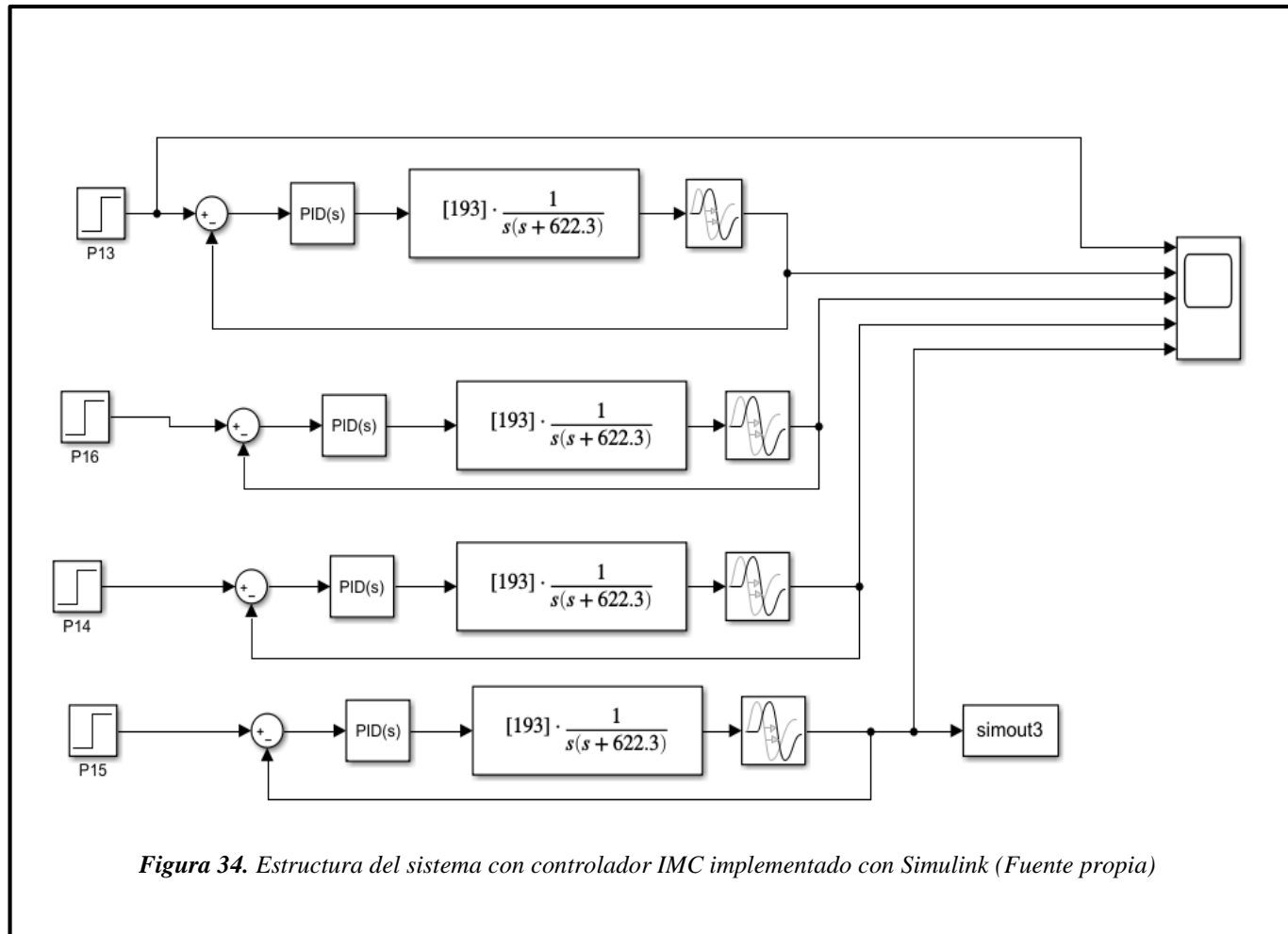


Figura 34. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver figura 35.

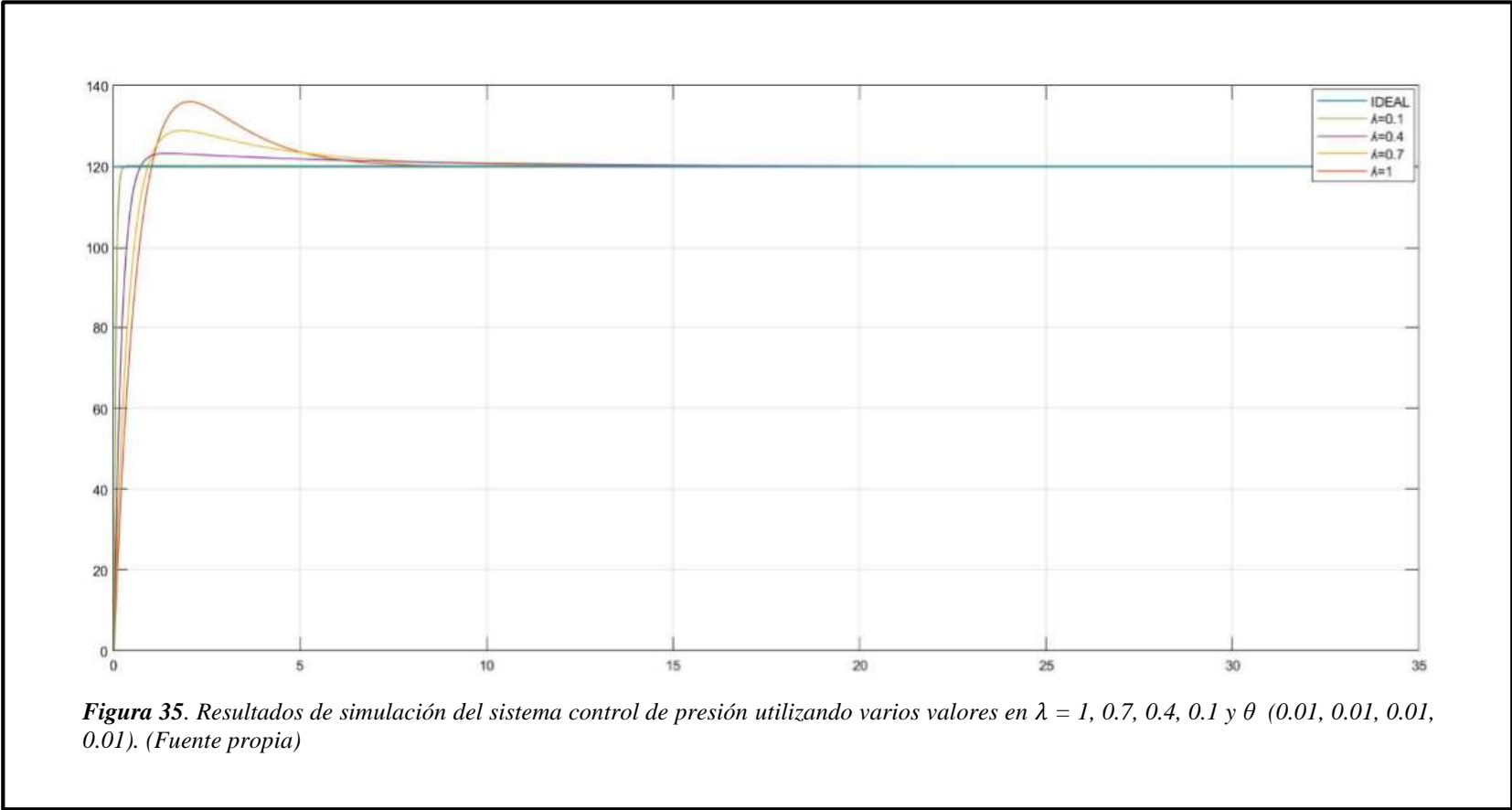


Figura 35. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01). (Fuente propia)

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$, visualizar tabla 20.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.01$ y $\lambda=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.01$ y $\lambda=1$)	PID Sin Perturbaciones ($\theta=0.01$ y $\lambda=1$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.325	0.24	0.145	-
Tiempo de Subida	Tr	s	1.0142	0.912	0.716	0.3
Tiempo Pico	Tp	s	2.028	1.822	1.43	0.5
Sobre-elongacion	Mp	-	16.046	8.94	3.27	0.25
Tiempo de Asentamiento	Ts	s	4.25	3.5	3.54	-
Robustez	ms	-	1.0191	1.0468	1.0271	1.1816

Tabla 20. Control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$. (Fuente propia)

3.11 Controles IMC con disturbios a la salida con diferentes valores en θ .

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver figura 36.

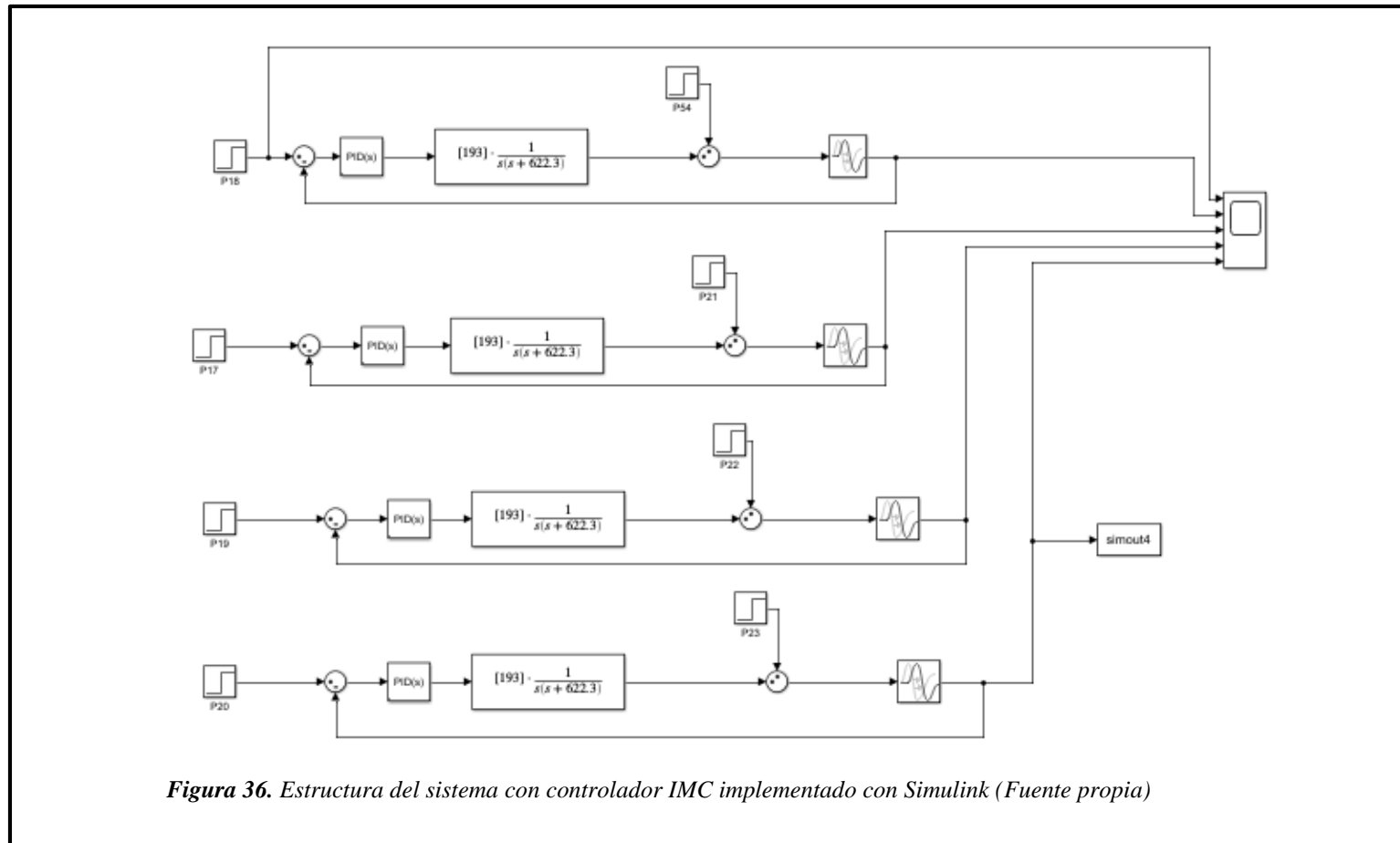
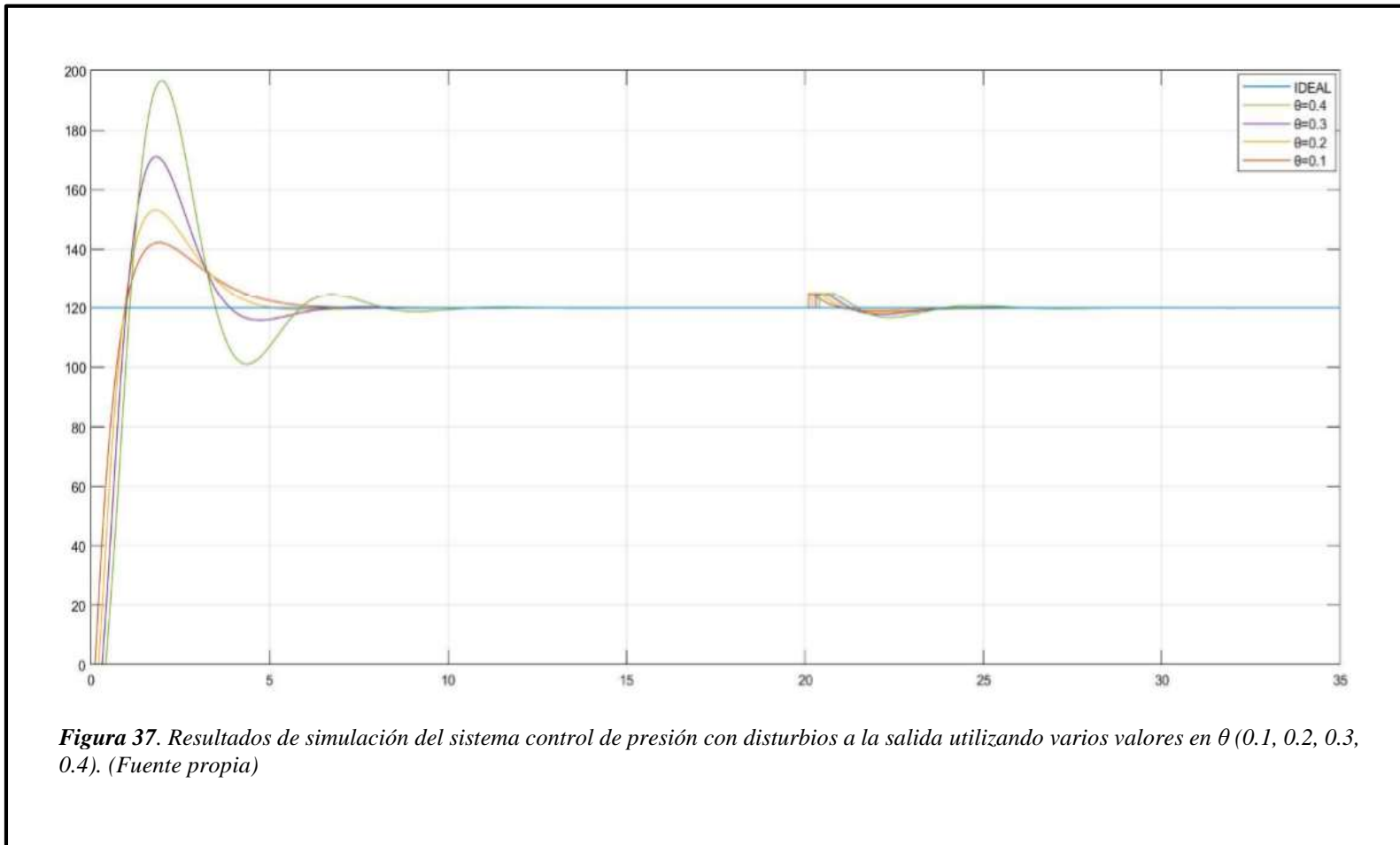


Figura 36. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver figura 37.



Realizamos pruebas con los controles IMC con disturbios a la salida con diferentes valores de θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01), visualizar figura 38.

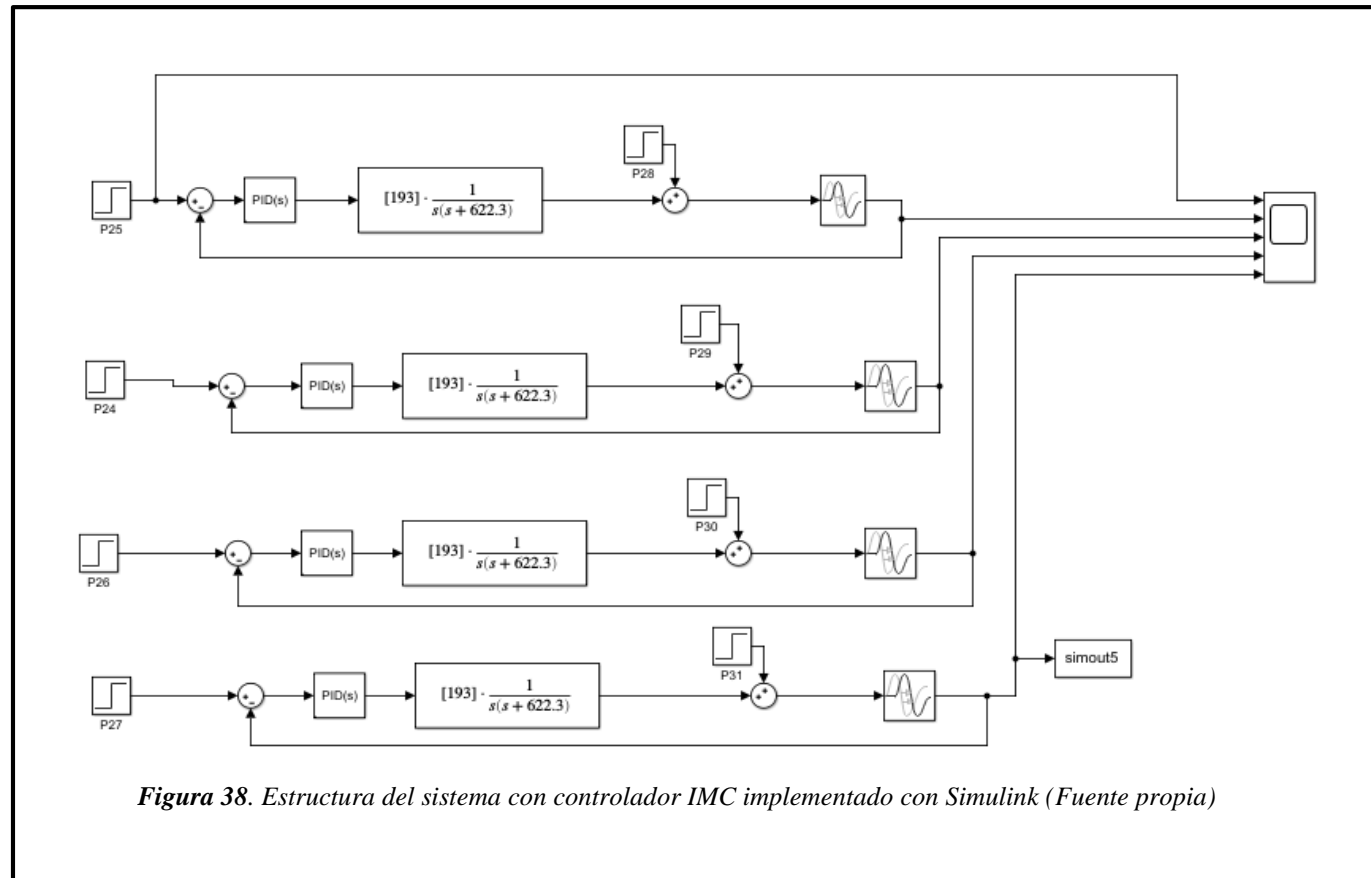
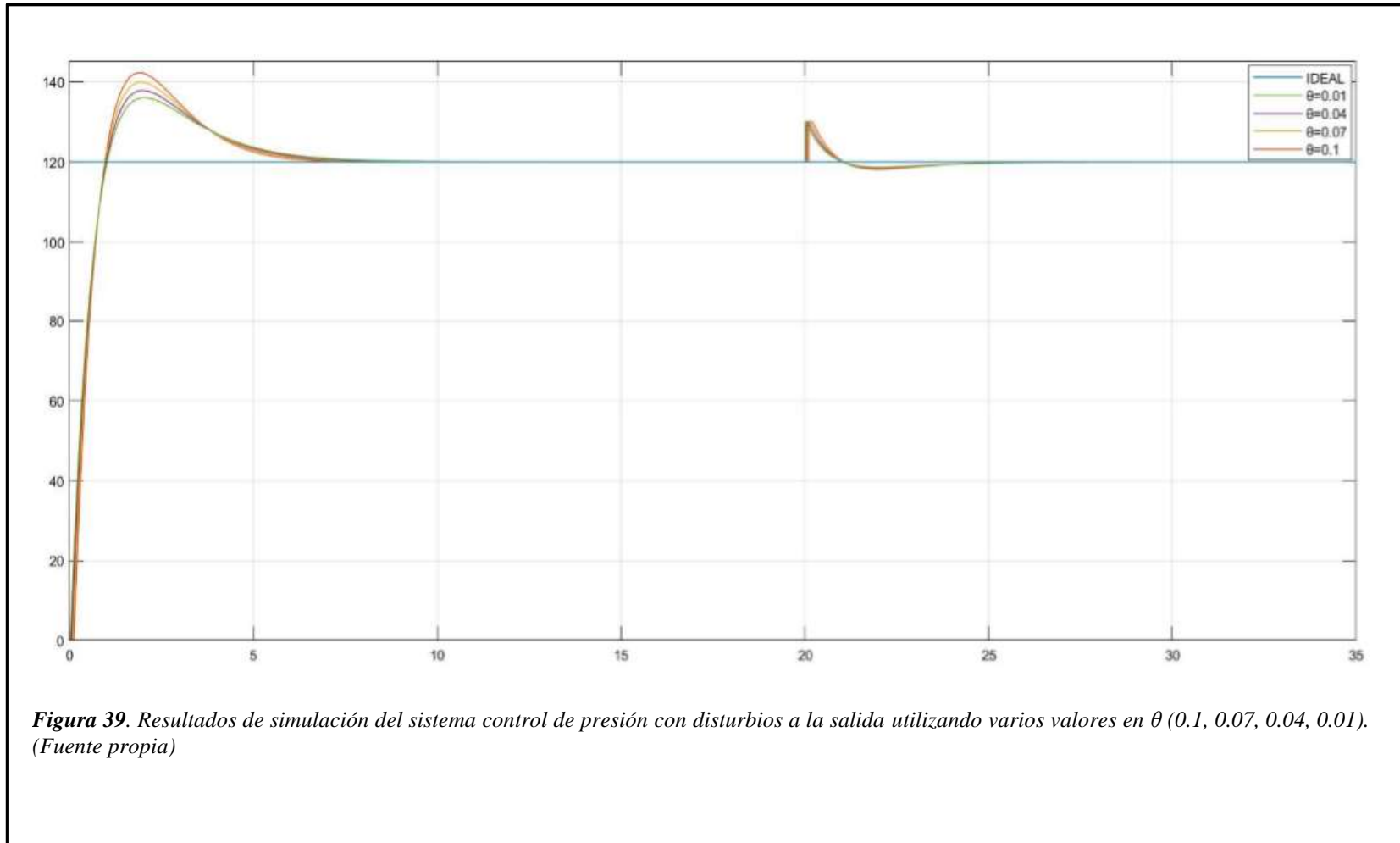


Figura 38. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01) ver figura 39.



Realizamos pruebas con los Controles IMC con disturbios a la salida con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01) visualizar figura 40.

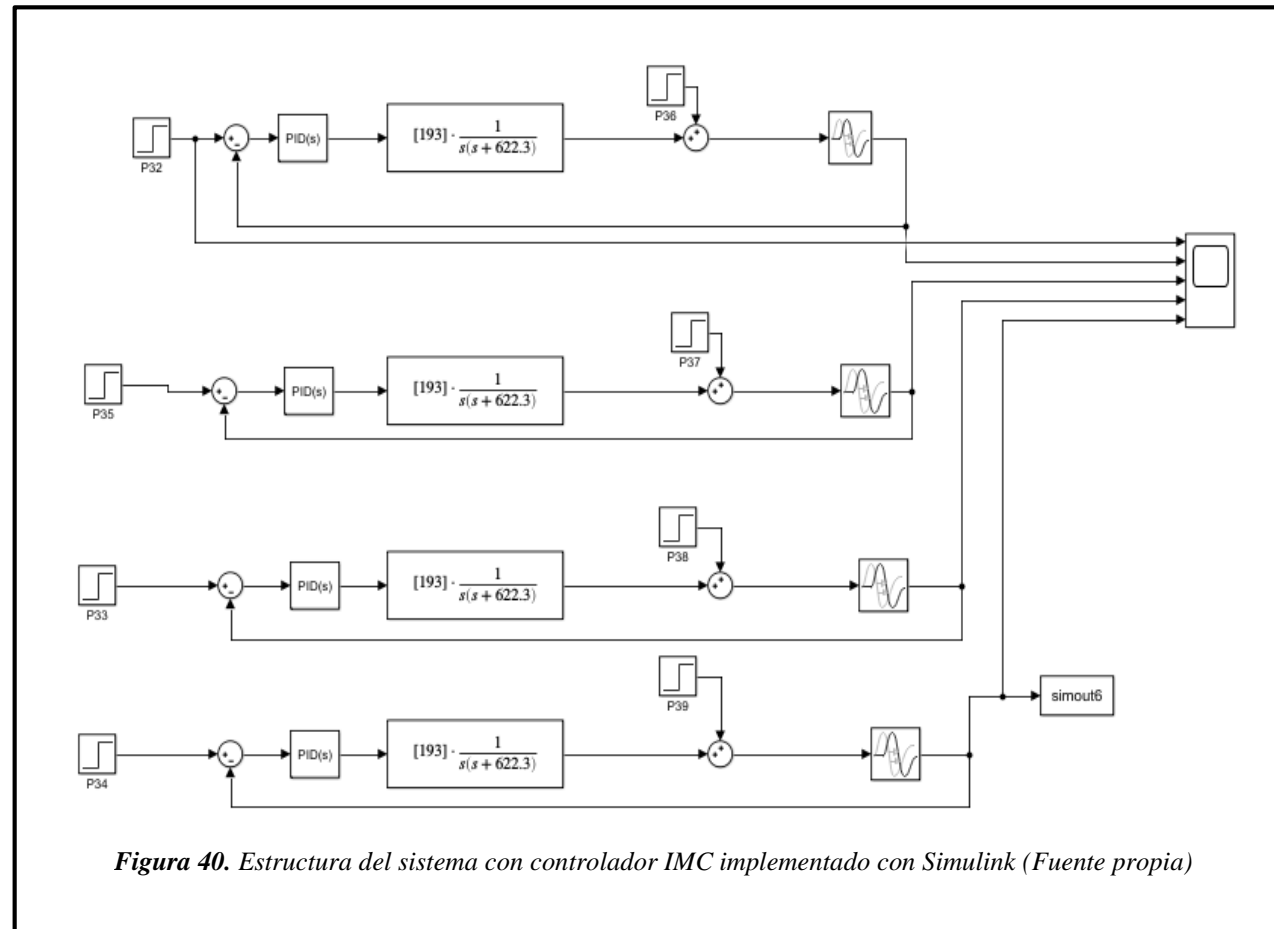
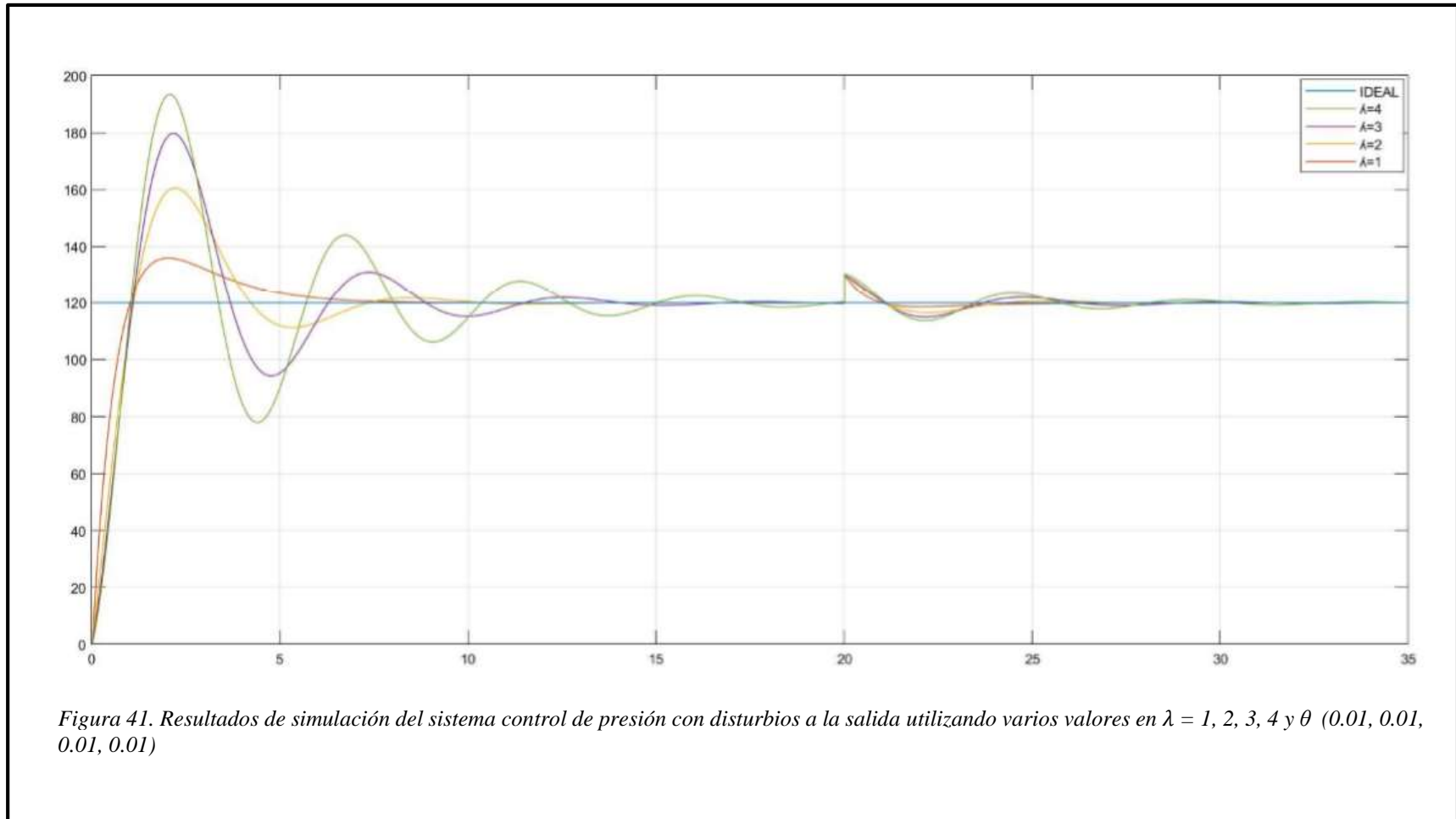


Figura 40. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión con disturbios a la salida utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver figura 41.



Realizamos pruebas con los controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), visualizar figura 42.

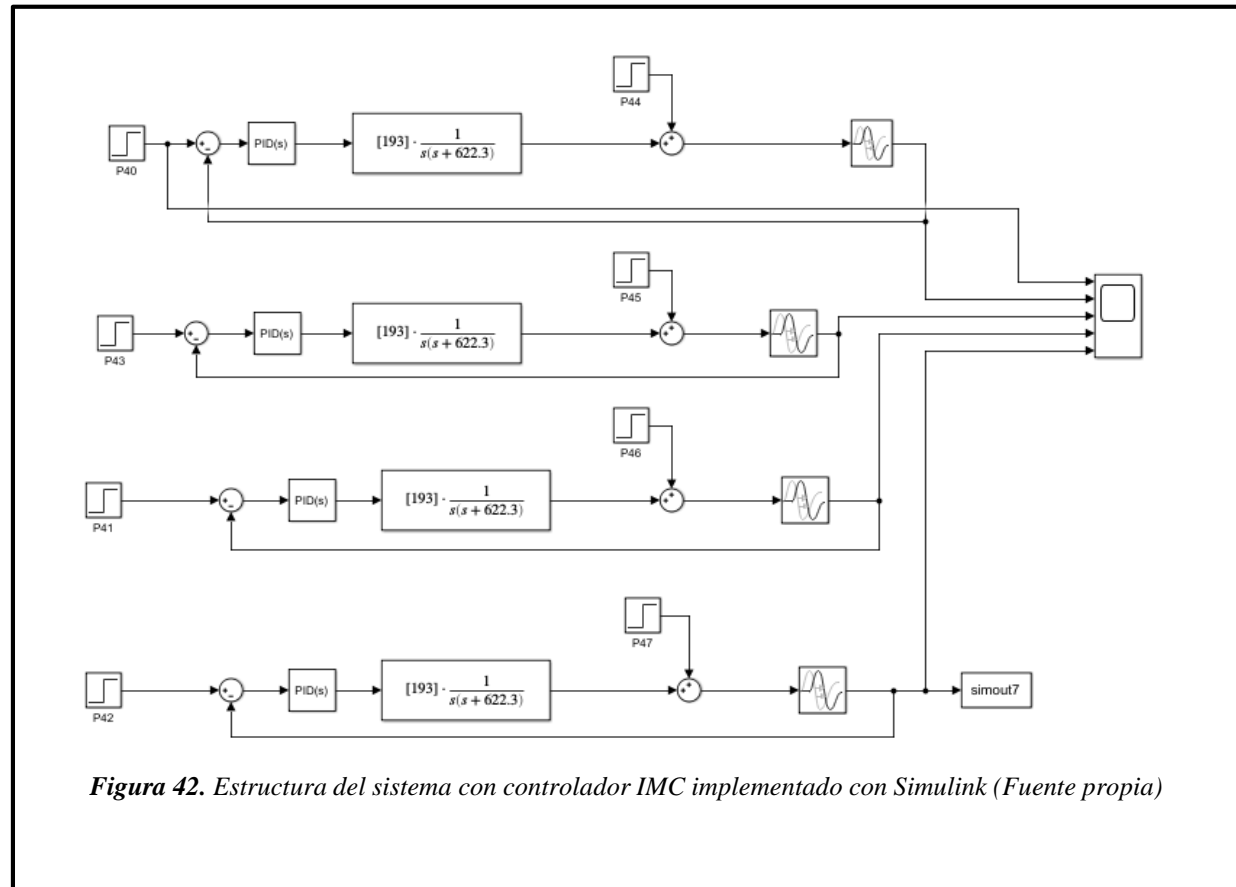
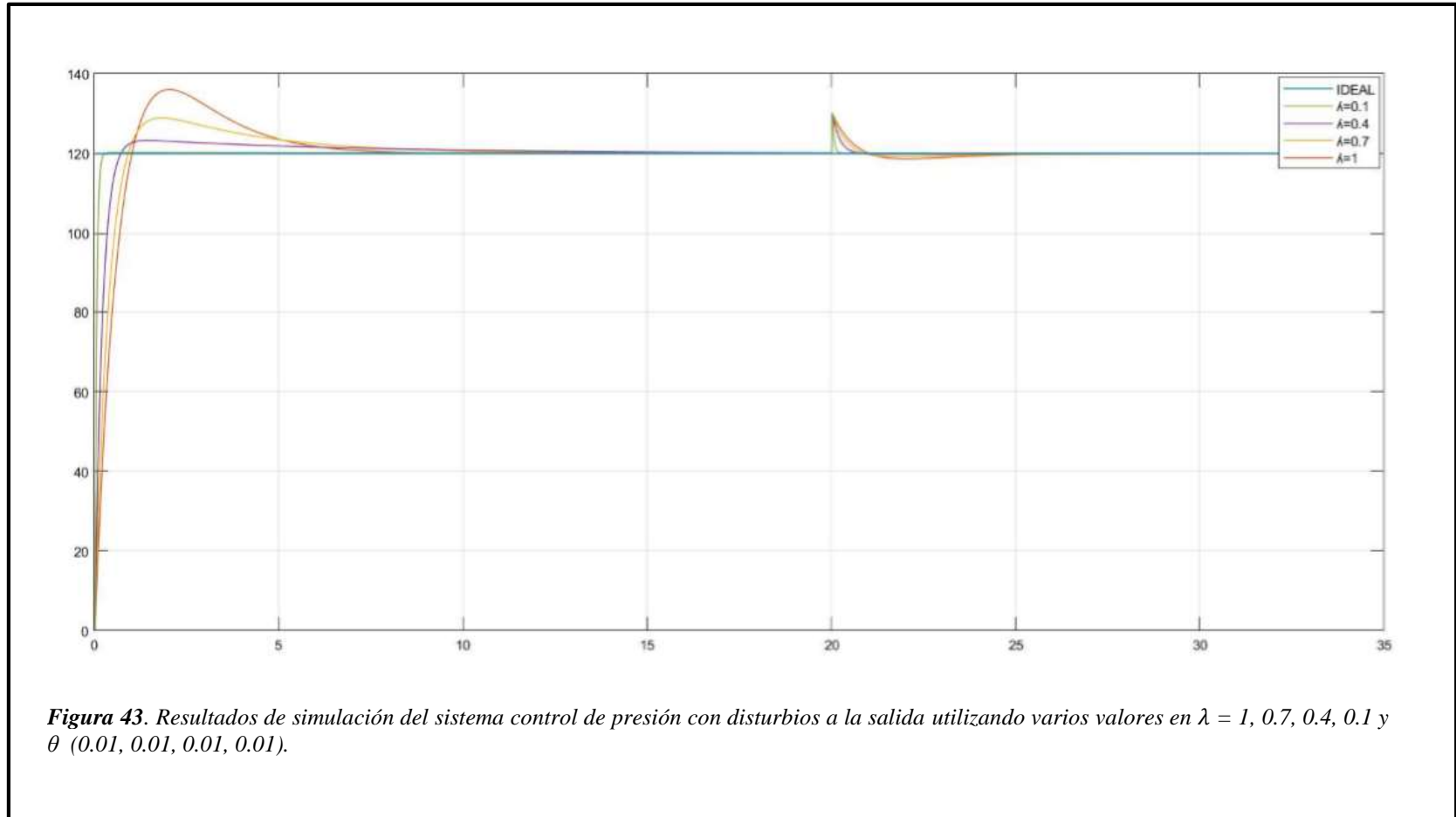


Figura 42. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver figura 43.



3.12 Controles IMC con disturbios a la entrada y salida.

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC con disturbios a la entrada y salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4).

Realizamos pruebas con los controles IMC con disturbios a la entrada y salida, con diferentes valores en θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), visualizar figura 44

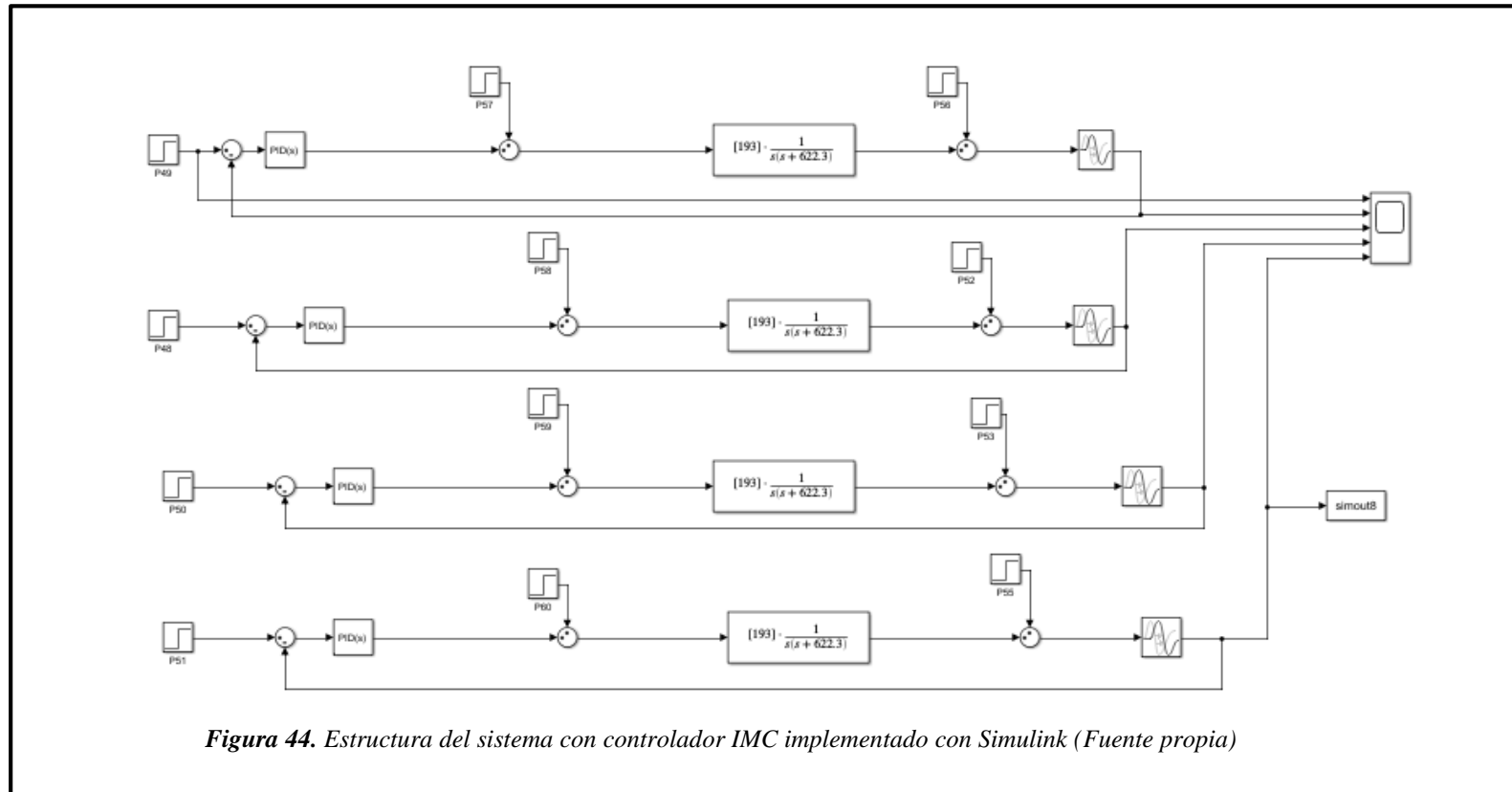
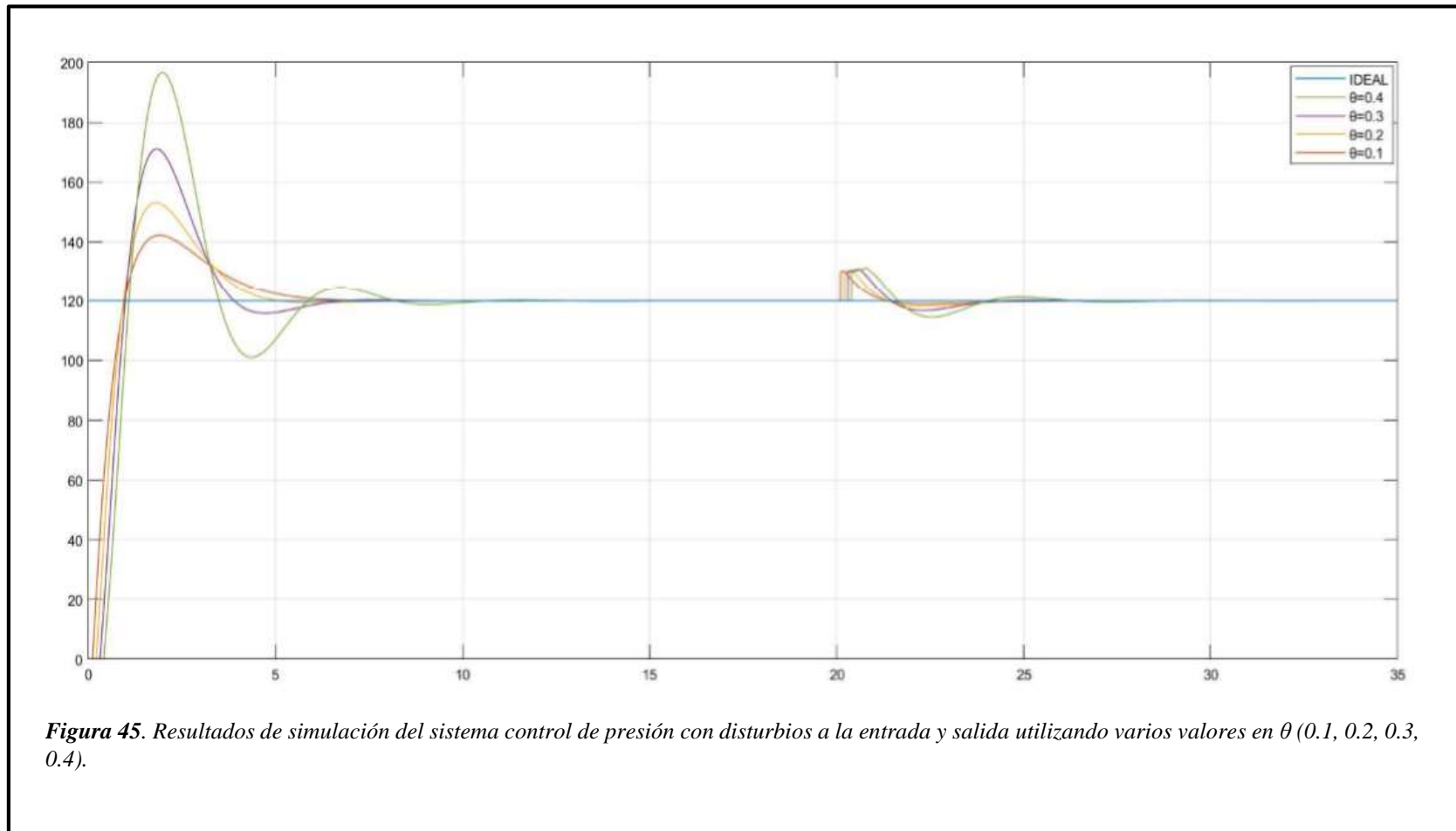


Figura 44. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver figura 45.



Realizamos pruebas con los controles IMC con disturbios a la salida con diferentes valores de θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01), ver figura 46.

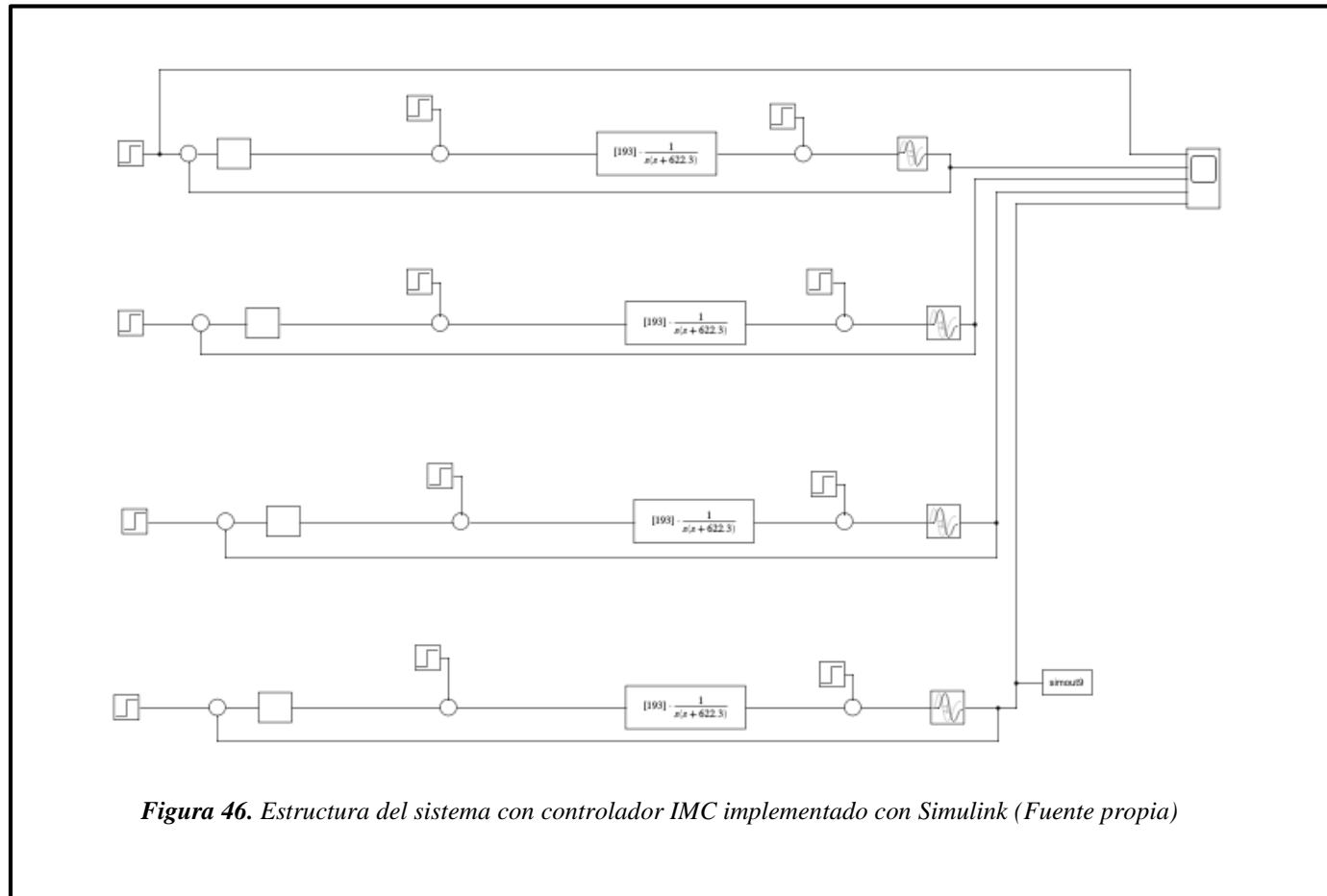
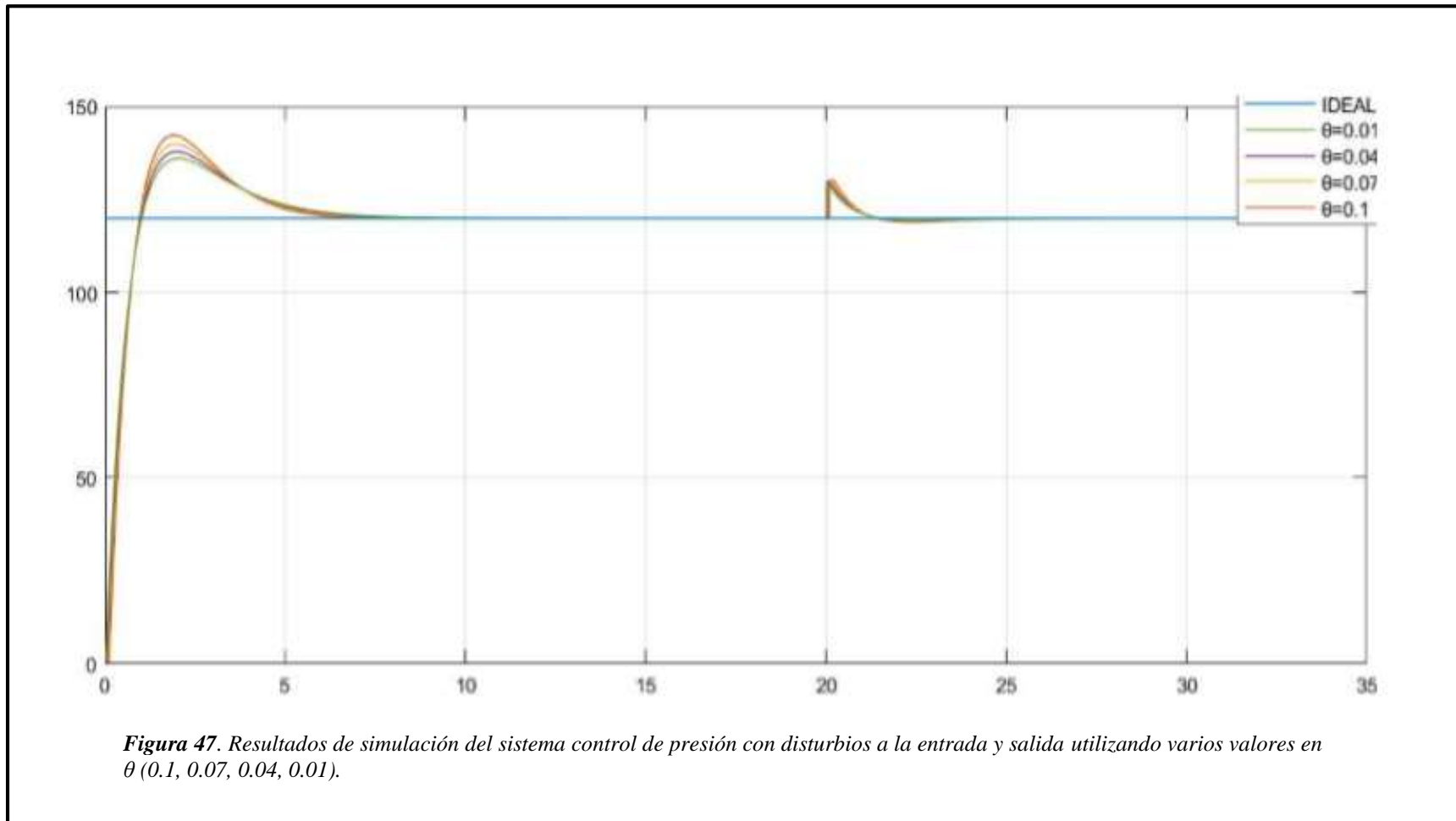


Figura 46. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.07, 0.04, 0.01), ver figura 47.



Realizamos pruebas con los controles IMC con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC con disturbios a la entrada y salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y $\theta (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)$, visualizar figura 48.

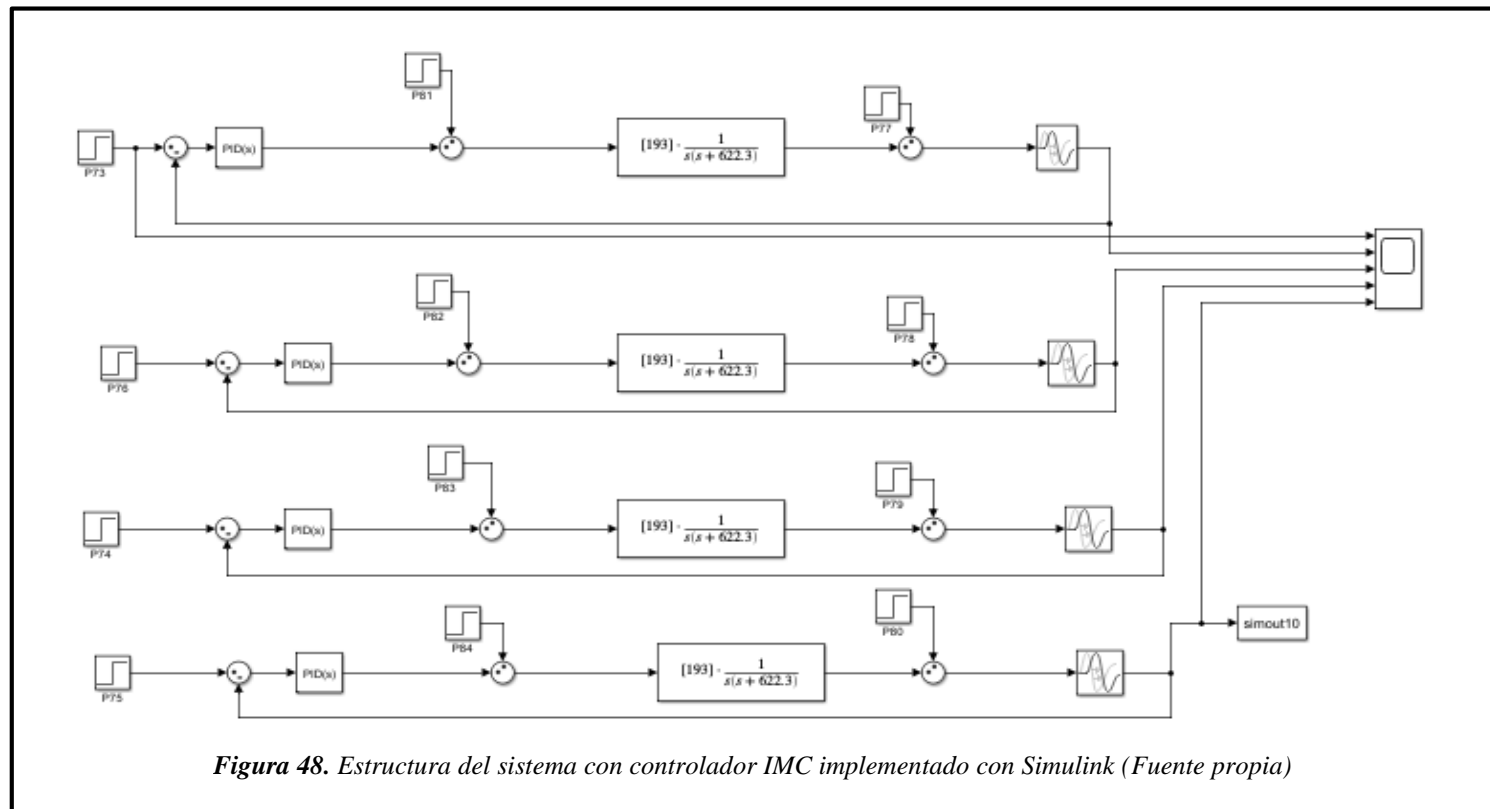
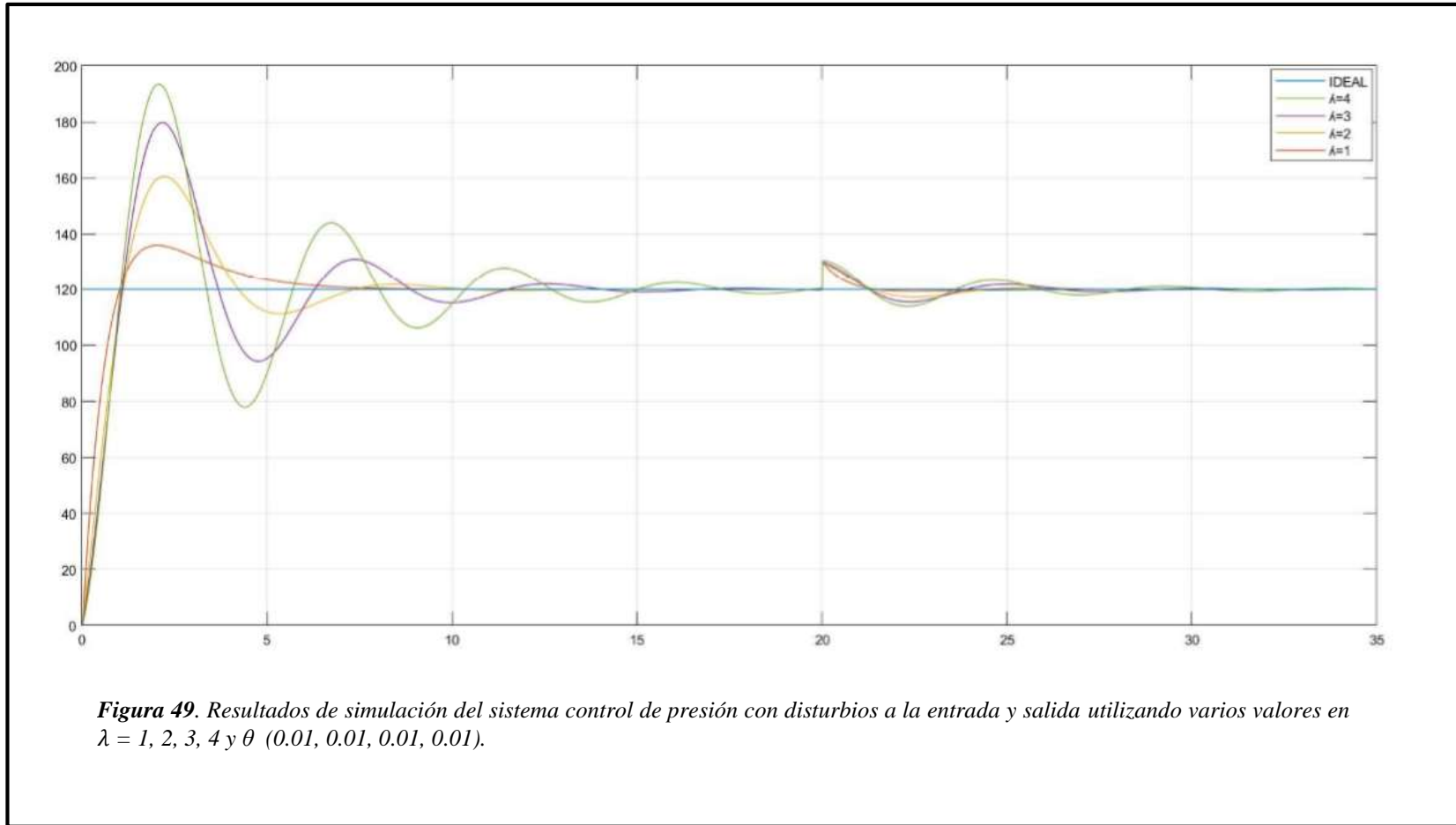


Figura 48. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 2, 3, 4$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver figura 49.



Realizamos pruebas con los controles IMC con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), visualizar figura 50.

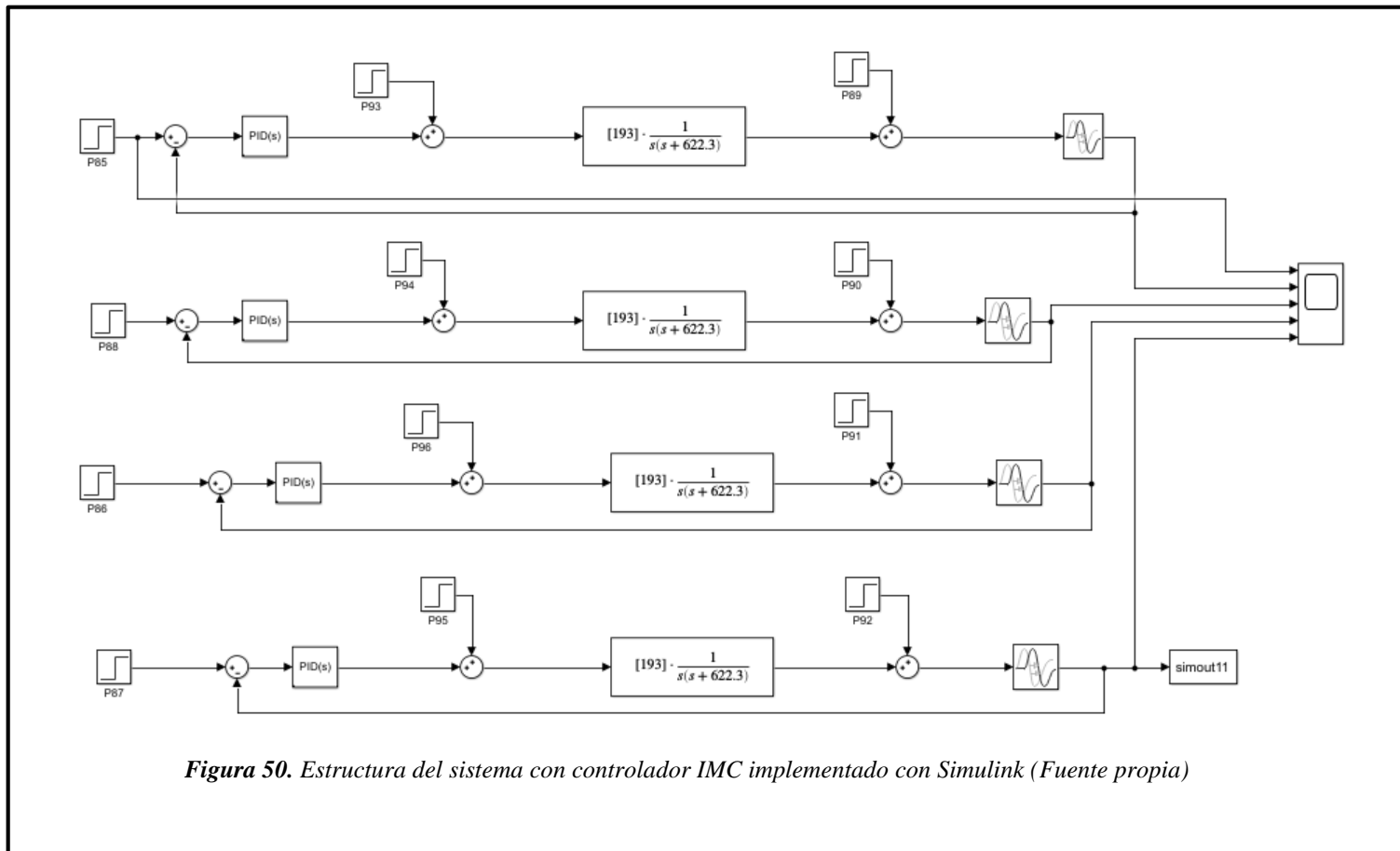
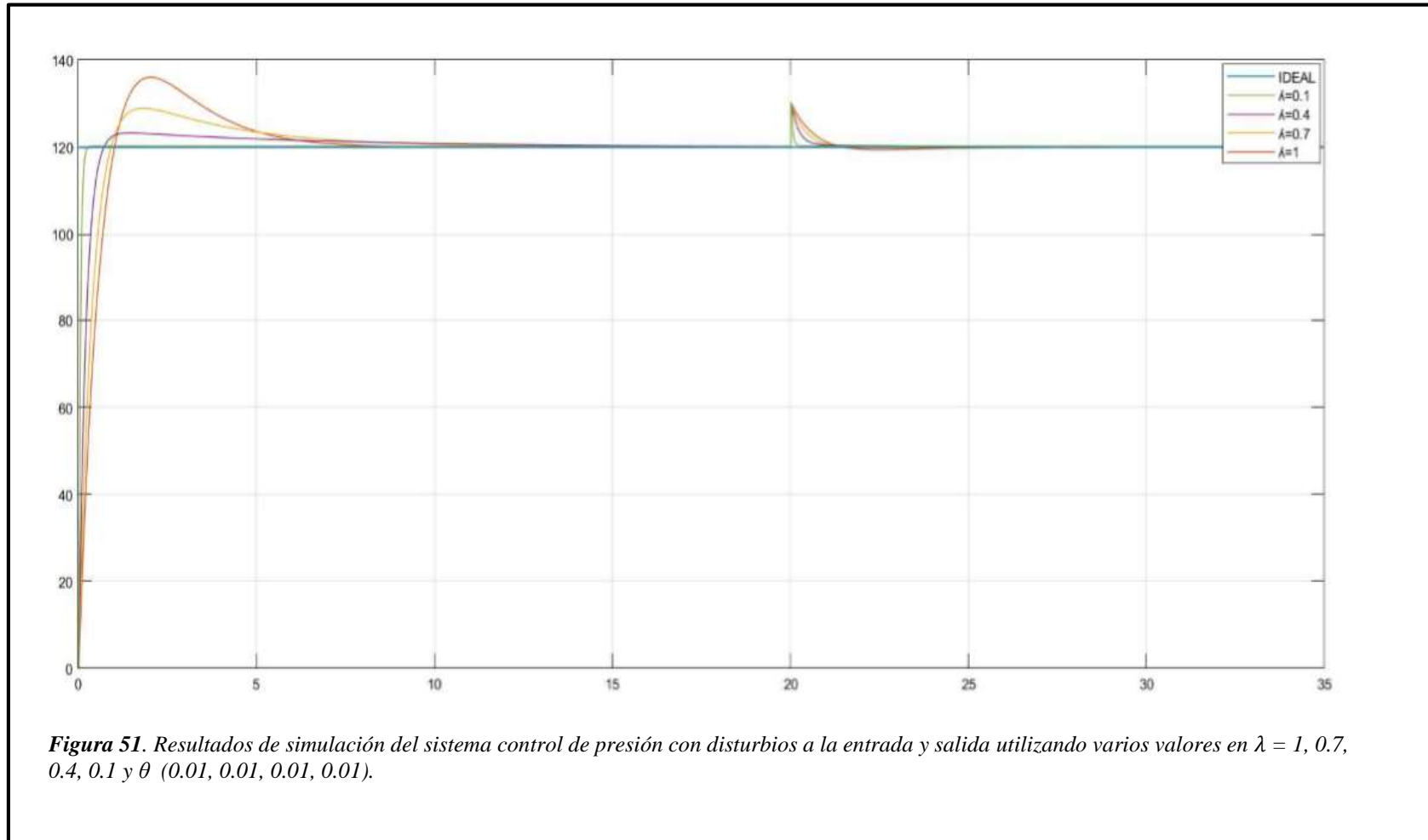


Figura 50. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\lambda = 1, 0.7, 0.4, 0.1$ y θ (0.01, 0.01, 0.01, 0.01), ver figura 51.



3.13 Controles SIMC con diferentes valores de θ .

Realizamos pruebas con los controles IMC con diferentes valores de $\theta = 0.1$; 0.2; 0.3. Ver tabla 21.

τ_c	1	1	1
k	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.1	0.2	0.3
k_c	2.93160564	2.68730517	2.48058939
TI	4.4	4.8	5.2
TD	0.0016	0.0016	0.0016

Tabla 21. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.2, 0.3), ver figura 52.

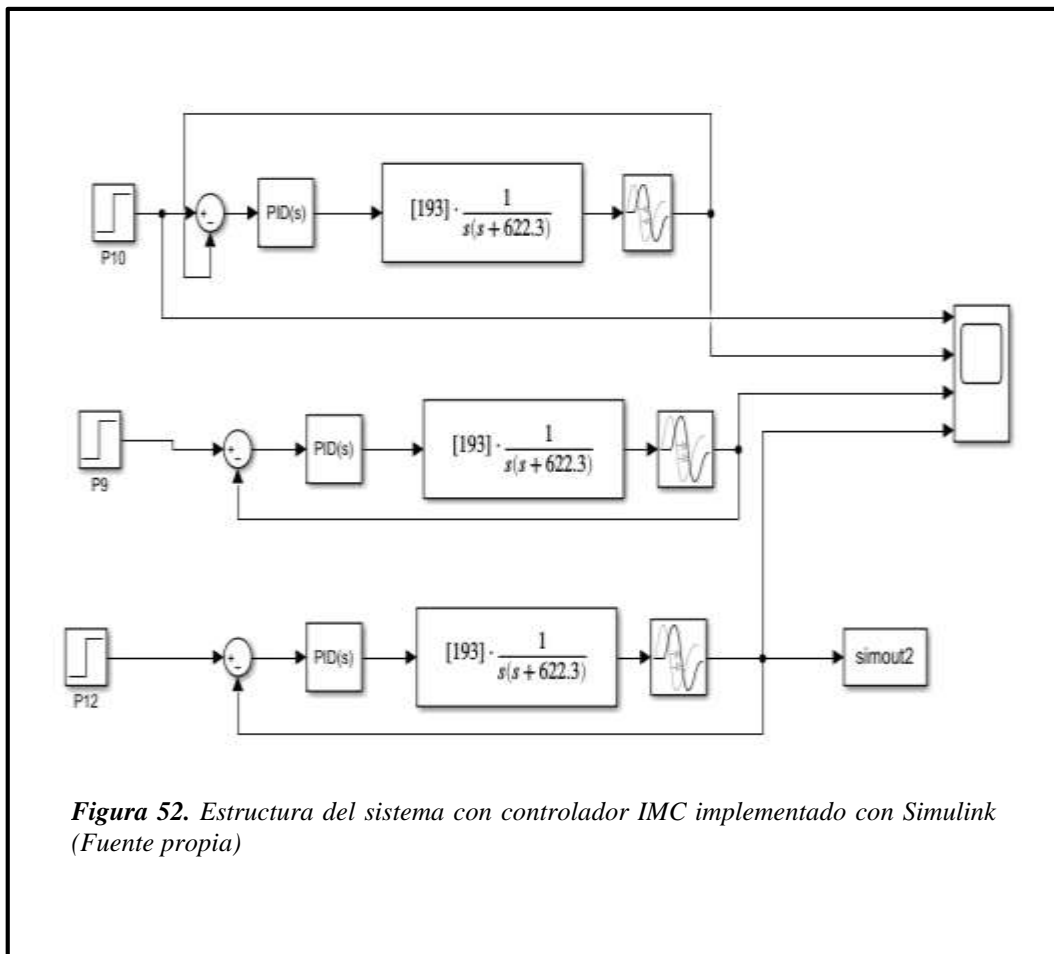


Figura 52. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3), ver figura 53.

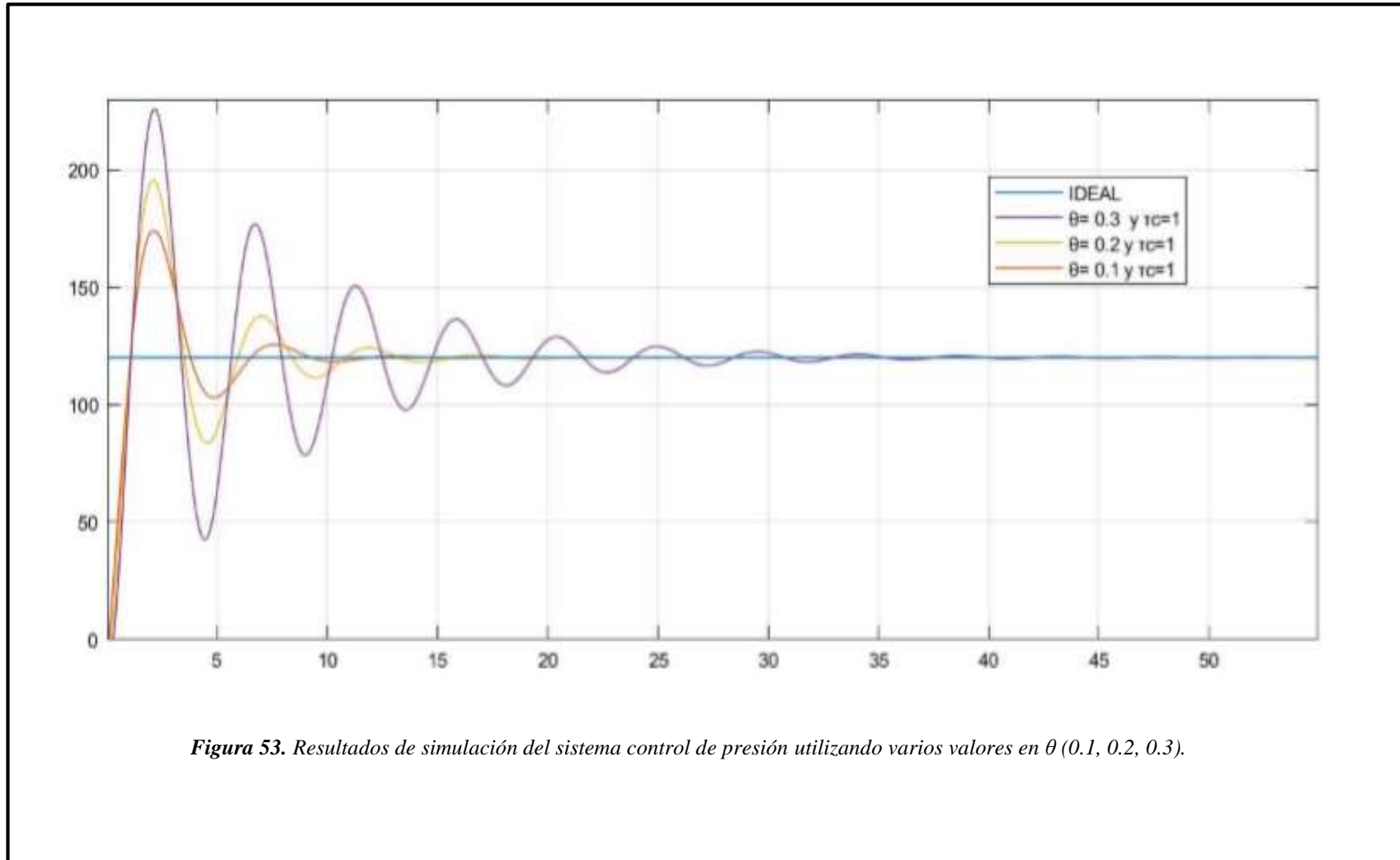


Figura 53. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3).

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3), ver tabla 22.

Especificaciones de la Respuesta		Unidad	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.1$ y $\tau c=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.2$ y $\tau c=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.3$ y $\tau c=1$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.57	0.65	0.75
Tiempo de Subida	tr	s	1.067	1.064	1.1
Tiempo Pico	tp	s	2.13	2.11	2.17
Sobreelongación	Mp	-	54.03	75	105
Tiempo de Asentamiento	ts	s	6.04	10.1	22.5
Robustez	ms	-	1.0896	1.1718	1.2493

Tabla 22. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$, ver tabla 23.

τc	1	1.4	1.7	2
K	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
T	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
Θ	0.1	0.1	0.1	0.1
Kc	2.93160564	2.14984414	1.79153678	1.53560295
Ti	4.4	6	7.2	8.4
Td	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016

Tabla 23. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1), ver figura 54.

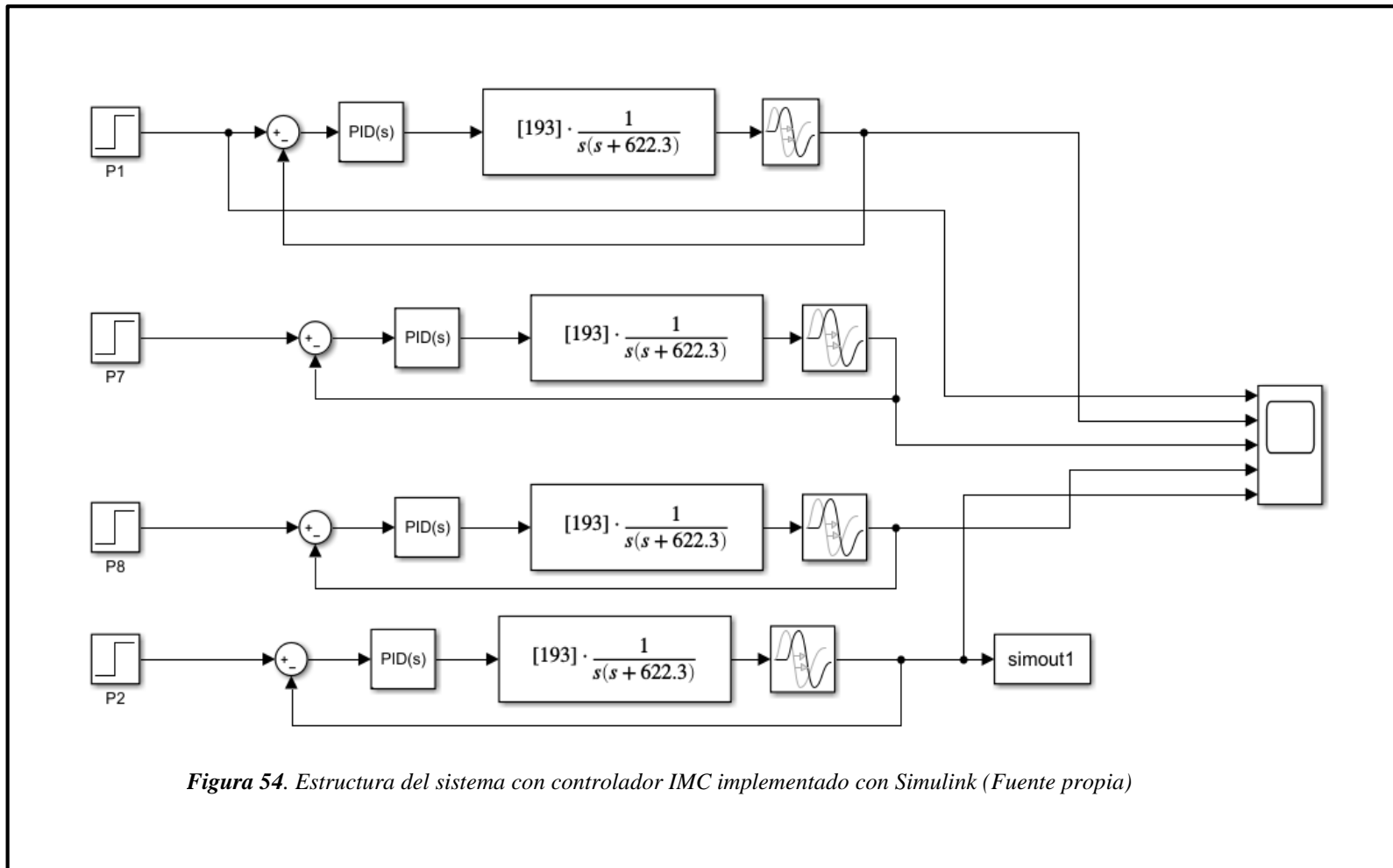


Figura 54. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1), visualizar figura 55.

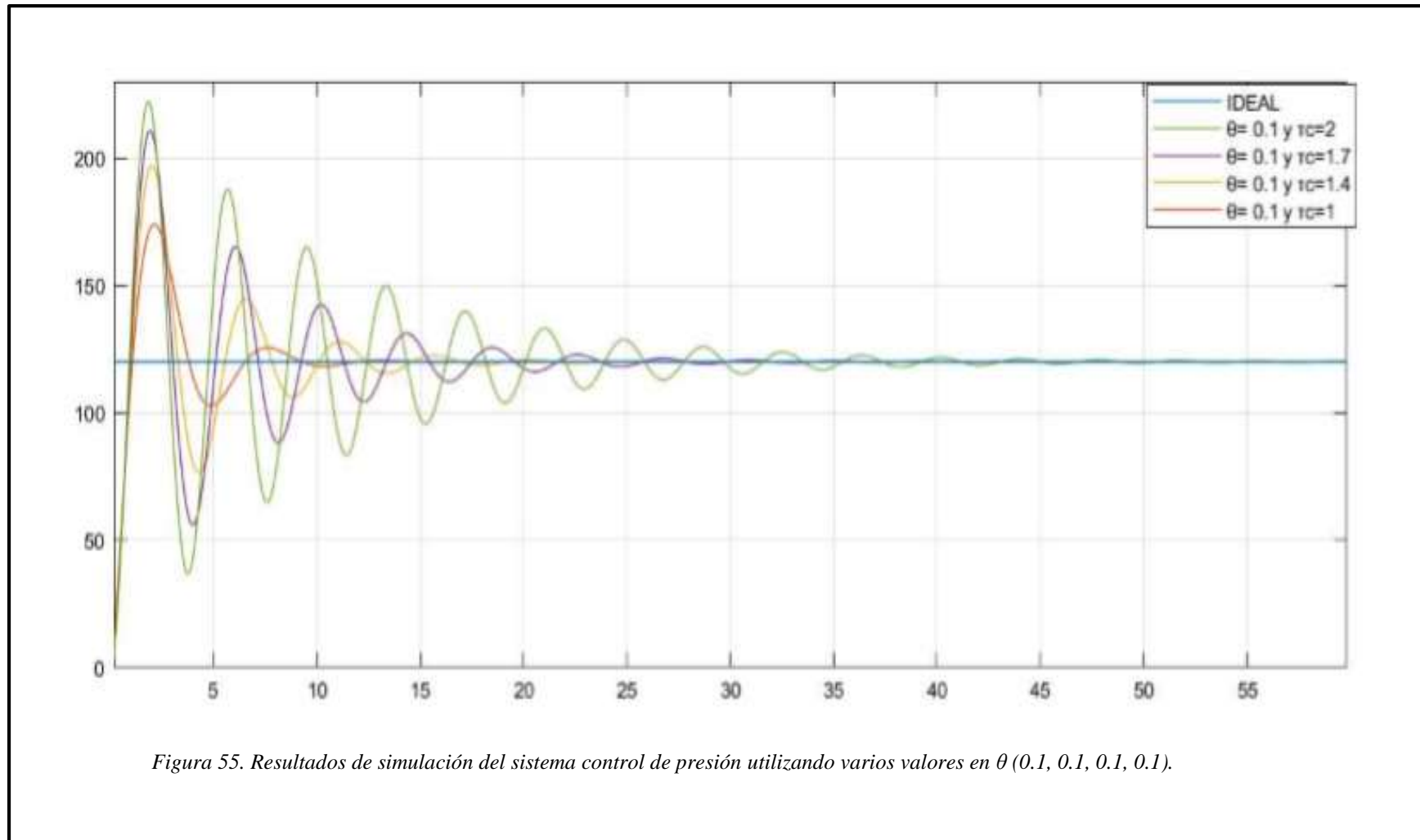


Figura 55. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1).

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1), ver tabla 24.

Especificaciones de la Respuesta		Unidad	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=1$)	PID Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=1.4$)	PID Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=1.7$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=2$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.57	0.59	0.6	0.591
Tiempo de Subida	Tr	s	1.07	1.01	0.96	0.92
Tiempo Pico	Tp	s	2.13	2.02	1.922	1.85
Sobreelongación	Mp	-	54	77	90	102
Tiempo de Asentamiento	Ts	s	6	11.6	16.8	27
Robustez	ms	-	1.0896	1.065	1.0539	1.0461

Tabla 24. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$; ver tabla 25.

τ_c	0.1	0.1	0.1	0.1
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.1	0.2	0.3	0.4
kc	16.123831	10.7492207	8.06191551	6.44953241
Ti	0.8	1.2	1.6	2
Td	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016

Tabla 25. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver figura 56.

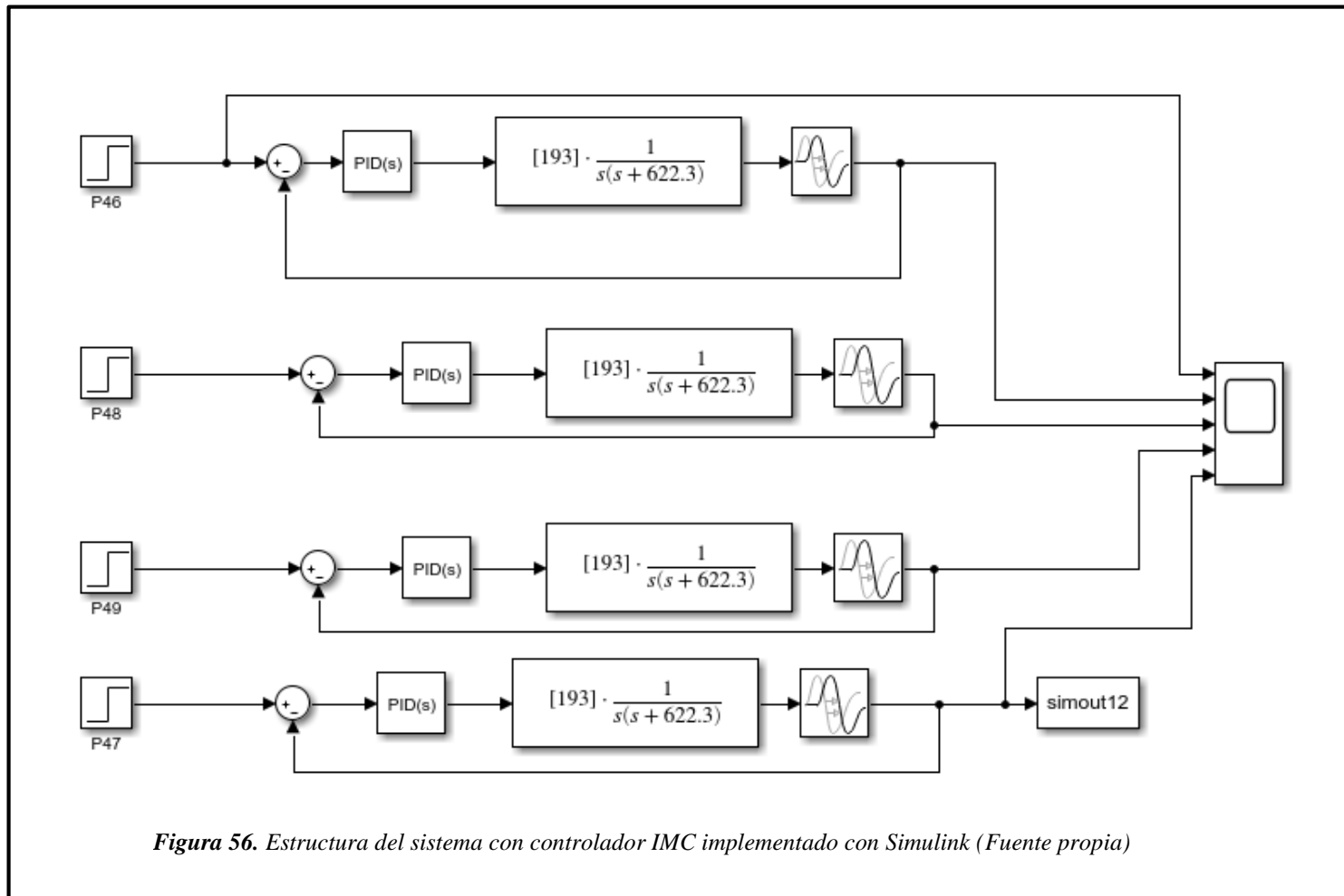


Figura 56. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4), ver figura 57.

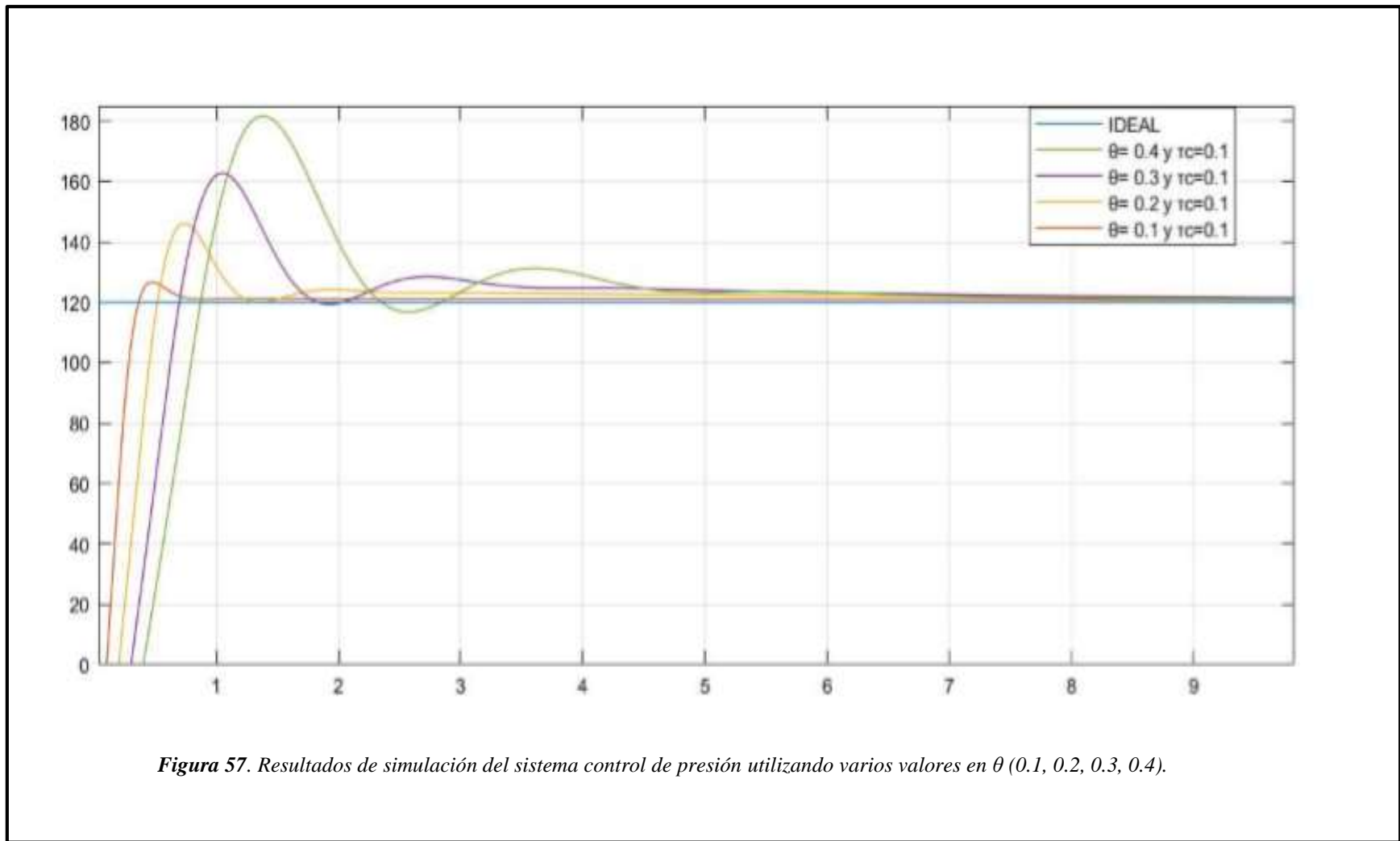


Figura 57. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.2, 0.3, 0.4).

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$; ver tabla 26.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.2$ y $\tau_c=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.3$ y $\tau_c=0.1$)	PID Sin Perturbaciones ($\theta=0.4$ y $\tau_c=0.1$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.2	0.35	0.498	0.64
Tiempo de Subida	Tr	s	0.36	0.52	0.69	0.86
Tiempo Pico	Tp	s	0.475	0.74	1.05	1.4
Sobreelongación	Mp	-	6.6	26	42	60
Tiempo de Asentamiento	Ts	s	0.52	1.1	3.2	4.3
Robustez	ms	-	1.7037	2.1757	2.519	2.7804

Tabla 26. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$; ver tabla 27.

τ_c	1	1	1	1
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.01	0.04	0.07	0.1
Kc	3.19283783	3.10073674	3.01380019	2.93160564
Ti	4.04	4.16	4.28	4.4
Td	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016

Tabla 27. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.01, 0.04, 0.07, 0.1), visualizar figura 58.

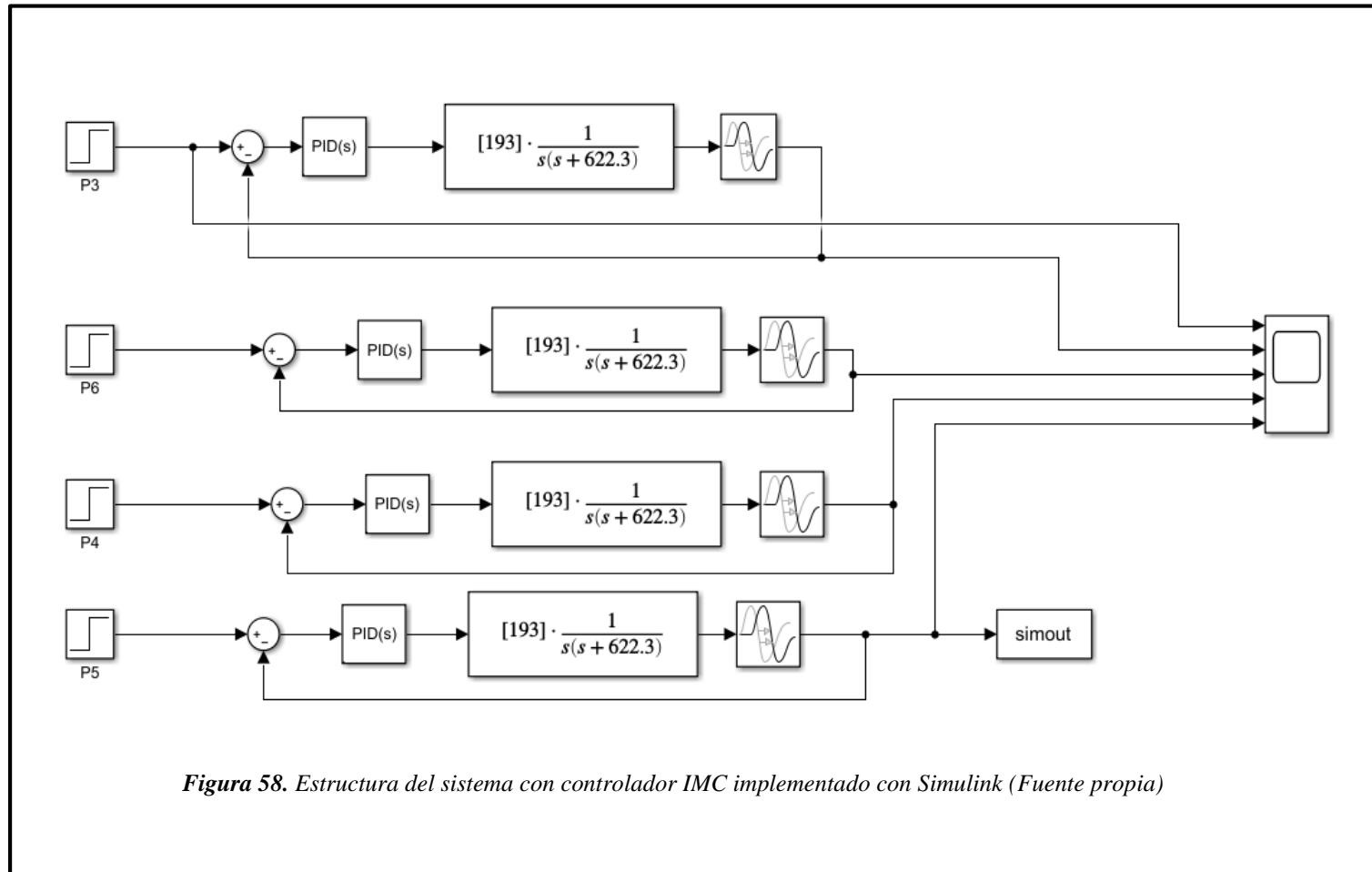


Figura 58. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.01, 0.04, 0.07, 0.1), visualizar figura 59.

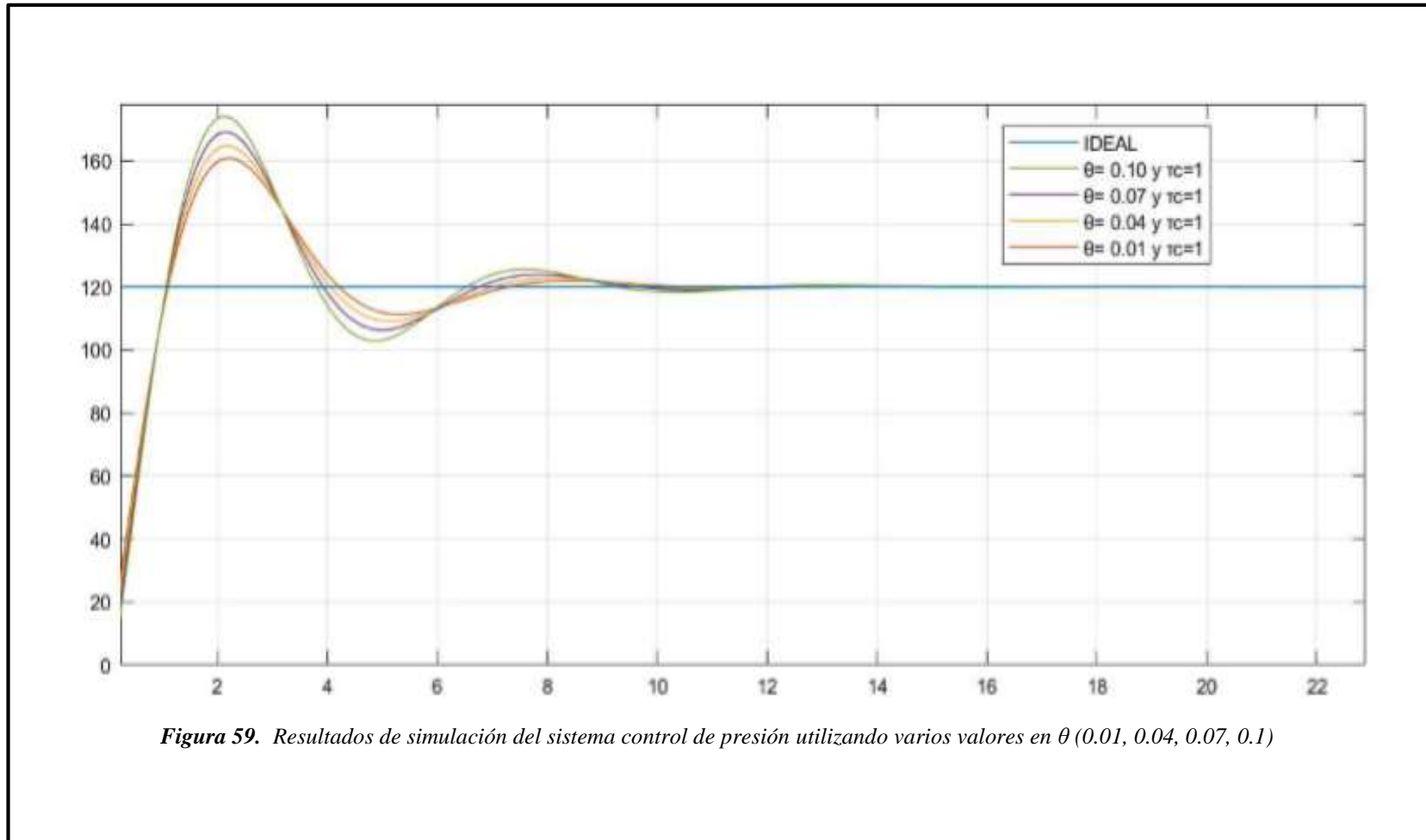


Figura 59. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.01, 0.04, 0.07, 0.1)

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$; ver tabla 28.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.01$ y $\tau_c=1$)	PID Sin Perturbaciones ($\theta= 0.04$ y $\tau_c=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.07$ y $\tau_c=1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.1$ y $\tau_c=1$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.505	0.525	0.546	0.569
Tiempo de Subida	tr	s	1.105	1.089	1.076	1.068
Tiempo Pico	tp	s	2.21	2.176	2.15	2.13
Sobreelongación	Mp	-	40	44.7	49	54
Tiempo de Asentamiento	ts	s	6.15	6.15	6.1	6.04
Robustez	ms	-	1.0096	1.0372	1.0637	1.0896

Tabla 28. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$

Realizamos pruebas con los controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver tabla 29.

τ_c	0.1	0.4	0.7	1
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.1	0.1	0.1	0.1
kc	16.123831	6.44953241	4.03095776	2.93160564
ti	0.8	2	3.2	4.4
td	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016

Tabla 29. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1), visualizar figura 60.

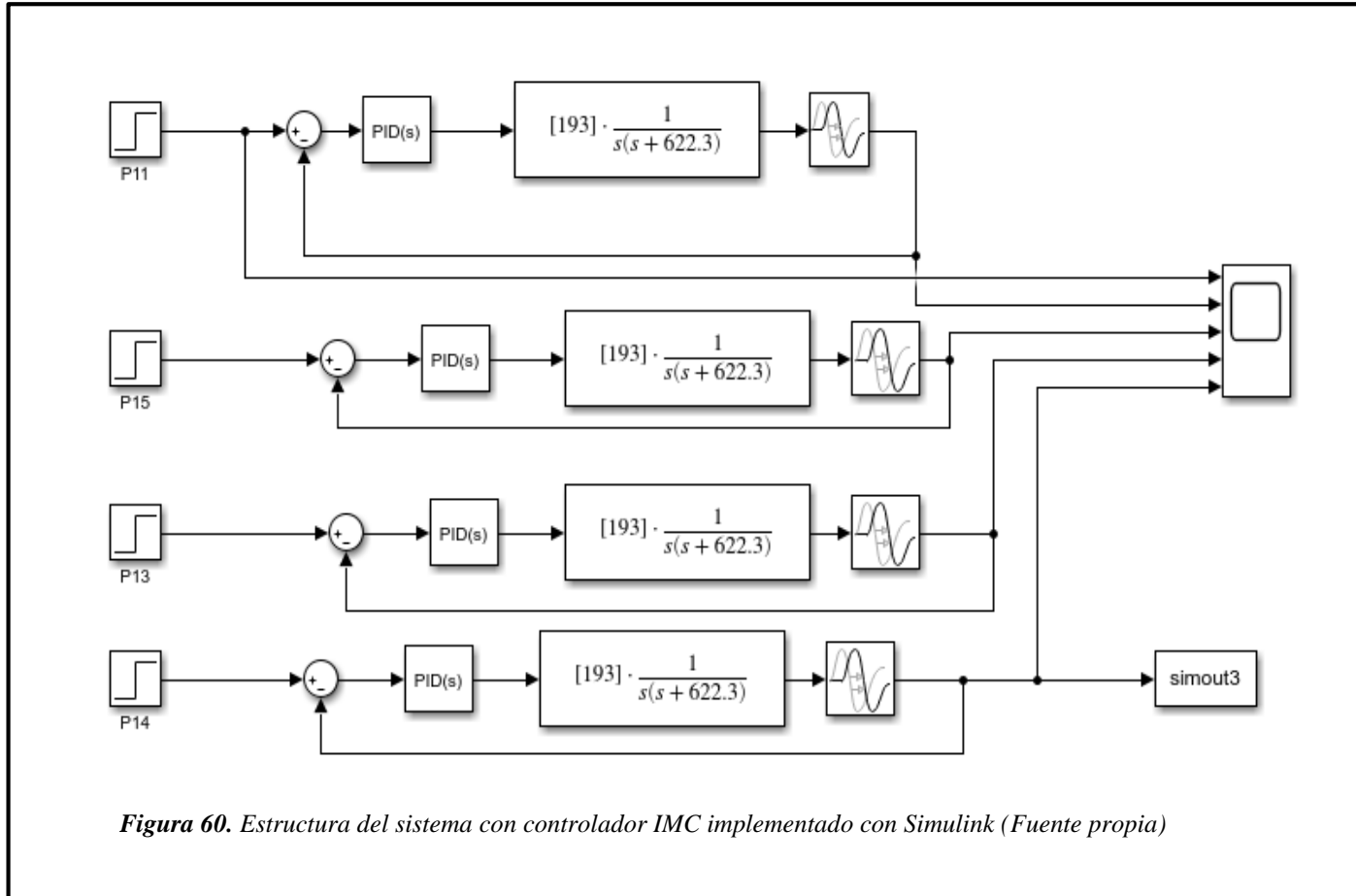


Figura 60. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1), ver figura 61.

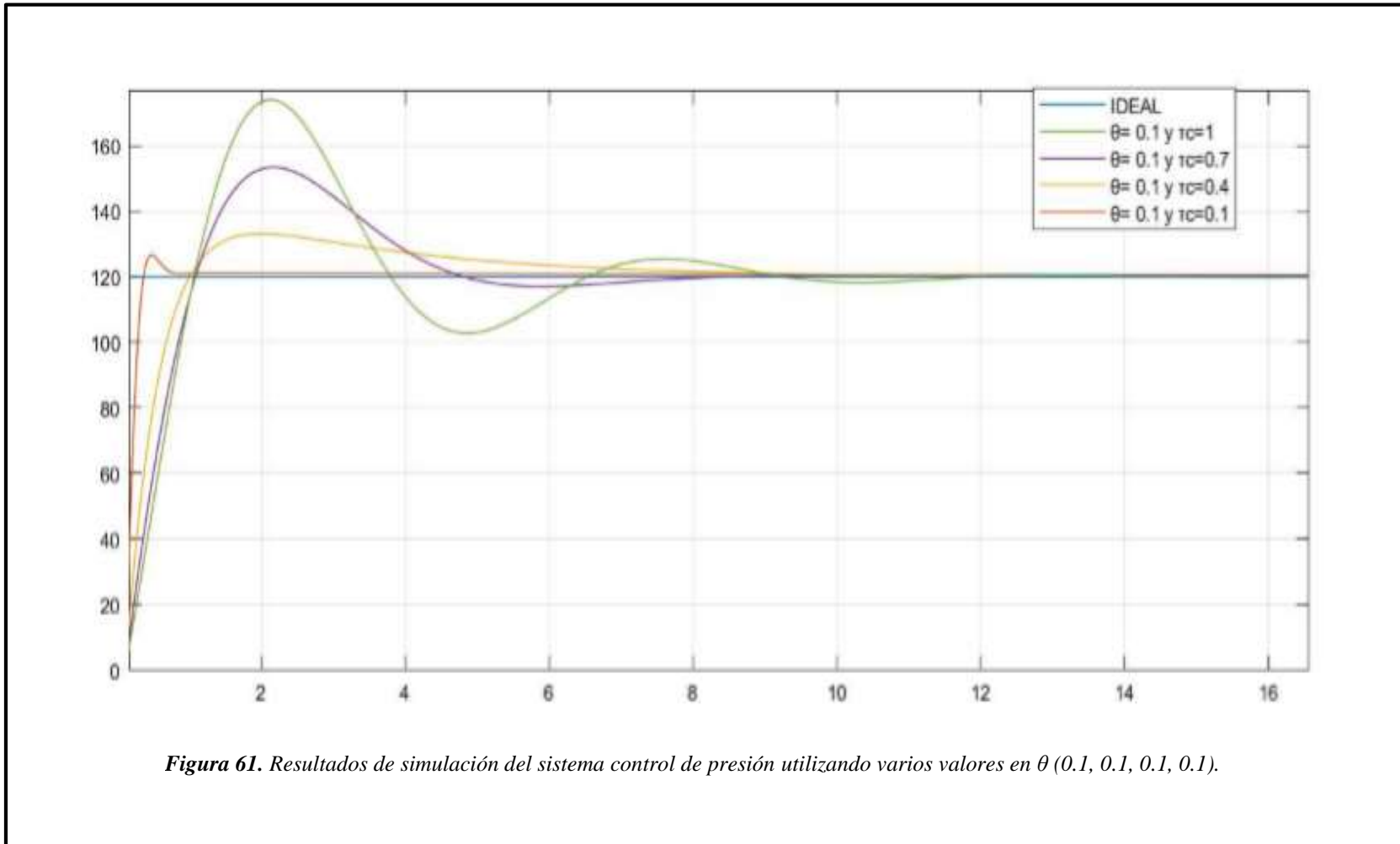


Figura 61. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1).

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver tabla 30.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.1$ y $T_c=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.1$ y $T_c=0.4$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.1$ y $T_c=0.7$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\Theta=0.1$ y $T_c=1$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.2	0.37	0.5	0.57
Tiempo de Subida	tr	s	0.36	1	1.09	1.068
Tiempo Pico	tp	s	0.47	2	2.17	2.13
Sobreelongación	Mp	-	6	13	33	54
Tiempo de Asentamiento	ts	s	0.52	4.5	4.15	6.02
Robustez	ms	-	1.7037	1.2111	1.1254	1.0896

Tabla 30. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Realizamos pruebas con los controles SIMC con diferentes valores de θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1) ver tabla 31.

	0.1	0.2	0.3	0.4
τ_c	0.1	0.2	0.3	0.4
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.1	0.1	0.1	0.1
kc	16.123831	10.7492207	8.06191551	6.44953241
ti	0.8	1.2	1.6	2
td	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016

Tabla 31. Parámetros con controles SIMC con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con diferentes valores de θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1) ver figura 62.

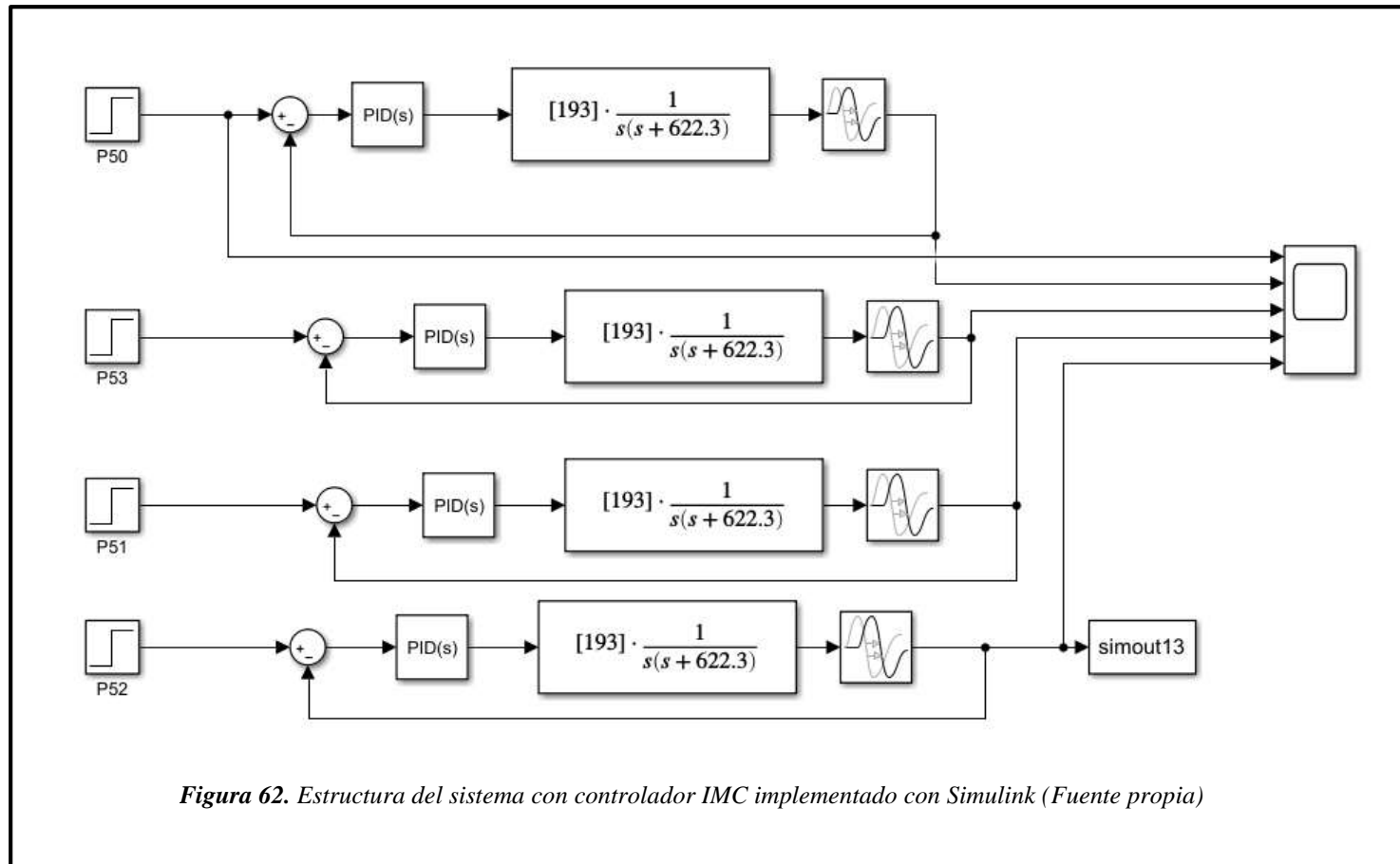
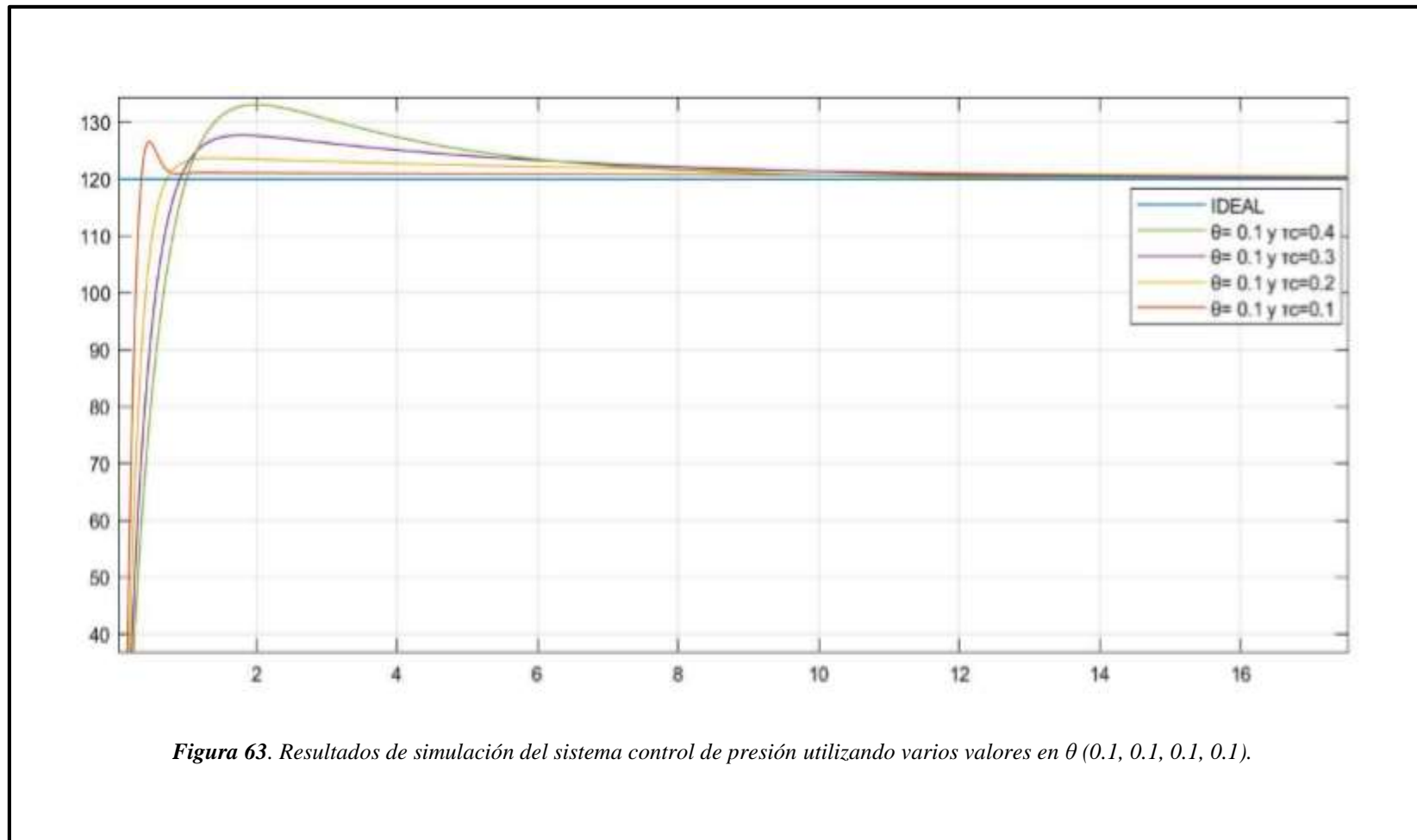


Figura 62. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en θ (0.1, 0.1, 0.1, 0.1), ver figura 63.



Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver tabla 32.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=0.2$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=0.3$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1$ y $\tau_c=0.4$)
Tiempo de Retardo	td	S	0.2	0.255	0.312	0.37
Tiempo de Subida	tr	S	0.36	0.72	0.91	1
Tiempo Pico	tp	S	0.475	1.4	1.8	2
Sobreelongación	Mp	-	6.6	3.68	7.75	13
Tiempo de Asentamiento	ts	S	0.52	5.2	3.2	4.5
Robustez	ms	-	1.7037	1.3934	1.2743	1.2111

Tabla 32. Respuestas del sistema de control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

3.14 Controles SIMC con disturbios a la salida.

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la salida con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ y $\tau_c = 1, 1, 1$.

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ y $\tau_c = 1, 1, 1$; ver figura 64.

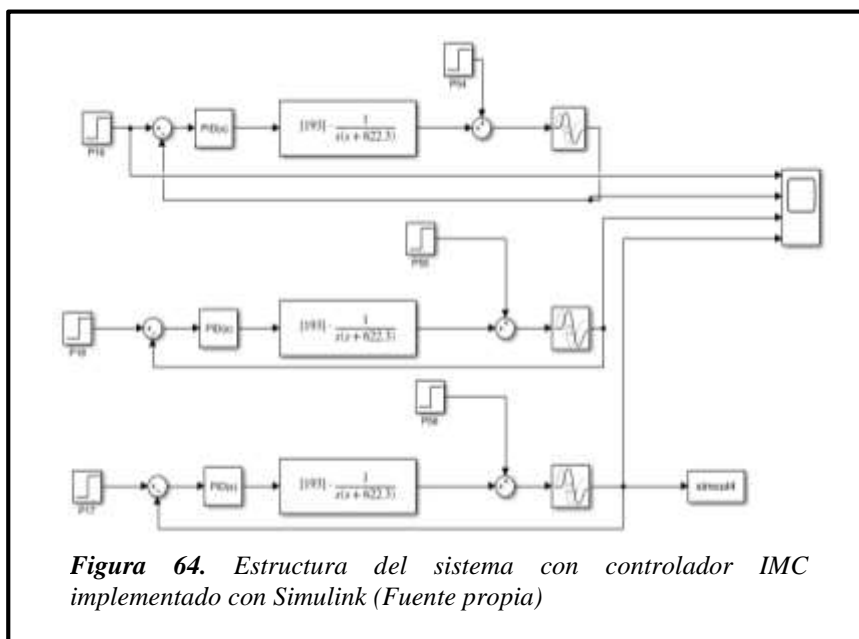


Figura 64. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ y $\tau_c = 1, 1, 1$; ver figura 65.

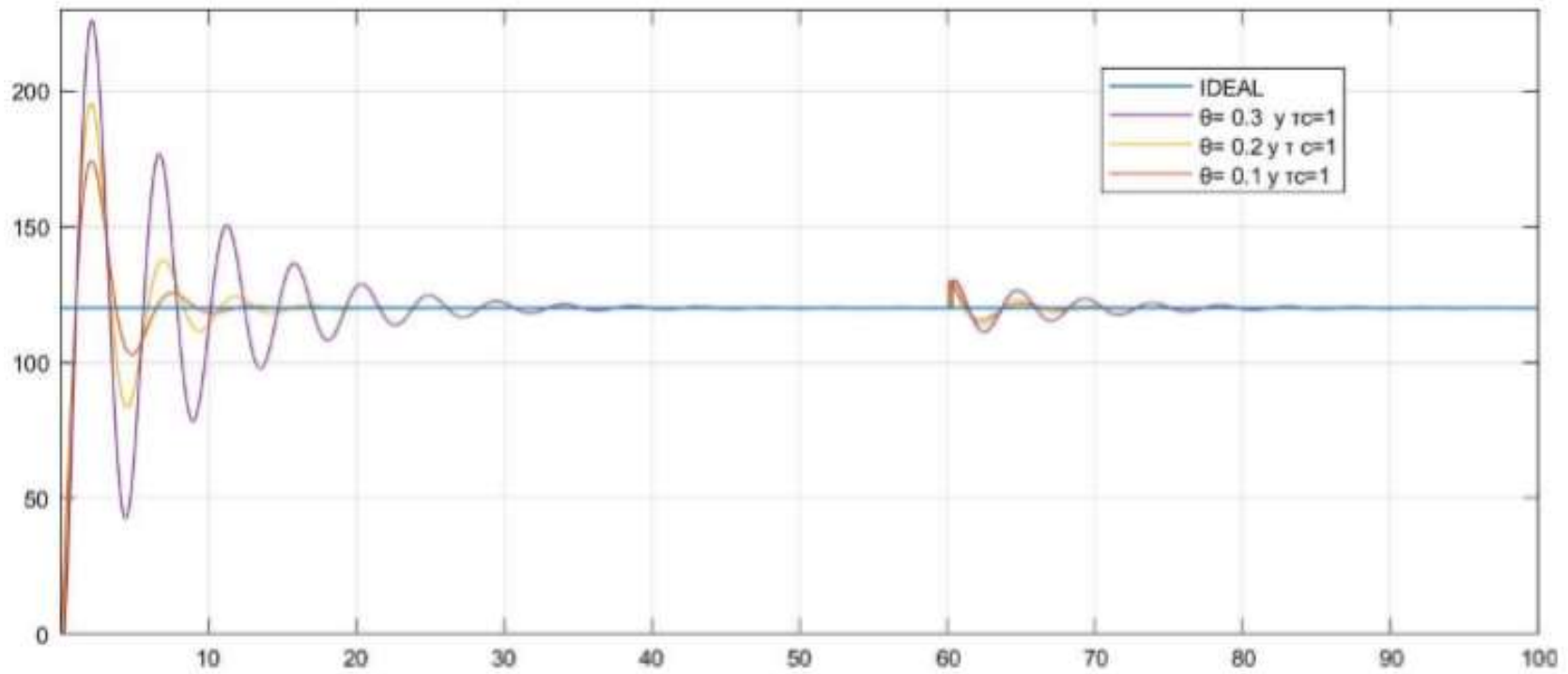


Figura 65. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$ y $\tau_c = 1, 1, 1$. (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver figura 66.

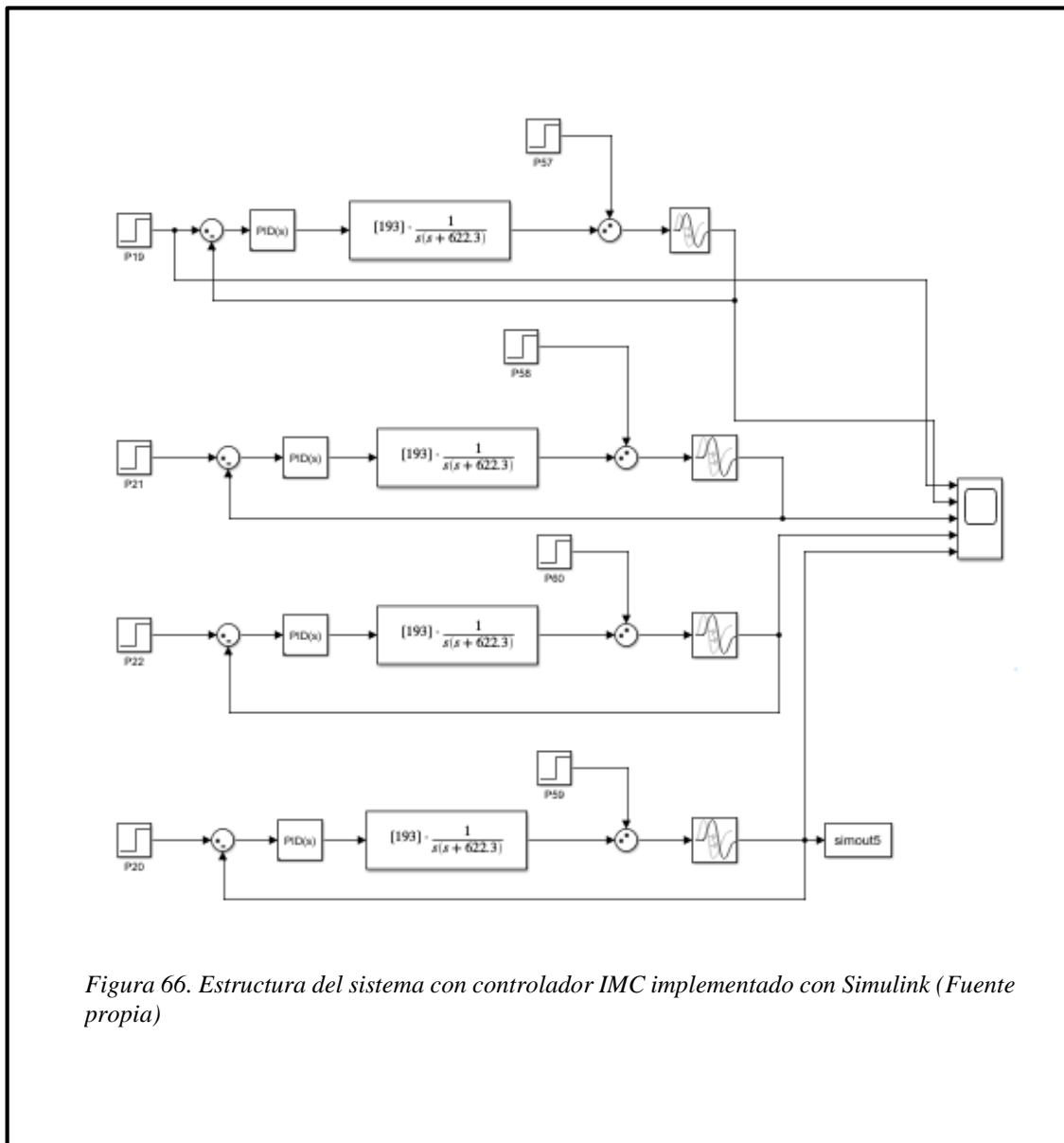


Figura 66. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$; ver figura 67.

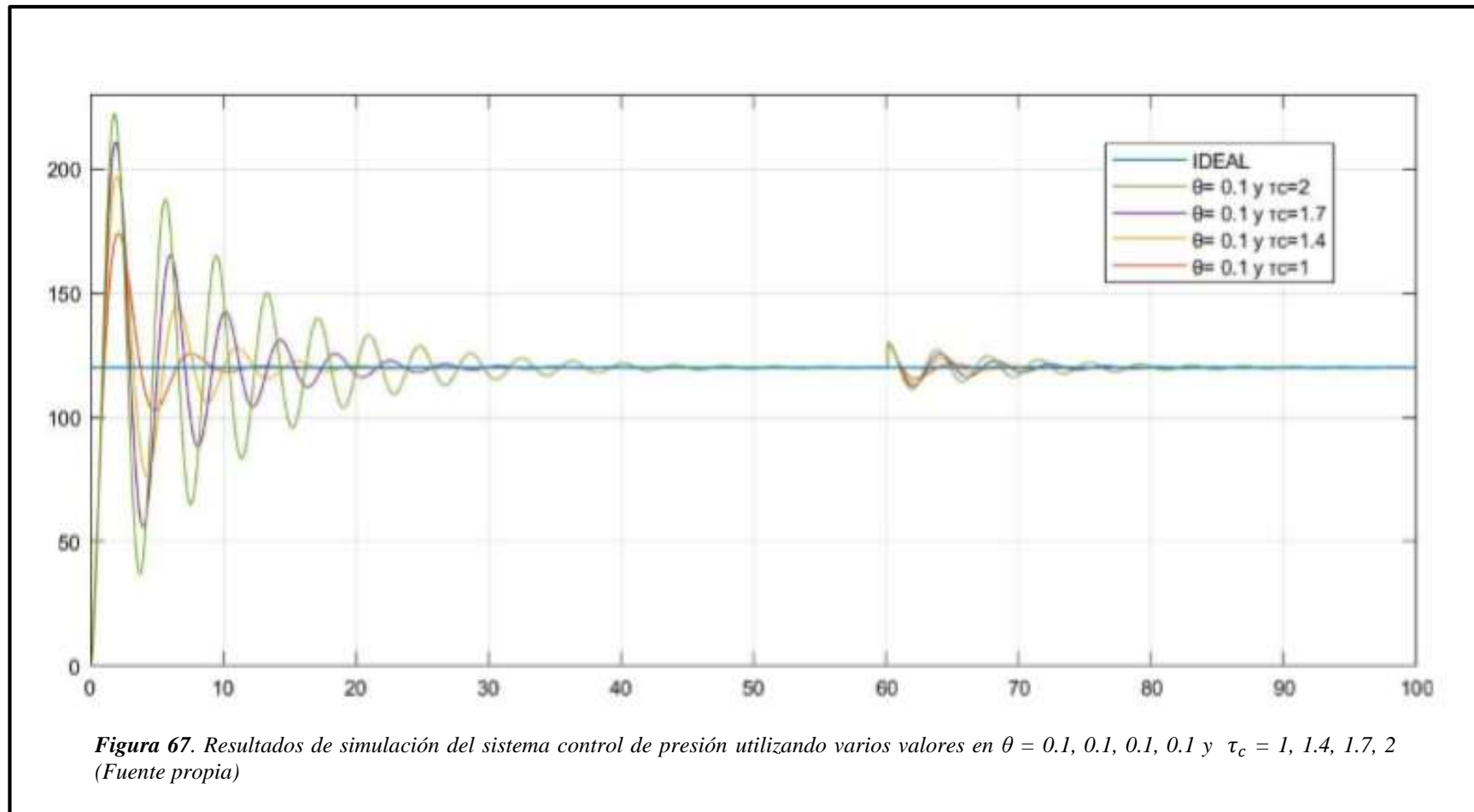


Figura 67. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$; ver figura 68.

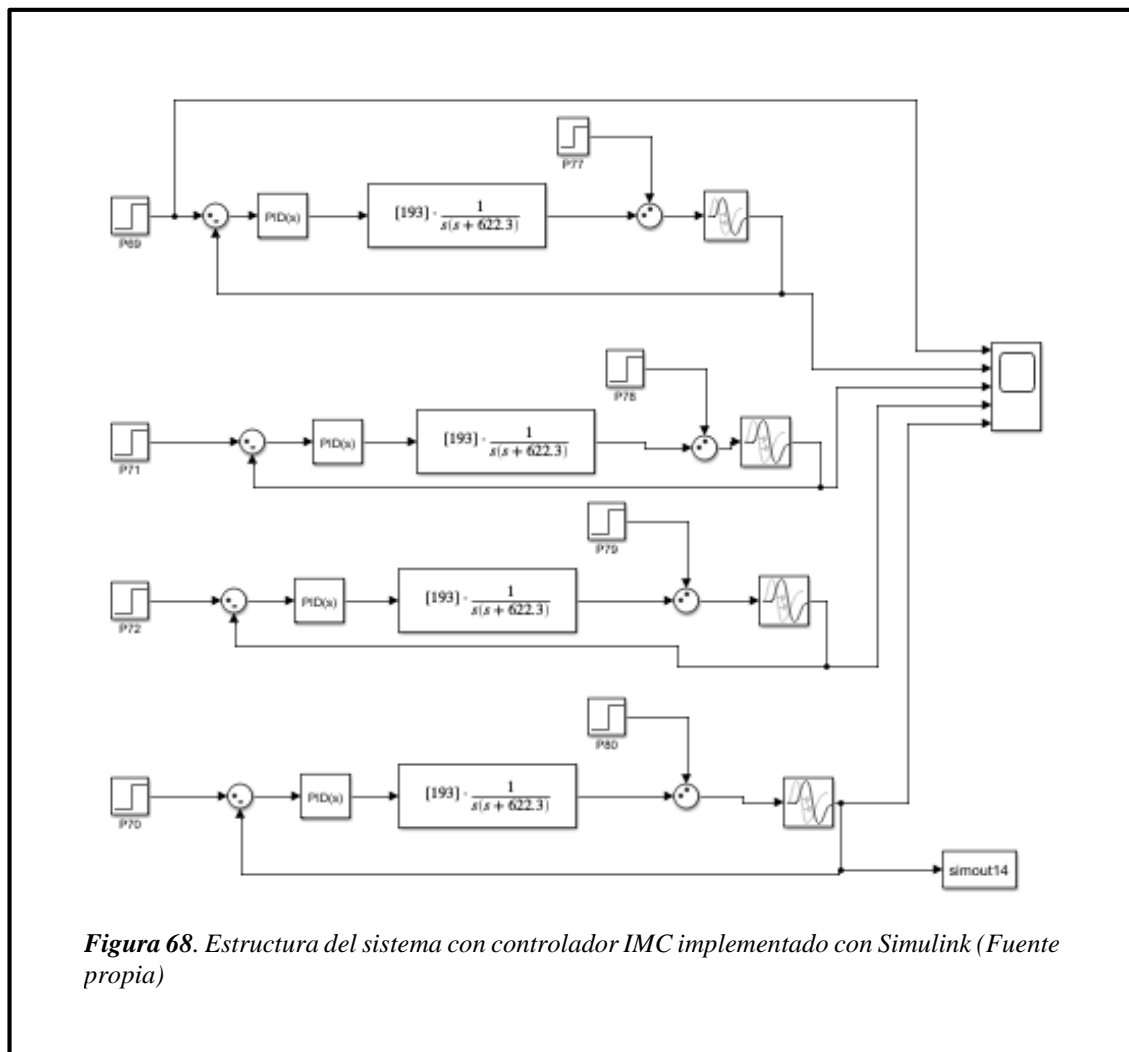


Figura 68. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$; ver figura 69.

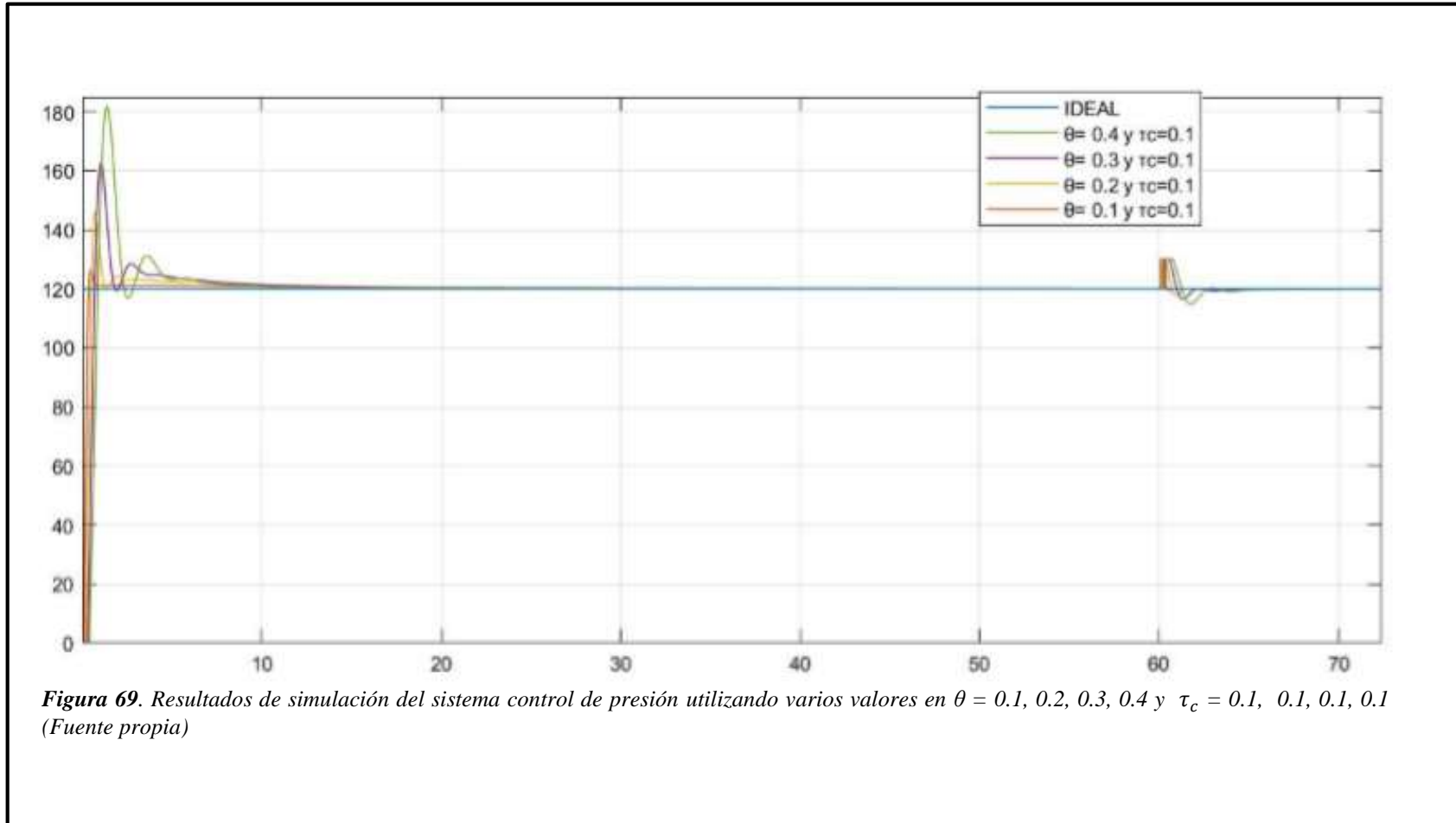


Figura 69. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$; ver figura 70.

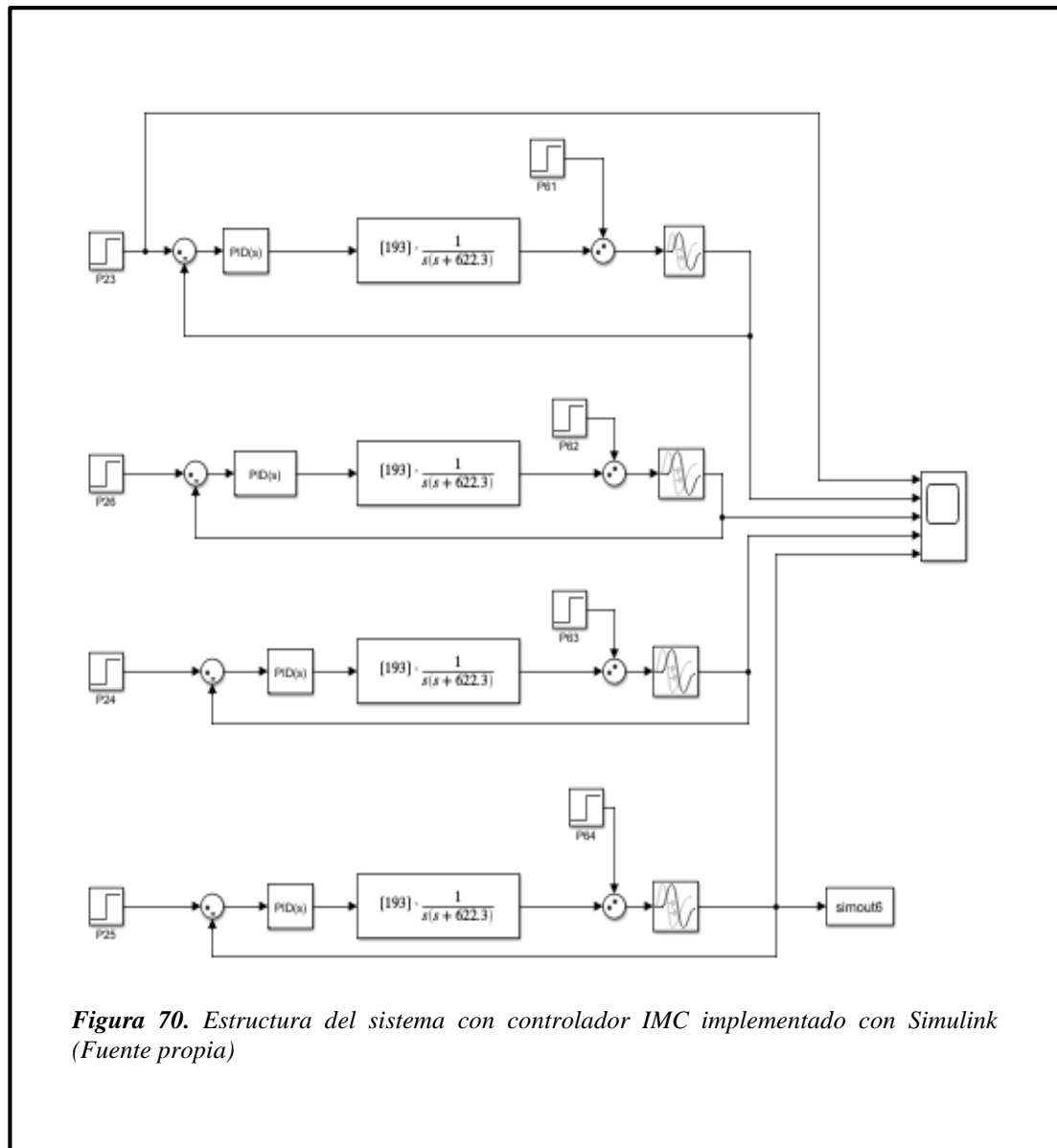


Figura 70. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$; ver figura 71.

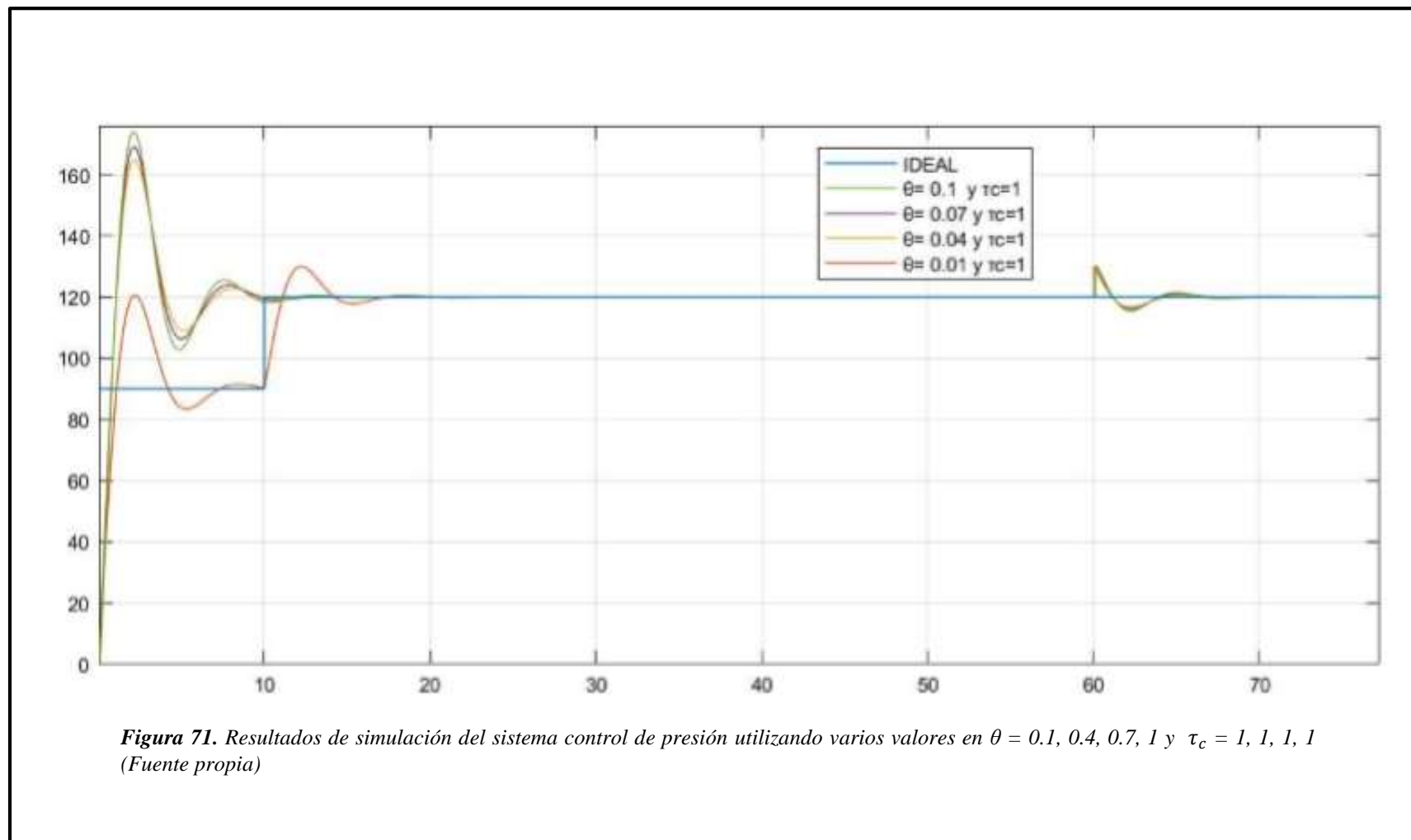


Figura 71. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver figura 72.

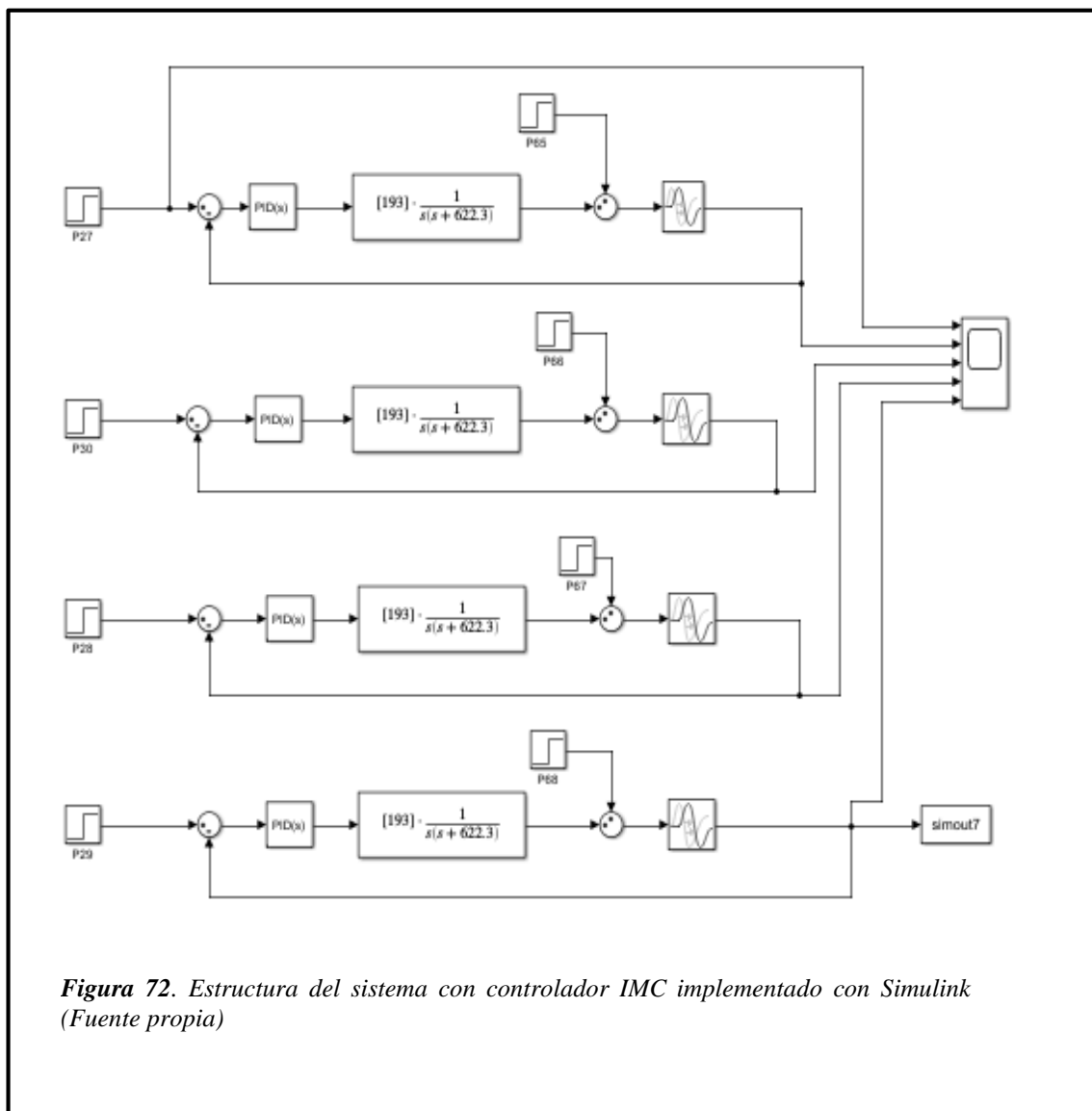


Figura 72. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; visualizar figura 73

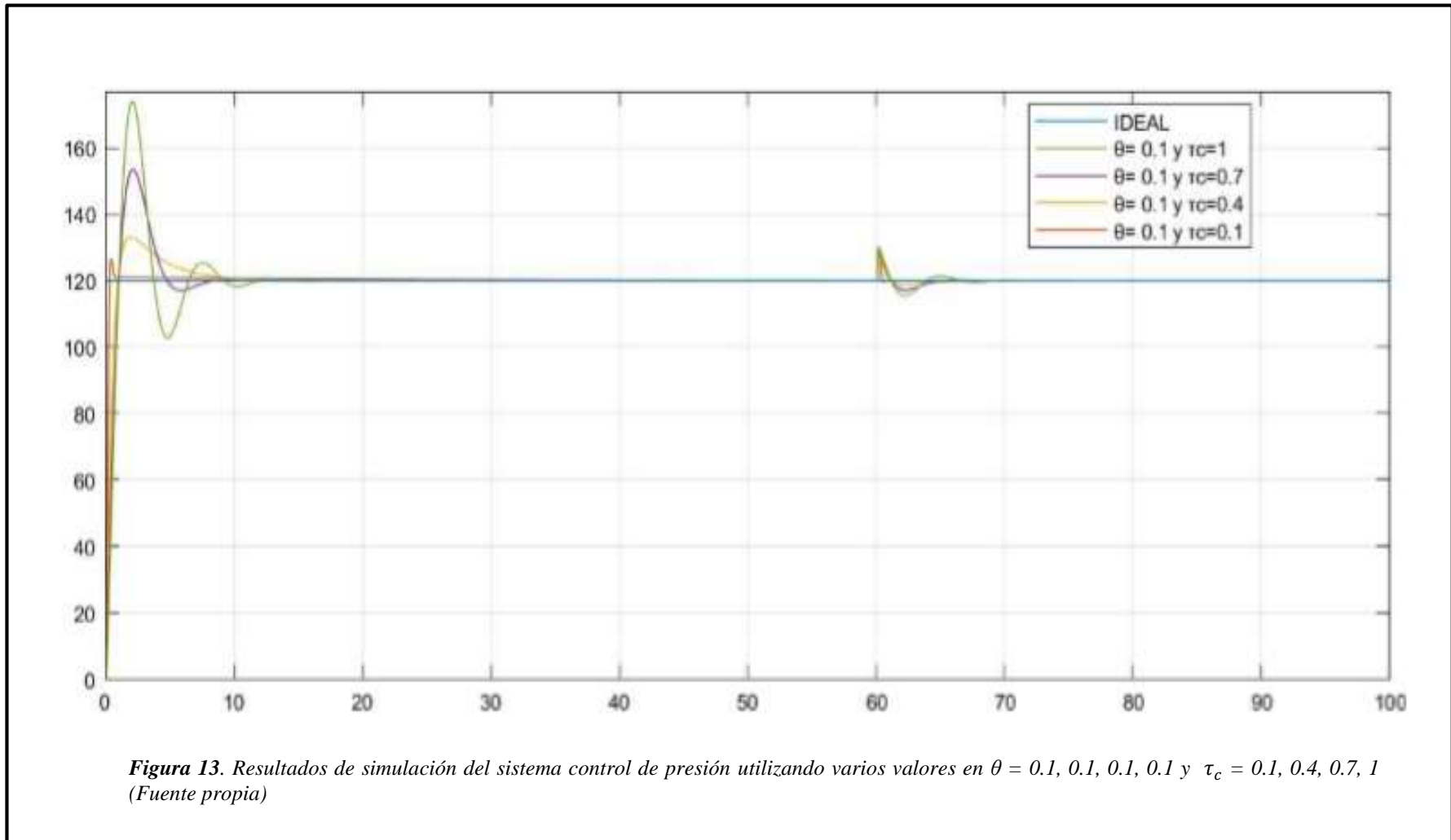


Figura 13. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC con disturbios a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; visualizar figura 74.

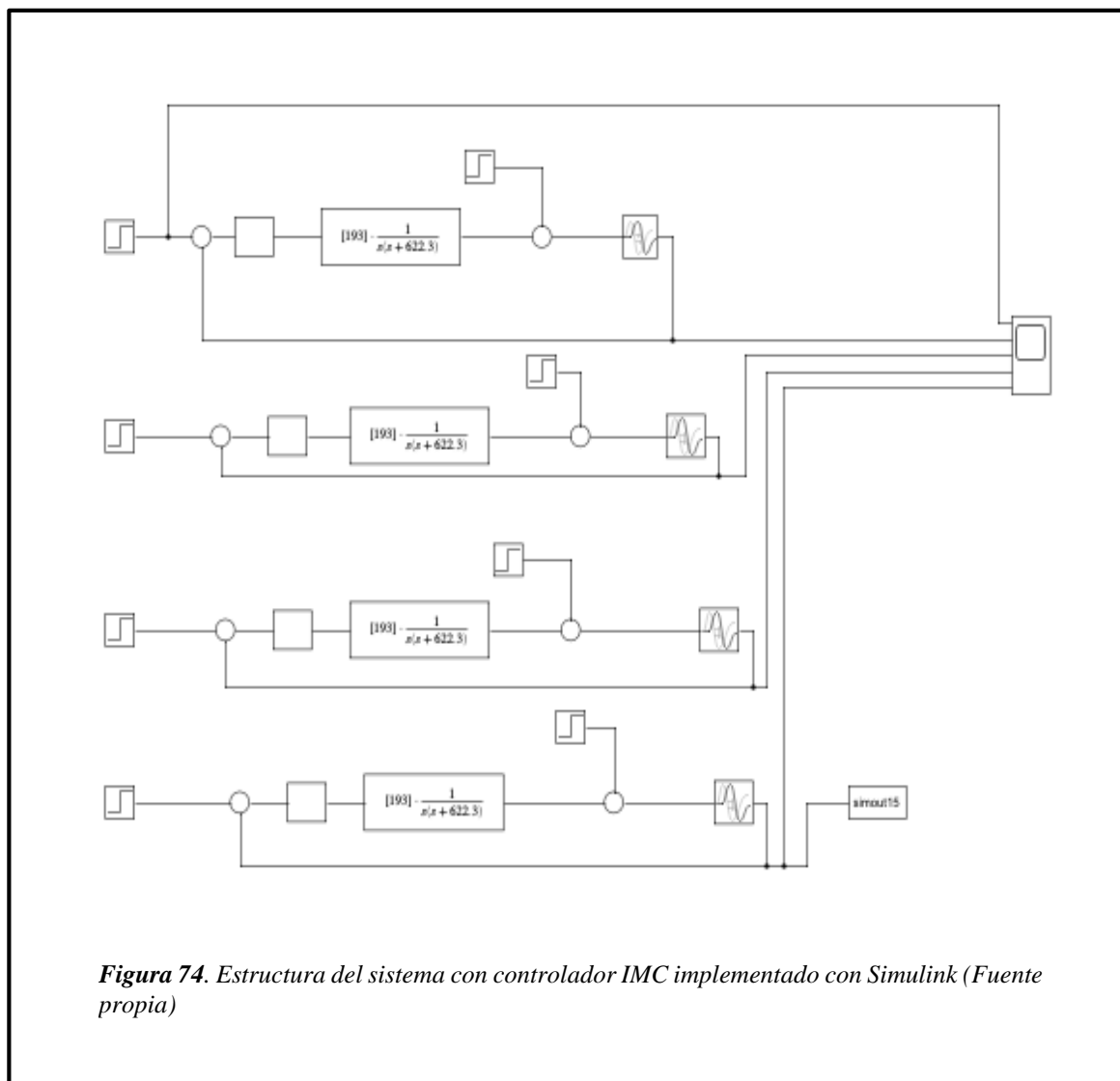
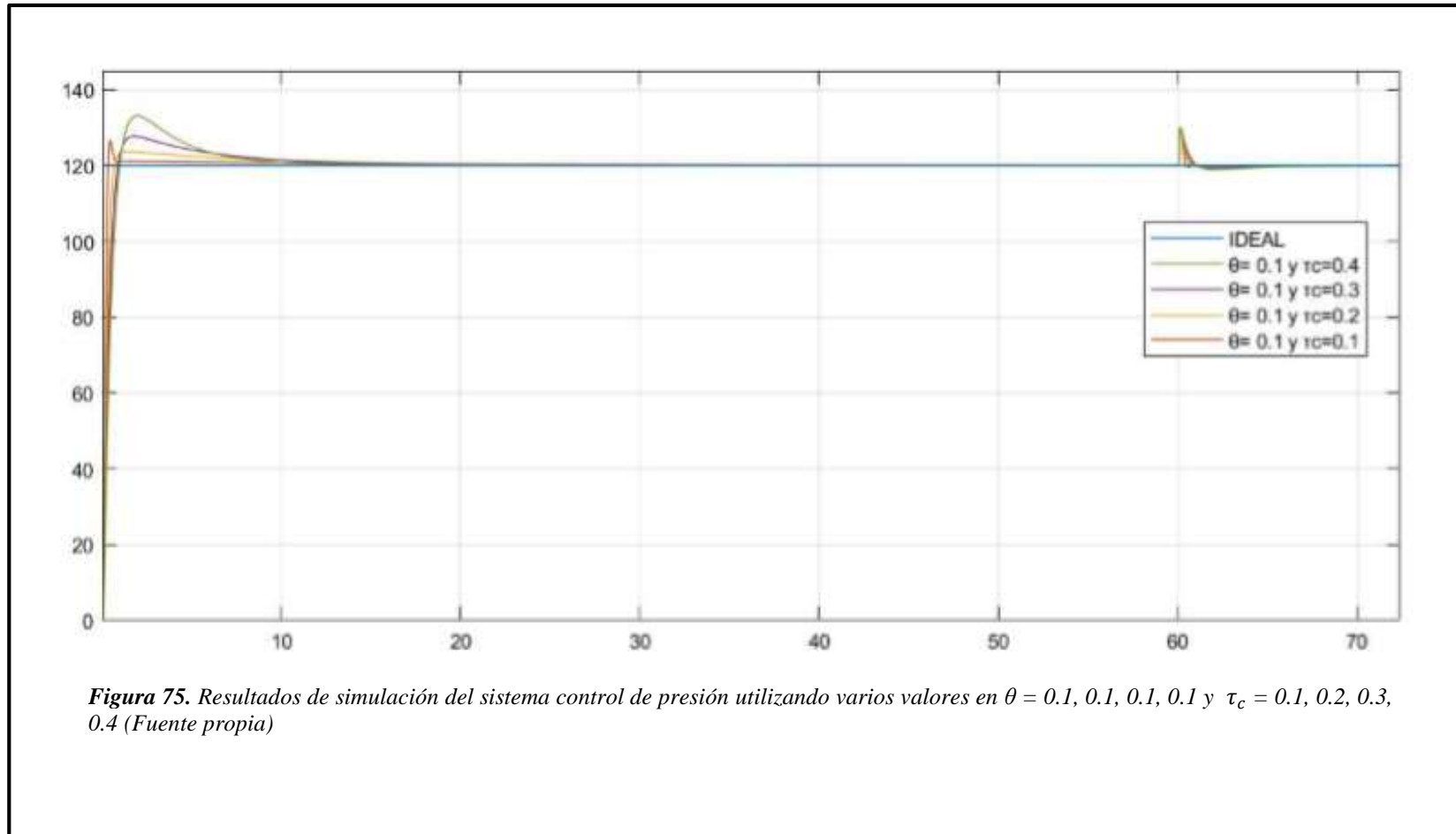


Figura 74. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver figura 75.



3.15 Control SIMC con Disturbios a la Entrada y Salida.

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1, 1$, y $\theta = (0.1, 0.2, 0.3)$.

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1, 1$, y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$; ver figura 76.

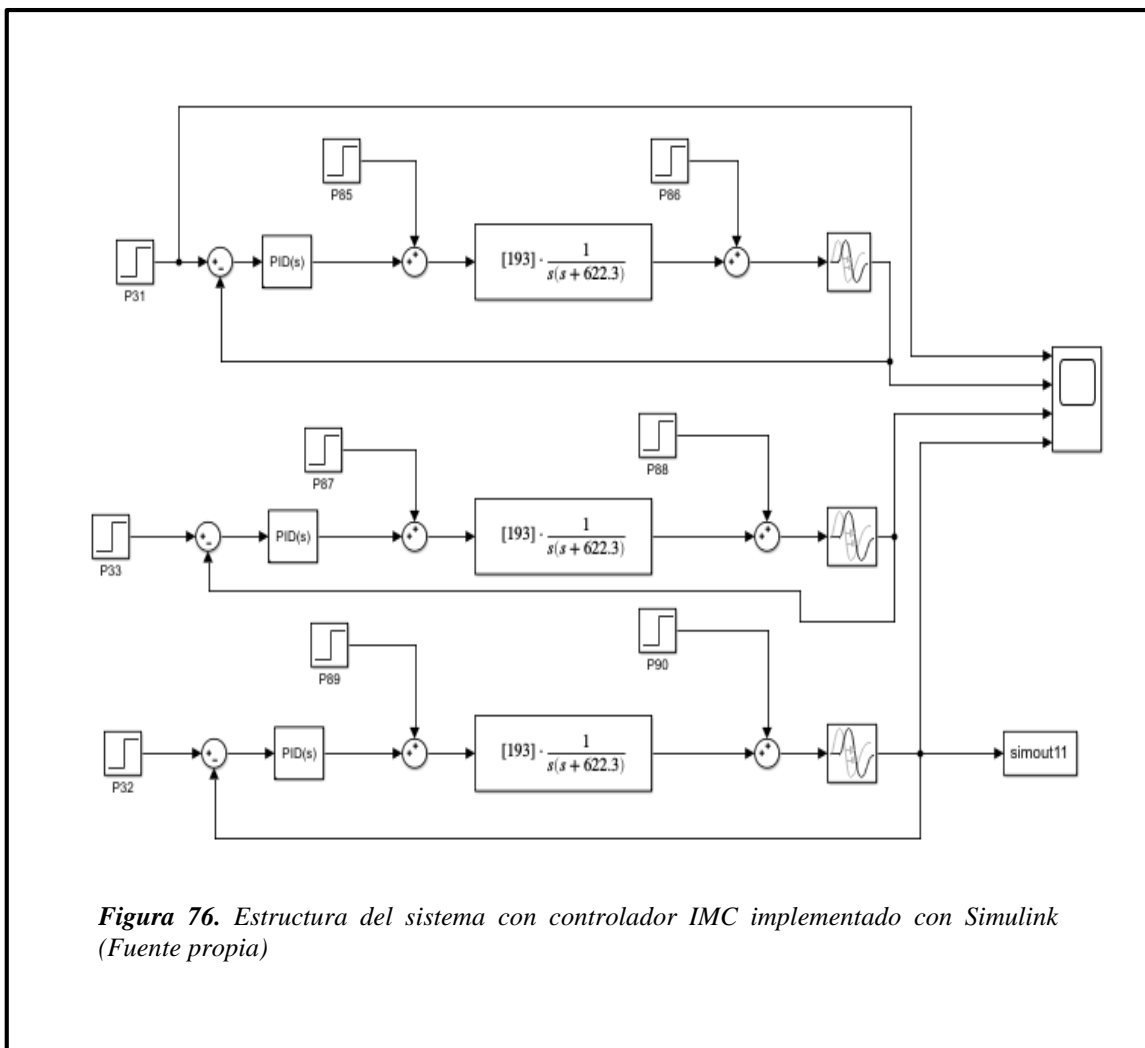
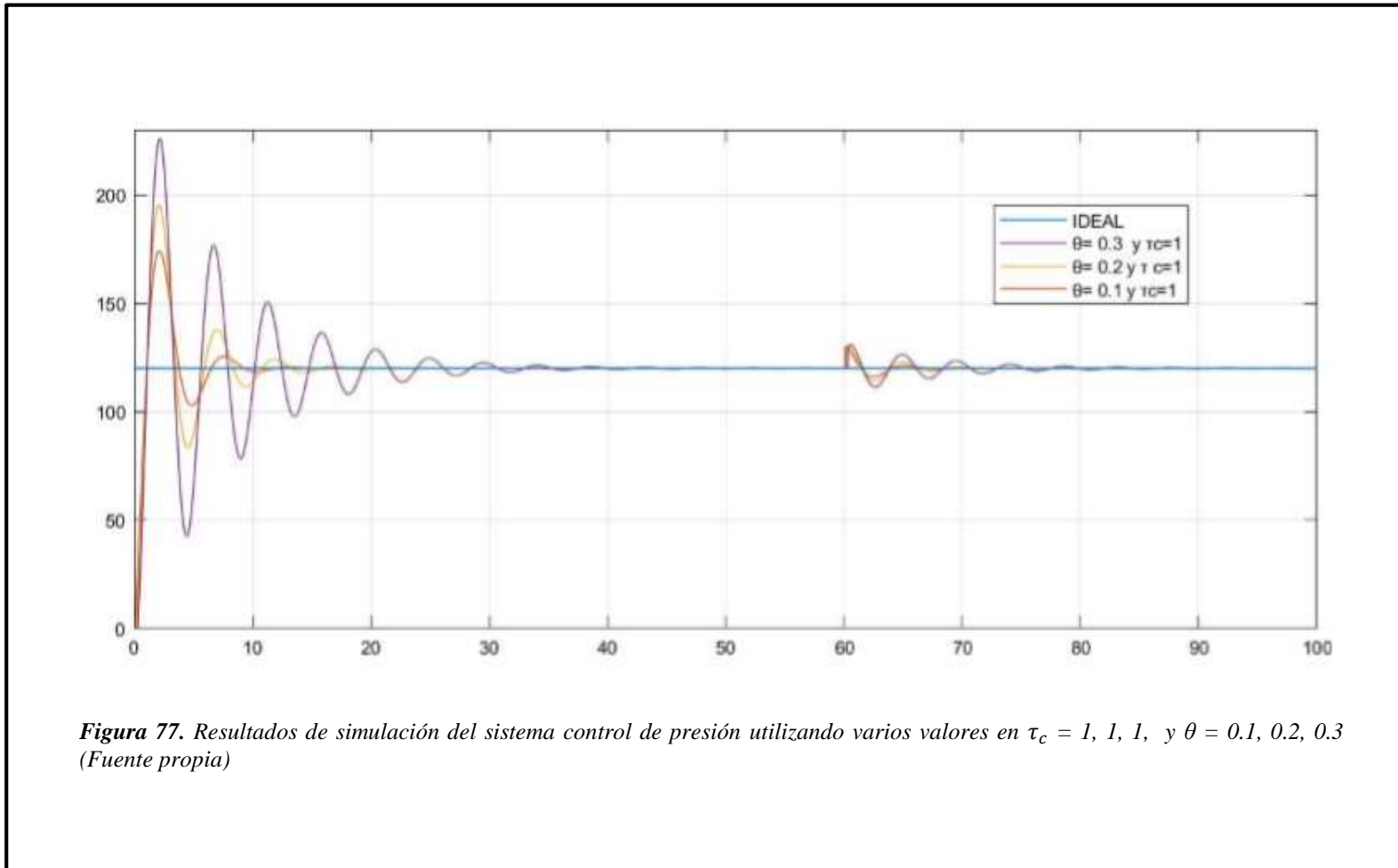


Figura 76. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1, 1$, y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3$; visualizar figura 77.



Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver figura 78.

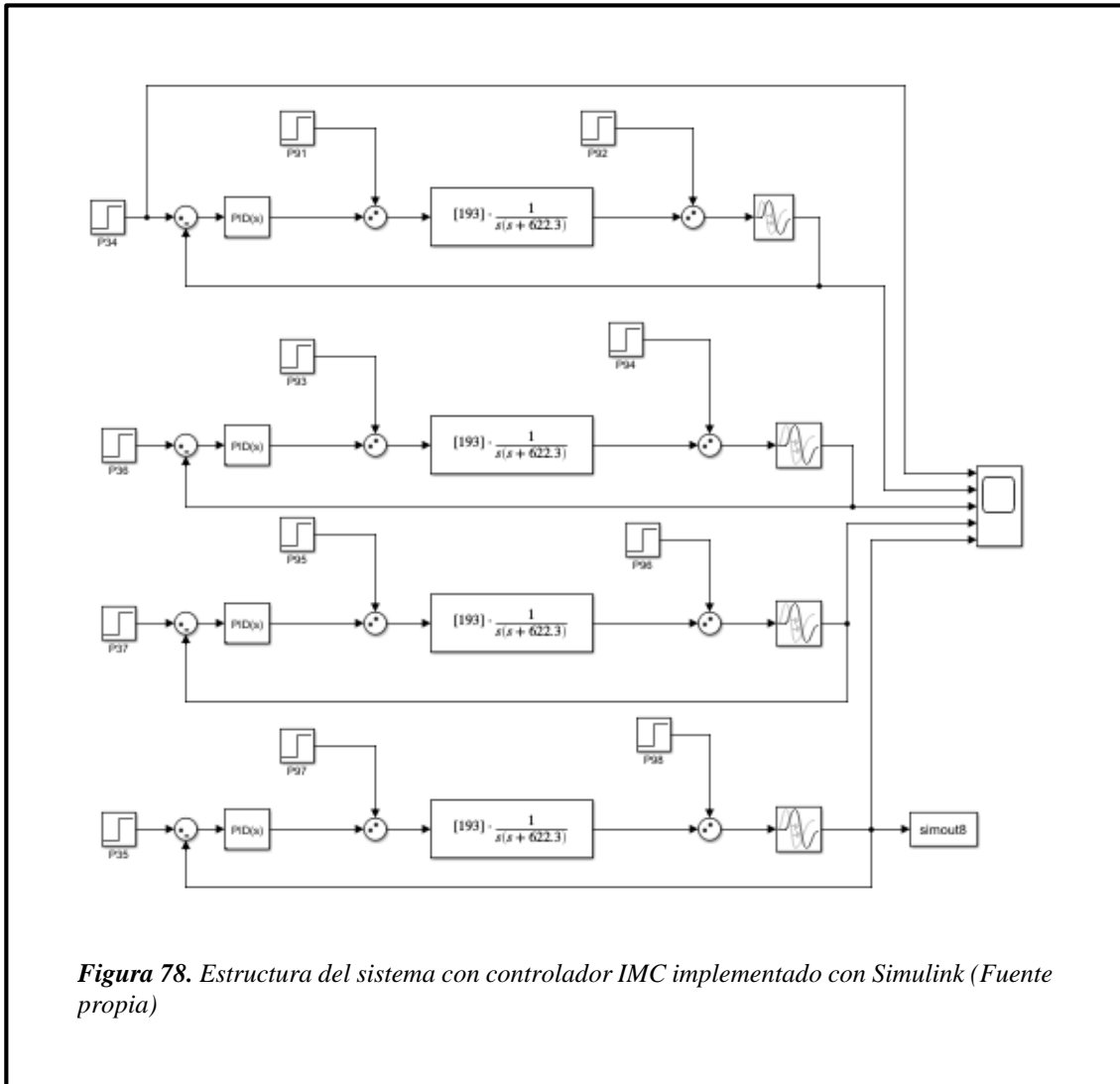


Figura 78. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; visualizar figura 79.

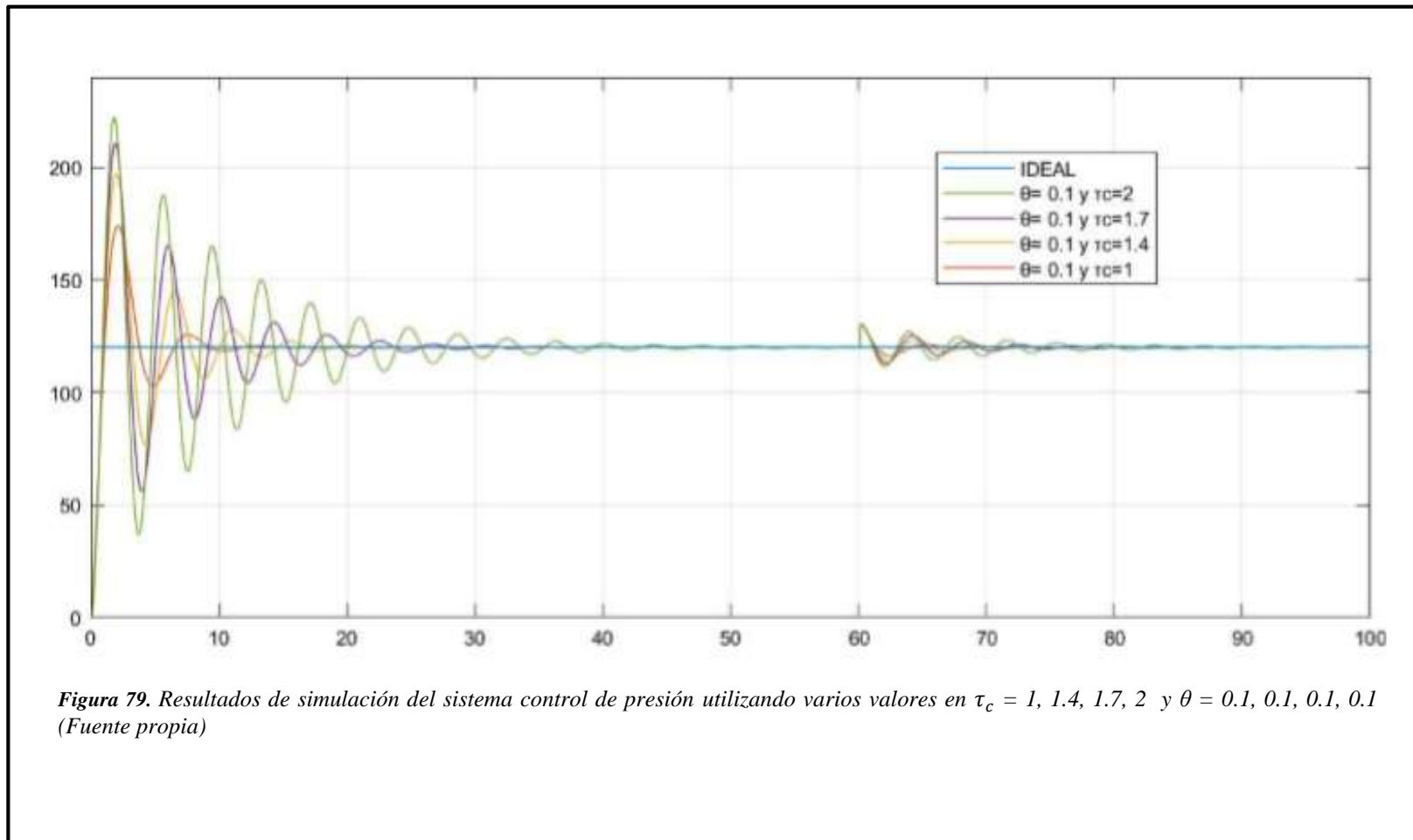


Figura 79. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1.4, 1.7, 2$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$; ver figura 80.

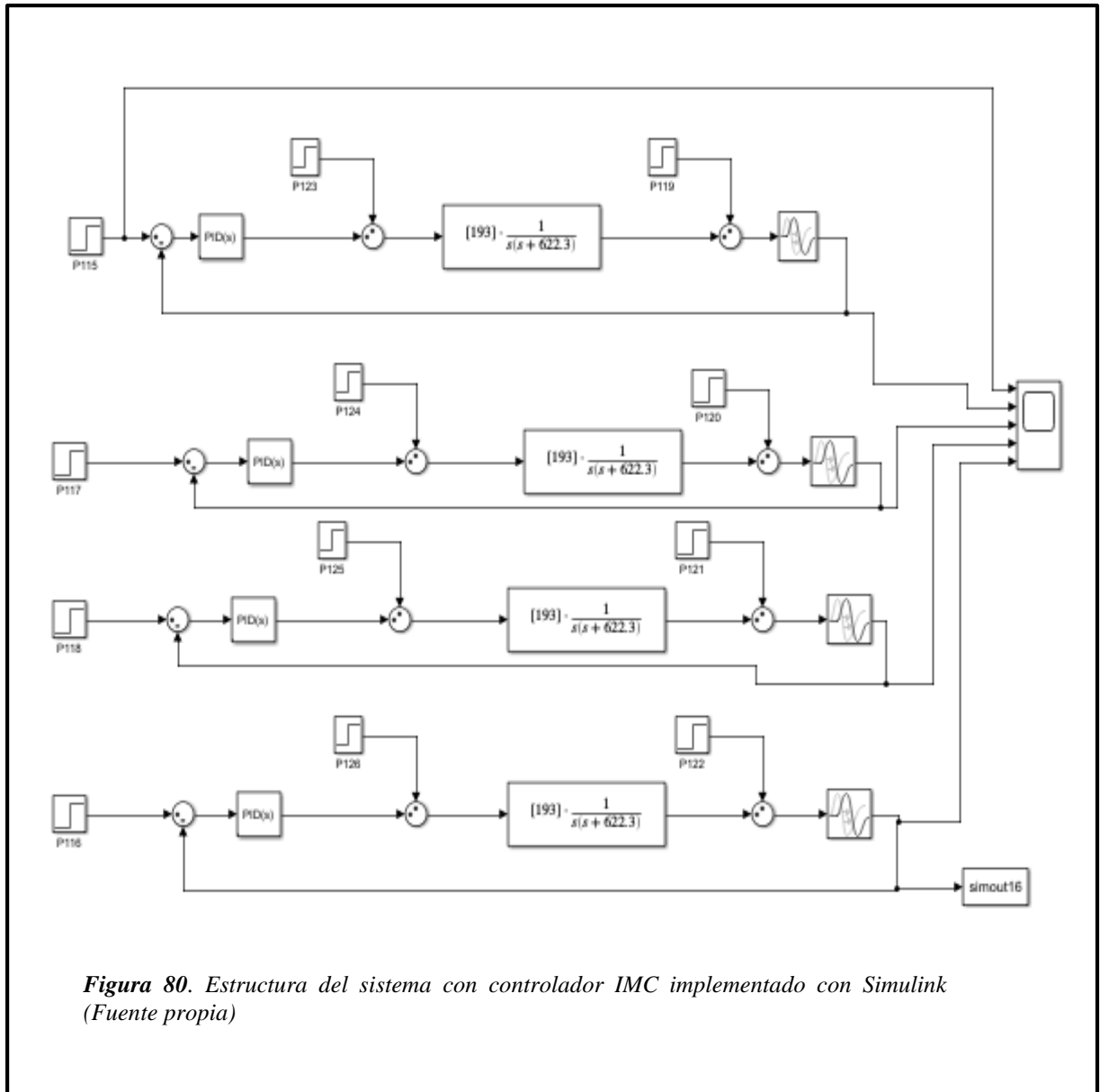


Figura 80. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$; ver figura 81.

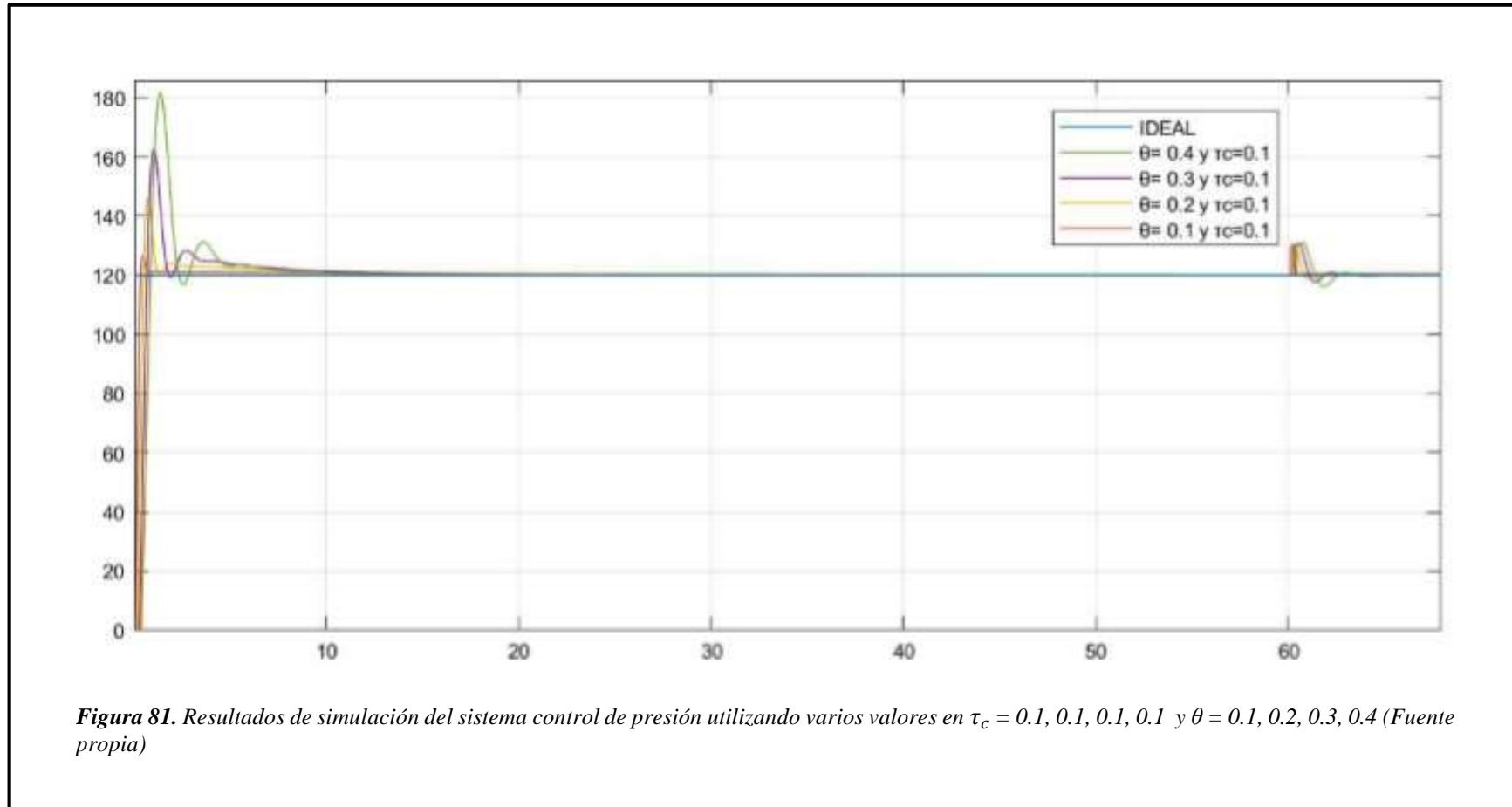


Figura 81. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$ y $\theta = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$; visualizar figura 82.

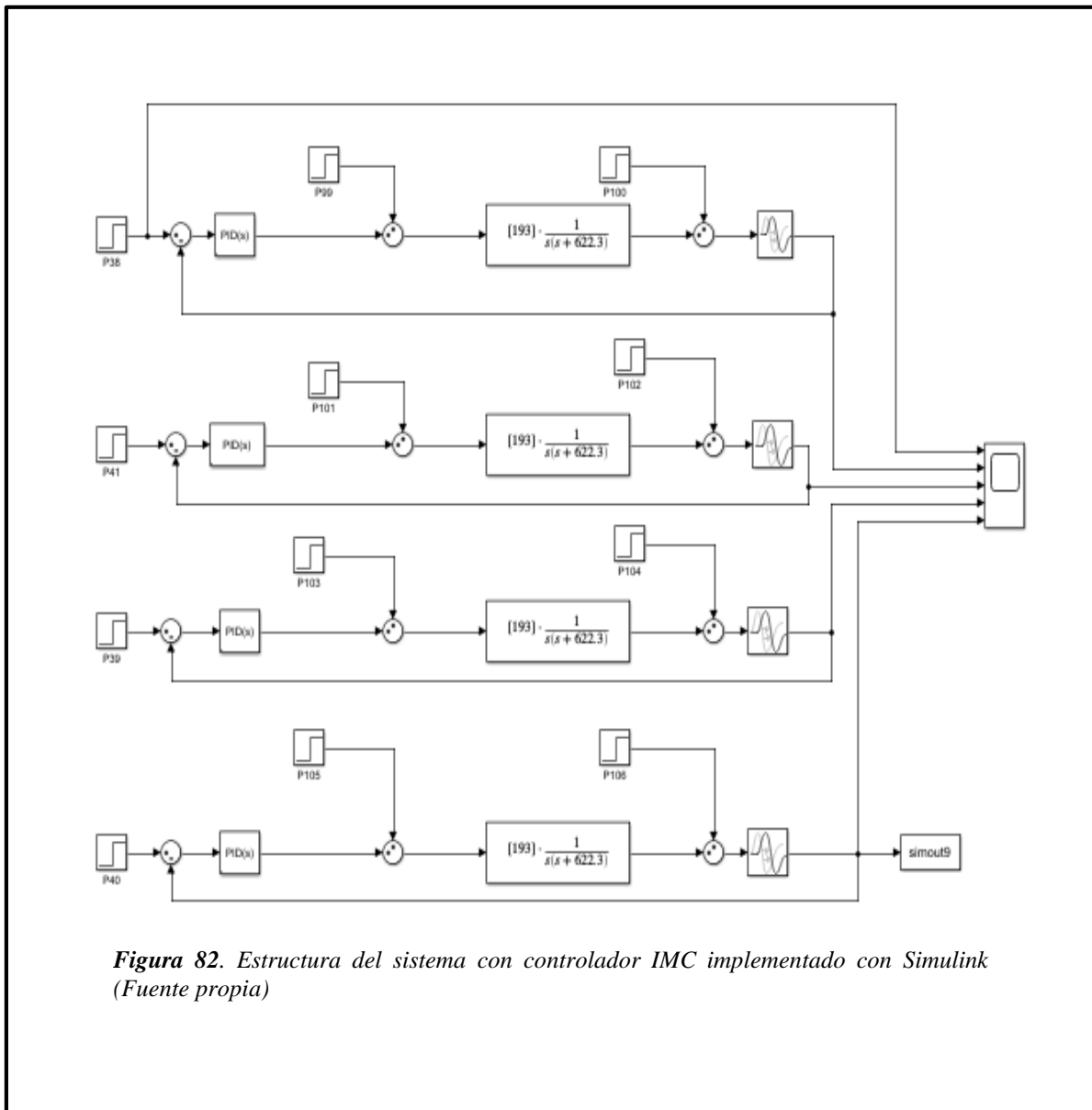


Figura 82. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$; ver figura 83.

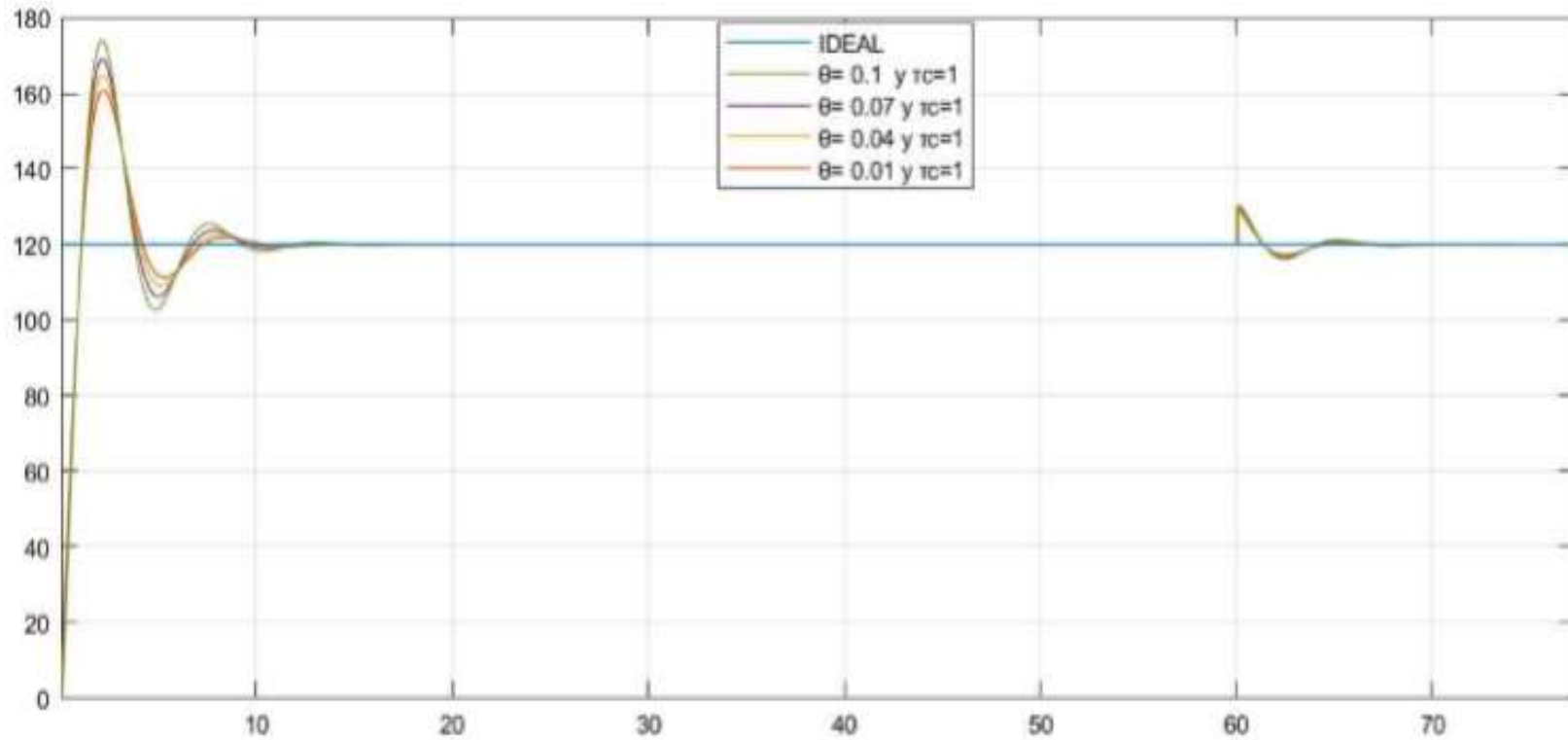


Figura 83. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 1, 1, 1, 1$ y $\theta = 0.01, 0.04, 0.07, 0.1$ (Fuente propia)

Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – IMC aplicado en nuestra planta con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver figura 84.

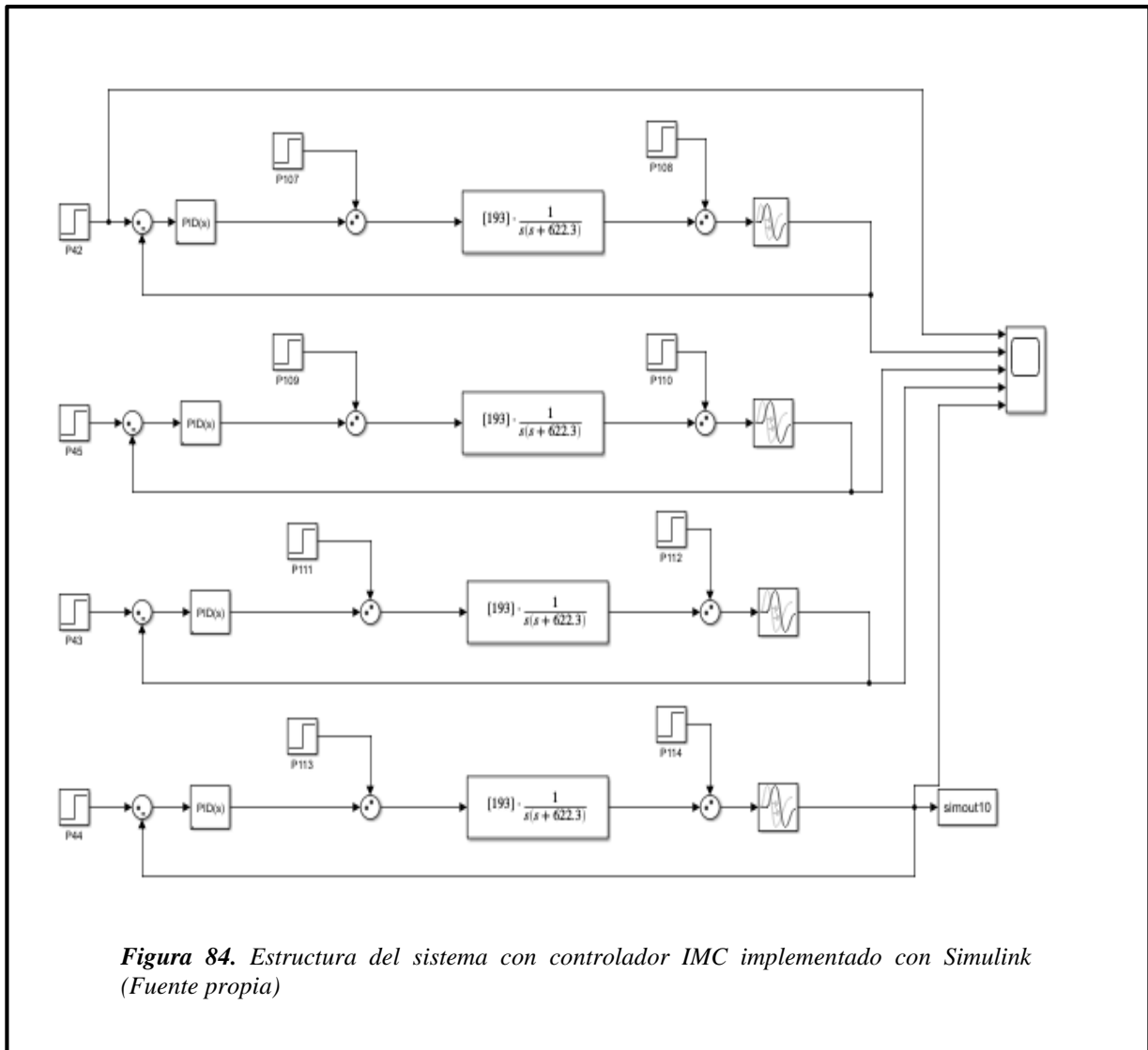
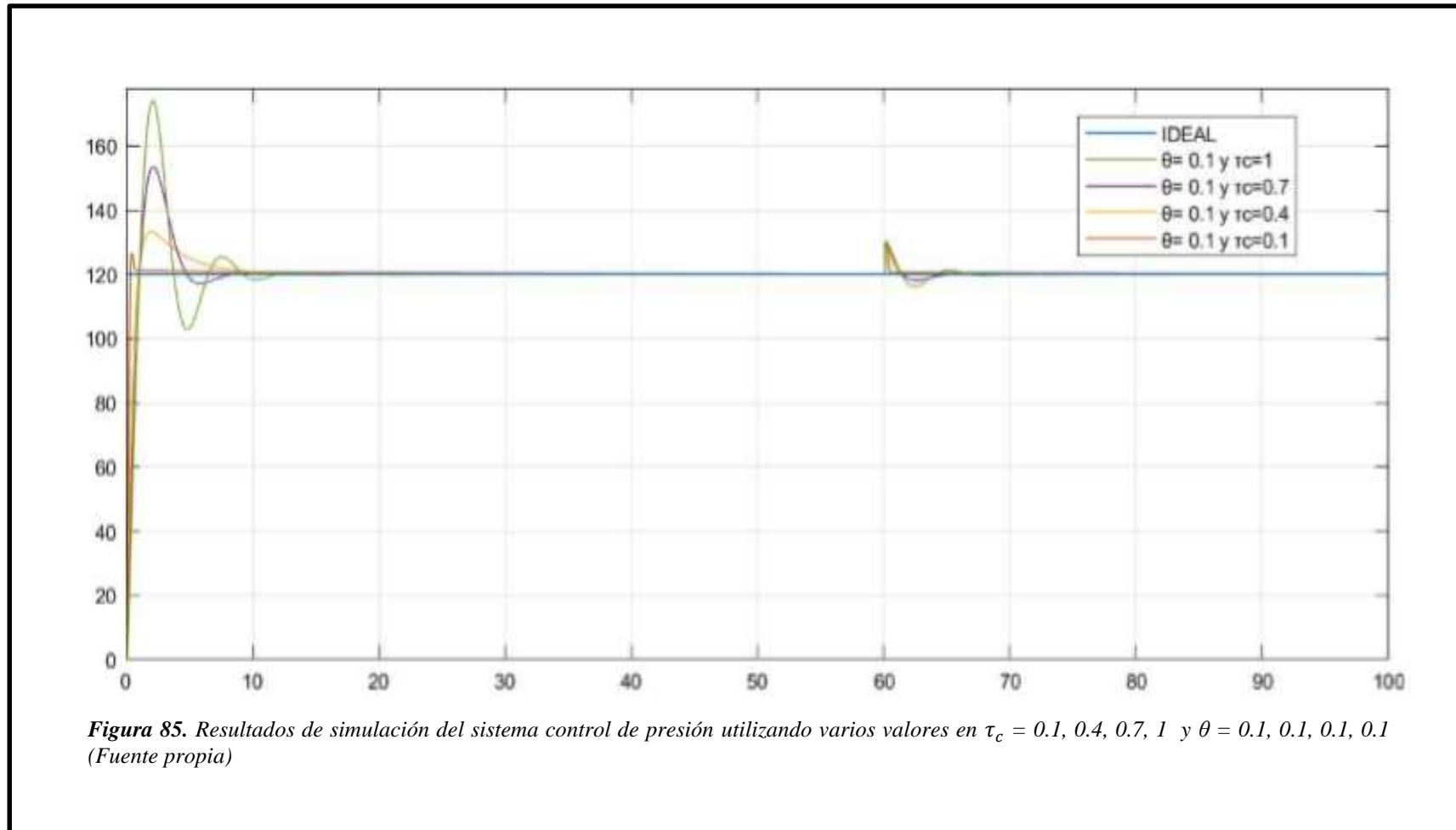


Figura 84. Estructura del sistema con controlador IMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.4, 0.7, 1$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; visualizar figura 85.



Realizamos pruebas con los controles SIMC con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – SIMC aplicado en nuestra planta con disturbios a la entrada y salida con diferentes valores en $\tau_c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; ver figura 86.

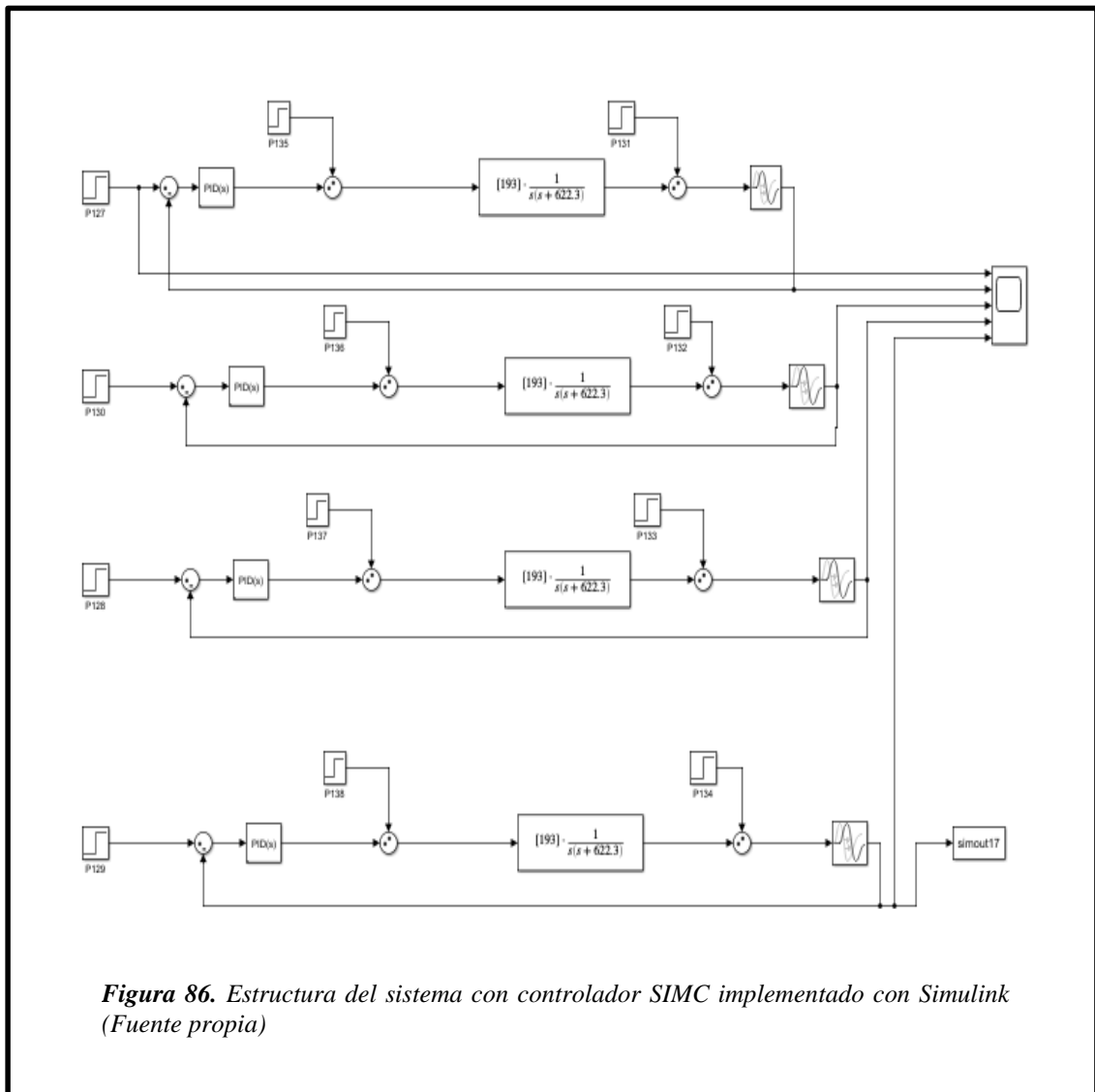
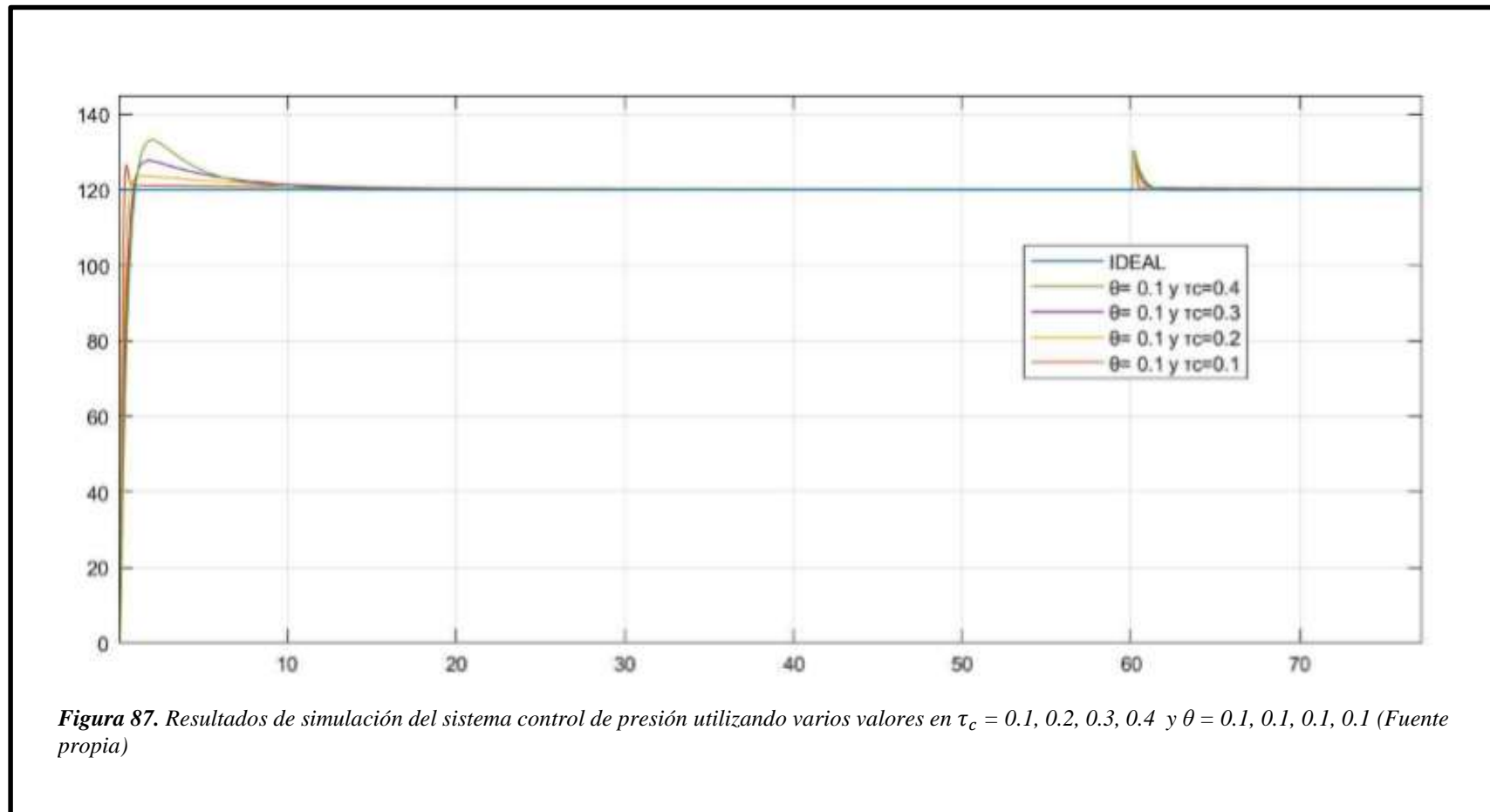


Figura 86. Estructura del sistema con controlador SIMC implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en $\tau_c = 0.1, 0.2, 0.3, 0.4$ y $\theta = 0.1, 0.1, 0.1, 0.1$; visualizar figura 87.



3.16 Control de Presión Utilizando JINLIU.

Realizamos pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ , ver tabla 33.

ε	1	1	1	1
λ	0.1	0.2	0.3	0.4
k	0.3101	0.3101	0.3101	λ
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.1	0.1	0.1	0.1
b	-0.009055118	-0.077007874	-0.262755906	-0.625354331
c	0.4	0.7	1	1.3
σ	0.1	0.2	0.3	0.4
kc	18.44884568	12.26348102	10.7149566	19.14839681
ti	0.4	0.7	1	1.3
td	0.000204988	0.008471732	0.069040666	0.300821568

Tabla 33. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , visualizar 88.

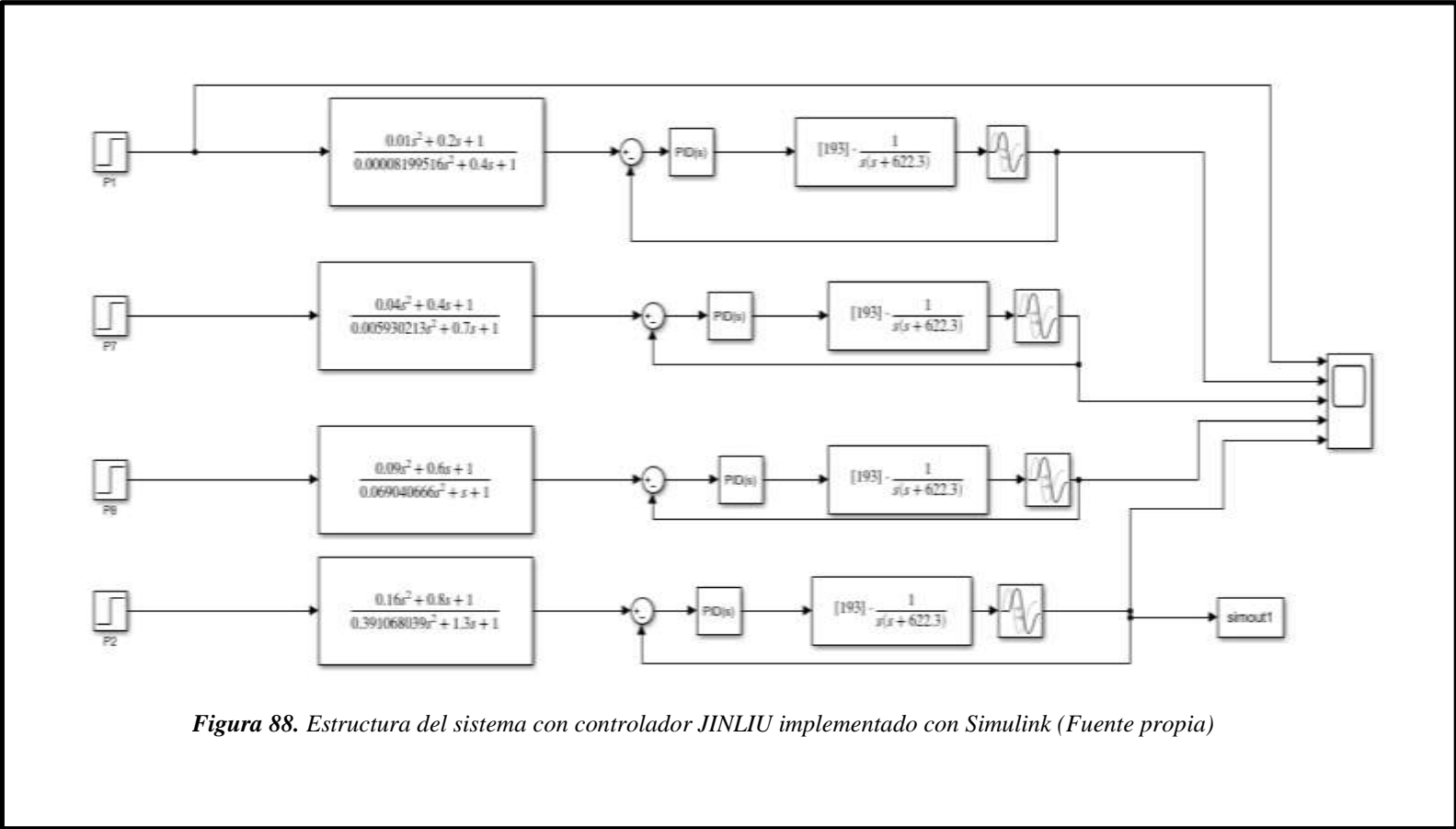


Figura 88. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, visualizar figura 89.

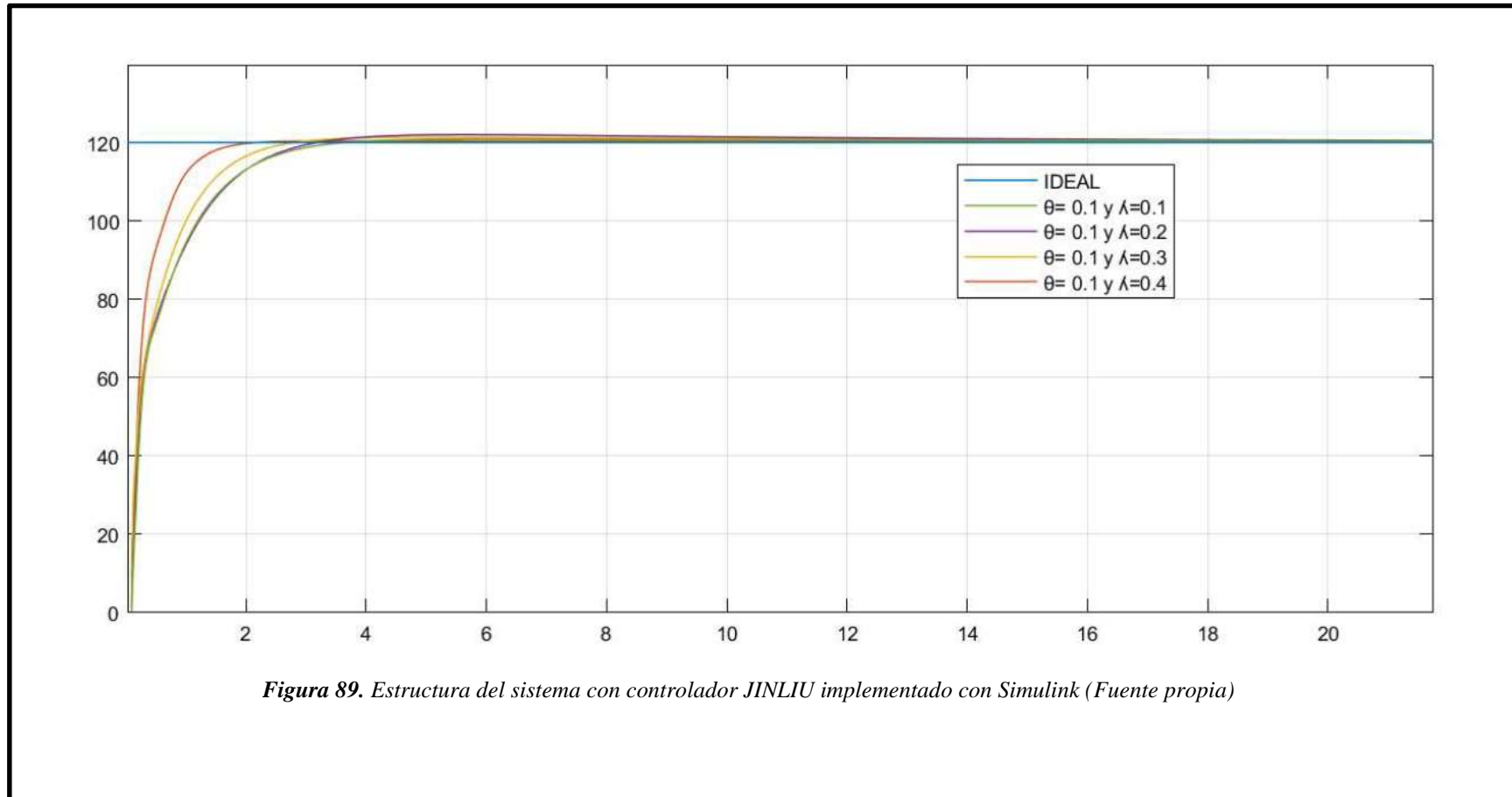


Figura 89. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ , ver tabla 34.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1, \lambda=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1, \lambda=0.2$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1, \lambda=0.3$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.1, \lambda=0.4$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.23	0.275	0.3	0.308
Tiempo de Subida	tr	s	2.2	2.8	3.19	3.64
Tiempo Pico	tp	s	4	5	5.5	6
Sobreelongación	Mp	-	0.42	0.8	1.39	2
Tiempo de Asentamiento	ts	s	0	0	0	0

Tabla 34. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ

Realizamos pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ , ver tabla 35.

ε	1	1	1	1
λ	0.1	0.2	0.3	0.4
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.2	0.2	0.2	0.2
b	-0.004087302	-0.038095238	-0.131468254	-0.313968254
c	0.5	0.8	1.1	1.4
σ	0.1	0.2	0.3	0.4
kc	12.40454102	9.261620945	7.503960281	6.825686891
tí	0.5	0.8	1.1	1.4
td	0.00003341207	0.001814058956916	0.0157126380013285	0.07041147464276720

Tabla 35. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU aplicado en nuestra planta con diferentes valores en λ , ver figura 90.

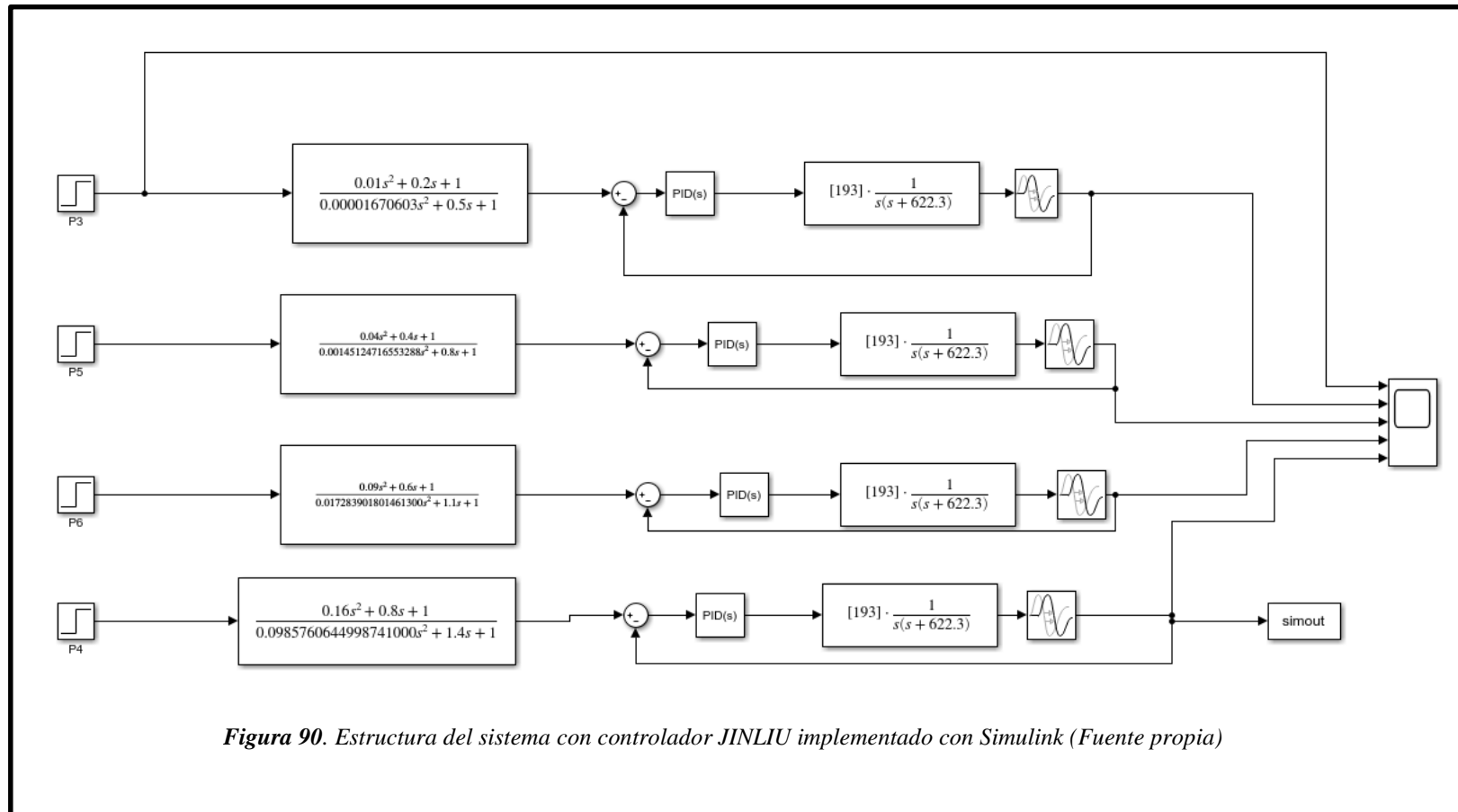


Figura 90. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, visualizar figura 91.

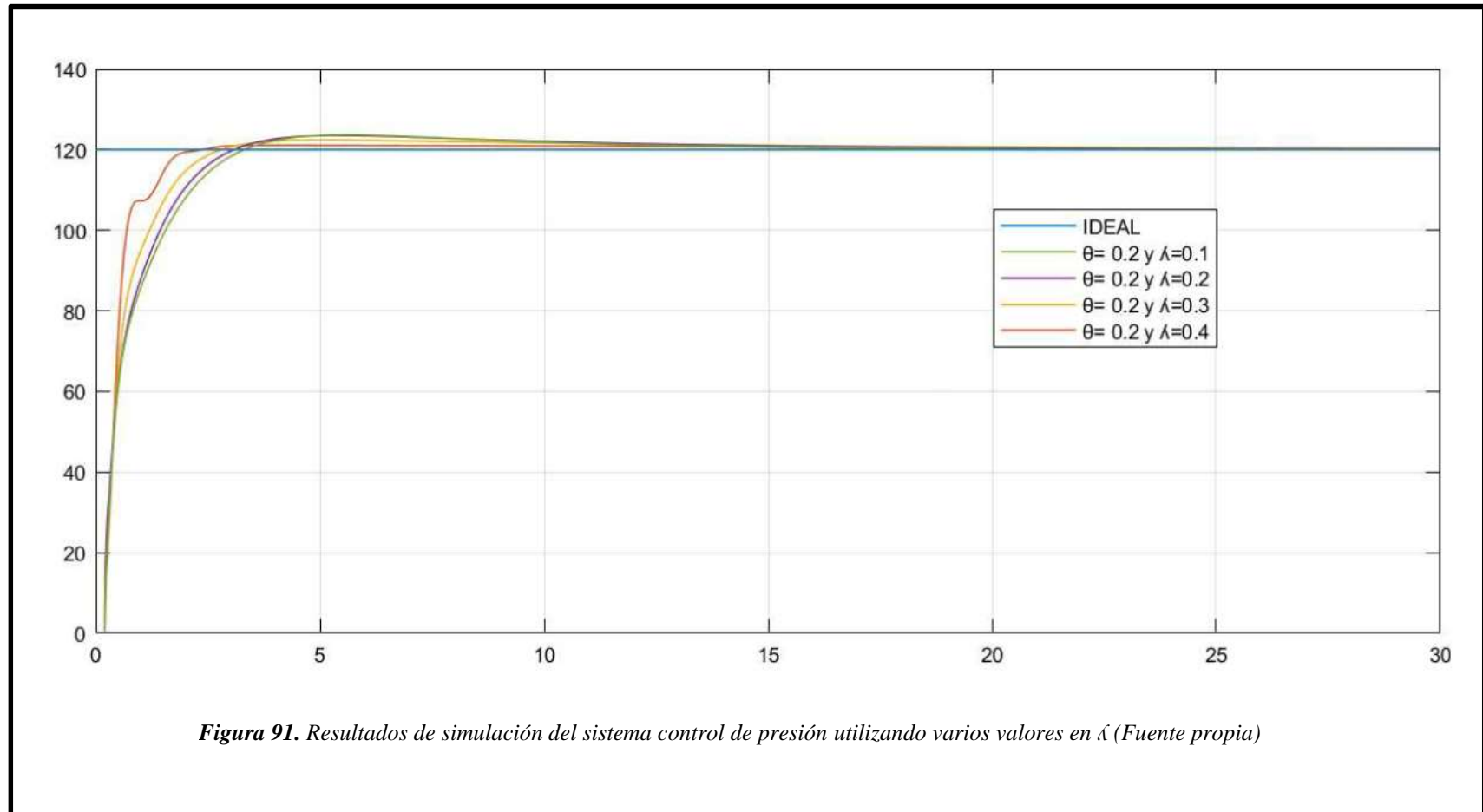


Figura 91. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ , ver tabla 36.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.2, \lambda=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.2, \lambda=0.2$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.2, \lambda=0.3$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.2, \lambda=0.4$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.447	0.451	0.456	0.458
Tiempo de Subida	tr	s	2.4	2.82	3.09	3.32
Tiempo Pico	tp	s	4.1	5.1	5.4	5.6
Sobreelongación	Mp	-	1.07	2.39	3.515	3.65
Tiempo de Asentamiento	ts	s	1.49	1.94	2.275	2.475

Tabla 36. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ

Realizamos pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ , ver tabla 37.

E	1	1	1	1
λ	0.1	0.2	0.3	0.4
K	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
T	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
Θ	0.3	0.3	0.3	0.3
B	-0.002307692	-0.024880637	-0.087135279	-0.208965517
C	0.6	0.9	1.2	1.5
Σ	0.1	0.2	0.3	0.4
Kc	9.213851383	7.453599245	6.217341209	5.457482746
Ti	0.6	0.9	1.2	1.5
Td	0.0000088757396	0.000687828975399	0.0063271306348458	0.02911105826397150

Tabla 37. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , visualizar figura 92.

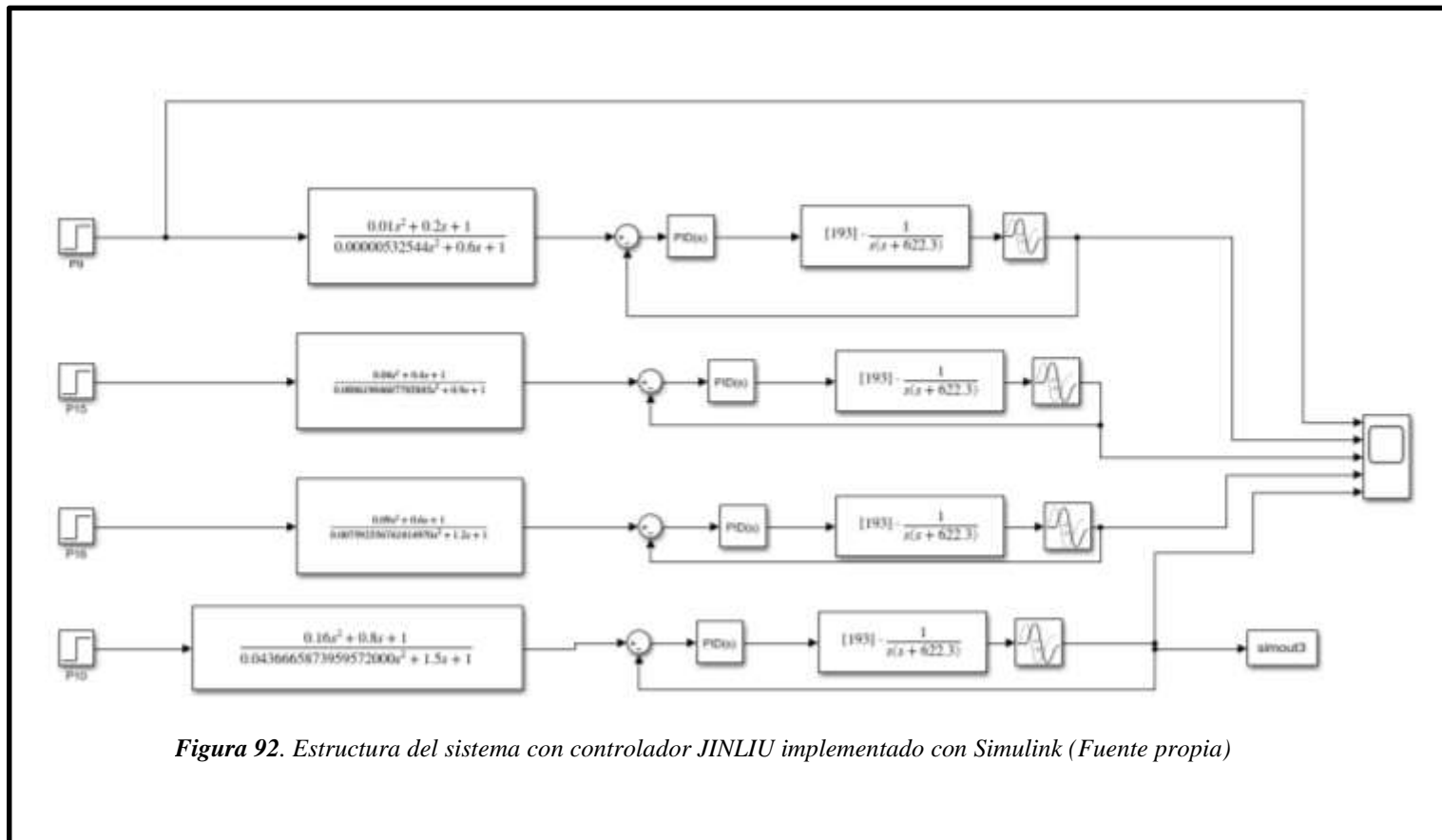


Figura 92. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 93.

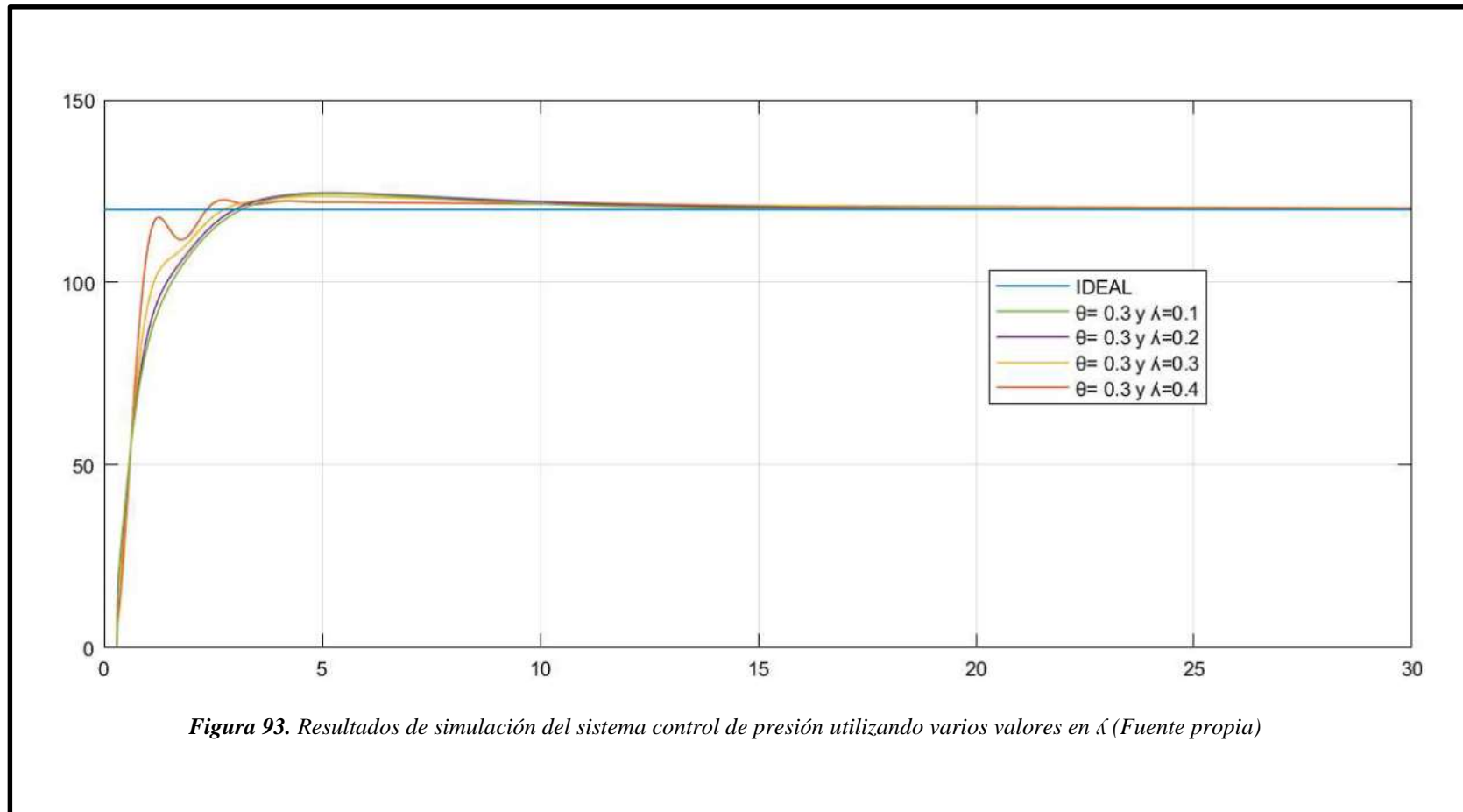


Figura 93. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ , visualizar tabla 38.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.3, \lambda=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.3, \lambda=0.2$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.3, \lambda=0.3$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta= 0.3, \lambda=0.4$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.64	0.648	0.66	0.664
Tiempo de Subida	tr	s	2.4	2.75	3	3.18
Tiempo Pico	tp	s	2.75	4.95	5.3	5.3
Sobreelongación	Mp	-	2.6	3.6	4.5	4.33
Tiempo de Asentamiento	ts	s	2.02	2.17	2.35	2.45

Tabla 38. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ

Realizamos pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ , ver tabla 39.

ε	1	1	1	1
λ	0.1	0.2	0.3	0.4
k	0.3101	0.3101	0.3101	0.3101
τ	0.0016	0.0016	0.0016	0.0016
θ	0.4	0.4	0.4	0.4
b	-0.001334661	-0.018167331	-0.064800797	-0.156175299
c	0.7	1	1.3	1.6
σ	0.1	0.2	0.3	0.4
kc	7.281771982	6.20541214	5.334934456	4.709366779
ti	0.7	1	1.3	1.6
td	0.0000025447442	0.000330051903938	0.0032301102058209	0.01524420247297660

Tabla 39. Pruebas con los controles de JIN LIU con diferentes valores de λ

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 94.

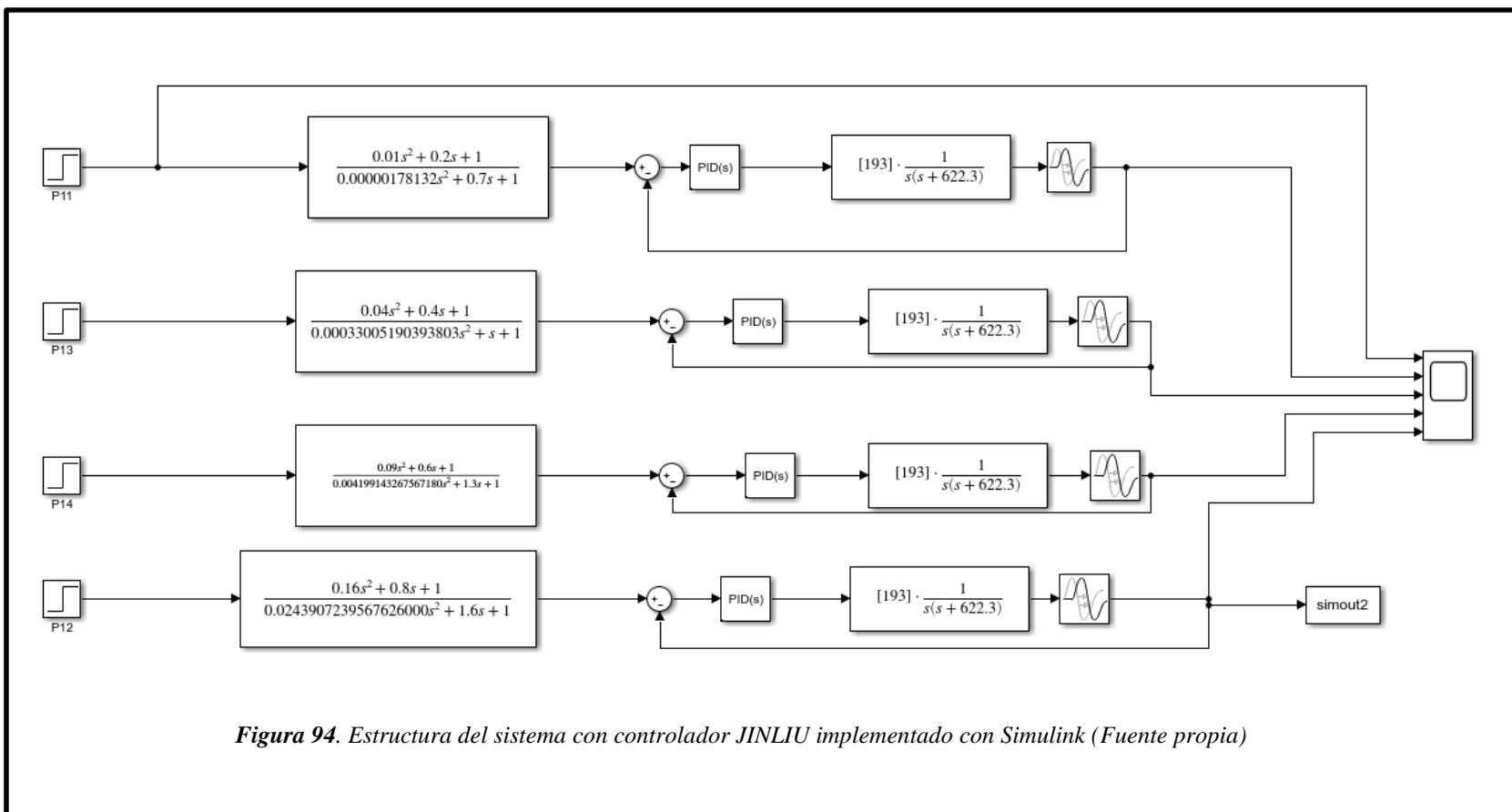


Figura 94. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 95.

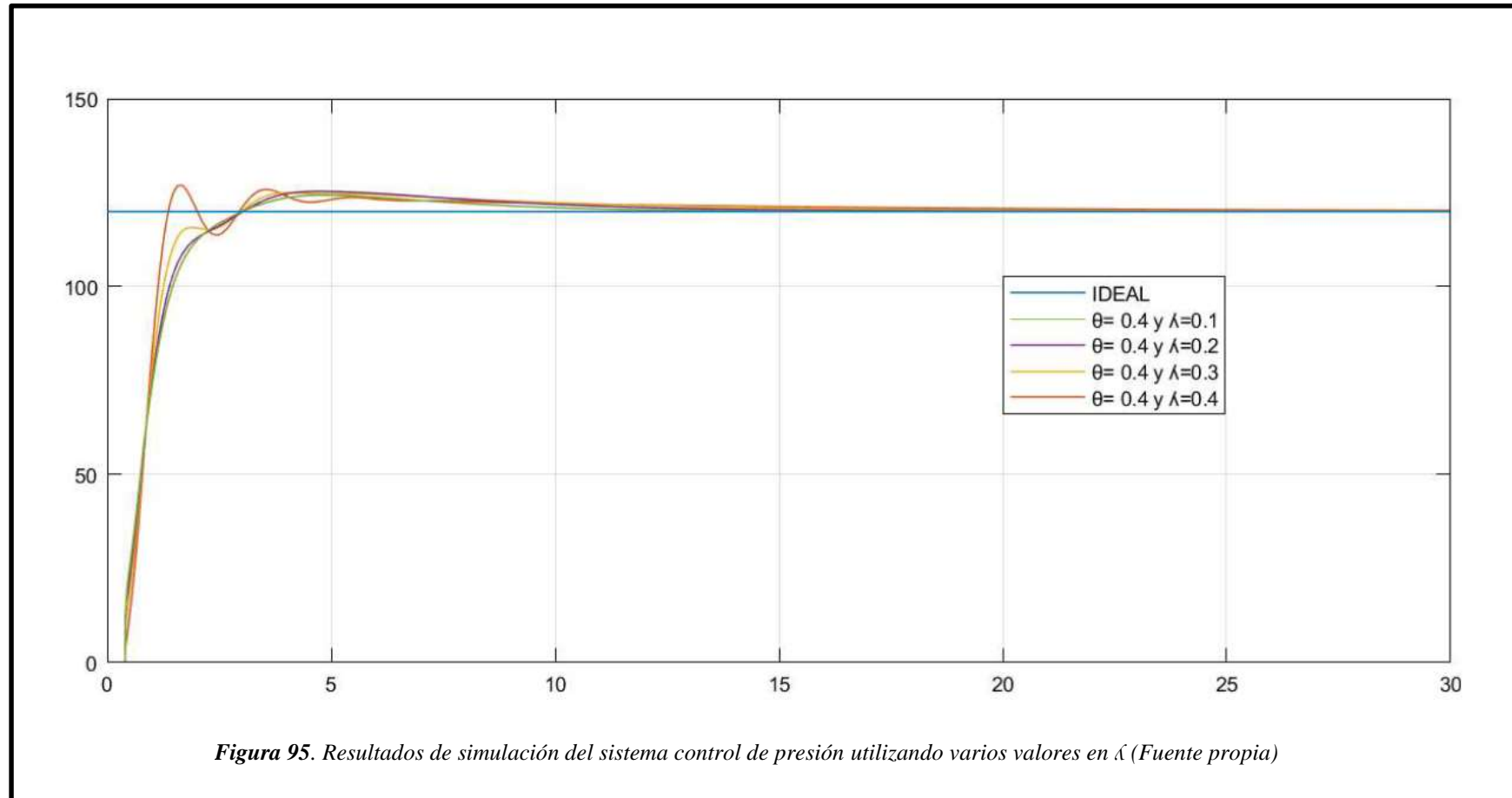


Figura 95. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)

Análisis de respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ , visualizar tabla 40.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.4, \lambda=0.1$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.4, \lambda=0.2$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.4, \lambda=0.3$)	PID 1 Sin Perturbaciones ($\theta=0.4, \lambda=0.4$)
Tiempo de Retardo	td	s	0.851	0.847	0.8475	0.845
Tiempo de Subida	tr	s	1.37	2.99	3.03	3.015
Tiempo Pico	tp	s	1.62	4.05	4.75	4.85
Sobreelongación	Mp	-	7	5	5.35	4.38
Tiempo de Asentamiento	ts	s	2.53	1.65	2.15	2.15

Tabla 40. Respuestas el sistema control de presión utilizando varios valores λ

3.17 Control de Presión Utilizando JINLIU con Disturbio a la Salida.

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 96.

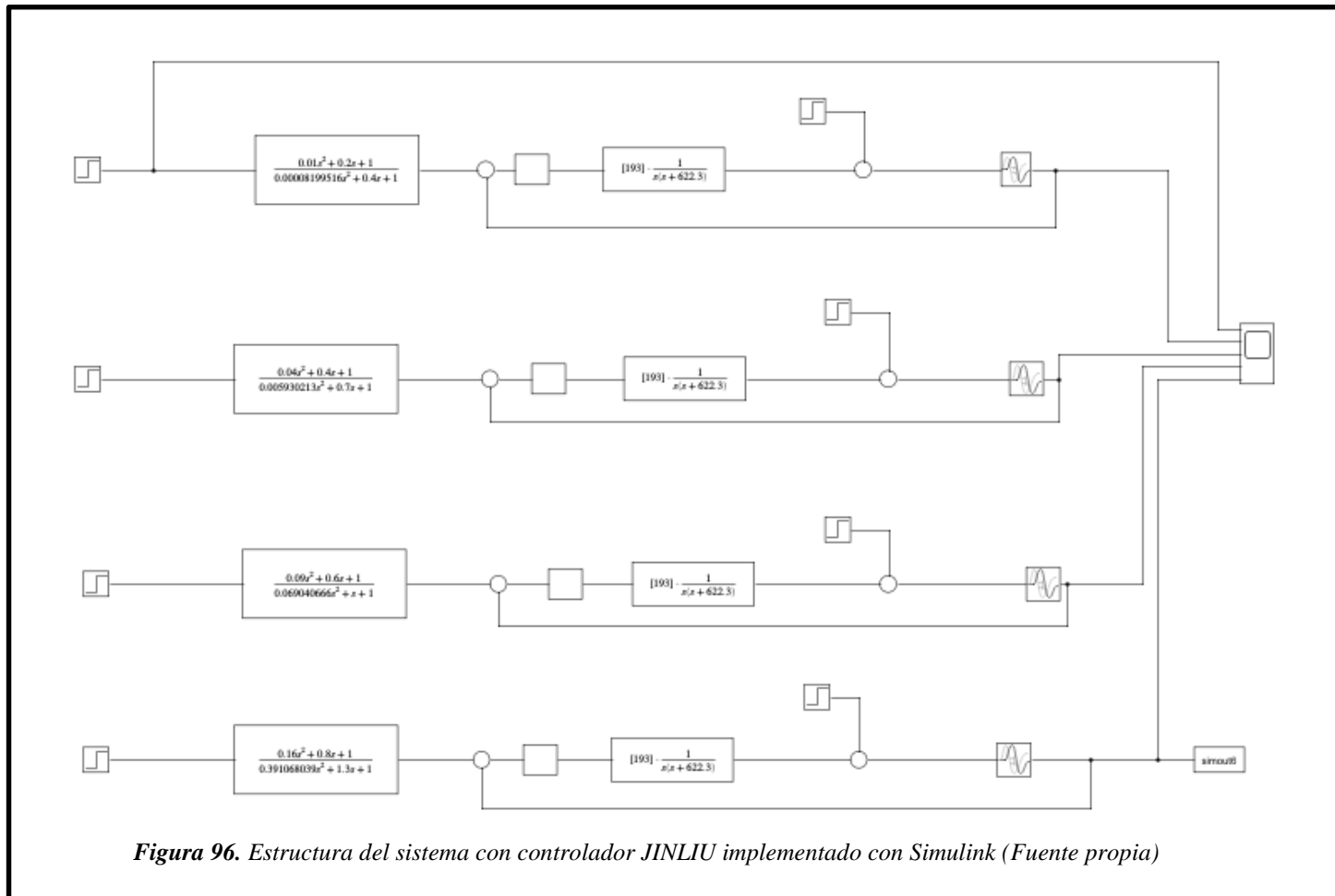


Figura 96. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 97.

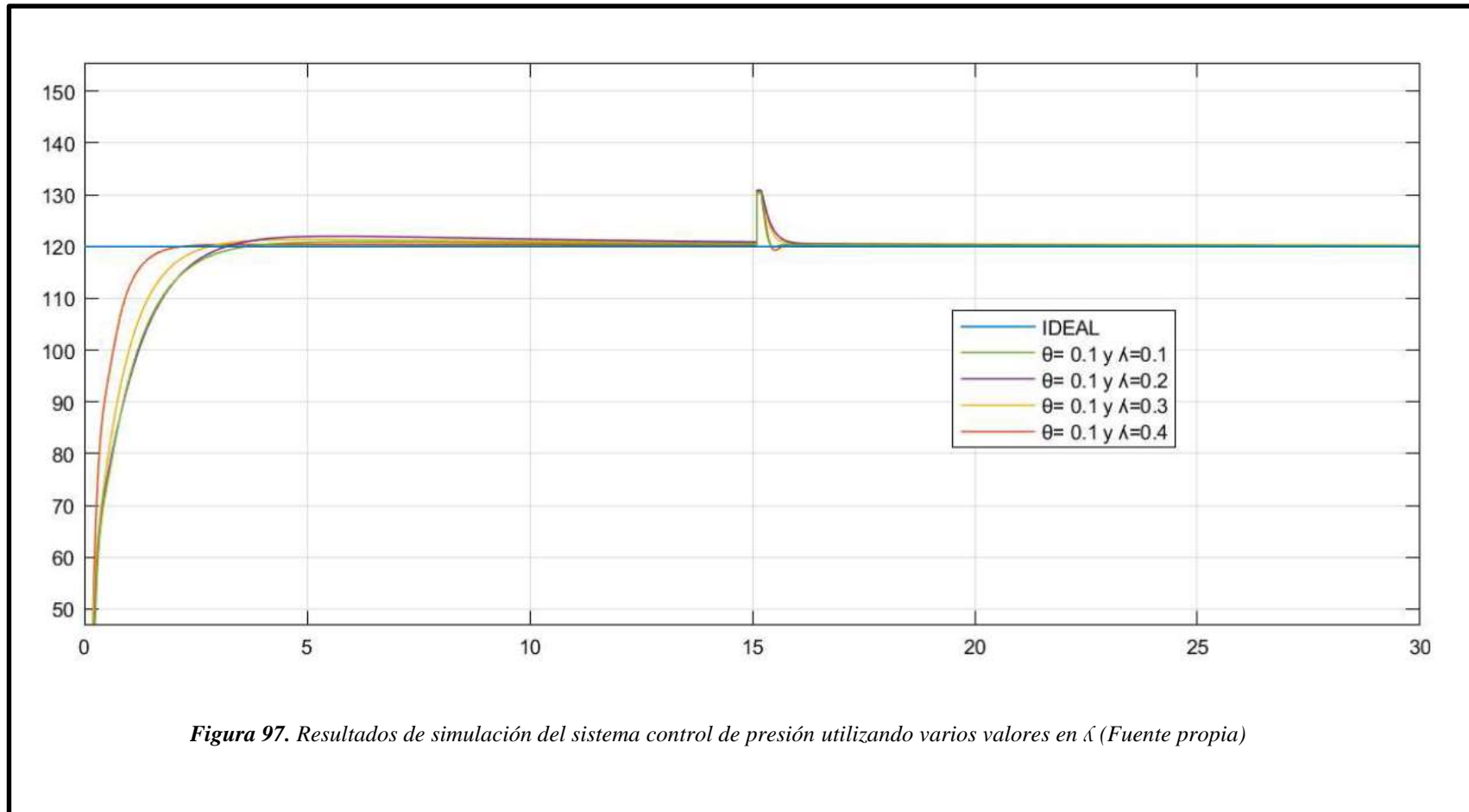


Figura 97. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 98.

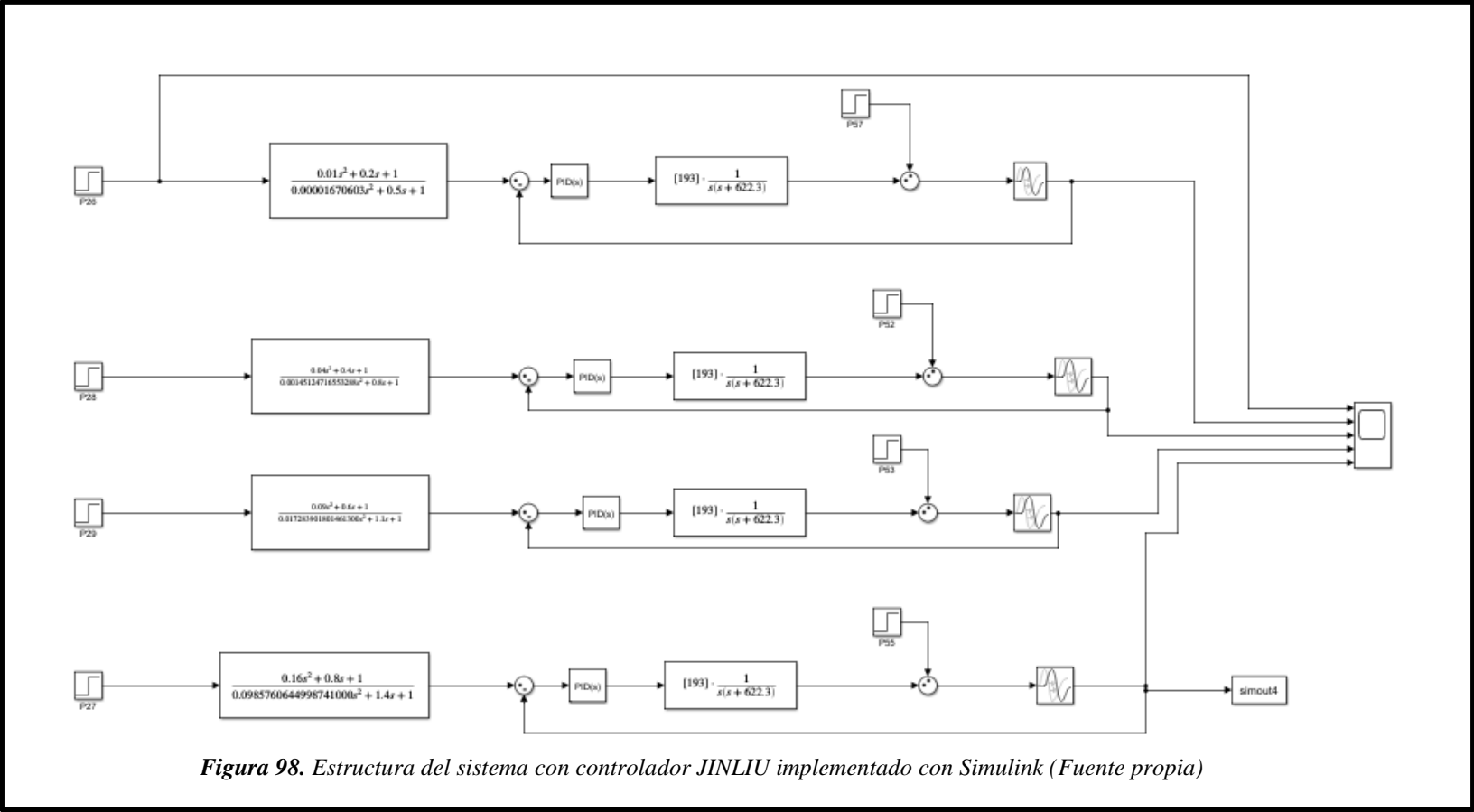


Figura 98. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 99.

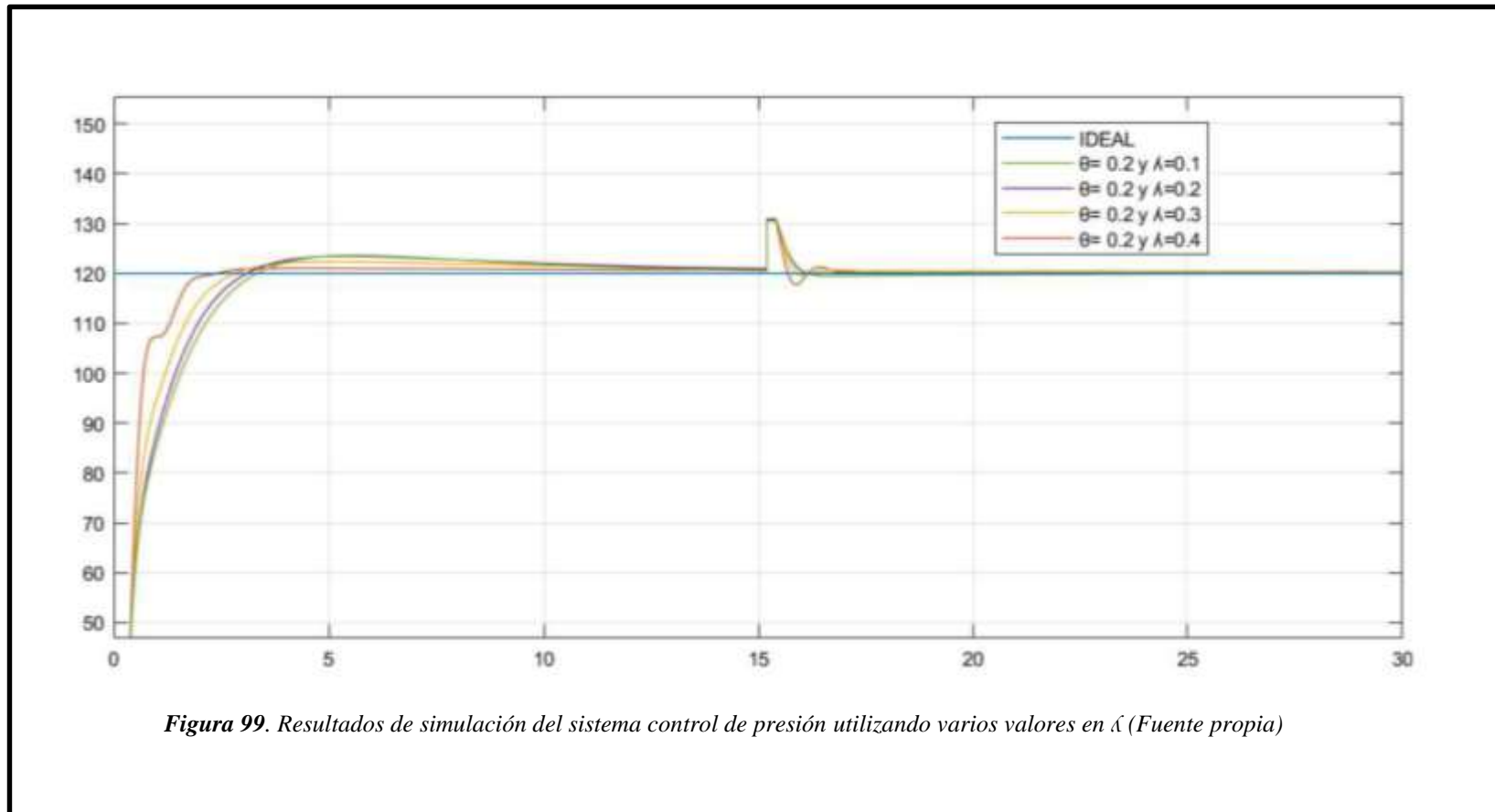


Figura 99. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 100.

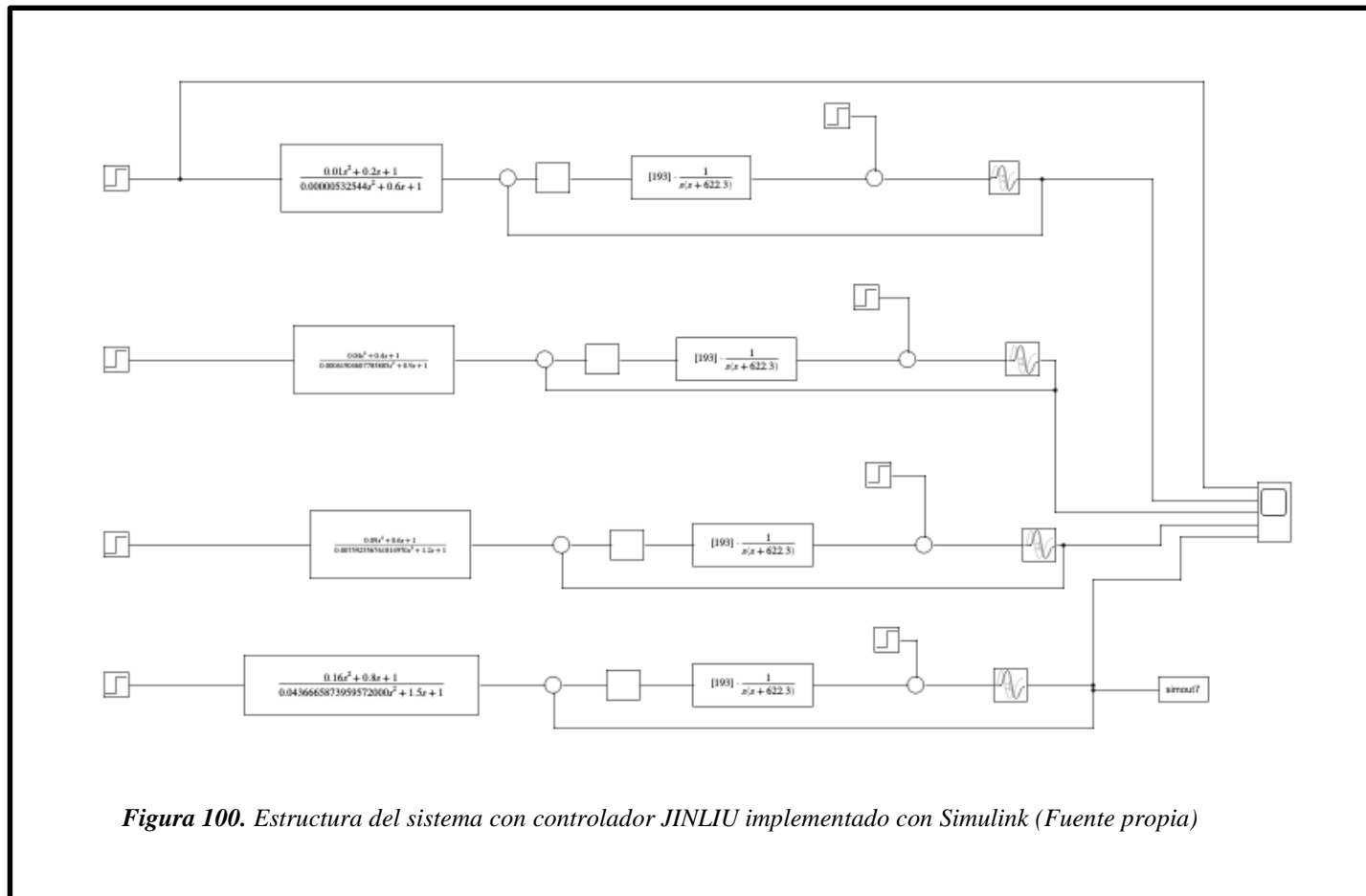


Figura 100. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 101.

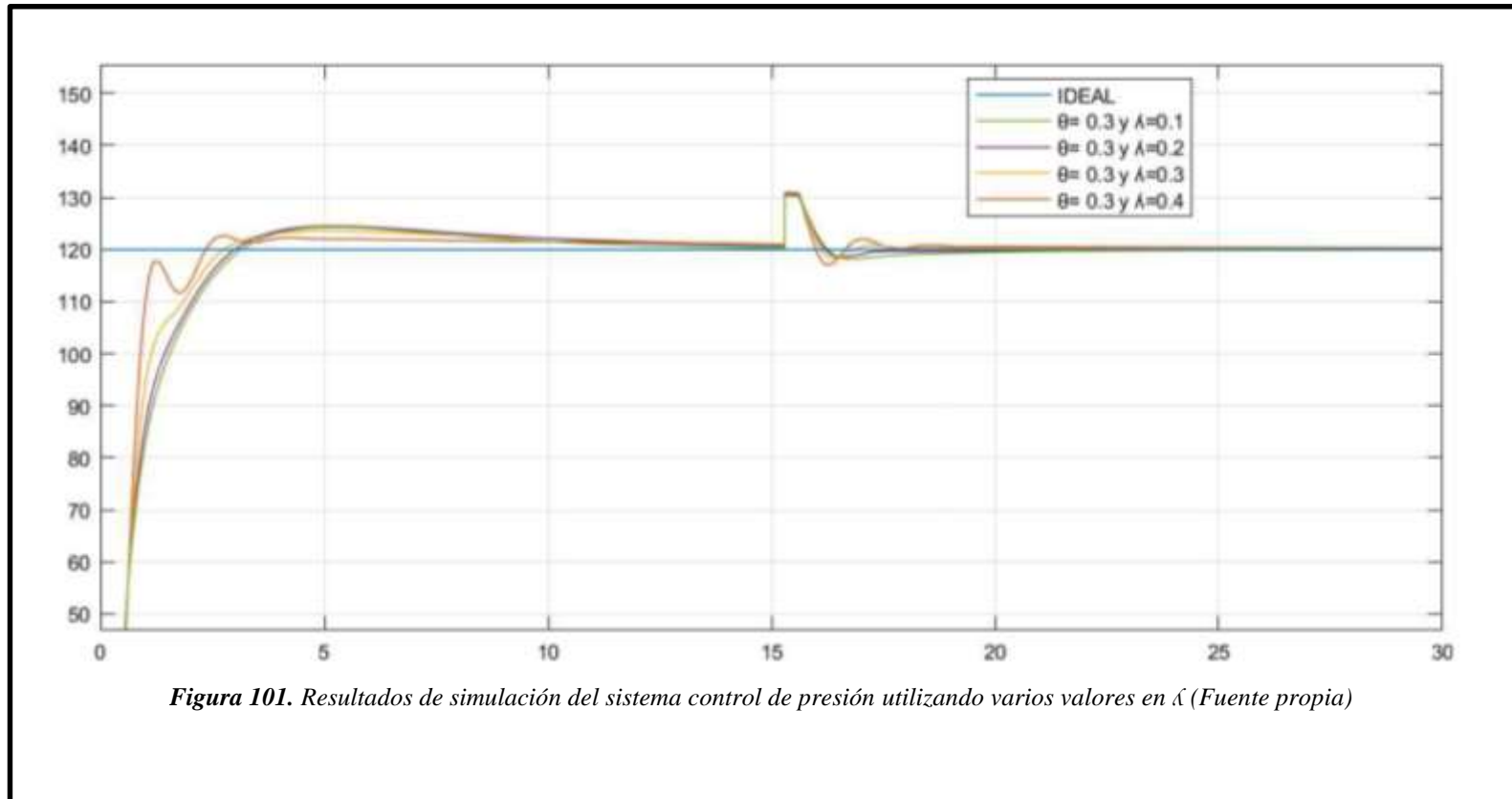


Figura 101. Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores en λ (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 102.

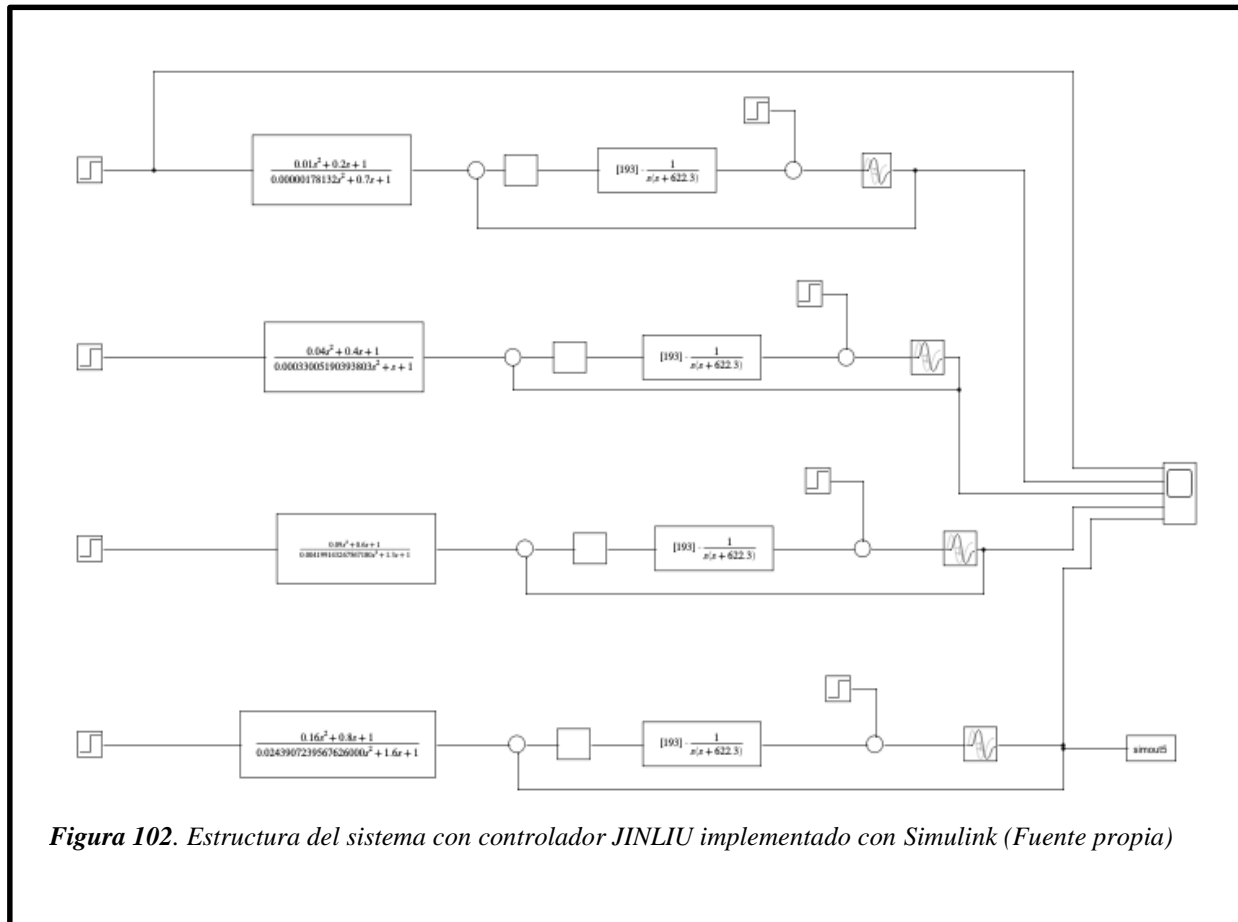


Figura 102. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, visualizar figura 103.

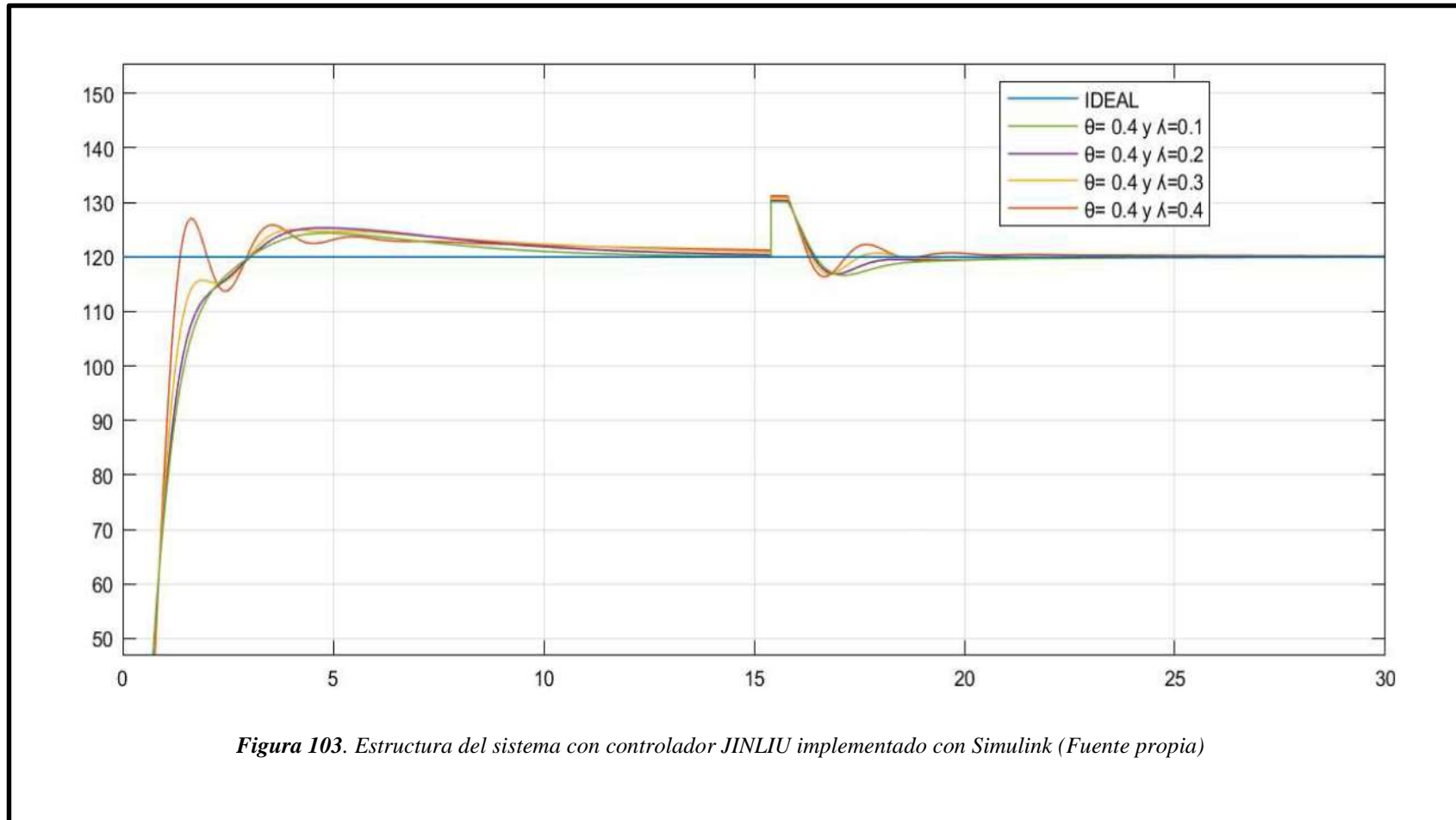


Figura 103. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

3.18 Control de presión utilizando JINLIU con disturbio a la entrada y salida.

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la entrada y salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 104.

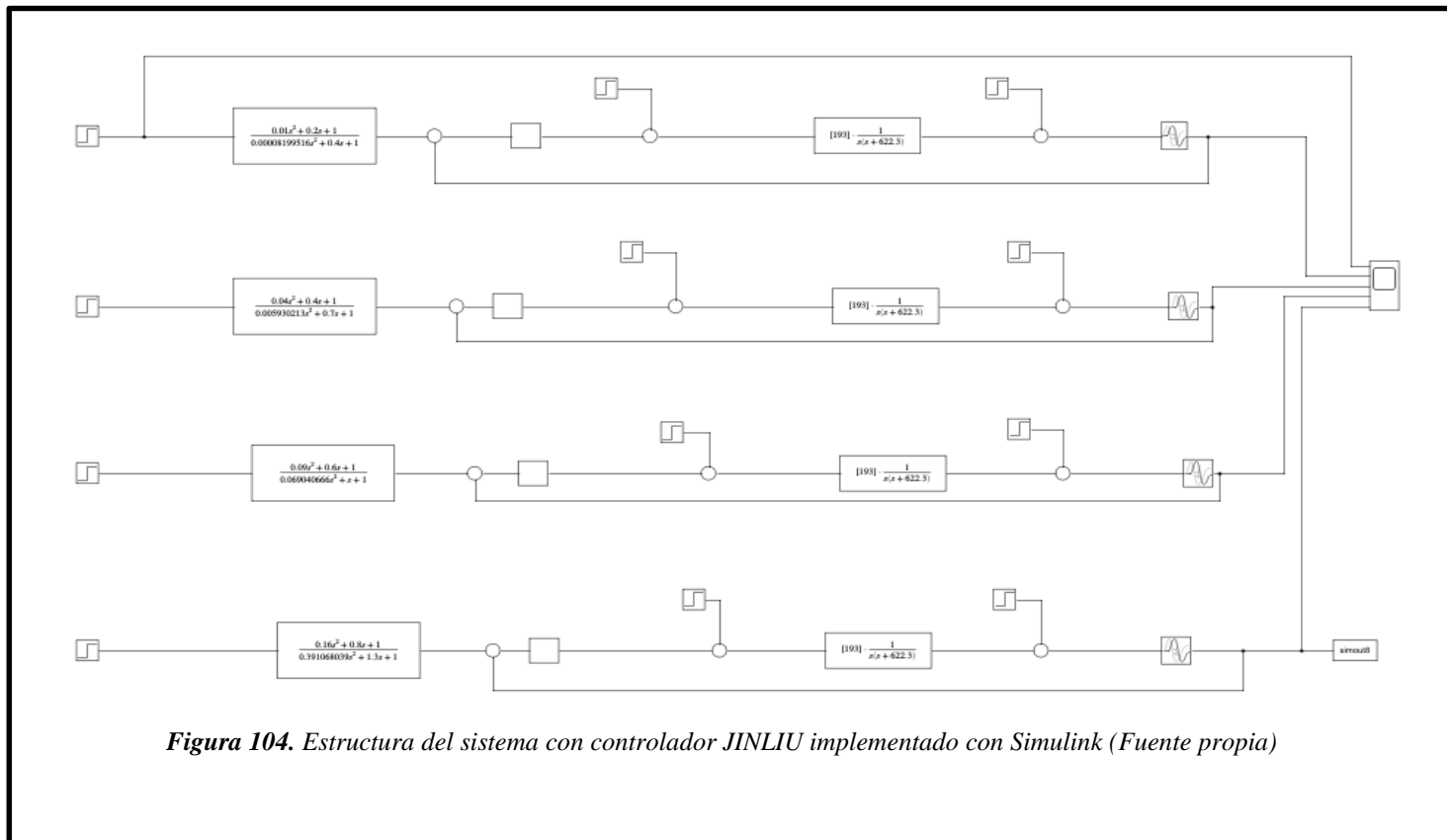


Figura 104. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 105.

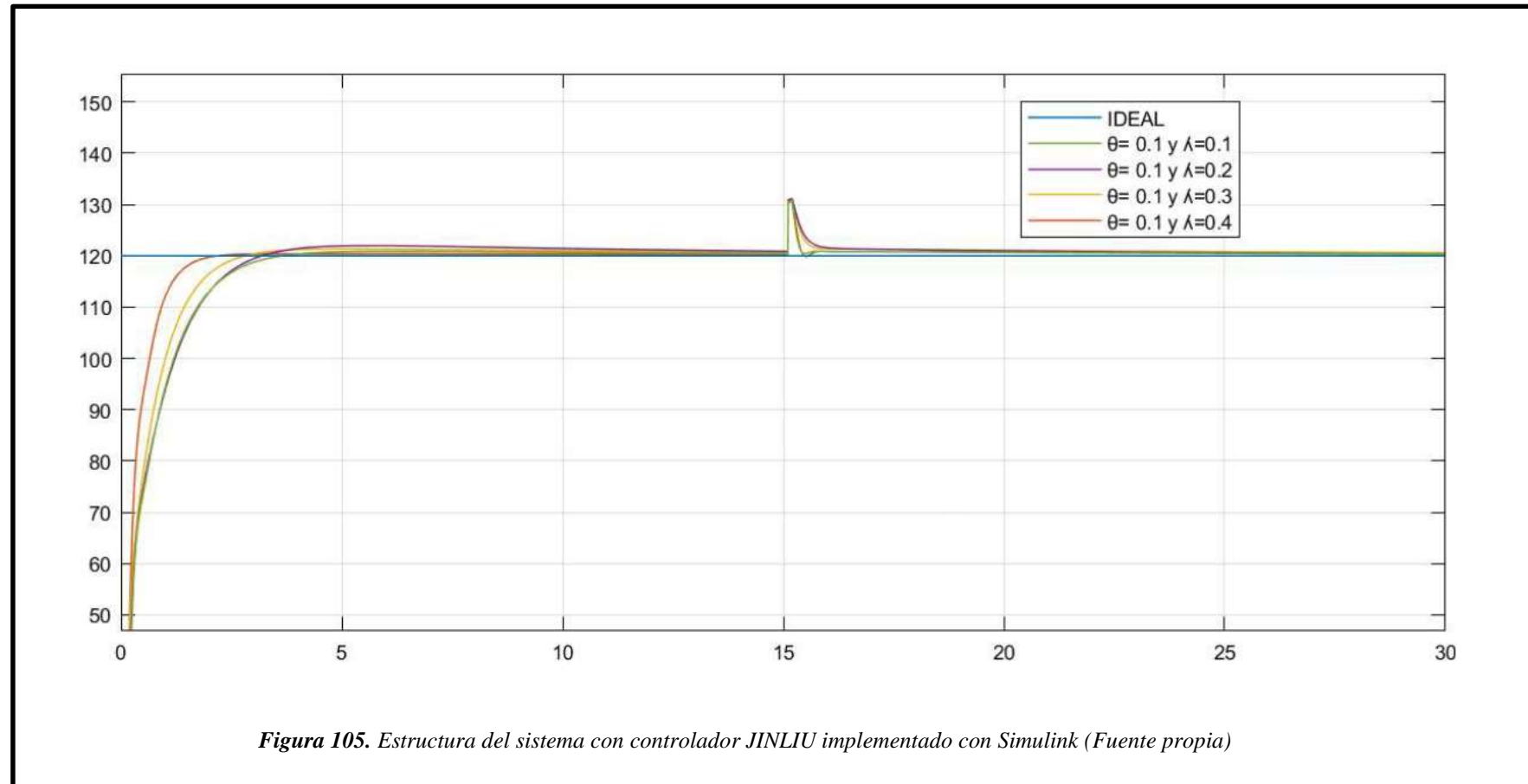


Figura 105. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la entrada y salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , visualizar figura 106.

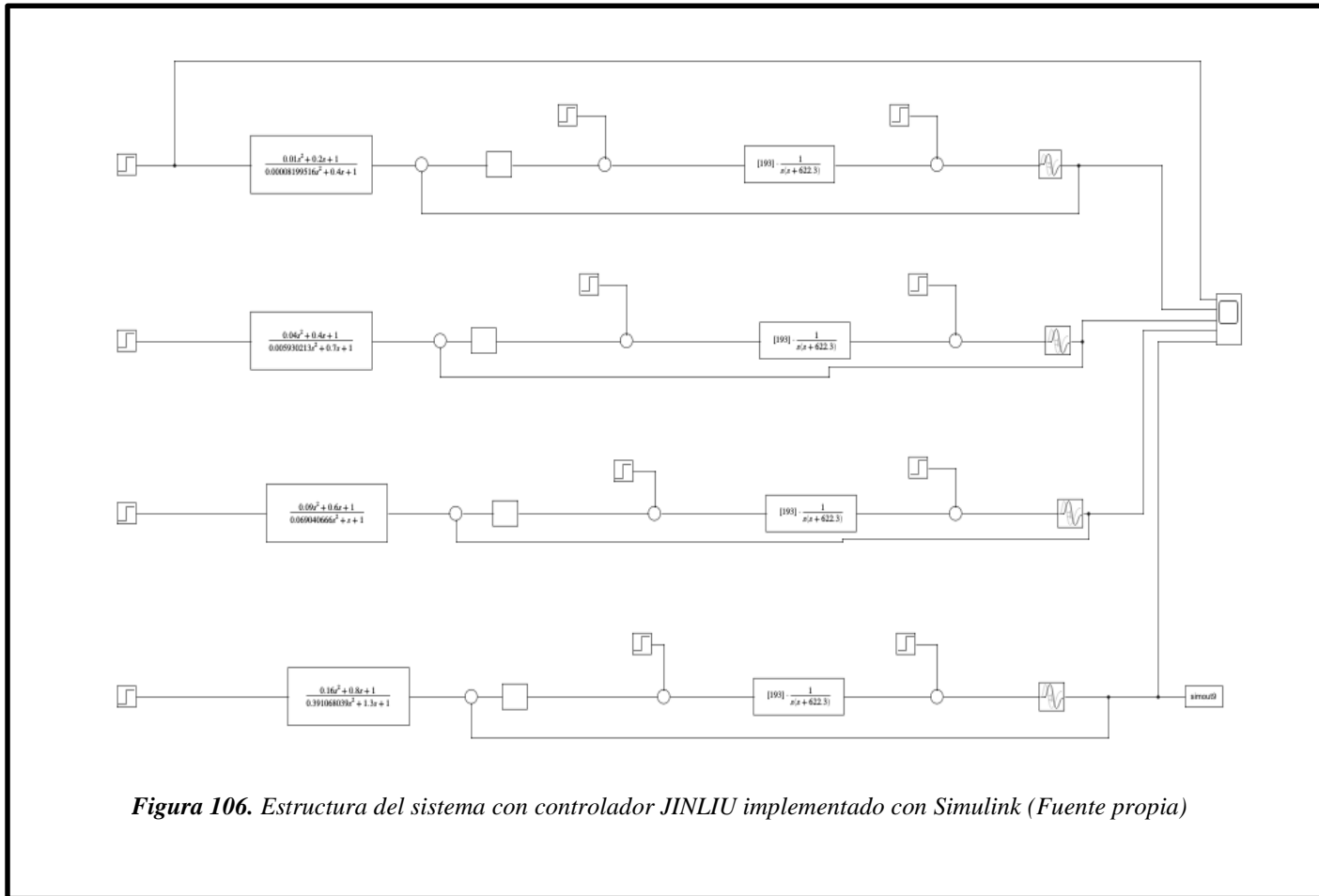
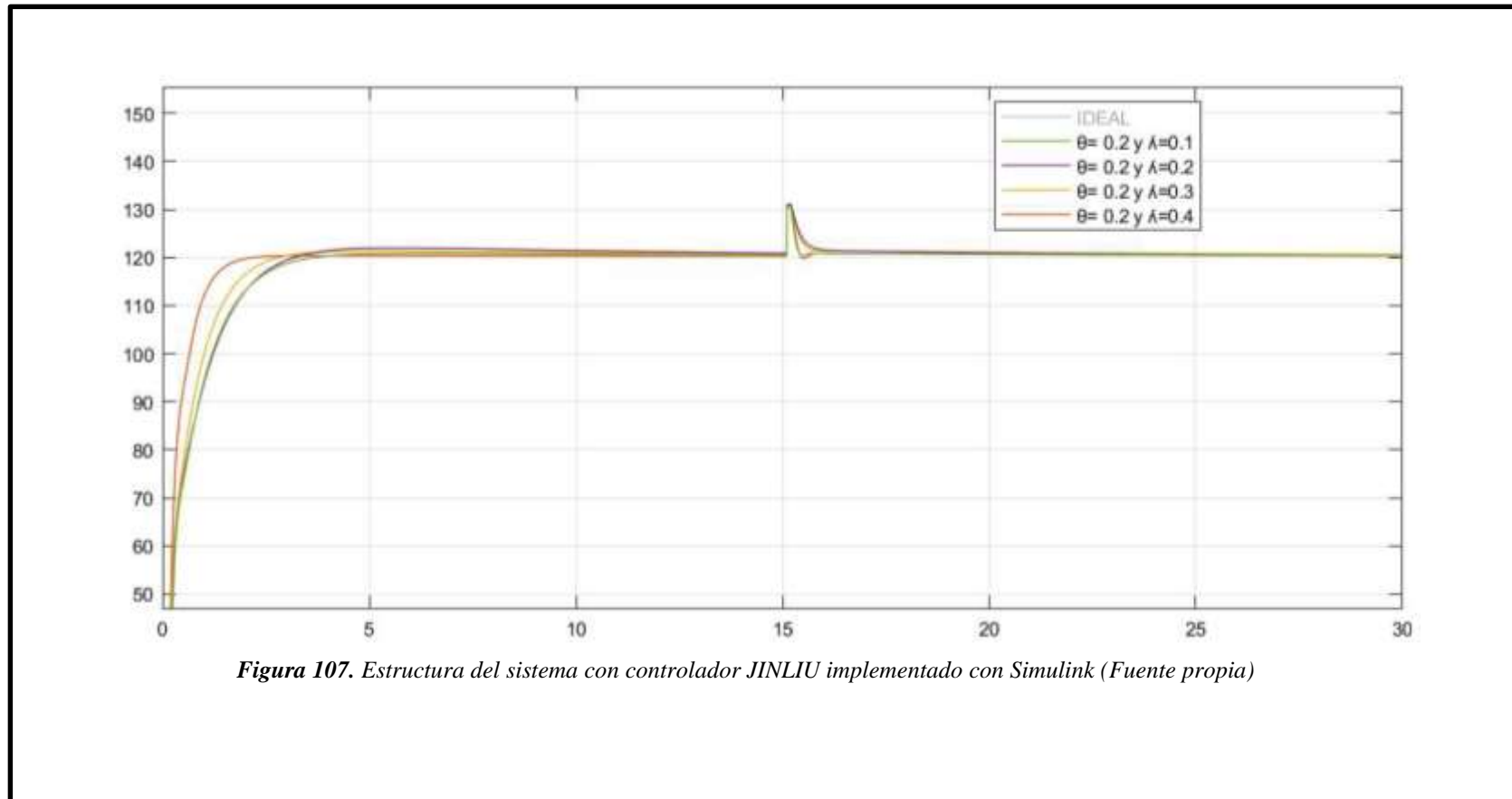


Figura 106. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 107.



Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la entrada y salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 108.

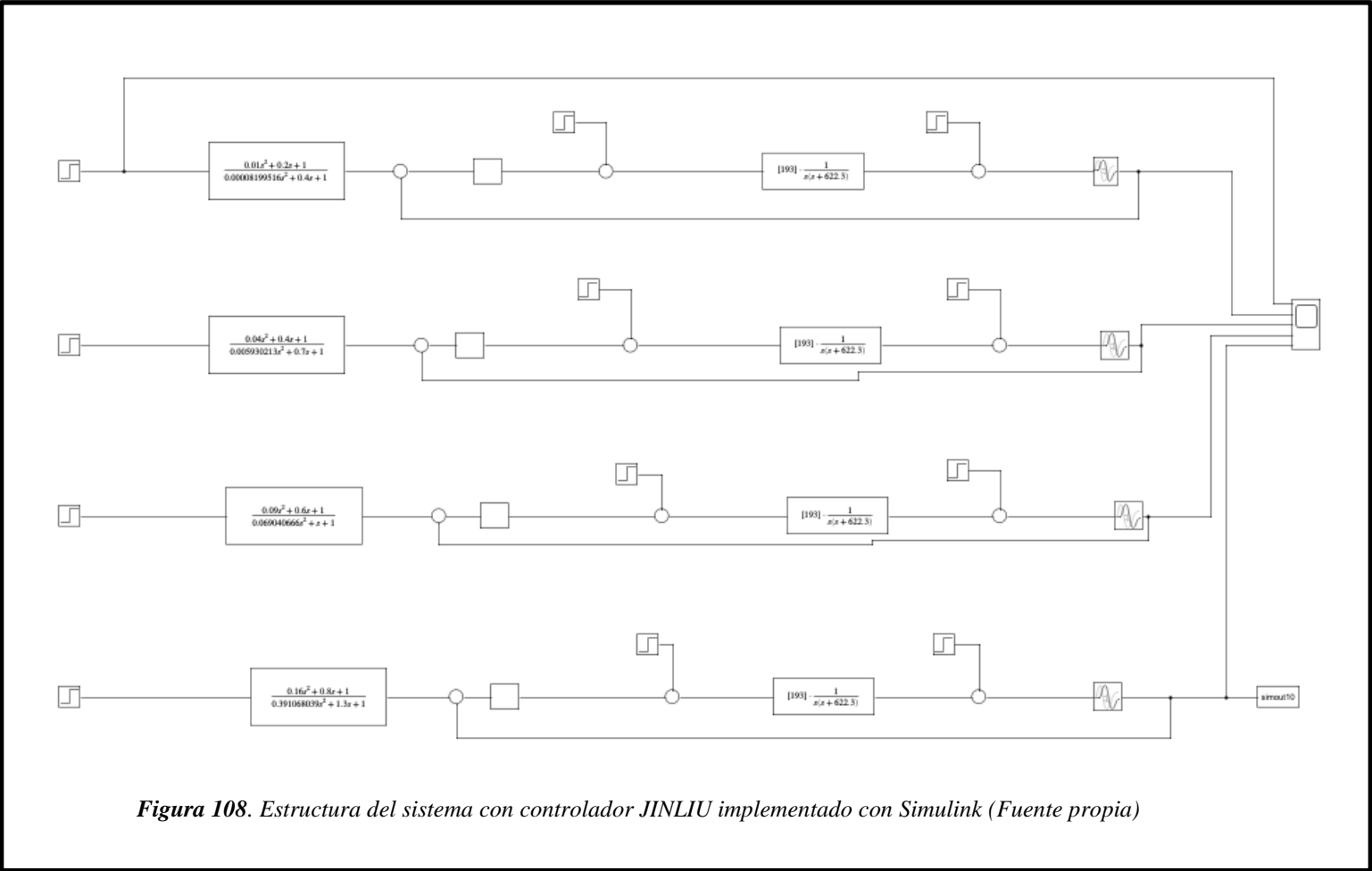


Figura 108. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, ver figura 109.

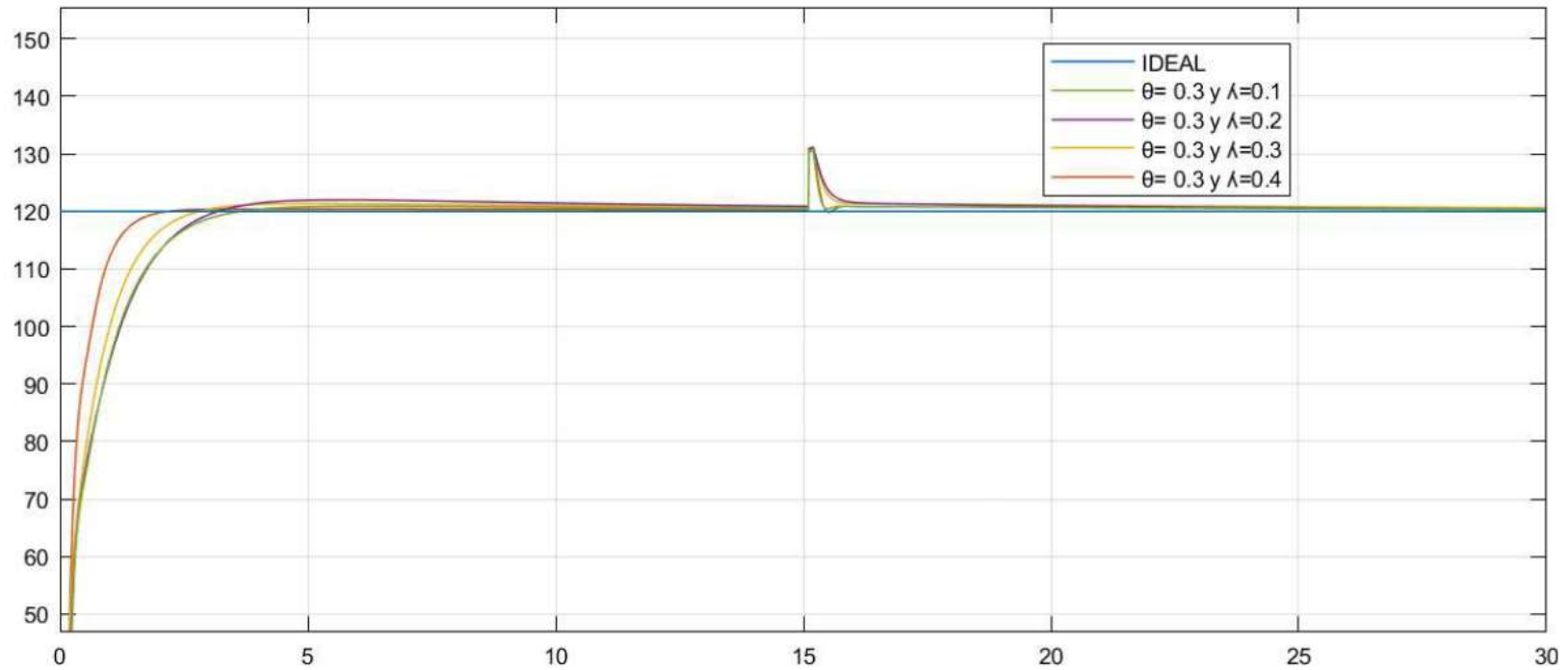


Figura 109. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Utilizamos el Simulink para realizar nuestro diagrama esquemático del PID – JIN LIU con disturbio a la entrada y salida aplicado en nuestra planta con diferentes valores de λ , ver figura 110.

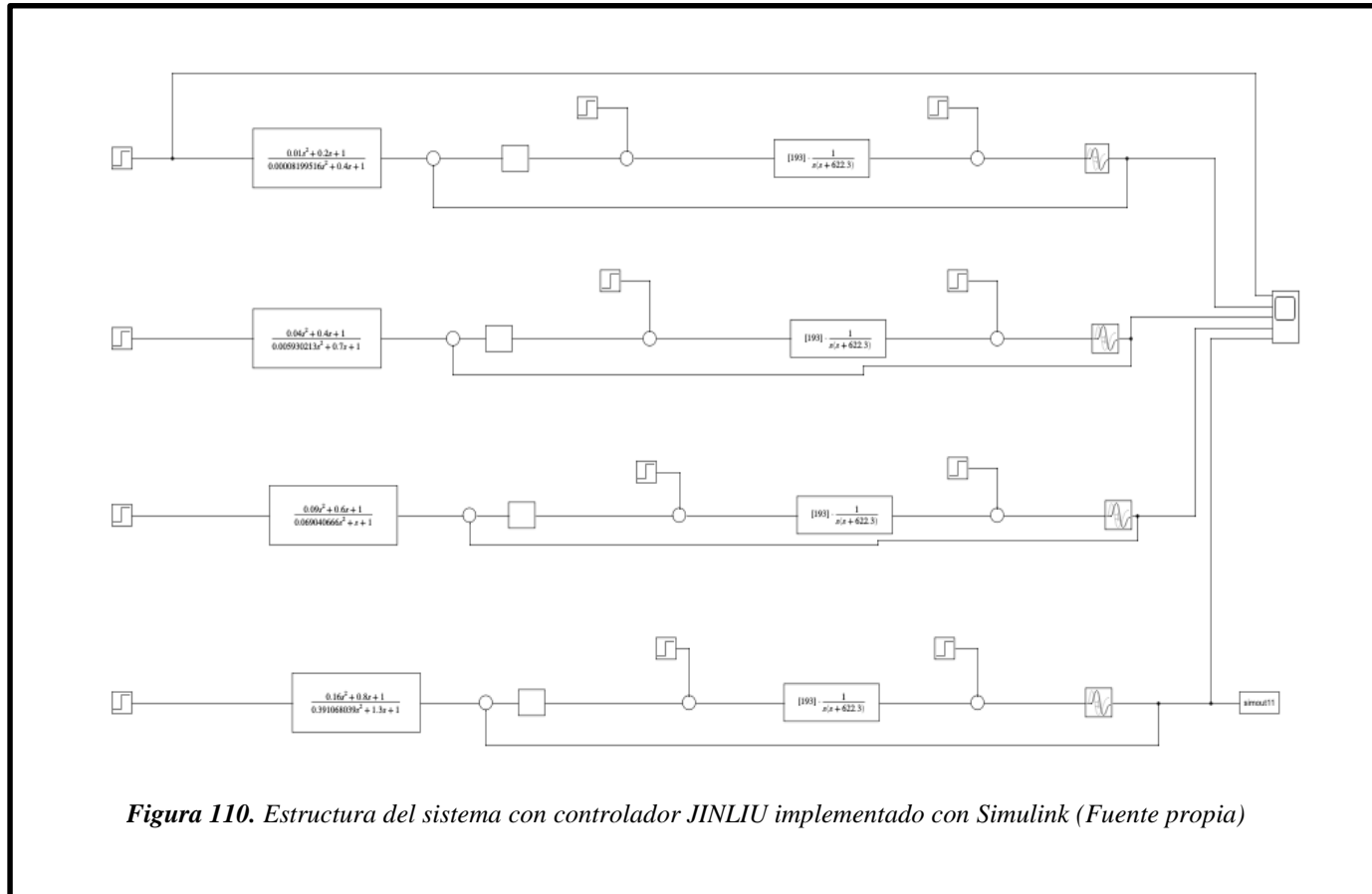


Figura 110. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando varios valores, visualizar figura 111.

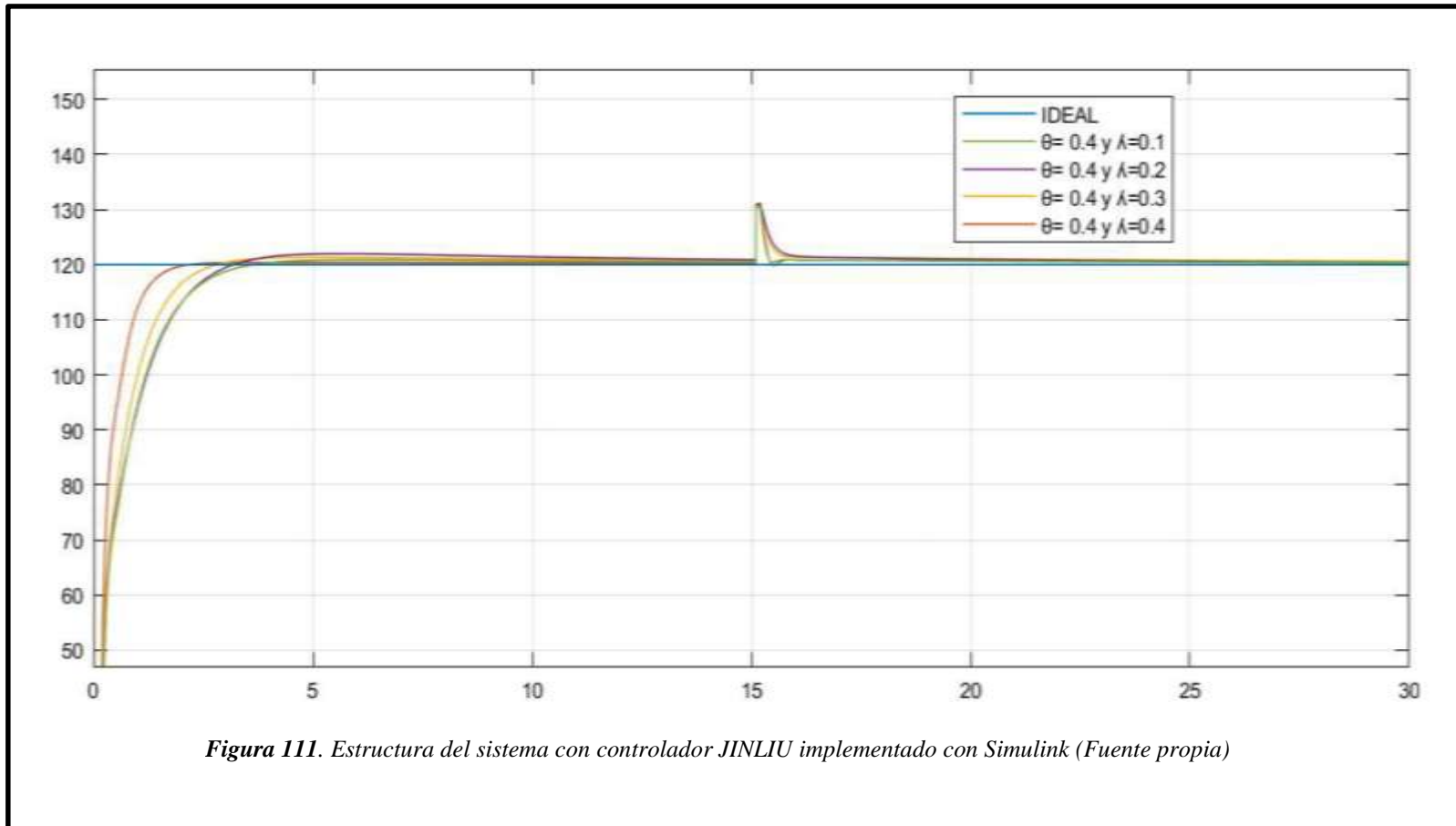


Figura 111. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

IV. Discusión de resultados

Comparamos los parámetros IMC SIMC y JINLIU utilizando las últimas pruebas de nuestros controladores, ver tabla 41.

CONTROL	ms	Kc	ti	td
IMC	1.6949	5.067946623	3.1016	0.001598654
SIMC	1.7036	5.37461034	2.4	0.0016
JIN LIU	0.8	6.217341209	1.2	0.006327130635

Tabla 41. Pruebas con los controles de IMC, SIMC y JIN LIU

Utilizamos el Simulink para realizar la comparación de los diagrama esquemático IMC SIMC y JIN LIU, ver figura 112.

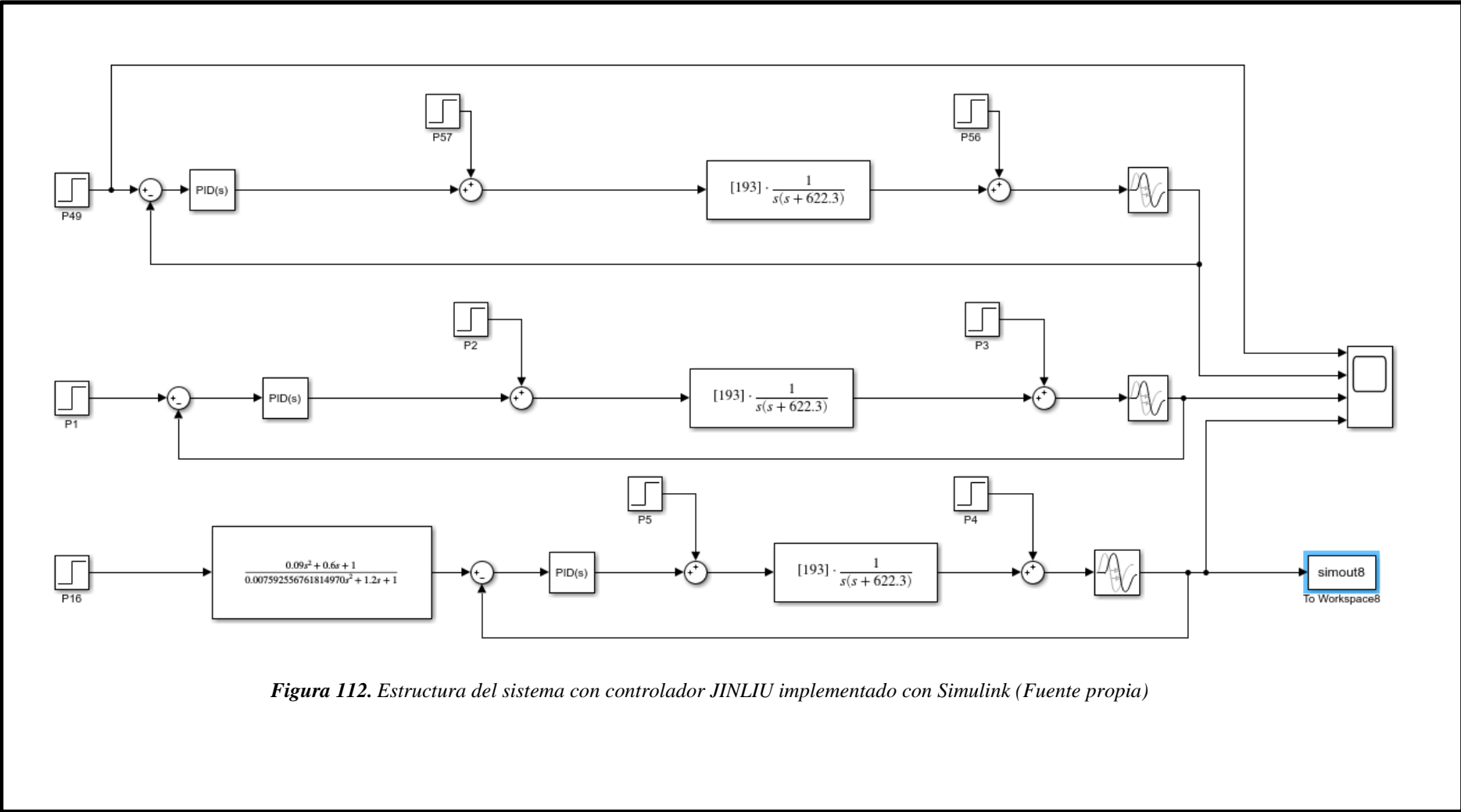


Figura 112. Estructura del sistema con controlador JINLIU implementado con Simulink (Fuente propia)

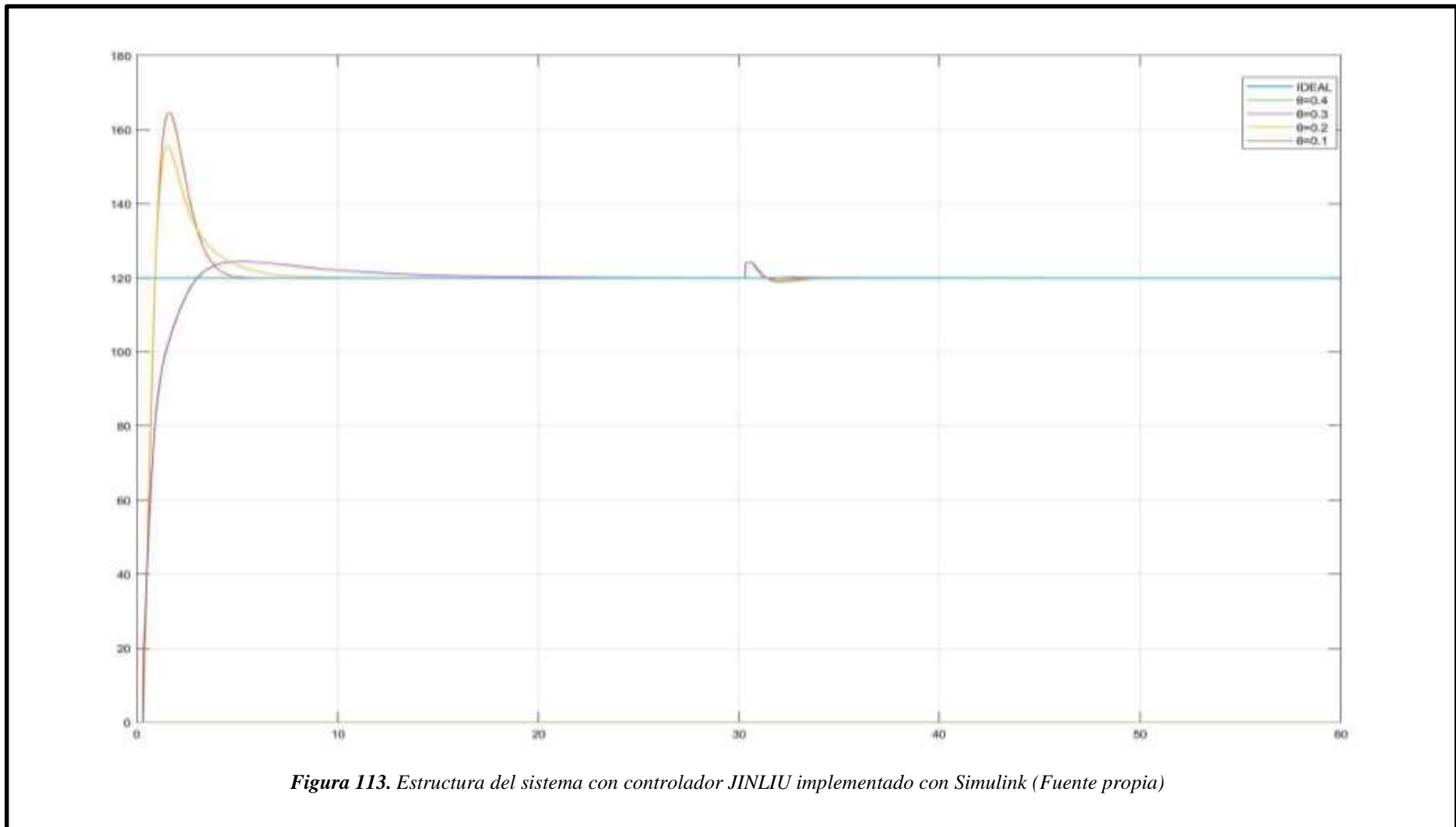
Finalmente analizamos las respuestas del sistema de control de presión utilizando los parámetros IMC SIMC y JIN LIU, ver tabla 42.

Especificaciones de la Respuesta	Unidad		IMC	SIMC	JIN LIU
Tiempo de Retardo	td	s	0.59	0.58	0.66
Tiempo de Subida	Tr	s	0.908	0.903	3
Tiempo Pico	Tp	s	1.6	1.52	5.3
Sobreelongación	Mp	-	44.66	35.5	4.5
Tiempo de Asentamiento	Ts	s	3.52	4.16	2.35

Tabla 42. Respuestas con los controles de IMC SIMC y JIN LIU.

El controlador IMC tradicional propuesto por Rivera (1986) genera un mejor rendimiento que el controlador SIMC, sin embargo, la metodología SIMC tiene la ventaja de su formulación algebraica para obtener las ganancias de rendimiento óptimas para este controlador. La adición de un filtro en la señal de referencia propuesta por Jin y Liu (2014) genera un mejor rendimiento notable en respuesta al paso y la perturbación del sistema.

Resultados de simulación del sistema control de presión utilizando los parámetros IMC SIMC y JIN LIU, visualizar figura 113.



V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

5.1 Conclusiones.

Dando finalizado el desarrollo del proyecto se puede concluir lo siguiente:

- Se realizó entrevistas a los encargados de la planta AEROGAS DEL NORTE la cual nos ayudó a identificar el caudal por medio del tiempo de trasiego registrado en las órdenes de despacho y el parámetro de presión a través del registro de presión que indican los manómetros.
- Con la información recopilada por OSINERGMIN y las normas de seguridad según la Ley N°26221, Ley Orgánica de Hidrocarburos se obtuvo los siguientes parámetros: Espesor de las tuberías, Modulo Bulk.
- Se calcularon diferentes parámetros como el flujo másico (\dot{m}), volumen del sistema, y selección del Módulo de Bulk presentado en el artículo científico de Anirudh Nandan, Syed Imtiaz, Stephen Butt el cual nos sirvió para hallar la compresibilidad del GLP y poder utilizarlo en el cálculo de la ecuación diferencial de la planta que está representada por la ecuación de la continuidad ya que es un fluido compresible, donde se relaciona con el modelado de la planta que consiste en un modelo predeterminado de primer orden con elemento integrativo, el cual sea compatible con el control PID. Por lo que se montó la estructura en el lenguaje del programa Simulink. De manera que se convirtió en la transformada de la place.
- Se realizó el Modelado de los parámetros del controlador PID con ayuda de la planta convertida en la transformada de la place donde se estudiaron tres teorías de control del tipo IMC para probar su desempeño en el proceso de trasiego. El controlador IMC tradicional propuesto por Rivera (1986) genera un mejor rendimiento que el controlador SIMC, sin embargo, la metodología SIMC tiene la ventaja de su formulación algebraica para obtener las ganancias de rendimiento óptimas para este controlador. La adición de un filtro en la señal de referencia propuesta por Jin y Liu (2014) genera un mejor rendimiento notable en respuesta al paso y la perturbación del sistema.
- Se ha logrado cumplir con el objetivo principal de obtener respuestas óptimas durante el control de presión al sintonizar los parámetros PID.

5.2 Recomendaciones.

Utilizar otras teorías de control aplicables al GLP como: Implementar microcontroladores, Usar controladores del tipo neuronal, Algoritmos genéricos, Implementar la lógica FUZZI.

5.3 Referencias bibliográficas.

- Martínez, A. (2017). *El mercado mundial del GLP. GASNOVA*. Recuperado de <http://www.gasnova.co/wp-content/uploads/2017/12/Boleti%CC%81n-Econo%CC%81mico-GASNOVA-Diciembre-2017.pdf>
- Tamayo, J., et al. (2015). *La industria de los hidrocarburos líquidos en el Perú: 20 años de aporte al desarrollo del país*. Lima-Perú: Gráfica Biblos S.A. Recuperado de http://www.osinergmin.gob.pe/seccion/centro_documental/Institucional/Estudios_Economicos/Libros/Libro-industria-hidrocarburos-liquidos-Peru.pdf
- Tauseef, et al., (2007). The risk of domino effect associated with the storage of liquefied petroleum gas (LPG) and the safety codes for accident prevention. *International Journal of Engineering, Science and Mathematics*, 6(7), 456-482. Recuperado de <https://www.researchgate.net/publication/321528441>
- Wang, R. et al. (2017). Pressure Control for a Hydraulic Cylinder Based on a Self-Tuning PID Controller Optimized by a Hybrid Optimization Algorithm. *Algorithms*. Recuperado de <http://www.mdpi.com/1999-4893/10/1/19/htm>
- Fuertes, Y. (2017). *Diseño e implementación de un módulo educativo para el control de temperatura* (tesis de pregrado). Pontificia Universidad Católica del Perú. Lima – Perú.
- Charre, S. M., Alcalá, J. A., López, N., Durán, M. A. (2014). Sistema didáctico de control de presión. *Formación universitaria* 7(5), 33-40. DOI: <http://dx.doi.org/10.4067/S0718-50062014000500005>
- Lara, et al., (2017). Improving lpg pump efficiency by considering variant physical properties of liquefied petroleum gas. *The american society of mechanical engineers IA* (FEDSM2017-69147), V01AT04A005. DOI: 10.1115/FEDSM2017-69147
- Pinto, C (2015). *Propuesta de un diseño para un sistema de control y monitoreo de fugas de gas a fin de reducir riesgos laborales, en una Estación de Servicios de GLP* (tesis de pregrado). Universidad Nacional de San Agustín. Arequipa – Perú.

- Revete, A (2003). *Diagnóstico de Seguridad en Plantas de Llenado de Cilindros de Gas Licuado de Petróleo (GLP)*. (tesis de pregrado). Universidad central de Venezuela. Caracas – Venezuela.
- Akif, M. y kaleli, A., (2015). Pressure Regulator Optimization in LPG Fuel Injection Systems. *International Conference on Sustainable Energy and Environmental Engineering* 62-64. Recuperado de http://download.atlantispress.com/php/download_paper.php?id=25841472
- OSINERGMIN, (2011). *Propiedades y características del Gas Licuado de Petróleo*. OSINERGMIN. Recuperado de https://www.slideshare.net/rgrados/propiedades-y-caractersticas-del-glp-9166571?from_search=1
- Petrol Pipe System, 2010. *Manual de instalación GLP, versión 1.2*. KPS Petrol Pipe System. Recuperado de <http://www.opwglobal.com/docs/libraries/manuals/emea/kps/kps-lpg-installation-manual-1-2-1-spanish.pdf?sfvrsn=4>
- Petrolnews, (2006). *Gas licuado de petróleo (Gas LP)*. PETROLNEWS. Recuperado de <http://www.petrolnews.net/noticia.php?ID=3a25ea&r=6452>
- Ingeniería de gas, (2012). *Gas Licuado de Petróleo. Ingeniería de gas*. Recuperado de <http://ingenieriadegas.blogspot.com/search/label/GLP>
- OSINERGMIN, (2010). *Cuáles son las propiedades del "GLP"*. Lima – Perú. Recuperado de <http://www.osinerg.gob.pe/newweb/pages/GFH/1430.htm>
- Primagas Energía, S.A.U., (2008). *Manual para Instaladores Autorizados*. Barcelona-España. Recuperado de http://www.primagas.es/files/colaboradores/info_tecnica.pdf
- OSINERGMIN, (2011). *Propiedades y características del GLP*. Lima – Perú. Recuperado de <https://es.slideshare.net/rgrados/propiedades-y-caractersticas-del-glp-9166571>
- Dirección Técnica de CEG, (2001). *Manual de instalaciones de GLP*. Madrid - España. Recuperado de https://ingemecanica.com/cursos_online/objetos/Manual_GLP_Cepsa.pdf

- Martínez, L. et al. (2004). Diseño de una Instalación Electromecánica para un Gasocentro. *Revista de la Facultad de Ingeniería Industrial* (7)2. 18-27. Recuperado de <http://www.redalyc.org/pdf/816/81670203.pdf>
- CORKEN (2014). Tank Car Unloading Application (Liquefied Gas Transfer & Vapor Recovery). [YouTube]. Oklahoma City – EE.UU. recuperado de <https://www.youtube.com/watch?v=RArc1FWVo78>
- Gates, (2015). *Master de mangueras industriales*. Recuperado de http://www.gates.com.mx/pdf/MASTER_MI_SEP_15.pdf(<http://www.gates.com.mx/seccion041be3.html?subseccion=23&segundonivel=67&tercer nivel=51>)
- Martínez, M. O. (2009). *Sistemas y Maquinas de Fluidos*. Juárez – México. recupero de <http://menymeny23.blogspot.com/>
- Cengel, Y. y Cimbala, J. (2006). *Mecánica de Fluidos*. México: McGraw-Hill. Recuperado de https://www.academia.edu/32439510/Mecanica_de_Fluidos_-_Yunus_A._Cengel.pdf
- Cengel, Y. (2007). *Transferencia de Calor y Masa, Cengel*. México: McGraw-Hill. Recuperado de <https://es.slideshare.net/stardust8227/transferencia-de-calorymasa4taedyunuscengel-48283307>
- Ogata, k. (2010). *Ingeniería de control moderna*. Pearson Educación S.A. Recuperado de <https://hellsingge.files.wordpress.com/2014/10/ingenieria-de-control-moderna-ogata-5ed.pdf>
- Moore, H. (2007). *MATLAB para ingenieros*. México: Pearson Educación S.A. Recuperado de <http://dea.unsj.edu.ar/control2b/matlab%20para%20ingenieros.pdf>
- Acosta, J. (2004). *Manual de introducción a SIMULINK*. Sevilla – España. Recuperado de <http://www.esi2.us.es/~jaar/Datos/RegAuto/Practica3.pdf>

5.4 Anexos.



Anexo 1. Código de Ética del colegio de Ingenieros del Perú (CIP)

CÓDIGO DE ÉTICA DE INVESTIGACIÓN DE LA USS

VERSIÓN 02

**RATIFICADO POR ACUERDO DE CONSEJO UNIVERSITARIO CON RESOLUCIÓN
RECTORAL N° 0351-2017/USP**

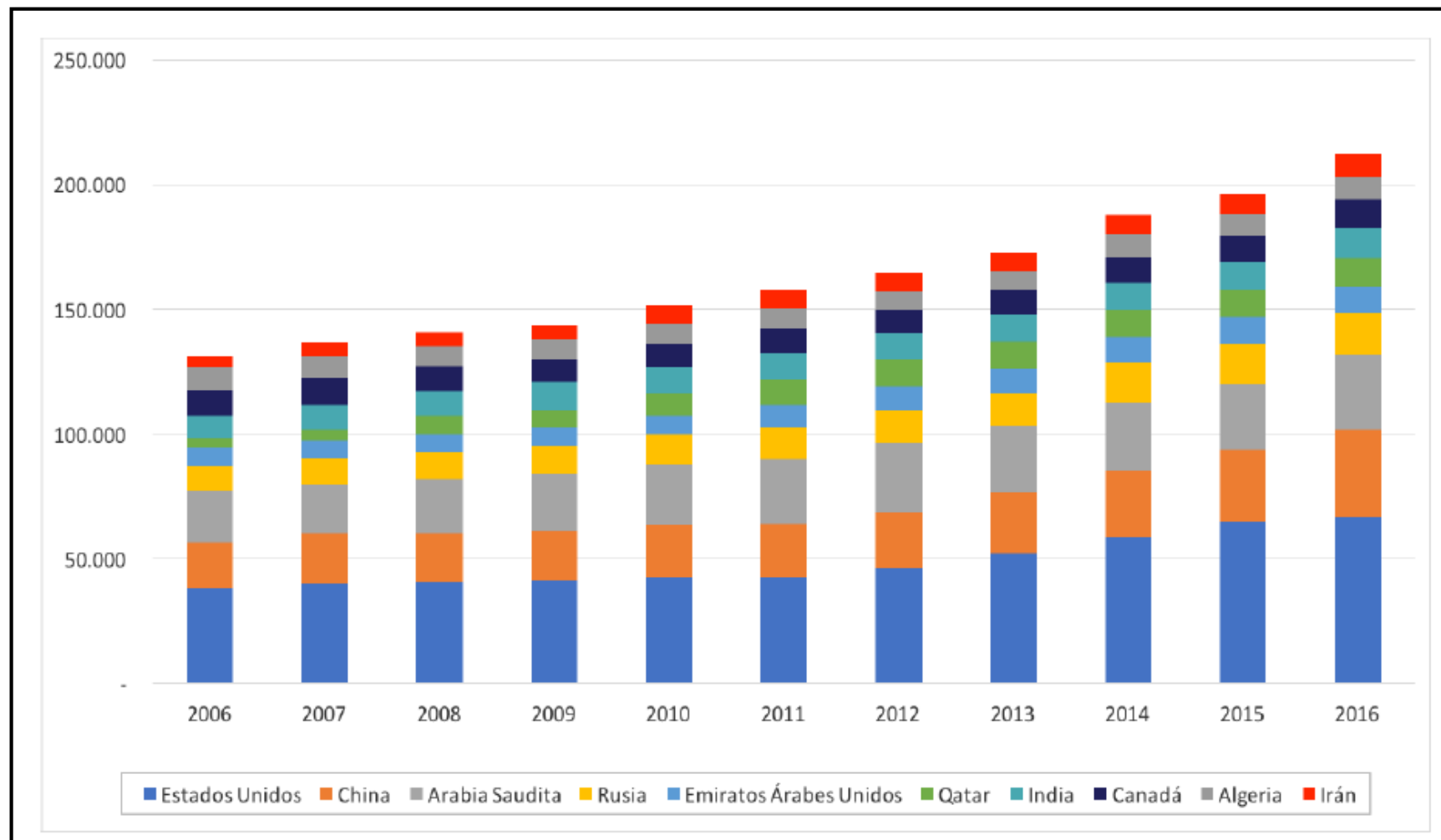
CHICLAYO - PERÚ

USP-001-02	Código 0351.02	N.º de Edición	Página 1 de 29
Elaborado por: Comisión de Investigación	Revisado por: Rectoría y Decanato Institucional - Asesoría Legal	Revisado por: Decanato de Investigación	Revisado por: Decanato de Investigación

Anexo 2. Código de Ética de investigación de la Universidad Señor de Sipán (USS)



Anexo 3. Planta de almacenamiento Aero Gas del Norte



Anexo 5. Principales productores mundiales de GLP



PROCESADORA DE GAS PARIÑAS S.A.C
Carretera Panamericana Norte Km 1102
Pariñas - Talara - Piura

Fecha 17/02/20
Destino 00204583

DATOS DEL CLIENTE

N° BOL 23480A
N° Trip 4316
N° Factura F040-6644
Cliente AERO GAS DEL NORTE SAC
Dir. De Cliente Calle Calibradores Mz 1 15-7
Ancon - Lima Peru
Dir. De Destino Storage Facility (Aero gas del Norte)
Calle Calibradores Mz 1 15-7
Ancon - Lima Peru
Nombre de Chofer Guevara Chilon Jose
Licencia de Chofer C41740008
Placa de Cisterna FON-989

COMERCIO DE GAS PARIÑAS S.A.C.
CALLE CALIBRADORES MZ 1 15-7
ANCON - LIMA PERU

N° Bahía 3
N° Danload 3
Producto Propano / Butano Propano 0.502
Código 1000 / 2000 Butano 0.572

Descripción de Producto	Vol. Bruto gal	Vol. Neto gal	Peso kg	Presión psi	Temp. °F	Dens. gr/cm ³	Aditivo cm3
Propano	5,483	5,289	10,068	163.0	81.0	0.4890	323
Butano	6,146	6,003	13,070	76.0	81.0	0.5630	418
Total			23,138				

Peso de Balanza, kg
Entrada 23,730
Salida 46,980
Cargado 23,250

Jose Mogollón

Recibido

SCOP: 60829809614 Precintos 76989 76990

Anexo 6. Descripción de GLP



**LABORATORIO DE CONTROL DE CALIDAD DE PROCESADORA DE GAS
PARIÑAS SAC**

CERTIFICADO DE CALIDAD N° 180

BOL **23480A**
 Source : On-Line Analyzer PGP (128269)
 S/N : 9000175/9000174 SO : 128269

Tank:	V-150C	V-151F
From :	10/02/2020	10/02/2020
To :	13/02/2020	13/02/2020

24 Hour Averages

Component Mole %	Product Propane	Product Butane
Ethane	3.643	
Propane	96.103	6.354
Iso-Butane	0.182	37.319
Nor-Butane	0.023	56.263
Iso-Pentane	0.004	0.036
Nor-Pentane	0.001	0.001
C6+	0.044	0.027
Real Relative Density Lqd :	0.502	0.572
Average Molecular Wgt.:	43.6	57.2
Reid Vapor Pressure :	210.6 PSIA	68.1 PSIA
Dryness ASTM D2713 :	None	None
Corrosives ASTM D1838 :	1a	1a 1a: Slight Tamish

Blended Product Blend Ratio : **46.8% Propane
53.2% Butane**

	Mole Percent
Ethane	1.7063
Propane	48.3944
Iso-Butane	19.9229
Nor-Butane	29.9192
Iso-Pentane	0.0211
Nor-Pentane	0.0010
C6+	0.0350
Vapor Pressure	120.4 PSIG
Liquid Density	2.039 Kg/Gl
Temperatura de 95% de_	-1.5
Evaporado ASTM D1837 (1)	
Residuos ASTM D2158 (1)	0.5
Agua (1)	Nulo
Olor (1)	Característico
Azufre Total (2)	(12.06 a 16.37) ppm de S

(1) Resultados de Ensayo Anual Laboratorio Intertek - Agosto 2018
 (2) Validación SIG de Calidad PGP - Revisar informe de Validación para Cálculo Mercaptano