



Controlador predictivo de nivel para un sistema hidráulico de tres tanques acoplados sujetos a retardos de tiempo

**Otilio Alejandro Buelvas Sierra
Andrés Pastrana Arellano**

Universidad Antonio Nariño
Facultad de Ingeniería Mecánica, Electrónica y Biomédica
Cartagena, Colombia
2022

Controlador predictivo de nivel para un sistema hidráulico de tres tanques acoplados sujetos a retardos de tiempo

**Otilio Alejandro Buelvas Sierra
Andrés Pastrana Arellano**

Proyecto de grado presentado como requisito parcial para optar al título de:
Ingeniero Electrónico

Director (a):

Christian Camilo Erazo Ordoñez

Línea de Investigación:

Sistemas Dinámicos y Control

Grupo de Investigación:

GIBIO

Universidad Antonio Nariño

Facultad de Ingeniería Mecánica, Electrónica y Biomédica

Cartagena, Colombia

2022

Resumen

El control predictivo, es una de las tantas técnicas de control que permite la predicción en el comportamiento de un sistema. El presente trabajo realizará un modelado de tres tanques para implementar un controlador predictivo basados en modelos empleando la MPC Tollbox de Matlab®. El proyecto realizó cuatro fases iniciando con el modelado del sistema de almacenamiento donde se incluyen los elementos de llenado y vaciado del tanque. El segundo paso es diseñó controlador MPC teniendo en cuenta los tiempos de retardo. Como tercera fase se simuló el sistema de almacenamiento introduciendo variables que nos permitan validar el comportamiento dinámico del sistema. Finalmente, se ejecutó la interfaz gráfica que nos permita observar y manipular la simulación en tiempo real. Como resultado, para planta de tres tanques acoplados se obtuvo el modelo no lineal que caracteriza la respuesta dinámica del proceso, obteniendo un modelo donde se tiene como la variable de entrada el flujo de la válvula principal y como variable de salida el nivel del tercer tanque. Por otro lado, el control predictivo presenta mejores valores de desempeño que el controlador PID, ambos con tiempo de asentamiento muy cercanos.

Palabras clave: MPC, Controlador de nivel, Tanques acoplados

Abstract

Predictive control is one of the many control techniques that allows prediction in the behavior of a system. The present work will carry out a modeling of three tanks to implement a model-based predictive controller using the Matlab® MPC Tollbox. The project carried out four phases starting with the modeling of the storage system which includes the elements for filling and emptying the tank. The second step is to design the MPC controller with delay times in mind. As a third phase, the storage system was simulated by introducing variables that allow us to validate the dynamic behavior of the system. Finally, the graphical interface that allows us to observe and manipulate the simulation in real time was executed. As a result, for a plant with three coupled tanks, the non-linear model that characterizes the dynamic response of the process was obtained, obtaining a model where the flow of the main valve is taken as the input variable and the level of the third tank as the output variable. On the other hand, the predictive control presents better performance values than the PID controller, both with very close settling times.

Keywords: MPC, Level controller, Tanks coupled

Contenido

	Pág.
Capítulo 1 - Introducción	11
1.1 Estado del arte	13
1.2 Planteamiento del problema	15
1.3 Justificación.....	17
1.4 Objetivos	18
1.4.1 Objetivo general.....	18
1.4.2 Objetivos específicos	18
Capítulo 2 - Marco teórico.....	19
2.1 Control Automático.....	19
2.2 Control predictivo basado en modelo	20
2.3 Sistemas de primer y segundo orden	23
2.4 Sistema de tanques acoplados.....	28
2.5 Válvulas	29
Capítulo 3 – Metodología	33
3.1 Modelamiento un sistema hidráulico de 3er orden.....	33
3.2 Función de transferencia de los tanques acoplados.....	34
3.3 Función de transferencia de la válvula de control de flujo.....	39
3.3.1 Algoritmo de Control predictivo	40
3.4 Parámetros de sintonización	40
3.5 Sintonización del Control PID	43
3.6 Verificación/comparación entre controladores	43
3.6.1 Escenarios de control	43
3.6.2 Criterios de comparación	44
Capítulo 4 – Resultados	45
Conclusiones y recomendaciones.....	63
Conclusiones	63
Recomendaciones	64
Anexos	65
Anexo A: Código.....	65
Anexo B: Simulink.....	78

Lista de figuras

	Pág.
Figura 1. Estructura MPC	12
Figura 2. Esquema DOMPC contrada a una LAN.....	15
Figura 3. Esquema de control.....	20
Figura 4. Principio de funcionamiento y estructura básica del MPC.....	22
Figura 5. Respuesta de un sistema de primer orden	24
Figura 6. Respuesta de un sistema de primer orden con tiempo muerto	24
Figura 7. Respuestas típicas de un sistema de segundo orden a una entrada de escalón unitario	26
Figura 8. A) configuración unidireccional y B) configuración bidireccional.	29
Figura 9. Curvas características de flujo en válvulas	30
Figura 10. Tipos de válvulas (electroválvulas, neumáticas e hidráulicas)	31
Figura 11. Diagrama de bloques del proceso.	33
Figura 12. Sistema de tanques acoplados.....	35
Figura 13. Modelo construido del tercer tanque (sin control)	40
Figura 14. Esquema de pasos del modelo.....	42
Figura 15. Salidas h1, h2, h3 y entrada del sistema.	46
Figura 16. Respuesta de la planta a una entrada escalón.	47
Figura 17. Diagrama del lugar geométrico de las raíces del sistema.	48
Figura 18. Respuesta de la planta con control predictivo empleando los valores iniciales estimados mediante la estrategia propuesta por Shidhar y Cooper [19]	51
Figura 19. Respuesta de la planta con control PID empleando los valores por defecto del bloque PID Controller.	52

Figura 20. Respuesta controlada del sistema con parámetros $Nc = 3$, $\gamma_2 = 0.01$ y $\lambda_2 = 6$	53
Figura 21. Respuesta controlada del sistema con parámetros de $Kp = 0.0398$, $ti = 8.6494 \times 10^{-4}$ y $td = 0.3888$	53
Figura 22. Respuesta del Modelo NO lineal con control predictivo	54
Figura 23. Respuesta del Modelo No lineal al controlador PID	55
Figura 24. Respuesta del Modelo NO lineal con tercera sintonización del Controlador predictivo.....	56
Figura 25. Respuesta del Modelo NO lineal con tercera sintonización del Control PID... ..	57
Figura 26. Respuesta del Modelo NO lineal con Control predictivo y perturbación en el tercer tanque	58
Figura 27. Respuesta del Modelo NO lineal con Control PID y perturbación en el tercer tanque	58
Figura 28. Respuesta del controlador predictivo a ruido de medida A) ruido de amplitud 1 y B) ruido de amplitud 10.....	59
Figura 29. Respuesta del controlador PID a ruido de medida A) ruido de amplitud 1 y B) ruido de amplitud 10.....	59
Figura 30. Menú de opciones del sistema de tanques acoplados.....	61

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1. Tipos de válvulas y su definición.....	30
Tabla 2. Parámetros del sistema de tanques acoplados.....	34
Tabla 3. Selección del punto de operación	38
Tabla 4. Punto de operación para la linealización.....	39

Capítulo 1 - Introducción

En múltiples industrias (alimenticia, hidrocarburos, química, etc.) el control y operación de sustancias líquidas juegan un papel importante en la cadena de procesos de producción [1, 2]. En procesos de almacenamiento de líquido se hace imperante y necesario el traslado de fluidos de un depósito a otro depósito con el fin de un procesamiento intermedio, o almacenamiento para luego ser nuevamente trasladado como producto final hacia otros depósitos, es claro entonces que es necesario un adecuado control de nivel en todas las etapas del proceso [3].

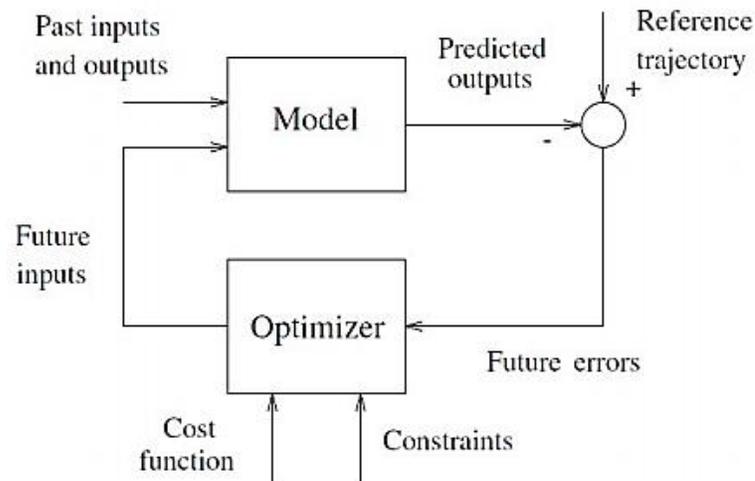
Investigadores como Pérez, de Conno y Enríquez [4] concentraron su atención en el “Desarrollo de un sistema de control adaptativo tipo programador de ganancia para la regulación del nivel en un tanque esférico” teniendo como puntos álgidos en la investigación la implementación de algoritmos (PID) adaptativo tipo programado para la ganancia. Adicionalmente, encontraron que variando el caudal de entrada al tanque el controlador diseñado permitió los cambios de nivel en el tanque con un error máximo del 1.78% para los puntos de ajuste diferentes a los extremos del tanque (3.4%).

El uso de este tipo de controladores genera desventajas en la operación de la planta debido a la falta de interacción en los controladores locales o por el alto riesgo que conlleva depender de un solo controlador. Por lo que la tendencia se ha tornado en el uso de controladores distribuidos conectados a una red de comunicación. El control predictivo se ha utilizado como una alternativa para el desarrollo de controladores distribuidos. Una desventaja que se presenta al introducir una red de comunicación en el esquema de control es la presencia de retardos en la transmisión de datos, esto puede ocasionar una degradación en el desempeño del sistema de control e incluso generar inestabilidad. [5]

Teniendo en cuenta lo anterior, los efectos de los tiempos de retardo o tiempos muertos constituyen una parte fundamental de la dinámica de muchos procesos industriales, siendo una limitante para conseguir un control adecuado; por ello, es importante tomarlo en cuenta durante el diseño del controlador del proceso ya que son una fuente de inestabilidad en los lazos de control. El tiempo muerto, es el que transcurre desde el instante en que se produce un cambio en una variable de entrada al proceso hasta el instante en que el efecto de dicha variación comienza a observarse en la variable de salida. [6]

Al momento de evaluar los tiempos de retardo mediante el control predictivo basado en modelo (MPC) “el sistema de estudio empleado tratar de predecir el comportamiento futuro del mismo. Esta exitosa estrategia emplea un horizonte de predicción N , que calcula las acciones de control óptimas minimizando una función objetivo, empleando únicamente la primera componente que corresponde al instante actual” [7]. La Figura 1 muestra la estructura interna del controlador predictivo basada por modelo Donde el modelo del sistema a controlar emplea los valores pasados de entrada y salida y los valores futuros de la entrada para predecir las salidas del sistema, estas salidas predichas cuya diferencia con la trayectoria de referencia son empleadas para el cálculo de los errores futuros, el optimizador emplea los errores futuros, la función de costo y las restricciones para determinar los valores de entrada futuros o señal de control.

Figura 1. Estructura MPC



Fuente: [7]

Adicionalmente, el control predictivo basado en modelo (MPC) resuelve para cada periodo de muestreo un problema de optimización, obteniendo una acción de control óptima para el estado actual en cada instante. Esta estrategia se empezó a implementar hace años en sistemas con dinámicas lentas, por lo que el requerimiento computacional del controlador era menor porque se trabajaba con tiempos de muestreo bastante largos [8].

- La formulación MPC permite integrar de manera natural los estados en tiempo real, al igual que las restricciones de los sistemas involucrados, permitiendo la operación de estos en puntos cercanos a los límites de trabajo.
- La formulación distribuida del control MPC permite formular problemas de interacción entre diversos agentes de control.
- Las soluciones MPC permiten integrar incertidumbre mediante su formulación estocástica.

En el trabajo realizado por Sorcia et al. [5] se desarrolló un “Modelo de control predictivo distribuido óptimo aplicado al control de nivel de un proceso de cuatro tanques acoplados”. Metodológicamente los autores se enfocaron en realizar una adaptación de dos tipos de control, el control predictivo distribuido óptimo (DOMPC) y el control predictivo dual. Los resultados obtenidos por los investigadores mostraron que demuestran la factibilidad de la aplicación del esquema control predictivo distribuido óptimo y la realización de la optimización con restricciones de forma distribuida.

Finalmente, este trabajo busca realizar un diseño de un sistema de control que tenga como base un modelo MPC para regular el nivel de líquido de un sistema hidráulico con tres tanques acoplados utilizando simulaciones en Matlab.

1.1 Estado del arte

En las investigaciones acerca de sistemas de control enfocados en el control de nivel de tanques se han presentado proyectos de diferentes partes de mundo de manera abundante, debido a que los sistemas de control de nivel son ampliamente utilizados en las diversas industrias. Teniendo en cuenta lo anterior, se han tomado trabajos de investigación acerca del tema a nivel nacional e internacional para determinar ventanas de procesos y enriquecer la información acerca de los sistemas de control de nivel.

En el trabajo realizado por Caipa, Salamanca y Rodríguez [1], “Control digital de nivel para sistema de tanques interconectados mediante servo-válvula (2010)”, se presentó el desarrollo y la implementación de un sistema de tanques interconectados donde se generó

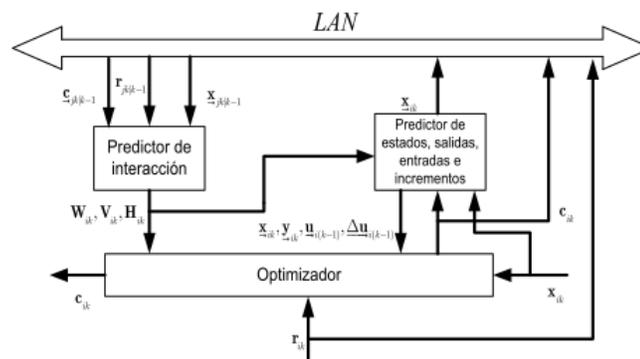
un control de nivel mediante una servo-válvula. El tipo de control utilizado fue el controlador PID. Como resultado los investigadores obtuvieron lo siguiente:

- La apertura de la válvula de salida generaba un cambio en la ganancia del tiempo, las curvas de reacción, el tiempo característico y el retardo de transporte. A lo que los investigadores demostraron linealizando el modelo en diferentes puntos de equilibrio.
- La implementación de sistemas que contienen tiempos de retardo de transporte (tiempos muertos) y tiempos característicos son grandes implica un alto grado de complejidad en el manejo de los métodos de sintonización debido a que el grado del denominador de la función de transferencia (discreta) aumenta.
- Los controladores PID con respecto a los controladores algebraicos tiene menor eficiencia debido que presenta un tiempo de respuesta menor y los sobre picos no son tan elevados. Sin embargo, en la implementación en la práctica el sistema algebraico presentó un offset respecto a la referencia requerida dando así una mayor eficiencia en el PID.

En el trabajo realizado por Sorcia et al. [5], de nombre “Control Predictivo Distribuido Optimo Aplicado al Control de Nivel de un Proceso de Cuatro Tanques Acoplados”, los investigadores tuvieron como objeto de trabajo realizar una comparación entre el sistema de control predictivo distribuido optimo (DOMPC) y el sistema (OMPC) de control predictivo optimo centralizado. Para lo anterior los investigadores realizaron la división del sistema a controlar (Cuatro tanques acoplados para controlar el nivel) en S subsistemas y optimizaron de manera distribuida las señales de control tal como se muestra en la

Figura 2.

Figura 2. Esquema DOMPC contrada a una LAN



Fuente: [5]

Como resultado los investigadores obtuvieron lo siguiente:

- Los primeros resultados mostrados por los investigadores evidenciaron que en simulación los modelos demuestran la factibilidad de la aplicación del esquema DOMPC y e implementación de la optimización con restricciones de forma distribuida. Cabe resaltar que obtuvieron el NO rechazo a perturbaciones sin embargo solo debe regularse una referencia constante.
- Los costos del sistema DOMPC con respecto al OMPC es mayor.
- El esquema DOMPC presenta restricciones de forma distribuida y tiene como variable de decisión una compensación para hacer cumplir las restricciones.
- Los sub-controladores mencionados en la metodología y que obtuvieron del esquema DOMPC pudieron ser capaces de calcular la señal de control al aplicar en el siguiente instante de muestreo sin los datos de interacción.

1.2 Planteamiento del problema

Uno de los principales problemas para el almacenamiento de agua es la constante supervisión sobre el nivel del líquido, esto se traduce a costos de personal para la vigilancia del nivel del tanque o los tanques y su relleno para mantener los niveles mínimos de operación, ya sea en la industria agropecuaria para el riego de cultivos o el lavado de la cosecha, en otros sectores donde suele emplearse el agua como refrigerante y dispone de una cierta cantidad de líquido normalmente extraído de un tanque [9].

Casos de pequeñas localidades donde la distribución del agua depende de un tanque principal, el cual llega a los tanques de almacenamiento de la comunidad, para su uso diario. Para el caso de estudio en este trabajo tomamos como representación de esta situación el sistema de 3 tanques acoplados.

Teniendo en cuenta lo anterior, en los sistemas hidráulicos suelen presentarse algunas complicaciones con respecto a retardos del sistema. Estos pueden presentarse por:

- Separación de los elementos de la planta
- Periodos de respuesta de los sensores o actuadores implicados en dicho sistema

Como consecuencia, una mala sintonización o parametrización de un controlador puede generar oscilaciones continuas que conllevan al sistema a la inestabilidad. Por tal razón, el control predictivo ayuda a estos sistemas a realizar análisis previos del proceso a controlar y tiene como objetivo principal calcular las variables que estén en la consigna especificada [10].

Las ventajas de la utilización de los controladores predictivos basados en modelos nos proporcionan una posible solución a los sistemas con retardos gracias a su robustez y facilidad a variaciones paramétricas. De las ventajas más significativas tenemos que:

- Maneja con relativa facilidad sistemas multivariables
- Se pueden tomar en cuenta limitaciones físicas y tecnológicas de los actuadores
- Seguridad y calidad debido a la posibilidad de formular restricciones al sistema

- Se puede utilizar la compensación del retardo dependiendo del algoritmo de control a implementarse
- Se puede aplicar en sistemas lineales, no lineales, con grandes retardos e inestables.

Por tal razón, esta investigación esta direccionada a resolver en cómo mantener el nivel de líquido en tanques utilizando un controlador predictivo basado por modelo lineal que garantice los valores óptimos de operación y la evaluación de su desempeño con respecto a un controlador PID.

1.3 Justificación

En la actualidad los sistemas de control se encuentran implementados de distintas áreas de nuestro día a día. En los hogares, en puestos comerciales y en la industria se pueden encontrar innumerables casos que requieren o ya presentan algún tipo de control.

Casos como los sistemas de refrigeración que presentan un control básico on/off, sistemas de posición para paneles solares que siguen el movimiento de sol, son ejemplos de lo diverso que llegan a ser las estrategias de control.

El modelo de control predictivo ha tenido gran éxito porque su estrategia reside en la fiabilidad del modelo de la planta, ya que debe considerar en la medida de lo posible, las características dinámicas del sistema para minimizar las discrepancias entre el modelado y la realidad. Por lo que la formación y desarrollo de personal capacitado para el diseño, implementación y monitorización de estos sistemas de control se convierte en una necesidad.

Al ser un diseño y ser netamente una simulación, la funcionalidad de este modelo predictivo para controlar nivel de un tanque va direccionada en:

1. Garantizar el nivel del líquido en un rango preestablecido dado por las condiciones iniciales del sistema.
2. El modelo MPC permitirá la mejora de las respuestas transitorias ante eventuales cambios en la señal de referencia.

3. Como controlador de nivel el MPC ha sido implementado en industrias petroleras y químicas dado que es un controlador avanzado, que permite involucrar en su acción de control las restricciones físicas y de seguridad del proceso.

Este proyecto busca generar documentación científica en el diseño y simulación de controladores predictivos y su comparación con sistema de control PID clásico. Así mismo, se refuerzan las investigaciones en torno a el modelado de sistemas en la Universidad Antonio Nariño y el grupo de investigación subyacente a estos temas de investigación.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo general

Diseñar un sistema de control predictivo basado en un modelo para regular el nivel del líquido de un sistema hidráulico que consta de tres tanques acoplados y está sujeto a perturbaciones y retardos de tiempo.

1.4.2 Objetivos específicos

1. Modelar el sistema de tres tanques acoplados mediante las ecuaciones diferenciales y la linealización con serie de Taylor, incluyendo las dinámicas de los sensores, actuadores y retardos.
2. Diseñar un controlador predictivo por modelo empleando como variable de manipulación del flujo volumétrico de la planta para regular el nivel del ultimo tanque acoplado.
3. Evaluar el comportamiento dinámico del controlador sujeto a perturbaciones, incertidumbres y retardos de tiempo en el modelo.
4. Implementar una interfaz gráfica que permita el monitoreo de los tanques en total y control del nivel del líquido en el último tanque del sistema acoplado.

Capítulo 2 - Marco teórico

Este capítulo contiene el compendio de definiciones, conceptos y aproximaciones de los diversos métodos utilizados en el desarrollo del trabajo de grado. Se da inicio con los conceptos de control, control MCP, sistemas de segundo orden y sistema de tanques acoplados.

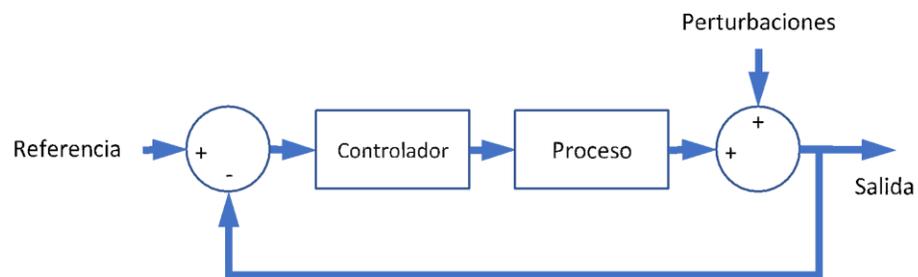
2.1 Control Automático

En la industria podemos encontrar una enorme cantidad de procesos en los que existen muchas variables que pueden cambiar, lo cual ocasiona que los productos o resultados se desvíen de los parámetros deseados, si esto llega a suceder, se deben reajustar las variables para corregir las desviaciones; este puede ser ejecutado por un operario u operarios sin embargo en sistemas más complejos se necesitaría una cantidad exagerada de operarios, por lo que sería preferible realizar estos ajustes de manera automática, es decir contar con la maquinaria o instrumentos que manipulen las variables sin necesidad de que intervenga algún operador.

Smith y Corripio [2] establecen el objetivo del control automático como sigue “el objetivo del sistema de control automático de procesos es utilizar la variable manipulada para mantener a la variable controlada en el punto de control a pesar de las perturbaciones”. Otra definición válida para un sistema de control nos la ofrece [11] quien la define como aquel sistema que ante unos objetivos determinados responde con una serie de actuaciones. La

Figura 3 muestra un esquema de control comúnmente empleado.

Figura 3. Esquema de control



2.2 Control predictivo basado en modelo

El esquema de control que muestra la

Figura 3 se conoce como control por retroalimentación. En este procedimiento la variable controlada se retroalimenta al controlador para que este pueda ajustar la señal de control y reducir el efecto de las perturbaciones que producen algún cambio sobre la variable controlada. Este tipo de control se asemeja al ensayo y error, pues el controlador al percibir un aumento en la variable controlada por encima del punto de control inmediatamente envía una señal de control para que disminuya, pero la señal por lo general cumple con la

orden más allá del punto de control, generando en el controlador una respuesta para aumento de la variable controlada, lo que se repite hasta que esta alcanza el punto de control. La ventaja de esta técnica es la de ser un sistema simple que compensa todas las perturbaciones. Su desventaja es que solo puede compensar las perturbaciones después de que sus efectos se propaguen por el sistema y afecten la variable controlada por fuera del punto de control [2].

“Otra estrategia es el control por acción precalculada donde los efectos de las perturbaciones en el sistema se compensan antes de que se afecte la variable controlada. Este tipo de controlador si es implementado de manera correcta puede mantener la variable controlada sin perturbaciones” [2]. Sin embargo, se deben conocer las perturbaciones que ingresan al sistema, es decir; que si llegase a ingresar una perturbación no esperada esto provocaría una desviación permanente en la variable controlada que no sería compensada por el controlador [2].

El control predictivo por modelo, MPC (por sus siglas en ingles), es una estrategia de control que emplea un modelo del proceso para predecir los efectos de la acción de control sobre la planta y basados en eso optimizar las acciones futuras del controlador [12]. Algunas de ventajas del control predictivo sobre otros métodos son [13]:

- Se pueden desarrollar soluciones a problemas de control multivariable y no lineal de manera sencilla.
- Dado que los principios de funcionamiento son intuitivos y los parámetros de diseño se enfocan al desempeño, los operarios de la planta pueden asimilar los conceptos en periodos cortos de tiempo, aun si los operarios cuentan con pocos conocimientos en el área de control.
- Es la aproximación más natural al control restringido.
- Su característica predictiva le permiten compensar de manera intrínseca los tiempos muertos.
- Inserta un control anticipativo que compensan las perturbaciones medibles.

Mientras las desventajas que puede presentar esta metodología de control predictivo son:

- Resulta más difícil de implementar que los controladores clásicos PID.

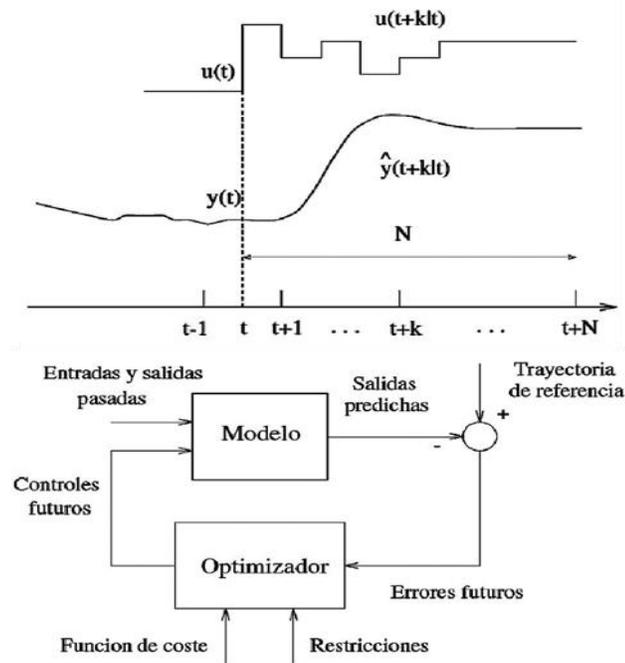
- Si la dinámica en los sistemas es variable, incrementa la exigencia computacional para realizar los cálculos.

El principio de funcionamiento del control predictivo se define por los siguientes pasos:

1. A cada instante de tiempo t , se predice la salida del proceso $y_{(t+k|t)}$ sobre un horizonte de tiempo $k = 1 \dots N$. Para esto se emplea el modelo del proceso, la predicción depende de las entradas y salidas pasadas, pero asimismo del escenario de control futuro, dicho de otra manera, los valores de $u_{(t)}$ que se tomarán a partir del instante t en adelante $\{u_{(t)}, k = 0, \dots, N - 1\}$.
2. Se define la trayectoria de referencia $\{r_{(t)}, k = 1, \dots, N\}$, que inicia en $r_{(t)} = y_{(t)}$ y evoluciona hacia el valor deseado w . En caso de que el proceso presente tiempo muerto, es mejor comenzar dicha trayectoria definida por $r_{(t)}$ después del tiempo muerto. La trayectoria $r_{(t)}$ traza como se quiere guiar la salida $y_{(t)}$ desde su valor actual hasta el valor deseado w .
3. Se calcula el vector de control $\{u_{(t)}, k = 1, \dots, N - 1\}$ para minimizar una función de costos específica, dependiendo de los errores predichos $\{[r_{(t)} - y_{(t)}], k = 1, \dots, N\}$.
4. El primer elemento $u_{(t)}$ del vector de control óptimo se aplica al proceso real en el instante de tiempo actual. Los demás pueden ser despreciados ya que al siguiente instante de muestreo $t + 1$ las secuencias de tiempo se desplazan y se obtiene una nueva medición en la salida del proceso real $y_{(t+1)}$ repitiendo todos los pasos nuevamente. Lo que nos lleva a una nueva entrada de control $u_{(t+1)}$ la cual es muy diferente a la calculada anteriormente en el instante t $u_{(t)}$.

La Figura 4 muestra el principio de funcionamiento y la estructura necesaria para implementar el control predictivo.

Figura 4. Principio de funcionamiento y estructura básica del MPC



Fuente: tomado de Sendoya [13]

2.3 Sistemas de primer y segundo orden

Los sistemas lineales son aquellos en los que el conjunto de ecuaciones diferenciales que describen su funcionamiento cumple el principio de superposición, donde la respuesta del sistema a dos entradas será igual a la suma de dos respuestas individuales del mismo sistema, vea Ecuación 1.

$$f_{(x+y)} = f_{(x)} + f_{(y)}$$

Ecuación 1

Los sistemas no lineales son aquellos que se representan con ecuaciones no lineales, y el principio de superposición no es aplicable. La principal diferencia entre un sistema lineal y no lineal es que el sistema no lineal tiene múltiples puntos de equilibrio o de operación y por lo tanto se realiza la linealización para obtener una versión lineal alrededor de un punto de equilibrio, resaltando que tiene solución solo que bajo diversos puntos de equilibrio.

Entonces para para generar una simplificación de dicha solución a una operación se usa generalmente una linealización alrededor de un punto de operación. Una vez el sistema es aproximado a un modelo matemático lineal se puede realizar un análisis y diseño de este.

Los sistemas de primer orden (ecuaciones diferenciales de primer orden) tiene una solución bajo diversos métodos, sin embargo, a través de la transformada de Laplace se pueden representar como funciones de transferencia de una forma más sencilla. Vea Ecuación 2. La solución de estos sistemas nos lleva a la Ecuación 4.

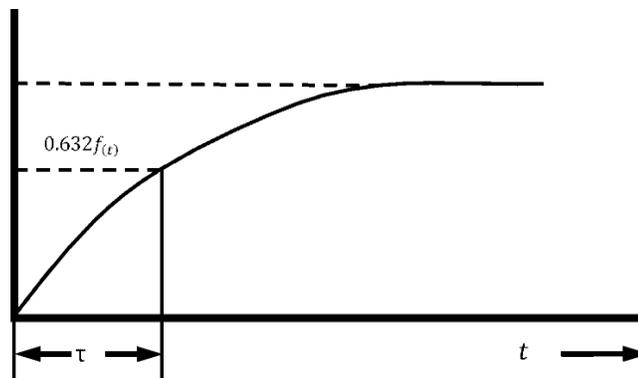
$$\tau \frac{dx(t)}{dt} + x(t) = f(t) \quad \text{Ecuación 2}$$

$$X(s)/F(s) = \tau s + 1 \quad \text{Ecuación 3}$$

$$x(t) = f(t) \left(1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \right) \quad \text{Ecuación 4}$$

Gracias a la solución de los sistemas de primer orden podemos conocer que τ es el tiempo que demoran los sistemas de primer orden en llegar a un 63.2% del cambio total de la entrada $f(t)$. La respuesta típica de los sistemas de primer orden se puede observar en la Figura 5.

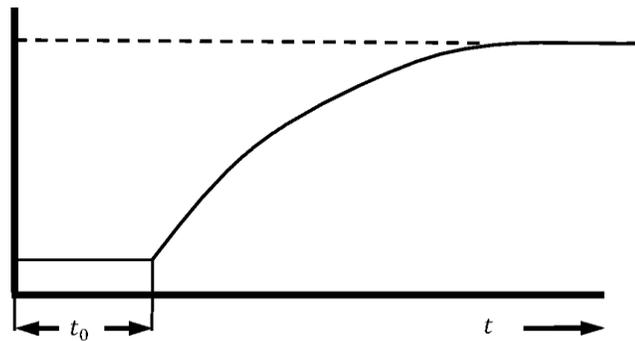
Figura 5. Respuesta de un sistema de primer orden



Fuente: tomado de Ogata [14]

El tiempo muerto t_0 , retardo de tiempo o retardo de transporte es el intervalo entre el momento en que existe una variación en la entrada de proceso y el momento en que la variable de salida comienza a mostrar una respuesta a dicha variación. En la Figura 6 se muestra el efecto del tiempo muerto. La función de transferencia de un sistema de primer orden más tiempo muerto se representa como muestra la Ecuación 5.

Figura 6. Respuesta de un sistema de primer orden con tiempo muerto



Fuente: tomado de Ogata [14]

$$\frac{X(s)}{F(s)} = \frac{e^{-t_0 s}}{\tau s + 1} \quad \text{Ecuación 5}$$

Los sistemas de segundo orden tienen la forma que se muestra en la Ecuación 6 y se puede decir que se “componen” de dos funciones de transferencia de primer orden en serie [2]. Y se puede ubicar en serie una tercera función de transferencia de primer orden, así sucesivamente para obtener un sistema de orden superior.

$$\frac{X(s)}{F(s)} = \frac{K_1}{\tau_1 s + 1} * \frac{K_2}{\tau_2 s + 1} = \frac{K_1 K_2}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} = \frac{K_1 K_2}{\tau_1 \tau_2 s^2 + (\tau_1 + \tau_2) s + 1} \quad \text{Ecuación 6}$$

Ogata [15] presentan una función de transferencia general para los sistemas de segundo orden, vea Ecuación 7.

$$\frac{X(s)}{F(s)} = \frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\tau\xi s + 1}$$

Ecuación 7

Donde:

τ : es la constante de tiempo característica

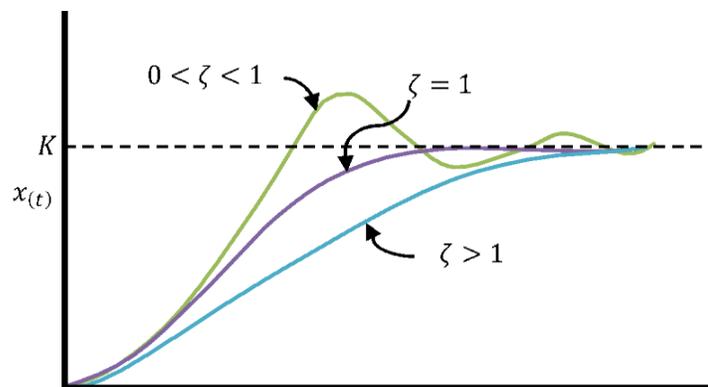
ξ : tasa de amortiguamiento

ζ : factor de amortiguamiento relativo

ω_n : frecuencia natural no amortiguada

Cabe resaltar que, aunque los autores le otorgan un nombre y simbología diferente a ζ y ξ , se refieren a la misma propiedad que define el tipo de respuesta que produce un sistema de segundo orden, mientras que $\omega_n = \frac{1}{\tau}$. A partir de aquí usaremos la nomenclatura empleada por Ogata [15]. Si $0 < \zeta < 1$ la respuesta del sistema será oscilatoria y se ira amortiguando hasta estabilizarse, a este tipo de respuesta se le denomina subamortiguada. Si $\zeta = 1$ la respuesta llegara rápidamente al valor final sin sobrepasarlo y sin presentar ninguna oscilación, se le denomina críticamente amortiguado. Y para $\zeta > 1$ la respuesta nunca sobrepasara el valor final y es mas lenta que las respuestas anteriores, vea Figura 7.

Figura 7. Respuestas típicas de un sistema de segundo orden a una entrada de escalón unitario



De estos tres tipos de respuesta la de particular interés es la subamortiguada, ya que se asemeja mucho a las respuestas de las plantas en circuito cerrado, y abre los siguientes conceptos [15]:

- Tiempo de retardo t_d : es el tiempo que toma la respuesta en llegar a la mitad del valor final por primera vez.
- Tiempo de subida (o levantamiento) t_r : es el tiempo que demora la respuesta del 10 al 90%, del 5 al 95% o del 0 al 100% de su valor final. Para sistemas subamortiguados se recomienda usar el tiempo de subida de 0 a 100% y para sobreamortiguados de 10 a 90%.

$$t_r = \frac{1}{\omega_d} \left(\frac{\omega_d}{-\sigma} \right) = \frac{\pi - \beta}{\omega_d}$$

Donde:

ω_d , frecuencia natural amortiguada es igual a $\omega_n \sqrt{1 - \zeta^2}$, σ , atenuación es igual a $\zeta \omega_n$. y β , es el ángulo que existe entre ω_d y σ es igual a $\frac{\omega_d}{\sigma}$ en radianes.

- Tiempo pico t_p : tiempo que demora la respuesta en llegar al primer pico de sobreelongación.

$$t_p = \frac{\pi}{\omega_d}$$

- Sobreelongación máxima (porcentaje) M_p : es el máximo valor del pico de la curva de respuesta, medido desde la unidad.

$$M_p = e^{-\left(\frac{\sigma}{\omega_d}\right)\pi} * 100\%$$

Si el valor final en estado estacionario es diferente de la unidad, se suele expresar en porcentaje de sobreelongación máxima, así:

$$M_p = \frac{x(t_p) - x(\infty)}{x(\infty)} * 100\%$$

- Tiempo de asentamiento t_s : es el tiempo que demora la curva de respuesta para alcanzar el rango de tolerancia alrededor del valor final. Por lo general este rango esta especificado en 2% o 5%. Este tiempo se relaciona a la mayor constante de tiempo del sistema de control. Para criterio de 2%:

$$t_s = \frac{4}{\sigma}$$

Para criterio de 5%:

$$t_s = \frac{3}{\sigma}$$

Los criterios de diseño del sistema determinan que rango de error utilizar, recordemos que los valores de ζ y ω_n dependen de las características físicas del sistema y en consecuencia los parámetros anteriormente mencionados.

2.4 Sistema de tanques acoplados

El sistema de tanques acoplados es un proceso que consta de un número de recipientes comunicados en su parte inferior por un acoplamiento (válvulas, tubería, entre otros) y cuya dinámica de funcionamiento es:

- El primer tanque comienza a llenarse al introducir el líquido.
- Cuando el líquido llega al acople comienza la transferencia del líquido al segundo tanque, siendo que el primer tanque se llena primero que el segundo y si existe un tercer tanque, el segundo se llenará con más rapidez que el tercero y así sucesivamente con todos los tanques acoplados al sistema.
- Se cierra la salida del segundo tanque, para que al aumentar el nivel del primer tanque exista una mayor transferencia del líquido al segundo, o al tercero.

- Cuando se deje ingresar líquido al primer tanque y por ley de vasos comunicantes se observará que el sistema alcanzara el mismo nivel.

En los sistemas hidráulicos se pueden generar 2 formas de comunicación o configuraciones de tanques. Estas comunicaciones entre tanques se conocen como unidireccional o bidireccional, es decir, se pueden interactuar o no interactuar entre sí.

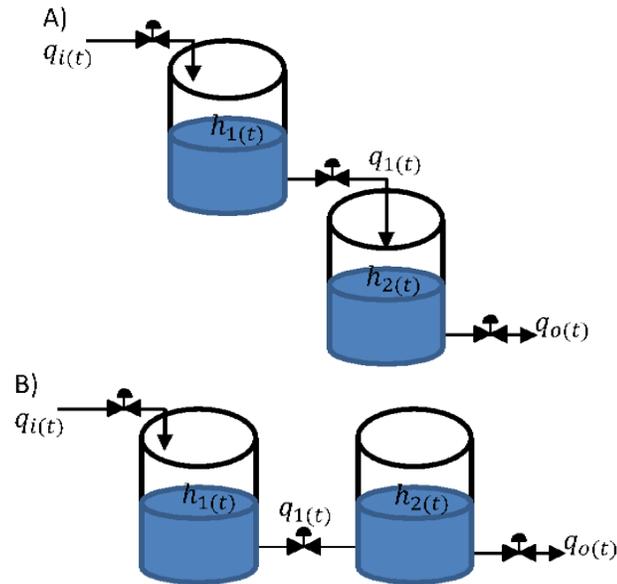
- En la
- Figura 8 (A) se evidencia la configuración de unidireccional, es decir, el flujo solo se mueve en una sola dirección.
- En la
- Figura 8 (B) se evidencia la configuración de bidireccional, es decir, el flujo solo se mueve en diversas direcciones.

Esto puede observarse de manera rápida en la

Figura 8 (A), donde el nivel del primer tanque influye sobre el nivel del segundo tanque, pero este último no afecta de ninguna forma al primer tanque. Por otro lado,

Figura 8 (B), el nivel del primer tanque afecta al segundo y el segundo afecta al primer tanque, pues la dirección del flujo $q_{1(t)}$ se decide por nivel más alto entre los dos tanques.

Figura 8. A) configuración unidireccional y B) configuración bidireccional.

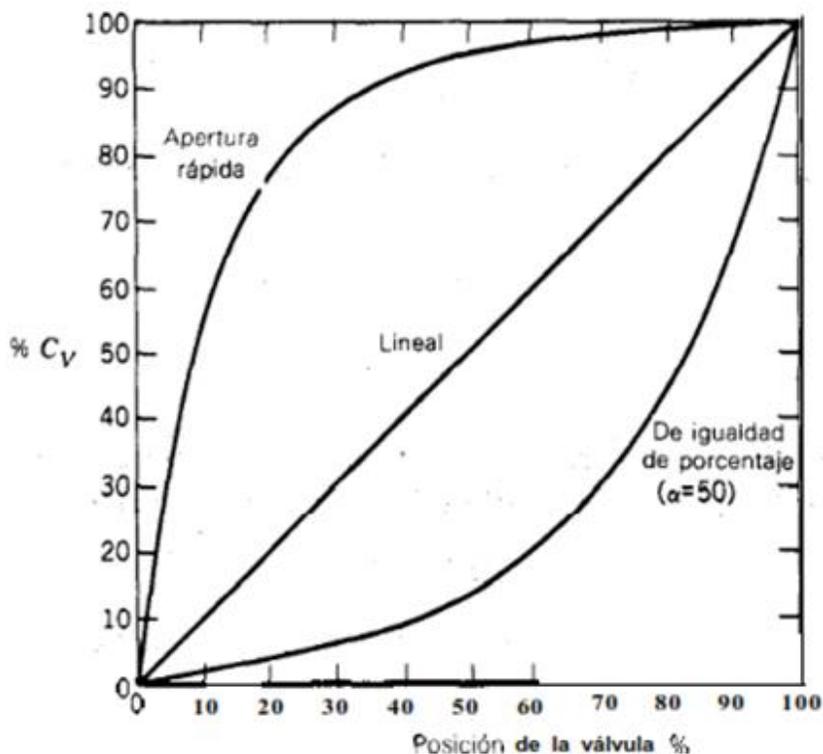


El modelamiento de los tanques acoplados se detalla en la sección 3 de este mismo documento. Algunas aplicaciones de los sistemas de tanques acoplados se pueden encontrar en las industrias de petroquímica, fabricación de papel y tratamientos de agua [16].

2.5 Válvulas

Las válvulas de control son los actuadores o elementos finales de control más comunes que se pueden encontrar en la industria, para manipular los flujos dependiendo de la señal de control que reciba y mantener las variables que se deban controlar. Las válvulas pueden clasificarse en varias categorías como se puede observar en la Tabla 1, ya sea por su posición cuando estas fallan o están desactivadas; es decir, con normalidad abiertas y normalmente cerradas, o por la característica de flujo en la válvula, de apertura rápida, lineal o isoporcentual, vea Figura 9 [2].

Figura 9. Curvas características de flujo en válvulas



Fuente: tomado de Smith y Corripio [2]

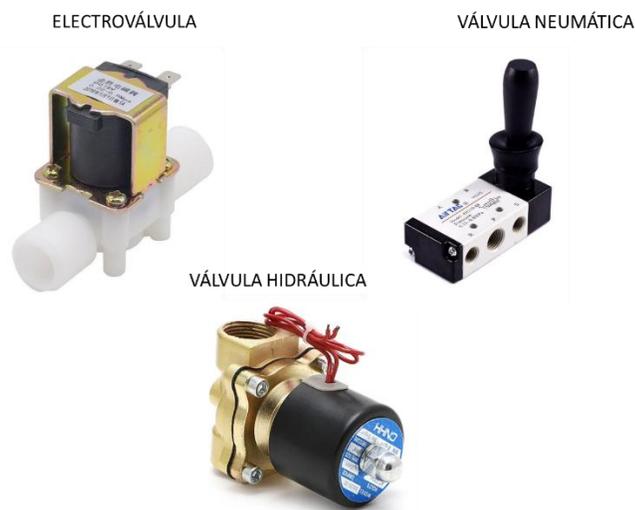
Tabla 1. Tipos de válvulas y su definición

Tipo de válvula	Clasificación	Definición
Electroválvulas	Directo y asistida.	Se refiere a un dispositivo electromecánico diseñado para controlar el flujo que circula por un conducto. Por lo habitual, solamente dispone de las posiciones de abierto y cerrado. Este tipo de válvulas se mueve por la acción de una bobina solenoide.
Neumáticas	Control de dirección, caudal y presión.	Las válvulas neumáticas son los dispositivos que dirigen y regulan aire comprimido; gobiernan la salida y entrada, el cierre o habilitación, la dirección, la presión y el caudal de aire comprimido.
Hidráulica	Distribuidoras, de	Una válvula hidráulica es un tipo de válvula

	cierre o bloqueo, caudal y presión.	industrial con el cual se puede iniciar, detener o regular la circulación del agua mediante piezas móviles que abren o cierran, de forma parcial o total, el paso de esta. Así, permiten controlar de manera óptima el flujo y presión de la red.
--	-------------------------------------	---

Fuente: adaptada de Smith y Corripio [2]

Figura 10. Tipos de válvulas (electroválvulas, neumáticas e hidráulicas)



Por otro lado, la Ecuación 8 que define el flujo de un líquido por la válvula se define como:

$$q = C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{G_f}}$$

Ecuación 8

Donde:

C_v : es el coeficiente de caudal en unidades imperiales. Su equivalente en unidades métricas se denomina K_v , y es igual a $0.865C_v$.

ΔP : es la caída de presión, en psi en la sección de la válvula, diferencia de la presión de entrada y la presión de salida.

G_f : gravedad específica del líquido a la temperatura en que fluye, para el agua es 1 a 60°F.

Por otro lado, el flujo que pasa por una válvula en estado estacionario es dada por:

$$q = K A_s \sqrt{\Delta P}$$

Donde:

K : es la constante de la válvula C_v o K_v dependiendo del sistema empleado.

A_s : La apertura o área de paso de la válvula.

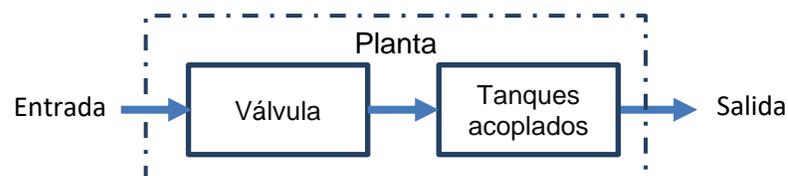
Capítulo 3 – Metodología

En este capítulo se presenta el desarrollo del trabajo, el cual se compone metodológicamente de 4 fases. En la primera fase se realiza el modelamiento del sistema de tanques acoplados, posteriormente se presenta la sintonización del controlador predictivo y el control PID, y por último se realiza la comparación entre los controladores propuestos.

3.1 Modelamiento un sistema hidráulico de 3er orden

La estrategia de control predictivo en algunas ocasiones requiere de un modelo matemático del proceso a controlar con el que calcula las predicciones. Es decir, poder representar la relación de la entrada del sistema con su respectiva salida, por lo que se emplea la función de transferencia del proceso. El proceso de tanques acoplados a controlar consta de la válvula de control (actuador) y los tres tanques acoplados, debido a que no se realizará una implementación del sistema de control no incluimos al sensor de nivel, mientras a las válvulas que acoplan a los tanques entre ellos se mantendrán en la posición de apertura. Por lo que la función de transferencia total del proceso está dada por las funciones de transferencia de los dos elementos. La Figura 11 muestra un diagrama de bloques que representa el proceso.

Figura 11. Diagrama de bloques del proceso.



Del diagrama de bloque se tiene que la función de transferencia del proceso será el producto de las funciones de transferencias de los elementos, vea la Ecuación 9.

$$G_p(s) = G_{Vál}(s) * G_{Tan}(s)$$

Ecuación 9

Donde:

$G_{Vál}(s)$: Función de transferencia de la válvula y $G_{Tan}(s)$: función de transferencia de los tanques.

Para los parámetros físicos de los tanques acoplados tomamos como base el sistema de tanques acoplados construido por Moromenacho y Rosero [17] siendo la dimensión del ancho y largo de los tanques de 12x12cm, modificamos la altura del tanque de 40 cm a 150cm, el actuador fue cambiado de una bomba centrífuga a una válvula de tipo apertura rápida y las válvulas de interconexión y salida permanecieron iguales siendo su coeficiente $C_v = 1.08 \left[\frac{\text{galones}}{\text{min}} \right]$. Estos datos serán empleados para el modelamiento y simulación de los tanques acoplados, vea Tabla 2.

Tabla 2. Parámetros del sistema de tanques acoplados

Parámetro	Unidad	Valor
A_1	cm^2	144
A_2	cm^2	144
A_3	cm^2	144
k_1^*	$\frac{cm^3}{s}$	258
k_2^*	$\frac{cm^3}{s}$	258
k_3^*	$\frac{cm^3}{s}$	258

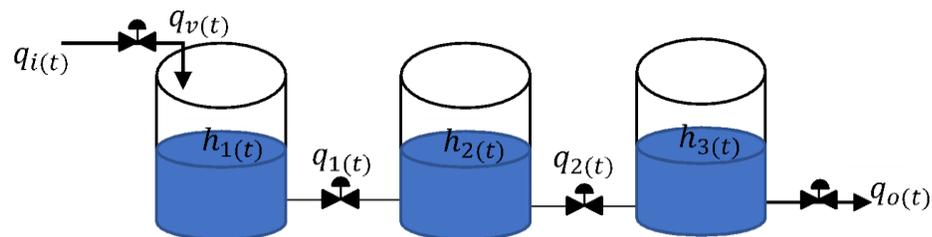
* Constante de válvula de control totalmente abierta [10].

3.2 Función de transferencia de los tanques acoplados

Para el modelamiento del sistema de tanques acoplados, vea

Figura 12; primero se identifica las variables del proceso, los estados y las perturbaciones del sistema.

Figura 12. Sistema de tanques acoplados.

**Estados:**

h_1 : Nivel del primer tanque.

h_2 : Nivel del segundo tanque.

h_3 : Nivel del tercer tanque.

Variable manipulada:

q_v : flujo de salida de la válvula de entrada del primer tanque, afectada directamente por su apertura a_v .

Variable controlada:

h_3 : Nivel en el tercer tanque.

Perturbaciones:

Fuga en el tanque 3.

Para el modelamiento tomamos las siguientes consideraciones:

- El flujo $q_i(t)$ que recibe la válvula en la entrada del sistema es constante.
- La caída de presión en las válvulas es despreciable por lo que el flujo que pasa por las válvulas será igual a:

$$q(t) = K_v a_v$$

Ecuación 10

- El flujo de entrada del primer tanque corresponde al flujo entregado por el actuador por lo que en el modelado se emplea $q_v(t)$ y no la Ecuación 10.
- Existe una interacción entre los tanques por lo que el flujo de las válvulas de acople o interconexión entre los tanques se define como:

$$q(t) = K_v \sqrt{h_1(t) - h_2(t)} \quad \text{Ecuación 11}$$

Entonces, el balance de masas para los tanques es:

$$\frac{dm_{\text{tanque}}}{dt} = m_{\text{entrada}} - m_{\text{salida}}$$

Lo que puede escribirse como.

$$\rho A_{\text{tanque}} \frac{dh_{\text{tanque}(t)}}{dt} = \rho q_{\text{entrada}} - \rho q_{\text{salida}}$$

Al tratarse del mismo líquido la densidad del líquido se anula en la ecuación y al despejar $\frac{dh}{dt}$ se obtiene:

$$\frac{dh_{\text{tanque}(t)}}{dt} = \frac{q_{\text{entrada}} - q_{\text{salida}}}{A_{\text{tanque}}} \quad \text{Ecuación 12}$$

De la Ecuación 12 y las consideraciones se obtienen las ecuaciones que definen la dinámica del sistema.

$$f_1 = \frac{dh_1(t)}{dt} = \frac{q_v(t) - K_1 \sqrt{h_1(t) - h_2(t)}}{A_1} \quad \text{Ecuación 13}$$

$$f_2 = \frac{dh_2(t)}{dt} = \frac{K_1 \sqrt{h_1(t) - h_2(t)} - K_2 \sqrt{h_2(t) - h_3(t)}}{A_2} \quad \text{Ecuación 14}$$

$$f_3 = \frac{dh_3(t)}{dt} = \frac{K_2\sqrt{h_2(t) - h_3(t)} - K_3\sqrt{h_3(t)}}{A_3} \quad \text{Ecuación 15}$$

Donde K_1 , K_2 y K_3 , son las constantes de las válvulas, A_1 , A_2 y A_3 son las áreas de cada tanque en cm^2 . Como se puede observar el sistema de tanques aplicados NO es lineal por lo que se debe encontrar un punto de equilibrio (h_{1eq} , h_{2eq} y h_{3eq}), a partir del flujo de la válvula (q_{veq}) constante. Para esto igualamos las ecuaciones (Ecuación 13, Ecuación 14, Ecuación 15) a cero y despejamos para encontrar el punto de equilibrio general definido por la Ecuación 16, Ecuación 17, Ecuación 18.

$$h_{1eq} = \left(\frac{q_{veq}}{k_1}\right)^2 + h_{2eq} \quad \text{Ecuación 16}$$

$$h_{2eq} = \left(\frac{q_{veq}}{k_2}\right)^2 + h_{3eq} \quad \text{Ecuación 17}$$

$$h_{3eq} = \left(\frac{q_{veq}}{k_3}\right)^2 \quad \text{Ecuación 18}$$

Posteriormente encontramos el *Jacobiano* de f_1 , f_2 y f_3 , derivando cada función con respecto a cada una de las variables de altura de cada uno de los tanques, dando como resultado las siguientes ecuaciones, que corresponden a los coeficientes de la matriz A del modelo linealizado en espacios de estado.

$$A = \begin{bmatrix} \left. \frac{\partial f_1}{\partial h_1} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} & \left. \frac{\partial f_2}{\partial h_1} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} & \left. \frac{\partial f_3}{\partial h_1} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} \\ \left. \frac{\partial f_1}{\partial h_2} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} & \left. \frac{\partial f_2}{\partial h_2} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} & \left. \frac{\partial f_3}{\partial h_2} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} \\ \left. \frac{\partial f_1}{\partial h_3} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} & \left. \frac{\partial f_2}{\partial h_3} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} & \left. \frac{\partial f_3}{\partial h_3} \right|_{h_{1eq}, h_{2eq}, h_{3eq}} \end{bmatrix}$$

$$= \begin{bmatrix} -a & a & 0 \\ b & -b - c & c \\ 0 & d & -e - d \end{bmatrix}$$

Ecuación 19

Donde:

$$a = \frac{k_1}{2A_1\sqrt{h_{1eq} - h_{2eq}}}, \quad b = \frac{k_1}{2A_2\sqrt{h_{1eq} - h_{2eq}}}, \quad c = \frac{k_2}{2A_2\sqrt{h_{2eq} - h_{3eq}}}, \quad d = \frac{k_2}{2A_3\sqrt{h_{2eq} - h_{3eq}}} \quad y \quad e = \frac{k_3}{2A_3\sqrt{h_{3eq}}}$$

Para los coeficientes de la matriz B se calculan las siguientes derivadas parciales.

$$B = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial q_v} & \frac{\partial f_2}{\partial q_v} & \frac{\partial f_3}{\partial q_v} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ A_1 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Ecuación 20

Entonces, el modelo en espacio de estados del sistema está dado por la Ecuación 21 y Ecuación 22.

$$\dot{h} = Ah + Bq_v$$

Ecuación 21

$$y = Ch, \quad C = [0 \ 0 \ 1]$$

Ecuación 22

Donde h y q_v son las variables de desviación del sistema, definidas como:

$$h = h_{nolin} - h_{eq}$$

$$q_v = q_{vnolin} - q_{veq}$$

Para obtener la función de transferencia se debe seleccionar entonces un punto de equilibrio u operación. Para esto, el caudal de entrada a los tanques acoplados debe ser

igual al de salida del último tanque, para determinarlo despejamos q_{veq} de la Ecuación 18, mientras que el valor de h_{3eq} se tabula dentro del rango de 10 a 50 cm y los valores de h_{1eq} y h_{2eq} se calculan empleando la Ecuación 16 y Ecuación 17, vea Tabla 3.

Tabla 3. Selección del punto de operación

h_{3eq} [cm]	q_{veq} $\left[\frac{cm^3}{s}\right]$	h_{1eq} [cm]	h_{2eq} [cm]
10	815.8676	30	20
20	1153.8	60	40
30	1413.1	90	60
40	1631.7	120	80
50	1824.3	150	100

En la Tabla 3, se puede observar que para el tercer tanque no puede ser superior a los 50 cm ya que el nivel del primer tanque queda en el máximo de altura del tanque. Para evitar desbordes provocados por posibles sobre-elongaciones. Entonces, para la simulación del sistema en Matlab/Simulink se toma como punto de operación $h_3 = 35cm$, vea Tabla 4.

Tabla 4. Punto de operación para la linealización

h_{3eq} [cm]	q_{veq} $\left[\frac{cm^3}{s}\right]$	h_{1eq} [cm]	h_{2eq} [cm]
35	1526.3	105	70

Cuando se determine que el modelo linealizado es una aproximación confiable del modelo no lineal, se obtiene la función de transferencia $\frac{H_3(s)}{Q_v(s)}$ a partir de las ecuaciones en espacio de estados, vea Ecuación 23.

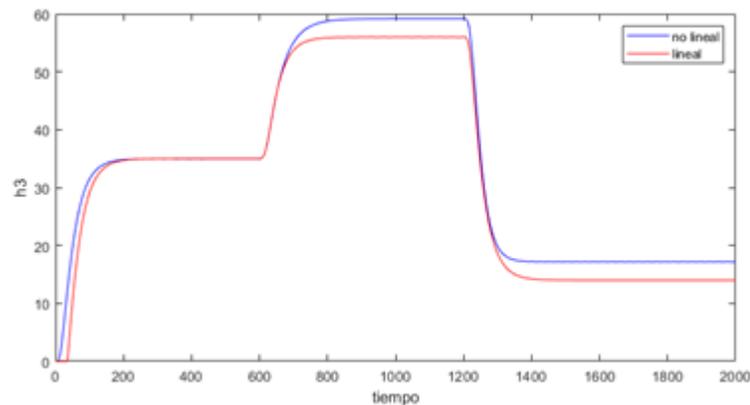
$$G_{Tan}(s) = \frac{H_3(s)}{Q_v(s)} = C(sI - A)^{-1}B = \frac{0.0001592}{s^3 + 0.7571s^2 + 0.1376s + 0.003472} [cm] \quad \text{Ecuación 23}$$

3.3 Función de transferencia de la válvula de control de flujo

Como actuador del sistema de control se eligió una válvula de control de flujo, estas válvulas son empleadas para mantener el flujo constante en sistemas hidráulicos. Las válvulas de control de flujo pueden ser manuales como las Alkon serie JF3 empleadas por Moromenacho y Rosero [17] en su trabajo, o con módulos de automatización como la serie A-900 de AFC. Para este trabajo, emplearemos la función de transferencia que identificaron Vásquez y Castrillón [18] la cual es una aproximación de primer orden más tiempo muerto de una válvula de tipo apertura rápida y que aporta no linealidad al proceso, vea Ecuación 24.

$$G_{Vál}(s) = \frac{1125.21}{11.65S + 1} e^{-6.88S} \left[\frac{cm^3}{s} \right] \quad \text{Ecuación 24}$$

Figura 13. Modelo construido del tercer tanque (sin control)



3.3.1 Algoritmo de Control predictivo

Recordemos que para la estrategia de control predictivo utiliza el modelo de la planta en este caso definida por la función de transferencia total para mantener el nivel del tercer tanque a una referencia específica.

3.4 Parámetros de sintonización

Para poder implementar el algoritmo de control predictivo se deben seleccionar sus parámetros, para esto se toman los siguientes criterios que ayudan a una correcta sintonización del controlador:

- El horizonte de control (N_c) ha de ser menor al horizonte de predicción (N_p) del controlador.
- Un horizonte de control corto causa cambios mínimos de la acción de control; es decir, el controlador hará una acción de control más suave para alcanzar el setpoint. Caso contrario horizontes de control muy largos producen cambios más agresivos en la acción del control, si es muy agresivo puede generar oscilación en el sistema.
- El horizonte de control debe ser lo suficientemente largo para tener en cuenta las constantes de tiempo del sistema.
- Periodos de tiempo muy largos (T_s), para horizontes de control cortos generan picos sobre el valor del setpoint.
- Un horizonte de predicción corto reduce el tiempo donde el controlador predictivo predice las salidas de la planta. Un horizonte de predicción largo aumenta la capacidad de predicción del controlador, pero aumenta los costos computacionales al añadir cálculos suplementarios al algoritmo de control.

Para los valores iniciales de la sintonización, Shridhar y Cooper [19] propusieron una estrategia de sintonización para controladores de control predictivo, que permite definir un punto inicial o de partida para los parámetros del algoritmo de control. La estrategia de sintonización es la siguiente:

1. Se aproxima la dinámica del proceso a un modelo de primer orden más tiempo muerto.

$$\frac{y_j(s)}{u_i(s)} = \frac{K_{ij}e^{-\theta_{ij}s}}{\tau_{ij}s + 1} \quad (i = 1, 2, \dots, N_{\text{entradas}}; j = 1, 2, \dots, N_{\text{salidas}}) \quad \text{Ecuación 25}$$

Para este caso solo tenemos un par de entrada-salida por lo que omitiremos la notación i y j para la siguiente ecuación ya que solo obtendremos un solo modelo.

2. Se selecciona el tiempo de muestreo (T_s) lo más cercano posible a:

$$T_s = \text{Min}(0.1\tau, 0.5\theta) \quad \text{Ecuación 26}$$

3. Se calcula el horizonte de predicción, N_p , como el tiempo de establecimiento del proceso en muestras (redondeado al siguiente entero):

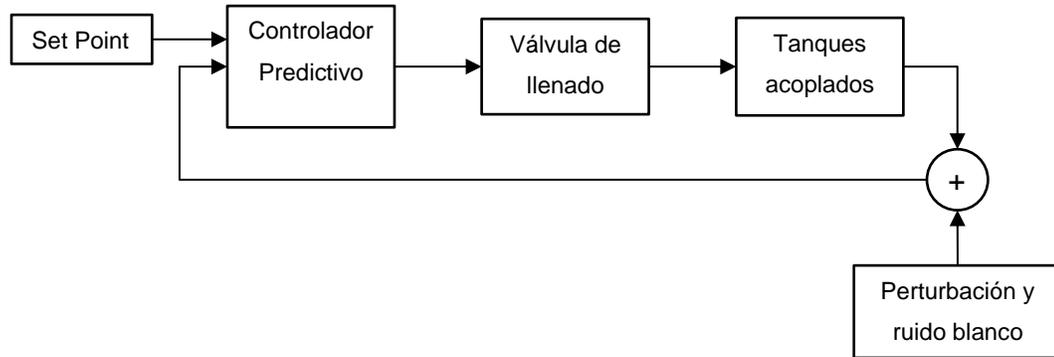
$$N_p = \text{Max}\left(\frac{5\tau}{T_s} + k\right) \quad \text{donde } k = \left(\frac{\theta}{T_s} + 1\right) \quad \text{Ecuación 27}$$

4. Se selecciona el horizonte de control, N_c , como un entero (por lo general de 1 a 6).
5. Se selecciona el peso para la variable controlada, γ^2 , para escalar las medidas a magnitudes similares.
6. Se calcula el coeficiente de supresión de movimiento, λ^2 :

$$\lambda^2 = \frac{M}{500} \left[\gamma^2 K^2 \left(P - k - \frac{3\tau}{2T_s} + 2 - \frac{(M-1)}{2} \right) \right]$$

7. Se implementa el control predictivo con los parámetros calculados en los pasos 1 al 6 como se puede observar en la Figura 14.

Figura 14. Esquema de pasos del modelo



3.5 Sintonización del Control PID

Para la sintonización inicial del control PID, emplearemos la configuración por defecto del bloque PID Controller como punto de partida de las constantes del controlador PID, posteriormente se ajustarán las constantes del controlador con el PID Tuner de MATLAB®.

3.6 Verificación/comparación entre controladores

Para la verificación del controlador, se realiza un análisis comparativo entre el control predictivo y el controlador clásico PID, teniendo en cuenta distintos escenarios y criterios de comparación.

3.6.1 Escenarios de control

En la comparación los controladores serán sometidos a los siguientes escenarios:

1. Sin perturbaciones o ruido blanco, es decir, en condiciones ideales de control donde ningún factor externo genere cambios en el sistema.

2. Perturbación de fuga debido a un orificio o fractura en el tercer tanque. La fuga aumenta el flujo de salida del líquido, provocando una disminución en el nivel de llenado del tanque. Siendo la perturbación definida como:

$$Per = \frac{A_{Fuga} * \sqrt{h_3}}{A_3}$$

Donde, A_{Fuga} es el área transversal del orificio de fuga, h_3 y A_3 son el nivel y el área de la base del tanque, respectivamente. La perturbación se incluye restando a la Ecuación 18 del sistema.

3. Ruido blanco en la variable controlada. Con el que se añade incertidumbre de medida a los valores que reciben los controladores empleando el bloque de Simulink llamado Band-Limited White Noise.

3.6.2 Criterios de comparación

Los criterios para la cuantificar y comparar el desempeño de las estrategias de control que emplearemos se describen a continuación:

1. Criterios del error dinámico, esto es la cuantificación del error dinámico de la respuesta del sistema mediante la integral de la magnitud absoluta del error (IAE) e integral del error cuadrático (ISE). Las cuales se definen como:

Sea $e(t)$ el error calculado entre el setpoint y la salida del sistema en el instante t .

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad \text{Ecuación 28}$$

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad \text{Ecuación 29}$$

2. Criterios de desempeño, esto es los parámetros de la respuesta controlada de la planta. Esto son la sobreelongación máxima, M_p , y el tiempo de asentamiento t_s definidas anteriormente. Recordemos que la cantidad de M_p indica de manera directa la estabilidad relativa del sistema, mientras que t_s se relaciona con la mayor

constante de tiempo del sistema de control. Para el análisis comparativo emplearemos el criterio del rango de tolerancia permitida del 5%.

Capítulo 4 – Resultados

Para el diseño de los controladores era necesario conocer las características de la planta, para poder analizar la estabilidad, observabilidad y controlabilidad del sistema. De igual manera para el diseño de los controladores. Según la Ecuación 9 la función de transferencia total del sistema es el producto del de la válvula y los 3 tanques acoplados.

Para el modelamiento de los tanques acoplados a partir del modelamiento y linealización de la planta en el punto de operación $h_3 = 35\text{cm}$ obtuvimos las matrices de espacios de estados:

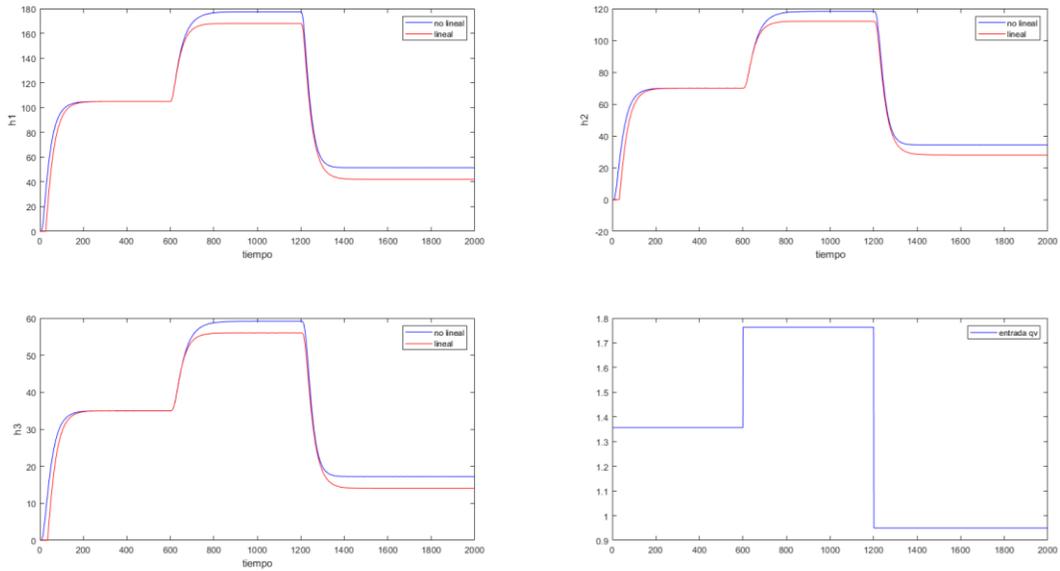
$$A = \begin{bmatrix} -0.1514 & 0.1514 & 0 \\ 0.1514 & -0.3028 & 0.1514 \\ 0 & 0.1514 & -0.3028 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 0.0069 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

$$C = [0 \quad 0 \quad 1]$$

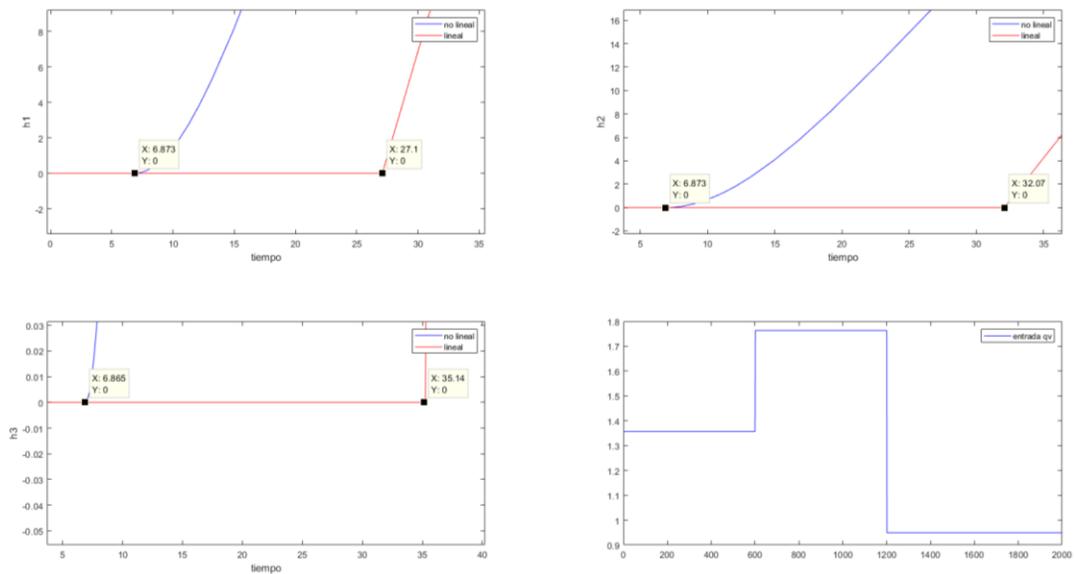
Para verificar la confiabilidad del modelo ejecutamos una simulación del modelo linealizado empleando el código de matlab *parametros_modelo* y el archivo de simulink *tanque_simulacion* (Vea Anexo A: Código & Anexo B: Simulink). La Figura 15 muestra la respuesta del sistema a la entrada empleada en el modelo linealizado y no lineal de la planta, la entrada comienza en el punto de equilibrio $q_{eq} = 1526,3$, que posteriormente en el segundo 601 de simulación aumenta un 30% y en el segundo 1201 de simulación disminuye un 30% del punto de equilibrio, existe una diferencia en los retardos de tiempo del modelo lineal y no lineal, para el modelo no lineal el retardo de tiempo es de 6.88 segundos para todos los tanques, mientras en el modelo linealizado el retardo de tiempo cada tanque del sistema varía de 27.1seg, 32.07seg y 35.14seg para el primer, segundo y tercer tanque respectivamente, vea Figura 15, esto es un efecto de las condiciones iniciales del modelo linealizado, esto se comprueba en los segundos 601 y 1201 cuando existe un cambio de $\pm 30\%$, donde no se observa este efecto en el retardo de tiempo de los modelos lineal y no lineal.

Figura 15. Salidas h_1 , h_2 , h_3 y entrada del sistema.



Fuente: elaboración propia

Figura 13. Retardos de tiempo de los modelos lineal y no lineal para cada uno de los tanques



Fuente: elaboración propia

La Figura 15 muestra que el modelo linealizado presenta una aproximación lo suficientemente buena. Con esto ya comprobado aplicamos la Ecuación 23 a las matrices de espacio de estado para obtener la función de transferencia del sistema de tanques acoplados, vea Ecuación 30.

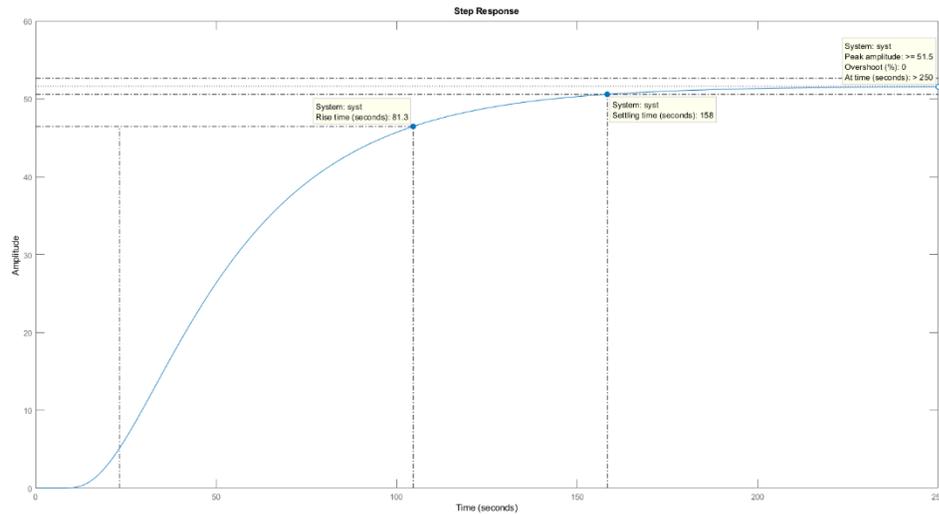
$$G_{Tan}(s) = \frac{H_3(s)}{Q_v(s)} = \frac{0.0001592}{s^3 + 0.7571s^2 + 0.1376s + 0.003472} [cm] \quad \text{Ecuación 30}$$

La función de transferencia total del sistema se obtiene al reemplazar las ecuaciones Ecuación 30 y Ecuación 24 en Ecuación 9.

$$G_p(s) = \frac{0.0154}{s^4 + 0.843s^3 + 0.2026s^2 + 0.0153s + 0.0003} e^{-6.88s} [cm] \quad \text{Ecuación 31}$$

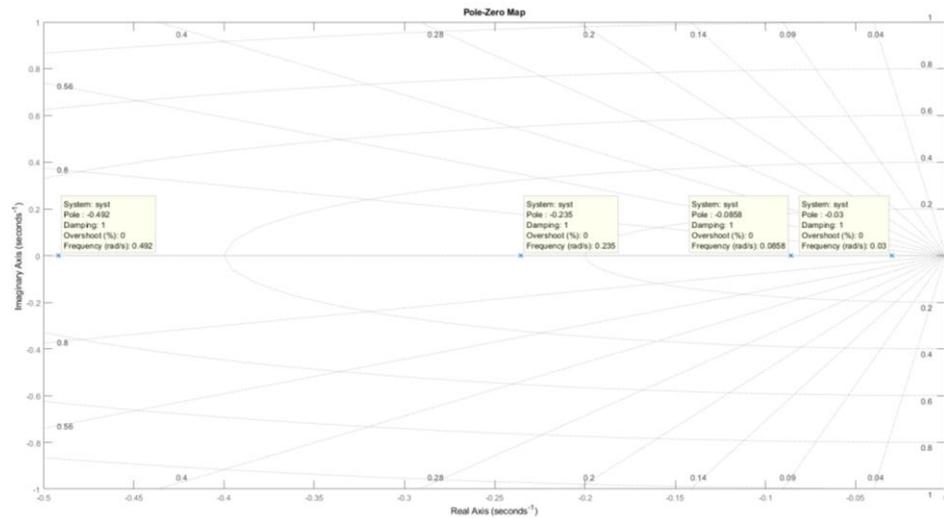
La respuesta de la planta a un escalón unitario en lazo abierto se muestra en la Figura 13. La respuesta característica de la planta muestra los tiempos de levantamiento (t_r), asentamiento (t_s) y la amplitud máxima y el efecto del retardo (t_d) existente en el sistema.

Figura 16. Respuesta de la planta a una entrada escalón.



La Figura 16, muestra que no existe un seguimiento adecuado a la entrada escalón (sobre pasa la amplitud 1), lo que se busca mejorar con la estrategia de control predictivo. También se puede observar que $t_r = 81.3 \text{ seg}$, $t_s = 158 \text{ seg}$, amplitud máxima ≥ 51.5 y $t_d = 6.88$. en cuanto a la estabilidad del sistema se puede comprobar empleando el comando *pzmap* en MATLAB, vea Figura 17 donde los polos se encuentran en el semiplano izquierdo del plano S.

Figura 17. Diagrama del lugar geométrico de las raíces del sistema.



Para el análisis de controlabilidad del sistema en tiempo continuo será de estado totalmente controlable si el rango de la matriz de controlabilidad es igual a el número de estados en este caso 4. Para este análisis la función de transferencia de la planta se transformó a espacios de estado con el comando *tf2ss(syst)*, vea Ecuación 32, después se empleó el comando *ctrb(A,B)* para obtener la matriz de controlabilidad, vea Ecuación 33 y el comando *rank(Con)* para determinar el rango de la matriz, vea Ecuación 34, todos los comandos empleados pertenecen a MATLAB®.

$$A = \begin{bmatrix} -0.8430 & -0.2026 & -0.0153 & -0.0003 \\ 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} 1 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

Ecuación 32

$$C = [0 \ 0 \ 0 \ 0.0154]$$

$$\text{Con} = \begin{bmatrix} 1 & -0.8430 & 0.5080 & -0.2728 \\ 0 & 1 & -0.8430 & 0.5080 \\ 0 & 0 & 1 & -0.8430 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Ecuación 33

$$R_{\text{con}} = \text{rank}(\text{Con}) = 4$$

Ecuación 34

El sistema será totalmente observable si el rango de la matriz de observabilidad es igual a 4. Se empleó el comando `obsv(A,C)`, vea Ecuación 35, y el comando `rank(O)`, vea Ecuación 36, para determinar el rango de la matriz de observabilidad, todos comandos de MATLAB®.

$$O = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0.0154 \\ 0 & 0 & 0.0154 & 0 \\ 0 & 0.0154 & 0 & 0 \\ 0.0154 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Ecuación 35

$$R_o = \text{rank}(O) = 4$$

Ecuación 36

Se puede ver por la Ecuación 35 y Ecuación 36 que nuestra planta es totalmente controlable y observable pues el rango de las matrices es igual al número de estados de la planta, el código `analisisdelsistema.m` empleado para los análisis de estabilidad, controlabilidad y observabilidad puede verlo en el Anexo A: Código.

Para la sintonización inicial del control predictivo se obtuvo una aproximación de primer orden más tiempo muerto por método de Ziegler-Nichols, vea Ecuación 37, para esto empleamos el comando *step(sys)* de MATLAB® para obtener los datos de respuesta de la planta a una entrada escalón unitaria.

$$G_P(s) = \frac{51.59}{37.98s + 1} e^{-22.25s} \quad \text{Ecuación 37}$$

El cálculo de los valores de sintonización iniciales para el controlador predictivo según la estrategia de Shidhar y Cooper [19], vea Ecuación 38, y para el controlador PID con los parámetros por defecto del bloque PID Controller, vea Ecuación 39. Estos valores son solo una referencia un punto de partida para determinar los valores reales a emplear en el controlador.

$$\begin{aligned} T_s &= 3.79 \cong 4 \\ N_p &= 54.041 \cong 55 \\ N_c &= 6 \\ \gamma^2 &= 1 \\ \lambda^2 &= 1045.5 \cong 1046 \end{aligned} \quad \text{Ecuación 38}$$

$$\begin{aligned} K_p &= 1 \\ \tau_i &= 1 \\ \tau_d &= 0 \end{aligned} \quad \text{Ecuación 39}$$

Para las simulaciones se emplearon las siguientes restricciones para el controlador predictivo:

1. Restricciones de la variable de salida: corresponde a los límites físicos del tanque la altura mínima y máxima de líquido que puede contener. Valor nominal corresponde al punto de operación en el que se linealiza la planta.
 - a) Mínima: 0 cm
 - b) Máxima: 150 cm

- c) Valor nominal: 35 cm
- 2. Restricciones de variable de manipulada: corresponde al porcentaje de apertura de la válvula, recordemos que se emplea la función de transferencia de Vásquez y Castrillón [18] y este no indica los voltajes mínimo y máximo de la válvula que representan el totalmente cerrado 0% de apertura o totalmente abierto 100% de apertura. Por lo que no expresamos un valor nominal para la variable manipulada.
 - a) Mínima: 0 %Apertura
 - b) Máxima: 100 %Apertura

La Figura 18 y Figura 19 muestran las respuestas de los controladores predictivo y PID, respectivamente, con los valores calculados anteriormente. Las respuestas de las siguientes figuras fueron obtenidas empleando los archivos *ControlPredictivoPlantaLin.slx*, *ControlPIDPlantaLin.slx* y el código *SimInicialControladores.m*, escritos en MATLAB®.

Figura 18. Respuesta de la planta con control predictivo empleando los valores iniciales estimados mediante la estrategia propuesta por Shidhar y Cooper [19]

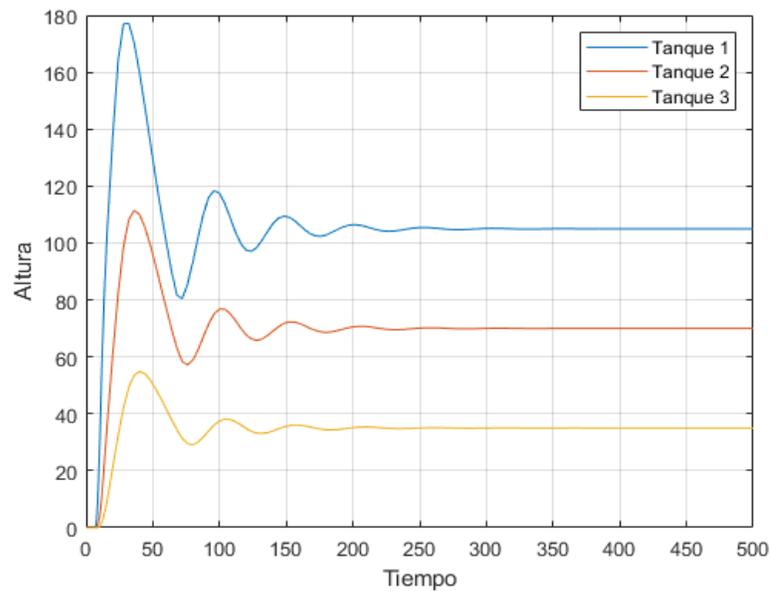
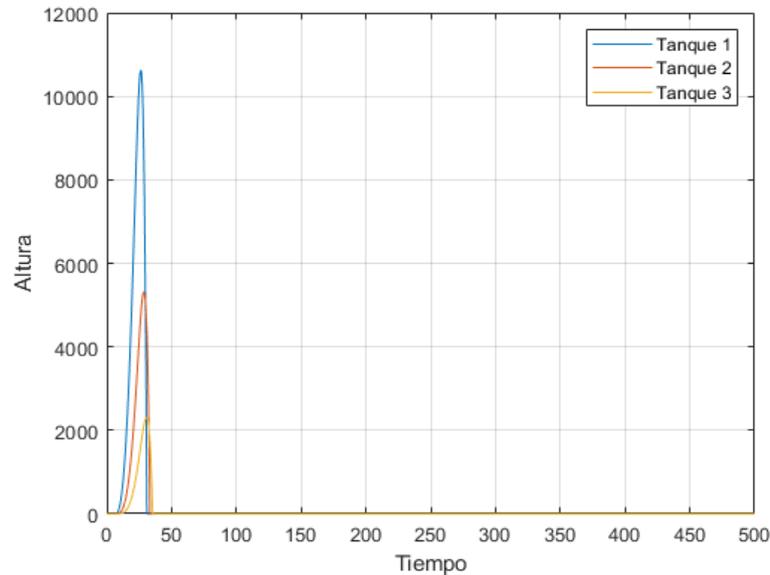


Figura 19. Respuesta de la planta con control PID empleando los valores por defecto del bloque PID Controller.



Cuando se observa la Figura 18, se puede observar que la altura de los tanques presenta un sobreesfuerzo máximo M_p para el primer tanque de 68.75% el cual sobrepasa la altura máxima de 150 cm, para el segundo tanque del 59.23% que se encuentra dentro de los parámetros físicos de la planta y por último un M_p 56.83% para el tercer tanque. Es decir, se deben ajustar aún más los valores para la sintonización del control predictivo, para reducir los M_p y NO tener desbordamientos en los tanques, también se puede ver un tiempo de asentamiento t_s de 147.35 seg mientras los criterios IAE y ISE son 1542.2 y 25233, respectivamente. Para la Figura 19 se puede observar inestabilidad en la respuesta es decir requiere de mejorar a la sintonización del controlador.

Para la mejorar la respuesta de la planta modificamos los valores de N_c , γ^2 y λ^2 , para esta ocasión escogimos los valores de $N_c = 3$, $\gamma^2 = 0.01$ y por calculo $\lambda^2 = 6$, también se aplicó un factor de escala a la variable de salida de 150 [20, 21] y para el controlador del PID ajustamos los valores de K_p , t_i y t_d a 0.0398, 8.6494×10^{-4} y 0.3888, respectivamente

Figura 20. Respuesta controlada del sistema con parámetros $N_c = 3$, $\gamma^2 = 0.01$ y $\lambda^2 = 6$

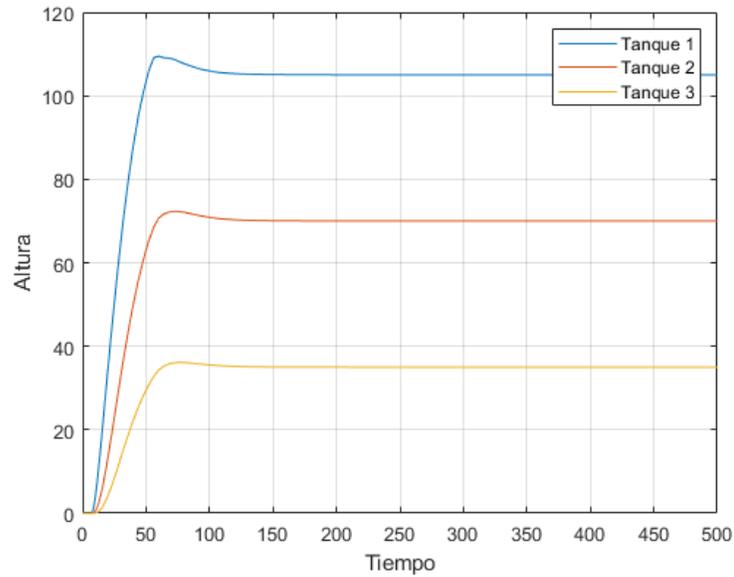
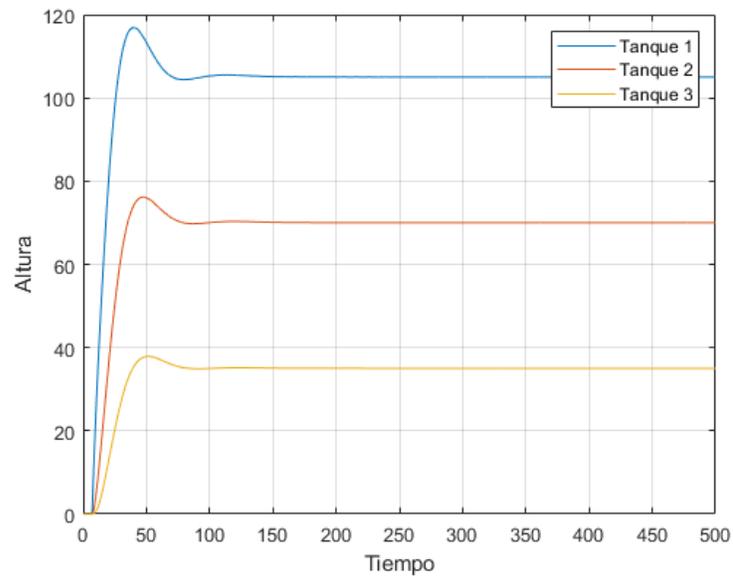


Figura 21. Respuesta controlada del sistema con parámetros de $K_p = 0.0398$, $t_i = 8.6494 \times 10^{-4}$ y $t_d = 0.3888$.



En la

Figura 20 se puede observar que la reducción del horizonte de control redujo el porcentaje de M_p a un 4.27%, 3.32% y 3.19% para las alturas de los tanques 1, 2 y 3, respectivamente, una reducción en el t_s a 57.3 seg, un IAE igual a 1394.4 y un ISE igual a 45899. Mientras la Figura 21 muestran una respuesta controlada con M_p s de 11.33%, 8.81% y 8.28% para los tanques 1, 2 y 3, respectivamente, un t_s de 63.57 seg, un IAE de 2886.8 y un ISE de 89004. En las figuras se puede observar que el control predictivo presenta una respuesta más suave y rápida que el control PID.

Se emplearon los modelos NO lineales para verificar el desempeño de los controladores diseñados en el punto de operación. La primera iteración de simulaciones corresponde netamente al sistema, la segunda al sistema con una perturbación producida por un orificio de 6 cm de diámetro en el tercer tanque, la tercera iteración corresponde al sistema con ruido blanco en la medida. La Figura 22 y Figura 23 muestran la primera iteración de los controladores con la planta No lineal.

Figura 22. Respuesta del Modelo NO lineal con control predictivo

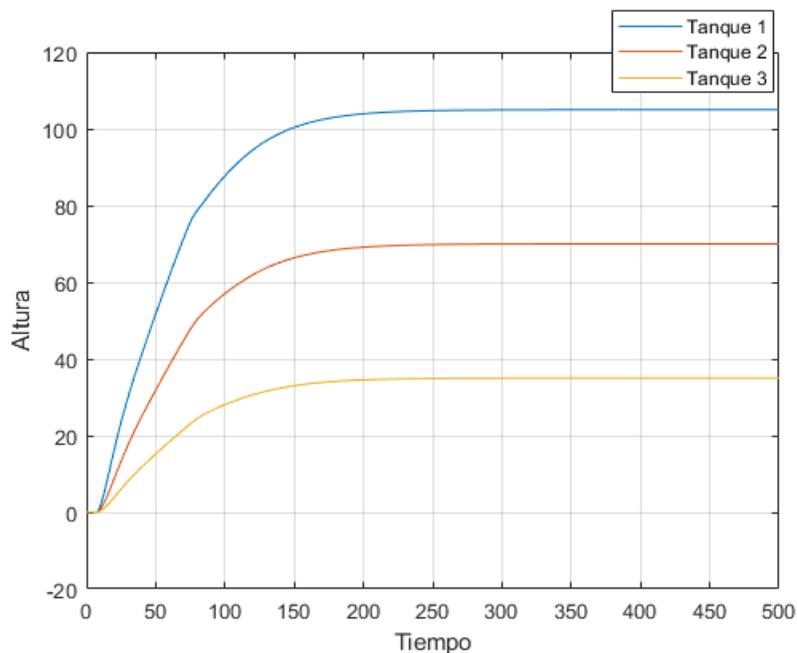
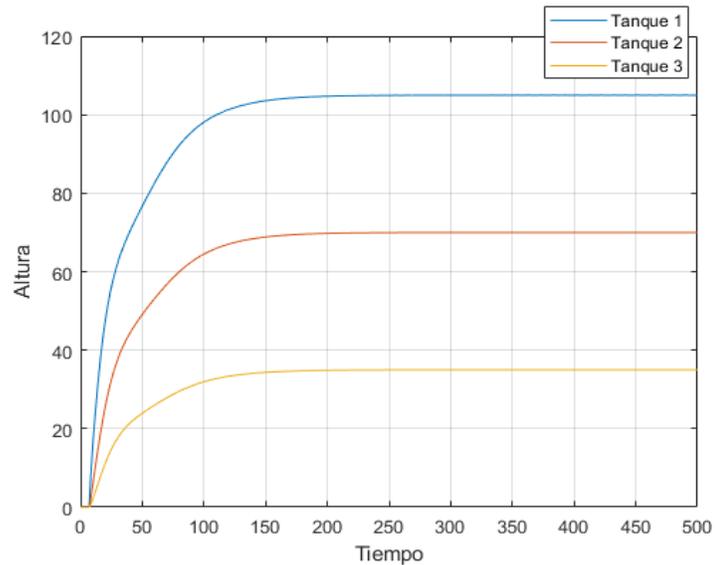


Figura 23. Respuesta del Modelo No lineal al controlador PID



La Figura 22 y Figura 23 muestran que los controladores generaron una respuesta similar en el modelo no lineal de la planta, ambos controladores NO generan ningún M_p en la respuesta, sin embargo, el control PID es más rápido al tener un t_s de 118.07 seg mientras que el control predictivo posee un t_s de 154.58 seg. Por otro lado, los valores de IAE e ISE de 2524.1 y 79483, respectivamente, del control predictivo indican un mejor desempeño que el controlador PID cuyos IAE e ISE fueron de 3909.8 y 101579.6.

Dado que los controladores en el modelo NO lineal no producían una respuesta con un t_s por debajo de los 100 seg, realizamos una nueva sintonización para el control predictivo se mantuvieron los parámetros N_c , las variables de ajuste γ^2 y λ^2 , sin embargo, se ajustó la importancia relativa entre el modelo de perturbaciones por defecto del MPC Designer y el modelo de ruido de medida configurado como un ruido blanco de amplitud 10 para disminuir la agresividad del controlador [21] y mejorar el desempeño, vea Figura 24. Para el controlador PID la sintonización no se pudo realizar directamente sobre la planta No lineal como en el caso del controlador predictivo, debido a que la aplicación PID Tuner de MATLAB® indicaba valores superiores a 1 los cuales generaban inestabilidad en la planta, por tal motivo se debía sintonizar el controlador con el modelo linealizado y posteriormente

se simulaba con el modelo no lineal, con lo que se obtuvieron los valores de $P = 0.0448$, $I = 0.0015$ y $D = 0.2975$, vea Figura 24.

Figura 24. Respuesta del Modelo NO lineal con tercera sintonización del Controlador predictivo

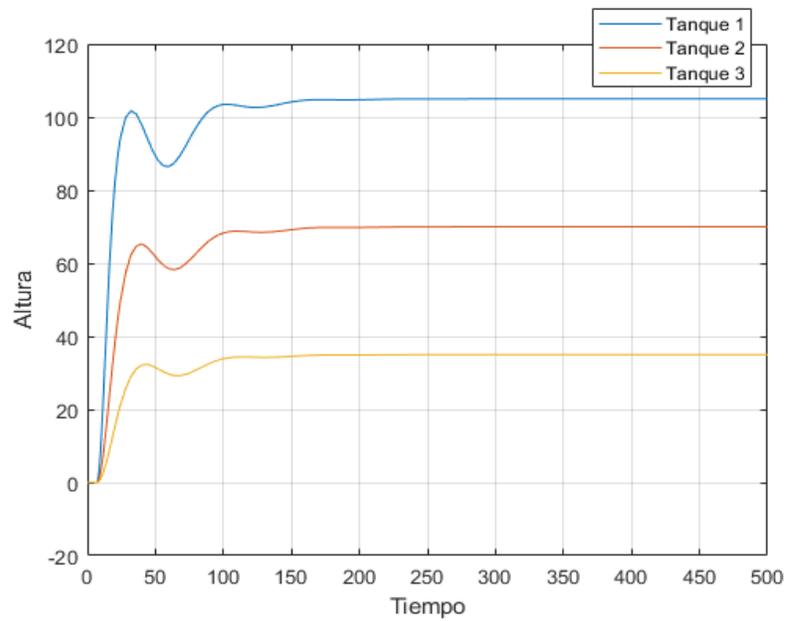
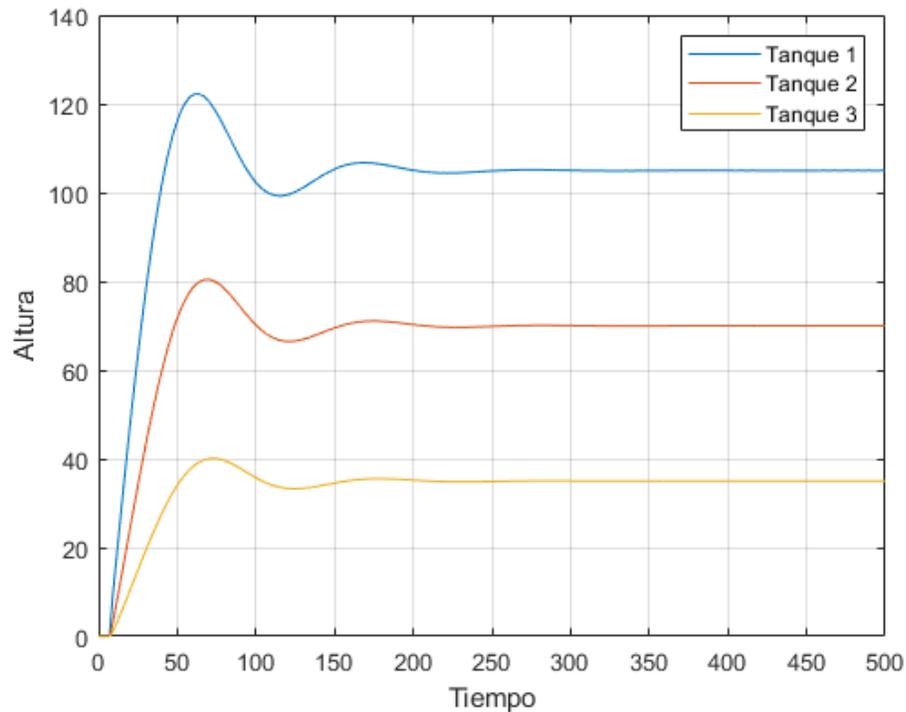


Figura 25. Respuesta del Modelo NO lineal con tercera sintonización del Control PID.



La Figura 24 y Figura 25 muestran las respuestas del modelo NO lineal correspondiente a la tercera sintonización de los controladores. Lo primero que podemos observar es que el controlador predictivo no presenta ningún M_p , mientras que el controlador PID genera un M_p de 14.55% y sus tiempos de asentamiento son 94.31 seg y 95.05 seg, respectivamente. Mientras sus valores de IAE e ISE son 1082.79 y 23178.12 para el control predictivo y 1240.31 y 26950.76 para el controlador PID. Ambos controladores cuentan con un mejor desempeño que la segunda sintonización. Como nota adicional no se puede descartar la posibilidad de que ambos controladores pueden alcanzar una mejor sintonización.

Figura 26. Respuesta del Modelo NO lineal con Control predictivo y perturbación en el tercer tanque

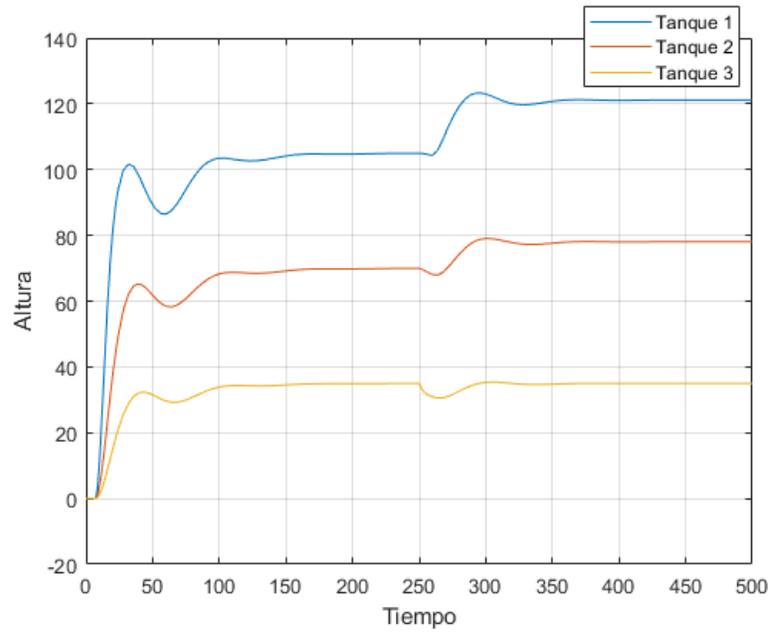
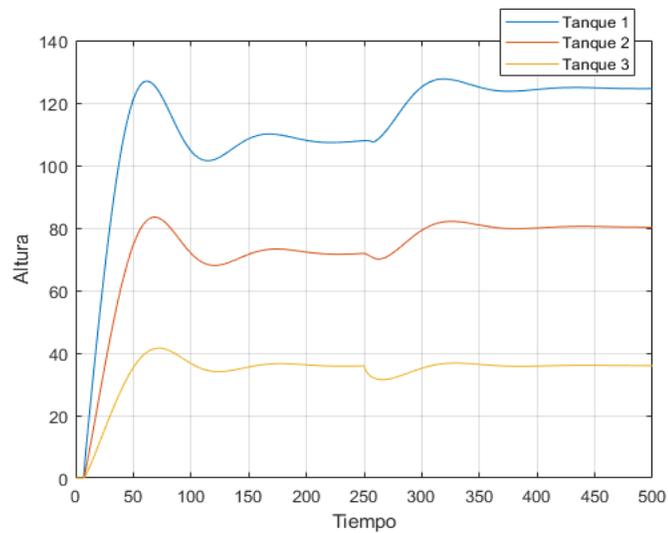


Figura 27. Respuesta del Modelo NO lineal con Control PID y perturbación en el tercer tanque



La Figura 26 y Figura 27 muestran la respuesta de los controladores cuando se aplica una perturbación al sistema en el tercer tanque, en este caso, una fuga producida por un orificio de 6 cm de diámetro. Esta perturbación, se refleja en la altura del primer tanque y del segundo debido a la interacción entre los tanques. Para el controlador PID el tiempo que le toma corregir los efectos de la perturbación es de 35.67 seg, mientras que al controlador predictivo es igual a 34 seg. Se puede observar el cambio de los niveles de los dos primeros tanques para compensar la fuga en el tercer tanque.

Figura 28. Respuesta del controlador predictivo a ruido de medida A) ruido de amplitud 1 y B) ruido de amplitud 10

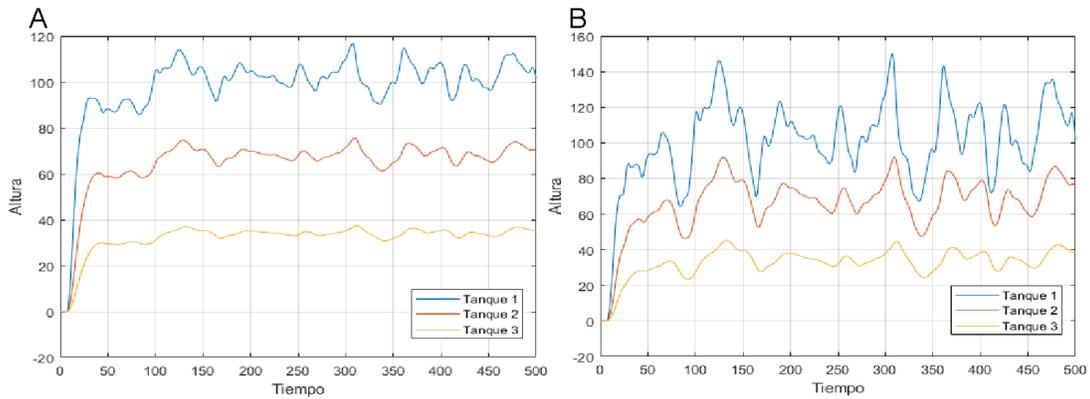
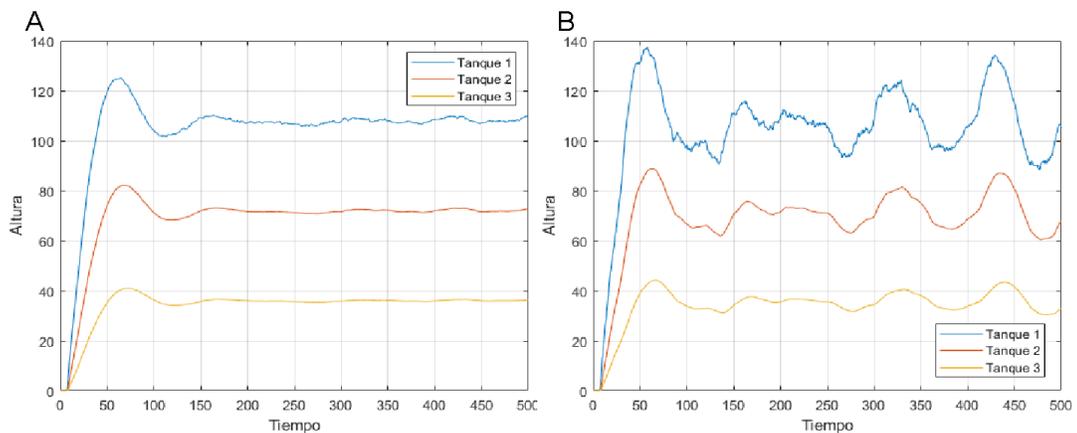


Figura 29. Respuesta del controlador PID a ruido de medida A) ruido de amplitud 1 y B) ruido de amplitud 10.

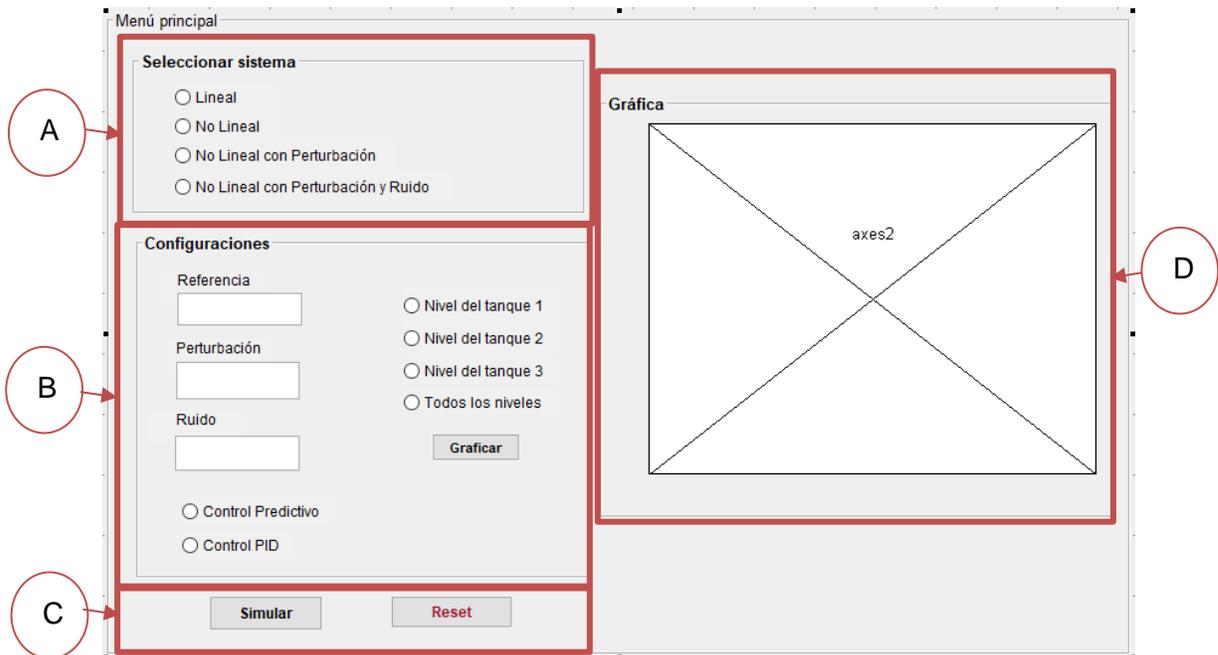


La Figura 28 muestra la respuesta del controlador predictivo con ruido en la medición con ruidos blanco con amplitud de 1 y 10, mientras la Figura 29 muestra la respuesta del controlador PID, en ambos casos se presenta un buen desempeño para rechazar el ruido. Aunque el control predictivo muestra una eliminación del ruido en la medición, ya que atribuye parte del error de la medición al ruido y disminuye la agresividad en su respuesta [22], mientras que el control PID refleja o esparce parte del ruido a la señal manipulada y en consecuencia a la altura del primer tanque del sistema quien es afectado de manera directa por la variable, este efecto es mínimo y no afecta en gran manera al desempeño general del controlador.

Sin embargo, los valores de IAE e ISE del controlador predictivo indican un mejor desempeño por parte del control predictivo que el PID. Cuando el ruido en la medición es de amplitud 1 el IAE de 1536.5 y ISE de 23242.06 y para el PID, IAE de 2237.4 e ISE de 33289.12 y para cuando la amplitud del ruido es 10 los valores de IAE e ISE del control predictivo son 2700.71 y 33365.57 y para el PID son 4885.94 y 82652.44.

Teniendo en cuenta los códigos empleados, según las necesidades encontradas con relación a la caracterización y el análisis con la implementación de las simulaciones realizadas, surgió el desarrollo de una interfaz. Esta interfaz diseñada por medio del software Matlab y la herramienta GUI que ofrece para su mejora y visualización permite una interacción directa con el usuario ofreciéndole diferentes opciones de uso según lo que desee realizar dentro de los límites establecidos por esta. A continuación, en la Figura 30 puede observarse el menú de opciones.

Figura 30. Menú de opciones del sistema de tanques acoplados



Fuente: elaboración propia

Como se puede observar en la figura anterior el menú contiene diferentes secciones. El inciso A muestra los diferentes tipos de sistemas que se pueden implementar lo que lleva al inciso B. En este punto de configuraciones, según el sistema seleccionado inicialmente se deberán ingresar valores, estos son tres; de referencia o set point, de perturbación y de ruido. Como se observa en los sistemas, cada uno presenta características diferentes, es decir, para el sistema lineal no es necesario digitar un valor para ruido o perturbación, mientras que para las opciones de sistemas no lineales con perturbación o no lineales con perturbación y ruido los tres datos son necesarios. Luego, se observa el tipo de controlador que se desee realizar para el sistema, además, se pueden graficar los tanques individualmente o en conjunto, según prefiera a través del botón en esa sección.

En el punto C se observan los botones de simulación y reset. Para el uso del botón simular, se debe tener en cuenta que este proceso se hace individual según la configuración final del tipo de controlador seleccionado, es decir, una vez ingresado los datos y elegido el tipo de control se presiona en el botón "Simular", esto siempre que se realice un cambio y luego se oprime en el botón "Graficar". Por último, en el inciso D se encuentran las gráficas que

genera la interfaz según todas las opciones seleccionadas, permitiendo un análisis rápido y fiable dando la posibilidad de visualización de comportamiento de cada tanque según los datos ingresados.

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

- Para la planta de tres tanques acoplados se obtuvo el modelo no lineal que caracteriza la respuesta dinámica del proceso, obteniendo un modelo donde se tiene como la variable de entrada el flujo de la válvula principal y como variable de salida el nivel del tercer tanque. Además, se linealizó el modelo que se obtuvo a través de la serie de Taylor para representarlo en espacios de estados y se analizó las condiciones de operación del modelo linealizado describiendo su estabilidad, controlabilidad y observabilidad. También se evaluó el porcentaje de adaptación del modelo linealizado con respecto al modelo no lineal del proceso objetivo obteniendo un ajuste promedio de 90.77% con lo que concluye que el modelo lineal es una buena aproximación.
- Para el control de la planta se obtuvieron dos controladores, un controlador predictivo empleando la herramienta MPC Controller Designer y un control PID con PID Tuner App ambas herramientas disponibles en MATLAB®. Se realizaron 3 sintonizaciones a partir de los valores iniciales de referencia calculados y se escogieron las sintonizaciones de mejor desempeño de cada uno para comparar los sistemas de control diseñados bajo criterios estándar de desempeño y determinar cuál de las dos técnicas de control presenta un mejor desempeño. Se concluye que el control predictivo presenta mejores valores de desempeño que el controlador PID, ambos con tiempo de asentamiento muy cercanos, sin embargo, el control predictivo no presentaba sobrepico o M_p mientras que el PID presenta picos de hasta 15%, los parámetros IAE e ISE del controlador predictivo eran inferiores a los del PID.
- Los controladores diseñados se evaluaron en diferentes situaciones como una fuga en el tercer tanque o ruido en la medición (simulado con ruido blanco de amplitud 1 y 10) para comprobar la capacidad de los controladores para rechazar las perturbaciones. Se concluye que los controladores diseñados contrarrestan los efectos de la perturbación generada por una fuga en un tiempo promedio de 34.83 seg, mientras que con el ruido en la medición el control PID a valores pequeños de

ruido presenta un mejor rechazo que el controlador predictivo, mientras a con un ruido con amplitud de 10 los controlador predictivo y PID presentan una respuesta similar, sim embargo los valores de IAE e ISE fueron menores en ambos casos para el controlador predictivo.

Recomendaciones

- a) Construir la planta e Implementar el controlador predictivo para profundizar en los conceptos del control avanzado, así como disponer de una planta y controladores físicos futuros casos de estudios.
- b) La implementación del controlador en una planta física permitiría el diseño de una interfaz gráfica para un control y monitorización en tiempo real a través de una tarjeta de adquisición de señales (matlab real-time, labview daq o arduino).
- c) La implementación también permitiría estudiar otras perturbaciones como un cambio en la apertura de las válvulas que conectan a los tanques o incluso limitar la interacción entre los tanques si estas válvulas son unidireccionales.

Anexos

Anexo A: Código

modelamiento.m

```

%%% Simulación y comparación del modelo linealizado

clc; clear all; close all;
%%
%%% Parametros de la simulación
Ts = 1; %tiempo de muestreo para simulación
% tf = 60000; % tiempo de simulación
tsim = 2000;

%%% Parametros fisicos de la planta

% Area transversal de los tanques
A1 = 144; %cm^2
A2 = 144; %cm^2
A3 = 144; %cm^2

% Constantes de las valvulas
k1 = 258; % cm^3/s
k2 = 258; % cm^3/s
k3 = 258; % cm^3/s

%%% Modelo linealizado
% Calculo punto de operación o equilibrio
% se define la altura deseada del tanque 3.

h3eq = 35; % cm

% Luego se calcula la variable de entrada en el punto de operación
qveq = sqrt(h3eq)*k3; %cm^3/s

% Despues se calculan de las alturas en el punto de operación de los
% tanques 1 y 2.
h2eq = (qveq/k2)^2 + h3eq;
h1eq = (qveq/k1)^2 + h2eq;

% Punto de operacion de las variables de salida
heq = [h1eq; h2eq; h3eq];

h_inic = [0; 0; 0]; % Condición inicial del sistema de tanques acoplados.
dh_inic = h_inic-heq; % Condición inicial del espacios de estados.

%%% Matrices linealizadas
% Parametros de las matrices linealizadas
a = k1/(2*A1*sqrt(h1eq-h2eq));

```

```

b = k1/(2*A2*sqrt(h1eq-h2eq));
c = k2/(2*A2*sqrt(h2eq-h3eq));
d = k2/(2*A3*sqrt(h2eq-h3eq));
e = k3/(2*A3*sqrt(h3eq));

% Construyendo las matrices
MA = [-a a 0;...
      b -b-c c;...
      0 d -e-d];
MB = [1/A1;...
      0;...
      0];
MC = [0 0 1]; % alturas controladas.
Cmon = eye(3); % se usa en la simulación para visualizar el nivel de
              % todos los tanques.

Dmon = zeros(3,1);
MD = [0];

%%
%%% Simulación del modelo en simulink.
%Construcción de la señal de entrada
u = ones(tsim,2);
u(:,1) = 0:Ts:tsim-1;
u(:,2) = qveq;
u(601:1200,2) = qveq*1.3;
u(1201:2000,2) = qveq*0.7;

% Ejecuto la simulación
tic
sim('tanque_simulacion');
TsimEnd = toc; %Tiempo que duro ejecutar la simulación.
%% Comparación de las salidas del sistema linelizado y no lineal

% Construyendo las graficas
% Grafico de la altura del primer tanque.
figure
subplot(2,2,1)
plot(t,h_nolin(:,1),'b')
hold on
plot(t,h_lin(:,1),'r')
ylabel('h1')
legend('no lineal','lineal')
xlabel('tiempo')

% Grafico de la altura del segundo tanque.
subplot(2,2,2)
plot(t,h_nolin(:,2),'b')
hold on
plot(t,h_lin(:,2),'r')
ylabel('h2')
legend('no lineal','lineal')
xlabel('tiempo')

```

```

% Grafico de la altura del tercer tanque.
subplot(2,2,3)
plot(t,h_nolin(:,3), 'b')
hold on
plot(t,h_lin(:,3), 'r')
ylabel('h3')
legend('no lineal','lineal')
xlabel('tiempo')

% Grafico de la entrada empleada.
subplot(2,2,4)
plot(u(:,2), 'b')
legend('entrada qv')

%% Calculo del fit del modelo
FIT_h1 = 100 * (1-norm(h_nolin(:,1)- h_lin(:,1))/norm(h_nolin(:,1)-
mean(h_nolin(:,1))));
FIT_h2 = 100 * (1-norm(h_nolin(:,2)- h_lin(:,2))/norm(h_nolin(:,2)-
mean(h_nolin(:,2))));
FIT_h3 = 100 * (1-norm(h_nolin(:,3)- h_lin(:,3))/norm(h_nolin(:,3)-
mean(h_nolin(:,3))));

```

analisisdelsistema.m

```

%% Analisis de estabilidad, controlabilidad y observabilidad.
modelamiento
close all
%% Funciones de transferencia completa
val=tf(1125.21,[11.65 1], 'InputDelay',6.88); % Función de trasferencia de
% la valvula
[num den]=ss2tf(MA,MB,Cmon,Dmon); % Conversión de espacios de estados a
% función de transferencia de los
tanques
% acoplados.
sys3=tf(num(3,:),den); % Función de transferencia de H3 con respecto a
% la entrada Q
syst=val*sys3; % FT de a controlar.
step(syst)
grid on
figure
pzmap(syst)
grid on

%% Observabilidad y Controlabilidad
numt=cell2mat(syst.num);
dent=cell2mat(syst.den);
[A B C D]=tf2ss(numt,dent);% FT de la planta a espacios de estado.

% Para que la planta descrita por las ecuaciones de estado sea observable,
% es necesario y suficiente que la matriz de observabilidad (Ob) sea de
% rango completo ó máximo (en Matlab rank(Ob)=n).
% n = numero de estados = 4
% Ob=[C C*A C*A^(2) ... C*A^(n-1)] o comando obsv(A,C)

```

```

Ob=obsv(A,C); % Matriz de Obserbabilidad.
Rob=rank (Ob);
if Rob == 4
    formatSpec = 'El sistema es observable ya que la matriz Ob tiene un
rango igual a %i\n';
    fprintf (formatSpec,Rob)
end

% Para que la planta descrita por las ecuaciones de estado sea de estado
% completamente controlable, es necesario y suficiente que la matriz de
% controlabilidad (Con) sea de rango completo ó máximo
% (en Matlab rank(Con)=n).
% Con=[B A*B A^(2)*B ... A^(n-1)*B] o comando ctrb(A,B)

Con=ctrb(A,B); % Matriz de Controlabilidad.
Rcon=rank(Con);
if Rcon == 4
    formatSpec = 'El sistema es controlable ya que la matriz Con tiene un
rango igual a %i\n';
    fprintf (formatSpec,Rcon)
end

%% Aproximación Primer Orden + Tiempo Muerto
% Determinando las constantes K Tao td sin eliminar el tiempo muerto del
% sistema.
[y,t,x]=step(syst,300);
Vfin=y(end);
Vini=y(1);
dV=Vfin-Vini;
dm=1-0;
K=dV/dm;
yt2=0.632*dV+Vini;
yt1=0.283*dV+Vini;
t2=((yt2-y(57))/(y(58)-y(57)))*(t(58)-t(57))+t(57);
t1=((yt1-y(33))/(y(34)-y(33)))*(t(34)-t(33))+t(33);
tao=1.5*(t2-t1);
td=t2-tao;

% Determinando las constantes K Tao td eliminando el tiempo muerto del
% sistema y sumandoselo a la constante td calculada.
sysa=syst;
sysa.IODelay=0;
[y,t,x]=step(sysa,300);
Vfin=y(end);
Vini=y(1);
dV=Vfin-Vini;
dm=1-0;
K2=dV/dm;
yt22=0.632*dV+Vini;
yt12=0.283*dV+Vini;
t22=interp1(y,t,yt22);
t12=interp1(y,t,yt12);
tao2=1.5*(t22-t12);

```

```

td2=t22-tao2+6.88;

% Diferencias entre las constaste 1 y las constantes 2.
dK = K2-K;
dtao = tao2 - tao;
dtd = td2-td;

%% Sintonización de controladores
% Controlador predictivo
Tscp = round(min([0.1*tao2 0.5*td]))
k = td/Tscp + 1;
Np = max([5*tao2/Tscp + k])
Nc = 3
gamma2 = 0.01
lambda2 = (Nc/500)*gamma2*K2^(2)*(Np-k-(1.5*tao2/Tscp)+2-((Nc-1)/2))
%%
% Controlador PID
kp = 1.2/K2*(td/tao2)^(-1)
ti = 2*td
tdpid = td/2

```

parametros_modelo.m

```

%% Parametros fisicos de la planta

% Area transversal de los tanques
A1 = 144; %cm^2
A2 = 144; %cm^2
A3 = 144; %cm^2

% Area transversal de la perturbación
at = pi*4^(2)/4; %cm^2

% Constantes de las valvulas
k1 = 258; % cm^3/s
k2 = 258; % cm^3/s
k3 = 258; % cm^3/s

%% Modelo linealizado
% Calculo punto de operación o equilibrio
% se define la altura deseada del tanque 3.

h3eq = 35; % cm

% Luego se calcula la variable de entrada en el punto de operación
qveq = sqrt(h3eq)*k3; %cm^3/s

% Despues se calculan de las alturas en el punto de operación de los
% tanques 1 y 2.
h2eq = (qveq/k2)^2 + h3eq;
hleq = (qveq/k1)^2 + h2eq;

```

```

% Punto de operacion de las variables de salida
heq = [h1eq; h2eq; h3eq];

h_inic = [0; 0; 0]; % Condición inicial del sistema de tanques acoplados.
dh_inic = h_inic-heq; % Condición inicial del espacios de estados.

%%% Matrices linealizadas
% Parametros de las matrices linealizadas
a = k1/(2*A1*sqrt(h1eq-h2eq));
b = k1/(2*A2*sqrt(h1eq-h2eq));
c = k2/(2*A2*sqrt(h2eq-h3eq));
d = k2/(2*A3*sqrt(h2eq-h3eq));
e = k3/(2*A3*sqrt(h3eq));

% Construyendo las matrices
MA = [-a a 0;...
      b -b-c c;...
      0 d -e-d];
MB = [1/A1;...
      0;...
      0];
MC = [0 0 1]; % alturas controladas.
Cmon = eye(3); % se usa en la simulación para visualizar el nivel de
              % todos los tanques.

Dmon = zeros(3,1);
MD = [0];

```

Sobrepico.m

```

function s = sobrepico(h)
vmax=max(h);
vend=h(end,:);
s = (vmax-vend)./vend*100;
end

```

tanque_no_lineal.m

```

function [sys,x0,str,ts] = tanque_no_lineal(t,x,u,flag,h_inic)

switch flag

case 0

    sizes = simsizes;
    sizes.NumContStates = 3;
    sizes.NumDiscStates = 0;

```

```
    sizes.NumOutputs = 3;
    sizes.NumInputs = 1;
    sizes.DirFeedthrough = 0;
    sizes.NumSampleTimes = 1;
    sys = simsizes(sizes);
    str = [];
    ts = [0 0];
    x0 = h_inic;

case 1 % Ecuaciones de estado / Estados / Parametros

    h1 = x(1);
    h2 = x(2);
    h3 = x(3);

    A1 = 144;
    A2 = 144;
    A3 = 144;

    k1 = 258;
    k2 = 258;
    k3 = 258;

    if h1 < 0 % Saturación No puede existir una altura negativa
        h1 = 0;
    end
    if h2 < 0
        h2 = 0;
    end
    if h3 < 0
        h3 = 0;
    end

    dh1 = (u - k1*sqrt(h1-h2))/A1;
    dh2 = (k1*sqrt(h1-h2) - k2*sqrt(h2-h3))/A2;
    dh3 = (k2*sqrt(h2-h3) - k3*sqrt(h3))/A3;

    sys = real([dh1; dh2; dh3]);

case 3

    sys = [x(1); x(2); x(3)];

case {2, 4, 9}

    sys = [];

otherwise

    error(['unhandled flag = ', num2str(flag)]);
```

```
end
```

tanque_no_linealPert.m

```
function [sys,x0,str,ts] = tanque_no_linealPert(t,x,u,flag,h_inic)
```

```
switch flag
```

```
    case 0
```

```
        sizes = simsizes;
        sizes.NumContStates = 3;
        sizes.NumDiscStates = 0;
        sizes.NumOutputs = 3;
        sizes.NumInputs = 2;
        sizes.DirFeedthrough = 0;
        sizes.NumSampleTimes = 1;
        sys = simsizes(sizes);
        str = [];
        ts = [0 0];
        x0 = h_inic;
```

```
    case 1 % Ecuaciones de estado / Estados / Parametros
```

```
        h1 = x(1);
        h2 = x(2);
        h3 = x(3);
```

```
        u1 = u(1);
        pert = u(2);
```

```
        A1 = 144;
        A2 = 144;
        A3 = 144;
```

```
        at = pi*6^(2)/4;
        g = 980;
```

```
        k1 = 258;
        k2 = 258;
        k3 = 258;
```

```
        if h1 < 0 % Saturación No puede existir una altura negativa
            h1 = 0;
```

```
        end
```

```
        if h2 < 0
            h2 = 0;
```

```
        end
```

```
        if h3 < 0
```

```

        h3 = 0;
    end

    dh1 = (u1 - k1*sqrt(h1-h2))/A1;
    dh2 = (k1*sqrt(h1-h2) - k2*sqrt(h2-h3))/A2;
    dh3 = (k2*sqrt(h2-h3) - k3*sqrt(h3) - pert*at*sqrt(h3))/A3;

    sys = real([dh1; dh2; dh3]);

    case 3

        sys = [x(1); x(2); x(3)];

    case {2, 4, 9}

        sys = [];

    otherwise

        error(['unhandled flag = ', num2str(flag)]);

end

```

SimInicialControladores.m

```

clc, clear all, close all
mpcaux=load('mpcInicial.mat');
mpcinicial=mpcaux.mpcinicial;
parametros_modelo;

sim('ControlPredictivoPlantaLin')

plot(tlin,Hlin)
ylabel('Altura')
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3')
xlabel('Tiempo')
grid on

%% PID
P=0.0397;
I=44.513;
D=11.128;
N=100;
sim('ControlPIDPlantaLin')

figure
plot(tPID,HlinPID)
ylabel('Altura')
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3')
xlabel('Tiempo')

```

```

grid on

format shortG
S = sobrepico(Hlin)
IAE = trapz(abs(error))
ISE = trapz(error.^2)

SPID = sobrepico(HlinPID)
IAEPID = trapz(abs(errorPID))
ISEPID = trapz(errorPID.^2)

```

Sim2Controladores.m

```

clc, clear all, close all
mpcaux=load('mpcfinal2.mat');
mpcinicial=mpcaux.mpcfinal2;
parametros_modelo;

sim('ControlPredictivoPlantaLin')

plot(tlin,Hlin)
ylabel('Altura')
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3')
xlabel('Tiempo')
grid on

%% PID
P=0.052276710743376;
I=0.001875495148130;
D=0.343768448902863;
N=6.72655565406794;
sim('ControlPIDPlantaLin')

figure
plot(tPID,HlinPID)
ylabel('Altura')
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3','Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3')
xlabel('Tiempo')
grid on
%%
format shortG
S = round(sobrepico(Hlin),2)
SPID = round(sobrepico(HlinPID),2)

format longG
IAE = round(trapz(tlin,abs(error)),2)
ISE = round(trapz(tlin,error.^2),2)
IAEPID = round(trapz(tPID,abs(errorPID)),2)
ISEPID = round(trapz(tPID,errorPID.^2),2)

```

Sim3Controladores.m

```
clc, clear all, close all
mpcaux=load('mpcfinal2.mat');
mpcinicial=mpcaux.mpcfinal2;
parametros_modelo;
re = 35;
tic
sim('ControlPredictivoPlantaNoLin');
toc
plot(tNOLin,HNOLin)
ylabel('Altura')
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3')
xlabel('Tiempo')
grid on

%% PID
% P=0.0398;
% I=8.6494e-4;
% D=0.3888;
% N=5.1026;
P=0.044766890400824;
I=0.001519241106045;
D=0.297540895400938;
N=6.726555654067940;

tic
sim('ControlPIDPlantaNoLin')
toc
figure
plot(tPID,HNoLinPID);
ylabel('Altura');
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3');
xlabel('Tiempo');
grid on

%%
format shortG
S = round(sobrepico(HNOLin),2)
SPID = round(sobrepico(HNoLinPID),2)

format longG
IAE = round(trapz(tNOLin,abs(error)),2)
ISE = round(trapz(tNOLin,error.^2),2)
IAEPID = round(trapz(tPID,abs(errorPID)),2)
ISEPID = round(trapz(tPID,errorPID.^2),2)
```

Sim4Controladores.m

```

clc, clear all, close all
mpcaux=load('mpcfinal2.mat');
mpcinicial=mpcaux.mpcfinal2;
parametros_modelo;
tic
sim('ControlPredictivoPlantaNoLinPert');
toc
plot(tNOlin,HNOlin)
ylabel('Altura')
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3')
xlabel('Tiempo')
grid on

%% PID
% P=0.0398;
% I=8.6494e-4;
% D=0.3888;
% N=5.1026;
P=0.044766890400824;
I=0.001519241106045;
D=0.297540895400938;
N=6.726555654067940;
tic
sim('ControlPIDPlantaNoLinPert')
toc
figure
plot(tPID,HNoLinPID);
ylabel('Altura');
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3');
xlabel('Tiempo');
grid on

%%
format shortG
S = round(sobrepico(HNOlin),2)
SPID = round(sobrepico(HNoLinPID),2)
% S = round(sobrepico(HNOlin(108,end)),2)
% SPID = round(sobrepico(HNoLinPID(544,end)),2)

format longG
IAE = round(trapz(abs(error)),2)
ISE = round(trapz(error.^2),2)
IAEPID = round(trapz(abs(errorPID)),2)
ISEPID = round(trapz(errorPID.^2),2)

```

Sim5Controladores.m

```

clc, clear all, close all
Amp = 10;
tAmp = 0.1;

```

```

mpcaux=load('mpcfinal2.mat');
mpcinicial=mpcaux.mpcfinal2;
parametros_modelo;
tic
sim('ControlPredictivoPlantaNoLinPertRB');
toc
plot(tNOLin,HNOLin)
ylabel('Altura')
line(tNOLin,ones(length(tNOLin),1)*33.25,'Color','k','LineStyle','--')
line(tNOLin,ones(length(tNOLin),1)*36.75,'Color','k','LineStyle','--')
% yline([36.75 33.25],'--',{'+5%','-5%'})
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3')
xlabel('Tiempo')
grid on

%% PID
P=0.044766890400824;
I=0.001519241106045;
D=0.297540895400938;
N=6.726555654067940;
tic
sim('ControlPIDPlantaNoLinPertRB')
toc
figure
plot(tPID,HNoLinPID);
ylabel('Altura');
line(tPID,ones(length(tPID),1)*33.25,'Color','k','LineStyle','--')
line(tPID,ones(length(tPID),1)*36.75,'Color','k','LineStyle','--')
% line([36.75 33.25],'--',{'+5%','-5%'})
legend('Tanque 1','Tanque 2','Tanque 3');
xlabel('Tiempo');
grid on

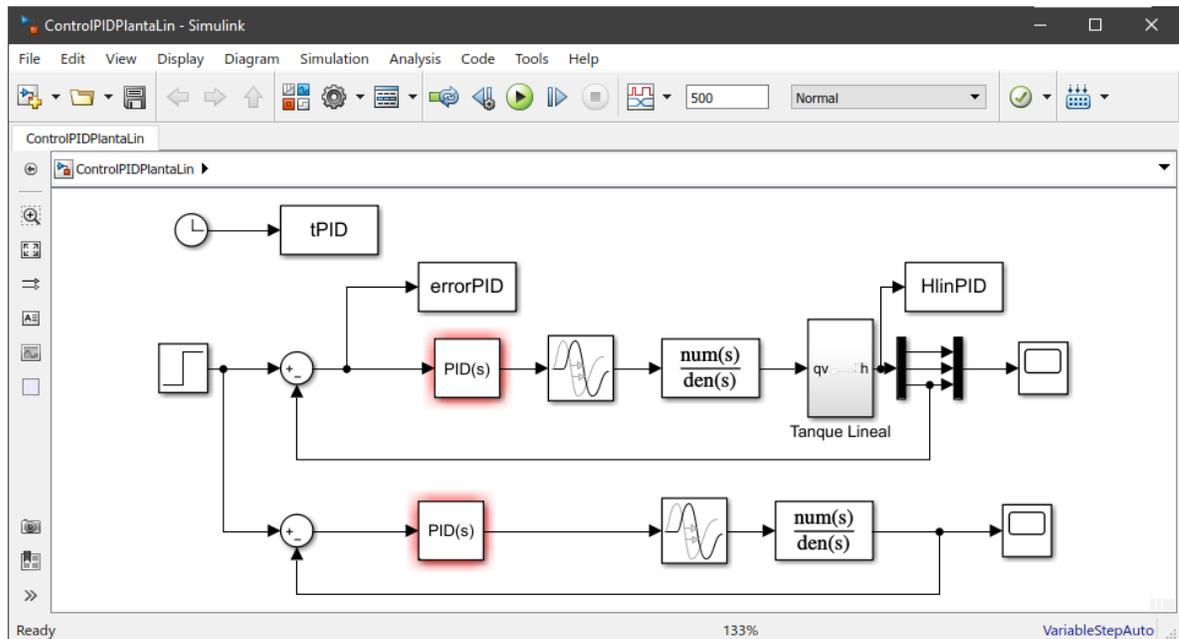
%%
format shortG
S = round(sobrepico(HNOLin),2)
SPID = round(sobrepico(HNoLinPID),2)

format longG
IAE = round(trapz(tNOLin,abs(error)),2)
ISE = round(trapz(tNOLin,error.^2),2)
IAEPID = round(trapz(tPID,abs(errorPID)),2)
ISEPID = round(trapz(tPID,errorPID.^2),2)

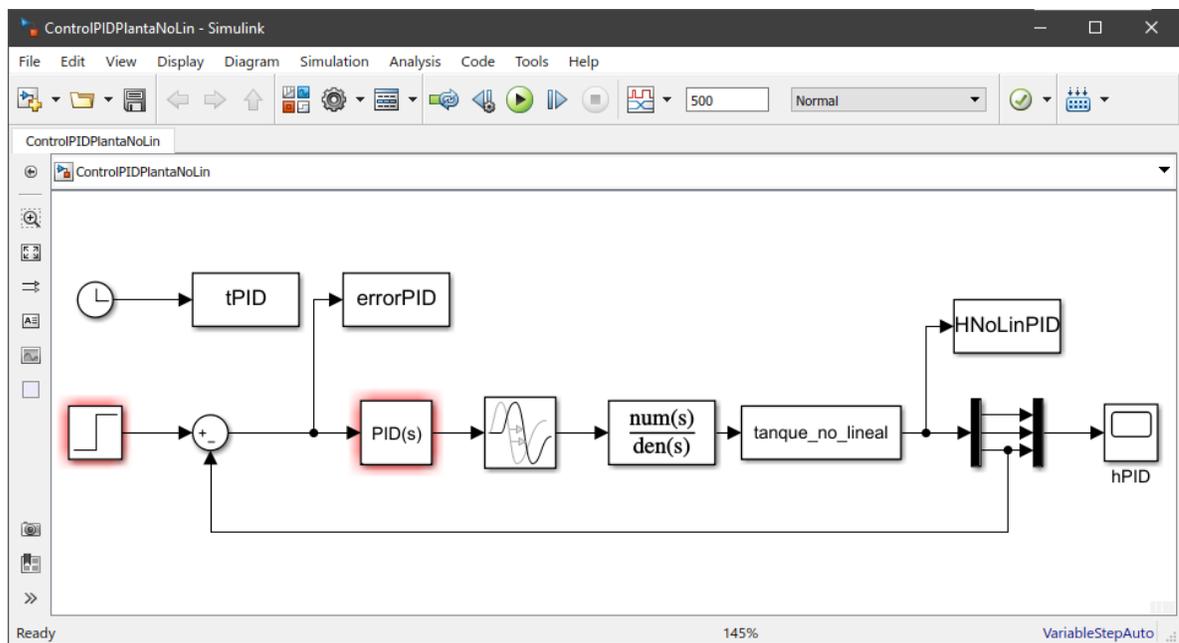
```

Anexo B: Simulink

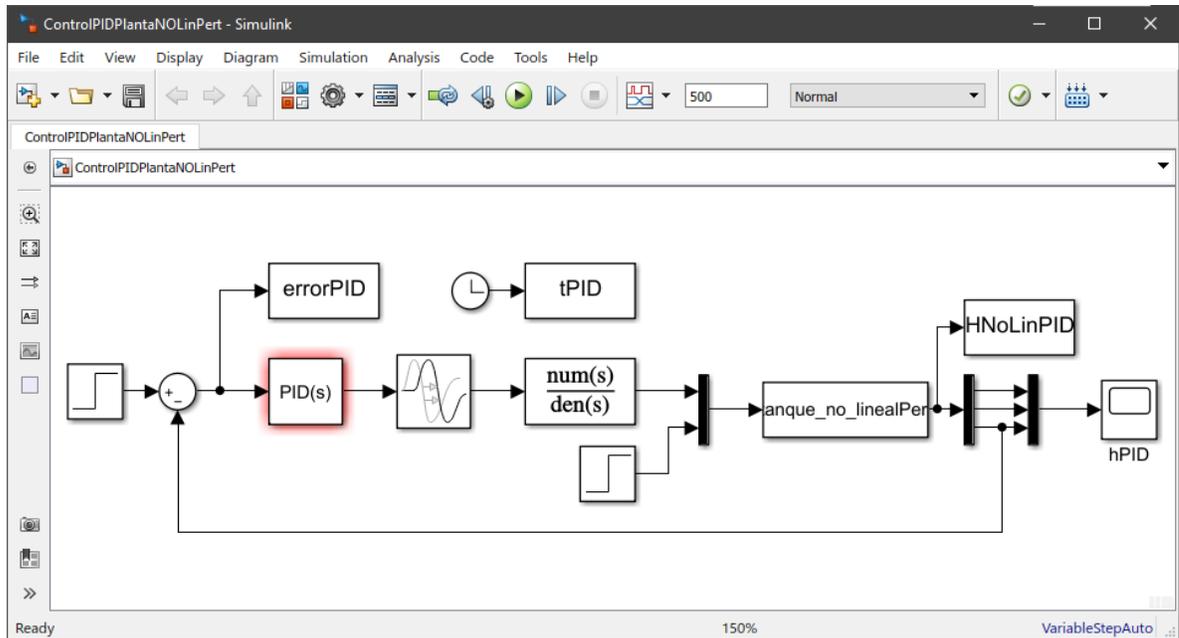
ControlPIDPlantaLin.slx



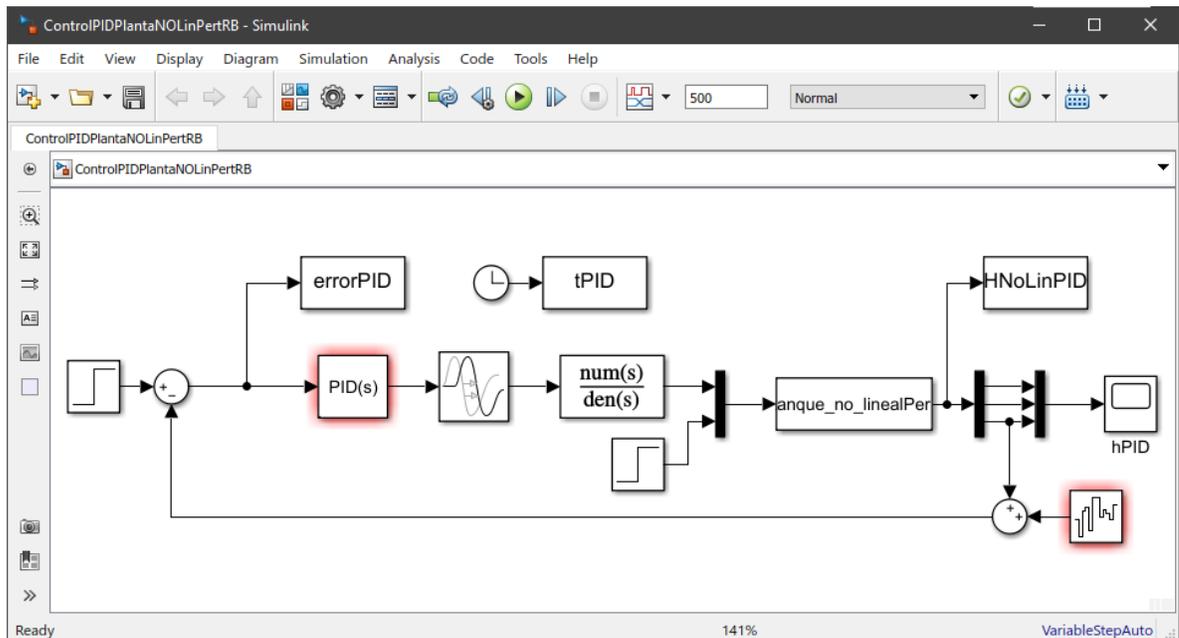
ControlPIDPlantaNoLin.slx



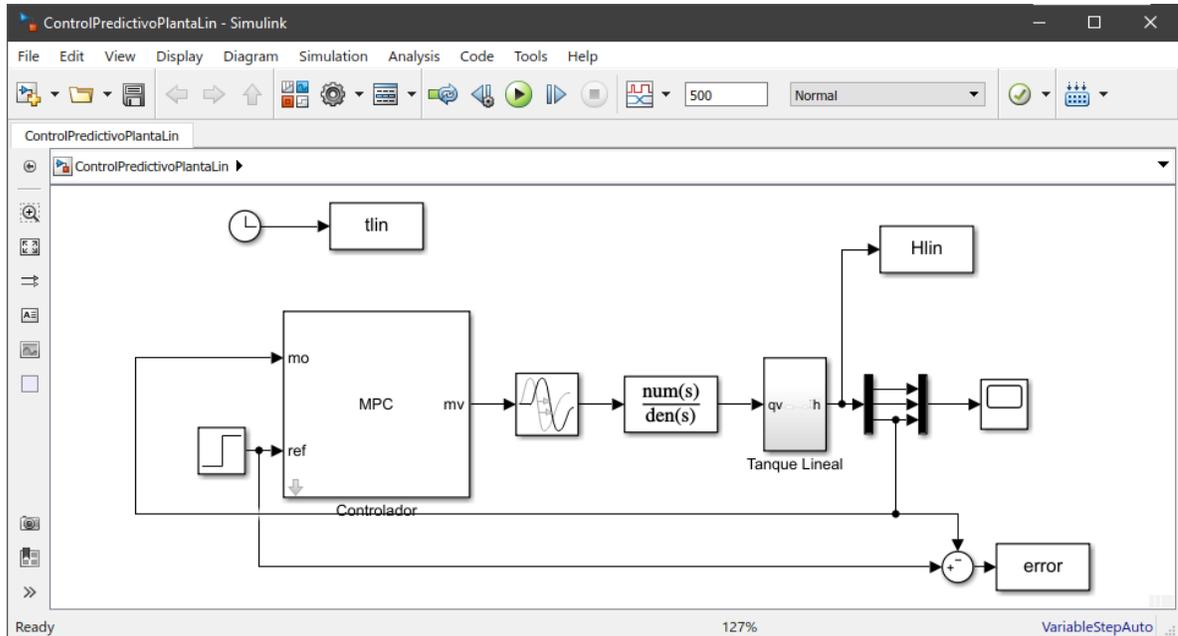
ControlPIDPlantaNOLinPert.slx



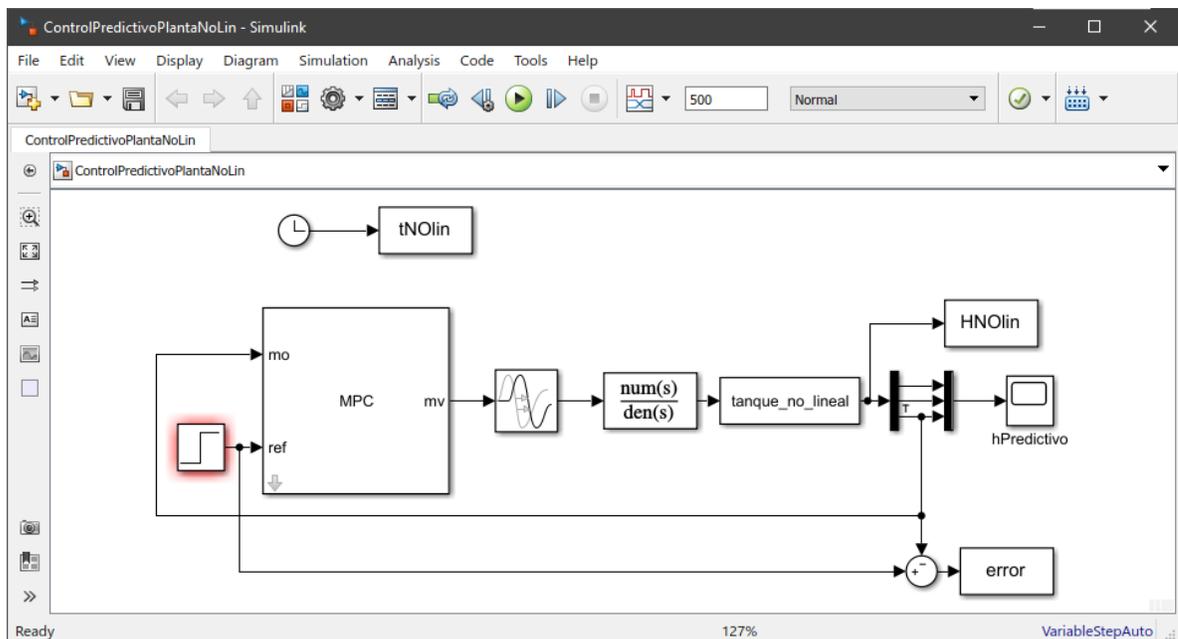
ControlPIDPlantaNOLinPertRB.slx



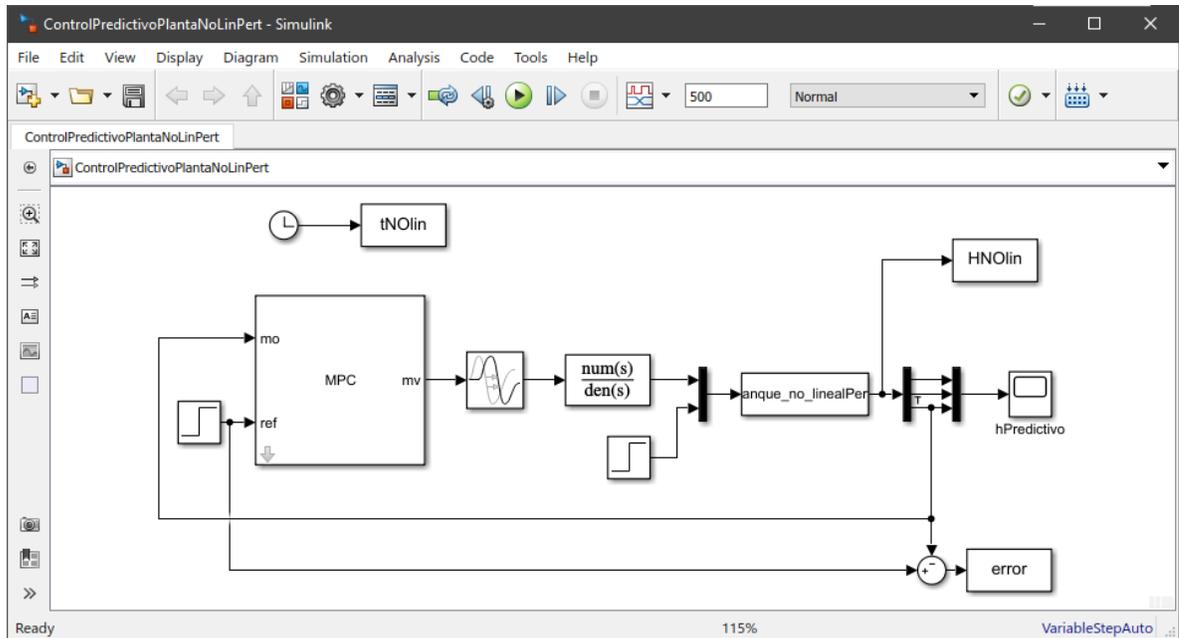
ControlPredictivoPlantaLin.slx



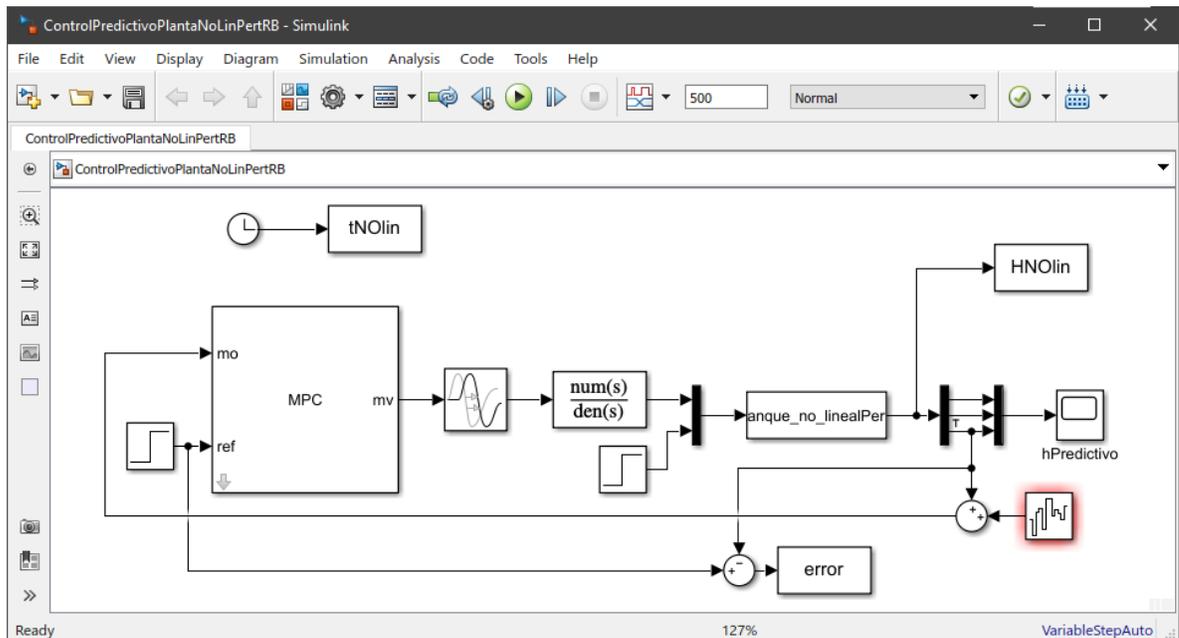
ControlPredictivoPlantaNoLin.slx



ControlPredictivoPlantaNoLinPert.slx



ControlPredictivoPlantaNoLinPertRB.slx



Bibliografía

- [1] J. F. Caipa, J. M. Salamanca y J. L. Rodríguez, «Control digital de nivel para sistemas de tanques interconectados mediante servo-válvula», *Ingeniería Investigación y Desarrollo*, vol. 10, nº 1, pp. 55-63, 2010.
- [2] C. A. Smith y A. B. Corripio, *Principles and practice of automatic process control*, 2a Edición ed., New York: John Wiley & Sons, 1997.
- [3] V. A. Sánchez, «Diseño de un sistema de control predictivo multivariable aplicado a un proceso hidráulico de cuatro tanques acoplados. Tesis de maestría,» Universidad Católica de Perú, Lima, Perú, 2018.
- [4] A. R. Pérez, A. A. de Conno y Á. D. Enríquez, «Desarrollo de un sistema de control adaptativo tipo programador de ganancia para la regulación del nivel en un tanque esférico», *Revista Ingeniería UC*, vol. 16, nº 3, pp. 34-44, 2009.
- [5] F. Sorcia, C. García, G. Valencia, G. Guerrero, M. Adam y R. Escobar, «Control Predictivo Distribuido Óptimo Aplicado al Control de Nivel de un Proceso de Cuatro Tanques Acoplados», *Revista Iberoamericana de Automática e Informática industrial*, vol. 12, nº 4, pp. 365-375, 2015.
- [6] B. Vargas, «Efectos del retardo en el control de lazo cerrado de plantas sobreamortiguadas», *Revista de la Facultad de Ingeniería Industrial*, vol. 15, nº 1, pp. 110-119, 2012.
- [7] A. Sánchez, «Desarrollo de algoritmos de control basados en control predictivo explícito. Trabajo fin de máster,» Escuela Técnica Superior de Tecnología, Universidad de Sevilla, Sevilla, España, 2021.
- [8] E. Hernández, J. L. Díaz y O. Pinzón, «Estudio del comportamiento de un Control MPC [Control Predictivo Basado en el Modelo] comparado con un Control PID en una

- Planta de Temperatura», *Revista Facultad de Ingeniería*, vol. 23, nº 37, pp. 45-54, 2014.
- [9] J. A. Vargas, J. A. López y L. Conde, «Sistema de Instrumentación y Control para Tanques de Almacenamiento de Agua Potable», *Ingeniare*, nº 17, pp. 69-85, 2014.
- [10] E. Moromenacho, C. Rosero y Y. Bravo, «Control predictivo de tanques acoplados», V Seminario de Eurolatinoamericano de Sistemas de Ingeniería, 2009.
- [11] R. P. Ñeco, *Apuntes de sistemas de control*, Elche: Editorial Club Universitario, 2013.
- [12] A. Gómez y R. Correa, «Implementación de un sistema de control predictivo Multivariable en un horno», *DYNA*, vol. 76, nº 157, pp. 195-203, enero 2009.
- [13] D. F. Sendoya, «¿Qué es el control predictivo y hacia dónde se proyecta? », *Publicaciones e Investigación*, vol. 7, pp. 53-59, 2013.
- [14] K. Ogata, *Dinámica de sistemas*, México: Prentice-Hall Hispanoamericana, 1987.
- [15] K. Ogata, *Ingeniería de control moderna*, Minnesota: Editorial Prentice Hall, 2010.
- [16] G. Castelo, J. Garrido y F. Vázquez, «Ajuste, configuración y control de cuatro tanques acoplados», Universidad de Córdoba, España, 2013.
- [17] E. O. Moromenacho y C. Z. Rosero, «Diseño e implementación del control predictivo en tanques acoplado», Tesis de pregrado, Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador, 2010.
- [18] R. E. Vásquez y . F. Castrillón, «Estrategias para Compensar no Linealidades Generadas por Válvulas en Lazos de Control de Flujo», *Información Tecnológica*, vol. 18, nº 1, pp. 161-168, 2007.

- [19] R. Shidhar y D. J. Cooper, «Selection of the Move Suppression Coefficients in Tuning Dynamic Matrix Control», de *Proceedings of the 1997 American Control Conference (Cat. No.97CH36041)*, Albuquerque, USA, 1997.
- [20] The MathWorks, «Adjusting disturbance and noise models,» 18 10 2021. [En línea]. Disponible en: <https://la.mathworks.com/help/mpc/ug/adjusting-disturbance-and-noise-models.html>.
- [21] The MathWorks, «Using scale factors to facilitate Weight tuning», 18 10 2021. [En línea]. Disponible en: <https://la.mathworks.com/help/mpc/ug/using-scale-factors-to-facilitate-weight-tuning.html>.
- [22] The MathWorks, «Scale Factors,» 18 10 2021. [En línea]. Disponible en: <https://la.mathworks.com/help/mpc/ug/scale-factors.html>.