



ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL
Facultad de Ingeniería en Electricidad y Computación

**“DISEÑO DE UN CONTROLADOR ADAPTATIVO
NEURONAL PARA EL CONTROL MULTIVARIABLE NO
LINEAL DEL NIVEL EN TRES TANQUES
INTERCONECTADOS”**

TRABAJO DE TITULACIÓN

Previo a la obtención del Título de:

MAGISTER EN AUTOMATIZACIÓN Y CONTROL INDUSTRIAL
JAIME BOLÍVAR INGA MORÁN

GUAYAQUIL – ECUADOR

AÑO: 2019

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar deseo expresar mi agradecimiento a Dios por brindarme salud para poder realizar esta tesis.

Al director de esta tesis Msc. Arístides Reyes Bacardi y miembro principal del tribunal Msc. Ronald Solís, por la dedicación y apoyo que han brindado a este trabajo.

A mi amigo, Ing. Jhon Maldonado, por el apoyo y empuje durante nuestras jornadas de clases.

A mi esposa, hijos y toda mi familia.

DEDICATORIA

Esta tesis está dedicada a Dios quien ha sido mi guía, fortaleza y su mano de fidelidad y amor han estado conmigo hasta el día de hoy.

A mi amada esposa Ninfa, a mis adorados hijos Jaime Andrés, Santiago y Amelia.

A mis padres Marlene y Bolívar, a mis hermanos Josué y Kerly, a todos mis sobrinos, primos, tíos, abuelos y en especial a la memoria de mi abuelita Amalia Martínez.

TRIBUNAL DE EVALUACIÓN

.....
César Martín Moreno

SUBDECANO DE LA FIEC

.....
Aristides Reyes Bacardí

DIRECTOR DEL TRABAJO DE TITULACIÓN

.....
Ronald Solís

MIEMBRO PRINCIPAL DEL TRIBUNAL

DECLARACIÓN EXPRESA

"La responsabilidad y la autoría del contenido de este trabajo de titulación, me (nos) corresponde exclusivamente; y doy (damos) mi (nuestro) consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual"

.....Jaime Bolívar Inga Morán.....

RESUMEN

Este trabajo de titulación trata de mejorar el nivel de llenado de varios tanques interconectados utilizando los conceptos de sistemas multivariables en una planta compuesta por tres tanques interconectados, la misma que, fue analizada por simulación y mantiene niveles bajos de llenado al ponerse en funcionamiento.

El sistema multivariable de tres tanques interconectados es no lineal, por lo que se proponen controladores en base a Redes Neuronales Artificiales.

El entrenamiento de la red neuronal es en línea, retro propagando el error en el sistema durante el funcionamiento del controlador neuronal.

Se diseñan y ajustan dos redes neuronales artificiales y se verifica mediante el modelado del sistema.

Se concluye recomendando el controlador neuronal presentado en [4], para su aplicación en el control de los tres tanques interactuantes cuyo modelo matemático no lineal se proporciona en [2], considerando las sugerencias formuladas en (3.9), (3.10) y (3.11) de este trabajo de titulación.

Se recomienda continuar el análisis de la instalación de tres tanques interactuantes de los Laboratorios de la FIEC considerando la posibilidad de aplicar otras técnicas de control, tales como IMC, MPC.

ÍNDICE GENERAL

AGRADECIMIENTOS	2
DEDICATORIA.....	3
TRIBUNAL DE EVALUACIÓN	5
.....	5
DECLARACIÓN EXPRESA	6
RESUMEN	7
CAPÍTULO 1.....	11
1 GENERALIDADES	11
1.1 Antecedentes	11
1.2 Descripción del problema	12
1.3 Solución propuesta.....	16
1.4 Objetivo General	18
1.5 Objetivos Específicos	18
1.6 Metodología.....	18
CAPÍTULO 2.....	35
2 ESTADO DEL ARTE DEL CONTROL DE NIVEL EN TANQUES INTERCONECTADOS.....	35
2.1 Estado del Arte en el Control de Tanques interactuantes.....	35
2.2 PID Adaptativo como controlador en sistemas multivariables no lineales.....	41
CAPÍTULO 3.....	43
3.1 Fundamentos generales de la modelación matemática.....	43
3.3.1 Identificación del sistema de tres tanques interconectados para el control de nivel actual	47
CAPÍTULO 4.....	53
Ajuste del controlador PID por prueba y error mediante simulación.....	54
4.2 Diseño del controlador de nivel PID adaptativo	74
4.2.2 Simulación del comportamiento del control de nivel.....	80
CAPÍTULO 5.....	84

5 DISEÑO DE PRUEBAS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS IN SÍLICO	84
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	100
Conclusiones.....	100
Recomendaciones.....	100
Trabajos futuros.....	101
Bibliografía.....	102
Anexos.....	105

CAPÍTULO 1.

1 GENERALIDADES

1.1 Antecedentes

Antes del control automático se requería personal que operara con una máquina determinada para controlar la manufactura de un producto industrializado; corrigiendo las desviaciones entre las variables del proceso y el valor deseado. Con el objetivo de reproducir buenos resultados, ajustar los procesos a sus puntos óptimos de producción y reducir los costos, surgió el concepto de control automático, eliminando el riesgo de las impericias realizadas por operadores humanos y mejorando la calidad del producto terminado.

Los procesos de control de nivel se encuentran en casi todos los procesos industriales. La complejidad de tales procesos determina la complejidad de los controladores a implementar.

Generalmente el control de nivel se requiere en los evaporadores, tachos, reactores químicos, embalses de agua, en represas, calderos, generadores de vapor, columnas de destilación, depósito de agua en las torres de enfriamientos, piscinas de tratamiento de aguas para su potabilización, etc.

La cantidad de formas de los depósitos existentes para estos procesos es grande, en cada industria pueden tener dimensiones diferentes. Sin embargo el problema de control siempre es el mismo, controlar niveles en recipientes de diferentes formas que generalmente conllevan a modelos no lineales.

Con el objetivo de estudiar y probar diferentes controladores que garanticen las exigencias de diseño, sin necesidad de interferir en los procesos de fabricación u

obtención de productos industriales comercializables se diseñan instalaciones de laboratorios como prototipos donde poder experimentar controladores capaces de satisfacer las mayores exigencias de desempeño.

En diferentes universidades extranjeras y del país existen laboratorios donde se tienen instalaciones para el estudio de estos procesos de control de nivel, por ejemplo, en [1] se describe una de estas instalaciones con cuatro tanques. En [2] se describe una instalación nacional de laboratorio con tres tanques, donde se aplica el control de nivel con Lógica difusa, en [3] se estudia el control de nivel de agua en dos tanques interconectados considerando que el proceso es multivariable y se propone un Control por Modo Deslizante para encarar el problema de control.

El presente trabajo de titulación tiene también un carácter de estudio e investigación del comportamiento de un tipo de controlador para un tipo de modelo matemático del proceso de nivel.

1.2 Descripción del problema

La amplia competencia del mercado a nivel industrial da lugar a la búsqueda de nuevas estrategias de control, y también a la optimización del control que permitan una mayor eficiencia y un alto grado de flexibilidad en los procesos industriales. El objetivo de todo sistema de control hoy día es actuar sobre las variables controladas para que estas reaccionen a los cambios en el funcionamiento de un proceso considerando criterios económicos, medioambientales, cualitativos, de seguridad, etc.

El control de nivel de líquidos en depósitos y el flujo entre ellos es un problema común que se presenta en gran cantidad de procesos industriales. Estos procesos requieren de productos líquidos que deben ser acumulados en tanques de almacenamiento y luego bombeados a tanques de servicio o tanques de procesos.

El control de nivel, la transferencia de custodia, el inventario de tanques, así como la regulación del flujo, son esenciales en la industria petrolera, industria petroquímica, en la fabricación de papel, en las plantas de agua potable, aguas residuales industriales y aguas servidas, entre otras aplicaciones.

El control de nivel en tanques y el flujo entre ellos es un problema que se presenta en una gran variedad de aplicaciones industriales como en la industria petrolera, industria para fabricación de alimentos y en las plantas potabilizadoras de agua, en donde se requiere el almacenamiento y la transferencia de productos entre tanques y hacia los consumidores, aun cuando se realicen mezclas en los tanques es necesario el control del nivel y regulación del flujo entre tanques.

Los sistemas de control de nivel, van desde el sistema más sencillo como el control de nivel de líquido de una cisterna hasta el control de nivel de tanques de almacenamiento de hidrocarburos, con toda la instrumentación asociada para medición de temperatura y presión para cumplimiento de las normas nacionales e internacionales.

Los tanques de almacenamiento de agua sirven esencialmente como reservorios. Sin embargo, en el sistema de suministro de agua potable ellos equilibran los picos de la demanda de agua y mantienen presiones adecuadas en las redes de distribución.

Al equilibrar la demanda evitan que las plantas de tratamiento de agua potable produzcan de forma instantánea lo que se necesita para el consumo en la hora pico, permitiendo que este tipo de plantas produzcan, la mayoría del tiempo, un caudal de potabilización constante e inferior al caudal pico, que reduce los requerimientos en instalaciones, equipos y materiales. De igual forma, controlan la presión de todos los conductos conectados a ellos. Se considera, además, que a mayor volumen en el depósito, más estable será la presión en el sistema de distribución, pues permiten un mayor control sobre la aparición de fenómenos transitorios.

Al mismo tiempo, los tanques almacenan volúmenes para incendios y emergencias como pueden ser: cortes de energía, roturas de tuberías principales, fallas inesperadas en la producción, entre otros, lo cual evita la producción de volúmenes picos exagerados que las plantas de tratamiento no estarían en capacidad de producir.

Es importante también considerar el ahorro de energía que estas estructuras pueden ofrecer. Así pues, si los tanques de almacenamiento se encuentran a niveles superiores de las plantas de tratamiento de agua potable o PTAP, se tendrá disponible mayor energía potencial, reduciendo requerimientos de bombeo, como ocurre por ejemplo en el sistema de abastecimiento de agua potable en la provincia de Santa Elena.

Los procesos de nivel pueden ser clasificados como procesos de dinámica difícil en dependencia de la forma de los tanques y del tipo de conexión entre ellos, así como de la cantidad de consumidores del fluido contenido en los tanques, la regularidad del consumo, las dimensiones de los mismos, en especial la relación diámetro/altura (d/h) en los tanque cilíndricos.

Para un flujo de entrada dado si el tanque es estrecho y muy alto, lo que implica una relación d/h pequeña, los cambios de nivel son más rápidos en comparación con las dinámicas en tanques de dimensiones donde la relación d/h es muy grande (grandes diámetros en relación con su altura efectiva).

En la Tabla 1.1 se muestran diferentes relaciones entre los diámetros de los tanques y su altura.

Tabla 1.1 Dimensiones de diámetros y alturas estándares para tanques de petróleos y sus derivados.

Capacidad en BLS	Diámetro en pies	Altura en pies	Capacidad en BLS	Diámetro en pies	Altura en pies
500	18	18	30000	73'4"	40
1000	20	18	55000	100	40
2000	24'6"	24	80000	120	40
3000	30	24	100000	134	40
5000	31'8"	36	150000	150	48
10000	42'6"	40	200000	180	48
15000	58	32	500000	280	48
20000	60	40			

Donde la unidad BLS significa barril estándar de petróleo, la que es equivalente a 42 galones (158,98 litros).

Las unidades BLS y pies, son de amplio uso en la industria del petróleo.

En la figura 1.1 se dan ejemplos de dos tipos de tanques donde puede ser necesario el control de nivel. Las diferentes formas de los tanques complican las relaciones entre sus dimensiones y el nivel de los fluidos contenidos.

En tanques cilíndricos, esféricos y cónicos se pone de manifiesto la no linealidad en el control de nivel. Los cambios en la referencia de nivel, la presencia de perturbaciones, tales como el incremento en la demanda del consumo del fluido en el tanque y la aparición de fugas del líquido (en los tanques y entre sus uniones) influyen sobre la dinámica y el estado estacionario del nivel controlado. Si a esto se suma el carácter multivariable de los procesos industriales es evidente que se requieren de controladores más avanzados o complejos que puedan proporcionar las prestaciones requeridas.

Tanque semi-esférico I



Tanque semi-esférico II



Tanques esféricos



Figura 1.1 Fotos de tanques de diferentes formas geométricas

1.3 Solución propuesta

El presente trabajo de titulación se enfoca en la técnica de diseño de controladores del tipo PID adaptativo, que puedan encarar la multivariabilidad y la no linealidad del proceso de nivel en tanques interactuantes y se lo desarrollará “in silico” debido a las ventajas para investigar las propiedades y el comportamiento de la planta sin riesgo de provocar daños en la planta real.

Se desarrollará un controlador PID Adaptativo para el control de nivel de un sistema multivariable no lineal de tres tanques interactuantes, usando el modelo matemático de la planta real, que incluye las no linealidades del sistema. En la figura 1.2 se encuentra la foto del sistema Amira DTS200 [28]. El sistema está compuesto de tres tanques cilíndricos interconectados, dos bombas, seis válvulas, tuberías, reservorio de agua en la parte inferior, medición de niveles de líquido, entre otros elementos.



Figura 1.2. Amira DTS200, sistema de tres tanques

En la figura 1.3 se muestra un esquema simplificado del sistema DTS200, la bomba P1 controla el ingreso de líquido al tanque 1 mientras la bomba P2 controla el ingreso de líquido al tanque 2. No existe bomba conectada al tanque central Ts. El flujo entre el tanque T1 y el tanque Ts puede ser afectado por la válvula V1, el flujo entre el tanque Ts y en tanque T2 puede ser afectado por la válvula V2 y el flujo de salida del tanque T2 puede ser afectado por la válvula 3. El sistema también posee la capacidad de simular fugas de líquido abriendo las válvulas V4, V5 y V6.

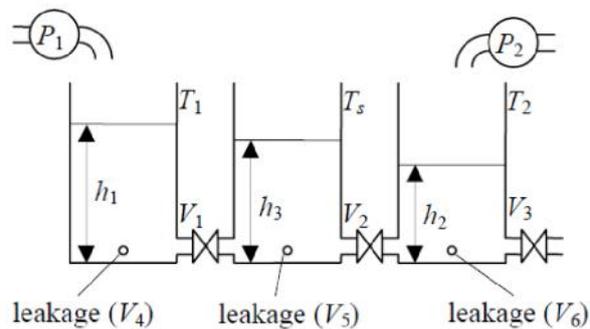


Figura 1.3. Diagrama esquemático del sistema de tres tanques Amira DTS200.

1.4 Objetivo General

Diseñar un controlador PID Adaptativo para controlar el nivel de llenado de tres tanques cilíndricos verticales e interactuantes utilizando los conceptos de sistemas multivariables en una planta no lineal.

1.5 Objetivos Específicos

Para cumplir el objetivo general se formulan los siguientes objetivos específicos:

- Elaborar el modelo matemático de la planta en Simulink para estudiar el comportamiento a lazo abierto, ajustar el controlador y verificar su desempeño.
- Diseñar los controladores del tipo PID, así como el controlador adaptativo para el control de nivel en la planta de estudio.
- Elaborar las pruebas para la verificación del desempeño de los controladores.
- Comparar los resultados de las pruebas de desempeño de los controladores para evaluar el desempeño del controlador diseñado.

1.6 Metodología

La mayoría de los sistemas encontrados en el mundo físico poseen un comportamiento dinámico difícil.

La revisión de la literatura publicada con respecto a los sistemas de tanques interconectados y su control demuestra, en primer lugar un amplio abanico de técnicas de diseño aplicadas para resolver los diferentes problemas que se presentan en tales procesos de dos o más tanques interconectados, con todos los sensores de nivel requeridos.

Ejemplos de los modelos para el control de nivel en tanques pueden encontrarse en monografías de control moderno, tales como [6], [7] y [8].

En la Figura se muestra el llenado de un tanque simple. En [6] se presentan modelos tales como los representados en la Figuras 1.4 y 1.5.

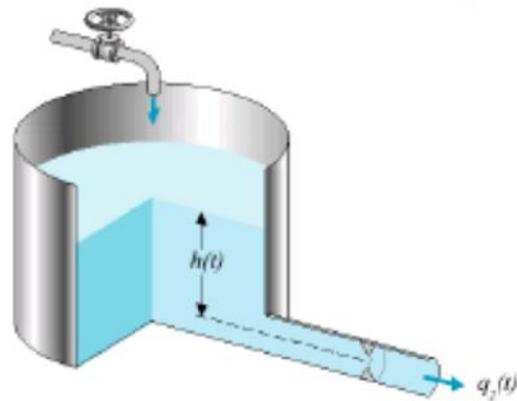


Figura1.4. Nivel en un tanque simple

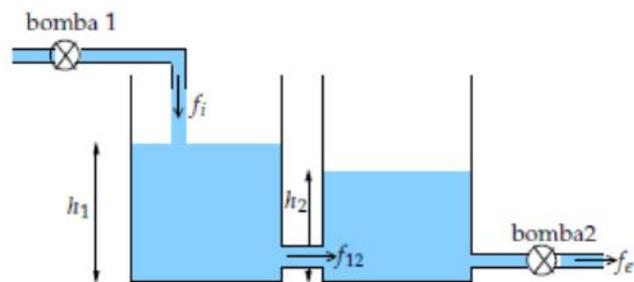


Figura 1.5. Niveles en tanques interconectados.

Independientemente de que los sistemas con tanques interconectados han sido ampliamente estudiados, cada instalación presenta sus particularidades, por las dimensiones de los tanques, uniones y restricciones entre ellos, presencia de sensores, válvulas y bombas, accionadas de manera directa o por medio de variadores de frecuencia.

Las ecuaciones diferenciales que forman el modelo matemático del proceso de nivel de dos tanques interconectados se dan a continuación.

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{1}{A}q - \frac{1}{AR_1}(h_1 - h_2) \quad (1.1)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{1}{AR_1}h_1 - \frac{R_2-R_1}{AR_1R_2}h_2 \quad (1.2)$$

Donde:

A – área de la superficie del corte transversal,

q – caudal o flujo de entrada al primer tanque

R_{1,2} - características de las restricciones en las tuberías

El diagrama en bloques de Simulink para simular el proceso por las ecuaciones (1.1) y (1.2) se muestra en la Figura 1.6

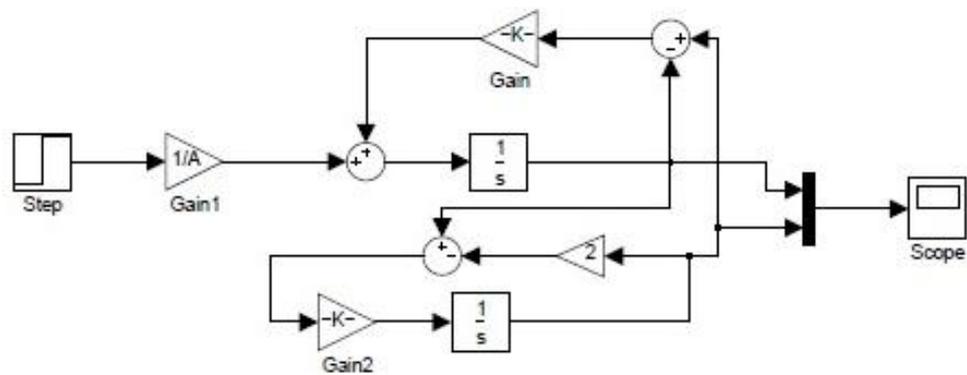


Figura 1.6. Modelo linealizado en Simulink de 2 tanques interconectados

En ella se muestra el modelo lineal, para simulación, del sistema de dos tanques interconectados mediante el paquete de programas SIMULINK de MATLAB.

El modelado para simulación de tales sistemas proporciona el conocimiento requerido para ajustar los parámetros del controlador con el mínimo de gasto en el consumo de energía y agua. Así, el estudio minucioso del proceso de nivel en tanques interconectados reviste gran importancia dado que son instalaciones de amplio uso en la industria ecuatoriana.

En el caso de los tanques interconectados, los modelos existentes en la literatura de académica de control son modelos dedicados principalmente a desarrollar el control para un punto de operación alrededor del cual se mantendrá el nivel del tanque durante el funcionamiento del proceso. Sin embargo, existen casos en los cuales el punto de operación puede cambiar o el consumo del líquido acumulado puede variar de forma significativa.

Si este modelo fue empleado para ajustar el controlador del sistema, entonces, los valores de los parámetros del controlador ya no valen y deben ser re ajustados dado que en los tanques, en general, para grandes desviaciones del punto de operación, no hay una relación de proporcionalidad.

En las Figuras 1.7 y 1.8 se muestran el modelo no lineal desarrollado en Simulink de MATLAB para un caso simple de dos tanques interconectados y los resultados de la simulación del modelo respectivamente.

Ecuaciones del sistema no linealizado de dos tanques interconectados

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{1}{A_1} (-c_1 \sqrt{h_1 - h_2} + q_{in}) \quad (1.3)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{1}{A_2} (-c_2 \sqrt{h_2} + c_1 \sqrt{h_1 - h_2}) \quad (1.4)$$

Los coeficientes de las ecuaciones son:

$A_{1,2}$ – área del corte transversal de los tanques

$c_{1,2}$ - resistencias de las tuberías y accesorios al flujo del líquido entre los tanques y a la salida del segundo tanque.

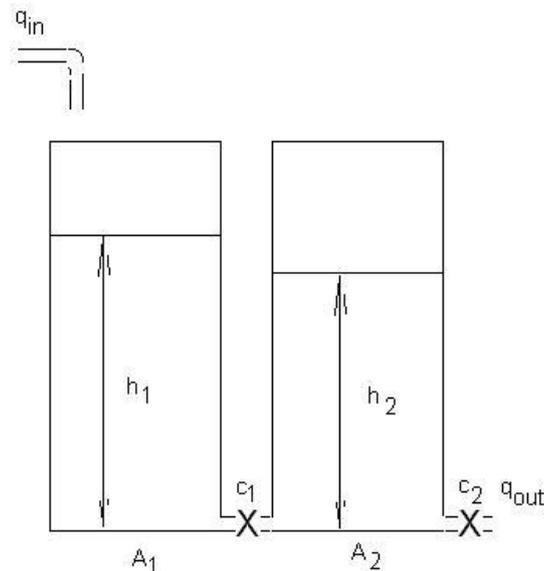


Figura 1.7 Sistema de nivel para dos tanques interconectados.

En la Figura 1.9 se muestra el resultado de aplicar dos incrementos iguales del flujo de entrada cuando en los tanques 1 y 2 se tienen dos valores de nivel establecidos, o sea en estado estacionario, diferentes, a saber:

- Primer salto (50 segundos): nivel tanque 1 = 2.497 m, nivel tanque 2 = 1.243 m
- Segundo salto (150 segundos): nivel tanque 1 = 4.96 m, nivel tanque 2 = 2.49 m.

Como resultado se observa que el nivel en el tanque 1 se incrementó en 2.483 m primero y en 3.216 m después, estos incrementos desiguales ante cambios iguales en el flujo de entrada reflejan que no hay proporcionalidad entre la entrada y el nivel del líquido, debieran de ser iguales los incrementos, por lo que el modelo no es lineal.

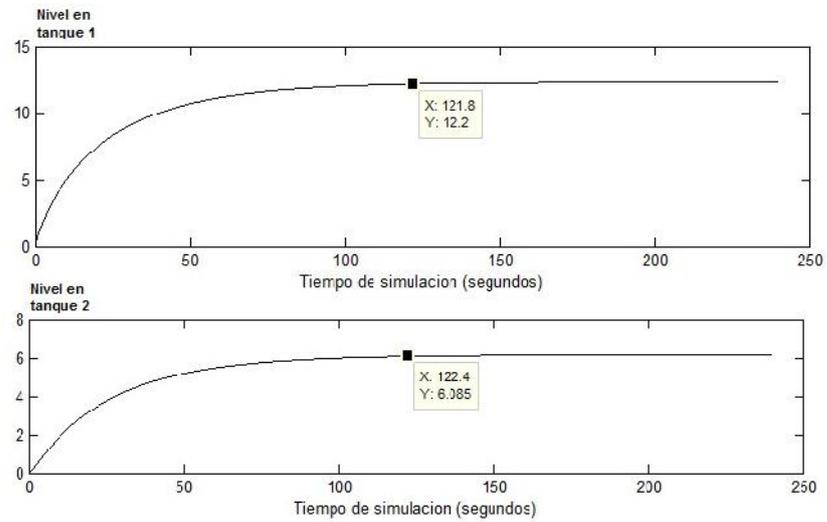


Figura 1.8. Modelado no lineal en bloques de Simulink del proceso de nivel en dos tanques interconectados

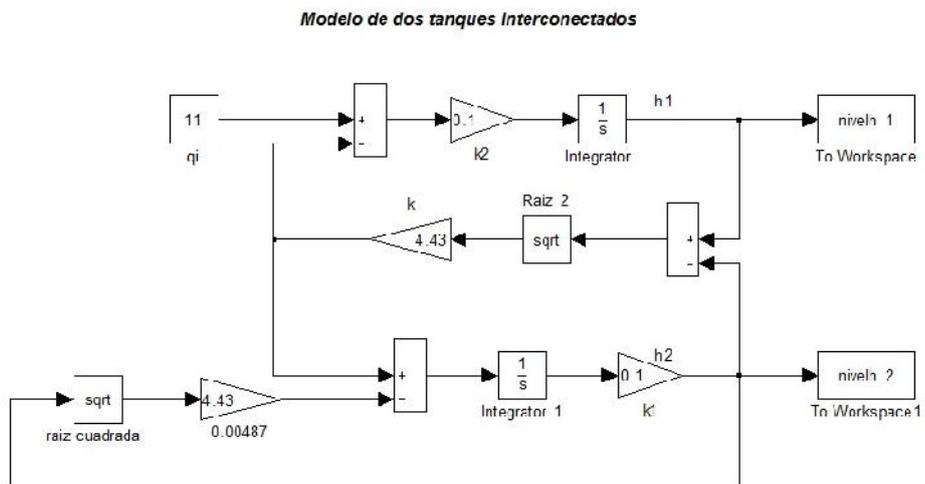


Figura 1.9. Resultado de la simulación del proceso de nivel en dos tanques interconectados.

Para el tanque 2 ocurre algo similar. El nivel en el tanque 2 se incrementó en 1.247m primero y en 1.591m después, estos incrementos desiguales ante cambios iguales en el flujo de entrada reflejan nuevamente que no hay proporcionalidad, debieran de ser iguales los incrementos de nivel en este tanque, por lo que se reafirma que el modelo no es lineal.

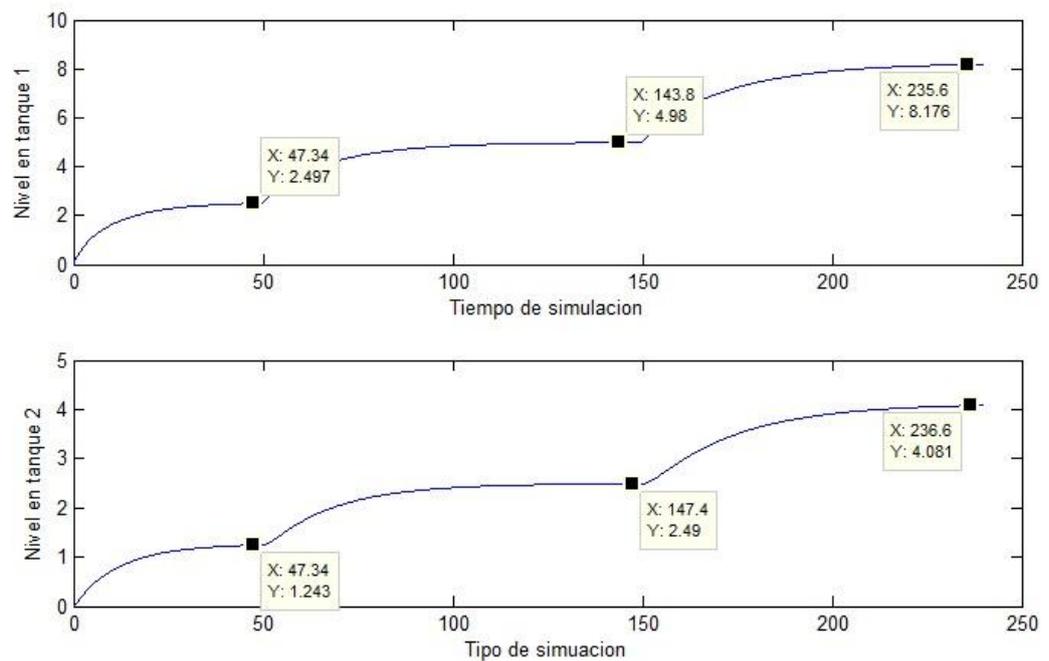


Figura 1.10. Simulación del proceso de nivel en dos tanques interconectados en dos niveles de establecimiento dados con incrementos iguales del flujo de entrada.

A manera de comparación del significado del modelado lineal, o sea, de la linealización alrededor de un punto de operación, se analiza el mismo proceso, como modelo lineal similar al mostrado en la Figura 1.10.

Modelo de dos tanques interconectados

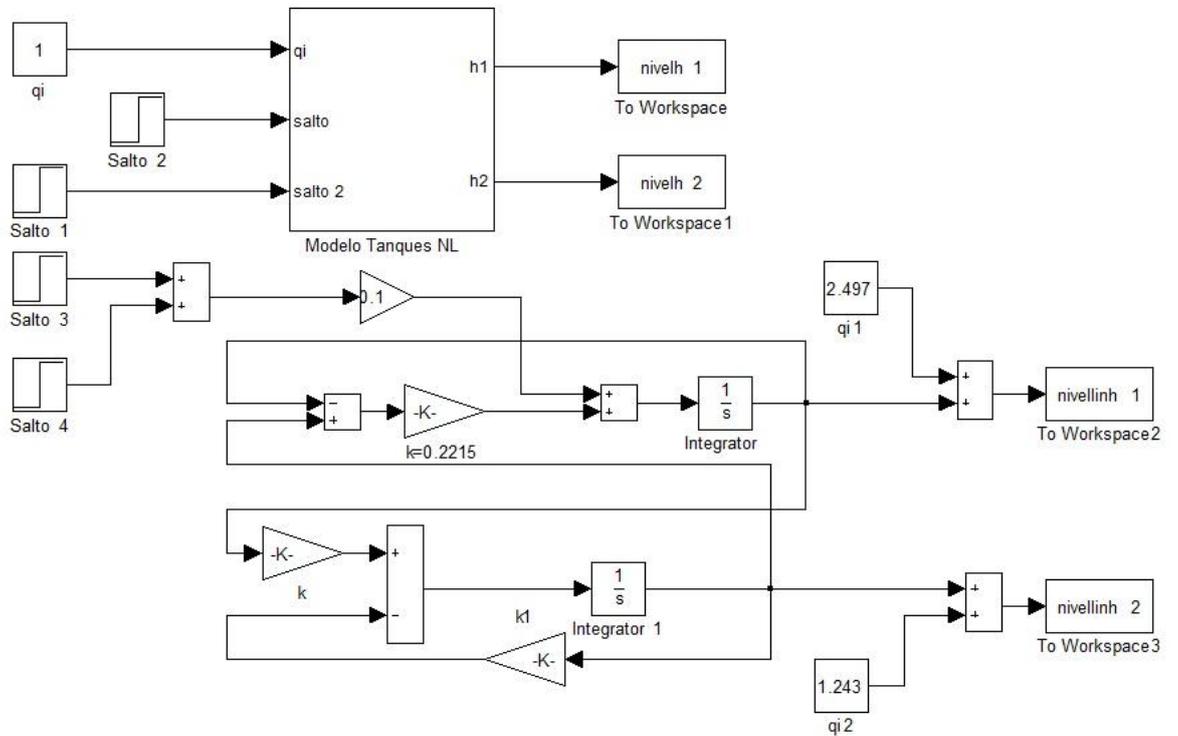


Figura 1.11. Modelado lineal del proceso de dos tanques interconectados.

En la Figura 1.12 se muestra el resultado de simular el proceso con un modelo linealizado alrededor del punto de operación para el flujo volumétrico de entrada de $1\text{ m}^3/\text{s}$.

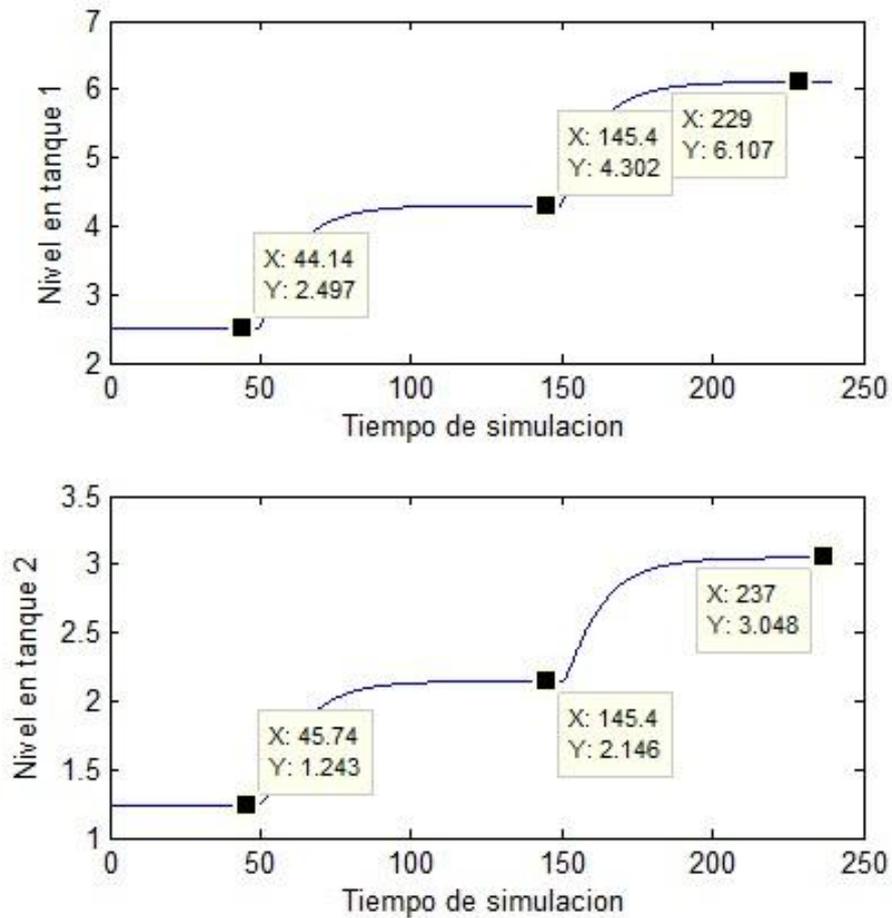


Figura 1.12. Simulación del modelo linealizado

El resultado de la simulación empleando el modelo linealizado alrededor de un punto de operación muestra que en el modelo lineal iguales incrementos del flujo de entrada proporcionan iguales incrementos de los niveles de salida o de los niveles en cada tanque interconectado.

Como se observa la simulación comienza partiendo de los valores establecidos o estacionarios de 2.497 m y 1.243 m en los tanques 1 y 2 respectivamente.

En el instante 50 segundos se aplica un salto en el flujo de entrada de 2 m³/s. Este salto proporciona un incremento de 1.805 m en el nivel del tanque 1. A los 150 segundos nuevamente se introduce un salto de 2 m³/s como variación del flujo de entrada y esto nuevamente proporciona un incremento de 1.805 m en el nivel del mismo tanque.

Para el tanque 2 se tienen los incrementos de nivel de 0.903 m en el segundo 50 y de 0.902 m. esto evidencia que aunque el punto de operación (dado por el flujo de entrada al tanque 1) ha variado, los incrementos de nivel guardan una relación lineal, o sea siempre serán los mismos incrementos en los niveles para iguales incrementos de entrada (modelado lineal).

Así, el modelado lineal de un proceso no lineal al realizarse alrededor de un punto de operación, proporciona errores en el estimado de las variables a controlar, siendo mayores estos errores mientras más lejos está el nuevo punto de operación de aquel, para el cual se linealizó el modelo.

La presente tesis se enfoca en el problema de control de nivel en tres tanques interconectados, los cuales están en el Laboratorio de la FIEC y que permiten el estudio de los procesos que en ellos ocurren, similares a los que pueden ocurrir en la industria.

Bajo el supuesto que el modelo no lineal presentado en esta tesis de tres tanques interconectados es más exacto, las preguntas a las cuales se debe dar respuestas son:

- En presencia de cambios del punto de operación, ¿Qué controlador no lineal debe ser empleado en el control de tres tanques interconectados?
- ¿Qué controlador no lineal puede garantizar el control de los niveles en los tanques interconectados ante variaciones en el consumo del líquido en los tanques?

Las respuestas a estas preguntas se buscan en el control adaptativo de las ganancias del controlador del tipo PID mediante redes neuronales.

En lo adelante se desarrolla una variante de red neuronal, la misma que ajusta los valores de las ganancias de los controladores PID partiendo de un entrenamiento en línea, retro propagando el error del lazo de control en cuestión.

La idea que fundamenta esta elección es que en el control de nivel, un controlador neuronal autoajutable puede enfrentar mejor la no linealidad inherente a los tanques.

Los esquemas de redes neuronales más complejas, a menudo resultan excesivamente complicados y costosos desde el punto de vista computacional y en la realización de los experimentos necesarios para entrenar una o más redes neuronales. Los resultados que se obtienen, por otra parte, no siempre justifican el esfuerzo empleado.

Siguiendo la tónica de encontrar soluciones simples y efectivas siempre que sea posible se presenta un esquema neuronal que se adapta en tiempo real. Este esquema es simple y tiene como objetivo [8], complementar los reguladores PID, de manera que, por una parte, sea posible ajustar automáticamente, en tiempo real, los valores de sus parámetros y además, se cuente con una capacidad adaptable añadida para resolver problemas en los cuales los parámetros del proceso a controlar varíen apreciablemente (perturbaciones en la carga, variación de los parámetros del proceso, etc.).

El regulador neuronal con estructura PID, cuyos parámetros K_p , K_d y K_i se ajustan durante el funcionamiento del proceso mediante tres redes neuronales se muestra en la Figura 1.13 y se corresponde con el propuesto en [8], para el control de un péndulo invertido.

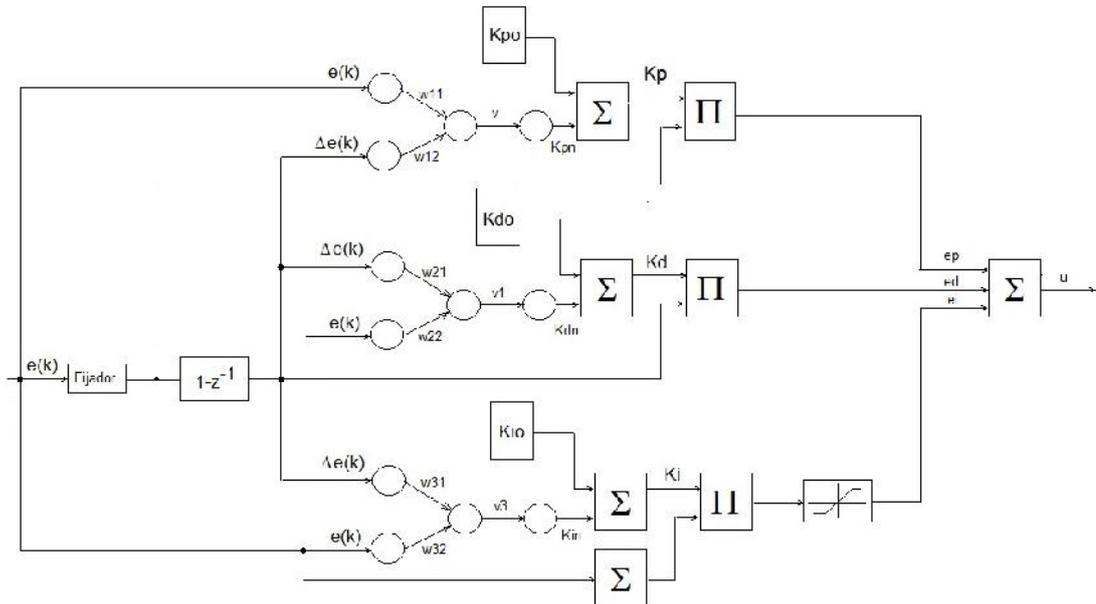


Figura 1.13 Controlador Neuronal PID auto ajustable.

Los algoritmos de entrenamiento de las redes que ajustan las ganancias K_p , K_d y K_i , se desarrollaron en la bibliografía ya mencionada. En lo que sigue se desarrollan expresiones para el caso concreto del controlador de nivel del tercer tanque.

La función objetivo a minimizar es:

$$E(t) = \frac{1}{2} \sum_{k=1}^t e^2(t) \quad (1.5)$$

$$e(t) = y_r(t) - y(t) \quad (1.6)$$

La expresión (2.6) es el error de regulación, $y_r(t)$ es la referencia en el instante de tiempo t . El tiempo discreto está representado por t y k y toman los valores $T, 2T, 3T$, etc., donde T es el período de muestreo, el cual se omite por brevedad.

El vector de entrada a todas las redes neuronales se define, para el instante de tiempo t , en la forma:

$$x(t) = [e(t) \quad \Delta e(t)]' \quad (1.7)$$

Cada red neuronal tiene tres capas: de entrada, la capa escondida y la capa de salida. La capa de entrada tiene dos entradas dadas por (2.7). La capa escondida consta de una sola neurona y sus entradas son:

$$S = w_{11}e(t) + w_{12}\Delta e(t) \quad (1.8)$$

En (2.8) w_{ij} representa los coeficientes de peso de las conexiones entre la capa de entrada y la única neurona de la capa escondida. Para las otras dos redes neuronales se tiene: w_{21} , w_{22} y w_{31} , w_{32}

Se escoge la función sigma como función de activación de la neurona de la capa escondida. La salida, η , de la capa escondida es:

$$\eta = \frac{1}{1+\exp(-S)} = \frac{1}{1+\exp(-(w_{11}e(t)+w_{12}\Delta e(t)))} \quad (1.9)$$

La elección de la función de transferencia de la capa de salida se fundamenta en que durante el funcionamiento de la planta el valor de las ganancias puede aumentar o disminuir por lo que las variaciones de las ganancias K_p , K_d y K_i (K_{pn} , K_{dn} y K_{in}) pueden ser positivas o negativas. Por otro lado estas variaciones pueden tener cualquier valor absoluto y no están restringidas a valores entre cero y uno.

Así, la elección de la función de activación de la capa de salida es la función lineal. El coeficiente de peso de la conexión entre la capa escondida y la de salida es v , entonces (v_1 y v_3):

$$K_{pn}(t) = v\eta \quad (1.10)$$

El valor de la ganancia en el transcurso del tiempo discreto t será entonces:

$$K_p(t) = K_{p0} + K_{pn}(t) \quad (1.11)$$

Se designa por $e_p(t)$, $e_d(t)$ y $e_i(t)$, respectivamente, las tres entradas del regulador, de tal forma que:

$$e_p(t) = K_p(t)e(t) \quad (1.12)$$

$$e_d(t) = K_d(t)\Delta e(t) \quad (1.13)$$

$$e_i(t) = K_i(t)\sum_{j=1}^n e_j(t) \quad (1.14)$$

$$u(t) = e_p(t) + e_d(t) + e_i(t) \quad (1.15)$$

El algoritmo de retropropagación del error del sistema de control se debe ejecutar calculando el gradiente de la función objetivo $E(t)$ con respecto a los coeficientes w_{ij} y v_i de cada red neuronal. Este gradiente se define mediante (2.16):

$$\nabla E(t) = \begin{bmatrix} \frac{\partial E(t)}{\partial v} \\ \frac{\partial E(t)}{\partial w_{ij}} \end{bmatrix} \quad (1.16)$$

La derivada parcial $\frac{\partial E(t)}{\partial v}$ se expresa mediante la regla de la cadena:

$$\frac{\partial E(t)}{\partial v} = \frac{\partial E(t)}{\partial e(t)} \frac{\partial e(t)}{\partial y(t)} \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \frac{\partial u(t)}{\partial e_p(t)} \frac{\partial e_p(t)}{\partial K_p(t)} \frac{\partial K_p(t)}{\partial K_{pn}(t)} \frac{\partial K_{pn}(t)}{\partial v} \quad (1.17)$$

Teniendo en cuenta las expresiones desde (2.5) hasta (2.10) y (2.15) y sustituyendo en (2.17), se obtiene:

$$\frac{\partial E(t)}{\partial v} = -e^2(t)\eta \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.18)$$

En forma semejante puede obtenerse la derivada parcial con respecto a los coeficientes w_{ij} . En efecto:

$$\frac{\partial E(t)}{\partial w_{ij}} = \frac{\partial E(t)}{\partial e(t)} \frac{\partial e(t)}{\partial y(t)} \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \frac{\partial u(t)}{\partial e_p(t)} \frac{\partial e_p(t)}{\partial K_p(t)} \frac{\partial K_p(t)}{\partial K_{pn}(t)} \frac{\partial K_{pn}(t)}{\partial \eta} \frac{\partial \eta}{\partial S} \frac{\partial S}{\partial w_{ij}} \quad (1.19)$$

Considerando que la derivada parcial de la función sigma $\frac{\partial \eta}{\partial S}$ respecto de su argumento S , es la expresión:

$$\frac{\partial \eta}{\partial S} = \frac{\exp(-S)}{[1+\exp(-S)]^2} = \eta(1-\eta)$$

Haciendo las sustituciones pertinentes en (2.19), se obtiene:

$$\frac{\partial E(t)}{\partial w_{ij}} = -e^2(t)v\eta(1-\eta)x_j \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.20)$$

$$X = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} e(t) \\ \Delta e(t) \end{bmatrix}$$

Los coeficientes de peso w y v se actualizan por el método de la retropropagación del error y consiste en moverse en la dirección del negativo del gradiente de la función cuadrática $E(t)$. Podemos escribir entonces las siguientes ecuaciones:

$$v = v(t-1) + \gamma e^2(t)\eta \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.21)$$

Y

$$w_{1j} = w_{1j}(t-1) + \gamma e^2(t)v\eta(1-\eta)x_j \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.22)$$

$j=1, 2$

Donde γ es un número positivo que se conoce como coeficiente de aprendizaje.

Nótese que en las ecuaciones (1.21) y (1.22) aparece la derivada parcial $\frac{\partial y(t)}{\partial u(t)}$ que generalmente es desconocida o su cálculo sería excesivamente complejo dado el modelo actual no lineal multivariable del proceso a controlar. Esta dificultad, puede ser resuelta si se considera que [9]: "Para el caso de sistemas o procesos estables, la magnitud de esta derivada parcial estará siempre acotada por lo que, en principio, el desconocimiento de esta magnitud puede ser compensado por un ajuste adecuado del coeficiente de aprendizaje".

Así, para una clase amplia de sistemas es válida la siguiente simplificación de las ecuaciones de actualización de los coeficientes de peso v y w :

$$v = v(t-1) + \gamma e^2(t)\eta \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.23)$$

$$w_{1j} = w_{1j}(t-1) + \gamma e^2(t)v\eta(1-\eta)x_j \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.24)$$

Las ecuaciones de actualización de los coeficientes de peso v_1 y w_{21} , w_{22} de la red neuronal que sirve para ajustar al coeficiente K_d , pueden deducirse siguiendo un procedimiento semejante. El resultado final es:

$$v_1 = v_1(t-1) + \gamma_1 e(t) \Delta e(t) \eta \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.25)$$

$$w_{2j} = w_{2j}(t-1) + \gamma_1 e(t) \Delta e(t) v \eta (1-\eta) x_j \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \quad (1.26)$$

El parámetro K_i , se ajusta mediante una red neuronal de estructura idéntica a la utilizada para los parámetros K_p y K_d .

Para la obtención de las ecuaciones de ajuste de los coeficientes de peso w_{31} y w_{32} , así como v_3 para la red neuronal que ajusta la componente K_{in} del parámetro K_i , se utiliza un procedimiento análogo al expuesto anteriormente con la retropropagación del error del lazo de control. Se consideran en lo adelante las expresiones:

$$u_i(t) = K_i \sum_{k=1}^t e(k) \quad (1.27)$$

$$K_i = K_{i0} + K_{in} \quad (1.28)$$

Donde K_{i0} y K_{in} son respectivamente el valor inicial y la componente neuronal del parámetro K_i

$$K_{in} \approx v_3 \eta_3 \quad (1.29)$$

$$\eta_3 = \frac{1}{1 + \exp(-S_3)} \quad (1.30)$$

$$S_3 = w_{31} * \Delta e(t) + w_{32} * e(t) \quad (1.31)$$

Las cadenas de derivaciones para obtener el gradiente de la función cuadrática $E(t)$ tienen las formas:

$$\frac{\partial E(t)}{\partial v_2} = \frac{\partial E(t)}{\partial e(t)} \frac{\partial e(t)}{\partial y(t)} \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \frac{\partial u_n(t)}{\partial u_i(t)} \frac{\partial u_i(t)}{\partial K_i(t)} \frac{\partial K_i(t)}{\partial K_{in}(t)} \frac{\partial K_{in}(t)}{\partial v_3} \quad (1.32)$$

$$\frac{\partial E(t)}{\partial w_{2i}} = \frac{\partial E(t)}{\partial e(t)} \frac{\partial e(t)}{\partial y(t)} \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \frac{\partial u_n(t)}{\partial u_i(t)} \frac{\partial u_i(t)}{\partial K_i(t)} \frac{\partial K_i(t)}{\partial K_{in}(t)} \frac{\partial K_{in}(t)}{\partial \eta_2} \frac{\partial \eta_2}{\partial S_2} \frac{\partial S_2}{\partial w_{2i}} \quad (1.33)$$

Haciendo uso de las ecuaciones (1.32) a (1.33) y considerando definidas con anterioridad las tres primeras derivadas parciales se calculan las derivadas parciales requeridas:

$$\frac{\partial E(t)}{\partial e(t)} \frac{\partial e(t)}{\partial y(t)} \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} = -e(t) \frac{\partial y(t)}{\partial u(t)}$$

$$\frac{\partial u_n(t)}{\partial u_i(t)} = 1 \quad \frac{\partial v_i(t)}{\partial K_i(t)} = \sum_{k=1}^t e(k) \quad \frac{\partial K_i(t)}{\partial K_{in}(t)} = 1 \quad \frac{\partial K_{in}(t)}{\partial v_3} = \eta_3$$

$$\frac{\partial K_{in}(t)}{\partial \eta_3} = v_3 \quad \frac{\partial \eta_3}{\partial S_3} = \eta_3(1 - \eta_3) \quad \frac{\partial S_3}{\partial w_{31}} = \Delta e(t); \quad \frac{\partial S_3}{\partial w_{32}} = e(t)$$

Sustituyendo en (1.32) y (1.33), se llega a las ecuaciones de actualización:

$$v_3(t) = v_3(t-1) + \gamma_3 e(t) \left(\frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \right) \sum_{k=1}^t e(k) \eta_3 \quad (1.34)$$

$$w_{3j}(t) = w_{3j}(t-1) + \gamma_3 e(t) \left(\frac{\partial y(t)}{\partial u(t)} \right) \sum_{k=1}^t e(k) v_3(t) \eta_3 (1 - \eta_3) x_j(t) \quad (1.35)$$

CAPÍTULO 2

2 ESTADO DEL ARTE DEL CONTROL DE NIVEL EN TANQUES INTERCONECTADOS

2.1 Estado del Arte en el Control de Tanques interactuantes

A continuación se presenta una breve revisión sobre el control de tanques interconectados.

En [10] se comenta que: “El control de nivel de líquidos en depósitos y el flujo entre ellos es un problema básico en los sistemas industriales. Muchos procesos requieren que un determinado fluido sea bombeado de un tanque a otro. En ocasiones este líquido es procesado por tratamientos químicos en tanques, en los cuales el nivel ha de ser controlado adecuadamente para el correcto funcionamiento de la planta. Con frecuencia los tanques son acomodados tan juntos que los niveles interactúan, dificultando su regulación”.

Se resumen dos artículos de Johansson que motivaron un gran interés internacional por las posibilidades que proporciona la instalación de cuatro tanques para la docencia e investigación del control multivariable.

En [11] fue presentado un proceso de laboratorio multivariable junto con su empleo en los cursos de ingenieros. El proceso se le llamo proceso de cuatro tanques y demuestra el problema de control de nivel multivariable. Las dinámicas cero multivariadas pueden hacerse de fase mínima o de fase no mínima mediante un simple cambio de válvula, lo

que hace que este laboratorio sea adecuado para ilustrar muchos conceptos del control multivariable lineal y no lineal. Algunos de estos conceptos se describen en el artículo.

Un artículo posterior del mismo autor [12], presenta nuevamente el laboratorio de cuatro tanques. Esta vez presenta las dinámicas linealizantes del sistema. Ellas tienen un cero multivariable el cual se puede mover a lo largo del eje real mediante el simple cambio de una válvula. El cero puede ser ubicado tanto en el semiplano negativo como en el positivo.

Demuestra lo adecuado que es este laboratorio de cuatro tanques interconectados para la comprensión de las limitaciones del funcionamiento debido a los ceros multivariables en el semiplano positivo. La ubicación y dirección de estos ceros tienen un significado físico. Se presentan modelos precisos partiendo de los conceptos físicos y datos experimentales. Se demuestra el control descentralizado.

En la Figura 1.9 se muestra una instalación de cuatro tanques formando un sistema multivariable en la Universidad de Córdoba, España, similar a la instalación presentada en [11].

Las Redes Neuronales Artificiales como controladores en los sistemas multivariables.

En la literatura aparecen una gran variedad de métodos y algoritmos de control de procesos basados en redes neuronales artificiales desde la última década del siglo pasado, como son [13], [14], [15], y [16].



Figura 2.10 Instalación de laboratorio de cuatro tanques como sistema multivariable.

Los métodos pueden ser clasificados en dos tipos principales: indirectos y directos de control.

En los métodos indirectos de control con Redes Neuronales Artificiales, en lo adelante RNA, se requiere una identificación del proceso a controlar utilizando un modelo neuronal que se emplea para calcular los parámetros del controlador. La identificación del proceso puede hacerse en línea, fuera de línea o mediante la combinación de ambas.

Esta identificación puede comenzar al inicio del funcionamiento del proceso a lazo abierto, con una señal adecuada de prueba, ajustando los parámetros del propio modelo y cuando los errores de predicción entre la salida real del proceso y la salida del modelo sean menores que los prefijados para el entrenamiento, cerrar el lazo de control. El entrenamiento puede continuar a lazo cerrado con lo cual se tendría un control adaptativo o puede ser detenido y se estaría entonces con un controlador con parámetros

constantes. La primera variante puede ser inadmisibles en tiempo real si la RNA es de grandes dimensiones por el volumen de cálculo involucrado.

Al aplicar los métodos directos de control con RNA se obvia la etapa de identificar un modelo y se trata de ajustar los parámetros del controlador neuronal (coeficientes de peso de las conexiones de la red) a partir del error de regulación. Los métodos indirectos y directos que presentan más posibilidades prácticas se exponen a continuación.

El control simple mediante el modelo inverso, presentado en el trabajo de Dirion y otros [17], basado en un razonamiento heurístico demostró efectividad, según sus autores, en una serie de aplicaciones. La idea básica es entrenar un modelo neuronal inverso de tres capas con retardo. En la etapa de entrenamiento se supuso que el control en cada etapa de tiempo es una función de la historia pasada de las entradas y salidas, así como del estado actual del proceso caracterizado por la salida. Al emplear la red entrenada como controlador, se sustituyen los valores futuros de la salida del proceso por los valores futuros o predicciones del valor deseado o referencia.

En el trabajo citado se señala que para lograr un comportamiento adecuado del proceso controlado se requiere una estimación bien precisa del valor del retardo puro. Este esquema presenta insuficiencias prácticas tales como, se requiere un modelo inverso ideal o casi ideal lo que exige un entrenamiento meticuloso de la red y muy costoso con pocas posibilidades de éxito. Por otro lado no todos los modelos admiten modelos inversos o presentan modelos inversos no únicos.

En la literatura publicada se tiene además el Control Basado en el Modelo Interno, muy divulgada en los años 80, por ejemplo en [18]. Sin embargo, nuevamente se requiere un entrenamiento perfecto de la red neuronal, el cual es muy difícil de lograr en condiciones prácticas.

En el trabajo publicado por [19], se aplica un esquema paralelo para el control adaptativo usando sólo una red neuronal para un CSTR (Reactor de Tanque Continuamente Agitado). Se investiga la convergencia del error de identificación por el segundo método de Lyapunov. Usando dos técnicas diferentes se lleva a cabo el proceso de entrenamiento de la red neuronal: la técnica de retropropagación y empleando el algoritmo del Filtro de Kalman Extendido.

En el artículo [20] se discuten dos enfoques para el control neuronal de una articulación flexible usando la técnica de aprendizaje por el error de realimentación. Esta técnica se orienta a adquirir el modelo de la dinámica inversa de la planta y usa una red neuronal que actúa como un controlador adaptativo para mejorar la actuación de un controlador por realimentación no adaptativo convencional. El control de una articulación flexible se caracteriza por ser un sistema de fase no mínima que es difícil de controlar por otras técnicas de control. Se usan dos enfoques neuronales diferentes para superar esta dificultad.

El primer enfoque usa una salida redefinida virtual como una de las entradas para la red neuronal y controladores por realimentación, mientras que los otros emplean una señal de entrada de referencia retardada en el camino de la realimentación y una línea de retraso para procesar la referencia de entrada antes de presentarlo a la red neuronal.

En [21] se describe el empleo de las redes neuronales artificiales para el control de las vibraciones de un sistema mecánico empleando su modelo inverso directo experimental. El controlador neuronal se entrena para modelar el modelo inverso experimental de la planta usando el algoritmo de retro propagación con simulación del reconocido. El modelo inverso de la planta se obtiene mediante el mecanismo de entrenamiento que usa datos de entrada y salida experimentales. Después del entrenamiento la red se emplea como controlador hacia delante.

La eficiencia y la robustez del controlador son mostradas mediante pruebas experimentales. El algoritmo de control neuronal se implementa en una computadora y el desempeño del controlador se evalúa bajo un conjunto de pruebas experimentales hechas para el control activo de las vibraciones de un sistema mecánico de un grado de libertad accionado por un actuador magnético.

Otra propuesta se encuentra en [22]. En este artículo, se propone un controlador basado en una red neuronal adaptativa para el control de un sistema no lineal dinámico. Este enfoque es adaptativo en la estructura, y al contrario de los controladores adaptativos estándares, no se usa, en el diseño, ningún modelo explícito del proceso.

Las redes neuronales tradicionales normalmente no son prácticas en los ambientes adaptativos debido al gran número de pesos asociados con ellas. En la estructura propuesta, la red controladora tiene muy pocos pesos en sus conexiones y por tanto está bien preparada para la aplicación en tiempo real. El funcionamiento de este nuevo controlador neuronal en la simulación del control de un tanque reactor continuamente agitado y de un proceso de neutralización del pH, muestra un funcionamiento muy bueno.

En [23] se presenta un nuevo diseño de una arquitectura de controlador basado en RNA dinámica y adaptativa con conexión de realimentación para los sistemas no lineales multivariables. La red se entrena en línea en cada intervalo de tiempo usando la trayectoria de salida deseada y el método de entrenamiento es el Algoritmo de Aprendizaje Recurrente en Tiempo Real (por sus siglas en inglés, RTRL).

La red recurrente es totalmente conectada, con realimentación desde la capa de salida a la capa de entrada a través de un elemento de retardo. Ya que los pesos sinápticos para las neuronas se ajustan en línea, este controlador está potencialmente adecuado para el control en tiempo real. Más aun, puede ser empleado tanto para el control de sistemas continuos como para los discretos. Los resultados de la simulación aplicando este

algoritmo a un sistema multivariable no lineal demuestran la efectividad del método propuesto.

Los trabajos de [9] resultaron ser una importante contribución a las posibilidades de las redes neuronales como controladores prácticos. En ellos se propone un esquema de control directo para una amplia clase de sistemas no lineales. La idea central de este enfoque es entrenar una red neuronal de tal manera que durante el entrenamiento en línea se propague no el error de la red sino el error en el sistema durante el funcionamiento del controlador neuronal.

Estas ideas son las que serán seguidas en el desarrollo de esta tesis de diseño de un controlador neuronal multivariable para el control de nivel en tres tanques interconectados.

2.2 PID Adaptativo como controlador en sistemas multivariables no lineales.

El trabajo presentado en [24] está dedicado al diseño y análisis de un controlador adaptativo directo basado en un predictor de estado para sistemas dinámicos de múltiples entradas múltiples salidas (MIMO), con adaptación a las incertidumbres. El principal objetivo fue evaluar la posibilidad de mejorar las características transitorias del MRAC durante una tarea de seguimiento. Con ese fin, se propuso usar un predictor de estados en la formulación de las leyes adaptativas. Específicamente, se partió de un sistema MRAC directo y se diseñó un predictor de estado completo. Luego a través del análisis de estabilidad de Lyapunov, se propone una modificación basada en el predictor de las leyes de MRAC.

En [25], En este artículo se muestra un control PID por ubicación de polos implementado adaptativamente, mediante la incorporación de variantes para que el sistema pueda ser manejado desde un computador digital por medio de la adquisición de datos.

En el presente trabajo de Titulación se presenta un control del tipo PID cuyos parámetros (ganancias) son ajustados en línea empleando redes neuronales muy simples, mismas que se entrenan de manera que disminuye el error en los niveles a pesar de las perturbaciones en el sistema. Este controlador se aplica a sistemas SISO y MIMO sin muchas complicaciones computacionales.

Las ideas principales de este controlador se proporcionan en [8]. En el mismo se presenta un algoritmo de control de autoajuste basado en una red neuronal tipo perceptrón. El algoritmo propuesto es ventajoso en el sentido de que prácticamente no se requiere un entrenamiento previo de la red y algunos cambios en los puntos de ajuste son generalmente suficientes para ajustar el coeficiente de aprendizaje. La propuesta de este algoritmo tiene la característica especial de que se retropropaga el error de regulación en lugar del error neto de salida para las modificaciones de los coeficientes de ponderación.

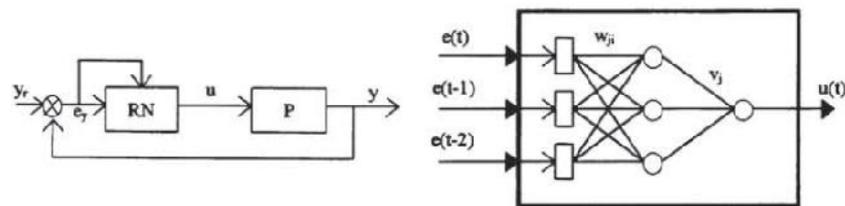


Figura 2.11. Esquema de adaptación de la red neuronal a partir de la retropropagación del error en el sistema.

En la figura 2.11 se muestra un esquema, mismo que refleja la esencia del ajuste de los parámetros del controlador neuronal en base a un controlador del tipo PID.

CAPÍTULO 3

3 MODELO DEL PROCESO DE NIVEL EN TRES TANQUES INTERCONECTADOS

En este Capítulo se discuten dos modelos matemáticos a partir de los Primeros Principios (ecuaciones de balance) así como el modelado híbrido utilizando los resultados de experimentos realizados en [2]. Se acepta el segundo modelo discutido como modelo validado para la instalación de laboratorio y las posibilidades de su empleo en otros procesos reales.

3.1 Fundamentos generales de la modelación matemática

En un gran número de monografías de control se plantean las ecuaciones diferenciales no lineales para los procesos que involucran tanques interconectados. La mayoría de estos enfoques, para los sistemas con tres tanques interactuantes, parten del siguiente sistema de ecuaciones diferenciales:

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{1}{A_T} [Q_{1e} - A_{12}\sqrt{2g}\sqrt{h_1 - h_2}] \quad (3.1)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{1}{A_T} [A_{12}\sqrt{2g}\sqrt{h_1 - h_2} - A_{23}\sqrt{2g}\sqrt{h_2 - h_3}] \quad (3.2)$$

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{1}{A_T} [A_{23}\sqrt{2g}\sqrt{h_2 - h_3} - A_3\sqrt{2g}\sqrt{h_3}] \quad (3.3)$$

El significado de estas ecuaciones es el siguiente. Dentro de los corchetes se tienen las diferencias de los flujos de entradas y de salida a cada tanque, remarcando que el nivel del líquido dentro de cada tanque depende de cuánto flujo de líquido ingresa al tanque y cuánto flujo sale del tanque, o sea del balance de materiales.

Es de interés el hecho que para cada tanque el flujo resultante, y por tanto, el nivel en el tanque, dependen de la diferencia de niveles entre los tanques contiguos.

Sin embargo, estas ecuaciones no reflejan las restricciones entre los tanques, o sea, no reflejan la pérdida de energía dadas las fricciones en las tuberías entre tanques por diferentes estrechamientos o elementos que proporcionan pérdidas por fricción debido a las rugosidades, juntas y accesorios que provocan el efecto de resistencia de la tubería y la turbulencia generada por las válvulas de control manual instaladas entre ellos.

En lo adelante se denomina por Ψ el efecto de las fricciones en las tuberías entre tanques por diferentes estrechamientos o elementos que proporcionan pérdidas por fricción debido a las rugosidades, juntas y accesorios que provocan la resistencia de la tubería y la turbulencia.

Las ecuaciones 3.1, 3.2 y 3.3 quedan entonces como sigue:

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{1}{A_T} [Q_{1e} - A_{12} \Psi_{12} \sqrt{2g} \sqrt{h_1 - h_2}] \quad (3.4)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{1}{A_T} [A_{12} \Psi_{12} \sqrt{2g} \sqrt{h_1 - h_2} - A_{23} \Psi_{23} \sqrt{2g} \sqrt{h_2 - h_3}] \quad (3.5)$$

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{1}{A_T} [A_{23} \Psi_{23} \sqrt{2g} \sqrt{h_2 - h_3} - A_3 \Psi_3 \sqrt{2g} \sqrt{h_3}] \quad (3.6)$$

Donde los subíndices 12, 23 y 3, de los coeficientes A y Ψ se refieren a la conexión hidráulica entre los tanques 1 y 2, 2 y 3 y en la salida del tanque 3.

Este planteamiento del sistema de ecuaciones es encontrado en un gran número de referencias bibliográficas. Sin embargo, el mismo presenta cierta inconsistencia ya que, como se observa, existe una diferencia de niveles que puede tener resultados de signo negativo si ocurren las circunstancias siguientes:

$$h_2 > h_1 \quad (3.7)$$

$$h_3 > h_2 \quad (3.8)$$

Para evitar ese resultado adverso, en (referencia a artículo de los alemanes, fecha), se propone un modelo matemático no lineal, el cual se adapta ahora para la instalación analizada en esta tesis. Así:

$$\frac{dh_1}{dt} = \frac{1}{A_T} [Q_{1e} - A_{12} \Psi_{12} \sqrt{2g} \text{sign}(h_1 - h_2) \sqrt{|h_1 - h_2|}] \quad (3.9)$$

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{1}{A_T} [A_{12} \Psi_{12} \sqrt{2g} \text{sign}(h_1 - h_2) \sqrt{|h_1 - h_2|} - A_{23} \Psi_{23} \sqrt{2g} \text{sign}(h_2 - h_3) \sqrt{|h_2 - h_3|}] \quad (3.10)$$

$$\frac{dh_3}{dt} = \frac{1}{A_T} [A_{23} \Psi_{23} \sqrt{2g} \text{sign}(h_2 - h_3) \sqrt{|h_2 - h_3|} - A_3 \Psi_3 \sqrt{2g} \sqrt{h_3}] \quad (3.11)$$

3.2 Modelo matemático del proceso de estudio empleando Simulink de MATLAB®

El estudio por simulación del modelo matemático presentado en esta tesis se hace empleando el sistema de ecuaciones no lineales dado por las ecuaciones (3.9), (3.10) y (3.11). El diagrama Simulink empleado para este estudio se muestra en la Figura 3.1.

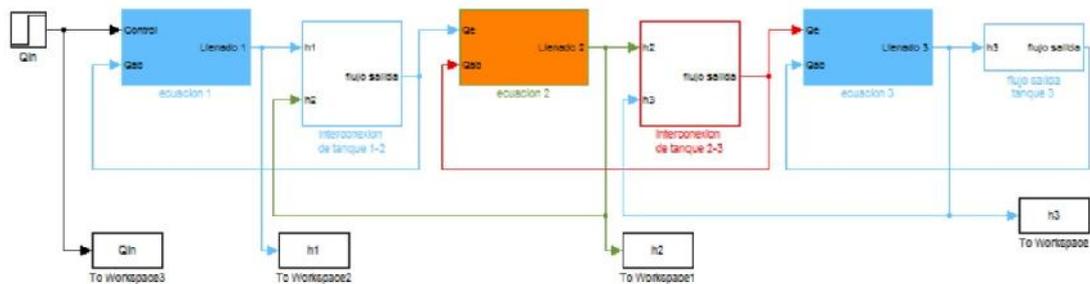


Figura 3.1 Diagrama en bloques de Simulink del proceso de nivel en tres tanques interconectados no linealizado.

El diagrama Simulink fue realizado con bloques sub sistemas enmascarados, los cuales permiten la reutilización del diagrama para otras instalaciones similares (de tres tanques interconectados) pero con diferentes dimensiones de los tanques, tuberías y accesorios

con solo introducir los valores requeridos en cada subsistema mediante el cuadro de dialogo.

Los bloques denominados “ecuación” se simulan con la estructura mostrada en la Figura 3.2. Los bloques denominados “interconexión de tanque” se simulan con la estructura mostrada en la Figura 3.3

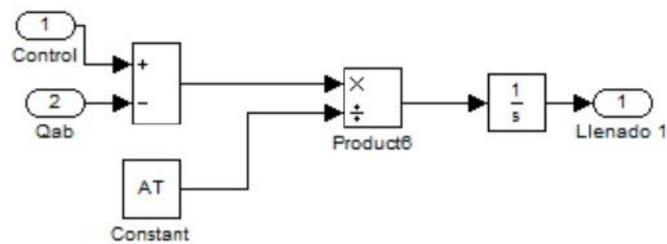


Figura 3.2 Estructura de los bloques denominados “ecuación”

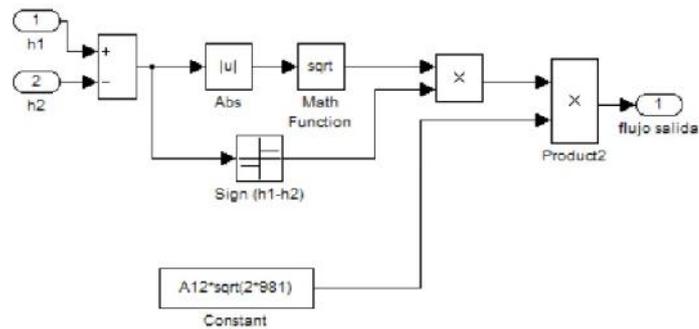


Figura 3.3 Estructura de los bloques denominados “interconexión de tanques”

Obsérvese que a este bloque se aplican valores de flujo o caudal y dentro de los mismos se realiza la transformación a niveles en centímetros.

3.3 Comportamiento in silico del proceso de nivel en tres tanques interactuantes

Los resultados de la simulación del proceso de nivel en los tres tanques interactuantes se muestran en la Figura 3.4

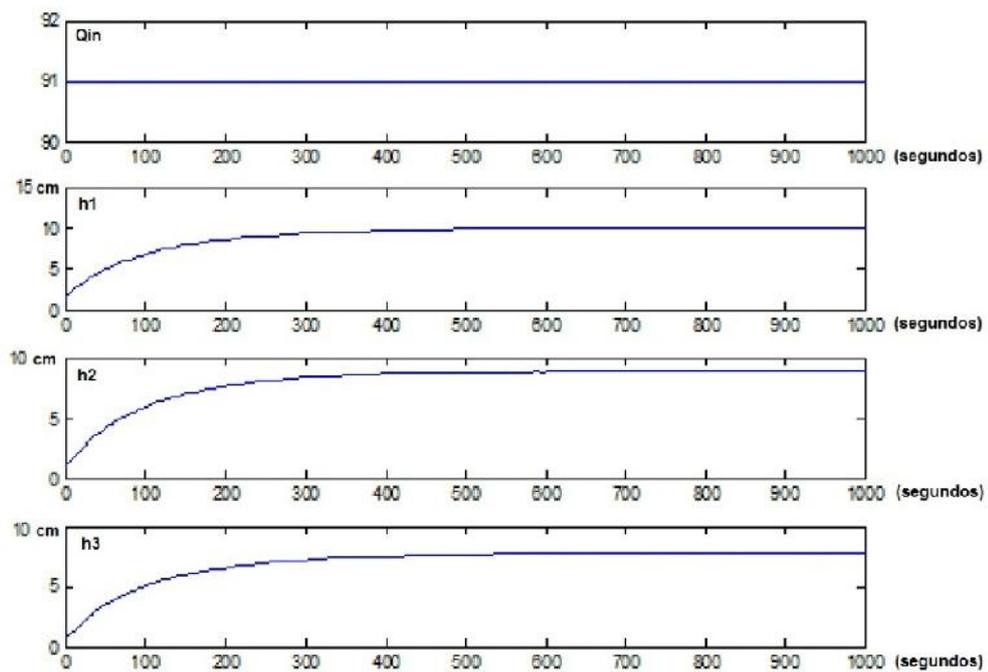


Figura 3.4 Resultados de la simulación del proceso de nivel en 3 tanques interconectados.

3.3.1 Identificación del sistema de tres tanques interconectados para el control de nivel actual

La Identificación de Sistemas trata el problema de la construcción de modelos matemáticos de sistemas dinámicos partiendo de la observación de valores de la(s) entrada(s) y diferentes variables de interés y agrupados en conjuntos o juegos de datos para su ulterior tratamiento estadístico.

El concepto de sistema es un concepto amplio y no debe sorprender que tiene un rol importante en la ciencia moderna. Muchos problemas en varios campos de investigación y prácticos hoy día se resuelven en un marco orientado a sistemas.

En [26], se describen un número de tipos de modelos, entre los cuales están los modelos mentales, los modelos gráficos, los modelos matemáticos o analíticos, que son inherentes a muchos campos de la ingeniería y la física. Ellos son un instrumento para la simulación y la predicción de comportamientos.

El modelo empleado en la simulación computacional de un sistema es un programa. Para los sistemas muy complejos, estos programas están constituidos por muchas subrutinas interconectadas entre sí, tablas de datos, etc. y no pueden ser resumidos analíticamente como un modelo matemático.

En [26] se encuentran las observaciones siguientes: “Los modelos matemáticos básicamente pueden ser contruidos en dos vías o por sus combinaciones: una vía es dividir el sistema en subsistemas de propiedades bien comprendidas a partir de experiencias anteriores. Esto significa básicamente que confiamos en el trabajo empírico anterior. Estos subsistemas se enlazan entre sí matemáticamente y se obtiene un modelo del sistema completo. Esta vía se conoce como *modelado*, y no involucra ninguna experimentación en el sistema real. El procedimiento de modelado es una aplicación muy dependiente del proceso analizado y a menudo tiene sus raíces en la tradición y las técnicas específicas en el área de la aplicación en cuestión. La otra vía hacia los modelos matemáticos así como hacia los modelos gráficos se basa directamente en la experimentación. Esta vía es la Identificación de Sistemas. Por supuesto está la vía donde se involucran ambos enfoques”.

Estos lineamientos, expuestos por uno de los punteros en la identificación de sistemas en el mundo, serán el fundamento para tomar como ciertos los experimentos realizados con anterioridad en sendas Tesis y conformar un modelo matemático-empírico para la

instalación de laboratorio de tres tanques interconectados. El subrayado es del autor de esta tesis ya que indica el fundamento de la vía tomada en la misma.

En [2] se realizan experimentos detallados para determinar las áreas de la sección transversal efectiva (coeficientes A) y los coeficientes del efecto de la resistencia de la tubería y de la turbulencia generada por las válvulas entre los tanques (coeficientes Ψ).

Mediante aquellos experimentos se determinaron los valores:

$$A_{1-2} = 2,85 \text{ cm}^2 \quad (3.12)$$

$$A_{2-3} = 2,2964 \text{ cm}^2 \quad (3.13)$$

$$A_3 = 1,4151 \text{ cm}^2 \quad (3.14)$$

$$\Psi_{1-2} = 0,6909 \quad (3.15)$$

$$\Psi_{2-3} = 0,8274 \quad (3.16)$$

$$\Psi_3 = 0,5208 \quad (3.17)$$

Así, el modelo matemático, que será empleado en esta tesis, es descrito por las ecuaciones (3.9), (3.10) y (3.11), considerando los valores de los coeficientes dados por (3.12) hasta (3.17) determinados de manera experimental. Este modelo computacional se encuentra en las Figuras 3.1, 3.2 y 3.3. Considerando que este modelo es el resultado de la modelación matemática y que los coeficientes del modelo fueron encontrados mediante experimentos con la instalación real, en adelante será denominado como modelo matemático-empírico.

La simulación del modelo matemático considerando los valores obtenidos en los experimentos realizados en trabajos anteriores se llevó a efecto con los valores dados por (3.12) hasta (3.17), $A_T=225 \text{ cm}^2$ y la inclusión de perturbaciones en el flujo de entrada y de salida de cada tanque de la instalación del laboratorio. Estas perturbaciones se aplican:

- En la salida del primer tanque como una disminución en 50% de la resistencia al flujo de agua del primer tanque al segundo a los 2000 segundos,

- En la salida del segundo tanque como una disminución en 50% de la resistencia al flujo de agua del segundo tanque al tercero a los 2000 segundos,
- En la salida a los 4000 segundos como una disminución en 50% de la resistencia al flujo de agua de salida de la instalación.
- En la entrada a los 2000 segundos como una disminución del flujo de entrada de $20 \text{ cm}^3/\text{s}$

Los procesos transitorios en los niveles de los tres tanques se muestran en las Figuras 3.5, 3.6, 3.7 y 3.8

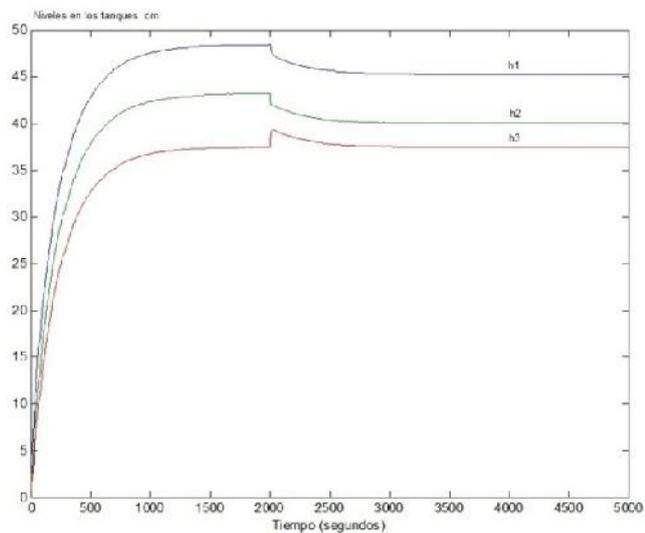


Figura 3.5. Efecto de la disminución de la resistencia al flujo R_{12} .

De las Figuras 3.5 y 3.6 se observa que:

- Las variaciones de resistencia al flujo de salida de los tanques 1 y 2 (R_{12} y R_{23}), en un 50%, no conllevan a grandes variaciones de los niveles en los tanques.

De las Figuras 3.7 se observa que:

- Las variaciones de la resistencia al flujo de salida del tercer tanque (R_3) en un 50% de su valor conlleva a grandes variaciones de los niveles en los tres tanques,

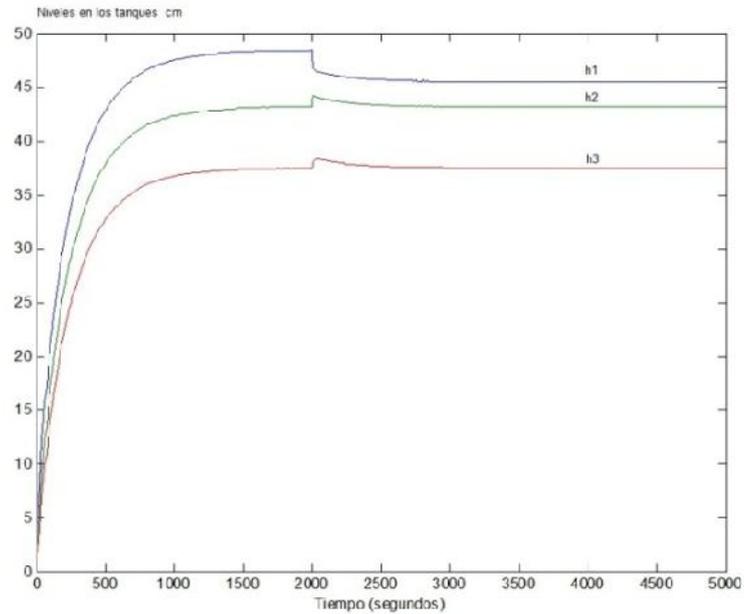


Figura 3.6. Efecto de la disminución de la resistencia al flujo R_{23} .

De la Figura 3.8 se observa que:

- El flujo de entrada a la instalación se comporta como variable manipulada para establecer los niveles simulados de agua en los tanques,
- La variación de la resistencia de salida simulada del tercer tanque también se comporta como variable a manipular para establecer los valores de los niveles en los tres tanques,

De esta simulación se concluye que es posible manipular dos variables (flujo de entrada y resistencia al flujo de salida) para controlar tres variables de salida, h_1 , h_2 y h_3 .

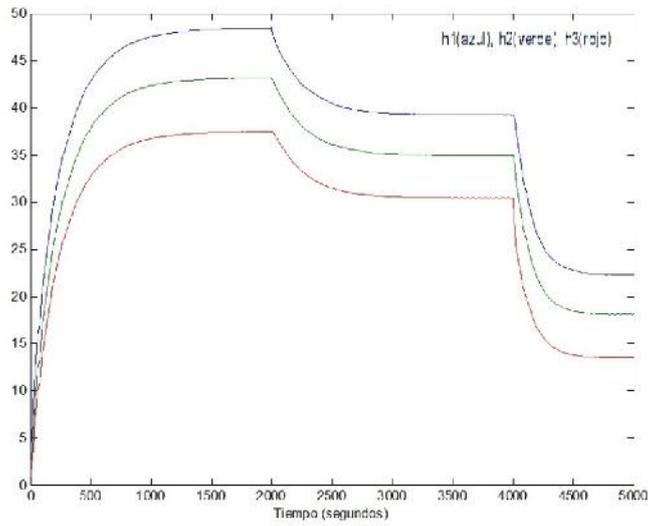


Figura 3.7. Efecto de la disminución de la resistencia al flujo R_3 .

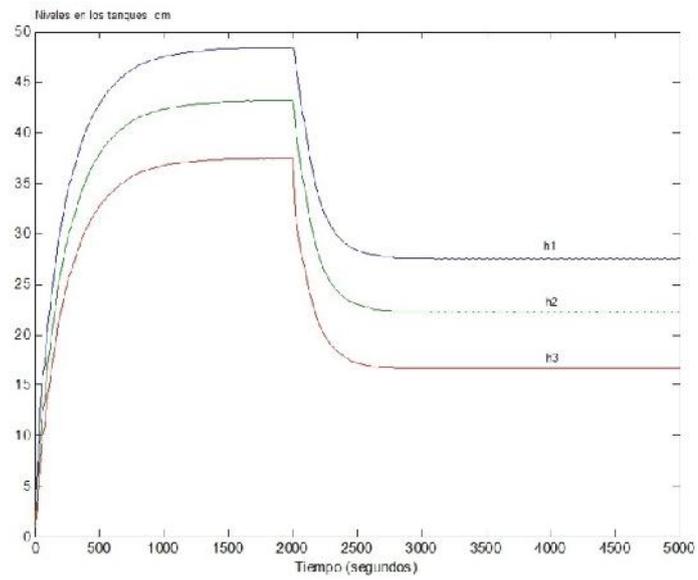


Figura 3.8. Comportamiento de los niveles ante perturbaciones en la entrada y la salida.

CAPÍTULO 4

4 DISEÑO DE CONTROLADORES CLÁSICO Y ADAPTATIVO NEURONAL PARA EL CONTROL DE NIVEL EN TRES TANQUES INTERCONECTADOS.

4.1 Diseño del controlador clásico PID para el control de nivel de tres tanques interconectados.

En este capítulo se discute primero el diseño de un controlador PID para el control del nivel en un tanque de los tres interconectados empleando el modelo matemático-empírico. Se determinan sus ventajas y desventajas. Después se desarrolla el control para un sistema de Dos Entradas y Dos Salidas, conocido por sus siglas en inglés como TITO, de tres tanques interconectados con controladores PID para el modelo matemático-empírico. A continuación se desarrollan los controladores neuronales para el sistema de TITO y finalmente se realiza la comparación de los controladores diseñados.

Como es conocido, cualquier propuesta de controlador, diferente a los controladores clásicos PID, debe ser ante todo comparada con el funcionamiento de este controlador bien ajustado. Por esta razón, a continuación se desarrolla el controlador clásico PID para el proceso actual de control de nivel en un tanque.

Considerando que el modelo matemático-empírico propuesto en esta Tesis de tres tanques interconectados es no lineal, los valores de las ganancias proporcionales, integrales y derivativos obtenidos aplicando las técnicas de ajuste de controladores clásicos lineales solo se tomarán como referencia inicial con un ajuste posterior de las ganancias del controlador. Estos valores iniciales se encuentran en [2].

Para la simulación siguiente se emplea el diagrama Simulink mostrado en el Anexo 1, el mismo que es un desarrollo ulterior del diagrama mostrado en la Figura 4.1.

Ajuste del controlador PID por prueba y error mediante simulación.

Se realiza la simulación considerando que se desea controlar el nivel del tanque 3. Para esto se aplica una señal de referencia de 12 cm. Se considera un controlador proporcional, con ganancia proporcional igual a 1. En las Figuras 4.1 y 4.2 se muestran los valores de flujo de entrada y salida y el nivel de agua en el tercer tanque de la instalación, respectivamente.

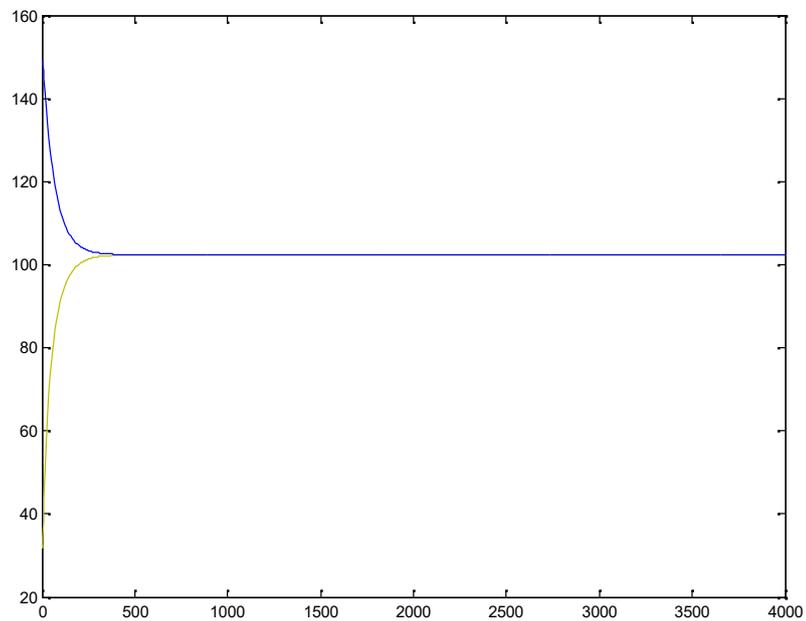


Figura 4.1 Variación del flujo de entrada y salida para controlar el nivel en el tercer tanque

Se observa que, a pesar de que el flujo de salida es igual al flujo de entrada, existe un error de 2.168 cm en el nivel del tercer tanque.

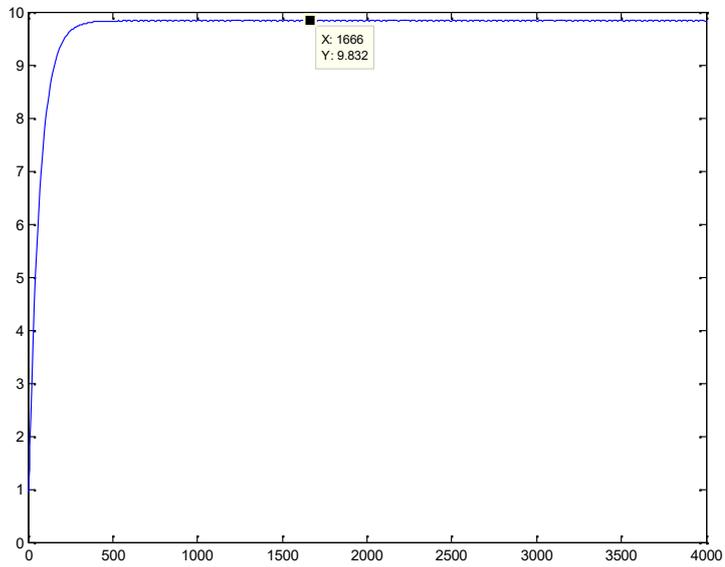


Figura 4.2 Nivel en el tercer tanque de la instalación de laboratorio.

Para solucionar este error, se diseña un controlador PI. En la Figura 3.3 se muestra el proceso transitorio y de establecimiento de los flujos de entrada (Q_{in}) y de salida (Q_{out})

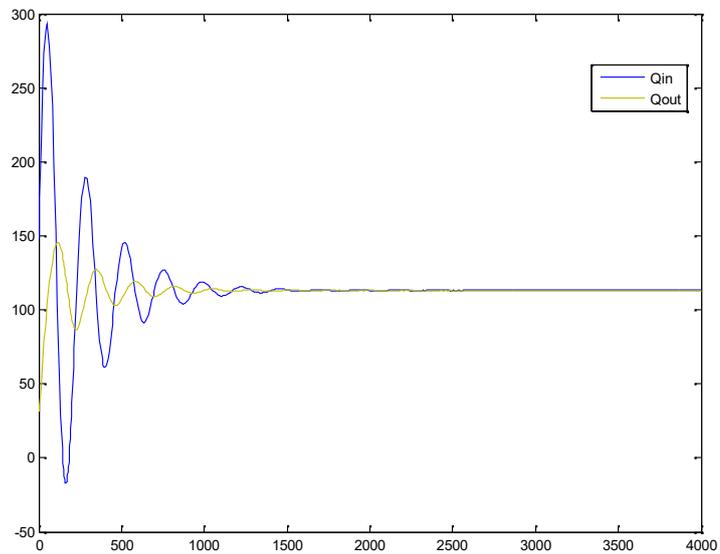


Figura 4.3 Proceso transitorio de los flujos de entrada Q_{in} y de salida Q_{out}

Obsérvese ahora, en la Figura 4.4, que con un controlador PI, se elimina el error de establecimiento en el nivel del tanque 3.

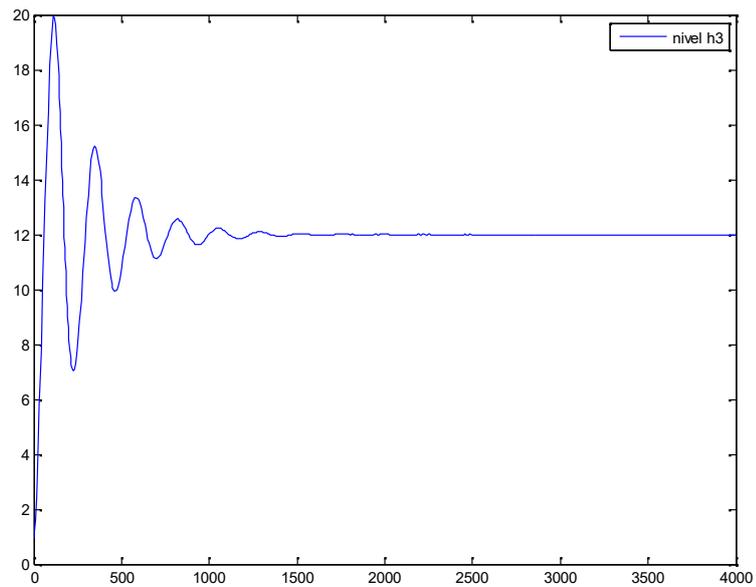


Figura 4.4 Proceso transitorio del nivel en el tercer tanque.

Sin embargo, en el sistema se observan un número excesivo de oscilaciones en las variables de interés, por lo que se intenta disminuir las oscilaciones con un controlador PID. En la Figura 4.5 se muestra el controlador PID que se propone para ello.

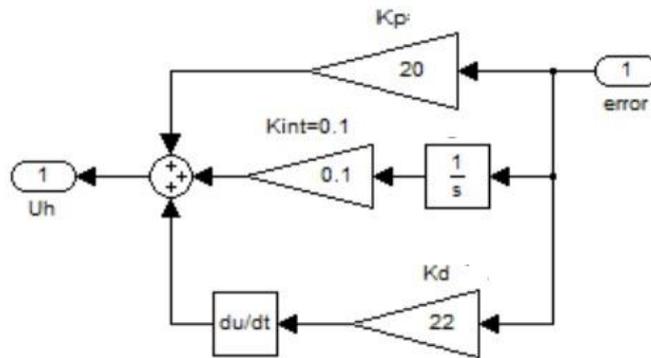


Figura 4.5 Controlador inicial PID

El resultado de emplear este controlador con $k_p=20$, $k_i=0.1$ y $k_d=22$ y un nuevo punto de operación, $H_{ref}= 29$ cm, se muestra en la Figura 4.6.

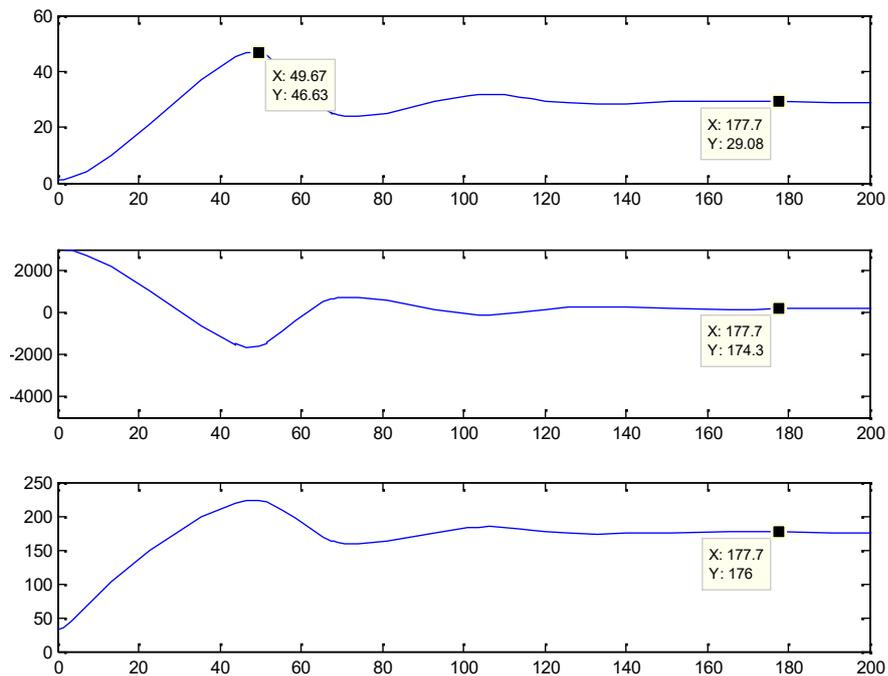


Figura 4.6 Respuesta del nivel en el tercer tanque y los flujos de entrada y de salida con el controlador inicial PID y un punto de operación mayor

Es evidente que el número de oscilaciones ha disminuido pero los valores del flujo de entrada Q_{in} , son irrealizables en la bomba de la instalación. De igual manera, los niveles que alcanza el líquido en los tanques 1 y 2 durante el estado transitorio no son admisibles. Esto se muestra en la Figura 4.7.

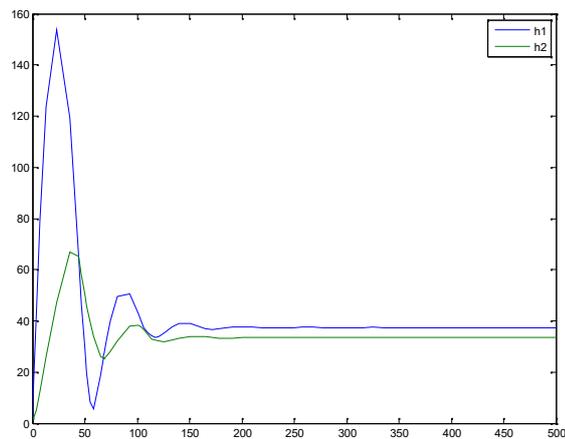


Figura 4.7 Respuesta de los niveles h1 y h2 con el controlador inicial PID

Una nueva variante de controlador PID se propone a continuación. La misma se debe considerar que el componente derivativo del controlador PID influye considerablemente en la señal de control al inicio del llenado de los tanques, dado el salto que ocurre en la señal de error. Para aliviar este salto brusco, amplificado por el diferenciador, se implementa un controlador derivativo filtrado. Este controlador se muestra en la Figura 4.8.

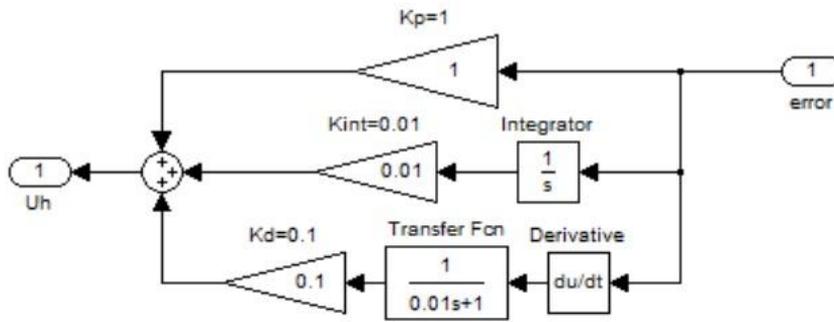


Figura 4.8 Controlador PI más D con filtro suavizador del salto inicial

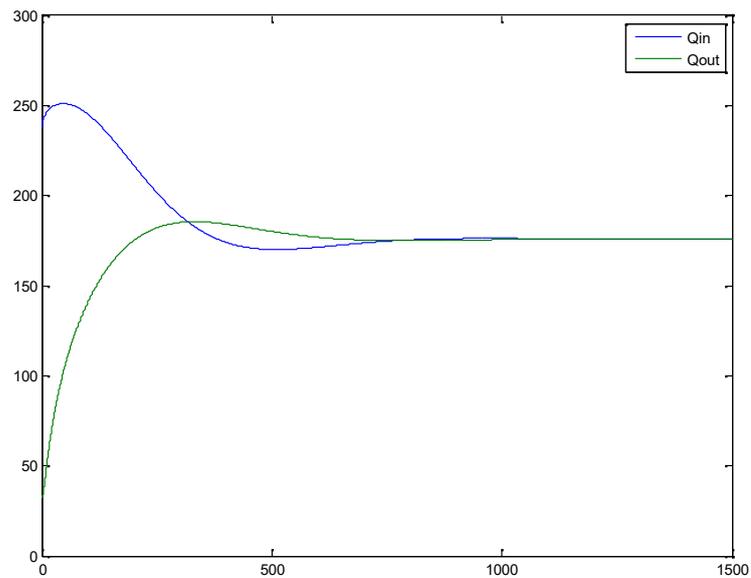


Figura 4.9 Comportamiento de los flujos de entrada y salida con la nueva estructura de PI más D con filtro suavizador

En la Figura 4.9 se muestra el comportamiento de los flujos de entrada y salida que garantizan el establecimiento del nivel en los tres tanques, sin desbordes durante el estado transitorio.

El resultado de la simulación de los niveles en los tres tanques con este controlador, suavizador del salto, se muestra en la Figura 4.10

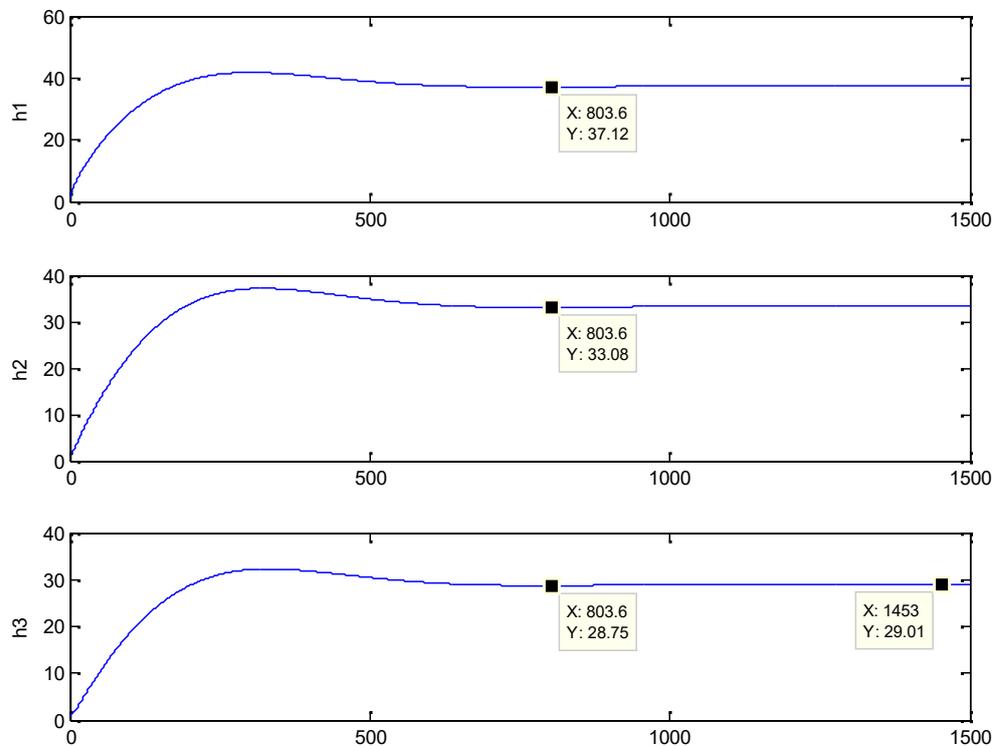


Figura 4.10 Comportamiento de los niveles en los tanques con controlador PI más D con filtro suavizador

En la Figura 4.11 se muestran los intervalos correspondientes al 3%, empleados para determinar el tiempo de establecimiento del nivel de agua en el tanque 3. Como se

observa, este tiempo es de 548 segundos aproximadamente, o sea el nivel requerido por la referencia en el tercer tanque se logra a los 9 minutos aproximadamente.

Supóngase ahora que se desea incrementar el nivel del líquido en el tercer tanque. En la industria, a este tanque se conecta la tubería de servicio, por lo cual la presión en la misma dependerá del nivel que alcance el líquido en este tanque. Supóngase un nivel requerido en el tanque 3 de 40 cm. Entonces, la referencia para el control será también de 40 cm. Los gráficos mostrados en la Figura 4.12 se corresponden con tal referencia.

Obsérvese que los niveles en los tanques 1 y 2 son prohibitivos, ya que superan el valor de 51 cm, altura máxima del líquido sin desborde o derrame del mismo.

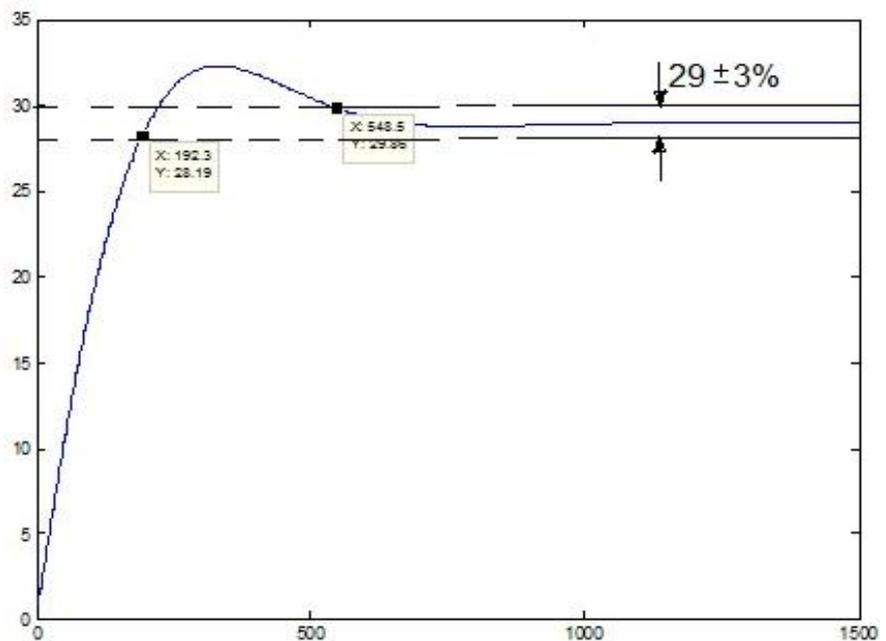


Figura 4.11. Procesos transitorio y de establecimiento del proceso de nivel en el tanque

Las instalaciones industriales de líquidos, en general, y en particular de agua se requieren para un gran número de actividades. Generalmente, estas actividades pueden involucrar el almacenamiento de agua, suficiente para enfrentar grandes picos de consumo sin afectar las plantas de tratamiento de agua por lo que las exigencias a estas se hacen más suaves y tales plantas se abaratan.

De lo expresado anteriormente se desprende que se busca una instalación en la cual los niveles de líquido en todos los tanques sean los mayores posibles. Estas exigencias requieren el diseño de controladores que sean capaces de trabajar con muy buenos desempeños, ante restricciones en los estados y cercanas a ellas, tales como niveles máximos sin que ocurra desborde del líquido acumulado y ante fuertes perturbaciones en el consumo.

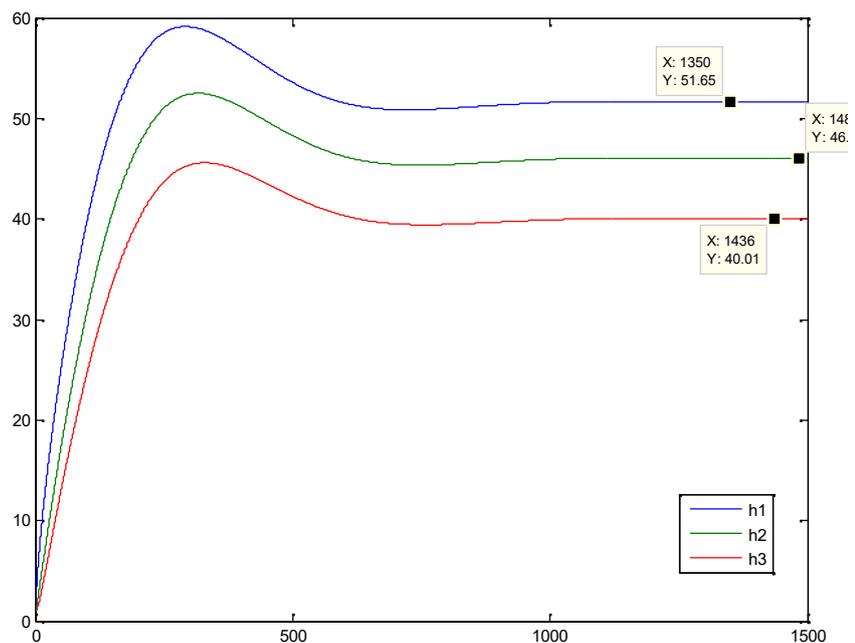


Figura 4.12 Niveles del líquido en los tres tanques de la instalación

Por otro lado, para lograr que el sistema analizado de tres tanques del Laboratorio sea un sistema MIMO será necesario agregar otros elementos de control. La forma más simple, en esta instalación, es agregando una válvula de control a la salida del tanque tres. Considerando la presencia de sensores de nivel en los tanques, se estará en el caso del llamado sistema TITO (Two Input Two Output), o sea dos variables de control (dos entradas) y dos medidas de niveles (dos salidas).

En lo adelante se maneja la idea de desarrollar un sistema de control compuesto por dos controladores PID, el primero para el control del nivel en el primer tanque de la instalación y el segundo manipulando el flujo de salida del tercer tanque, de manera tal que sobre el nivel del segundo tanque no se actúa directamente.

Como se observa de la Figura 3.5, la entrada de fluido al primer tanque conlleva al aumento del nivel en el mismo si no se altera la salida del fluido del tercer tanque. Por el contrario, la apertura de la válvula a la salida del tercer tanque (disminución de la resistencia al fluido) conlleva a la disminución del nivel en ese tanque, si se mantiene constante el flujo de entrada a la instalación.

Con el objetivo de realizar la transformación de los modelos desarrollados hasta el momento a modelos de sistemas MIMO se procede a caracterizar la instrumentación existente en la instalación, dimensionar la válvula de control y ajustar los parámetros del controlador mediante el método de prueba y error.

La relación de transmisión de los sensores es de 4-20 mA, el nivel máximo permisible sin desborde en los tanques es de 40 cm, así se tendrá que la ganancia en estado estacionario del sensor es:

$$G_s = \frac{20-4}{40-0} = \frac{16}{40} = 0.4 \left[\frac{mA}{cm} \right] \quad (4.1)$$

Se requiere entonces, realizar el dimensionamiento de la válvula de control. La “conciliación” de la característica correcta de la válvula para cualquier proceso requiere un análisis detallado de la dinámica en el proceso completo. Para tomar esta decisión se pueden usar, como ayuda, varias reglas prácticas que tienen su fundamento en la experiencia.

Brevemente, se puede decir de [7] que “las válvulas con característica de flujo lineal se usan comúnmente en circuitos de nivel de líquido, y en otros procesos en los que la caída de presión a través de la válvula es bastante constante.”

La característica de flujo lineal produce un flujo directamente proporcional al desplazamiento de la válvula, o posición de la válvula; con un 50% de desplazamiento, el flujo es el 50% del flujo máximo.

Para el flujo del líquido a través de una válvula es notorio que, el caudal q cambia con la posición de la válvula y que la caída de presión y la gravedad específica se mantengan constantes, el coeficiente Cv^1 también debe cambiar con la posición de la válvula; por lo tanto, se dice que el coeficiente Cv es una función de la posición de la válvula. La relación funcional entre Cv y la posición de la válvula, vp , para la válvula proporcional es la siguiente:

$$Cv = Cv(vp = 1)vp \quad (4.2)$$

A partir de estas relaciones se puede calcular el cambio en la tasa de flujo a través de la válvula, mientras se mantiene constante la caída de presión; es decir, ésta es la ganancia, la cual relaciona el flujo con la posición de la válvula.

¹ Cv – caudal en galones USA por minuto que pasa a través de la válvula en posición completamente abierta y con una pérdida de carga de una libra por pulgada cuadrada (psi). La equivalencia entre los coeficientes Kv y Cv para la válvula completamente abierta es $Kv=0.86*Cv$ (m³/h)

La posición de la válvula se toma como un coeficiente adimensional entre uno y cero, o sea, se calcula considerando la relación entre la posición actual y la posición máxima:

$$vp = \begin{cases} 0 & x = 0 \\ \frac{x}{x_{max}} & 0 < x < 1 \\ 1 & x = x_{max} \end{cases} \quad (4.3)$$

La ganancia de la válvula puede calcularse empleando la expresión

$$G_v = \frac{dvp}{dm} \frac{dC_v}{dvp} \frac{dq}{dC_v} \quad (4.4)$$

Estas derivadas relacionan la variación de la posición de la válvula (vp) con la salida del controlador m, ($\frac{dvp}{dm}$), la dependencia del coeficiente Cv de la posición de la válvula ($\frac{dC_v}{dvp}$) y la variación del flujo de salida de la válvula (q) con el coeficiente Cv ($\frac{dq}{dC_v}$).

La dependencia de la posición de la válvula de la señal de salida del controlador es simplemente la conversión de la salida del controlador (en mA) en desplazamiento del vástago de la válvula. Para lograr esa conversión se procede como sigue:

Se limita la corriente de salida del controlador a ± 20 mA,

Para que la válvula de control pueda trabajar en un entorno del 50% de apertura se transforma la magnitud de corriente de salida del controlador mediante la expresión:

$$transf = 12 + 0.4 * \bar{u} \quad (4.5)$$

Donde \bar{u} es el control en mA limitado a ± 20

Para obtener el desplazamiento del vástago por unidades se emplea la expresión:

$$vp = 0.0625 * (transf - 4) \quad (4.6)$$

La dependencia del coeficiente Cv de la posición de la válvula ($\frac{dC_v}{dvp}$) se puede calcular

considerando (3.1), de donde:

$$\frac{dC_v}{dvp} = \frac{d}{dvp} (Cv(1))vp = Cv(1) \quad (4.7)$$

La variación del flujo de salida de la válvula (q) con el coeficiente C_v ($\frac{dq}{dC_v}$), se puede calcular conociendo la expresión [27]

$$q = C_v \sqrt{\frac{\Delta P_v}{G_f}} \quad (4.8)$$

Donde

q = flujo de líquido en gpm U.S.

ΔP_v = caída de presión en psi en la sección de la válvula

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

Derivando respecto de C_v se tiene:

$$\frac{dq}{dC_v} = \sqrt{\frac{\Delta P_v}{G_f}} = \sqrt{\Delta P_v} \quad (4.9)$$

Finalmente la ganancia de la válvula puede ser encontrada empleando las expresiones (4.5), (4.6) y (4.8):

$$G_v = \frac{dvp}{dm} C_v(1) \sqrt{\Delta P_v} \quad (4.10)$$

Dimensionando la válvula de tal manera que se satisfagan los requerimientos de la instalación del laboratorio por flujo de salida y considerando el flujo máximo de las válvulas candidatas, se tiene que para una magnitud de corriente de salida del controlador igual a 20 mA, la relación $x/x_{max}=1$, en este caso la válvula debe proporcionar el flujo máximo, entonces:

$$Q_{max} = C_v(1) \sqrt{\Delta P_v} = 0.6 * \sqrt{\Delta P_v}$$

$$\text{Con } Q_{max}=252.36 \text{ cm}^3/\text{s}: \sqrt{\Delta P_v} = \frac{252.36}{0.6} = 420.6$$

Las transformaciones realizadas pueden comprenderse fácilmente en el dibujo presentado en la Figura 4.13

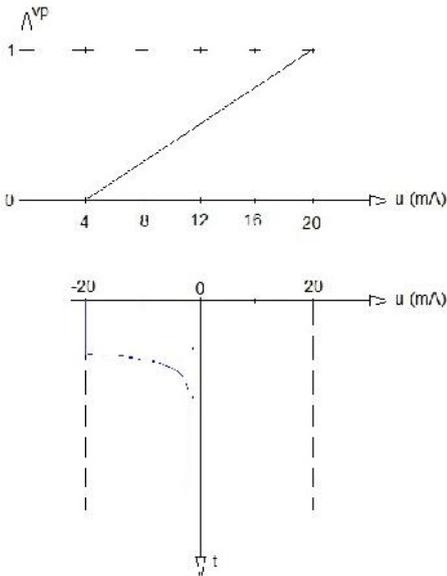


Figura 4.13 Funcionamiento requerido del conjunto controlador-válvula de control

Calculo de la RGA

Dado que se tiene ahora un sistema de dos entradas y tres salidas se requiere determinar el mejor apareamiento de variables manipuladas y variables a controlar. Para ello se determina la Matriz de Ganancias Relativas, en lo adelante MGR.

Para determinar la MGR se parte del sistema linealizado dado en [2]. Inicialmente se calcula la matriz de funciones transferenciales en estado estacionario:

$$A = [-0.094 \ 0.094 \ 0; \ 0.094 \ -0.1835 \ 0.0889; \ 0 \ 0.0889 \ -0.0889];$$

$$B = [0.004 \ 0; \ 0 \ 0; \ 0 \ 0.004];$$

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

$$D = [0 \ 0; \ 0 \ 0];$$

$$[\text{num1}, \text{den1}] = \text{ss2tf}(A, B, C, D, 1)$$

$$[\text{num2}, \text{den2}] = \text{ss2tf}(A, B, C, D, 2)$$

$$G(s) = \begin{bmatrix} \frac{0.004s+0.0011}{s^2+0.3664s+0.0252} & 0 \\ 0 & \frac{0.004s+0.0011}{s^2+0.3664s+0.0252} \end{bmatrix}$$
$$g = \lim_{s \rightarrow 0} G(s) = \begin{bmatrix} \frac{0.0011}{0.0252} & 0 \\ 0 & \frac{0.0011}{0.0252} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.0436 & 0 \\ 0 & 0.0436 \end{bmatrix}$$

Calculando la matriz Λ : $\Lambda = (\text{inv}(g))' .* g$, MATLAB responde

Ans =

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Esta respuesta se interpreta como que la variable nivel del primer tanque debe ser controlada con la entrada de control de flujo de la bomba de la instalación y que la variable nivel en el tercer tanque debe ser controlada por la variable de control que se introduce al instalar la nueva válvula proporcional de control, o sea: $u1 \rightarrow h1$ $u2 \rightarrow h3$

El ajuste de los valores de ganancias proporcionales, derivativas e integrales se llevó a efecto por prueba y error. Para ello se diseñó cada controlador de la manera mostrada en las Figuras 4.14, 4.15 y 4.16

Las transformaciones requeridas explicadas con anterioridad para el conjunto sensor-transmisor-controlador-válvula se muestran a manera de diagrama de bloques de Simulink en la Figura 3.15

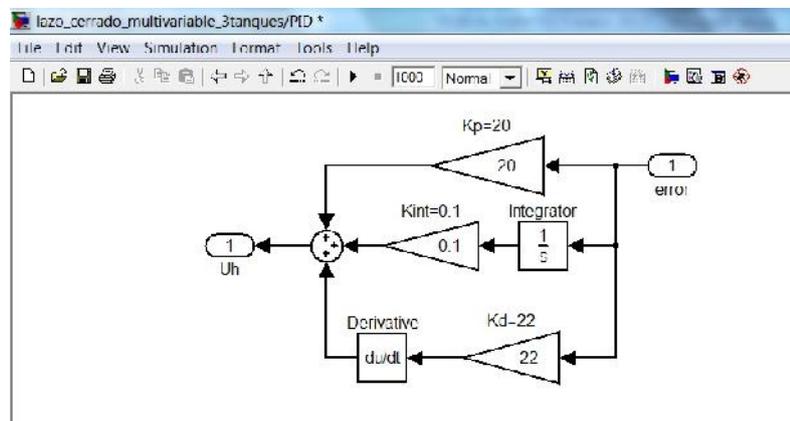


Figura 4.14 Composición del controlador PID para el nivel del primer tanque.

Como se observa de la Figura 4.16, el control en el caso del nivel en el tercer tanque es de acción contraria, o sea cuando la válvula de control se abre el nivel en el tanque disminuye y viceversa, si se cierra, el nivel en el tanque aumenta. Por esta razón el último bloque del controlador es una ganancia con valor -1.

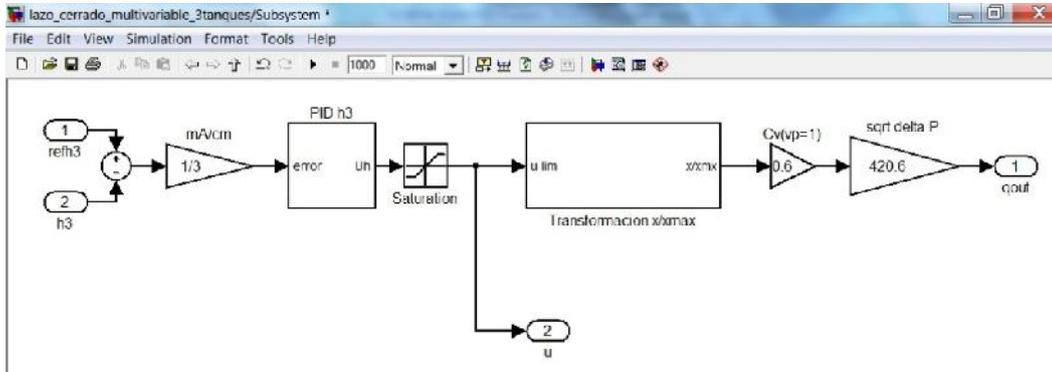


Figura 4.15 Diagrama en bloques de Simulink del sensor-transmisor-controlador-válvula

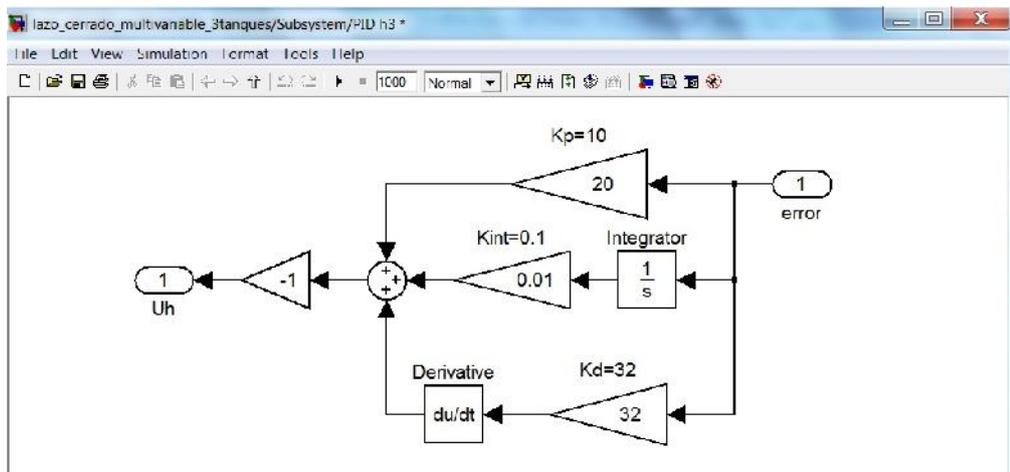


Figura 3.16 Controlador PID para el nivel del tercer tanque.

El modelo Simulink, completo, para simular el proceso de tres tanques interconectados como sistema no lineal multivariable se muestra en el Anexo 2.

Nuevamente el ajuste de los valores de las ganancias proporcional, integral y derivativa se efectuó en base a la experiencia. Estos ajustes se fundamentan en anotaciones

encontradas en [7], que se citan a continuación: “Probablemente del 80 al 90% de los controladores por realimentación son ajustados por los técnicos instrumentistas e ingenieros en control en base a su experiencia previa. Para el 10 a 20% de los casos cuando no hay una experiencia previa o para el personal sin experiencia previa existen varias técnicas organizativas que permiten obtener una “buena figura” cercana al ajuste óptimo”

Debe destacarse que en la instalación actual existe un variador de velocidad comunicable USS de pequeña potencia SINAMICS G110 de Siemens. Este variador de velocidad permite ajustar los valores de las ganancias K_p , K_d y K_i por programación.

El comportamiento obtenido luego del ajuste de ambos controladores se discute a continuación.

Los procesos transitorios y de establecimiento de los valores de los flujos de entrada y salida, de la señal de control y de los tres niveles en cada tanque se muestran en la Figura 4.17

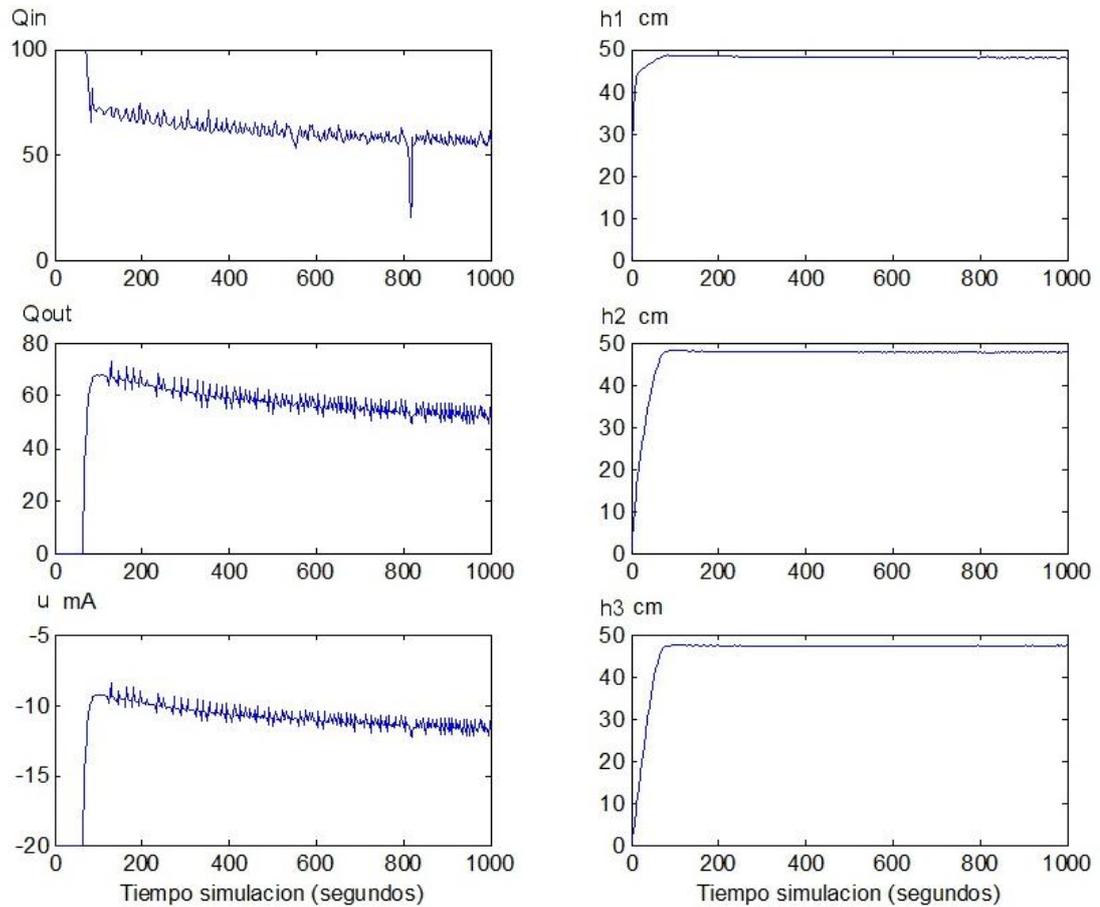


Figura 4.17. Comportamiento del control de nivel en los tres tanques.

La figura 4.17 es una matriz de gráficos. En la primera columna se tienen de arriba abajo el flujo de entrada al primer tanque, el flujo de salida del tercer tanque y la variable de control u . En la segunda columna de gráficos se tienen los niveles en los tres tanques, en centímetros. Como se observa, los tres niveles en los tanques han aumentado significativamente, lo que era uno de los objetivos planteados al transformar el sistema inicial de control del nivel en el tercer tanque dado en [2] en un sistema de múltiples entradas y múltiples salidas, en este caso en un sistema TITO.

Por otro lado, del análisis del gráfico del flujo de salida (Q_{out}) se observa que durante los primeros 63 segundos el flujo de salida es cero, lo cual se corresponde con la acción del controlador diseñado, el cual mantiene la válvula cerrada hasta que en el tercer tanque no exista un nivel significativo de líquido y a partir de este nivel comienza la actuación de la acción derivativa (acción de predicción), evitando el rebose del nivel de referencia.

Obsérvese que el supuesto: una válvula de control a la salida del sistema de tres tanques interconectados puede controlar el nivel del líquido en el último tanque y además controlar de manera indirecta el nivel en el segundo tanque, es factible. Por otro lado, los niveles de líquido en la instalación han aumentado considerablemente, requisito indispensable en las instalaciones industriales para afrontar picos de consumo de líquido y disminuir los costos de instalación de bombas.

En lo que respecta al flujo de salida de la instalación se analiza el mismo considerando los procesos mostrados en la Figura 4.18. Como se observa, cuando se exigen valores de referencia altos para el nivel del tercer tanque el flujo de salida disminuye.

Por el contrario, cuando se requieren valores de referencia cercanos a 40 cm de nivel en el tercer tanque los flujos de salida aumentan y se mantiene sobre $175 \text{ cm}^3/\text{s}$. Es significativo que para valores de referencia de nivel constantes en el tercer tanque el aumento de los valores de referencia en el primer tanque proporciona mayores flujos de salida.

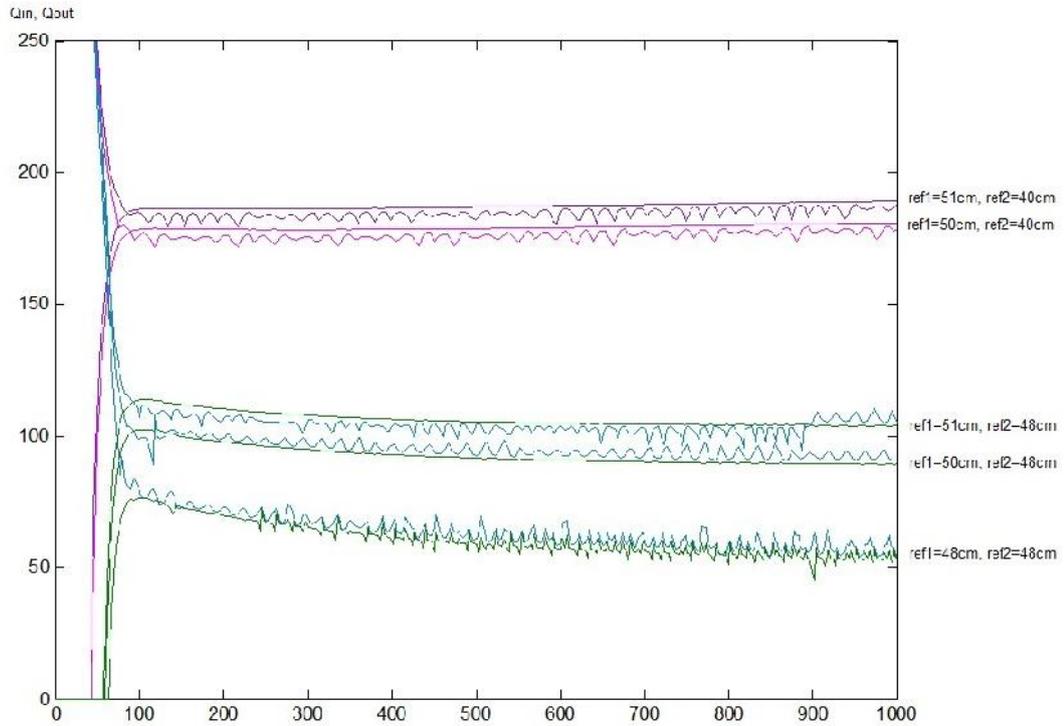


Figura 4.18 Dependencia de los flujos de salida y entrada de los valores de referencia de niveles cuando los lazos de control están cerrados.

4.2 Diseño del controlador de nivel PID adaptativo

Las ideas básicas bajo las cuales se desarrolla el controlador neuronal PID se describen a continuación mediante el programa del controlador neuronal y los diagramas de bloques de Simulink que lo implementan. En la Figura 4.19 se muestra el controlador neuronal, el cual se ajusta a las ideas ya mencionadas más arriba.

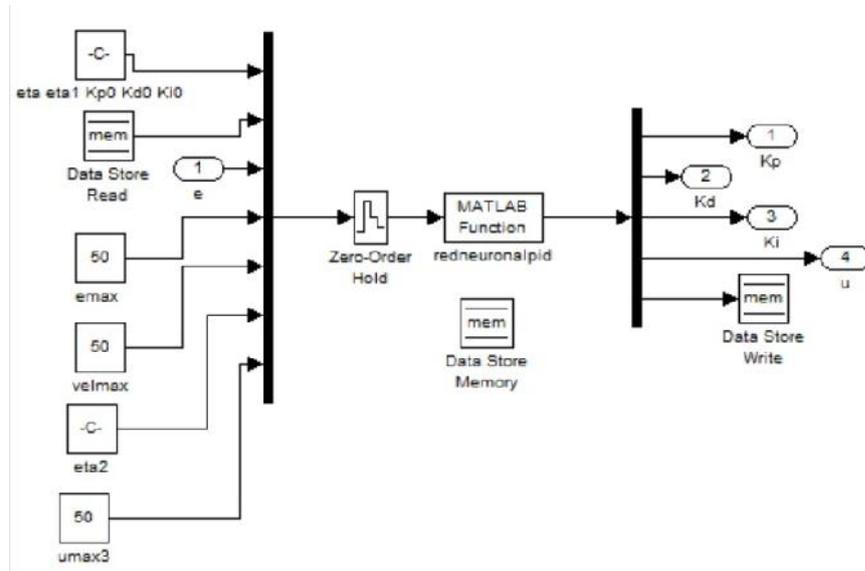


Figura 4.19. Controlador Neuronal PID

El diagrama en bloques de Simulink muestra, a su izquierda, varios bloques “Constant” de la biblioteca Source y un bloque denominado Data Store Read de la biblioteca de Simulink.

El núcleo central del controlador se encuentra en el bloque MATLAB Function denominado “redneuronalpid”, cuyo programa se explica a continuación.

A este bloque se aplica un vector F, a través del bloque Zero Order Hold necesario para que se mantengan constantes los valores de los elementos del vector F entre los instantes de control.

Los cinco primeros valores del vector F son los valores de los coeficientes gamma, gamma1, y las tres ganancias iniciales del controlador PID. Los once valores que siguen en el vector F se encuentran en el bloque Data Store Memory y se leen mediante el bloque Data Store Read según instrucciones en el programa.

Estos valores son los pesos que serán actualizados o adaptados en cada periodo de control, tales como " v , w_{11} , w_{12} , v_1 , w_{21} , w_{22} , v_3 , w_{31} , w_{32} " y las variables auxiliares del error pasado " $epas$ " y del error suma " $esum$ ".

Siguen las entradas constantes que fijan los valores máximos del error, de la velocidad (para normar los valores de entrada a la red) y del control y el valor γ_3 para la actualización de los pesos de la red neuronal de cálculo de la ganancia del integrador discreto K_{in} . Para formar el vector F estas señales se multiplexan. La salida del controlador neuronal se aplica al bloque de-multiplexor.

Entre ellas se encuentran los valores de las ganancias del controlador, la señal de control y los valores a guardar en la memoria para ser empleados en el próximo periodo de control como "valores pasados". El programa mencionado no es más que una "function" de MATLAB, la cual se explica por bloques en lo que sigue.

Para que el diagrama Simulink pueda llamar a esta función, en el campo del bloque "MATLAB Function" se escribe el nombre de la función programada.

La primera línea de instrucción es la declaración de función. En la Figura 4.20 se observa que la misma tiene un argumento F y retorna la salida B .

El primer bloque de la función se compone de 22 instrucciones de asignación de valores, sin embargo, desde la instrucción 7 hasta la 17 se realiza, implícitamente, la primera lectura de memoria.

El segundo bloque de instrucciones se dedica a la red neuronal. Como resultado de su ejecución se obtiene la salida de la red, o sea, los valores que deben ser incrementados o decrementados de los valores iniciales K_{p0} , K_{d0} y K_{i0} . Este bloque se muestra en la Figura 4.21.

```

function[B]=redneuronalpid(F)
A=F';
eta=A(1);
eta1=A(2);
Kp0=A(3);
Kd0=A(4);
Ki0=A(5);
epas=A(6); %mem(1)
w11=A(7); %mem(2)
w12=A(8); %mem(3)
v=A(9); %mem(4)
w21=A(10); %mem(5)
w22=A(11); %mem(6)
v1=A(12); %mem(7)
w31=A(13); %mem(8)
w32=A(14); %mem(9)
v3=A(15); %mem(10)
esum=A(16); %mem(11)
e=A(17); %error actual
emax=A(18);
velmax=A(19);
eta2=A(20);
umax=A(21);

```

Figura 4.20 Primer bloque de instrucciones de la función *redneuronalpid*

El tercer bloque de instrucciones se dedica a la actualización sistemática de los pesos de las tres redes neuronales. De esta manera se efectúa el entrenamiento de las redes en tiempo de simulación y en tiempo real cuando el controlador sea implementado en el control del proceso.

Obsérvese en la Figura 4.21 que los valores calculados o actuales incluyen los valores leídos de la memoria y por tanto los valores pasados, o sea, los valores del instante anterior de control, por ejemplo $v(k-1)$, $w11(k-1)$, etc., siendo k el instante de tiempo kT , donde se ha omitido el periodo de control T por simplicidad de la notación.

```

%se calcula la salida de la red neuronal
enorm=e/emax;
vel=e-epas;
velnorm=vel/velmax;
S=enorm*w11+velnorm*w12;
S1=enorm*w21+velnorm*w22;
S2=enorm*w31+velnorm*w32;
h=1/(1+exp(-S));
h1=1/(1+exp(-S1));
h2=1/(1+exp(-S2));
Kpn=h*v;
Kdn=h1*v1;
Kin=h2*v3;

```

Figura 4.21. Segundo bloque de instrucciones de la función de MATLAB red neuronalpid.

De esta forma, el entrenamiento en tiempo real se convierte en autoajuste en tiempo real de los pesos de la red neuronal, lo cual permite la adecuación de la propia red ante variaciones de la carga (consumo de agua) o variaciones de los parámetros de la red hidráulica (cambio en la posición de los émbolos de las válvulas manuales de forma casual o no).

```

%actualización de los pesos de la red
ecuaad=enorm*enorm;
v=v+0.5*eta*ecuaad*h;
w11=w11+0.5*eta*ecuaad*v*h*(1-h)*enorm;
w12=w12+0.5*eta*ecuaad*v*h*(1-h)*velnorm;
v1=v1+0.5*eta1*enorm*velnorm*h1;
w21=w21+0.5*eta1*enorm*velnorm*v1*h1*(1-h1)*enorm;
w22=w22+0.5*eta1*enorm*velnorm*v1*h1*(1-h1)*velnorm;
v3=v3+0.5*eta2*enorm*esum*h2;
w31=w31+0.5*eta2*enorm*esum*v3*h2*(1-h2)*enorm;
w32=w32+0.5*eta2*enorm*esum*v3*h2*(1-h2)*velnorm;

```

Figura 4.22 Tercer bloque de instrucciones denominado “actualización de los pesos de la red”

En el programa se tiene un cuarto bloque, mostrado en la Figura 3.24, dedicado a la asignación de valores a las variables que serán escritas en las localizaciones de la memoria del bloque Data Store Memory.

Debe notarse que estas instrucciones no son aun las instrucciones de escritura en dicha memoria. Solo son asignaciones a las variables mem (i), con $i=1,2, \dots, 11$.

```
%comienza el bloque de asignación valores para memoria
mem(1)=e;
mem(2)=w11;
mem(3)=w12;
mem(4)=v;
mem(5)=w21;
mem(6)=w22;
mem(7)=v1;
mem(8)=w31;
mem(9)=w32;
mem(10)=v3;
sum=esum+e;
mem(11)=sum;
%termina bloque asignación valores para memoria
```

Figura 4.23 Cuarto bloque de instrucciones: “bloque de asignación de valores”

El quinto y último bloque de la función de MATLAB se dedica a calcular los parámetros del controlador PID. Este bloque, además, es el bloque de instrucciones finales, por lo que los resultados deben ser asignados al vector de salida de la función B.

Como es conocido, los controladores que contienen una parte integral son propensos al “wind-up”. Para evitar que ocurra este efecto dañino y se pierda el control (se “abra” el lazo de regulación) mientras los valores del término “control integral” superen los valores del dimensionamiento de válvulas y accionamientos motorizados, en el programa se introduce la limitación de los valores del término integral, incluyéndose esto mediante las instrucciones de control del flujo del programa “if, elseif, end”

Lo antes expuesto se puede observar en la Figura 3.25, en la cual se detallan tales instrucciones.

```
%se calculan los parámetros del PID
Kp=Kpn+Kp0;
Kd=Kdn+Kd0;
Ki=Kin+Ki0;
%se calculan los controles proporcional, derivativo e integral
up=Kp*e;
ud=Kd*vel;
ui=Ki*esum;
%limitador del valor integral
if ui>umax
    ui=umax;
elseif ui<-umax
    ui=-umax;
end
u=up+ud+ui;
%salida de la function de MATLAB con escritura en memoria
B=[Kp Kd Ki u mem];
```

Figura 4.24 Quinto bloque de instrucciones: “cálculo de los parámetros del PID”

Como se señala en la Figura 4.24, el vector B contiene cinco elementos, a saber, los tres valores de ganancias: proporcional, derivativa e integral; el control y la instrucción de escritura en memoria de los valores mem (i) ya mencionados.

4.2.2 Simulación del comportamiento del control de nivel

Para la simulación del comportamiento del sistema de tres tanques interconectados se emplea el modelo Simulink mostrado en la Figura 4.25.

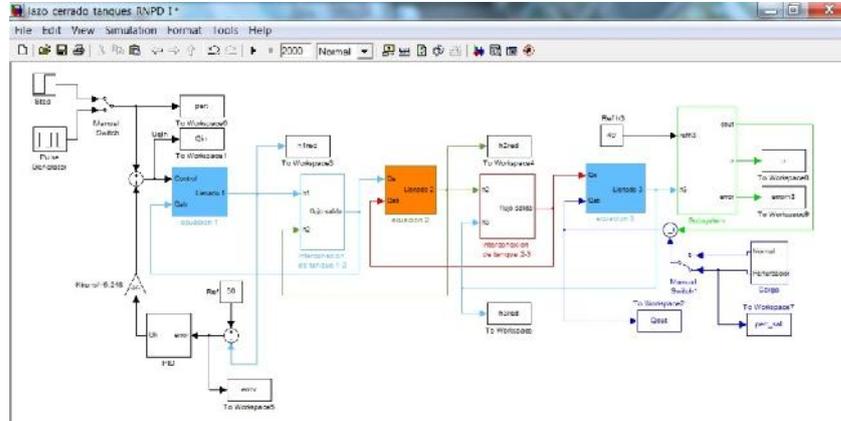


Figura 4.25 Diagrama en bloques de Simulink para simular controladores neuronales aplicados al sistema multivariable de 3 tanques interconectados.

En el bloque Subsystem de la Figura 4.25 se encuentran configuradas las tres redes neuronales que ajustan los valores de los parámetros k_p , k_i y k_d del controlador diseñado para el control del nivel en el tercer tanque. En la Figura 4.26 se muestran los bloques que simulan al controlador neuronal.

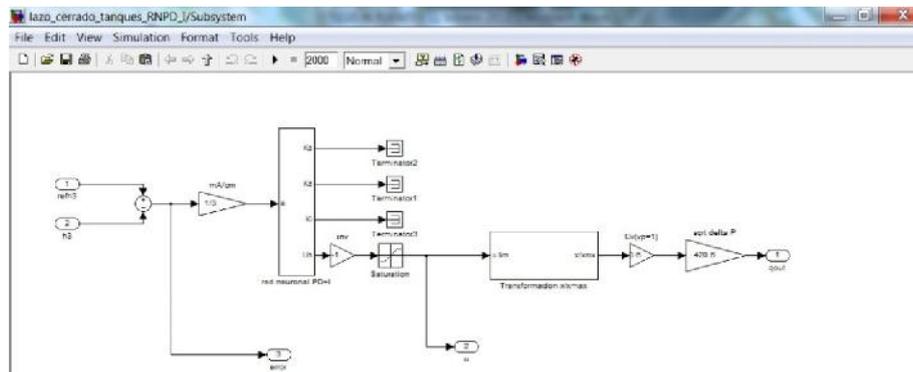


Figura 4.26 Diagrama en bloques del controlador neuronal PID y válvula de control. El comportamiento del sistema de tres tanques con la salida del controlador neuronal aplicada a la válvula de control se muestra en la Figura 4.27.

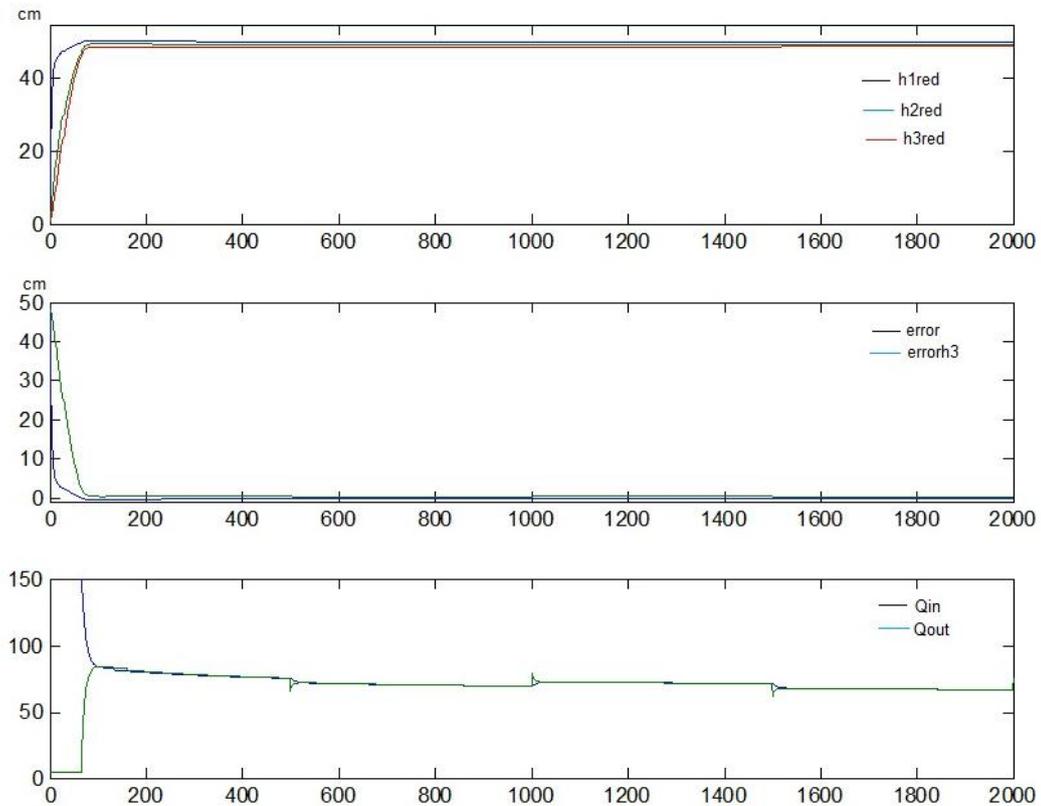


Figura 4.27. Comportamiento del sistema de tres tanques con la salida del controlador neuronal aplicada a la válvula de control

En el primer gráfico se muestran los niveles alcanzados en cada tanque de la instalación. Se observa que esos niveles se alcanzan prácticamente sin oscilaciones y que los mismos son de gran valor.

En el segundo gráfico se muestran los errores que se cometen en cada lazo de control; el diseñado en [2] y el diseñado en esta tesis.

En el tercer gráfico se muestran los caudales de entrada y de salida de la instalación.

CAPÍTULO 5

5 DISEÑO DE PRUEBAS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS IN SÍLICO

5.1 Diseño de las pruebas

El controlador neuronal tipo PID ha quedado diseñado y ajustado por simulación, empleando para ello el modelo no lineal desarrollado en el sistema de ecuaciones no lineales (2.9), (2.10) y (2.11), considerando los valores de los coeficientes dados por (2.12) hasta (2.17) determinados de manera experimental.

Se propone en este numeral la realización de diferentes pruebas, las mismas que deben verificar las bondades del controlador neuronal diseñado.

Pruebas:

1. Establecer diferentes valores de las referencias de nivel para los tanques primero y tercero, según Tabla1 y medir, por los datos de los niveles y caudal, los tiempos de crecimiento, establecimiento, etc. y el caudal de salida para cada par de referencia de nivel.

Tabla 1

Datos de pruebas	
Referencia nivel h1	Referencia nivel h3
37 cm	29 cm
45 cm	29 cm
45 cm	40 cm

2. Variar las posiciones de las válvulas manuales entre los tanques 1,2 y 2,3 estando el sistema en estado estacionario y verificar el comportamiento del rechazo a las perturbaciones en los niveles de interés (h1 y h3)

5.2 Análisis del desempeño del sistema con el controlador clásico PID.

Se comienza por exponer los resultados de las simulaciones con el sistema actual, en el cual se tiene la variable controlada nivel en el tanque tres, h_3 , o sea en el tercer tanque, manipulando la variable flujo de entrada Q_{in} variando la velocidad de la bomba con el variador de frecuencia. Las figuras que siguen muestran los resultados de tales simulaciones.

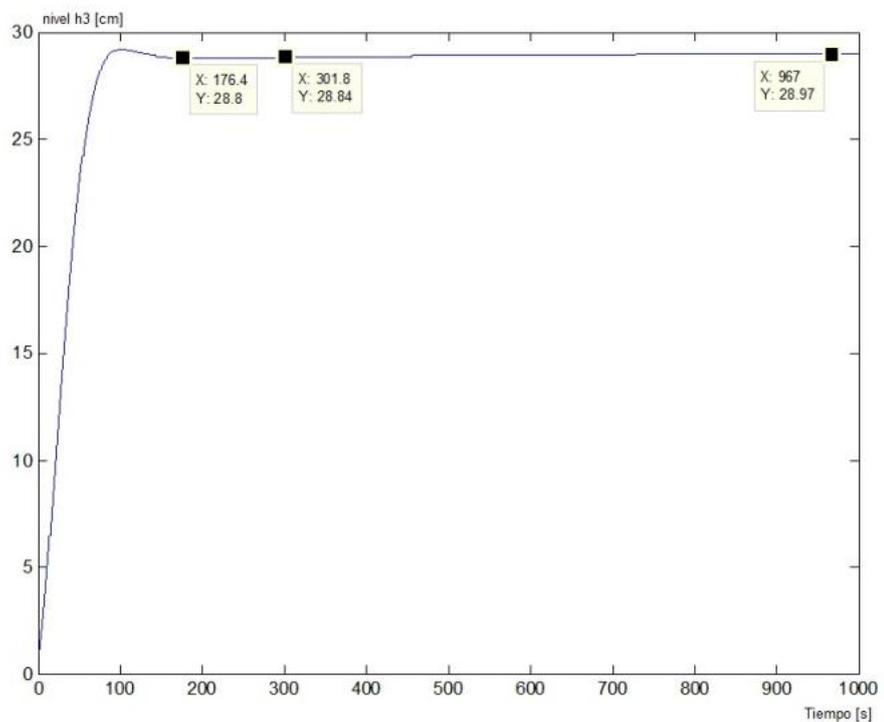


Figura 5.1 Respuesta del nivel del tercer tanque para un paso escalón y referencia de 29 cm en el sistema actual.

Las cifras de mérito de esta respuesta, de mayor interés, son el tiempo de crecimiento, el tiempo de establecimiento y el porcentaje de sobre paso. Las definiciones del tiempo de crecimiento se encuentran en diferentes monografías, por ejemplo en [5] se dice que es el tiempo que demora la respuesta en alcanzar el 63% de su valor final o el tiempo

que le toma a la respuesta subir de 10% a 90% de su valor final. Este tiempo y el tiempo para llegar al valor pico miden la velocidad de respuesta del sistema.

Por otro lado el tiempo de establecimiento se define en función de una banda (± 3 o ± 5 %) entorno al valor final y el porcentaje de sobre paso, PO, según la misma fuente [5]:

$$PO = \frac{h_{max} - \lim_{t \rightarrow \infty} h(t)}{\lim_{t \rightarrow \infty} h(t)}$$

Las mediciones de estas magnitudes en la respuesta mostrada en la Figura 5.1 proporcionan los valores de 53.5 s para el tiempo de crecimiento y de 99 s el tiempo para llegar al valor pico. Estos valores indican que la velocidad de respuesta del sistema de tres tanques interconectados no lineal es buena.

De igual manera se obtiene que el tiempo de establecimiento para el (3-5) % del valor final es 74.8 s y 75 s respectivamente. Por otro lado, el valor del porcentaje de sobre paso medido es de 0.58%, indicando que el sistema tiene buena estabilidad.

En la Figura 5.2 se muestran los valores de la respuesta transitoria y de establecimiento para los niveles h1 y h2.

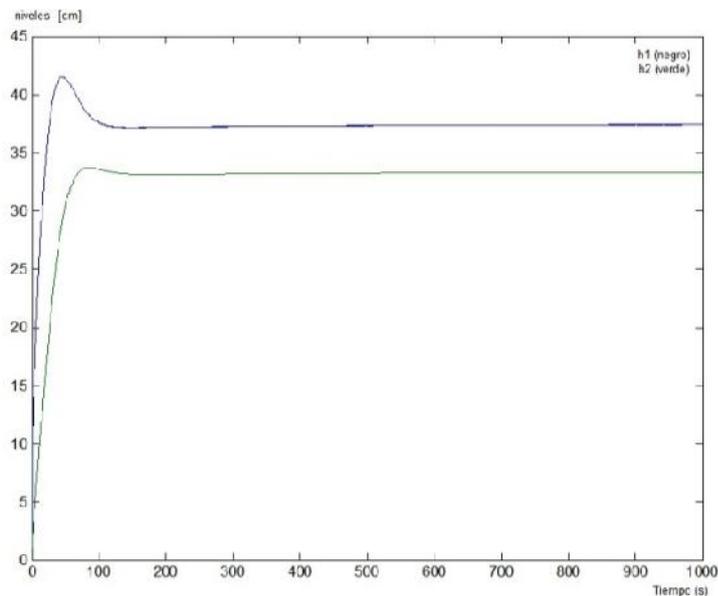


Figura 5.2. Respuesta transitoria y de establecimiento para los niveles h1 y h2.

Como se observa, en la simulación con el modelo no lineal, se presentan picos que pueden no ser satisfactorios en la respuesta del nivel del primer tanque si se deseara un nivel mayor de agua en el tercer tanque de la instalación. Por último el valor de establecimiento del flujo de salida de la instalación se muestra en la Figura 5.3.

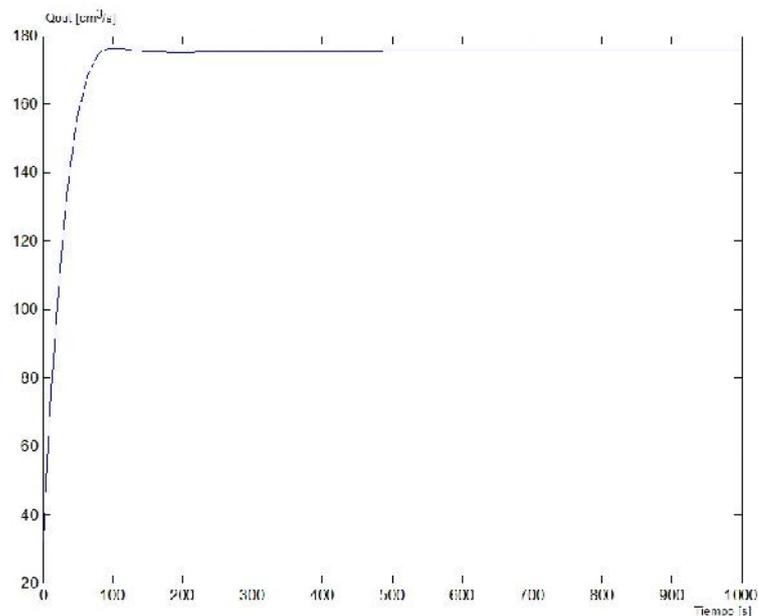


Figura 5.3. Establecimiento del flujo de salida de la instalación.

5.3 Análisis del desempeño del sistema con el controlador PID Adaptativo.

Las simulaciones con el modelo Simulink con válvula de control a la salida del tercer tanque y el controlador neuronal diseñado (de tres redes neuronales) considerando igual nivel en los tanques primero y tercero (37 cm y 29 cm respectivamente) se muestran en la Figura 5.4. Para ello se fijan los valores de referencia en 37 cm y 29 cm respectivamente a las entradas de los respectivos controladores.

Estos resultados indican que la velocidad de respuesta del sistema de tres tanques interconectados no lineal con controlador neuronal es mejor que la del sistema actual.

De igual manera se obtuvo el tiempo de establecimiento para el (3-5) % del valor final, aproximadamente de 64 s. Por otro lado, el valor del porcentaje de sobre paso medido es muy inferior al 0.58%, indicando que el sistema tiene mejor estabilidad que con el controlador PID convencional.

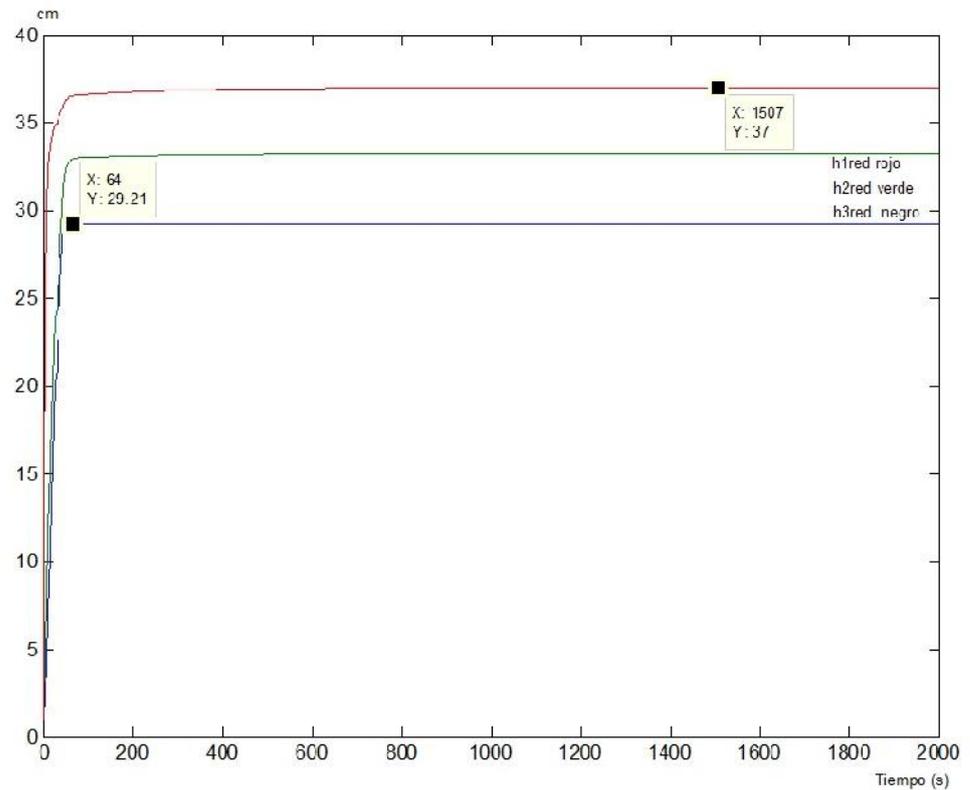


Figura 5.4. Respuesta temporal del sistema de tres tanques interconectados con controlador neuronal.

Por último el valor de establecimiento del flujo de salida de la instalación se muestra en la Figura 5.5.

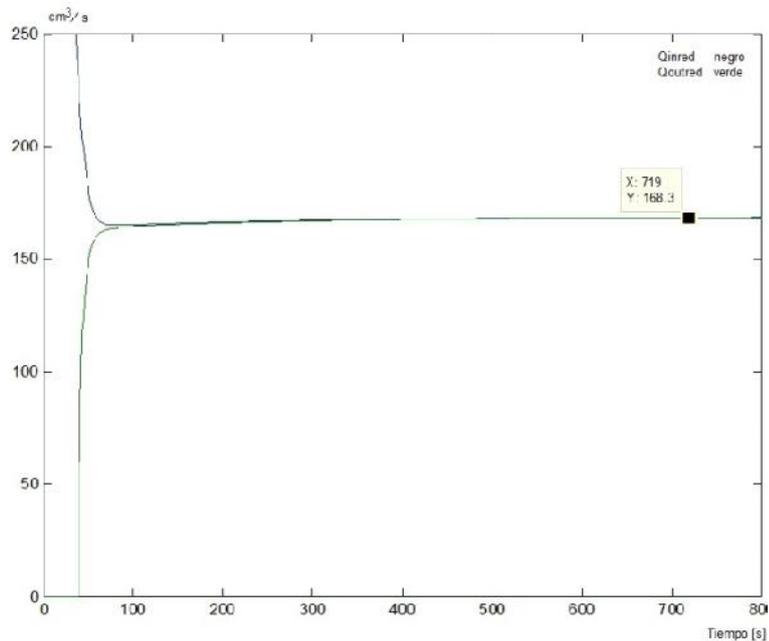


Figura 5.5 Valor de establecimiento de los flujos Q_{inred} y Q_{outred} .

Se observa que los valores de establecimiento de los flujos de entrada (Q_{inred}) y salida (Q_{outred}) son menores que los valores de establecimiento mostrados en la Figura 5.3. Esto se debe a que:

- En el control actual (control de nivel h_3 variando el flujo de entrada) a la salida del tercer tanque se tiene una válvula manual que se encuentra en una posición correspondiente al 50% de cierre [2] y por esto, para mantener el nivel se requiere de mayor cantidad de flujo de entrada.
- En el control neuronal propuesto se tiene una válvula de control cuya posición es regulable según el error entre la referencia y el valor real de nivel en el tercer tanque, así, para alcanzar ciertos valores de nivel en el tercer tanque solo bastará con cerrar un porcentaje mayor la válvula de control sin necesidad de aumentar el valor del flujo de entrada al primer tanque.

Otros valores de los flujos pueden ser obtenidos manteniendo la referencia de 29 cm en el tercer tanque y aumentando la referencia en el primer tanque. Esto puede confirmarse con la respuesta temporal mostrada en la Figura 5.6 la cual fue obtenida con una referencia de nivel en el tercer tanque de 29 cm (igual a la anterior) pero con un valor mayor de referencia para el nivel del primer tanque, igual a 45 cm. El flujo establecido es entonces de 237.2 cm³/s.

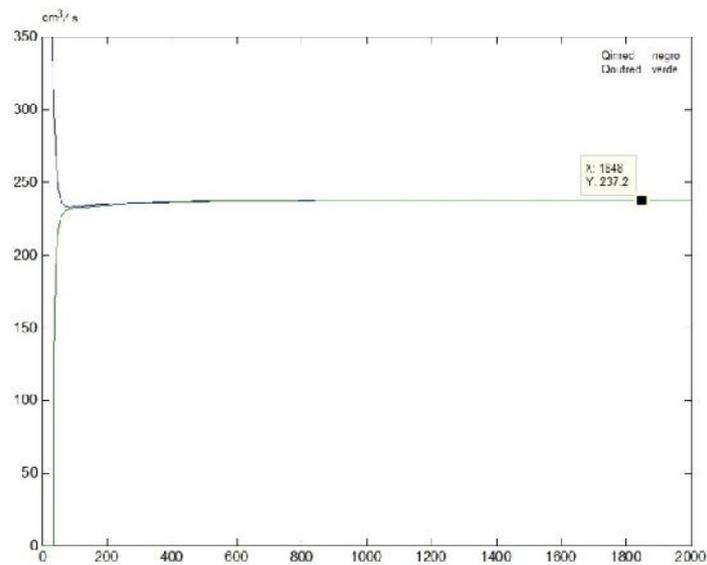


Figura 5.6 Valor de establecimiento de los flujos cuando refh1=45 cm

Una nueva simulación se llevó a cabo, pero con los valores de referencia de 45 cm y 40 cm para los niveles en los tanques primero y tercero, respectivamente.

Los resultados se muestran en la Figura 5.7.

En esta simulación los resultados de los flujos de salida y entrada se muestran en la Figura 5.8

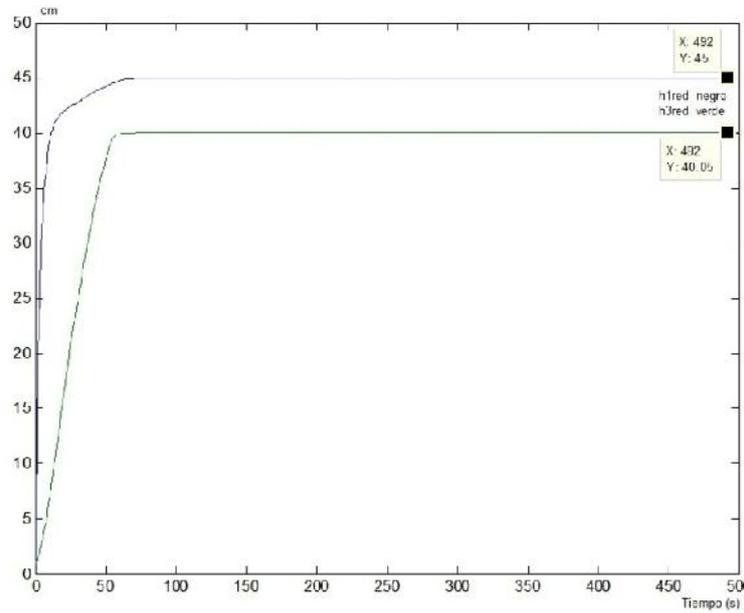


Figura 5.7 Valor establecimiento de los niveles con referencias de 45 y 40 cm para el primer y tercer tanque respectivamente.

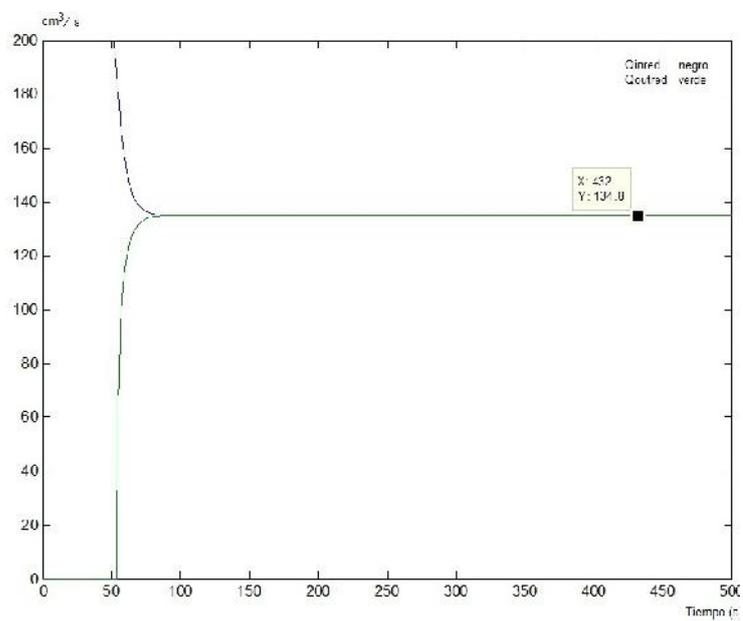


Figura 5.8 Valor establecimiento de los flujos con referencias de 45 y 40 cm para el primer y tercer tanque respectivamente.

5.4 Desempeño del sistema ante cambios en la referencia de nivel

Para determinar el comportamiento del sistema controlado con el adaptativo empleando redes neuronales se emplea la parte del diagrama Simulink mostrado en la figura 5.9 que introduce una perturbación periódica en el flujo de entrada al primer tanque.

En la figura 5.10 se muestra la respuesta del nivel h_1 a dicha perturbación. Como se observa el rechazo a estos cambios sucesivos de la referencia, provocados por una perturbación añadida a la referencia del nivel son fuertemente rechazados por la acción de control. El rechazo es tal que, para tal perturbación de 91 unidades de flujo, el nivel solo aumenta de 36.94 a 37.13 cm, o sea una variación de 0.69 cm.

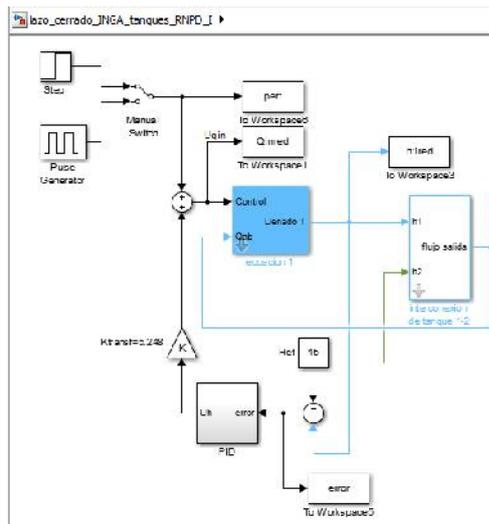


Figura 5.9 Simulador de perturbaciones en la referencia del primer tanque.

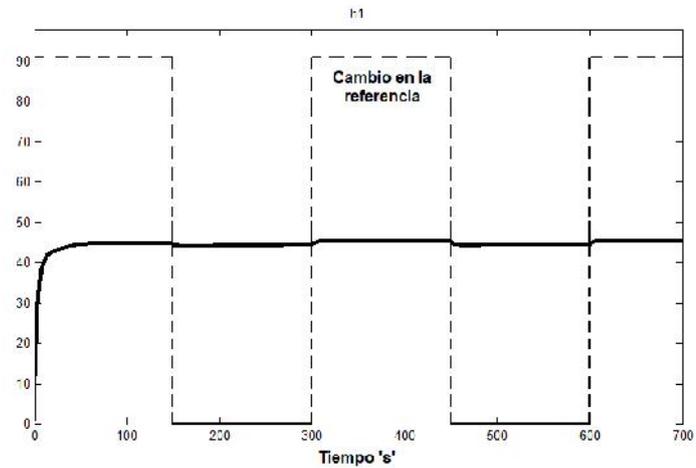


Figura 5.10 Respuesta del sistema de control adaptativo para el nivel h1 ante cambios en la referencia de nivel h1

En la figura 5.11 se muestra la respuesta del sistema de control adaptativo para el nivel h3 ante cambios en la referencia del nivel del primer tanque.

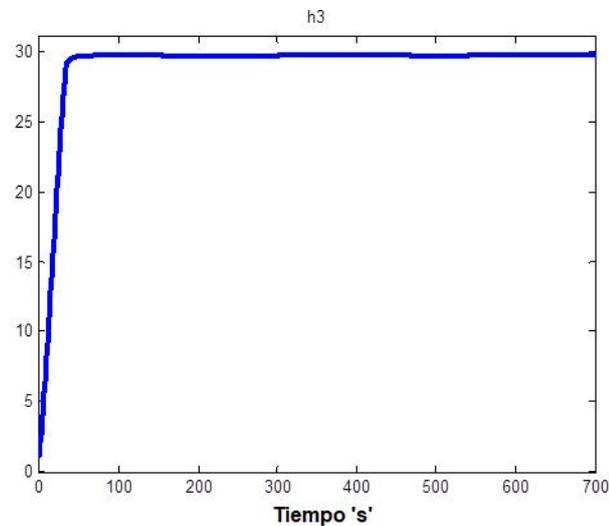


Figura 5.11 Respuesta del sistema de control adaptativo para el nivel h3 ante cambios en la referencia del primer tanque.

5.5 Desempeño del sistema ante perturbaciones en la carga

El sistema de tres tanques interactuantes también responde correctamente ante perturbaciones en la carga. Evidencia de lo antes escrito es la respuesta mostrada en la figura 5.12, donde se muestra la perturbación en la carga de 5 unidades de flujo saliendo del tercer tanque simulando la conexión de un consumidor de manera abrupta.

5.6 Análisis comparativo del desempeño de los controladores

Los resultados obtenidos desde la Figura 5.4 hasta la Figura 5.8 evidencian que transformar la instalación de tres tanques interconectados de un sistema MIMO a dos sistemas SISO independientes permite tener un sistema con rangos amplios de volumen de líquido acumulado (mayor que el actual) y de flujos o caudales de salida muy apropiados para procesos industriales variando los valores de las referencias según las necesidades.

Los resultados obtenidos con los controladores adaptativos neuronales son muy similares a los obtenidos con los controladores del tipo PID.

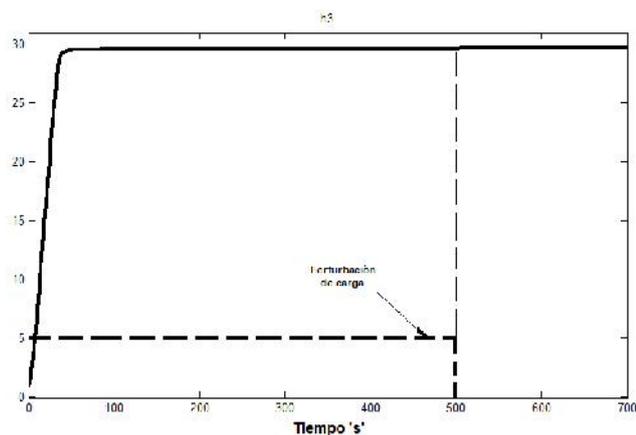


Figura 5.12 Respuesta del sistema de control adaptativo para el nivel h3 ante cambios en la carga del tercer tanque.

El sistema de tres tanques interactuantes con el control por el flujo de entrada proporciona las respuestas al paso como se muestra en la figura 5.13

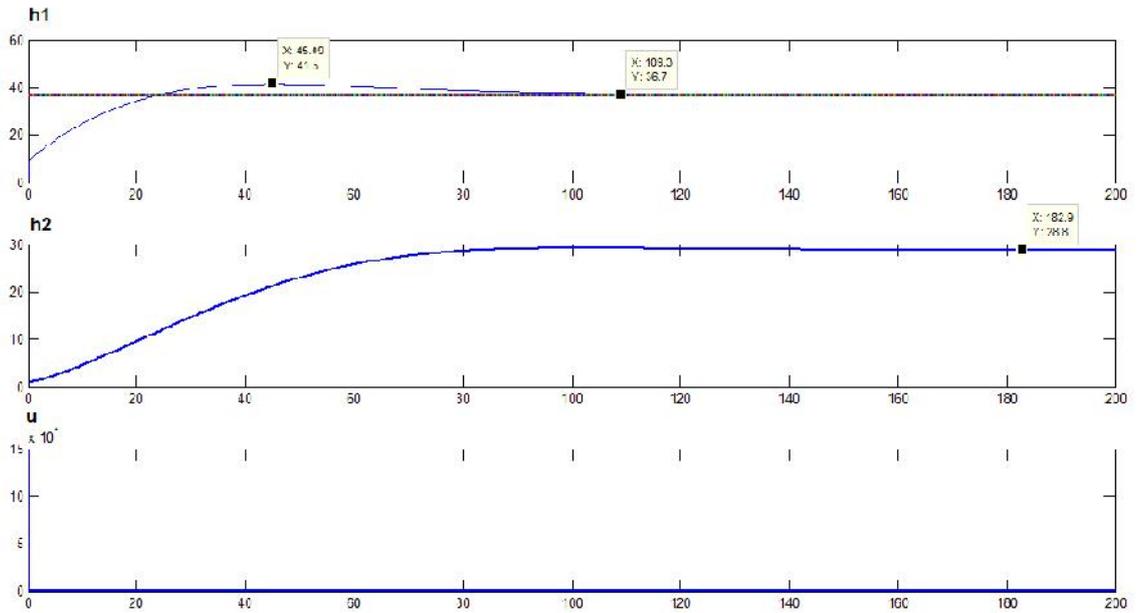


Figura 5.13 Respuesta del modelo de tres tanques interactuantes a los puntos de operación.

Si se emplea una válvula de control a la salida del tercer tanque, entonces las respuestas de los niveles y el esfuerzo en el control responden como se muestra en la figura 5.14.

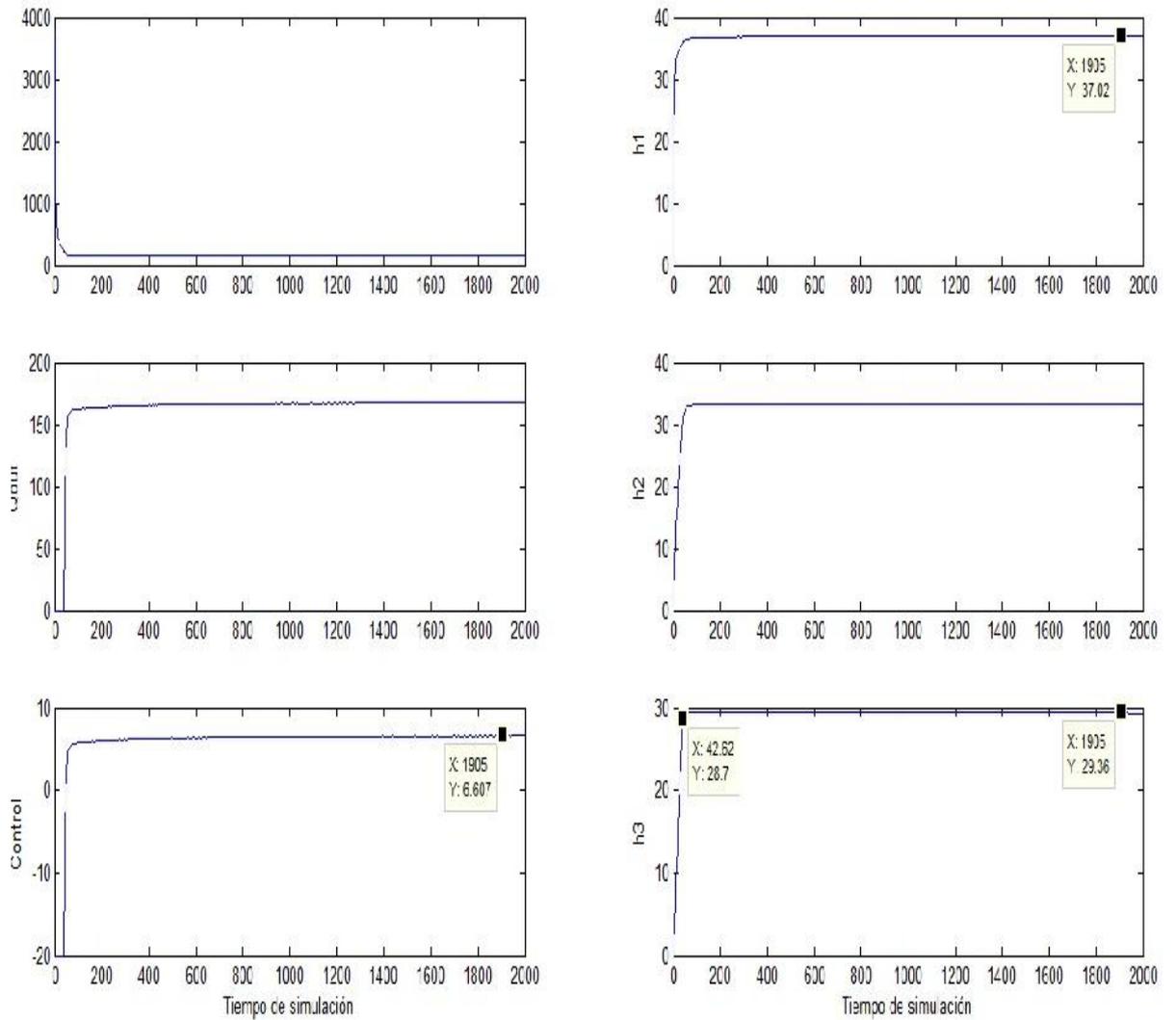
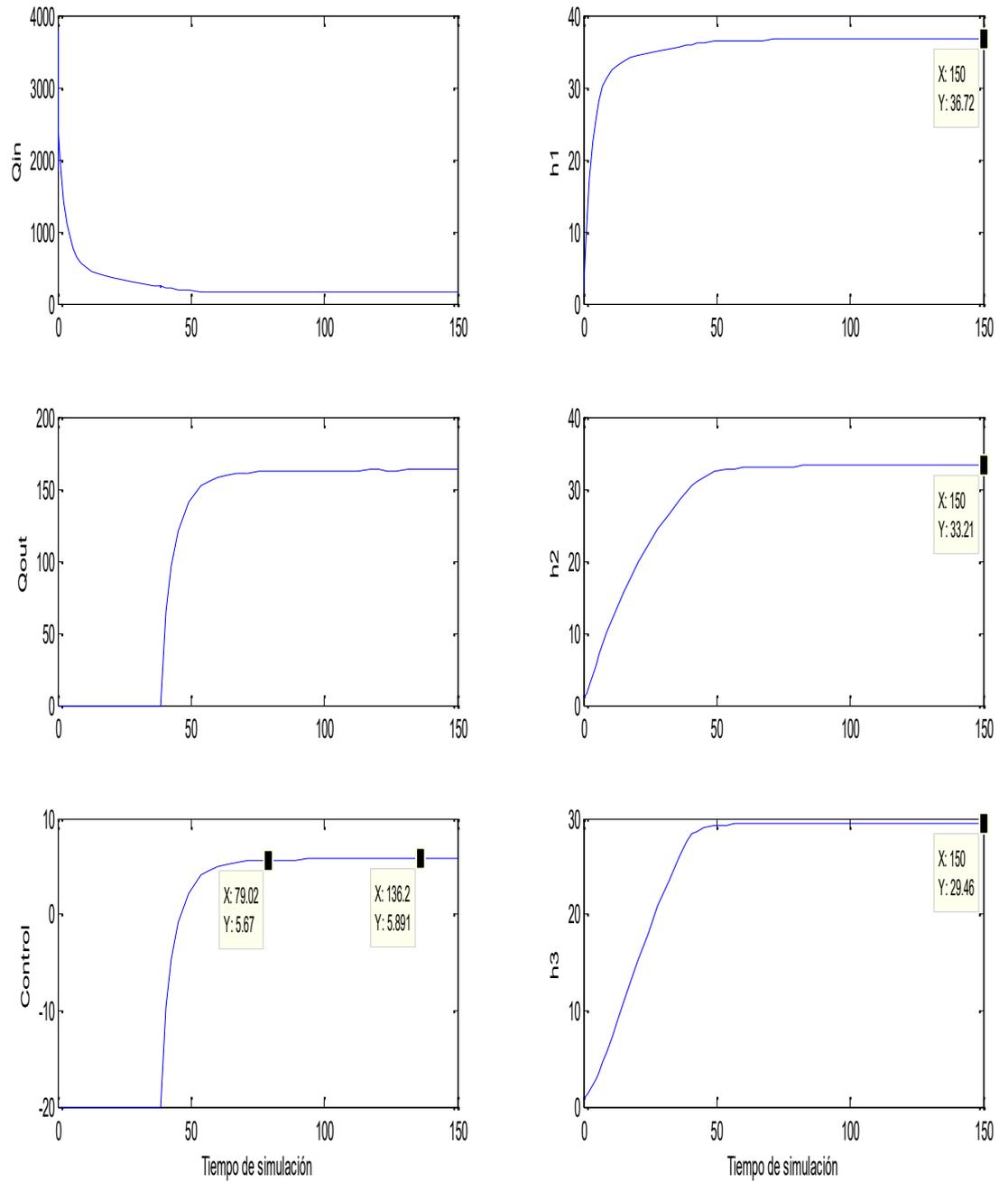


Figura 5.14 Respuestas al paso escalón en los niveles de interés y esfuerzo en el control sin adaptación.



.Figura 5.15 Respuestas al paso para el modelo controlado con PID ajustados con redes neuronales artificiales.

Los resultados de una última prueba, por simulación, del desempeño de la red neuronal como herramienta de ajuste de las ganancias del controlador PID se proporciona a continuación.

La prueba consiste en inyectar una perturbación a la salida del tanque tres, donde es más factible que ocurran tales influencias dado que, a este tanque, generalmente se conectan los consumidores, simulando una conexión periódica de los mismos.

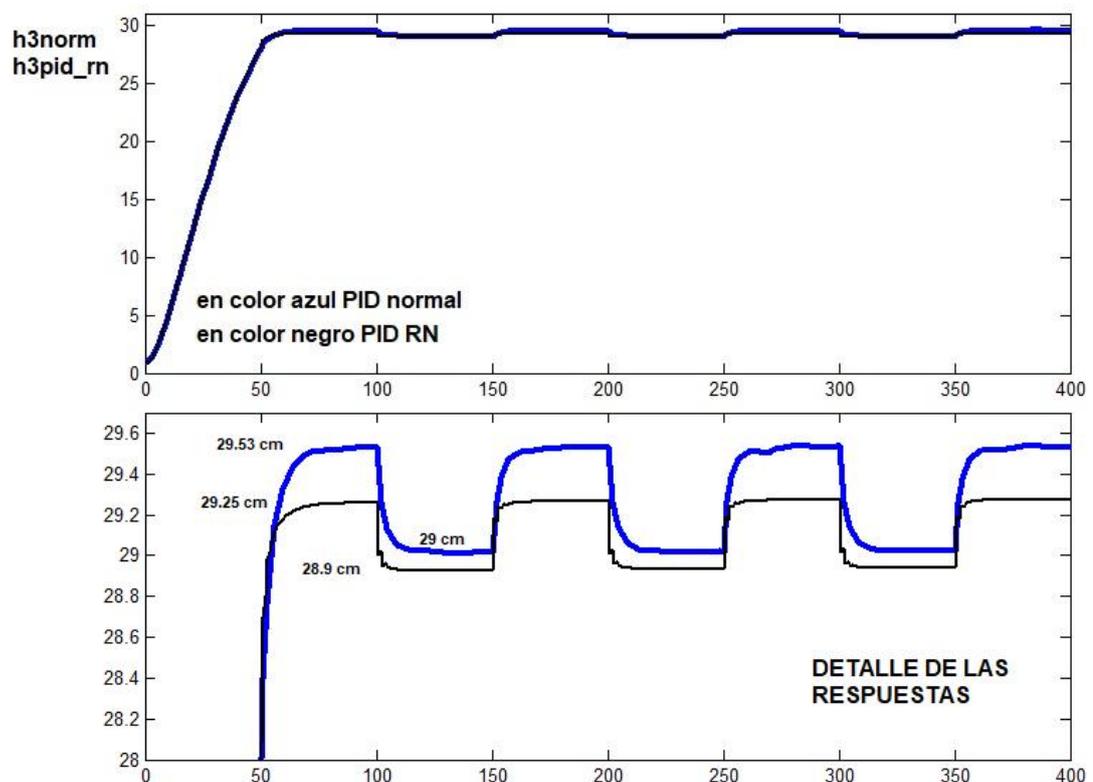


Figura 5.16 Respuesta temporal de los controladores PID normal y PID con autoajuste de ganancias con redes neuronales.

La figura 5.16 proporciona evidencias del mejor comportamiento del autoajuste ante perturbaciones. En el detalle de la figura se muestra en color azul el desempeño del

sistema de control con PID normal y en color negro el desempeño del sistema de control con PID autoajustado.

Para la prueba se aplican perturbaciones periódicas, con una amplitud de 60 unidades, periodo de repetición de 100 segundos y duración en alto igual al 50% del periodo.

El autoajuste mejora la respuesta proporcionando un mejor rechazo a la perturbación por amplitud y retorno rápido al valor del punto de trabajo de 29 cm.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

Para la planta con dos entradas y dos salidas se han diseñado dos controladores del tipo PID para el control de los niveles en tres tanques interactuantes. El primer controlador diseñado presenta buenas prestaciones ya que no tiene sobre regulación y sus tiempos de crecimiento y de establecimiento son de 42.62 segundos para una banda de $\pm 5\%$. El controlador con auto ajuste responde de igual manera ya que emplea los mismos valores de ganancias K_p , K_i y K_d y mantiene la misma estructura.

En el caso cuando se presentan perturbaciones provocadas por la conexión de consumidores, el sistema con controlador autoajustado con redes neuronales presenta mejor desempeño que el controlador PID normal. Esto se observa en el detalle de la figura 5.16. La perturbación se refleja con un 2% de influencia sin autoajuste y un 1% de influencia en presencia del autoajuste.

Se concluye que los controladores del tipo PID autoajustados presentan mejor desempeño. Los objetivos planteados al inicio del trabajo fueron cumplidos.

Recomendaciones

El controlador neuronal presentado en [4] es posible aplicarlo en el control de los tres tanques interactuantes cuyo modelo matemático no lineal se proporciona en [2] considerando las sugerencias formuladas en (3.9), (3.10) y (3.11) de este Trabajo de Titulación.

Trabajos futuros

Se recomienda continuar el análisis de la instalación de tres tanques interactuantes de los Laboratorios de la FIEC considerando la posibilidad de aplicar otras técnicas de control, tales como IMC para un mejor rechazo de las perturbaciones y el MBPC mismo que encara muy bien los problemas no lineales y las perturbaciones.

Bibliografía.

1. Johansson, K. H. The Quadruple-Tank Process: A Multivariable Laboratory Process with an Adjustable Zero. IEEE TRANSACTIONS ON CONTROL SYSTEMS TECHNOLOGY, VOL. 8, NO. 3, MAY 2000
2. Kuonqui Gainza, F. I. Análisis comparativo del funcionamiento de dos sistemas de control automático de nivel de agua en una planta de tres vasos comunicantes, diseñados aplicando los métodos de control de reubicación de polos del modelo interno y de lógica difusa, diseñados e implementados usando MATLAB/SIMULINK. Tesis de grado FIEC. 2012
3. M. Khalid, Khan Sarah K. Spurgeon, Robust MIMO water level control in interconnected twin-tanks using second order sliding mode control. Control Engineering Practice Volume 14, Issue 4, April 2006, Pages 375-386
4. Duro, N., Vargas, H., Dormido, R., Dormido, S. y Sánchez, J. El sistema de tres tanques: un laboratorio virtual y remoto usando Easy Java Simulations. Actas de las IV Jornadas de Enseñanza a través de Internet/Web de la Ingeniería de Sistemas y Automática, EIWISA2005 (CEA-IFAC), pp.51-58
5. Ogata, K. 1998. Ingeniería de control moderna. Quinta Edición. Pearson Education.
6. Kuo, B. 1996. Sistemas de Control Automático. Séptima Edición. Prentice Hall. Hispanoamérica S. A.
7. Smith C. and Corripio, A. Principles and practice of automatic process control. John Wiley Sons, Inc. 2006
8. Aguado, A., Noriega, A., Ordaz, A and Rauch, V. SELF-TUNING NEURAL CONTROLLER. © IFAC Algorithms and Architectures for Real-Time Control, Cancun, Mexico, 1998
9. Cui, X., Shin, K. G. Direct Control and Coordination Using Neural Networks, IEEE Transactions on Systems, Man and Cybernetics, Vol. 23, No. 3, pp. 686-697. 1992.

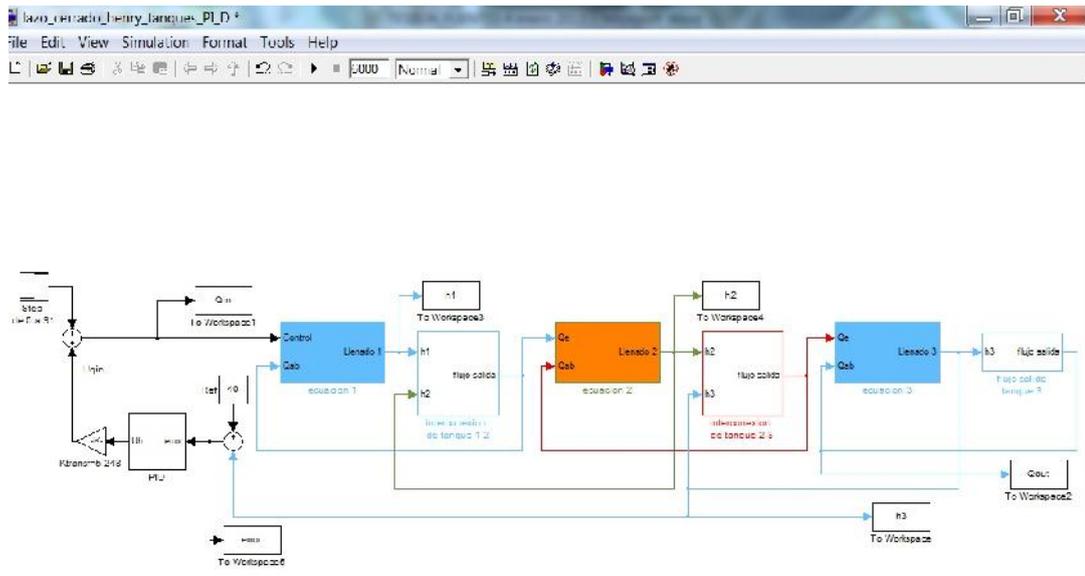
10. Pérez, M. A. Laubwald, E. Sistemas de depósitos acoplados” Controls System Principles. <http://www.control-systems-principles.co.uk>.
11. Johansson, K., Horch, A., Wijk, O. and Hansson, A. Teaching Multivariable Control Using the Quadruple-Tank Process Proceedings of the 38th IEEE Conference on Decision and Control 1999
12. Johansson, K. The Quadruple-Tank Process: A Multivariable Laboratory Process with an Adjustable Zero IEEE TRANSACTIONS ON CONTROL SYSTEMS TECHNOLOGY, Vol. 8, No. 3, May 2000
13. Nguyen y Widrow, Neural Networks for Self-Learning Control Systems. IEEE Control Systems Magazine. 1990
14. Thibault y Gandjean. Neural networks in process control - a survey. Advanced Control of Chemical Processes IFAC Symposia Series 1992, Pages 251-260
15. Wu, X., Ghaboussi, J. and Garrett Jr, J.H. Use of neural networks in detection of structural damage. Computers & Structures Vol. 42, Issue 4, 17 February 1992, p. 649-659
16. Tanomaru, J and Omatu, S. Process control by on-line trained neural controllers IEEE Transactions on Industrial Electronics. Volume: 39, Issue: 6, pgs. 511 – 521. Dec 1992.
17. Dirion, J. L. Cabassud, M., Le Lanin, M. V. Casamatta, G. Design of a neural controller by Inverse Modelling. Computers Chemical Engineering, Vol. 19. Suppl. Pp. S797-S802. 1995.
18. García, C. and Morari, M. Internal model control. A unifying review and some new results. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 1982, 21 (2), pp 308–323
19. Oliveira Cajueiro, Daniel; Moreira Hemerly, Elder. A Chemical Reactor Benchmark for Parallel Adaptive Control Using Feedforward Neural Networks VI Brazilian Symposium on Neural Networks ISBN: 0-7695-0856-1. <http://doi.ieeecomputersociety.org/10.1109/SBRN.2000.889711>
20. de Almeida Neto, Areolino, Rios Neto, Wilson, S. Góes, Luis Carlos, Nascimento Jr Cairo L.. Feedback-Error-Learning for Controlling a Flexible Link. VI Brazilian

1616Symposium on Neural Networks. ISBN: 0-7695-0856-1.
<http://doi.ieeecomputersociety.org/10.1109/SBRN.2000.889751>

21. de Abreu, G. L., Teixeira, R. L. Ribeiro, J. F. A Neural Network Based Direct Inverse Control for Active Control of Vibrations of Mechanical Systems. Bookmark: <http://doi.ieeecomputersociety.org/10.1109/SBRN.2000.889722>. Brazil. ISBN: 0-7695-0856-1
22. Venugopal G., Krishnapura, Arthur Jutan In. A neural adaptive controller. Chemical Engineering Science 2000. Pergamon.
23. Sindhu Thampatty, K.C., Nandakumar, M.P., Cheriyan, E.P., 2009. ANN based adaptive controller tuned by RTRL algorithm for non-linear system control. In: Second International Workshop on Nonlinear Dynamics and Synchronisation, INDS'09, Klagenfurt, Austria, and July 20–21, 2009.
24. Eugene Lavretsky, E., Gadiant, R. and Gregory, I. M., Predictor-Based Model Reference Adaptive Control. <https://ntrs.nasa.gov/search.jsp?R=20090032037> 2019-04-13T12:12:06+00:00Z.
25. Mejía, D., Bolaños, R. y Correa, C. Técnicas de control adaptativas aplicadas a sistemas multivariables (MIMO). Scientia et Technica Año XIII, No 35, Agosto de 2007. Universidad Tecnológica de Pereira. ISSN 0122-1701
26. Ljung, Lennart. System Identification. Theory for the User. Prentice Hall. New Jersey 1999.
27. Smith, Carlos A. Automated Continuous Process Control. John Wiley & Sons, Inc., New York. 2002
28. P. Chalupa, J. Novák, V. Bobál. Comprehensive Model of DTS200 Three Tank System in Simulink, Issue 2, Volume 6, 2012

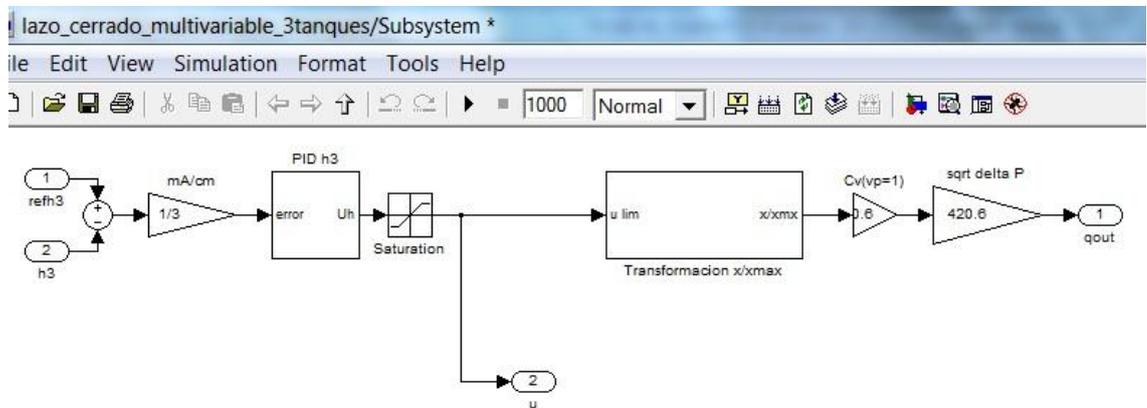
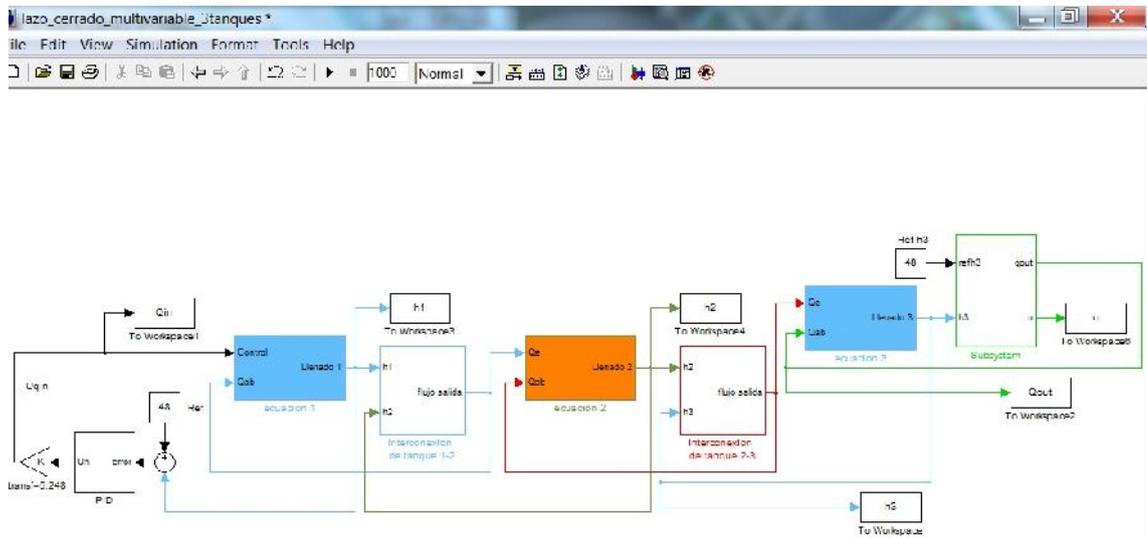
Anexos

Anexo 1



Modelo en Simulink de 3 tanques interconectados con controlador PID clásico

Anexo 2



El modelo Simulink, completo, para simular el proceso de tres tanques interconectados como sistema no lineal multivariable.