Universidad del Azuay

Facultad de Ciencia y Tecnología

Escuela de Ingeniería Electrónica

"ELABORACION DE UN MANUAL PARA EL CONTROL DE NIVEL DE LIQUIDO DE UN TANQUE MEDIANTE LA UTILIZACIÓN DEL SOFTWARE CONTROL STATION V3.7® E IMPLEMENTACION EN UNA MAQUETA"

Monografía previa a la obtención del título de Ingeniero Electrónico

Autores:

Germán Gabriel Ochoa Sánchez
Jorge Román Ordóñez Ochoa

Director:

Ing. Hugo Torres Salamea

Cuenca, Ecuador
2009

Dedicatoria

Le dedico este trabajo monográfico a mis abnegados padres, quienes me han brindado su apoyo incondicional, sabios consejos y el siempre ejemplo de superación durante mi carrera y en cada momento de mi vida, y también a mis familiares, en especial a mis hermanos Fausto y Miguel quienes han sido pilares importantes en la culminación de esta etapa más de mi vida.

Germán Ochoa

Agradecimientos

Agradecemos a Dios y de manera especial a nuestros progenitores, también queremos hacer llegar nuestro más sincero agradecimiento al director de este trabajo monográfico el Ing. Hugo Torres quien con su profesionalismo y maestría supo llevar el correcto desarrollo de la misma. De igual manera nuestro agradecimiento es para todos los profesores que nos inculcaron sabiduría durante cada paso que supimos dar en la carrera. También nuestro agradecimiento para el Sr. Guillermo Ochoa quién supo colaborar en la realización práctica de este trabajo monográfico. Agradecemos a nuestros familiares y amigos quienes nos apoyaron en cada momento de nuestra vida estudiantil.

INDICE DE CONTENIDOS

Dedicatoria ..... **ii**
Agradecimientos ..... **iii**
Indice de contenidos ..... **iv**
Resumen ..... **vi**
Abstract ..... **vii**

Introduccion **1**

CAPITULO 1 ..... **3**
CONTROL DE NIVEL DE UN TANQUE EN CONTROL STATION V3.7® **3**

1.1. Introducción. **3**
1.2. Ejecución y utilización de la aplicación *Pumped Tank.* **4**
1.3. Representación de los datos grabados en gráficas utilizando Design Tools. **9**
1.4. Obtención del modelo del proceso y de la perturbación en lazo simple utilizando *Custom Process*. **29**
1.5. Elaboración de un video ilustrativo para la simulación del control del nivel de un Tanque. **40**
1.6. Conclusión **40**

CAPITULO 2 ..... **41**
MODELADO MATEMATICO PARA EL CONTROL DEL NIVEL DEL TANQUE **41**

2.1. Introducción. **41**
2.2. Diseño del diagrama de bloques del sistema. **42**
2.3. Modelado matemático del sistema. **45**
2.4. Conclusión. **75**

CAPITULO 3 ..... **76**
CONSTRUCCION DE UNA MAQUETA DE ENTRENAMIENTO PARA EL CONTROL DE NIVEL DE UN TANQUE BASADO EN LABVIEW™ **76**

3.1. Introducción. **76**

3.2. Montaje de la Planta....77
3.3. Creación del controlador PID en LabView™....87
3.4. Diseño de la interfaz gráfica HMI en LabView™....92
3.5. Ajuste de los valores de los parámetros de sensores y actuadores para un setpoint deseado....94
3.6. Conclusión....97

CAPITULO 4....99
EXPERIMENTO DE LABORATORIO....99

4.1. Introducción....99
4.2. Objetivos del Experimento....99
4.3. Objetivo A: Simular y obtener valores del control de nivel del tanque en el software Control Station V3.7®....99
4.4. Objetivo B: Realizar la práctica en la maqueta del control de nivel del tanque y obtener valores reales....110
4.5. Tabla Comparativa Entre Valores Simulados y Reales....118
4.6. Conclusión:....119

CONCLUSIONES....120
RECOMENDACIONES....121
GLOSARIO DE TERMINOS....122
BIBLIOGRAFIA....124
ANEXOS....126
Anexo 1:
Video que ilustra la simulación del control del nivel de líquido de un tanque *en Control Station V3.7®.*....126
Anexo 2:....127
Manual de utilización del software control station v3.7®....127

RESUMEN

Entre los objetivos de esta investigación es desarrollar un manual básico para manejar los simuladores de procesos industriales que se incluyen en el software de Control Station versión 3.7®. Así como también desarrollar un video ilustrativo que indique la manera de simular y analizar el proceso industrial para controlar el nivel de un líquido de un tanque, para posteriormente implementarlo en una maqueta basado en el software de LabView™, utilizando para ello el controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) que es una herramienta que ofrece dicho software. Se elaborará una tabla que compare las medidas simuladas en Control Station versus las medidas reales obtenidas en la maqueta, con sus respectivas conclusiones.

ABSTRACT

Between the objectives of this investigation is to develop a basic manual for handling simulators of industrial process that include within the Control Station Software version 3.7®. In the same way, to develop an illustrative video that indicate the way to simulate and analyze the industrial process to control the level of liquid of a tank, later on, implement it in a model based on the software of LabView™, using for this a Proportional-Integral-Derivative controller (PID) that is, a tool that offer the software. A chart will be elaborated in order to compare the simulated measures in Control Station versus the real measures obtained in the model with its respective conclusions.

Ochoa Sánchez Germán Gabriel
Ordóñez Ochoa Jorge Román
Trabajo de Graduación
Ing. Hugo Torres Salamea
Julio-2009

"ELABORACION DE UN MANUAL PARA EL CONTROL DE NIVEL DE LIQUIDO DE UN TANQUE MEDIANTE LA UTILIZACIÓN DEL SOFTWARE CONTROL STATION V3.7® E IMPLEMENTACION EN UNA MAQUETA"

INTRODUCCION

Hoy en día es indispensable la automatización y control de todos los procesos industriales de la vida diaria del ser humano, para estar a la vanguardia, ahorrar mano de obra, y llegar a la eficiencia en el manejo de los recursos económicos. Es por eso que las industrias se ven impulsadas a automatizar todos sus procesos utilizando hardware y software moderno, y a contratar personas con experiencia en el control de procesos.

El objetivo principal de esta monografía es la de elaborar un manual para el control de nivel de líquido de un tanque mediante la utilización del software Control Station V3.7® e implementarlo en una maqueta.

A lo largo del primer capítulo se va a dar una breve introducción sobre el software Control Station V3.7®, para posteriormente indicar didácticamente como desarrollar el caso de estudio para el control Proporcional-Integral-Derivativo (PID) del nivel de líquido de un tanque, *Pumped Tank,* en el software Control Station V3.7®, utilizando las herramientas que posee el software. Para ver el video ilustrativo referido al este capítulo, en la sección de anexos, se adicionará un hipervínculo hacia el mismo.

En el capítulo dos se modelará matemáticamente y se analizará las características dinámicas y estacionarias del sistema de control de nivel de líquido de un tanque, aproximándolo a un modelo lineal de primer orden.

En el capítulo tres se describe el diseño e implementación del sistema de nivel de líquido de un tanque en una maqueta.

Por último, en el capítulo cuatro se desarrollará un experimento de laboratorio en donde se guíe al lector sobre como contrastar las mediciones realizadas en la simulación en Control Station V3.7®, con las obtenidas en la maqueta del proceso de control de nivel de líquido de un tanque.

CAPITULO 1

CONTROL DE NIVEL DE UN TANQUE EN CONTROL STATION V3.7®

1.1. Introducción.

Control Station V3.7® es un software para simular el control de varios procesos industriales, entre los más importantes están el nivel de un líquido en un tanque y la temperatura en un horno. El software ofrece varias herramientas para el control de procesos industriales tales como el controlador Proporcional (P), Proporcional-Integrativo (PI) y Proporcional-Integrativo-Derivativo (PID). Además permite grabar los datos simulados de los parámetros de los procesos industriales. Posee la herramienta *Desing Tools* en la cual se puede graficar los datos guardados en archivos y examinar las formas de onda producidas por las variaciones del proceso. Todos estos casos se desenvuelven en un ambiente grafico fácil de utilizar.

Para mayor información sobre Control Station V3.7® se debe hacer referencia al manual del mismo que se encuentra incluido en la sección de anexos de este trabajo investigativo.

Este capítulo está enfocado a indicar didácticamente como desarrollar el caso de estudio para el control de nivel de un tanque *Pumped Tank* en el software Control Station V3.7®, utilizando la herramienta de simulación de procesos, la herramienta de ajuste y cálculo de parámetros del modelo del proceso con sus correspondientes valores de sintonización PID *Design Tools* y por último se utilizará la herramienta *Custom Process* para crear el modelo de un proceso genérico que describa de la mejor manera el comportamiento de la planta del control del nivel del tanque en lazo cerrado simple, que vienen incluidos en el software.

1.2. Ejecución y utilización de la aplicación *Pumped Tank.*

Para comenzar, ejecute Control Station V3.7® y aparecerá la ventana principal que se muestra en la figura 1.1.

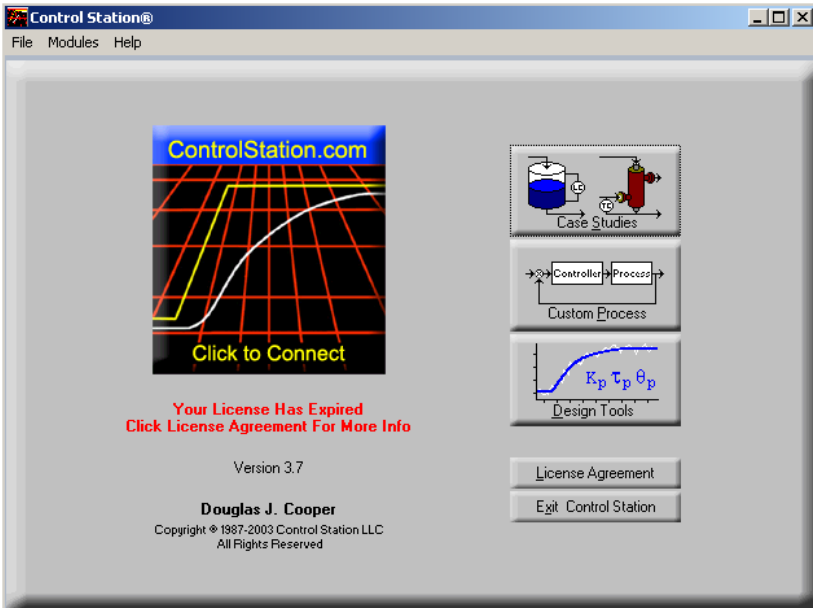


Figura 1.1. Ventana principal de Control Station V3.7®.

Para ejecutar la aplicación que controla el nivel de un tanque, se debe hacer clic sobre el icono *Case Studies*, luego escoger el módulo *Pumped Tank* que aparece en la lista o hacer clic en la barra de menús, opción *Modules*, subopción *Case Studies* y en la lista de casos escoger la opción *Pumped Tank*.

Aparecerá la pantalla principal del control del nivel del tanque *Pumped Tank* tal como se muestra en la figura 1.2, en donde se podrá observar las diferentes secciones de la que está compuesta la pantalla.

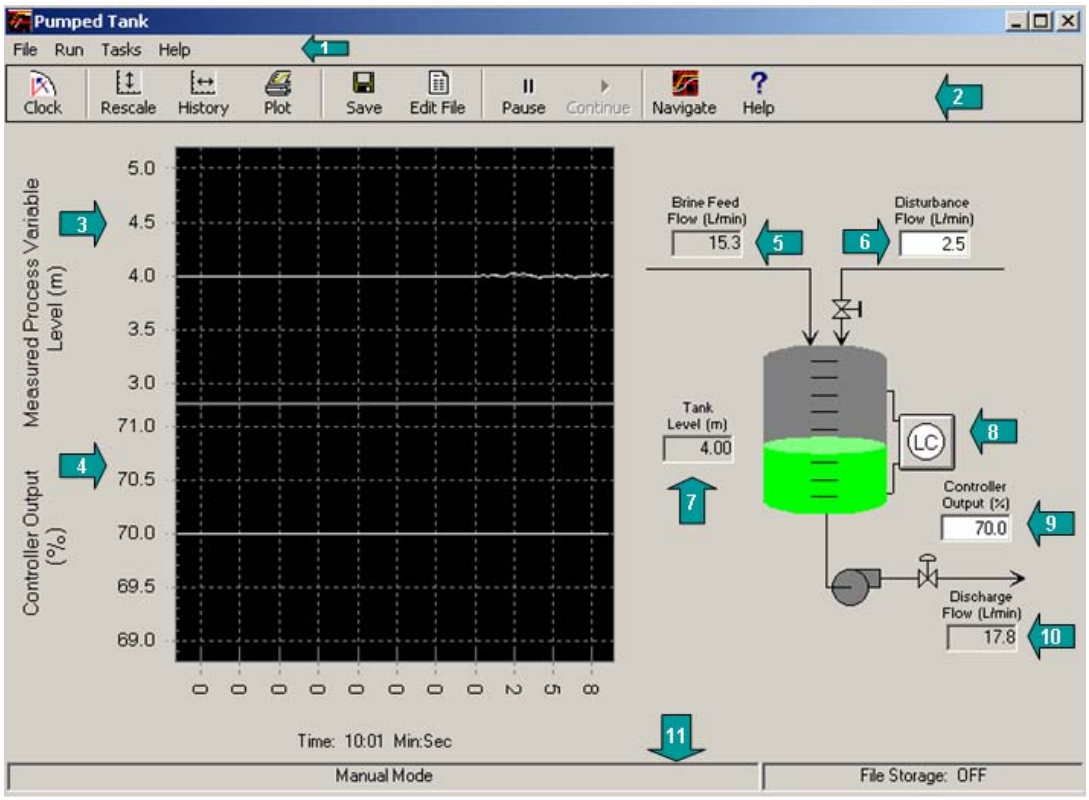


Figura 1.2. Ventana principal del control de nivel de un tanque.

Las secciones de las que está compuesta la pantalla principal del control del nivel del tanque *Pumped Tank* se describen a continuación:

1. **Barra Menú:** Sección donde se encuentran las opciones que controlan las principales funciones de todo el proceso de nivel del tanque, tales como ejecución y grabación de datos simulados, seteo de las variables del proceso, etc.
2. **Barra de herramientas:** Sección en donde se encuentra los iconos de acceso directo a las principales herramientas para el control de nivel del tanque, tales como ejecución y paro de la simulación, gráfica de datos, etc.

3. **Gráfica de la variable medida del proceso:** Sección en donde se presenta en forma instantánea el valor de la variable de salida del proceso, que en este caso es el nivel en metros del líquido del tanque.

4. **Gráfica del porcentaje de salida del controlador:** Sección en donde se presenta en forma instantánea el porcentaje de salida del controlador de la apertura de la válvula de desfogue de líquido del tanque.

5. **Caudal de entrada al proceso:** Cuadro de texto que indica la cantidad de litros por minuto de líquido que ingresa al tanque.

6. **Caudal de perturbación (D):** Cuadro de texto que indica la cantidad de litros por minuto de líquido que ingresa al tanque como perturbación.

7. **Nivel del líquido del tanque (PV):** Cuadro de texto que indica el nivel en metros de líquido del tanque, es decir la variable del proceso.

8. **Sensor de Nivel y controlador (LC):** Sección donde se podrá tener acceso al cuadro de diálogo de diseño de los controladores del proceso, tal como el PID.

9. **Porcentaje de salida del controlador (CO):** Cuadro de texto que indica el porcentaje de salida del controlador sobre la señal que regula la válvula de desfogue de líquido del tanque.

10. **Caudal de descarga:** Cuadro de texto que indica la cantidad de litros por minuto de líquido que sale del tanque.

11. **Barra de estado:** Sección donde se presenta los diferentes estados de los procesos que se están ejecutando en un momento determinado, tales como el tipo de controlador utilizado o el estado de la grabación de datos.

Como se puede observar el proceso de control de nivel de agua que se muestra en la figura 1.2, se encuentra en modo manual, es decir el único control que está siendo ejecutado es el de lazo abierto, sin control PID. Cualquier cambio en el controlador de salida o en la perturbación causará que el sistema se vuelva inestable.

Para comenzar con el diseño del controlador PID, primero se debe generar y guardar los datos dinámicos del proceso y de la perturbación.

Se debe iniciar una sesión de almacenamiento de datos haciendo clic en el icono *Save* de la barra de herramientas o haciendo clic en la opción *File*, subopción *Save Live Data to file* de la barra de menú, con lo cual aparecerá el cuadro de dialogo que se muestra en la figura 1.3.

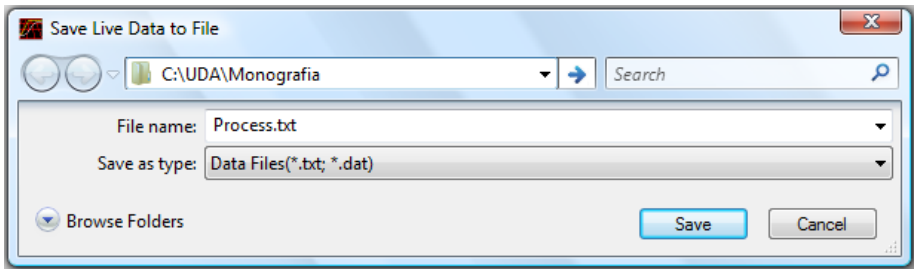


Figura 1.3. Cuadro de diálogo de grabación de datos.

Escribir el nombre, ubicación y tipo del archivo deseado y hacer clic en *Save*, por ejemplo C:\UDA\Monografia\Process.txt. Luego se aparecerá un cuadro de dialogo, como el que se muestra en la figura 1.4, en el cual se deberá configurar la tasa de muestreo y si se desea que el reloj del tiempo de ejecución del proceso sea reseteado a cero; luego presionar OK.

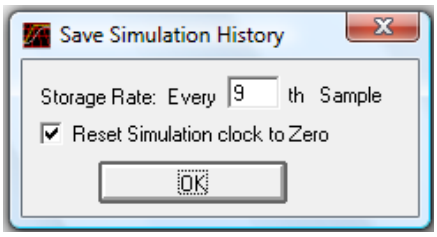


Figura 1.4. Cuadro de diálogo de configuración de la grabación de datos.

Ahora es el momento de generar la señal de comportamiento del proceso, cambiado el valor del porcentaje de salida del controlador *Controller Output (%),* por ejemplo de 70% a 65%, luego a 75% y finalmente volver a 70%, tal como se muestra en la figura 1.5.

La generación de la señal de comportamiento del proceso es necesario para poder utilizar el método gráfico de ajuste del modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT – First Orden Plus Dead Time), el cual necesita que se determinen dos valores constantes del controlador de salida *Controller Output*, para poder calcular los valores de sintonización del controlador PID.

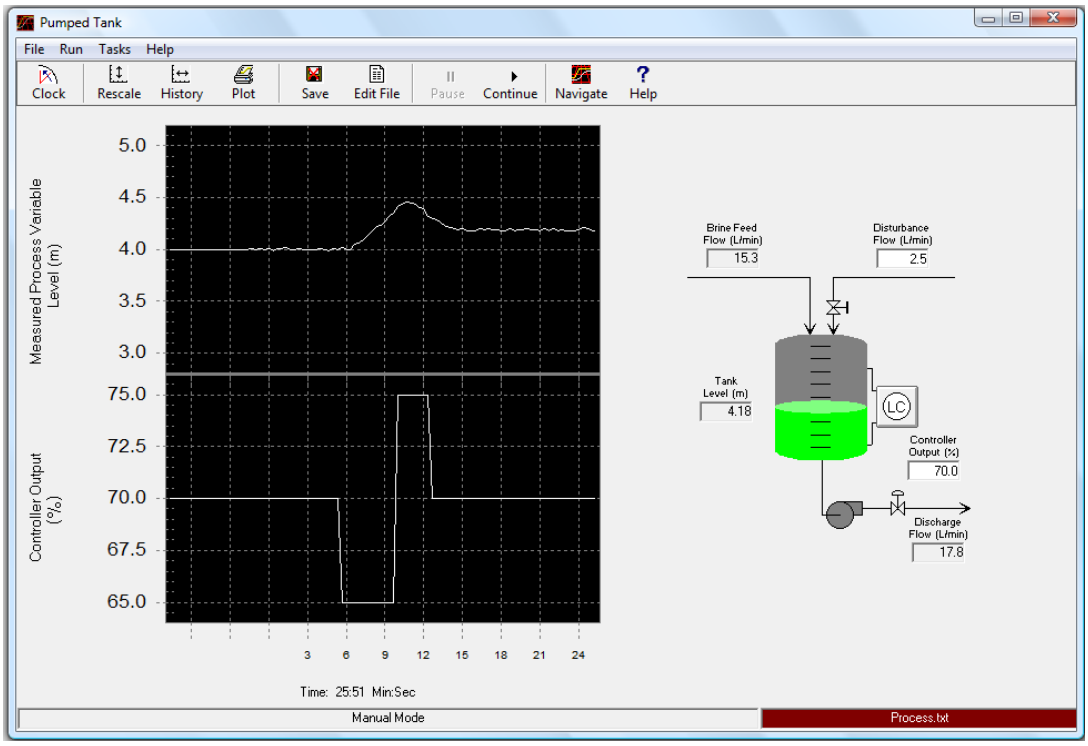


Figura 1.5. Señal generada del comportamiento del proceso.

Como se puede observar en la barra de estado, aparece el nombre del archivo Process.txt en color rojo indicando que los datos de las variables *Time*, *Controller Output* y *Measured Process* están siendo grabados. Para finalizar la grabación de los datos se debe hacer clic nuevamente sobre el icono *Save*, de la barra de herramientas.

De igual manera se debe general y guardar, en un archivo llamado Disturbance.txt, la señal de comportamiento de la perturbación, cambiando el valor que se encuentra en el cuadro de texto del caudal de perturbación *Disturbance flow [Lit/min]*. En este caso se ha cambiado el valor del caudal de perturbación *Disturbance Flow* de 2.5 [Lit/min] a 3 [Lit/min] y de nuevo a 2.5 [Lit/min], tal como se muestra en la figura 1.6

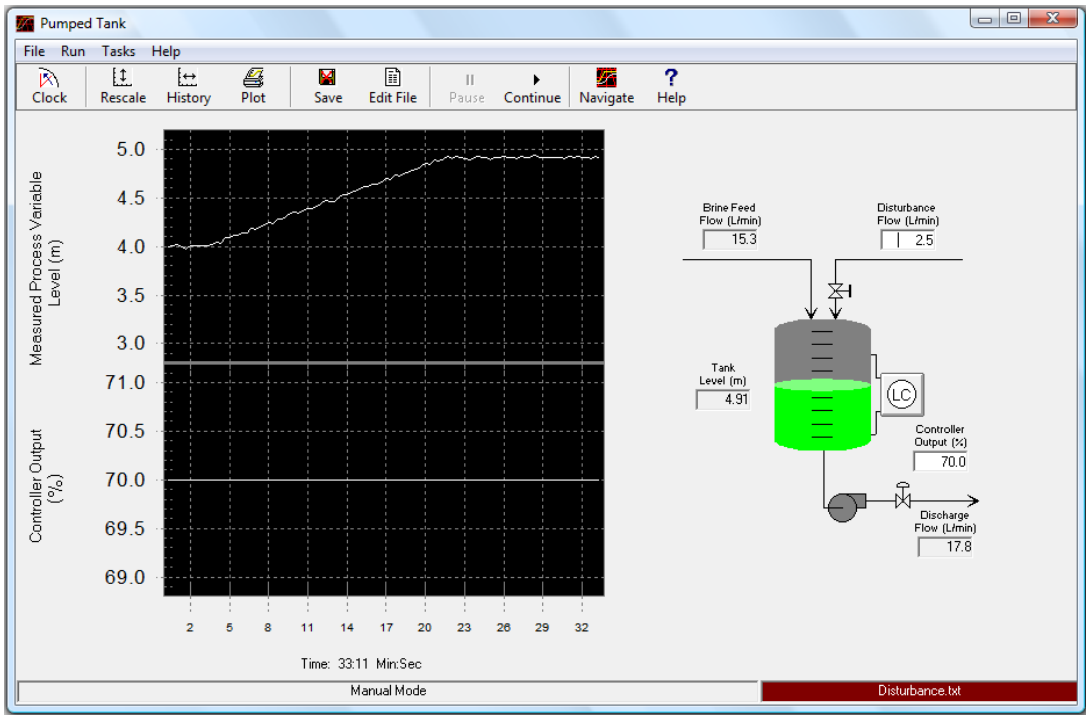


Figura 1.6. Señal generada del comportamiento de la perturbación.

1.3. Representación de los datos grabados en gráficas utilizando Design Tools.

Como primer paso se deberá ajustar un modelo de primer orden más tiempo muerto FOPDT (*First Order Plus Dead Time*), a los datos almacenados en el archivo process.txt, y luego utilizar los parámetros del modelo para calcular los valores de sintonización del controlador PID, todo ello utilizando la herramienta *Design Tools* que viene incluido en el software Control Station V3.7®.

Para comenzar se debe hacer clic sobre el icono *Design Tools* de la ventana principal de Control Station V3.7®, o directamente en el icono *Navigate* opción *Design Tools* de la barra de herramientas, estando en la ventana principal del proceso del control de nivel del tanque, tal como se muestra en la figura 1.7.

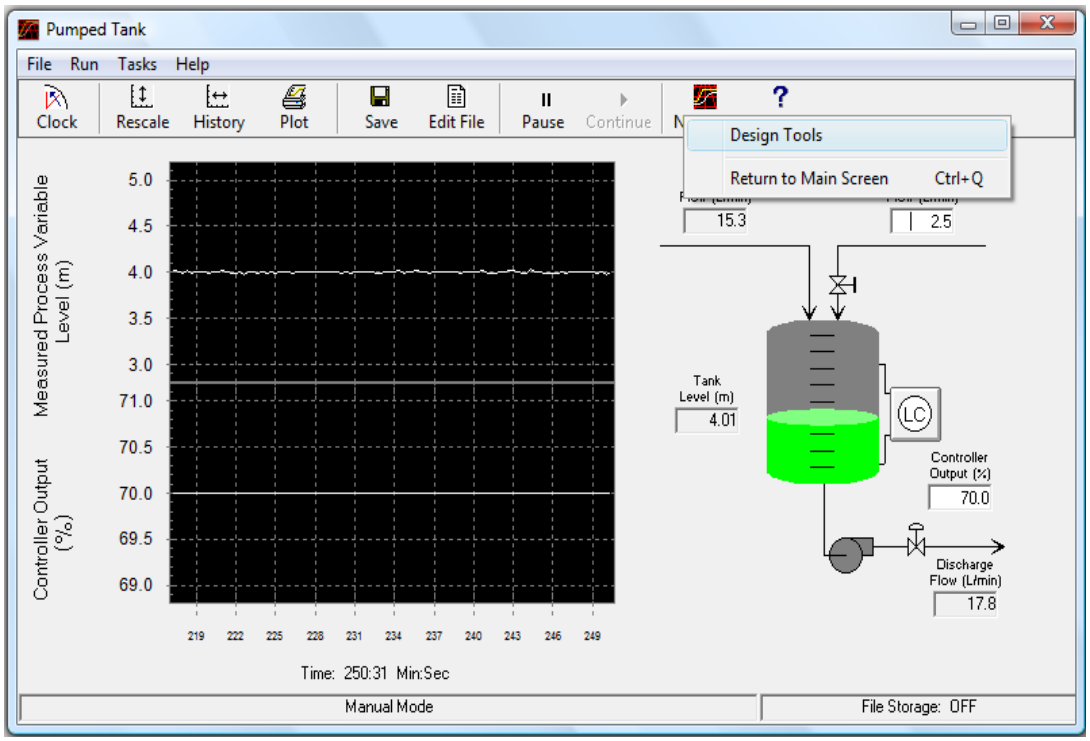


Figura 1.7. Ejecución de la herramienta *Design Tools*.

Aparecerá la pantalla principal de *Design Tools* tal como se muestra en la figura 1.8, en donde se podrá observar las diferentes secciones de la que está compuesta la pantalla.

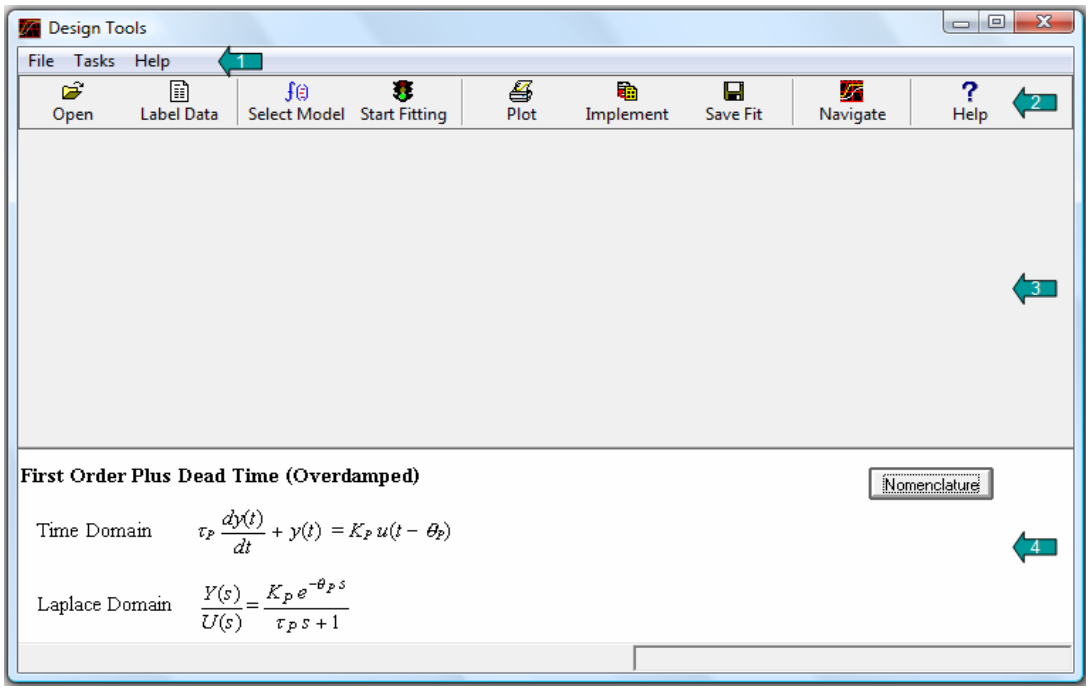


Figura 1.8. Ventana principal de la herramienta *Design Tools*.

1. **Barra de Menú:** Sección donde se encuentran las opciones que controlan las principales funciones de la herramienta *Design Tools*, tales como apertura y cierre de archivos, selección del tipo de modelo, ajuste de datos, etc.

2. **Barra de herramientas:** Sección en donde se encuentra los iconos de acceso directo a las principales funciones de la herramienta *Design Tools*, tales como apertura y cierre de archivos, selección del tipo de modelo, ajuste de datos, Ayuda, etc.

3. **Presentación de resultados:** Esta es la zona en donde se presentan los resultados del ajuste de un modelo a los datos guardados en los archivos Process.txt y Disturbance.txt, tales como los parámetros del modelo, los valores de sintonización PID, etc.

4. **Ecuaciones Matemáticas:** Zona donde se presenta las ecuaciones matemáticas del modelo utilizado para el ajuste de datos del proceso; por default se presenta las ecuaciones del modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT). La ecuación diferencial esta expresada en el dominio del tiempo y la ecuación de transferencia en dominio de Laplace.

   Al hacer clic sobre el botón *Nomenclature* que se encuentra en la parte derecha de esta zona se podrá presentar un cuadro de diálogo con el significado de cada variable utilizada en las ecuaciones matemáticas, tal como el que se muestra en la figura 1.9,.

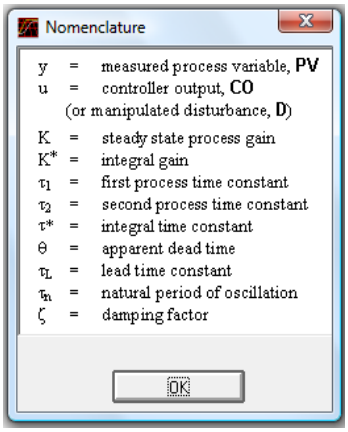


Figura 1.9. Cuadro de nomenclaturas de las variables de las ecuaciones del modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT).

La pantalla principal de la herramienta *Design Tools*, que se muestra en la figura 1.8, puede iniciarse directamente desde las pantallas principales de *Case Studies* o *Custom Process* de Control Station V3.7®, haciendo clic sobre el icono *Navigate* de la barra de herramientas, con la ventaja de que el estado de la simulación del proceso permanece sin cambios durante las tareas de modelado y ajuste.

Como siguiente paso en el diseño del controlador PID del control de nivel del tanque, se debe abrir el archivo de datos Process.txt que contiene los datos del comportamiento del proceso, haciendo clic en la barra de menú, opción *File* subopción *Open Data File* o haciendo clic sobre el icono *Open* de la barra de herramientas. Se visualizará un cuadro de diálogo, como el que se muestra en la figura 1.10, en donde se podrá seleccionar el archivo Process.txt de la lista de archivos, haciendo clic sobre el botón *Open*.

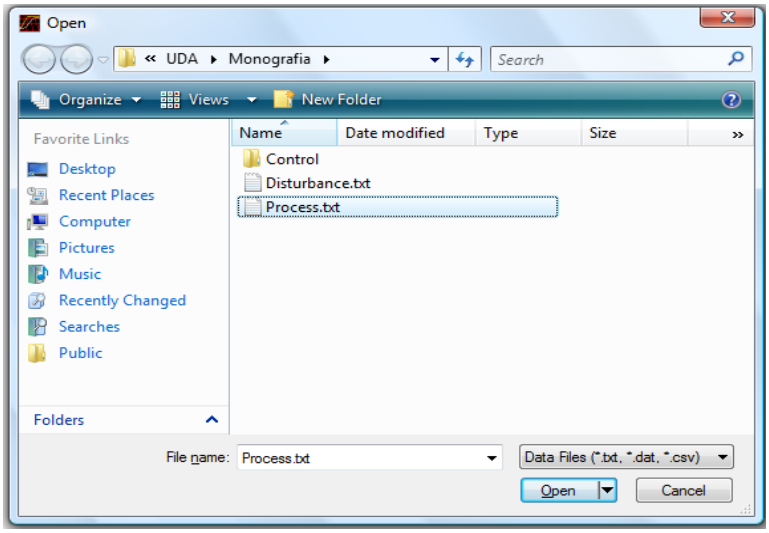


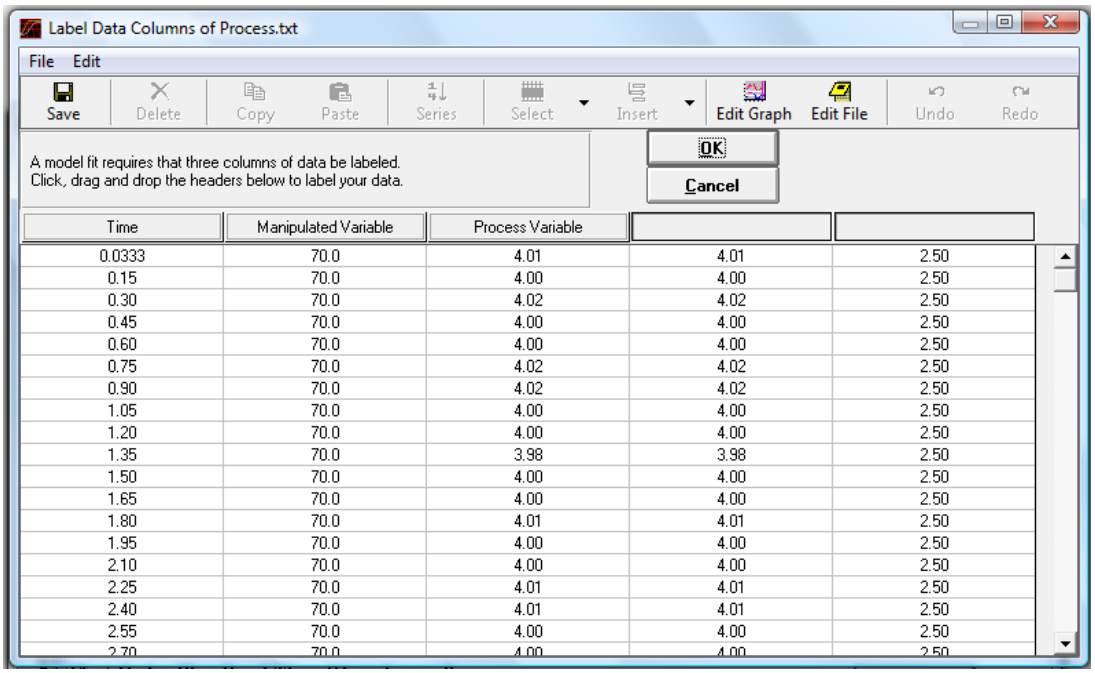
Figura 1.10. Cuadro de diálogo de apertura de archivos en *Design Tools*.

Ahora para continuar con el correcto ajuste del modelo se pide seleccionar tres columnas de datos y además verificar que las etiquetas de las mismas correspondan a valores correctos de las variables del proceso, tal como se muestra en la figura 1.11.

En el caso del control de nivel del tanque, se debe seleccionar las columnas *Time*, *Manipulated Variable* y *Process Variable* y además verificar que los valores de estas sean correctos, y si no es así se debe proceder a reubicar la etiqueta errónea haciendo clic sobre la misma y arrastrándola y soltándola sobre la parte superior de

la columna de datos a la que si corresponda, por ejemplo por lo general la variable manipulada *Manipulated Variable* corresponde al controlador de salida (CO).

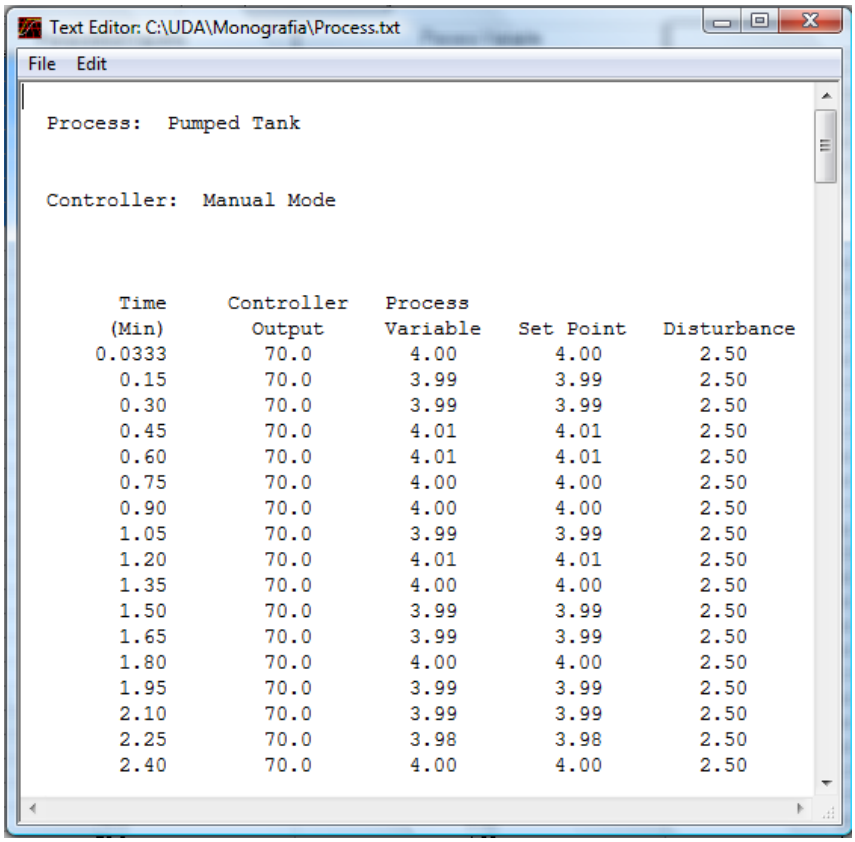
Las etiquetas no etiquetadas corresponden a los valores de *SetPoint* y de la perturbación.



Time	Manipulated Variable	Process Variable		
0.0333	70.0	4.01	4.01	2.50
0.15	70.0	4.00	4.00	2.50
0.30	70.0	4.02	4.02	2.50
0.45	70.0	4.00	4.00	2.50
0.60	70.0	4.00	4.00	2.50
0.75	70.0	4.02	4.02	2.50
0.90	70.0	4.02	4.02	2.50
1.05	70.0	4.00	4.00	2.50
1.20	70.0	4.00	4.00	2.50
1.35	70.0	3.98	3.98	2.50
1.50	70.0	4.00	4.00	2.50
1.65	70.0	4.00	4.00	2.50
1.80	70.0	4.01	4.01	2.50
1.95	70.0	4.00	4.00	2.50
2.10	70.0	4.00	4.00	2.50
2.25	70.0	4.01	4.01	2.50
2.40	70.0	4.01	4.01	2.50
2.55	70.0	4.00	4.00	2.50
2.70	70.0	4.00	4.00	2.50

Figura 1.11. Ventana de selección y verificación de las etiquetas de las columnas de datos para el ajuste del modelo del control de nivel del tanque.

Si no se está seguro que etiqueta asignar a una determinada columna de datos, es imperativo que se consulte el archivo de datos original haciendo clic sobre el icono *Edit File* de la barra de herramientas de *Design Tools*, tal como se muestra en la figura 1.12.



Time (Min)	Controller Output	Process Variable	Set Point	Disturbance
0.0333	70.0	4.00	4.00	2.50
0.15	70.0	3.99	3.99	2.50
0.30	70.0	3.99	3.99	2.50
0.45	70.0	4.01	4.01	2.50
0.60	70.0	4.01	4.01	2.50
0.75	70.0	4.00	4.00	2.50
0.90	70.0	4.00	4.00	2.50
1.05	70.0	3.99	3.99	2.50
1.20	70.0	4.01	4.01	2.50
1.35	70.0	4.00	4.00	2.50
1.50	70.0	3.99	3.99	2.50
1.65	70.0	3.99	3.99	2.50
1.80	70.0	4.00	4.00	2.50
1.95	70.0	3.99	3.99	2.50
2.10	70.0	3.99	3.99	2.50
2.25	70.0	3.98	3.98	2.50
2.40	70.0	4.00	4.00	2.50

Figura 1.12. Ventana con las columnas de datos etiquetas correctas del archivo Process.txt.

Si se desea crear un archivo de datos en otro programa que no sea Control Station V3.7®, por ejemplo Excel, se debe tomar en cuenta que el archivo debe estar en formato texto (ASCII) e incluir por lo menos tres columnas de datos. Las entradas para cada una de las columnas deben estar separadas por tabuladores, comas o espacios. Cada línea en una columna debe tener un número; no puede haber entradas en blanco.

Para obtener un ajuste significativo es necesario que:

- El proceso del nivel del tanque se encuentre en un estado de equilibrio antes que comience la grabación de los datos en un archivo, es decir debe estar presionado el icono de pause de la barra de herramientas de la pantalla principal del control del nivel de agua (Figura 1.2).
- El primer punto de datos en el archivo debe ser igual al primer valor en el estado de equilibrio, 70% en el caso del nivel del tanque.

Si no se cumplen con estas condiciones, el ajuste del modelo no cumple con la dinámica del proceso del nivel del tanque; y por lo tanto mala afinación del controlador PID que será usado posteriormente.

Una vez que se haya concluido con la correcta etiquetación de columnas de datos, se debe aceptar los cambios haciendo clic sobre el botón OK de la ventana de selección y verificación de las etiquetas de las columnas de la figura 1.11.

Ahora para seleccionar, de una biblioteca, el modelo dinámico de primer orden con tiempo muerto (FOPDT), para calcular los valores de ajuste del controlador PID del control del nivel del tanque, se debe hacer clic sobre la barra de menú y escoger la opción *Tasks* subopción *Select model* o haciendo clic sobre el icono *Select Model* de la barra de herramientas de la ventana principal de *Design Tools*, tal como se muestra en la figura 1.13.

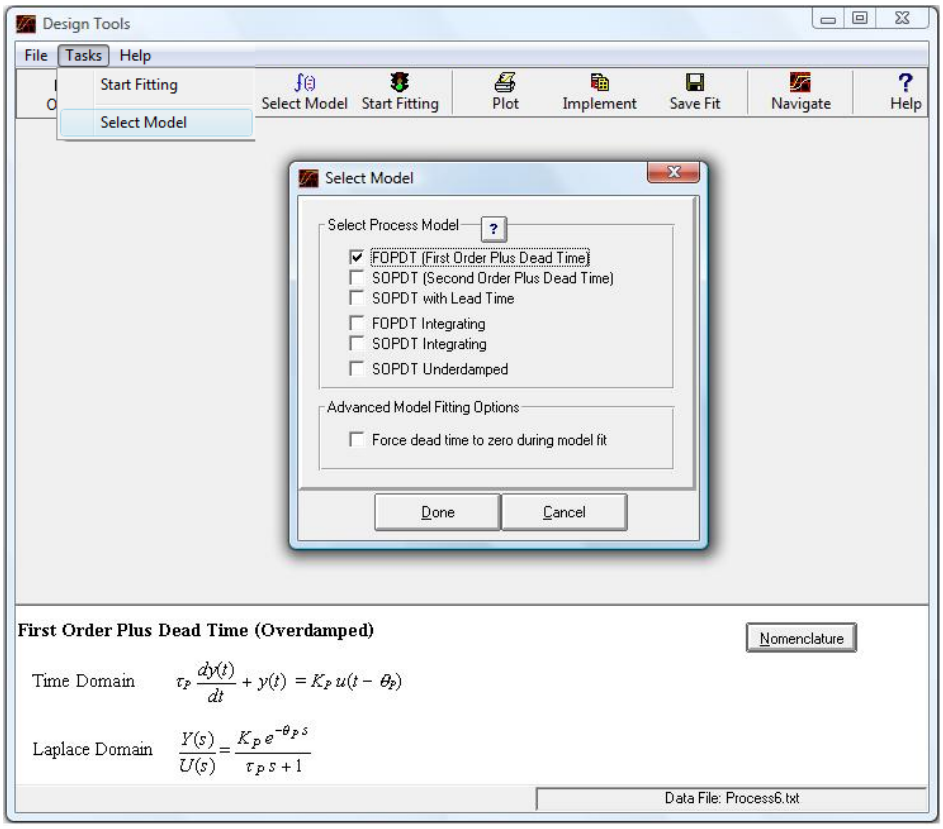


Figura 1.13. Selección del modelo dinámico de primer orden con tiempo muerto (FOPDT).

Como se puede ver en el cuadro de diálogo *Select Model* de la figura 1.13, Control Station V3.7® posee una librería de modelos dinámicos que incluye un modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT), un modelo de segundo orden con tiempo

muerto (SOPDT), un modelo de segundo orden con tiempo muerto (SOPDT) con tiempo adelantado, un modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT) integrador, un modelo de segundo orden con tiempo muerto (SOPDT) integrador y un modelo de segundo orden con tiempo muerto (SOPDT) bajo descarga, pero para el caso del control del nivel del tanque se va a utilizar el modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT), debido a que el análisis del mismo implica aplicar conocimientos básicos de control y por lo tanto es el más adecuado para la enseñanza en las instituciones educativas.

En el caso de que se desee utilizar opciones avanzadas durante el ajuste del modelo seleccionado para forzar a que el tiempo muerto del proceso vaya a cero, se debe activar la viñeta de la casilla *Force Dead Time to Zero during model fit*, pero para el caso del control del nivel del tanque se va a dejar desactivado esta opción debido a que se desea que el modelo tome en cuenta todos los parámetros posibles del proceso durante el cálculo de los valores de sintonización del controlador PID.

Para aceptar el modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT) debemos hacer clic sobre el botón Done del cuadro de diálogo *Select Model* de la figura 1.13.

Ahora para comenzar con el ajuste del modelo se debe hacer clic sobre la barra de menú *Tasks*, subopción *Start Fitting* o haciendo clic sobre el icono *Start Fitting* de la barra de herramientas de la pantalla principal de *Design Tools*, tal como se muestra en la figura 1.14.

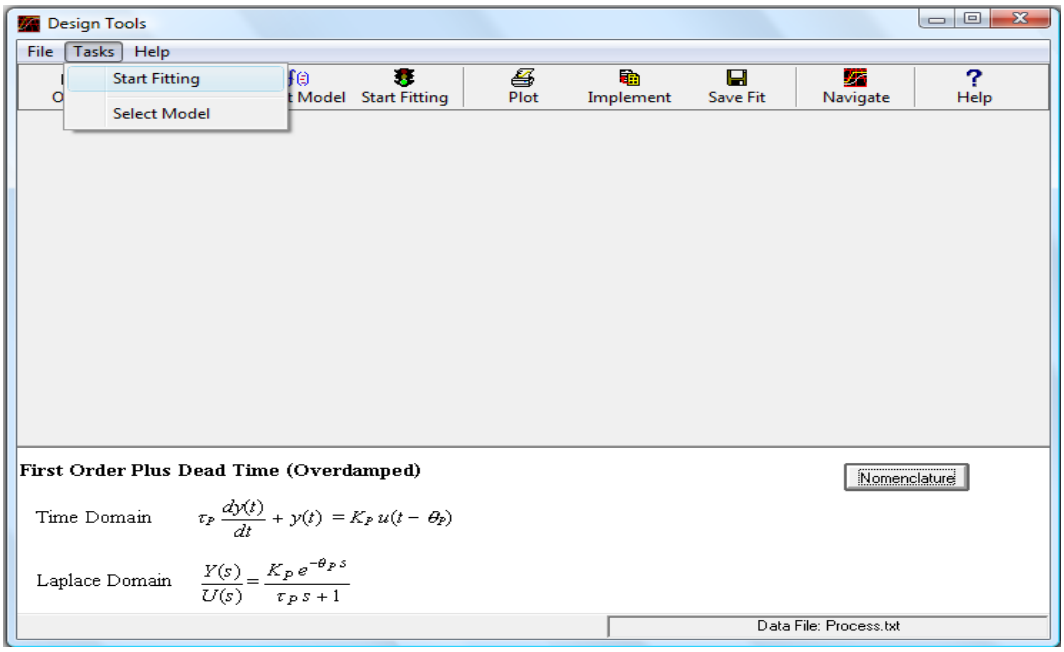


Figura 1.14. Selección de inicio del ajuste del modelo dinámico.

Luego de que la herramienta *Design Tools* ha realizado el ajuste del modelo dinámico de primer orden con tiempo muerto (FOPDT), la misma presentara un gráfico generado con los datos del comportamiento dinámico y ajustado del modelo del control del nivel del tanque, tal como se muestra en la figura 1.15.

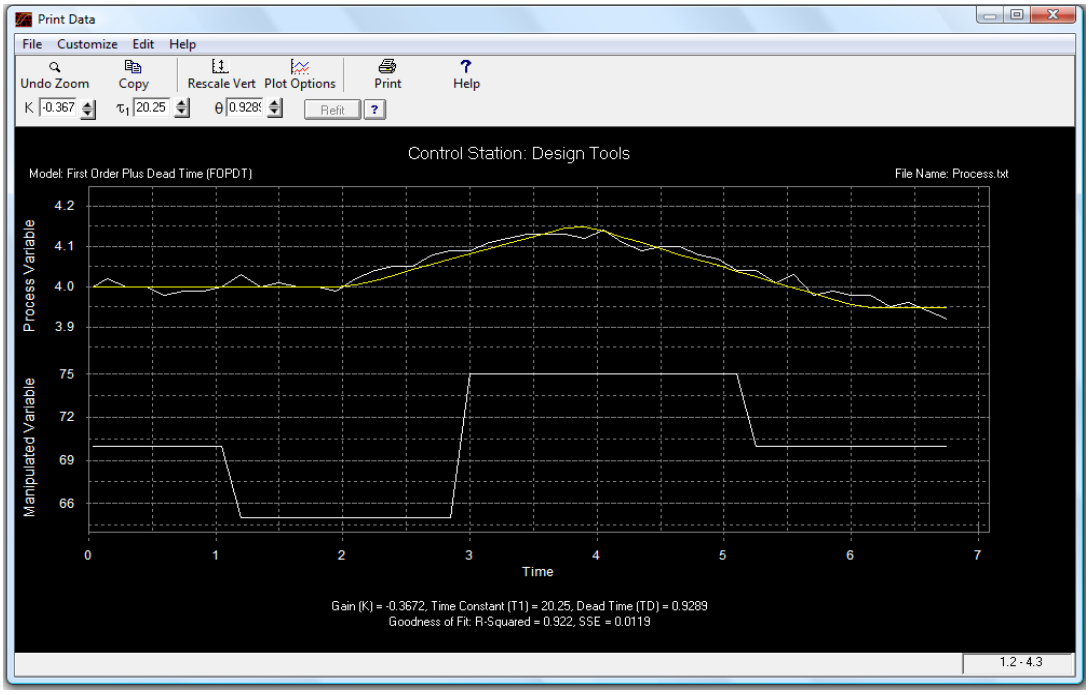


Figura 1.15. Ventana con el gráfico generado con los datos del comportamiento dinámico y ajustado del modelo del control del nivel del tanque.

Se podrá evaluar si es que el modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT) ha convergido con éxito por medio de la observación de los ajustes presentados en la gráfica de la figura 1.15, el ajuste de color amarillo debe de superponer lo más posible al ajuste de color blanco. Si el ajuste no es razonable, el modelo y los valores de sintonización del controlador PID no serán útiles.

Hay muchas opciones disponibles en la pantalla que muestra la gráfica de los ajustes que van a ser muy útiles, por ejemplo se podrá:

- Imprimir la trama de la gráfica, haciendo clic en el icono Imprimir de la barra de herramientas o copiar y exportar la gráfica a un portapapeles para pegar en Word, PowerPoint u otro programa que tenga la capacidad de pegado de imágenes.

- Ingresar los diferentes valores de los parámetros del modelo en las casillas en blanco ubicadas en la parte superior de la gráfica de los ajustes.

- Cambiar las etiquetas, títulos, valores máximos y mínimos de los ejes X/Y, colores de líneas y mucho mas, de las gráficas de la variable del proceso y de la variable medida, haciendo clic en el icono *Plot Options* de la barra de herramientas tal como se muestra en la figura 1.16.

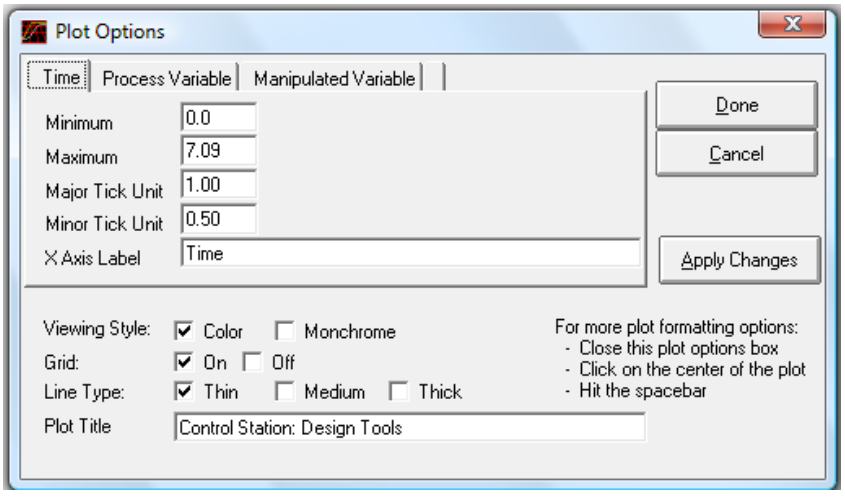


Figura 1.16. Personalización de la gráfica de ajuste del modelo.

- Realizar un *zoom* sobre cualquier zona de interés de la gráfica, manteniendo pulsado el botón izquierdo del mouse y arrastrando la flecha del puntero hasta otro punto deseado. Se podrá volver atrás las ampliaciones que se haya

realizado en la gráfica hasta que se muestre el gráfico original con solo hacer clic sobre el icono *Undo Zoom* de la barra de herramientas.

Después de que haya concluido con la personalización de la gráfica de ajuste del modelo junto con las necesidades de exportar si se desea, volver a la pantalla principal de *Design Tools* cerrando la ventana de la gráfica.

Ahora la ventana principal de *Design Tools* mostrará los valores calculados de los parámetros del modelo a la izquierda de la ventana y en función de estos los valores de sintonización del controlador PID a la derecha de la ventana, tal como se muestra en la figura 1.17.

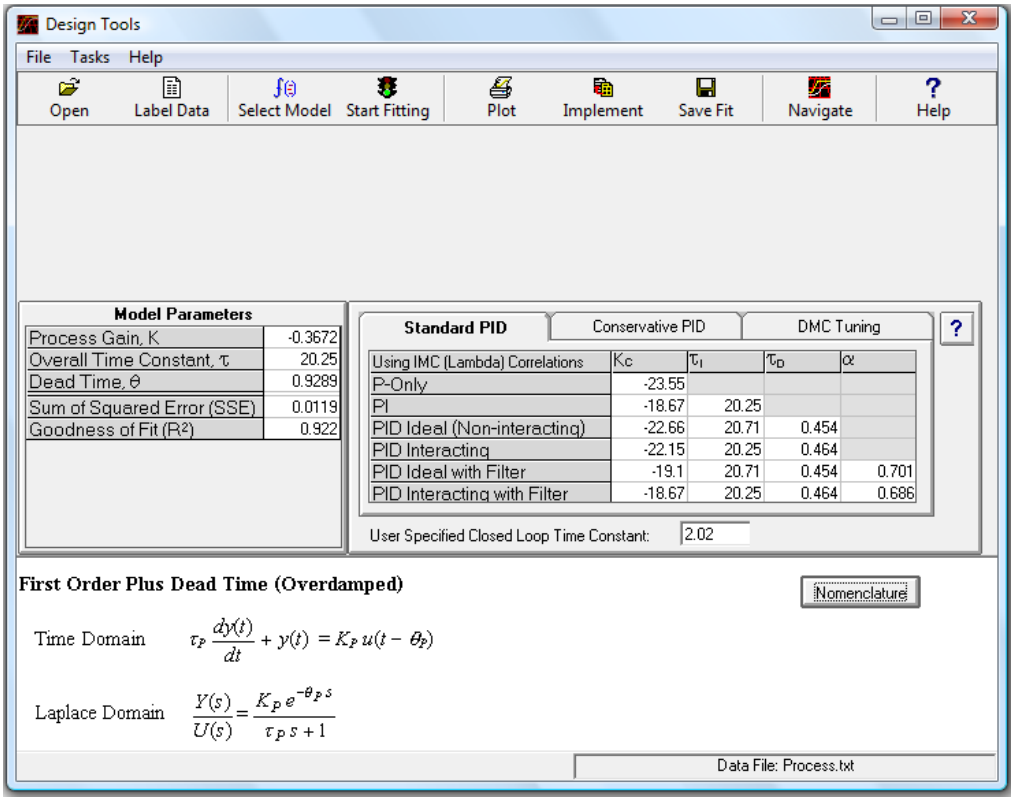


Figura 1.17. Ventana con los valores calculados de los parámetros del modelo y de los valores de sintonización del controlador PID del proceso de control de nivel de un tanque.

Como se puede observar en la ventana de la figura 1.17, se ha calculado los valores de los parámetros del modelo utilizando el algoritmo de control de modelos interno (IMC) de Control Station V3.7®. Los parámetros calculados son:

- Ganancia del Proceso (K) = -0.3672
- Tiempo de Respuesta (T) = 20.25 min.

- Tiempo muerto (Θ) = 0.9289 min.
- Suma del error cuadrático (SSE) = 0.0119
- Capacidad de ajustarse (R^2) = 0.922

Y en función de estos parámetros del modelo se calcula los valores normales y conservativos de la constante proporcional (Kc), el tiempo integrativo (T_I) y el tiempo derivativo (T_D) de sintonización de los controladores P, PI, PID, PID W/ Controladores de filtro. En el caso del control del nivel del tanque se va a escoger los valores de sintonización PID Ideal:

- Constante proporcional (Kc)= -22.66
- Tiempo integrativo (T_I)= 20.71 min.
- Tiempo derivativo (T_D)= 0.454 min.

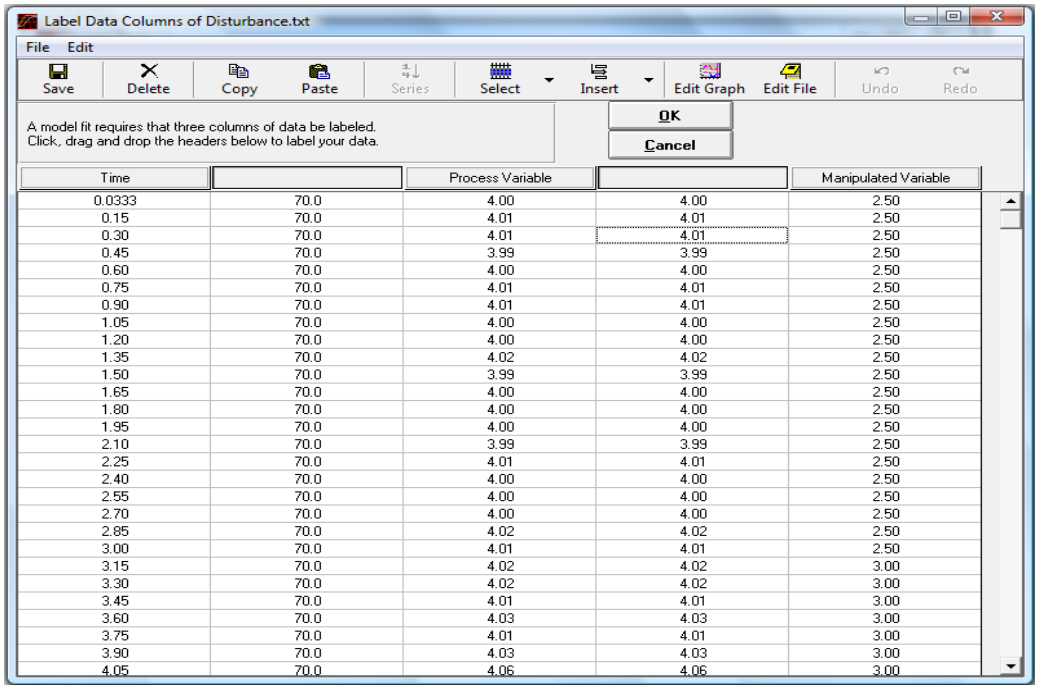
Como segundo paso se debe ajustar un modelo de primer orden más tiempo muerto FOPDT (*First Order Plus Dead Time*) a los datos almacenados en el archivo Perturbance.txt, tal como se realizo con el archivo Process.txt, y luego utilizar los parámetros del modelo, todo ello utilizando la herramienta *Design Tools* que viene incluido en el software Control Station V3.7®.

Primeramente se debe reiniciar la herramienta *Design Tools* cerrando la ventana principal de la misma y volviéndola a abrir haciendo clic sobre el icono *Design Tools* de la ventana principal de Control Station V3.7®, o directamente en el icono *Navigate* opción *Design Tools* de la barra de herramientas, estando en la ventana principal del proceso del control de nivel del tanque, tal como se muestra en la figura 1.7.

Se debe abrir el archivo de datos Disturbance.txt que contiene los datos del comportamiento de la perturbación, haciendo clic en la barra de menú, opción *File subopción Open Data File* o haciendo clic sobre el icono Open de la barra de herramientas. Se visualizará un cuadro de diálogo, como el que se muestra en la figura 1.10, en donde se podrá seleccionar el archivo Disturbance.txt de la lista de archivos, haciendo clic sobre el botón *Open*.

Ahora para continuar con el correcto ajuste del modelo se pide seleccionar tres columnas de datos y además verificar que las etiquetas de las mismas correspondan a valores correctos de las variables del proceso tal como se muestra

en la figura 1.18. Las etiquetas no etiquetadas corresponden a los valores de *SetPoint* y del controlador de salida.



Time		Process Variable		Manipulated Variable
0.0333	70.0	4.00	4.00	2.50
0.15	70.0	4.01	4.01	2.50
0.30	70.0	4.01	4.01	2.50
0.45	70.0	3.99	3.99	2.50
0.60	70.0	4.00	4.00	2.50
0.75	70.0	4.01	4.01	2.50
0.90	70.0	4.01	4.01	2.50
1.05	70.0	4.00	4.00	2.50
1.20	70.0	4.00	4.00	2.50
1.35	70.0	4.02	4.02	2.50
1.50	70.0	3.99	3.99	2.50
1.65	70.0	4.00	4.00	2.50
1.80	70.0	4.00	4.00	2.50
1.95	70.0	4.00	4.00	2.50
2.10	70.0	3.99	3.99	2.50
2.25	70.0	4.01	4.01	2.50
2.40	70.0	4.00	4.00	2.50
2.55	70.0	4.00	4.00	2.50
2.70	70.0	4.00	4.00	2.50
2.85	70.0	4.02	4.02	2.50
3.00	70.0	4.01	4.01	2.50
3.15	70.0	4.02	4.02	3.00
3.30	70.0	4.02	4.02	3.00
3.45	70.0	4.01	4.01	3.00
3.60	70.0	4.03	4.03	3.00
3.75	70.0	4.01	4.01	3.00
3.90	70.0	4.03	4.03	3.00
4.05	70.0	4.06	4.06	3.00

Figura 1.18. Ventana de selección y verificación de las etiquetas de las columnas de datos para el ajuste del modelo de la perturbación del control de nivel del Tanque.

Si no se está seguro que etiqueta asignar a una determinada columna de datos, es imperativo que se consulte el archivo de datos original haciendo clic sobre el icono *Edit File* de la barra de herramientas de *Design Tools*, tal como se muestra en la figura 1.19.

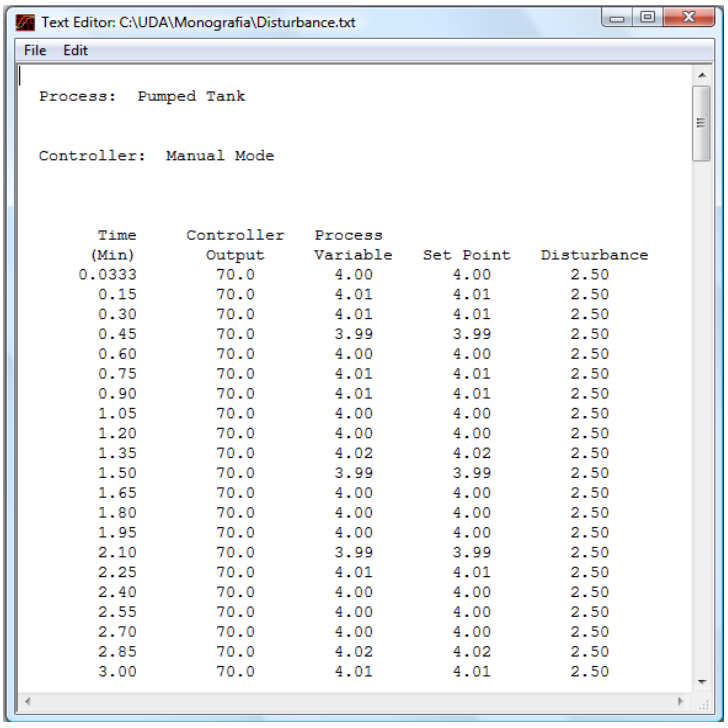


Figura 1.19. Ventana con las columnas de datos etiquetas correctas del archivo Disturbance.txt.

Una vez que se haya concluido con la correcta etiquetación de columnas de datos, se debe aceptar los cambios haciendo clic sobre el botón OK de la ventana de selección y verificación de las etiquetas de las columnas de la figura 1.18.

Ahora para seleccionar, de una biblioteca, el modelo dinámico de primer orden con tiempo muerto (FOPDT), para calcular los valores de los parámetros del modelo, se debe hacer clic sobre la barra de menú y escoger la opción *Tasks* subopción *Select model* o haciendo clic sobre el icono *Select Model* de la barra de herramientas de la ventana principal de *Design Tools* y presionar Done, tal como se muestra en la figura 1.13.

Ahora para comenzar con el ajuste del modelo se debe hacer clic sobre la barra de menú *Tasks*, subopción *Start Fitting* o haciendo clic sobre el icono *Start Fitting* de la barra de herramientas de la pantalla principal de *Design Tools*, tal como se muestra en la figura 1.14. Luego de que la herramienta *Design Tools* ha realizado el ajuste del modelo dinámico de primer orden con tiempo muerto (FOPDT), la misma presentara un gráfico generado con los datos del comportamiento dinámico y ajustado del modelo de la perturbación del control del nivel del tanque, tal como se muestra en la figura 1.20.

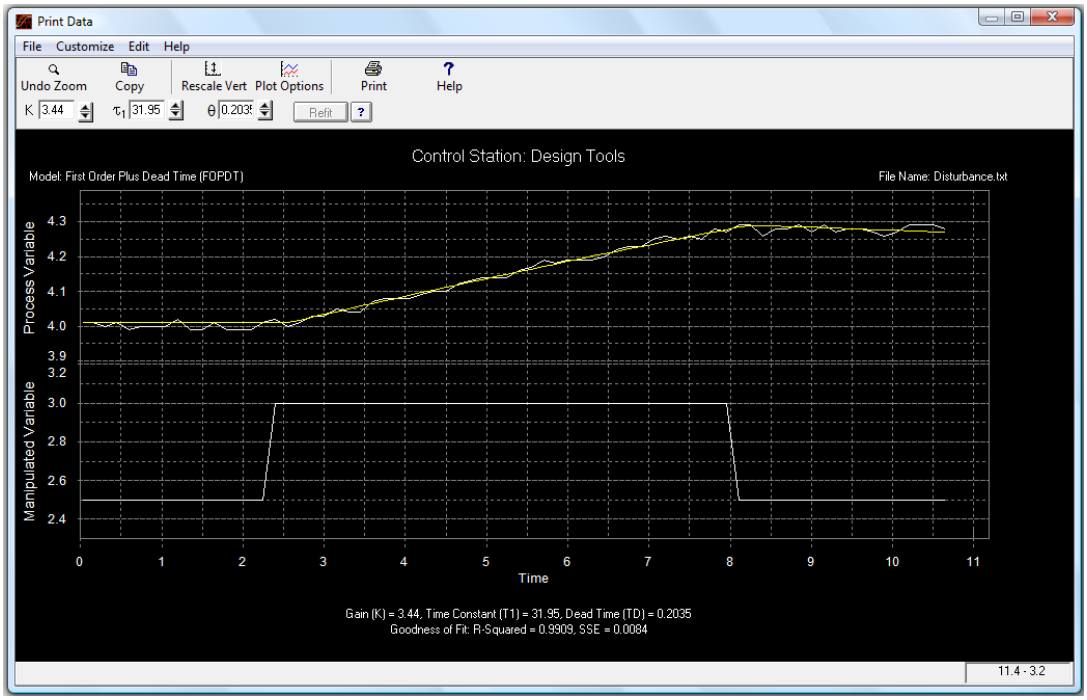


Figura 1.20. Ventana con el gráfico generado con los datos del comportamiento dinámico y ajustado del modelo de la perturbación del control del nivel del tanque.

Tal como se hizo con el modelo del proceso de control de nivel de agua, se podrá evaluar si es que el modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT) de la perturbación ha convergido con éxito por medio de la observación de los ajustes presentados en la gráfica de la figura 1.20, el ajuste de color amarillo debe de superponer lo más posible al ajuste de color blanco.

Después de que haya concluido con la personalización de la gráfica de ajuste del modelo en el cuadro de dialogo de la figura 1.16, junto con las necesidades de exportar si se desea, volver a la pantalla principal de *Design Tools* cerrando la ventana de la gráfica.

Ahora la ventana principal de *Design Tools* mostrará los valores calculados de los parámetros del modelo de la perturbación a la izquierda de la ventana y en función de estos los valores de sintonización del controlador PID a la derecha, tal como se muestra en la figura 1.21. Pero en este caso solo serán de utilidad los valores de los parámetros del modelo, ya que se utilizarán en la creación del modelo final del proceso del nivel del tanque y así controlar cualquier perturbación.

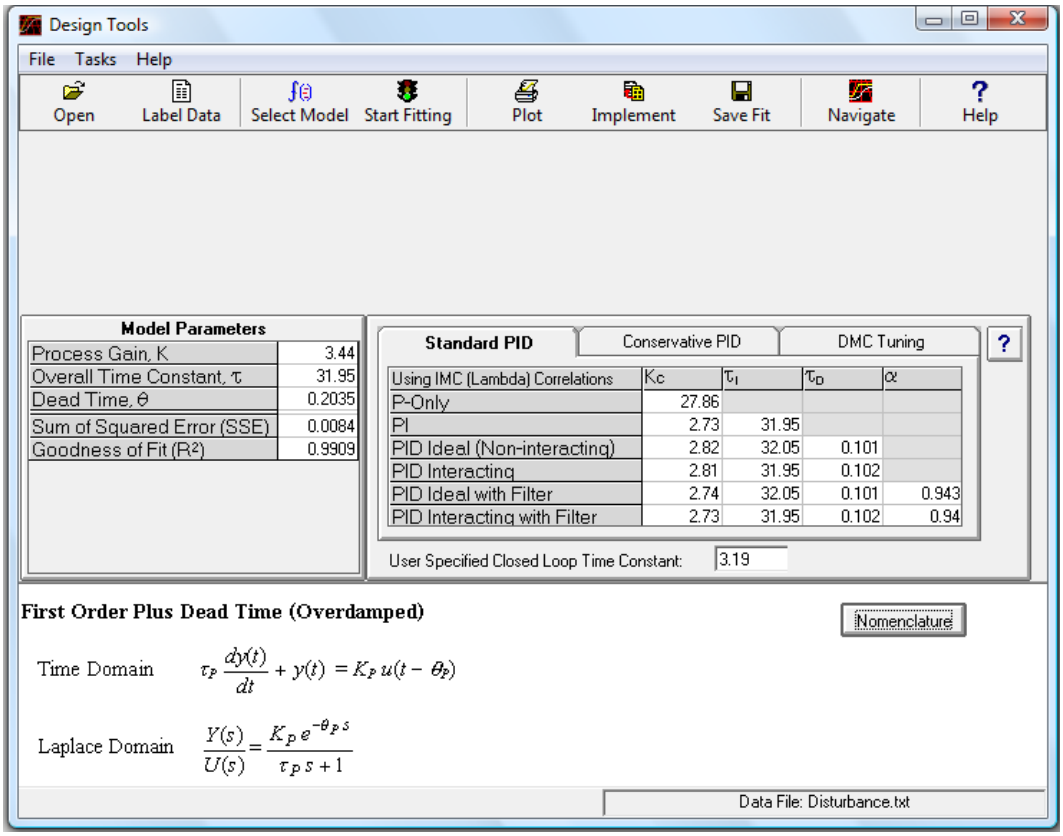


Figura 1.21. Ventana con los valores calculados de los parámetros del modelo de la perturbación del control del nivel de un tanque.

Como se puede observar en la ventana de la figura 1.21, se ha calculado los valores de los parámetros del modelo de la perturbación utilizando el algoritmo de control de modelos interno (IMC) de Control Station V3.7®. Los parámetros calculados son:

- Ganancia del Proceso (K) = 3.44
- Tiempo de Respuesta (T) = 31.95 min.
- Tiempo muerto (Θ) = 0.2035 min.
- Suma del error cuadrático (SSE) = 0.0084
- Capacidad de ajustarse (R^2) = 0.9909

Ahora es el momento de volver a la ventana principal del control de nivel del tanque, que se muestra en la figura 1.2, para poner a prueba el control PID del proceso con los valores calculados con la herramienta *Design Tools*.

Para ingresar los valores de sintonización en el controlador PID del control del nivel del tanque, se debe hacer clic sobre el icono sensor de nivel y controlador (LC), tal como se muestra en la figura 1.2.

Se visualizará el cuadro de diálogo de diseño del controlador, tal como se muestra en la figura 1.22, en donde se puede seleccionar un controlador avanzado o básico, el tipo de controlador (Modo Manual, P, PI, PID, PID con *feed forward*, *PID con Smith Predictor*, *Discrete Sampled Data* y *Dinamic Matriz Control*, *DMC*), el tiempo de muestreo, *setpoint* o punto de ajuste, bias o valor de reajuste, selección de los modos PID, constante proporcional (Kc), tiempo integral (T_I), tiempo derivativo (T_D) y los valores máximos y mínimos de setpoint de alarma.

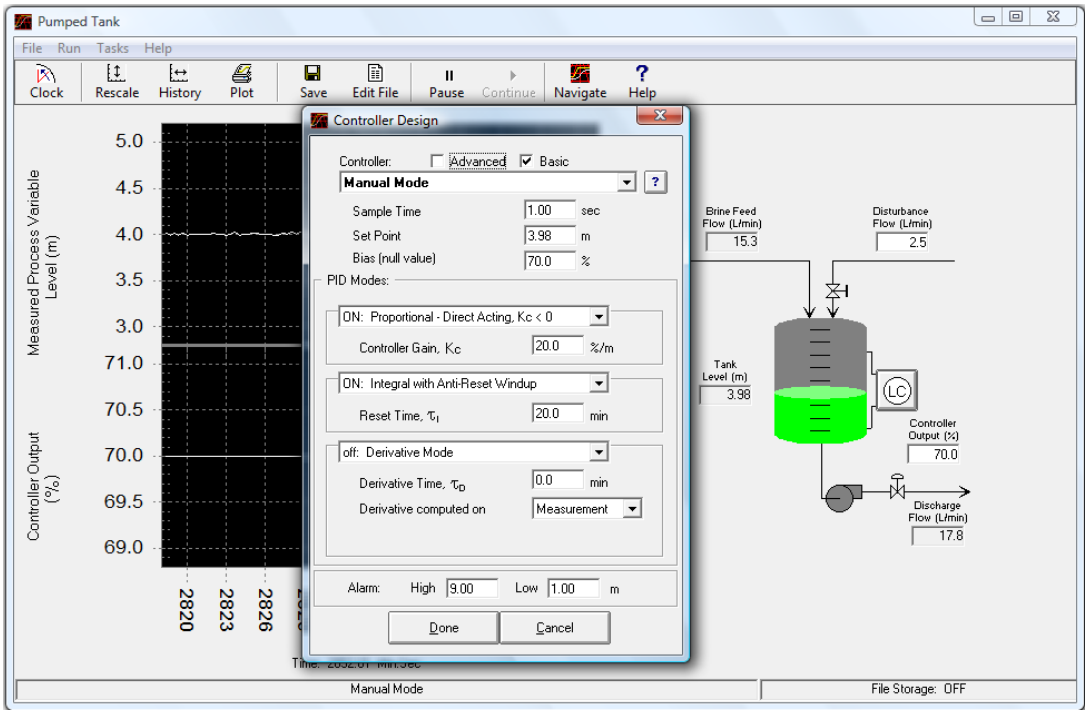


Figura 1.22. Cuadro de dialogo de diseño del controlador del proceso del nivel del tanque.

En este caso se va a seleccionar el tipo de controlador PID básico, el tiempo de muestreo por default, setpoint o punto de ajuste por default, Bias o valor de reajuste por default, modos PID ON en proporcional, integral y derivativo, constante proporcional (Kc), tiempo integral (T_I), tiempo derivativo (T_D) que se calcularon en la herramienta *Design Tools* de la figura 1.17 y los valores máximos y mínimos de setpoint de alarma por default y luego presionar Done, tal como se muestra en la figura 1.23.

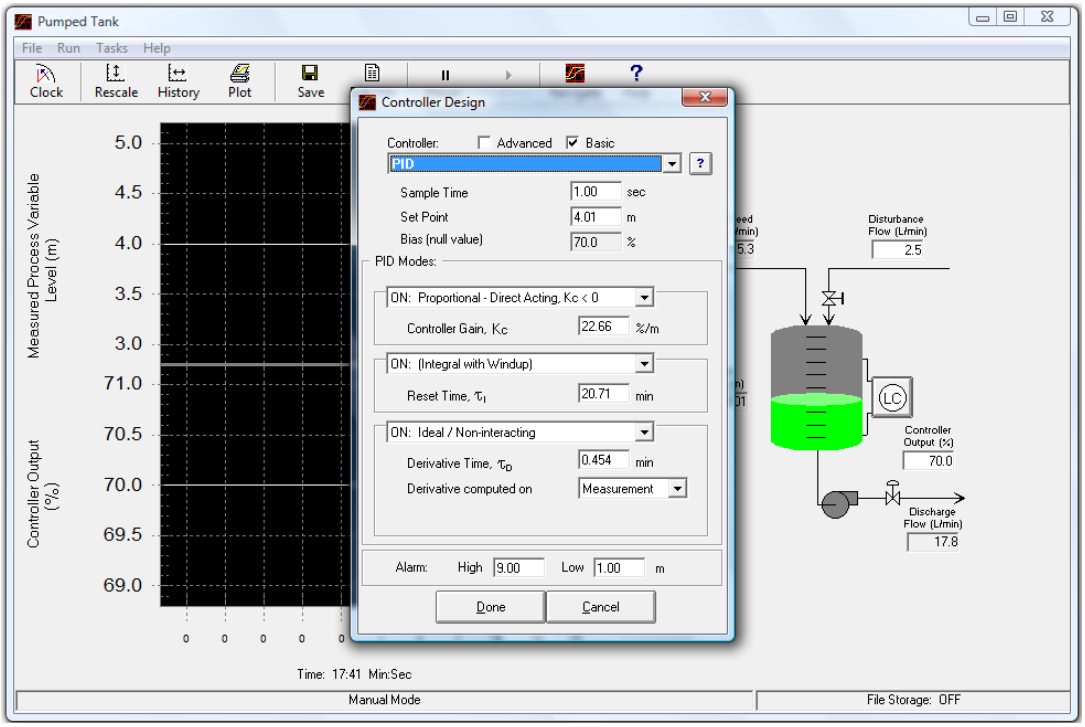


Figura 1.23. Configuración del controlador PID del proceso del nivel del tanque.

Es en esta etapa en la que el proceso del nivel del tanque se encuentra controlado por un controlador PID.

Como se puede observar en la figura 1.24, la ventana principal del control de nivel del tanque ha tomado una forma diferente con la de la figura 1.2, ya que ahora, a la izquierda de la ventana, en la gráfica de variable medida del proceso (*Measured Process Variable*) existen dos señales que están siendo visualizadas, la una, de color blanco, corresponde a la medida en metros del nivel del tanque y la otra, de color amarilla, que es la nueva, correspondiente al setpoint o punto de ajuste en el que se desea que se mantenga el nivel del tanque, y que además en la parte derecha de la ventana a aparecido una línea ínter puntada entre el icono del sensor de nivel y controlador (LC) y la válvula de desfogue del líquido del tanque, indicando que el controlador PID está constantemente controlando la apertura o cierre de la válvula a fin de mantener el nivel del tanque en el setpoint deseado.

Si se desea cambiar el nivel del tanque se debe ingresar un nuevo valor en el casillero *SetPoint (m)* que se encuentra al extremo de la línea continua de color amarilla conectada con el icono del sensor de nivel y controlador (LC).

Se ve claramente en la gráfica de la variable medida del proceso de la figura 1.24, que la señal de color blanco del sensor de nivel del tanque esta superpuesta a la señal de color amarilla del setpoint, lo que indica que el controlador PID está respondiendo muy bien manteniendo el nivel del tanque en el setpoint deseado.

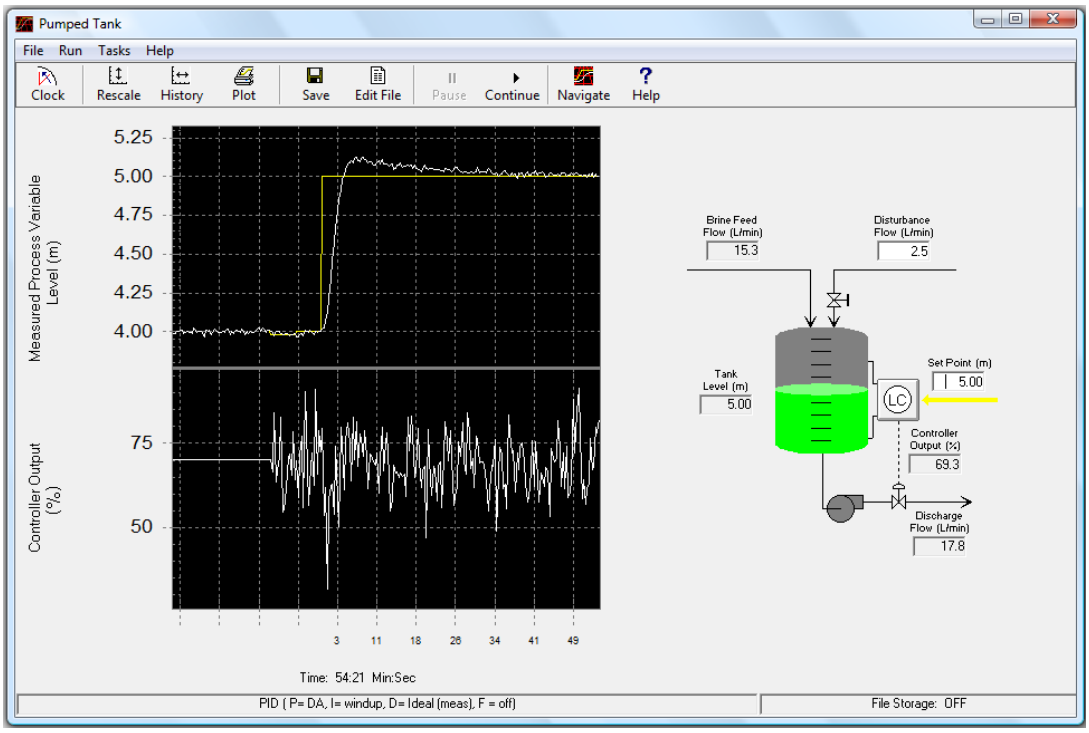


Figura 1.24. Proceso del control del nivel del tanque Pumped Tank, controlado con el controlador PID.

El ruido exagerado en la gráfica del controlador de salida es debido a que la parte derivativa del controlador PID produce ruido que no afecta en nada a la variable medida del proceso que es el nivel del tanque. Para eliminar ese ruido se debe usar un filtro a una cierta frecuencia. Por ejemplo si se desea que el tanque tenga un nivel de líquido de 5 metros, se debe fijar el valor del setpoint también en 5 m, tal como se muestra en la figura 1.25.

El controlador PID ha logrado llevar el nivel del tanque a un nuevo valor de 5 metros, tal como se muestra en la casilla de nivel del líquido del tanque, Tank Level (m). El controlador PID se tardo aproximadamente 54 segundos en pasar del nivel de 4 a 5 metros, tal como se ve en la gráfica de la variable medida del proceso la figura 1.25, esto es debido a que el controlador PID tarda un cierto tiempo en responder. Existen métodos mucho más avanzados de control que hacen que este

tiempo se reduzca a lo mínimo, pero que no serán tratados en este trabajo investigativo.

El *overshoot* o sobrepico que se produce en la señal, de color blanco, de la variable de salida es debido a que el integrador se sobrecarga con un error muy grande producido por la perturbación, a este efecto se lo llama Windup.

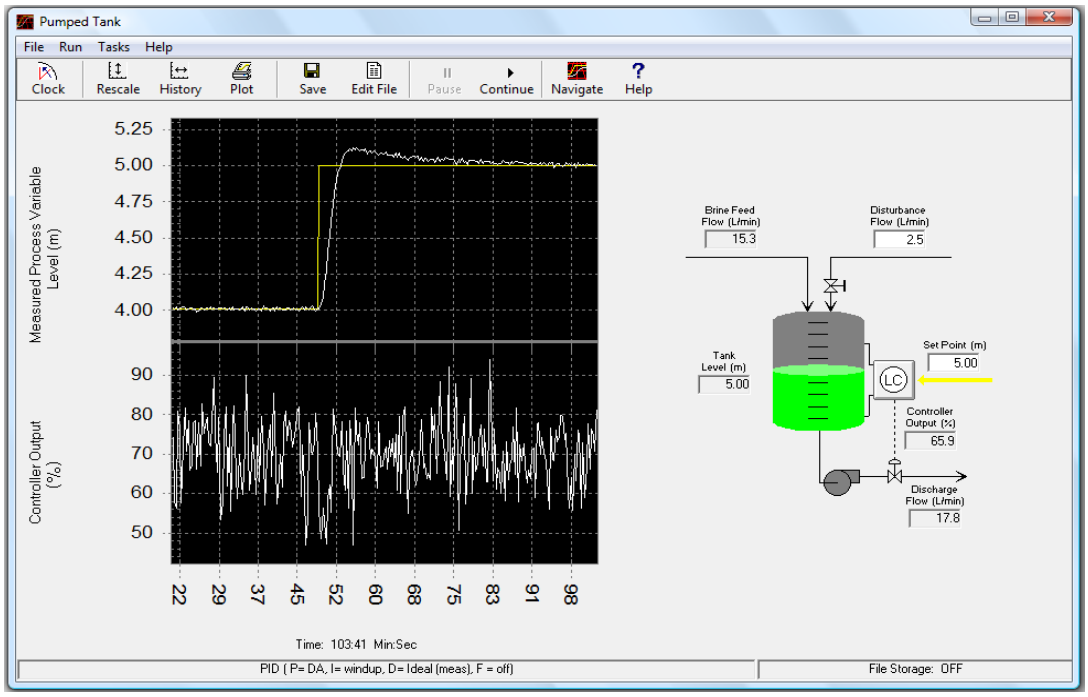


Figura 1.25. Desempeño del controlador PID al cambiar el valor de setpoint.

Por último para probar el desempeño del controlador PID al rechazo a la perturbación, se va a cambiar el valor del caudal de perturbación a 1, para observar los efectos que este produce en el nivel del tanque y como se reajusta automáticamente al *setpoint* fijado después de un cierto tiempo, tal como se muestra en la figura 1.26.

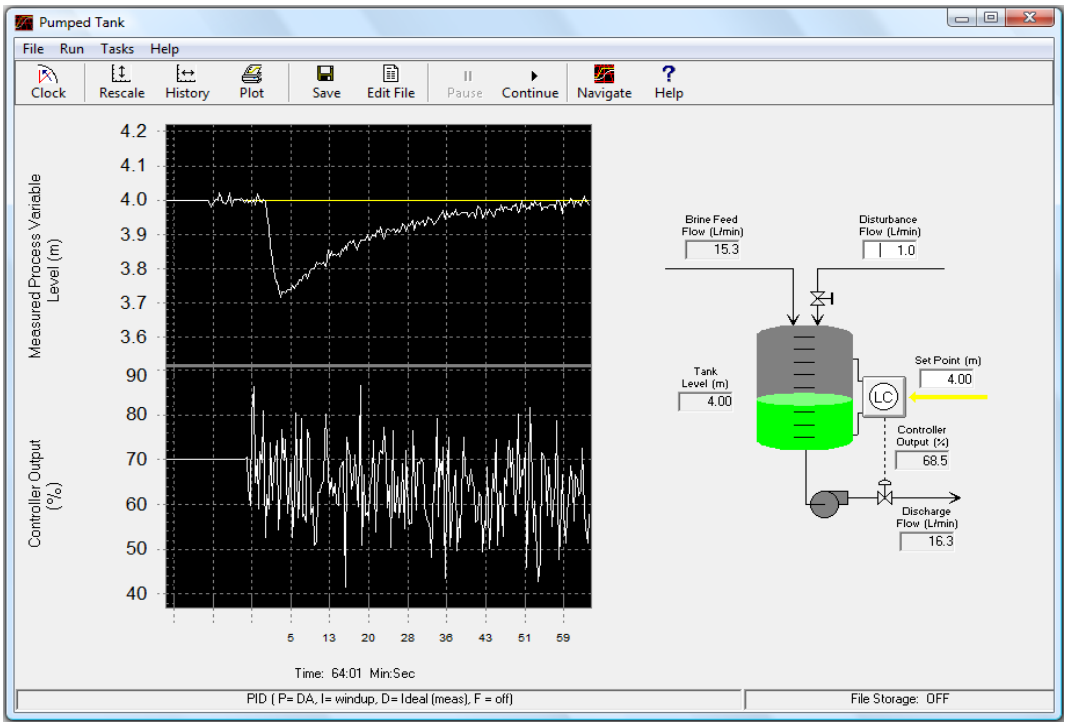


Figura 1.26. Desempeño del controlador PID al cambiar el valor de la perturbación.

1.4. Obtención del modelo del proceso y de la perturbación en lazo simple utilizando *Custom Process*.

En esta etapa, se va a mostrar como la herramienta *Custom Process* de Control Station V3.7®, utiliza los valores de los parámetros del modelo del proceso y de la perturbación del sistema de control de nivel de un tanque, calculados en la herramienta *Design Tools*, para obtener las ecuaciones matemáticas del modelo en el dominio de Laplace y tiempo, y además realizar la simulación y control dinámico de un proceso genérico en lazo cerrado simple que describa de la mejor manera el comportamiento de la planta.

Para ejecutar la herramienta *Custom Process*, se debe seguir uno de los siguientes procedimientos:

- En la ventana principal de Control Station V3.7®. de la figura 1.1 hacer clic sobre el icono *Custom Process*.
- En la barra de menú de la ventana principal de Control Station V3.7®. de la figura 1.1 hacer clic sobre la opción *Modules*, subopcion *Custom Process* y luego en *Single Loop Process*.

La pantalla principal de la herramienta Custom *Process* con sus respectivas secciones, para un proceso de bucle único, se muestra en la figura 1.27.

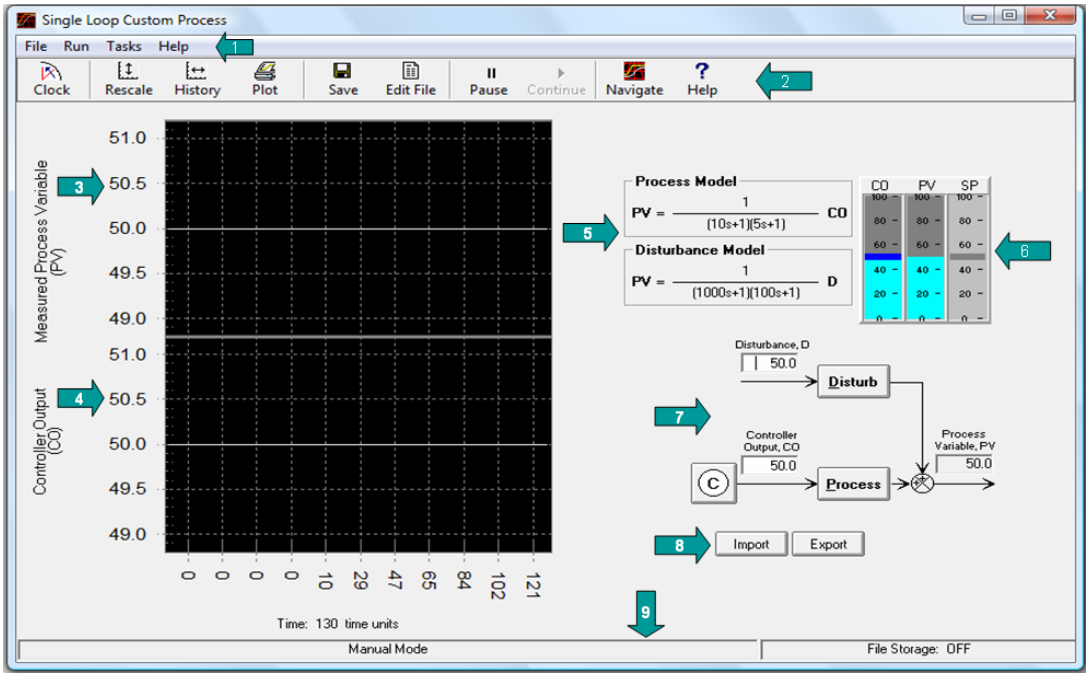


Figura 1.27. Ventana principal de la herramienta *Custom Process*.

Las secciones de las que está compuesta la pantalla principal de de la herramienta *Custom Process*, son similares a las de la ventana principal del control de nivel de un tanque de la figura 1.27, y se describen a continuación:

1. **Barra Menú:** Sección donde se encuentran las opciones que controlan las principales funciones del proceso, tales como ejecución y grabación de datos simulados, seteo de las variables del proceso, etc.

2. **Barra de herramientas:** Sección en donde se encuentra los iconos de acceso directo a las principales herramientas para el control del proceso, tales como ejecución y paro de la simulación, gráfica de datos, etc.

3. **Gráfica de la variable medida del proceso PV:** Sección en donde se presenta en forma instantánea el valor de la variable de salida del proceso, que en este caso es el nivel en metros del líquido del tanque.

4. **Gráfica del porcentaje de salida del controlador CO:** Sección en donde se presenta en forma instantánea el porcentaje de salida del controlador de la apertura de la válvula de desfogue de líquido del proceso.

5. **Ecuaciones del modelo dinámico del proceso:** Sección en donde se presentan las ecuaciones del modelo dinámico del proceso y de la perturbación en el domino de *Laplace*, en el caso del control del nivel de un tanque las ecuaciones todavía no reflejan el modelo dinámico del proceso y de la perturbación, ya que es necesario primero ingresar los parámetros del modelo, que se verá donde ingresarlos más adelante.

6. **Barras móviles de estados del proceso:** En esta sección se presenta tres barras móviles que representan los valores actuales del controlador de salida (CO), la variable del proceso (PV) y el punto de ajuste o SetPoint (SP).

7. **Diagrama de bloques del proceso:** En esta sección se visualiza el diagrama de bloques del proceso, en donde se puede ingresar los parámetros del modelo del proceso y de la perturbación, ajustar el controlador PID y setear los valores del controlador de salida (CO) y de la perturbación (D).

8. **Botones de importación y exportación de datos:** En esta sección se presentan dos botones, uno para importar datos guardados previamente en un archivo y otro para exportar datos simulados a un archivo, generados o para ser utilizados, respectivamente, en alguna de las herramientas de Control Station V3.7® o en alguna aplicación como *Word*, *Excel*, etc.

9. **Barra de estado:** Sección donde se presenta los diferentes estados de los procesos que se están ejecutando en un momento determinado, tales como el tipo de controlador utilizado o el estado de la grabación de datos.

Ahora se debe ingresar los valores de los parámetros del modelo del proceso y de la perturbación en el formulario de entrada de *Custom Process* haciendo clic en el botón *Process* o *Disturb* del diagrama de bloques de la sección 7 de la ventana principal de *Custom Process*, tal como se muestra en la figura 1.28.

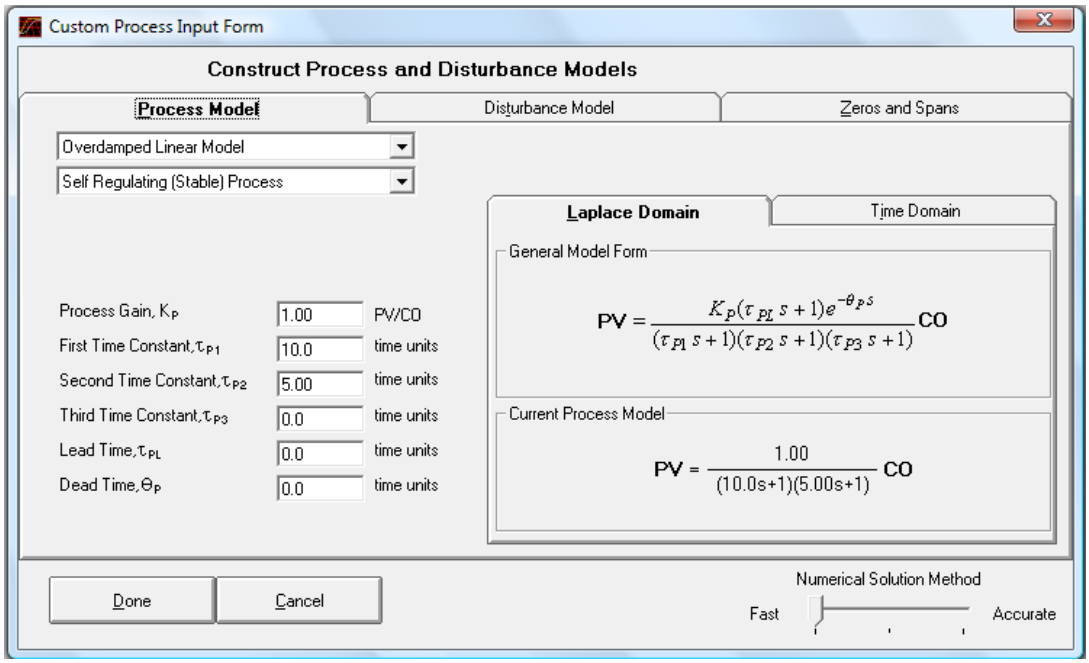


Figura 1.28. Formulário de entrada de Custom Process.

Nota: El formulario de entrada de Custom Process al iniciarse por primera vez presenta los valores por default en las casillas de los parámetros del modelo del proceso y de la perturbación.

En el formulario de entrada de Custom Process se debe seleccionar primero la opción *Process Model* para ingresar los valores absolutos de los parámetros del modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT) del proceso de control de nivel de un tanque: ganancia del proceso (Kp), tiempo de respuesta (T1) y el tiempo muerto (Θp), que fueron calculados anteriormente con la herramienta Design Tools; los valores de tiempo de respuesta (T2), tiempo de respuesta (T3), y tiempo de adelanto (T_{PL}) deben ser puestos a cero ya que son parámetros usados para otro tipo de modelos dinámicos; tal como se muestra en la figura 1.29.

Además se debe seleccionar el modelo lineal de sobredescarga *Overdamped Lineal Model* y la opción autorregulación del proceso *Self Regulating (Stable) Process*, ya que describen exactamente el comportamiento no lineal del proceso del control del nivel de un tanque.

Las ecuaciones, en su forma general y actual, del modelo del proceso del control del nivel de un tanque se muestran en la parte derecha del formulario de entrada de la figura 1.29, en dominio del tiempo y de *Laplace*.

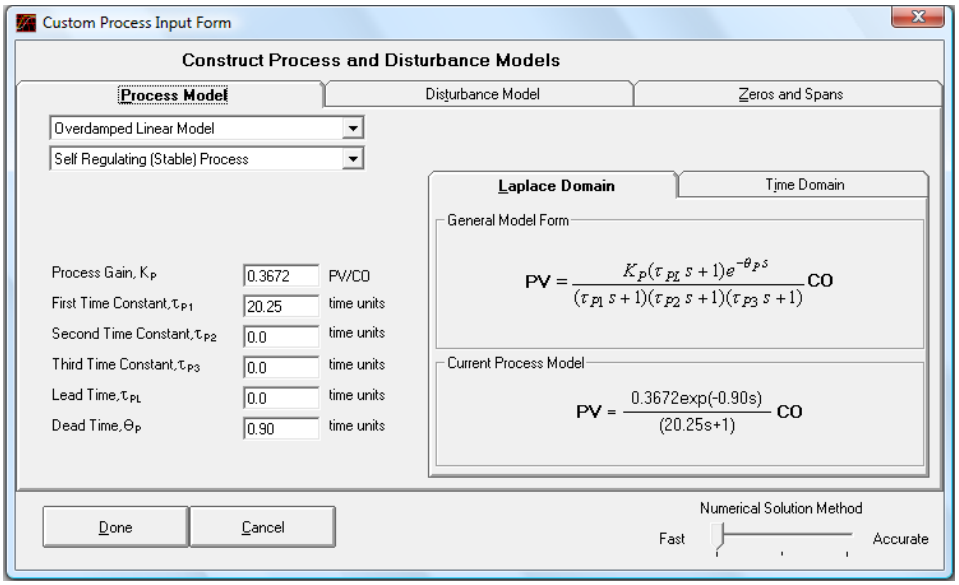


Figura 1.29. Parámetros del modelo del proceso de control de nivel de un tanque.

Se debe notar que al momento que se ingresa los valores de los parámetros del modelo del proceso del control del nivel de un tanque en los casilleros respectivos, también se reemplazan en las variables de la ecuación del modelo del proceso que se encuentra en la parte derecha del formulario de entrada de *Custom Process* de la figura 1.29.

Si se desea que el método de resolución numérica de la respuesta del controlador PID sea rápido o exacto se debe desplazar la línea de desplazamiento (*Numerical Solution Method*), hacia la izquierda o hacia la derecha, respectivamente, tomado en cuenta que el método numérico exacto es el que ocupa más recursos computacionales.

De igual manera se debe de realizar con los parámetros del modelo de la perturbación del control del nivel de un tanque, ahora en el formulario de entrada de Custom Process se debe seleccionar la opción *Disturbance Model* para ingresar los valores absolutos de los parámetros del modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT) de la perturbación del control de nivel de un tanque: ganancia de la perturbación (KD), tiempo de respuesta (T1) y el tiempo muerto (Θ_D), que fueron calculados anteriormente con la herramienta *Design Tools*; los valores de tiempo de respuesta (T2), tiempo de respuesta (T3), y tiempo de adelanto (T_{PL}) deben ser puestos a cero ya que son parámetros usados para otros tipos de modelos dinámicos; tal como se muestra en la figura 1.30.

Además se debe seleccionar el modelo lineal de sobredescarga *Overdamped Lineal Model* y la opción autorregulación del proceso *Self Regulating (Stable) Process*, ya que describen exactamente el comportamiento lineal de la perturbación del control del nivel de un tanque.

Las ecuaciones, en su forma general y actual, del modelo de la perturbación del control del nivel de un tanque se muestran en la parte derecha del formulario de entrada de la figura 1.30, en dominio del tiempo y de *Laplace*.

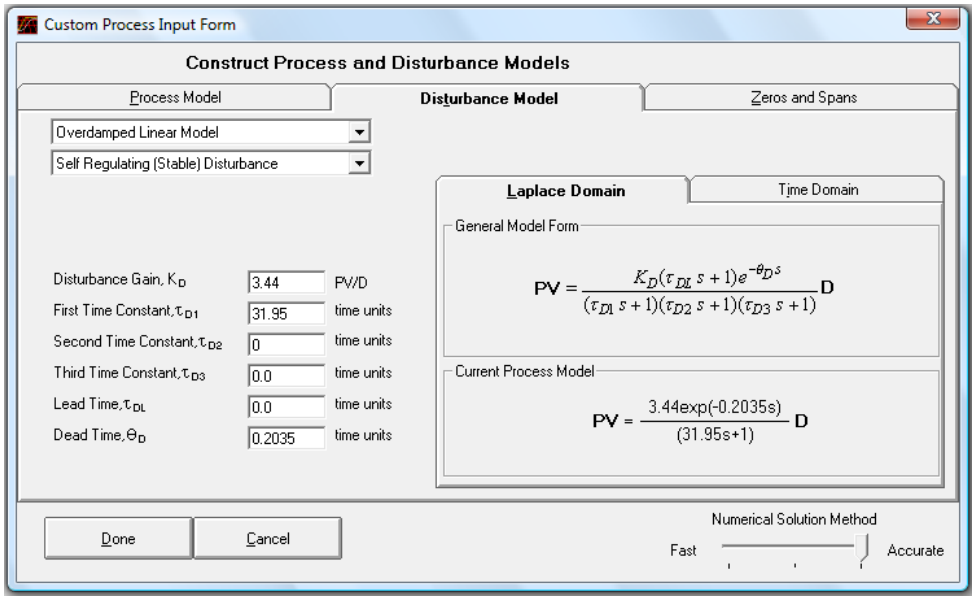


Figura 1.30: Parámetros del modelo de la perturbación de control de nivel de un tanque.

Y por último se debe de configurar el valor mínimo, máximo e inicial que va a tener la variable *Controller Output* (CO), *Process Variable* (PV) y la Disturbance (D), tomando en cuenta los valores de las variables de la simulación de la ventana principal del control de nivel de un tanque de la figura 1.2; haciendo clic en la opción *Zeros and Spans*, tal como se muestra en la figura 1.31.

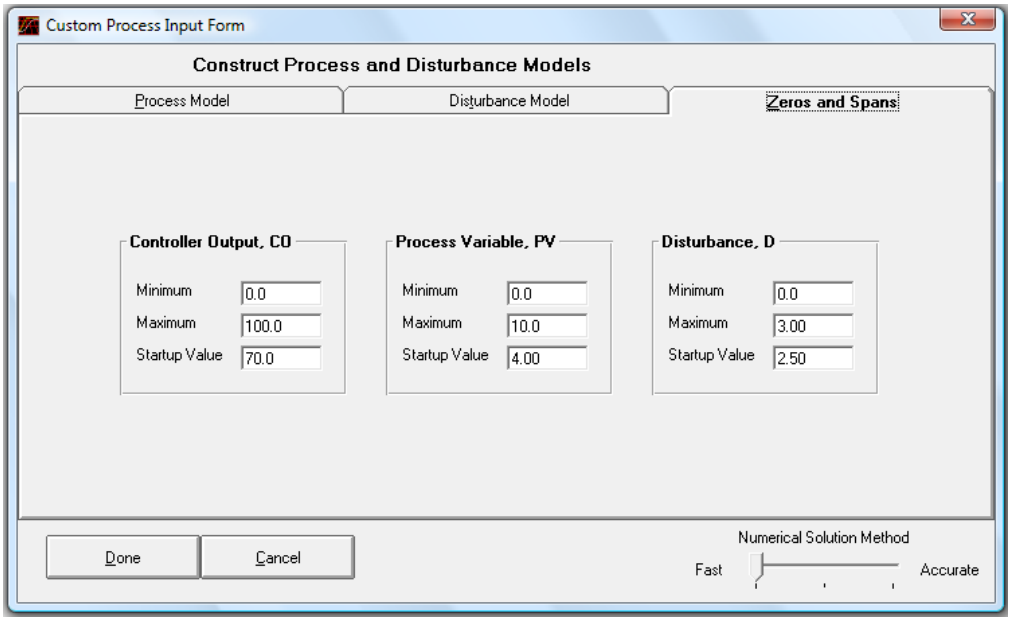


Figura 1.31. Configuración del valor mínimo, máximo e inicial que va a tener la variable *Controller Output* (CO), *Process Variable* (PV) y la *Disturbance* (D) del control de nivel de un tanque.

Una vez que se esté seguro de que los valores de los limites de las variables de simulación y de los parámetros del modelo del proceso y de la perturbación del control del nivel de un tanque sean los correctos, se debe hacer clic sobre el botón *Done* para aceptar los datos y volver a la pantalla principal de *Custom Process* para iniciar con la simulación.

Estando en la pantalla principal de *Custom Process* ahora se debe poner a prueba el control PID para controlar el modelo del proceso del nivel de un tanque. Para ingresar los valores de sintonización en el controlador PID, se debe hacer clic sobre el icono (C) del diagrama de bloques de la sección 7 de la ventana principal de *Custom Process*, que se muestra en la figura 1.27. Se visualizará el cuadro de diálogo de diseño del controlador, tal como se muestra en la figura 1.32, en donde se puede seleccionar un controlador avanzado o básico, el tipo de controlador (Modo Manual, P, PI, PID, PID con *feed forward*, PID con *Smith Predictor*, *Discrete Sampled Data* y *Dinamic Matriz Control*, DMC), el tiempo de muestreo, setpoint o punto de ajuste, Bias o valor de reajuste, selección de los modos PID, Constante Proporcional (Kc), Tiempo Integral (T_I), tiempo derivativo (T_D) y los valores máximos y mínimos de setpoint de alarma.

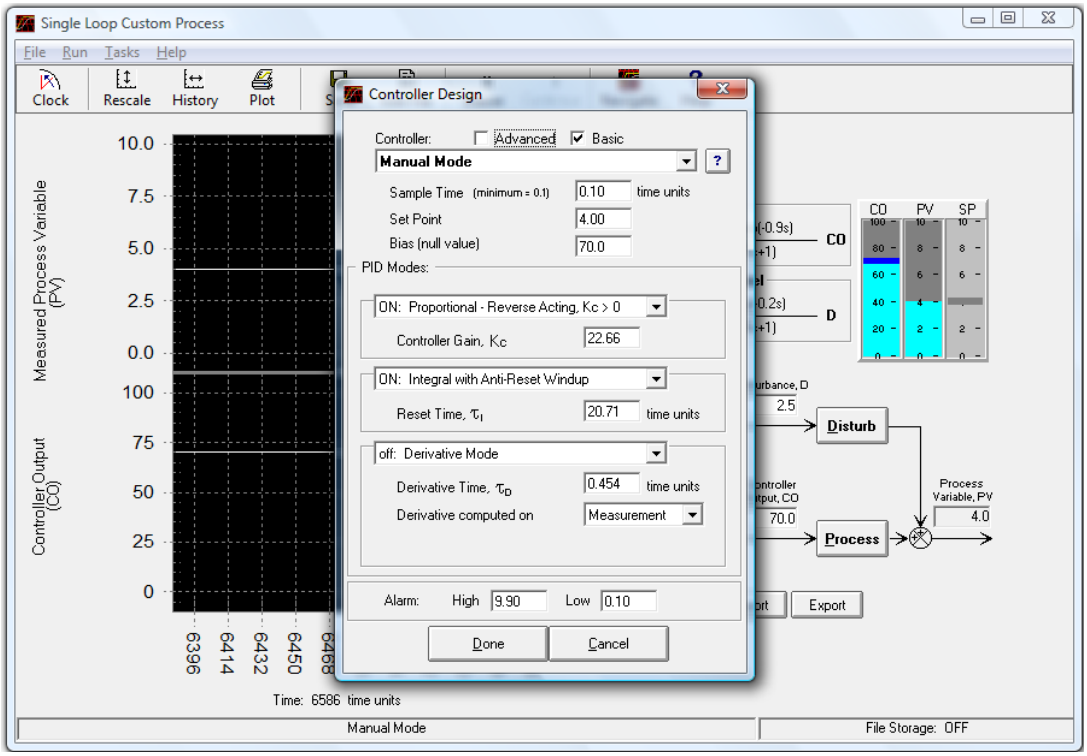


Figura 1.32. Cuadro de dialogo de diseño del controlador del modelo del proceso del nivel del tanque.

En este caso también se va a seleccionar el tipo de controlador PID básico, el tiempo de muestreo por *default*, *setpoint* o punto de ajuste por *default*, bias o valor de reajuste por default, modos PID ON en proporcional, integral y derivativo, constante proporcional (Kc), tiempo integral (T_I), tiempo derivativo (T_D) que se calcularon en la herramienta *Design Tools* de la figura 1.17 y los valores máximos y mínimos de *setpoint* de alarma por *default* y luego presionar *Done*, tal como se muestra en la figura 1.33.

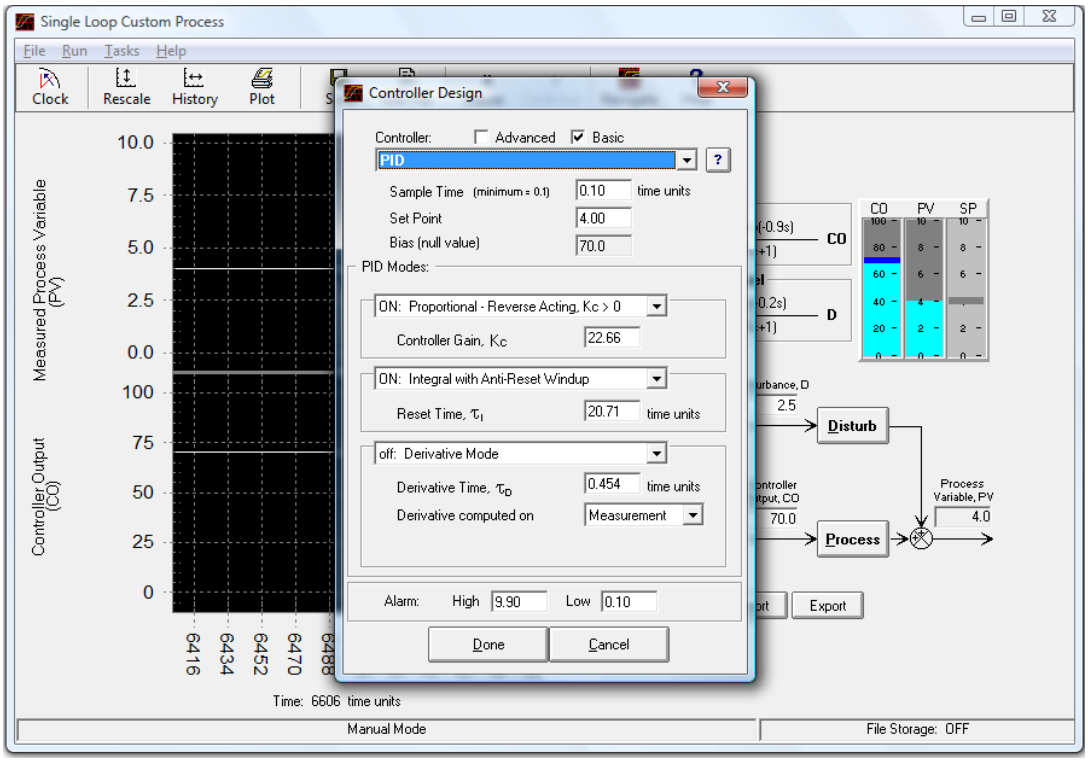


Figura 1.33. Configuración del controlador PID del modelo del proceso del nivel del tanque.

Es en esta etapa es en la que el modelo del proceso del nivel del tanque se encuentra controlado por un controlador PID. Como se puede observar en la figura 1.34, la ventana principal del control de nivel del tanque ha tomado una forma diferente con la de la figura 1.27, ya que ahora, a la izquierda de la ventana, en la gráfica de variable medida del proceso (Measured Process *Variable*) existen dos señales que están siendo visualizadas, la una, de color blanco, corresponde a la medida en metros del nivel del tanque, *Process Variable* (PV), y la otra, de color amarilla, que es la nueva, correspondiente al *setpoint* (SP) o punto de ajuste en el que se desea que se mantenga el nivel del tanque, y que además en la parte derecha de la ventana a aparecido una línea ínter puntada que cierra el lazo de control entre el icono del controlador (C) y la salida del proceso, indicando que a la entrada del controlador PID está ingresado el error que se obtiene de restar el *setpoint* y el nivel del tanque actual o de salida; manteniendo constantemente controlando la apertura o cierre de la válvula del proceso, a fin de ajustar el nivel del tanque al *setpoint* deseado.

Si se desea cambiar el nivel del tanque se debe ingresar un nuevo valor en el casillero *SetPoint* (m) que se encuentra al extremo de la línea continua de color amarilla al ingreso del diagrama de bloques.

Se observa claramente en la gráfica de la variable medida del proceso (*Measured Process Variable*) de la figura 1.34, que la señal de color blanco del sensor de nivel del tanque esta superpuesta a la señal de color amarilla del setpoint y además que el valor de *setpoint* (SP) a la entrada del diagrama de bloques es igual a la variable medida *Process Variable* (PV) a la salida del diagrama de bloques del modelo del proceso, lo que indica que el controlador PID está respondiendo muy bien manteniendo el nivel del tanque en el *setpoint* deseado.

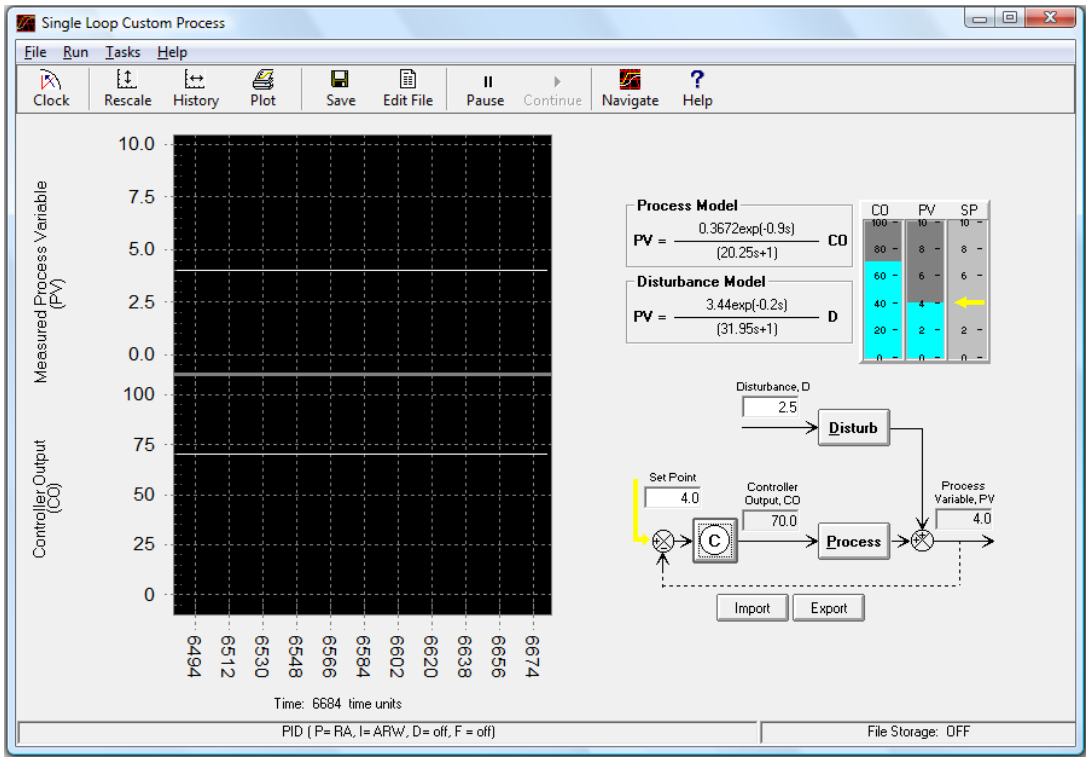


Figura 1.34. Simulación del modelo del proceso del control del nivel del tanque controlado con el controlador PID.

Por ejemplo si se desea que el modelo del proceso del tanque tenga un nivel de líquido de 5 metros, se debe fijar el valor del *setpoint* también en 5 m, tal como se muestra en la figura 1.35.

El controlador PID ha logrado llevar el nivel del modelo del proceso del tanque a un nuevo valor de 5 metros, tal como se muestra en la casilla de la variable medida del proceso *Process Variable* (PV).

El controlador PID se tarda aproximadamente 54 segundos en pasar del nivel de 4 a 5 metros, tal como se ve en la gráfica de la variable medida del proceso la figura 1.35, esto es debido a que el controlador PID tarda un cierto tiempo en

responder. Existen métodos mucho más avanzados de control que hacen que este tiempo se reduzca a lo mínimo, pero que no serán tratados en este trabajo investigativo.

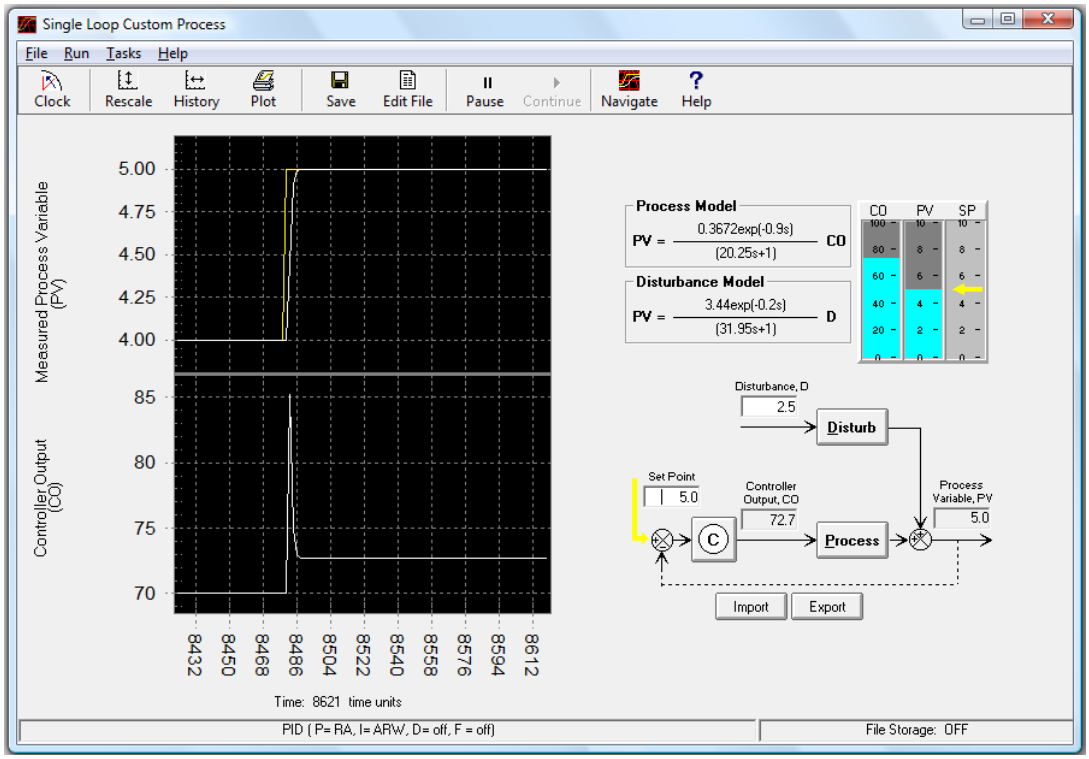


Figura 1.35. Desempeño del controlador PID al cambiar el valor de setpoint.

Por último para probar el desempeño del controlador PID al rechazo a la perturbación, se va a cambiar el valor de la perturbación a 1, que en el caso del control del nivel del tanque es un caudal de entrada de un líquido, para observar los efectos que este produce en el nivel del tanque y como se reajusta automáticamente al *setpoint* fijado después de un cierto tiempo, tal como se muestra en la figura 1.36.

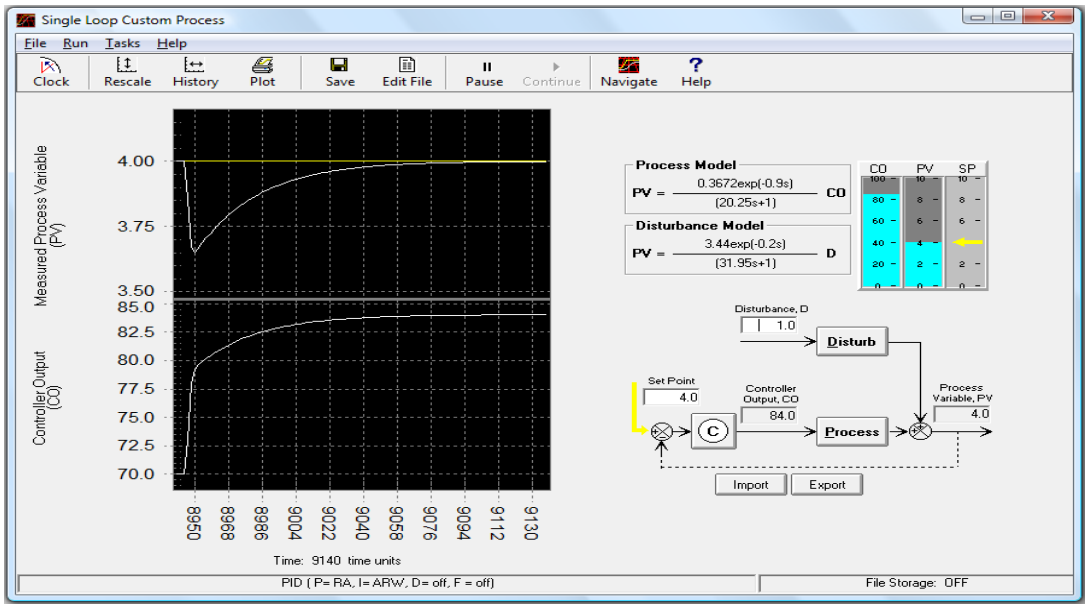


Figura 1.36. Desempeño del controlador PID al cambiar el valor de la perturbación.

1.5. Elaboración de un video ilustrativo para la simulación del control del nivel de un Tanque.

El acceso directo del video que ilustra paso a paso cómo diseñar y simular el proceso industrial para el control del nivel de un líquido de un tanque *Pumped Tank en Control Station V3.7*®, se encuentra en la sección de anexos.

1.6. Conclusión

Luego de realizado el control PID del proceso industrial del nivel de un líquido de un tanque utilizando las herramientas *Case Studies*, *Design Tools* y *Custom Process* de Control Station V3.7®, se ha demostrado que los resultados obtenidos en las gráficas de la variable medida del proceso (PV), de la figura 1.35 y 1.36 con la utilización de el controlador PID en complemento con los valores de los parámetros del modelo del proceso y de la perturbación: ganancia (K), tiempo de respuesta (T) y tiempo muerto (Θ) hacen que se obtenga un respuesta muy rápida, sin sobrepicos y sin ruido, ante cualquier cambio en el valor de nivel *setpoint* o de la perturbación debido a la exactitud en los cálculos con los que trabaja *Custom Process*, en comparación con la respuesta obtenida en la simulación del *Pumped Tank* de la figura 1.25 y 1.26, donde si existe un sobrepico y ruido en la señal de salida del sistema.

Fuente: Todas las imágenes son impresas del programa Control Station V3.7®.

CAPITULO 2

MODELADO MATEMATICO PARA EL CONTROL DEL NIVEL DEL TANQUE

2.1. Introducción.

El estudio integral del sistema de control de nivel de un líquido de un tanque implica modelarlo matemáticamente y analizar sus características dinámicas. El modelo matemático del sistema dinámico se define como un conjunto de ecuaciones que representan la dinámica del sistema con la mayor exactitud o lo más aproximado posible. Hay que tener presente que el sistema de control de nivel de un tanque puede tener muchos modelos matemáticos, pero en este caso se va a utilizar un modelo matemático simplificado que sea el más conveniente para las condiciones y circunstancias específicas tales como simplicidad y precisión.

Para analizar la respuesta dinámica y estacionaria del sistema lineal e invariante en el tiempo con una entrada y una salida del sistema del nivel del tanque, se va a utilizar el método del diagrama de bloques y de la función de transferencia. La dinámica del sistema es descrita por medio de ecuaciones diferenciales. Dichas ecuaciones diferenciales se obtienen a partir de leyes físicas que gobiernan el sistema del nivel del tanque.

Ya que se utiliza un flujo de líquido de entrada y de salida del tanque, es necesario que se clasifique al sistema dentro del grupo que maneja un flujo laminar o no turbulento en las corrientes, tomando en cuenta que el número adimensional de Reynolds, o relación de los valores del diámetro de la tubería con los de la densidad, velocidad y viscosidad del líquido, sea menor a 4000. Por lo general los sistemas que poseen un flujo laminar deben representarse con ecuaciones lineales e invariantes en el tiempo, ya que los cambios en los valores de las variables que intervienen en el proceso se mantienen pequeños.

Para la solución de las ecuaciones diferenciales lineales de primer orden se utilizará el método de la transformada de Laplace, ya que es mucho más rápido el manejo de expresiones algebraicas de una variable s compleja. Las ventajas del uso de la transformada de Laplace es que permite el uso de técnicas gráficas para predecir el desempeño del sistema y además permite obtener simultáneamente tanto el componente transitorio como el estado estable de la solución.

2.2. Diseño del diagrama de bloques del sistema.

Para comenzar con el diseño del diagrama de bloques del sistema del nivel de un líquido de un tanque, primero se va a identificar cada una de las variables de la que está compuesta toda la planta del sistema que se muestra en la figura 2.1.

Las variables se definen de la siguiente manera:

- **$q_i(t)$ [m³/seg] =** Caudal de líquido de entrada hacia el tanque.
- **$q_o(t)$ [m³/seg] =** Caudal de líquido de salida del tanque.
- **$q_d(t)$ [m³/seg] =** Caudal de líquido de la perturbación de entrada hacia el tanque.
- **h(t) [m] =** Altura del nivel de liquido del tanque.
- **Δh(t) [m] =** Desviación de la altura del nivel de liquido del tanque.
- **A [m²] =** Area de la sección transversal del tanque.
- **R [m/m³/seg] =** Resistencia o cambio del nivel del tanque (h), necesaria para producir un cambio de una unidad en la velocidad del flujo de salida del tanque (q_o), es decir apertura de la válvula de salida de líquido del tanque.

$$\boxed{R = \frac{h[m]}{q_o[m^3/seg]}} \qquad \textbf{Ecuación 2.1}$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.1, se tiene:

$$R = \frac{0.03[m]}{1.42x10-4[m^3/seg]}$$

$$\boxed{R = 211.26\frac{[m]}{[m^3/seg]}}$$

- **C [m³/m] =** Capacitancia o cambio necesario en la cantidad de líquido almacenado (V), para producir un cambio de una unidad de la altura del nivel de liquido del tanque (h).

$$C = \frac{V[m^3]}{h[m]}$$ **Ecuación 2.2**

Reemplazando con valores la ecuación 2.2, se tiene:

$$C = \frac{V[m^3]}{h[m]} = \frac{(\pi.R^2).h}{h} = \pi(0.1m)^2 = 0.0314m^2$$

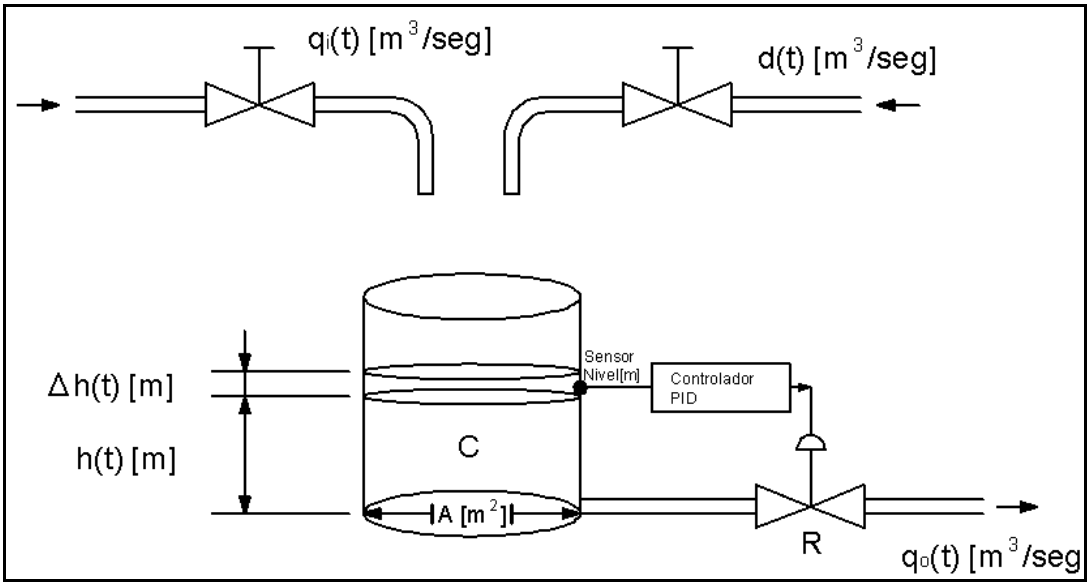


Figura 2.1. Sistema del nivel de líquido de un tanque.

El diagrama de bloques que representa las funciones que lleva a cabo cada componente y el flujo de señales del sistema real del nivel de líquido de un tanque se muestran en la figura 2.2. Cada bloque representa una operación matemática, (generalmente la función de transferencia), que sobre la señal de entrada hace el bloque para producir una salida. Las flechas indican la dirección de flujo de cada señal. Cada gráfica de un círculo representa un punto suma o punto de operación en donde ingresan varias señales, se suman y se obtiene una señal resultante de salida, Por ejemplo en el diagrama de la figura 2.2, el primer punto suma, a la izquierda del diagrama, representa la suma de las señales de SetPoint en miliamperios con la señal del sensor de nivel de liquido también en miliamperios, y como resultado se obtiene un valor de error en miliamperios.

El diagrama de bloques esta en lazo cerrado o realimentado debido a que la señal de salida nivel del tanque [m] del sistema se realimenta a un punto suma, en donde se compara con el punto de referencia SetPoint [m] con el fin de reducir a cero el error producido por las perturbaciones.

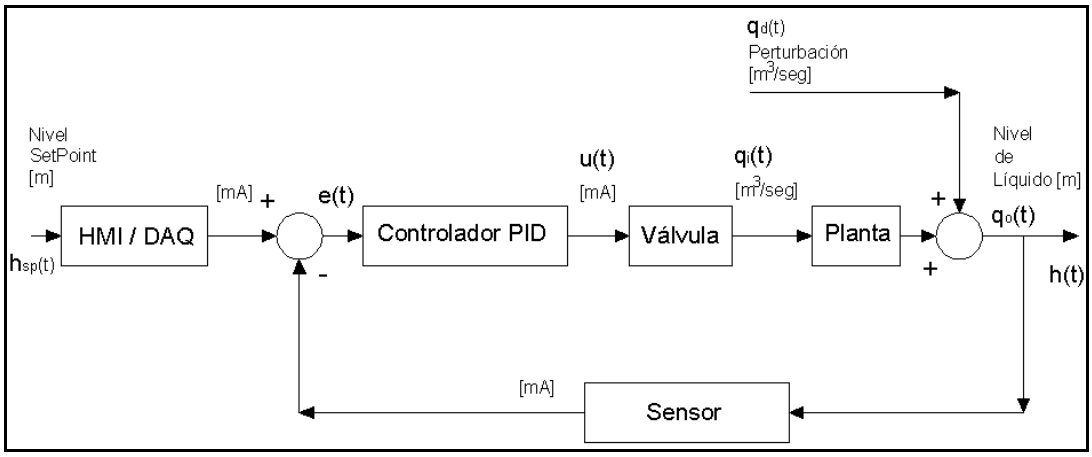


Figura 2.2. Diagrama funcional del sistema del nivel de líquido de un tanque.

- **Nivel SetPoint [m] =** Es el valor del nivel de liquido del tanque al que se desea llegar.
- **HMI / DAQ =** Bloque funcional que representa la Interfaz hombre maquina (HMI) que en complemento con el modulo de adquisición de datos (DAQ) transforman el SetPoint [m] a una salida de corriente en miliamperios.
- **Controlador PID =** Bloque funcional de control que se encarga de comparar el valor real de la salida de la planta con la entrada de referencia SetPoint, determina la desviación o error y produce una señal de control, lo suficientemente amplificada, que reducirá la desviación o error a cero.
- **Válvula =** Bloque funcional que representa la función de transferencia del actuador o el componente encargado de regular el caudal de liquido de salida del tanque, y representa la variable a manipular por el controlador PID.
- **Perturbación =** Caudal de entrada que afecta negativamente el nivel de líquido del tanque ya que produce error en el sistema. En este caso se trata de una perturbación referida a la salida del sistema.
- **Planta =** Bloque funcional que representa la función de transferencia del conjunto de partes que conforman el sistema de nivel de liquido del tanque, principalmente el tanque de líquido y los caudales de líquido de entrada y salida.
- **Sensor =** Bloque funcional encargado de realizar la medición del nivel de líquido del tanque. Se encuentra en la trayectoria de retroalimentación.

- **Nivel de líquido [m] =** Es el valor del nivel de liquido del tanque resultante, y representa la variable a controlar.

2.3. Modelado matemático del sistema.

Todo el proceso de obtención de la ecuación diferencial del modelo matemático de primer orden que representa la dinámica del sistema de control del nivel de líquido del tanque se muestra a continuación.

Por física de los fluidos en movimiento se sabe que el caudal (q) de una corriente de un líquido que fluye por una tubería o canal, es el volumen (V) del líquido que atraviesa por una sección recta en un tiempo (t), así:

$$\boxed{q = \frac{V[m^3]}{t[seg]}} \qquad \textbf{Ecuación 2.3}$$

Partiendo de la ecuación 2.3, se obtiene las siguientes relaciones para el sistema de nivel del tanque:

$$(q_i - q_o + q_d) = \frac{V}{t}$$

Despejando V tenemos:

$$V = (q_i - q_o + q_d).t$$

Expresado en incrementos en el tiempo se tiene:

$$\Delta V(t) = [q_i(t) - q_o(t) + q_d(t)]\Delta t$$

Expresado en diferencias:

$$dV(t) = [q_i(t) - q_o(t) + q_d(t)]dt$$

Reemplazando con la fórmula del volumen de un cilindro V= A.h:

$$Adh(t) = [q_i(t) - q_o(t) + q_d(t)]dt$$

$$A\frac{dh(t)}{dt} = q_i(t) - q_o(t) + q_d(t)$$

$$A\frac{dh(t)}{dt} + q_o(t) = q_i(t) + q_d(t)$$

Expresado en función de las ecuaciones 2.1 de Resistencia y 2.2 de Capacitancia:

$$C\frac{dh(t)}{dt}+\frac{h(t)}{R}=q_i(t)+q_d(t)$$

$$\frac{RC\dfrac{dh(t)}{dt}+h(t)}{R}=q_i(t)+q_d(t)$$

$$\boxed{RC\frac{dh(t)}{dt}+h(t)=R[q_i(t)+q_d(t)]}$$ **Ecuación 2.4**

Reemplazando con valores la ecuación 2.4, se tiene:

$$(211.26)(0.0314)\frac{dh(t)}{dt}+h(t)=(211.26)[q_i(t)+q_d(t)]$$

$$\boxed{6.63\frac{dh(t)}{dt}+h(t)=211.26[q_i(t)+q_d(t)]}$$

Para resolver la ecuación diferencial 2.4 de primer orden, lineal e invariante con el tiempo, se va a utilizar el método de la transformada de Laplace con la suposición de que todas las condiciones iniciales del sistema sean cero.

Se obtiene la siguiente ecuación algebraica de una variable s compleja.

$$RCsH(s)+H(s)=R[Q_i(s)+Q_d(s)]$$

Despejando la salida H(s) del sistema:

$$H(s)[RCs+1]=R[Q_i(s)+Q_d(s)]$$

$$H(s)=\frac{R[Q_i(s)+Q_d(s)]}{[RCs+1]}$$

$$\boxed{H(s)=\frac{R}{[RCs+1]}Q_i(s)+\frac{R}{[RCs+1]}Q_d(s)}$$ **Ecuación 2.5**

Reemplazando con valores la ecuación 2.5, se tiene:

$$H(s)=\frac{211.26}{[(211.26)(0.0314)s+1]}Q_i(s)+\frac{211.26}{[(211.26)(0.0314)s+1]}Q_d(s)$$

$$\boxed{H(s)=\frac{211.26}{6.63s+1}Q_i(s)+\frac{211.26}{6.63s+1}Q_d(s)}$$

Para obtener las ganancias, en lazo abierto, de la planta y de la perturbación del sistema, se aplicará el principio de superposición de los sistemas lineales, el cual indica que la respuesta de salida H(s) del sistema es la suma de las respuestas individuales Qi(s) y Qd(s), tratando una entrada a la vez y sumando los resultados. Entonces la ganancia de la planta del sistema, que relacione la variable de salida H(s) con la variable de entrada Qi(s), con la entrada Qd(s)=0, será:

$$\frac{H(s)}{Q_i(s)} = \frac{R}{[RCs+1]}$$ **Ecuación 2.6**

Reemplazando con valores la ecuación 2.6, se tiene:

$$\frac{H(s)}{Q_i(s)} = \frac{211.26}{6.63s+1}$$

Y la ganancia de la perturbación del sistema, que relacione la variable de salida H(s) con variable de entrada Qd(s), y con la entrada Qi(s)=0, será:

$$\frac{H(s)}{Q_d(s)} = \frac{R}{[RCs+1]}$$ **Ecuación 2.7**

Reemplazando con valores la ecuación 2.7, se tiene:

$$\frac{H(s)}{Q_d(s)} = \frac{211.26}{6.63s+1}$$

La ecuación 2.6 y 2.7 son iguales debido a que ambas representan entradas de caudales y además porque al sumarse forman la salida del sistema.

Reemplazando las funciones de transferencias, de la ecuación 2.6 y 2.7, en el diagrama funcional de la figura 2.2, se obtiene el diagrama de bloques que se muestra en la figura 2.3.

En este caso se ha considerado que la ganancia de la válvula de control del caudal de salida de líquido del tanque y del sensor de nivel, afectan la ganancia del sistema, y por ende el nivel del líquido del tanque, con un valor constante Kv = 1 y Ks = 1, respectivamente, debido a que las características físicas tales como tamaños, densidades, masa, etc. de la válvula y el sensor permanecen siempre constantes durante el funcionamiento del sistema.

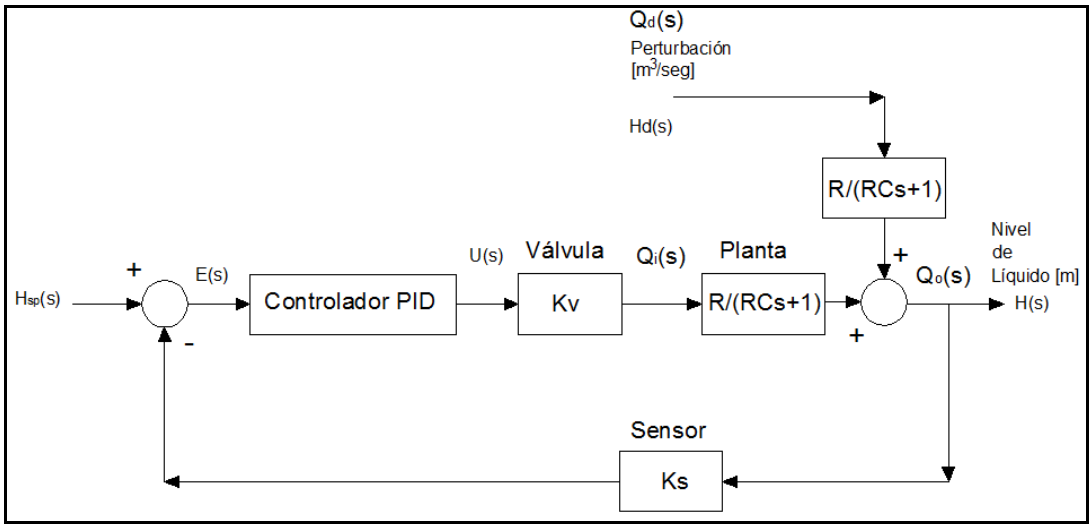


Figura 2.3. Diagrama de bloques en lazo cerrado del sistema de nivel de líquido de un tanque.

La función de transferencia del sistema en lazo cerrado, se obtendrá a partir del diagrama de bloques de la figura 2.3, relacionando la ganancia del camino directo (desde la entrada hasta la salida) y la ganancia del lazo cerrado sumado uno, tal como se muestra a continuación:

Utilizando como variable de salida a H(s) y como variable de entrada a Hsp(s), y con la entrada Qd(s)=0, se tiene que:

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{K_v \dfrac{R}{RCs+1}}{1+\dfrac{K_v K_s R}{RCs+1}}$$

Simplificando:

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{\dfrac{K_v R}{RCs+1}}{\dfrac{RCs+1+K_v K_s R}{RCs+1}}$$

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{K_v R(RCs+1)}{(RCs+1)(RCs+1+K_v K_s R)}$$

$$\boxed{\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{K_v R}{(RCs+K_v K_s R+1)}}$$

Ecuación 2.8

Reemplazando con valores la ecuación 2.8, se tiene:

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{(1)(211.26)}{(6.63s + (1)(1)(211.26) + 1)}$$

$$\boxed{\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{211.26}{6.63s + 212.26}}$$

Del mismo modo, la función de transferencia del sistema, obtenida a partir del diagrama de bloques de la figura 2.3, que relacione la variable de salida H(s) con la variable de entrada Hd(s), y con la entrada Hsp(s)=0, se muestra a continuación:

$$\frac{H(s)}{H_d(s)} = \frac{\dfrac{R}{RCs+1}}{1 + \dfrac{K_v K_s R}{RCs+1}}$$

Simplificando:

$$\frac{H(s)}{H_d(s)} = \frac{\dfrac{R}{RCs+1}}{\dfrac{RCs+1+K_v K_s R}{RCs+1}}$$

$$\frac{H(s)}{H_d(s)} = \frac{R(RCs+1)}{(RCs+1)(RCs+1+K_v K_s R)}$$

$$\boxed{\frac{H(s)}{H_d(s)} = \frac{R}{(RCs + K_v K_s R + 1)}}$$ **Ecuación 2.9**

Reemplazando con valores se tiene:

$$\boxed{\frac{H(s)}{H_d(s)} = \frac{211.26}{6.63s + 212.26}}$$

Por lo tanto la salida H(s) de todo el sistema será:

$$\boxed{H(s) = \frac{K_v R}{(RCs + K_v K_s R + 1)} H_{sp}(s) + \frac{R}{(RCs + K_v K_s R + 1)} H_d(s)}$$ **Ecuación 2.10**

Reemplazando con valores la ecuación 2.10, se tiene:

$$\boxed{H(s) = \frac{211.26}{6.63s + 212.26} H_{sp}(s) + \frac{211.26}{6.63s + 212.26} H_d(s)}$$

Parámetros del modelo:

Dado que el modelo del sistema de nivel de líquido del tanque es de primer orden, ante una entrada escalón unitario, la respuesta de salida del sistema en lazo cerrado será la que se muestra en la figura 2.4, y forma general de la función de transferencia será:

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{K.e^{-s\theta}}{\tau s + 1}$$

Ecuación 2.11

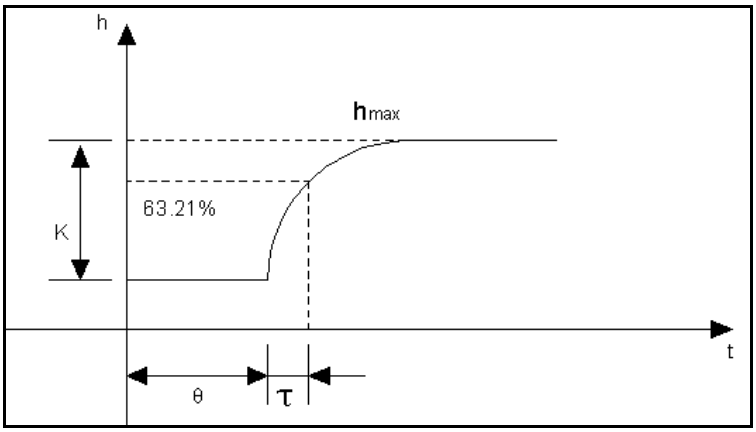


Figura 2.4. Respuesta de salida del sistema de nivel del tanque en lazo cerrado ante una señal de escalón unitario de entrada.

En donde podemos identificar los siguientes parámetros básicos del modelo:

- **Ganancia Estática (K):** Representa la relación entre la salida estática del sistema y la entrada estática. La ganancia estática seria el valor máximo al que la respuesta de salida llega es decir hmax.

  Para obtener el valor de la ganancia estática, primero hay que reacomodar los términos de la ecuación 2.8 a fin de que se asemeje a la 2.11, tal como se muestra a continuación.

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{\dfrac{K_v R}{K_v K_s R + 1}}{\dfrac{RC}{K_v K_s R + 1} s + \dfrac{K_v K_s R + 1}{K_v K_s R + 1}}$$

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{\frac{K_v R}{K_v K_s R + 1}}{\frac{RC}{K_v K_s R + 1} s + 1}$$

Ecuación 2.12

Donde se obtiene que:

$$K = \frac{K_v R}{K_v K_s R + 1}$$

Ecuación 2.13

Reemplazando con valores la ecuación 2.13, se tiene:

$$K = \frac{211.26}{212.26}$$

$$K = 0.99 \approx 1$$

- **Constante de tiempo (τ):** Es el tiempo que tarda la salida en llegar al 63.21 % de su valor máximo hmax, desde que el cambio en la entrada haya provocado cambio en esta. Esta constante determina cuán rápido es la respuesta del sistema ante un cambio en la entrada.
  Se puede observar en la ecuación 2.12 que la constante de tiempo es:

$$\tau = \frac{RC}{K_v K_s R + 1}$$

Ecuación 2.14

Reemplazando con valores la ecuación 2.14, se tiene:

$$\tau = \frac{6.63}{212.26}$$

$$\tau = 0.031 seg$$

Se puede ver que para que la respuesta del sistema sea rápida se debe hacer que el valor de la constante de la válvula de descarga (Kv) sea lo más alta posible.

- **Retardo (θ):** Es el tiempo que se tarda el sistema en cambiar la salida frente a un cambio en su entrada. En este caso se considerará que el sistema responde inmediatamente ante un cambio en la entrada hsp, es decir:

$$\theta = 1$$

Ecuación 2.15

Por lo tanto, con valores, la forma general de la función de transferencia del sistema de nivel de líquido del tanque será:

$$\frac{H(s)}{H_{sp}(s)} = \frac{e^{-s}}{0.031s+1}$$

Comportamiento Dinámico:

Para determinar el comportamiento dinámico del sistema de nivel del tanque, se va a obtener los polos y los ceros de la función de transferencia de la ecuación 2.12, tal como se muestra a continuación.

Ceros: Corresponde a las raíces del polinomio del numerador.

$$\frac{K_v R}{K_v K_s R+1} = 0$$

Ecuación 2.16

Se puede observar que el numerador de la función de transferencia del sistema es una constante, por lo que se puede concluir que en el sistema tiene un cero en el infinito.

Hay que tener en cuenta que un cero no aporta en la estabilidad del sistema.

Polos: Corresponde a las raíces del polinomio del denominador y definen si el sistema es estable o no y si responde rápido o lento.

Si un polo es menor a cero entonces el sistema es estable (Sin oscilaciones en la respuesta de salida).
Si un polo es mayor a cero entonces el sistema es inestable (Con oscilaciones en la respuesta de salida).

$$\frac{RC}{K_v K_s R+1} s+1 = 0$$

$$s = \frac{-1}{\frac{RC}{K_v K_s R+1}}$$

$$s = -\frac{K_v K_s R+1}{RC}$$

Ecuación 2.17

Reemplazando con valores la ecuación 2.17, se tiene:

$$s = -\frac{212.26}{6.63}$$

$$\boxed{s = -32.01}$$

El sistema de nivel del tanque si es estable ya que el polo si es negativo. Además se puede categorizar al sistema de nivel del tanque como tipo cero ya que no posee polos en el origen del plano complejo s.

Para que el sistema de nivel de tanque tenga una respuesta de salida rápida se debe hacer que el valor de la constante de la válvula de descarga del tanque (Kv) sea lo más grande posible.

A continuación, en la figura 2.5, se ubica el polo en el plano complejo s.

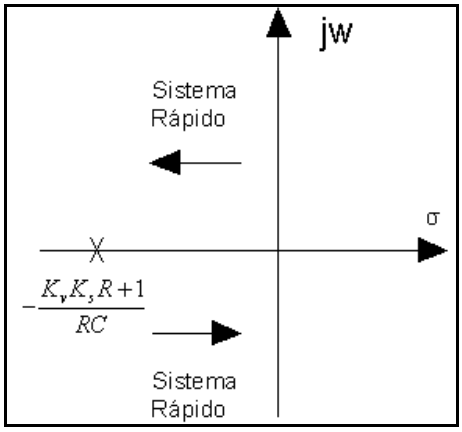


Figura 2.5. Plano complejo s con el polo del sistema de nivel del tanque.

Comportamiento Estacionario:

Para describir el comportamiento estacionario del modelo de primer orden del sistema de nivel de líquido de un tanque, se va a utilizar el teorema del valor final el cual establece que:

Si se conoce la transformada de Laplace de la función h(t), el valor final o estacionario de dicha función puede obtenerse multiplicando H(s) por s y hacer que $s \to 0$.

Así para la función de salida H(s) de la ecuación 2.8, se tiene:

$$h(t) \quad = sH(s) \quad = s\left[\frac{K_v R}{(RCs + K_v K_s R + 1)}\right]\frac{H_{sp}}{s}$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

$$\boxed{h(t) \quad = sH(s) \quad = \left[\frac{K_v R}{(K_v K_s R + 1)}\right].H_{sp}}$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Ecuación 2.18

Pero además de la entrada normal de líquido por la válvula de carga, existe la entrada de líquido de la perturbación el cual va a producir un valor estacionario en la función de salida H(s) de la ecuación 2.9 y su efecto se demuestra a continuación:

$$h(t) \quad = sH(s) \quad = s\left[\frac{R}{(RCs + K_v K_s R + 1)}\right]\frac{H_d}{s}$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

$$\boxed{h(t) \quad = sH(s) \quad = \left[\frac{R}{(K_v K_s R + 1)}\right].H_d}$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Ecuación 2.19

Y en consecuencia el valor estacionario final de la salida H(s) del sistema va a ser:

$$\boxed{h(t) \quad = sH(s) \quad = \left[\frac{K_v R}{(K_v K_s R + 1)}\right].H_{sp} + \left[\frac{R}{(K_v K_s R + 1)}\right].H_d}$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Ecuación 2.20

Donde el valor de Hsp es el nivel de líquido de referencia o deseado y Hd es el desnivel de líquido que produce la perturbación.

Reemplazando con valores la ecuación 2.20, se tiene:

$$h(t) \quad = sH(s) \quad = \left[\frac{211.26}{212.26}\right].H_{sp} + \left[\frac{211.26}{212.26}\right].H_d$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

$$\boxed{h(t) \quad = sH(s) \quad = H_{sp} + H_d}$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Es decir la perturbación produce un desnivel Hd en el nivel deseado Hsp del líquido en el tanque.

Error estacionario del sistema:

El error que se produce en el nivel del tanque es igual a la diferencia entre el valor del nivel de SetPoint y el valor de salida actual en lazo cerrado, es decir existe error estacionario cuando en estado estable la entrada (Hsp) es diferente a la salida H.

La función de transferencia de dicho error, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.3, es la siguiente:

$$E(s) = \frac{1}{1+\frac{K_v K_s R}{CRs+1}} H_{sp}(s) - \frac{\frac{K_s R}{RCs+1}}{1+\frac{K_v K_s R}{CRs+1}} H_d(s)$$

$$E(s) = \frac{\frac{1}{CRs+1+K_v K_s R}}{\frac{CRs+1}{CRs+1}} H_{sp}(s) - \frac{\frac{K_s R}{RCs+1}}{\frac{CRs+1+K_v K_s R}{CRs+1}} H_d(s)$$

$$E(s) = \frac{CRs+1}{CRs+1+K_v K_s R} H_{sp}(s) - \frac{K_s R(RCs+1)}{(CRs+1)(CRs+1+K_v K_s R)} H_d(s)$$

$$\boxed{E(s) = \frac{CRs+1}{CRs+K_v K_s R+1} H_{sp}(s) - \frac{K_s R}{CRs+K_v K_s R+1} H_d(s)} \qquad \textbf{Ecuación 2.21}$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.21, se tiene:

$$\boxed{E(s) = \frac{6.63s+1}{6.63s+212.26} H_{sp}(s) - \frac{211.26}{6.63s+212.26} H_d(s)}$$

Y ahora para calcular el valor al que va a tender el error en estado estacionario, se va a aplicar el teorema del valor final a la función de transferencia de la ecuación 2.21.

$$e(t) \quad = sE(s) \quad = s.\left[\frac{CRs+1}{CRs+K_v K_s R+1}\right].\frac{H_{sp}}{s} - \left[\frac{K_s R}{CRs+K_v K_s R+1}\right].\frac{H_d}{s}$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

$$e(t) \quad = sE(s) \quad = \left[\frac{1}{K_v K_s R + 1}\right].H_{sp} - \left[\frac{K_s R}{K_v K_s + 1}\right].H_d$$
$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Ecuación 2.22

Reemplazando con valores la ecuación 2.22, se tiene:

$$e(t) \quad = sE(s) \quad = \left[\frac{1}{212.26}\right].H_{sp} - \left[\frac{211.26}{2}\right].H_d$$
$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

$$e(t) \quad = sE(s) \quad = -105.63.H_d$$
$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Se puede observar que el error del sistema es inversamente proporcional a la constante de la válvula de descarga (Kv), a la resistencia (R) de la válvula de descarga y al valor de la constante del sensor (Ks) y que además la perturbación Hd modifica el error, tal como se muestra en la figura 2.6.

Donde Error 1 > Error 3

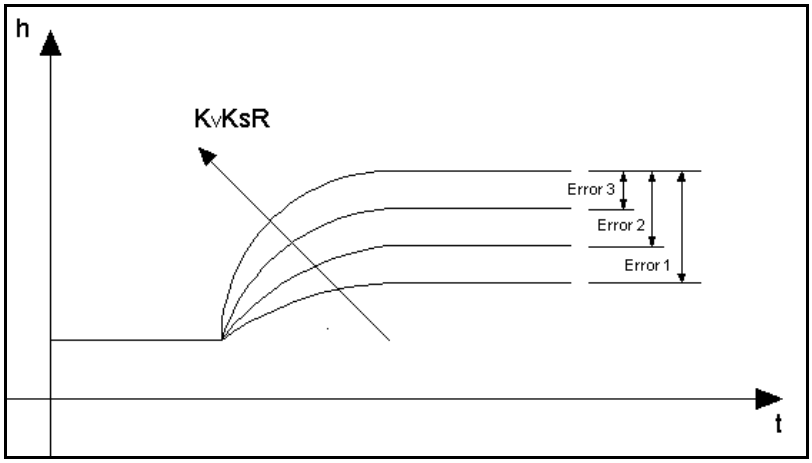


Figura 2.6. Error en la respuesta de salida ante una entrada escalón unitario.

Controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID):

Se utilizará el controlador PID a fin de mejorar el desempeño del sistema de nivel de líquido del tanque, eliminado el error que se produce por la perturbación, ya que si no se maneja correctamente una realimentación se corre el riesgo de modificar la dinámica del sistema y provocar una inestabilización.

El controlador PID comparará el valor real de la salida H(s) con la entrada de referencia Hsp(s) (valor deseado), determinará la desviación (Error) y producirá una señal de control que reducirá la desviación a cero o a un valor pequeño.

Ahora la nueva función de salida H(s) del sistema de nivel de líquido del tanque con un controlador PID, en lazo cerrado, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.3 será:

$$H(s) = \frac{PID*(K_v R)}{RCs + PID*(K_v K_s R) + 1} H_{sp}(s) + \frac{PID*R}{RCs + PID*(K_v K_s R) + 1} Q_d(s) \quad \textbf{Ec. 2.23}$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.23, se tiene:

$$H(s) = \frac{PID*(211.26)}{6.63s + PID*(211.26) + 1} H_{sp}(s) + \frac{PID*(211.26)}{6.63s + PID*(211.26) + 1} Q_d(s)$$

Lo que deja ver que ahora la respuesta de salida H(s) será afectada por el valor de corrección del controlador PID, lo que significa mayor estabilidad del sistema.

Control Proporcional:

La acción de control proporcional provocará una salida de control u(t) que será proporcional al error e(t) del sistema, así:

$$u(t) = Kp.e(t) \quad \textbf{Ecuación. 2.24}$$

Y la función de transferencia será:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = Kp \quad \textbf{Ecuación 2.25}$$

La constante Kp del control proporcional permite ajustar la corrección de modo de obtener una respuesta H(s) requerido. El diagrama de bloques que muestra el sistema de control de nivel de líquido de un tanque controlado por un controlador proporcional se muestra en la figura 2.7.

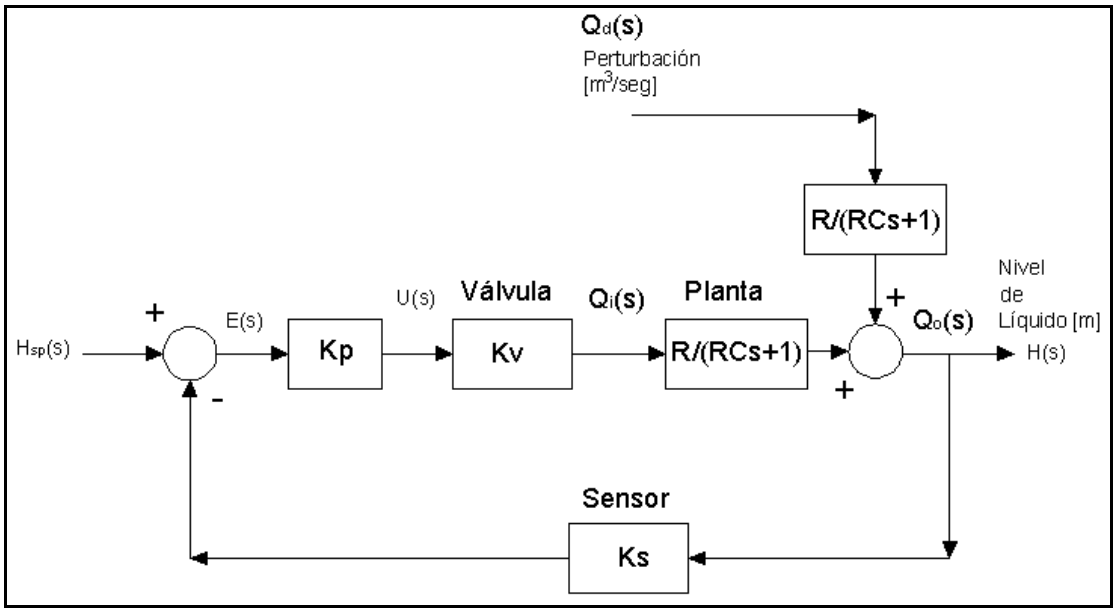


Figura 2.7. Diagrama de bloques que muestra el sistema de control de nivel de líquido de un tanque controlado por un controlador proporcional.

Donde la función de salida del sistema H(s), en lazo cerrado, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.7 será:

$$H(s)=\frac{K_p*(K_vR)}{RCs+K_p*(K_vK_sR)+1}H_{sp}(s)+\frac{K_p*R}{RCs+K_p*(K_vK_sR)+1}Q_d(s) \qquad \textbf{Ec. 2.26}$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.26, se tiene:

$$H(s)=\frac{K_p*(211.26)}{6.63s+K_p*(211.26)+1}H_{sp}(s)+\frac{K_p*(211.26)}{6.63s+K_p*(211.26)+1}Q_d(s)$$

Realizando un nuevo análisis dinámico y estacionario de H(s), se obtendrán los siguientes resultados:

Comportamiento Dinámico:

- **Ceros**

$$\frac{K_pK_vR}{K_vK_vK_sR+1}=0 \qquad \textbf{Ecuación 2.27}$$

Un Cero en el infinito.

- **Polos:**

$$s = -\frac{K_p K_v K_s R + 1}{RC}$$

Ecuación 2.28

Reemplazando con valores la ecuación 2.28, se tiene:

$$s = -\frac{K_p (211.26) + 1}{6.63}$$

Ahora si se desea que el polo del sistema vaya más hacia la izquierda del plano complejo s (zona estable) y por ende una respuesta mucho más rápida, entonces se debe aumentar la constante proporcional Kp, pero hay que tener cuidado de llegar un punto en el cual al aumentar demasiado el valor de Kp el sistema comience a oscilar.

El sistema de nivel del tanque si es estable ya que el polo tiene signo negativo. Además se puede categorizar al sistema de nivel del tanque como tipo cero ya que no posee polos en el origen del plano complejo s.

A continuación, en la figura 2.8, se ubica el polo en el plano complejo s.

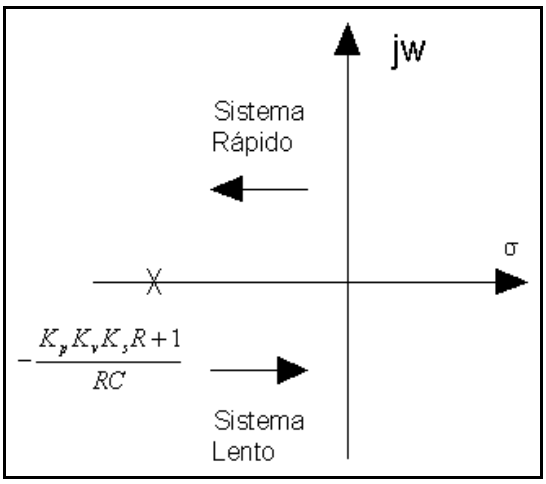


Figura 2.8. Plano complejo s con el polo del sistema de nivel del tanque controlado por un controlador proporcional.

Comportamiento Estacionario:

Aplicando el teorema del valor final a la función de salida H(s) de la ecuación 2.26 se obtiene la respuesta de salida del sistema H(s) en estado estacionario, así:

$$h(t) \quad = sH(s) \quad = \left[\frac{K_p K_v R}{(K_p K_v K_s R + 1)}\right].H_{sp} + \left[\frac{R}{(K_p K_v K_s R + 1)}\right].Q_d \qquad \textbf{Ec. 2.29}$$
$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.29, se tiene:

$$h(t) \quad = sH(s) \quad = \left[\frac{K_p(211.26)}{(K_p(211.26) + 1)}\right].H_{sp} + \left[\frac{211.26}{(K_p(211.26) + 1)}\right].Q_d$$
$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Error Estacionario del sistema:

La función de transferencia en lazo cerrado del error del sistema, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.7, es la siguiente:

$$E(s) = \frac{CRs + 1}{CRs + K_p K_v K_s R + 1} H_{sp}(s) - \frac{K_s R}{CRs + K_p K_v K_s R + 1} Q_d(s) \qquad \textbf{Ecuación 2.30}$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.30, se tiene:

$$E(s) = \frac{6.63s + 1}{6.63s + K_p(211.26) + 1} H_{sp}(s) - \frac{211.26}{6.63s + K_p(211.26) + 1} Q_d(s)$$

Y ahora para calcular el valor al que va a tender el error en estado estacionario, se va a aplicar el teorema del valor final a la función de transferencia de la ecuación 2.30.

$$e(t) \quad = sE(s) \quad = \left[\frac{1}{K_p K_v K_s R + 1}\right].H_{sp} - \left[\frac{K_s R}{K_p K_v K_s R + 1}\right].Q_d \qquad \textbf{Ecuación 2.31}$$
$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.31, se tiene:

$$e(t) \quad = sE(s) \quad = \left[\frac{1}{K_p(211.26)+1}\right].H_{sp} - \left[\frac{211.26}{K_p(211.26)+1}\right].Q_d$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

Se puede observar que si se aumenta la constante proporcional Kp, se consigue que el error disminuya considerablemente hasta llegar a un punto en donde se aproxime a cero y también que el tiempo de respuesta disminuya y por lo tanto una respuesta más rápida, pero con la desventaja de que la señal de salida h(t) va a comenzar a oscilar, tal como se muestra gráficamente en la figura 2.9.

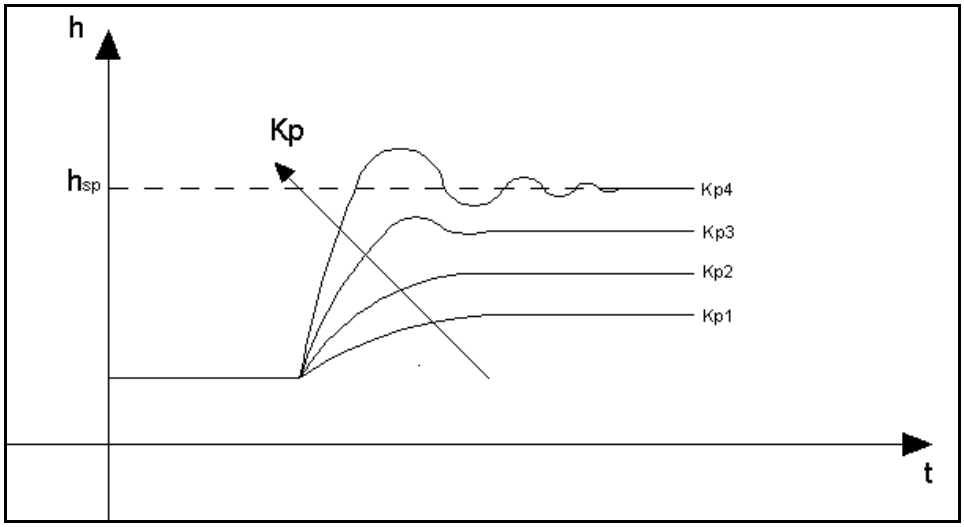


Figura 2.9. Comportamiento dinámico de la respuesta del sistema de nivel del tanque al aumentar el valor de la constante proporcional Kp.

En conclusión la acción individual de un control proporcional no elimina completamente el error entre el nivel del tanque deseado y el de salida del sistema.

Control Proporcional-Integral (PI).

Acción de control Integral (I)

La acción de control integral genera una señal de control u(t), proporcional a la integral de la señal de error e(t), así:

$$u(t) = Ki.\int_0^t e(t)dt$$ **Ecuación 2.32**

La señal de control $u(t)$ tiene un valor diferente de cero aun cuando la señal de error e(t) es cero. Por lo que se concluye que dada una referencia o una perturbación constante, el error en régimen permanente es cero.

Y la función de transferencia será:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = \frac{Ki}{s}$$ **Ecuación 2.33**

Se puede ver que el control integral agrega un polo en el origen del plano complejo s.

Acción de control Proporcional-Integral.

La acción de control proporcional-integral genera una señal de salida que es igual a la combinación de la acción proporcional y la acción integral conjuntamente, así:

$u(t) = Kp.e(t) + Ki.\int_0^t e(t)dt$

$$u(t) = Kp\left[e(t) + \frac{Ki}{Kp}.\int_0^t e(t)dt \right]$$ **Ecuación 2.34**

$$\frac{Kp}{Ki} = Ti$$

Donde Ti es el tiempo integral que ajusta la acción integral.

Y la función de transferencia será:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = Kp\left[1 + \frac{Ki}{Kps} \right]$$ **Ecuación 2.35**

Expresado en tiempos:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = Kp\left[1 + \frac{1}{Tis} \right]$$ **Ecuación 2.36**

Donde:

- **Kp:** Es el valor que afecta tanto al efecto de control proporcional como el integral.

- $\frac{1}{Ti}$: Es el valor de la velocidad de reajuste, es decir es la cantidad de veces por minuto que se duplica la parte proporcional de la acción de control.

El diagrama de bloques que muestra el sistema de control de nivel de líquido de un tanque controlado por un controlador proporcional-Integral (PI) se muestra en la figura 2.10.

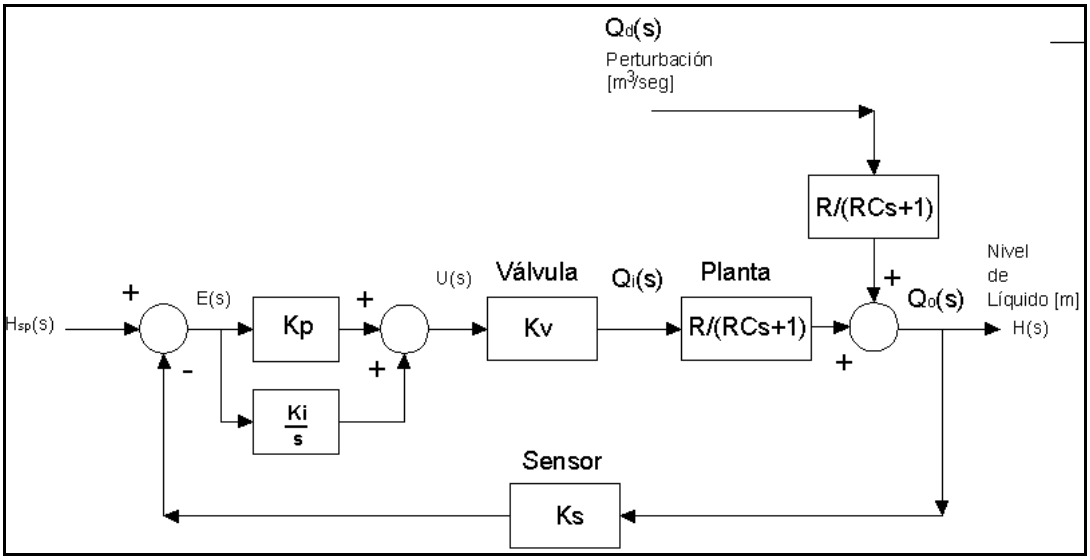


Figura 2.10. Diagrama de bloques que muestra el sistema de control de nivel de líquido de un tanque controlado por un controlador proporcional-Integral (PI).

Donde la función de salida H(s) del sistema, en lazo cerrado, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.10 será:

$$H(s) = \frac{sRK_vK_p + RK_vK_i}{s^2RC + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} H_{sp}(s) + \frac{Rs}{s^2RC + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} Q_d(s) \qquad \textbf{Ec. 2.37}$$

Reemplazando con valores la ecuación 2.37, se tiene:

$$H(s) = \frac{211.26K_ps + 211.26K_i}{6.63s^2 + s(1 + 211.26K_p) + 211.26K_i} H_{sp}(s) + \frac{211.26s}{6.63s^2 + s(1 + 211.26K_p) + 211.26K_i} Q_d(s)$$

Realizando un nuevo análisis dinámico y estacionario de H(s), se obtendrán los siguientes resultados:

Comportamiento Dinámico:

La introducción de un control proporcional-integral (PI) implica introducir un cero real y un polo en el origen de la función de transferencia en lazo abierto del sistema de nivel de líquido del tanque.

- **Ceros**

1er Cero:

$$sRK_vK_p + RK_vK_i = 0$$

$$s = -\frac{RK_vK_i}{RK_vK_p}$$

$$\boxed{c1 = -\frac{K_i}{K_p}}$$ **Ecuación 2.38**

2do Cero: El otro cero se encuentra en el infinito.

- **Polos:**

$$\boxed{p1,2 = \frac{-(1+K_sRK_vK_p \pm \sqrt{1-2RK_vK_sK_p\left(1-\frac{RK_vK_s}{2}-\frac{2RCK_i}{K_p}\right)}}{2RC}}$$ **Ec. 2.39**

Reemplazando con valores la ecuación 2.39, se tiene:

$$p1,2 = \frac{-(1+211.26K_p) \pm \sqrt{1-2(211.26)K_p\left(1-\frac{211.26}{2}-\frac{2(6.63)K_i}{K_p}\right)}}{2(6.63)}$$

$$\boxed{p1,2 = \frac{-(1+211.26K_p) \pm \sqrt{1-105.63K_p\left(-104.63-\frac{13.26K_i}{K_p}\right)}}{13.26}}$$

Si es que los polos resultan imaginarios entonces la respuesta transitoria del sistema resultará oscilante con una amortiguación.

Ahora si se desea que la respuesta del sistema sea mucho más rápida, entonces se debe hacer que los polos del sistema se ubiquen lo más a la izquierda posible del plano complejo s (zona estable).

Con un controlador PI, el sistema de nivel del tanque si es estable ya que los polos tienen signo negativo. Además lo categoriza como tipo uno ya que adiciona un polo en el origen del lugar geométrico de las raíces del sistema. A continuación, en la figura 2.11, se ubica los polos y ceros en el plano complejo s.

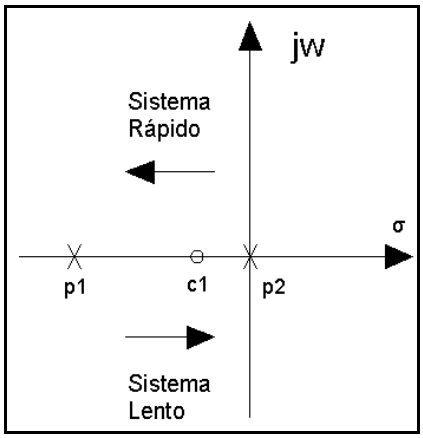


Figura 2.11. Plano complejo s con los polos y ceros del sistema de nivel del tanque controlado por un controlador PI.

Comportamiento Estacionario:

Aplicando el teorema del valor final a la función de salida H(s) de la ecuación 2.37 se obtiene la respuesta de salida del sistema H(s) en estado estacionario, así:

$$h(t) = sH(s) = \frac{sRK_vK_p + RK_vK_i}{s^2RC + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} H_{sp}(s) + \frac{Rs}{s^2RC + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} Q_d(s)$$

$t \to \infty \qquad s \to 0$

$$\boxed{h(t) = sH(s) = H_{sp} \quad (t \to \infty, \; s \to 0)}$$

Ecuación 2.40

Error Estacionario del sistema:

La función de transferencia de dicho error en lazo cerrado, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.10, es la siguiente:

$$E(s) = \frac{s^2RC + s}{s^2RC + s(1 + RK_sK_vK_p) + RK_sK_vK_i} H_{sp}(s) - \frac{K_sRs}{s^2RC + s(1 + RK_sK_vK_p) + RK_sK_vK_i} Q_d(s)$$

Ecuación 2.41

Reemplazando con valores la ecuación 2.41, se tiene:

$$E(s) = \frac{6.63s^2 + s}{6.63s^2 + s(1 + 211.26K_p) + 211.26K_i} H_{sp}(s) - \frac{211.26s}{6.63s^2 + s(1 + 211.26K_p) + 211.26K_i} Q_d(s)$$

Y ahora para calcular el valor al que va a tender el error en estado estacionario, se va a aplicar el teorema del valor final a la función de transferencia de la ecuación 2.41.

$$e(t) = sE(s) = \frac{s^2RC + s}{s^2RC + s(1 + RK_sK_vK_p) + RK_sK_vK_i} H_{sp} - \frac{K_sRs}{s^2RC + s(1 + RK_sK_vK_p) + RK_sK_vK_i} Q_d$$

$t \to \infty \qquad s \to 0$

$$e(t) = sE(s) = 0 \qquad t \to \infty \qquad s \to 0$$

Ecuación 2.42

Se puede observar que el nivel del tanque de salida H(s) va a tender a ser igual al nivel de referencia Hsp(s) ya que el error va ha ser cero, tal como se muestra gráficamente en la figura 2.12.

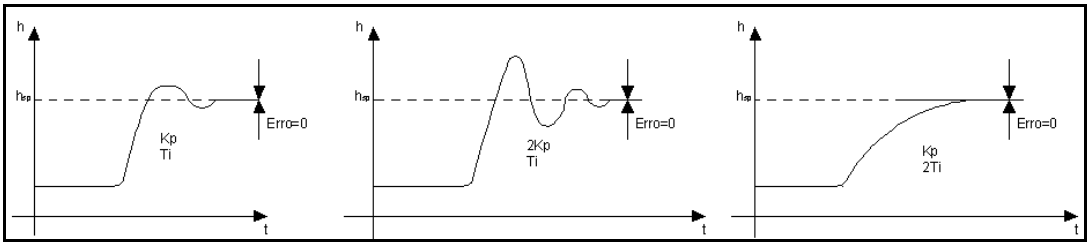


Figura 2.12. Comportamiento dinámico de la respuesta del sistema de nivel del tanque al utilizar un controlador proporcional-Integral PI.

En conclusión un controlador PI elimina el error entre el nivel del tanque deseado y el de salida del sistema y por lo tanto mejora la estabilidad del sistema, pero existe la desventaja de que aumenta demasiado el sobrepico en la respuesta de salida de control e incluso hace más lento al sistema.

Control Proporcional-Integral-Derivativo (PID)

Acción de control Derivativo.

La acción de control derivativo genera una señal de control proporcional a la derivada de la señal de error, así.

$$u(t) = Kd\frac{de(t)}{dt}$$ **Ecuación 2.43**

Y la función de transferencia será:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = Kds$$ **Ecuación 2.44**

La acción de control derivativa, nunca se utiliza por sí sola, debido a que sólo es eficaz durante períodos transitorios donde el error no es constante. Esta acción tiene carácter de previsión o anticipación, lo que hace más rápida la acción de control y evita que el error sea excesivo, pero tiene la desventaja importante de que amplifica también el ruido.

Acción de control Proporcional-Integral-Derivativo

La acción de control proporcional integral derivativa (PID) genera una señal de salida que es igual a la combinación de la acción proporcional, la acción integral y la derivativa conjuntamente, así:

$$u(t) = Kp.e(t) + Ki.\int_0^t e(t)dt + Kd\frac{de(t)}{dt}$$

$$u(t) = Kp\left[e(t) + \frac{Ki}{Kp}.\int_0^t e(t)dt + \frac{Kd}{Kp}\frac{de(t)}{dt}\right]$$ **Ecuación 2.45**

$$\frac{Kp}{Ki} = Ti$$

$$\frac{Kd}{Kp} = Td$$

Donde:

- Ti es el tiempo integral el cual ajusta la acción integral.
- Td es el tiempo derivativo el cual ajusta la acción derivativa.

Y la función de transferencia será:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = Kp\left[1 + \frac{Ki}{Kps} + \frac{Kds}{Kp}\right]$$ **Ecuación 2.46**

Expresado en tiempos:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = Kp\left[1 + \frac{1}{Tis} + Tds\right]$$ **Ecuación 2.47**

La acción de control Proporcional-Integral-Derivativo (PID) elimina el error en estado estacionario y además consigue que el sistema sea más estable.

El diagrama de bloques que muestra el sistema de control de nivel de líquido de un tanque controlado por un controlador proporcional-Integral-Derivativo (PID) se muestra en la figura 2.13.

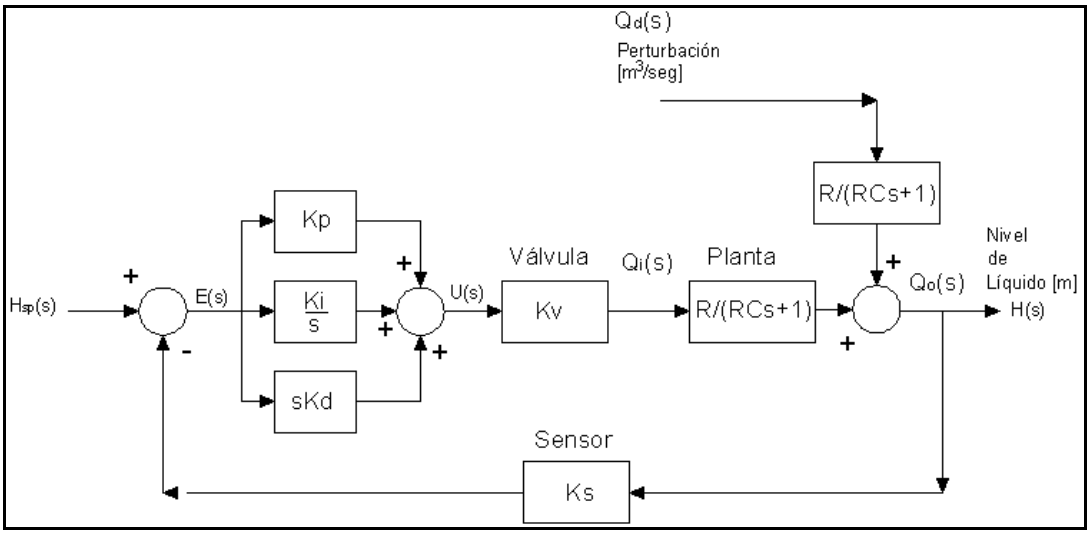


Figura 2.13. Diagrama de bloques que muestra el sistema de control de nivel de líquido de un tanque controlado por un controlador proporcional-Integral-Derivativo (PID).

Donde la función de salida H(s) del sistema, en lazo cerrado, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.13 será:

$$H(s)=\frac{s^2RK_vK_d+sRK_vK_p+RK_vK_i}{s^2R(C+K_vK_sK_d)+s(1+RK_vK_sK_p)+RK_vK_sK_i}H_{sp}(s)+\frac{Rs}{s^2R(C+K_vK_sK_d)+s(1+RK_vK_sK_p)+RK_vK_sK_i}Q_d(s)$$

Ecuación. 2.48

Reemplazando con valores la ecuación 2.48, se tiene:

$$H(s)=\frac{211.26K_ds^2+211.26K_ps+211.26K_i}{211.26(0.0314+K_d)s^2+(1+211.26K_p)s+211.26K_i}H_{sp}(s)+\frac{211.26s}{211.26s^2(0.0314+K_d)+(1+211.26K_p)s+211.26K_i}Q_d(s)$$

Realizando un nuevo análisis dinámico y estacionario de H(s), se obtendrán los siguientes resultados:

Comportamiento Dinámico:

La introducción de un control Proporcional-Integral-Derivativo (PID) implica introducir dos ceros y un polo en el origen de la función de transferencia en lazo abierto del sistema de nivel de líquido del tanque.

- **Ceros**

$$s^2RK_vK_d+sRK_vK_p+RK_vK_i=0$$

$$c1,2=-\frac{Rk_vk_p\pm\sqrt{R^2k_v{}^2K_p{}^2-4R^2k_v{}^2k_dk_i}}{2Rk_vk_d}$$

Ecuación 2.49

Reemplazando con valores la ecuación 2.49, se tiene:

$$c1,2=-\frac{211.26k_p\pm\sqrt{(211.26)^2K_p{}^2-4(211.26)^2k_dk_i}}{2(211.26)k_d}$$

$$c1,2=-\frac{211.26k_p\pm\sqrt{44630.78K_p{}^2-178523.15k_dk_i}}{422.52k_d}$$

- **Polos:**

$$p1,2 = \frac{-(1+K_s R K_v K_p \pm \sqrt{1+2RK_v K_s K_p\left(1+\frac{RK_v K_s K_p}{2}-\frac{2RCK_i}{K_p}-\frac{2K_v K_s K_i K_d}{K_p}\right)}}{2R(C+K_v K_s K_d)}$$

Ecuación 2.50

Reemplazando con valores la ecuación 2.50, se tiene:

$$p1,2 = \frac{-(1+211.26K_p \pm \sqrt{1+2(211.26)K_p\left(1+\frac{211.26K_p}{2}-\frac{2(6.63)K_i}{K_p}-\frac{2K_i K_d}{K_p}\right)}}{2(211.26)(0.0314+K_d)}$$

$$p1,2 = \frac{-(1+211.26K_p \pm \sqrt{1+422.52K_p\left(1+105.63K_p-\frac{13.26K_i}{K_p}-\frac{2K_i K_d}{K_p}\right)}}{13.26+422.52K_d}$$

Si es que los polos resultan imaginarios entonces la respuesta transitoria del sistema resultará oscilante con una amortiguación.

Ahora si se desea que la respuesta del sistema sea mucho más rápida, entonces se debe hacer que los polos del sistema se ubiquen lo mas a la izquierda posible del plano complejo s (zona estable).

Con un controlador PID, el sistema de nivel del tanque si es estable ya que los polos tienen signo negativos. Además categorizan al sistema como tipo uno ya que si posee un control integral el cual adiciona un polo en el origen del lugar geométrico de las raíces.

A continuación, en la figura 2.14, se ubica el polo en el plano complejo s.

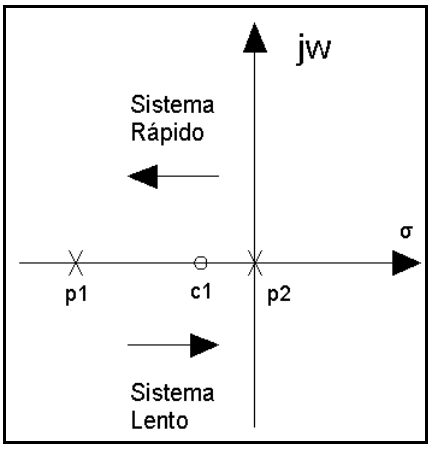


Figura 2.14. Plano complejo s con los polos del sistema de nivel del tanque.

Comportamiento Estacionario:

Aplicando el teorema del valor final a la función de salida H(s) de la ecuación 2.48 se obtiene la respuesta de salida del sistema H(s) en estado estacionario, así:

$$h(t) \quad = sH(s) \quad = \frac{s^2RK_vK_d + sRK_vK_p + RK_vK_i}{s^2R(C + K_vK_sK_d) + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} H_{sp} +$$

$$\frac{Rs}{s^2R(C + K_vK_sK_d) + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} Q_d$$

$$t \to \infty \qquad s \to 0$$

$$\boxed{h(t) \quad = sH(s) \quad = H_{sp} \qquad t \to \infty \qquad s \to 0}$$

Ecuación 2.51

Error Estacionario del sistema:

La función de transferencia del error del sistema en lazo cerrado, a partir del diagrama de bloques de la figura 2.13, es la siguiente:

$$\boxed{E(s) = \frac{s^2RC + s}{s^2R(C + K_vK_sK_d) + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} H_{sp}(s) - \frac{sK_sR}{s^2R(C + K_vK_sK_d) + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} Q_d(s)}$$

Ec. 2.52

Reemplazando con valores la ecuación 2.52, se tiene:

$$E(s) = \frac{6.63s^2 + s}{211.26(0.0314 + K_d)s^2 + (1 + 211.26K_p)s + 211.26K_i} H_{sp}(s) - \frac{211.26s}{211.26(0.0314 + K_d)s^2 + s(1 + 211.26K_p) + 211.26K_i} Q_d(s)$$

Y ahora para calcular el valor al que va a tender el error en estado estacionario, se va a aplicar el teorema del valor final a la función de transferencia de la ecuación 2.52.

$$e(t) = sE(s) = \frac{s^2RC + s}{s^2R(C + K_vK_sK_d) + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} H_{sp} - \frac{sK_sR}{s^2R(C + K_vK_sK_d) + s(1 + RK_vK_sK_p) + RK_vK_sK_i} Q_d$$

$t \to \infty \qquad s \to 0$

$$e(t) = sE(s) = 0 \qquad t \to \infty \qquad s \to 0$$

Ecuación 2.53

Se puede observar que el nivel del tanque de salida H(s) va a tender a ser igual al nivel de referencia Hsp(s) ya que el error va ha ser cero, tal como se muestra gráficamente en la figura 2.15.

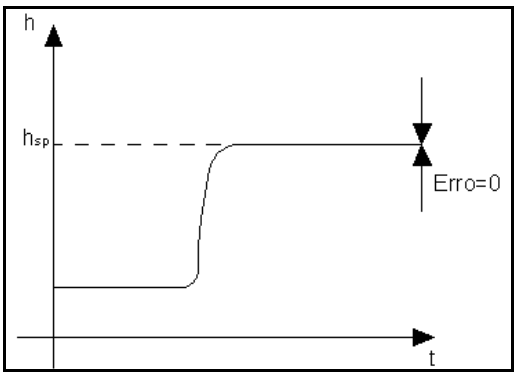


Figura 2.15. Comportamiento dinámico de la respuesta del sistema de nivel del tanque a utilizar un controlador proporcional-Integral PID.

En conclusión el controlador PID posee las ventajas del controlador PI pero con mayor reducción del sobrepico en la respuesta de salida h(t), con mayor estabilidad (menos oscilaciones) y con menor tiempo de respuesta (sistema más rápido).

Sintonización del Controlador PID

La sintonización del controlador PID del sistema de nivel de líquido del tanque consiste en establecer los valores de la ganancia proporcional ***Kp,*** del tiempo integral **Ti**, y del tiempo derivativo ***Td,*** que cumplan con las especificaciones en lazo cerrado de desempeño mas optimo, es decir lograr una respuesta de salida rápida y con el menor sobrepico posible. Por eso se utilizará las reglas de sintonización de Ziegler y Nichols el cual sugiere sintonizar el controlador PID en base a la respuesta del sistema en lazo abierto ante una entrada escalón unitario experimental. Se pretende obtener un 25 % de sobrepaso máximo en la respuesta escalón, tal como se muestra en la figura 2.16.

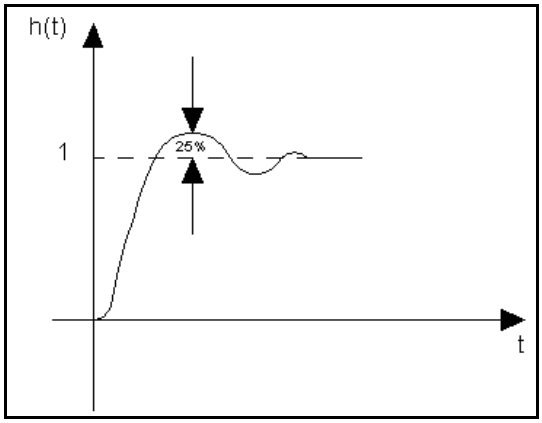


Figura 2.16: Curva de respuesta del sistema ante una entrada escalón unitario con un sobrepaso de 25%.

Una curva en forma de S como el de la figura 2.17 se caracteriza por dos parámetros: el tiempo de retardo **L** y la constante de tiempo **T**. El tiempo de retardo y la constante de tiempo se determinan dibujando una recta tangente en el punto de inflexión de la curva con forma S y determinando las intersecciones de esta tangente con el eje del tiempo y la línea h(t)=K, como se aprecia en la figura 2.17. En este caso la función de transferencia H(s)/Hsp(s) se aproxima mediante un sistema de primer orden con un retardo de transporte del modo siguiente:

$$\frac{H(s)}{Hsp(s)} = \frac{K.e^{-sL}}{T\,s+1}$$

Ecuación 2.54

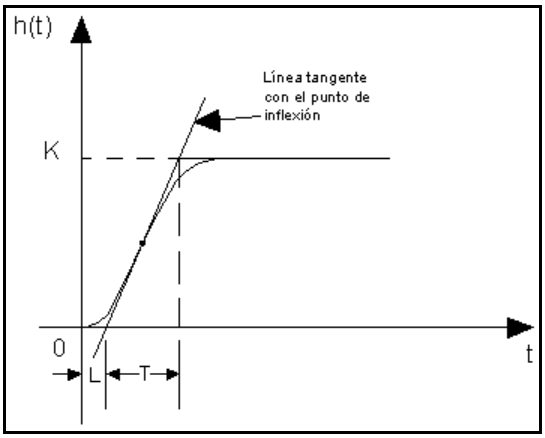


Figura 2.17. Curva de respuesta del sistema ante un entrada escalón unitario en forma de S.

Ziegler y Nichols sugirieron establecer los valores de ***Kp, Ti*** y ***Td*** de acuerdo con la fórmula que aparece en la tabla 2.1.

Tipo de controlador	K_p	Ti	T_d
P	$\frac{T}{L}$	∞	0
PI	$0.9\frac{T}{L}$	$\frac{L}{0.3}$	0
PID	$1.2\frac{T}{L}$	$2L$	$0.5L$

Tabla 2.1. Regla de sintonización de Ziegler-Nichols basada en la respuesta escalón de la planta.

El controlador PID del sistema de nivel de líquido de un tanque sintonizado mediante las reglas de Ziegler-Nichols produce:

$$\frac{U(s)}{E(s)} = Kp\left[1+\frac{1}{Tis}+Tds\right]$$

$$\frac{U(s)}{E(s)} = 1.2\frac{T}{L}\left[1+\frac{1}{2Ls}+0.5Ls\right]$$

$$\boxed{\frac{U(s)}{E(s)} = 0.6\mathrm{T}\frac{\left(s+\frac{1}{L}\right)^2}{s}} \qquad \textbf{Ecuación 2.55}$$

Por lo tanto el controlador PID tiene un polo en el origen y un cero doble en s = -1/L.

2.4. Conclusión.

Se ha comprobado que el modelo matemático del sistema de control de nivel de líquido de un tanque describe un sistema de primer orden lineal e invariante en el tiempo ya que la dinámica de las variables involucradas en el proceso resultan ser de magnitudes pequeñas y varían en pequeños cantidades tales como el caudal de entrada, caudal de salida, nivel del líquido, etc.

El uso de la transformada de Laplace facilito mucho el análisis del modelo matemático en el plano complejo s ya que las operaciones de diferenciación e integración se transformaron en operaciones algebraicas.

Se pudo comprobar que el modelar matemáticamente el sistema de nivel del tanque en lazo cerrado, el error en el nivel del tanque se reduce considerablemente aun ante la presencia de perturbaciones.

El uso del controlador PID hizo que el control del sistema sea el más óptimo ya que mejoró el desempeño del sistema hasta el punto de hacer que el error en el nivel del tanque sea reducido hasta cero debido a que el controlador PID adiciona un polo en el origen del plano complejo s, que es bueno para el desempeño eficaz del sistema.

Fuente: Todas las imágenes son creación de los autores.

CAPITULO 3

CONSTRUCCION DE UNA MAQUETA DE ENTRENAMIENTO PARA EL CONTROL DE NIVEL DE UN TANQUE BASADO EN LABVIEW™

3.1. Introducción.

El control de nivel de líquido de un tanque es un problema básico en los procesos industriales los cuales almacenan los líquidos para luego ser bombeados a otros lugares o etapas del proceso industrial. Es esencial que los ingenieros comprendan el comportamiento de una planta de nivel de líquido de un tanque a fin de suplir las exigencias en la producción contemporánea, las cuales exigen automatizar todos sus procesos utilizando hardware y software moderno y que sean manejados por personas con experiencia en el área y así mejorar la producción de la empresa, reduciendo los costos de la producción, y mejorando la calidad de la misma.

Este proyecto consiste en implementar un sistema simple y efectivo que permita controlar un proceso de nivel de agua de un tanque a través de la utilización del módulo de adquisición de datos USB 6009 de LabView™ y del controlador PID que viene incorporado en el mismo software.

Se trata de automatizar el sistema de nivel de líquido de un tanque, en el cual las tareas realizadas habitualmente por operadores humanos, tales como apertura de una válvula, sean transferidas a un conjunto de elementos tecnológicos, tal como una computadora.

Básicamente el sistema automatizado estará conformado por una parte de mando, que corresponde al software LabView™, módulo DAQ, etc., y por una parte operativa conformada por todos los elementos que hacen que se realice la operación deseada de control de nivel del líquido del tanque tales como una válvula, un sensor de nivel, un tanque, etc.

Las especificaciones del sistema son:

- Controlar el nivel del tanque con la utilización de un controlador PID de LabView™.
- Indicar la lectura actual del nivel del líquido que se encuentra en el tanque.
- Indicar la lectura actual del porcentaje de apertura de la válvula de desfogue de liquido del tranque.
- Indicar de manera visual en la pantalla de la computadora como varia el nivel del tanque.
- Que el operador pueda cambiar el valor de setpoint o valor deseado de nivel de líquido del tanque.
- Que el operador pueda activar una bomba de agua para que ingrese líquido al tanque como perturbación.
- Que el operador pueda cambiar los valores de sintonización del controlador PID a su conveniencia.

3.2. Montaje de la Planta

La planta del sistema de control de nivel del líquido del tanque, que se muestra en la figura 3.1, hace referencia a todos los componentes a controlar tales como la válvula proporcional por donde sale el agua del tanque, el sensor de nivel de líquido, etc., los cuales trabajan en conjunto con el propósito de lograr ejecutar la tarea de mantener el nivel del liquido del tanque en un setpoint deseado.

Figura 3.1. Planta real del sistema de nivel de líquido de un tanque.

Los componentes utilizados en la implementación de la planta son:

- Un tanque plástico transparente de 20cm de diámetro y 25cm de altura de 8 litros.
- Una electroválvula constituida a base de un motor paso a paso y un válvula de agua.
- Una boya plástica redonda.
- Un potenciómetro de 10K.
- Un tanque de agua pequeño de plumillas de automóvil.
- Una estructura metálica de 75cm de largo por 40cm de ancho.
- Una bomba de agua de fuente estatuaria de 110 V-0.6A
- Un tanque plástico de color azul de 15 litros.
- 1m de tubo PVC.
- 2 m de cable multipar.
- 1 m de cable multipar apantallado.
- Modulo de adquisición de datos DAQ 6009 de National Instruments.

- Una computadora.
- Una placa de control para motor paso a paso.
- Una fuente de 12 V DC-1 A.
- 1 diodo de 1N4004.
- 1 capacitor de 220 uF electrolítico 50 V.
- 6 Borneras de 2 terminales.
- 2 Borneras de 3 terminales.
- 1 TL7805.
- 1 TL7812.
- 1 resistencia de 560 ohms.
- 1 resistencia de 470 ohms.
- 2 capacitores de 0.1 uF cerámicos.
- 6 diodos led: 2 rojos, 2 verdes, 1 amarillo, 1 azul.
- 5 transistores 2N3904.
- 4 Mosfet IRF540N.
- 10 resistencias de 10Kohm.
- 4 resistencias de de 485 ohm.
- 1 relé de 5 V DC.
- 8 conectores bananas.
- 16 bananas.
- 5 m de cable AWG # 16.

A continuación, en la figura 3.2, se presenta el diagrama general de conexiones del sistema de control de nivel de líquido de un tanque, donde se podrá observar las diferentes partes de la que está constituida, las cuales se describen a continuación:

- **Caudal de Entrada:** Representa el caudal de líquido que ingresa al tanque, el cual será siempre constante.

- **Caudal de perturbación:** Representa el caudal de líquido que ingresa al tanque como perturbación, el cual estará condicionado por el operador del sistema, el cual decidirá desde la computadora cuando ingresará líquido perturbante en el tanque.

- **Caudal de salida:** Representa el caudal de líquido permitido por la electroválvula que salga del tanque, es decir este caudal se incrementará o decrementará dependiendo del nivel de líquido deseado en el tanque.

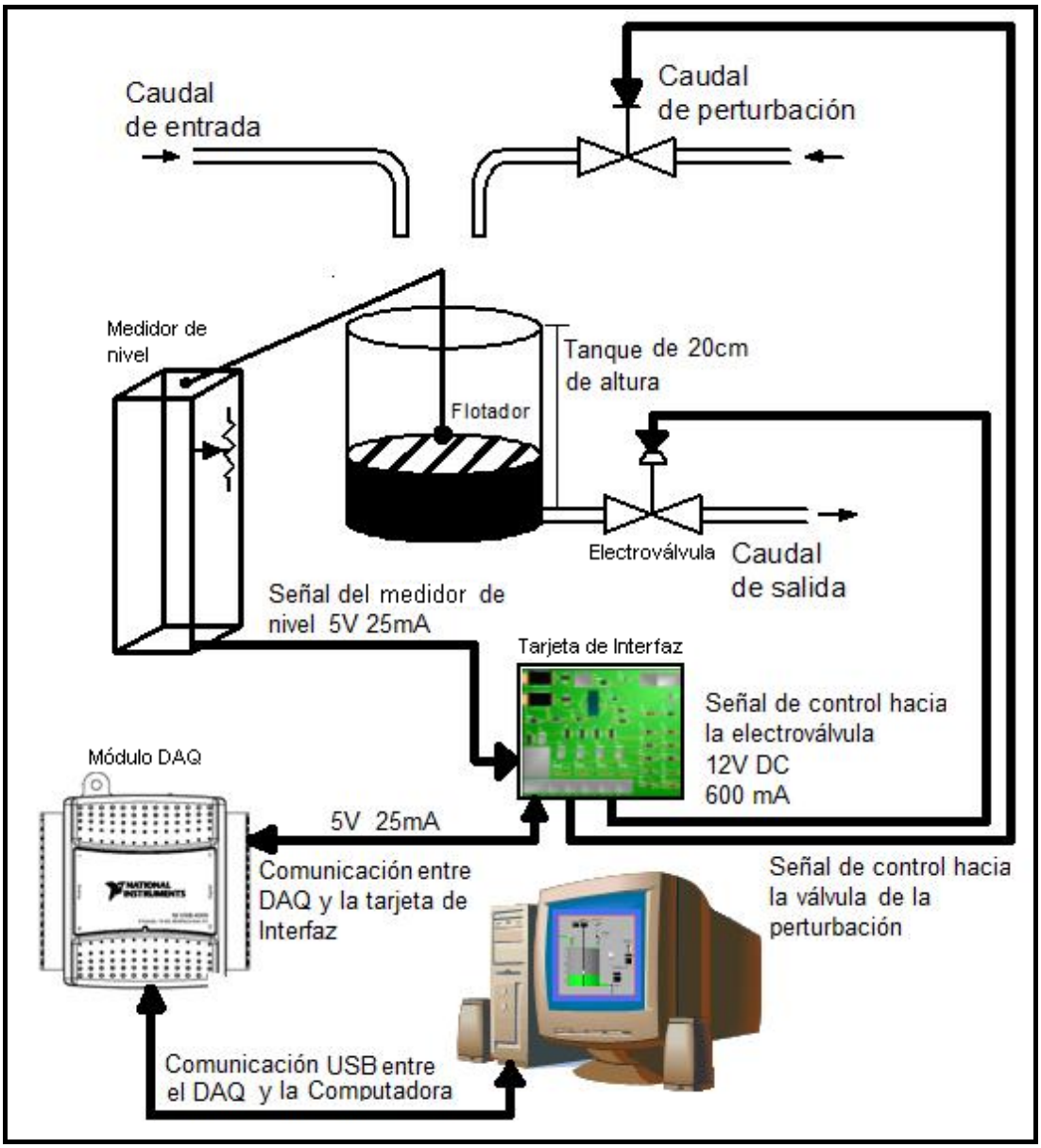


Figura 3.2. Diagrama general de conexión del sistema de control de nivel de líquido de un tanque.

- **Tanque:** Depósito que almacena el líquido que va a permanecer a un cierto nivel de altura. Las características físicas del tanque son: 9 litros de capacidad, 25cm de altura, 20cm de diámetro y de color blanco transparente para facilitar la visión del movimiento del líquido.

- **Medidor de nivel:** Estructura encargada de la función de medir el nivel del líquido del tanque. El mecanismo de medición se basa en que una boya de plástico flota en el líquido y a medida que el nivel del agua aumenta o disminuye el flotador también subirá o bajara, respectivamente, este efecto es aprovechado al conectar la boya a un potenciómetro de 10 Kohms, para variar la resistencia del mismo, y por tal variar también el voltaje en su terminal central.

  El diagrama de conexión se muestra se muestra a continuación, en la figura 3.3. El voltaje de salida medido del potenciómetro varía entre 0 y 5 voltios y con una corriente de 25 mA.

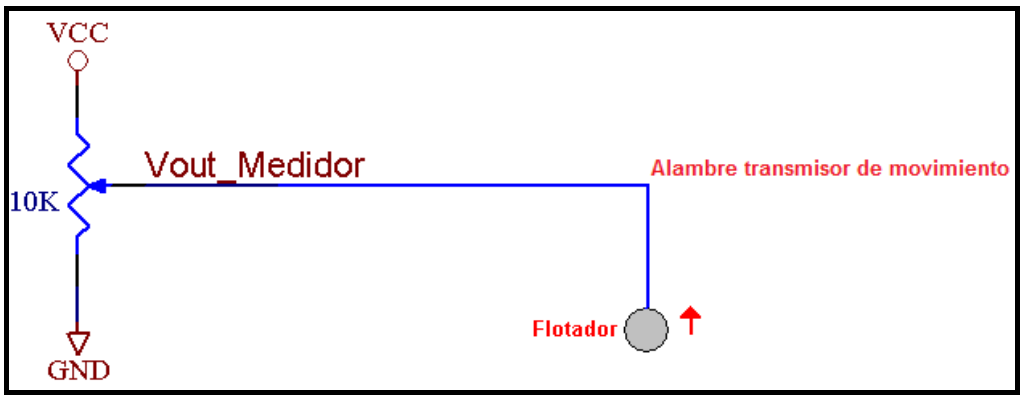


Figura 3.3. Diagrama de conexión del medidor de nivel de líquido del tanque.

- **Electroválvula:** Componente encargado de regular proporcionalmente la salida de líquido del tanque. Ingeniosamente se diseño un mecanismo para convertir una válvula de agua de uso común en una válvula de agua proporcional electrónica, a través del acoplamiento del eje móvil de apertura y cierre de la válvula al un eje de un motor paso a paso de 7.5 grados por paso, 12 V DC y 600 mA de corriente.

  A continuación, en la figura 3.4, se muestra la estructura de la electroválvula utilizada en el sistema de control de nivel de líquido de un tanque.

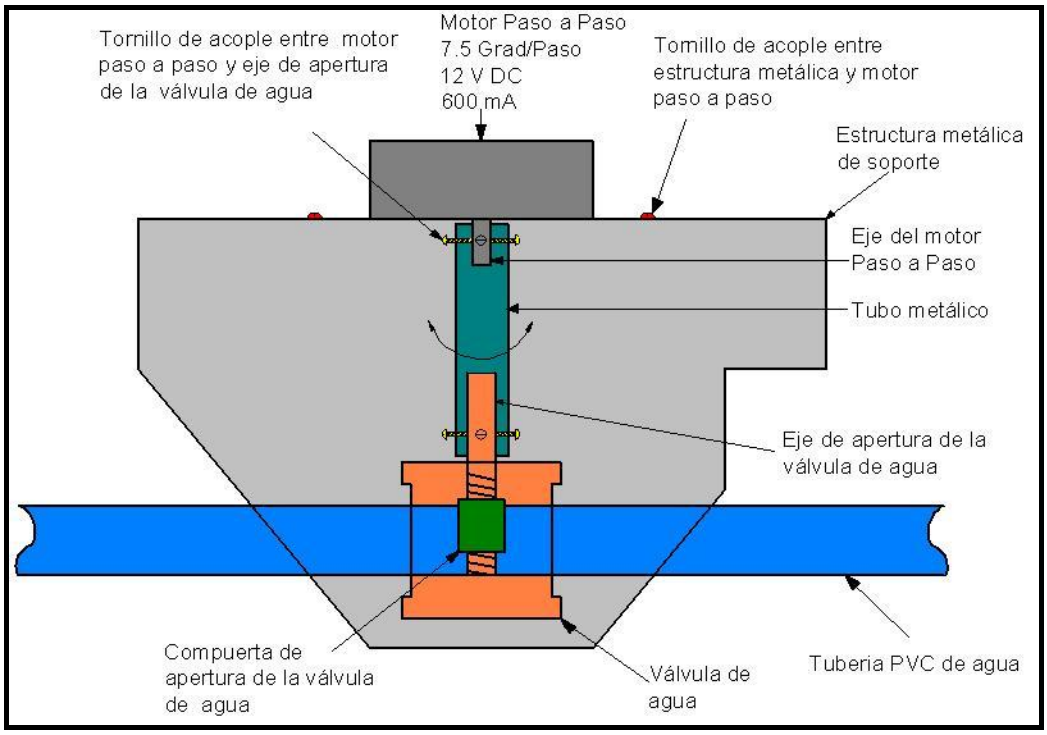


Figura 3.4. Estructura de la electroválvula utilizada en el sistema de control de nivel de líquido de un tanque.

Adicionalmente se puede mencionar que el motor paso a paso tiene una configuración unipolar, es decir posee una conexión interna de dos bobinas: la una fase a-b y la otra fase c-d; y con "tap" central o común, tal como se muestra en la figura 3.5.

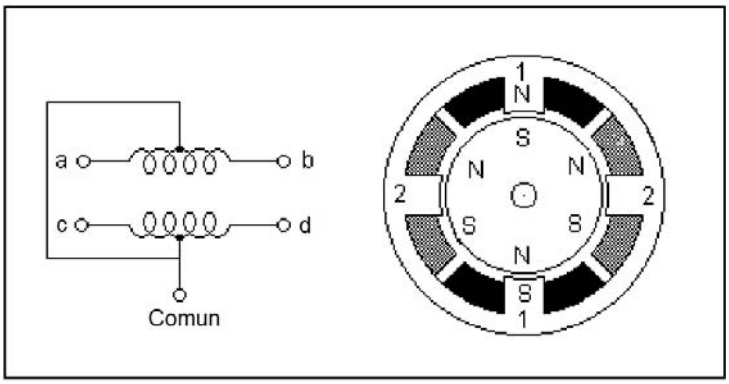


Figura 3.5. Motor paso a paso unipolar.

Este tipo de motores presentan gran desempeño en el arranque, frenado e inversión de giro en cada paso; ya que poseen un gran torque independiente de la carga de la válvula de agua a la cual va hacer girar.

Para que el motor paso a paso gire en una dirección deseada un número de pasos determinado se alimento sus devanados a-b y c-d con la secuencia de pulsos de la tabla 3.1:

N° de Paso	a	B	c	d
1	1	0	0	0
2	1	1	0	0
3	0	1	0	0
4	0	1	1	0
5	0	0	1	0
6	0	0	1	1
7	0	0	0	1
8	1	0	0	1

Tabla 3.1. Secuencia de pasos del motor paso a paso de la electroválvula.

- **Tarjeta de interfaz:** Tarjeta de circuito impreso (PCB) encargado de realizar la interfaz entre la parte operativa y la de control de la planta del sistema, es decir se encargará de transformar las señales de control del módulo USB DAQ 6009 de 5V-25 mA a señales de potencia de 12V-600 mA para el motor paso a paso y la bomba de agua de la perturbación.

A continuación, en la figura 3.6, se muestra el circuito y en la figura 3.7 el circuito impreso de la tarjeta de interfaz.

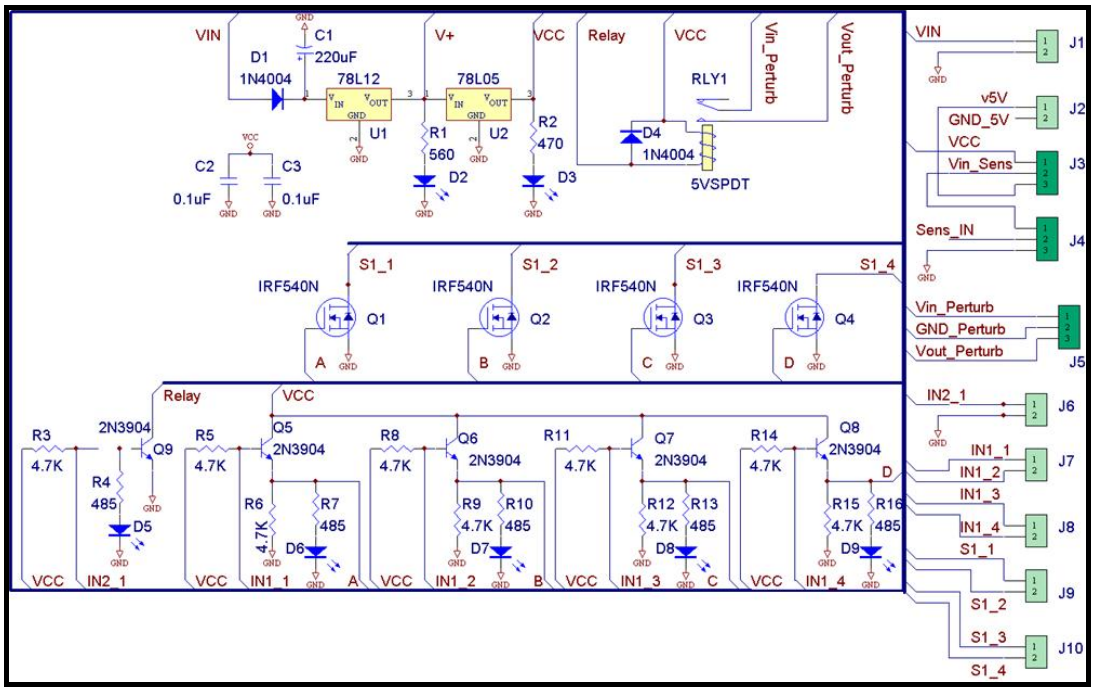


Figura 3.6. Circuito de la tarjeta de interfaz.

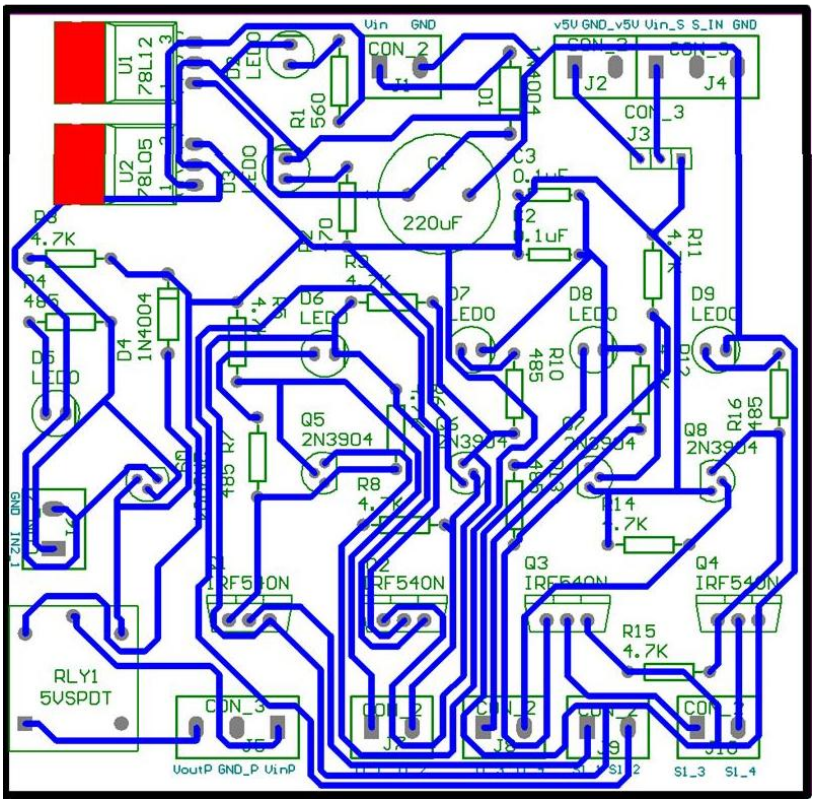


Figura 3.7. Circuito impreso en la tarjeta de interfaz.

Cada conector de E/S analógica y digital de la tarjeta de Interfaz del sistema se muestran en la figura 3.8, con su descripción.

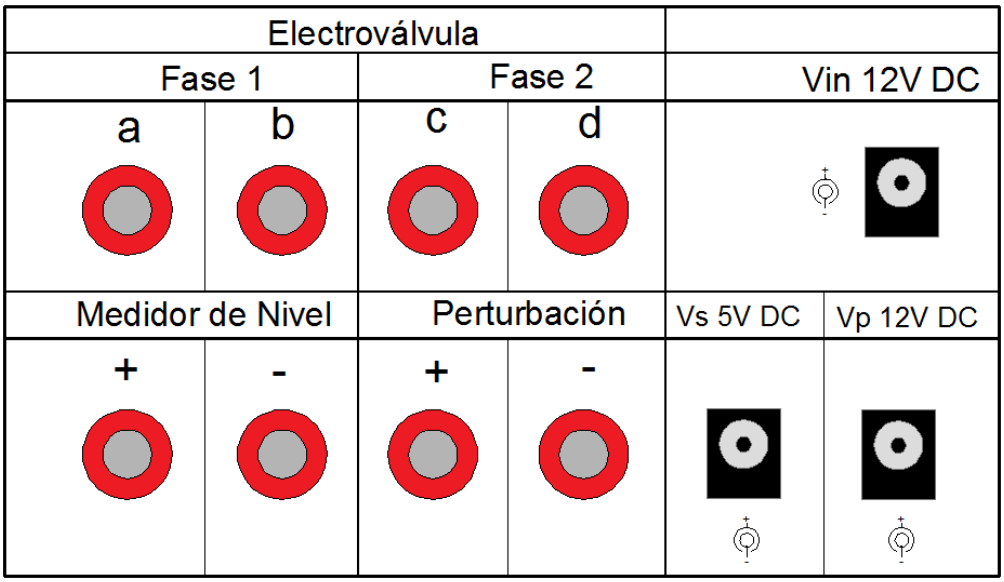


Figura 3.8. Vista Frontal de los conectores de E/S analógicas y digitales de la tarjeta de Interfaz del sistema.

Donde:

- **Electroválvula:**

- **Fase a-b y c-d:** Estos conectores son entradas digitales que se deben ser conectadas a 4 salidas digitales del módulo DAQ 6009, y son utilizadas para hacer girar el motor paso a paso de la electroválvula.

- **Medidor de nivel:**

- **Conector positivo (+) y negativo (-):** Estos dos conectores son una salida analógica del medidor de nivel de líquido del tanque, y deben ser conectados a la entrada analógica del módulo DAQ 6009.

- **Perturbación:**

- **Conector positivo (+) y negativo (-):** Estos dos conectores son una entrada digital que activa un transistor NPN y este activa un relé el cual acciona una bomba pequeña de agua que representa la perturbación del sistema, y debe ser conectado a una salida digital del módulo DAQ 6009.

- **Vin 12V DC:** Este conector es una entrada de voltaje de 12V de corriente directa de 1000A que se utiliza para alimentar el motor paso a paso de la electroválvula.

- **Vp 12V DC:** Este conector es una entrada de voltaje de 12V de corriente directa de 1000mA que se utiliza para alimentar la bomba pequeña de agua que representa la perturbación del sistema.

- **Vs 5V DC:** Este conector es una entrada de voltaje de 5V de corriente directa de 300mA que se utiliza para el potenciómetro del medidor de nivel.

- Módulo DAQ 6009 de LabView™: Equipo encargado de la adquisición de datos del medidor de nivel de líquido y de generar las señales de control enviadas a la tarjeta de interfaz.

Se utilizará una entrada del puerto analógico para adquirir un voltaje de 0 a 5V proveniente del medidor de nivel de líquido del tanque. Se utilizará 4 salidas del puerto digital para general las señales de control para las fases a-b y c-d del motor paso a paso de la electroválvula. Además se utilizará una salida del puerto digital para generar la señal de control para activar la bomba de agua de la perturbación. A continuación, en la figura 3.9, se muestra la conexión del módulo DAQ con las señales que entran o salen de la tarjeta de interfaz.

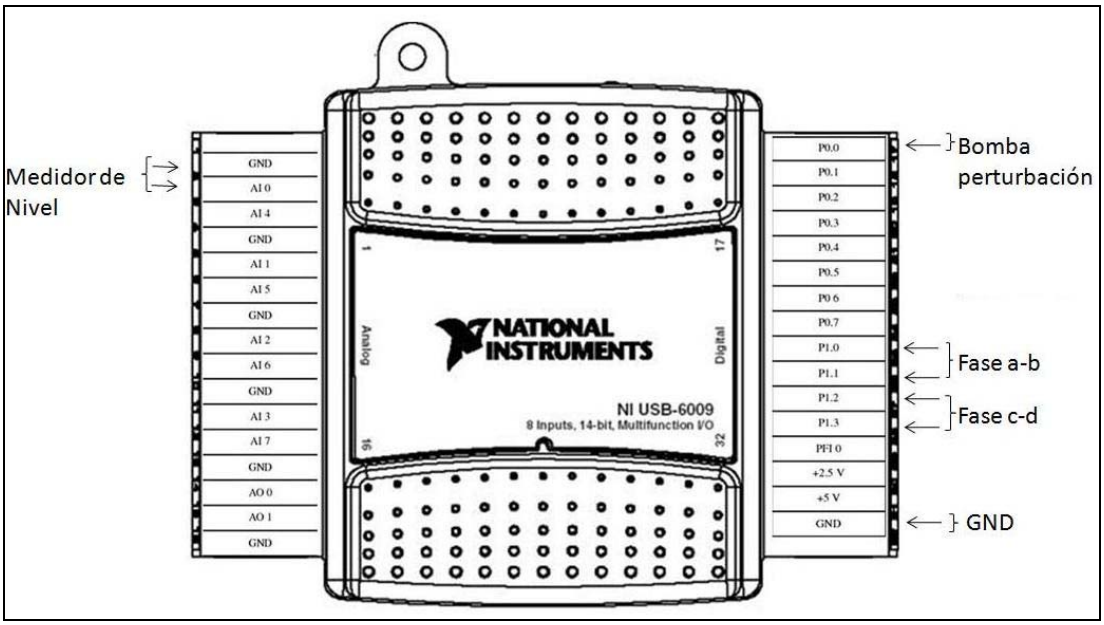


Figura 3.9. Conexión del módulo DAQ con las señales que van entran o salen de la tarjeta de interfaz.

- Computadora (PC): El centro de control y monitoreo de toda la planta del sistema se encontrara concentrado en una computadora, la misma que tiene las siguientes características principales:

- Procesador Intel Core 2 Duo.
- Puerto USB
- Memoria recomendada 500 Mb
- Disco Duro de 150 Gb.
- Sistema Operativo Microsoft Windows XP.

Desde esta computadora se podrá monitorear a toda la planta pudiendo modificar el SetPoint, modificar los valores del controlador PID, observar el nivel del tanque en tiempo real, etc., a través de la utilización del software LabView™.
La comunicación de la computadora con el módulo DAQ 6009 será a través del puerto USB.

3.3. Creación del controlador PID en LabView™

La planta del sistema de control de nivel de líquido del tanque va ser controlada por un controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) el cual se va a encargar de:

- Generar una acción de salida de 4 estados digitales para controlar el sentido de giro del motor paso a paso de la electroválvula y así aumentar o disminuir el caudal de salida de líquido del tanque, el cual va a ser proporcional al error en el nivel de líquido, proporcional al error acumulador y además de prever que el error se amplifique demasiado, así:

Error = SetPoint - Nivel de líquido actual
Si Error > 0 entonces girar el motor paso a paso en sentido horario a fin de cerrar la válvula de desfogue y por tal disminuir el caudal de salida.
Caso Contrario Si Error < 0 entonces girar el motor paso a paso en sentido anti horario a fin de abrir la válvula de desfogue y por tal aumentar el caudal de salida.
Caso Contrario Si Error = 0 entonces mantener el motor paso a paso en el estado actual.

A continuación, en la figura 3.10, se muestra el diagrama de flujo que logra hacer que el controlador PID genere la acción de salida para controlar la electroválvula.

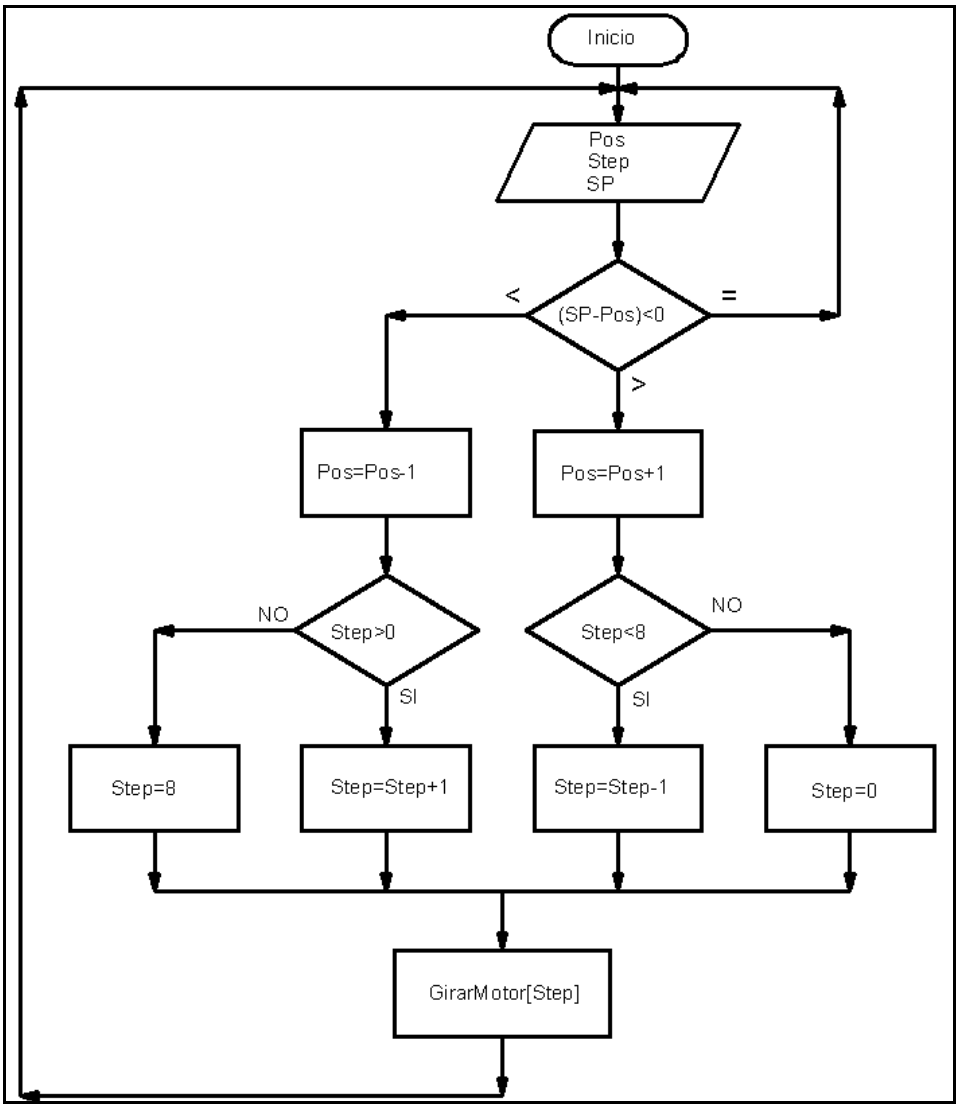


Figura 3.10. Diagrama de flujo que logra hacer que el controlador PID genere la acción de salida para controlar la electroválvula.

Donde:

- Pos: Variable que representa la posición actual del eje del motor paso a paso de la electroválvula en un intervalo de 0 a 400.

- **Step:** Variable que representa el paso actual en el cual se encuentra el motor paso a paso en un intervalo de 1 a 8 de la secuencia de 4 bits de la tabla 3.1.

- SP: Variable que representa el setpoint o valor deseado de nivel del líquido del tanque, en un rango de 0 a 20 cm.

Nota: Los datos de la variable Pos, Step y SP estarán constantemente guardados en un archivo de texto a fin de saber la posición, paso y setpoint en el cual el motor se encuentra en tiempo real.

Para poner en práctica el algoritmo que logra hacer que el controlador PID genere la acción de salida para controlar la electroválvula, se utilizará el lenguaje de programación LabView™, en donde se utilizará las estructuras iterativas while y for, las estructuras de decisión case e if, las funciones condicionales >,<,=,etc., que viene incorporadas en el lenguaje.

A continuación, en las figuras 3.11 a 3.20 se muestra el programa que maneja el controlador PID de la planta del sistema de control de nivel de líquido del tanque codificado en el lenguaje de programación LabView™.

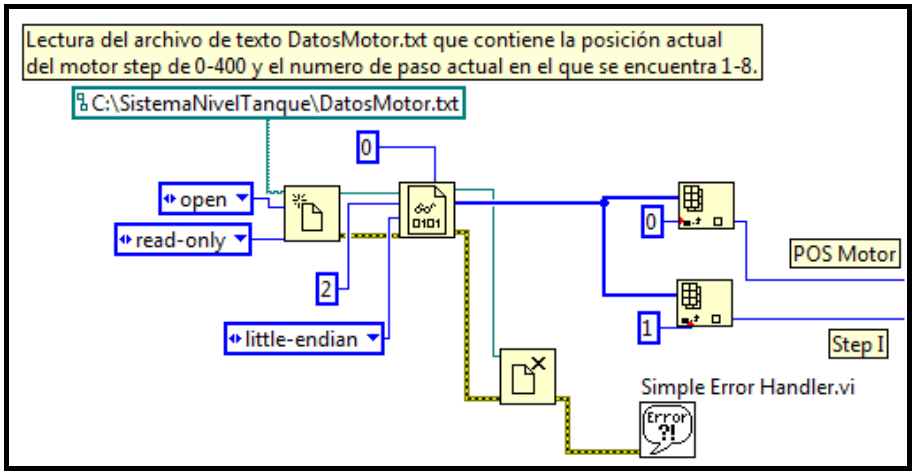


Figura 3.11. Procedimiento que lee los datos de la posición y paso en la que se encuentra el motor paso a paso de la electroválvula en una ejecución anterior del programa de un archivo de texto.

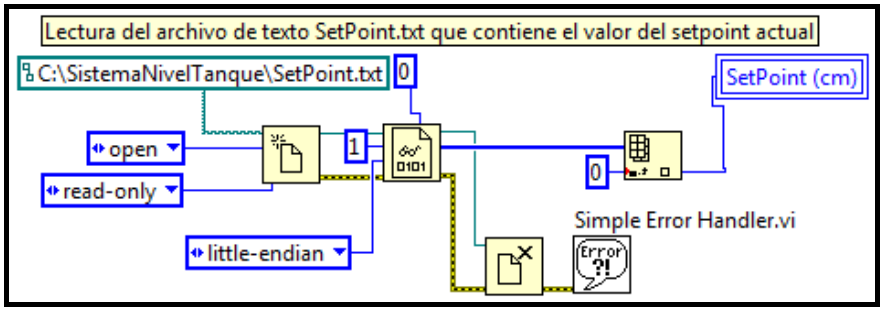


Figura 3.12. Procedimiento que lee los datos del setpoint al que llego el motor paso a paso de la electroválvula en una ejecución anterior del programa de un archivo de texto.

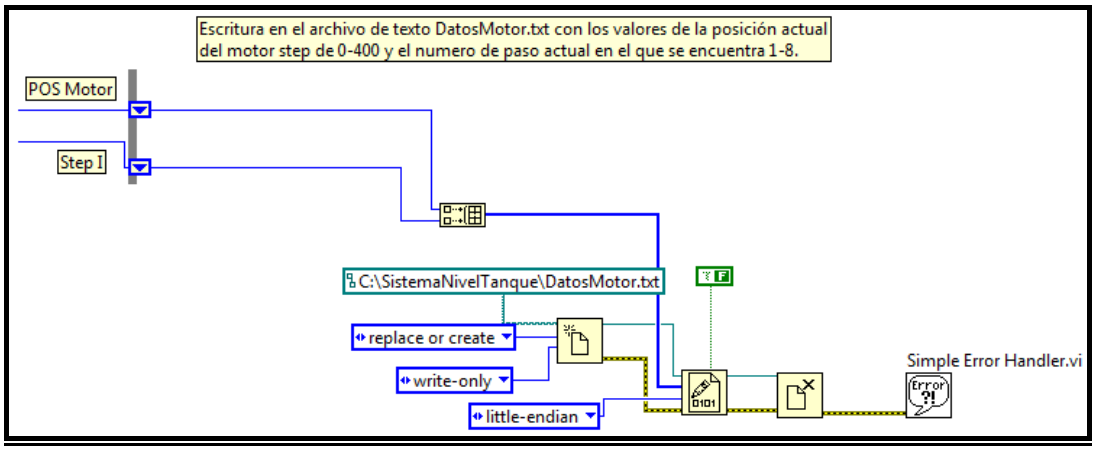


Figura 3.13. Procedimiento que guarda los datos de la posición y paso en la que se encuentra el motor paso a paso de la electroválvula en una ejecución anterior del programa en un archivo de texto.

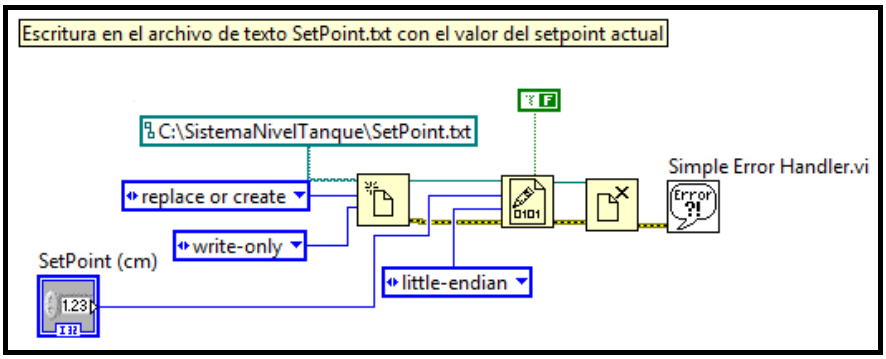


Figura 3.14: Procedimiento que guarda los datos del setpoint en el que se encuentra el motor paso a paso de la electroválvula en un archivo de texto.

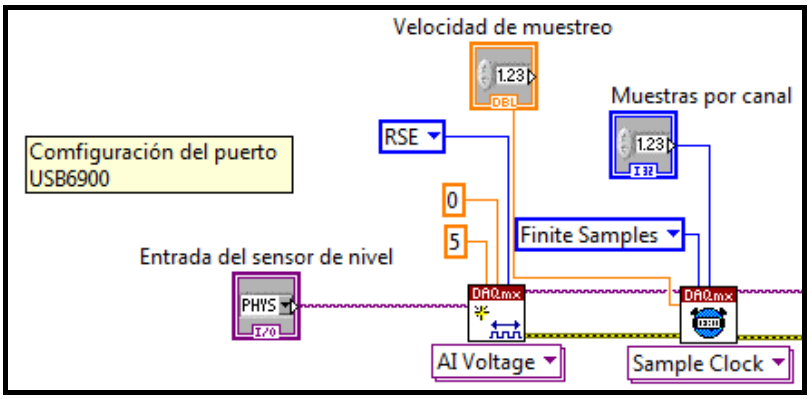


Figura 3.15. Procedimiento que configura los parámetros del puerto USB 6009 tales como la velocidad de muestreo, muestras por canal, entrada de voltaje analógico referenciado a tierra RSE, voltaje de 0 a 5 V, etc., para leer el voltaje de ingreso del medido de nivel de líquido del tanque.

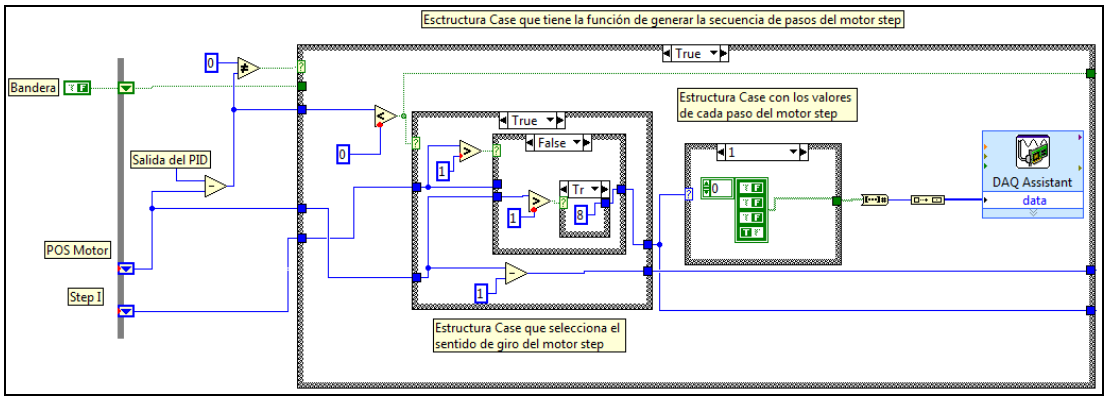


Figura 3.16. Procedimiento que genera la secuencia de pasos que van a ser enviadas al motor paso a paso de la electroválvula para que aumente o disminuya el caudal de salida del tanque.

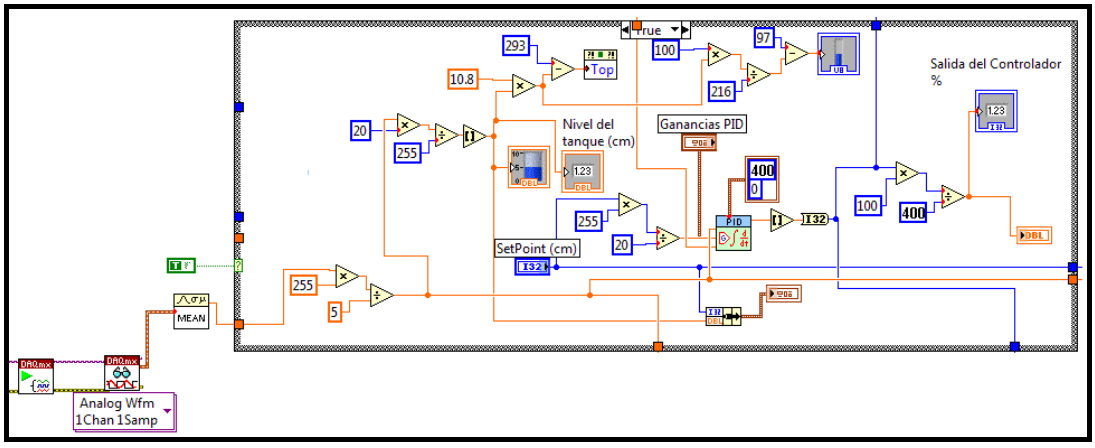


Figura 3.17. Procedimiento que lee, del puerto analógico de entrada, el voltaje del medidor de nivel, lo acondiciona para ser visualizado en pantalla y para que sea utilizado como variable del proceso en el controlador PID.

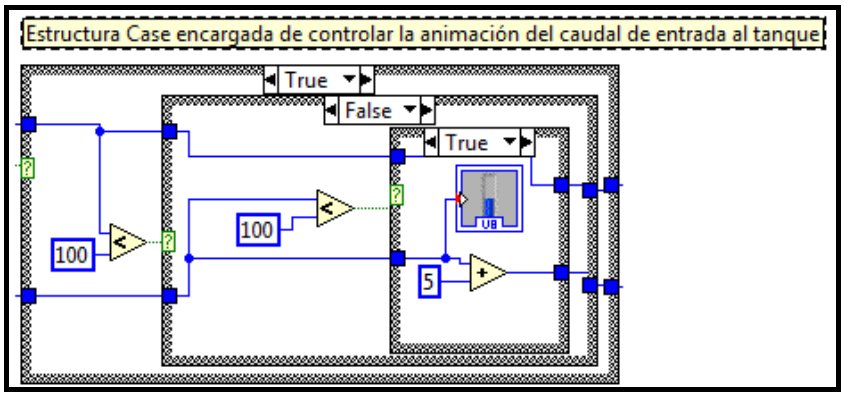


Figura 3.18. Procedimiento que anima o pone en movimiento el líquido del caudal de entrada principal al tanque.

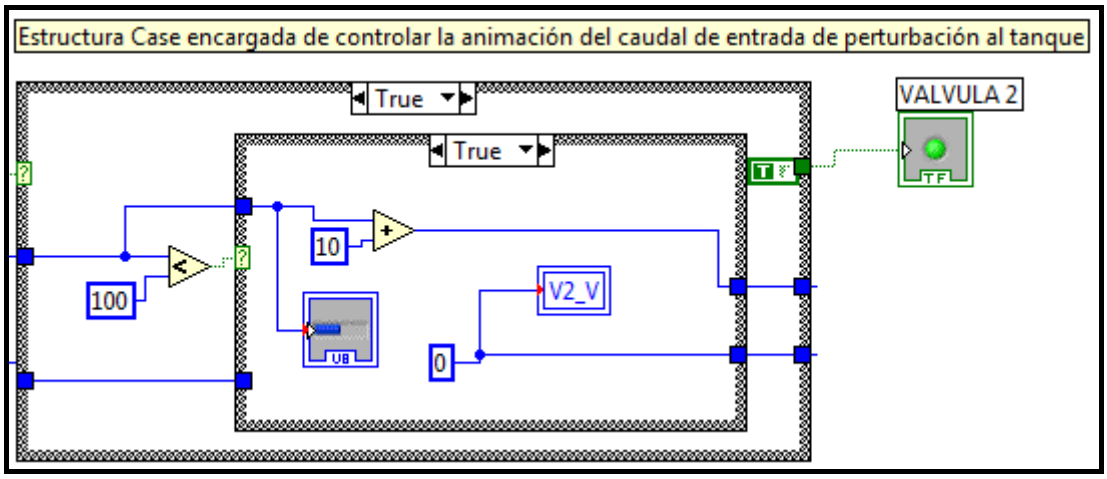


Figura 3.19. Procedimiento que anima o pone en movimiento el líquido del caudal de entrada de la perturbación al tanque.

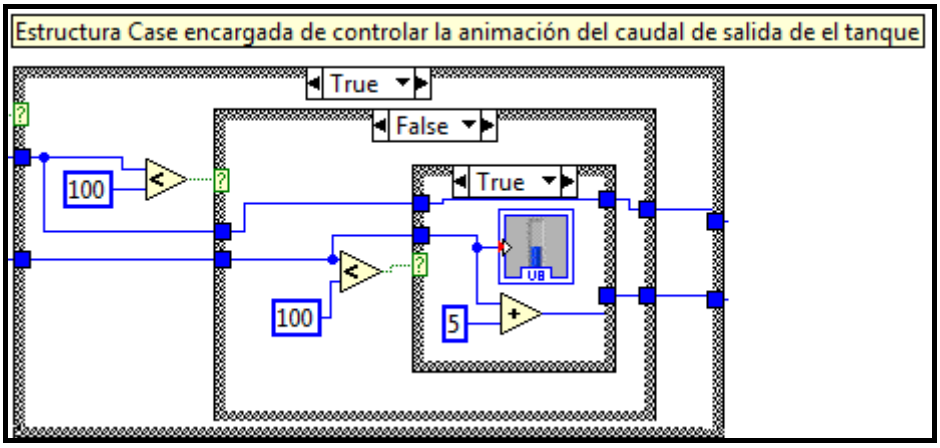


Figura 3.20. Procedimiento que anima o pone en movimiento el líquido del caudal de salida del tanque.

3.4. Diseño de la interfaz gráfica HMI en LabView™.

La presentación de los datos de la planta del sistema de nivel de líquido del tanque a un operador (humano) para que este controle y monitoree el proceso, se lo realizará utilizando el software LabView™, el cual permitirá adquirir los datos de los componentes de la planta (medidor de nivel del líquido) y visualizarlos en la pantalla de la computadora con una interfaz amigable y de fácil comprensión.

A continuación, en las figuras 3.21 a 3.23, se muestran las pantallas HMI del sistema de control de nivel de líquido de un tanque, creadas en el software LabView™.

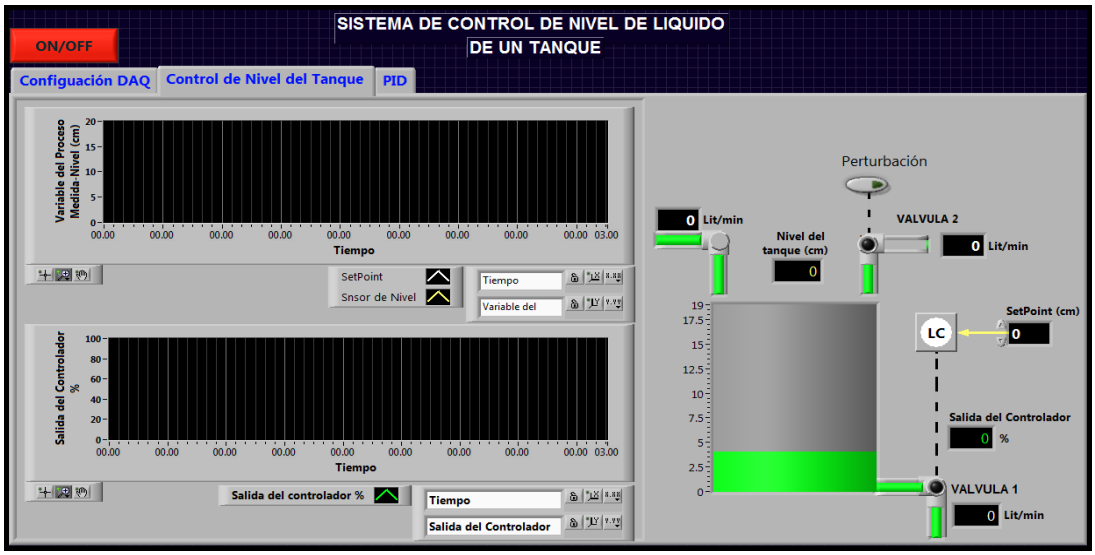


Figura 3.21. Pantalla principal HMI del sistema de control de nivel de líquido de un tanque.

Como se puede observar en la pantalla principal del sistema de la figura 3.17, la interfaz gráfica es similar a la que presenta en la pantalla de la simulación del proceso industrial “Punped Tank” del software Control Station V3.7®, en donde se tiene una gráfica de la variable medida del proceso (nivel del tanque), una gráfica del porcentaje de salida del controlador PID, el valor de la medida del nivel del líquido del tanque en centímetros, valor del porcentaje de salida del controlador PID, seteo del valor del setpoint y configuración de los valores de sintonización del controlador PID. Además se dispone de un botón ON/OFF el cual permitirá parar o iniciar el programa.

Figura 3.22. Pantalla HMI para sintonizar los valores PID del sistema de control de nivel de líquido de un tanque.

Figura 3.23. Pantalla HMI para configurar el puerto para la comunicación con el módulo USB 6009.

3.5. Ajuste de los valores de los parámetros de sensores y actuadores para un setpoint deseado.

Cada uno de los componentes de la planta del sistema de control de nivel de líquido de un tanque deben ser ajustados en una posición determinada a fin de que cuando el sistema comience a funcionar los diferentes rangos mecánicos coincidan con los del software encargado de controlar la planta. Si no se realiza este ajuste mecánico es posible que el sistema no funcione o que se deterioren los componentes.
Se tomará como setpoint deseado un valor de cero.

Se seguirá los siguientes pasos de ajuste de los componentes:

1. La electroválvula deberá estar en una posición normalmente abierta, es decir debe de permitir salir el máximo de caudal de líquido del tanque, si no es así se deberá desconectar el sistema de cualquier fuente de voltaje para proceder a girar manualmente el eje que abre la compuerta de la electroválvula en sentido anti horario hasta que ya no haya como girar, tal como se muestra en la figura 3.24.

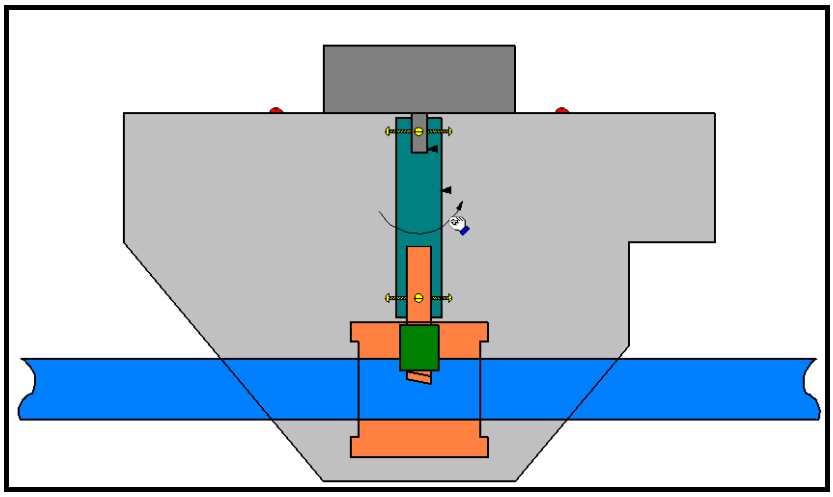


Figura 3.24. Ajuste manual de la electroválvula para abrir la compuerta al máximo.

Y luego para encerar variables de software se debe, estando aun desconectadas las fuentes de voltaje de la maqueta, proceder a borrar los archivos DatosMotor.txt y SetPoint.txt, si es que existen, del directorio C:\SistemaNivelTanque\.

Después ejecutar el programa desarrollado en LabView™ CreadorYEnceradorDeArchivos.vi, el cual se va a encargar de crear y de encerar la posición y paso del motor paso a paso de la electroválvula de los archivos DatosMotor.txt y SetPoint.txt. A continuación, en la figura 3.25 se muestra la pantalla principal del programa encerador de archivos, desarrollado en Labview™.

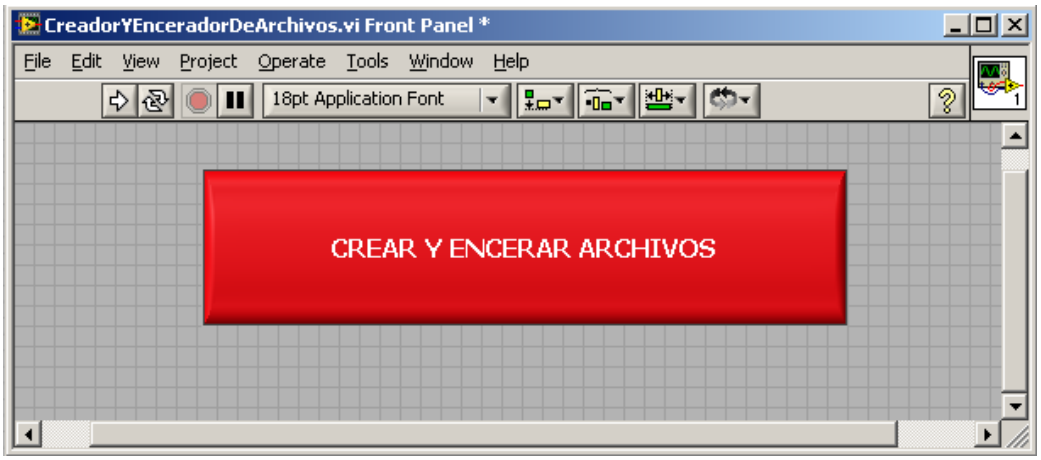


Figura 3.25. Pantalla principal del programa encerador de archivos, desarrollado en LabView™.

Luego de haber seguido estos pasos se ha llegado a sincronizar la posición física y lógica de la electroválvula, y en consecuencia ya se podrá conectar las

fuentes de voltaje a la maqueta y ejecutar el programa de control del sistema de nivel de líquido de un tanque.

2. El flotador o boya del medidor de nivel de líquido deberá estar en un estado de equilibrio para evitar que el voltaje en el potenciómetro varíe demasiado.

3. En el programa de control en LabView™ se debe ajustar la escala del voltaje de ingreso del medidor de nivel del líquido a fin de que en el Terminal "Process variable" del controlador PID ingrese un valor de 400. Por ejemplo:

   Si Vin_Med_Nivel = 5V entonces:
   Variable del Proceso = (5*400/5) = 400
   Se puede observar, en la figura 3.26 el escalamiento del voltaje de ingreso del medido de nivel del líquido del tanque.

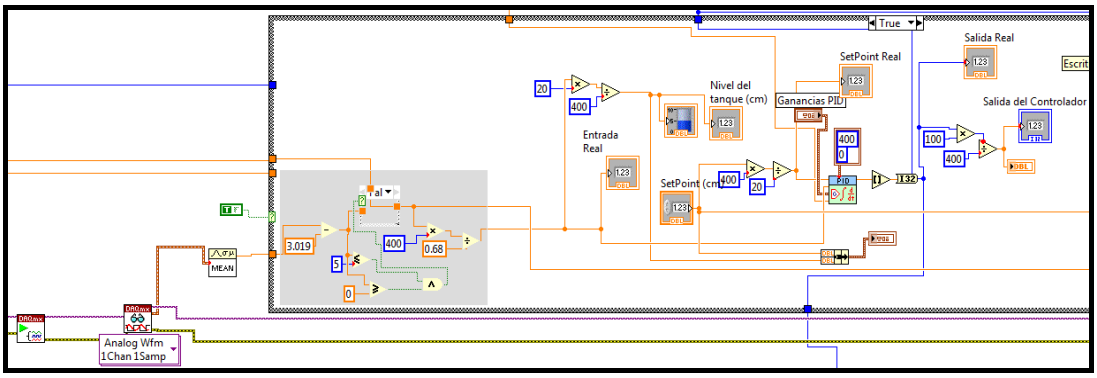


Figura 3.26. Escalamiento del voltaje de ingreso del medido de nivel del líquido del tanque.

4. Se debe configurar los parámetros del puerto de comunicación con el módulo USB 6009 a fin de que la entrada del sensor de nivel sea el canal analógico de entrada "Dev1/aio", a una velocidad de muestreo que oscile alrededor de 1000 muestras por segundo, en 1000 muestras por el canal y a una demora de adquisición de 10 milisegundos, dependiendo del procesador del computador en donde esté siendo ejecutado el programa de control de la planta.

   Se puede observar, en la figura 3.27, la configuración de los parámetros del puerto de comunicación con el módulo USB 6009.

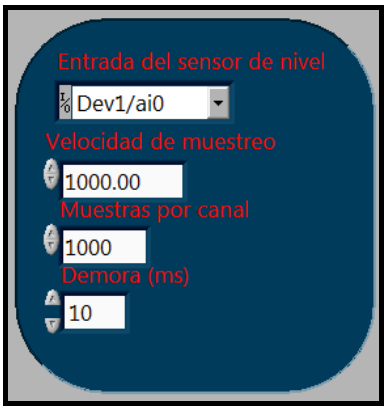


Figura 3.27. Configuración de los parámetros del puerto de comunicación con el módulo USB 6009.

5. Para sintonizar el controlador PID a fin de que el sistema responda de la manera más rápida, es decir que el tiempo de cambio de un setpoint a otro dure lo menos posible y lograr que el desempeño del sistema ante perturbaciones sea el mejor posible, se utilizó los valores para la constante proporcional, integral y derivativa que se muestran en la figura 3.28, los cuales fueron obtenidos experimentalmente en el proceso de funcionamiento de la maque del sistema al observar la curva de respuesta.

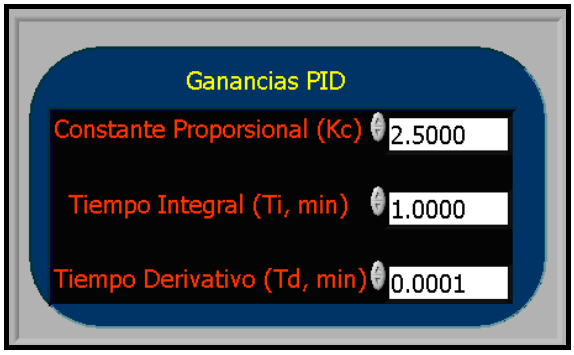


Figura 3.28. Sintonización del controlador PID.

3.6. Conclusión.

Luego de finalizada con el análisis, diseño e implementación de la maqueta de entrenamiento para el control de nivel de líquido de un tanque basado en LabView™ se ha podido notar que aprovechando el ingenio es posible crear elementos de control tal como una electroválvula, un medidor de nivel, etc. y así poder llegar al mercado industrial con nuevas innovaciones en el área del control.

El uso del lenguaje de programación Labview™ junto con el modulo USB 6009 facilita enormemente el trabajo de adquisición de datos analógicos de la maqueta tal como el nivel del líquido y además de generar señales digitales de control para la electroválvula y esto hace que la maqueta sea funcional y apropiada para las prácticas de control en cualquier institución educativa.

Se pudo observar que los valores calculados de la constante proporcional Kp, el tiempo integral Ti y el tiempo derivativo Td del controlador PID difieren en un gran valor de los que se obtienen al sintonizar la planta en el momento que está funcionando.

Fuente: Todas las imágenes son creación de los autores.

CAPITULO 4

EXPERIMENTO DE LABORATORIO

4.1. Introducción.

Una vez que el sistema de control de nivel de líquido de un tanque se ha simulado, modelado matemáticamente e implementado en una maqueta, el siguiente paso es hacer un experimento de laboratorio en donde se compruebe si los resultados de la simulación coincide con los de la práctica. En el experimento se variará el *set point*, la perturbación y se obtendrán valores, en la parte práctica se hará los mismos cambios en *set point* y la perturbación para de igual manera obtener valores y compararlos entre sí.

4.2. Objetivos del Experimento

a. Simular y obtener valores del control de nivel del tanque en el software Control Station V3.7®.

b. Realizar la práctica en la maqueta del control de nivel del tanque y obtener valores reales.

c. Comparar entre valores simulados y reales.

4.3. Objetivo A: Simular y obtener valores del control de nivel del tanque en el software Control Station V3.7®.

a. Iniciar la simulación del control de nivel del tanque; en la ventana principal de Control Station se da un click en el primer modulo y de la lista que sale se escoge la tercera opción *Pumped Tank*.

b. Ingresar al controlador y configurar de modo manual a modo automático (PID), también encender el modo derivativo (ON) y por ultimo dar click en "*Done",* como se muestra en la figura 4.1.

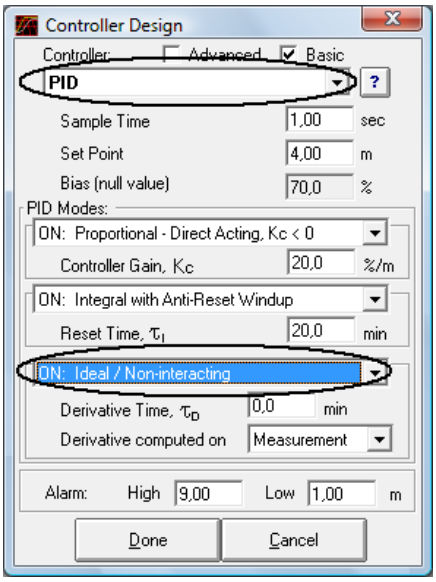


Figura 4.1. Configuración del Controlador del Proceso.

c. Identificar las variables del proceso.

(U) Variable manipulada => Controlador de salida (%).
(Y) Variable del proceso => Nivel de líquido del Tanque (m).
(p) Perturbación => Caudal adicional de líquido que ingresa al tanque.
(SP) *Set point* => Nivel deseado del líquido.

d. Cambiar la perturbación a 0 L/min, ya que, en el simulador por defecto es de 2,5 L/min y describir lo que sucede.

Al cerrar el caudal de la perturbación, el nivel del líquido disminuye, pero, el sistema vuelve a conseguir el nivel (*set point*) deseado, en un lapso de tiempo, ya que en el apartado “b”, el controlador se configuró en automático. El controlador al ver que el nivel de líquido baja, disminuye el porcentaje de abertura de la válvula de descarga para evitar que salga líquido, así lograr recuperar el *set point* deseado, tal como se muestra en la figura 4.2.

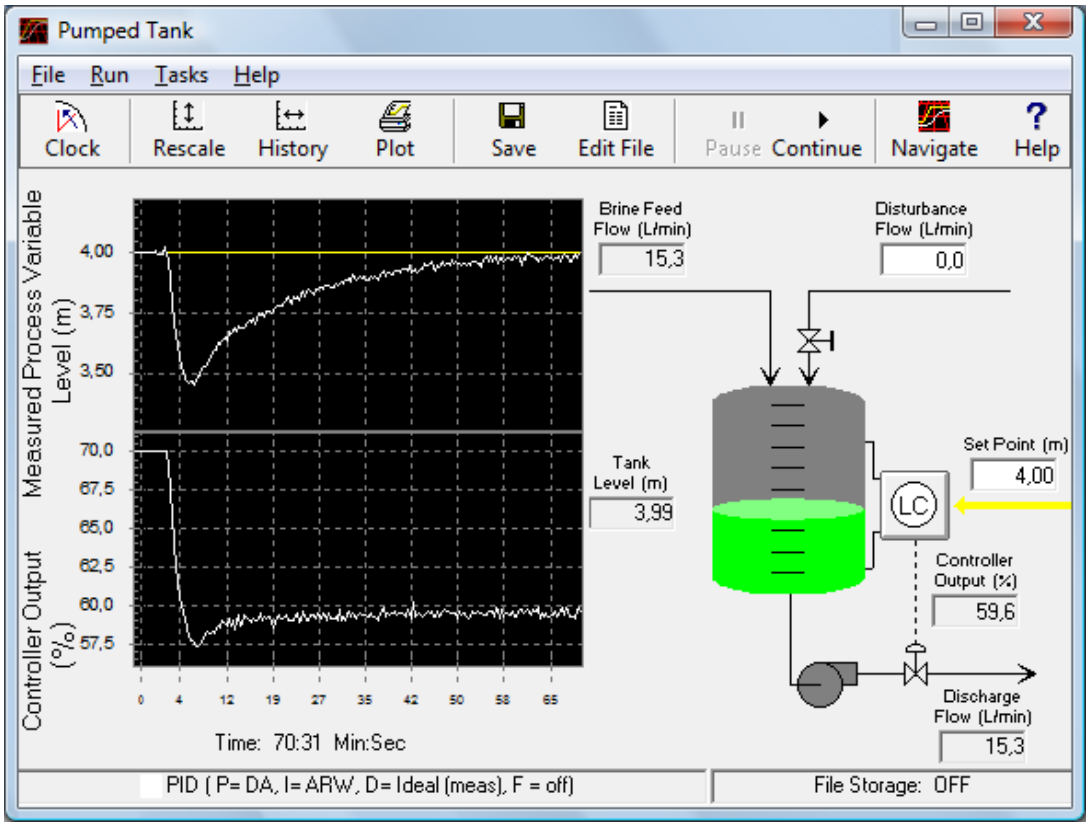


Figura 4.2. Estabilización del Sistema Cuando la Perturbación es 0L/min.

e. Anotar los valores del controlador de salida (U), del caudal de ingreso (Q_i) y del caudal de salida (Q_s); cuando el ***set point* es igual a 4m y la perturbación es 0 L/min**.

U = 59,6% Q_i = 15.3 L/min Q_s = 15,3 L/min

Nota: Para que el sistema logre el *set point* deseado, debe cumplir la siguiente condición, "*El caudal de ingreso debe ser igual al caudal de salida*".

f. Guardar en un archivo con el nombre de PROCESO_1 y variar el *set point* de 6m, a 2m y regresar a 4m, manteniendo constante la perturbación. Dar un tiempo prudente entre los intervalos para que el nivel del líquido se estabilice. Cuando termine de hacer estos cambios, detenga la grabación y la simulación. Comentar sobre las formas de onda.

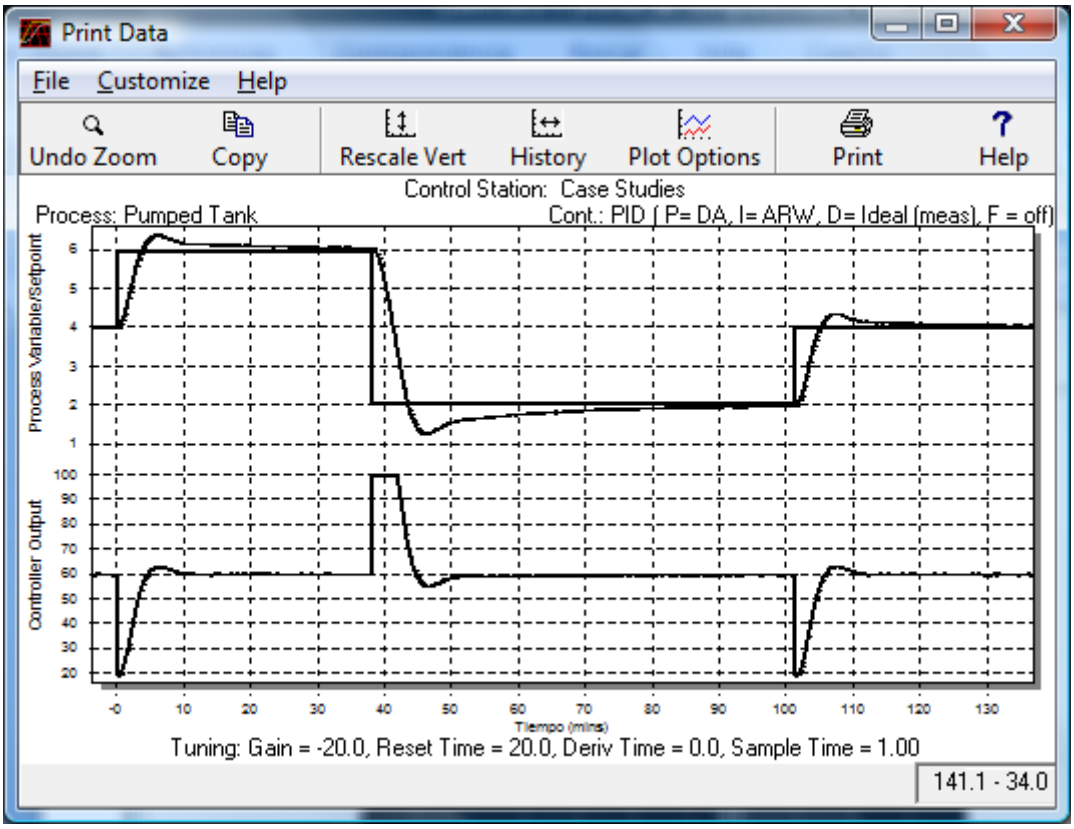


Figura 4.3. Comportamiento de la Variable del Proceso y del Controlador de Salida al Variar el *Set point* con una Perturbación de 0 L/min.

- La forma de onda de la variable del proceso (Nivel del tanque), tiende a seguir el comportamiento de la onda del *set point* y se estabiliza después de un cierto tiempo.

- Cuando el *set point* sube, la forma de onda del controlador de salida baja para que la válvula de descarga se cierre evitando que salga líquido y lograr un *set point* alto. En cambio cuando el *set point* baja, la forma de onda del controlador de salida sube para abrir la válvula, logrando que salga el líquido del tanque más rápido y conseguir alcanzar a un *set point* bajo. Después de un corto tiempo la forma de onda del controlador de salida se estabiliza.

g. Del apartado f, calcular los parámetros del modelo de primer orden: Ganancia estática (K_p), el Tiempo de retardo (θ) y el Tiempo de respuesta (τ), del sistema.

1. *Set point* de 4 a 6 m:

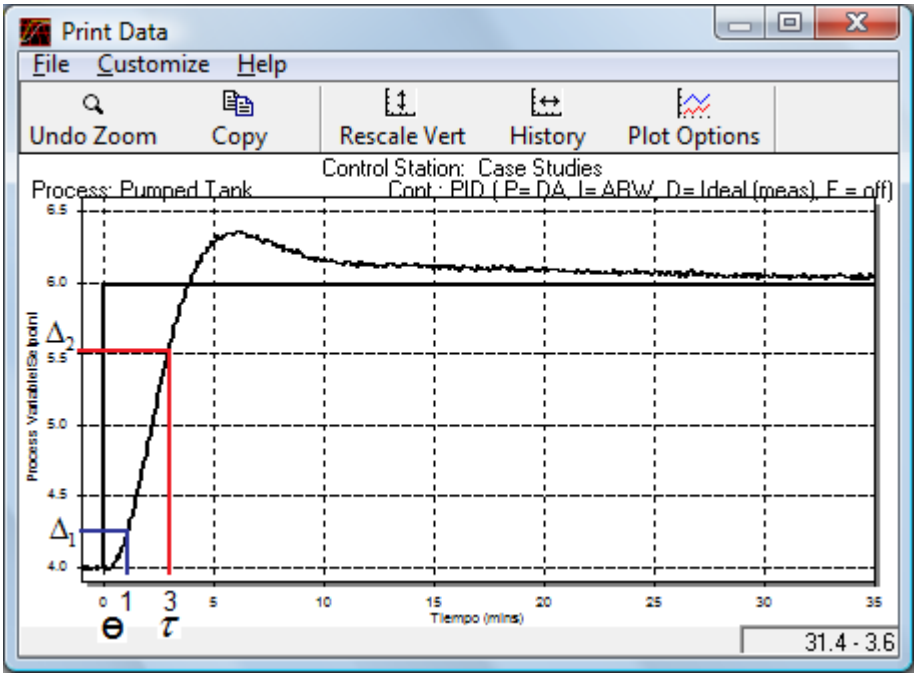


Figura 4.4. Respuesta de la Variable del Proceso al variar el s*et point* de 4 a 6m con una perturbación de 0 L/min.

$$Y_{SS} = 6.4m$$

$$U_{SS} = 4m$$

$$\Delta y = 6.4 - 4 = 2.4m$$

$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{2.4m}{10\%} = 0.24m \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 4.24m$$

$$\theta = 1seg$$

$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{2.4m}{63\%} = 1.51m \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 5.51m$$

$$\tau = 3 - \theta = 2seg$$

2. *Set point* de 6 a 2 m:

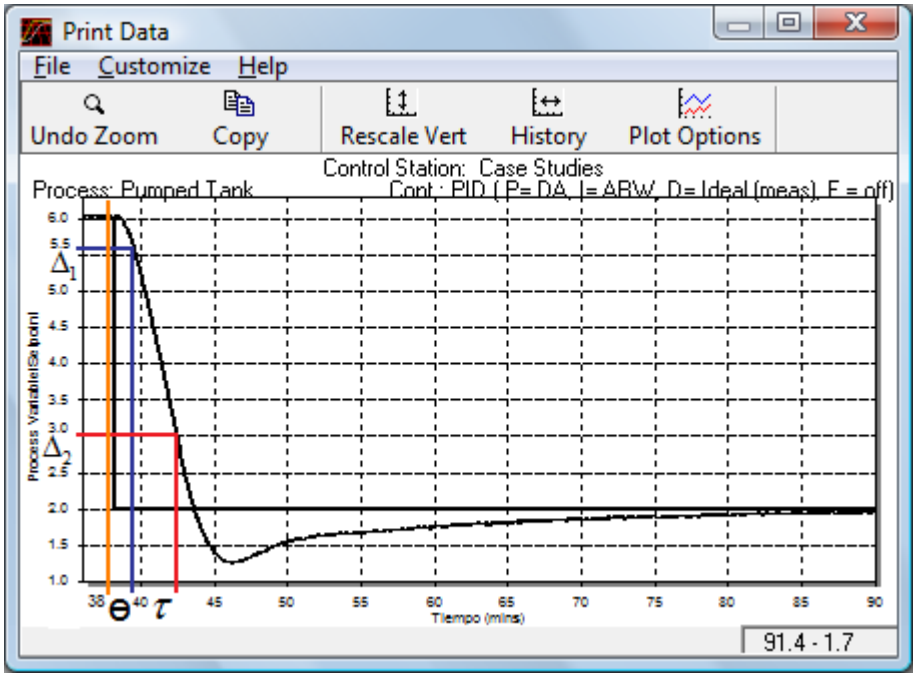


Figura 4.5. Respuesta de la Variable del Proceso al Variar el *Set point* de 6 a 2 m con una Perturbación de 0 L/min.

En este caso se produce un escalón inverso, es por eso los signos negativos.

$$Y_{SS} = 1.25m$$

$$U_{SS} = 6m$$

$$\Delta y = 1.25 - 6 = -4.75m$$

$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{-4.75m}{10\%} = -0.47 \text{ m} \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 5.53m$$

$$\theta = 39.5 - 38 = 1.5seg$$

$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{-4.75m}{63\%} = -2.99m \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 3.01m$$

$$\tau = 42.5 - 39.5 = 3seg$$

3. *Set point* de 2 a 4 m:

   Los cálculos y los valores son los mismos que cuando se varía el *set point* de 4 a 6 m.

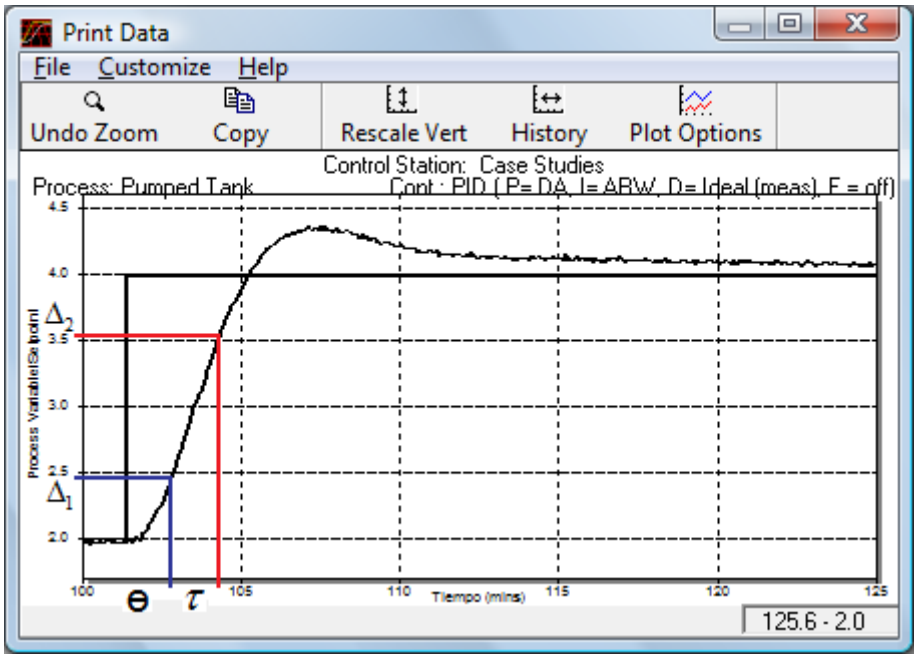


Figura 4.6. Respuesta de la Variable del Proceso al Variar el *Set point* de 2 a 4 m con una Perturbación de 0 L/min.

h. Guardar en otro archivo con el nombre de PERTURBACION_1 y variar la perturbación del sistema de 0 L/min a 2,5 L/min y regresar a 0 L/min, manteniendo constante el *set point*. Dar un tiempo prudente entre el intervalo para que el nivel del líquido se estabilice. Cuando se termine de hacer estos cambios, detenga la grabación y la simulación. Comentar sobre las formas de onda.

- La variable del proceso o nivel del tanque es directamente proporcional a la perturbación, y como el controlador está configurado en automático se consigue que el nivel del tanque vuelve a ser igual al *set point* previamente establecido.

- El controlador de salida es directamente proporcional a la perturbación. Si la perturbación sube el controlador trata de abrir más la válvula de descarga para que salga el líquido del tanque más rápido, y conseguir un *set point* bajo. En el caso contrario, cuando la perturbación baja, el controlador cierra la válvula para que el líquido del tanque no salga y así conseguir un *set point* alto. Después de un corto tiempo la forma de onda del controlador se estabiliza, tal como se muestra en la figura 4.7.

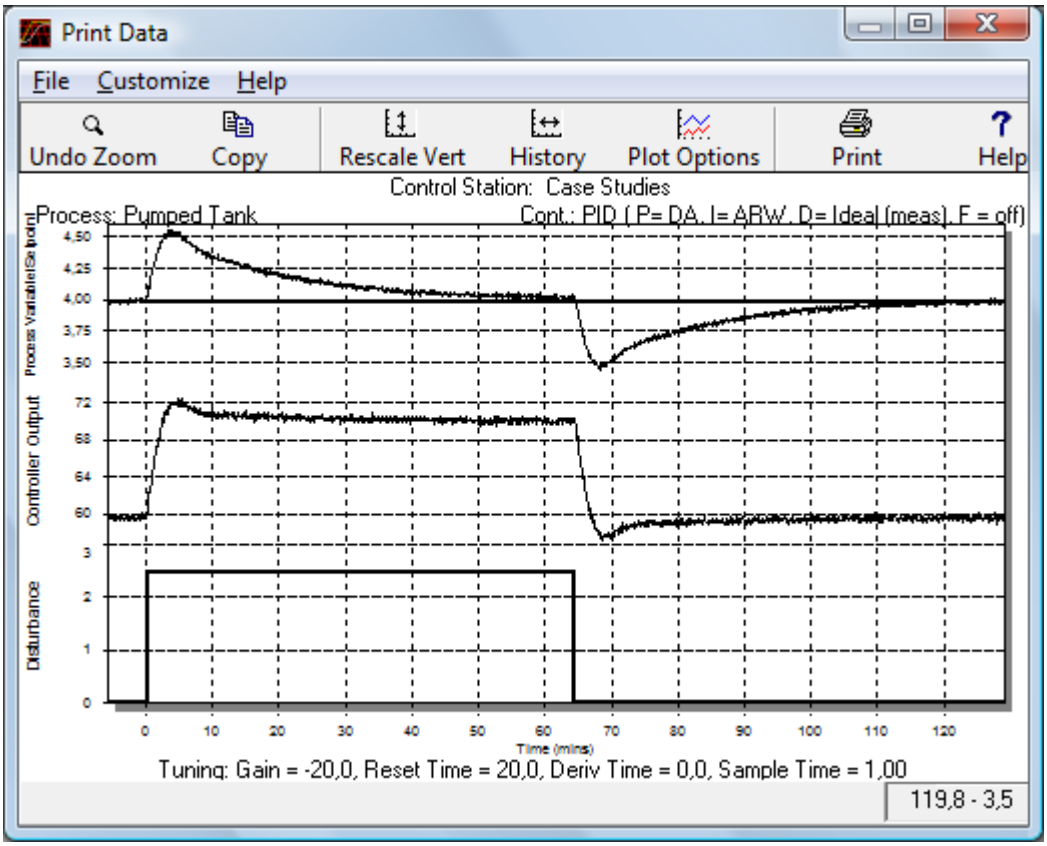


Figura 4.7. Comportamiento de la Variable del Proceso y del Controlador de Salida al Variar la Perturbación

i. Cambiar la perturbación a 2,5 L/min. Anotar los valores del controlador de salida, del caudal de ingreso y del caudal de salida cuando el *set point* es igual a 4m. ¿Los caudales son o no iguales y porque?

U = 69,8% **Q_i = 15.3 L/min** **Q_s = 17,8 L/min**

El caudal de ingreso es diferente al caudal de salida y sin embargo el sistema está en un *set point* estable. Esta en un *set point* estable porque el caudal total que ingresa al tanque es la suma del caudal de ingreso y la perturbación, por lo tanto, el caudal de ingreso total si es igual al caudal de salida.

$$Q_T = Q_i + P$$

$$Q_T = 15.3 \text{ L/min} + 2.5 \text{ L/min}$$

$$\mathbf{Q_T = 17.8 \text{ L/min}}$$

j. Guardar en un archivo con el nombre de PROCESO_2, y variar el *set point* de 6m, a 2m y regresar a 4m, con una perturbación de 2,5 L/min. Dar un

tiempo prudente entre los intervalos para que el nivel del líquido se estabilice. Cuando se termine de hacer estos cambios, detenga la grabación y la simulación.

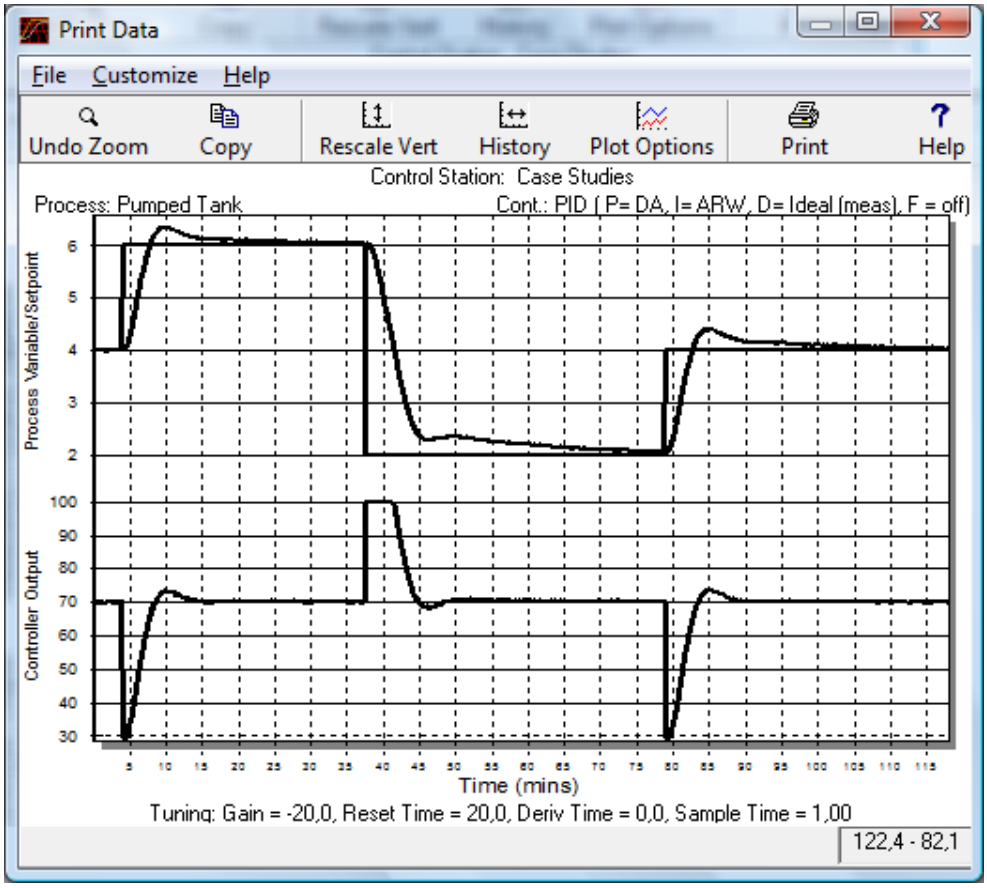


Figura 4.8. Comportamiento de la Variable del Proceso y del Controlador de Salida al Variar el *Set point* con una Perturbación de 2,5 L/min.

k. Comparar las formas de ondas del punto anterior con las del apartado f.

- Las formas de onda de la variable del proceso tienden a seguir el comportamiento de la onda del *set point* y se estabiliza después de un cierto de tiempo. La única diferencia es que la variable del proceso con una perturbación de 0 L/min al recibir un *set point* bajo rebaza dicho *set point* a diferencia de la variable del proceso con una perturbación de 2,5 L/min si recibe un *set point* bajo no lo rebaza. Se debe a que el sistema sin perturbación tiene un caudal de salida de 15,3 L/min y con perturbación, es de 17,8 L/min, y por la sintonización PID, los dos casos cumplen con el objetivo de estabilizar el nivel del tanque en el *set point* deseado.

- Las formas de onda del controlador de salida son similares, se puede decir la misma explicación citada en el apartado g.

I. Del apartado k, calcular los parámetros del modelo de primer orden: Ganancia estática (K_p), el Tiempo de retardo (ɵ) y el Tiempo de respuesta (τ), del sistema.

1. *Set point* de 4 a 6 m:

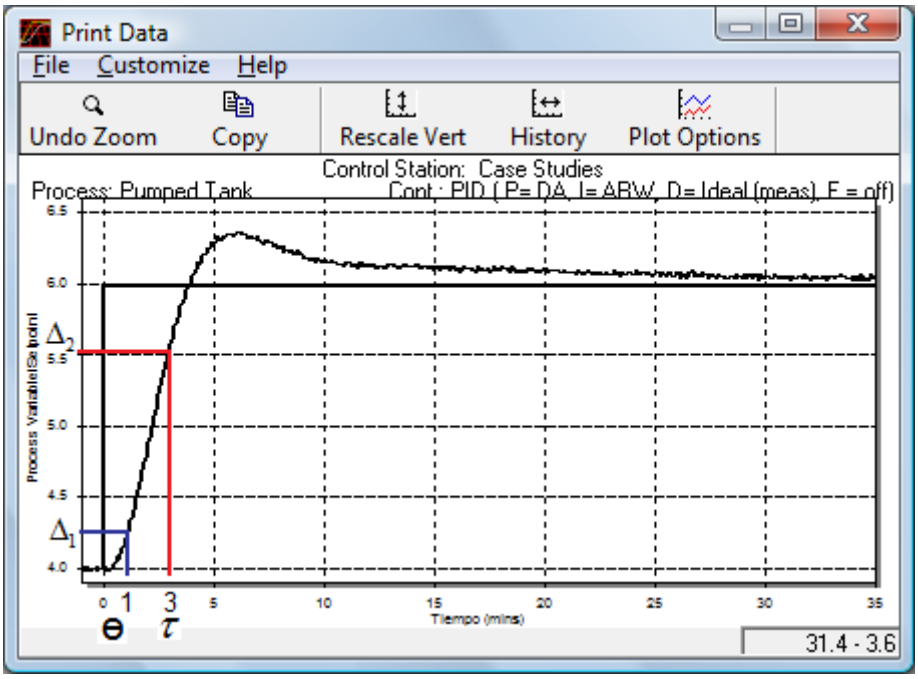


Figura 4.9. Respuesta de la Variable del Proceso al Variar el *Set point* de 4 a 6 m con una Perturbación de 2.5 L/min

$$Y_{SS} = 6.4m \qquad U_{SS} = 4m$$

$$\Delta y = 6.4 - 4 = 2.4m$$

$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{2.4}{10\%} = 0.24m \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 4.24m$$

$$\theta = 1seg$$

$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{2.4}{63\%} = 1.51m \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 5.51m$$

$$\tau = 3 - \theta = 2seg$$

2. *Set point* de 6 a 2 m:

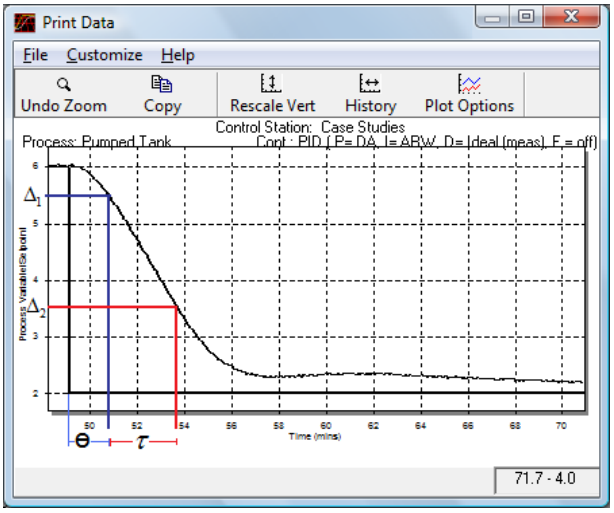


Figura 4.10. Respuesta de la Variable del Proceso al Variar el *Set point* de 6 a 2 m con una Perturbación de 2.5 L/min.

En este caso se produce un escalón inverso, es por eso los signos negativos.

$$Y_{SS} = 2.3\,\text{m} \qquad U_{SS} = 6m$$

$$\Delta y = 2.3 - 6 = -3.7m$$

$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{-3.7}{10\%} = -0.37m \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 5.63m$$

$$\theta = 50.5 - 49 = 1.5seg$$

$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{-3.7}{63\%} = -2.33\,\text{m} \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 3.67m$$

$$\tau = 53.5 - 50.5 = 3seg$$

3. *Set point* de 2 a 4 m:

   Los cálculos y los valores son los mismos que cuando se varía el *set point* de 4 a 6 m.

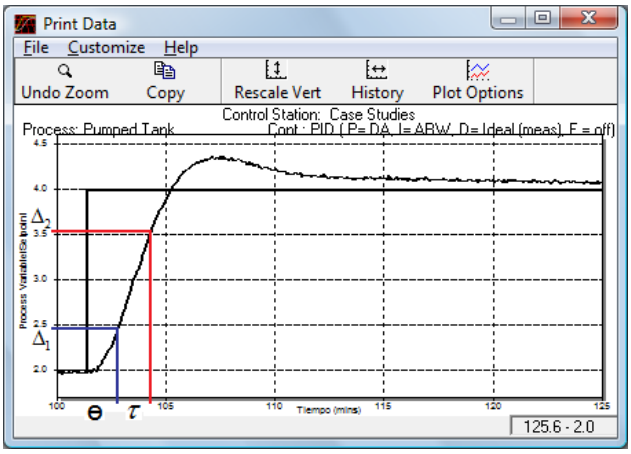


Figura 4.11. Respuesta de la Variable del Proceso al Variar el *Set point* de 2 a 4 m con una Perturbación de 2.5 L/min.

4.4. Objetivo B: Realizar la práctica en la maqueta del control de nivel del tanque y obtener valores reales.

Nota: Debido a que en Control Station V3.7® se maneja la unidad de medida del setpoint en metros (m), y en la maqueta se maneja una unidad de medida en centímetros (cm), se procederá a considerar que cada metro equivale a un centímetro, respectivamente, a fin de facilitar la comparación de las medidas obtenidas en cada escenario.

a) Iniciar la práctica del control de nivel del tanque, "SistemaControlNivelTanque.vi"; en el escritorio esta el acceso directo del programa. Aparecerá una ventana como la que se muestra en la figura 4.12:

Figura 4.12. Ventana de configuración del puerto USB del programa que controla la maqueta del nivel de un líquido de un Tanque.

- En la ventana de configuración del módulo de adquisición de Labview™ (DAQ 6009) del programa que controla la maqueta del nivel de un líquido de un tanque, el primer cuadro es el puerto de entrada en el que se instaló el sensor de nivel, el segundo y tercer cuadro ya está lleno por defecto y el último cuadro es el tiempo de demora para adquirir datos (recomendado 10 mseg).

b) Dar click en la segunda pestaña del programa (Control de Nivel del Tanque) y aparecerá la ventana principal del sistema, tal como se muestra en la figura 4.13.

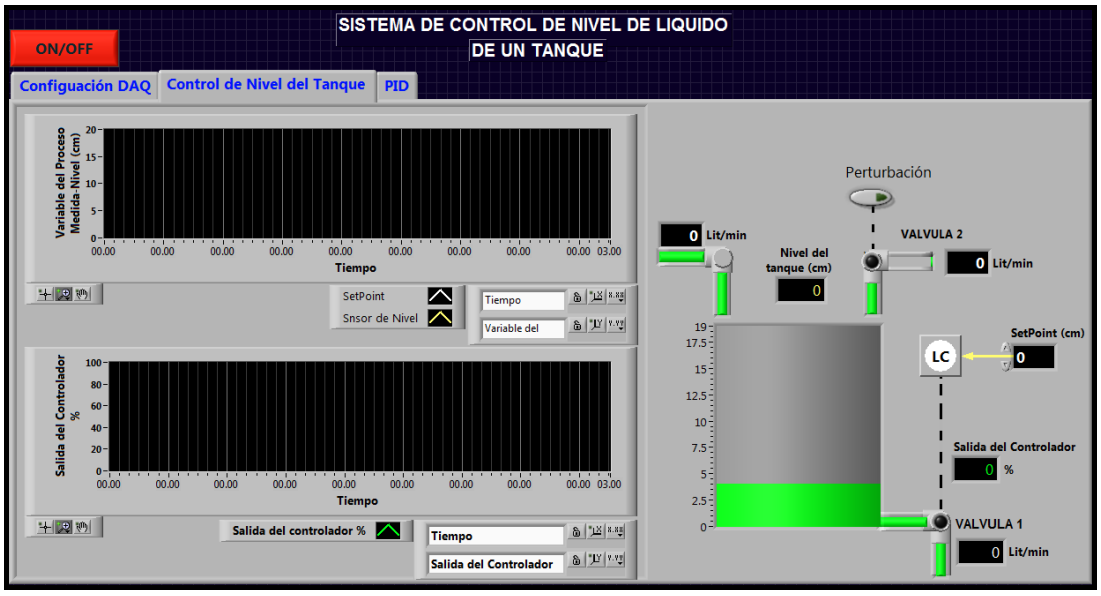


Figura 4.13. Pantalla Principal HMI del sistema de control de nivel de líquido de un Tanque.

c) En este punto es donde se debe de comprobar que este realizada la conexión física entre la tarjeta ubicada en la parte posterior de la maqueta del sistema de control del nivel de un líquido de un tanque y el modulo USB 6009 de LabView™.

d) Ejecutar el programa de LabView™, luego dar un click en el botón de ON/OFF, ubicado en la parte superior izquierda de la pantalla.

e) Anotar los valores del controlador de salida (U), del caudal de ingreso (Q_i) y del caudal de salida (Q_s); cuando el ***set point*** **es igual a 4m y la perturbación es 0**.

U = 30 ± 10 % Q_i = 5 L/min Q_s = 5 ± 0.5 L/min

f) Variar el *set point* de 6m a 2m y regresar a 4m. Dar un tiempo prudente entre los intervalos para que el nivel del líquido se estabilice. Cuando termine de hacer estos cambios, detenga el programa y comentar sobre las formas de onda.

Algo importante, las formas de onda van a estar acompañadas de mucho ruido, a demás van a estar desfasadas un corto tiempo por motivo de la programación en LabView™.

- La forma de onda de la variable del proceso o nivel del tanque tiende a seguir el comportamiento de la onda del *set point* y se estabiliza después de un cierto tiempo.

- Cuando el *set point* sube, la forma de onda del controlador de salida baja para que la válvula de descarga se cierre evitando que salga líquido y lograr un *set point* alto. En cambio cuando el *set point* baja, la forma de onda del controlador sube para abrir la válvula para que salga el líquido del tanque más rápido y conseguir un *set point* bajo. Después de un corto tiempo la forma de onda del controlador se estabiliza.

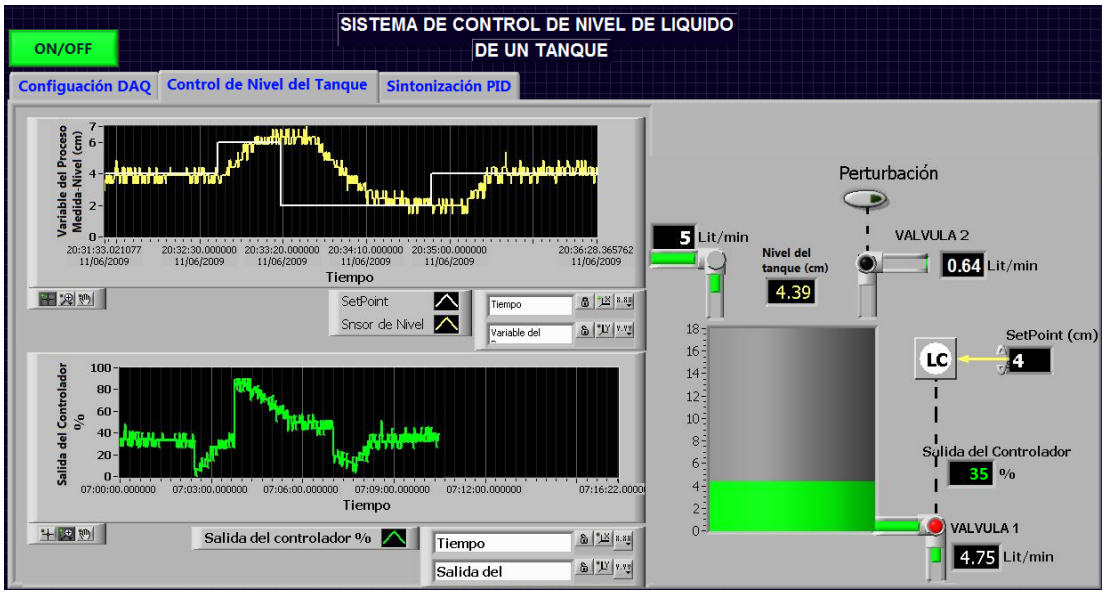


Figura 4.14. Comportamiento de la Variable del Proceso y del Controlador de Salida al Variar el *Set point* con una Perturbación de 0 L/min, obtenidos de la maqueta del sistema de control de nivel del líquido del tanque.

g) Del apartado f, calcular los parámetros del modelo de primer orden: Ganancia estática (K_p), el Tiempo de retardo (ɵ) y el Tiempo de respuesta (τ), del sistema.

1. Cuando el *set point* varia de 4 a 6 m:

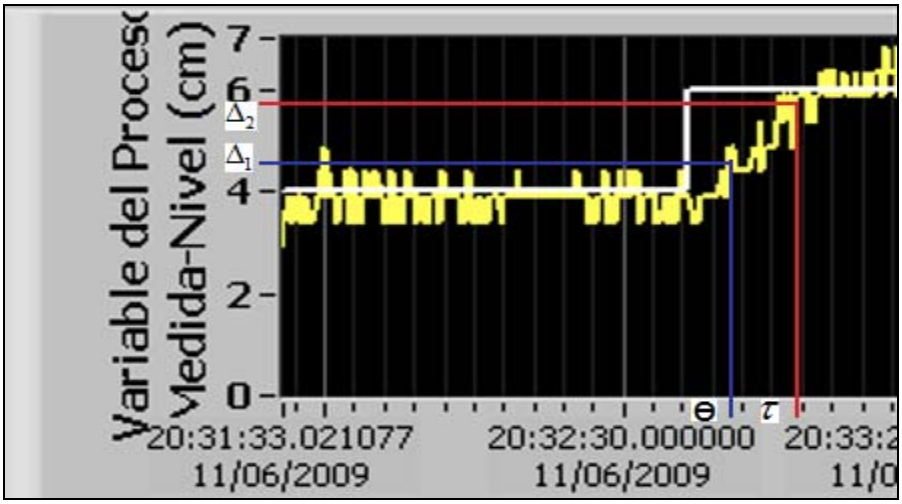


Figura 4.15. Respuesta de la Variable del Proceso al Variar el *Set point* de 4 a 6 m con una Perturbación de 0 L/min

$$Y_{SS} = 7m$$
$$U_{SS} = 4m$$
$$\Delta y = 7 - 4 = 3m$$
$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{3}{10\%} = 0.3\,\text{m} \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 4.3m$$
$$\theta = 8seg$$
$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{3}{63\%} = 1.89\,\text{m} \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 5.89m$$
$$\tau = 20 - \theta = 12seg$$

2. *Set point* de 6 a 2 m:

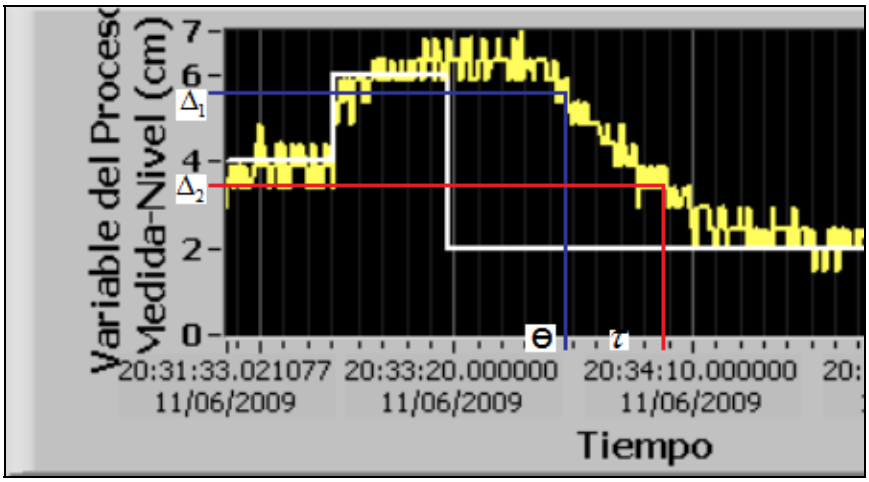


Figura 4.16. Respuesta de la Variable del Proceso al variar el *Set point* de 6 a 2 m con una Perturbación de 0 L/min.

En este caso se produce un escalón inverso, es por eso los signos negativos.

$$Y_{SS} = 1.8m$$

$$U_{SS} = 6m$$

$$\Delta y = 1.8 - 6 = -4.2m$$

$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{-4.2}{10\%} = -0.42 \text{ m} \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 5.58m$$

$$\theta = 25seg$$

$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{-4.2}{63\%} = -2.6 \text{ m} \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 3.4m$$

$$\tau = 20seg$$

3. *Set point* de 2 a 4 m:

   Los cálculos y los valores son los mismos que cuando se varía el *set point* de 4 a 6 m.

h) Encender la perturbación del sistema pulsado el interruptor booleano, ubicado sobre de la válvula 2, después de un tiempo apagar la perturbación. Mantener constante el *set point*. Dar un tiempo prudente para que el nivel del líquido se estabilice. Cuando se termine de hacer estos cambios, detenga el programa y comente sobre las formas de onda.

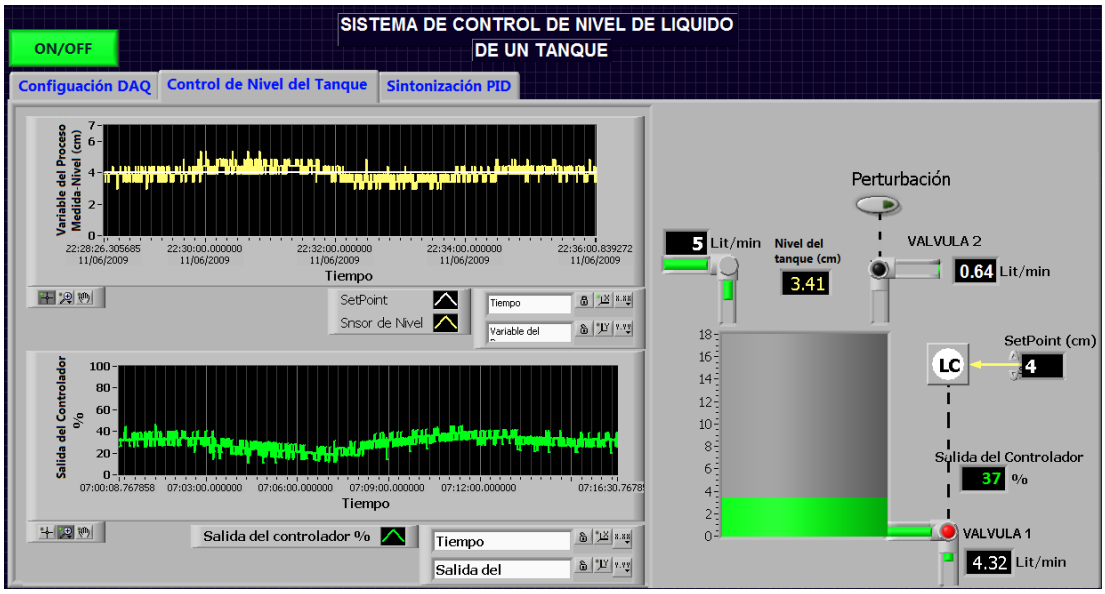


Figura 4.17. Comportamiento de la Variable del Proceso y del Controlador de Salida al encender la perturbación.

- La variable del proceso es directamente proporcional a la perturbación y como el controlador está configurado en automático se logra conseguir que

el nivel del tanque sea igual al *set point* previamente establecido, en la forma de onda de la variable del proceso se puede apreciar que la perturbación no afecta mucho al sistema, por ser de bajo caudal.

- El controlador de salida es directamente proporcional a la perturbación. Si la perturbación y la variable del proceso sube el controlador trata de abrir más la válvula de descarga para que salga el líquido del tanque más rápido, y conseguir un *set point* bajo. En el caso contrario, cuando la perturbación y la variable del proceso baja, el controlador cierra la válvula para que el líquido del tanque no salga y así conseguir un *set point* alto. Después de un corto tiempo la forma de onda del controlador se estabiliza.

i) Encender la perturbación y anotar los valores del controlador de salida (U), del caudal de ingreso (Q_i) y del caudal de salida (Q_s); cuando el ***set point* es igual a 4m y la perturbación es diferente de cero L/min**.

$U = 40 \pm 10\ \%$ $Q_i = 5$ L/min $Q_s = 5 \pm 0.5$ L/min

j) Variar el *set point* de 6m a 2m y regresar a 4m. Dar un tiempo prudente entre los intervalos para que el nivel del líquido se estabilice. Cuando se termine de hacer estos cambios, detener el programa.

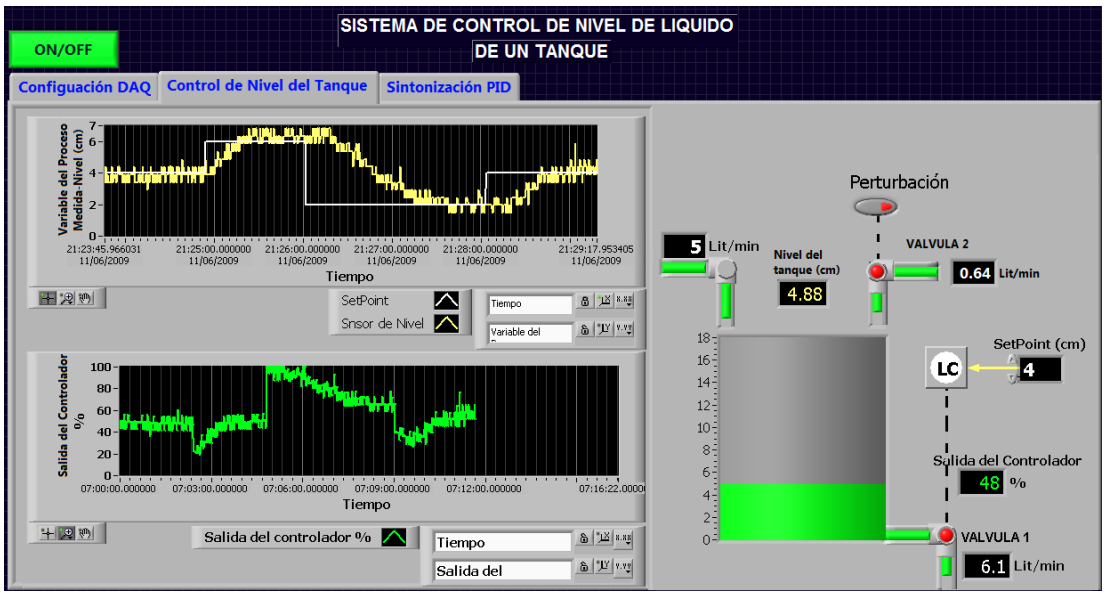


Figura 4.18. Comportamiento de la Variable del Proceso y del Controlador de Salida al variar el *set point* con una perturbación diferente de cero.

k) Comparar las formas de ondas del punto anterior con las del apartado f.

- Las formas de onda de la variable del proceso tienden a seguir el comportamiento de la onda del *set point* y se estabiliza después de un cierto de tiempo. La única diferencia es que la variable del proceso con una perturbación de 0 L/min al recibir un *set point* bajo rebaza dicho *set point* a diferencia de la variable del proceso con una perturbación diferente a cero si recibe un *set point* bajo no lo rebaza. Se debe a la sintonización PID, lo importante es que cumplen con el objetivo de estabilizar el sistema en el *set point* deseado.

l) Del apartado k, calcular los parámetros del modelo de primer orden: Ganancia estática (K_p), el Tiempo de retardo (ɵ) y el Tiempo de respuesta (τ), del sistema.

1. Cuando el *set point* varia de 4 a 6 m:

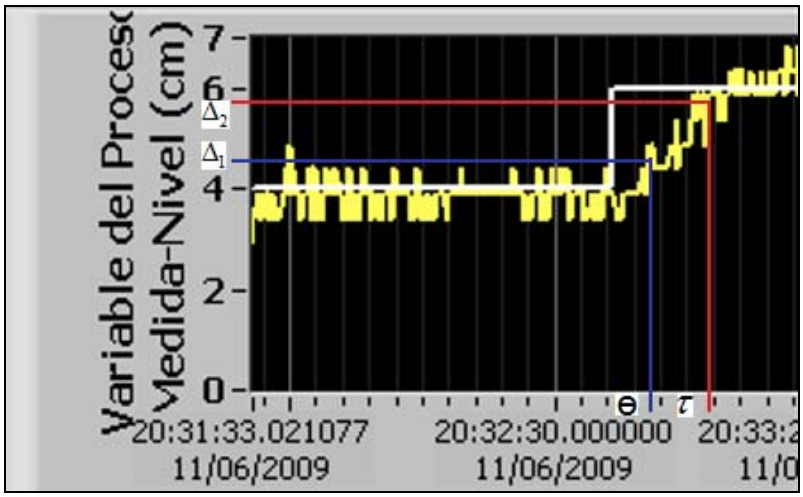


Figura 4.19. Respuesta de la Variable del Proceso al Variar el *Set point* de 4 a 6 m con una perturbación diferente de 0 L/min.

$$Y_{SS} = 7m$$
$$U_{SS} = 4m$$
$$\Delta y = 7 - 4 = 3m$$
$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{3}{10\%} = 0.3\,\text{m} \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 4.3m$$
$$\theta = 8seg$$
$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{3}{63\%} = 1.89\,\text{m} \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 5.89m$$
$$\tau = 3 - \theta = 12seg$$

2. *Set point* de 6 a 2 m:

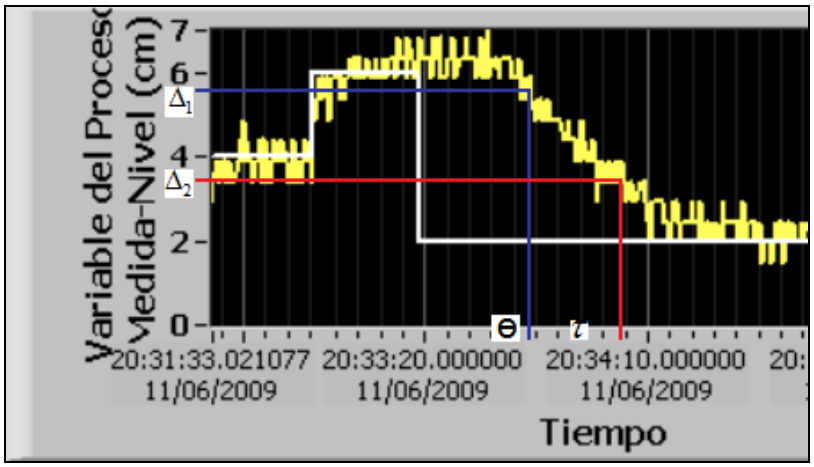


Figura 4.20. Respuesta de la Variable del Proceso al variar el *Set point* de 6 a 2 m con una perturbación diferente de 0 L/min

En este caso se produce un escalón inverso, es por eso los signos negativos.

$$Y_{SS} = 1.8m$$
$$U_{SS} = 6m$$
$$\Delta y = 1.8 - 6 = -4.2m$$
$$Kp = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{-4.2}{10\%} = -0.42 \text{ m} \qquad \Delta_1 = U_{SS} + Kp = 5.58m$$
$$\theta = 25seg$$
$$\tau_y = \frac{\Delta y}{63\%} = \frac{-4.2}{63\%} = -2.6m \qquad \Delta_2 = U_{SS} + \tau_y = 3.4m$$
$$\tau = 20seg$$

3. *Set point* de 2 a 4 m:

Los cálculos y los valores son los mismos que cuando se varía el *set point* de 4 a 6 m.

4.5. Tabla Comparativa Entre Valores Simulados y Reales.

			Valores Simulados en Control Station	Valores Reales obtenidos de la maqueta
Sin Perturbación	Caudal de Entrada (Qi)		15.3 L/min	5 L/min
	Caudal de Salida (Qs)		15.3 L/min	5 ± 0.5 L/min
	Controlador de Salida (U)		59.6%	30 ± 10 %
	Set point de 4 a 6 m	ɵ	1 seg	8 seg
		T	2 seg	12 seg
	Set point de 6 a 2 m	ɵ	1.5 seg	25 seg
		T	3 seg	20 seg
	Set point de 2 a 4 m	ɵ	1 seg	8 seg
		T	2 seg	12 seg
Con Perturbación	Caudal de Entrada (Qi)		15.3 L/min	5 L/min
	Caudal de Salida (Qs)		17.8 L/min	5 ± 0.8 L/min
	Controlador de Salida (U)		69.8%	40 ± 10 %
	Set point de 4 a 6 m	ɵ	1 seg	8 seg
		T	2 seg	12 seg
	Set point de 6 a 2 m	ɵ	1.5 seg	25 seg
		T	3 seg	20 seg
	Set point de 2 a 4 m	ɵ	1 seg	8 seg
		T	2 seg	12 seg

Tabla 4.1. Tabla Comparativa Entre Valores Simulados y Reales.

Si se fija en la tabla 4.1, el caudal de ingreso (Qi) en la simulación es de 15.3 L/min y en la práctica es de 5 L/min, tres veces menor que en la simulación. Esto significa que el sistema de control en la maqueta va a responder con una demora de aproximadamente el triple de tiempo que el de la simulación, además hay que sumarle el tiempo de la adquisición de datos, el ruido que se produce en los cables y en la tarjeta de interfaz la cual está construida con elementos electrónicos que varían sus valores de funcionamiento en condiciones ideales.

También se puede observar que en la simulación al pasar de un *set point* bajo a un alto y viceversa los valores de el tiempo de respuesta (T) y el tiempo de retardo (ɵ) son muy pequeños, lo que quiere decir que el sistema tiene una respuesta rápida a cualquier escalón de entrada de setpoint.

Si se fija en la práctica solo cuando se cambia de un *set point* bajo a un alto, los valores de el tiempo de respuesta (T) y el tiempo de retardo (ɵ) son menores a sus

correspondientes valores cuando se cambia de un *set point* alto a un bajo. Esto indica que el sistema responde rápido a un escalón positivo y lento a un escalón negativo de setpoint.

4.6. Conclusión:

Los valores que se obtuvieron en la simulación son perfectos ya que en el programa de *Control Station* V3.7® no existe ruido u oscilaciones en la señal de la variable de proceso y del controlador de salida, debido a que no se hace ningún interfaz física con una tarjeta electrónica para adquirir datos. Las respuestas a los cambios de *set point* y perturbación son inmediatas. Otra superioridad que tiene el simulador es que todos los componentes son ideales tales como los controladores y en las válvulas que regulan los caudales de ingreso y de salida.

En cambio los valores que se obtuvieron en la práctica fueron imprecisos, se adquirieron con mucho ruido u oscilaciones en la señal de la variable de proceso y del controlador de salida, ya que, se tuvo que hacer la interfaz física entre el modulo de adquisición de *National Instruments* y la tarjeta electrónica de la maqueta. El tiempo en responder a cambios de *set point* y perturbación fueron lentos. En la maqueta los caudales de ingreso y salida son menores a los de la simulación.

Los valores simulados y reales no coinciden debido a que en la simulación todos los componentes son ideales y en la práctica no lo son debido a que hay un margen de tolerancia en todos los componentes, para disminuir el error entre valores simulados y reales se trenzó y apantalló los cables de conexión para minimizar el ruido inductivo y capacitivo, la tarjeta de interfaz se construyo en una placa impresa.

Fuente: Todas las imágenes son impresas del programa *Control Station* v3.7 y del Programa de Control de Nivel de un Tanque Creado en *Labview*™ 8.5.

CONCLUSIONES

Como monografía, se ha tenido que invertir esfuerzo y tenacidad para llegar a la culminación exitosa de este trabajo investigativo, el cual requirió de utilizar el software moderno Control Station V3.7®, para de una manera gráfica simular y analizar frente a una pantalla de computadora el comportamiento del proceso industrial que controla el nivel de líquido de un tanque, logrando que el operador logre una comprensión global del funcionamiento de toda la planta del proceso.

El uso de las herramientas matemáticas hicieron posible pasar de un proceso físico de la planta a un modelo matemático que describa de la mejor manera el comportamiento dinámico y estacionario de cada una de las variables involucradas en la misma; al observar como el sistema reduce a cero el error provocado por la perturbación, ya que el controlador PID adiciona un polo en el origen del plano complejo s.

El uso de ingenio para aprovechar los elementos electrónicos y mecánicos para construir una electroválvula y un medidor de nivel de líquido, logró en conjunto implementar el proceso de control de nivel de líquido de un tanque en una maqueta, pudiendo llegar al mercado industrial con nuevas innovaciones en el área de control.

El uso del software LabView™ consiguió que la maqueta se convierta en un proceso funcional y que sea apropiada para las prácticas de control en cualquier institución educativa. Se pudo comprobar que los valores de sintonización del controlador PID incluido en el software difieren en un gran valor de los que se obtienen al sintonizar la planta en el momento que está funcionando.

Con la creación de un experimento de laboratorio se consiguió comprobar que los resultados obtenidos en la simulación den Control Station V3.7® son diferentes a los valores obtenidos en la maqueta debido a la presencia de ruido y demás perturbaciones imperceptibles que se presentan en las partes mecánicas y electrónicas de la maqueta.

RECOMENDACIONES

- Tomar en cuenta que Control Station V3.7® es un programa de análisis, diseño y simulación de procesos industriales y que los cálculos hechos por el mismo son ideales y podrían diferir de los de la vida real.
- En caso de que se tenga alguna duda sobre como modelar un sistema de control de nivel de líquido de un tanque en Control Station V3.7® se debe ver el video ilustrativo el cual explica paso a paso como hacerlo.
- Utilizar la maqueta de entrenamiento en una superficie lo mas nivelada posible para evitar errores en la medición del nivel del líquido del tanque.
- Antes de iniciar con la ejecución del programa que maneja la planta de la maqueta de nivel del tanque se debe cerciorar que la posición del motor paso a paso de la electroválvula coincida con la posición que está manejando en el software y así evitar daños de la válvula, para lo cual se debe de leer los pasos de ajuste de los valores de los parámetros de sensores y actuadores para un setpoint deseado del capítulo 4, punto 4.5
- Antes de realizar el ajuste manual del eje del motor paso a paso de la electroválvula se deberá primero desconectar las fuentes de voltaje que estén conectadas a la maqueta.
- Utilizar fuentes de voltaje de 12V DC de mínimo 800 mA a fin de que el desempeño de los componentes de la maqueta sean óptimos.
- No permitir que el tanque que contiene la bomba de agua de fuente funciones en seco ya que se podría dañar.
- No permitir que el tanque que contiene el agua de la perturbación este seco al momento que funcione la bomba ya que el motor giraría excesivamente hasta llegar a un punto en el que se queme el motor.
- Asegurarse de que los cables de tierra analógico y digital estén conectadas correctamente con el módulo DAQ 6009 para evitar desbalances en las mediciones.

GLOSARIO DE TERMINOS

- PID: El controlador PIS es el elemento encargado de procesar la señal de error y generar una señal encargada de disminuir el valor de dicha señal de error con el objetivo de lograr la máxima precisión posible del sistema de control. El procedimiento mediante el cual el controlador genera la señal de control se denomina acción de control.

Los controles típicos en sistemas de control en tiempo continuo son:

- Control Proporcional (P).
- Control Proporcional Derivativo (PD).
- Control Proporcional Integral (PI).
- Control Proporcional Integral Derivativo (PID).

- Variable controlada y variable manipulada: La variable controlada es la cantidad o condición que se mide y controla. La variable manipulada es la cantidad o condición que el controlador modifica para afectar el valor de la variable controlada. La variable controlada es el nivel del tanque. Controlar significa medir el valor de la variable controlada del sistema y aplicar la variable manipulada al sistema para corregir o limitar una desviación del valor medido a partir de un valor deseado.

- **Planta:** La planta puede ser una parte del equipo, tal vez un conjunto de las partes de la máquina que funcionan juntas, el propósito de la cual es ejecutar una operación particular.

- Proceso: Es una operación o un desarrollo natural progresivamente continuo, marcado por una serie de cambios graduales que se suceden uno al otro en una forma relativamente fija y que conducen a un resultado o propósito determinados; o una operación artificial o voluntaria progresiva que consiste en una serie de acciones o movimientos controlados, sistemáticamente dirigidos hacia un resultado o propósito determinados.

- Sistema: Un sistema es una combinación de componentes que actúan juntos y realizan un objetivo determinado. Un sistema no necesariamente es físico.

- Perturbación: Una perturbación es una señal que tiende a afectar negativamente el valor de la salida de un sistema. Si la perturbación se genera dentro del sistema se denomina interna, en tanto que una perturbación externa se produce fuera del sistema y es una entrada.

- Control realimentado: El control realimentado se refiere a una operación que, en presencia de perturbaciones, tiende a reducir la diferencia entre la salida del sistema y alguna entrada de referencia y lo continúa haciendo con base en esta diferencia.

- Sistemas de control en lazo cerrado. Los sistemas de control realimentados se denominan también sistemas de control en lazo cerrado. En la práctica, los términos control realimentado y control en lazo cerrado se usan indistintamente. En un sistema de control en lazo cerrado, se alimenta al controlador la señal de error de actuación, que es la diferencia entre la señal de entrada y la señal de realimentación (que puede ser la señal de salida misma o una función de la señal de salida y sus derivadas y/o integrales), a fin de reducir el error y llevar la salida del sistema a un valor conveniente. El término control en lazo cerrado siempre implica el uso de una acción de control realimentado para reducir el error del sistema.

- Sistemas de control en lazo abierto: Los sistemas en los cuales la salida no afecta la acción de control se denominan sistemas de control en lazo abierto. En otras palabras, en un sistema de control en lazo abierto no se mide la salida ni se realimenta para compararla con la entrada.

BIBLIOGRAFIA

Referencias Bibliográficas:

BOOCH, Grady, RUMBAUGH, James, JACOBSON, Ivar, SAEZ MARTINEZ, Jose, GARCIA MOLINA, Jesus J. Lenguaje unificado de modelado. Madrid-España. Ilus. gráf.. 2003. 431 p.

DE LA TORRE JUAREZ, Manuel. Caos disipativo, caos espacio-temporal y transición a la turbulencia en fluidos incomprensibles/ Escuela Politécnica Nacional. Quito. 1996. 32 p. 1. ed.

ENCALADA, BUENO, Patricio. Investigación Científica. Cuenca-Ecuador. Monsalve Moreno Cía Ltda. 2001. 154 p. 1ª ed.

ESCAMILLA GALINDO, Alicia; JAVIERRE GONZALEZ, Marisa. Tecnología/ Enciclopedia del conocimiento; 11 v. ESPASA. Bogotá. Ilus., grafs. Es. 2003. 160 p.

KUO, Benjamin C., ARANDA PEREZ, Guillermo; TRAD.; RODRIGUEZ RAMIREZ, Francisco. REV. TEC. Sistema de control automático. México. Pearson Educación Ilus. grafs. Es. 1996. 885 p, 7 ª ed.

LEITHOLD, Louis. Solucionario de el cálculo/ v. 2. Lima. San Marcos. 2002. 413p. 2 ª ed.

OGATA Kadsuhiko. Ingeniería de control moderna. México. Editorial Prentice Hall, University of Minnesota. 1998. 987 p. 3ª ed.

PEREZ Leonel. Módulo USB. Cuenca-Ecuador. 2008. 21 p. 1ª ed.

SIMMONS, George F., ROBERTSON, John S. Ecuaciones diferenciales: con aplicaciones y notas históricas, Madrid-España, McGraw-Hill, 1993. xix, 658 p, 2.ed.

TORO ALVAREZ, Marco. Física/ v. 2. Instituto Nacional Mejía. Quito. Ilus. gráfs. Es. 1998. 173 p. 2 ª ed.

UNIVERSIDAD DE BUENOS AIRES, Facultad de Ingeniería, Curso de graduación "Especialización en Control Automático y Automatización". Argentina. 2008.

Referencias Electrónicas:

CONTROL Station LLC. Manuales, ayudas y foros. 2003
http://www.controlstation.com/

DOUGLAS J. Cooper. Control Station User Guide. 2004. 20 p.
http://www.engr.sjsu.edu/jennimi/Classes/CHE%20185/Dr%20Tsing/Workshop%20Information/UserGuide37.pdf

DOUGLAS J. Cooper. Hands-on Workshop Series. 2004. 57 p.
http://www.engr.sjsu.edu/jennimi/Classes/CHE%20185/Dr%20Tsing/Workshop%20Information/Workshop37.pdf

DOUGLAS J. Cooper. A Design and Tuning Recipe for Integrating Processes. 2004.
http://www.controlguru.com/wp/p87.html

NACIONAL Instruments. Cómo Crear Íconos Personalizados para Ejecutables de LabVIEW™ PDA. 2008.
http://www.ni.com

SAPIENSMAN. Fundamentos del control automático industrial_ Controladores de procesos.htm. 2008.
http://www.sapiensman.com/control_automatico/control_automatico.htm

ANEXOS

Anexo 1: Video que ilustra la simulación del control del nivel de líquido de un tanque *en Control Station V3.7®.*

Anexo 2: Manual básico para manejar los simuladores de procesos industriales que se incluyen en el software de Control Station versión 3.7®.

ANEXO 2

MANUAL DE UTILIZACIÓN DEL SOFTWARE CONTROL STATION V3.7®

1.1. Características Generales de Control Station v3.7®.

Control Station v3.7® es un software robusto, fácil de utilizar, rápido en la toma de soluciones óptimas y en el rendimiento de procesos.
Control Station v3.7®, se puede usar para propósitos académicos e industriales por las siguientes razones:

- Adiestramiento en el control de procesos.
- Simulación de control de procesos.
- Análisis de lazos de control abiertos y cerrados.
- Diseño y ajuste de controladores PID.
- Representación gráfica de las señales de entrada, salida y de las perturbaciones que intervienen en un proceso.
- El ambiente visual se asemeja al de un sistema real.

Control Station V3.7® es compatible con Windows 98, ME, NT, 2000, XP, Vista y la mayoría de redes de computadoras. Este software presenta un interfaz visual atractivo, popular para prácticas estudiantiles.

En este tipo de software el alumno puede analizar cualquier proceso, cambiar datos sin miedo a daños, puede probar lo que el desee ya que es un simulador.

1.2. Instalación de Control Station v3.7®

Para utilizar el programa Control Station, lo primero que se debe hacer es instalar en la PC, para eso en los siguientes pasos se indica cómo hacerlo:

- Insertar el Cd del instalador de Control Station en el cd-rom de la pc.
- Abrir la carpeta que contenga el instalador del programa y dar doble click en el icono *setup*, aparecerá la siguiente ventana (figura 1.1).

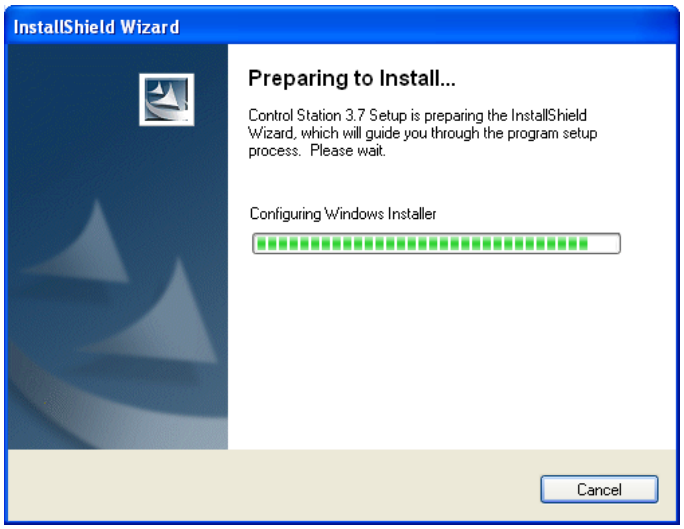


Figura 1.1. Preparando la Instalación.

En la siguiente ventana, de la figura 1.2, dar click en *Next*.

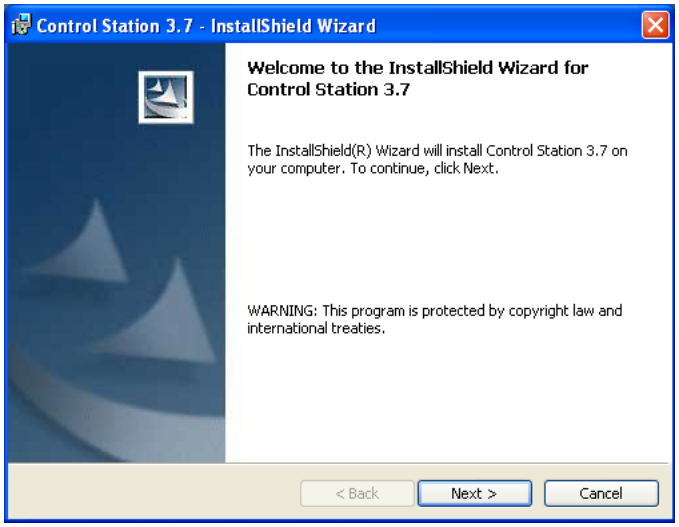


Figura 1.2. Inicio de la Instalación.

- En la ventana que se muestra en la figura 1.3, marcar la parte que dice *I accept the terms in the license agreement* después click en *Next*.

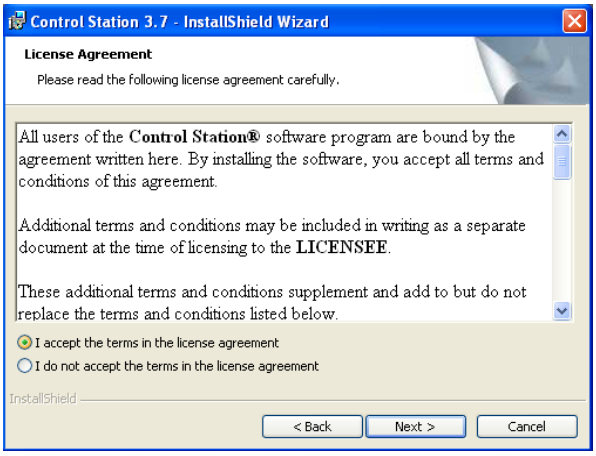


Figura 1.3. Condiciones de Licencia.

- Para la figura 1.4 hay que llenar los espacios con el nombre de usuario y la organización. Existen dos opciones, la primera es para autorizar el uso del programa a cualquier usuario de la pc y la otra es para delimitar el uso del programa. Una vez seleccionada la opción dar click en *Next*.

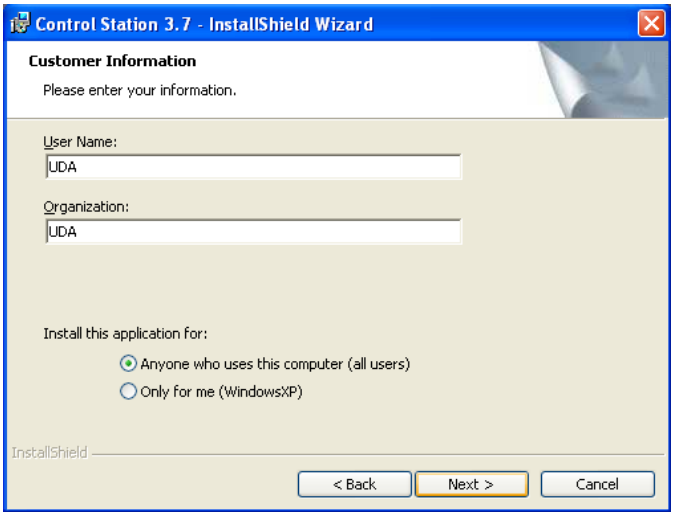


Figura 1.4. Información Para la Instalación.

- Seleccionar el directorio en donde quiera que se guarde el programa (figura 1.5), luego click en *Next*.

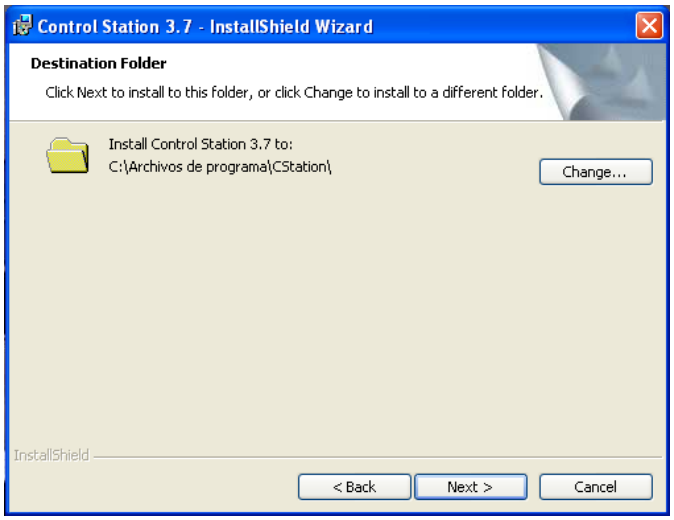


Figura 1.5. Directorio Para Guardar el Programa.

- Después de haber llenado los datos y opciones en los pasos anteriores, en la siguiente ventana, de la figura 1.6, dar click en *Install*.

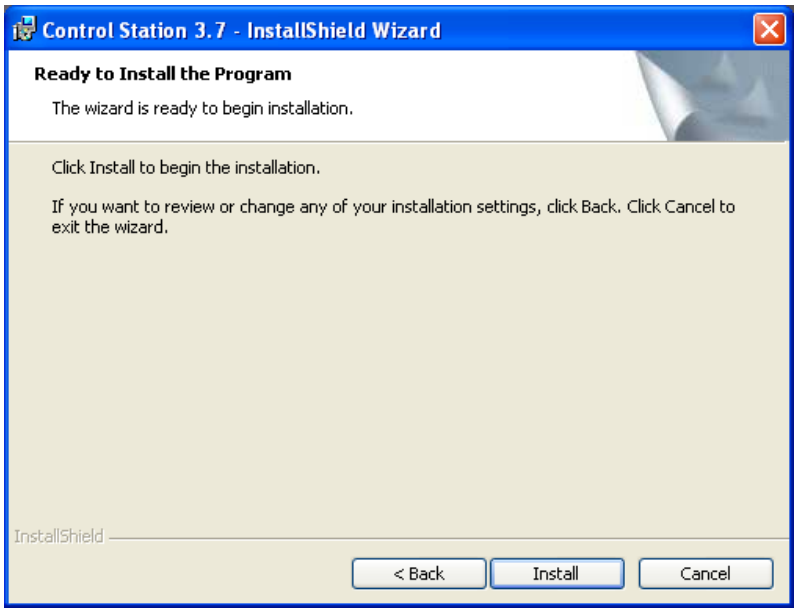


Figura 1.6. Listo Para Iniciar la Instalación.

- La siguiente ventana, Figura 1.7, muestra el progreso de la instalación, hay que esperar unos segundos para que se termine de instalar el programa.

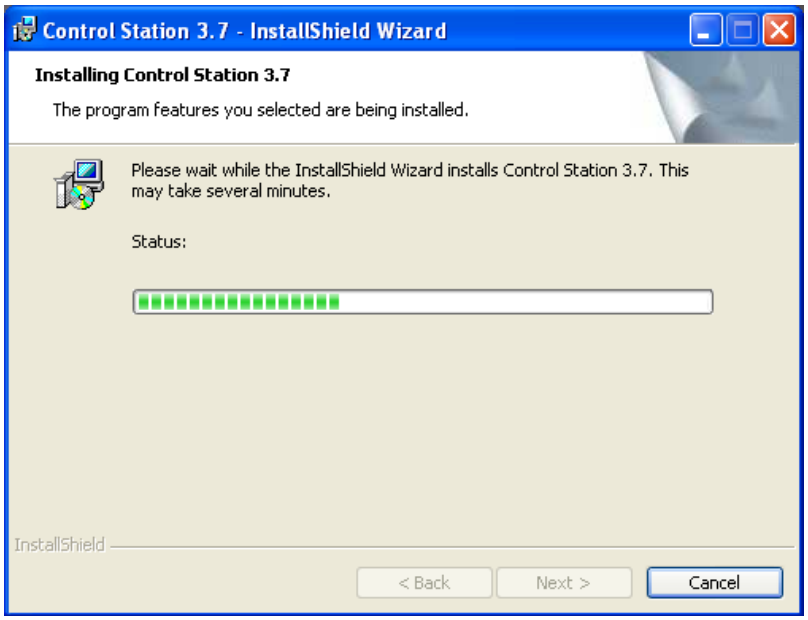


Figura 1.7. Progreso de la Instalación.

- Al terminar el proceso de instalación, en la ventana que se muestra en la figura 1.8, dar click en *Finish*.

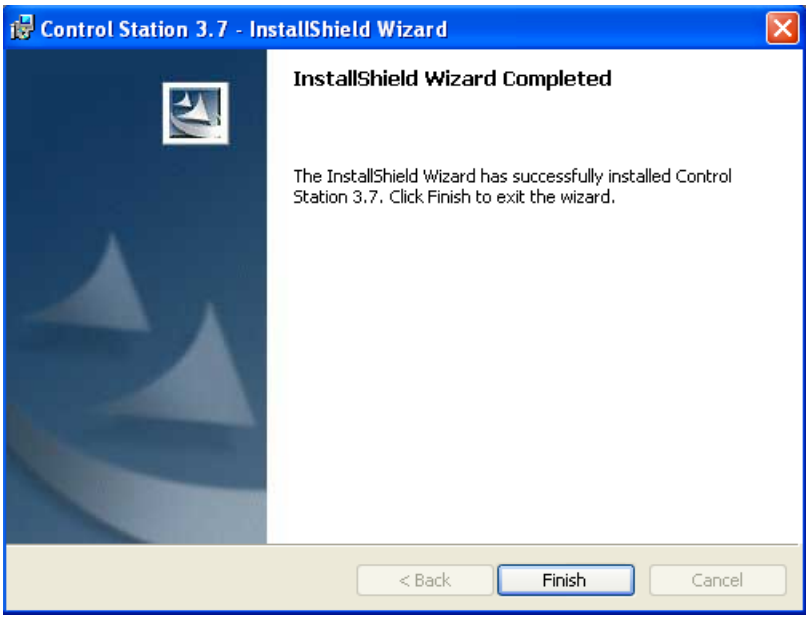


Figura 1.8. Final de la Instalación.

- Luego de todo este proceso se debe *crackear* el programa. En el cd de instalación existe una carpeta con el nombre de *crack*.
  Abrir aquella carpeta y copiar el archivo “keycode.003” en la carpeta donde se guardo el programa, (ejm C:\Archivos de programa\CStation).

1.3. Módulos de Control Station v3.7®

Control Station es un software que se utiliza para simular el control de procesos industriales y se divide en tres módulos:

- Case Studies
- Custom Process
- Design Tools

Para ingresar a cada uno de estos módulos hay que hacer lo siguiente:

Dar doble click en el acceso directo de Control Station, se abrirá una ventana como se muestra en la figura 1.9, allí se puede observar los tres módulos que posee el programa y dando un click en cualquiera de los módulos podemos acceder a ellos, también se puede hacer desde la barra de menú, opción *Modules*.

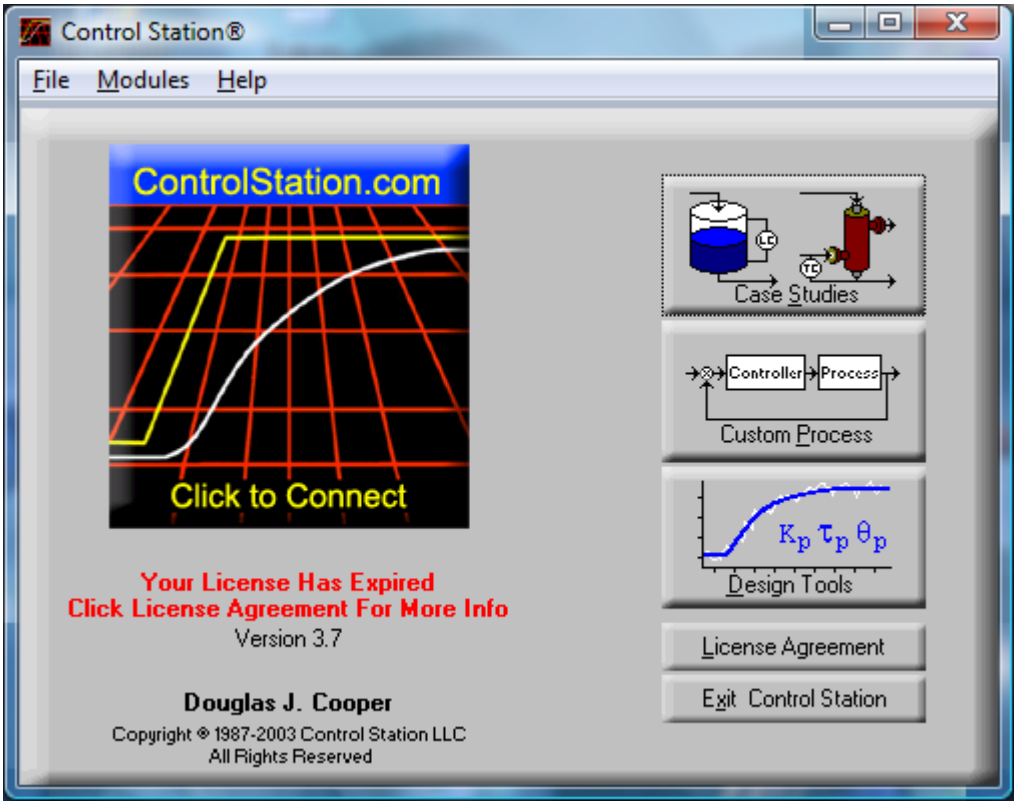
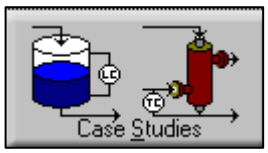


Figura 1.9. Módulos del Programa Control Station.

1.3.1. Case Studies



El módulo *Case Studies* proporciona una experiencia real en modernos métodos y prácticas de control de procesos industriales.

El módulo *Case Studies* posee varios simuladores para el control de procesos, que son:

- Control de drenado de un tanque por gravedad
- Control de un intercambiador de calor
- Control de nivel de un tanque
- Control de temperatura en un reactor
- Control de temperatura en un reactor en cascada
- Control de un Horno
- Control de múltiples tanques
- Control de una columna de destilación

En cada caso se puede manipular variables en lazo abierto y cerrado, además se puede observar la respuesta al escalón. Los datos del proceso se pueden grabar para modelar el proceso o para ajustar el controlador.

Los controladores básicos disponibles son: Proporcional (P), Proporcional Integrativo (PI), Proporcional Derivativo (PD) y Proporcional Integrativo Derivativo (PID). Además incluye estrategias avanzadas para el control tales como: Cascada y *Feed Forward*.

Para acceder a cada uno de los casos de simulación que posee el módulo *case studies* se debe hacer lo siguiente: en la ventana que se muestra en la figura 1.9, dar un click en el primer módulo y se desplegara una lista, en la cual se puede escoger cualquier caso de simulación (ver figura 1.10a), ó hacer click en la barra de menú, opción “Modules”, subopción *Case Studies* y de igual forma, escoger el caso deseado de la lista (figura 1.10b).

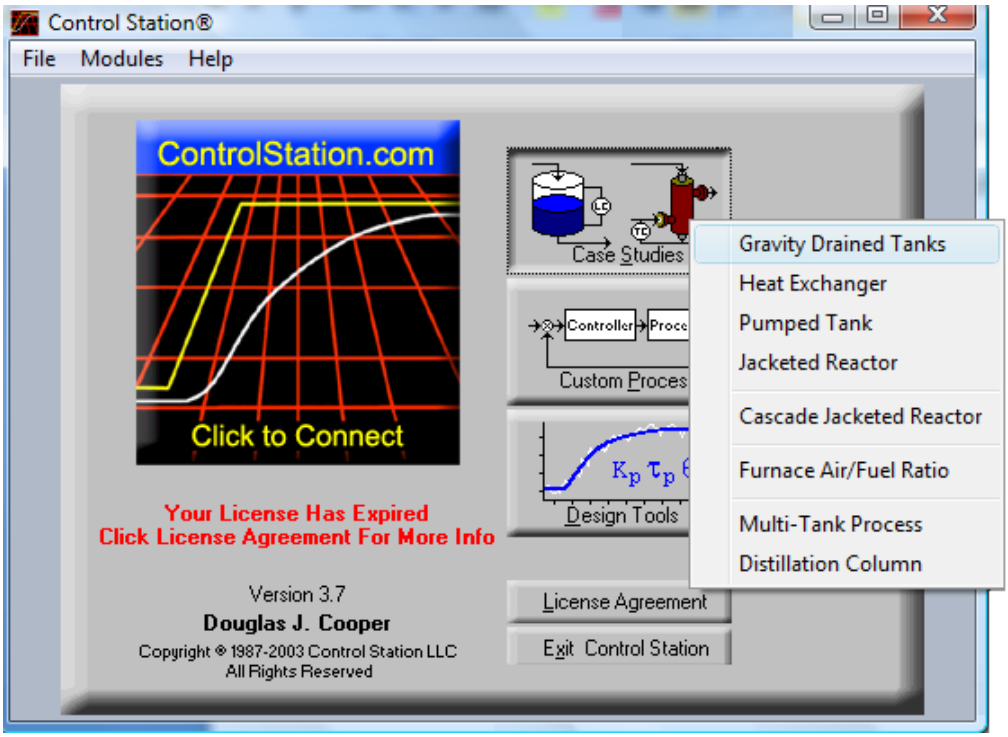


Figura 1.10a. Casos de Simulación que Posee Control Station.

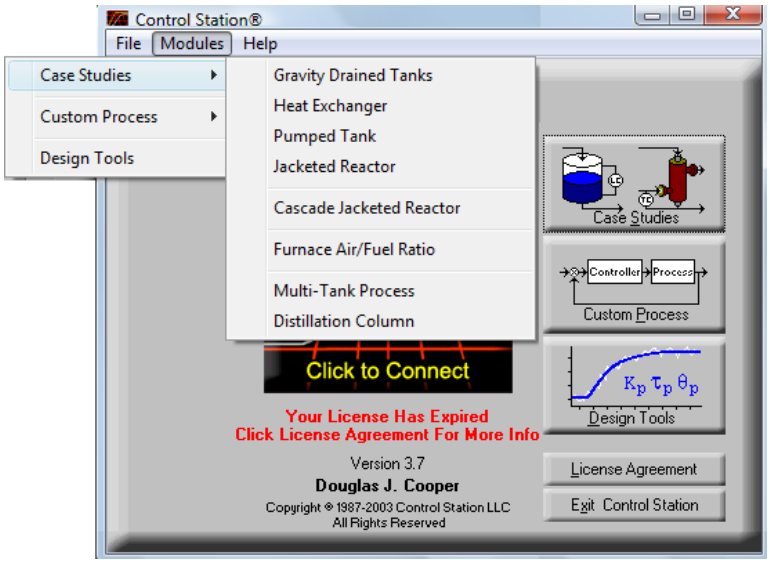


Figura 1.10b. Casos de Simulación que Posee Control Station.

1.3.1.1. Descripción de la Ventana Principal en los Casos de Simulación

Para estudiar la barra de menú, la barra de herramientas y la barra de estado se escogerá el primer caso (figura 1.11), cabe indicar al usuario que las barras que se describirán a continuación son iguales en todos los casos de simulación que tiene el módulo *case studies*.

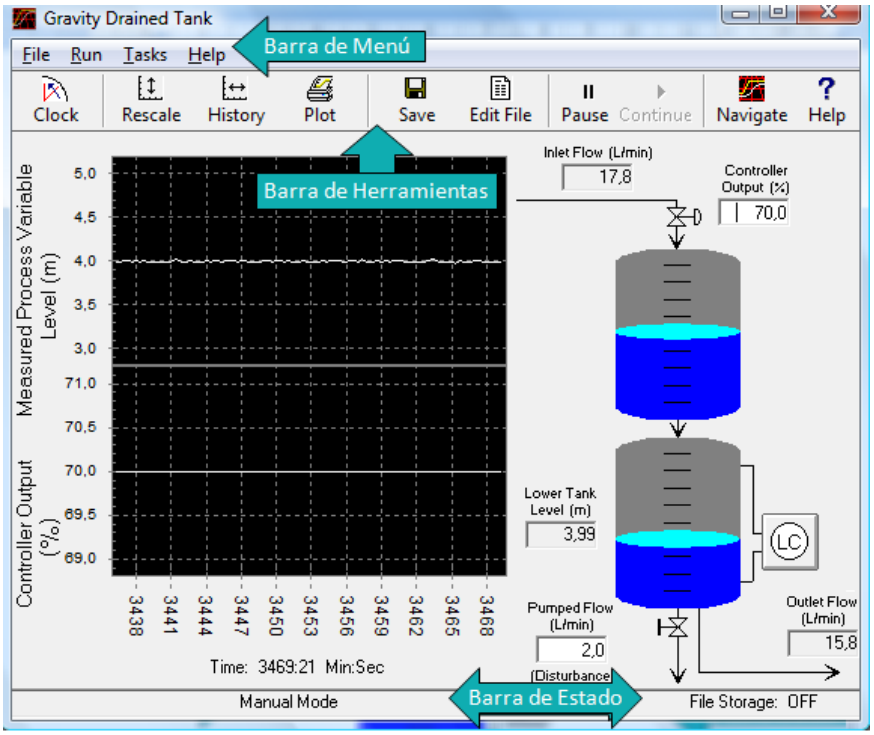


Figura 1.11. Ventana Principal del Primer Caso de Simulación.

1.3.1.1.1. Barra de Menús

En esta sección se encuentran las opciones desplegables que controlan las principales funciones del proceso, en seguida se describirá cada una de ellas.

Opción "FILE", Archivo

Al dar un click en la opción "File", se desplegara una lista con varias subopciones tal como se muestra en la figura 1.12, luego de la subopción de *Navigate* se muestra los archivos que se han ejecutado por última vez.

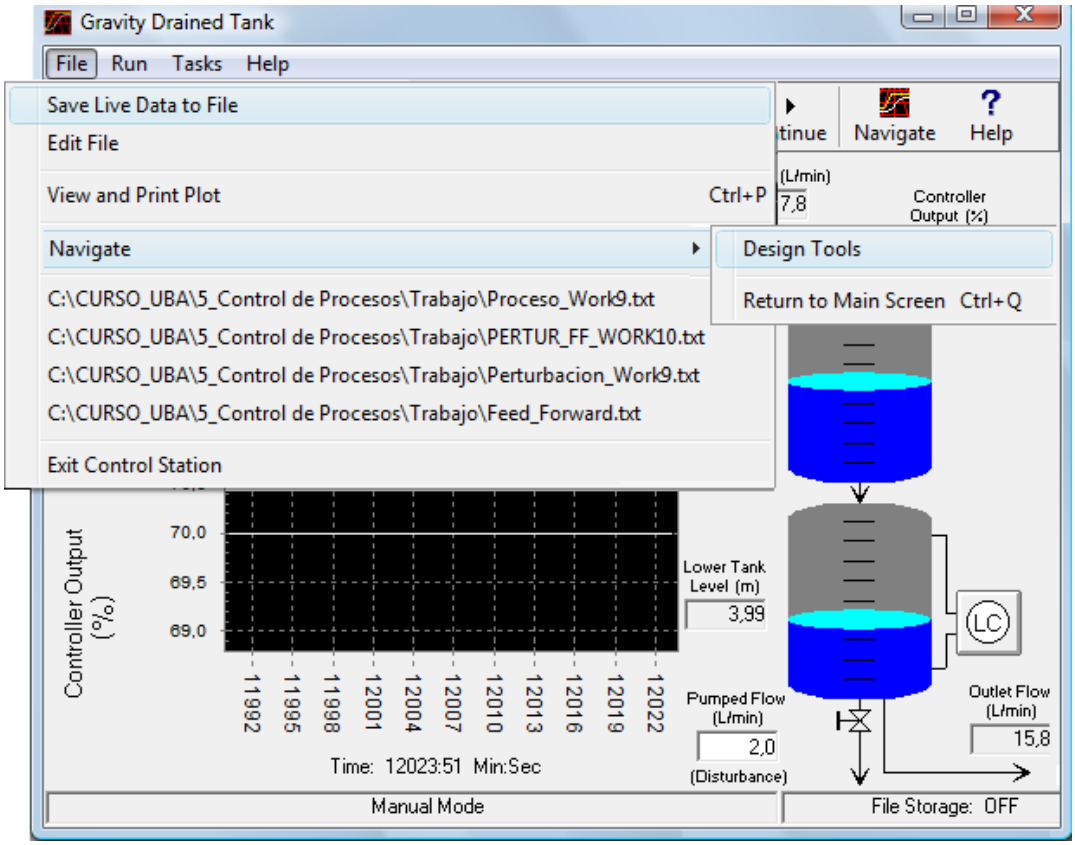


Figura 1.12. Opción *"File"* y Subopciones.

- ***"Save Live Data to File":*** Sirve para grabar datos en un archivo. Al dar click en esta subopción aparecerá una ventana como se muestra en la figura 1.13, allí antes de guardar se debe escribir el nombre, ubicación y tipo del archivo. Por ejemplo se pueden guardar los datos del comportamiento de la salida del proceso al variar el *"set point"*.

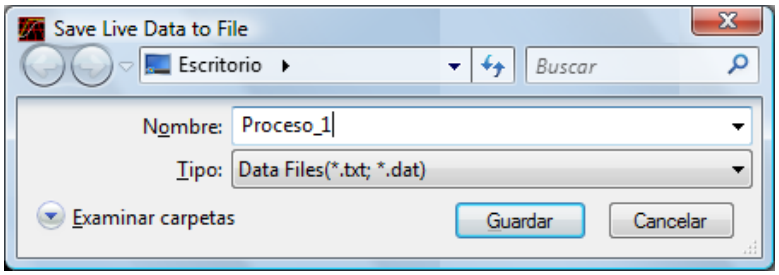


Figura 1.13. Cuadro de Diálogo Para Grabar Datos.

Una vez que se guarde el archivo aparecerá un cuadro de dialogo, como se puede observar en la figura 1.14, en el cual se deberá configurar la tasa de muestreo y si se desea que el reloj de ejecución del proceso sea reseteado a cero; finalmente presionar OK.

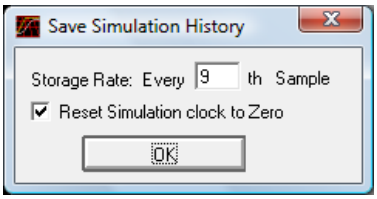


Figura 1.14. Cuadro de Diálogo de Configuración de la Grabación de Datos.

Después de estos dos pasos el programa inicia la grabación de los datos en el archivo designado. Para detener la grabación se da click en el menú *"File"*, la primera subopción *Stop Saving Live Data to File* ver figura 1.15 o también se puede detener la grabación en la barra de herramientas, dando un click en el icono *save*.

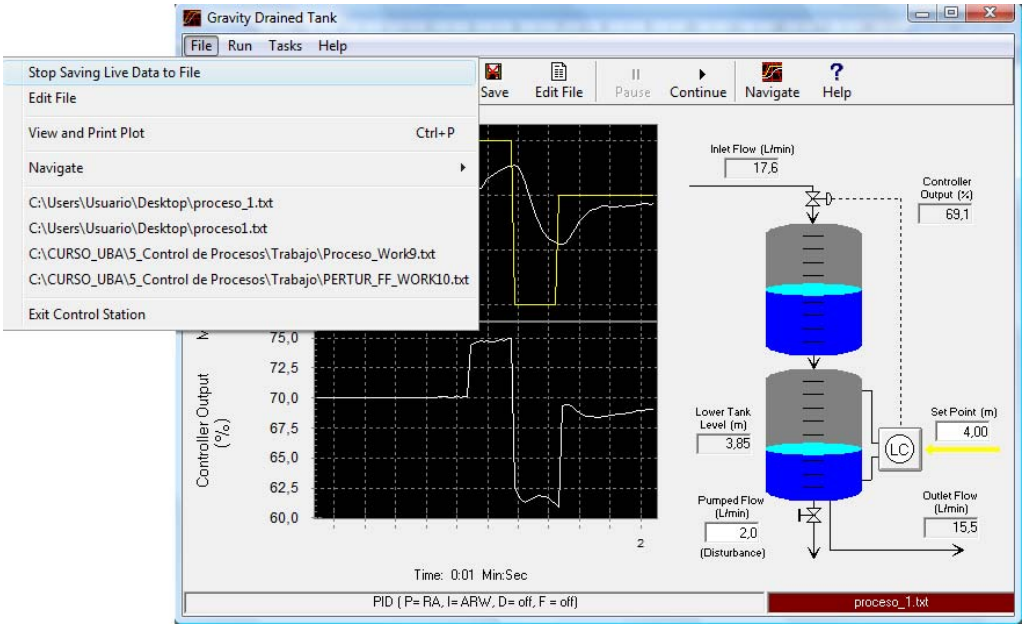


Figura 1.15. Subopción, Para Detener la Grabación de Datos.

- ***"Edit File":*** Editar archivo, con esta subopción se puede editar o corregir cualquier archivo que haya sido guardado. Al dar un click en esta subopción saldrá una ventana (figura 1.16), en la cual se busca el origen y nombre del archivo que es desea editar.

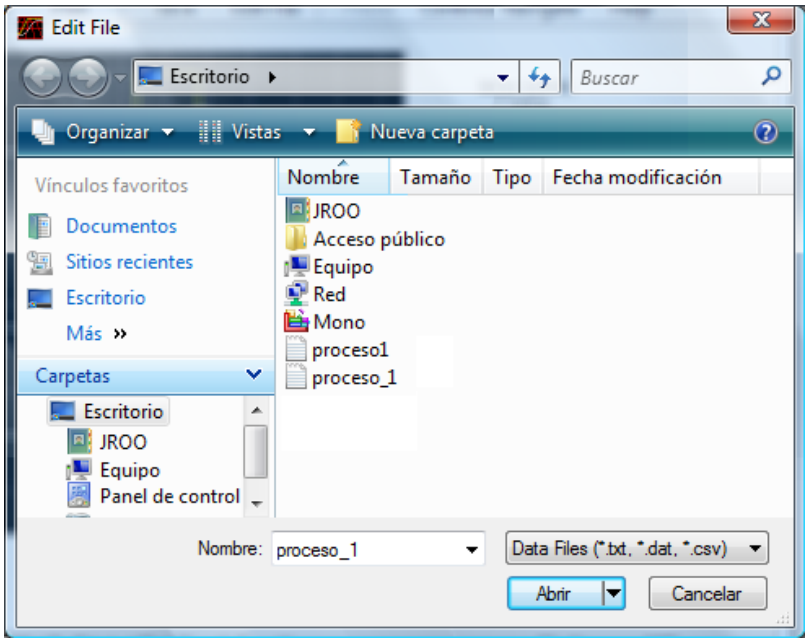


Figura 1.16. Subopción, Editar Archivo.

Una vez que se haya seleccionado el archivo se da un click en abrir, aparecerá una tabla, (Figura 1.17), en la que se guardo los datos. En la tabla se puede hacer cambios o solamente observar la tabulación y transición de los datos.

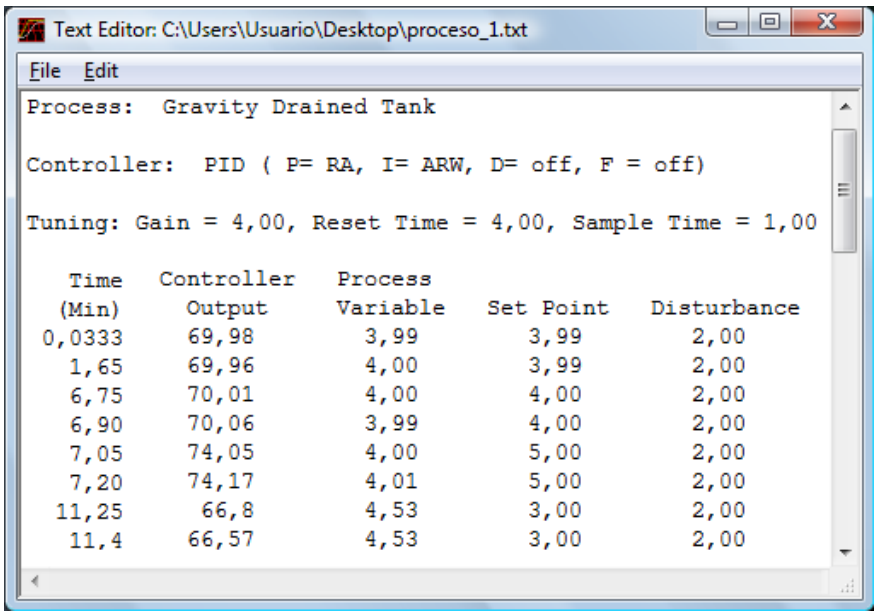


Figura 1.17. Tabla de Datos Guardados.

- ***"View and Print Plot",*** Ver e Imprimir Dibujo: Al dar un click en esta subopción se abre una ventana en la que se puede observar las formas de onda que se

generaron a través de los cambios realizados en las variables del proceso, la siguiente figura muestra la subopción.

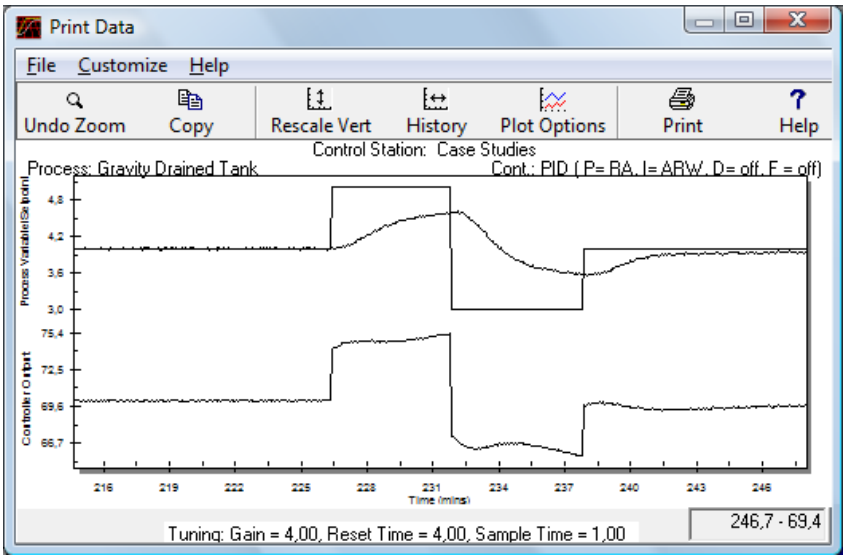


Figura 1.18. Subopción, Ver e Imprimir Dibujos (Formas de Onda).

En esta ventana se puede editar el plano del dibujo ya sea activando las líneas de grilla, el color de líneas, color de fondo, zoom, copiar, etc. En la barra de menú hay opciones desplegables tales como: Archivo *File*, Personalizar *Customize* y Ayuda *Help*.

La barra de herramientas permite ejecutar acciones más rápidas como son: deshacer el zoom, copiar imagen, cambiar la escala del eje vertical y horizontal, abrir las opciones para el dibujo, imprimir y ayuda. En la barra de estado se indica las coordenadas de la posición del puntero del mouse sobre el plano del dibujo.

- ***"Navigate",*** Navegar: Al hacer click en *Navigate* se desplegara dos opciones:
  - *"Design Tools":* Permite navegar entre la pantalla que está actualmente en uso y el módulo de *Design Tools*.
  - *"Return to Main Screen":* Esta opción sirve para retornar a la pantalla principal de Control Station.

- ***"Exit Control Station":*** Dando un click en esta subopción se cierra el programa de Control Station.

Opción "RUN", Funcionando: Si pulsa esta pestaña de la barra de menús se desplegara una lista como se ve en la figura 1.19.

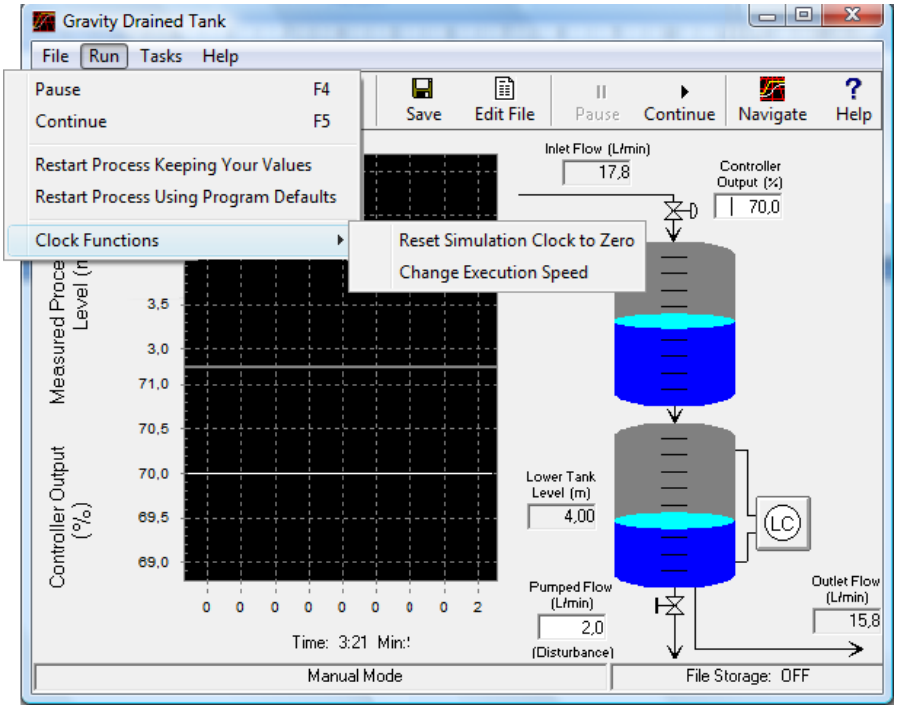


Figura 1.19. Opción *"RUN"* y Submenús.

- ***"Pause",*** Pausa: Detiene la simulación del proceso en ejecución, también se puede detener pulsando la tecla F4 o dando un click en el icono "Pause" de la barra de herramientas.

- ***"Continue",*** Continuar: Inicia nuevamente la simulación después de que se haya pausado, también se puede continuar pulsando la tecla F5 o dando un click en el icono *Continue* de la barra de herramientas.

- ***"Restart Process Keeping Your Values",*** Reinicia la simulación del proceso guardando los valores de las variables fijados por el usuario.

- ***"Restart Process Using Program Defaults",*** Reinicia la simulación del proceso usando los valores de las variables predeterminados por el programa.

- ***"Clock Functions",*** Funciones del Reloj.

    - *Reset Simulation Clock to Zero*: Reinicia el tiempo a cero en el eje de la abscisa.

- *Change Execution Speed*: Permite escoger la velocidad del tiempo del eje de la abscisa entre lento, medio y rápido.

Opción "TASKS", Tareas: Desde este menú se pueden cambiar los parámetros del proceso como es el *Set point*, Perturbación, Ruido, etc. Aunque lo más rápido es cambiar directamente en cada cuadro de la variable en el dibujo del proceso. La lista de opciones que existe dentro de este menú se muestra en la figura 1.20.

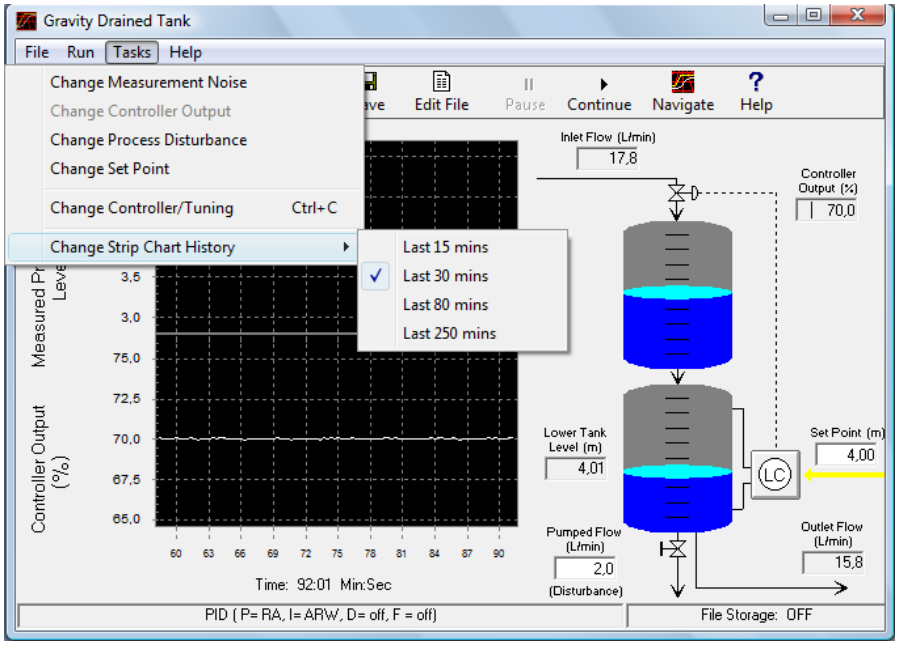


Figura 1.20. Opción *"TASKS"* y Submenús.

- ***"Change Measurement Noise",*** Cambia el nivel de ruido en la variable del proceso, el nivel de ruido se puede ver claramente en la zona de las gráficas en la forma de onda de color blanco.

- ***"Change Controller Output",*** Esta opción se activa únicamente cuando el controlador esta en modo manual. Sirve para configurar el controlador de salida en el proceso de simulación.

- ***"Change Process Disturbance",*** Configura la variable de perturbación que ingresa al proceso.

- ***"Change Set point",*** Sirve para fijar el valor de *set point*, en este caso fijar el nivel del líquido.

- ***"Change Controller/Tuning",*** Al dar un click en esta subopción aparece una ventana, en la cual están las propiedades del controlador del proceso, como ejemplo se puede configurar entre manual o automático. Se puede también acceder a esta ventana pulsando al mismo tiempo las teclas Ctrl+C ó dando un click en el cuadro (LC) del controlador a lado de la figura del proceso.

- ***"Change Strip Chart History",*** Como las ondas están continuamente pasando por la pantalla, se puede decir que estas se pierden, por lo que para poder observar todas las ondas *Change Strip Chart History* tiene cuatro alternativas para ver el historial de las ondas: últimos 15, 30, 80 y 250 segundos.

Opción "HELP", Ayuda.

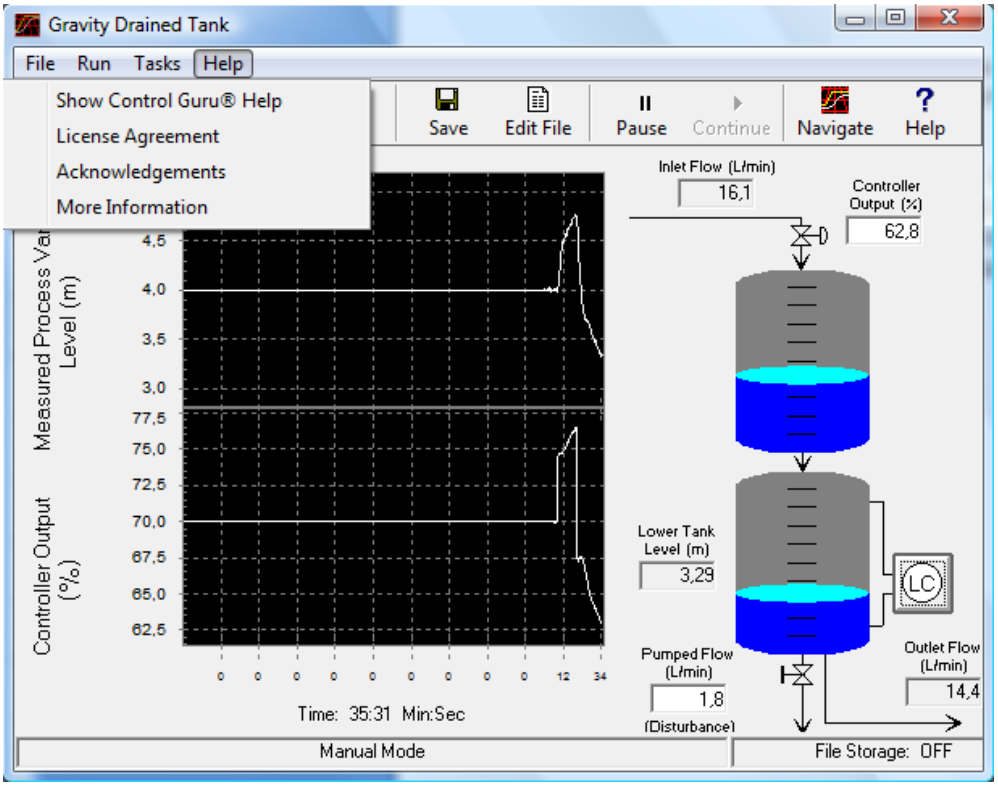


Figura 1.21. Opción *"HELP"* y Submenús.

- ***"Show Control Guru® Help",*** Muestra la ayuda propiamente del programa.

- ***"License Agreement",*** Indica si el programa está con licencia vigente o caducada, además indica los datos del creador del programa.

- ***"Acknowledgements",*** Reconocimientos: En esta opción están todos los datos de quienes crearon el programa de Control Station v3.7®.

- ***"More Information",*** Se puede obtener la dirección de la pagina web del programa y los datos de una persona a quien se puede llamar o enviar un mail para preguntar cualquier inquietud.

1.3.1.1.2. Barra de Herramientas

En la barra de herramientas están iconos de acceso rápido tales como: grabar o editar un archivo, ejecución o paro de la simulación, gráfica de datos, cambiar la escala en el eje de la abscisa y la ordenada, etc. La barra de herramientas se muestra en el siguiente gráfico:

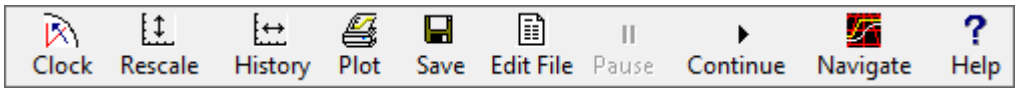


Figura 1.22. Barra de Herramientas de la Ventana de los Casos de Simulación.

NOTA: Todos los iconos que están en la barra de herramientas se ha explicado de una u otra forma en la barra de menús.

1.3.1.1.3. Barra de Estado

La barra de estado está ubicada en la parte inferior de la pantalla del programa Control Station, la misma que consta de dos partes; la parte izquierda muestra el tipo de controlador que se está usando por ejemplo manual, PID, la parte derecha indica el nombre del archivo y si se está o no grabando, (cuando se pinta de color rojo significa que se está grabando).

Figura 1.23. Barra de Estado de la Ventana de los Casos de Simulación.

1.3.1.2. Control de Drenado de un Tanque Por Gravedad

El control de drenado de un tanque por gravedad se muestra en la figura 1.24. Consta de dos tanques apilados uno sobre otro, el líquido fluye a través de un agujero que hay al fondo de cada tanque.

La variable medida del proceso es el nivel del líquido del tanque de abajo. Para mantener el nivel, el controlador manipula el porcentaje de caudal de líquido que ingresa al tanque de arriba.

La variable de perturbación es el caudal de líquido que sale del tanque de abajo, controlada a través de una bomba. El caudal de perturbación es independiente al nivel del líquido, excepto cuando el tanque está vacío.

Si el porcentaje del caudal de líquido que ingresa al tanque de arriba aumenta, el nivel de líquido del tanque de abajo también aumenta, si el caudal de líquido de ingreso disminuye el nivel de líquido del tanque disminuye. El comportamiento dinámico de este proceso es no lineal, por lo que, si el comportamiento dinámico cambia el nivel también cambia.

Esto se debe a que la gravedad que controla los flujos del líquido es proporcional a la raíz cuadrada de la altura del líquido en el tanque.

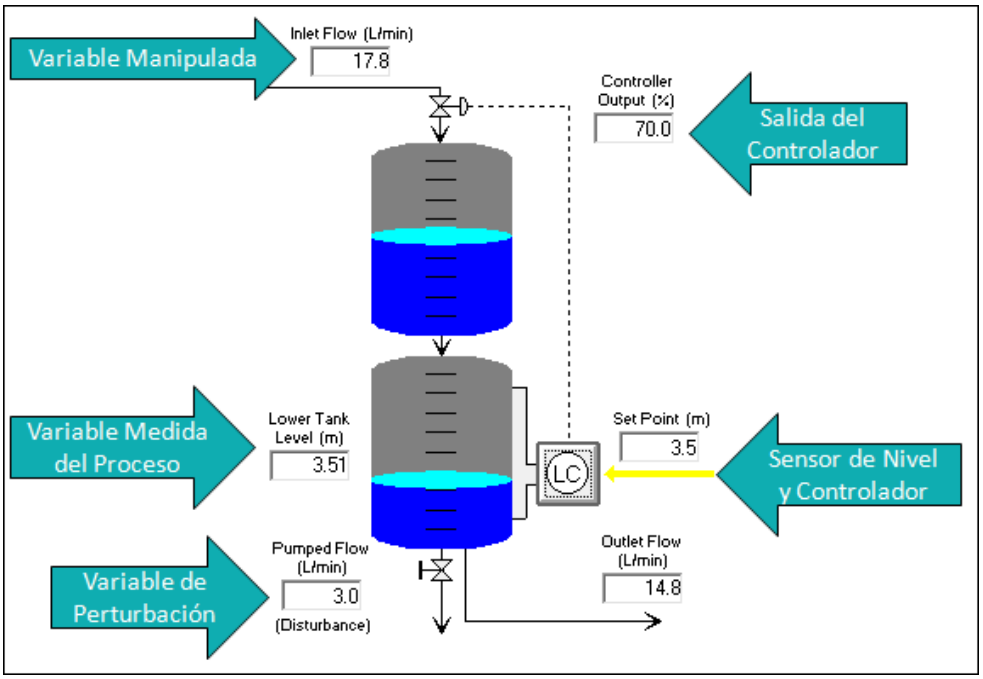


Figura 1.24. Control de Drenado de un Tanque por Gravedad.

1.3.1.3. Control de un Intercambiador de Calor

El intercambiador de calor consta de una carcasa y un tubo que lo atraviesa. Al tubo ingresa un líquido a una temperatura elevada y constante en cambio por la carcasa circula líquido frío.

La variable medida del proceso es la temperatura del líquido que sale del intercambiador de calor (parte inferior del tubo). Para mantener la temperatura de

salida en el intercambiador de calor, el controlador manipula el porcentaje de caudal del líquido frío que entra a la carcasa.

La no linealidad del intercambiador de calor o el cambio de conducta del proceso dinámico se evidencia en los cambios de nivel de operación. Si se compara con el drenado de un tanque por gravedad, los cambios de nivel de operación son más pronunciados en el intercambiador de calor.

Si el caudal de líquido frío (variable manipulada) aumenta, la temperatura de salida (variable medida) disminuye, esto se debe a que el proceso de control tiene una ganancia negativa.

Otra característica es la perturbación, que controla el porcentaje de caudal de líquido templado, si este líquido templado se mezcla con el líquido caliente por obvias razones se enfriara, haciendo que el controlador disminuya el porcentaje de caudal del líquido frío que circula por la carcasa. La perturbación es inversamente proporcional a la temperatura de mezclado con el líquido caliente. El intercambiador de calor se muestra en la siguiente figura 1.25:

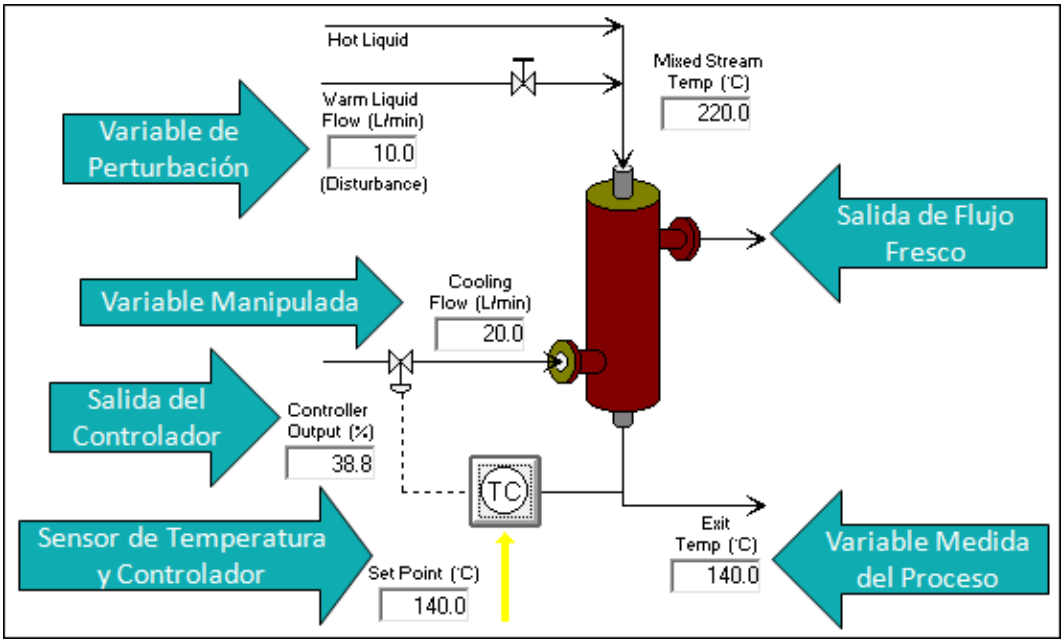


Figura 1.25. Intercambiador de Calor.

1.3.1.4. Control de Nivel de un Tanque

La variable medida del proceso es el nivel de líquido del tanque. Para mantener el nivel en un *set point* deseado, el controlador tiene que manipular el porcentaje de caudal de salida del líquido, ubicado en la parte inferior del tanque. Este caudal de salida o descarga se regula a través de una bomba a presión constante, para evitar que la descarga sea con un movimiento centrífugo.

La variable de perturbación es una segunda entrada de líquido al tanque. El esquema del control de nivel de un tanque se puede observar en la figura 1.26. La altura del líquido en el tanque no afecta el porcentaje de caudal de descarga.

Cuando el total de líquido que ingresa al tanque es mucho mayor que el caudal de salida, el líquido puede llegar hasta el borde superior del tanque. Mientras que, de manera inversa el tanque puede quedar sin líquido.

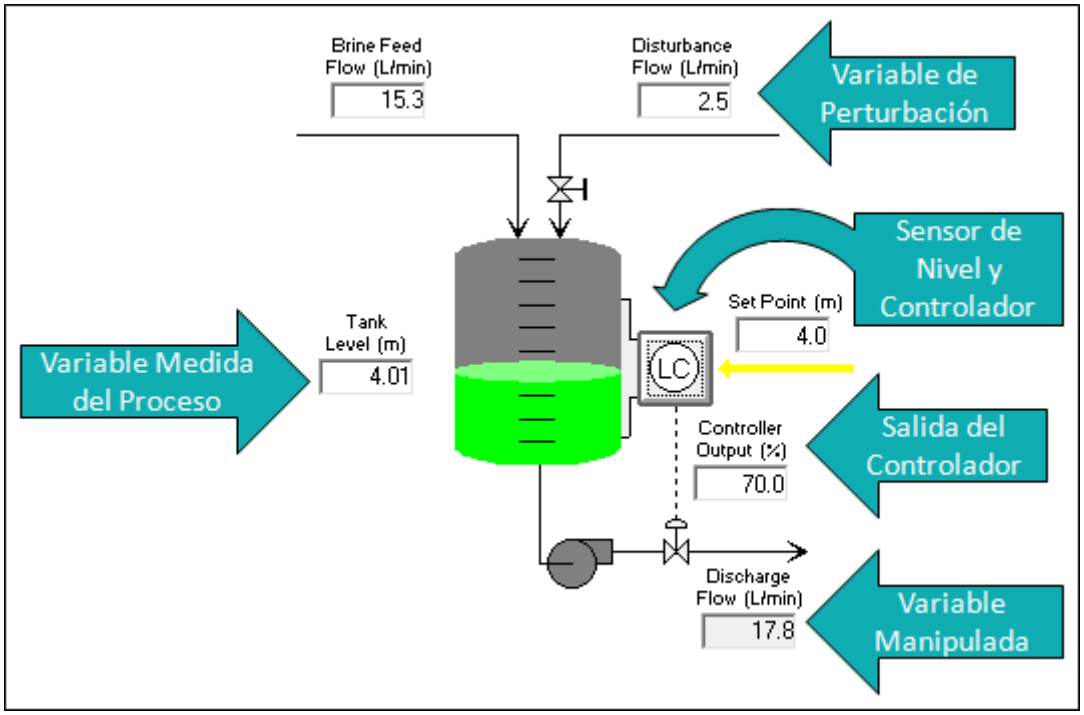


Figura 1.26. Control de Nivel de un Tanque.

Esta conducta dinámica está asociada a un proceso Integrativo. El Integral presenta una dificultad para alcanzar el control de este caso de estudio. La bomba de descarga aparece como algo trivial.

1.3.1.5. Control de Temperatura en un Reactor

El esquema del control de temperatura de un reactor se muestra en la figura 1.27 es un proceso en lazo simple. En el tanque del reactor el líquido está siendo continuamente revuelto y la reacción que ocurre es irreversible.

El tiempo que se demora mezclar perfectamente el contenido del tanque es constante, permitiendo que la conversión a un estado estable sea directamente proporcional a la temperatura del reactor.

Para controlar la temperatura del reactor, el tanque esta encapsulado en una chaqueta por donde circula un líquido refrigerante.

La variable medida del proceso es la temperatura de salida del reactor. Para mantener la temperatura de salida constante, el controlador manipula el caudal de salida del líquido refrigerante.

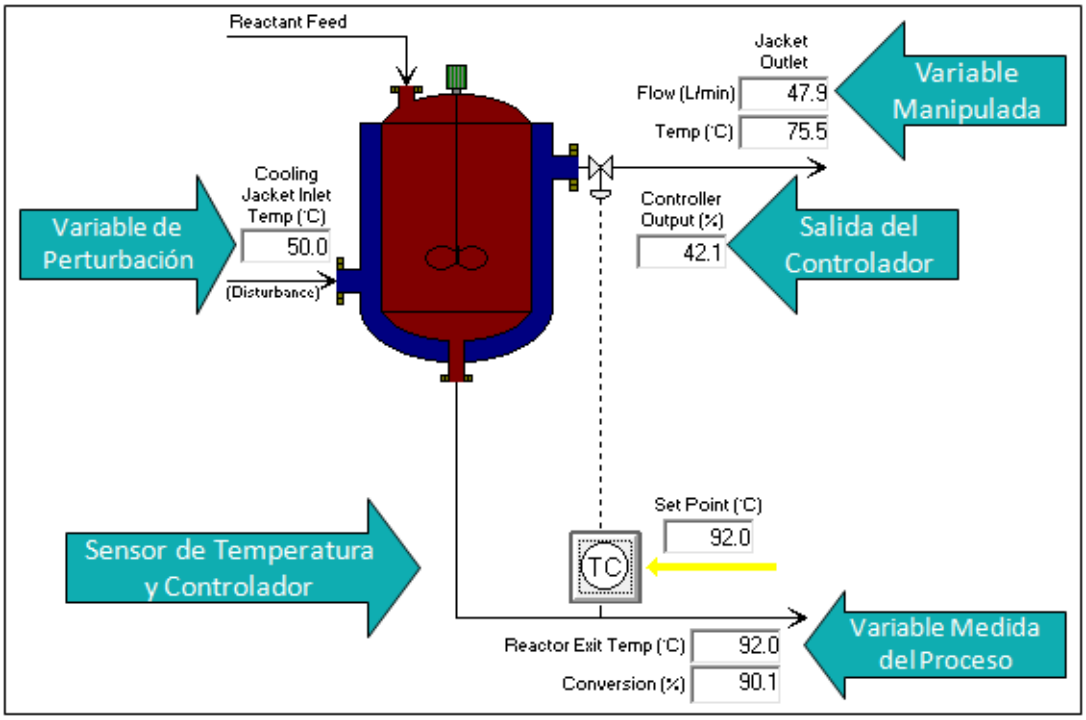


Figura 1.27. Control de Temperatura de un Reactor.

La variable de perturbación es la entrada del refrigerante a la chaqueta a una temperatura constante. El proceso en un estado estable tiene un nivel superior e inferior de funcionamiento. El proceso inicia en el estado superior de funcionamiento que se indica en los valores altos de caudal de salida. Para cambiar al estado inferior de funcionamiento, se reduce el caudal de entrada del líquido

refrigerante a la chaqueta, (por ejemplo, la salida del controlador al inicio está a un valor del 42%, si se cambia la variable de perturbación a un valor de 30 °C, la salida del controlador disminuirá a un 18.7% lo que indica que el reactor está en un estado inferior de funcionamiento).

1.3.1.6. Control de Temperatura en un Reactor en Cascada

La figura 1.28 muestra el esquema del control de temperatura de un reactor en cascada.

El control de temperatura de un reactor en cascada en lazo abierto es similar al control de temperatura de un reactor en lazo simple.

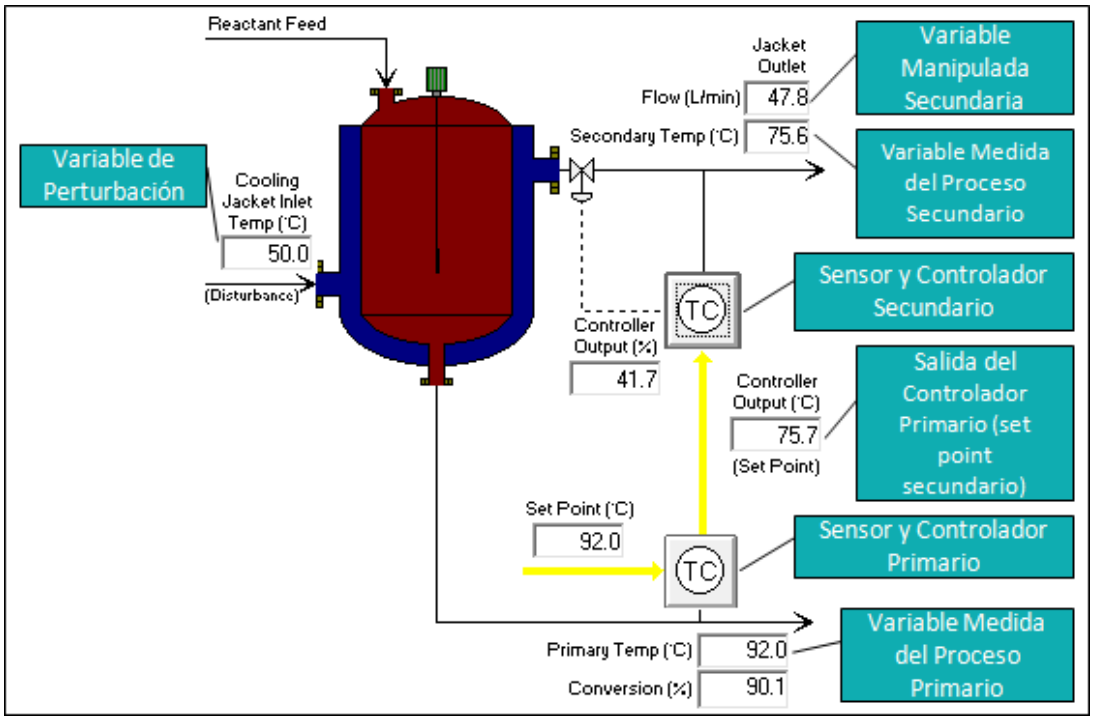


Figura 1.28. Control de Temperatura de un Reactor en Cascada.

La única diferencia entre estos dos casos es la arquitectura del controlador.

Un controlador en cascada está compuesto por:

- Dos variables de medida
- Dos controladores y
- Un actuador

El actuador es el mismo que en el caso anterior.

Un controlador configurado en cascada se utiliza para rechazar las perturbaciones que afectan al resultado del proceso.

Para el control de temperatura de un reactor en cascada, la variable medida del proceso secundario es la temperatura del refrigerante que sale de la chaqueta.

El controlador secundario o controlador del lazo interno, manipula el porcentaje de caudal del refrigerante que sale de la chaqueta del reactor.

La variable medida del proceso primario o del lazo externo es la temperatura de salida del reactor.

Siempre que exista un controlador en cascada, la salida del controlador primario es el *set point* del controlador secundario.

1.3.1.7. Control de un Horno

El control de un horno es un proceso en el cual se quema gas natural para calentar un líquido que fluye a través de tubos colocados en la parte superior del fuego, el esquema se muestra en la figura 1.29.

La variable medida del proceso es la temperatura del líquido que sale del horno. Para mantener la temperatura deseada en el horno, los controladores ajustan la velocidad de alimentación de aire de combustión y el combustible mediante una estrategia de control.

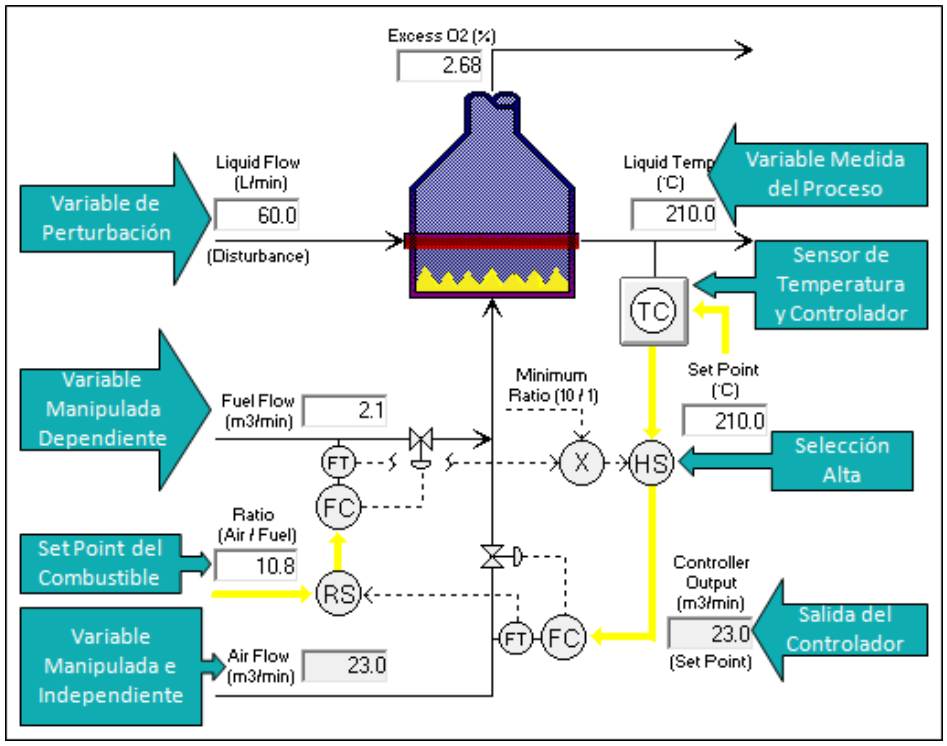


Figura 1.29. Control de un Horno.

Cuando la temperatura del líquido cae por debajo del punto de ajuste, el controlador ajusta el caudal de aire de combustión. Como el caudal de aire llega hasta el transmisor, este detecta el cambio y envía el nuevo caudal al controlador. El controlador responde aumentando el caudal de combustible.

El caudal del líquido que ingresa al horno es la perturbación del proceso. Operaciones de mezclado es una aplicación común en el control de procesos, en este caso de estudio se está mezclando aire y combustible en una forma deseada.

Para el horno, la variable independiente es el caudal de aire de combustión y la variable dependiente es el caudal de combustible. Se debe tener presente que el caudal de aire se considera una variable independiente, pero, es manipulada por el controlador del proceso. El controlador mide la temperatura del líquido que sale del horno.

El control de un horno con mezcla de aire y combustible puede resultar poco contaminante para el medio ambiente. También ofrece un beneficio importante en lo que es seguridad.

Qué pasaría si la planta pierde el caudal del aire de combustión. El transmisor detecta inmediatamente la caída de caudal de aire y envía la información al controlador. El controlador responderá por cortar el flujo de combustible. Como resultado, la peligrosa situación del combustible sin suficiente aire de combustión se evitó.

Una pieza adicional en el control es el componente HS con el círculo alrededor de él. La selección alta (HS) recibe dos puntos de ajuste. Uno de ellos es el caudal de aire y el otro es el caudal de combustible.

1.3.1.8. Control de Múltiples Tanques

El esquema que se muestra en la figura 1.30, es un proceso que involucra varias variables en lazo simple para el drenado de tanques por gravedad. Además el esquema consta de 4 tanques apilados uno sobre otro a cada lado.

Para los tanques de lado izquierdo y derecho la variable medida es el nivel de líquido que hay en cada tanque de la parte inferior. Para mantener el nivel en cada tanque, cada controlador manipula el porcentaje de caudal de líquido que ingresa a sus respectivos tanques de arriba.

Similar al control de drenado de un tanque por gravedad que se mostro en el primer caso de estudio, la gravedad que controla los caudales de líquido es proporcional a la raíz cuadrada de la altura de líquido en el tanque, por lo que este proceso muestra un comportamiento no lineal.

Cada tanque inferior tiene una segunda salida de líquido que es independiente del nivel de líquido y actúa como la perturbación del proceso. Una característica importante de este caso de estudio es que cada uno de los tanques superiores tiene una salida de líquido hacia los dos tanques inferiores.

Esto crea una interacción multivariable, porque las acciones que realice un controlador afecta a las variables de los dos procesos. Tenga en cuenta que existe un *set point* para cada tanque o para cada proceso por lo que los caudales de entrada pueden ser diferentes y de igual forma los caudales de salida.

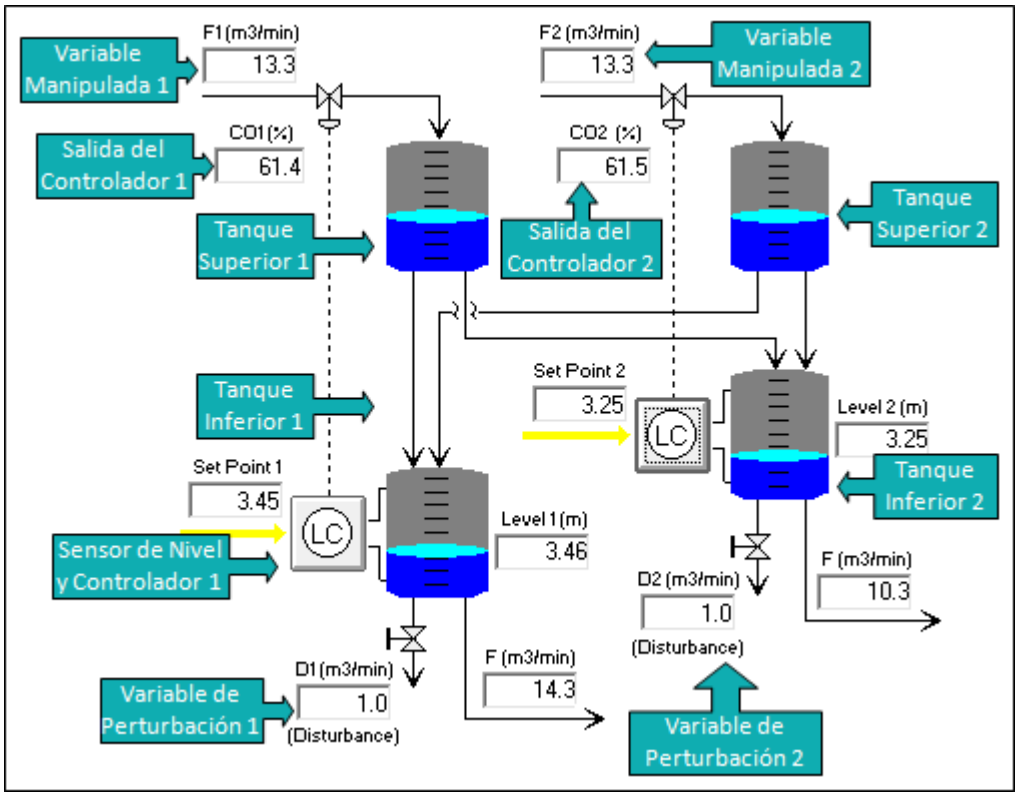


Figura 1.30. Control de Múltiples Tanques.

Para tener una idea del funcionamiento del proceso en estudio se va a suponer que el nivel medido en el tanque inferior 1 es inferior al "*set point*". El controlador 1 responde incrementando el caudal de ingreso para el tanque superior 1. Esta acción hace que aumente el nivel del tanque inferior 1, pero, el caudal de drenado del tanque superior 1 también aumentara causando que el nivel del tanque inferior 2 aumente.

El nivel del tanque inferior 2 esta forzado a mantener un cierto "*set point*", entonces el controlador 2 disminuye el caudal de ingreso para el tanque superior 2. El nivel del tanque inferior 2 disminuye, pero, el caudal que drena el tanque superior 2 también disminuye causando que el nivel del tanque inferior 1 baje. El controlador 1 realiza más acciones correctivas, provocando cambios en el lazo multivariable del proceso.

1.3.1.9. Control de una Columna de Destilación

El esquema del control de una columna de destilación se muestra en la figura 1.31, el proceso consiste en separar dos sustancias diferentes. Su objetivo es:

- Enviar un alto porcentaje de una sustancia a la parte superior de la columna y un bajo porcentaje de la otra sustancia a la parte inferior de la columna

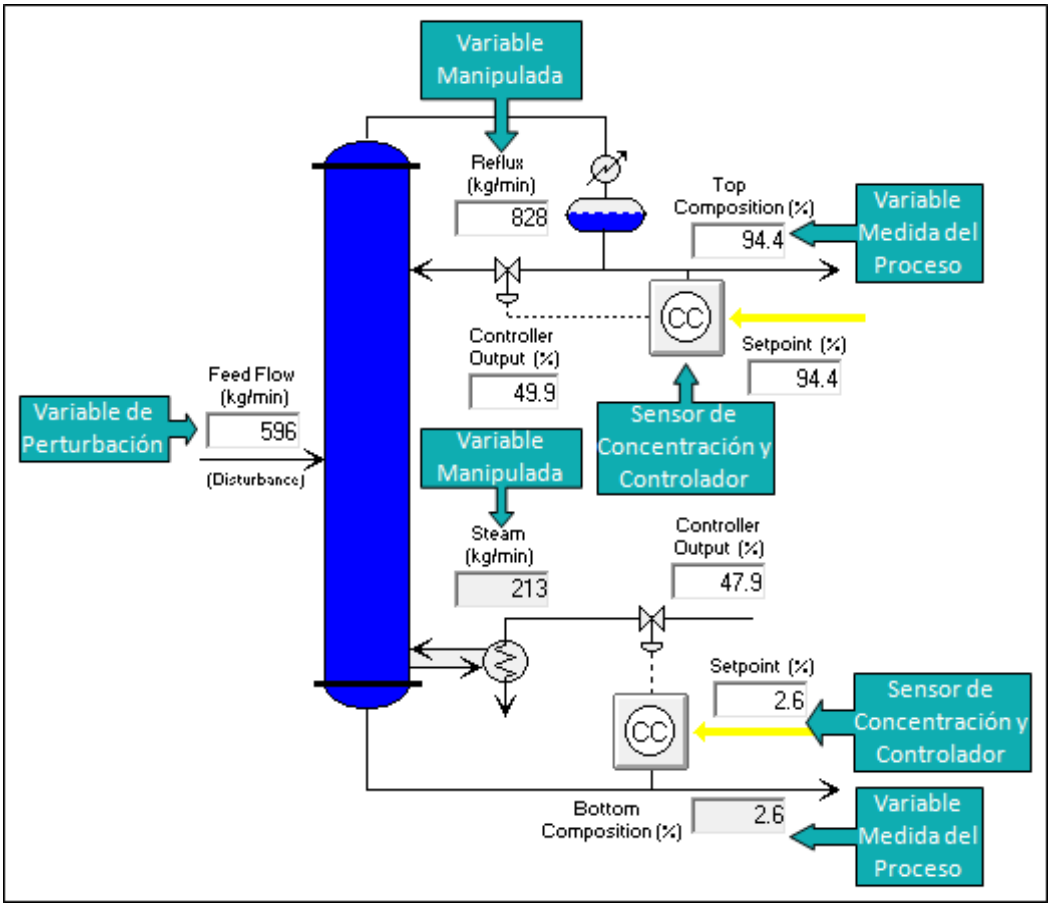


Figura 1.31. Control de una Columna de destilación.

Para separar las dos sustancias, el controlador superior manipula el porcentaje de *reflux* que controla la composición destilada. El controlador inferior ajusta el porcentaje de vapor de la caldera para controlar la composición de la parte inferior.

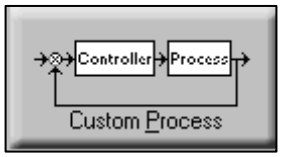
Cualquier cambio en la velocidad de alimentación a la columna actúa como una perturbación. Para entender la interacción del bucle multivariable en este proceso, supongamos que la sustancia en la parte superior está por debajo de cierto *set point*. El controlador superior responderá aumentando el caudal de ingreso de un refrigerante a la columna. El refrigerante trabajará y se encaminara a la parte inferior de la columna.

Dado que la composición del fondo se mueve fuera del *set point*, produce un error en el controlador, el controlador inferior para compensar esto, aumenta el vapor que entra a la caldera, para elevar la temperatura en la parte inferior de la columna.

Aunque esto funciona, por desgracia, también aumenta los vapores calientes que viajan a la parte superior de la columna provocando que la parte superior de la columna se caliente.

Como en la parte superior de la columna se calienta, la pureza de la sustancia empieza a disminuir. En respuesta, el controlador superior aumenta el caudal de ingreso del refrigerante en la parte superior de la columna. El controlador realiza acciones correctivas, provocando cambios en el lazo multivariable del proceso, al igual que en el control de de múltiples tanques.

1.3.2. Custom Process



El módulo *Custom Process* es un bloque orientado al desarrollo del control que permite construir un proceso y la arquitectura del controlador con las especificaciones que el operador desee. Se puede determinar ventajas y desventajas que presenta diferentes arquitecturas de control, ajuste de sensibilidad, desempeño de una retroalimentación, perturbaciones y otros problemas que se presenta en la práctica. Los modelos pueden ser lineales o no lineales.

"Custom Process" también permite estudiar una serie de procesos dinámicos y de control. Por ejemplo, puede explorar que modelo describe mejor el comportamiento de su planta, investigar las diferentes arquitecturas de control, ajustar valores y modelos de control que existen. Comportamiento de procesos en lazo cerrado o abierto, impacto del ruido en la variable medida.

1.3.2.1. Descripción de la Ventana Principal de Custom Process

Al dar un click en el botón del modulo de *"Custom Process"* se desplegara dos opciones: *Single Loop Process y Multi-Loop Process* como se ve en la figura 1.32, accedamos a la primera opción ***Single Loop Process*** dando un click.

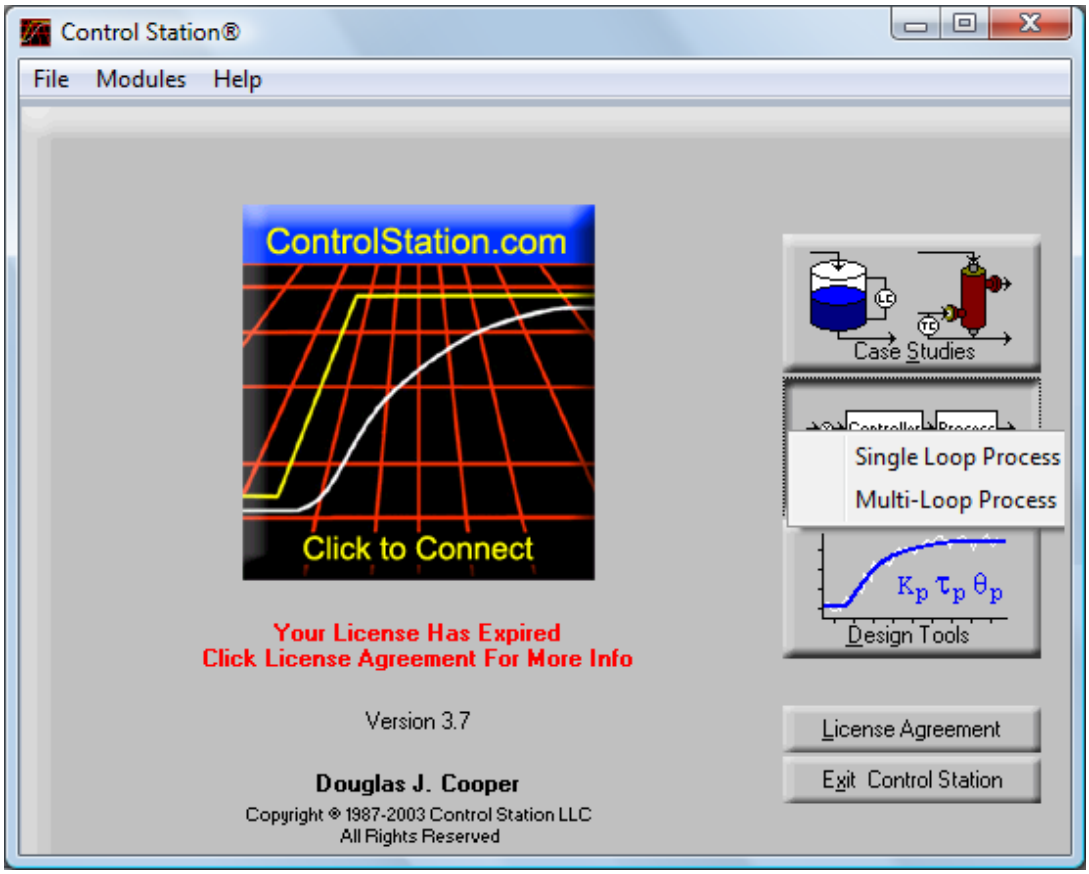


Figura 1.32. Opciones del modulo "Custom Process".

Al ingresar en la primera opción *Single Loop Process* aparecerá una ventana como se muestra en la figura 1.33, allí también se señala la barra de menú, la barra de herramientas y la barra de estado.

En la barra de menú están las opciones que ya se describieron en el apartado 1.3.1.1.1 excepto dos opciones:

- ***"Export Model Parameters to File",*** Sirve para exportar todos los parámetros de un proceso a un archivo, los parámetros pueden ser los niveles de ruido, perturbación, tipos de controlador, etc.
- ***"Import Model Parameters From File",*** Esta opción permite importar parámetros de archivos que fueron guardados.

Se puede acceder a estas opciones también desde los botones que están debajo del controlador de salida (*Import, Export*).

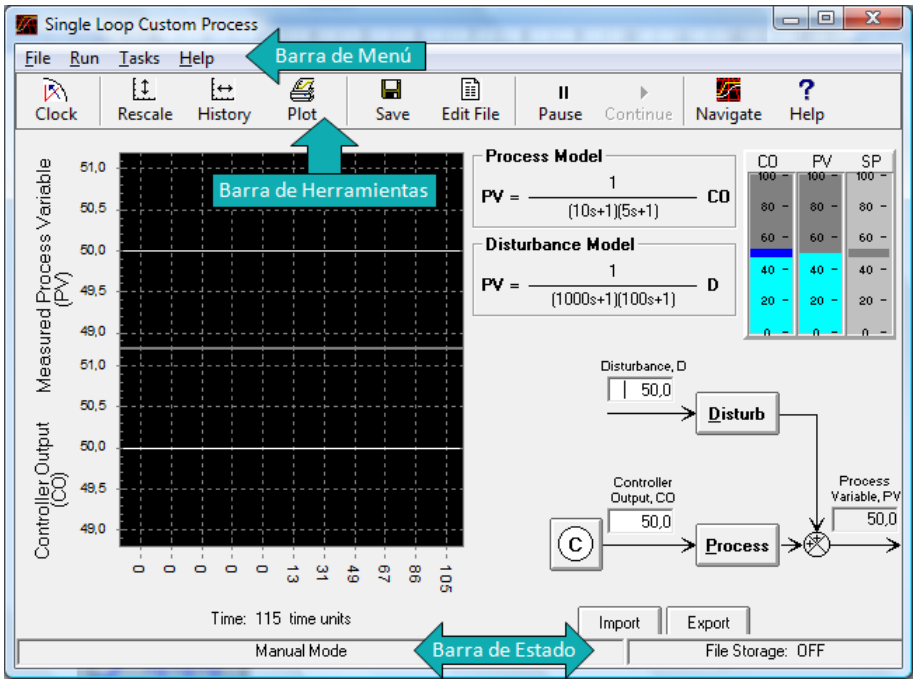


Figura 1.33. Ventana Principal de “Single Loop Process”.

La barra de herramientas y la de estado se describieron en los puntos 1.3.1.1.2. y 1.3.1.1.3, respectivamente.

Ahora al dar click en la segunda opción ***Multi-Loop Process*** del modulo de *“Custom Process”* aparecerá una ventana como se muestra a continuación. En esta figura se señala la ubicación de la barra de menú, la barra de herramientas y la de estado.

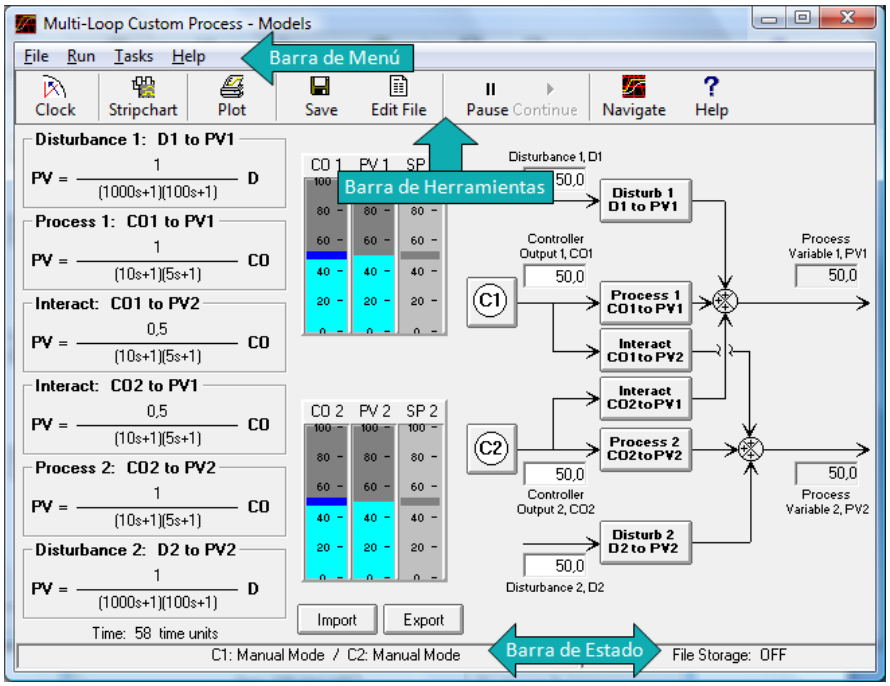
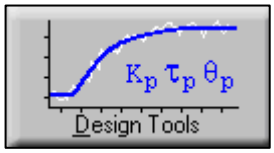


Figura 1.34. Ventana Principal de Multi-Loop Process.

La barra de menús de *Multi-Loop Process* tiene las mismas opciones que la barra de menús de *Single Loop Process*, excepto el menú de tareas, en donde están opciones que sirven para configurar los procesos en ejecución. También se puede ingresar a configurar los procesos dando un click directamente en los cuadros de cada variable ubicados en el área del gráfico de los procesos.

La barra de herramientas y la de estado de igual forma se describieron en los puntos 1.3.1.1.2. y 1.3.1.1.3, respectivamente.

1.3.3. Design Tools



El módulo “Design Tools” es usado para ajustar modelos dinámicos lineales a los datos del proceso y calcular los valores de ajuste del controlador PID. También es usado para construir estrategias avanzadas de control que se usa en la arquitectura interna del controlador. “Design Tools” puede resolver problemas de diseño y análisis de ajuste del controlador.

Este módulo puede importar datos de los módulos Case Studies y Custom Process, los datos de otros paquetes de software, y quizás el más importante, los datos de procesos reales en el laboratorio o planta.

Para ajustar los modelos con los datos, Design Tools requiere que los datos estén separados por columnas, por tabuladores, comas o espacios.

Los modelos lineales que están disponibles en la biblioteca de Design Tools incluyen:

- Primera orden plus tiempo muerto
- Segunda orden plus tiempo muerto *overdamped*
- Segunda orden plus tiempo muerto *overdamped* con tiempo de cabecera
- Segunda orden plus integrador tiempo muerto
- Segunda orden plus tiempo muerto *underdamped*

En Design Tools también se puede ajustar el controlador a valores de solo Proporcional (P), Proporcional Integrativo (PI) y Proporcional Integrativo Derivativo (PID).

1.3.3.1. Descripción de la Ventana Principal de Design Tools

Design Tools es el tercer modulo que brinda Control Station para ingresar hay que dar un click sobre el icono, al acceder asomará una ventana como se muestra en la siguiente figura:

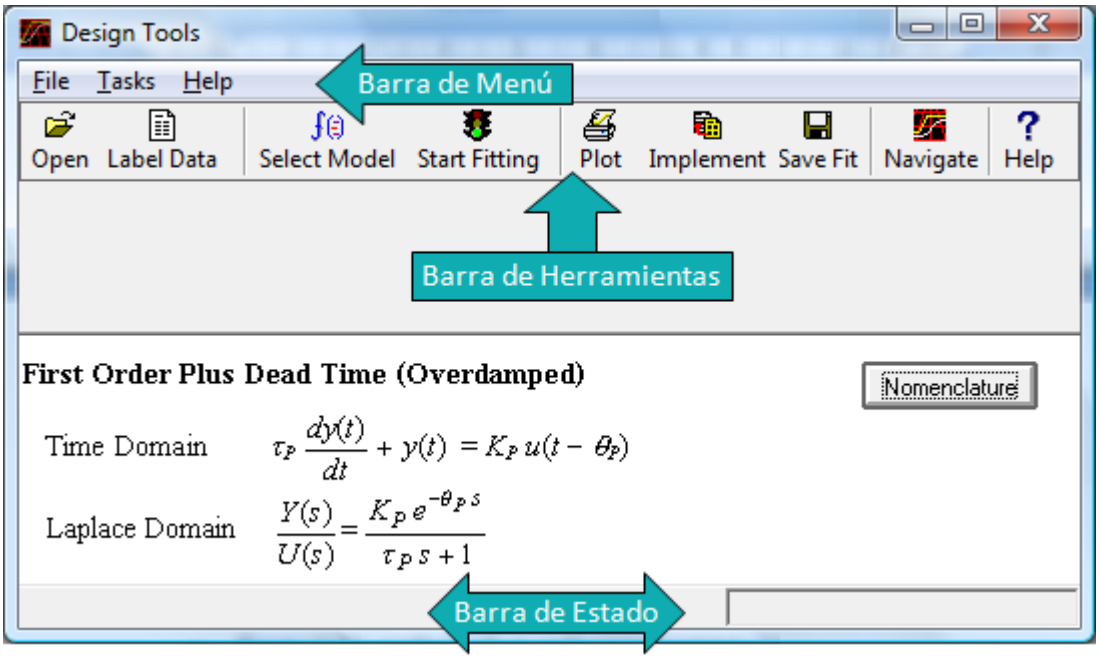


Figura 1.35. Ventana Principal de "Design Tools".

La barra de menús, la barra de herramientas y la barra de estado están señaladas en la figura anterior.

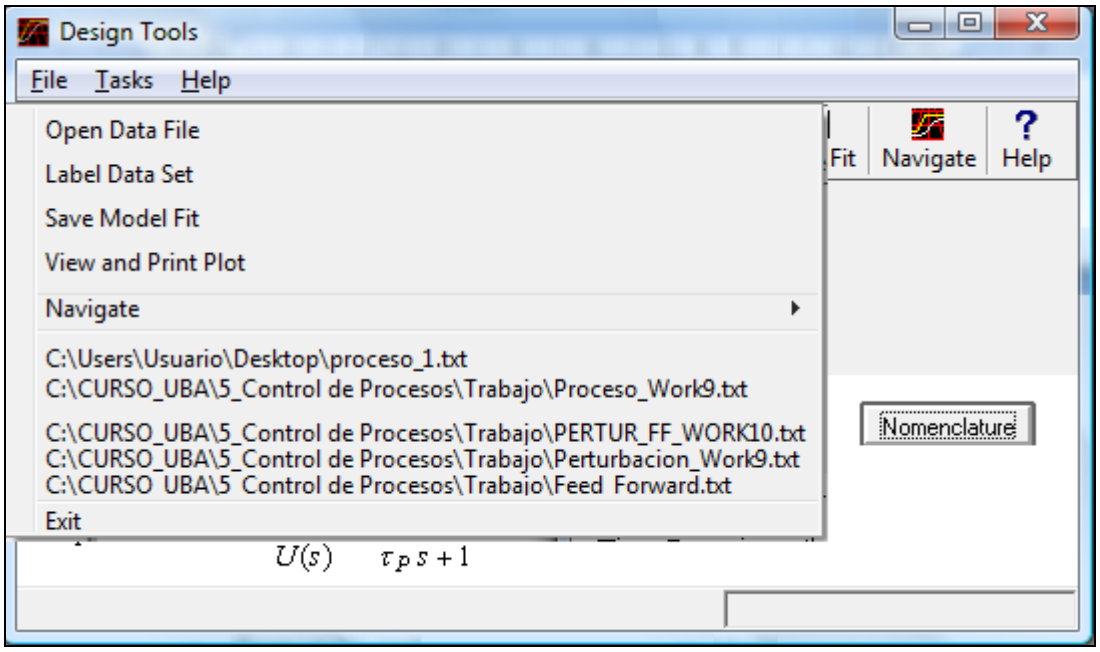


Figura 1.36. Menú *File* del Modulo "Design Tools".

La **Barra de Menús** está conformada de los siguientes ítems:

- ***File, Archivo:*** Este menú contiene las siguientes opciones:
  - ***Open Data File:*** Abre un archivo con datos previamente guardado.

- ***Label Data Set:*** Sirve para etiquetar las columnas de los datos.
- ***Save Model Fit:*** Graba los datos del modelo del proceso.
- ***View and Print Plot:*** Abre una ventana en la que se puede observar las formas de onda que se generaron. En esta ventana se puede editar el plano del dibujo ya sea activando las líneas de grilla, el color de líneas, color de fondo, zoom, copiar, etc.
- ***Navigate:*** Permite retornar a la pantalla principal de Control Station.
- ***Exit:*** Sale del modulo y regresa a la pantalla principal de Control Station.

➢ ***Tasks:***

- ***Start Fittign:*** Inicia el ajuste del modelo que con anterioridad se abrió.
- ***Select Model:*** Se puede seleccionar el modelo dinámico de primer o segundo orden que se desee para el ajuste del proceso, se puede escoger entre las opciones que aparecen en la siguiente figura:

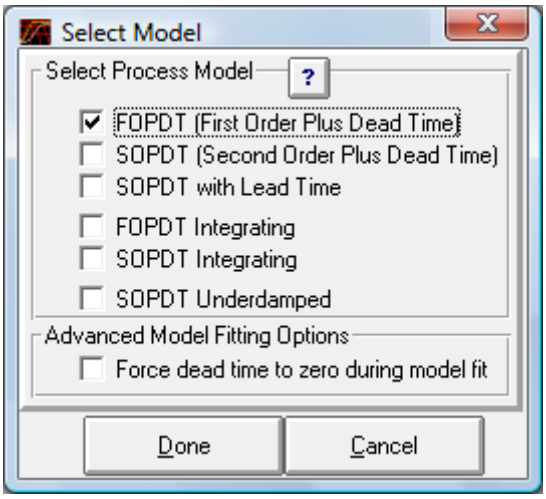


Figura 1.37. Tipos de Modelos Dinámicos.

➢ ***Help:***

- ***"Show Control Guru® Help",*** Muestra la ayuda propiamente del programa de Control Station v3.7®.
- ***"License Agreement",*** Indica si el programa está con licencia vigente o caducada, además indica los datos del creador del software.

- ***"Acknowledgements",*** Reconocimientos: En esta opción están todos los datos de quienes crearon el programa de Control Station v3.7®.

- ***"More Information",*** Se puede obtener la dirección de la pagina web del programa y los datos de una persona a quien se puede llamar o enviar un mail para preguntar cualquier inquietud.

Barra de Herramientas

En la barra de herramientas están iconos de acceso rápido tales como: grabar o etiquetar un archivo, iniciar el ajuste del modelo, graficar datos, ayuda, etc. La barra de herramientas se muestra en el siguiente gráfico:

Figura 1.38. Barra de Herramientas del Modulo "Design Tools".

Barra de Estado

La barra de estado está ubicada en la parte inferior de la pantalla, esta barra indica el nombre del archivo que se ha abierto.

Figura 1.39. Barra de Estado del Modulo "Design Tools".

3.4. Conclusión.

El programa simulador *Control Station* v3.7® es una buena herramienta para la materia de control de procesos. Consta de tres módulos el primero tiene ocho casos de simulación, el segundo es para obtener las ecuaciones matemáticas del modelo en el dominio del tiempo y de Laplace y el tercero puede calcular los valores de los parámetros del modelo de un proceso y de la perturbación de un industrial. Con este software se puede simular cualquiera de los ocho casos de control de procesos y luego llevar a la práctica dicho sistema de control, pero, ya con una idea clara de cómo funciona el sistema.

Fuente: Todas las imágenes son impresas del programa Control Station v3.7®.