

Desarrollo de un laboratorio virtual para la enseñanza de Control de Procesos en Ingeniería Química

Development of a virtual laboratory for teaching Process Control in Chemical Engineering

David Moncada Torres¹ ; Ancelmo Castillo Valdiviezo² ;
Luis Moncada Albitres³ ; Henry Esquerre Pereyra⁴ 

RESUMEN

Se ha desarrollado un laboratorio virtual para la enseñanza de control de procesos utilizando Python. En tal sentido, el laboratorio consta de 3 casos de estudio, un tanque drenado, un intercambiador de calor y un reactor CSTR además de 3 herramientas las cuales son una calculadora de ecuaciones diferenciales, un módulo de simulación de un proceso de control personalizado y un módulo para diseño de un controlador PID. Para los 3 casos de estudio, estos se modelaron matemáticamente a partir de balances de materia y energía a partir de los cuales se desarrolló una interfaz gráfica similar a la de un sistema SCADA donde el estudiante puede simular el comportamiento dinámico de un sistema real planteándose diferentes escenarios.

Palabras clave: control; procesos; PID; ingeniería; Python.

ABSTRACT

A virtual laboratory has been developed for teaching process control using Python. In this sense, the laboratory consists of 3 case studies, a drained tank, a heat exchanger and a CSTR reactor, as well as 3 tools which are a differential equations calculator, a simulation module for a personalized control process and a module for the design of a PID controller. For the 3 study cases, these were mathematically modeled from material and energy balances from which a graphical interface similar to that of a SCADA system was developed, where the student can simulate the dynamic behavior of a real system considering different scenarios.

Keywords: control; processes; PID; engineering; Python.

1. INTRODUCCIÓN

El primer trabajo importante sobre control automático fue el gobernador centrífugo de James Watt para controlar la velocidad de las máquinas de vapor en el siglo XVIII. En 1922, Minorsky usó ecuaciones diferenciales para describir el sistema y demostrar su estabilidad. En 1932, Nyquist desarrolló un procedimiento para determinar la estabilidad de un sistema de circuito cerrado basado en la respuesta de circuito abierto a una excitación sinusoidal en estado estable. En 1934, Hazen acuñó el término servomecanismos y desarrolló su diseño. (K. Ogata, 2010)

Durante la década de 1940, los métodos de respuesta de frecuencia ayudaron en el diseño de sistemas de control lineal de circuito cerrado. Desde finales de la década de 1940 hasta principios de 1950, Evans desarrolló completamente el método de posición original. (J.J. Ziegler y NB. Nichols, 1942)

Los métodos de respuesta de frecuencia y lugar de raíces, que son fundamentales para la teoría de control clásica, conducen a sistemas estables y satisfacen algunos requisitos de rendimiento bastante arbitrarios. Estos sistemas son generalmente aceptados, pero no perfectos. Desde finales de la década de 1950, el enfoque en los problemas de diseño del sistema de control se ha desplazado hacia el diseño óptimo del sistema. (Y. Evans, 1948)

¹ Universidad Nacional de Trujillo, Ciudad Trujillo, País Perú. lmoncadat@unitru.edu.pe

² Universidad Nacional de Trujillo, Ciudad Trujillo, País Perú. pcastillo@unitru.edu.pe

³ Universidad Nacional de Trujillo, Ciudad Trujillo, País Perú. lmoncada@unitru.edu.pe

⁴ Universidad Nacional de Trujillo, Ciudad Trujillo, País Perú. pesquerre@unitru.edu.pe

A medida que las instalaciones modernas con múltiples entradas y salidas se vuelven más complejas describir un sistema de control moderno requiere una gran cantidad de ecuaciones. La teoría de control clásica, que se ocupa de los sistemas de entrada y salida única, se vuelve completamente impotente frente a los sistemas de entrada y salida múltiples. En 1960, gracias a la disponibilidad de computadoras digitales, fue posible analizar sistemas complejos en el dominio del tiempo; desde entonces, se ha desarrollado la teoría de control moderna, basada en el análisis y síntesis en el dominio del tiempo, utilizando variables de estado, capaces de hacer frente a la creciente complejidad de las aplicaciones, requisitos modernos y exigentes en términos de precisión, peso y costo. (K., Ogata, 2010)

El desarrollo más reciente de la teoría del control moderno radica en el campo del control óptimo de sistemas deterministas y aleatorios, así como de sistemas de control complejos con adaptación y aprendizaje. Las aplicaciones más recientes de la teoría de control moderna incluyen sistemas que no son de ingeniería, como los de biología, biomedicina, economía y economía social. (K., Ogata, 2010)

Actualmente, todos los procesos que se desarrollan en una planta industrial requieren control. Esto se debe a la necesidad de controlar los distintos parámetros de cada proceso, para asegurar su normal funcionamiento, el uso óptimo de los recursos involucrados en el proceso y asegurar el nivel de calidad en el producto final. Además, el control multiproceso garantiza el funcionamiento seguro de la instalación. (P.N. Paraskevopoulos 2017)

El uso de un sistema de control adecuado permite operar en las mejores condiciones posibles para cada requerimiento. De esta manera, se mejora el rendimiento general del proceso, al tiempo que se hace un mejor uso de los recursos involucrados. Todo esto se refleja en los importantes resultados de mejora económica.

El control de procesos es parte fundamental del aprendizaje de la ingeniería química, donde el laboratorio es el pilar de este aprendizaje a través del cual los estudiantes pueden realizar experimentos para obtener modelos, verificándolos y validándolos para realizar predicciones, sin embargo, estos laboratorios requieren de recursos suficientes para su equipamiento apropiado, así como presencia física del estudiante en el sitio donde está instalado.

“En el área de ingeniería, un laboratorio bien diseñado es una valiosa herramienta que contribuye a reforzar la enseñanza y en el que los alumnos pueden lograr una mayor comprensión, imposible de lograr por otros medios.” (G., Lugo, 2006)

En la actualidad el aprendizaje del control de procesos ha avanzado hacia una aplicación eficaz y eficiente a través de los laboratorios virtuales a partir de las simulaciones. El atractivo de los laboratorios virtuales se debe principalmente a la creciente necesidad de aprendizaje activo y flexible, implementando técnicas de aprendizaje a través del descubrimiento.

El aprendizaje activo busca brindar a los estudiantes oportunidades para integrar y fortalecer los conocimientos presentados en el aula, así como para lograr el conocimiento práctico que es un componente tan esencial en la educación en ingeniería.

El laboratorio virtual es un entorno de experimentación en el que los usuarios pueden operar una serie de unidades gráficas, cada una representando un objeto, reduciendo el uso de costosos hardware e infraestructura de laboratorio.

El trabajo de investigación buscó constituir una contribución para aliviar la carencia de infraestructura para el desarrollo de actividades prácticas en asignaturas afines al control de procesos en la Escuela de Ingeniería Química, basado en Python, mediante el cual es posible diseñar un laboratorio virtual mediante el modelado matemático del comportamiento dinámico de un sistema de drenado de tanque, de un intercambiador de calor de doble tubo y de un reactor CSTR y elaborar código para simulación.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Objeto de estudio

Se consideran 3 casos de estudio siendo un sistema de drenado de tanque, un intercambiador de calor de doble tubo y un reactor CSTR, cada uno de estos casos es modelado a partir de las ecuaciones de balance de materia, balance de energía, y además balance molar para el caso del reactor CSTR.

En el primer sistema, se necesita conocer el caudal de entrada (m^3/s), la sección de descarga (m^2), la altura del tanque (m) y el área del tanque (m^2).

En el segundo sistema, se ingresa el caudal máximo de enfriamiento (m^3/s), diámetro interior (pulg), diámetro exterior (pulg) y la longitud (m), así mismo se tiene un caudal máximo de fluido caliente de $0.001 \text{ m}^3/\text{s}$, una densidad de 997 kg/m^3 para ambos fluidos, un coeficiente global de transferencia de $4 \text{ kJ/s.m}^2.^\circ\text{K}$, una capacidad calorífica de $4.182 \text{ kJ/kg}^\circ\text{K}$ para ambos fluidos y una temperatura de 80°C y 15° para el fluido caliente y el fluido frío respectivamente.

Mientras que, en el tercer sistema, se necesita el caudal de entrada de reactivos (dm^3/h), el caudal máximo de enfriamiento (dm^3/h), el volumen del reactor (dm^3) y el volumen de la chaqueta (dm^3), para este sistema se considera una reacción reversible de primer orden donde el componente A se transforma en el componente B,

con una velocidad de reacción específica a 360°K igual a 31.1 h⁻¹, una energía de activación de 65700 J/mol y un Kc de 3.03 a 333°K, las capacidades caloríficas del componente A y B son de 141 J/mol°K para cada uno y un calor de reacción de -6900 J/mol.

El coeficiente global de transferencia de calor es igual a 500 kJ/s.m²°K, la temperatura de entrada del componente a al reactor es de 360°K a razón de 9.3 mol/dm³, mientras que la temperatura de entrada del fluido refrigerante es de 288.15°K a razón de 100 dm³/h con una capacidad calorífica de 4.182 kJ/kg°K y una densidad de 997 kg/m³.

Así mismo para todos los sistemas se utiliza el modelo del controlador PID ideal en el dominio del tiempo, para lo cual es necesario ingresar el Kp, Ki y el Kd.

2.2. Métodos y técnicas.

El laboratorio virtual fue desarrollado en Python, el mismo que incluye 3 módulos, los cuales son de tanque drenado, intercambiador de calor doble tubo y reactor CSTR.

2.2.1. Tanque drenado

La Fig. 1.1 corresponde a un sistema típico de control de nivel de un tanque. Se alimenta líquido a través de una válvula de control, la cual deja pasar el caudal suficiente para mantener el nivel del líquido en el valor deseado (set point). En este ejemplo tenemos como variable controlada al nivel en el interior del tanque. Esta variable es medida por un transmisor de nivel (LT) para enviar la señal normalizada al controlador (LC), el cual finalmente entrega la señal de respuesta hacia el elemento actuador, válvula, siendo la variable manipulada el grado de apertura de la válvula de control.

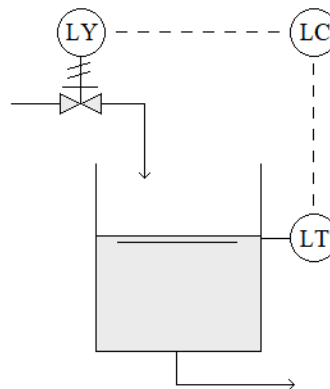


Fig. 2.1. Sistema de nivel de líquido

Balance de masa

Iniciando con la ecuación general del balance de masa, siendo el tanque el sistema, el flujo másico de entrada $\dot{m}_0$ y el flujo másico de salida $\dot{m}$

$$M'(t) = A \cdot h'(t) = \dot{m}_0 - \dot{m} \quad (2.1)$$

Siendo la derivada de la función igual a su diferencial sobre la diferencial de la variable independiente $M'(t) = dM/dt$.

Se consideró la densidad del fluido constante por lo que, obtenemos a partir de la ecuación previa, la diferencial del volumen respecto al tiempo teniendo un caudal de entrada ($\dot{V}_0$) y otro de salida ($\dot{V}$)

$$V'(t) = A \cdot h'(t) = \dot{V}_0 - \dot{V} \quad (2.2)$$

Asumiendo un tanque cilíndrico de área constante, queda la diferencial de la altura respecto al tiempo, así mismo, el caudal de entrada se considera el producto de apertura de la válvula de control (se considera una válvula linealizada) con el caudal máximo entregado por un elemento previo como una bomba, por ejemplo:

$$h'(t) = (a(t) \cdot \dot{V}_{max0} - S \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h(t)}) / A \quad (2.3)$$

donde:

- $a(t)$: apertura de válvula (variable manipulada)
- $h(t)$: altura del tanque (variable controlada)
- S : área de la sección de la tubería (m²)
- A : área del tanque (m²)

Modelo dinámico

Expresamos la ecuación 2.3 como diferencial:

$$\frac{\partial h}{\partial t} = (a \cdot \dot{V}_{max0} - S \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h}) / A \quad (2.4)$$

Resolvemos mediante diferencias finitas

$$\frac{\partial h}{\partial t} = \frac{h(t+\Delta t) - h(t)}{\Delta t} + \frac{\Delta t}{2} \frac{\partial^2 h(t+\Delta t)}{\partial t^2} \quad (2.5)$$

Despreciando el error de truncamiento cuando $\Delta t \approx 0$ y similar para las demás diferencias, podemos obtener el valor de la altura del tanque en cada instante de tiempo.

$$\frac{h(t+\Delta t) - h(t)}{\Delta t} = (a(t) \cdot \dot{V}_{max0} - S \cdot \sqrt{2 \cdot g \cdot h(t)}) / A \quad (2.6)$$

De la ecuación 2.6 podemos obtener el valor de la altura del tanque para cada instante de tiempo. Además el valor de la variable manipulada (apertura de la válvula de entrada, $a(t)$) se obtiene a partir del controlador PID (Ver ecuación 2.60)

2.2.2. Intercambiador de calor

La Fig. 2.2 corresponde a un intercambiador de calor de doble tubo. Se alimenta un líquido caliente el cuál se desea enfriar utilizando un fluido de enfriamiento hasta una temperatura deseada (set point). En este ejemplo se tiene como variable controlada la temperatura de salida del fluido caliente. Esta variable es medida por un transmisor de temperatura (TT) que envía la señal normalizada al controlador (TC) el cual entrega la señal de respuesta hacia el elemento actuador, el cuál sería la válvula de ingreso del fluido de enfriamiento, siendo la variable manipulada la apertura de la válvula de control.

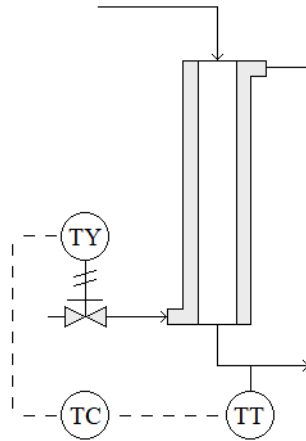


Fig. 2.2. Intercambiador de calor de doble tubo

Balance de materia

Considerando dos sistemas diferentes, el fluido caliente y fluido frío, se aplicó el balance para cada corriente, se obtiene un resultado similar al mostrado en la ecuación 2.2. En el intercambiador de calor se considera que cada fluido ocupa la totalidad del volumen el cual es constante, entonces $\Delta V \approx 0$ se observa: para el fluido caliente que el caudal que ingresa ($\dot{V}_{h0}$) es igual al caudal de salida ($\dot{V}_h$) y de igual manera para el fluido frío.

$$\dot{V}_{h0} = \dot{V}_h \quad (2.7)$$

$$\dot{V}_{c0} = \dot{V}_c \quad (2.8)$$

Balance de energía

Aplicando la ecuación general del balance de energía, despreciando la energía cinética y potencial, y considerando que es un sistema abierto, la ecuación para el fluido caliente queda:

$$M_h H_h'(t) = \dot{m}_{h,i} H_{h,i} - \dot{m}_{h,s} H_{h,s} - \dot{Q} \quad (2.9)$$

$$\rho_h V H_h'(t) = \rho_h \dot{V}_{h,i} H_{h0} - \rho_h \dot{V}_{h,s} H_{h,s} - \dot{Q} \quad (2.10)$$

La capacidad calorífica es:

$$c_{p_h} = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p \quad (2.11)$$

$$H'(t) = c_{p_h} \cdot T_h'(t) \quad (2.12)$$

De la ecuación de Fourier, para el calor transferido se obtiene:

$$\dot{Q} = A_e \cdot U_e \cdot \Delta T \quad (2.13)$$

$$\Delta T = \frac{(T_{h,i} - T_{c,i}) - (T_{h,s} - T_{c,s})}{\ln(T_{h,i} - T_{c,i}) - \ln(T_{h,s} - T_{c,s})} \quad (2.14)$$

donde:

- A_e : área de intercambio de calor (m²)
- U_e : coeficiente global de transferencia de calor (kJ/s.m².K)

Considerando la capacidad calorífica constante se obtiene:

$$\rho_h V c_{p_h} \cdot T_h'(t) = \rho_h \dot{V}_h(t) c_{p_h} (T_{h,i} - T_{h,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T \quad (2.15)$$

$$\rho_h \cdot V \cdot T_h'(t) = \rho_h \dot{V}_h(t) (T_{h,i} - T_{h,s}) - \frac{A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T}{c_{p_h}} \quad (2.16)$$

Tomamos la temperatura de la corriente caliente T_h como promedio entre las temperaturas de entrada ($T_{h,i}$) y salida ($T_{h,s}$)

Siendo $T_h = (T_{h,i} + T_{h,s})/2$, diferenciando ambos lados se tiene $T_h'(t) = T_{h,s}'(t)/2$, entonces la ecuación 2.16 para el fluido caliente queda como se muestra en la ecuación 2.17 y para el fluido frío en la ecuación 2.18

$$T_{h,s}'(t) = 2 \left[\rho_h \dot{V}_h(t) (T_{h,i} - T_{h,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_h} \right] / \rho_h V \quad (2.17)$$

$$T_{c,s}'(t) = 2 \left[\rho_c a_c(t) \cdot \dot{V}_{\max_c} (T_{c,i} - T_{c,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_c} \right] / \rho_c V \quad (2.18)$$

donde:

- $a_c(t)$: apertura de válvula de fluido frío (variable manipulada)
- $T_{h,s}(t)$: temperatura de salida del fluido caliente (variable controlada)
- $T_{c,s}(t)$: temperatura de salida del fluido frío.
- $\dot{Q}$: flujo de calor (kJ/s)

Modelo dinámico

Expresamos las ecuaciones 2.17 y 2.18 como diferenciales y reemplazamos la ecuación 2.18 en la ecuación 2.17 para obtener el flujo de calor en función de las temperaturas:

$$\frac{\partial T_{h,s}}{\partial t} = 2 \left[\rho_h \dot{V}_h(t) (T_{h,i} - T_{h,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_h} \right] / \rho_h V \quad (2.19)$$

$$\frac{\partial T_{c,s}}{\partial t} = 2 \left[\rho_c a_c(t) \cdot \dot{V}_{\max_c} (T_{c,i} - T_{c,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_c} \right] / \rho_c V \quad (2.20)$$

Resolvemos la ecuación 2.19 mediante diferencias finitas

$$\frac{\partial T_{h,s}}{\partial t} = \frac{T_{h,s}(t+\Delta t) - T_{h,s}(t)}{\Delta t} + \frac{\Delta t}{2} \frac{\partial^2 T_{h,s}(t+\Delta t)}{\partial t^2} \quad (2.21)$$

Despreciamos el error de truncamiento haciendo $\Delta t \approx 0$ y similar para las demás diferenciales, tenemos:

$$\frac{T_{h,s}(t+\Delta t) - T_{h,s}(t)}{\Delta t} = 2 \left(\rho_h \dot{V}_h(t) (T_{h,i} - T_{h,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_h} \right) / \rho_h V \quad (2.22)$$

$$T_{h,s}(t + \Delta t) = T_{h,s}(t) + \left(2 \left(\rho_h \dot{V}_h(t) (T_{h,i} - T_{h,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_h} \right) / \rho_h V \right) \Delta t \quad (2.23)$$

Del mismo modo resolvemos la ecuación 2.20

$$\frac{T_{c,s}(t+\Delta t) - T_{c,s}(t)}{\Delta t} = 2 \left(\rho_c a_c(t) \cdot \dot{V}_{\max_c} (T_{c,i} - T_{c,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_c} \right) / \rho_c V \quad (2.24)$$

$$T_{c,s}(t + \Delta t) = T_{c,s}(t) + \left(2 \left(\rho_c a_c(t) \cdot \dot{V}_{\max_c} (T_{c,i} - T_{c,s}) - A_e \cdot U_e(t) \cdot \Delta T / c_{p_c} \right) / \rho_c V \right) \Delta t \quad (2.25)$$

A partir de las ecuaciones 2.23 y 2.25 podemos obtener los valores del fluido caliente y el fluido frío, respectivamente, para cada instante de tiempo. Siendo que el valor de la variable manipulada (apertura de la válvula del fluido frío, $a_c(t)$) se obtiene a partir del controlador PID (Ver ecuación 2.59)

2.2.3. Reactor CSTR

La Fig. 2.3 corresponde a un reactor CSTR, se considera una reacción reversible de primer orden ($A \leftrightarrow B$) en fase líquida. El reactor está provisto de una chaqueta de calentamiento, la cual es alimentada con un fluido caliente.

Se alimentó el reactivo “A” al CSTR obteniéndose el producto “B” a una determinada temperatura, el sistema de control busca llevar la temperatura del producto hasta una temperatura deseada (set point).

La variable controlada es medida por un transmisor de temperatura (TT) para enviar la señal normalizada al controlador (TC), el cual entrega la señal de respuesta hacia el elemento actuador, la válvula de ingreso del fluido de calentamiento de la chaqueta térmica.

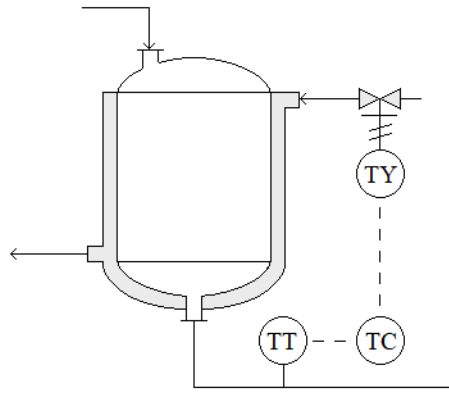


Fig. 2.3. Reactor CSTR

Balance de masa

La ecuación del balance general de masa se expresa tal como indica la ecuación 2.2. En este caso se considera que el CSTR se encuentra lleno, sin acumulación en su interior siendo $\Delta V \approx 0$, además se considera que el caudal de salida controlado es igual al caudal de entrada.

$$\dot{V}_0 = \dot{V} \quad (2.26)$$

Balance molar para el componente A

Se aplica la ecuación general del balance molar de la especie A, siendo $\dot{N}_{A0}$ el flujo molar de A que ingresa y $\dot{N}_A$ el flujo molar de A que sale, teniendo:

$$\dot{N}_A'(t) = \dot{N}_{A0} - \dot{N}_A + \int_0^V r_A \cdot dV \quad (2.27)$$

Considerando el reactor perfectamente mezclado, no hay variación de la velocidad de reacción en todo el volumen del reactor, por lo que podemos despejar r_A de la integral, obteniendo,

$$\dot{N}_A'(t) = \dot{N}_{A0} - \dot{N}_A + r_A \cdot V(t) \quad (2.28)$$

Al no haber acumulación, se despeja el flujo molar de salida de la ecuación 2.28 obteniéndose:

$$\dot{N}_A = \dot{N}_{A0} - r_A V \quad (2.29)$$

En términos de concentración

$$\dot{V}C_A = \dot{V}_0C_{A0} - r_A V \quad (2.30)$$

Considerando que es una reacción reversible, se tiene que:

$$-r_A = k \cdot (C_A(t) - C_B(t)/Kc) \quad (2.40)$$

Entonces:

$$C_A(t) = \dot{V}_0C_{A0} + (k \cdot (C_A(t) - C_B(t)/Kc))V/\dot{V} \quad (2.41)$$

Para el componente B quedaría de la siguiente forma:

$$C_B(t) = \dot{V}_0C_{B0} - (k \cdot (C_A(t) - C_B(t)/Kc))V/\dot{V} \quad (2.42)$$

Balance de energía

Aplicando la ecuación general del balance de energía, despreciando la energía cinética y potencial, y considerando un sistema abierto, la ecuación de balance es:

$$\sum \dot{N}_i H_i'(t) = \sum \dot{N}_{i0} H_{i0} - \sum \dot{N}_i H_i - \dot{Q} \quad (2.43)$$

Nótese que para el balance de energía en un sistema reactivo se considera la entalpía específica molar para cada especie además, considerando que la capacidad calorífica se define como la diferencial de la entalpía respecto a la temperatura a presión constante, como se muestra en la ecuación 2.11, tenemos:

$$\sum \dot{N}_i \cdot c_{p_i} T'(t) = \sum \dot{N}_{i0} H_{i0} - \sum \dot{N}_i H_i - \dot{Q} \quad (2.44)$$

Para nuestro sistema reactivo, el cual tiene 2 especies, expresamos las sumatorias de la ecuación 2.44 como sigue:

$$\sum \dot{N}_{i0} H_{i0} - \sum \dot{N}_i H_i = \dot{N}_{A0} H_{A0} + \dot{N}_{B0} H_{B0} - \dot{N}_A H_A - \dot{N}_B H_B = \dot{N}_{A0} H_{A0} + \dot{N}_{B0} H_{B0} - (\dot{N}_{A0} - \dot{N}_{A0} X) H_A - (\dot{N}_{B0} + \dot{N}_{A0} X) H_B \quad (2.45)$$

$$\sum \dot{N}_{i0} H_{i0} - \sum \dot{N}_i H_i = \dot{N}_{A0} H_{A0} + \dot{N}_{B0} H_{B0} - \dot{N}_{A0} H_A + \dot{N}_{A0} H_A X - \dot{N}_{B0} H_B - \dot{N}_{A0} H_B X \quad (2.46)$$

$$\sum \dot{N}_{i0} H_{i0} - \sum \dot{N}_i H_i = \dot{N}_{A0} (H_{A0} - H_A) + \dot{N}_{B0} (H_{B0} - H_B) - \dot{N}_{A0} X (1H_B - 1H_A) \quad (2.47)$$

Donde $1H_B - 1H_A$ para la reacción $A \leftrightarrow B$ se conoce como calor de reacción ($\Delta H_{Rx}(T)$) a la temperatura T

$$\sum \dot{N}_{i0} H_{i0} - \sum \dot{N}_i H_i = \dot{N}_{A0} C_{p_A} (T_0 - T) + \dot{N}_{B0} C_{p_B} (T_0 - T) - \dot{N}_{A0} X \Delta H_{Rx}(T) \quad (2.48)$$

Además $\Delta H_{Rx}(T) = \Delta H_{Rx}(T_R) + \Delta Cp(T - T_R)$, donde $\Delta Cp = Cp_B - Cp_A$, tenemos:

$$\sum \dot{N}_{i0} H_{i0} - \sum \dot{N}_i H_i = (\dot{N}_{A0} Cp_A + \dot{N}_{B0} Cp_B)(T_0 - T) - \dot{N}_{A0} X(\Delta H_{Rx}(T_R) + \Delta Cp(T - T_R)) \quad (2.49)$$

Reemplazando la ecuación 2.49 en la ecuación 2.44 tenemos

$$T'(t) = \frac{(\dot{N}_{A0} Cp_A + \dot{N}_{B0} Cp_B)(T_0 - T) - \dot{N}_{A0} X(\Delta H_{Rx}(T_R) + \Delta Cp(T - T_R)) - \dot{Q}}{(\dot{N}_{A0} Cp_A + \dot{N}_{B0} Cp_B)} \quad (2.50)$$

Para el fluido térmico en la chaqueta de intercambio, el modelo queda similar que la ecuación 2.18:

$$T_i'(t) = a(t) \cdot \dot{V}_{\max_i0} \cdot \rho_i \cdot (T_{i0} - T_i(t)) - \dot{Q}/c_{p_i} \quad (2.51)$$

Modelo dinámico

Expresamos las ecuaciones 2.50 y 2.51 como diferenciales:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{(\dot{N}_{A0} Cp_A + \dot{N}_{B0} Cp_B)(T_0 - T) - \dot{N}_{A0} X(\Delta H_{Rx}(T_R) + \Delta Cp(T - T_R)) - \dot{Q}}{(\dot{N}_{A0} Cp_A + \dot{N}_{B0} Cp_B)} \quad (2.52)$$

$$\frac{\partial T_i}{\partial t} = a \cdot \dot{V}_{\max_i0} \cdot \rho_i \cdot (T_{i0} - T_i) - \dot{Q}/c_{p_i} \quad (2.53)$$

Resolvemos la ecuación 2.52 y 2.53 mediante diferencias finitas y despreciando el error de truncamiento al hacer $\Delta t \approx 0$, tenemos:

$$T(t + \Delta t) = T(t) + \left(\frac{(\dot{N}_{A0} Cp_A + \dot{N}_{B0} Cp_B)(T_0 - T(t)) - \dot{N}_{A0} X(\Delta H_{Rx}(T_R) + \Delta Cp(T(t) - T_R)) - \dot{Q}}{(\dot{N}_{A0} Cp_A + \dot{N}_{B0} Cp_B)} \right) \Delta t \quad (2.54)$$

$$T_i(t + \Delta t) = T_i(t) + \left(a(t) \cdot \dot{V}_{\max_i0} \cdot \rho_i \cdot (T_{i0} - T_i(t)) - \dot{Q}/c_{p_i} \right) \Delta t \quad (2.55)$$

Es con las ecuaciones 2.54 y 2.55 que obtenemos el valor de la temperatura del reactor, así como del agente de intercambio para cada instante de tiempo. El valor de la variable manipulada (apertura de la válvula del fluido de intercambio de calor, $a(t)$) se obtiene a partir del controlador PID (Ver ecuación 2.60)

2.2.4. Calculadora EDO

Para el desarrollo de la calculadora de ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO) se utilizó el comando *odeint* de la librería Scipy.

2.2.5. Proceso personalizado

Para el desarrollo de un proceso personalizado se partió de un modelo lineal general

$$\left(\tau_{p1} \tau_{p2} \tau_{p3} \right) \frac{d^3 y(t)}{dt^3} + \left(\tau_{p1} \tau_{p2} + \tau_{p1} \tau_{p3} + \tau_{p2} \tau_{p3} \right) \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + \left(\tau_{p1} + \tau_{p2} + \tau_{p3} \right) \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p \left[u(t - \theta_p) + \tau_{pL} \frac{du(t - \theta_p)}{dt} \right] \quad (2.56)$$

donde:

- K_p : ganancia del proceso
- τ_{p1} : Primera constante de tiempo
- τ_{p2} : Segunda constante de tiempo
- τ_{p3} : Tercera constante de tiempo
- τ_{pL} : Tiempo de espera
- θ_p : tiempo muerto

A partir del cual se considera un tiempo de espera y un tiempo muerto igual a cero, con lo que la ecuación 2.56 puede ser resuelta mediante diferencias finitas, quedando de la siguiente forma

$$\left(\tau_{p1} \tau_{p2} \tau_{p3} \right) \frac{y(t_i) - 3y(t_{i-1}) + 3y(t_{i-2}) - y(t_{i-3})}{\Delta t^3} + \left(\tau_{p1} \tau_{p2} + \tau_{p1} \tau_{p3} + \tau_{p2} \tau_{p3} \right) \frac{y(t_i) - 2y(t_{i-1}) + y(t_{i-2})}{\Delta t^2} + (\tau_{p1} + \tau_{p2} + \tau_{p3}) \frac{y(t_i) - y(t_{i-1})}{\Delta t} + y(t) = K_p u(t) \quad (2.57)$$

$$y(t_i) = \left[K_p u(t) \Delta t^3 + y(t_{i-1}) [3(\tau_{p1} \tau_{p2} \tau_{p3}) + (\tau_{p1} \tau_{p2} + \tau_{p1} \tau_{p3} + \tau_{p2} \tau_{p3}) \Delta t + (\tau_{p1} + \tau_{p2} + \tau_{p3}) \Delta t^2] - y(t_{i-2}) [3(\tau_{p1} \tau_{p2} \tau_{p3}) + (\tau_{p1} \tau_{p2} + \tau_{p1} \tau_{p3} + \tau_{p2} \tau_{p3}) \Delta t] + y(t_{i-3}) (\tau_{p1} \tau_{p2} \tau_{p3}) \right] / [(\tau_{p1} \tau_{p2} \tau_{p3}) + (\tau_{p1} \tau_{p2} + \tau_{p1} \tau_{p3} + \tau_{p2} \tau_{p3}) \Delta t + (\tau_{p1} + \tau_{p2} + \tau_{p3}) \Delta t^2 + \Delta t^3] \quad (2.58)$$

Con la ecuación 2.58 obtenemos el valor de la variable y para cada instante de tiempo en función de un valor de u ingresando los valores del modelo lineal general.

2.2.6. Diseño de un controlador PID

El módulo de Diseño de un controlador PID, al igual que los demás módulos, utiliza el modelo lineal general desarrollado en la ecuación 2.58, considerando un controlador PID ideal en el dominio del tiempo

$$U(t) = K_p e + K_i \int_0^t e dt + K_d \frac{de}{dt} \quad (2.59)$$

Siendo un sistema retroalimentado típico, el controlador PID entrega el valor de la variable manipulada al modelo del proceso a partir del error, el cual es calculado como la diferencia entre el “set point” y la variable controlada.

2.2.7. Interfase Gráfica

Utilizando las ecuaciones 2.6 para el tanque drenado, 2.22 y 2.25 para el intercambiador de calor, 2.54 y 2.55 para el reactor CSTR y la ecuación 2.59 para el controlador PID, es posible obtener las variables controladas en función del tiempo, permitiendo que puedan ser calculadas de manera continua a partir de los diferentes parámetros ingresados por el usuario, simulando de este modo un sistema SCADA, es decir el programa simulara la adquisición de datos en tiempo real, así como la supervisión y el control.

Para poder lograr ello, las ecuaciones son calculadas utilizando las librerías Numpy y Scipy, así como los resultados gráficos son entregados a través de la librería Matplotlib, todo esto dentro de la interfaz gráfica desarrollada con la librería Tkinter.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Se desarrolló la simulación de los sistemas estudiados, conformando la primera versión de lo que sería el “Laboratorio virtual para las prácticas de control de procesos”. Este laboratorio, en su primera versión, cuenta con 3 módulos, los cuales son: tanque drenado, intercambiador de calor y reactor CSTR. Para el sistema de llenado de tanque, se desarrolló la interfaz gráfica la cual se observa en la Fig. 2.4

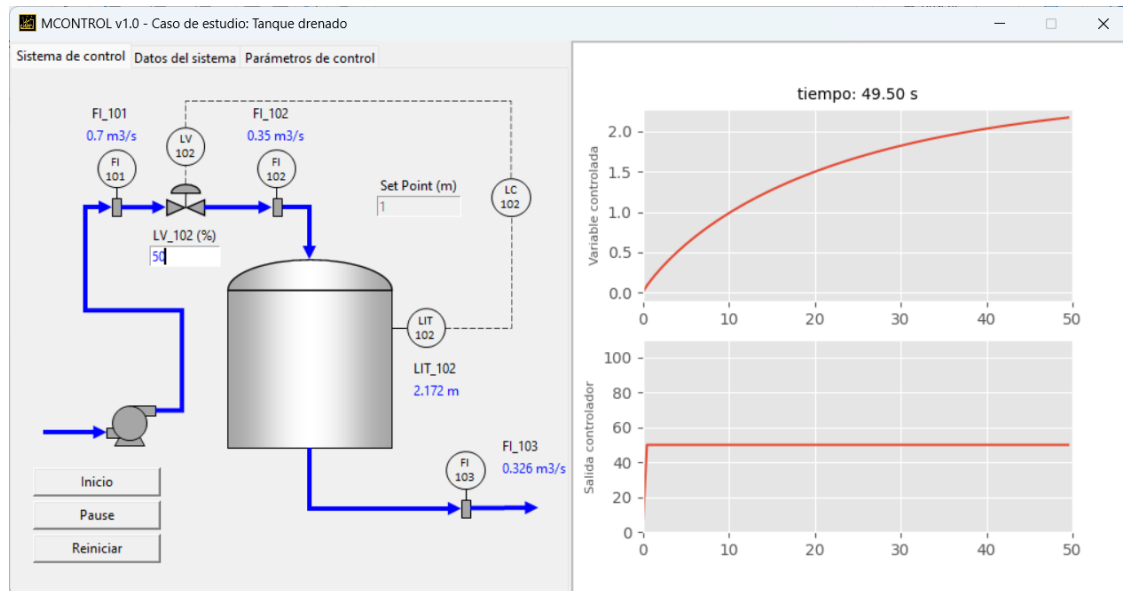


Fig. 2.4. Módulo 1 “Tanque drenado”

Se selecciono un modo de control manual con una apertura de válvula del 50% obteniendo un valor de 2.172 m de nivel al instante de tiempo 49.5 s mientras que en MATLAB se obtuvo un valor de 2.1634 m. La evolución del nivel del tanque respecto al tiempo para ambos programas se muestra en la Tabla 1. Los datos del sistema ingresados fueron 0.7 m³/s de caudal de entrada, 0.05 m² de sección de descarga, 11 m de altura del tanque y 2 m² de área del tanque.

Tabla 1. Resultados del programa propio y MATLAB para el módulo 1 “Tanque drenado”

TIEMPO (s)	ALTURA (m)	ALTURA (m) MATLAB	ERROR VERDADERO	ERROR RELATIVO (%)
25	1.677	1.663	0.014	0.84185207
30.5	1.834	1.821	0.013	0.71389347
36.5	1.969	1.9579	0.0111	0.56693396
41	2.051	2.0409	0.0101	0.49487971
45.5	2.12	2.1107	0.0093	0.44061212
49.5	2.172	2.1634	0.0086	0.39752242

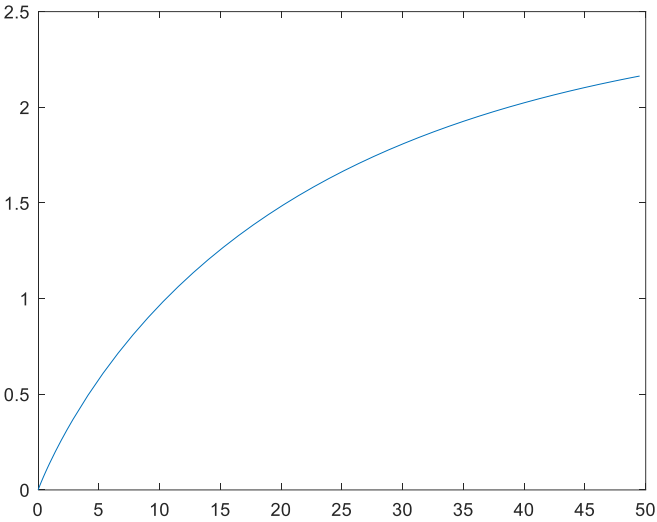


Fig. 2.5. Solución de “Tanque drenado” en MATLAB

Para el sistema del intercambiador de calor de doble tubo, se desarrolló la interfaz gráfica la cual se observa en la Fig. 2.6

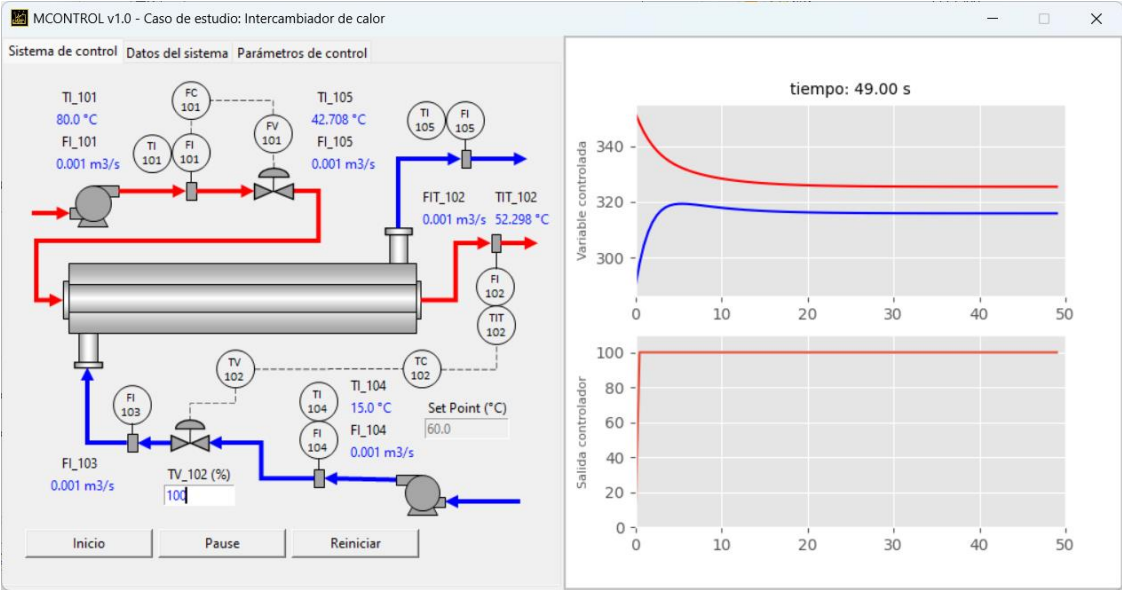


Fig. 2.6. Módulo 1 “Intercambiador de calor”

De igual manera, se selecciono un modo de control manual en este caso con una apertura de válvula del 100%. La evolución de las temperaturas de los fluidos del intercambiador de calor respecto al tiempo para ambos programas se muestra en la Tabla 2. Los datos del sistema ingresados fueron 0.001 m³/s de caudal máximo de enfriamiento, 2.5 pulg de diámetro interior, 3.0 pulg de diámetro exterior y 5 m de longitud.

Tabla 2. Resultados del programa propio y MATLAB para el módulo 2 “Intercambiador de calor”

TIEMPO (s)	TEMP. FRIA (°C)	TEMP. CALIENTE (°C)	TEMP. FRIA (°C) MATLAB	TEMP. CALIENTE (°C) MATLAB	ERROR VERDADERO		ERROR RELATIVO (%)	
21.5	42.995	52.707	43.045	52.773	0.05	0.066	0.11615751	0.12506395
28	42.801	52.43	42.798	52.4657	0.003	0.0357	0.00700967	0.06804446
35.5	42.732	52.332	42.7553	52.3373	0.0233	0.0053	0.05449617	0.01012662
40	42.718	52.312	42.7368	52.3125	0.0188	0.0005	0.04399019	0.00095579
44	42.712	52.303	42.7209	52.304	0.0089	0.001	0.02083289	0.0019119
49	42.708	52.298	42.702	52.3017	0.006	0.0037	0.01405086	0.00707434

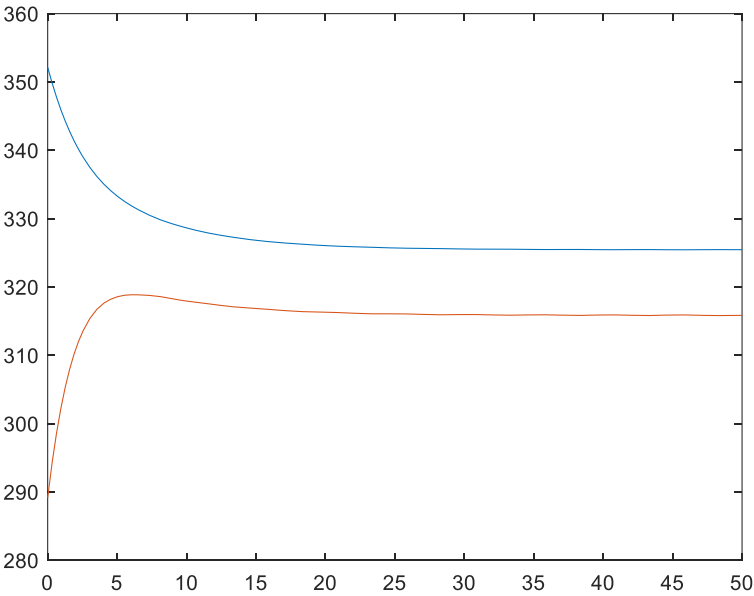


Fig. 2.7. Solución de “Intercambiador de calor” en MATLAB

Para el sistema del reactor CSTR, se desarrolló la interfaz gráfica la cual se observa en la Fig. 2.8

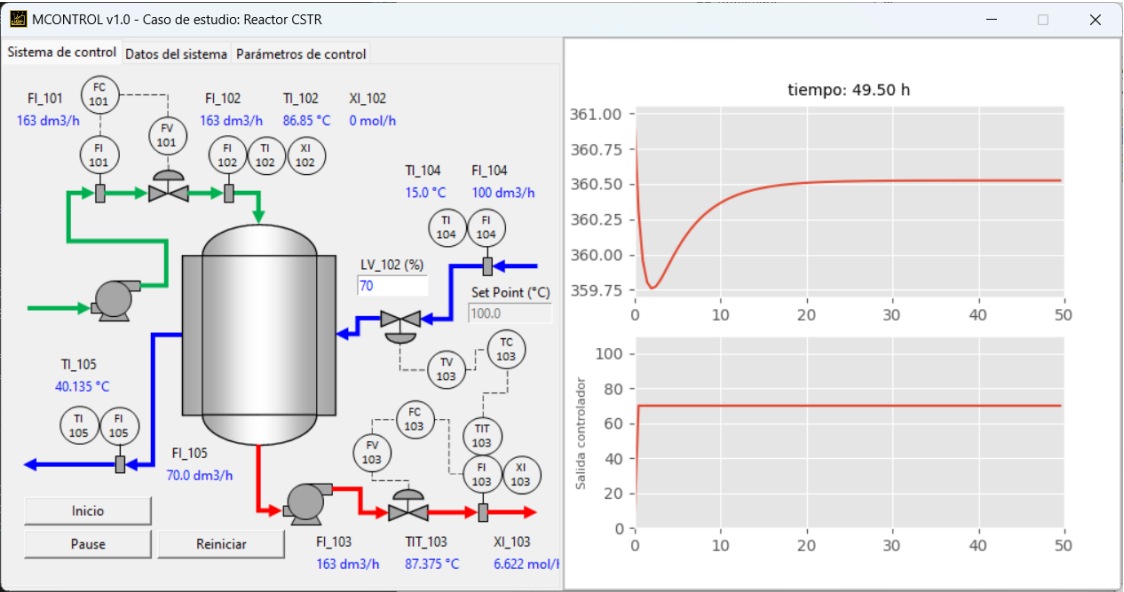


Fig. 2.8. Módulo 3 “Reactor CSTR”

Seleccionando un modo de control manual con una apertura de válvula del 70% se obtiene la siguiente evolución de las temperatura de salida del reactor para ambos programas en la Tabla 1.

Tabla 3. Resultados del programa propio y MATLAB para el módulo 3 “Reactor CSTR”

TIEMPO (s)	TEMPERATURA (°C)	TEMPERATURA (°C) MALTAB	ERROR VERDADERO	ERROR RELATIVO (%)
6	86.983	86.9538	0.0292	0.03358105
11	87.247	87.2241	0.0229	0.02625421
16.5	87.338	87.3057	0.0323	0.03699644
21.5	87.363	87.3642	0.0012	0.00137356
27.5	87.372	87.3694	0.0026	0.00297587
35	87.375	87.3762	0.0012	0.00137337
49.5	87.375	87.3861	0.0111	0.01270225

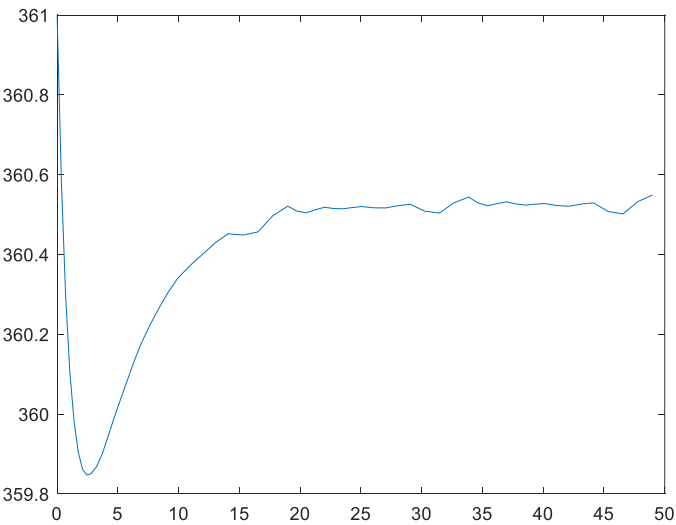


Fig. 2.9. Solución de “Reactor CSTR” en MATLAB

Las Fig. 2.5, Fig. 2.7 y Fig. 2.9 muestra los resultados entregados por MATLAB para los módulos de tanque drenado, intercambiador de calor de doble tubo y reactor CSTR respectivamente. Estos resultados fueron obtenidos utilizando la función *ode45*, se puede observar una congruencia con las gráficas presentadas en las Fig. 2.4, Fig. 2.6 y Fig. 2.8, las cuales han sido obtenidas mediante diferencias finitas. Así mismo podemos comparar el comportamiento del módulo de tanque drenado con un controlador PID. A partir de la Ec. 2.4 podemos obtener la función de transferencia (ganancia del proceso, K_p de 9.04 y la primera constante de tiempo, τ_{p1} de 18.07) obteniendo en SIMULINK el comportamiento mostrado en la Fig. 2.10.

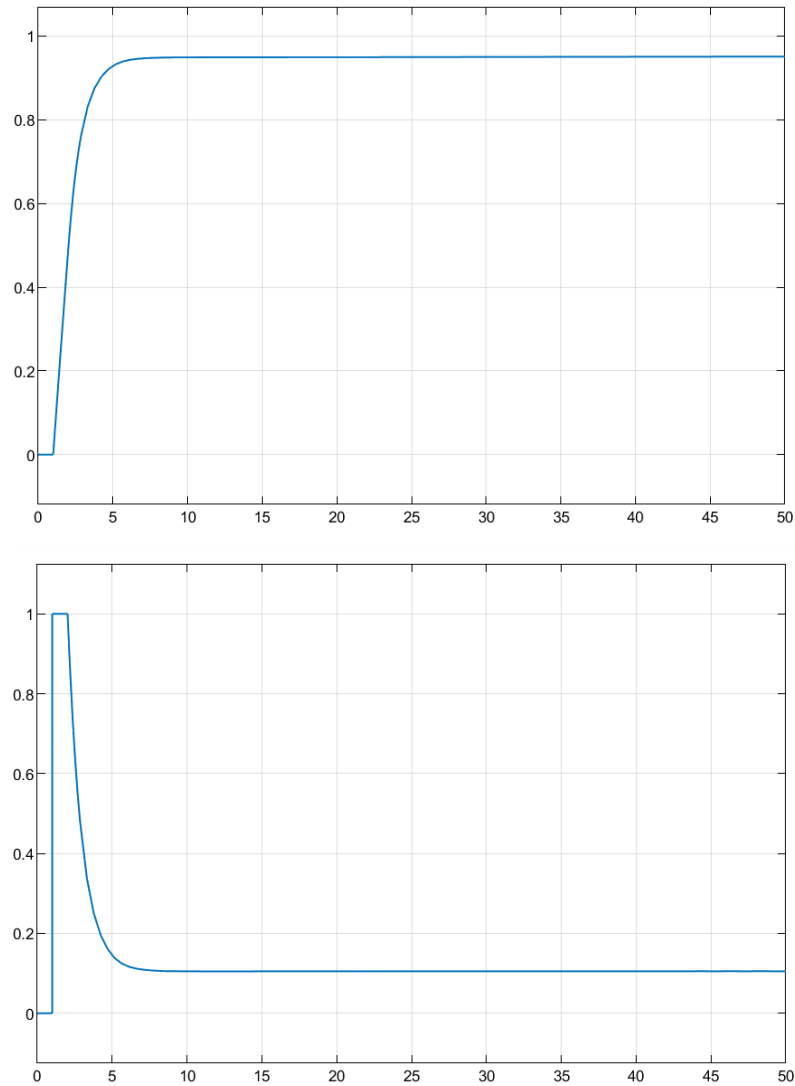


Fig. 2.10. Solución del módulo 1 “Llenado de tanque” en SIMULINK

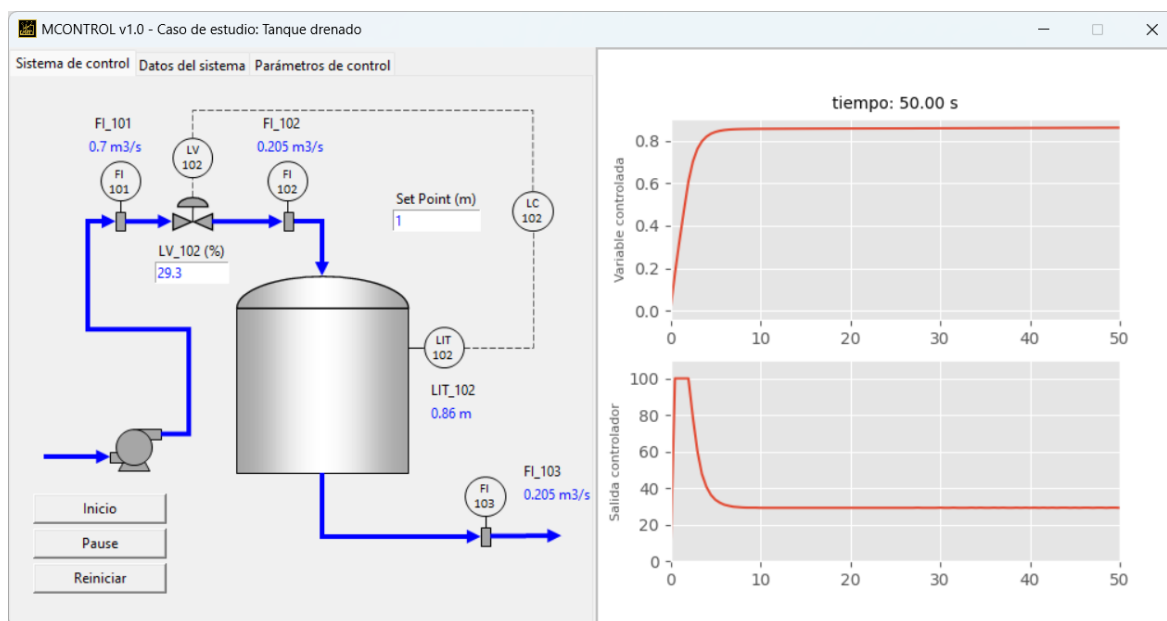


Fig. 2.11. Módulo 1 “Tanque drenado”

La Fig 2.11 muestra la respuesta del módulo “Tanque drenado” considerando un control automático del tipo PID con un K_p igual a 2, K_i igual a 0.002 y K_d igual a 0.01. el gráfico mostrado exhibe un comportamiento similar al mostrado en la Fig 2.10.

Finalmente podemos corroborar el desempeño del módulo “Proceso personalizado” ingresando el modelo del proceso ya trabajado (ganancia del proceso, K_p de 9.04 y la primera constante de tiempo, τ_{p1} de 18.07) teniendo como resultado la Fig. 2.12.

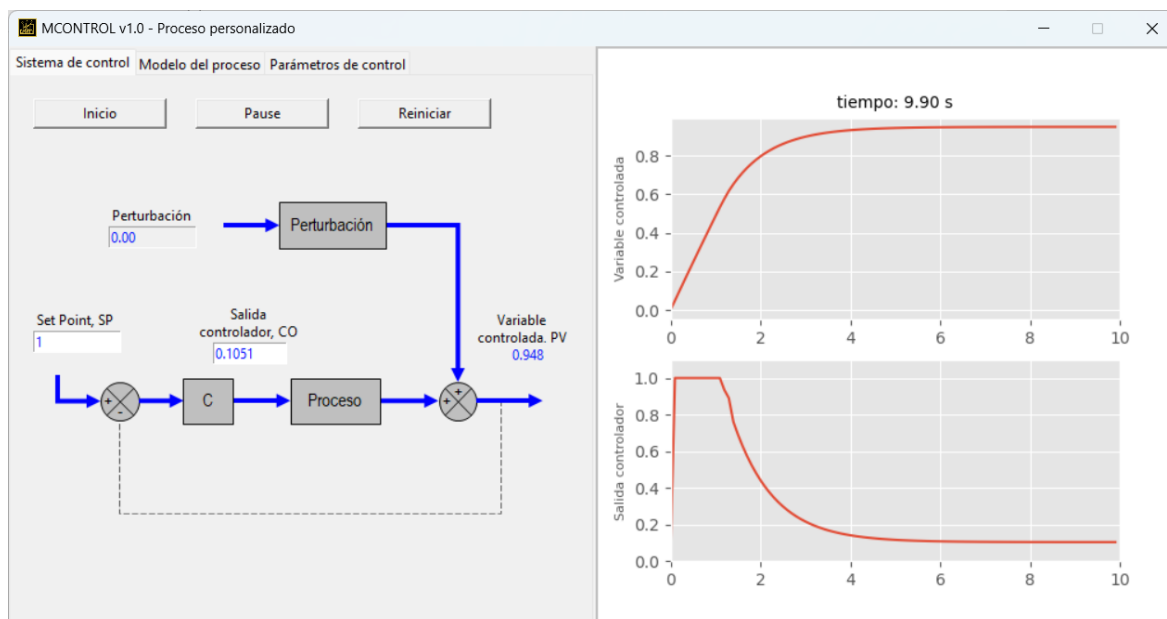


Fig. 2.12. Módulo “Proceso personalizado”

4. CONCLUSIONES

Se logró desarrollar un laboratorio virtual para la enseñanza de Control de Procesos en Ingeniería Química, el cual incluye 3 casos de estudio, los cuales son el tanque drenado, el intercambiador de doble tubo y el reactor CSTR. Estos 3 casos simulan el trabajo realizado en un módulo físico de entrenamiento de control de procesos, pero sin las limitantes del mismo, permitiendo además de las operaciones de control mediante los típicos controladores PID, el modificar los diferentes parámetros del sistema posibilitando a los estudiantes, el generar

diferentes escenarios virtuales para reforzar los conocimientos teóricos adquiridos en el aula a través de la práctica.

El laboratorio virtual simula los sistemas de control de tanque drenado, intercambiador de calor y reactor CSTR a partir del análisis de estos sistemas mediante las ecuaciones de balance de materia y energía, obteniendo ecuaciones diferenciales como los modelos que describen el comportamiento dinámico de los mismo. Se comprobó que el uso de las diferencias finitas con un tamaño de paso lo suficientemente pequeño entrega resultados muy similares a resultados obtenidos en MATLAB con errores menores al 1%.

Además de que la resolución del modelo lineal general, para el sistema de control, mostro una tendencia similar a las entregadas por SIMULINK, permitiendo al estudiante experimentar con casos particulares, fuera de los 3 desarrollados, sin necesidad de utilizar otro software externo al laboratorio virtual.

Finalmente, el entorno gráfico desarrollado utilizando la librería Tkinter en Python, simula una pantalla de SCADA permitiendo que los estudiantes logren una experiencia cercana a lo que sería un ambiente real de trabajo en la industria.

5. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- Evans, W. R. (1948). Graphical analysis of control systems. Transactions of the American Institute of Electrical Engineers, 67(1), 547-551. Recuperado de <https://ieeexplore.ieee.org/abstract/document/5059708>
- Lugo, G. (2006). La importancia de los laboratorios. Instituto Mexicano del Cemento y del Concreto. Recuperado de <https://www.yumpu.com/es/document/read/31464037/la-importancia-de-los-laboratorios-instituto-mexicano-del-cemento->
- Ogata, K. (2010). Transient and steady-state response analyses. Modern control engineering, 5th ed., Pearson Education (US), 2010, 161-173.
- Paraskevopoulos, P. N. (2017). Modern control engineering. CRC Press.
- Ziegler, J. G., & Nichols, N. B. (1942). Optimum settings for automatic controllers. trans. ASME, 64(11). Recuperado de http://www.davidr.no/jia1117/papers/Ziegler_Nichols_%201942.pdf