

METODO PARA CALCULAR LA FT de un sistema de FOPDT que se denomina el método de la diferencia de tiempo al 63%

$K_p$  = ganancia del proceso

$\tau_p$  = contraste de tiempo del proceso

$\theta_m$  = tiempo muerto

Aplica el método de modelado experimental denominado

$T_{63\%}-t_{28\%}$  que se emplea para modelar los procesos con ruido

<b>SALTO EN SALIDA DEL CONTROLADOR (CO) DESDE (<math>U_{BIAS} - 5</math>) A (<math>U_{BIAS} + 5</math>) CON <math>U_{BIAS}=75</math></b>	<b>SALTO EN SALIDA DEL CONTROLADOR (CO) DESDE (<math>U_{BIAS} - 5</math>) A (<math>U_{BIAS} + 5</math>) CON <math>U_{BIAS}=60</math></b>
$CO_1 = (U_{BIAS} - 5) = 70\% \quad PV_1 = 4m$	$CO_1 = (U_{BIAS} - 5) = 55\% \quad PV_1 = 2.38m$
$CO_2 = (U_{BIAS} + 5) = 80\% \quad PV_2 = 5,25m$	$CO_2 = (U_{BIAS} + 5) = 65\% \quad PV_2 = 3.41m$
$\Delta PV = PV_2 - PV_1 = 1,25m$	$\Delta PV = PV_2 - PV_1 = 1.02m$
$\Delta CO = CO_2 - CO_1 = 10\%$	$\Delta CO = CO_2 - CO_1 = 10\%$
<b><math>K_p = \Delta PV / \Delta CO = 1,25m / 10\% = 0,125m/\%</math></b>	<b><math>K_p = \Delta PV / \Delta CO = 1.02 / 10\% = 0,102m/\%</math></b>
$t_{COstep} = \text{salto en CO} = 13:52:22$	$t_{COstep} = \text{salto en CO} = 13:27.50$
$PV_{63} = PV_1 + 0.63(\Delta PV) = 4 + 0,63 * 1,25 = 4,79m$	$PV_{63} = PV_1 + 0.63(\Delta PV) = 2.38 + 0.63 * 1.02 = 3.02m$
$t_{63} = \text{tiempo se alcanza } PV_{63} - t_{COstep} = 13:54:32 - 13:52:22 = 0:02:10$	$t_{63} = \text{tiempo se alcanza } PV_{63} - t_{COstep} = 13:29:32 - 13:27.50 = 0:01:42$
$PV_{28} = PV_1 + 0.28(\Delta PV) = 4 + 0,28 * 1,25 = 4.35$	$PV_{28} = PV_1 + 0.28(\Delta PV) = 2.38 + 0.28 * 1.02 = 2.67m$
$t_{28} = \text{tiempo se alcanza } PV_{28} - t_{COstep} = 13:53:22 - 13:52:22 = 0:01:00$	$t_{28} = \text{tiempo se alcanza } PV_{28} - t_{COstep} = 13:28:32 - 13:27.50 = 0:00:42$
$\tau_p = \frac{3}{2}(t_{63} - t_{28}) = 1.5 * (135 - 51) = 93s$	$\tau_p = \frac{3}{2}(t_{63} - t_{28}) = 1.5 * (102 - 42) = 90s$
<b><math>\theta_p = t_{63} - \tau_p = 135 - 51 = 9s</math></b>	<b><math>\theta_p = t_{63} - \tau_p = (102 - 42) = 60</math></b>

La funcion de transferencia del conjunto Actuador + Proceso

$G(s) = 0,102 / (1 + 90s) e^{(-29s)}$

INCLUIR UNIDADES DE CADA VARIABLE

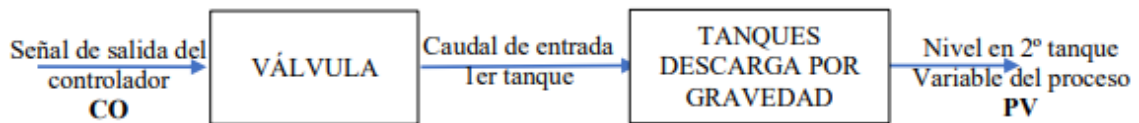
$G(s) = 0,125 / (126s + 1) * e^{(-9s)}$

Son diferentes porque el proceso es no lineal y no tiene la misma respuesta cuando se cambia de punto de operación

## Ejercicio 2: Dinámica de Tanques de Drenaje

**Objetivos:** -Generar datos de prueba en respuesta a saltos en lazo abierto y aprender a describir el comportamiento dinámico del proceso con un modelo de primer orden con tiempo muerto (FOPDT - First Order Plus Dead Time). - Observar la no linealidad de los procesos.

1. Para diseñar un controlador, en primer lugar, hay que analizar el comportamiento dinámico del proceso, es decir, cómo la variable de proceso PV (Process Variable) responde a cambios en la señal de salida del controlador CO (Controller Output).

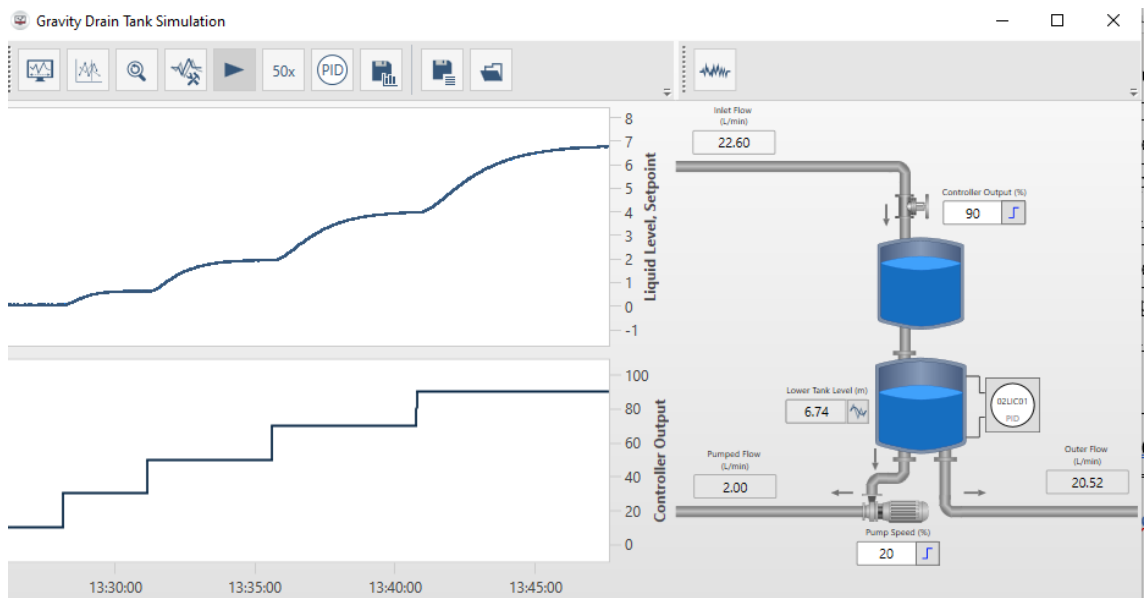
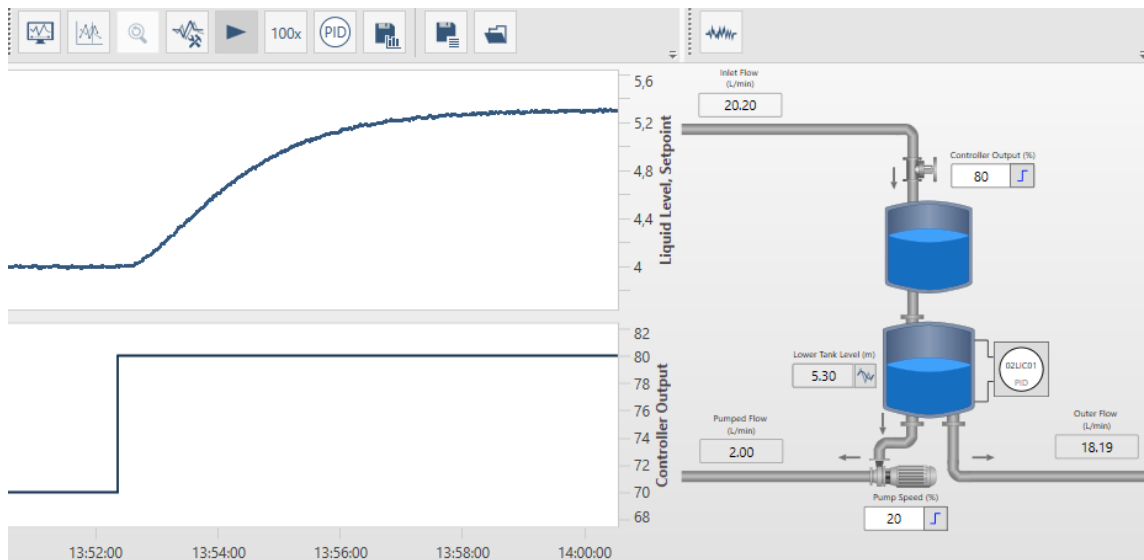


El objetivo de la primera parte de la práctica es analizar el comportamiento dinámico del proceso tanques con descarga por gravedad (Gravity Drained Tanks). Para comenzar la simulación hacer click en la aplicación LOOP-PRO TUNER a LOOP-PRO Case Studies Aparecerá la ventana de la Figura 1. De la lista de casos de estudio, elegir la opción “Gravity Drain Tanks Simulation” y pinchar en el icono “View this simulation”, resaltado con un cuadrado amarillo en la Figura 1.

En los siguientes apartados se trata de observar cómo un cambio en la señal de salida del controlador CO (Controller Output (%) - A) provocará que cambie el porcentaje de apertura de la válvula, lo que modificará el flujo de líquido (Inlet Flow - B) en el tanque superior, que por último provoca un cambio en el nivel del tanque inferior (Lower Tank Level - C). El nivel del líquido en el tanque inferior es la variable controlada (la variable medida del proceso PV). Cuando se arranca la simulación aparece una gráfica (Figura 3) que muestra la evolución de señal de salida del controlador CO y la variable medida del proceso frente al tiempo.

Para mejorar la visualización de los datos cambiar la velocidad de la simulación de “Real Time” a “Moderate”, utilizando el botón de la Figura 3. También se puede arrancar y parar la simulación con el botón correspondiente. Además, en la Figura 2 también aparece una perturbación asociada a velocidad de la bomba (Pump Speed – E) situada en una de las corrientes de salida del tanque inferior, que modificará el flujo de bombeo (Pumped Flow – D).

Establecemos el punto de operación



Cuando aplico incrementos constantes (del 20%) en distintos puntos de operacion, la respuesta del Sistema no tiene el mismo incremento, concretamente, a medida que aumenta el PO, el incremento en la salida es mayor es no constante

$$\text{IncPC} = 0,62 - 0,2 = 0,6\text{m}$$

$$\text{IncPC} = 1,94 - 0,62 = 1,32\text{m}$$

$$\text{IncPC} = 3,97 - 1,94 = 2,03\text{m}$$

**SALTO EN SALIDA DEL CONTROLADOR (CO)****DESDE ( $U_{BIAS} - 5$ ) A ( $U_{BIAS} + 5$ )****CON  $U_{BIAS}=35$** 

$$CO_1 = (U_{BIAS} - 5) = 30\% \quad PV_1 = 138,84^\circ\text{C}$$

$$CO_2 = (U_{BIAS} + 5) = 40\% \quad PV_2 = 137,60^\circ\text{C}$$

$$\Delta PV = PV_2 - PV_1 = 137,60^\circ\text{C} - 138,84^\circ\text{C} = -1,24$$

$$\Delta CO = CO_2 - CO_1 = 40\% - 30\% = 10\%$$

$$K_P = \Delta PV / \Delta CO = -1,24 / 10\% = -0,58^\circ\text{C}/\%$$

$$t_{COstep} = \text{salto en CO} = 13:27:12$$

$$PV_{63} = PV_1 + 0,63(\Delta PV) = 138,84 + 0,63(-1,24) = 138,74$$

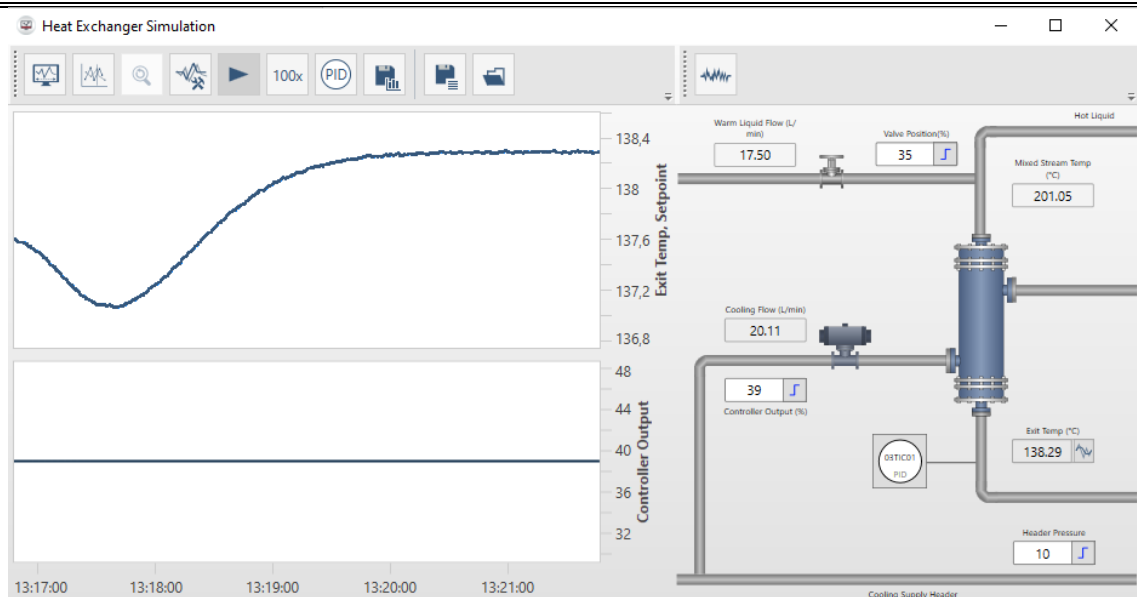
$$t_{63} = \text{tiempo se alcanza } PV_{63} - t_{COstep} = 13:29:21 - 13:27:12 = 00:02:09$$

$$PV_{28} = PV_1 + 0,28(\Delta PV) = 138,84 + 0,28(-1,24) = 138,8$$

$$t_{28} = \text{tiempo se alcanza } PV_{28} - t_{COstep} = 13:28:21 - 13:27:12 = 00:01:09$$

$$\tau_p = \frac{3}{2}(t_{63} - t_{28}) = 1,5*(129-69)=90$$

$$\theta_P = t_{63} - \tau_p = 129 - 69 = 60$$



Cuando aplico incrementos constantes (del 20%) en distintos puntos de operacion, la respuesta del Sistema no tiene el mismo incremento, concretamente, a medida que aumenta el PO, el incremento en la salida es mayor es no constante

### EJERCICIO 3: Aplicación del control Proporcional a los Tanques de Drenaje

#### Objetivos:

- Diseñar un control Proporcional (P-Only) para el seguimiento de los cambios en referencia y el rechazo de perturbaciones
- Explorar como los cambios en la ganancia proporcional afectan al comportamiento del proceso

1.- Hacer clic en el icono de “LOOP-PRO: Case Studies” y seleccionar la simulación de “Gravity Drain Tank” (Figura 1)



El diseño del controlador y su sintonización comienza por la Especificación del Punto de Operación (DLO - Design of Level Operation). Esto incluye definir el valor deseado de la variable de proceso (PV), que se entiende que debe ser igual a la Referencia o Set-Point (SP) en condiciones normales. En el DLO también se consideran los valores nominales de las principales variables de perturbación.

2.- Encontrar el valor de CObias, que hace que PV (el nivel del líquido) tenga el valor que deseamos en nuestro DLO. En este caso, cuando el controlador se ponga en automático (lazo cerrado), deseamos que el nivel del tanque inferior sea de 2.87 m. El flujo de perturbación (D) se considera que sea 2.0 L/min (que se corresponde con una velocidad de bombeo del 20%) en condiciones normales. Se debe buscar el valor de CO (Controller Output) que nos lleva a ese nivel. El DLO para este estudio es  $PV = SP = 2.87\text{m}$  donde D es = 2l/min El valor del CO que lleva al punto de operación es CObias = 60% por tanteo/prueba y error

$K_c$  = ganancia del controlador

$CO(t) = U(t) = U_{bias} + K_c * \text{error}(t)$  Algoritmo de un controlador P

En los controladores reales se trabaja con una ganancia en unidades de %

K normalizada porque es independiente de las unidades

$K_n = K_p * K_c$