

CAPÍTULO XXI

SIMULACIÓN DINÁMICA EN TIEMPO REAL

Por
Enrique E. Tarifa y Nicolás J. Scenna

XXI. INTRODUCCIÓN

Como se discutió en los capítulos V y VI, los simuladores comerciales más comunes para las plantas químicas son por lo general simuladores estacionarios. Existen en la actualidad en el mercado algunos simuladores dinámicos de propósito general disponibles, esperándose un aumento en la oferta de los mismos en un futuro cercano. Se espera además, el crecimiento incipiente de los simuladores en tiempo real.

A fin de familiarizar a los estudiantes con este tipo de simuladores se describirán algunas características de los mismos en este capítulo. Se analizan en forma general los simuladores dinámicos de tiempo real y en particular se describe un simulador específico, el correspondiente a un equipo pasteurizador. Este ejemplo es utilizado para mostrar las principales características de los simuladores dinámicos de tiempo real y para demostrar la utilidad de los mismos.

Para comprender el importante rol de los simuladores dinámicos de tiempo real es necesario repasar las distintas etapas de operación que se imponen a una planta (Tarifa *et al.*, 1997): puesta en marcha, régimen normal, y parada de planta. La puesta en marcha se inicia con todos los equipos de la planta apagados, este es el estado inicial. Los operarios deben ejecutar una serie de acciones tendientes a encender todos los equipos y lograr que operen normalmente. A medida que estas acciones se realizan, el estado de la planta comienza a evolucionar. Los caudales dejan de ser nulos, las temperaturas comienzan a aumentar o a decrecer, etc. Es una situación de alta tensión ya que son muchas las variables a supervisar y todas ellas están evolucionando.

Al completar la puesta en marcha, se logra conducir la planta desde su estado inicial hasta el estado estacionario (no hay evolución de las variables) correspondiente al régimen de funcionamiento normal. En esta nueva etapa, los operadores deben supervisar continuamente el proceso a fin de verificar que se mantienen las condiciones de funcionamiento normal. Esta es una situación más relajada, pero no por ello menos crítica. En este caso, el tedio y el cansancio pueden ser tan peligrosos como el *stress*. Un operario cansado puede descuidar sus obligaciones de supervisión o carecer de los reflejos necesarios para enfrentar una situación imprevista (por ejemplo: una falla en un controlador). Las consecuencias pueden ser: accidentes, pérdidas de producción, paradas innecesarias, daños a los equipos, etc. Las mismas

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - ©1999

consecuencias pueden ser ocasionadas por la falta de experiencia o de entrenamiento de los operarios.

Finalmente, las plantas deben ser detenidas periódicamente a fin de realizar tareas de mantenimiento. Nuevamente los operarios deben enfrentarse con la evolución del estado de la planta. Esta vez el estado final es la planta con todos o parte de sus equipos apagados. Los problemas que se presentan aquí son similares a los problemas descriptos para la puesta en marcha.

Los simuladores del tipo estacionario son capaces de determinar el estado estacionario de una planta dada. Esta información es de suma utilidad para la determinación de las condiciones óptimas de operación o para el análisis de distintos procesos y arreglos de equipos alternativos para producir un dado producto. Sin embargo, no lo es tanto para planear los procedimientos de puesta en marcha y parada. Tampoco es tan directa su aplicación en el estudio de situaciones tales como fallas de equipos o cambios en las condiciones de operación. Para ello es necesario que el simulador sea capaz de manejar la evolución de la planta. En efecto, ya no sólo basta con determinar el estado estacionario que alcanzará el sistema, sino que además se deben determinar todos los estados intermedios que componen la evolución. Los simuladores capaces de hacer esto son los simuladores dinámicos.

Como vimos, existen algunos simuladores dinámicos comerciales, pero son muchos menos que los estacionarios y de mayor costo. Esto hace que estén menos difundidos. No obstante, el rango de aplicaciones de este tipo de simuladores abarca las propias de los estacionarios y además pueden ser utilizados para el estudio de puesta en marcha, parada y cualquier situación que implique una evolución del estado de la planta. Como se discutió en el capítulos II y desde el XIV al presente, esta información es vital para el grupo de ingenieros que diseña los equipos y/o determina las condiciones de operación de los mismos. Ellos deben preparar a los equipos para que soporten no sólo las condiciones del régimen normal de funcionamiento, sino que además puedan superar las exigencias que implican los procedimientos de puesta en marcha y parada.

Se pueden utilizar simuladores estacionarios y dinámicos para entrenar a los operadores. De esta manera, ellos comprenderán mejor el proceso que se lleva a cabo en la planta y hasta podrán observar cuál sería la evolución del sistema cuando se alteran algunas condiciones de operación. Sin embargo, sólo pueden observar pasivamente. Para superar este problema se desarrollaron los simuladores dinámicos de tiempo real. Un simulador con estas características permite que el operador pueda interactuar con el simulador durante la simulación. Dentro de este contexto, estos simuladores son una herramienta de suma utilidad para el entrenamiento de personal, diseño de equipos, y determinación de condiciones de operación. Son evidentes las ventajas de utilizar un simulador en lugar del equipo o proceso real durante la etapa de entrenamiento: mayor seguridad, menor costo, etc.

En este capítulo se describirá un prototipo de un simulador dinámico de

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - ©1999

tiempo real específico (Tarifa y col., 1997). El mismo presenta una interfaz gráfica que reproduce todos los elementos que se pueden encontrar en la sala de control de la planta simulada. En todo momento el usuario puede ejecutar acciones a las que el simulador responderá en forma inmediata. Por ejemplo, si el usuario cambia el *set point* de un controlador, este cambio se visualizará inmediatamente en el visor correspondiente; al tiempo que la variable controlada comenzará a evolucionar para alcanzar la nueva consigna. El tiempo real que tardará la variable en alcanzar su valor final depende de la dinámica del proceso, mientras que el tiempo de cálculo dependerá de la computadora, del modelo implementado, y su forma de resolución. Es conveniente que el simulador esté diseñado para que los dos tiempos concuerden. De esta manera, el usuario no podrá determinar si está frente a un simulador o si está operando realmente el proceso a través de la computadora. Las aplicaciones de este tipo de simuladores son todas las anteriormente mencionadas más el estudio de los efectos del *stress* y del cansancio en los operadores, el estudio de los procedimientos operativos, y el entrenamiento de operarios.

En las secciones siguientes se describirán los procedimientos necesarios para el modelado en general, las características de este tipo particular de simuladores, y algunas de las potenciales aplicaciones.

XXI.2 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE UN SIMULADOR EN TIEMPO REAL

El simulador que se presentará en este capítulo tiene las siguientes características (Tarifa *et al.*, 1997):

- *Dinámico*: Considera la evolución temporal del proceso. No se limita a describir los estados estacionarios, sino que además determina cómo el proceso evoluciona hasta llegar a ellos.
- *Interactivo*: Permite que el usuario interactúe en todo momento con el proceso tal como lo haría con el sistema real.
- *Tiempo Real*: Un segundo de simulación corresponde a un segundo de evolución del proceso real.
- *Ruidos*: Está capacitado para simular los ruidos provocados por las perturbaciones del proceso.
- *Fallas*: Está capacitado para simular fallas en los equipos del proceso.

Para explicar estas características y la necesidad de contar con ellas, se utilizará un proceso simple. En la Figura 1 se puede observar un tanque con flujo gravitacional y un control de nivel del tipo P+I.

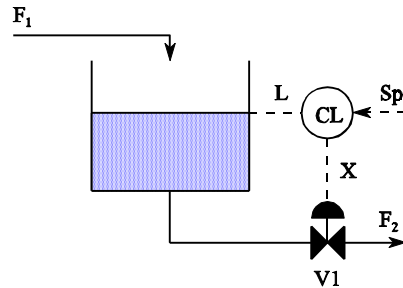


Figura XXI.1: Tanque con flujo por gravedad.

Como se discutió en el Capítulo XIV, el modelo del tanque nos indica que un aumento en el ingreso de líquido debido al caudal F_1 provoca un aumento en el nivel L . Este aumento a su vez provoca un aumento en el caudal de salida F_2 . Esta descarga disminuirá el nivel L . De esta manera, el nivel L está sometido a dos efectos contrarios. Cuando el nivel adopte un valor tal que haga que los dos efectos se cancelen entre sí, entonces el tanque habrá alcanzado un estado estacionario con L constante. Este estado final dependerá de la apertura X de la válvula $V1$. Esta válvula es manipulada por el controlador CL . Este dispositivo regulará la válvula de manera tal que el valor de L en el estado estacionario concuerde con el *set point* Sp .

Suponga que tanto L como Sp son iguales a la mitad de la altura del tanque, es decir que el proceso está en un estado estacionario. Suponga además que el operario realiza un cambio de Sp y el nuevo valor es levemente inferior a la altura del tanque. Inmediatamente, el controlador cerrará la válvula para provocar un aumento del nivel. El nivel comenzará a aumentar para alcanzar el nuevo estado estacionario. Un simulador estacionario dirá que, en el nuevo estado estacionario, el nivel concordará con el nuevo valor de Sp , pero no cómo L alcanzará ese nuevo estado. No obstante, el operador puede hacer las siguientes preguntas: ¿La altura se acercará asintóticamente al valor final?, ¿Será posible que por la inercia del sistema la altura supere momentáneamente el valor de Sp rebalsando el tanque?, ¿Cuánto tiempo demandará alcanzar el nuevo estado estacionario?.

Para obtener las respuestas se debe utilizar un simulador dinámico. Estos simuladores pueden mostrar al operario un gráfico de nivel (L) vs. tiempo. Del análisis de ese gráfico el operario puede obtener todas las respuestas, por ejemplo: el tanque rebalsará en 10 minutos. Sin embargo, él sabe que esa situación no se presentará en el sistema real porque hay tiempo más que suficiente para que pueda observar que L está aumentando muy rápidamente y tomará alguna acción para evitar que el líquido rebalse. Entonces, surgen otras preguntas: ¿Qué acciones tomar?,

¿Cuándo y cómo tomarlas?, ¿Tendrá el suficiente entrenamiento para no desesperarse cuando se activen las alarmas?, ¿Cómo evolucionará el proceso ante las acciones tomadas y cómo reaccionará él ante esa evolución?

En la mayoría de los casos, el operario obtiene estas respuestas a través de prueba y error con todos los trastornos personales y económicos que ya se comentaron. Sin embargo, estas consecuencias se pueden minimizar utilizando un Simulador Dinámico de Tiempo Real para entrenar al operador y sacar conclusiones correctas.

Otro problema que debe enfrentar el operador es el ruido del proceso. Este ruido es inevitable y se origina en las turbulencias del mismo, vibraciones, fricciones, etc.. En el tanque, es evidente que el sensor de nivel no reportará un valor constante debido a que la caída del líquido de alimentación provoca ondulaciones en la superficie. Esto genera un ruido en los valores de L reportados al controlador. Este ruido será amplificado por el controlador, originando un mayor ruido en el valor X . El ruido en X afectará directamente a F_2 , originando un ruido en esta variable. Finalmente, este ruido afectará nuevamente a L . Por último, como vimos en el Capítulo XVI, existe el ruido en la medición.

Ahora, el operador no puede determinar con precisión los valores de las variables del proceso. También se complicó la determinación de tendencias, ya que no es posible afirmar rápidamente si una variable está aumentando o disminuyendo su valor. Por lo que aparecen nuevas preguntas: ¿Podrá el ruido desestabilizar el sistema debido a la amplificación que realiza el controlador?, ¿Si la altura se acercaba asintóticamente al valor final de S_p , podrá el ruido provocar que el líquido rebalse de todas formas?, ¿Cómo ajustar las alarmas para que no se disparen por el ruido?. Para responder estas preguntas es necesario simular el ruido, y por lo tanto comprender su naturaleza.

Finalmente, el operador debe también estar preparado para intervenir cuando algún equipo falla. Por ejemplo, suponga que el sensor de nivel falla y comienza a reportar un nivel nulo. El controlador cerrará la válvula para tratar de corregir esa lectura. Esto provocará que el nivel abandone su valor normal y comience a aumentar. Si el operario no interviene, el tanque rebalsará. ¿Qué acciones se deben tomar?, ¿Cuánto tiempo demandarán?, ¿Qué efecto tendrá el *stress*?

Como ya se discutió en los capítulos anteriores, es necesario simular las fallas para poder contestar a estas preguntas. Es posible utilizar un simulador dinámico para determinar los efectos de una falla en la planta. No obstante, para verificar la reacción del operador ante una situación de esta naturaleza, es necesario contar con un simulador en tiempo real.

En síntesis, la simulación dinámica tiene gran aplicación en los estudios realizados para optimizar el diseño o las condiciones de operación de una planta. Al permitir conocer la forma en que evolucionará el proceso ante perturbaciones dadas, permite identificar estados peligrosos o inconvenientes para el proceso que no podrían detectarse con una simulación estacionaria. Por los mismos motivos, un simulador

dinámico es de suma utilidad para realizar el entrenamiento de operarios o de estudiantes de ingeniería. Sin embargo, esta herramienta tendría mucho más potencial en todas las aplicaciones si se le sumara la característica de tiempo real. Esto es, el simulador debe permitir que el usuario pueda interactuar continuamente mientras se está realizando la simulación. Más aún, el tiempo de simulación deberá ser totalmente equivalente al tiempo real de operación del proceso.

Por ejemplo, los simuladores de tiempo real están siendo ampliamente utilizados en otros campos. La aeronáutica es uno de ellos. Permiten el óptimo entrenamiento de pilotos salvaguardando vidas y costoso equipamiento. De esta manera, no sólo se elimina el riesgo de pérdidas de vidas o equipos, sino que además se disminuyen drásticamente los costos de entrenamiento (no hay consumo de combustible, no se utiliza un avión real, no se renta una pista, no hay gasto de personal, etc.).

La utilidad que tendría una herramienta de este tipo para plantas químicas es amplificada por las características del sistema a tratar. En efecto, las plantas químicas tienen un elevado costo de operación, los riesgos de causar pérdidas de vidas y bienes materiales ante un accidente son inaceptables, la complejidad de las mismas ha crecido notoriamente (reciclos, sistemas altamente interconectados, complejos sistemas de control, etc.). Todos estos elementos hacen aumentar notoriamente la conveniencia de contar con una herramienta como la descrita para desarrollar tareas de diseño, mantenimiento, supervisión, control y entrenamiento.

Si bien las ventajas de la simulación dinámica sobre la estacionaria son evidentes, la mayoría de los simuladores comerciales son del tipo estacionario. Esto se debe a las dificultades que encontraron los equipos de investigación para desarrollar simuladores dinámicos tan generales como los estacionarios, lo cual se refleja en el costo. En efecto, la mayor complejidad de los modelos (se agregan ecuaciones diferenciales), el uso intensivo del módulo de físico-química, y la mayor exigencia para los métodos numéricos (mayor complejidad del modelo y de las condiciones de operación del simulador), han elevado considerablemente el costo de desarrollo de este tipo de simuladores.

Dentro de este contexto, si es costoso el desarrollo de un simulador dinámico, mucho más lo es el de un simulador dinámico de tiempo real. En efecto, a las exigencias que plantea un simulador dinámico se les agregan las propias de un simulador de tiempo real. Muchas de esas exigencias tienden a ser incompatibles entre ellas. Por ejemplo, la complejidad del modelo dinámico se contrapone con la necesidad de velocidad de cálculo que exige el funcionamiento en tiempo real. Algo parecido ocurre con la interfaz gráfica, la misma debe proveer toda la información y elementos necesarios para la supervisión y control del proceso; todo esto sin abrumar al usuario.

En este capítulo se analizará una estructura básica que permite encarar la construcción de un simulador dinámico de tiempo real. Se tomará un sistema simple

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - ©1999

para ejemplificar dicha estructura y los pasos que deben darse para implementarla. A pesar de la simplicidad del sistema elegido, todos los conceptos explicados son directamente aplicables a sistemas de mayor complejidad.

XXI.3 CONSTRUCCIÓN DE UN SIMULADOR DE TIEMPO REAL

XXI.3.1 Tiempo real

Para describir los pasos a seguir en la construcción de un simulador de tiempo real se utilizará el sistema presentado en la Figura 1. Debido a que la velocidad del simulador es un factor crítico, se prefiere utilizar un modelo orientado a ecuaciones en lugar de un modelo modular. Esto significa, según discutimos en el Capítulo V, que se pierde la posibilidad de contar con una biblioteca general de modelos, pero se reduce la complejidad del simulador y se puede optimizar la resolución del modelo. Estos dos elementos incrementan la velocidad de simulación. Por lo tanto, el modelo del proceso a simular está compuesto por un sistema de ecuaciones algebraicas y otro de ecuaciones diferenciales. El sistema de ecuaciones algebraicas es:

$$F_2 = C_v X \sqrt{L} \quad (1)$$

$$\varepsilon = L - Sp \quad (2)$$

$$X = Kc \left(\varepsilon + \frac{1}{Ti} Xi \right) + X_0 \quad (3)$$

El sistema de ecuaciones diferenciales es:

$$A \frac{dL}{dt} = F_1 - F_2 \quad (4)$$

$$\frac{dXi}{dt} = \varepsilon \quad (5)$$

donde ε es el error del controlador, X_i es el efecto integral, X_0 es la apertura inicial de la válvula, C_v es la conductividad de la válvula, y A es el área de la sección transversal del tanque, L el nivel, F_1 y F_2 caudales de entrada y salida respectivamente, y ε el error.

La Figura 2 muestra la estrategia de simulación seguida (Tarifa y col., 1997). El simulador inspecciona constantemente la interfaz. Cuando detecta algún evento, como por ejemplo la pulsación de un botón, inmediatamente suspende la inspección y ejecuta la rutina programada para ese caso. Esta suspensión de la actividad de inspección, mientras ejecuta una rutina, impide que el usuario pueda interactuar en ese momento. Esta característica debe ser tenida en cuenta cuando se planifica la estrategia de simulación a fin de permitir que el usuario pueda interactuar mientras el simulador está realizando los cálculos. Para ello, se programa un *timer* que ejecuta una rutina cada vez que transcurre un intervalo de tiempo Δt previamente especificado. Esto es, se programa una “interrupción”. La rutina que se activa en el tiempo $t + \Delta t$ realiza los cálculos necesarios para determinar el estado del proceso en dicho instante, partiendo del estado correspondiente al tiempo t . Una vez que se completaron los cálculos, el simulador vuelve a inspeccionar la interfaz en busca de acciones realizadas por el usuario.

Cuando se da inicio a la simulación, el reloj se coloca en cero ($t = 0$), se calcula el estado inicial del proceso, se actualiza la interfaz, y se habilita el *timer* (el reloj se pone en marcha). El simulador inspecciona la interfaz en busca de eventos causados por el usuario. Todo evento será debidamente tratado, por lo tanto el usuario puede interactuar con el simulador. Cuando se alcanza el tiempo $t + \Delta t$ la rutina programada en el *timer* se ejecuta por primera vez. El simulador deja de atender la interfaz mientras esta rutina realiza los correspondientes cálculos, es un “tiempo muerto” para el usuario. Una vez finalizada la ejecución de la rutina, el control retorna al simulador. El ciclo se repite constantemente hasta alcanzar alguna de las condiciones de terminación. Cuando una de estas condiciones se alcanza, el *timer* se deshabilita (el reloj se detiene).

En la Figura 2 se muestra la relación que existe entre los eventos, rutinas, y los componentes de la interfaz. Los eventos considerados son:

- *Controles*: Son los eventos que se originan cuando el usuario utiliza los controles de la interfaz (por ejemplo, cuando cambia el *set point*).
- *Simular*: Es el evento que se origina cuando el usuario inicia la simulación.
- *Timer*: Es el evento originado por el *timer* cada Δt segundos.
- *Detener*: Es el evento que provoca el usuario, o el mismo simulador, cuando detiene la simulación.

Las Rutinas utilizadas en la Figura 2, y que son ejecutadas por los eventos, son:

- *Inicializar*: Establece los valores iniciales de las variables pertenecientes al sistema de ecuaciones diferenciales.

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - ©1999

- *Integrar*: Realiza la integración del sistema de ecuaciones diferenciales desde t a $t + \Delta t$.
 - *Resolver*: Resuelve el sistema de ecuaciones algebraicas.
 - *Reportar*: Actualiza los valores reportados por los indicadores y registradores (indicadores de caudales, registrador de nivel, etc.) con los últimos valores calculados. También se encarga de detener el simulador cuando el estado alcanzado invalida alguna hipótesis adoptada en el modelo, por ejemplo cuando el tanque rebalsa o se vacía del todo.
 - *Actualizar parámetros*: Actualiza los parámetros del modelo con los valores introducidos por el usuario a través de los controles que provee la interfaz (cursores para fijar el *set point*, la ganancia del controlador, etc.)
 - *Timer ON*: Habilita la interrupción del *timer*. Se pone en marcha el reloj.
 - *Timer OFF*: Deshabilita la interrupción del *timer*. Se detiene el reloj.
- Finalmente, los componentes de la interfaz son:
- *Indicadores*: Son los elementos que muestran en forma numérica o gráfica el valor presente de alguna variable.
 - *Registradores*: Son los elementos que muestran en forma numérica o gráfica los valores históricos de alguna variable.

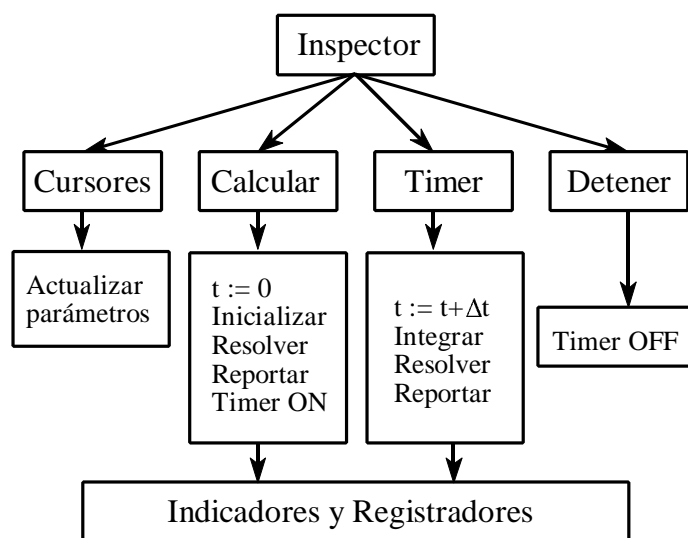


Figura XXI.2: Estrategia de Simulación.

XXI.3.2 Ruidos y fallas

Una vez establecida la estrategia básica de simulación, resta analizar la

manera en que se simularán los ruidos y las fallas. Como hemos visto en capítulos anteriores, los ruidos que afectan a un sistema pueden clasificarse en ruidos de proceso y ruidos de medición.

Además, los ruidos de proceso los subclasificaremos según su origen en externos e internos. Llamamos ruidos de proceso externos a aquellos introducidos en el proceso desde el exterior. En el sistema del tanque que se está analizando, un ruido externo es el ruido que afecta al caudal de alimentación F_1 (variaciones del caudal). Este ruido se origina fuera del tanque, pero afecta el nivel de agua y debe ser considerado en la simulación. Por otra parte, un ejemplo de ruido de proceso interno son las ondulaciones que se originan en el nivel de líquido provocadas por el caudal de alimentación que cae desde una cierta altura. En realidad, los ruidos internos deben asociarse a modelos incompletos. En efecto, si las ondulaciones del líquido pudieran predecirse a través de un modelo detallado, tal ruido interno no existiría.

Para simular el ruido en F_1 basta con sumar a los valores del caudal de entrada un número aleatorio de distribución normal, con valor medio μ_{F1} y desviación estándar σ_{F1} . En cambio, la simulación del ruido interno exige un poco más de atención. Este ruido afecta directamente a L , pero no debe afectar a la L que figura en el término izquierdo de la ecuación 4, dado que esa ecuación surgió de plantear el balance de materia; entonces, la variable original en dicho término es el volumen V (a densidad constante) y no L . El volumen V no es afectado por las ondulaciones, por lo tanto el ruido no debe intervenir en ese término. El modelo ahora adaptado para simular el ruido es:

$$F_1 = \mu_{F1} + \text{ruido}(\sigma_{F1}) \quad (6)$$

$$L = \frac{V}{A} + \text{ruido}(\sigma_L) \quad (7)$$

$$F_2 = C_v X \sqrt{L} \quad (8)$$

$$\varepsilon = L - Sp \quad (9)$$

$$X = Kc \left(\varepsilon + \frac{1}{Ti} Xi \right) + X_0 \quad (10)$$

$$\frac{dV}{dt} = F_1 - F_2 \quad (11)$$

$$\frac{dXi}{dt} = \varepsilon \quad (12)$$

donde la función ruido retorna un número aleatorio con distribución normal, valor medio nulo y desviación estándar σ .

Se debe notar que, si bien sólo F_1 y L son afectadas directamente por ruidos, las variables restantes serán también afectadas. El grado en que ello ocurrirá depende de la dinámica del sistema. Para aclarar este concepto, observe la Figura 3.

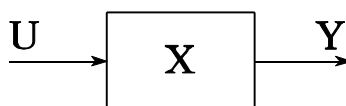


Figura XXI.3: Modelo del sistema.

donde U es el vector de variables de entrada, X es el vector de variables de estado, e Y es el vector de variables de salida; todas ellas relacionadas entre sí a través de un modelo de estados. Para simular ruidos externos se deberá afectar las correspondientes componentes del vector U . Para simular “ruidos internos” se deberá afectar las correspondientes componentes del vector X . Los ruidos propios de los sensores se simulan afectando el vector Y . En el modelo anterior se supone que los ruidos de los sensores son despreciables. Observe que las componentes no afectadas directamente por el ruido generado, serán perturbadas a través de la dinámica del sistema.

Otro punto importante a considerar es la capacidad de simular escenarios de fallas. Como ya se dijo, las fallas que afectan a un sistema pueden ser caracterizadas desde varios puntos de vista. Pueden afectar parámetros del modelo y/o la forma del

modelo, como así también pueden existir fallas bruscas, graduales, débiles y fuertes (Tarifa, 1995).

Por falla se entiende a la perturbación inicial que afecta al sistema, haciendo que el mismo abandone su estado normal de operación. Las consecuencias observables de una falla se denominan síntomas. Los síntomas más comunes son los valores anormales que adoptan las variables. Para simular una falla sólo se deberá modelar la perturbación inicial, ya que la misma simulación se encargará de propagar los efectos a lo largo del sistema originando los correspondientes síntomas.

Ya se discutió en el Capítulo XIV que el modelado de la perturbación inicial puede requerir la alteración del valor de algún parámetro del modelo, una variable de entrada, o la alteración del mismo modelo. Por ejemplo, si en el sistema del tanque se desea simular un taponamiento en la válvula de descarga, entonces bastará con reducir el valor del parámetro Cv. Si se quiere modelar la disminución del caudal de alimentación, basta con disminuir el valor de la variable de entrada F_1 . Por el contrario, si lo que se desea modelar es una fuga en el tanque a una altura h , esto requiere que el modelo se modifique apropiadamente. En efecto, habrá que considerar la existencia de un tercer caudal F_3 que será calculado como:

$$F_3 = \begin{cases} 0 & \text{si } L \leq h \\ C_f \sqrt{L-h} & \text{si } L > h \end{cases} \quad (13)$$

donde F_3 es la fuga y C_f la conductividad del orificio por donde se produce la fuga.

También se deberá modificar la ecuación diferencial que surge del balance de materia (densidad constante):

$$\frac{dV}{dt} = F_1 - F_2 - F_3 \quad (14)$$

Si consideramos tanques en serie podrían aparecer complicaciones debido a situaciones que involucren retroflujo, que debe ser tenido en cuenta en los balances respectivos.

En cuanto a la forma de producir la perturbación inicial, el uso de funciones escalones para simular fallas bruscas puede causar problemas numéricos en la simulación debido a la discontinuidad de la derivada. Por otra parte, es de interés simular fallas lentas o graduales utilizando funciones rampas. Por estos motivos, es conveniente utilizar funciones especiales como la denominada “escalón continuo”

(Tarifa, 1995), dada por:

$$H(x) = \frac{1 - \cos(\pi x)}{2} \quad (15)$$

La Figura 4 muestra el comportamiento de esta función. Como puede apreciarse, la misma es capaz de simular un escalón o una rampa dependiendo de la normalización de x .

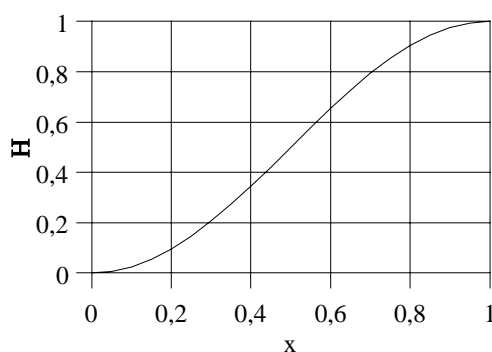


Figura XXI.4: Función escalón continuo $H(x)$.

La estrategia de simulación debe adaptarse tanto a la simulación de ruidos como de fallas. La Figura 5 muestra la nueva estrategia. Para simular ruidos se agregó la rutina *Ruidos* en el *Timer*. Esta rutina genera los ruidos que simulan los correspondientes a los medidores y al proceso, repectivamente; y que serán agregados luego a las correspondientes variables. También, es importante destacar que la rutina *Ruidos* está separada de las rutinas *Integrar* y *Resolver*. De esta forma, al ser el ruido conocido y constante en estas rutinas, no se afecta la convergencia de los métodos numéricos utilizados. Esto es, no se resuelven ecuaciones diferenciales estocásticas, solo se adiciona el ruido del proceso suponiéndolo conocido previamente. Por otra parte, se agregó la rutina *Fallas* en el *Timer* para simular fallas que alteran parámetros o variables de entrada, y se modificó la rutina *Resolver* para simular fallas que alteran el modelo.

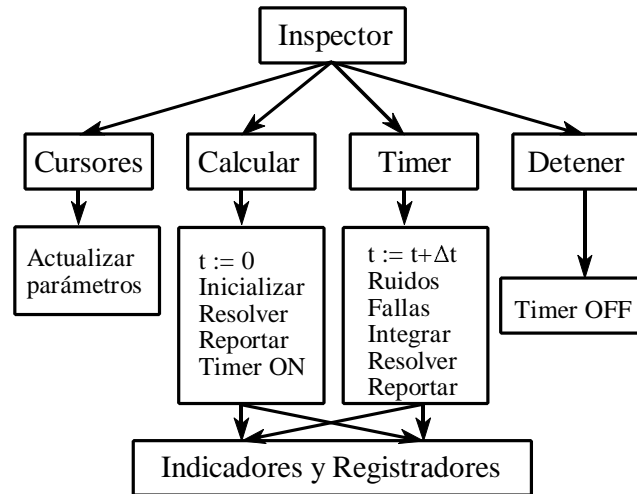


Figura XXI.5: Nueva estrategia de simulación.

XXI.4 PASTEURIZADOR HTST 1.0

XXI.4. 1. Descripción del Proceso

A continuación se presentará el simulador HTST 1.0 desarrollado para un equipo pasteurizador de leche (Tarifa y col., 1997) con el que se analizarán las principales características y usos de los simuladores de tiempo real. El proceso simulado es mostrado en la Figura 6.

La leche fresca, después de la filtración o clarificación centrífuga, debe someterse rápidamente a la pasteurización. Se necesita este tratamiento para destruir las formas vegetativas de algunas bacterias patógenas y sobre todo especies que frecuentemente originan infecciones graves y epidemias. La pasteurización también elimina un gran número de bacterias no patógenas, como son las bacterias lácticas, siempre presentes y susceptibles de alterar la leche. La pasteurización destruye además ciertas enzimas, en especial la lipasa, cuya actividad es indeseable. Por lo tanto, la pasteurización no sólo sana la leche sino que también prolonga el tiempo de conservación. Como la leche pasteurizada no es totalmente estéril, debe enfriarse rápidamente hasta 5 °C y almacenarse refrigerada, con el fin de evitar la proliferación de bacterias termoresistentes.

La pasteurización se lleva a cabo a 63 °C durante 30 minutos, entre 72-75 °C durante 15 segundos o bien instantáneamente a 95 °C. Algunos consideran que la temperatura de pasteurización es 72 °C en 15 segundos mínimo y otros lo hacen a 79 °C entre 20-25 segundos y se enfría a 7.2 °C o menos. La pasteurización a 63 °C se

efectúa en tanques cerrados, provistos de agitadores; las pasteurizaciones rápidas a temperaturas elevadas, se hacen en cambiadores de calor tubulares o de placas.

La Figura 6 muestra el proceso que será simulado, se trata de un pasteurizador del tipo HTST (*High Temperature - Short Time*, Temperatura Alta - Tiempo Corto). La corriente *FL1* es la corriente de leche fresca que alimenta al equipo, su temperatura es 4 C. Esta corriente se mezcla con la corriente *FL11* con el fin de elevar su temperatura.

La corriente resultante es alimentada al equipo *ICP*. Este equipo es un intercambiador de calor que precalienta la leche fresca al tiempo que enfría la leche ya pasteurizada, corriente *FL7*. La corriente precalentada, *FL3* es impulsada por una bomba de engranajes *B1* hacia el calentador *ICC*. En este equipo la leche es calentada con vapor hasta alcanzar la temperatura de pasteurización fijada en 75 °C. Esta temperatura se mantiene durante aproximadamente 26 segundos en el equipo *TP*. Este equipo es simplemente un tubo adiabático. El controlador *CT* es del tipo P+I (acción Proporcional e Integral) y controla la temperatura de salida de *TP* regulando la apertura de la válvula *V1*.

Una fracción de la leche pasteurizada es recirculada para elevar la temperatura de la alimentación, y la restante se utiliza en el precalentador *ICP*. Finalmente, la leche es enfriada utilizando amoníaco en el equipo *ICE*.

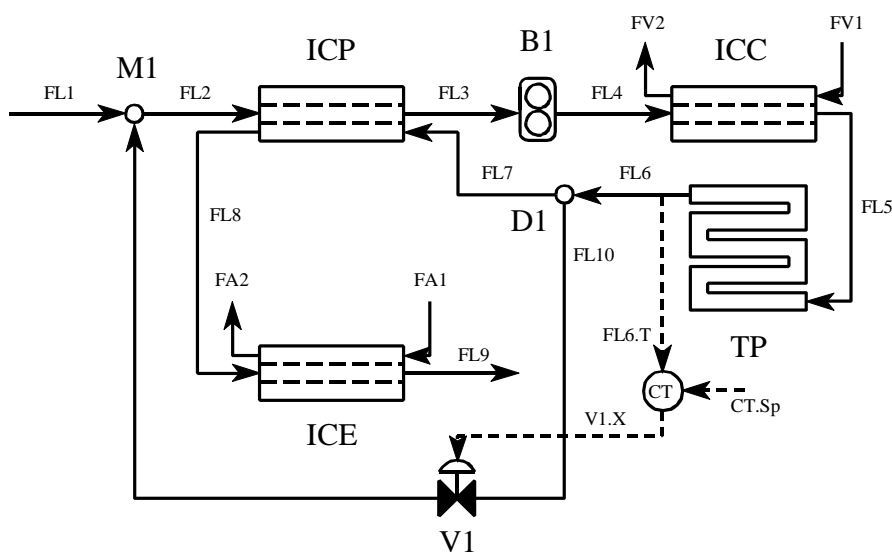


Figura XXI.6: Pasteurizador HTST.

Algunas de las características de los equipos utilizados son:

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - ©1999

- *Mezclador (MI)*: Es una conexión cuyo objeto es unir dos corrientes para formar una tercera. La nueva corriente tiene distintas propiedades y variables de estado.
- *Bomba (BI)*: Cumple la función de proporcionar energía con el objeto de impulsar la leche. De los distintos tipos, se seleccionó una bomba de engranajes rotatorios, que es de desplazamiento positivo. Los espacios entre los dientes de los engranes que están a la entrada de la bomba son llenados por el líquido; cuando el engrane gira, el líquido es atrapado entre el diente y el cuerpo de la bomba, posteriormente es liberado en la línea de descarga. Con estas bombas se pueden manejar cualquier tipo de líquido libre de abrasivos y son indicadas para fluidos de alta viscosidad. Las bombas rotatorias son capaces de entregar una capacidad aproximadamente constante contra cualquier presión dentro de los límites de diseño de la bomba. El flujo de descarga varía directamente con la velocidad y está casi libre de pulsaciones.
- *Intercambiador de Calor, Pre calentador (ICP)*: Es un dispositivo de doble tubo que se utiliza para precalentar la alimentación con una corriente de fluido caliente que circula por el ánulo. En el estado estacionario, la corriente del ánulo tiene la temperatura de pasteurización. Se trata de aprovechar el calor sensible de la corriente caliente que sale del tubo pasteurizador y que debe ser enfriada a una temperatura aproximada de 4 °C. El reciclo de leche es necesario para lograr un proceso continuo que alcance la temperatura de pasteurización.
- *Intercambiador de Calor Calentador (ICC)*: También es de doble tubo. Su misión es entregar a la corriente proveniente del ICP, previo paso por la bomba, la energía calórica necesaria para que la corriente de salida alcance la temperatura de pasteurización que es de 75 °C. El aporte de calor se realiza mediante una corriente de vapor que circula por el ánulo. La misma tiene una temperatura de 135 °C y una presión de 8 atm. El calor intercambiado es equivalente al calor latente correspondiente a la cantidad de vapor condensado.
- *Intercambiador de Calor Enfriador (ICE)*: Se utiliza como medio refrigerante el amoníaco, que tiene un punto de ebullición de -33 °C a la presión atmosférica. El objeto del equipo es enfriar la corriente de leche que sale del ICP hasta la temperatura de 4 °C.
- *Tubo Pasteurizador (TP)*: Tiene el objeto de mantener la leche durante un tiempo de 25 segundos a la temperatura de 75 °C, razón por la cual se utiliza un tubo totalmente aislado (adiabático).
- *Controlador de Temperatura (CT)*: Examina la temperatura (variable controlada) de salida del pasteurizador, para controlar con mayor precisión el proceso. La acción se logra a través de un control manual (operador) o a

través del control automático (por medio de instrumentos). En el caso del control manual, el operador en base a medidas periódicas de la temperatura a la salida de TP actúa sobre la válvula V1; por ejemplo, si la temperatura es inferior al valor deseado, aumenta la recirculación de leche abriendo la válvula. Este caso es importante cuando se realiza la puesta en marcha del pasteurizador. En el control automático se emplea un dispositivo sensible a la temperatura para producir una señal proporcional a la temperatura medida. Esta señal se alimenta a un controlador que la compara con un valor deseado preestablecido, *set point*. Si existe diferencia, el controlador cambia la abertura de la válvula de control para corregir la temperatura.

- *Válvula (V1)*: Controla el flujo de la corriente que la atraviesa. Permite controlar el flujo de líquido en forma automática o manual con el objeto de alcanzar la temperatura de pasteurización.
- *Divisor (D1)*: Divide una corriente en dos, aquí se mantiene la composición, la temperatura, la presión (obviamente descontando la pérdida de carga), etc.. Este equipo es necesario para poder reciclar una parte del caudal para lograr la temperatura requerida a la salida del ICC.

XXI.4.2 Propiedades fisicoquímicas

A continuación se hará referencia a las propiedades de la leche entera que se utilizarán para el modelado del proceso de pasteurización. Nuevamente, en este ejemplo se pretende poner de manifiesto la frecuencia con la cual el usuario debe recurrir a correlaciones específicas de propiedades físico-químicas, ya que difícilmente las propiedades de la leche se obtengan de un banco de datos de simuladores de propósitos generales.

** Punto de congelación*

El punto de congelación es una de las constantes físicas más estable de la leche. El punto de congelación de la leche entera puede oscilar entre $-0.52\text{ }^{\circ}\text{C}$ y $-0.56\text{ }^{\circ}\text{C}$.

** Punto de ebullición*

El punto de ebullición es de $100.5\text{ }^{\circ}\text{C}$, a presión normal.

** Densidad de la leche*

La densidad relativa media a $15\text{ }^{\circ}\text{C}/15\text{ }^{\circ}\text{C}$ es de 1.032 con un rango de 1.028-1.035. Esta varía con la temperatura y la densidad de cada uno de sus componentes. En la leche entera es conveniente medir la densidad a $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ para que la materia grasa esté en su estado líquido, ya que en estado sólido la grasa tiene una densidad superior y es bastante elevada. La densidad relativa de los componentes de la leche entera a $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ es: materia grasa 0.913, sólidos no grasos 1.529, lactosa 1.523, proteínas 1.35 y

cenizas 5.5. Conociendo la composición de la leche se puede calcular la densidad con la siguiente ecuación:

$$\delta_{leche} = \frac{100}{\frac{\%MG}{0.913} + \frac{\%L}{1.63} + \frac{\%P}{1.35} + \frac{\%C}{5.5} + \frac{\%Agua}{1}} \quad (16)$$

donde:

MG : materia grasa.

L : lactosa.

P : proteína.

C : cenizas.

La densidad de la leche varía en el rango de temperatura de trabajo, para considerar la misma se determinó una relación que se ajusta de la mejor forma a los datos experimentales.

$$\rho(T) = 1035.705 - 0.33462 T \quad (17)$$

* *Calor específico*

El calor específico es variable según el contenido graso. El valor medio para la leche entera es de 0.93 cal/g °C, para la leche desnatada de 0.95 cal/g °C, y para la nata con un 40 % de materia grasa de 0.68 cal/g °C. En nuestro caso, para el rango de temperaturas de trabajo se considera que el mismo es constante.

* *Viscosidad de la leche*

La viscosidad de la leche es función del número y tamaño de las partículas y también de la temperatura. La viscosidad de la leche entera es de 2.1 cP y de la leche desnatada es 1.8 cP. Para considerar la variación de la viscosidad con la temperatura se utilizó la fórmula de Andrade.

$$\mu(T) = e^{-7.36228 + \frac{2396.814}{T+273.15}} \quad (18)$$

Conductividad térmica de la leche

La conductividad térmica de la leche es de 0.53 W/(m °C) a 25 °C y en el rango de temperatura de trabajo puede considerársela constante.

XXI.5 MODELO DEL PROCESO

El modelo del proceso fue desarrollado de acuerdo a lo planteado en los capítulos anteriores. El enfoque elegido fue el orientado a ecuaciones debido a que permite maximizar la velocidad de resolución. De esta manera, el modelo está constituido por un sistema de ecuaciones algebraicas y por otro de ecuaciones diferenciales; éstas últimas son las responsables de la dinámica del proceso (ver sección III.1). En cuanto al modelado de ruidos y fallas, se procedió de acuerdo a lo explicado en la sección III.2 de este capítulo.

El modelo del tubo pasteurizador TP es un modelo especial. Este equipo es un tubo adiabático que introduce una demora pura en el sistema. El modelo podría ser una ecuación diferencial parcial, ya que la temperatura en su interior es función tanto del tiempo como de la coordenada espacial. Sin embargo, esto perjudicaría la velocidad de la simulación al tener que resolver, por un lado, un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias y, por otro, un sistema de ecuaciones diferenciales parciales.

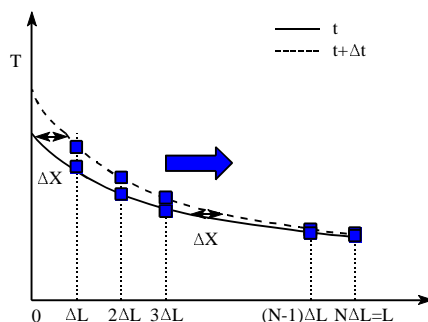


Figura XXI.7: Perfiles de temperatura en TP.

A fin de modelar el equipo TP con exactitud pero sin sacrificar velocidad, se modeló este equipo mediante un algoritmo que contiene implícitamente una solución simplificada de la ecuación diferencial parcial. En la Figura 7 se puede ver el perfil de temperaturas en el instante t y el perfil de temperatura en el instante $t+\Delta t$. La separación entre ellos es ΔX , este es el espacio que avanza el fluido durante Δt . El modelo registra las temperaturas del fluido cada ΔL a lo largo del tubo de longitud L . Entonces, el problema es: conocidas las temperaturas en todos los puntos de registro y el ΔX para el tiempo t , y dada la nueva temperatura de entrada para el tiempo $t+\Delta t$, calcular las nuevas temperaturas para todos los puntos de registro.

El modelo de TP también considera la caída de presión provocada por su longitud y su forma. Esta parte es idéntica al modelo que se utiliza para la tubería del proceso. Lo mismo ocurre con los tubos de los intercambiadores. Dado que existen similitudes entre varios equipos, y entre varios parámetros, además de la caída de

presión, en la implementación del simulador se optó por un lenguaje orientado a objetos. De esta forma, se define una clase TTubo que contiene el modelo de cálculo de la caída de presión. A esta clase pertenecen las tuberías del proceso. Por otro lado, de esta clase se derivan otras como ser la clase TTP. A esta clase pertenece el equipo TP. Al ser derivada de TTubo, esta clase hereda el modelo para la caída de presión y no es necesario repetir el mismo para el equipo TP. De esta manera se logran ciertas ventajas de programación, aunque no serán discutidas aquí por estar fuera del alcance de esta obra. No obstante, al igual que lo comentado en el Capítulo I, vemos que para aplicaciones cada vez más sofisticadas son muy importantes los lenguajes con capacidades gráficas, manejo de objetos, y otras facilidades, tales como el visual C++, Delphi, etc.

XXI.6 EL SIMULADOR HTST 1.0

XXI.6.1 Introducción

En esta sección se analizarán algunas características de un prototipo desarrollado para el pausterizador HTST. El mismo posee facilidades típicas a los pocos simuladores comerciales de tiempo real disponibles a la fecha, y a ellas se suman la simulación de ruidos y fallas. También se analizarán diversas aplicaciones sobre el proceso, como ser: operaciones de arranque, parada, simulación de fallas, etc..

En cuanto al aspecto computacional, se notará claramente las ventajas de utilizar lenguajes y sistemas operativos de última generación (Windows 95, programación orientada a objetos, entornos visuales o gráficos, etc). Si bien, como se ha discutido en el capítulo I es posible programar módulos específicos similares al prototipo HTST con lenguajes tradicionales (primeras versiones de FORTRAN, PASCAL, BASIC, etc.), esto requiere de un enorme esfuerzo.

No obstante, se vuelve a enfatizar que no es el objetivo de esta obra el discutir y/o ejemplificar los procedimientos de implementación de los respectivos módulos y/o simuladores en general. Sólo se mencionarán algunos puntos básicos para orientar al lector con mayores inquietudes hacia las ramas de la informática que deberán ser profundizadas si se pretende encarar dicha tarea con éxito.

XXI.6.2 La interfaz

En forma muy general, un simulador de tiempo real posee cuadros o cajas de diálogo al igual que cualquiera de los utilitarios comunes que se utilizan bajo el entorno de Windows. A los efectos de poder ser utilizados como un entrenador, es importante además que la arquitectura y distribución de las pantallas sean muy similares a las que se utilizan generalmente en los paneles de la sala de control del proceso simulado.

En el caso que se analiza, la pantalla o ventana principal del HTST reproduce los elementos que se encuentran en la sala de control del proceso según se indica en

la Figura 8. Como se observa, existen zonas bien diferenciadas:

1. Barra de Menú.
2. Barra de Botones.
3. Mesa de Control.
4. *Flowsheet*.
5. Registrador.
6. Barra de *Scroll*.
7. Botón de Apagado/Encendido.
8. Cronómetro.
9. Zoom.
10. Indicadores.

La función de la Barra de Menú y Barra de Botones es la de permitir controlar la operación del simulador. Por ejemplo: el manejo de archivos, el inicio o finalización de la simulación, etc..

La Mesa de Control dispone de todos los elementos con los que cuenta el operador para supervisar y controlar el proceso real. Se tienen Indicadores que reportan los valores actuales de caudales, presiones y temperaturas. Cuando la importancia de las variables medidas lo justifica, se utilizan Registradores que permiten visualizar la evolución de cada una de ellas. Un dispositivo de esta clase simula un rollo de papel que se mueve de derecha a izquierda, a velocidad constante, mientras sobre él se grafican las lecturas correspondientes. También se pueden encontrar alarmas; éstas son utilizadas para llamar la atención del operador sobre alguna variable importante que está fuera de los valores normales. Finalmente, se cuenta con botones y cursores que permiten el encendido/apagado de algunos equipos y el ajuste de sus parámetros respectivamente.

Entre la barra de botones y hasta la parte central del formulario se presenta un diagrama de flujos cualitativo del proceso de pasteurización. En éste se muestran los equipos que componen el proceso y las corrientes que los conectan. Cada corriente y cada equipo posee un rótulo con el nombre que los identifica. Este *Flowsheet* está visible permanentemente cumpliendo la misión que desempeña un diagrama real en la sala de control y es un componente con el que cuenta habitualmente. Es importante que el operador tenga siempre presente la topología del sistema; esta información es útil para realizar análisis de causa-efecto necesarios para la supervisión y control del proceso.

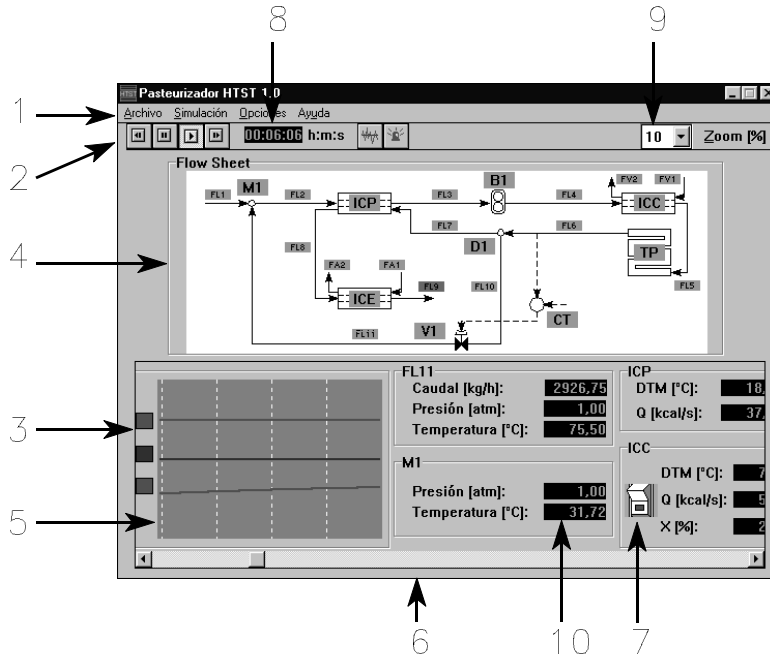


Figura XXI.8: Interfaz del simulador HTST 1.0.

En la parte inferior del *Flowsheet* se encuentra la Mesa de Control. Es conveniente que la misma se pueda recorrer fácilmente (por ejemplo utilizando la barra de *scroll* en este prototipo). De esta manera, se pueden visualizar las distintas secciones de instrumentos que están asignadas a las corrientes y los equipos, estas secciones se denominan Paneles de Instrumentos. También el mismo efecto se puede lograr más rápidamente mediante una pulsación con el *mouse* sobre el rótulo del equipo o corriente cuyo Panel de Instrumentos se desea visualizar. Para facilitar estas tareas, generalmente se programan diversos efectos de resaltado, por ejemplo: el rótulo seleccionado cambia su color de verde a violeta, la mesa de control se desplaza automáticamente para mostrar el Panel de Instrumentos correspondiente, y se destaca el panel activo cambiando el color de las letras.

Un punto que debe ser siempre considerado en el diseño de la interfaz es que se debe contar con un acceso rápido a las alarmas, enclavamientos u otros tipos de elementos de seguridad que disponga el proceso. Esto se hace a través del *Flowsheet* y de la Mesa de Control. Por ejemplo, las temperaturas de las corrientes FL5 y FL9 están dotadas con alarmas que se activan cuando estas variables se alejan de los valores normales. Cuando esta situación se presenta, los rótulos correspondientes

cambian de color en forma intermitente. Lo mismo ocurre con las marcas de referencias que tienen los Registradores en la Mesa de Control.

Finalmente, cuando el simulador suspende la simulación sin el pedido expreso del usuario, la interfaz debe explicar adecuadamente al usuario los motivos de esta interrupción. El simulador detendrá la simulación cuando el estado del proceso evolucione más allá de los límites para los cuales fue desarrollado el modelo. Por ejemplo, si no se ejecutan las debidas acciones, se puede producir un congelamiento de leche en el equipo ICE. Lo que ocurre luego de ese evento no está contemplado en el modelo, por lo tanto la simulación se detendrá, y la interfaz informará esa situación al usuario.

XXI.6.3 Aplicaciones

En esta sección se comentan varias aplicaciones que demuestran el potencial del simulador que se está presentando en particular, y de los Simuladores Dinámicos de Tiempo Real en general.

- **Puesta en marcha de los equipos**

En cualquier planta esta operación debe realizarse al menos una vez. En el proceso que se está analizando, la puesta en marcha debe hacerse diariamente. Como se verá, esta operación es de cuidado, debido a que el proceso no está en condiciones estacionarias sino que evoluciona permanentemente. En esta etapa el operador debe supervisar y controlar la evolución de forma que el proceso finalmente entre en régimen alcanzando el estado estacionario que corresponde al funcionamiento normal.

Lamentablemente, tanto los operadores como los estudiantes de ingeniería no están tan familiarizados con los estados transitorios como lo están con los estados estacionarios. Por el mismo motivo, son poco comprensibles las complicadas secuencias de operaciones que constituyen una puesta en marcha. En este caso, el simulador es ideal para que se obtengan estos conocimientos y habilidades por propia experiencia. A fin de ver cómo esto es posible, a continuación se describe un intento de puesta en marcha tal como lo encararía una persona sin experiencia en el proceso que se está analizando.

Primero se debe llevar el proceso a su estado inicial, para ello se presiona el botón Iniciar. Esto hace que la bomba B1 comience a funcionar impulsando la leche a través de todo el circuito. De esta manera se tiene leche circulando a 4 °C en todos los equipos.

Activada la simulación, el cronómetro comienza a contar el tiempo a la vez que los Registradores comienzan a graficar los valores de las variables correspondientes. Sin embargo, todas las variables mantienen su valor, lo único que se está haciendo es introducir leche por FL1 y sacarla por FL9. El problema es que todavía no se está pasteurizando. Esta situación es reportada por la alarma de temperatura de FL5 que se activa debido a la baja temperatura.

Aparentemente, la próxima acción debe ser encender el equipo calentador ICC. En nuestro prototipo se logra pulsado el botón de encendido que se encuentra en el Panel de Instrumentos del equipo ICC. Inmediatamente, la temperatura de FL5 comenzará a aumentar.

Pasado un cierto tiempo, se observa que la temperatura de la corriente de salida FL9 también comienza a aumentar, hasta que se activa la alarma de FL9 indicando que la leche está saliendo a una temperatura más alta que la normal. Entonces, parece que es el momento de encender el equipo enfriador ICE. Los pasos para encender el equipo ICE son similares a los que se ejecutaron para el equipo ICC.

Al tiempo que esto ocurre, la alarma de temperatura de FL5 sigue mostrando que aún no se alcanzó la temperatura de pasteurización. Parece lógico intentar acelerar el calentamiento abriendo la válvula V1 para aumentar la recirculación. Para ello, se debe colocar el control CT en el modo manual y se debe actuar sobre el cursor que regula la apertura V1 y que se encuentra en el correspondiente Panel de Instrumentos.

Mientras se está realizando esta tarea, aparecerá sorpresivamente un mensaje indicando "*Leche congelada en ICE*", la simulación se detiene automáticamente. Analizando las lecturas en la mesa de control se podrá verificar que efectivamente la corriente FL9 alcanzó una temperatura inferior a la temperatura de congelamiento de la leche. Este congelamiento se produjo porque el equipo enfriador ICE fue encendido prematuramente. Esto es, la temperatura a la entrada del equipo ICE todavía no era suficiente para evitar que la leche se congelara al encenderse el equipo ICE. Si bien el equipo ICE fue encendido porque la alarma de la corriente de salida indicaba que la temperatura era alta, debe tenerse en cuenta que la alarma fue ajustada para supervisar al proceso durante la operación normal y no durante la puesta en marcha. Algo similar ocurre con los controladores, estos deberán ser puestos en modo manual durante la puesta en marcha.

Es interesante analizar las consecuencias de esta puesta en marcha defectuosa. Al congelarse la leche en ICE, se produce una obstrucción en la descarga del sistema. Esto hará que el resto de la leche sea recirculada en su totalidad por el equipo calentador ICC, y la temperatura se elevará hasta quemarla. Por otra parte la bomba B1 estará sobrecargada y se correrá el riesgo de averiarla. Todo esto forzará una parada de emergencia, y luego se deberá perder tiempo y dinero en la reparación de los equipos afectados.

Es evidente que si el modelo está bien planteado y responde dentro de márgenes aceptables a la realidad del proceso, un simulador de este tipo permite encontrar fácilmente respuesta a algunas de las siguientes cuestiones: ¿Cuáles son los pasos óptimos a seguir durante la puesta en marcha?, ¿Cómo evolucionan las variables del proceso?, ¿En que tiempo se alcanza el estado estacionario?, ¿Cuál es el tiempo mínimo para la puesta en marcha de los equipos?

Con este simulador es posible ensayar distintas alternativas de secuencias de

operación a realizar durante la puesta en marcha. La mejor será aquella que minimice el tiempo que demora el proceso en alcanzar el estado estacionario, o que haga también mínima la cantidad de leche mal pasteurizada. Para esta tarea se podrá emplear alguna técnica de optimización. O simular diversas alternativas y evaluar los resultados.

- **Parada de planta**

En general, todo proceso debe en algún momento detenerse ya sea por reparación, mantenimiento, cambio de la naturaleza de la alimentación, etc.; esto se denomina “parada de planta”. Durante la misma, la planta abandona el régimen estacionario de operación normal para evolucionar hacia un nuevo estado (planta detenida). El procedimiento óptimo de parada debe minimizar la cantidad de producto fuera de especificación y evitar situaciones inconvenientes durante el transiente. Nuevamente, el simulador es una herramienta ideal para determinar este procedimiento y contestar preguntas tales como: ¿Cuánto tiempo llevará detener la planta?, ¿Cuánto producto se perderá?, ¿Cuáles serán los equipos que deberán recibir mayor atención durante la parada?.

En el pasteurizador, una vez que se ha procesado la casi totalidad de leche fresca, se debe detener el funcionamiento de los equipos. Una solución aceptable, que se logra experimentando con el simulador, es apagar los equipos ICC, ICE y CT simultáneamente y luego apagar la bomba B1. Esto hace que la toda la leche que sale hasta que se detiene la bomba esté pasteurizada, mientras que sólo queda sin pasteurizar la leche que quedó retenida en los equipos. Observe que lo más importante de este procedimiento es que la bomba se apaga al final, de lo contrario se correría el riesgo de quemar la leche en el calentador ICC o de congelarla en el enfriador ICE.

- **Ajuste de controladores**

Una vez realizada la etapa de puesta en marcha del simulador, lo que implica haber alcanzado las condiciones estacionarias en el proceso de pasteurización, se puede estudiar la conducta del controlador CT. Si su conducta no es adecuada, se deberán ajustar adecuadamente los valores de los parámetros del controlador; en este caso: Kc y Ti. Para esto, se pueden utilizar las técnicas comentadas en el Capítulo XVI.

Una de las pruebas que se puede realizar es introducir una perturbación escalón a través del *set point*; por ejemplo, llevarlo de 75 °C a 79 °C. Esto se hace utilizando el cursor correspondiente del panel de instrumentos del controlador (Figura 9) durante la ejecución de la simulación. Para los valores iniciales de los parámetros de CT, la Figura 9 muestra que la temperatura controlada se aproxima asintóticamente al nuevo valor.

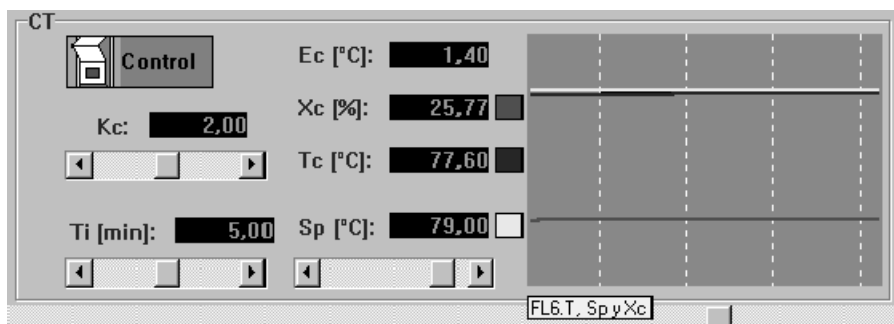


Figura XXI.9: Panel de Instrumentos del controlador CT.

Experimentos de este tipo son útiles para responder a las siguientes preguntas: ¿Cómo evolucionan los valores de las variables y de los Registradores ante este cambio?, ¿Se presentan estados peligrosos o inconvenientes?, ¿Se alcanza el nuevo valor del *set point*?, ¿Alcanza el proceso un nuevo estado estacionario?, ¿Cuánto tiempo demora el proceso en estabilizarse?. Estas respuestas ayudarán a encontrar los valores óptimos de K_c y T_i ; es decir, aquellos que hacen que la variable (la temperatura de la corriente FL6) controlada alcance el nuevo valor del *set point* en el mínimo tiempo.

- **Simulación de ruido**

Como ya se mencionó en secciones anteriores, las variables de los procesos reales están afectadas por ruidos. También, se comentó la necesidad de simular estos ruidos a fin de entrenar a los operarios. El simulador HTST 1.0 es capaz de incorporar la simulación de ruidos tanto del proceso como de los instrumentos de medición. Para ello sólo debe presionarse el botón correspondiente en la barra de botones, o seleccionar Ruidos en el menú de Opciones. Activada esta opción, se observará que en los Registradores e Indicadores se reportan lecturas oscilantes. En la Figura 10 se muestra la situación descripta.

Es interesante observar el comportamiento de los controladores ante esta nueva situación. El ruido pone a prueba la estabilidad de los mismos. En el caso del pasteurizador, la estabilidad es un elemento que no se tuvo en cuenta en la sección dedicada al ajuste de K_c y T_i . Por lo tanto, se deberá analizar si el comportamiento del controlador CT continúa siendo adecuado cuando se simula el ruido.

También es interesante analizar en que grado son afectadas por los ruidos las variables del proceso. El operador deberá familiarizarse con los distintos niveles de ruido a fin de no provocar falsas alarmas, o de no pasar por alto verdaderos estados anormales enmascarados por los ruidos.

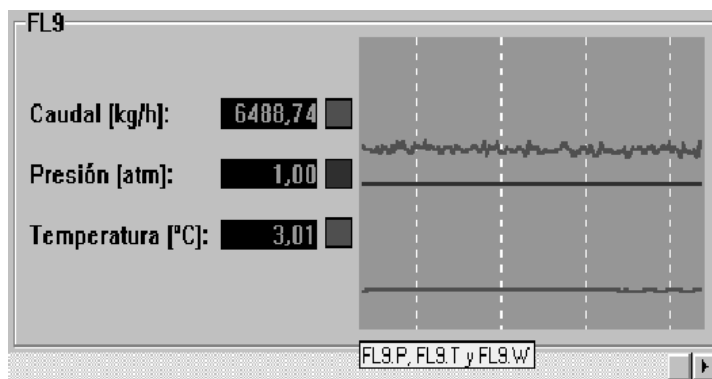


Figura XXI.10: Simulación de ruidos.

- **Simulación de fallas**

Otro de los problemas con los que seguramente puede enfrentarse un operador en una planta química es la ocurrencia de diversas fallas. Este tema se ha discutido ya en los capítulos anteriores, al ejemplificar la simulación de casos específicos.

El simulador HTST 1.0 es capaz de simular fallas en el pasteurizador. Esto se realiza activando la simulación de fallas al presionar el correspondiente botón en el menú de botones, o al seleccionar la opción Fallas en el menú Opciones. Al proceder de esta manera, se presenta al usuario el Cuadro de Fallas que permite seleccionar la falla a simular y sus características (Figura 11). Las características programables son: el tiempo de activación (el momento en que ocurrirá la falla), amplitud (magnitud de la perturbación provocada por la falla), tiempo de desarrollo (tiempo que tardará la perturbación provocada por la falla en alcanzar la amplitud programada). Seleccionando valores adecuados para estas características es posible simular fallas débiles, graves, graduales, y repentinas.

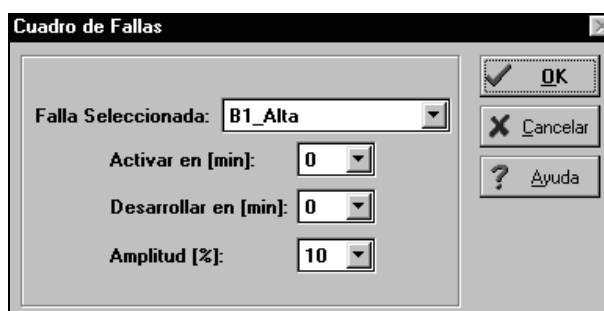


Figura XXI.11: Cuadro de Fallas.

Es conveniente dividir el plan de prácticas en dos fases. La primera es la fase de entrenamiento. En ella se debe permitir al operador experimentar provocando distintas fallas a fin de obtener experiencia sobre la conducta del proceso. Esto le permitirá analizar las consecuencias originadas por las fallas y elaborar un plan de acción para minimizarlas. Una vez completada esta fase se puede ejecutar la fase de diagnóstico. En esta fase, el simulador se utiliza para evaluar la capacidad del operador para manejar situaciones provocadas por fallas. Para ello, primero la falla debe ser programada por el entrenador, luego el operador deberá supervisar el proceso simulado sin conocer la naturaleza de la falla programada. La evaluación se hará en base al tiempo que demora el operador en detectar que el proceso está siendo afectado por una falla, el tiempo que demora en identificar el equipo fallado, y las acciones que toma para minimizar las consecuencias.

Para aclarar lo anterior, se verán algunos ejemplos de simulación de fallas. Primero, se puede programar la falla B1_Baja al 20%, con tiempo de activación igual a 2 minutos y un tiempo de desarrollo de 1 minuto. Esta falla hace que la bomba B1 impulse un caudal menor al normal. La Figura 12 muestra algunos de los síntomas provocados por esta falla. Obsérvese que no sólo los caudales son afectados por la falla.

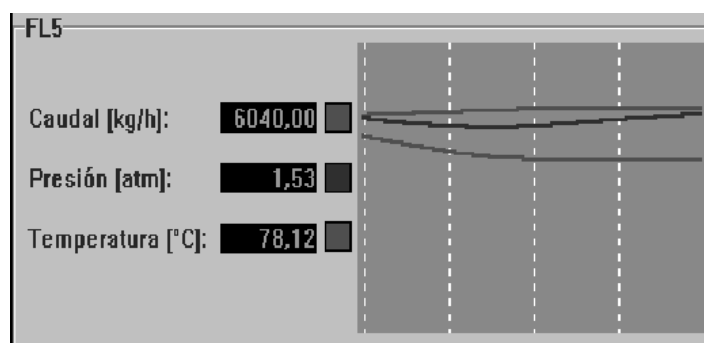


Figura XXI.12: Algunos síntomas de la falla B1_Baja 20%.

Es responsabilidad del operador tomar las acciones correspondientes para normalizar el proceso o minimizar las pérdidas. Para tomar una buena decisión, el operador deberá analizar las posibles causas y consecuencias del actual estado del proceso. Con respecto a las causas, a partir de las lecturas reportadas en el panel de control, el operario debería ser capaz de determinar que la presente situación es debida a una falla en la bomba. Luego, deberá informarlo al grupo de mantenimiento. Con respecto a las consecuencias, a partir de las tendencias de las lecturas, el operador debe identificar estados peligrosos inminentes; luego, deberá adoptar las medidas pertinentes para evitar que el proceso evolucione hacia dichos estados.

En el ejemplo que se está analizando, la simulación predice que el proceso se estabilizará sin la intervención del operador (tal como lo indican las tendencias observadas en la Figura 12). Esto significa que el operador podría abstenerse de intervenir para no complicar aún más la situación.

Por otra parte, para la misma falla (B1_Baja) pero con una amplitud mayor (50%) la conducta del proceso cambia dramáticamente. Luego de transcurrido un cierto tiempo aparecerá un mensaje en la mesa de control, como se aprecia en la Figura 13.

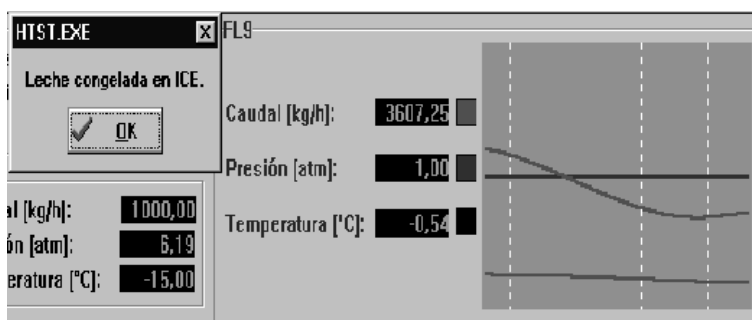


Figura XXI.13: Algunos síntomas de la falla B1_Baja 50%.

Con este caso el sistema evoluciona a un estado peligroso donde la leche se congela. El operador debe intervenir a fin de evitar una parada de emergencia. El mensaje de leche congelada aparece porque la temperatura en la corriente FL9 es inferior al punto de congelamiento de la leche (-0.5 °C). Note que, para el mismo tipo de falla se obtienen efectos diferentes. En este caso amplitudes distintas provocaron las dos situaciones planteadas. En la primera el operador puede no intervenir mientras en la segunda sí lo debe hacer.

Es de destacar las dificultades que debe enfrentar el operador ante situaciones anormales. Primero debe identificar la causa (la falla), para ello debe ser capaz de superar los inconvenientes originados por el ruido, el *stress*, la complejidad de las lecturas, etc.

Utilizan un modelo de causa-efecto del proceso, a los fines de vincular las desviaciones (positivas, negativas) de una variable con todas las demás. Según comentamos someramente en el Capítulo V al clasificar los simuladores por su tipo, esto puede realizarse por medio de técnicas de simulación cualitativa, la que nos brinda las propagaciones de todas las perturbaciones a lo largo del proceso.

Luego, utilizando técnicas de inteligencia artificial, puede encapsularse, como someramente comentamos en el Capítulo I, el conocimiento (modelo cualitativo) anteriormente descrito.

Dentro de este contexto, puede construirse un sistema experto (diagnosticador de fallas en tiempo real) que recibiendo las señales del estado de las variables del proceso instante a instante, determine las desviaciones respecto al estado normal, y trate de encontrar, en la base de conocimientos, cuál de los patrones de desviaciones simulados previamente (por ejemplo fallas en las bombas, válvulas, etc) concuerda en mayor grado con los síntomas actuales. Esta es la falla que se reportará como la más probable.

En otras palabras, el sistema actúa “emulando” al operador experto ante la situación de diagnosticar una falla.

Estos sistemas siempre se utilizan para asesorar al operador, no para suplantarlos, es decir, que no se conectan al proceso para “tomar acciones” por sí solos. Para evaluar su performance, pueden ser conectados un simulador en tiempo real, el cual genera señales de la planta en estado fallado en tiempo real, mientras que el diagnosticador va emitiendo la falla más probable en tiempo real. De esta forma pueden evaluarse el tiempo de reacción, la exactitud, versatilidad, etc.

Luego, el operador deberá ejecutar el correspondiente plan de acción indicado en los manuales de procedimientos. Sin embargo, para que el operador se desempeñe adecuadamente, es vital que posea un buen entrenamiento y esté familiarizado con situaciones anormales. Es para este entrenamiento, que un simulador de tiempo real es una herramienta insustituible.

En este capítulo se han comentado las principales características y aplicaciones de los simuladores de tiempo real. Se discutió también la estructura básica de un simulador de este tipo, y se presentaron modelos para simular ruidos y fallas. Finalmente, se centró la atención sobre un simulador específico, el HTST 1.0. Con este simulador se analizó la utilidad de los simuladores de tiempo real.

En base al estado actual de desarrollo y la utilidad que presentan estos simuladores, es de esperar un gran crecimiento en la oferta comercial. De esta manera, los simuladores de tiempo real ocuparán un espacio cada vez mayor en las Universidades y las Empresas.

Son estos los motivos que impulsaron a numerosos grupos de investigación y departamentos de desarrollo a intentar la creación de Sistemas de Diagnóstico de Fallas para asistir a los operarios ante estas situaciones. Los Sistemas de Diagnóstico procesan las lecturas de las variables del proceso para asesorar al operador sobre las posibles causas del estado anormal.

PROBLEMAS PROPUESTOS

- P1) Listar las principales diferencias entre un simulador dinámico en tiempo real y un simulador convencional.Cuál es a su juicio el principal inconveniente para construir un simulador de estas características para una torre de destilación por el método riguroso discutido en el capítulo XV?
- P2) Debido a qué causa los métodos de programación convencionales dificultan la

- confección de simuladores de este tipo?.
- P3) Qué debe tenerse en cuenta principalmente cuando se utiliza el modelo de un equipo para simular sus modos de fallas?.
- P4) Es posible programar un simulador en tiempo real genérico como los existentes para simulación dinámica en el mercado?. Mencione algunos de los factores más restrictivos para esta opción.
- P5) Puede utilizar un simulador dinámico en tiempo real para verificar un controlador (por ejemplo un PID) en su desempeño debido a perturbaciones en el proceso?.

BIBLIOGRAFÍA

- ▶ Tarifa E.E., “Diagnosis de Fallas en Plantas Químicas Complejas: Plantas de Grandes Dimensiones y Procesos Batch”, Universidad Nacional del Litoral, Santa Fe, Argentina, 1995.
- ▶ Tarifa E.E., Humana D., Vázquez G., Franco S., Scenna N.J., “Simulación Dinámica en Tiempo Real. Pasteurizador HTST”, *UNJu*, 1997.