

CAPÍTULO XVI

INTRODUCCIÓN AL CONTROL DE PROCESOS. SISTEMAS DE CONTROL TÍPICOS Y UTILIDAD DE LOS SIMULADORES DINÁMICOS

Por

Jorge R. Vega y Nicolás J. Scenna

XVI.1. INTRODUCCIÓN

Ya se mencionó en capítulos anteriores que la operación de un proceso involucra la necesidad de satisfacer una serie de aspectos de carácter técnico, económico y social. En efecto, el objetivo de todo proceso es obtener un determinado producto (o un conjunto de productos), con características de calidad preespecificadas, con la mayor rentabilidad posible, y sin generar alteraciones perjudiciales para el medio ambiente y/o las personas, por lo que deben perseguirse varios objetivos simultáneamente. En este capítulo, nos limitaremos a considerar exclusivamente algunos de los aspectos técnicos, en particular los relacionados con el control de procesos.

En el área del control de procesos es muy amplia la bibliografía existente. Entre los libros específicos más tradicionales podemos citar: Ray (1981) y Stephanopoulos (1984). Del punto de vista del modelado matemático y de la teoría de control, es indudable que todo proceso tiene un comportamiento no lineal. Sin embargo, en el caso de los procesos continuos, es usual recurrir a la linealización del modelo en la cercanía de sus puntos de operación típicos, y la posterior aplicación de conceptos de la teoría del control lineal. En esta última área, es prácticamente innumerable la bibliografía disponible; entre los libros más conocidos podemos mencionar: Ogata (1970); Takahashi y col. (1977); Kuo (1996); etc. Otros libros más recientes tratan temas de control lineal con una variedad de ejemplos resueltos en base a “software” muy conocidos: Bishop (1993); Kuo y Hanselman (1994).

En las últimas décadas, y debido fundamentalmente al gran avance de la tecnología digital y de las ciencias de la computación, junto con las mayores exigencias del mercado en cuanto a la calidad de los productos finales, los conceptos teóricos asociados al control de procesos, el “hardware”, el “software”, y las aplicaciones académicas y/o industriales, han experimentado una notable evolución. Hoy en día, “saber” control de procesos involucra una masa de conocimientos tan grande que es prácticamente imposible hablar de especialistas en este área. Para enfatizar la idea -y a mero título de ejemplo-, enumeremos simplemente algunos de

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

los temas más frecuentemente encontrados en la literatura y relacionados solamente con los conceptos teóricos asociados al control de procesos: modelado matemático; modelos continuos o discretos, determinísticos o estocásticos; simulación dinámica; identificación; control óptimo; control adaptable; control robusto; estimación de estados y parámetros; control no lineal; medición; adquisición y tratamiento de datos; detección y diagnóstico de fallas; análisis de señales y filtrado óptimo; control por computadora, control distribuido; control supervisor, control estadístico; etc., etc.

En la Tabla 1, se muestra esquemáticamente una clasificación muy general de los sistemas de control de procesos. Los niveles inferiores corresponden a los sistemas más simples y menos automatizados. El control manual surgió simultáneamente con los primeros procesos industriales, con un papel preponderante por parte del operador, encargado usualmente del accionamiento manual de los dispositivos de control (por ej., apertura y cierre de válvulas; mediciones “fuera de línea” de variables del proceso; etc.). El segundo nivel tuvo su auge con el desarrollo de la tecnología digital, los sensores “en línea”, las comunicaciones digitales, etc. La aparición de los PLC (a comienzos de la década del 70), permitió la implementación de los primeros controladores digitales con efectos combinados (proporcional + integral + derivativo). El desarrollo de las comunicaciones, de mejores interfaces (gráficas) con el usuario, y de pequeños sistemas de cómputo (PCs), junto a la paulatina reducción de sus costos, posibilitaron implementar algoritmos de control avanzado, sistemas de control distribuido (DCS) y de control supervisor (SCADA). Mayores detalles sobre estos tipos de sistemas pueden consultarse por ejemplo en Amy (1992).

Con el advenimiento de sistemas de cómputo cada vez más potentes y con mayor capacidad de soporte de datos, se posibilitó la operación del proceso (o de la planta) en forma interrelacionada con información proveniente de sectores diversos de la empresa, permitiendo integrar datos provenientes de los sectores de producción, administrativo, de mantenimiento, de ventas, etc. Así, la decisión sobre la operación de toda la empresa (incluido el proceso específico) puede ser comandada directamente desde los niveles gerenciales. Más aun, las decisiones pueden ser tomadas no sólo ya por una empresa aislada, sino por un conjunto de empresas con un interés o una política productiva común. Por último, la automatización total prevista en el nivel V, prácticamente no existe hoy en día (excepto posiblemente para aplicaciones o emprendimientos de poca envergadura, y relativamente aislados de otros emprendimientos). Sin embargo, la tendencia es alcanzar este máximo grado de automatización.

TABLA XVI.1. Clasificación de los sistemas de control de procesos

Nivel	Nombre	Tipos de control y principales características ^(*)
V	Automatización total	Sistemas informáticos integrados - Mínima intervención humana - Control y decisión a cargo del sistema -
IV	Jerárquico (gerencial)	Sistemas de control avanzado - Bases de datos - Reconciliación de datos - SPC - Políticas de producción - Relación con factores económicos/financieros - Sistemas de cómputo potente (“mainframe”) - Sistemas expertos y de inteligencia artificial - CIM -
III	Avanzado	DCS - Interfaces gráficas - Interfaces hombre/máquina - Control por computadora - Algoritmos de control (por realimentación de estados, óptimo, adaptable, no lineal, diagnóstico de fallas, etc.) - SCADA - Comunicaciones digitales por radio y telefónicas -
II	Clásico	Mediciones “en línea” - Comunicaciones analógicas y digitales - Control automático a lazo cerrado - Simulación dinámica - Controladores PID- Dispositivos digitales - PLC - Interfaces digitales (“displays”) -
I	Manual	Órganos de accionamiento manual - Ausencia de mediciones “en línea” - Interfaces con el operador inexistentes o inadecuadas - Dispositivos analógicos -

(*) Siglas: PLC: controlador de lógica programable; DCS: sistema de control distribuido; SCADA: adquisición de datos y control supervisor; SPC: control estadístico de procesos; CIM: producción informatizada integralmente.

En el resto de este capítulo, nos ocuparemos básicamente de aspectos relacionados con el control clásico y el avanzado (niveles II y III), enfatizando la utilidad de la simulación numérica en relación con el control de procesos. En la primera parte, se incluye una revisión breve de conceptos y estructuras básicas de los sistemas de control, y una somera descripción cualitativa sobre su funcionamiento. Si bien varios de los temas que se tratan son objeto de materias de grado específicas, se los incluye para considerar enfoques más modernos que son de uso cada vez más frecuente en la actividad profesional. Tal es el caso de la descripción de sistemas en variables de estado, el control de sistemas no lineales, el control por realimentación de estados, el control óptimo, el control adaptable, etc.

En la segunda parte del capítulo, se abordan específicamente aspectos sobre la simulación numérica de estos sistemas, y su utilidad en la práctica ingenieril. Se tratan temas como el uso de simuladores para el diseño de sistemas de control, y para el ajuste de los parámetros de los controladores. Si bien no se hace referencia a simuladores específicos, los ejemplos presentados pueden hoy en día ser resueltos con la mayoría de los simuladores comerciales disponibles. Es indudable que el uso de simuladores dinámicos presenta una gran ventaja del punto de vista del análisis de

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

los sistemas de control. La gran potencia de cómputo disponible actualmente permite la simulación de sistemas más complejos, con modelos matemáticos más detallados, y con una mejor aproximación al comportamiento real de las plantas.

XVI.2. NOCIONES BÁSICAS SOBRE CONTROL DE PROCESOS

Introduciremos primero algunas definiciones básicas relacionadas con los temas a tratar en el resto del capítulo. Un *proceso* es un conjunto de operaciones -simultáneas o secuenciales- que producen transformaciones de la materia de carácter físico y/o químico. Todo proceso interactúa con el resto del medio a través de las variables de salida, de las variables manipuladas, y de las perturbaciones. (Nótese que estamos ahora hablando de >proceso= en una forma mucho más restringida que la considerada en la Introducción, y con un lenguaje diferente del utilizado en el Capítulo II). Las *variables de salida* son aquellas variables del proceso cuyo valor se desea o se necesita conocer a lo largo del tiempo (normalmente son las indicativas de la calidad del producto, del nivel de producción, etc.). Las *variables manipuladas* son aquellas que pueden ser modificadas durante la operación del proceso, para que las variables de salida evolucionen según una política preestablecida (por ejemplo, una variable manipulada típica es el caudal de alimentación de un reactivo en un proceso químico, que puede modificarse actuando sobre el grado de apertura de una válvula). Por último, todo proceso está sometido a *perturbaciones* (normalmente indeseables), como por ejemplo pérdidas energéticas al medio ambiente, presencia de impurezas indeseadas en los reactivos, etc. En general, las perturbaciones son variantes en el tiempo, e interesa conocerlas para tomar acciones sobre el proceso que permitan atenuar los efectos indeseados que ellas causan. La Figura 1.a) muestra un esquema global de un proceso no controlado, usualmente denominado la >planta=.

Un proceso es (automáticamente) controlado cuando existen componentes operativos (los controladores) que permiten recibir valores deseados de consigna (o “set points”), de manera tal que las variables de salida evolucionen automáticamente hacia esos valores especificados, aun en presencia de perturbaciones externas. Un esquema en bloques de un proceso controlado se indica en la Figura 1.b).

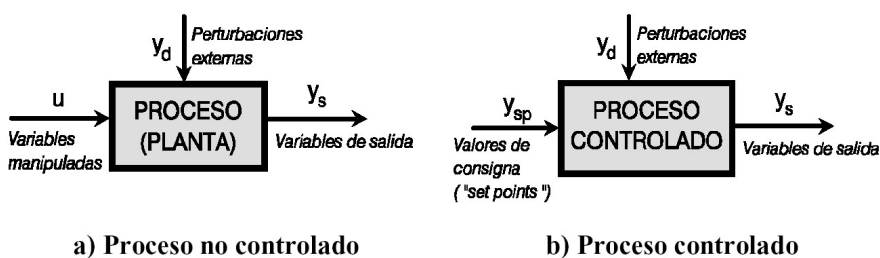


Figura XVI.1: Esquemas globales de procesos no controlados y controlados.

Hoy en día, es prácticamente inadmisibles pensar en la existencia de procesos que pudieran operar en forma no controlada. Por el contrario, es deseable disponer de *sistemas de control* cada vez más elaborados que permitan un alto grado de automatización del proceso, y que aseguren la obtención de productos finales con características de calidad ubicadas en un rango de especificación predeterminado. Por tal motivo, en el resto de este capítulo nos centraremos en el estudio de algunas configuraciones típicas de sistemas controlados.

XVI.2.1. Modelado matemático

El diseño de estrategias de control clásico y avanzado requiere normalmente de desarrollos teóricos y de simulaciones dinámicas, que deben basarse en un modelo matemático del proceso a controlar. Dicho modelo debe representar -con cierto grado de aproximación- el comportamiento dinámico de las principales variables de interés. Como la gran mayoría de los procesos reales poseen características no lineales, entonces su representación natural se efectúa mediante un modelo matemático que involucra normalmente un conjunto de ecuaciones diferenciales no lineales. Cuando el sistema físico o el proceso a modelar se puede considerar de *parámetros concentrados*, entonces el modelo matemático resultante incluye ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO); mientras que si el proceso es de *parámetros distribuidos*, el modelo matemático incluirá ecuaciones diferenciales parciales. En este capítulo trataremos exclusivamente con sistemas de parámetros concentrados. Desarrollos relativos al control de sistemas de parámetros distribuidos pueden consultarse por ejemplo en Ray y Lainiotis (1978).

Típicamente, los modelos matemáticos surgen al plantear -para cada subsistema del proceso- los balances tradicionales de materia, de cantidad de movimiento y de energía. Los modelos que representan con mejor aproximación el funcionamiento real de una planta, se suelen denominar *modelos detallados* (MD). Los MD involucran por lo general estructuras matemáticas con un gran número de ecuaciones (algebraicas y diferenciales), usualmente no lineales y acopladas; y permiten simular la dinámica de la mayor parte de las variables de interés intervinientes en el proceso. En la mayoría de las aplicaciones es imposible disponer de un MD del proceso; ya sea por limitaciones teóricas para su deducción, por imposibilidades de índole práctica para considerar todas las variables intervinientes, por desconocimiento fenomenológico de algunas etapas del proceso, etc.

Por lo general, encarar diseños de control basados en un MD del proceso suele resultar extremadamente dificultoso, debido a su complejidad matemática. Por tal motivo, es usual desarrollar modelos relativamente sencillos (o recurrir a diversos niveles de simplificación del MD si se lo dispusiera), de manera de contar con un modelo simplificado o *modelo de tendencia* (MT) del proceso, útil para propósitos de control. El MT deberá predecir con suficiente exactitud aquellas variables específicamente intervinientes en los lazos de control, tales como las variables manipuladas y medidas.

Clasificación de los modelos matemáticos

Una clasificación usual de los modelos se basa en el número de variables involucradas en la planta. En general, en todo proceso existe un gran número de variables manipuladas (o de entrada) y de salida, en cuyo caso el modelo correspondiente se denomina de *múltiples entradas y de múltiples salidas* (MIMO). En el caso de algunos procesos sencillos, el modelo matemático puede incluir una única variable manipulada y una única variable de salida, y entonces el modelo se denomina de *una entrada y una salida* (SISO). Los casos combinados se denominan MISO y SIMO.

Desde el punto de vista de la descripción temporal de las variables intervinientes, los modelos se clasifican en *continuos* y *discretos*. Un modelo matemático (dinámico) continuo involucra la resolución de ecuaciones *diferenciales*; un modelo matemático (dinámico) discreto involucra la resolución de ecuaciones *en diferencias*. Esta clasificación puede muchas veces dar lugar a confusiones. Por ejemplo, una reacción química desarrollada en un intervalo de tiempo finito es un proceso continuo, y que usualmente se representa a través de un modelo continuo; sin embargo, su implementación y resolución computacional será siempre discreta. Algunas veces, un mismo proceso puede incluir características combinadas. Por ejemplo, si en la reacción química continua antes mencionada se efectúan mediciones de la conversión a intervalos de dos minutos, entonces el proceso de medición tiene características discretas. Un modelo matemático adecuado para tal proceso combinado deberá contemplar las características continuas de la reacción y las discretas de la medición. Pero, si las constantes de tiempo características de la reacción química fuesen mucho mayores que los intervalos correspondientes a la medición, podría modelarse el proceso completo como un sistema continuo. Sin embargo, la implementación computacional final siempre tendrá atributos discretos.

Por último, los modelos matemáticos pueden ser *determinísticos* o *estocásticos*. Un modelo matemático es determinístico cuando asume nulos los ruidos típicos del proceso y de la medición; en tal caso, las evoluciones temporales de todas las variables del modelo pueden ser determinadas en forma precisa. En cambio, en un modelo estocástico las componentes aleatorias propias del proceso y de la medición se asumen de estadística conocida y usualmente se las considera como “ruidos blancos”.

En el resto de este capítulo consideraremos sólo modelos continuos y determinísticos; y retomaremos los planteos discretos y estocásticos en el Capítulo XX.

Representación de modelos matemáticos en variables de estado

Las técnicas modernas de control utilizan cada vez con mayor frecuencia la descripción de los procesos en *variables de estado*. Un *modelo de estados*, determinístico y continuo se representa a través del siguiente sistema de ecuaciones:

$$\text{Ecuación de estado: } \quad dx/dt = f(x, u, t); \quad x(0) = x_0 \quad (1.a)$$

$$\text{Ecuación de salida: } \quad y = h(x) \quad (1.b)$$

donde t es el tiempo; x (nH1) es el vector de las variables de estado; x_0 (nH1) es el vector de las condiciones iniciales; y (pH1) es el vector de las variables de salida; u (mH1) es el vector de las variables de control (o manipuladas); y f y h son vectores de funciones no lineales.

La descripción de los procesos en variables de estado surge naturalmente, como consecuencia de las ecuaciones de balance del sistema a modelar. Normalmente, se asume que los estados de un sistema son aquellas variables cuya evolución se representa a través de una ecuación diferencial. Por ejemplo, supongamos un sistema sencillo conformado por un tanque de sección transversal uniforme (A), alimentado con un caudal variable de agua, $q_1(t)$. Admitamos que el caudal de salida, $q_2(t)$, depende de la altura de agua dentro del tanque y de la “resistencia” hidráulica (R) de la salida. Supongamos que se desea conocer la evolución temporal de la altura de agua dentro del tanque, $h(t)$. La ecuación de balance de materia es:

$$A dh/dt = q_1(t) - q_2(h, R, t); \quad h(0) = h_0 \quad (2)$$

donde h_0 es la altura de agua dentro del tanque, a $t=0$. Este sistema tiene entonces un único estado $x=h$; y una sola variable manipulada $u=q_1$. El modelo de estados para este sistema (SISO, determinístico y continuo), es:

$$dx(t)/dt = -q_2(x, R, t)/A + u(t)/A; \quad x(0) = x_0 \quad (3.a)$$

$$y = x \quad (3.b)$$

El modelo matemático de las ecns. (1) involucra en general relaciones no lineales entre las variables de estado, de salida y de control. A efectos del control, tradicionalmente se ha recurrido a la linealización de los modelos no lineales en los puntos de operación del proceso (básicamente, la linealización consiste en una expansión en serie de Taylor alrededor de los puntos de equilibrio). La versión linealizada del sistema de la ecn. (1) resulta:

$$\text{Ecuación de estado: } \quad dx/dt = Ax + Bu; \quad x(0) = x_0 \quad (4.a)$$

$$\text{Ecuación de salida: } \quad y = Cx \quad (4.b)$$

donde A (nHn), B (nHm) y C (pHn) son matrices variantes en el tiempo.

XVI.2.2. Estructuras utilizadas en control clásico

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

A continuación se resumen algunas de las configuraciones típicas más frecuentemente utilizadas en control clásico de procesos. Los temas que se tratan pretenden ser una revisión de conceptos previamente adquiridos por el lector.

Control a lazo abierto y a lazo cerrado

En la Figura 2 se esquematiza un sistema de control a *lazo abierto*, que se identifica fácilmente por la ausencia de realimentaciones. En base a los valores de consigna (y_{sp}), el controlador actúa modificando las variables manipuladas (u) del proceso de manera tal que las variables de salida (y_s) alcancen los valores preespecificados. Los sistemas de control a lazo abierto son normalmente simples y económicos, pero como contrapartida con ellos no se pueden asegurar valores de y_s exactamente iguales a los especificados por y_{sp} . En efecto, cualquier apartamiento de y_s con respecto a y_{sp} , no podrá ser detectado por el sistema, y en consecuencia no se podrá corregir u para compensar el error.

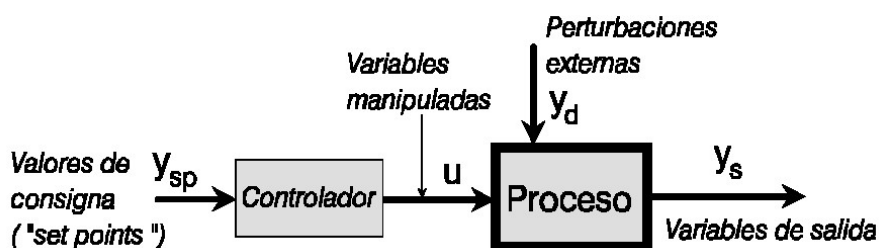


Figura XVI.2: Sistema de control a lazo abierto.

Los sistemas de control a *lazo cerrado* (también denominados sistemas de control realimentados), permiten corregir las deficiencias propias de los sistemas de lazo abierto. En la Figura 3, se representa en forma esquemática un sistema de control a lazo cerrado por realimentación de la salida. En este esquema se han separado las variables de salida, clasificándolas en medibles y no medibles. Una variable de proceso es *medible* cuando existen sensores (*medidores*) que posibilitan determinar directamente su magnitud (por ejemplo, la temperatura puede determinarse directamente con una termocupla o una termoresistencia; la presión con un manómetro, etc.). Una variable de proceso es *no medible* si no existe un sensor con las características antes mencionadas.

Para propósitos de control, interesa disponer de mediciones “en línea”, sin retardos y con la mayor precisión posible; pero disponer de una medición con estas características puede requerir de sensores tan costosos que no se justifique su instalación. En tales casos, las variables no medibles pueden ser *estimadas* en forma indirecta, a partir de otras mediciones (por ejemplo, la concentración de un compuesto disuelto en un medio acuoso podría ser estimada a partir de mediciones de la diferencia entre el índice de refracción de la solución y del medio, y de una calibración del detector). La estimación de variables no medibles será tratada en el

Capítulo XX.

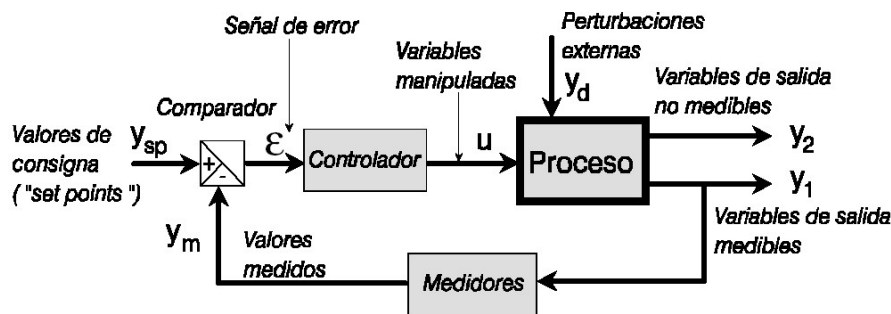


Figura XVI.3: Sistema de control a lazo cerrado por realimentación de la salida.

En un sistema de control a lazo cerrado, los valores medidos (y_m) se comparan con los de consigna, generándose una señal de error (ϵ). En base a dicha señal de error, el controlador modifica la variable manipulada de manera tal que las salidas medibles del proceso (y_1) evolucionen hacia los valores de las consignas.

En la Figura 3, el bloque controlador es una relación matemática $u=f(\epsilon)$ que permite establecer las acciones de control a efectuar en función de las señales de error. Debe notarse que si bien se indican por separado los bloques comparador y controlador, en la práctica un controlador incluye siempre al comparador. Un controlador puede ser un equipo electrónico específico (“hardware”) ubicado en un “rack”, que recibe señales de las mediciones, y que se conecta con un órgano de acción final (por ej., una válvula) por medio de algún sistema de comunicación. Alternativamente, un controlador puede implementarse a través de un algoritmo computacional (éste es el caso del control por computadora). Desde el punto de vista del control, el problema de diseño reside en: a) determinar la estructura del controlador a utilizar (por ej., si se requiere de un controlador no lineal, o de uno lineal con efectos proporcional, integral, etc.); y b) ajustar los parámetros del controlador elegido (sintonizar el controlador).

Sistema combinado de control en avance y realimentación de salida

Los sistemas de control realimentados presentan algunas deficiencias conocidas, como por ejemplo: a) pueden generar inestabilidad en las respuestas a lazo cerrado; b) no son eficientes en procesos caracterizados por dinámicas lentas, o con elevados “tiempos muertos” (es decir, cuando el efecto de las variables de entrada se observa en las salidas con cierto retardo); c) ante perturbaciones, responden después de ocurridos los efectos indeseados que aquellas provocan. Los sistemas de control *en avance* permiten -al menos parcialmente- corregir esas deficiencias. Pero para ello, es necesario poder medir las perturbaciones, y conocer con precisión el modelo del proceso.

En la Figura 4 se muestra un proceso controlado por un sistema de lazo

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

cerrado combinado. La variable manipulada (u) es la combinación de un control por realimentación de salida (“feedback”, u_1), más una componente de control en avance (“feedforward”, u_2). Las características de los controladores están representadas por K_1 y K_2 . Las perturbaciones del proceso se clasificaron en medibles (y_{d1}) y no medibles (y_{d2}), según criterios similares a los ya mencionados para las variables de salida. El control en avance presenta la ventaja de permitir tomar acciones anticipadas, que posibilitan compensar los efectos indeseados causados por las perturbaciones medibles. Las desviaciones remanentes en las variables de salida son compensadas por el lazo cerrado de realimentación.

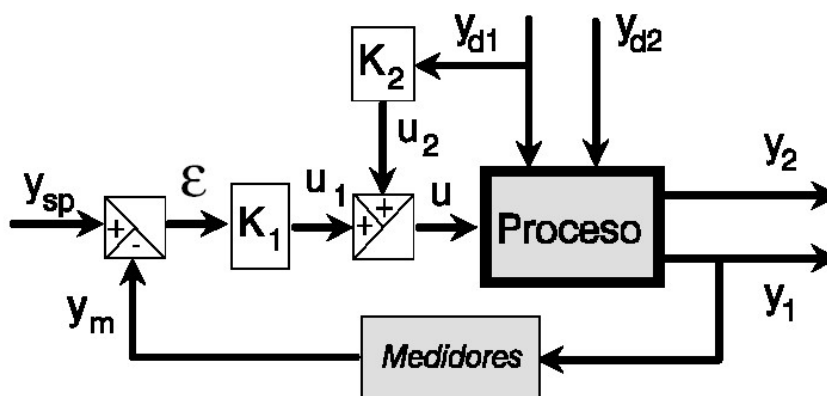


Figura XVI.4: Sistema combinado de control en avance y realimentación de la salida.

A manera de ejemplo, consideremos un proceso consistente en una reacción llevada a cabo en un tren de reactores tanque agitados continuos conectados “en cascada” (es decir, la entrada a cada reactor proviene de la salida del anterior), y donde los reactivos se alimentan exclusivamente al primer reactor del tren. Supongamos que alguno de esos reactivos tenga un nivel variable de impurezas que puedan por ejemplo desactivar la reacción. El producto final (obtenido en el último reactor del tren) sólo se verá afectado por el nivel creciente de impurezas después de transcurrido un tiempo relativamente elevado (del orden del tiempo de residencia medio de todo el tren); por lo que si sólo se efectúan mediciones sobre el producto final, cuando se detecte la presencia de impurezas en el último reactor entonces ya todo el tren estará contaminado. Una forma de evitar este problema es implementar un lazo de control en avance, con mediciones del nivel de impurezas en los reactores. Detectados niveles elevados de las mismas podrán efectuarse inmediatamente acciones de control tendientes a compensar los efectos indeseados (por ejemplo, adicionar algún reactivo que consuma las impurezas o las neutralice).

XVI.2.3. Ajuste de los Controladores Clásicos

En los sistemas de control, el controlador es el componente activo que

recibe las señales de “set point” y las mediciones, y efectúa acciones de control para ajustar los valores de las variables manipuladas. Internamente, en un controlador puede implementarse una ley de control muy sencilla (por ejemplo, sólo un efecto proporcional), o relativamente más compleja, como en el caso de los controladores no lineales con realimentación de estados, que veremos más adelante. Aunque actualmente es posible implementar algoritmos de control sofisticados, todavía un gran número de controladores utilizados en la industria son lineales con acciones proporcional, integral y derivativa (PID). En un controlador PID, la variable manipulada se relaciona con la señal de error a través de:

Controlador lineal con acciones P+I+D:

$$u(t) = K_p \varepsilon + \frac{K_p}{T_I} \int_0^t \varepsilon dt + K_p T_D \frac{d\varepsilon}{dt} \quad (5)$$

donde K_p , T_I , y T_D son las constantes proporcional, integral y derivativa, respectivamente; y $c(t)$ es la señal del controlador cuando $\varepsilon=0$. Las constantes K_p , T_I , y T_D son los parámetros de ajuste del controlador.

En los cursos de grado de control lineal, el ajuste de los parámetros de un controlador se efectúa teniendo en cuenta criterios de estabilidad del sistema operando en lazo cerrado, y características preestablecidas para la evolución temporal de la respuesta, tales como el grado de amortiguamiento, el máximo sobrepaso, etc. (ver por ejemplo Kuo, 1996). Si bien los controladores PID son estructuralmente adecuados para sistemas lineales, también es aceptable su >performance= en muchos sistemas no lineales (como lo son la mayor parte de los procesos químicos), al menos dentro de ciertos rangos operativos. En la práctica, algunas veces suele utilizarse sólo control proporcional, o proporcional más integral. En tales casos, valores típicos de las constantes de ajuste son:

$$\text{Control P} \quad 1 < PB < 500 \quad (PB = \text{banda proporcional} = 100/K_p)$$

$$\text{Control P+I} \quad 0,1 \text{ min} < TI < 50 \text{ min.}$$

Uno de los procedimientos empíricos más tradicionales utilizados para ajustar las constantes de un controlador PID, es el denominado *método de la curva de reacción del proceso*, también conocido como el método de Cohen y Coon. Básicamente, el procedimiento de ajuste parte de obtener la respuesta *temporal* del proceso a lazo abierto (y_m), cuando se efectúa un cambio escalón de magnitud A en la variable accionada (u). La curva de respuesta de un gran número de procesos es de forma sigmoidea, y puede ser aproximada por un sistema de primer orden más un tiempo muerto, que representado en el plano de Laplace resulta:

$$\frac{y_m}{u} \cong \frac{K \exp(-t_d s)}{\tau s + 1} \quad (6)$$

donde K es la ganancia estática; t_d es el tiempo muerto; y τ es la constante de tiempo.

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

En la Figura 5, se muestra una curva de reacción típica, la aproximación a través del sistema de primer orden más retardo, y la evaluación de los tres parámetros de la ecn. (6).

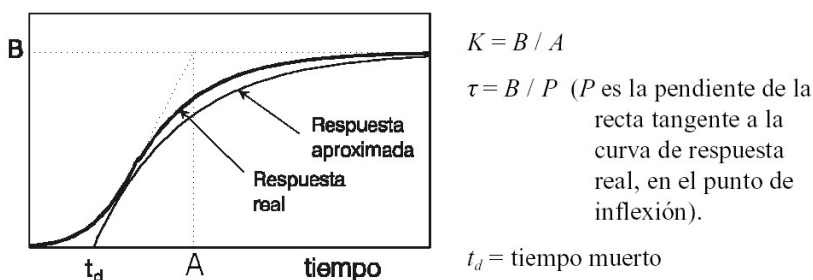


Figura XVI.5: Método de la curva de reacción (Cohen y Coon) para ajustar los parámetros de un controlador.

El ajuste de los parámetros del controlador depende del tipo de controlador utilizado. En la Tabla 2, se resumen las recomendaciones dadas por Cohen y Coon. Mayores detalles sobre este método de ajuste y sobre otros métodos tradicionales (por ejemplo, el método de Ziegler-Nichols basado en el análisis de la respuesta *frecuencial* del proceso), pueden ser consultados en Stephanopoulos (1984).

Obviamente, los parámetros resultantes de la aplicación de este o de otros métodos de ajuste, conforman sólo una primera aproximación de los ajustes definitivos, que deberán ser posteriormente efectuados para cumplir con las especificaciones de control deseadas. El ajuste “fino” definitivo de los parámetros probablemente deberá efectuarse en la misma planta en funcionamiento.

TABLA XVI.2. Ajuste de parámetros de un controlador (cohen y coon)

P	P+I	P+I+D
$k_p = \frac{1}{K} \frac{\tau}{t_d} \left(1 + \frac{t_d}{3\tau} \right)$	$k_p = \frac{1}{K} \frac{\tau}{t_d} \left(0,9 + \frac{t_d}{12\tau} \right)$	$k_p = \frac{1}{K} \frac{\tau}{t_d} \left(\frac{4}{3} + \frac{t_d}{4\tau} \right)$
	$T_I = t_d \frac{30 + 3t_d/\tau}{9 + 20t_d/\tau}$	$T_I = t_d \frac{32 + 6t_d/\tau}{13 + 8t_d/\tau}$
		$T_D = t_d \frac{4}{11 + 2t_d/\tau}$

Ejemplo: Consideremos el problema final del Capítulo XIV (Figura 7), que posee tres tanques interconectados en cascada. Supongamos que deseamos regular la altura de agua a la salida (tanque tres) en 1,2 m, manipulando el caudal de entrada de agua al sistema (E_1). Para ello, se propone reemplazar la válvula de entrada de agua al

sistema por una válvula de control, en la que se acciona su apertura (p). En la Figura 6, se muestran los resultados de simulación, cuando se utiliza un controlador con efecto proporcional P (línea delgada), y con efecto proporcional más integral P+I (línea gruesa). Los parámetros del problema son los mismos del ejemplo del Capítulo XIV, con excepción de $C_{v1} f=2 \cdot 10^{-3} \text{ m}^4/(\text{min Kg}^{1/2})$. Las constantes de ajuste del controlador fueron: 1) $K_p=5$, para el control P; y 2) $K_p=5$, $T_I=50$, para el control P+I.

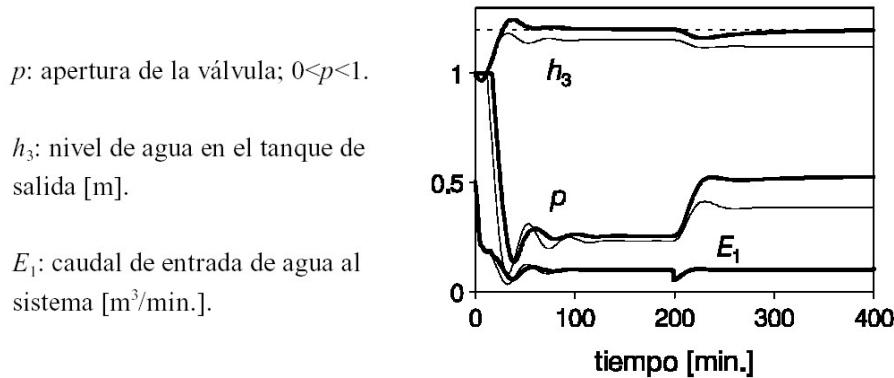


Figura XVI.6: Regulación de h_3 por manipulación del caudal de entrada E_1 .

En la simulación se supuso que el nivel inicial del agua en el tanque tres era de 1 m. Además, a $t=200$ min. se simuló una caída brusca de la presión de entrada (P_e) de 8 atm. a 5 atm. Nótese que h_3 no alcanza el nivel deseado de 1,2 m cuando se utiliza sólo efecto P; mientras que evoluciona correctamente al incluirse el efecto integral. Esto es razonable, dado que el sistema completo se comporta aproximadamente como un sistema de tercer orden, y entonces con sólo efecto P queda un “off set” permanente. Para $t > 200$ min., se requiere una mayor apertura de la válvula dado que P_e es menor.

XVI.3. NOCIONES BÁSICAS SOBRE ALGORITMOS DE CONTROL AVANZADO

En la práctica, el diseño de algoritmos de control avanzado (como los enumerados en el nivel III de la Tabla 1., involucra: 1) un análisis del proceso para determinar la estructura de control a utilizar; 2) el diseño de la “ley de control” (controlador); 3) el ajuste de los parámetros intervinientes; y 4) la evaluación del sistema de control resultante. Con referencia a 1), deberá establecerse el tipo de algoritmo de control a utilizar: no lineal, adaptable, de realimentación de estados, de control en avance y/o realimentación, etc. También será necesario especificar las características de las mediciones y de las variables a manipular, las perturbaciones previstas en el proceso, etc. Usualmente, este primer punto se resuelve en base a la experiencia profesional y al conocimiento “a priori” del proceso; y es posiblemente

la etapa más crítica, porque sustenta los desarrollos posteriores a efectuar.

Para diseñar la “ley de control” -es decir, cómo manipular las variables del proceso para conseguir los objetivos deseados-, se utilizan conceptos teóricos de optimización y control aplicados sobre el modelo matemático disponible. Este punto, requiere usualmente de desarrollos analíticos teóricos, que se tornan más tediosos cuanto más complejo sea el modelo matemático utilizado.

Por último, los puntos 3) y 4) se desarrollan en forma simultánea. El ajuste de los parámetros asociados a la ley de control se efectúa mediante la simulación numérica del proceso (representado éste por el modelo matemático más detallado disponible), en el cual deben incluirse los nuevos bloques de control propuestos. Los parámetros resultantes deberán satisfacer la “performance” deseada en las dinámicas de las variables del proceso, conseguir los objetivos de control preespecificados, satisfacer los requerimientos de estabilidad y de robustez, etc.

En definitiva, el diseño de sistemas de control avanzado requiere del conocimiento de un modelo matemático del proceso. Si se dispusiera de un modelo matemático *exacto* -es decir, que permitiera predecir las evoluciones temporales de todas las variables del proceso con total exactitud-, se podría entonces (al menos teóricamente) determinar una política de control óptima, que asegurara conseguir los objetivos de control deseados (por ejemplo, mejorar la calidad del producto final, minimizar los costos de producción, maximizar la productividad, etc.). Obviamente, en la práctica los modelos exactos no existen, y el modelo más aproximado disponible (un MD) debería ser utilizado para encarar los diseños. Sin embargo, muchas veces los algoritmos derivados a partir de MDs resultan extremadamente complejos, ya sea en su desarrollo y/o en su implementación. En tales casos, es usual recurrir a modelos simplificados (un MT) para poder obtener algoritmos de control razonablemente implementables del punto de vista práctico. Claramente, cuando el diseño de las estrategias de control se basa en estos modelos simplificados, entonces la solución obtenida resulta subóptima.

En la Figura 7, se muestra un esquema general de un proceso con control avanzado, que sirve además como base para la implementación computacional del sistema en vistas al diseño y ajuste de los algoritmos de control. El bloque correspondiente a los medidores engloba a los sensores, transductores, líneas de comunicación, etc.; y será tratado con más detalle en el Capítulo XX. Con respecto a la “ley de control”, adelantemos que en general involucra una realimentación de los estados estimados (\hat{x}), de los parámetros ajustados (θ), y de las mediciones (y_m), del tipo:

$$u = f(y_{sp}, y_m, \hat{x}, \theta) \quad (7)$$

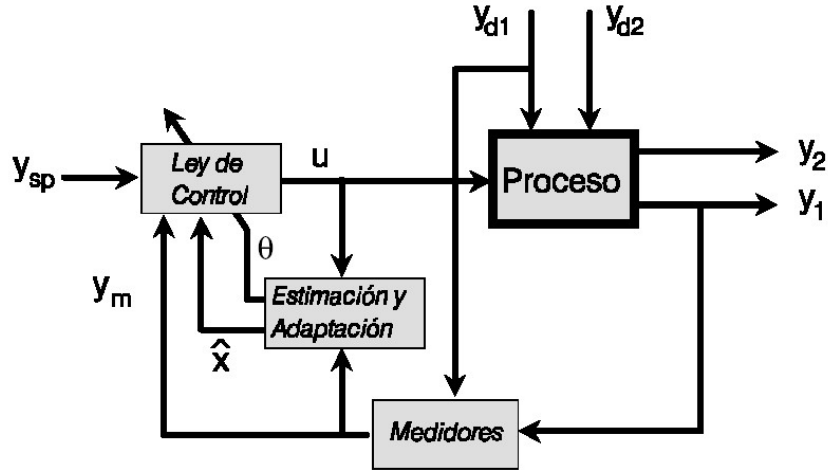


Figura XVI.7: Esquema general de un sistema de control avanzado.

La expresión anterior debe derivarse para cada caso en particular que se estudie, y depende del tipo de control a implementar (por ejemplo, en el caso del control óptimo, se obtiene en base a criterios de optimización dinámica, como se verá más adelante).

El bloque de estimación y adaptación “en línea” permite una doble función: 1) estimar aquellos estados del proceso que no son medibles; y 2) establecer modificaciones en los parámetros de la ley de control, que permitan mejorar la >performance= del proceso. Este segundo punto se implementa exclusivamente en los algoritmos de control adaptable, y constituye un área específica del control que no será tratada en este capítulo (puede consultarse Landau, 1979).

Veamos a continuación, algunas estructuras específicas de control avanzado.

XVI.3.1. Control por realimentación de estados

Consideremos un proceso descrito a través de un modelo matemático lineal [ecns. (4)], correspondiente por ejemplo a un proceso linealizado. La técnica de control por realimentación de estados consiste en establecer una ley de control de la forma:

$$u = -Kx + u_1 \tag{8}$$

donde K es una matriz constante; y u_1 representa una evolución temporal de referencia del control u . Reemplazando la ecn. (8) en la ecn. (4.a), resulta:

$$dx(t)/dt = (A - BK)x(t) + B u_1 ; \quad x(0) = x_0 \tag{9}$$

En la Figura 8, se presenta un esquema en bloques de un sistema de control por realimentación de estados. El objetivo de los sistemas de control con realimentación de los estados es seleccionar la matriz de realimentación \mathbf{K} de manera tal que los estados del proceso evolucionen según una dinámica deseada preestablecida. Recordemos que la dinámica asociada a la ecn. (9) queda determinada por los autovalores de la matriz $\mathbf{A}-\mathbf{BK}$; y entonces es posible plantear un problema de *diseño por ubicación de polos (o autovalores)*, consistente en: i) especificar la ubicación deseada de los autovalores en el plano complejo; y ii) calcular las componentes de \mathbf{K} que den lugar a tales autovalores.

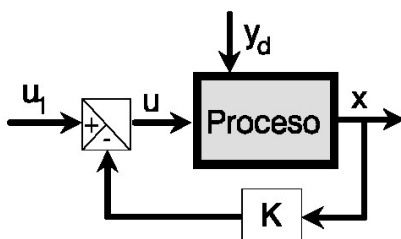


Figura XVI.8: Sistema de control por realimentación de estados.

Por último, debe notarse que en el sistema de control propuesto se asume que todos los estados del proceso son medibles. Esto no siempre es posible en un proceso real, y es entonces necesario recurrir a estimadores de estado u observadores, como se discutirá en el Capítulo XX. Al respecto, mencionemos dos resultados teóricos importantes. Una realimentación de estados de la forma de la ecn. (8): 1) no modifica la *controlabilidad* del sistema en lazo abierto; y 2) puede destruir la *observabilidad* del sistema en lazo abierto. Mayores detalles sobre las implicancias de estos resultados serán también tratados en el Capítulo XX, o pueden consultarse en Kuo (1996).

XVI.3.2. Control óptimo

Consideremos un proceso genérico representado por el siguiente modelo de estados:

$$dx(t)/dt = f(x(t), u(t)) ; t_0 \leq t \leq t_f \quad (10)$$

Supongamos que se pretende determinar el vector de control $\mathbf{u}(t)$ de manera tal que los estados del sistema evolucionen según trayectorias preespecificadas, entre los tiempos inicial y final. Para resolver la ecuación anterior es necesario establecer ciertas restricciones para el vector de estados \mathbf{x} . Por ejemplo, si se fija la condición $\mathbf{x}(0)=\mathbf{x}_0$ estaremos tratando con un problema de valor inicial; si se establece $\mathbf{x}(t_f)=\mathbf{x}_f$ será un problema de valor final; y si se adoptan ambas restricciones tendremos un problema de valores de frontera en dos puntos.

Un problema de *control óptimo* consiste en determinar el vector de control $\mathbf{u}(t)$, que permite minimizar (o en ciertos casos maximizar) un funcional de costo del tipo:

$$J = G[\mathbf{x}(t_f)] + \int_{t_0}^{t_f} F[\mathbf{x}(t), u(t)] dt \quad (11)$$

donde F y G son funciones arbitrarias (en general, no lineales). El primer término del funcional J penaliza los errores obtenidos a tiempo final, debido a que los estados puedan no alcanzar los valores especificados; y el segundo término penaliza tanto la historia de los errores en las trayectorias de los estados, como la potencia invertida en el control utilizado.

Por ejemplo, supongamos un reactor batch en el que se lleva a cabo una reacción exotérmica. Asumamos que: i) se pretende una conversión (c) con un valor final del 80%; ii) se manipula el caudal de refrigerante (u) para mantener constante la temperatura (T) de la reacción en 101°C; y iii) la reacción se debe desarrollar en $t_f=30$ min. Entonces, un posible funcional a minimizar será:

$$J = [c(30) - 0.80]^2 + \int_0^{30} \{k_1 [T(t) - 10]^2 + k_2 u^2\} dt \quad (12)$$

donde k_1 y k_2 son pesos relativos que contemplan el costo por error en la temperatura y el costo del control, respectivamente.

El área de control óptimo se encuentra muy desarrollada, tanto para sistemas lineales como no lineales. La profundidad de los conceptos involucrados en la misma excede los alcances de este capítulo, y por tal motivo se sugiere al interesado en incursionar por este área consultar libros específicos tales como Bryson y Ho (1975). En el resto de este punto nos limitaremos a estudiar una aplicación de control óptimo, conocida como la regulación lineal cuadrática.

El problema del regulador lineal cuadrático

El problema del regulador lineal cuadrático *determinístico* es uno de los problemas más típicos dentro de la teoría del control óptimo, y puede plantearse de la siguiente manera:

Dado un sistema dinámico lineal de la forma: $dx/dt = \mathbf{A} \mathbf{x} + \mathbf{B} \mathbf{u}$; $\mathbf{x}(t_0) = \mathbf{x}_0$, \mathbf{x} ($n \times 1$), \mathbf{A} ($n \times n$), \mathbf{B} ($n \times m$), determinar el vector de control \mathbf{u} ($m \times 1$) que permite controlar al sistema en el "set point" $\mathbf{x}^d = \mathbf{0}$, minimizando el siguiente índice de performance cuadrático:

$$J = \frac{1}{2} \mathbf{x}^T(t_f) \mathbf{S}_f \mathbf{x}(t_f) + \frac{1}{2} \int_{t_0}^{t_f} [\mathbf{x}^T(t) \mathbf{W}_x \mathbf{x}(t) + \mathbf{u}^T(t) \mathbf{W}_u \mathbf{u}(t)] dt \quad (13)$$

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

donde S_f (nxn), W_x (nxn) y W_u (mxm) son matrices de peso (definidas positivas).

Nótese cómo en el funcional de la ecn. (13), la matriz S_f penaliza al sistema que no es capaz de alcanzar los estados deseados en el tiempo final, t_f ; y las matrices W_x y W_u penalizan los errores en las evoluciones de los estados y los controles excesivos, respectivamente. Así, por ejemplo, valores relativamente bajos de W_x darán lugar a controles suaves, y los estados evolucionarán hacia el valor del equilibrio muy lentamente. Por el contrario, valores relativamente altos de W_x darán lugar a controles muy fuertes, y los estados alcanzarán muy rápidamente el equilibrio.

La “ley de control” que permite resolver el problema del regulador lineal cuadrático es una realimentación de los estados, similar a las ya descritas en el punto XVI.3.1. (con $x^d=0$), es decir:

$$u(t) = -K_1(t) x(t) \quad (14)$$

donde K_1 es una matriz de realimentación que depende sólo de los parámetros del sistema, y que se calcula como:

$$K_1(t) = W_u^{-1} B^T S(t) \quad (15)$$

donde $S(t)$ es la solución de la siguiente ecuación de Riccati (caracterizada por tener un término cuadrático en S):

$$dS/dt = -S A - A^T S + S B W_u^{-1} B^T S - W_x; S(t_f) = S_j \quad (16)$$

Nótese que la ecn. (16) es una ecuación diferencial ordinaria (EDO) matricial, y por lo tanto involucra a n EDOs acopladas. Además, como sólo se conoce el valor de S a tiempo final, entonces la EDO debe resolverse integrando “hacia atrás” en el tiempo. Esta integración se resuelve normalmente definiendo una variable >falsa= $t = t_f - t$, e implementando la integración numérica con t entre 0 y t_f . Para un sistema de parámetros constantes, y para tiempos muy elevados ($t \rightarrow \infty$), la solución de la ecn. (16) se obtiene a partir de la siguiente ecuación de Riccati algebraica:

$$-S A - A^T S + S B W_u^{-1} B^T S - W_x = 0 \quad (17)$$

En tal caso, K_1 es también constante y la solución conduce a un sistema de control con un controlador proporcional de ganancia constante.

Ejemplo: consideremos un reactor tanque agitado continuo (RTAC) operado en forma isotérmica, donde se lleva a cabo una reacción química irreversible descrita por la siguiente cinética:



Definamos los siguientes parámetros adimensionales: $\tau=V/F$; $t=t/\tau$; $D_1=k_1 \tau$; $D_2=k_2 \tau$, donde t es el tiempo real; V es el volumen del reactor; τ es el tiempo medio de residencia; t es el tiempo adimensional; D_1 , D_2 son los números de Damköhler; y F es el caudal volumétrico. Definamos también los vectores de estado y de control, según: $x_1=[A]/[A]^*$; $x_2=[B]/[A]^*$; $u_1=[A]_{in}/[A]^*$; $u_2=[B]_{in}/[A]^*$; donde $[A]$, $[B]$ representan concentraciones dentro del reactor; $[A]_{in}$, $[B]_{in}$ las concentraciones de alimentación; y $[A]^*$ es una concentración de referencia (arbitraria). En base a estos parámetros, el modelo matemático del sistema es:

$$dx_1/dt = -(1 + D_1) x_1 + u_1 \quad x_1(0) = x_{10} \quad (19.a)$$

$$dx_2/dt = D_1 x_1 - (1 + D_2) x_2 + u_2 \quad x_2(0) = x_{20} \quad (19.b)$$

Asumamos que únicamente es posible manipular la concentración de alimentación de A ($u_2=0$); y consideremos el problema de determinar el control $u_1(t)$ que permite minimizar el funcional de la ecn. (13), y que para el presente caso se reduce a ($S_f=0$):

$$J = \frac{1}{2} \int_{t_0}^{t_f} [x^T(t) W_x x(t) + W_u u_1^2(t)] dt \quad (20)$$

El control óptimo por realimentación de estados se calcula a través de:

$$u_1(t) = -K(t)x(t) = -[K_1(t) x_1(t) + K_2(t) x_2(t)] \quad (21)$$

con $K_1(t) = S_{11}(t) / W_u$; y $K_2(t) = S_{12}(t) / W_u$. Los parámetros S_{11} y S_{12} se calculan resolviendo la ecuación de Riccati (16), con $S_f=0$.

XVI.3.3. Linealización global exacta de sistemas no lineales

A partir de la década del 70, la geometría diferencial ha mostrado aportar grandes ventajas en el tratamiento riguroso de los sistemas no lineales. Un desarrollo formal de la teoría de control de sistemas no lineales puede consultarse en Isidori (1985). Kravaris y Kantor (1990a, b) presentan una muy buena revisión de los métodos geométricos aplicados al control de procesos no lineales. D=Attellis (1992) presenta una recopilación de las bases teóricas del control no lineal, y algunas aplicaciones a sistemas no lineales típicos.

Una aplicación interesante de la teoría de control de sistemas no lineales es la denominada linealización global exacta >Entrada/Salida= (LGE E/S). A efectos de introducir los conceptos básicos relativos a la LGE E/S, consideremos un proceso representado por el siguiente modelo de estados:

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

$$dx/dt = f(x) + g(x)u ; x(0) = x_0 \quad (22.a)$$

$$y = h(x) \quad (22.b)$$

Por razones de simplicidad se ha considerado un sistema SISO, pero los resultados pueden extenderse a sistemas MIMO. La idea de la linealización E/S reside en calcular una “ley de control” basada en una realimentación no lineal de los estados del sistema, del tipo: $u = \psi(x, v)$, de manera tal que el modelo del proceso más la ley de control conformen un sistema *lineal* en su nueva descripción E/S (entrada= v ; salida= y). Entonces, el control del proceso linealizado resultante puede efectuarse utilizando un controlador lineal clásico (por ejemplo, un PID). En la Figura 9, se representa esquemáticamente los conceptos antes mencionados. El estimador de estados se agrega para contemplar la posibilidad de que los estados del proceso puedan ser no medibles.

El cálculo de la ley de realimentación u se efectúa en forma analítica, a partir del modelo matemático del proceso. Dada la complejidad involucrada en su deducción no se la incluye en este texto, pero se remite al lector interesado a la bibliografía arriba mencionada. Por ejemplo, una aplicación práctica de la LGE E/S a los reactores >batch= puede encontrarse en Kravaris y Chung (1987). Cabe acotar finalmente que la teoría de linealización global es más efectiva en la medida que el modelo matemático sea una muy buena aproximación del proceso.

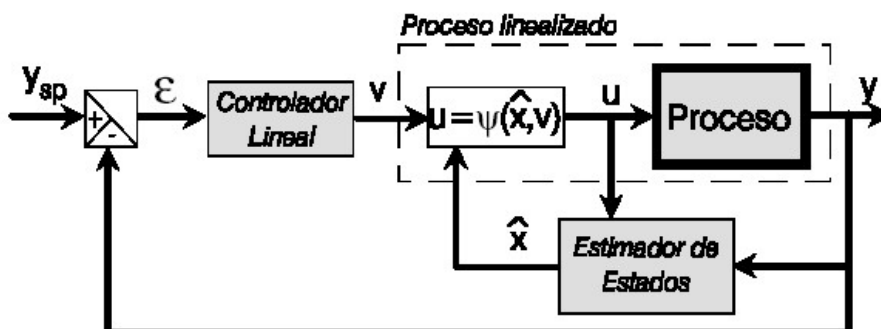


Figura XVI.9: Sistema de control por LGE E/S.

XVI.3.4. Otras estructuras de control avanzado

Las estructuras de control mencionadas en los puntos anteriores no son las únicas posibles de implementar. Por el contrario, existe un número prácticamente ilimitado de estructuras posibles, y la elección de la más conveniente para el proceso a controlar es una etapa primordial en el diseño de sistemas controlados. A continuación, y a manera de ejemplos, se mencionan posibles estructuras de control que surgen por combinación de otras anteriormente estudiadas.

control, el simulador de un proceso puede ser utilizado con los siguientes propósitos: a) analizar la factibilidad de cambios operativos en el proceso; b) estudiar la robustez del sistema controlado ante perturbaciones externas; c) determinar ajustes alternativos de los controladores ya existentes para mejorar la >performance= operativa del proceso; d) diseñar y evaluar nuevas estructuras de control a implementar en el proceso; etc.

Para poder encarar cualquier tipo de simulación, es necesario contar con un modelo matemático del proceso. En puntos anteriores, ya se ha mencionado la posibilidad de disponer de modelos con diferentes grados de aproximación, y la necesidad usual de recurrir a los MT para el diseño de algoritmos de control. Sin embargo, a los efectos de la simulación numérica, el proceso debería siempre ser simulado mediante el modelo matemático más exacto disponible (un MD).

En la Figura 12, se muestran los esquemas de bloques correspondientes a un proceso genérico no controlado, y a dos modelos posibles (uno no lineal, y otro lineal o linealizado) para ser utilizados en la simulación numérica. Los dos modelos responden a las estructuras matemáticas de las ecns. (1) y (4), y en ambos casos se supone además la existencia de perturbaciones externas al sistema de carácter aditivo en las variables de salida.

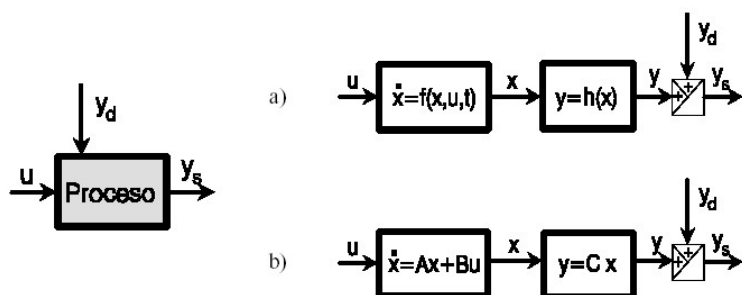


Figura XVI.12: Esquemas de bloques típicos utilizados para la simulación numérica de un proceso: a) modelo no lineal; b) modelo lineal o linealizado.

La simulación numérica de un proceso controlado involucra además de los bloques de la planta, los correspondientes a los medidores, controladores, estimadores, etc. En la Figura 13, se muestra la configuración típica para la simulación de una planta en lazo cerrado, por realimentación de la salida. Nótese que el esquema es básicamente el mismo de la Figura 3. Se ha representado al proceso real por un modelo matemático (no lineal), un controlador lineal del tipo proporcional, y la medición modelada según:

$$y_m = g(y_1) \tag{23}$$

donde g es una función que representa la dinámica de los medidores (sensores, transmisores, etc.). En el caso más simple, $y_m = y_1$, lo que representa una realimentación unitaria de la salida.

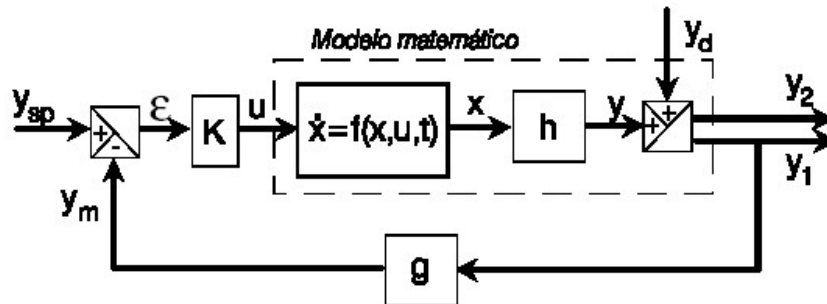


Figura XVI.13: Sistema de control a lazo cerrado por realimentación de la salida. Representación esquemática del modelo para la simulación numérica.

XVI.4.1. Estructuras típicas utilizadas en los simuladores dinámicos

Usualmente, los simuladores dinámicos de un proceso controlado están subdivididos en un conjunto de módulos, tales como los descritos en la Tabla 3.

TABLA XVI.3. Módulos típicos para la simulación de un proceso controlado

Módulo	Datos Recibidos	Resultados Provistos
Planta	Parámetros del modelo. Condiciones iniciales. Flujos de materia y/o de energía (intercambiados con el "exterior"). Vectores de las variables manipuladas y de las perturbaciones.	Vector de estados.
Salida	Vector de estados.	Vector de salidas.
Medición	Vector de salidas. Ruidos típicos de los sensores.	Vector de mediciones.
Controlador	"Set points". Vectores de mediciones, de estados estimados, y de parámetros estimados. Parámetros de ajuste de cada controlador.	Vector de variables accionadas.
Accionador	Vector de variables accionadas.	Vector de variables manipuladas.
Estimación y Adaptación	Vectores de variables manipuladas y de mediciones.	Vectores de estados estimados y de parámetros estimados.

Consideremos una breve descripción del contenido de cada uno de los módulos.

1. Módulo de simulación de la planta. Por lo general, es el módulo más grande y de mayor complejidad. Incluye el modelo matemático detallado del comportamiento dinámico del proceso no controlado, y rutinas numéricas para la resolución de sistemas de ecuaciones diferenciales. Recibe información sobre las condiciones de simulación (tiempo de simulación, métodos numéricos a emplear, paso de integración, etc.), los parámetros físico-químicos, y las variables manipuladas. Provee la evolución temporal de los estados del proceso.
2. Módulo de salida. Es un módulo simple, conformado exclusivamente por ecuaciones algebraicas. Calcula las evoluciones temporales de las variables de interés, en base a los estados provistos por el módulo de simulación de la planta.
3. Módulo de medición. Incluye la dinámica de los medidores (sensores, transductores, líneas de medición, etc.) y el ruido típico de los sensores. Permite simular la medición real. Sobre aspectos relativos a este módulo se profundizará más en el Capítulo XX.
4. Módulo de los controladores. En este módulo se incluye la “ley de control” utilizada. Por ejemplo, la ecuación tecnológica [ecn. (5)] de un controlador lineal, o la ley de realimentación de estados en un sistema de control avanzado.
5. Módulo de los accionadores. Incluye el comportamiento dinámico de los órganos de acción final (por ejemplo, la dinámica de apertura y cierre de una válvula).
6. *Módulo de estimación y adaptación.* Este módulo sólo está presente en los sistemas de control avanzado. Por ejemplo, cuando la ley de control incluye realimentación de estados no medibles; o adaptación en línea de parámetros. La información provista es sólo requerida por el módulo 4).

XVI.4.2. Un ejemplo simulado de un sistema de control de niveles

Consideremos el sistema representado esquemáticamente en la Figura 14, correspondiente a un proceso ya existente, más una expansión futura prevista (indicada en líneas de trazos). El Proceso 1 impone una demanda de agua (q_{p1}). Una demanda típica de un día de operación se indica en la misma figura. El agua utilizada por el proceso es acondicionada en forma previa a su uso en el tanque acondicionador, para lo cual es necesario regular el nivel de agua (h_2) en 0,9 m. El 90% del agua utilizada por el Proceso 1 se recupera y se recicla al tanque de reserva.

El caudal de alimentación adicional de agua al tanque 1 (q_0) es constante, y permite compensar el 10% perdido en el Proceso 1. La regulación de h_2 se efectúa accionando el grado de apertura (p) de la válvula de salida del tanque de reserva, cuya característica $q_1 - p$ es lineal. La medición de h_2 se considera exacta. En la Tabla .4 se indican los parámetros de simulación y las condiciones operativas del sistema.

Se pretende utilizar un simulador dinámico del proceso con el objeto de:

- a) Verificar si el ajuste actual del controlador proporcional es el adecuado;
- b) Analizar la posibilidad de implementar la expansión del sistema, determinando posibles modificaciones en la planta, reajuste del controlador, y valor de la restricción R;
- c) Evaluar si se justificaría adicionar un efecto integral y/o derivativo al controlador, para el sistema expandido.

TABLA XVI.4. Parámetros y condiciones operativas del sistema

	Tanques	q_0 [m ³ /hr]	Rangos de h_2 [m]	K_p	$h_{2,sp}$ [m]
<i>Sistema Original</i>	$A_1=0,3 \text{ m}^2$ $H_1=5,0 \text{ m};$ $A_2=0,1 \text{ m}^2$ $H_2=1,0 \text{ m};$	1,77	$0,85 < h_2 < 0,95$	50	0,9
<i>Expansión</i>	$A_3=0,1 \text{ m}^2;$ $H_3=1,0 \text{ m};$	1,94	$0,50 < h_3 < 1,0$	50	0,9

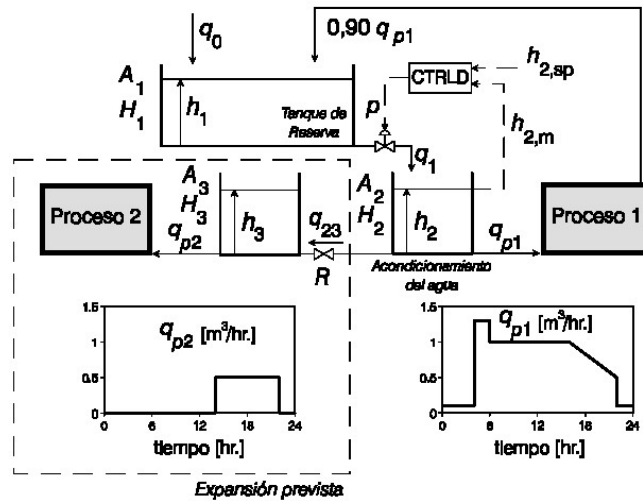


Figura XVI.14. Sistema de control de niveles. Evaluación del proceso actual y de la expansión futura.

Para evaluar los puntos anteriores se requiere disponer de un modelo

Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos

Autor: Nicolás J. Scenna y col.

ISBN: 950-42-0022-2 - 81999

matemático del sistema, y efectuar un conjunto de simulaciones. A continuación, describimos las expresiones matemáticas involucradas en cada uno de los módulos del simulador dinámico, con una clasificación semejante a la utilizada en la Tabla 3.

Módulo de simulación de la planta. En forma similar a lo ya visto en el Capítulo XIV, pueden plantearse las siguientes ecuaciones de balance de materia:

$$A_1 dh_1/dt = q_0 + 0.9q_{p1} - q_1 ; h_1(0) = h_1^0 \quad (24.a)$$

$$A_2 dh_2/dt = q_1 - q_{p1} - q_{23} ; h_2(0) = h_2^0 \quad (24.b)$$

$$A_3 dh_3/dt = q_{23} - q_{p2} ; h_3(0) = h_3^0 \quad (24.c)$$

con:

$$q_1 = k p (h_1)^{1/2} ; 0 \leq p \leq 1 \quad (24.d)$$

$$q_{23} = R \operatorname{sgn}(h_2 - h_3) (|h_2 - h_3|)^{1/2} \quad (24.e)$$

En la ecn. (24.e) la función >signo= y el valor absoluto de la diferencia $h_2 - h_3$ permiten tener en cuenta cualquier sentido del flujo q_{23} , como ya se explicó en el ejemplo final del Capítulo XIV.

Módulo de salida. La única variable de salida de interés en este problema es h_2 , entonces:

$$y = h_2 \quad (24.f)$$

Módulo de medición. Como se asume que la medición es exacta, entonces:

$$y_m = h_{2,m} = h_2 \quad (24.g)$$

Módulo del controlador. Se utiliza la ecuación tecnológica del controlador proporcional; es decir:

$$p = K_p (h_{2,sp} - h_{2,m}) \quad (24.h)$$

Módulo del accionador. El accionador ya está incluido en el modelo de la planta [ecn. (24.d)].

En la Figura 15, se muestran los resultados de simulación del sistema original y del expandido, con el mismo ajuste original del controlador ($K_p=50$). En el sistema original se observa que las variables evolucionan dentro de los rangos especificados, aunque se nota una leve saturación de la apertura de la válvula ($p=1$), para $t \approx 6$ hrs. El error en la regulación de h_2 se mantiene siempre por debajo de 0,1 m.

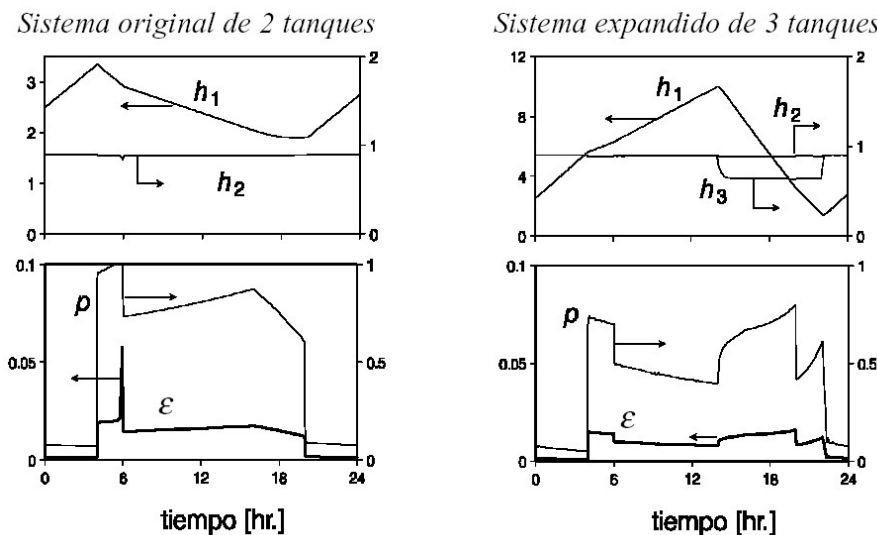


Figura XVI.15. Resultados de simulación de los sistemas original y expandido.

Cuando se simula el sistema expandido, se adoptó un valor de la restricción $R=1$. El error en la regulación de h_2 es similar al del caso anterior, y la válvula de control se encuentra más alejada de la saturación ($p < 1$). Sin embargo, se requiere un tanque de reserva de una altura considerablemente superior a la original ($h_1 \approx 10$ m). Aunque no se muestran resultados, las simulaciones indicaron que no se logran mejoras sustanciales en el sistema de control al incorporar efectos derivativos y/o integrales al controlador, por lo que tales reajustes serían en principio descartados.

PROBLEMAS PROPUESTOS

- P.1) a) Determinar el modelo matemático linealizado asociado a la ecn. (2), considerando $q_2 = h/R$; y expresar el nuevo modelo de estados. [Nótese que las matrices **A**, **B** y **C** de las ecns. (4) se reducen a escalares]. b) Fijar $A=1 \text{ m}^2$, $R=10 \text{ m}^2 \text{ min}^{-1}$, y $q_1=0,1 \text{ m}^3/\text{min}$. Calcular la evolución temporal del nivel de agua, y comprobar que $h^c=1 \text{ m}$ es el único estado estacionario del sistema, independientemente del nivel inicial de agua en el tanque. c) Colocar un controlador proporcional con el objeto de regular $h=0,5 \text{ m}$, manipulando q_1 . Determinar la máxima ganancia del controlador para obtener evoluciones de h no oscilatorias.
- P.2) Considerar el ejemplo del punto XVI.2.3 (Fig. 6). Determinar las constantes del controlador P+I, según el método de la “curva de reacción”.
- P.3) Considerar el esquema cinético de la ecn. (18). a) Derivar el modelo matemático de las ecns. (19), y determinar las matrices **A**, **B** y **C** del modelo de estados, si la variable de interés es x_2 y sólo se manipula u_1 . b) Determinar el control óptimo que minimiza el funcional de la ecn. (20), cuando no interesa la trayectoria de x_1 (nótese que el integrando de la ecn. (20) se reduce a $x_2^2+u_1^2$).
- P.4) a) Determinar el modelo de estados linealizado del problema XVI.4.2, para el proceso “actual” y linealizando alrededor de los valores medios de los niveles observados en la Figura 15. b) Simular el sistema linealizado, y comparar con los resultados de la Figura 15. c) Determinar el valor de la constante proporcional que no produce soluciones oscilatorias en los niveles de agua.

BIBLIOGRAFÍA CITADA

- Amy, L. (1992). “Automation Systems for Control and Data Acquisition”, Instrument Society of America (ISA), North Carolina.
- Bishop, R. (1993). “Modern Control System Analysis and Design Using MATLAB”, Addison-Wesley Pub. Co., Reading, Massachusetts.
- Bryson, A. y Y. Ho (1975). “Applied Optimal Control. Optimization, Estimation and Control”, J. Wiley & Sons, New York.
- D’Attellis, C. (1992). “Introducción a los Sistemas No Lineales de Control y sus Aplicaciones”, AADECA, Buenos Aires.
- Isidori, A. (1985). “Nonlinear Control Systems: An Introduction”, M. Thoma Ed., Springer-Verlag.
- Kravaris, C. y C. Chung (1987). “Nonlinear State Feedback Synthesis by Global Input/Output Linearization”, AIChE J., 33, 4, 592.
- Kravaris, C. y J. Kantor (1990,a). “Geometric Methods for Nonlinear Process Control. 1. Background”, Ind. Eng. Chem. Res., 29, 2295.
- Kravaris, C. y J. Kantor (1990,b). “Geometric Methods for Nonlinear Process Control. 2. Controller Synthesis”, Ind. Eng. Chem. Res., 29, 2310.
- Kuo, B. (1996). “Sistemas de Control Automático”, 7ª Ed., Prentice Hall Hispanoamérica, S.A., México.

- Kuo, B. y D. Hanselman (1994). “*Matlab Tools For Control System Analysis And Design*”, Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey.
- Landau, Y. (1979). “*Adaptive Control. The Model Reference Approach*”, Marcel Dekker, Inc., New York.
- Ogata, K. (1970). “*Modern Control Engineering*”, Prentice Hall, Inc., Englewood Cliffs, New Jersey.
- Ray, W. (1981). “*Advanced Process Control*”, McGraw-Hill, Inc., Chemical Engineering Series, New York.
- Ray, W. y D. Lainiotis (1978). “*Distributed Parameter Systems. Identification, Estimation, and Control*”, Control and Systems Theory Series, Vol 6, Marcel Dekker, Inc., New York.
- Stephanopoulos, G. (1984). “*Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice*”, Prentice Hall, Inc., Englewood Cliffs, New Jersey.
- Takahashi, Y., M. Rabins y D. Auslander (1977). “*Control and Dynamic Systems*”, Addison-Wesley Pub. Co., Reading, Massachusetts.

