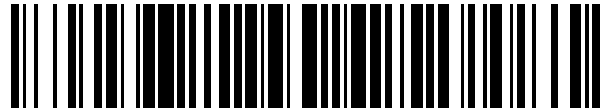


19



OFICINA ESPAÑOLA DE  
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 395 914**

51 Int. Cl.:

**G05B 11/42** (2006.01)

**G05B 13/04** (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **15.06.2006 E 06773160 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.09.2012 EP 1891489**

54 Título: **Sistema de asesoramiento dinámico en línea a partir de modelos MPC**

30 Prioridad:

**15.06.2005 US 152919**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

**18.02.2013**

73 Titular/es:

**CUTLER TECHNOLOGY CORPORATION (100.0%)  
157 Westcourt Lane  
San Antonio, TX 78257, US**

72 Inventor/es:

**CUTLER, CHARLES R.**

74 Agente/Representante:

**CARPINTERO LÓPEZ, Mario**

**ES 2 395 914 T3**

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

## DESCRIPCIÓN

Sistema de asesoramiento dinámico en línea a partir de modelos MPC

## ANTECEDENTES DE LA INVENCION

5 El Control Predictivo de Modelos (MPC, del inglés "Model Predictive Control") se refiere a una clase de algoritmos que computan una secuencia de ajustes de variables manipuladas con el fin de optimizar el comportamiento futuro de procesos multivariable complejos. Originalmente desarrollado para satisfacer las necesidades de refinerías de petróleo y procesos químicos, el control MPC puede encontrarse ahora en una amplia variedad de áreas de aplicación que incluyen sustancias químicas, procesamiento de alimentos, automoción, industria aeroespacial, metalurgia, y pasta papelera y papel. Una implementación bien conocida del control MPC en aplicaciones químicas y en refinerías es el Control de Matrices Dinámicas o DMC (del inglés "Dynamic Matrix Control").

10 El Controlador MPC emplea un modelo de software del proceso para predecir el efecto de cambios pasados de variable manipulada y perturbaciones medibles sobre las variables de salida de interés. Las variables independientes son computadas de modo que se optimiza el comportamiento futuro del sistema sobre un intervalo de tiempo conocido como el horizonte de predicción. En el caso general puede usarse cualquier función objetivo deseada para la optimización. La dinámica del sistema es descrita por un modelo de proceso explícito, que puede tomar, en principio, un número de formas matemáticas diferentes. Las restricciones de entrada y salida del proceso son incluidas directamente en la formulación del problema de modo que violaciones futuras de restricciones son anticipadas y evitadas.

20 En la práctica se han desarrollado y comercializado un número de diferentes aproximaciones en la implementación de Controladores MPC. Las implementaciones más exitosas han hecho uso de un modelo lineal para la dinámica de planta. El modelo lineal es desarrollado en un primer paso recogiendo datos sobre el proceso por introducción de perturbaciones de prueba en las variables independientes y midiendo los efectos de las perturbaciones sobre las variables dependientes. Este paso principal es denominado Identificación.

25 Las patentes de los EE. UU. 4.349.869 y 4.616.308 describen una implementación de control MPC denominada Control de Matrices Dinámicas (DMC). Estas patentes describen los algoritmos MPC basados en modelos lineales de una planta y describen cómo se incluyen restricciones de proceso en la formulación del problema. También se describe la identificación inicial del controlador MPC usando datos de proceso.

30 A modo de ampliación de los antecedentes, esta Identificación de dinámica de proceso requiere una prueba previa en la que las variables independientes del proceso son variadas siguiendo algún patrón para determinar el efecto sobre las variables dependientes. En un proceso químico o de refinería, las variables independientes incluyen los puntos de consigna de controlador PID (proporcional-integral-derivativo) para variables dependientes seleccionadas, las posiciones de elementos de control finales de controladores PID en manual, y temperaturas, flujos de material, presiones y composiciones que son determinados fuera del alcance del dominio del controlador. Para cualquier prueba de Identificación de proceso, las variables independientes son fijadas para el análisis de los datos. Además, el ajuste de cualquiera de los controladores PID en el dominio del controlador MPC está fijado. El controlador MPC que está construido para usar los modelos dinámicos de proceso a partir de la identificación debe tener exactamente la misma configuración de variables independientes que existía cuando se realizó la identificación. De este modo, la configuración del controlador PID que está presente durante la identificación incrusta la dinámica del controlador PID en el modelo dinámico. Debido a que la dinámica PID es una parte del comportamiento de planta, hay una correlación inherente de variables que se produce al ocurrir perturbaciones no medidas en el proceso. Los diversos bucles de control PID responden a esas perturbaciones no medidas y varían muchas de las variables controladas en respuesta. Esto ha impedido siempre históricamente que los profesionales creen controladores MPC libres de dinámica PID usando pruebas de identificación estándar.

45 La solicitud de patente de los EE.UU. US-A-2003/0195665 (concedida como patente 6.980.938) da a conocer aquellas características expuestas en la parte precharacterizante de la reivindicación 1.

50 La solicitud US-A-2003/0195665 trata la cuestión anteriormente mencionada y describe una metodología para eliminar la dinámica PID del modelo dinámico mediante uso de un algoritmo matemático de matrices novedoso que intercambia variables seleccionadas, controladas por posiciones de elementos de control finales (habitualmente posiciones de válvula), por sus correspondientes variables seleccionadas de punto de consigna de controlador PID manipuladas, controlables independientemente, en el modelo linealizado usando operaciones matemáticas de eliminación de filas de matriz para generar un segundo modelo linealizado que tiene un nuevo conjunto de variables manipuladas, controlables independientemente, en que el segundo modelo tiene eliminada del modelo la dinámica de las variables seleccionadas de punto de consigna de controlador PID manipuladas, controlables independientemente.

Este segundo modelo linealizado es un modelo de bucle abierto basado sólo en posiciones de elementos de control finales. Debido a que es un modelo de Respuesta Finita al Impulso de bucle abierto, se ha mostrado que puede ser ejecutado 50 o 100 veces más rápido que el proceso en tiempo real. La solicitud US-A-2003/0195665 describe y reivindica el uso de este tipo de modelo tanto en control como en el desarrollo de simuladores de entrenamiento desconectados.

5 La solicitud de patente de los EE.UU. US-A-2004/00117766 da a conocer otra aproximación para tratar el control predictivo de modelo y su optimización dentro de un sistema de control. El documento EP-A-0919889 describe un simulador basado en modelos mecánicos dinámicos (no lineales) de un proceso particular. El documento US-A-2002/0178133 da a conocer un dispositivo predictivo dinámico no lineal.

10 Una necesidad fuertemente deseada pero no satisfecha en el control de procesos multivariable complejos tales como producción química y refinamiento de petróleo es la posibilidad de un sistema de asesoramiento en línea rápido para el operador. Éste puede usarse de dos modos importantes. En un modo en primer plano, el sistema de asesoramiento a operadores puede ejecutarse para proporcionar una predicción continua de hacia dónde está avanzando el proceso sobre la base de cambios pasados en las variables independientes y configuraciones. En un modo en segundo plano, el sistema de asesoramiento puede asesorar al operador y proporcionar un modo de entrenamiento para enseñar a operadores nuevos y experimentados el uso de escenarios. Esta capacidad nunca ha estado disponible en la técnica anterior o en la práctica. El beneficio obvio de esta capacidad es la prevención de paradas no programadas y la seguridad de la unidad.

15 El reconocimiento de esta necesidad no satisfecha y un método para tratar la necesidad mediante uso de un modelo de respuesta finita al impulso de bucle abierto con la dinámica PID eliminada acoplado a una emulación de los controladores PID y tener este nuevo modelo acoplado a un sistema de control distribuido (DCS, del inglés "Distributed Control System") constituye un aspecto de esta invención.

#### BREVE SUMARIO DE LA INVENCION

25 Un objeto de esta invención es proporcionar un método para eliminar del controlador MPC, que fue creado mediante una prueba de identificación de planta, la dinámica de los controladores PID. Esto permite la creación de un modelo FIR (del inglés "Finite Impulse Response", de Respuesta Finita al Impulso), basado en elementos de control finales, del proceso. Este modelo basado en elementos de control finales puede ser acoplado entonces a una emulación del esquema de control PID y acoplado a través de una consola de sistema de control distribuido (DCS) para crear un sistema de asesoramiento a operadores en línea, rápido y auténtico, para guiar a operadores durante la ejecución del proceso. Debido a que la dinámica de los controladores PID ha sido desacoplada del modelo FIR basado en elementos de control finales, este sistema de asesoramiento a operadores en línea puede ser usado en diversas configuraciones de control sin tener que repetir la prueba de identificación de planta. Este tipo de sistema de asesoramiento en línea no ha sido conseguido nunca con anterioridad.

30 Constituye un objeto adicional de esta invención proporcionar un método así que puede ser usado en diversas implementaciones de controladores MPC.

35 Constituye un objeto adicional de esta invención proporcionar un método para crear un sistema de asesoramiento en línea para procesos multivariable complejos que pueda ser modificado con nuevas configuraciones de control regulatorio o nuevos ajustes, y que esto pueda ser hecho sin tener que realizar nuevas pruebas de identificación del proceso.

40 Un objeto de la invención es conseguido mediante un método para crear un sistema de asesoramiento a operadores en línea para un proceso a usar en simulación de procesos y para simuladores de entrenamiento creados eliminando el efecto de la dinámica PID, y de este modo el efecto de perturbaciones no medidas, de la dinámica de un modelo de controlador de un proceso que tiene una pluralidad de variables manipuladas, controlables independientemente, y al menos una variable controlada dependiente de las variables manipuladas, controlables independientemente, que comprende los pasos de: recoger datos acerca del proceso mediante introducción separada de una perturbación de prueba en cada una de las variables manipuladas y medir el efecto de las perturbaciones sobre la variable controlada; usar los efectos de las perturbaciones sobre la variable controlada para generar un primer modelo dinámico linealizado que relaciona la por lo menos una variable controlada con las variables manipuladas, controlables independientemente; intercambiar variables seleccionadas, controladas por posiciones de elementos de control finales, por sus correspondientes variables seleccionadas de punto de consigna de controlador PID manipuladas, controlables independientemente, en el primer modelo dinámico linealizado usando operaciones matemáticas de eliminación de filas de matriz para generar un segundo modelo dinámico linealizado que tiene un nuevo conjunto de variables manipuladas, controlables independientemente, en que el segundo modelo dinámico linealizado tiene la dinámica de las variables seleccionadas de punto de consigna de controlador PID manipuladas, controlables independientemente, eliminada del segundo modelo dinámico linealizado; emular externamente esquemas de control regulatorio deseados a través de emuladores matemáticos para emular controladores PID en modos manual, en cascada o automático para obtener un modelo completado del proceso.

El modelo completado así descrito puede usarse accediendo a los datos en tiempo real procedentes del proceso para inicializar el modelo completado con el estado de las variables dependientes e independientes, inicializando una configuración del sistema de control regulatorio, e inicializando el estado de los vectores de predicción de modo que el modelo completado puede ser resuelto entonces matemáticamente para predecir la evolución futura de las variables controladas.

Debe observarse que un esquema de control regulatorio puede ser fácilmente emulado externamente al modelo de proceso a través de una consola DCS o un emulador de consola disponible en paquetes de control modernos. Esto permite al operador poner controladores PID en modo manual, romper cascadas, reajustar el controlador PID, o incluso reconfigurar el esquema de control regulatorio.

El método más común de identificación actualmente usado en el refinamiento de petróleo y procesos químicos es la Identificación de Matrices Dinámicas (DMI, del inglés "Dynamic Matrix Identification"). Se usará el método DMI para ilustrar la metodología de esta invención, pero debe entenderse que la invención no está limitada a una técnica de identificación específica.

De acuerdo con la presente invención, un método para crear y usar un sistema de asesoramiento a operadores en línea para uso en simulación de procesos y para simuladores de entrenamiento está caracterizado por aquellas características expuestas en la parte caracterizante de la reivindicación 1.

#### DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

- La figura 1 es un esquema de flujo de un fraccionador.
- La figura 2 es una simulación del modelo de fraccionador sobre la base de posiciones de válvula.
- La figura 3 ilustra los resultados de una prueba de planta del fraccionador.
- La figura 4 es una simulación del fraccionador con los controladores PID.
- La figura 5 es una ilustración del fraccionador con los valores originales y recuperados.
- La figura 6 es una representación de diagrama de flujo de los pasos de un aspecto del método de la invención.
- La figura 7 es una representación de diagrama de flujo de los pasos de un aspecto del método de la invención.
- La figura 8 es una representación de diagrama de flujo de los pasos de un aspecto del método de la invención.

#### DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

La invención es un método usado en conjunción con control predictivo de modelo para eliminar de un controlador MPC de un proceso la dinámica de controladores PID con el fin de crear subsiguientemente un sistema de asesoramiento en línea del proceso.

Un modelo de proceso MPC es un conjunto de ecuaciones lineales de modo que debe ser matemáticamente posible intercambiar cualquier variable independiente por una variable dependiente suponiendo que exista una relación entre la variable independiente y la dependiente. Un conjunto candidato para esa transformación es el punto de consigna (independiente) para un controlador PID y la posición de elementos de control finales asociada (dependiente) para ese controlador PID.

Un controlador MPC está basado a menudo en un modelo lineal de un sistema de proceso. Aunque la invención a describir aquí tiene aplicaciones en muchos campos, los ejemplos usados serán de aplicaciones de procesos químicos y de refinería.

Hay dos tipos de variables en cualquier sistema; las *variables independientes* y las *variables dependientes*. Las *variables independientes* son *entradas* para el sistema. Las variables independientes se dividen además en variables manipuladas y de perturbación (de alimentación anticipada o *feedforward*). Las variables manipuladas son aquellas que pueden ser cambiadas por el operador humano, tales como posiciones de elementos de control finales o puntos de consigna de controlador PID. Las variables de perturbación son aquellas variables independientes que tienen un efecto sobre el sistema, pero no pueden ser cambiadas por el operador humano. Variables tales como la composición de alimentación, temperatura de alimentación y temperatura ambiente son ejemplos de variables de perturbación.

Las variables dependientes son salidas del sistema. Las variables dependientes están afectadas por cambios en las variables independientes. El operador humano no puede cambiarlas directamente. Los valores de las variables dependientes pueden ser controlados, sin embargo, cambiando correctamente los valores de las variables manipuladas. Además, cuando entran perturbaciones en el sistema, las variables manipuladas deben ser ajustadas correctamente para contrarrestar la perturbación.

El uso de modelos lineales permite el uso de operaciones matemáticas de matrices en la descripción de control multivariable y complejo. Hay varias formulaciones generales de modelos MPC. Un modelo general para control es el modelo de respuesta por pasos:

$$\begin{aligned} \delta \bar{O}_1 &= A_{1,1} \Delta \bar{I}_1 + \dots + A_{1,j} \Delta \bar{I}_j + \dots + A_{1, \text{nind}} \Delta \bar{I}_{\text{nind}} \\ &\vdots \qquad \qquad \qquad \vdots \quad \quad \quad \vdots \qquad \qquad \quad \vdots \quad \quad \quad \vdots \\ \delta \bar{O}_i &= A_{i,1} \Delta \bar{I}_1 + \dots + A_{i,j} \Delta \bar{I}_j + \dots + A_{i, \text{nind}} \Delta \bar{I}_{\text{nind}} \\ &\vdots \qquad \qquad \qquad \vdots \quad \quad \quad \vdots \qquad \qquad \quad \vdots \quad \quad \quad \vdots \\ \delta \bar{O}_{\text{nind}} &= A_{\text{nind},1} \Delta \bar{I}_1 + \dots + A_{\text{nind},j} \Delta \bar{I}_j + \dots + A_{\text{nind}, \text{nind}} \Delta \bar{I}_{\text{nind}} \end{aligned}$$

10 Ecuación 1: Matriz Dinámica de Respuesta por Pasos, Forma de Matriz de Bloques donde

$$\delta \bar{O}_i = \begin{bmatrix} O_{i,1} - O_{i,0} \\ O_{i,2} - O_{i,0} \\ O_{i,3} - O_{i,0} \\ \vdots \\ O_{i, \text{ncoef}} - O_{i,0} \end{bmatrix},$$

es el cambio acumulativo en la i-ésima variable dependiente en cada paso de tiempo,

$$\Delta \bar{I}_j = \begin{bmatrix} \Delta I_{j,1} \\ \Delta I_{j,2} \\ \Delta I_{j,3} \\ \vdots \\ \Delta I_{j, \text{ncoef}} \end{bmatrix},$$

es el cambio por paso de la F-ésima variable independiente en cada paso de tiempo, y

$$A_{i,j} = \begin{bmatrix} a_{i,j,1} & & & & \\ a_{i,j,2} & a_{i,j,1} & & & \\ a_{i,j,3} & a_{i,j,2} & a_{i,j,1} & & \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \\ a_{i,j, \text{ncoef}} & a_{i,j,(\text{ncoef}-1)} & a_{i,j,(\text{ncoef}-2)} & \dots & a_{i,j,1} \end{bmatrix},$$

15 es la Matriz Dinámica.

Una forma alternativa de esta ecuación de Respuesta por Pasos es la forma de Respuesta Finita al Impulso (FIR). Puede ser derivada de la forma de Respuesta por Pasos como se describe a continuación.

Recordando de las definiciones que:

20  $b_{i,j,k} = a_{i,j,k} \quad \text{para } k=1,$

$$b_{i,j,k} = a_{i,j,k} - a_{i,j,(k-1)} \quad \text{para } k:2 \rightarrow \text{ncoef}$$



C. R. Cutler y C. R. Johnston discuten las propiedades de estas formas de la matriz en un artículo, "Analysis of the Forms of the Dynamic Matrix", en Proceedings of the Instrument Society of America ISA 85 Advances in instrumentation, Volumen 40, Número 1 - Octubre 1985.

5 El uso de estas técnicas de modelización lineal, incluyendo la identificación del modelo y el uso del modelo para control y el uso en control con restricciones está descrito en dos patentes de los EE.UU., 4.349.869 y 4.616.308.

Derivaremos ahora el algoritmo de esta invención para demostrar la eliminación de la dinámica PID (proporcional-integral-derivativa) en el controlador. Esta derivación procede del modelo FIR de la ecuación 2. Para derivar el algoritmo, suponemos que la  $\hat{j}$ -ésima variable independiente es el punto de consigna de un controlador PID y la  $\hat{i}$ -ésima dependiente es la respuesta de elementos de control final PID a ese cambio de punto de consigna. El elemento de control final en muchos procesos es una válvula pero puede ser otras cosas tales como la regulación de velocidad en un motor. El término elemento de control final anticipa cualquiera de estos elementos que responde a un bucle de control PID. Deseamos reconstituir el modelo de modo que el elemento de control final sea la variable independiente en el modelo de proceso; es decir, deseamos eliminar la dinámica de este controlador PID en todas las respuestas de modelo afectadas. Esto puede conseguirse intercambiando la  $\hat{i}$ -ésima variable dependiente por la  $\hat{j}$ -ésima variable dependiente, como sigue:

$$\begin{bmatrix} B_{1,1} & \dots & B_{1,(\hat{j}-1)} & B_{1,\hat{j}} & B_{1,(\hat{j}+1)} & \dots & B_{1,nind} \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ B_{(\hat{i}-1),1} & \dots & B_{(\hat{i}-1),(\hat{j}-1)} & B_{(\hat{i}-1),\hat{j}} & B_{(\hat{i}-1),(\hat{j}+1)} & \dots & B_{(\hat{i}-1),nind} \\ B_{\hat{i},1} & \dots & B_{\hat{i},(\hat{j}-1)} & B_{\hat{i},\hat{j}} & B_{\hat{i},(\hat{j}+1)} & \dots & B_{\hat{i},nind} \\ B_{(\hat{i}+1),1} & \dots & B_{(\hat{i}+1),(\hat{j}-1)} & B_{(\hat{i}+1),\hat{j}} & B_{(\hat{i}+1),(\hat{j}+1)} & \dots & B_{(\hat{i}+1),nind} \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ B_{ndep,1} & \dots & B_{ndep,(\hat{j}-1)} & B_{ndep,\hat{j}} & B_{ndep,(\hat{j}+1)} & \dots & B_{ndep,nind} \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} \Delta \bar{I}_1 \\ \vdots \\ \Delta \bar{I}_{(\hat{j}-1)} \\ \Delta \bar{I}_{\hat{j}} \\ \Delta \bar{I}_{(\hat{j}+1)} \\ \vdots \\ \Delta \bar{I}_{nind} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} I & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \dots & I & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \dots & 0 & I & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \dots & 0 & 0 & I & \dots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & I \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} \Delta \bar{O}_1 \\ \vdots \\ \Delta \bar{O}_{(\hat{i}-1)} \\ \Delta \bar{O}_{\hat{i}} \\ \Delta \bar{O}_{(\hat{i}+1)} \\ \vdots \\ \Delta \bar{O}_{ndep} \end{bmatrix}$$

20 donde  $I = \begin{bmatrix} 1 & 0 & \dots & 0 & 0 \\ 0 & 1 & \dots & 0 & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & 1 & 0 \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 1 \end{bmatrix}$ , es la Matriz identidad.

Obsérvese que esto no es más que la ecuación 2 anterior con una matriz identidad que multiplica los elementos  $\Delta O$ .

25 Realizando operaciones de eliminación de filas (pivotamiento), obtenemos:

$$\begin{bmatrix} \hat{B}_{1,1} & \dots & \hat{B}_{1,(\hat{j}-1)} & 0 & \hat{B}_{1,(\hat{j}+1)} & \dots & \hat{B}_{1,nind} \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),1} & \dots & \hat{B}_{(\hat{i}-1),(\hat{j}-1)} & 0 & \hat{B}_{(\hat{i}-1),(\hat{j}+1)} & \dots & \hat{B}_{(\hat{i}-1),nind} \\ \hat{B}_{\hat{i},1} & \dots & \hat{B}_{\hat{i},(\hat{j}-1)} & -I & \hat{B}_{\hat{i},(\hat{j}+1)} & \dots & \hat{B}_{\hat{i},nind} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),1} & \dots & \hat{B}_{(\hat{i}+1),(\hat{j}-1)} & 0 & \hat{B}_{(\hat{i}+1),(\hat{j}+1)} & \dots & \hat{B}_{(\hat{i}+1),nind} \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{B}_{ndep,1} & \dots & \hat{B}_{ndep,(\hat{j}-1)} & 0 & \hat{B}_{ndep,(\hat{j}+1)} & \dots & \hat{B}_{ndep,nind} \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} \Delta \bar{I}_1 \\ \vdots \\ \Delta \bar{I}_{(\hat{j}-1)} \\ \Delta \bar{I}_{\hat{j}} \\ \Delta \bar{I}_{(\hat{j}+1)} \\ \vdots \\ \Delta \bar{I}_{nind} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} I & \dots & 0 & -\hat{B}_{1,\hat{j}} & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \dots & I & -\hat{B}_{(\hat{i}-1),\hat{j}} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \dots & 0 & -\hat{B}_{\hat{i},\hat{j}} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \dots & 0 & -\hat{B}_{(\hat{i}+1),\hat{j}} & I & \dots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \dots & 0 & -\hat{B}_{ndep,\hat{j}} & 0 & \dots & I \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} \Delta \bar{O}_1 \\ \vdots \\ \Delta \bar{O}_{(\hat{i}-1)} \\ \Delta \bar{O}_{\hat{i}} \\ \Delta \bar{O}_{(\hat{i}+1)} \\ \vdots \\ \Delta \bar{O}_{ndep} \end{bmatrix}$$

que puede ser reescrito como:

$$\begin{aligned}
 & \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,1} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),1} \\ \hat{B}_{\hat{i},1} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),1} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,1} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_1 + \dots + \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,(\hat{j}-1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),(\hat{j}-1)} \\ \hat{B}_{\hat{i},(\hat{j}-1)} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),(\hat{j}-1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,(\hat{j}-1)} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{(\hat{j}-1)} + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ -I \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{\hat{j}} + \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,(\hat{j}+1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),(\hat{j}+1)} \\ \hat{B}_{\hat{i},(\hat{j}+1)} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),(\hat{j}+1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,(\hat{j}+1)} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{(\hat{j}+1)} + \dots + \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,ndep} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),ndep} \\ \hat{B}_{\hat{i},ndep} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),ndep} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,ndep} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{ndep} \\
 & = \begin{bmatrix} I \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_1 + \dots + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ I \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{(\hat{i}-1)} + \begin{bmatrix} -\hat{B}_{1,\hat{j}} \\ \vdots \\ -\hat{B}_{(\hat{i}-1),\hat{j}} \\ -\hat{B}_{\hat{i},\hat{j}} \\ -\hat{B}_{(\hat{i}+1),\hat{j}} \\ \vdots \\ -\hat{B}_{ndep,\hat{j}} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{\hat{i}} + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ I \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{(\hat{i}+1)} + \dots + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ I \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{ndep}
 \end{aligned}$$

que puede ser reorganizado como:

$$\begin{aligned}
 & \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,1} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),1} \\ \hat{B}_{\hat{i},1} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),1} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,1} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_1 + \dots + \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,(\hat{j}-1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),(\hat{j}-1)} \\ \hat{B}_{\hat{i},(\hat{j}-1)} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),(\hat{j}-1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,(\hat{j}-1)} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{(\hat{j}-1)} + \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,\hat{j}} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),\hat{j}} \\ \hat{B}_{\hat{i},\hat{j}} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),\hat{j}} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,\hat{j}} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{\hat{i}} + \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,(\hat{j}+1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),(\hat{j}+1)} \\ \hat{B}_{\hat{i},(\hat{j}+1)} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),(\hat{j}+1)} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,(\hat{j}+1)} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{(\hat{j}+1)} + \dots + \begin{bmatrix} \hat{B}_{1,ndep} \\ \vdots \\ \hat{B}_{(\hat{i}-1),ndep} \\ \hat{B}_{\hat{i},ndep} \\ \hat{B}_{(\hat{i}+1),ndep} \\ \vdots \\ \hat{B}_{ndep,ndep} \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{ndep} \\
 & = \begin{bmatrix} I \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_1 + \dots + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ I \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{(\hat{i}-1)} + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ I \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{I}_{\hat{j}} + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ I \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{(\hat{i}+1)} + \dots + \begin{bmatrix} 0 \\ \vdots \\ 0 \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ I \end{bmatrix} \times \Delta \bar{O}_{ndep}
 \end{aligned}$$

o reensamblando la ecuación matricial obtenemos:



$$\begin{bmatrix} \hat{B}_{1,1} & \dots & \hat{B}_{1,(j-1)} & \hat{B}_{1,j} & \hat{B}_{1,(j+1)} & \dots & \hat{B}_{1,ndp} \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{B}_{(i-1),1} & \dots & \hat{B}_{(i-1),(j-1)} & \hat{B}_{(i-1),j} & \hat{B}_{(i-1),(j+1)} & \dots & \hat{B}_{(i-1),ndp} \\ \hat{B}_{i,1} & \dots & \hat{B}_{i,(j-1)} & \hat{B}_{i,j} & \hat{B}_{i,(j+1)} & \dots & \hat{B}_{i,ndp} \\ \hat{B}_{(i+1),1} & \dots & \hat{B}_{(i+1),(j-1)} & \hat{B}_{(i+1),j} & \hat{B}_{(i+1),(j+1)} & \dots & \hat{B}_{(i+1),ndp} \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{B}_{ndp,1} & \dots & \hat{B}_{ndp,(j-1)} & \hat{B}_{ndp,j} & \hat{B}_{ndp,(j+1)} & \dots & \hat{B}_{ndp,ndp} \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} \Delta \bar{I}_1 \\ \vdots \\ \Delta \bar{I}_{(j-1)} \\ \Delta \bar{O}_i \\ \Delta \bar{I}_{(j+1)} \\ \vdots \\ \Delta \bar{I}_{ndp} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} I & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \ddots & I & 0 & 0 & \ddots & 0 \\ 0 & \ddots & 0 & I & 0 & \ddots & 0 \\ 0 & \ddots & 0 & 0 & I & \ddots & 0 \\ \vdots & \ddots & \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ 0 & \dots & 0 & 0 & 0 & \dots & I \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} \Delta \bar{O}_1 \\ \vdots \\ \Delta \bar{O}_{(i-1)} \\ \Delta \bar{I}_j \\ \Delta \bar{O}_{(i+1)} \\ \vdots \\ \Delta \bar{O}_{ndp} \end{bmatrix}$$

Obsérvese que  $\Delta \bar{O}_i$  y  $\Delta \bar{I}_j$  han sido intercambiados de modo que la posición del elemento de control final es ahora una variable independiente y el punto de consigna PID es ahora una variable dependiente. Esto ilustra la eliminación de la dinámica PID en sólo un controlador PID, pero el algoritmo es claramente general en el sentido de que múltiples pares de variables independiente/dependiente pueden ser intercambiados para eliminar la dinámica para múltiples controladores.

A modo de ilustración adicional, será ilustrado ahora un problema de ejemplo numérico para mostrar cómo es aplicada esta aproximación a un controlador predictivo de modelo para eliminar la dinámica de un controlador PID particular.

- 10 Dado un modelo FIR con dos (2) variables independientes, dos (2) variables dependientes y cuatro (4) coeficientes de modelo, donde la segunda variable independiente es el punto de consigna de un controlador PID y la segunda variable dependiente es la posición de elemento de control final del controlador PID, queremos reconstituir el modelo con la posición de elemento de control final PID como una variable independiente en vez del punto de consigna PID. Esto requiere que la dinámica del controlador PID sea eliminada en todas las respuestas del sistema de acuerdo con el algoritmo previamente discutido. Este ejemplo es también válido para las formas  $\Delta O = B\Delta I$ ,  $\delta O = B\delta I$ , y  $\Delta\Delta O = B\Delta\Delta I$  de la ecuación.

Var Dependiente-1	
Var Independiente-1	Var Independiente-2
$b_{1,1,1} = 1,5$	$b_{1,2,1} = 0,5$
$b_{1,1,2} = 0,6$	$b_{1,2,2} = 0,4$
$b_{1,1,3} = 0,2$	$b_{1,2,3} = 0,2$
$b_{1,1,4} = 0,1$	$b_{1,2,4} = 0,1$

Var Dependiente-2	
Var Independiente-1	Var Independiente-2
$b_{2,1,1} = -0,3$	$b_{2,2,1} = 0,75$
$b_{2,1,2} = -0,4$	$b_{2,2,2} = 0,25$
$b_{2,1,3} = -0,1$	$b_{2,2,3} = 0,15$
$b_{2,1,4} = -0,05$	$b_{2,2,4} = 0,05$

El problema está especificado en la matriz posterior.

## ES 2 395 914 T3

Indica Elemento de Pivotamiento

1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0
0,6	1,5	0	0	0,4	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0
0,2	0,6	1,5	0	0,2	0,4	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0	0
0,1	0,2	0,6	1,5	0,1	0,2	0,4	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0
-0,3	0	0	0	0,75	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0
-0,4	-0,3	0	0	0,25	0,75	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
-0,1	-0,4	-0,3	0	0,15	0,25	0,75	0	0	0	0	0	0	0	1	0
-0,05	-0,1	-0,4	-0,3	0,05	0,15	0,25	0,75	0	0	0	0	0	0	0	1

Multiplicar la ecuación-5 por (-1/0,75)

5

1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0
0,6	1,5	0	0	0,4	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0
0,2	0,6	1,5	0	0,2	0,4	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0	0
0,1	0,2	0,6	1,5	0,1	0,2	0,4	0,5	0	0	0	1	0	0	0	0
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
-0,4	-0,3	0	0	0,25	0,75	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
-0,1	-0,4	-0,3	0	0,15	0,25	0,75	0	0	0	0	0	0	0	1	0
-0,05	-0,1	-0,4	-0,3	0,05	0,15	0,25	0,75	0	0	0	0	0	0	0	1

Multiplicar la Ecuación-5 por 0,5 , sumarla a la Ecuación-1 y reemplazar la Ecuación-1  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,4 , sumarla a la Ecuación-2 y reemplazar la Ecuación-2  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,2 , sumarla a la Ecuación-3 y reemplazar la Ecuación-3  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,1 , sumarla a la Ecuación-4 y reemplazar la Ecuación-4  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,25 , sumarla a la Ecuación-6 y reemplazar la Ecuación-6  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,15 , sumarla a la Ecuación-7 y reemplazar la Ecuación-7  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,05 , sumarla a la Ecuación-8 y reemplazar la Ecuación-8

10

1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-0,667	0	0	0
0,76	1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0	0	-0,533	0	0	0
0,28	0,6	1,5	0	0	0,4	0,5	0	0	0	1	0	-0,267	0	0	0
0,14	0,2	0,6	1,5	0	0,2	0,4	0,5	0	0	0	1	-0,133	0	0	0
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
-0,3	-0,3	0	0	0	0,75	0	0	0	0	0	0	-0,333	1	0	0
-0,04	-0,4	-0,3	0	0	0,25	0,75	0	0	0	0	0	-0,2	0	1	0
-0,03	-0,1	-0,4	-0,3	0	0,15	0,25	0,75	0	0	0	0	-0,067	0	0	1

15

Multiplicar la Ecuación-6 por (-1/0,75)

1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-0,667	0	0	0
0,76	1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0	0	-0,533	0	0	0
0,28	0,6	1,5	0	0	0,4	0,5	0	0	0	1	0	-0,267	0	0	0
0,14	0,2	0,6	1,5	0	0,2	0,4	0,5	0	0	0	1	-0,133	0	0	0
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0,444	-1,333	0	0
-0,04	-0,4	-0,3	0	0	0,25	0,75	0	0	0	0	0	-0,2	0	1	0
-0,03	-0,1	-0,4	-0,3	0,15	0,25	0,75	0	0	0	0	-0,067	0	0	0	1

## ES 2 395 914 T3

- Multiplicar la Ecuación-5 por 0,5 , sumarla a la Ecuación-2 y reemplazar la Ecuación-2  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,4 , sumarla a la Ecuación-3 y reemplazar la Ecuación-3  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,2 , sumarla a la Ecuación-4 y reemplazar la Ecuación-4  
 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,25 , sumarla a la Ecuación-7 y reemplazar la Ecuación-7  
 5 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,15 , sumarla a la Ecuación-8 y reemplazar la Ecuación-8

1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-0,667	0	0	0
0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	-0,311	-0,667	0	0
0,44	0,76	1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0	-0,089	-0,533	0	0
0,22	0,28	0,6	1,5	0	0	0,4	0,5	0	0	0	1	-0,044	-0,267	0	0
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0,444	-1,333	0	0
0,06	-0,3	-0,3	0	0	0	0,75	0	0	0	0	0	-0,089	-0,333	1	0
0,03	-0,04	-0,4	-0,3	0	0	0,25	0,75	0	0	0	0	0	-0,2	0	1

Multiplicar la Ecuación-7 por (-1/0,75)

1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-0,667	0	0	0
0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	-0,311	-0,667	0	0
0,44	0,76	1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0	-0,089	-0,533	0	0
0,22	0,28	0,6	1,5	0	0	0,4	0,5	0	0	0	1	-0,044	-0,267	0	0
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0,444	-1,333	0	0
-0,08	0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0,119	0,4444	-1,333	0
0,03	-0,04	-0,4	-0,3	0	0	0,25	0,75	0	0	0	0	0	-0,2	0	1

- 10 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,5, sumarla a la Ecuación-3 and reemplazar la Ecuación-3 Multiplicar la Ecuación-5 por 0,4, sumarla a la Ecuación-4 and reemplazar la Ecuación-4

Multiplicar la Ecuación-5 por 0,25, sumarla a la Ecuación-8 y reemplazar la Ecuación-8

1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-0,667	0	0	0
0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	-0,311	-0,667	0	0
0,4	0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	-0,030	-0,311	-0,667	0
0,188	0,44	0,76	1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0,003	-0,089	-0,533	0
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0,444	-1,333	0	0
-0,08	0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0,119	0,444	-1,333	0
0,01	0,06	-0,3	-0,3	0	0	0	0,75	0	0	0	0	0,030	-0,089	-0,333	1

Multiplicar la Ecuación-8 por (-1/0,75)

## ES 2 395 914 T3

1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-0,667	0	0	0
0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	-0,311	-0,667	0	0
0,4	0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	-0,030	-0,311	-0,667	0
0,188	0,44	0,76	1,5	0	0	0	0,5	0	0	0	1	0,003	-0,089	-0,533	0
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0,444	-1,333	0	0
-0,08	0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0,119	0,444	-1,333	0
-0,013	-0,08	0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	-0,040	0,119	0,444	-1,333

Multiplicar la Ecuación-5 por 0,5, sumarla a la Ecuación-4 y reemplazar la Ecuación-4

1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	-0,667	0	0	0
0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	-0,311	-0,667	0	0
0,4	0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	0	-0,030	-0,311	-0,667	0
0,181	0,4	0,96	1,7	0	0	0	0	0	0	0	1	-0,017	-0,030	-0,311	-0,667
0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	-1,333	0	0	0
0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0,444	-1,333	0	0
-0,08	0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0,119	0,444	-1,333	0
-0,013	-0,08	0,4	0,4	0	0	0	-1	0	0	0	0	-0,040	0,119	0,444	-1,333

Reorganizar las Ecuaciones

1,7	0	0	0	0,667	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0
0,96	1,7	0	0	0,311	0,667	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0
0,4	0,96	1,7	0	0,030	0,311	0,667	0	0	0	1	0	0	0	0	0
0,181	0,4	0,96	1,7	0,017	0,030	0,311	0,667	0	0	0	1	0	0	0	0
0,4	0	0	0	1,333	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0
0,4	0,4	0	0	-0,444	1,333	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
-0,08	0,4	0,4	0	-0,119	-0,444	1,333	0	0	0	0	0	0	0	1	0

5

Los nuevos coeficientes del modelo con la dinámica PID eliminada son como sigue

Var Dependiente-1	
Var Independiente-1	Var Independiente-2
$b_{1,1,1} = 1,7$	$b_{1,2,1} = 0,667$
$b_{1,1,2} = 0,96$	$b_{1,2,2} = 0,311$
$b_{1,1,3} = 0,4$	$b_{1,2,3} = 0,030$
$b_{1,1,4} = 0,181$	$b_{1,2,4} = 0,017$
Var Dependiente-2	
Var Independiente-1	Var Independiente-2
$b_{2,1,1} = 0,4$	$b_{2,2,1} = 1,333$
$b_{2,1,2} = 0,4$	$b_{2,2,2} = -0,444$
$b_{2,1,3} = -0,08$	$b_{2,2,3} = -0,119$
$b_{2,1,4} = -0,0133$	$b_{2,2,4} = 0,040$

10

12

Obsérvese que todos los valores de coeficientes cambiaron. Este nuevo controlador tiene ahora eliminada la dinámica de la segunda variable independiente (un punto de consigna PID). Este controlador puede ser usado para controlar el proceso y el desarrollo de este controlador fue realizado de forma desconectada sin tener que aplicar una prueba de identificación adicional cara y costosa en tiempo al proceso.

- 5 La misma metodología ha sido derivada para eliminar la dinámica PID en la forma de respuesta por pasos de bucle abierto de la ecuación. Esto se muestra en la solicitud 10/043.473 del inventor y no será repetido aquí.

Ejemplo de Simulación de Columna

Un uso a modo de ejemplo del algoritmo está demostrado en el siguiente ejemplo. Este ejemplo ilustrará lo siguiente:

- 10 El uso de un modelo de Respuesta Finita al Impulso (FIR) basado en elementos de control finales como un simulador de proceso para uso como un sistema de asesoramiento en línea o un simulador de entrenamiento desconectado.

Prueba de pasos de planta e Identificación de un modelo FIR basado en una configuración de control regulatorio específica.

- 15 Uso del algoritmo propuesto para eliminar la dinámica de controlador PID y recuperar el modelo subyacente basado en elementos de control finales.

En este ejemplo, un modelo FIR basado en posiciones de válvula es usado como el modelo de proceso para simular el comportamiento de un fraccionador complejo. El control regulatorio para el fraccionador consta de tres controladores de retroalimentación PI (proporcional/integral). Una prueba de pasos de planta es aplicada a la simulación usando los puntos de consigna del controlador regulatorio. Un modelo FIR es obtenido entonces para el fraccionador sobre la base de los puntos de consigna de los controladores PI. Este modelo basado en el esquema de control regulatorio es entonces proporcionado de entrada al algoritmo para eliminar la dinámica de controlador PI y recuperar el modelo de proceso FIR original.

20

Debe observarse que el término modelo de Respuesta Finita al Impulso (FIR) es usado para hacer referencia a la forma de respuesta por pasos de bucle abierto de los modelos, dado que la forma de pasos pudo ser calculada directamente a partir de los coeficientes de impulso.

25

Descripción del Esquema del Fraccionador Complejo

El esquema para el Fraccionador Complejo se muestra en la figura 1. El caudal de alimentación **5** es controlado por la unidad situada corriente arriba y es precalentado en un horno **6**. El fraccionador **7** tiene un producto superior, central y de fondo. La temperatura de cabeza del fraccionador es controlada con un controlador PI **8** que varía el reflujo superior. La temperatura de extracción del producto central es controlada con un controlador PI **9** que varía la tasa de extracción del producto central. Un tercer controlador PI **10** varía la tasa del producto de fondo para controlar el nivel de posos del fraccionador. La composición del fondo (componente ligero) es medida con un analizador **11**.

30

- Descripción del Modelo de Respuesta Finita al Impulso (FIR)

- 35 El modelo de proceso usado en este ejemplo es un modelo de respuesta por pasos de bucle abierto basado en las posiciones de válvula, resumido como sigue:

Variables Independientes del Modelo

TIC-2001.OP – Válvula de Flujo para Reflujo Superior

TIC-2002.OP – Válvula de Flujo para Producto Central

- 40 LIC-2007.OP – Válvula de Flujo para Producto de Posos

FIC-2004.SP – Válvula de Flujo para Reflujo Central

FI-2005.PV – Tasa de Alimentación del Fraccionador

Variables Dependientes del Modelo

- 45 TIG2001.PV – Temperatura de Cabeza del Fraccionador

TIC-2002.PV – Temperatura de Extracción de Producto Central

LIC-2007.PV – Nivel de Posos del Fraccionador

AI-2022.PV – Composición de Posos del Fraccionador (Componente Ligero)

5 El modelo de respuesta por pasos de bucle abierto puede ser visto en un sentido idealizado como generado del modo siguiente. Con el sistema en estado estacionario, las primeras variables independientes es incrementada en una unidad de ingeniería en el tiempo=0 al tiempo que se mantienen constantes todas las demás variables independientes. Los valores para todas las variables dependientes son medidos entonces a intervalos de tiempo igualmente espaciados hasta que el sistema alcanza nuevamente el estado estacionario. Las curvas de respuesta del modelo para cada variable dependiente con respecto a la primera variable independiente son calculadas entonces restando de cada uno de los valores medidos el valor de la variable dependiente en el tiempo=0 a cada intervalo de tiempo futuro para esas variables dependientes. Esencialmente, una curva de respuesta por pasos representa el efecto sobre la variable dependiente de un cambio en la variable independiente. Este proceso es repetido entonces sucesivamente para todas las variables independientes para generar el modelo completo. El tiempo de estado estacionario para el modelo está definido por el tiempo de estado estacionario de la curva de respuesta más lenta en el sistema.

15 Claramente en el mundo real, el modelo no puede ser generado de este modo dado que a menudo el proceso no está en estado estacionario. Además, es imposible evitar que perturbaciones medidas y no medidas afecten al sistema durante un paso de variable independiente. La generación del modelo requiere que se hagan múltiples pasos en cada variable independiente (prueba de pasos de planta). Los datos así recogidos son analizados con un paquete de software tal como el programa del Modelo DMCplus de Aspen Tech para calcular el modelo de respuesta por pasos en bucle abierto.

20 Una vez identificado un modelo así, puede ser usado para predecir la respuesta futura del sistema sobre la base de cambios pasados en las variables independientes. Es decir, si conocemos cómo han cambiado todas las variables independientes para un tiempo de estado estacionario hacia el pasado, podemos usar el modelo para predecir cómo cambiarán las variables dependientes para un tiempo de estado estacionario hacia el futuro, suponiendo que ninguna otra variable independiente cambia. Esto ilustra el uso del modelo para Predicción. (Esto es la base para usar un modelo FIR como un simulador de proceso).

25 Dada la respuesta futura predicha del sistema sobre la base de ningún otro cambio de variable independiente y dadas las restricciones sobre todas las variables independientes y dependientes, el modelo puede ser usado para planear una estrategia de variaciones de variables independientes para mantener todas las variables independientes y dependientes dentro de restricciones. Esto ilustra el uso del modelo para Control.

30 Uso de un Modelo de Respuesta Finita al Impulso (FIR) como un Simulador de Proceso

35 El modelo para este ejemplo tiene un tiempo de estado estacionario de noventa (90) minutos. Se usa un intervalo de tiempo de tres (3) minutos. Las curvas de respuesta resultantes están definidas cada una por un vector de treinta (30) números que representan el cambio acumulativo en esa variable dependiente con el tiempo con respecto a un cambio por paso en la variable independiente en el tiempo=0 mientras se mantienen constantes todas las demás variables independientes.

40 Los coeficientes del modelo se muestran en la Tabla 1 y los gráficos del modelo se muestran en la figura 2. Este modelo, basado en posiciones de válvula, se usa para predecir el comportamiento futuro del sistema en las variables dependientes del modelo sobre la base de cambios pasados y presentes en las variables independientes del modelo.

ES 2 395 914 T3

Tabla 1: Coeficientes del Modelo basado en Válvulas para Simulación del Fraccionador

<b>Coeficientes de Respuesta por Pasos para Variable Dependiente-1: TIC-2001.PV GRAD F</b>					
Minutos	TIC-2001.OP Variación +1 % en Tiempo=0	TIC-2002.OP Variación +1 % en Tiempo=0	LIC-2007.OP Variación +1 % en Tiempo=0	FIC-2004.SP Variación +1 MBBL/D en Tiempo=0	FI-2005.PV Variación +1 MBBUD en Tiempo=0
0	0,000	0,000	0,0	0,00	0,0
3	-0,101	-0,048	0,0	-2,05	2,9
6	-0,175	-0,076	0,0	-3,58	6,1
9	-0,206	-0,088	0,0	-4,43	7,5
12	-0,227	-0,068	0,0	-5,03	7,8
15	-0,245	-0,040	0,0	-5,58	8,2
18	-0,262	-0,015	0,0	-6,16	8,5
21	-0,277	0,010	0,0	-6,65	8,6
24	-0,292	0,033	0,0	-7,04	8,9
27	-0,306	0,054	0,0	-7,37	9,0
30	-0,323	0,069	0,0	-7,67	9,3
33	-0,340	0,084	0,0	-7,95	9,5
36	-0,356	0,096	0,0	-8,18	9,6
39	-0,372	0,105	0,0	-8,37	9,8
42	-0,386	0,113	0,0	-8,52	9,8
45	-0,399	0,121	0,0	-8,65	9,8
48	-0,410	0,128	0,0	-8,75	9,9
51	-0,420	0,135	0,0	-8,84	10,0
54	-0,428	0,140	0,0	-8,92	10,1
57	-0,435	0,145	0,0	-8,98	10,3
60	-0,440	0,149	0,0	-9,04	10,4
63	-0,445	0,153	0,0	-9,09	10,5
66	-0,450	0,156	0,0	-9,13	10,5
69	-0,453	0,159	0,0	-9,17	10,5
72	-0,457	0,161	0,0	-9,21	10,5
75	-0,460	0,163	0,0	-9,24	10,4
78	-0,462	0,165	0,0	-9,26	10,4
81	-0,464	0,166	0,0	-9,28	10,4
84	-0,465	0,167	0,0	-9,29	10,4
87	-0,466	0,167	0,0	-9,29	10,4
90	-0,466	0,167	0,0	-9,29	10,5
<b>Coeficientes de Respuesta por Pasos para Variable Dependiente-2: TIC-2002.PV GRAD F</b>					
Minutos	TIC-2001.OP Variación +1 % en Tiempo=0	TIC-2002.OP Variación +1 % en Tiempo=0	LIC-2007.OP Variación +1 % en Tiempo=0	FIC-2004.SP Variación +1 MBBUD en Tiempo=0	FI-2005.PV Variación +1 MBBL/D en Tiempo=0
0	0,000	0,000	0,0	0,00	0,00
3	-0,002	0,020	0,0	-0,28	0,46
6	-0,008	0,052	0,0	-0,73	1,06
9	-0,012	0,081	0,0	-1,26	1,62

ES 2 395 914 T3

12	-0,021	0,118	0,0	-1,77	2,63
15	-0,032	0,157	0,0	-2,23	3,12
18	-0,046	0,201	0,0	-2,64	3,34
21	-0,061	0,242	0,0	-3,06	3,50
24	-0,077	0,277	0,0	-3,40	3,69
27	-0,097	0,308	0,0	-3,67	4,05
30	-0,117	0,335	0,0	-3,93	4,18
33	-0,136	0,360	0,0	-4,19	4,22
36	-0,153	0,380	0,0	-4,42	4,26
39	-0,170	0,396	0,0	-4,62	4,33
42	-0,186	0,407	0,0	-4,78	4,46
45	-0,201	0,416	0,0	-4,90	4,55
48	-0,214	0,423	0,0	-4,99	4,61
51	-0,225	0,430	0,0	-5,07	4,64
54	-0,236	0,436	0,0	-5,13	4,70
57	-0,245	0,440	0,0	-5,19	4,77
60	-0,253	0,445	0,0	-5,23	4,85
63	-0,260	0,449	0,0	-5,27	4,90
66	-0,266	0,452	0,0	-5,30	4,94
69	-0,272	0,455	0,0	-5,33	4,96
72	-0,276	0,458	0,0	-5,36	4,98
75	-0,279	0,460	0,0	-5,38	4,98
78	-0,282	0,462	0,0	-5,40	4,99
81	-0,284	0,463	0,0	-5,42	5,00
84	-0,285	0,464	0,0	-5,44	5,01
87	-0,285	0,465	0,0	-5,45	5,02
90	-0,285	0,465	0,0	-5,46	5,04
<b>Coefficientes de Respuesta por Pasos para Variable Dependiente-3: LIC-2001.PV %</b>					
Minutos	TIC-2001.OP Variación +1 % en Tiempo=0	TIC-2002.OP Variación +1 % en Tiempo=0	UC-2007.OP Variación +1 % en Tiempo=0	FIG2004.SP Variación + 1 MBBUD en Tiempo=0	FI-2005.PV Variación + 1 MBBL/D en Tiempo=0
0	0,00	0,00	0,0	0,0	0,0
3	0,00	0,00	-0,8	0,0	2,3
6	0,00	0,00	-1,5	0,0	4,5
9	0,11	-0,23	-2,3	1,1	6,8
12	0,23	-0,45	-3,0	2,3	9,0
15	0,34	-0,68	-3,8	3,4	11,3
18	0,45	-0,90	-4,5	4,5	13,5
21	0,56	-1,13	-5,3	5,6	15,8
24	0,68	-1,35	-6,0	6,8	18,0
27	0,79	-1,58	-6,8	7,9	20,3
30	0,90	-1,80	-7,5	9,0	22,5
33	1,01	-2,03	-8,3	10,1	24,8
36	1,13	-2,25	-9,0	11,3	27,0



ES 2 395 914 T3

39	1,24	-2,48	-9,8	12,4	29,3
42	1,35	-2,70	-10,5	13,5	31,5
45	1,46	-2,93	-11,3	14,6	33,8
48	1,58	-3,15	-12,0	15,8	36,0
51	1,69	-3,38	-12,8	16,9	38,3
54	1,80	-3,60	-13,5	18,0	40,5
57	1,91	-3,83	-14,3	19,1	42,8
60	2,03	-4,05	-15,0	20,3	45,0
63	2,14	-4,28	-15,8	21,4	47,3
66	2,25	-4,50	-16,5	22,5	49,5
69	2,36	-4,73	-17,3	23,6	51,8
72	2,48	-4,95	-18,0	24,8	54,0
75	2,59	-5,18	-18,8	25,9	56,3
78	2,70	-5,40	-19,5	27,0	58,5
81	2,81	-5,63	-20,3	28,1	60,8
84	2,93	-5,85	-21,0	29,3	63,0
87	3,04	-6,08	-21,8	30,4	65,3
90	3,15	-6,30	-22,5	31,5	67,5

**Coefficientes de Respuesta por Pasos para Variable Dependiente-4: AI-2022.PV % MOLES**

Minutos	TIC-2001.OP Variación +1 % en Tiempo=0	TIC-2002.OP Variación +1 % en Tiempo=0	LIC-2007.OP Variación +1 % en Tiempo=0	FIC-2004.SP Variación +1 MBBL/D en Tiempo=0	FI-2005.PV Variación +1 MBBUD en Tiempo=0
0	0,00000	0,0000	0,0	0,000	0,000
3	0,00004	0,0004	0,0	0,004	-0,010
6	0,00010	0,0005	0,0	0,008	-0,073
9	-0,00014	0,0008	0,0	0,017	-0,076
12	-0,00006	-0,0007	0,0	0,037	-0,105
15	-0,00003	-0,0034	0,0	0,060	-0,112
18	0,00013	-0,0062	0,0	0,090	-0,104
21	0,00033	-0,0087	0,0	0,114	-0,113
24	0,00075	-0,0109	0,0	0,134	-0,126
27	0,00125	-0,0125	0,0	0,152	-0,124
30	0,00193	-0,0137	0,0	0,165	-0,130
33	0,00277	-0,0145	0,0	0,175	-0,134
36	0,00368	-0,0151	0,0	0,183	-0,137
39	0,00459	-0,0157	0,0	0,189	-0,144
42	0,00542	-0,0161	0,0	0,194	-0,154
45	0,00615	-0,0164	0,0	0,199	-0,161
48	0,00679	-0,0167	0,0	0,203	-0,162
51	0,00733	-0,0170	0,0	0,206	-0,162
54	0,00778	-0,0172	0,0	0,208	-0,163
57	0,00815	-0,0174	0,0	0,211	-0,165
60	0,00846	-0,0175	0,0	0,213	-0,168
63	0,00872	-0,0177	0,0	0,214	-0,171

66	0,00893	-0,0178	0,0	0,216	-0,173
69	0,00911	-0,0179	0,0	0,217	-0,175
72	0,00926	-0,0180	0,0	0,218	-0,176
75	0,00938	-0,0181	0,0	0,219	-0,176
78	0,00948	-0,0182	0,0	0,220	-0,175
81	0,00956	-0,0182	0,0	0,221	-0,175
84	0,00962	-0,0183	0,0	0,222	-0,175
87	0,00966	-0,0184	0,0	0,222	-0,175
90	0,00967	-0,0185	0,0	0,223	-0,175

Como se ha mencionado anteriormente, hay tres controladores PI (proporcionales/integrales) en el sistema. Estos controladores PI están configurados como sigue:

Tabla 2: Controladores PID del Fraccionador

Nombre de Bucle PID	Punto de consigna	Variable de Proceso	Salida	K <sub>p</sub>	K <sub>i</sub>
Temperatura Superior	TIC-2001.SP	TIC-2001.PV	TIC-2001.OP	-2,0	3,0
Temperatura de Extracción de Producto Central	TIC-2002.SP	TIC-2002.PV	TIC-2002.OP	3,0	8,0
Nivel de Posos	LIC-2001.SP	LIC-2001.PV	LIC-2007.OP	-1,0	4,0

5 Se realizó una prueba de planta (gráficos de datos en la figura 3) con estos controladores PI regulando el proceso. Las variables independientes y dependientes para el sistema fueron las siguientes:

Variables Independientes del Modelo

- 10 TIC-2001.SP – Válvula de Flujo para Reflujo Superior SP
- TIC-2002.SP – Válvula de Flujo para Producto Central SP
- LIC-2007.SP – Válvula de Flujo para Producto de Posos SP
- FIC-2004.SP – Válvula de Flujo para Reflujo Central
- FI-2005.PV – Tasa de Alimentación del Fraccionador

15

Variables Dependientes del Modelo

- TIC-2001.PV – Temperatura de Cabeza del Fraccionador
- TIC-2002.PV – Temperatura de Extracción de Producto Central
- LIC-2007.PV – Nivel de Posos del Fraccionador
- 20 TIC-2001.OP – Válvula de Flujo para Reflujo Superior
- TIC-2002.OP – Válvula de Flujo para Producto Central
- LIC-2007.OP – Válvula de Flujo para Producto de Posos
- AI-2022.PV – Composición de Posos del Fraccionador (Componente Ligero)

25 Esto ilustra el uso de un modelo FIR basado en elementos de control finales como simulador de proceso. Como se ha descrito anteriormente, los cálculos de control PID fueron realizados externamente a la simulación del proceso.

Los datos resultantes fueron analizados y un modelo basado en esta configuración PID fue identificado, como se muestra en la figura 4.

El nuevo algoritmo para eliminar la dinámica PID fue aplicado al modelo mostrado en la figura 4, y este modelo con la dinámica PID eliminada es comparado con el modelo de simulación original. Como puede verse en la figura 5, el

algoritmo recupera exitosamente el modelo original basado en elementos de control finales. Obsérvese que el tiempo de estado estacionario del modelo recuperado es mayor que el tiempo de estado estacionario del modelo original. Esto es un resultado de un tiempo de estado estacionario más largo para el modelo con los controladores PID. El modelo original de simulación basado en elementos de control finales tenía un tiempo de estado estacionario de 90 minutos.

Cuando los controladores PID fueron configurados y se realizó la prueba por pasos de planta, hicieron falta 180 minutos para que el proceso alcanzara el estado estacionario, debido a la espera necesaria para que el control de retroalimentación PID se estabilizara. El tiempo de estado estacionario del modelo recuperado basado en elementos de control finales tiene el mismo tiempo de estado estacionario que el modelo que contiene la dinámica PID a partir de la que ha sido generado. Puede verse, sin embargo, que el modelo recuperado ha alcanzado el estado estacionario en 90 minutos, y que si fuera truncado en ese punto, coincidiría exactamente con el modelo original basado en elementos de control finales.

#### Aplicabilidad de la Invención a Sistemas de Asesoramiento En Línea

La capacidad para crear modelos rápidos de respuesta finita al impulso que tienen un punto de consigna PID reemplazado por su correspondiente posición de elemento de control final tal como una posición de válvula permite el desarrollo de sistemas de asesoramiento a operadores en línea como ahora se describe. Un sistema de asesoramiento a operadores es de implementación muy diferente a la de un simulador o entrenador desconectado. El sistema de asesoramiento a operadores se ocupa del proceso real en términos de dónde está y a dónde está avanzando. El simulador tradicional sólo se ocupa de datos históricos y no interacciona con los datos en tiempo real. No predice la trayectoria que va a seguir el proceso para llegar al estado estacionario. El sistema de asesoramiento a operadores accede a las medidas en tiempo real del proceso desde un tiempo hasta el estado estacionario en el pasado para predecir hacia dónde irá el proceso para un tiempo hasta el estado estacionario en el futuro, y de este modo el sistema de asesoramiento a operadores usa continuamente la retroalimentación para cambiar la respuesta del modelo. Un simulador desconectado no puede hacer esto. Hasta ahora era inimaginable usar un simulador tradicional como un sistema de asesoramiento en tiempo real, dado que no es posible ejecutar el simulador tradicional a la misma velocidad que el proceso. La creación de un modelo FIR de elementos de control finales de bucle abierto que se ejecuta 100 veces más rápido que el proceso, lo que es un aspecto de la presente invención, hace posible crear un sistema de asesoramiento a operadores por primera vez. La predicción para el sistema de asesoramiento a operadores de las respuestas futuras de variables controladas dependientes son corregidas a cada intervalo de ejecución para hacer que la predicción coincida con la medida observada. Las predicciones de modelo de elementos de control finales de bucle abierto del sistema de asesoramiento a operadores no son invalidadas cuando se saturan las válvulas, se hacen cambios a la configuración PID, o se hacen cambios de ajuste, lo que no es el caso para controladores predictivos.

El concepto integrado de la invención puede verse en la figura 6, mostrado en general por el número 50. Una prueba de identificación de planta puede ser realizada (paso 60) con cualquier configuración regulatoria estable y ajuste PID y puede obtenerse un modelo correspondiente. El algoritmo para eliminar la dinámica PID es aplicado luego (paso 70) al modelo resultante para eliminar la dinámica de todos los controladores PID y convertir los datos de entrada al modelo desde puntos de consigna PID a válvulas o elementos de control finales. Éste es ahora un modelo FIR de bucle abierto. El esquema de control regulatorio puede ser emulado entonces (paso 80) externamente al modelo de proceso a través de una consola de sistema de control distribuido (DCS) o un emulador de consola para crear un modelo completado. Esto permite que el operador ponga controladores PID en modo manual, rompa cascadas, reajuste el controlador PID, o incluso reconfigure el esquema de control regulatorio a voluntad. El modelo completado es ahora un modelo de proceso de elementos de control finales de bucle abierto independiente de la dinámica PID acoplado a una emulación de los controladores PID que puede ser objeto de cambios por el operador.

Es importante observar la importancia de tener ahora un modelo de proceso de bucle abierto que está basado en elementos de control finales. Un controlador predictivo de modelo tradicional tal como un controlador DMC usa medidas procedentes del proceso para actualizar la predicción del estado futuro del proceso pero en casos en los que se saturan las válvulas la predicción es invalidada y los datos tienen que ser ignorados. Con un modelo de bucle abierto que está basado en elementos de control finales en vez de en puntos de consigna PID la predicción es mantenida en todo momento independientemente de lo que esté pasando con los controladores PID en segundo plano. De este modo, el modelo de asesoramiento a operadores aquí descrito puede usarse para la creación de vectores de predicción para controladores multivariable predictivos sin preocuparse de la saturación de válvulas o de cambios en la configuración de control regulatorio o de ajustes. Esta capacidad no ha estado disponible previamente.

Un FIR de bucle abierto como modelo puede ejecutarse 50 a 100 veces más rápido que el proceso en tiempo real. Esto puede usarse de dos modos importantes. En un modo en primer plano, el sistema de asesoramiento a operadores puede ejecutarse para proporcionar una predicción continua de hacia dónde está avanzando el proceso sobre la base de cambios pasados en las variables independientes y la configuración. En un modo en segundo plano, el sistema de asesoramiento puede asesorar al operador y proporcionar un modo de entrenamiento para

enseñar a operadores nuevos y experimentados el uso de escenarios. Ninguna de estas capacidades ha estado disponible en la técnica anterior o en la práctica. El modo en segundo plano en tiempo real permite al operador ver en unos pocos minutos que ocurrirá a su proceso varias horas hacia el futuro, si hace cambios a los puntos de consigna, el ajuste, o la configuración de los controladores PID. En el modo en primer plano, el software de asesoramiento a operadores mantiene una predicción de la trayectoria que seguirá el proceso hasta alcanzar el estado estacionario. Las medidas procedentes del proceso serán usadas para actualizar la predicción de la misma manera en que se usan por un controlador predictivo, excepto que la predicción está basada en un modelo de bucle abierto que no es invalidado por válvulas que se saturan o por ajuste PID o por cambios de configuración. La predicción es mantenida en todo momento independientemente de lo que está pasando en segundo plano. Después de que el operador ha investigado los cambios que desea hacer en segundo plano en tiempo real, puede sentirse con confianza para hacer los cambios en su proceso. El beneficio obvio de esta capacidad es la prevención de paradas no programadas y la seguridad de la unidad.

Debido a que el proceso es modelado ahora por un modelo de respuesta finita al impulso, de alta velocidad, de bucle abierto y basado en elementos de control finales (con la dinámica PID eliminada), se ejecuta a mucha mayor velocidad que el proceso en tiempo real tanto en el modo en primer plano anteriormente mencionado que está ejecutando una actualización continua hacia el futuro como en el modo en segundo plano que permite al operador plantear preguntas sobre “qué pasa si” al sistema de asesoramiento a operadores. Y debido a que la configuración de control PID es modelada externamente al modelo FIR, el operador puede cambiar en sus escenarios de modelo la configuración de control o el ajuste. El modelo de asesoramiento a operadores puede ser ejecutado fácilmente en un ordenador personal fijado a un sistema de control distribuido (DCS) de planta y puede explorar el proceso y la configuración DCS a intervalos regulares.

La identificación de planta del paso 80 de la figura 6 se muestra en más detalle en la figura 7 en los pasos mostrados en general por el número 100. En el paso 105, cada variable independiente es perturbada en una unidad de ingeniería cada vez. En el paso 110, al ser cambiada cada variable independiente los valores de cada variable dependiente son medidos y registrados a intervalos de tiempo igualmente espaciados hasta que la variable alcanza un estado estacionario para generar curvas de respuesta por pasos. A partir de las curvas de respuesta por pasos son obtenidos los coeficientes de una matriz dinámica linealizada de bucle abierto (paso 115) de una manera sencilla. Como se ha mencionado previamente, esto puede tomar la forma de un modelo de respuesta por pasos (SRM, del inglés “Step Response Model”) o haciendo las derivadas numéricas de cada curva se generan los coeficientes de un modelo de respuesta finita al impulso (FIR). La invención anticipa que puede usarse cualquiera de estas formas. Debido a que esta identificación fue realizada con una configuración regulatoria estable con su correspondiente ajuste PID listo, la dinámica de esa configuración regulatoria particular y ese ajuste PID particular están naturalmente incrustados en ese modelo lineal.

Los detalles del paso 70 de la figura 6 se muestran ahora en la figura 8 en los pasos mostrados en general por el número 150. Comenzando con el modelo linealizado desarrollado en el paso 115 de la figura 7, el paso 160 describe el algoritmo matemático que intercambia variables seleccionadas, controladas por posiciones de elementos de control finales, por sus correspondientes variables seleccionadas de punto de consigna de controlador PID manipuladas, controlables independientemente, en el primer modelo dinámico linealizado usando operaciones matemáticas de eliminación de filas de matriz para generar un segundo modelo dinámico linealizado que tiene un nuevo conjunto de variables manipuladas, controlables independientemente, en que dicho segundo modelo dinámico linealizado tiene la dinámica de dichas variables seleccionadas de punto de consigna de controlador PID manipuladas, controlables independientemente, eliminada en el segundo modelo dinámico. Ese segundo modelo linealizado puede ser combinado ahora (paso 165) con una emulación matemática externa de cualquier configuración de control regulatorio PID para crear un modelo completado nuevo, potente y rápido, que puede ser conectado a la consola del sistema de control distribuido para uso como sistema de asesoramiento en línea.

El modelo de asesoramiento a operadores completado es resuelto usando soluciones de ordenador sencillas de ecuaciones diferenciales tras establecer las condiciones iniciales. El modelo puede ser inicializado con datos históricos o con datos en tiempo real procedentes del proceso. Cuando el operador está en el modo en segundo plano, usando datos históricos puede ejecutar escenarios que han sido diseñados previamente, o crear nuevos. En el modo en segundo plano en tiempo real, el operador puede escoger la opción “qué pasa si” y dejar que la simulación inicialice el estado actual de las variables dependientes e independientes, la configuración y el ajuste de los controladores PID, y tener el estado actualizado de los vectores de predicción de bucle abierto relativos a dónde avanzará el proceso sobre la base de todos los datos relevantes del pasado.

Esta capacidad no ha estado disponible nunca antes para salas de control debido a que los modelos de controlador predictivo existentes, obtenidos a partir de identificaciones de planta, han tenido la dinámica de la única configuración invariable de controladores PID incrustada en el modelo. Es importante observar también que cuando el operador ejecuta un escenario del tipo “qué pasa si” y los resultados no son satisfactorios, el operador puede parar la ejecución, modificar el escenario, y reiniciar el sistema de asesoramiento múltiples veces hasta que se consiga un resultado deseado. Cada vez que se hace esto, el sistema de asesoramiento a operadores puede volver a acceder a los datos en tiempo real procedentes del proceso para inicializar las variables dependientes e

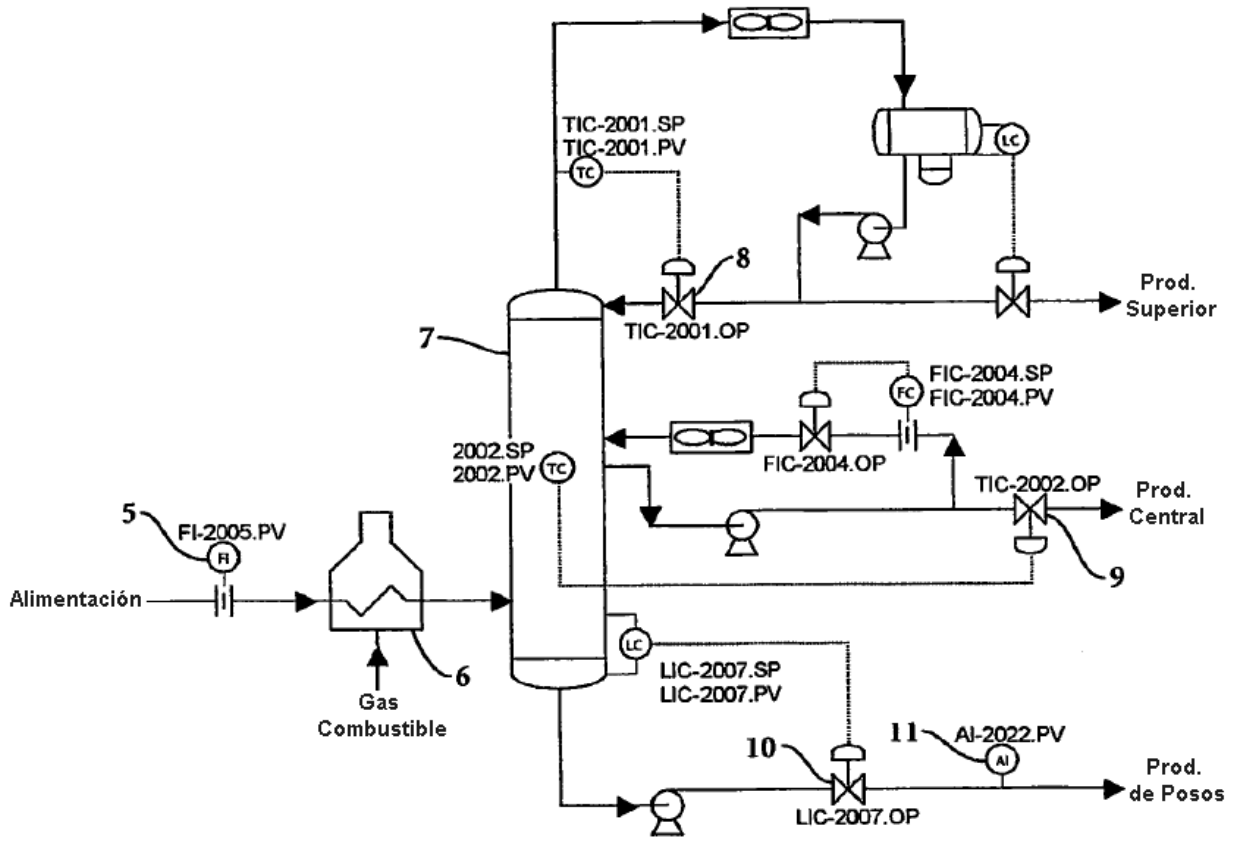
independientes, reinicializar la configuración de control, reiniciar el estado de los vectores de predicción de elementos de control finales, y luego resolver el modelo. Esto puede hacerse hasta que se encuentra un cambio satisfactorio. La alta velocidad del modelo de asesoramiento a operadores hace posible este aspecto de la invención.

- 5 Aunque se ha dado a conocer y se ha descrito una forma preferida de la invención en la memoria descriptiva y en los dibujos, debido a que variaciones en la forma preferida serán evidentes para aquellas personas experimentadas en la técnica, la invención no debe considerarse limitada a las formas específicas mostradas y descritas, sino que es tal como se expone en las reivindicaciones siguientes leídas a la luz de la exposición anterior.

**REIVINDICACIONES**

1. Un método para crear y usar un sistema de asesoramiento a operadores en línea para uso en simulación de procesos y para simuladores de entrenamiento para un proceso que tiene una pluralidad de variables manipuladas, controlables independientemente, y al menos una variable controlada dependiente de dichas variables manipuladas, controlables independientemente; en que dicho proceso opera bajo un esquema de control regulatorio definido de controladores proporcionales-integrales-derivativos (PID); que comprende los pasos de:
- 5 a. recoger datos acerca de dicho proceso mediante introducción separada de una perturbación de prueba en cada una de dichas variables manipuladas y medir el efecto de las perturbaciones sobre dicha variable controlada;
- 10 b. usar dichos efectos de las perturbaciones sobre dicha variable controlada para generar un primer modelo dinámico linealizado que relaciona dicha por lo menos una variable controlada con dichas variables manipuladas, controlables independientemente;
- 15 c. intercambiar variables seleccionadas, controladas por posiciones de elementos de control finales, por sus correspondientes variables seleccionadas de punto de consigna de controlador proporcional-integral-derivativo (PID) manipuladas, controlables independientemente, en dicho primer modelo dinámico linealizado usando operaciones matemáticas de eliminación de filas de matriz para generar un segundo modelo dinámico linealizado que tiene un nuevo conjunto de variables manipuladas, controlables independientemente, en que dicho segundo modelo dinámico linealizado tiene la dinámica de dichas variables seleccionadas de punto de consigna de controlador proporcional-integral-derivativo (PID) manipuladas, controlables independientemente, eliminada de dicho segundo modelo dinámico linealizado y reemplazada por posiciones de elementos de control finales; y
- 20 caracterizado por
- 25 i. emular externamente el esquema de control regulatorio a través de emuladores matemáticos para emular controladores proporcionales-integrales-derivativos (PID) en modos manual, en cascada o automático para obtener un sistema de asesoramiento a operadores en línea completado de dicho proceso;
- ii. acceder a datos en tiempo real procedentes de dicho proceso para inicializar dicho sistema de asesoramiento a operadores en línea completado con el estado de las variables dependientes e independientes;
- 30 iii. inicializar la configuración y el ajuste del esquema de control regulatorio; y;
- iv. inicializar el estado de vectores de predicción de elementos de control finales de bucle abierto;
- v. resolver matemáticamente dicho sistema de asesoramiento a operadores en línea completado para predecir respuestas futuras de dicha al menos una variable controlada.
2. El método según la reivindicación 1, en que dicho primer modelo dinámico linealizado es un modelo de respuesta por pasos.
3. El método según la reivindicación 1, en que dicho primer modelo dinámico linealizado es un modelo de respuesta finita al impulso.
4. El método según la reivindicación 1, que comprende además los pasos de:
- 40 a. parar manualmente dicha resolución matemática de dicho sistema de asesoramiento a operadores en línea completado;
- b. volver a acceder a datos en tiempo real procedentes de dicho proceso para inicializar dicho modelo completado con el estado de las variables dependientes e independientes;
- c. reinicializar la configuración y el ajuste del sistema de control regulatorio;
- d. reinicializar el estado de los vectores de predicción de elementos de control finales de bucle abierto;
- 45 e. volver a resolver el sistema de asesoramiento a operadores en línea completado para predecir las respuestas futuras de dicha al menos una variable controlada.
5. Un sistema de asesoramiento a operadores en línea creado con el método de la reivindicación 1.

6. Un sistema de asesoramiento a operadores en línea creado con el método de la reivindicación 4.



**FIG 1**



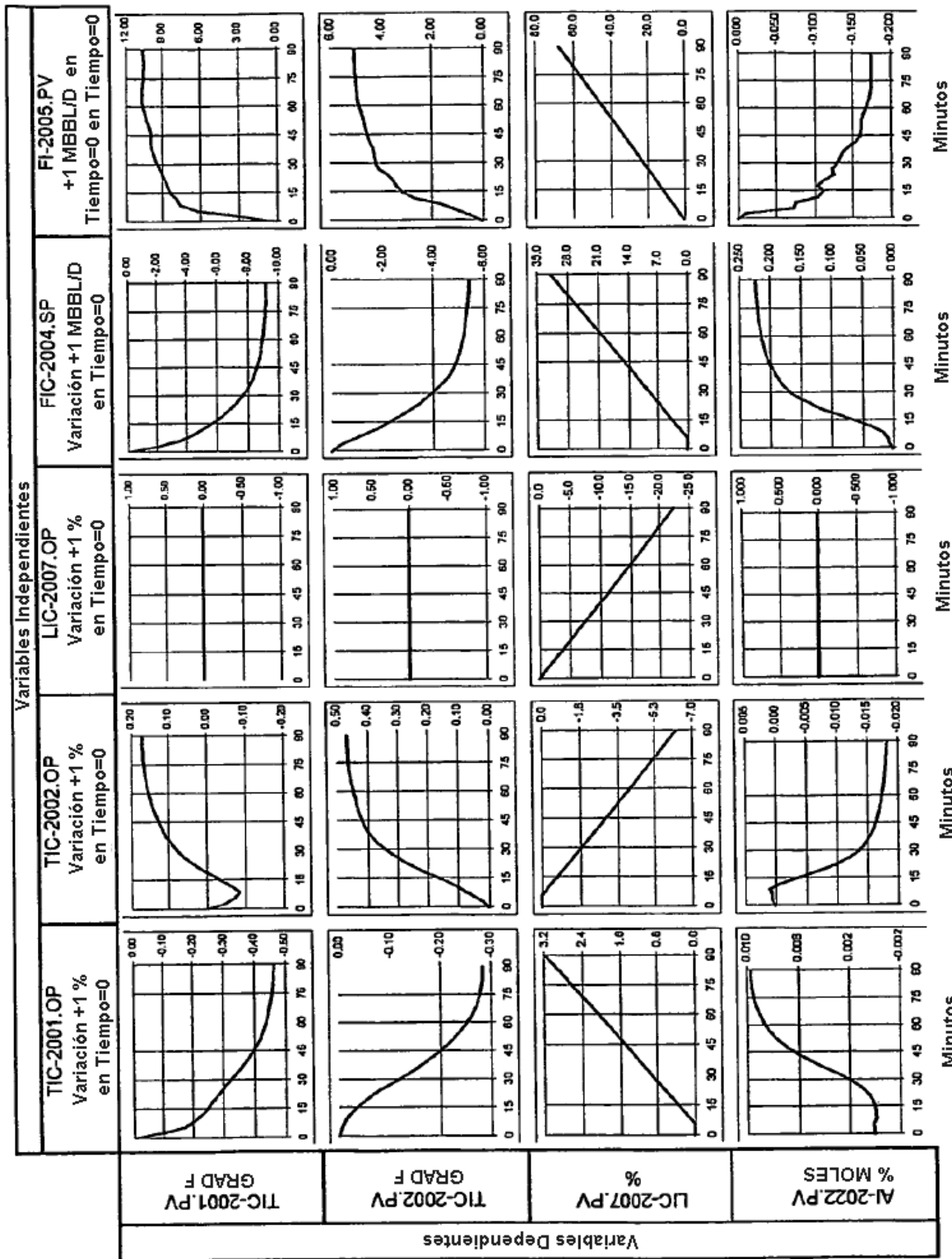
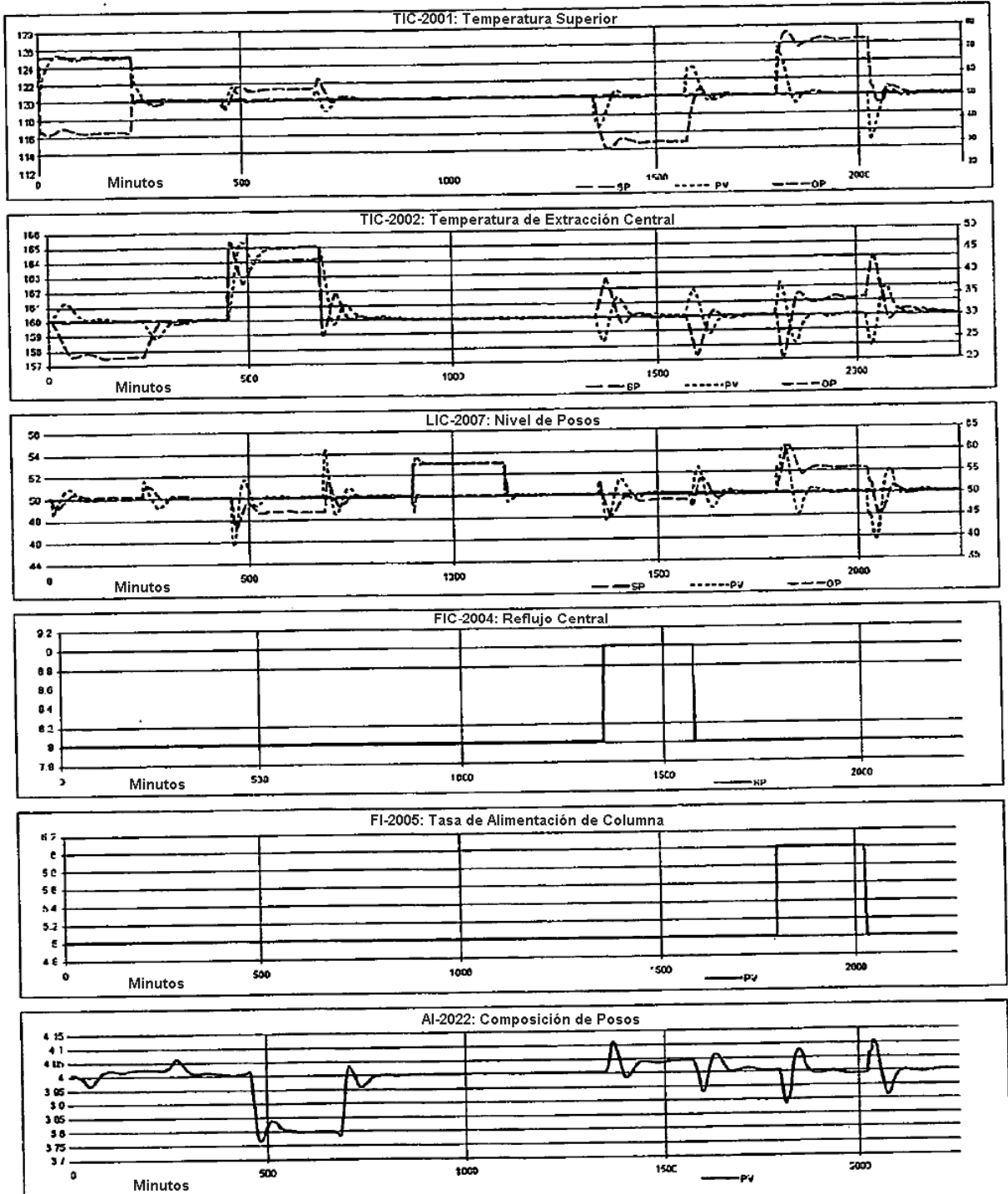
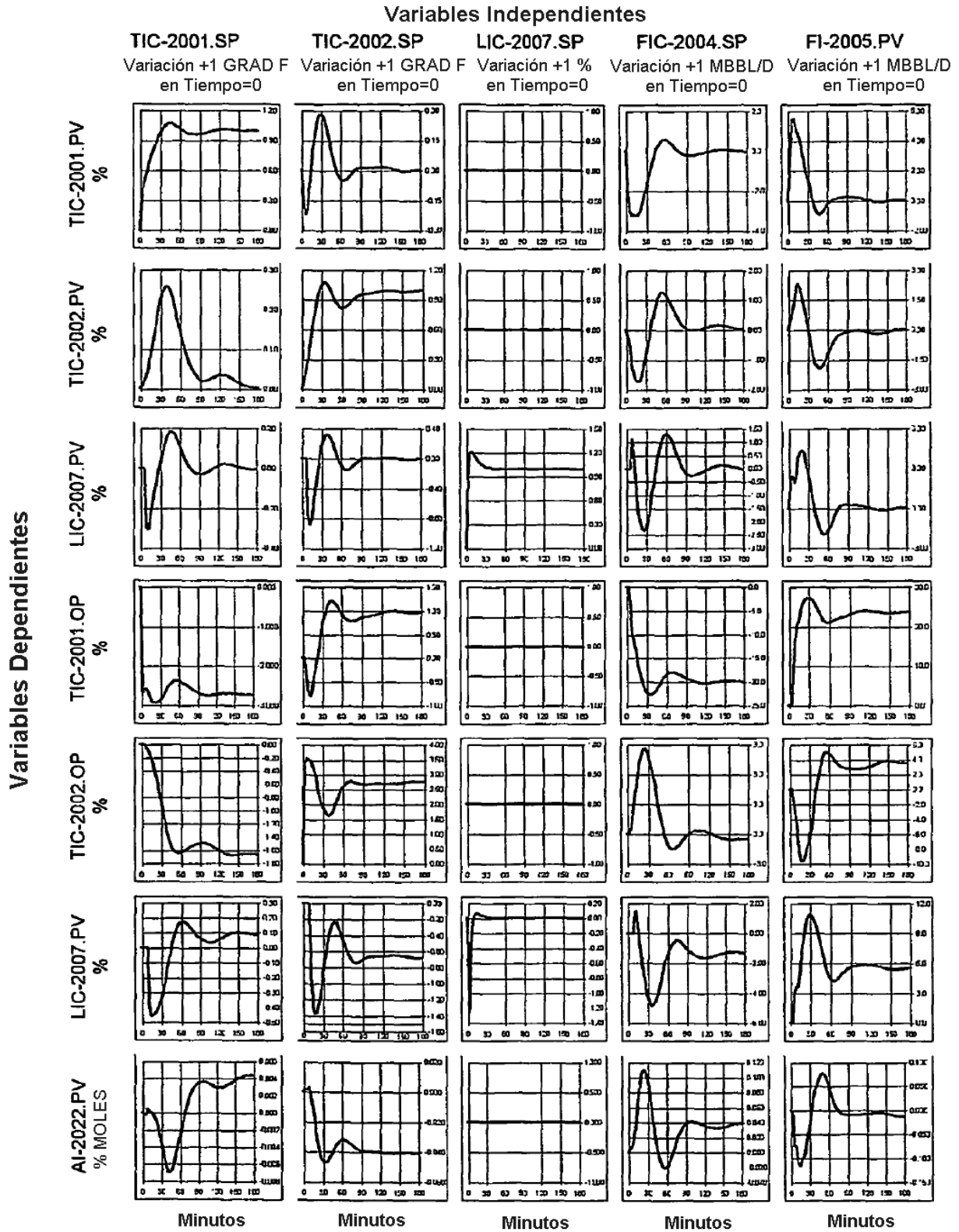


FIG 2



**FIG 3**



**FIG 4**

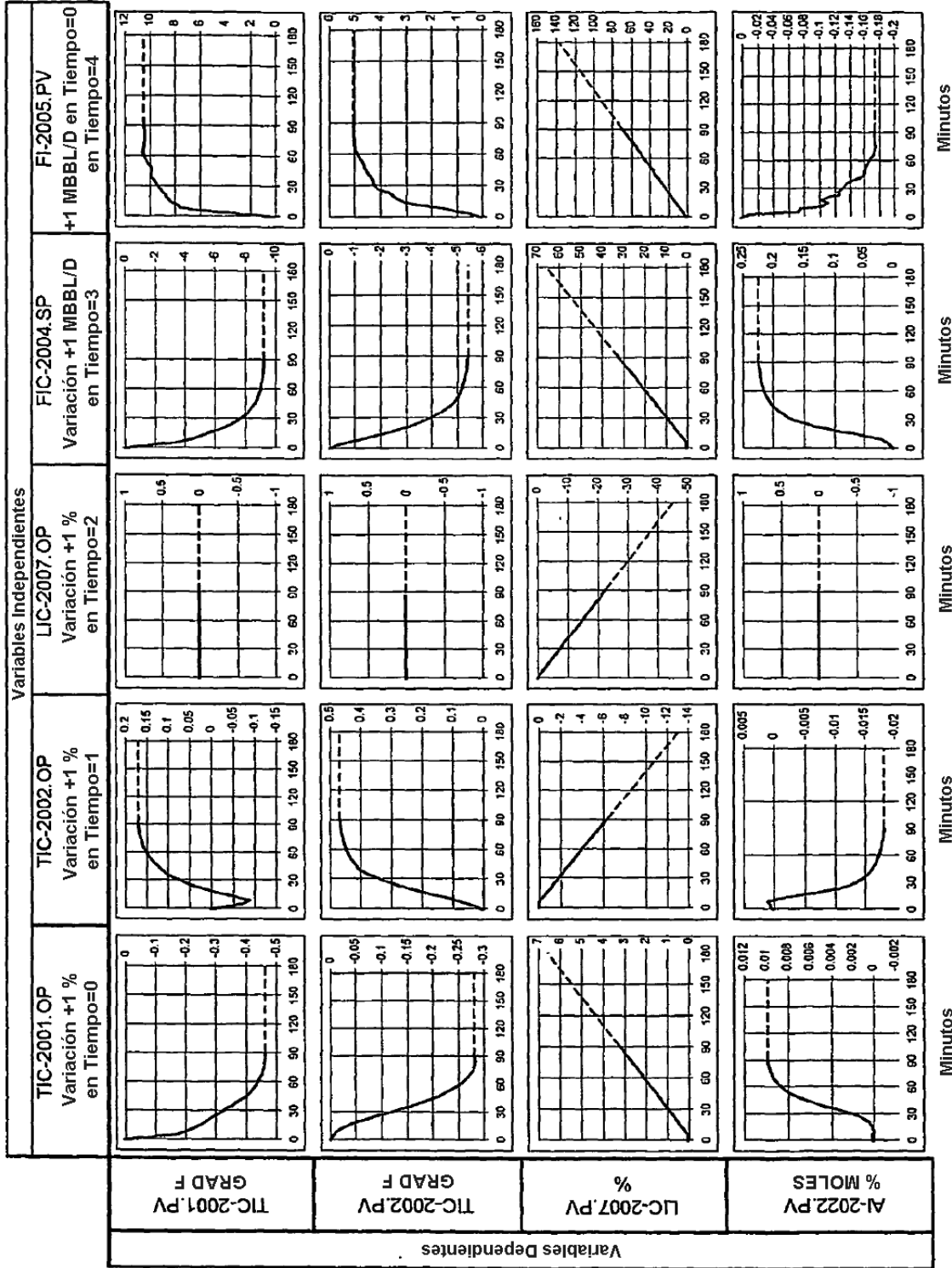
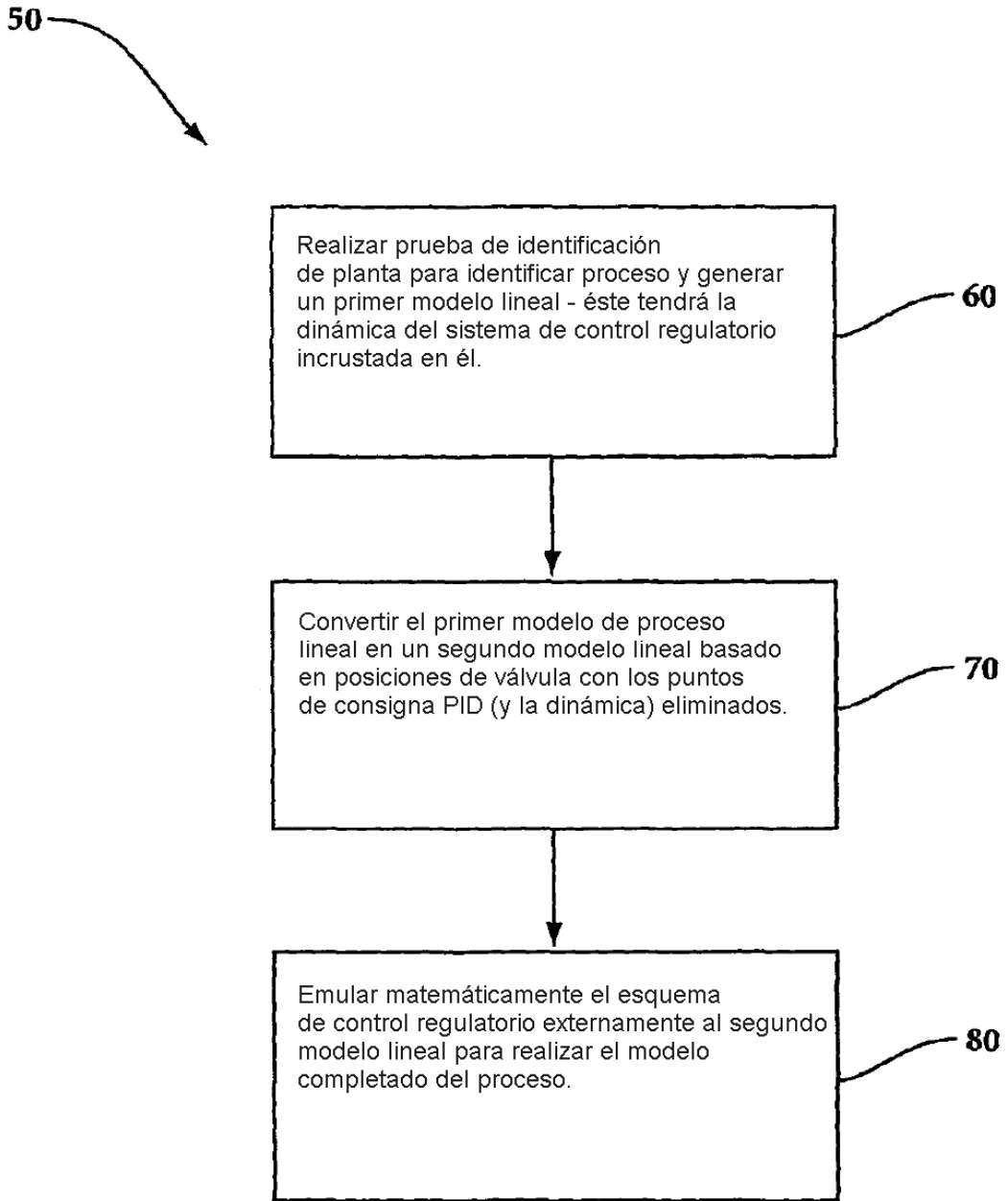


FIG 5



**FIG 6**

100



Con el sistema en estado estacionario, perturbar secuencialmente cada variable independiente en una unidad de ingeniería cada vez al tiempo que se mantienen constantes todas las otras variables independientes.

105

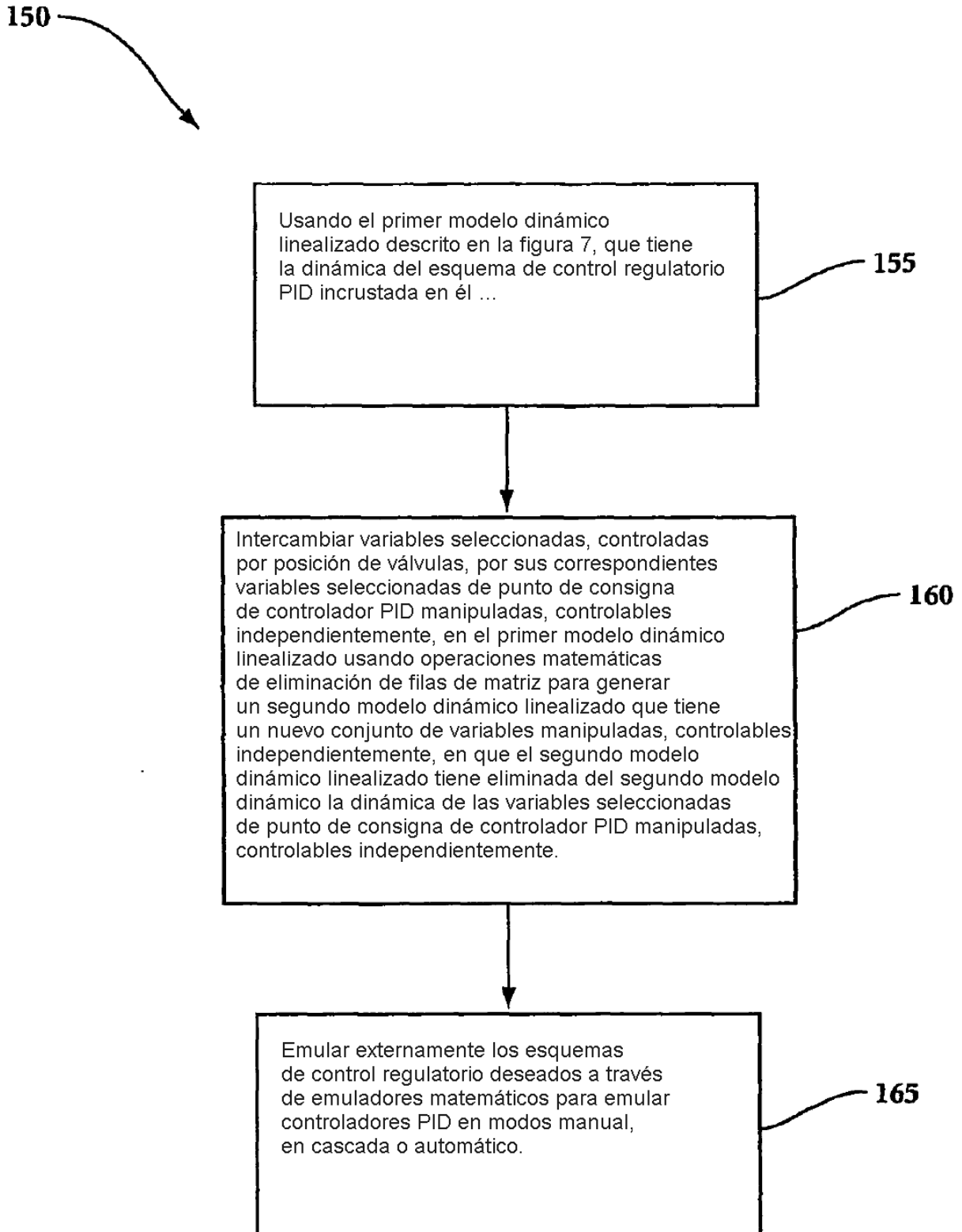
Medir y registrar el cambio de valor para todas las variables dependientes a intervalos de tiempo igualmente espaciados hasta que el sistema alcanza el estado estacionario para generar curvas de respuesta por pasos.

110

A partir de las curvas de respuesta por pasos desarrollar un primer modelo dinámico linealizado de bucle abierto, que tiene la dinámica del esquema de control regulatorio PID incrustada en él.

115

**FIG 7**



**FIG 8**