

P.-35.202

U.S. 551.292



340699

**Memoria descriptiva**

para solicitar PATENTE DE INVENCION

por VEINTE años

a nombre de ESSO RESEARCH AND ENGINEERING COMPANY

entidad / ~~de nacionalidad~~ norteamericana

con domicilio en Elizabeth, Nueva Jersey, Estados Unidos de América;

por: "UN METODO DE CONTROLAR UNA INSTALACION DE TRATAMIENTO DE REFINERIA" (Clase Internacional G05d)



Este invento se refiere a un aparato y a un método para lograr un control de acción recíproca, y más particularmente se refiere a la aplicación de dicho control a una columna de destilación tubular.

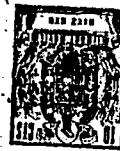
5           En muchos procedimientos de refinería, por ejemplo la destilación de aceite crudo en una columna de destilación tubular, una perturbación o cambio planeado en una variable controlada de una corriente de producto causa una perturbación en las otras variables controladas de esta corriente y  
10 de las otras corrientes de producto. Además, el cambio de una variable manipulada para compensar la desviación de una variable controlada causa frecuentemente nuevos cambios indeseables en las otras variables controladas. En otras palabras, una perturbación en una variable controlada puede ser  
15 corregida como respuesta a un cambio en la variable manipulada, pero las otras variables controladas, en respuesta a dicho cambio, se desviarán frecuentemente de manera adicional del valor deseado.

Con fines ilustrativos, examinemos el funcionamiento de una columna de destilación tubular. El control de balance de material es un método convencional de controlar una  
20 columna de destilación tubular. Las especificaciones típicas para productos de corrientes secundarias o derivadas, son el punto o temperatura de inflamación de una primera corriente secundaria, punto de final de destilación de una  
25 primera corriente secundaria y punto de final de destilación de una segunda corriente secundaria. Se controla la temperatura de las cabezas con el fin de controlar deductivamente o inferencialmente el punto de inflamación de la primera corriente secundaria. El caudal de la primera corriente secund  
30



5      daria es ajustado para dar el punto de final de destilación deseado en la primera corriente secundaria y el caudal de la segunda corriente secundaria ajusta el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria. Si hay alguna perturbación en una de las variables controladas, por ejemplo si el punto de inflamación de la primera corriente secundaria cae fuera de las especificaciones, la primera acción del operario consiste en cambiar el punto de ajuste del controlador de la temperatura de las cabezas. Esto cambia el punto de inflamación de la primera corriente secundaria, pero también cambia los puntos de final de destilación de ambas corrientes secundarias primera y segunda. El operario ha de reajustar entonces los caudales de las corrientes secundarias; pero cada vez que ajusta una de las corrientes secundarias, no solo afecta a la variable, por ejemplo el punto de inflamación de la primera corriente secundaria, que él desea cambiar, sino que también origina un cambio de las otras dos variables controladas, los puntos de final de destilación de las primera y segunda corrientes secundarias. Finalmente mediante cierta rutina de convergen-  
10      cia del operario, éste obtiene todas las corrientes secundarias dentro de las especificaciones, pero cuando aparece otro desajuste o perturbación en el funcionamiento, ha de comenzar a reajustarlo de nuevo. El resultado es que se deben ajustar muy frecuentemente los caudales de las corrientes secundarias y la temperatura de las cabezas. Se ha reconocido la necesidad de desarrollar un sistema para moderar o romper las acciones recíprocas con el fin de obtener un sistema de control estable.

15      20      25      30      Se ha encontrado ahora que utilizando el controla-



5     dor de acción recíproca del presente invento es posible ob-  
tener un sistema de control estable del procedimiento. En  
este controlador, las señales que representan desviaciones  
en las salidas de los controladores primarios (punto de in-  
10    flamación y ambos puntos de final de destilación) son ajus-  
tadas y después combinadas de manera que una porción de ca-  
da señal es enviada a cada controlador de las variables ma-  
nipuladas. El ajuste de la señal incluye correcciones pa-  
ra compensación de la ganancia de estado estable y compen-  
15    sación dinámica. Los ajustes se efectúan mediante un cálcu-  
lo, por ejemplo mediante un computador que está diseñado de  
acuerdo con una matriz de funciones de transferencia, cal-  
culadas tal como se describe seguidamente.

15     La computación utilizada para este sistema se puede  
derivar de un modelo del procedimiento. Las relaciones re-  
cíprocas implicadas están representadas gráficamente como  
curvas de orden superior. Sin embargo, se ha encontrado que  
en muchos casos será suficiente aproximar las curvas de or-  
den superior a la forma de curvas de primer orden o exponen-  
20    ciales, con el fin de simplificar el cálculo. Se ha encon-  
trado que en muchos casos se gana muy poco si se utiliza una  
aproximación de orden superior para el controlador de acción  
recíproca. Así, generalmente, no es necesario proporcionar  
una solución más compleja que la obtenida de aproximaciones  
25    de orden inferior.

Se obtendrá una mejor comprensión del invento por  
lectura de la siguiente descripción, tomada en conexión con  
los dibujos anejos en los cuales:

30     - la figura 1 es un dibujo esquemático de una colum-  
na de destilación tubular equipada con el sistema de control

340699

#5 JUL



de este invento.

5 - la figura 2 es una serie de gráficos que representan los cambios escalonados de la temperatura de las cabezas y los cambios correspondientes en el punto de inflamación de la primera corriente secundaria, el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria.

10 La figura 3 es un dibujo esquemático que muestra la trayectoria de las señales en el sistema de control de acción recíproca.

15 La figura 4 es un gráfico que representa una comparación de la magnitud y duración de los cambios en el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria con control de acción recíproca, con tales cambios utilizando un sistema convencional de control de analizador.

20 Refiriéndose con detalle a la figura 1, se ve una columna de destilación tubular 1 que tiene una entrada de alimentación 3 con el fin de introducir aceite crudo en la columna, un condensador de reflujo de cabezas 5, un depósito separador 7 para el fin de separar el gas, por ejemplo gas combustible que es transmitido a través de la salida 9, del líquido; parte del líquido es introducida de nuevo en la parte superior de la torre por la conducción 11; el resto del líquido, por ejemplo gasolina, es retirado del sistema por la conducción 13. La fracción de más alto punto de ebullición, por ejemplo queroseno, es retirada en la primera corriente secundaria 15, y una fracción de punto de ebullición todavía superior, por ejemplo aceite Diesel, es retirada en la segunda corriente secundaria 17. El producto

25  
30

22.6.67

- 5 -

340699



de colas es transferido fuera del sistema por la conducción 19.

Las señales de entrada son recibidas por el computador 21, que sirve como controlador de acción recíproca, procedentes del controlador de punto de inflamación 23 y el controlador de final de destilación 24 que controlan, respectivamente, el punto de inflamación y el punto de final de destilación, de la primera corriente secundaria. Además, el computador 21 recibe una señal de entrada del controlador de punto de final de destilación 25 que representa desviaciones del punto de final de destilación medido de la segunda corriente secundaria. En el computador, las señales recibidas son modificadas y combinadas tal como se describe seguidamente y se envían señales correctoras al controlador de temperatura 27 por la conducción 28, al controlador de flujo 29 de la primera corriente secundaria por la conducción 30, y al controlador de flujo 31 de la segunda corriente secundaria por la conducción 32.

Se observa de esta manera que en el sistema ilustrativo de la figura 1, el punto de inflamación y el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria son las variables controladas; y la temperatura de las cabezas, el caudal de la primera corriente secundaria y el caudal de la segunda corriente secundaria, son las variables manipuladas. Estas son las variables manipuladas preferidas ya que se ha encontrado que se puede efectuar mejor la corrección mediante dichas manipulaciones. Se pueden escoger otras variables. Por ejemplo, en algunos sistemas, la única variable controlada de la primera corriente



secundaria puede ser el punto de inflamación. Se pueden emplear también otras combinaciones de variables manipuladas. Por ejemplo, la entrada de calor en el re-hervidor o cambiador de calor del fondo de la columna de destilación 35 podría ser manipulada para originar los cambios deseados, o en algunos casos puede ser deseable un sistema de bombeo cíclico (no mostrado) para eliminar calor de la torre para causar el efecto deseado en las variables controladas. Además, se puede utilizar un sistema de control progresivo de alimentación en combinación con el sistema de control de acción recíproca, en los casos en que hay perturbaciones significativas en la alimentación.

El sistema de control de acción recíproca aquí descrito proporciona un sistema que hace mínimas la duración y la magnitud de la desviación de variables controladas como respuesta a un cambio de una o más de dichas variables. Así, por ejemplo, si se desea cambiar el punto de ajuste del punto inflamación de la primera corriente secundaria, o si el punto de inflamación de la primera corriente secundaria cae fuera de la especificación debido a alguna perturbación del procedimiento, se detecta el cambio del punto de inflamación y el controlador de punto de inflamación 23 envía una señal al controlador de acción recíproca 21. Se ajusta la señal y se envían señales correctoras al controlador de temperatura 27 y a los controladores de flujo 29 y 31 para cambiar las variables manipuladas con el fin de corregir el cambio del punto de inflamación de la primera corriente secundaria. Si se ha diseñado perfectamente el sistema de control, no ocurrirá ninguna perturbación de las otras variables controladas. Sin embargo, es difícil de obtener

22.6.67

340699

la perfección y, de esta manera, es probable que aparezca esta perturbación en los puntos de final de destilación de las primera y segunda corrientes secundarias. Entonces los controladores de puntos de final de destilación 24 y 25 enviarán señales al controlador de acción recíproca para corregir adicionalmente estos cambios. Así, en un momento de tiempo, el controlador 21 puede estar recibiendo señales del controlador de punto de inflamación 23 y de los controladores de punto de final de destilación 24 y 25. Las señales son combinadas y ajustadas, y enviadas a las variables manipuladas para corregir adicionalmente la perturbación inicial del punto de inflamación de la primera corriente secundaria. Se alcanza pronto el punto de inflamación y los puntos de final de destilación de las primera y segunda corrientes secundarias vuelven rápidamente a sus valores deseados. Tal como se muestra en la figura 4 (que es descrita seguidamente con detalle) la utilización del sistema de control de acción recíproca de este invento da como resultado desviaciones mucho más pequeñas de duración más corta que las que se experimentan utilizando un controlador analizador convencional.

De acuerdo con este invento, las señales de los controladores analizadores de las corrientes secundarias de la columna de destilación tubular son modificadas aplicando la corrección de ganancia de estado estable de régimen y la compensación dinámica. La compensación dinámica incluye la corrección del tiempo muerto y la modificación de las respuestas para corresponderse con la trayectoria de las curvas de respuesta de las diversas variables relacionadas entre sí.

La primera operación para determinar las funciones de control consiste en determinar la matriz de las funciones



de transferencia del procedimiento. El procedimiento es re-  
 presentado en forma de funciones de transferencia mediante  
 ensayos de circuito abierto o técnicas de simulación para  
 obtener respuestas de recinto o dominio de tiempo que son  
 5 convertidas, por una técnica de respuesta de frecuencia, en  
 el recinto o dominio de Laplace.

Las funciones de transferencia del procedimiento,  
 $G_1$  a  $G_9$ , son representativas de las respuestas de ganancia  
 de estado estable o de régimen y respuestas dinámicas del  
 10 procedimiento. Así, la siguiente ecuación representa la fun-  
 ción de transferencia del procedimiento,  $G_9$ , para el cambio  
 de punto de inflamación P.I. de la primera corriente secun-  
 daria por grado de cambio de la temperatura de las cabezas

$\Delta T$ :

15 
$$G_9 = \frac{\Delta P.I.}{\Delta T} = (\text{Ganancia de estado estable}) (\text{respuesta transitoria})$$

En un sistema simplificado,  $G_9$  puede ser tomado apro-  
 ximadamente igual a la ganancia de estado estable o de régi-  
 20 men. En dicho sistema, las variables controladas volverán  
 eventualmente a sus valores previamente determinados des-  
 pués de una perturbación en el sistema, y el equipo de con-  
 trol si se utilizan controladores análogos, será simple y  
 barato. Sin embargo, el fallo en la corrección de diferen-  
 25 cias dinámicas dará como resultado desviaciones en las va-  
 riables controladas para duraciones relativamente más lar-  
 gas, mayores que un modelo más exacto.

Las constantes de ganancia de estado estable o de re-  
 gimen (GEE), tal como se explica seguidamente, pueden ser  
 determinadas fácilmente. La compensación dinámica es una  
 30 función compleja que representa las diferencias de las cur-

340699



vas de respuesta en los cambios en las variables controladas, que resultan de un cambio en las variables manipuladas, y está determinada por soluciones simultáneas de las representaciones dinámicas.

5 Refiriéndose a la figura 2, se observan las curvas de respuesta en dominio de tiempo, obtenidas de ensayos de circuito abierto de una columna de destilación tubular típica. Para determinar las curvas de respuesta en dominio de tiempo por ensayos de circuito abierto, se cambia una de las  
10 variables manipuladas mientras se mantienen constantes las otras variables manipuladas. Así, tal como se muestra en la figura 2a, el grado de reflujo de las cabezas es ajustado para dar un cambio de  $5^{\circ}\text{C}$  en la temperatura de las cabezas. Se registran las respuestas de las variables controladas, es decir el punto de final de destilación y el punto  
15 de inflamación de la primera corriente secundaria, y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria. Las curvas de respuesta están mostradas en las figuras 2b, 2c y 2d. A partir de estos datos de dominio de tiempo  
20 se pueden determinar tres de las nueve funciones de transferencia del procedimiento, utilizando una técnica de respuesta de frecuencia. Así, la función del procedimiento,  $G_p$ , descrita anteriormente, puede ser determinada como sigue. Se obtiene la ganancia de estado estable o de régimen  
25 dividiendo el cambio total del punto de inflamación de la primera corriente secundaria ( $10^{\circ}\text{C}$ ) por el cambio de la temperatura de las cabezas ( $5^{\circ}\text{C}$ ). El tiempo muerto,  $\tau$  (tau), mostrado en la figura 2b, es el tiempo que transcurre después del cambio escalonado de la temperatura de las cabezas antes de que aparezca ningún cambio del punto de inflamación  
30

340699



La curva de respuesta es transformada al dominio de Laplace por una técnica de respuesta de frecuencia y la curva puede ser aproximada a la forma de una función de avance-retardo de primer orden simple. Así,

5

$$G_9 = GEE \frac{(1+T_1S)}{(1+T_2S)} e^{-\tau S}$$

10

$G_8$ , que es la función de transferencia que representa el cambio del punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria por grado de cambio de la temperatura de las cabezas, y  $G_7$ , que es la función de transferencia que representa el cambio de punto de final de destilación de la primera corriente secundaria por grado de cambio de las temperatura de las cabezas, pueden ser determinadas similarmente a partir de curvas similares a las representadas en las figuras 2c y 2d.

15

20

25

30

Las funciones de transferencia del procedimiento  $G_4$ ,  $G_5$  y  $G_6$ , pueden ser determinadas por un ensayo de circuito abierto en el cual se mantienen constantes la temperatura de las cabezas y el caudal de la primera corriente secundaria mientras se aplica un cambio escalonado al caudal de la segunda corriente secundaria. Las curvas de respuesta del punto de inflamación de la primera corriente secundaria, del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y del punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria están representadas gráficamente en función del tiempo para determinar las curvas de respuestas de dominio de tiempo; y  $G_4$ , que es el cambio del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria dividido por el cambio del caudal de la segunda corriente



te secundaria,  $G_5$ , que es el cambio en el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria dividido por el cambio de caudal de la segunda corriente secundaria, y  $G_6$ , que es el cambio en el punto de inflamación de la primera corriente secundaria dividido por el cambio en el caudal de la segunda corriente secundaria, pueden ser determinadas a partir de los datos de dominio de tiempo por una técnica de respuesta de frecuencia.

Para determinar  $G_1$ ,  $G_2$  y  $G_3$ , la variable manipulada restante, es decir el caudal de la primera corriente secundaria, es sometida a un cambio escalonado mientras se mantienen constantes las otras dos variables manipuladas.

$G_1$ , que es la función de transferencia del procedimiento que representa un cambio del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria en respuesta a un cambio en el caudal de la corriente secundaria, ( $G_2$ , que es la función de transferencia del procedimiento que representa un cambio en el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria en respuesta a un cambio en el caudal de

la corriente secundaria)  $G_2$ , que es la función de transferencia del procedimiento que representa un cambio del punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria como resultado de un cambio en el caudal de la primera corriente secundaria, y  $G_3$ , que es la función de transferencia del procedimiento que represente al cambio en el punto de inflamación de la primera corriente secundaria que resulta de un cambio en el caudal de la primera corriente secundaria, pueden ser calculadas mediante técnicas de respuesta de frecuencia. La siguiente tabla muestra la matriz de las

funciones de transferencia del procedimiento para una colum



na de destilación tubular típica.

$$\Delta PF_1, C_1 \frac{F_1}{1+34S} = G_1 \quad \frac{F_2}{1+40S} = G_4 \quad \frac{F_3}{1+32,5S} = G_7$$

$$\frac{+0,37e^{-8S}}{1+34S} = G_1 \quad \frac{+0,04e^{-7S}}{1+40S} = G_4 \quad \frac{+1,68(1+7,65)e^{-8S}}{1+32,5S} = G_7$$

5

$$\Delta PF_2, C_2 \frac{+0,23e^{-15S}}{1+40S} = G_2 \quad \frac{+0,27e^{-15S}}{1+35S} = G_5 \quad \frac{+0,76(1+7,65)e^{-11S}}{1+41,5S} = G_8$$

10

$$\Delta POS_3, C_3 \frac{+0,14e^{-20S}}{1+37S} = G_3 \quad 0 = G_6 \quad \frac{+1,0(1+7,6S)e^{-10S}}{(1+15S)^2} = G_9$$

En la tabla anterior:

$\Delta PF_1$  es el cambio del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria.

15

$C_1$  representa el cambio total del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria que resulta de cambios en las variables manipuladas.

$\Delta PF_2$  es el cambio en el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria.

20

$C_2$  representa el cambio total en el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria que resulta de cambios, en la variable manipulada.

$\Delta PI$  es el cambio en el punto de inflamación de la primera corriente secundaria.

25

$C_3$  representa el cambio total en el punto de inflamación de la primera corriente secundaria que resulta de cambios en la variable manipulada.

$F_1$  representa el cambio total en el caudal de la primera corriente secundaria.

30

$F_2$  representa el cambio total en el caudal de la

340699



segunda corriente secundaria.

$F_3$  representa el cambio total en la temperatura de las cabezas.

5 Los terminos antes definidos son comprendidos mejor haciendo referencia a las siguientes ecuaciones, que representan un modelo linearizado, o hecho lineal, del sistema.

$$C_1 = F_1 G_1 + F_2 G_4 + F_3 G_7 \quad (\text{ecuación 1})$$

$$C_2 = F_1 G_2 + F_2 G_5 + F_3 G_8 \quad (\text{ecuación 2})$$

$$C_3 = F_1 G_3 + F_2 G_6 + F_3 G_9 \quad (\text{ecuación 3})$$

10 Antes de estudiar la solución de las diversas relaciones de acción reciproca se deberá hacer referencia a la figura 3, en la que estan ilustrados el sistema y los simbolos. Todo el sistema ilustrado por la figura 3 podría ser programado en un computador digital. Sin embargo, con fines de ilustración, los controladores aquí mostrados son del tipo  
15 convencional mostrado por los controladores 23, 24 y 25 de la figura 1. El resto del sistema puede ser programado en un computador digital o en computadores analógicos, electrónicos o neumáticos.

20 El controlador analizador 24 vigila continuamente el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y transmite una señal de corrección  $F_1^x$  al controlador de acción reciproca. Si no se emplease el controlador de acción reciproca, entonces  $F_1^x$  sería igual a  $F_1$ , que es la señal de entrada en el caudal del controlador de flujo de la  
25 primera corriente secundaria  $F_1^x$  es dividido y modificado de acuerdo con las relaciones  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$  de control de acción reciproca y las señales son enviadas al punto de ajuste del controlador de flujo de la primera corriente secundaria, al  
30 punto de ajuste del controlador de flujo de la segunda corriente

340699



te secundaria y al punto de ajuste del controlador de temperatura de las cabezas. Observando las señales de entrada del procedimiento,  $F_1$ ,  $F_2$  y  $F_3$  se observa que  $F_1$  recibe una señal,  $F_1^K K_1$ , procedente del controlador 24 del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria, una señal  $F_2^K K_4$  procedente del controlador 25 del punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria, y una señal  $F_3^K K_7$ , procedente del controlador de punto de inflamación 23 de la primera corriente secundaria. Similarmente, el controlador de flujo de la segunda corriente secundaria recibe una señal,  $F_2$ , que comprende la suma de las señales de todos los controladores, que son: una señal  $F_1^K K_2$  procedente del controlador de punto de final de destilación de la primera corriente secundaria, una señal  $F_2^K K_5$ , procedente del controlador del punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria, y una señal  $F_3^K K_8$  procedente del controlador de punto de inflamación de la primera corriente secundaria. De manera similar, el controlador de temperatura de las cabezas recibe una señal,  $F_3$ , que comprende una señal  $F_1^K K_3$  procedente del controlador de punto de final de destilación de la primera corriente secundaria, una señal  $F_2^K K_6$ , procedente del controlador del punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria, y una señal,  $F_3^K K_9$ , procedente del controlador del punto de inflamación de la primera corriente secundaria.

Las funciones K de la figura 3 representan las relaciones de control de acción recíproca, por las que se deben modificar las señales de los controladores teniendo en cuenta la compensación dinámica y la compensación de ganancia de estado estable o de régimen, antes de ser aplicadas como se-



nal de entrada en los controladores de las variables manipu-  
ladas. Las funciones K se obtienen de la siguiente manera:

A partir de la descripción anterior, se observa que  $F_1$ ,  $F_2$  y  $F_3$  pueden ser expresadas de la siguiente manera:

5

$$F_1 = F_1^x K_1 + F_2^x K_4 + F_3^x K_7 \quad (\text{ecuación 4})$$

$$F_2 = F_1^x K_2 + F_2^x K_5 + F_3^x K_8 \quad (\text{ecuación 5})$$

$$F_3 = F_1^x K_3 + F_2^x K_6 + F_3^x K_9 \quad (\text{ecuación 6})$$

En este sistema, el resultado deseado consiste en  
lo romper o amortiguar las acciones recíprocas de manera que  
cada señal de salida se comporta como si reconociese solo  
su correspondiente controlador. Por lo tanto, se intenta  
hacer:

15

$$C_1 = F_1^x G_1$$

$$C_2 = F_2^x G_5$$

$$C_3 = F_3^x G_9$$

20

Para resolver las funciones  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$ , se toma la  
situación en que  $F_1^x = F_1^x$  y  $F_2^x = F_3^x = 0$ . Entonces se ob-  
serva lo siguiente:

$$C_1 = F_1^x G_1$$

$$C_2 = F_2^x G_5 = 0$$

$$C_3 = F_3^x G_9 = 0$$

25

Sustituyendo los términos anteriores en las ecuacio-  
nes (1) (2) y (3), se obtiene el siguiente resultado.

$$C_1 = F_1^x G_1 = F_1 G_1 + F_2 G_4 + F_3 G_7 \quad (\text{ecuación 7})$$

$$C_2 = 0 = F_1 G_2 + F_2 G_5 + F_3 G_8 \quad (\text{ecuación 8})$$

$$C_3 = 0 = F_1 G_3 + F_2 G_6 + F_3 G_9 \quad (\text{ecuación 9})$$

30



Sustituyendo las ecuaciones (4) (5) y (6) en las ecuaciones (7), (8) y (9), eliminando los términos con  $F_2^x$  y  $F_3^x$  (que son iguales a cero) y suprimiendo  $F_1^x$ , se obtiene:

5

$$G_1 = K_1 G_1 + K_2 G_4 + K_3 G_7 \quad (\text{ecuación 10})$$

$$0 = K_1 G_2 + K_2 G_5 + K_3 G_8 \quad (\text{ecuación 11})$$

$$0 = K_1 G_3 + K_2 G_6 + K_3 G_9 \quad (\text{ecuación 12})$$

Son conocidos los valores G. Véase la tabla anterior y la descripción aneja. Así, se tienen tres ecuaciones y tres incógnitas y se pueden determinar  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$ .

Similarmente, tomando el caso en que  $F_1^x = F_3^x = 0$  y  $F_2^x = F_2^x$  se obtendrán los valores de  $K_4$ ,  $K_5$  y  $K_6$ ; cuando  $F_1^x = F_2^x = 0$  y  $F_3^x = F_3^x$  se pueden obtener  $K_7$ ,  $K_8$  y  $K_9$ .

15

Expresando esta operación en forma de matriz se observa  $G^{-1}$ , en que G es la matriz global del procedimiento 3 x 3, y  $G G^{-1} = 1$  es la matriz de identidad.

20

Los valores obtenidos para  $K_1$ ,  $K_2$  y  $K_3$  deberán ser ajustados para producir  $K_1 = 1,0$  (dividase cada uno por  $K_1$ ) para producir la misma ganancia de circuito individual global, y para permitir de esta manera la sintonía simple del circuito de control sintonizando manualmente con los otros circuitos. Se pueden utilizar ahora estos mismos ajustes con el controlador de acción recíproca cuando todos los circuitos son automáticos.

25

Los valores K son una función de los valores G que son las funciones de transferencia del procedimiento de la columna de destilación tubular. Si se aproximan los valores G como si fuesen simplemente funciones de estado estable o de régimen, entonces los valores K serán similarmente cons-

30



5 tantes, aunque el sistema es dinámicamente imperfecto. El  
resultado será que el controlador de acción recíproca pro-  
gramado de acuerdo con los valores de K volverá eventualmen-  
te las variables controladas a los valores deseados después  
de una perturbación en el sistema. Sin embargo, la magnitud  
y la duración de las desviaciones desde los valores desea-  
dos serán mucho mayores que en el sistema en que los valo-  
res K son determinados a partir de los valores G, que son  
determinados como una función tanto de la ganancia del es-  
tado estable o de régimen como de la compensación dinámi-  
ca.

15 Una vez se han obtenidos los valores K tal como se  
describe anteriormente, las relaciones pueden ser programa-  
das en un computador digital o analógico que actúa en cali-  
dad de controlador de acción recíproca del sistema. La exac-  
titud con la que son computadas las funciones de transferen-  
cia del procedimiento  $G_1$  a  $G_9$ , determinará la eficacia del  
controlador de acción recíproca para devolver a las varia-  
bles controladas a los valores deseados en respuesta a una  
20 perturbación.

Se observa de esta manera que de acuerdo con este  
sistema, un cambio en cualquier variable controlada da como  
resultado un cambio en las tres variables manipuladas. Las  
variables controladas, el punto de inflamación y el punto  
25 de final de destilación de la primera corriente secundaria  
y el punto de final de destilación de la segunda corriente  
secundaria, son vigiladas para detectar desviaciones desde  
los valores deseados. Los controladores analizadores que  
vigilan las corrientes inician señales que representan la  
30 magnitud y polaridad de cada desviación. Estas son las mis-



mas señales que se obtendrían si se emplease un sistema convencional de control de analizador. Sin embargo, el sistema aquí descrito difiere del sistema de control de analizador en el hecho de que se utiliza un controlador de acción recíproca para complementar al sistema. En dicho controlador, cada señal es modificada para compensar las relaciones recíprocas del procedimiento. Las señales modificadas son entonces combinadas algebraicamente para obtener señales que representan los cambios en las variables manipuladas, es decir la temperatura de las cabezas y los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias, requeridos para ajustar en los valores deseados a las variables controladas. Así, si el controlador analizador 25 de la figura 1 detecta una desviación entre el punto de ajuste del controlador y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria, genera una señal  $F_2^M$ , que representa el cambio en el sistema requerido para compensar la desviación. Esta sería la misma señal que generaría el controlador si no se emplea se el controlador de acción recíproca en el sistema. Sin embargo esta señal  $F_2^M$  es modificada para compensar la ganancia de estado estable o de régimen y la compensación dinámica, para obtener tres señales,  $F_2^M K_4$ ,  $F_2^M K_5$  y  $F_2^M K_6$ . Estas tres señales son combinadas con las señales de los otros controladores, y las señales combinadas son enviadas a los controladores de las variables manipuladas. Inicialmente, las señales de los otros controladores, por ejemplo  $F_1^M K_2$ , pueden ser iguales a cero. Así, las señales enviadas al punto de ajuste del controlador del flujo de la segunda corriente secundaria serán iguales  $F_2^M K_5 + F_1^M K_2$  que serían iguales a  $F_2^M K_5$ . Sin embargo, si las funciones



$K_4$ ,  $K_5$  y  $K_6$  no han sido perfectamente calculadas, el cambio en las variables manipuladas establecido por el controlador del punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria originará desviaciones en el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y en el punto de inflamación de la primera corriente secundaria. Las señales que representan a dichas desviaciones serán modificada y combinadas y enviadas a los controladores de las variables manipuladas para hacer volver a las variables controladas del sistema a los valores deseados.

En resumen, este invento se aplica a instalaciones de tratamiento de refinería en general, en las que dichas instalaciones tienen una pluralidad de variables controladas y de variables manipuladas, y existe una relación recíproca entre dichas variables. El controlador de acción recíproca puede ser diseñado para corregir con compensación de estado de régimen o estable, y no con compensación dinámica. Sin embargo, se logran resultados mucho mejores si los valores  $K$  son calculados en términos de compensación de estado de régimen o estable y de compensación dinámica.

El sistema de control aquí descrito tiene particular aplicación para una instalación de destilación. Hay muchas combinaciones de variables manipuladas que se pueden escoger. Sin embargo, en este caso, las variables manipuladas son la temperatura de las cabezas y los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias cuando las variables controladas son el punto de final de destilación y el punto de inflamación de la primera corriente secundaria y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria. Si se escogen otras variables controladas o si



hay más de dos corrientes secundarias, el concepto aquí descrito puede ser aplicado a dicho sistema. Si el sistema es idéntico al aquí descrito y se escogen las variables manipuladas descritas, se pueden obtener buenos resultados utilizando un controlador de acción recíproca que simplemente compensa la ganancia de estado de régimen o estable. Sin embargo, se obtienen resultados mucho mejores si el controlador de acción recíproca corrige también la compensación dinámica. La corrección de la compensación dinámica se puede realizar con un aumento relativamente pequeño del costo, si se emplea un computador digital.

Para corregir la compensación dinámica, se deberá tener en cuenta el tiempo muerto. Sin embargo, la curva que representa el cambio continuo de una variable controlada en respuesta a un cambio de la variable manipulada puede ser aproximada a la forma de una curva exponencial u otra curva de orden inferior. Esto será adecuado para muchos sistemas y dará como resultado ahorros sustanciales, especialmente en los sistemas en los que se utilizan computadores analógicos.

Se realizaron ensayos para comparar la magnitud y duración de las desviaciones de las variables controladas en el sistema que utiliza el control de acción recíproca con las del que utiliza el control de analizador convencional. Se escogieron las variables manipuladas preferidas aquí descritas, y las variables controladas fueron el punto de inflamación y el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria. Se cambió el punto de ajuste del controlador del punto de inflamación de la primera

340699



corriente secundaria y se vigilaron y registraron las desviaciones resultantes del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria. La figura 4 es un gráfico que compara las desviaciones que resultan en el sistema de acción recíproca con las registradas utilizando el sistema convencional de control de analizador. Se observa fácilmente que la magnitud y duración de las desviaciones del punto de final de destilación de la primera corriente secundaria son mucho mayores cuando se utiliza el sistema convencional de control de analizador.

El invento aquí descrito se ha referido primordialmente al funcionamiento de una columna de destilación tubular. Sin embargo, los principios del control de acción recíproca se pueden aplicar también a otros procedimientos de refinería; por ejemplo los principios pueden aplicarse al control del procedimiento de craqueo catalítico. En dicho sistema, las variables de control son la temperatura del lecho denso del reactor, la temperatura del recinto de presión y el carbono depositado sobre el catalizador regenerado. El nivel del lecho denso del reactor es también una señal de entrada requerida del procedimiento. Las variables manipuladas son el flujo del catalizador procedente del reactor para controlar el mantenimiento del reactor, el flujo del catalizador procedente del regenerador para controlar la velocidad de circulación del catalizador global, el flujo del aire al regenerador y la velocidad de gas combustible hacia el horno de calentamiento previo.

La presente solicitud que corresponde a la presentada en los Estados Unidos de América el 19 de Mayo de 1.966, con el número 551.292, se acoge a los beneficios del artículo

340699



Lo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

N O T A

5

Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España por VEINTE años, son los siguientes:

10 1.º.- Un método de controlar una instalación de tratamiento de refinería en el que hay una pluralidad de variables controladas y de variables manipuladas y en el cual un cambio en una variable manipulada realiza un cambio en más de una de las variables controladas, caracterizado por las siguientes operaciones sucesivas: (a) vigilar las variables  
15 controladas para detectar desviaciones desde los valores deseados de dichas variables; (b) obtener señales que representan la magnitud y polaridad de cada una de dichas desviaciones; (c) dividir cada una de dichas señales para obtener una señal para iniciar cambios en mas de una variable mani-  
20 pulada; (d) modificar cada señal para compensar las relaciones de estado de régimen o estable del procedimiento; (e) combinar algebraicamente las señales modificadas para obtener señales que representan los cambios de las variables manipuladas requeridos para hacer volver las variables contro-  
25 ladas a los valores deseados; y (f) cambiar las variables manipuladas en respuesta a dicha señal modificada combinada.

30 2.º.- Un método de controlar una instalación de tratamiento de refineria de acuerdo con la reivindicación 1, en el cual se modifica la operación (c) para obtener seña-

22.6.67

- 23 -

340699

5 10



les separadas con el fin de iniciar dichos cambios en mas de una de las variables manipuladas; y cada señal es modificada para compensar las características de estado de régimen o estable y las características dinámicas del procedimiento.

5           3<sup>a</sup>.- Un método de controlar una instalación de destilación de acuerdo con las reivindicaciones 1 y 2, en que dicha operación (a) consiste en vigilar el punto de inflamación y el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y el punto de final de destilación de la  
10 segunda corriente secundaria para detectar desviaciones de los valores deseados de estas variables controladas; dicha operación (c) consiste en modificar cada señal para obtener una señal para iniciar cambios en la temperatura de las cabezas y en los caudales de las primera y segunda  
15 corrientes secundarias; dicha operación (e) consiste en combinar algebraicamente las señales modificadas para obtener señales que representen los cambios en la temperatura de las cabezas y en los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias, requeridos para ajustar las variables controladas a los valores deseados; y dicha operación (f) consiste en cambiar la temperatura de las cabezas y los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias en respuesta a dichas señales modificadas combinadas.

25           4<sup>a</sup>.- Un método de controlar una instalación de tratamiento de refinería de acuerdo con la reivindicación 2, en que dicha operación (c) consiste en modificar cada señal para obtener una señal para iniciar cambios en todas las variables manipuladas.

30           5<sup>a</sup>.- Un método de acuerdo con las reivindicaciones 2 y 4, en que la modificación de dichas características di-

14 MAY



námicas comprende una modificación del tiempo muerto y una aproximación de orden inferior de la respuesta de una variable controlada a un cambio en una variable manipulada.

5 6<sup>a</sup>.- Un método de acuerdo con las reivindicaciones 1 y 2 en que dicha operación (a) consiste en vigilar el punto de inflamación y el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria para detectar desviaciones desde los valores deseados de estas variables controladas, dicha operación (c) consiste en modificar cada señal para obtener señales separadas para iniciar cambios en la temperatura de las cabezas y en los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias; dicha operación (e) consiste en combinar algebraicamente las señales modificadas para obtener señales que representan los cambios en la temperatura de las cabezas y los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias requeridos para ajustar los variables controladas a los valores deseados; y dicha operación (f) consiste en cambiar la temperatura de las cabezas y los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias en respuesta a dichas señales modificadas combinadas.

15 7<sup>a</sup>.- Un aparato para poner en práctica el método de la reivindicación 1, caracterizado por: (a) controladores analizadores que vigilan el punto de inflamación y el punto de final de destilación de la primera corriente secundaria y el punto de final de destilación de la segunda corriente secundaria para detectar desviaciones desde los puntos de ajuste de dichos controladores analizadores, y cuyos controladores analizadores inician una señal que

9.5.68

340699



representa la magnitud y polaridad de cada una de dichas desviaciones; (b) un controlador de acción recíproca para modificar cada señal iniciada por dichos controladores analizadores para obtener señales separadas para iniciar cambios en las temperatura de las cabezas y en los caudales de las primera y segunda corrientes secundarias; para modificar cada señal para compensar las características de estado de régimen o estable y las características dinámicas del procedimiento; y para combinar algebraicamente dichas señales modificadas para obtener señales que representan los cambios en la temperatura de las cabezas y los caudales de las primera y segunda corriente secundarias, requeridos para eliminar las desviaciones entre las variables controladas y los puntos de ajuste de los controladores analizadores; y (c) un controlador para cambiar la temperatura de las cabezas y los caudales de las primeras y segunda corrientes secundarias en respuesta a dicha señal modificada y combinada, procedente de dicho controlador de acción recíproca.

8º.- Un aparato de acuerdo con la reivindicación 7, en el que dicho controlador de acción recíproca es un computador digital.

9º.- Un método de controlar una instalación de tratamiento de refinería.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

**340699**

5

10

15

20

25

30



Esta Memoria consta de veintisiete hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 14 MAY. 1968

P.A.

Alberto de Azavedo  
for Spain  
*Alberto de Azavedo*

340699



340609

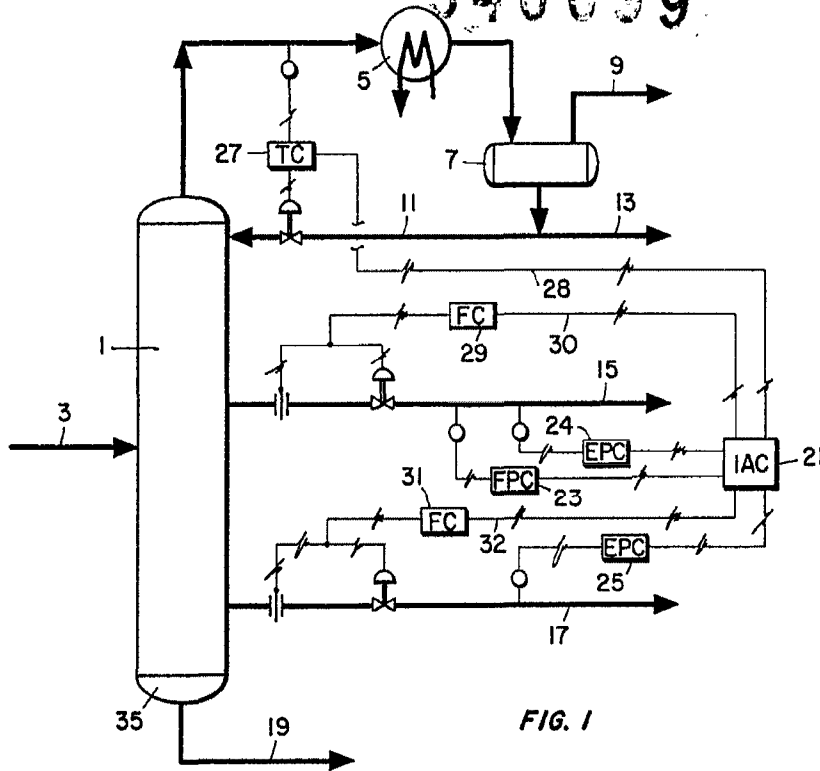


FIG. 1

FIG. 2a

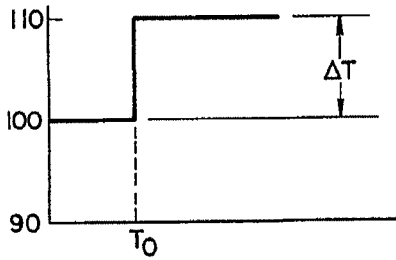


FIG. 2b

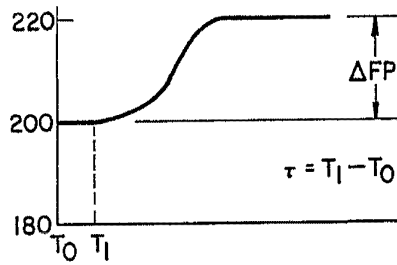


FIG. 2c

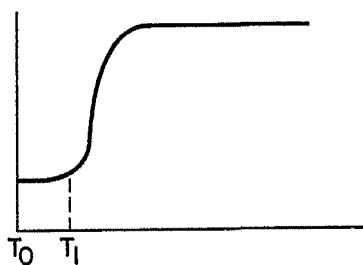
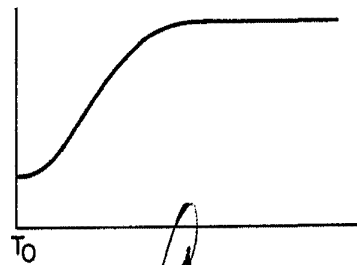


FIG. 2d



Albert G. Elsholtz  
 Process Control



340699

5 JUL

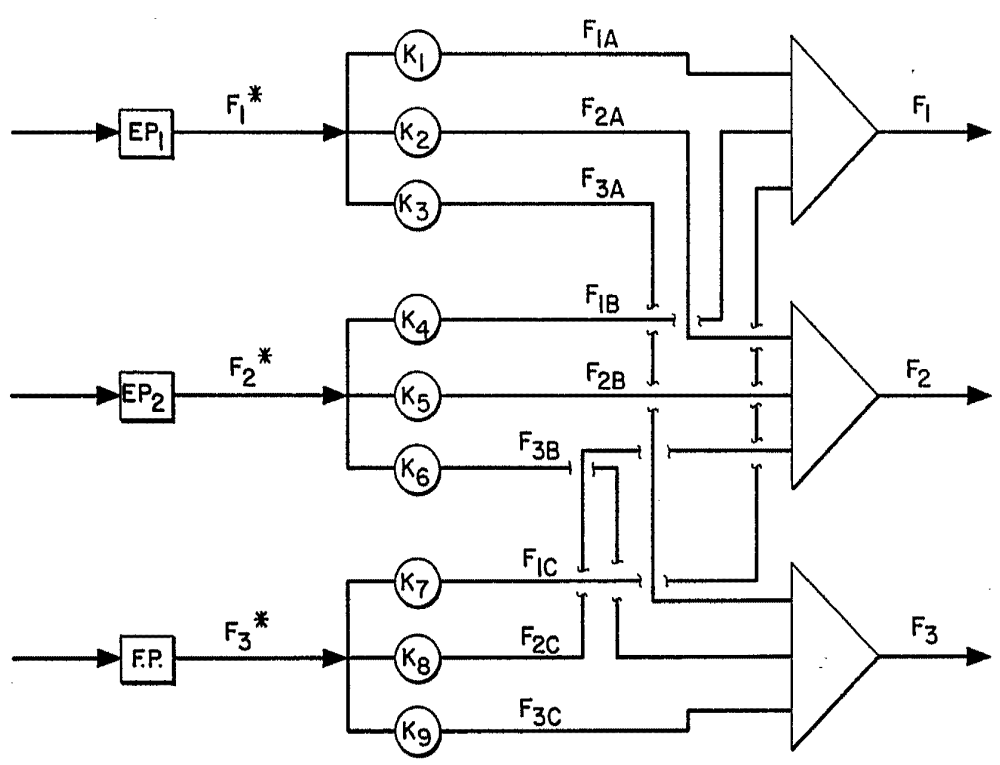
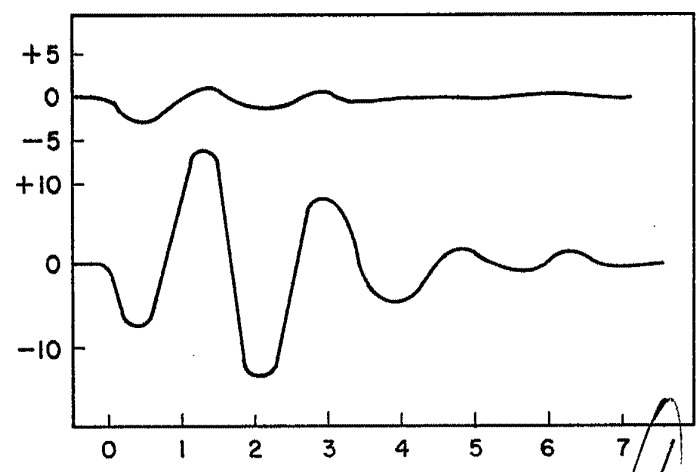


FIG. 3

FIG. 4



Albano de Eshana  
for [unclear]