

403086



P. - 51.039

Int. Cl. B01J, C10G	Case 1461
---------------------	-----------

MEMORIA DESCRIPTIVA

SECCION TECNICA
CLASIFICACION I. P. C.
CLASE _____
SUBCLASE _____

para solicitar PATENTE DE INVENCION por 20 años

a nombre de UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY

entidad norteamericana

con domicilio en Ten UOP Plaza-Algonquin & Mt.  
Prospect Roads, Des Plaines, Illinois,  
Estados Unidos de América.

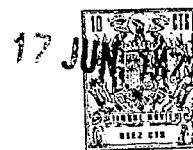
por: "UN PROCEDIMIENTO MEJORADO DE CONVERSION"

(Clase Internacional B01j, C10j)

10.6.72

- 1 -

403086



La presente invención es un modo nuevo de controlar la rigurosidad de zonas de reacción en un procedimiento en el se hace pasar un "stock" de carga a través de dos zonas de reacción al menos, se convierte al menos en parte en un producto y se analiza el efluente que resulta. Este análisis se utiliza para determinar un índice de rendimiento y un nivel de conversión total. El índice de rendimiento puede ser, por ejemplo, la relación de productos indeseables a productos deseables. Un optimizador optimiza el índice de rendimiento y la señal procedente del optimizador y el controlador ajusta la rigurosidad de las zonas de reacción.

Un procedimiento típico de conversión es la reformación catalítica, en el que se hace pasar una fracción de nafta a una zona de reacción que contiene catalizadores de metal noble, en presencia de hidrógeno. Otro procedimiento que puede utilizar el concepto de esta invención es la deshidrogenación de etilbenceno a estireno. Otros procedimientos que pueden utilizar la presente invención incluyen cracking térmico, cracking catalítico, hidrocracking térmico, hidrocracking catalítico, isomerización, alcoholación, polimerización y semejantes.

En la reformación tienen lugar cuatro reac-

403086



5 ciones específicas: (1) deshidrogenación de naftenos a compuestos aromáticos, (2) dehidrociclización de parafinas a compuestos aromáticos, (3) hidrocracking de hidrocarburos de peso molecular elevado a hidrocarburos de peso molecular más bajo, y (4) la isomerización de parafinas normales a parafinas 050 de igual peso molecular.

10 Cada una de estas cuatro reacciones mejora hidrocarburos de índice de octano bajo transformándoles en hidrocarburos de índice de octano alto, pero también cada una de ellas tiene un efecto diferente sobre la producción de líquido. En la reformación, se ría muy deseable controlar la rigurosidad de la reacción para aumentar al máximo tanto el índice de octano del producto como la producción de líquido y hacer 15 mínima la producción de compuestos parafínicos gaseosos (metano, etano y propano).

20 La deshidrogenación de naftenos a compuestos aromáticos se favorece a presión baja. La dehidrociclización de parafinas a compuestos aromáticos se favorece a presión baja y temperatura elevada. El hidrocracking se favorece a presión elevada, temperatura elevada, y tiempo de permanencia largo del "stock" de carga sobre el catalizador. La isomerización se fa 25 vorece a temperatura intermedia, y con un catalizador

403086

17



que comprende un contenido en halógeno mucho más alto que el habitualmente empleado. Dado que los hidrocarburos aromáticos tienen índices de octano superiores a los otros hidrocarburos de peso molecular equivalente, existe la tendencia a manejar los reformadores catalíticos a temperaturas superiores y presiones inferiores para aumentar el contenido en compuestos aromáticos de la gasolina. Para esta operación, las temperaturas utilizadas están comprendidas entre 454 y 566°C aproximadamente y las presiones entre 7,8 y 28 atm.man.aproximadamente.

El operador de la unidad de reformación catalítica puede comprobar el índice de octano del producto. Cuando el producto no cumple la especificación del índice de octano el operador cambia manualmente las condiciones de reacción para compensar.

Habitualmente los reformadores se hacen funcionar con temperaturas ligeramente superiores a las requeridas para asegurar que la gasolina cumple las especificaciones del índice de octano. Esto es costoso debido a que un aumento del índice de octano hace disminuir la producción.

Los refinadores han cambiado recientemente a sistemas automáticos de control que controlan las temperaturas de los reactores basándose en el índice de octano.



403086

17 JUN 1962

5 tano del producto. El Analizador de Octano Monirex (Monirex Octane Analyzer), vendido por la firma Universal Oil Products Company, es un instrumento que proporciona un análisis rápido y exacto de un reformado. Así pues, los refinadores pueden aumentar ligeramente la producción de sus procedimientos manteniendo exactamente el índice de octano del producto, pero no más que esto.

10 Dado que la gasolina es mucho más valiosa que los otros productos de un procedimiento de reformación, sería deseable producir aún más gasolina. La operación a presiones más bajas aumentará la producción de líquido pero esto hace disminuir en gran manera la duración del catalizador.

15 Otro modo posible de cambiar el rendimiento, es ajustar la distribución de catalizador en cada reactor al "stock" de carga en particular. En general, cuanto mayor es la proporción de compuestos nafténicos en una alimentación, mayor debe ser el catalizador en los reactores aguas abajo en vez de en los reactores aguas arriba. Desgraciadamente, es muy difícil cambiar la distribución de catalizador en una instalación ya existente. Además, muchos refinadores tratan una diversidad de "stocks" de carga y puede no ser óptima una determinada distribución de catalizador para todas estas alimentaciones diferentes.

20

25

403086

17 JUN 1962



Por consiguiente, sería sumamente deseable tener un dispositivo que pudiera hacer el mejor trabajo posible con una instalación ya existente.

5 Se ha encontrado en la actualidad un modo de optimizar la operación en una planta existente. Así pues, aun cuando la presión de la instalación, y el tipo de distribución de catalizador estén fijados y no sean óptimos, para cualquier proceso dado, el procedimiento puede mejorarse algo si se ajusta la rigurosidad de cada zona de reacción. Por ejemplo, con-  
10 sidérese un reformador con demasiado catalizador en el primer reactor para la operación óptima. La compensación para una mala distribución de catalizador puede llevarse a cabo ajustando las temperaturas del reactor. Reduciendo la temperatura de este reactor se com-  
15 pensará algo el volumen excesivo de catalizador.

Si el refinador tiene una diversidad de "stocks" de carga, sería imposible diseñar una nueva instalación para manejar todas ellas de forma óptima. Si el refi-  
20 nador dispusiera de un dispositivo que pudiera seleccionar automáticamente el mejor esquema de temperatura para sus reactores al objeto de optimizar la producción de cada "stock" de carga, podría emplear en forma óptima cada "stock" de carga.

25 Otro procedimiento de conversión de hidrocar

403086



5 buros bien conocido es la deshidrogenación de etilben-  
ceno, EB, a estireno, S. Se hace pasar una mezcla de  
EB y vapor sobre un primer lecho de catalizador. La  
reacción endotérmica enfría la corriente del proceso  
por lo que se añade más vapor caliente antes de que la  
mezcla pase sobre otro lecho fijo de catalizador. (La  
razón de utilizar dos o más reactores es permitir que  
el EB se caliente lo suficiente para hacer estireno,  
pero no lo bastante para sufrir cracking. El sistema  
ideal sería el constituido por diez o cuarenta o más  
reactores en serie, con pequeñas cantidades de vapor  
sobrecalentado añadidas entre cada reactor. El esque-  
ma de temperatura a lo largo de todos los reactores  
sería casi plano, lo que daría por resultado la produc-  
ción óptima de estireno con una cantidad mínima de sub-  
productos de cracking; pero desgraciadamente un proce-  
dimiento tan complicado no es factible económicamente).

15 En general se utilizan dos o tres lechos ca-  
talíticos. El problema del refinador es: dada una uni-  
dad de deshidrogenación de EB de tres lechos ¿que can-  
tidad de vapor debe añadirse a cada lecho?. La canti-  
dad de material que pasa a través de cada lecho aumen-  
ta (debido a la adición de vapor sobrecalentado) por  
lo que se necesita más vapor sobrecalentado para calen-  
tar el material 100°C. El material extra actúa también

403086<sup>17</sup>



5 como disipador de calor en el lecho siguiente por lo que la temperatura a través del lecho siguiente no de cae mucho. Además, la composición de la alimentación a cada lecho cambia. El % de S aumenta a través de los lechos de los reactores mientras que el % de EB disminuye.

10 La mayor parte de los refinadores realizan intuitivamente lo que debe ser una distribución óptima de vapor a estos tres lechos, pero es muy difícil de encontrar. En un extremo, el poner 90% del vapor total en la entrada del primer lecho y 5% del vapor total en cada entrada subsiguiente dará como resultado EB fuertemente sobrecalentado en el primer lecho. Podría haber un cracking excesivo. En el otro extremo, el poner sólo 5% y 5% del vapor total en los dos primeros lechos a la vez que el 90% restante en el lecho final, daría como resultado EB sobrecalentado en el lecho final y con obtención de subproductos casi equivalente. Así pues, al refinador le gustaría encontrar el mejor término medio entre estos dos extremos que optimizaría la producción de estireno. En este sistema, una restricción es, naturalmente, mantener una cierta producción de estireno por día.

20 Por consiguiente, uno de los objetos de esta invención es proporcionar un método y medios de control

403086



lar la rigurosidad de zonas de reacción manteniendo un nivel de conversión deseado y optimizando el índice de rendimiento del mismo.

5 Otro objeto de esta invención es proporcionar el método y medios de controlar un procedimiento contínuo de conversión de hidrocarburos, en particular la conversión de EB a estireno, en zonas de reacción múltiples y también la reformación de hidrocarburos para producir gasolina en zonas de reacción múltiples.

10 Por tanto, la presente invención proporciona en un procedimiento de conversión en el que una corriente de reactivo pasa a través de dos reactores al menos, dispuestos en serie, la mejora que comprende el uso de un sistema de control que mantiene una conversión deseada y optimiza el rendimiento de dicho procedimiento, cuyo sistema de control incluye: (a) medios de control  
15 conectados a cada reactor para regular al menos una condición del procedimiento que afecta a la rigurosidad de la reacción, teniendo cada uno de dichos medios de control un punto de fijación; (b) medios para analizar el efluente de la última zona de reacción aguas abajo; (c) medios de indicación de rendimiento asociados con dichos  
20 medios de análisis y capaces de generar una señal de índice de rendimiento; (d) medios optimizadores conectados a dichos medios de indicación de rendimiento y que com-  
25



403086

prende medios computadores capaces de analizar la se-  
ñal de índice de rendimiento y generar una primera se-  
ñal o señal de optimización para cada zona de reacción;  
(e) medios de control de conversión conectados a dichos  
5 medios de análisis para generar una especificación de  
conversión o segunda señal para cada zona de reacción;  
(f) medios conectados a dichos medios optimizadores, a  
dichos medios de control de conversión y a dichos medios  
de control de rigurosidad para combinar dicha primera  
10 señal con dicha segunda señal y producir una señal pa-  
ra cada punto de fijación de dichos medios de control de  
la etapa (a).

En una realización, la señal del índice de  
rendimiento es una función de los productos indeseables  
15 a deseables en el efluente, por ejemplo la relación de  
productos indeseables a deseables. El optimizador de-  
termina una primera señal para cada medio de control pa-  
ra aproximarse a un valor mínimo para esta relación. Los  
medios de control pueden regular la temperatura de ca-  
20 da zona de reacción o la presión, o puede regularse el  
caudal de líquido para controlar la rigurosidad de la  
reacción.

La conversión, como se emplea en la presente  
Memoria, puede referirse al % de conversión de alimen-  
25 tación en el producto deseado, o a alguna otra propiedad

403086



del producto tal como el índice de octano.

En esta Memoria Descriptiva se utilizan diversas abreviaturas. Para referencia conveniente se resumen aquí:

5

B Benceno  
EB Etilbenceno  
FC Controlador de flujo  
PI Índice de rendimiento

10

S Estireno  
TC Controlador de Temperatura  
T Tolueno

15 Una realización específica de esta invención proporciona un procedimiento mejorado para deshidrogenar EB, en el que se hace pasar EB mezclado con vapor a través de dos zonas de reacción catalítica por lo menos.

20 En esta realización la señal de salida del índice de rendimiento es función de la relación de benceno y tolueno a estireno en el efluente. Para obtener un rendimiento óptimo esta relación debe reducirse al mínimo. La conversión en la relación de estireno producido a EB en la alimentación. Si se desea una conversión del 80% de EB a estireno, deberán producirse 80 moles de estireno por cada 100 moles de EB alimentados. Algo de EB pue

25

17 JUN 1972

403086

de quedar sin convertir, algo puede sufrir cracking,  
pero se producen 80 moles de estireno. Puede emplearse  
un controlador proporcional o semejante para determinar  
una segunda señal o señal de conversión a los puntos de  
5 fijación, comparando la conversión real con la conver-  
sión deseada, 80%. El modo preferido de controlar la con-  
versión es regular el caudal de vapor a los lechos de  
los reactores.

Así pues, el esquema de control de la presen-  
10 te invención controlará el caudal de vapor a la entrada  
de cada reactor. Esto es un modo indirecto de controlar  
la temperatura de reacción o rigurosidad de la reacción.  
El optimizador alterará (o perturbará) la distribución  
de vapor en los diversos reactores. Este ajuste de dis-  
15 tribución de vapor para reducir al mínimo la producción  
de B y T (es decir optimizar el PI) comprende la prime-  
ra señal. La segunda señal es la señal de conversión que  
asegurará el que se produzcan al menos 80 moles de es-  
tireno por cada 100 moles de alimentación de EB. Así  
20 pues, se ajusta el caudal de vapor al reactor para man-  
tener la producción de estireno al mismo tiempo que pa-  
ra reducir al mínimo la producción de B y T. Esto se des-  
cribirá con más detalle en los ejemplos siguientes.

Otra realización específica de la presente in-  
25 vención se refiere al procedimiento de reformar "stocks"

403086

17



de carga de hidrocarburos en el que el "stock" de carga de hidrocarburo se hace pasar a través de dos zonas de reacción catalítica por lo menos y se recoge producto reformado.

5                   La presente invención puede ser comprendida ahora con mayor claridad haciendo referencia a los dibujos que se acompañan.

10                   La FIGURA 1 ilustra un procedimiento con dos zonas de reacción en el que se controlan las temperaturas de entrada en los reactores.

La FIGURA 2 ilustra curvas de rendimiento hipotéticas de una instalación de reactores.

15                   La FIGURA 3 ilustra un sistema de reactores que puede ser utilizado para la deshidrogenación de EB a estireno y que emplea el sistema de control de la presente invención.

La FIGURA 4 ilustra un reformador catalítico que utiliza el sistema de control de la presente invención.

20                   La Figura 1 muestra una instalación típica del procedimiento. Los reactores 1 y 1' pueden ser cualquiera de los muchos reactores empleados en procedimientos semejantes al de reformación, deshidrogenación de EB, cracking térmico, cracking catalítico, hidrocracking  
25                   térmico, hidrocracking catalítico, isomerización, alco-

403086



hilación, polimerización y semejantes. La carga de los reactores entra en el calentador 4 por la tubería 2. El calentador 4 puede ser un cambiador de calor, o, como se indica un horno expuesto al fuego directo que tiene un quemador 5 al que se suministra combustible por la tubería 6. La carga se calienta en los serpentines 7 en el calentador 5 y entra en el reactor por la tubería 2. El efluente se descarga por la tubería 3' al calentador 4'. La mezcla recalentada entonces entra en la zona de reacción 1' por la entrada 34. El efluente se descarga después a través de la tubería 3 para su almacenamiento o tratamiento posterior. La rigurosidad de la reacción se regula controlando la temperatura de entrada a cada reactor.

La temperatura de entrada se controla variando el caudal a los quemadores de combustible 5 y 5'. El combustible entra por las tuberías 6 y 6'. Medios de percepción de caudal 9 y 9', mostrados como orificios, transmiten a través de las líneas de señal 10 y 10' a los controladores de caudal 12 y 12'. Estos controladores de caudal transmiten entonces una señal de salida a las válvulas de control 8 y 8' a través de las líneas 13 y 13'. El punto de fijación de los controladores de caudal 12 y 12' es fijado por los controladores de temperatura, TCs, 14 y 14' que perciben la temperatura de entrada detecta-

403086



da por los pares termoeléctricos u otros medios de de-  
tección 15 y 15' situados en las tuberías de entrada  
2 y 34.

5 Un analizador, 18, recibe por la tubería 19,  
una muestra continua del efluente del reactor final.  
El analizador puede ser un cromatógrafo, un comproba-  
dor continuo del índice de octano o un comprobador de  
caudal que determina el caudal total a través de la  
10 entrada 3, o una combinación de estos dispositivos. Por  
lo menos dos señales de salida son determinadas por el  
analizador 18, una para una señal de conversión y otra  
para una señal de índice de rendimiento. La señal de  
conversión es transmitida a través de la línea 20 a  
un controlador registrador 21, El controlador 21 tie-  
15 ne un punto de fijación ajustado a la conversión espe-  
cificada. Si la especificación de conversión es el ín-  
dice de octano del producto, el controlador 21 contro-  
lará el índice de octano. La seña de salida desde el  
controlador 21 es transmitida a través de la línea 23  
20 a los amplificadores adicionadores 24 y 24' . Las se-  
ñales de salida de los amplificadores adicionadores 24  
y 24' , derivados de la señal de conversión (proceden-  
te del controlador 21) y de una señal de optimización  
(procedente del optimizador 30), son transmitidas a  
25 través de las líneas 25 y 25' para reajustar los puntos

403086



de fijación de los controladores de temperatura 14 y 14' .

5 El analizador 18 genera señales para determinar un PI. Este PI puede ser la producción de líquido, o una función de la obtención de subproductos. El analizador puede ser un cromatógrafo que determina las cantidades de productos deseables e indeseables que existen en el efluente. Estas dos señales son transmitidas por las líneas 26 y 27 a un dispositivo de determinación del PI, 28. Si la señal procedente del analizador 10 18 es intrínsecamente una señal de PI, por ejemplo la producción de líquido, puede transmitirse directamente al optimizador 30. El dispositivo de determinación de PI, 28, puede ser un amplificador funcional que determina la relación de productos indeseables a productos deseables en el efluente de la zona de reacción. Esta señal es transmitida a través de los medios de transmisión 15 29 al optimizador 30. El optimizador envía una señal de salida a través de las líneas 31 y 33 a los amplificadores adionadores 24 y 24' respectivamente. Así pues, las 20 señales en las líneas 31 y 33 representan señales de optimización del PI, y la señal de salida en la línea 23 representa una señal de control de conversión. Estas señales se combinan en los amplificadores adionadores 25 24 y 24' y son transmitidas por las líneas 25 y 25' a

403086<sup>17</sup>



los puntos de fijación de los TCs 14 y 14' . El optimizador tiene una computadora para determinar la señal del PI de la línea 29 y para determinar la señal de salida necesaria para cada zona de reacción para aproximarse a un rendimiento óptimo en los recipientes de reacción. El optimizador 30 es un dispositivo bien conocido en la técnica que hace máxima o mínima alguna medida de rendimiento del procedimiento. A título de ejemplo, considérese que el PI del reactor es la relación de productos indeseables a productos deseables, y que esta relación varía con la entrada de calor o temperatura de entrada, de cada reactor. La relación para cada zona de reacción pasa por un mínimo como muestra la figura 2. La abscisa es la entrada de calor o temperatura. La ordenada es la relación de productos indeseables a productos deseables. Si la zona 1 opera en el punto a y la zona 1' opera en el punto d , el optimizador determinará las señales de salida necesaria para alterar los puntos de fijación de los TCs, de modo que la relación se aproxime a b y e , los mínimos de las curvas. De manera semejante, si la zona 1 opera en el punto c y la zona 1' opera en el punto f , el optimizador desplazará la operación para hacer que la relación sea mínima. No establece diferencia entre si existe en realidad un óptimo o en que punto existe. El op-

403086



5 timizador ajusta sus salidas para mejorar el rendimiento. Puede hacerse referencia a las páginas 22-52 a 22-54 del Manual de Ingeniería Química de Perry, cuarta edición, publicado por McGraw-Hill Company, para una descripción breve de la teoría del optimizador.

10 Existen en el mercado diversos tipos de optimizadores, incluyendo el controlador optimizador de rendimiento Motorola Veritrak fabricado por la firma Motorola, Instrumentation and Control Inc, de Phoenix, Arizona, subsidiaria de Motorola, Inc. Este optimizador particular es una computadora analógica que opera sobre el principio de introducir cambios pequeños de salida y anotar el efecto. Así puede tomar una decisión para cambiar las señales de salida según sea necesario para aproximarse al rendimiento óptimo. El optimizador puede considerar el efluente de cada reactor o puede considerar solamente el efluente del reactor final. Si solo se toma en consideración el efluente del reactor final, las pequeñas perturbaciones o cambios en cada zona de reacción se hacen preferiblemente sin relación una con otra para que el optimizador pueda diferenciar más fácilmente que perturbación hizo que cambiara el índice de rendimiento.

25 Si la conversión puede definirse también como la relación de productos deseados a reactivos sin reaccionar existentes en el efluente, entonces al cambiar

403086



este número la señal de salida del analizador 20 transmite una nueva señal. El controlador 21 transmite una señal a través de la línea 23 a los amplificadores adicionales 24 y 24'. Esta señal de conversión es un segundo componente de la señal a los puntos de fijación de TC y asegura el que la rigurosidad de la reacción proporciona producto suficiente. Preferiblemente las decisiones del controlador 21 se hacen sin ilación con cualquiera de los cambios hechos por el optimizador 30 de modo que sean reconocibles las causas de cualquier cambio en el índice de rendimiento.

La Figura 3 de los dibujos muestra un reactor de tres fases, 51, que tiene zonas catalíticas A, B y C para la deshidrogenación de EB a estireno. El catalizador es preferiblemente un catalizador de hierro activado con álcali. Un catalizador que puede ser utilizado consta de 85% en peso de óxido ferroso, 20 en peso de óxido de cromo, 12% en peso de hidróxido potásico y 1% en peso de hidróxido sódico. Otro posible catalizador consta de 90% en peso de óxido de hierro, 4% en peso de óxido de cromo y 6% en peso de carbonato potásico. Pueden utilizarse también otros catalizadores.

La cantidad de catalizador contenida en cada lecho catalítico puede variar considerablemente. Habitualmente, la cantidad de catalizador se expresa en tér

403086

17



minos de altura de lecho que puede estar comprendida entre 15 cm y 18 metros, típicamente entre 0,6 y 1,8 metros.

5 La presión del reactor puede variar desde inferior a la atmosférica hasta superior a la atmosférica. Un intervalo preferido es el comprendido entre 1,3 y 2,4 atm. man.

10 Se prefieren lechos múltiples en un reactor único pero pueden utilizarse también lechos únicos en reactores múltiples.

15 A medida que los reactivos pasan a través del primer lecho catalítico, tiene lugar un descenso de temperatura debido al caracter endotérmico de la reacción, de hasta 55°C o más. También hay una caída de presión a través del lecho, acaso hasta 0,7 atm. man., aunque típicamente de 0,14 a 0,41 atm. man.

20 Se introduce vapor sobrecalentado a una temperatura de unos 760°C a través de la tubería de vapor 85, a la entrada del reactor 52, en la relación de unos 0,65 kilogramos de vapor a 1,0 kilogramo de EB. La mezcla de vapor y EB entra en la zona A a una temperatura de unos 649°C. Una segunda tubería de vapor, 85', introduce vapor a una temperatura de unos 816°C entre las zonas catalíticas A y B en la relación de aproximadamente, 1:1 a 1,2:1, kg de vapor por kg de efluente, para

25

403086



5 elevar la temperatura del efluente de la zona A. Una  
tercera tubería de vapor, 85", introduce vapor a 816°C  
entre las zonas B y C en una relación comprendida apro-  
ximadamente entre 0,80:1 y 1,35 :1 kg de vapor por kg  
de efluente de la zona B para recalentarlo. El efluen-  
te total se descarga a través del conducto de salida  
53.

10 Los TCs 64, 64' y 64", reciben las señales  
de temperatura a través de las líneas 67, 67' y 67"  
desde la entrada de las zonas A, B y C del reactor a  
través de los pares termoeléctricos 65, 65' y 65". Los  
TCs 64, 64' y 64" tienen también puntos de fijación  
ajustables. Estos TCs reajustan los controladores de  
caudal (FCs) 62, 62' y 62" para controlar la cantidad de  
15 vapor que entra a través de las válvulas de control 53,  
53' y 53". La cantidad de vapor que entra en cada zo-  
na es determinada por los medidores de caudal de orifi-  
cio 59, 59' y 59".

20 Se toma muestra del producto en la salida 53  
mediante el analizador 68 a través de la tubería de mues-  
treo 69. El analizador 68 es un cromatógrafo que anali-  
za las cantidades de benceno (B), tolueno (T), estire-  
no (S) y etilbenceno (EB) que existen en el efluente.  
Estas señales son transmitidas a través de las líneas  
25 86, 87, 88 y 89 respectivamente, a los amplificadores

403086<sup>17</sup>



de memoria 35, 36, 37 y 38. Preferiblemente, los ampli-  
ficadores de memoria reciben la altura de pico de B,  
T, S y EB aun cuando pueden utilizarse también valores  
filtrados o promediados. Las salidas del amplificador  
5 de memoria S 37 y el amplificador de memoria de EB, 38,  
son transmitidas a través de las líneas 43 y 44 al di-  
visor 45 y una señal de cociente, que representa la re-  
lación de S a EB, es transmitida a través de la línea  
10 70 al controlador registrador 71 que controla esta re-  
lación. El controlador 71 produce una señal de conver-  
sión, o segunda señal, que asegura la producción de 80  
moles de S por cada 100 moles de alimentación de EB. La  
salida de este controlador se alimenta simultáneamente,  
a través de la línea 73, a tres amplificadores adicio-  
15 nadores 74, 74' y 74" cuyas salidas se transmiten fi-  
nalmente a los TCs por las líneas 75, 75' y 75".

La salida de los amplificadores de memoria  
de B y T, 35 y 36 respectivamente, es transmitida por  
las líneas 39 y 40 al amplificador adionador 46 que su-  
20 ma las señales de B y T y transmite este dato a través  
de la línea 41 al divisor 47. La salida del amplifica-  
dor de memoria de S, 37, se transmite también por la lí-  
nea 42 al divisor 47. La salida del divisor 47, que re-  
presenta  $\frac{(B + T)}{S}$ , el índice de rendimiento, PI,  
25 es transmitida por la línea 79 al optimizador 80. El

403086



optimizador introduce pequeñas perturbaciones en el procedimiento de control a través de los TCs, anota el efecto sobre el PI y determina una señal de salida para cada zona de reacción, necesaria para aproximarse el rendimiento óptimo, es decir para reducir al mínimo la relación  $\frac{B + T}{S}$ . Las señales de salida son de optimización, o primeras señales, y se transmiten a través de las líneas 81, 81' y 81" a los amplificadores adicionales 74, 74' y 74". Las señales procedentes de los amplificadores adicionales reajustan los puntos de fijación de los TCs 64, 64' y 64" para regular así la entrada de vapor a las zonas A, B y C.

Las pequeñas perturbaciones provocadas por el optimizador se hacen, preferiblemente, sin relación una con otra de modo que el optimizador pueda diferenciar que perturbaciones ocasionaron el cambio de PI. Las señales procedentes del controlador 71 reajustan también los puntos de fijación sobre los TCs para mantener la relación de S a EB dentro del intervalo deseado. De preferencia, los cambios efectuados por el controlador 71 tienen lugar sin relación con los cambios hechos por el optimizador 80 lo que hace que sean reconocibles los cambios en la relación  $\frac{B + T}{S}$ .

La Figura 4 muestra<sup>S</sup> la unidad de reformación catalítica que utiliza el sistema de control de la in-

403086

17 JUN 1972



vención. Una nafta de índice de octano bajo entra en el procedimiento de reformación por la tubería 100. Una corriente gaseosa de retorno de hidrógeno, con algo de metano, etano y propano e indicios de hidrocarburos más pesados, se añade a la alimentación por la tubería 99. La mezcla pasa al calentador 104, que puede ser un cambiador de calor o un horno expuesto al fuego directo, como se ha indicado. La mezcla se calienta en el serpentín 107 y sale por la tubería 102 a una temperatura de unos 482 a 538°C. La mezcla caliente entra en el reactor 101 a una presión de unas 21,4 atm. El reactor contiene preferiblemente un catalizador de metal noble y la mezcla se convierte en hidrocarburos que poseen un índice de octano más elevado. Las reacciones son principalmente endotérmicas, de modo que la mezcla sale de la zona de reacción por la tubería 150 de 11 a 83°C más fría que la temperatura de entrada. El efluente del reactor pasa por la tubería 150 al calentador 154. El efluente se calienta en el serpentín 157 a unos 482 a 538°C y pasa al reactor 151 que contiene también catalizador. La mezcla sale de la zona de reacción 151 por la tubería 103 a una temperatura algo más baja, pasa al cambiador de calor 135 y se enfría a 16 a 49°C, condensándose los constituyentes normalmente líquidos. La mezcla entra después en el separador 136 por

17 1000  
403086



la tubería 137. El separador 136 está a una presión ligeramente más baja que los reactores debido al descenso de presión en el sistema, típicamente unas 18 atm. man o inferior. Se retira una fase vapor por la tubería 99 y se lleva a medios de compresor, que no se indican, para devolver a la tubería 100. Se retira un gas neto, rico en hidrógeno, por la tubería 140 para emplear en otro lugar de la refinería.

5  
10 Una fase líquida que contiene componentes gaseoso disueltos, se retira por la tubería 141 y la válvula de control 142 para fraccionar.

15 El combustible para el calentador se suministra por las tuberías 106 y 156 a los calentadores 105 y 115. El combustible arde y calienta la alimentación del reactor en los serpentines 107 y 157 por radiación y convección.

20 La temperatura a la entrada del reactor se controla variando el caudal de combustible a los quemadores. Los mediadores de caudal de orificio 109 y 109' transmiten señales del caudal por las líneas 110 y 110' a los controladores de caudal 112 y 112'. Los controladores de caudal 112 y 112' transmiten señales a las válvulas de control 108 y 108' a través de las líneas 113 y 113'. Los puntos de fijación de los controladores de caudal 112 y 112' son reajustados por las líneas 117 y

25

403086

17 JUN



117' por los TCs 114 y 114' que perciben la temperatura de entrada en los reactores detectada por los pares termoeléctricos 115 y 115' situados en las tuberías de entrada 102 y 152.

5                    Se instala un comprobador del índice de octano para la muestra de material de la tubería 143 tomada por la tubería de muestreo 119 que proporciona una muestra continua de la fase líquida del efluente del reactor. La muestra se retira y se hace pasar al anali-  
10                    zador o comprobador del índice de octano sin que inter- venga disminución de la presión. Preferiblemente, el comprobador de octano emplea un generador de llama frío estabilizado con un frente de llama servocolocado.

15                    La señal de salida del comprobador del índice de octano es la especificación de conversión o segunda señal y se transmite por la línea 120 al controlador registrador 121. Si el índice de octano disminuye, el controlador 121 solicita un aumento de la temperatura de  
20                    entrada al reactor. El controlador 121 está conectado a través de la línea 131 con los amplificadores adicionales 124 y 124' y a través de las líneas 125 y 125' a los TCs 114 y 114' . Los amplificadores 124 y 124' combinan las señales procedentes del controlador 121 y de un optimizador, 130. Los controladores de temperatura  
25                    114 y 114' solicitan después un aumento en el caudal de

403086

17



5 combustible a los calentadores 104 y 154 para aumentar la entrada de calor en los serpentines 107 y 157 y aumentar con ello la temperatura de entrada al reactor para mantener la obtención de un producto de índice de octano constante.

Si el índice de octano de la muestra es alto, la acción correctora será la inversa de la descrita.

10 Aun cuando el mantenimiento del índice de octano del efluente líquido se lleva a cabo con el comprobador de octano y el controlador registrador 121, todavía pueden hacerse mejoras. El uso del optimizador 130 en asociación con el método de la presente invención no solo mantendrá el índice de octano del producto, sino que mejorará también la producción de líquido. El optimizador 130 puede ser del tipo antes descrito que introduce perturbaciones a la entrada de cada zona de reacción y anota el efecto sobre el índice de rendimiento que examina. En esta realización particular, el PI es función de la producción de líquido. El medidor de caudal de orificio, 143, en la tubería 141 aguas abajo del separador 136 mide el caudal. Una señal de caudal es transmitida a través de la línea 144 al amplificador de memoria 145 que transmite el caudal máximo al optimizador 130 por la línea 146, aun cuando

15

20

25

403086



puede usarse un caudal promedio o filtrado. El optimi-  
zador transmite señales que son señales de optimización  
o primeras señales, por las líneas 147 y 197 a los am-  
plificadores adicionadores 124 y 124' respectivamente.  
5 Los amplificadores adicionadores 124 y 124' suman las  
señales procedentes de 131 y 147 y de las líneas 131 y  
197 y transmiten señales de salida por las líneas 125  
y 125' para ajustar los puntos de fijación de los TCs  
114 y 114' . El optimizador detecta la producción de  
10 líquido e introduce pequeñas perturbaciones en uno o  
más reactores, cambiando las temperaturas de entrada en  
los reactores. El optimizador registra si la producción  
aumenta o disminuye y transmite señales que aumentan  
la producción de líquido. No importa si realmente exis-  
15 te o no una producción máxima, ya que el optimizador sim-  
plemente transmite señales que aumentarán la producción.  
El optimizador no aumenta la producción con detrimento  
del índice de octano ya que el índice de octano es con-  
trolado por el controlador registrador 121, preferible-  
20 mente sin sucesión con el optimizador.

La presente invención no debe considerarse li-  
mitada simplemente a un sistema en que las temperaturas  
de entrada a los reactores controlan la rigurosidad. Pue-  
den utilizarse otros sistemas de control por ejemplo  
25 uno de los componentes de la alimentación puede ser la

403086



5 variable para controlar la rigurosidad de la reacción. También puede considerarse el utilizar un controlador de temperatura cuyo punto de fijación se determine por el descenso de temperatura, o  $\Delta T$ , a través de cada zona de reacción.

10 La presente invención mantiene de este modo la especificación del producto, por ejemplo, la producción de estireno o el índice de octano, y todavía optimiza el procedimiento, por ejemplo, reduce al mínimo la obtención de subproductos indeseables o hace máxima la producción de líquido, regulando la rigurosidad de conectar zonas de reacción. Pueden emplearse relés, en  
15 tradas y reguladores de tiempo para compensar los tiempos de retardo inherentes a sistemas de reactores grandes. Asimismo, las señales procedentes de los optimizadores y controladores no necesitan adicionarse simultáneamente ya que el controlador puede actualizar periódicamente el punto de fijación, por ejemplo, cada treinta minutos, y la señal procedente del optimizador puede  
20 utilizarse para actualizar el punto de fijación del controlador de temperatura cada sesenta minutos. Pueden utilizarse también otros periodos de tiempo.

25 El sistema inventivo de control descrito en la presente Memoria puede emplearse en cualquier procedimiento de reacción tal como cracking térmico, cracking

403086

17 JUN 1962



catalítico, hidrocracking térmico, hidrocracking catalítico, isomerización, alcoholación, polimerización y semejantes que emplean varios recipientes reactores. Así pues, se encuentra comprendido dentro de la extensión de la presente invención aplicar una realización del sistema inventivo de control a combinaciones de más de dos a tres reactores.

El sistema inventivo de control puede usarse para controlar la rigurosidad mediante el ajuste de otras variables de operación además de la temperatura de entrada. Por ejemplo, en el cracking catalítico fluido el sistema inventivo de control puede controlar la velocidad de circulación del catalizador. En alcoholación HF, puede controlarse la circulación de reactivo de isobutano. En polimerización sobre ácido fosfórico sólido puede controlarse el caudal de reactivo de olefina a la zona de reacción. En cada caso, los ajustes a la conversión o rigurosidad de la reacción llevados a cabo mediante el sistema inventivo de control, darán como resultado la obtención de la cantidad máxima posible de producto en especificación.

El sistema de control de la presente invención puede modificarse además para acomodarse a las peculiaridades de un procedimiento. Se discuten seguidamente tales modificaciones.

403086



En general, los cambios llevados a cabo en la rigurosidad de la reacción afectan tanto a la conversión como al PI. Así pues, en el procedimiento de deshidrogenación de EB, es imposible cambiar la entrada  
5 de vapor a un reactor individual sin cambiar tanto la obtención de subproductos como la producción de estireno. De manera semejante, en un procedimiento de reformación, aumentando la temperatura de un reactor individual aumentará el índice de octano del producto y disminuirá  
10 la producción. Por consiguiente, puede ser deseable incluir medios de compensación para tener en cuenta esta relación entre la conversión y el PI.

En un procedimiento de reformación, los medios de compensación pueden ser simplemente una instrucción al  
15 computador de optimización para que si el índice de octano del producto desciende 1,0, la producción de líquido indicada disminuya también 0,75 LV%. Así pues si la especificación del índice de octano es 95,0 y el optimizador hace bajar una temperatura de un reactor durante el curso normal de la optimización, la producción de líquido  
20 aumentará y el índice de octano del producto bajará. Esto no es, necesariamente, optimización del procedimiento. El computador compensará la relación producción-índice de octano calculando cual sería la producción a un  
25 índice de octano de 95,0. Si el índice de octano es só-

403086



lo 94 y la producción 75,75 LV%, el computador indicará la producción a índice de octano constante, es decir, 95,0 de índice de octano sería sólo 75,0 LV%.

5 Otro método de desligar la conversión del índice de rendimiento, sería imponer un retraso de tiempo a una de las señales del analizador del producto. En la reformación, si se hace descender la temperatura de un reactor, entonces la producción aumenta y el índice de octano baja. Antes de enviar la medida de la producción  
10 al optimizador, un controlador del índice de octano observa el descenso de este valor y aumenta la temperatura de todos los reactores para llevar el índice de octano a la especificación. Una vez estabilizado el índice de octano en la especificación, la producción se envía al optimiza  
15 dor.

Otra solución sería un control modificado de "avance de alimentación". Se permite que el optimizador varía la temperatura de cualquier reactor individual. Hay una restricción en el sistema; la temperatura promedio de entrada de todos los reactores debe permanecer la  
20 misma. Así, si hubiera cuatro reactores del mismo tamaño y la temperatura de uno de los reactores se hiciera bajar 3°, las temperaturas de entrada de los otros tres reactores deberían subir 1° cada una. De este modo el optimi  
25 zador podría cambiar el esquema de temperatura de los reac

17 JUL 20 1972

403086

tores pero habría un cambio pequeño o no habría cambio en la temperatura promedio de entrada. Esto reduciría al mínimo el efecto del optimizador sobre la conversión.

5 Otro modo de optimizar un procedimiento, por ejemplo un procedimiento de reformación, es permitir que el optimizador considere el producto cruzado de dos variables relacionadas, por ejemplo la producción y el índice de octano (índice de octano-barriles).

10 Pueden utilizarse también algunas otras funciones de dos o más variables para producir un PI. En un reformador, la densidad del gas de retorno es una indicación de la pureza del hidrógeno. En general, un reformador optimizado dará lugar a menos productos finales ligeros, de modo que el gas de retorno será menos denso. Así pues la especificación de conversión podría ser el índice de octano y el PI una función de la densidad del gas de retorno. Aún aquí pueden ser necesarios todavía medios de compensación, ya que un cambio en la rigurosidad de la reacción afectará tanto a la densidad del gas de retorno como al índice de octano.

20 Se proporciona seguidamente un ejemplo en el que se discute el uso del sistema de control de la presente invención en un procedimiento de reformación. El reformador es semejante al mostrado en la figura 4, con la excep-

17 JUN 1972

403086

ción de que se utilizan cuatro reactores.

Los reactores no son de igual tamaño sino que tienen la siguiente distribución del catalizador: 10%, 15%, 25% y 50%, en los reactores 1, 2, 3 y 4, respectivamente.

La instalación es una unidad comercial grande diseñada para tratar una alimentación de 100 m<sup>3</sup>/hora de "stock" de carga. La unidad está ideada para una velocidad espacial por hora de líquido (LHSV) de 1,0, volumen por hora de alimentación líquida a 15°C por volumen de catalizador. Así pues la unidad contiene 100 metros cúbicos de catalizador de reformación de metal noble. La presión a la entrada del primer reactor es de 22 atmósferas y la presión en el separador de alta presión y baja temperatura, es de 18 atmósferas. La especificación para el índice de octano del producto es 95,0.

El funcionamiento de la instalación antes y después de la colocación del nuevo sistema de control, se resume en la tabla siguiente de temperaturas a la entrada de los reactores:

25

403086



	Reactor	Temp. en el Rx sin optimizar °C	Temp. en el Rx optimizado °C
	1	507	505
5	2	504	502
	3	504	503
	4	500	504

10 La producción de líquido aumento desde aproximadamente 71,2 LV% hasta 72,2 LV% con temperaturas de los reactores seleccionadas por el optimizador. Los expertos en la técnica se darán cuenta de que un cambio de 1,0 LV% es difícil de observar en una unidad a gran escala pero se observaron más cambios que simplemente la

15 producción de líquido. Hubo un descenso espectacular en la densidad con relación al aire del gas de retorno, desde 0,30 a 0,285 lo que indica un aumento en la pureza del hidrógeno y una disminución en el cracking para producir gases ligeros. Los expertos en la técnica se darán

20 cuenta asimismo de que un aumento de producción de 1,0 LV% es otro m<sup>3</sup>/hora de producción de gasolina. La única pérdida es menos producción de productos finales ligeros (C<sub>1</sub> a C<sub>4</sub>) que tienen mucho menos valor que la gasolina.

25 Una racionalización posible para el aumento de

403086 17 JUN 1972



producción es que las temperaturas inferiores en los tres primeros reactores proporcionan al "stock" de carga un tratamiento moderado para la conversión de naftenos en compuestos aromáticos y la dehidrociclización de parafinas a compuestos aromáticos. Las temperaturas aumentan mucho en el reactor final para producir octano. La ventaja de producción puede deberse a que menos parafinas sufren cracking en los tres primeros reactores y se les da la ocasión de convertirse en compuestos aromáticos. Estos compuestos aromáticos son muy estables y pasan a través del último reactor sin sufrir daño. La temperatura del primer reactor es probablemente superior a la de los reactores sucesivos debido a la gran proporción de deshidrogenación que tiene lugar en unos pocos centímetros de la parte superior del primer lecho catalítico. Puede tolerarse una temperatura de entrada en el reactor 1 algo más elevada, debido al descenso de temperatura muy inmediato una vez que el aceite atraviesa cualquier parte del lecho catalítico. La temperatura promedio del catalizador en el reactor 1 es la más baja, debido a la caída de temperatura a través del lecho.

Justificando, además, la validez del aumento de producción está el ligero aumento en la temperatura de entrada promedia ponderada (WAIT). El índice de octano del producto permaneció constante a pesar de que la WAIT

403086

17 JUN 1972



aumento  $1/2^{\circ}\text{C}$  aproximadamente. Esto tiende a indicar que está teniendo lugar más deshidrogenación endotérmica.

5 Estas temperaturas no son probablemente las temperaturas óptimas para todos los reformadores e incluso para este reformador, con todos los "stocks" de carga. Cualquier cambio en alimentación, índice de octano del producto o tipo de catalizador puede cambiar la distribución óptima de temperaturas. Lo que es importante es que el esquema de control de la presente invención "siga la pista" del esquema óptimo de temperatura para cualquier conjunto dado de condiciones fijadas.

10 Todos estos cambios son muy pequeños y difíciles de determinar exactamente en una instalación comercial. El efecto acumulativo de la totalidad de éstos, indica que el optimizador mejora sustancialmente la operación del reformador. La magnitud de los cambios hechos indica también la razón de que nadie haya descubierto nunca el esquema óptimo de temperatura para esta unidad comercial particular en sus muchos años de funcionamiento previo. Sería necesario una gran paciencia y diligencia para hacer muchos cambios pequeños en el funcionamiento de la instalación y observar sus resultados. Sólomente una máquina tendría la perseverancia

403086



cia necesaria para llevar a cabo los pequeños cambios permitidos y observar, de los cambios de producción similarmente pequeños, si el rendimiento del procedimiento había mejorado.

5                    Así pues, puede apreciarse que el uso del nuevo sistema de control de la presente invención es un avance significativo en las técnicas de la reformación catalítica de la gasolina y en la deshidrogenación de etilbenceno y otros procedimientos que comprenden también dos o más reactores.

10                    La presente solicitud, que corresponde a la presentada en los Estados Unidos de América, el 24 de Mayo de 1971, bajo el Nº 146.400 se acoge a los beneficios del Artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

20                    - REIVINDICACIONES -

25                    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

10.6.72

403086



siguientes:

1.- Un procedimiento mejorado de conversión en el que una corriente de reactivo pasa a través de dos reactores al menos, dispuestos en serie, caracterizado porque la mejora comprende el uso de un sistema de control que mantiene una conversión deseada y optimiza el rendimiento de dicho procedimiento, incluyendo dicho sistema de control: (a) medios de control conectados a cada reactor para regular por lo menos una condición del procedimiento que afecta a la rigurosidad de la reacción, teniendo cada uno de dichos medios de control un punto de fijación; (b) medios para analizar el efluente de la última zona de reacción, aguas abajo; (c) medios de indicación del rendimiento asociados con dichos medios de análisis y capaces de generar una señal de índice de rendimiento; (d) medios optimizadores conectados a dichos medios de indicación de rendimiento y que comprende medios computadores capaces de analizar la señal del índice de rendimiento y generar una primera señal o señal de optimización para cada zona de reacción; (e) medios de control de conversión conectados a dichos medios de análisis para generar una especificación de conversión o segunda señal, para cada zona de reacción; (f) medios conectados a dichos medios optimizadores, a dichos medios de control de conversión

10.6.72

403086



y a dichos medios de control de rigurosidad para combinar dicha primera señal con dicha segunda señal para generar una señal para cada punto de fijación de dichos medios de control de la etapa (a).

5                    2.- Un procedimiento mejorado según la reivindicación 1, en el que el índice de rendimiento es función de la relación de productos indeseables a productos deseables en el efluente del reactor aguas abajo.

10                   3.- Un procedimiento mejorado según las reivindicaciones 1 ó 2, en el que el índice de rendimiento es producción de líquido.

4.- Un procedimiento mejorado según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el los medios de control regulan la temperatura de las zonas de reacción.

15                   5.- Un procedimiento mejorado según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4 en el que la especificación de conversión es función de la relación de productos deseados a reactivos sin reaccionar en el efluente del reactor aguas abajo.

20                   6.- Un procedimiento mejorado según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5 en el que la especificación de conversión es el índice de octano.

25                   7.- Un procedimiento mejorado según cualquiera de la reivindicaciones 1 a 6 en el que se incluyen en dicho sistema de control medios de compensación, cuando

10.6.72

- 40 -

403086



do tanto el índice de rendimiento como la conversión resultan afectados simultáneamente por un cambio en las condiciones del procedimiento.

5                   8.- Un procedimiento mejorado según la reivindicación 1 en donde el procedimiento es deshidrogenación de etilbenceno, comprendiendo el material de alimentación etilbenceno mezclado con vapor, conteniendo el efluente estireno, etilbenceno sin reaccionar, benceno y tolueno, y (a) los medios de analisis de la  
10                   etapa (b) de la reivindicación 1 producen señales que responden a la cantidad de: (1) benceno (B); (2) tolueno (T); (3) estireno (S); (4) etilbenceno (EB), (b) la señal de índice de rendimiento de la etapa (e) de la reivindicación 1 es una función de  $(B + T)$  ; y la  
15                   especificación de conversión o segunda <sup>S</sup> señal de la etapa (e) de la reivindicación 1 es una función de la relación real S:EB comparada con una relación de S:EB especificada.

20                   9.- Un procedimiento mejorado según la reivindicación 8, en el que la adición de vapor sobrecalentado a dichas zonas de reacción controla la rigurosidad de reacción.

25                   10.- Un procedimiento mejorado según la reivindicación 1 en donde el procedimiento es la reformación de hidrocarburos, comprendiendo la alimentación

11.9.73

403086



un hidrocarburo comprendiendo el efluente un produc-  
to reformado, y (a) los medios de análisis de la eta-  
pa (b) de la reivindicación 1 producen señales que res-  
ponden a : (1) producción de líquido, (2) índice de oc-  
tano del líquido; (b) la señal de índice de rendimien-  
to de la etapa (c) de la reivindicación 1 es una fun-  
ción de la producción de líquido y (c) la segunda se-  
ñal se determina comparando el índice de octano real  
con el índice de octano especificado.

10 11.- Un procedimiento mejorado según la  
reivindicación 10, en el que la rigurosidad de reacción  
se controla regulando la temperatura en cada zona de  
reacción.

15 12.- Un procedimiento mejorado según las  
reivindicaciones 10 ó 11, en el que la señal de produc-  
ción de líquido se ajusta para que indique la producción  
de líquido esperada con un producto de índice de octa-  
no especificado.

20 13.- Un procedimiento mejorado según cual-  
quiera de las reivindicaciones 10 a 12, en el que el op-  
timizador esta obligado a mantener una temperatura de  
entrada promedia ponderada constante.

25 14.- Un procedimiento mejorado según cual-  
quiera de las reivindicaciones 10 a 13, en el que la se-  
ñal de producción de líquido no es transmitida al opti-

11.9.73

403086



mizador hasta que el índice de octano del producto está en la especificación.

5 15.- Un procedimiento mejorado según cualquiera de las reivindicaciones 10 a 14, en el que la primera señal de la etapa (b) está basada en el producto cruzado de producción de líquido e índice de octano.

10 16.- Un procedimiento mejorado de conversión.

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

15 Esta Memoria consta de cuarenta y tres hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 26 SET. 1973  
P.A. Alberto...  
Por... *[Signature]*

20

25

11.9.73

EAS.- *[Signature]*

403086

403086

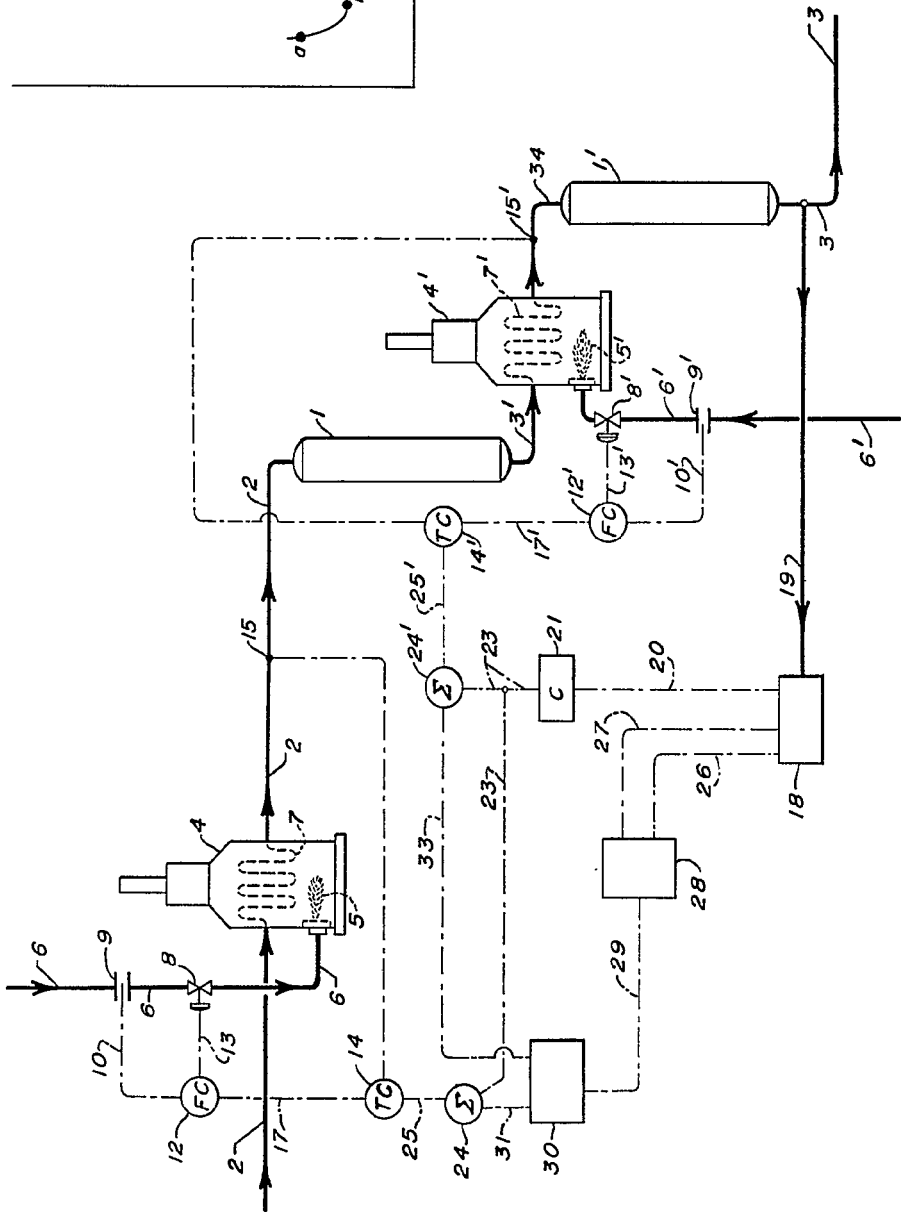


FIG. 1

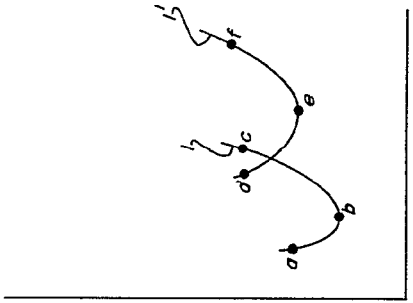


FIG. 2

Alberto de Eizaburu  
 For Feeder

403086

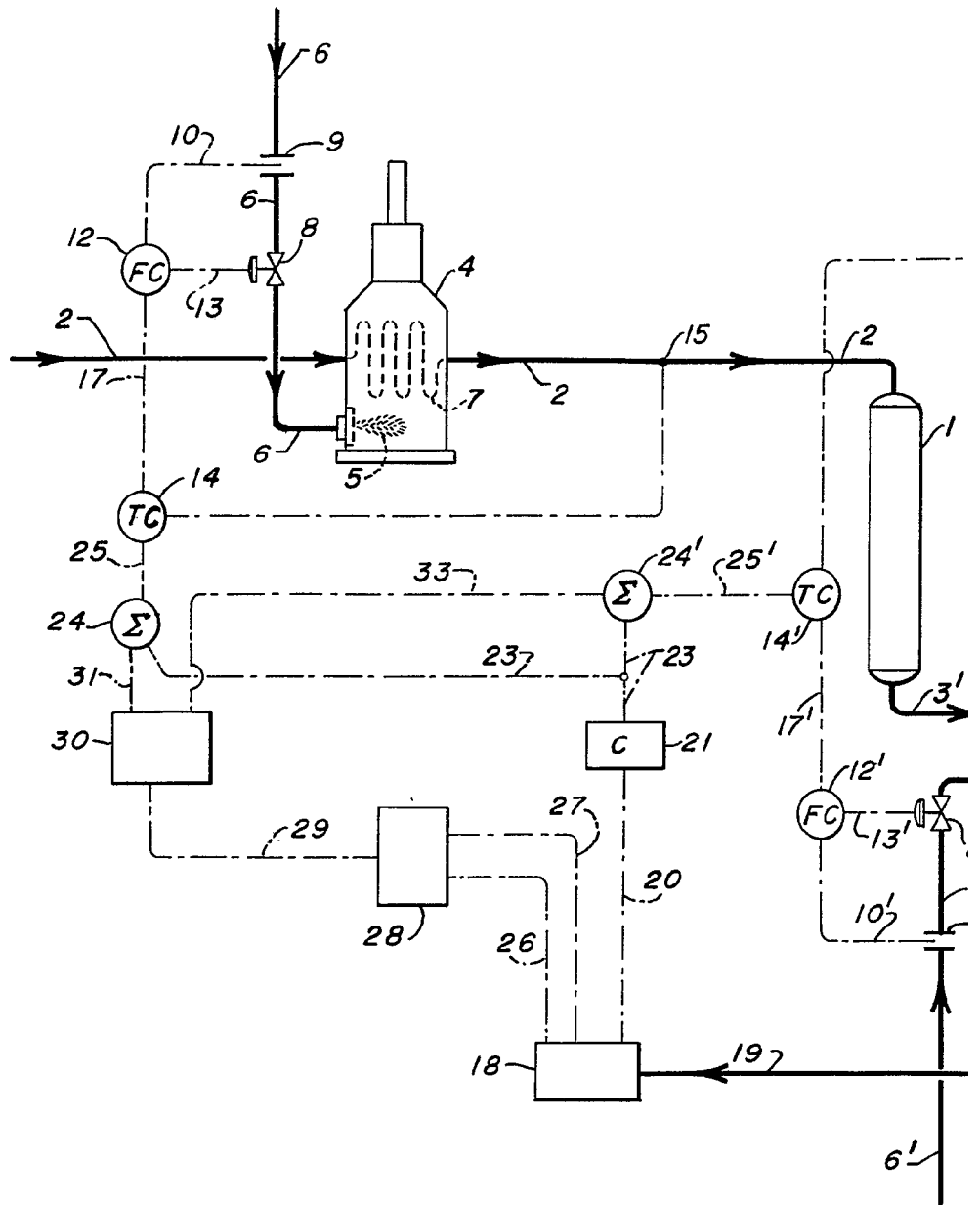


FIG. 1

403086

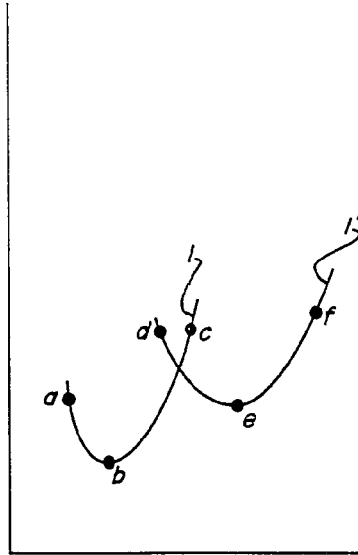


FIG. 2

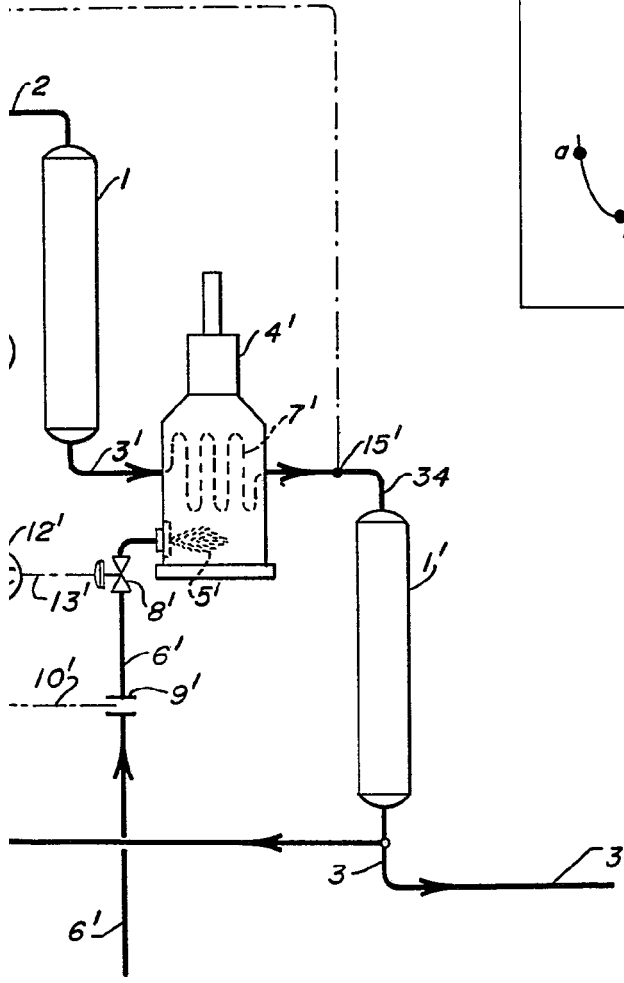


FIG. 1

Alberto de Eizaburu  
Por Poder.

403086

403086

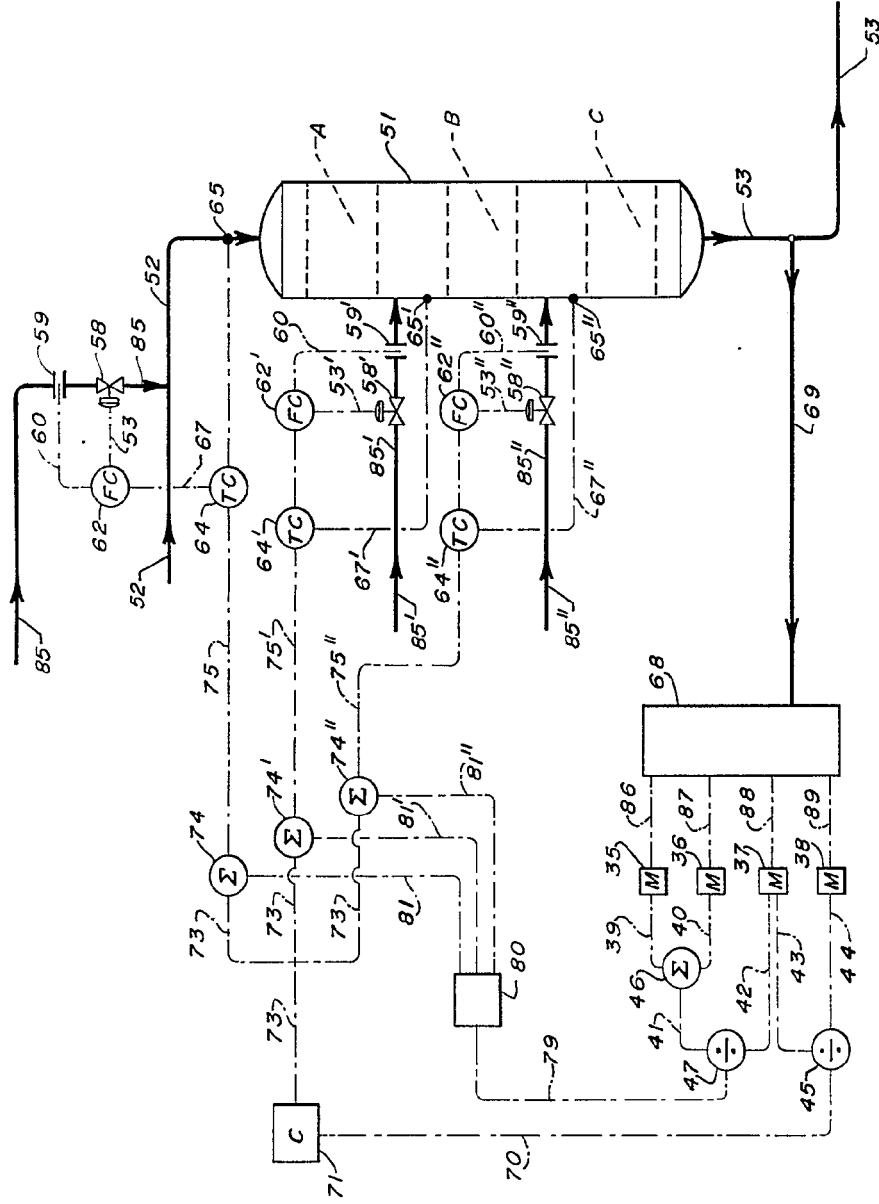


FIG. 3

Albert E. ...  
 Per Frost ...

403086

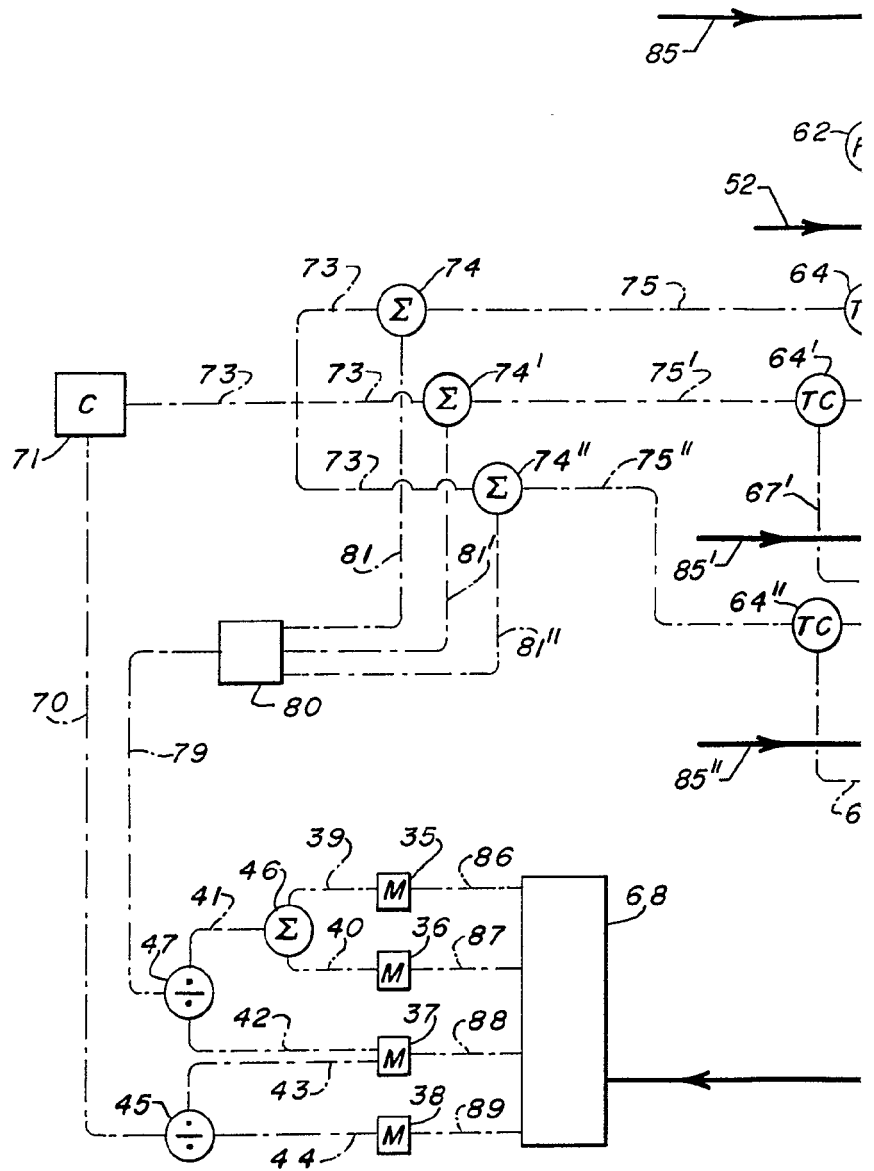


FIG. 3

403086

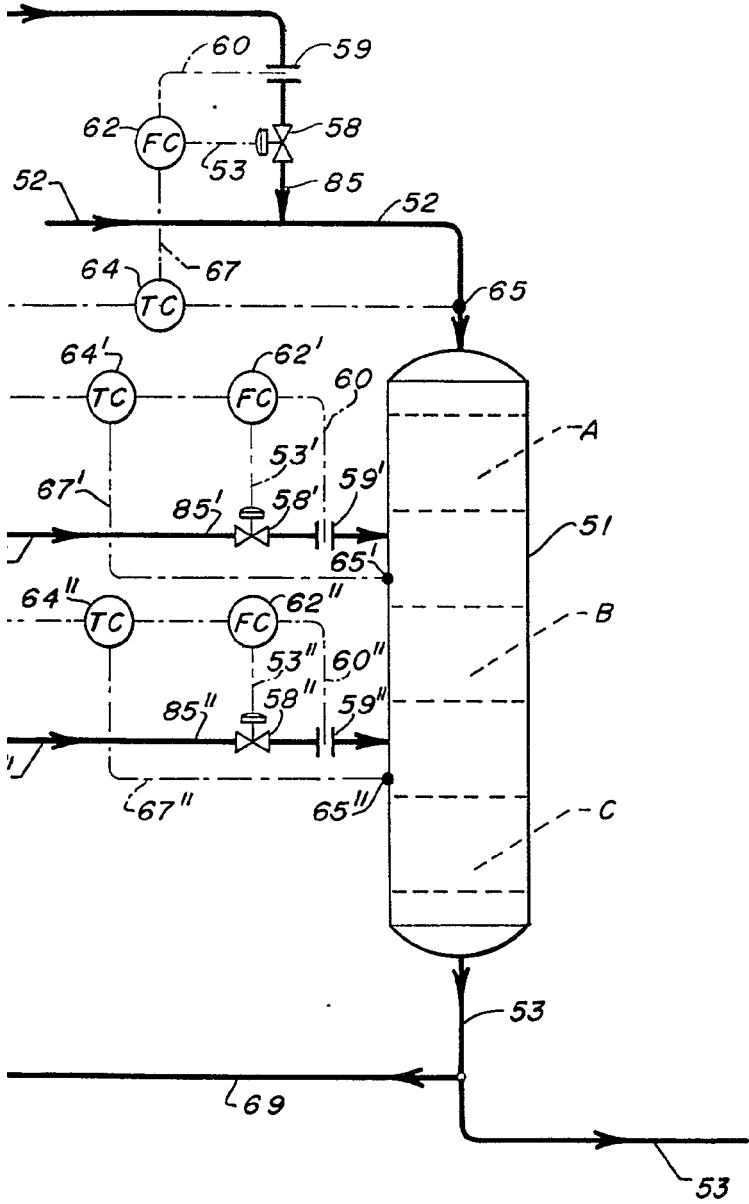
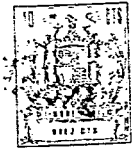


FIG. 3

Albert de Weert  
Per Fosse

403086

403086

17 JUL 1954

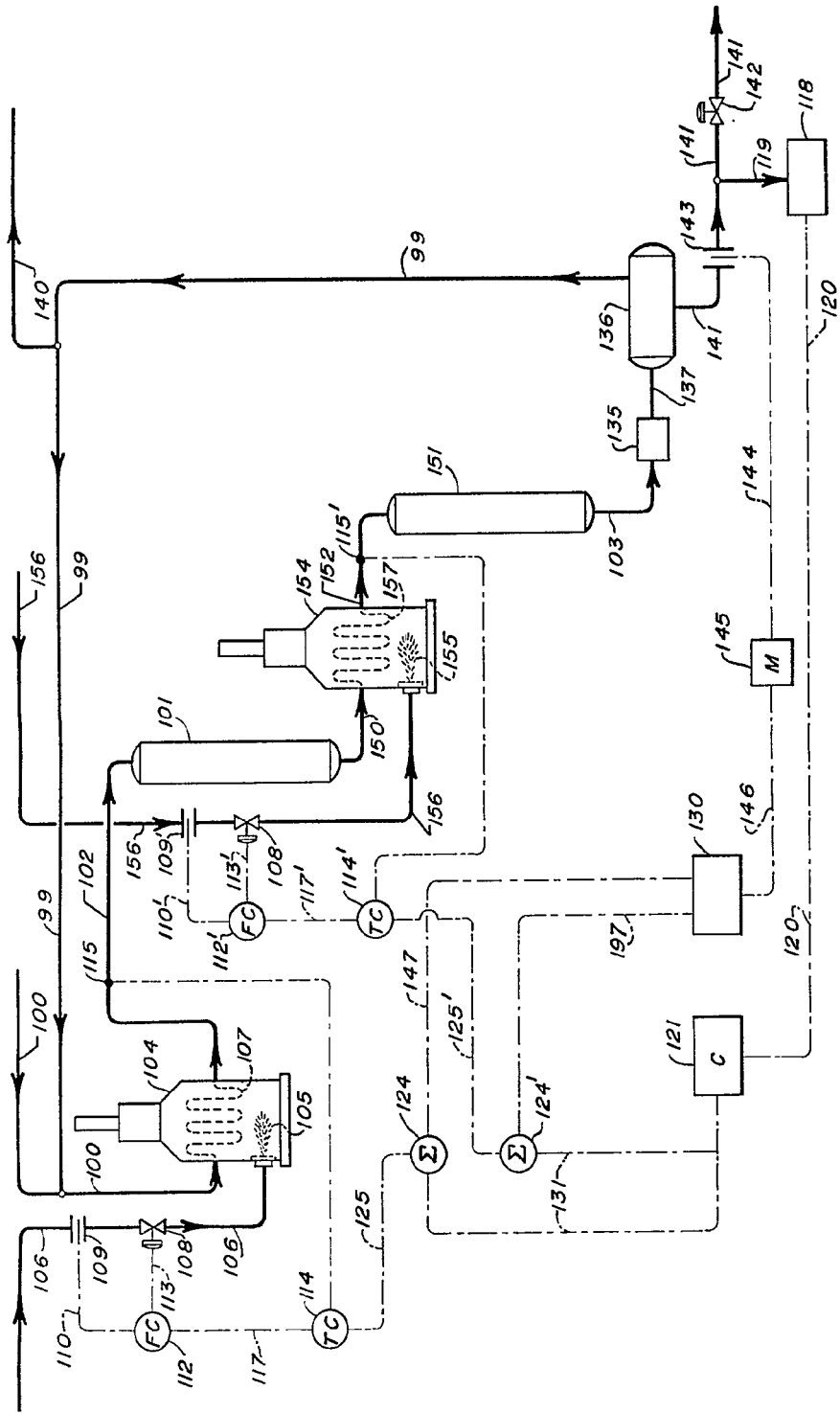


FIG. 4

Alberto de Lencastre  
For Podar

403086

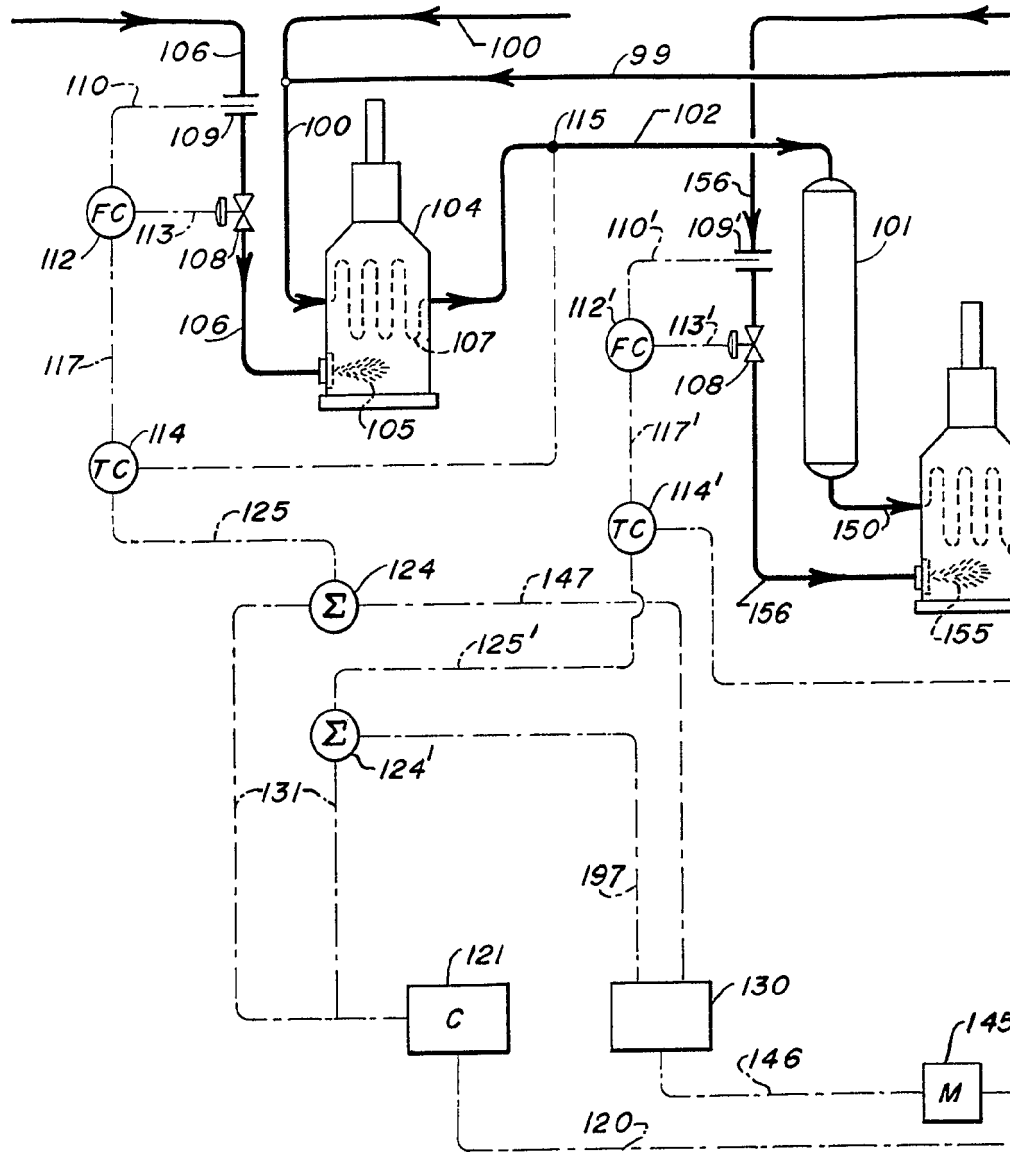
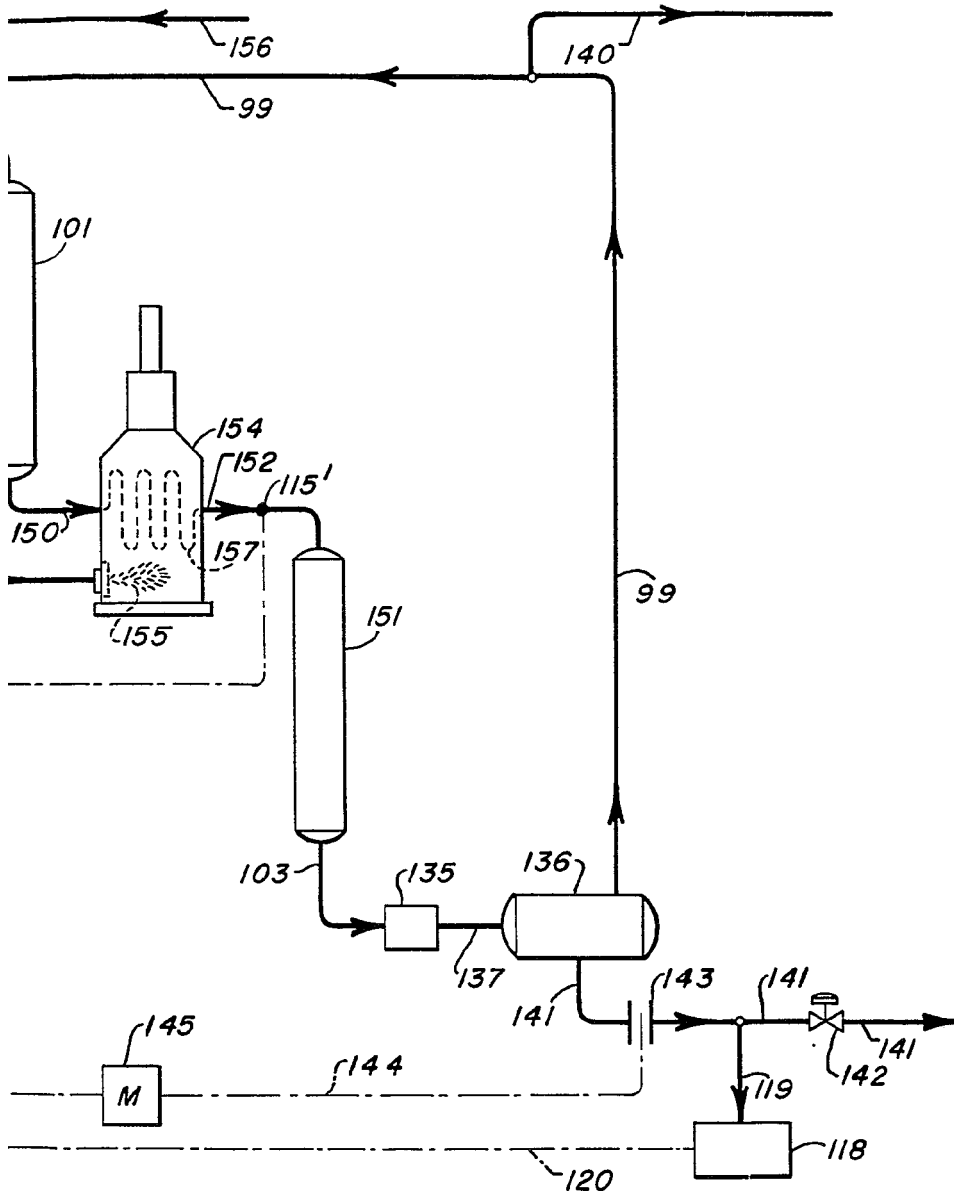


FIG. 4

403086

17 JUN 1957



4

Alberto de Lizabury  
 Por Poder  
*[Handwritten Signature]*