

MINISTERIO DE INDUSTRIA
REGISTRO DE LA PROPIEDAD INDUSTRIAL



ESPAÑA

20 JUL. 1978

ES

NUMERO	465.674
FECHA DE PRESENTACION	2-1-1978

Concedido el Registro de acuerdo con los datos que figuran en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

PATENTE DE INVENCION

50 PRIORIDADES: 51 NUMERO	52 FECHA	53 PAIS
756.523	3-1-1977	EE.UU.

47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
	COFC	

54 TITULO DE LA INVENCION
"PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA LA PREPARACION DE HIDROCARBUROS ALCOHILAROMATICOS"

71 SOLICITANTE (S)
UCP, INC. (Case 1779)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE
Ten UCP Plaza, Algonquin & Mt. Prospect Roads, Des Plaines, Illinois 60016, EE.UU.

72 INVENCIÓN (ES)
Dennis John Ward

73 TITULAR (ES)

74 REPRESENTANTE
DON FERNANDO DE ELZABURU MARQUEZ (P.-67.872)

jga

POOR
QUALITY

El invento proporciona un procedimiento para la producción catalizada por ácido fosfórico sólido (AFS) de hidrocarburos alcohilaromáticos en el que se reduce la corrosión en las columnas de fraccionamiento utilizadas para recuperar los hidrocarburos alcohilaromáticos. Esta mejora se realiza despresurizando la corriente de fondo de una primera zona de fraccionamiento y haciendo pasar la corriente de fondo así enfriada a un recipiente de sedimentación que trabaja en condiciones de reposo, el cual efectúa la separación del ácido fosfórico en fase líquida de la corriente de fondo. De este modo se separa este ácido fosfórico del procedimiento y se reduce la cantidad de corrosión en la columna de fraccionación de acero al carbono aguas abajo del recipiente de sedimentación.

DESCRIPCIÓN DE LOS DIBUJOS

La única figura del dibujo ilustra la realización preferida del invento. Para mayor claridad y simplicidad no han sido mostrados varios subsistemas y aparatos asociados a la operación del procedimiento. Estos dispositivos incluyen válvulas de control del flujo y la presión, bombas, sistemas de control de temperatura y presión, reactores y fraccionadores internos, etc., que pueden ser de diseño habitual. Esta representación de la realización preferida no intenta excluir del alcance del invento aquellas otras realizaciones expuestas en la presente memoria o que son el resultado de modificación razonable y normal de estas realizaciones.

Con referencia ahora a la figura de los dibujos, una corriente de alimentación que comprende una mez-

cla de propano y propileno entra al proceso por la tubería 1 y se mezcla con una corriente de benceno recirculado de la tubería 2. La mezcla resultante se lleva por la tubería 3 hasta la unión con la tubería 4, donde se mezcla con benceno adicional de la tubería 4. Esto produce la corriente de alimentación de la zona de alcoholación llevada por la tubería 6. Esta corriente se calienta primero en el intercambiador de calor 5 y a continuación en el calentador 7 antes de ser insertada en el fondo del reactor 8. La puesta en contacto de la corriente de alimentación de la zona de alcoholación con un catalizador de AFS mantenido en condiciones de activación de la alcoholación efectúa la reacción de al menos una porción importante del propileno con benceno para formar cumeno o isopropilbenceno. Por consiguiente se separa por la tubería 9 una corriente de efluente de la zona de reacción que comprende benceno, propano y cumeno.

La corriente efluente de la zona de reacción se hace pasar a través de una válvula de control de la presión, no mostrada, y a continuación entra en un primer rectificador o columna de rectificación 10 que se hace trabajar a una presión y temperatura inferiores a las del reactor. Los vapores liberados de la corriente efluente de la zona de reacción se hacen pasar hacia arriba a través de bandejas de fraccionamiento en contracorriente con el líquido generado por la adición de benceno desde la tubería 13 a la parte superior del rectificador. Una corriente de vapor de fracción de cabeza que comprende benceno, propano y una pequeña cantidad de agua se separa en la tubería 11 e intercambió calor con la corriente de alimentación de la

zona de alcoholación. A continuación se hace pasar a un segundo rectificador 14. La corriente de fondo de esta columna contiene benceno que se hace pasar al reactor por la tubería 4. Una corriente de benceno de alimentación entra en la columna a través de la tubería 15 para ser secada. Una corriente de vapor de fracción de cabeza que comprende agua y propano se separa del segundo rectificador en la tubería 16 y se hizo pasar a través de un condensador de cabeza 17. La corriente de condensado resultante se hizo pasar por el recipiente de cabeza 18 y se separa en una fase acuosa retirada por la tubería 20 y una corriente de propano líquida retirada por la tubería 21. Una corriente de propano neto separada del procedimiento por la tubería 22 comprende el propano que entra a través de la tubería 1. El resto de la corriente de propano líquido se hace pasar al rectificador por medio de la tubería 23 como reflujo.

Una cantidad muy pequeña de ácido fosfórico acuoso se separa del primer rectificador por la tubería 12. La corriente de fondo hidrocarbonada de esta columna se separa por la tubería 24 y comprende benceno y cumeno. Esta corriente de fondo se somete a una operación de evaporación súbita que disminuye su presión y temperatura por paso a través de la válvula 25 a un recipiente de sedimentación 26. Las condiciones de reposo y temperatura inferior mantenidas en el recipiente de sedimentación hacen que se forme en el recipiente de sedimentación una fase de ácido fosfórico. Este ácido adicional se separa por la tubería 27 y por consiguiente no entra a los recipientes situados aguas abajo.

Sustancialmente todos los hidrocarburos de la

corriente de fondo del rectificador continúan a través de la tubería 28 hasta una columna de recirculación de benceno 29. Esta columna se hace trabajar en condiciones que son eficaces para vaporizar sustancialmente todo el benceno en la corriente de fondo del rectificador y formar una corriente de vapor de fracción de cabeza que comprende benceno. Esta corriente de vapor se condensa en el condensador de cabeza 31 y se hace pasar al recipiente de cabeza 32 por medio de la tubería 30. El líquido rico en benceno resultante se separa por la tubería 33, suministrando una primera porción a la columna de recirculación por la tubería 34, como reflujo y entrando una segunda porción por la tubería 35. Una corriente de arrastre se separa por la tubería 36 para evitar la acumulación en el procedimiento de hidrocarburos que tienen puntos de ebullición entre el benceno y el propano. El resto del benceno se hace pasar a través de la tubería 37 para recircular al reactor y para reflujo en el primer rectificador.

El cumeno y otros hidrocarburos alcohilaromáticos se retiran de la columna de recirculación de benceno como una corriente de fondo por la tubería 38 y se hacen pasar a una columna de cumeno 39. La operación de esta columna es eficaz para originar la producción de una corriente de vapor de fracción de cabeza de cumeno relativamente puro. Esta corriente de vapor se hace pasar a través del condensador 42 al recipiente de cabeza 43 por medio de la tubería 41. El cumeno se retira del recipiente por la tubería 44 y se divide entre la corriente de reflujo llevada por la tubería 45 y una corriente de producto neto llevada por la tubería 46. De la columna de cumeno se separa por

la tubería 40 una corriente de fondo neta que comprende hidrocarburos aromáticos polialcoholados.

DESCRIPCION DETALLADA

5 Los catalizadores de AFS (ácido fosfórico sólido) encuentran utilidad en un número de procedimientos de conversión química que pueden realizarse comercialmente. Estos procedimientos incluyen la oligomerización, llamada a menudo polimerización, de olefinas para formar combustible de motor, tetrámero para fabricación de detergente y olefinas de C₇, C₈, C₉ y C₁₂ para empleo en procedimientos petroquímicos y también la alcoholación de hidrocarburos aromáticos. Los hidrocarburos aromáticos que pueden ser alcoholados con un catalizador de AFS incluyen benceno, tolueno, xilenos, etilbenceno, propilbenceno normal, 15 isopropilbenceno y otros compuestos cíclicos. Los hidrocarburos aromáticos policíclicos y de peso molecular mayor pueden también ser alcoholados empleando un catalizador que contenga fósforo sólido. El agente de alcoholación puede ser un compuesto que actúe como olefina tal como alcohol, 20 éter o éster incluyendo haluros de alcoholo, sulfatos de alcoholo y fosfatos de alcoholo. Preferiblemente, el agente de alcoholación es una mono- o di-olefina que tiene de 2 a 8 átomos de carbono por molécula. Las monoolefinas 25 preferidas incluyen etileno, propileno, 1-buteno, 2-buteno e isobutileno. Estas olefinas pueden emplearse como corrientes relativamente puras que contienen una sola especie de hidrocarburo. Alternativamente, puede emplearse como corriente de alimentación no aromática al procedimiento 30 una mezcla de dos o más olefinas o de olefinas y parafinas.

Los productos típicos incluyen cumeno, etilbenceno y cimen-
no (isopropil-tolueno).

El presente invento se practica con una zona
de reacción que contiene un catalizador sólido que contie-
ne fósforo. Preferiblemente, el catalizador es el denomi-
nado comúnmente catalizador de AFS. Los catalizadores de
AFS adecuados están disponibles comercialmente. Según se
emplea en la presente memoria la expresión "catalizador de
AFS" o su equivalente intenta referirse genéricamente a un
catalizador sólido que contiene como uno de sus principa-
les ingredientes brutos un ácido de fósforo tal como ácido
orto-, piro- y tetra-fosfórico. Estos catalizadores se
forman normalmente mezclando el ácido con un vehículo sólido
silíceo para formar una pasta húmeda. Esta pasta puede
calcinarsse y luego triturarse proporcionando partículas de
catalizador, o la pasta puede extruirse o nodulizarse an-
tes de la calcinación produciendo partículas de cataliza-
dor más uniformes. El vehículo es preferiblemente un ma-
terial que contiene sílice poroso que existe en la natura-
leza tal como kieselgur, caolín, tierra de infusorios y
tierra de diatomeas. Ha sido añadida al vehículo una can-
tidad menor de varios aditivos tales como talco mineral,
tierra de batán y compuestos de hierro que incluyen óxido
de hierro para aumentar su resistencia y dureza. La com-
binación del vehículo y los aditivos comprende normalmente
alrededor de 15-30% en peso del catalizador, siendo el res-
to ácido fosfórico. Sin embargo, la cantidad de ácido fos-
fórico empleada en la fabricación del catalizador puede va-
riar desde aproximadamente 8-80% en peso del catalizador
como se ha descrito en la Patente de EE.UU. 3.402.130. La

cantidad del aditivo puede ser igual a aproximadamente 3-
-20% en peso del material vehículo total. Pueden obtenerse
se más detalles en cuanto a la composición y producción de
los catalizadores de AFS típicos de las Patentes de EE.UU.
5 3.050.472; 3.050.473 y 3.132.109 y de otras anteriorida-
des.

Se sabe en la técnica que el paso de hidrocarburos aromáticos a través de una zona de alcoholación tiene de a extraer por lixiviación el agua químicamente combinada de un catalizador de AFS. Esto está confirmado en las
10 Patentes de EE.UU. 3.510.534 y 3.520.945, la última de las
cuales está dirigida al control del estado de hidratación
del catalizador. El contenido de agua del catalizador es
importante puesto que la deshidratación hace que se deteriore
15 los catalizadores de AFS por formación de polvo y
torta, mientras que el exceso de agua hace que se ablanden
los catalizadores y eventualmente formen un lodo que tapo-
naría el reactor. Por consiguiente se inyecta agua en la
corriente de alimentación para mantener el catalizador en
20 el estado conveniente de hidratación reemplazando el agua
lixiviada del catalizador. El régimen de esta inyección
se emplea para controlar el nivel de hidratación del cata-
lizador, y las corrientes de alimentación se mantienen por
consiguiente tan secas como sea práctico antes del punto
25 de inyección del agua. Esto da como resultado que el con-
tenido de agua total de la alimentación sea esencialmente
el mismo que la cantidad inyectada. Los regímenes de in-
yección de agua típicas son desde aproximadamente 100 ppm
a 2000 ppm en operaciones de alcoholación de hidrocarburos
30 aromáticos. Una proporción de adición de agua preferida

durante la producción de cumeno es desde aproximadamente 200 a 300 ppm de la alimentación reunida a la zona de reacción.

5 El agua que ha sido lixiviada del catalizador y el agua en exceso añadida a la corriente de alimentación están contenidas en la corriente efluente de la zona de reacción. Este agua contiene fósforo procedente del catalizador y por consiguiente es ácido fosfórico de concentración algo variable. El ácido está presente en concentra-

10 ciones muy bajas en el efluente de la zona de reacción y está aparentemente disuelto en la corriente de hidrocarburo aromático mucho mayor. Sin embargo, el efluente de la zona de reacción se enfría normalmente, como por evaporación súbita, y a la temperatura menor resultante se forma

15 una fase acuosa separada de ácido fosfórico. La experiencia ha mostrado que el material efluente de la zona de reacción caliente no es corrosivo, pero que el material efluente de las dos fases líquidas más frío es bastante corrosivo para el acero al carbono. Por esta razón al menos las

20 tuberías y recipientes inmediatamente aguas abajo de la zona de reacción están hechos normalmente de acero inoxidable. En consecuencia el ácido se acumula en el fondo del primer recipiente, que en un flujo del proceso similar al mostrado en el dibujo es la primera columna de rectifica-

25 ción. Por esta razón es por la que las patentes antes citadas muestran que se retira ácido de la primera columna de fraccionamiento en la que se carga el efluente de la zona de reacción. Esta primera columna de fraccionación es normalmente un rectificador y se emplea normalmente junto

30 con o bien un segundo rectificador, un aparato de absor-

ción o un despropanizador. Esta primera columna de fraccionamiento y cualquier otra columna unida a ella se denominan en la presente memoria la primera zona de fraccionamiento.

5 Una corriente de fondo que contiene el producto hidrocarburo alcohilaromático del procedimiento se separa normalmente de la primera zona de fraccionamiento y se hace pasar a una segunda zona de fraccionamiento. Puesto que esta corriente de fondo contiene a menudo benceno es
10 una práctica común separar primero el benceno y otros hidrocarburos que hierven por debajo del cumeno en una primera columna denominada columna de recirculación de benceno. El cumeno u otro producto de hidrocarburo alcohilaromático se recupera luego en una segunda columna denominada columna de cumeno. Pueden utilizarse diferentes disposiciones de columnas para realizar la recuperación del producto. Estas columnas se denominan en la presente memoria la segunda zona de fraccionamiento.

20 La columna de recirculación de benceno se hace trabajar típicamente a una presión y temperatura más bajas que la columna que produce la corriente de fondo que se alimenta a ella. En la técnica anterior la corriente de fondo de la primera columna de fraccionamiento se evapora súbitamente en la columna de recirculación de benceno, y
25 por consiguiente se enfría a temperatura más baja. Esta temperatura inferior hace separarse a otra pequeña cantidad de ácido fosfórico de la solución en la columna de recirculación del benceno. Para evitar el elevado coste del acero inoxidable, la columna de recirculación de benceno
30 se hace a menudo de acero al carbono. Por lo tanto el áci

do fosfórico corroe los platos de fraccionamiento situados en esta columna. Esto reduce lentamente la eficacia de los platos por corrosión, y puede reducir la eficacia de otros platos originando la acumulación de productos o dese
5 chos de corrosión en la superficie de los platos. Es un objeto de este invento proporcionar un método para reducir la cantidad de corrosión tal como ésta, disminuyendo la cantidad de ácido fosfórico que se hace pasar por la columna
na de recirculación de benceno.

10 De acuerdo con el concepto del invento la corriente de fondo que contiene hidrocarburo alcohilaromático de la primera zona de fraccionamiento se evapora súbitamente
mente a una presión más baja en un punto antes de la segunda
da zona de fraccionamiento. El material en fase líquida
15 que queda después de la evaporación súbita se retiene luego durante algún tiempo en una zona de sedimentación en re
poso que se mantiene en condiciones que permitan depositarse
se al ácido fosfórico por gravedad y ser decantado. Esta operación de sedimentación puede ser ayudada por la aportata
20 ción de un medio coalescente bien de tipo mecánico o electrostático. El tipo preferido de zona de sedimentación es un recipiente de sedimentación similar al representado en el dibujo y que se emplea comúnmente para recipientes de cabeza. Pueden emplearse otros tipos de recipientes, in-
25 cluyendo los que tienen medios separados para manipular la fase de vapor formada por la operación de evaporación súbita
ta.

La operación de evaporación súbita realizada antes del recipiente de sedimentación reduce preferiblemente
30 te la presión de la corriente de fondo a la presión más baja

ja, que proporciona todavía una diferencia de presión adecuada entre el recipiente de sedimentación y la segunda zona de fraccionamiento, para transferir la corriente de fondo a la segunda zona de fraccionamiento sin el empleo de una bomba. Sin embargo puede emplearse una presión y temperatura inferiores si se suministran medios de bombeo adecuados. La operación de evaporación súbita reduce preferiblemente la temperatura de la corriente de fondo en 55 grados Centígrados o más. No necesita emplearse ningún sistema de control para regular el flujo de hidrocarburos desde el recipiente de sedimentación, y puede acoplarse directamente a la segunda zona de fraccionamiento. En la realización preferida la presión en el recipiente de sedimentación es mayor que la de la segunda zona de fraccionamiento tan solo por la caída de presión unida al flujo de la corriente de fondo a través de las tuberías de conexión y a cualquier diferencia de elevación.

Las condiciones de temperatura y presión mantenidas en la primera zona de fraccionamiento y también en la segunda zona de fraccionamiento son variables y están relacionadas entre sí. La primera zona de fraccionamiento se hace trabajar preferiblemente a una presión de al menos 7 kg/cm^2 mayor que la segunda zona de fraccionamiento y a una temperatura por encima de aproximadamente 55 grados Centígrados por encima de la empleada en la segunda zona de fraccionamiento. Un amplio intervalo de condiciones para la primera zona de fraccionamiento incluye una temperatura de fondo de aproximadamente 177°C a 260°C y una presión en la parte superior de aproximadamente 21 a aproximadamente 42 kg/cm^2 o mayor. Un amplio intervalo de condi-

ciones para empleo en la segunda zona de fraccionamiento incluye una presión en la parte superior de aproximadamente 0,7 a 10,5 kg/cm² y una temperatura de fondo de aproximadamente 149 a 232°C.

5 La zona de reacción se mantiene en condiciones activadoras de la alcoholación que incluyen una presión de aproximadamente 21 a 70 kg/cm² y una temperatura de aproximadamente 149 a 316°C. La velocidad espacial horaria de líquido de los reaccionantes pueden variar desde
10 aproximadamente 0,5 hasta 2,5. Se prefiere que esté presente en la zona de reacción un exceso del hidrocarburo aromático. La relación molar del hidrocarburo aromático a la olefina debe estar en el amplio intervalo de 3:1 a
15 20:1. Se prefiere una relación de aproximadamente 8:1 para la producción de cumeno. Se prefiere que la corriente de reaccionantes en el reactor sea una base mixta. Por consiguiente la corriente de alimentación contiene preferi-
20 blemente algunas parafinas ligeras no reactivas que tienen el mismo número de átomos de carbono por molécula que la olefina. En la producción de cumeno se prefiere que la cantidad de propano en la corriente de alimentación de la zona de reacción sea al menos igual a la cantidad de propi-
25 leno en esta corriente. Esto puede conseguirse empleando una corriente de alimentación de propileno diluido o recirculando propano.

El invento puede ser ilustrado además por este ejemplo de la realización preferida basado en la producción de cumeno por la alcoholación de benceno con propileno. Para mayor claridad, se hará referencia a las tuberías y recipientes mostrados en el dibujo. La corriente de ali-
30

5 alimentación a la zona de reacción se deriva de una corriente de fondo del rectificador 14 que comprende aproximadamente 4.890 mph (moles por hora), de los cuales aproximadamente 67 % en moles es benceno y 26% en moles es propano y una corriente de recirculación procedente de la tubería 2 que comprende aproximadamente 2.980 mph de benceno y algo de propano. Se inyectan en esta mezcla aproximadamente 60 kg/h de agua para mantener el estado de hidratación adecuado del catalizador. La corriente de alimentación de propileno entra al procedimiento al caudal de aproximadamente 10 852 mph. La corriente de alimentación reunida contiene aproximadamente 9.195 mph de los cuales 6275 mph es benceno. Se divide en dos corrientes idénticas cada una de las cuales se hace pasar al fondo de un reactor a una 15 presión de aproximadamente $38,5 \text{ kg/cm}^2$ manométricos y a una temperatura de aproximadamente 195°C . Los reactores contienen cada uno cuatro lechos de catalizador de suficiente volumen total para proporcionar una VEHA de aproximadamente $1,25 \text{ h}^{-1}$. El catalizador empleado es un catalizador de AFS normalizado. 20

Los efluentes de fase mixtos de los dos reactores se enfrían desde aproximadamente 225°C hasta aproximadamente 202°C , siendo disminuido la presión desde aproximadamente 35 kg/cm^2 manométricos hasta aproximadamente 25 19 kg/cm^2 manométricos, y luego se reúnen. El efluente resultante de la zona de alcoholación entra al primer rectificador 10 a un caudal de aproximadamente 8419 mph. Se alimenta también al primer rectificador una corriente rica en benceno de 519 mph desde la tubería 13 a una temperatura de aproximadamente 49°C . El primer rectificador se 30

hace trabajar con una temperatura del fondo de 201°C a 19 kg/cm² manométricos. La corriente de vapor de fracción de cabeza se separa a una temperatura de aproximadamente 193°C y se enfría a aproximadamente 154°C en el intercambiador de calor 5 antes de ser pasada al segundo rectificador. El primer rectificador contiene ocho platos de fraccionamiento y el segundo rectificador contiene 28 platos de fraccionamiento. Del fondo del rectificador se separa una corriente de ácido muy pequeña de aproximadamente 3,78 l/día.

La corriente de alimentación de benceno entra al segundo rectificador en el decimoctavo plato desde el fondo a aproximadamente 746 mph y a una temperatura de aproximadamente 27°C. El vapor de fracción de cabeza de esta columna tiene una temperatura de aproximadamente 51°C y se enfría a aproximadamente 38°C en el condensador de cabeza. El recipiente de cabeza se mantiene a 17,5 kg/cm² manométricos. Se separan del recipiente aproximadamente 7 mph de agua y 57,7 mph de hidrocarburos líquidos. Aproximadamente el 92% en moles de esta corriente es propano siendo el resto etano, isobutano e hidrógeno. La corriente de reflujo tiene un caudal de aproximadamente 2.482 mph. En el segundo rectificador se emplea un rehervidor perforado para proporcionar una corriente del fondo a 122°C.

La corriente del fondo neta se evapora súbitamente a aproximadamente 201°C y 19 kg/cm² manométricos hasta aproximadamente 3,5 kg/cm² manométricos y se hace pasar al recipiente de sedimentación 26 en forma de una corriente en dos fases que tiene una temperatura de apro-

ximadamente 144°C. Esta reducción de la temperatura hace salir de la solución en la corriente de hidrocarburo una pequeña cantidad adicional de ácido fosfórico. Se separa del recipiente a una velocidad de menos de 3,78 l/día. A

5 continuación se hace pasar la corriente del fondo del primer rectificador a una columna de recirculación de 36 platos. Esta columna se hace trabajar con una temperatura del fondo de aproximadamente 214°C. Se separa una gran corriente de vapor de las fracciones de cabeza de benceno a

10 aproximadamente 2,8 kg/cm² manométricos y se condensa a una temperatura de 49°C. El líquido de fracción de cabeza se divide entre el reflujo y una corriente de recirculación. Se retira una corriente de arrastre de aproximadamente

15 4 mph para separar los hidrocarburos no reactivos, y el resto de la corriente de recirculación forma el reflujo del rectificador antes especificado y las corrientes de alimentación del reactor.

Se hace pasar a la columna de cumeno de 45 platos una corriente de fondo de 750 mph de la columna de recirculación. La corriente de vapor de fracción de cabeza de esta columna tiene una presión de aproximadamente

20 1,4 kg/cm² manométricos a una temperatura de aproximadamente 190°C. Se condensa para formar reflujo y una corriente del producto de cumeno neto de 716 mph. La columna de cumeno se hace trabajar con una temperatura del fondo de aproximadamente 248°C, y se separa una corriente de

25 fondo neta de impurezas al caudal de aproximadamente 33,6 mph.

30

30018

REIVINDICACIONES

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 que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10 1ª.- Procedimiento mejorado para la producción de hidrocarburos alcohilaromáticos, en el que se pone en contacto un hidrocarburo aromático y una olefina con un catalizador que contiene ácido fosfórico sólido en una zona de reacción mantenida en condiciones de activación de la alcoholación; se hacen pasar a una primera zona de frac-

15 cionamiento una corriente efluente de la zona de reacción que comprende el hidrocarburo aromático y un hidrocarburo alcohilaromático; se separa de la primera zona de fraccionamiento una corriente del fondo que comprende el hidrocarburo aromático y el alcohilaromático a una primera temperatura y luego se hace pasar a una segunda zona de fraccio-

20 namiento a una presión menor y a una segunda temperatura menor; comprendiendo la mejora evaporar súbitamente la corriente del fondo en un punto intermedio entre la primera zona de fraccionamiento y la segunda zona de fraccionamiento y hacer pasar luego la corriente de fondo a un recipien-

25 te de sedimentación y separar el ácido fosfórico liberado del recipiente de sedimentación con lo que se reduce la cantidad de ácido fosfórico que entra en la segunda zona de fraccionamiento.

30 2ª.- Procedimiento de acuerdo con la reivindi

cación 1ª, en la que el hidrocarburo aromático es benceno y la olefina tiene de dos a tres átomos de carbono por molécula.

5 3ª.- PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA LA PREPARACION DE HIDROCARBUROS ALCOHILAROMATICOS.

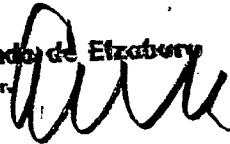
Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

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

Madrid, 03. MAR 1978

P.A.

15 **Fernando de Eizaburu**
For Poder.



20

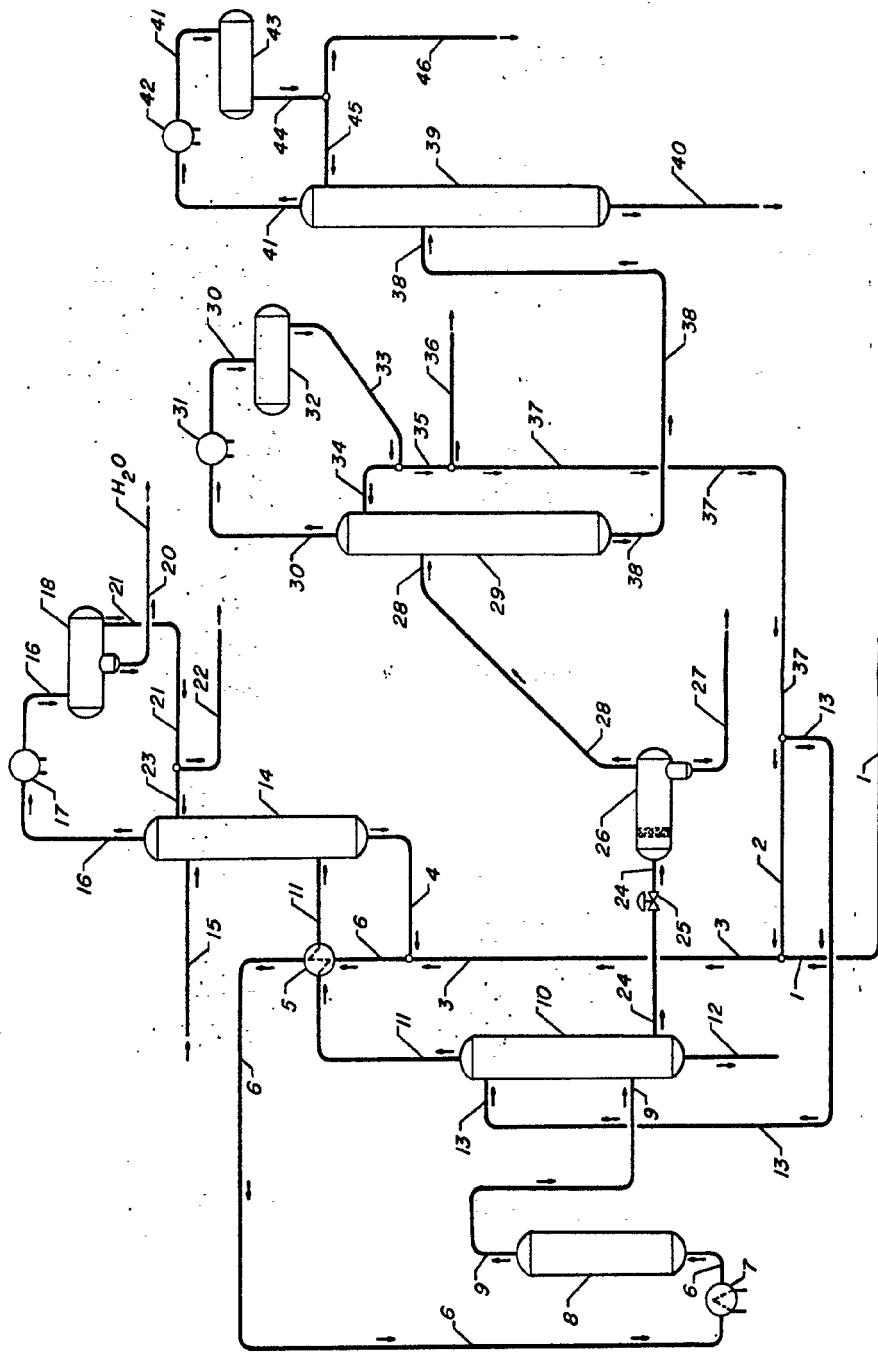
25

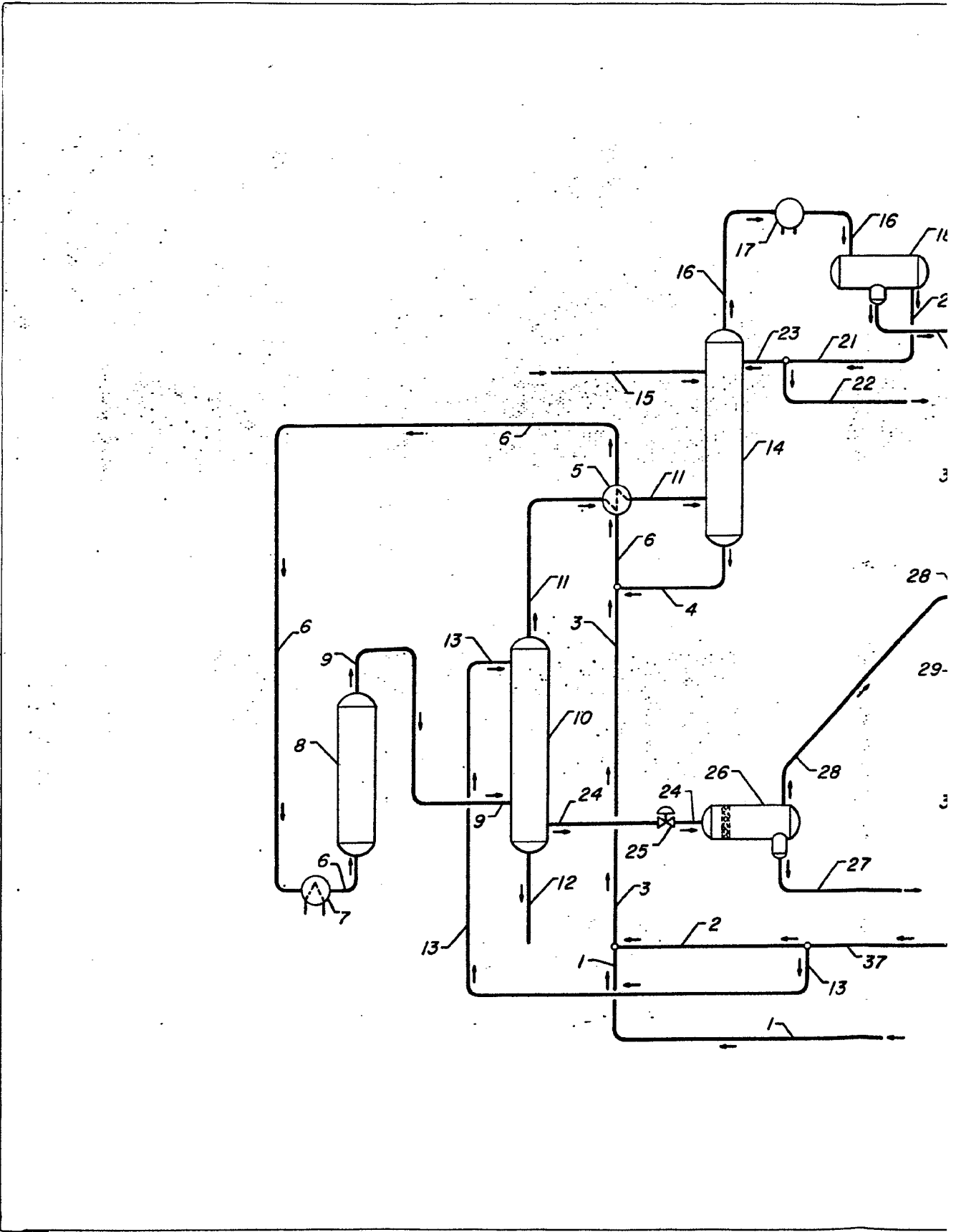
30

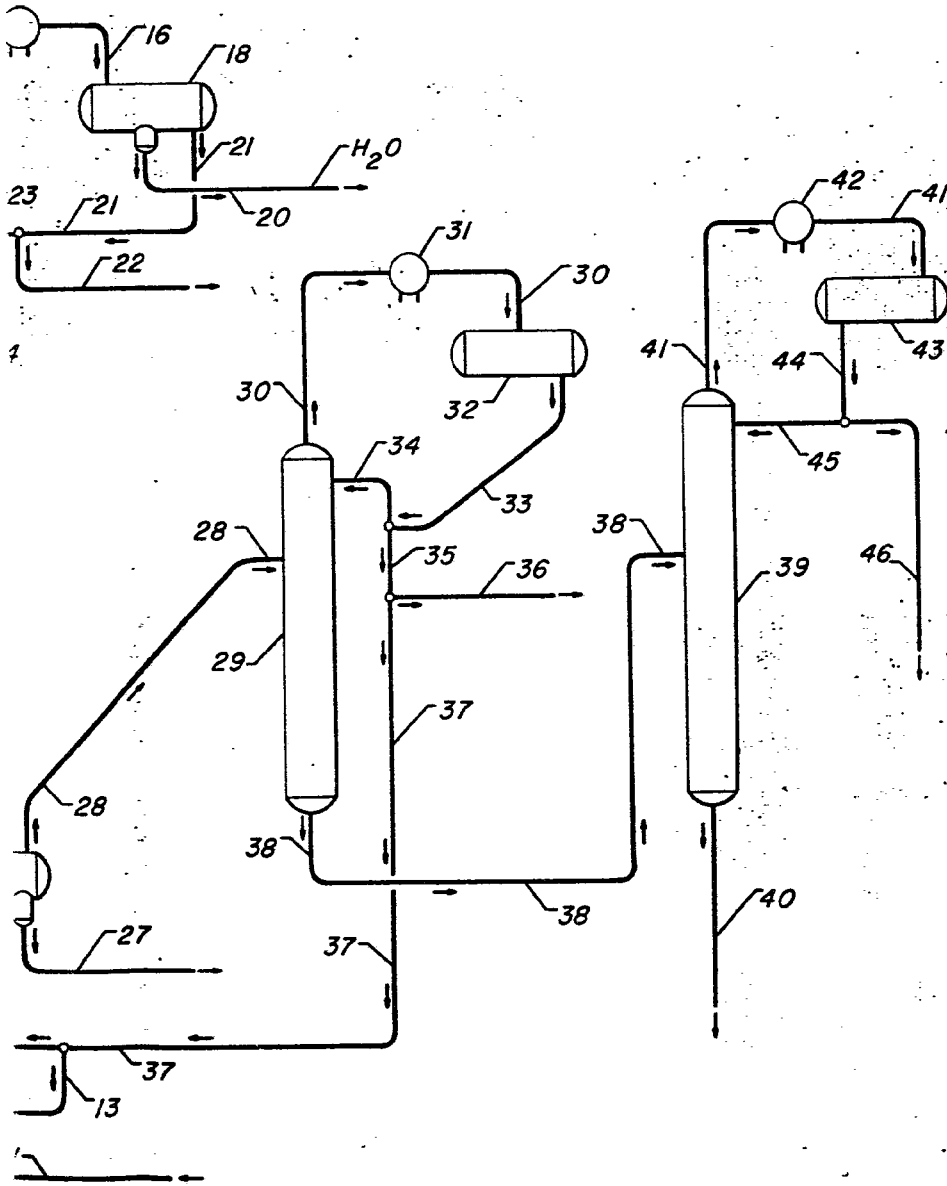
30018

MPB.-









Fernando de Elzabury
Por Poder.