



21

386705

SECCION TECNICA
CLASIFICACION
CLASE <u>C 07</u>
SUBCLAS <u>C</u>

# MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

## PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: ATLANTIC RICHFIELD COMPANY

RESIDENCIA: Corning Glass Building, 717 Fifth

Avenue, NEW YORK, N.Y., U.S.A.

ENUNCIADO: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION  
DE ISOALQUENOS"

Prioridad: Patente estadounidense n.º 2.773 del 14-1-70

A/R

-1-

**POOR  
QUALITY**



1           Esta invención se refiere a un procedimiento para la  
preparación de alquenos esencialmente puros a partir de alco-  
holes terciarios.

5           Existe una demanda de isobutileno puro para la prepa-  
ración de caucho butílico y los poli-isobutilenos líquidos  
que son ampliamente utilizados en la manufactura de aditivos  
lubricantes y también como material de partida para la manu-  
factura de isopreno mediante una serie de reacciones que im-  
plican la condensación de formaldehído e isobutileno para  
10          dar un dioxano que es descompuesto para formar isopreno.

15          En la actualidad se practican muchos procedimientos  
para la manufactura de isobutileno. Uno de ellos consiste  
en el tratamiento de una corriente de refinería C<sub>4</sub> consti-  
tuída por n-butano, isobutano, n-butenos e isobutileno, con  
ácido sulfúrico concentrado y frío que extrae preferencial-  
mente al isobutileno. Este procedimiento tiene el inconve-  
niente de que el extracto de isobutileno contiene como impure-  
zas algunos de los n-butenos y butadieno. El isobutileno tam-  
bién ha sido preparado por descomposición catalítica de és-  
20          teres tero-butílicos.

25          Probablemente el procedimiento más extendido para la  
producción de isobutileno ha sido la deshidratación de alco-  
holes. La técnica enseña que esta deshidratación se ha rea-  
lizado a diversas temperaturas comprendidas aproximadamente  
entre 350° y 850°F (177° y 454°C), en presencia de varios  
catalizadores entre los que se encuentran los óxidos de alu-  
minio y torio, materiales impregnados con ácidos y materia-  
les silíceos como gel de sílice, caolín y arcillas tratadas  
al ácido. Estos catalizadores sólidos que operan en sistemas  
30          heterogéneos son del tipo preformado o granulado. Estos cata

- 3 -  
386705

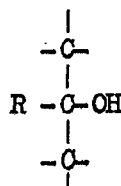
21



1 lizadores deben ser regenerados periódicamente para eliminar  
los depósitos carbonosos formados sobre los mismos durante  
el procedimiento. Para la deshidratación se han utilizado  
ácidos concentrados con sus correspondientes inconvenientes,  
5 tales como los grados variables de polimerización del produc-  
to olefínico que acompaña a la reacción. También se han uti-  
lizado soluciones acuosas de sustancias de reacción ácida.  
Los procedimientos de deshidratación de alcoholes de la téc-  
nica anterior indican que además del alqueno correspondiente,  
10 se encuentran presentes isómeros y polímeros del producto  
deseado que simultáneamente reducen el rendimiento del pro-  
ducto deseado y crean muchos problemas insuperables en la  
separación del producto de la corriente efluente del reactor.

15 Existe la necesidad de poner a punto un procedimien-  
to mediante el cual pueda obtenerse una elevada conversión  
de un alcohol a su correspondiente alqueno.

De acuerdo con la invención, se proporciona un pro-  
cedimiento para la producción de isocalquenos por deshidra-  
tación del alcohol terciario correspondiente conteniendo el  
20 grupo de fórmula



25 donde R es un grupo alquilo de 1 a 3 átomos de carbono, a  
una temperatura de 400° a 800°F (204° a 427°C), sobre cata-  
lizador de alúmina activada, en cuyo procedimiento se hace  
pasar sobre el catalizador una fase de vapor que contiene  
como mínimo 85 % del alcohol y menos de 100 ppm de olefinas  
con el mismo contenido en átomos de carbono que el alcohol,  
30 a una temperatura, una presión y un caudal controlados para

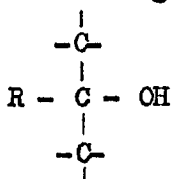
386705

21



1 dar el 90 % por lo menos pero no más del 99,5 % de conver-  
sión de alcohol a alqueno.

En términos amplios, nuestra invención consiste en  
un procedimiento para la producción de isoalquenos esencial-  
5 mente puros que comprende la deshidratación química de un  
alcohol terciario, de fórmula general



10 donde R es un radical alquilo que contiene de 1 a 3 átomos  
de carbono, en fase de vapor, conteniendo dicha corriente  
por lo menos el 85 % de alcohol terciario y menos de 100 ppm  
de impurezas olefínicas con el mismo número de átomos de car-  
bono que el alcohol, en presencia de un catalizador de alúmi-  
15 na activada, manteniendo la temperatura de reacción dentro  
de la zona de deshidratación entre 400° y 800°F (204° y  
427°C), mientras se controla la presión y el caudal a través  
de dicha zona de reacción para que la conversión de alcohol  
terciario sea del 90 % como mínimo pero no mayor del 99,5 %  
20 con objeto de producir un efluente del reactor que contenga  
como mínimo el 99,9 % de los alquenos correspondientes con  
respecto a otros hidrocarburos con el mismo número de átomos  
de carbono.

En un aspecto más específico, la invención comprende  
25 un procedimiento para la producción de isobutileno a partir  
de una alimentación que contiene por lo menos el 85 % de  
alcohol terco-butílico y menos de 100 ppm de butanos, que com-  
prende las etapas de:

30 vaporizar el material de alimentación,  
pasar el material de alimentación a una zona de deshi-

-5 -  
386705



- 1 dratación que contiene un catalizador de alúmina activada,  
estando mantenida dicha zona entre 400° y 800°F (204° y  
427°C),
- 5 deshidratar por lo menos el 90 % pero no más del  
99,5 % del alcohol terc-butílico,  
pasar el efluente de la zona de deshidratación a una  
zona de extracción,  
introducir una solución acuosa cáustica de extracción en  
una porción intermedia de dicha zona de extracción,
- 10 extraer una corriente por la parte inferior de la zona  
de extracción, que contiene agua, cáustica e impurezas orgá-  
nicas,  
extraer una corriente superior que contiene agua e iso-  
butileno crudo,
- 15 pasar dicha corriente superior a un condensador,  
eliminar el agua separada de la porción inferior de  
dicho condensador,  
pasar la corriente de isobutileno saturado recuperada  
en la parte superior de dicho condensador a una zona de  
20 destilación,  
separar una corriente superior de la zona de destila-  
ción que contiene agua, hidrocarburos C<sub>3</sub> y otras impurezas  
ligeras,  
separar una corriente inferior de la zona de destila-  
25 ción que contiene isobutileno e impurezas pesadas,  
pasar la corriente inferior a una zona de bidestila-  
ción,  
separar una corriente inferior de la zona de bidesti-  
lación que contiene materiales de punto de ebullición más  
30 alto que el citado isobutileno,

386705

21 DIC 1970



1            separar una corriente superior de la zona de bidestilación constituida esencialmente por isobutileno.

5            Por comodidad, la mayor parte de la discusión que sigue está dirigida al tratamiento de alcohol terc-butílico pero los expertos en la técnica observarán que nuestro método es ampliamente aplicable a alcoholes terciarios superiores como, por ejemplo, alcohol terc-amílico (2-metilbutanol-2), 2-metil-pentanol-2, 2,3-dimetilbutanol-2 y similares.

10           La reacción fundamental que tiene lugar en la deshidratación de un alcohol es la conversión del alcohol en su alqueno correspondiente y agua. Esta reacción es muy endotérmica y hemos encontrado que puede ser controlada si se aplica calor en una pluralidad de puntos dentro de la zona de reacción. Es sabido que unas temperaturas superiores a 15            800°F (427°C), conducen a una coquificación y a la obturación del lecho de catalizador, reduciendo así la eficacia del catalizador y requiriendo frecuentes cambios o renovaciones del catalizador. Además, a temperaturas inferiores a 400°F (204°C), la reacción transcurre a una velocidad muy 20            baja que no es aceptable para la producción en gran escala de isobutileno.

25           De acuerdo con esta invención, hemos encontrado que es posible convertir hasta el 99,5 %, pero no más, del alcohol de alimentación en su alqueno respectivo y agua con reacciones secundarias despreciables.

30           La Tabla I da los resultados de un análisis del efluente del reactor de la deshidratación de alcohol terc-butílico a 80 psig (5,6 kg/cm<sup>2</sup> manométricos), utilizando un catalizador de alúmina activada Alcoa F-1, a varios grados de deshidratación del alcohol.

- 7 -  
386705



21

1

TABLA I

Porcentaje de alcohol convertido	90	98	99	99,5	99,9	99,99
ppm de n-butenos en peso	60	125	160	200	400	2000

5

Las ppm de n-butenos encontradas en el efluente aumentan con relativa lentitud hasta alrededor de 99,5 % de conversión del alcohol. Por encima de este nivel de conversión, la presencia de n-butenos aumenta rápidamente. Pueden obtenerse grados menores de conversión del alcohol aumentando el caudal o reduciendo la temperatura; sin embargo, si se siguen las limitaciones de reacción globales, puede obtenerse un isobutileno igualmente puro. Económicamente es conveniente convertir la mayor parte del material de alimentación que resulte práctica para obtener un alto rendimiento del isobutileno de gran pureza deseado. Generalmente convertimos por lo menos el 95 % del alcohol y preferimos convertir entre 97,5 % y 99,5 % del alcohol en el alqueno correspondiente y agua.

10

15

Para una mejor comprensión de la presente invención, incluimos una discusión de las diversas etapas del procedimiento en combinación con las figuras.

20

La Figura 1 es un diagrama de flujo del procedimiento que incluye un separador opcional de productos oxidados.

La Figura 2 es una disposición preferida del reactor.

25

En la Figura 1, se introduce una corriente de alimentación 10 que contiene alcohol terc-butílico a temperaturas comprendidas entre 650 y 800° F (343 y 427°C), y preferiblemente entre 700° y 750°F (371° y 399°C) en un reactor de deshidratación 12, bajo condiciones controladas, con lo cual se convierte por lo menos el 97,5 % y no más del 99,5 % del alcohol en isobutileno y agua. La corriente de alimentación puede contener impurezas como acetona, agua, peróxidos e hidro-

30

- 8 -  
386705



1970

1 carburos pero solamente trazas de butanos o butenos y, gene  
ralmente, por lo menos el 85 % de alcohol terc-butílico. El  
catalizador de la reacción de deshidratación es una forma  
porosa de óxido de aluminio de gran superficie específica,  
5 tal como la alúmina activada F-1 de Alcoa. Otros cataliza-  
dores adecuados pueden encontrarse en la publicación de  
Alcoa, Products Data, Sección GB2A, titulada "Activated and  
Catalytic Aluminas", del 1 de Febrero de 1963. La cantidad  
de catalizador requerida depende de la temperatura y del  
10 caudal de alimentación a los cuales transcurre la reacción.  
Normalmente se introducen entre 0,5 y 10 partes en peso de  
alcohol por hora y por parte en peso de catalizador. Prefe-  
riblemente el caudal de alimentación es tal que se introdu-  
cen en el reactor de 2 a 4 partes en peso de alcohol por ho-  
15 ra por cada parte en peso de catalizador. La reacción que  
tiene lugar es muy endotérmica y, en consecuencia, es pre-  
ferible utilizar reactores múltiples en serie o tubos de  
reacción calentados con objeto de controlar el intervalo de  
temperatura durante la reacción. La temperatura dentro del  
20 reactor debe ser mantenida entre 475° y 775°F (246° y  
413°C). Es preferible mantener la temperatura de reacción  
entre 525° y 725°F (274° y 385°C). La presión a la cual tie-  
ne lugar la reacción no es crítica y se obtienen resultados  
satisfactorios en un intervalo comprendido entre la presión  
25 atmosférica y 300 psig (21 kg/cm<sup>2</sup> manométricos). Para faci-  
lidad de separación del isobutileno en la corriente descen-  
dente de otros productos de reacción, es preferible que el  
reactor funcione con una presión de entrada de unas 100 a  
250 psig (7 a 17,5 kg/cm<sup>2</sup>).

30 El efluente del reactor pasa por el conducto 20 a un

- 9 -  
386705



1970

1 extractor 22 de sosa cáustica y agua donde los componentes  
ácidos son separados por la acción del producto cáustico.  
Las impurezas orgánicas oxigenadas en el efluente del reac-  
tor son reducidas extrayendo con agua que está esencialmen-  
5 te exenta de productos orgánicos ligeros. El agua es introdu-  
cida en la región superior del extractor a través del con-  
ducto 24. La solución cáustica es introducida fundamental-  
mente en el extractor a través del conducto 26 en la región  
inferior del extractor pero encima de la entrada del efluen-  
10 te, mientras que alrededor del 10 % atraviesa el conducto  
26a y es inyectado en la región superior. El isobutileno  
crudo y el agua se recogen en la parte superior del extra-  
ctor a través del conducto 28 y se pasan al condensador 30.  
El agua en exceso se separa por el conducto 32 y el isobuti-  
15 leno saturado atraviesa el conducto 34 hasta una torre se-  
cadora y de colas ligeras 36. Los hidrocarburos  $C_3$ , el agua  
y las impurezas ligeras son separados por destilación a tra-  
vés del conducto 38 y la corriente de producto es extraída  
de la parte inferior de la torre a través del conducto 40  
20 y pasada a una torre de bidestilación 42. Los hidrocarburos  
 $C_5$  y otras impurezas pesadas son fraccionados en la parte  
inferior de la torre de bidestilación 42 y son extraídos  
por el conducto 44 mientras que el isobutileno esencialmen-  
te puro es separado por el conducto 46 situado en la parte  
25 superior de la torre de bidestilación. Puede utilizarse un  
separador 50 de productos oxidados para separar las impure-  
zas orgánicas oxigenadas de las colas del extractor 22 en  
lugar de despreciar este material. El material separado de  
la parte inferior del extractor 22 atraviesa el conducto 51  
30 pasando al separador 50. Las materias orgánicas oxigenadas

386705



1 se separan por la parte superior a través del conducto 52 y  
el agua separada puede ser reciclada por el conducto 24 has-  
ta la región superior del extractor para ser utilizada de  
nuevo.

5 En el sistema de reactor preferido de la Figura 2 pue  
de observarse una serie de cuatro reactores de deshidrata-  
ción 12a, 12b, 12c y 12d, conectados en serie, que no con-  
tienen válvulas entre la descarga de un reactor y la entrada  
al reactor siguiente. Entre los reactores se encuentran los  
10 calentadores 16a, 16b y 16c. La deshidratación del alcohol  
tiene lugar por fases en las que el efluente del reactor 12a  
pasa por el conducto 14a, donde es calentado de nuevo en el  
calentador 16a antes de ser introducido en el reactor 12b.  
Este proceso se repite a través de los cuatro reactores y  
15 hasta que el efluente contiene preferiblemente menos del  
2,5 % pero un mínimo de 0,5 % de alcohol sin reaccionar. La  
separación del isobutileno se realiza por el procedimiento  
discutido al tratar de la Figura 1.

20 Las Figuras y la discusión anterior son ilustrativas  
del principal equipo necesario para producir isobutileno uti-  
lizando la presente descripción. Hay muchas válvulas y cam-  
biadores de calor que deben ser colocadas necesariamente en  
el proceso para aumentar la eficiencia de la operación glo-  
bal. Sin embargo, estas se encuentran al alcance de cualquier  
25 experto en la técnica.

Con objeto de poner en práctica los principios mencio-  
nados, se proyectó una planta para la producción de isobuti-  
leno a partir de un material de alimentación de la siguiente  
composición general:

30

386705



1970

1	Componente	Porcentaje en peso
	Alcohol terc-butílico	95-97 %
	Acetona	0,5-1,5 %
	Agua	0,5-3,0 %
5	Otros hidrocarburos C <sub>4</sub>	100 ppm

El resto de la alimentación está constituido por otros hidrocarburos y trazas de otros componentes oxigenados.

La alimentación se introduce en el primer reactor a 700°F (371°C) y a una presión de 220 psig (15,4 kg/cm<sup>2</sup> manométricos). La temperatura de salida del primer reactor es 520°F (271°C). El efluente se calienta de nuevo a 700°F (371°C) y se pasa al segundo reactor para una nueva deshidratación. El efluente abandona este reactor a 520°F (271°C), se calienta de nuevo a 700°F (371°C) y se pasa al tercer reactor para una nueva deshidratación. El efluente sale del reactor a 550°F (288°C) y se recalienta a 700°F (371°C) para una nueva deshidratación en el cuarto reactor. La presión a la salida del último reactor es 100 psig (7 kg/cm<sup>2</sup> manométricos) a 620°F (327°C). El caudal de la alimentación a través del reactor es ajustado de forma que el 98 % del alcohol terc-butílico es convertido en isobutileno y agua.

El efluente del reactor se pasa después al extractor de sosa cáustica acuosa que utiliza una solución de hidróxido sódico al 20 % y agua condensada del separador, para neutralizar los componentes ácidos y reducir los compuestos orgánicos oxigenados respectivamente. El extractor está constituido por una columna que contiene 34 bandejas con una presión en la parte superior de unas 90 psia (6,3 kg/cm<sup>2</sup> abs-

386705



1 lutos). La temperatura de la parte superior se mantiene a  
5<sup>o</sup>F (2,8<sup>o</sup>C) por encima de la temperatura de condensación del  
isobutileno (130<sup>o</sup>F, 54,4<sup>o</sup>C). La temperatura de la parte infe  
rior de la columna es 180<sup>o</sup>F (82<sup>o</sup>C). En la cuarta bandeja a  
5 partir del fondo se introduce el 10 % de la solución cáusti-  
ca. El agua utilizada en el extractor tiene una baja concen-  
tración en productos orgánicos ligeros. La corriente de pro-  
ducto se extrae de la parte superior del extractor y se pasa  
a un condensador bajo una presión de 85 psia (6 kg/cm<sup>2</sup> ab-  
10 solutos) a 115<sup>o</sup>F (46<sup>o</sup>C), donde se condensa alrededor del  
97 % del isobutileno. El agua en exceso sobre la saturación  
se separa. El isobutileno saturado de agua se pasa después  
a la torre de secado y colas ligeras.

La presión en la torre de colas ligeras se mantiene a  
15 140 psia (9,8 kg/cm<sup>2</sup> absolutos) con una temperatura en la  
parte superior de unos 145<sup>o</sup>F (63<sup>o</sup>C) y una temperatura en la  
parte inferior de 156<sup>o</sup>F (69<sup>o</sup>C). La fracción de cabezas recha  
za alrededor del 1,4 % del isobutileno. El agua se separa en  
la parte superior con los hidrocarburos de bajo peso molecu-  
20 lar porque el agua se comporta no idealmente con una volati-  
lidad relativa al isobutileno del orden de 6 en este sistema.

La corriente de producto se saca de la parte inferior  
de la torre de colas ligeras y se introduce en la sección  
superior de una torre de bidestillación para separar los hidro  
25 carburos C<sub>5</sub> y contaminantes más pesados de la corriente de  
producto. La presión en la parte superior de la columna se  
mantiene a 100 psia (7 kg/cm<sup>2</sup> absolutos) y la temperatura en  
la parte superior es de 133<sup>o</sup>F (56<sup>o</sup>C). La temperatura de la  
parte inferior está determinada por la recuperación de C<sub>4</sub>  
30 para limitar las pérdidas al 0,75 % de isobutileno y es de

386705



DEC. 1970

1 156°F (69°C). El diseño de la planta está basado en la obten  
ción de una corriente de producto procedente de la parte su-  
perior de la torre de bidespilación que por lo menos contie-  
ne el 99 % de isobutileno y menos de 300 ppm de otros produc-  
5 tos C<sub>4</sub>.

EJEMPLO 1

Basándose en el diseño discutido, se construyó una  
planta que se encuentra en funcionamiento. Una alimentación  
típica utilizada en la planta contiene 97,3 % en peso de al-  
10 cohol tero-butílico, 1 % en peso de agua, 1,1 % en peso de  
acetona, siendo el resto de la alimentación ésteres y otros  
hidrocarburos oxigenados con solamente trazas de cualquier  
hidrocarburo C<sub>4</sub>. La alimentación se introduce en el primer  
reactor a 708°F (376°C) a 132 psig (9,3 kg/cm<sup>2</sup> manométricos).  
15 El efluente sale de este reactor a 541°F (283°C) y se reca-  
lienta a 677°F (358°C) antes de la introducción en el segun-  
do reactor. El efluente sale de este reactor a 555°F (291°C)  
y se calienta de nuevo a 707°F (375°C) para su introducción  
en el tercer reactor. La temperatura de salida es de 574°F  
20 (301°C) y el efluente se recalienta a 687°F (364°C) para su  
introducción en el cuarto reactor. La temperatura de salida  
del reactor final de la serie es de 614°F (323°C) a 95 psig  
(6,7 kg/cm<sup>2</sup> manométricos). En cada uno de los reactores se  
25 introduce alúmina activada Alcoa F-1 de forma que atraviesan  
el reactor tres partes en peso de alimentación por hora por  
cada parte en peso de catalizador presente. El análisis del  
gas a la salida indica que se encuentra presente el 2 % del  
alcohol tero-butílico inicial, proporcionando este diseño  
por lo tanto una conversión del 98 %. La separación del iso-  
30 butileno de los otros constituyentes, incluidos el agua y el



1 alcohol tero-butílico que no ha reaccionado, tiene lugar  
en condiciones aproximadamente iguales a las dadas en el  
diseño de la planta anterior y el análisis de la corriente  
de producto da un valor del 99,97 % en peso como mínimo de  
5 isobutileno y menos de 200 ppm en peso son otros productos  
C<sub>4</sub>.

EJEMPLO 2

Utilizando alcohol tero-butílico puro en condiciones  
de reacción equivalentes a las dadas en el Ejemplo 1, se  
10 obtiene la misma pureza de hidrocarburos C<sub>4</sub>.

EJEMPLO 3

Utilizando alcohol tero-butílico conteniendo 6 % en  
peso de acetona y 3,3 % en peso de agua, 88 % de alcohol  
tero-butílico y otras impurezas, en condiciones de reacción  
15 equivalentes a las del ejemplo 1, se obtiene la misma pureza  
en hidrocarburos C<sub>4</sub>.

EJEMPLO 4

Cuando la corriente de alimentación contiene 2 % en  
peso de peróxidos, se observa un marcado aumento en las im-  
20 purezas C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub> y C<sub>3</sub> en el efluente del reactor; evidentemen-  
te derivadas de la descomposición de los peróxidos. El por-  
centaje de conversión del alcohol no influye en el nivel de  
estas impurezas mientras que no existe ninguna evidencia de  
peróxido en el efluente. Se obtiene una corriente de iso-  
25 butileno conteniendo menos de 1000 ppm de otros constituyen-  
tes C<sub>4</sub> utilizando condiciones de reacción equivalentes a las  
del Ejemplo 1.

EJEMPLO 5

Utilizando una corriente de alimentación conteniendo  
30 una alta concentración de alcohol tero-amílico en el proce-

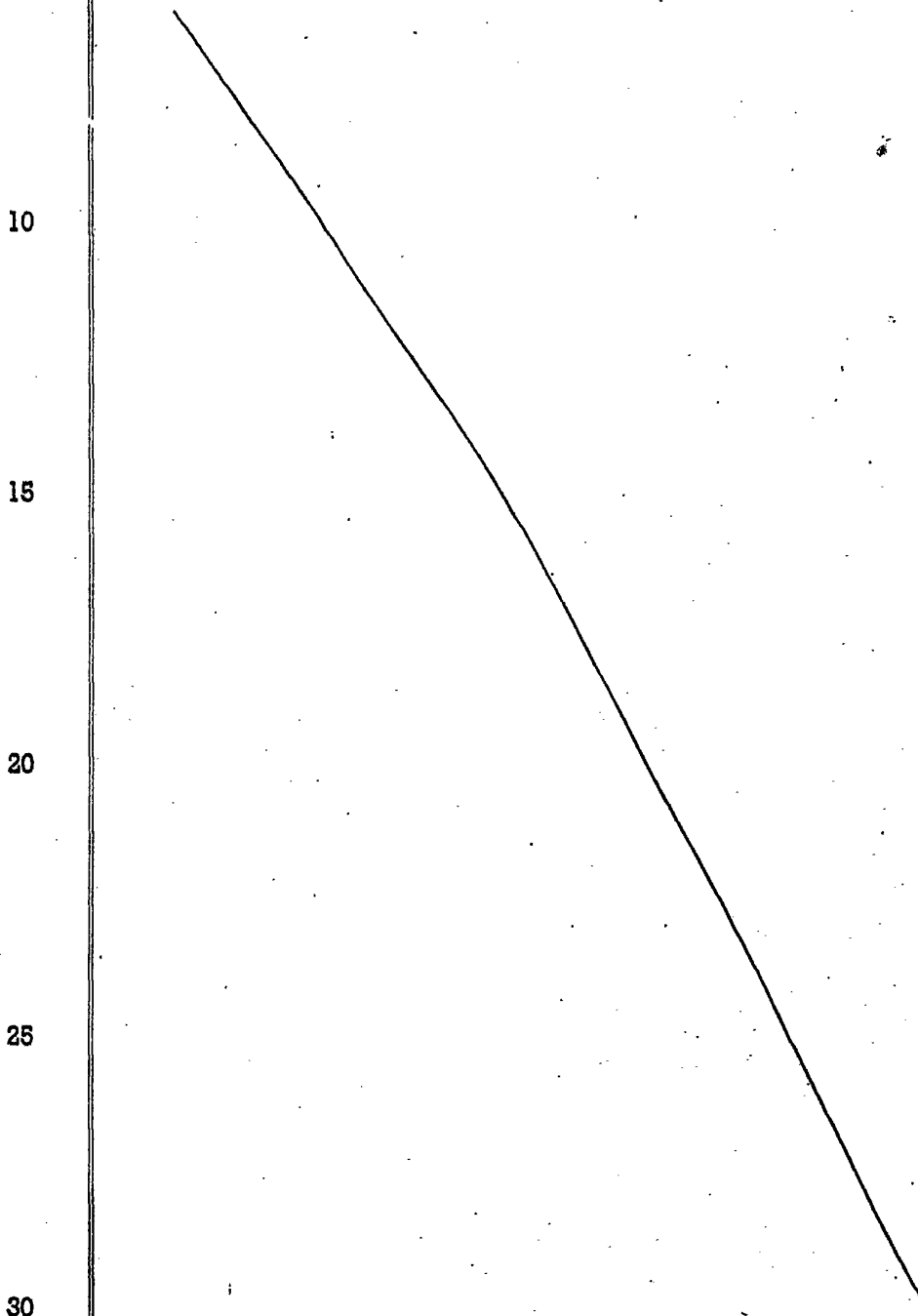


C. 1970

# 386705

1 dimiento del Ejemplo 1, se obtiene un rendimiento igualmente  
alto de una mezcla de los alquenos correspondientes, 2-  
metilbuteno-1 y 2-metilbuteno-2.

5 En resumen, la Patente de Invención que se solicita  
deberá recaer sobre las siguientes:



386705



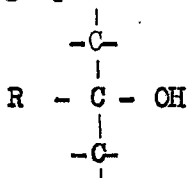
1970

1

REIVINDICACIONES

1. Un procedimiento para la producción de isocalquenos por deshidratación del alcohol terciario correspondiente conteniendo el grupo de fórmula

5



10

donde R es alquilo de 1 a 3 átomos de carbono, a una temperatura de 400° a 800°F (204° a 427°C), sobre catalizador de alúmina activada, cuyo procedimiento está caracterizado por el hecho de pasar una fase de vapor, conteniendo como mínimo 85 % del alcohol y menos de 100 ppm de olefinas con el mismo contenido en átomos de carbono que el alcohol, sobre el catalizador a una temperatura, una presión y un caudal controlados para dar por lo menos el 90 % pero no más del 99,5 % de conversión de alcohol a alqueno.

15

2. Un procedimiento según la Reivindicación 1, caracterizado porque la conversión del alcohol es del 95 % como mínimo.

20

3. Un procedimiento según la Reivindicación 2, caracterizado porque la conversión es del 97,5 % como mínimo.

25

4. Un procedimiento según cualquiera de las Reivindicaciones 2 y 3, caracterizado porque la conversión se efectúa en una serie de reactores adiabáticos, con recalentadores situados de forma que la alimentación a cada reactor está entre 650° y 750°F (343° y 399°C) y el caudal se mantiene para dar una temperatura de salida de cada reactor comprendida entre 500° y 650°F (260° y 343°C).

30

5. Un procedimiento según la Reivindicación 4, caracterizado por haber cuatro reactores y calentadores entre

386705



DIC. 1970

1 cada reactor.

5 6. Un procedimiento según cualquiera de las Reivindicaciones 1 a 5, caracterizado porque el producto de la deshidratación es extraído con una solución extractora cáustica acuosa para formar una corriente inferior de agua, sosa cáustica e impurezas orgánicas y una corriente superior de agua y alqueno de la cual se separa el agua por condensación y el isobutileno saturado se destila para separar una corriente superior de agua y las impurezas de bajo punto de ebullición de una corriente inferior de alqueno e impurezas que es bidestilada para separar el alqueno de dichas impurezas.

10 7. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la patente de invención, que se solicita:  
15 "UN PROCEDIMIENTO PARA LA PRODUCCION DE ISOAIQUENOS".

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente memoria descriptiva que consta de diecisiete páginas mecanografiadas y dibujos adjuntos.

20 Madrid, 21 de Diciembre 1.970

BERNARDO UNGRIA  
P. P.

25

30

386705

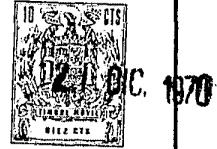
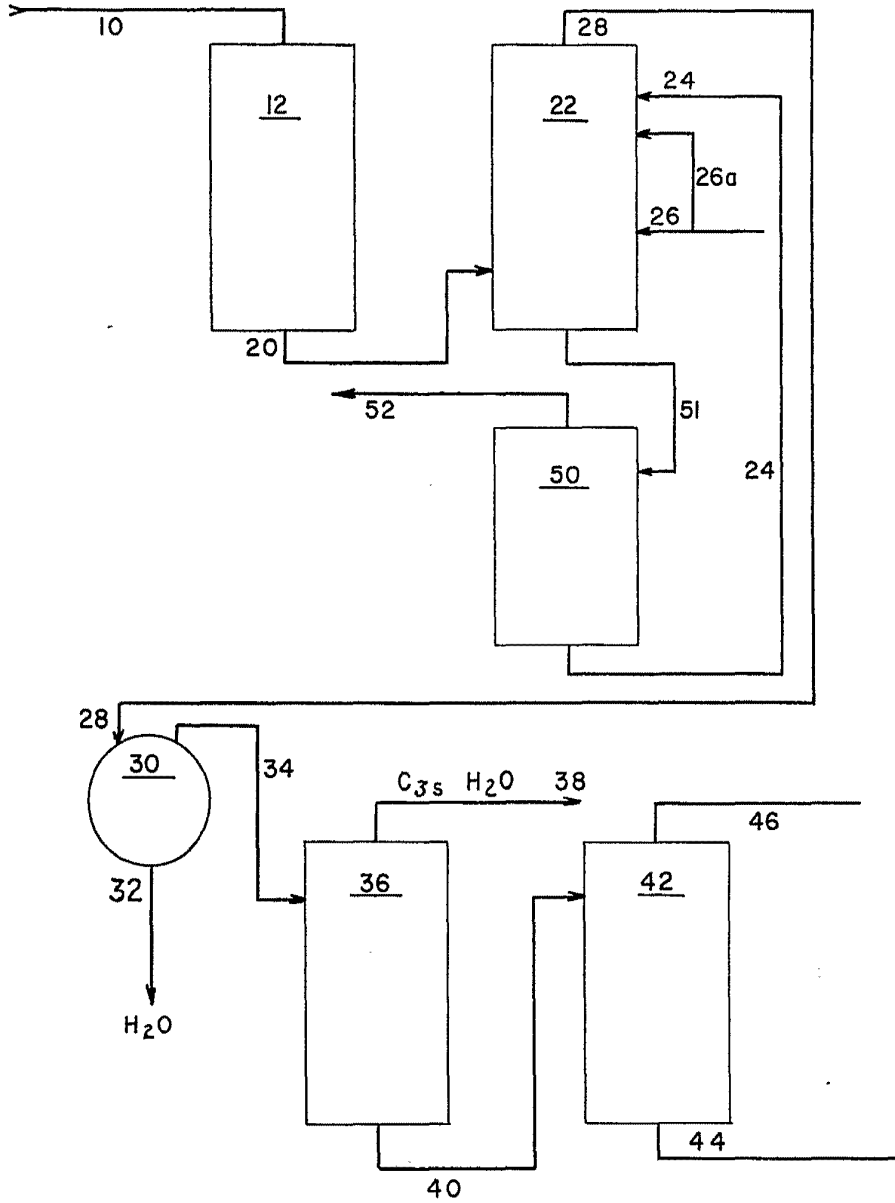


Fig. 1.

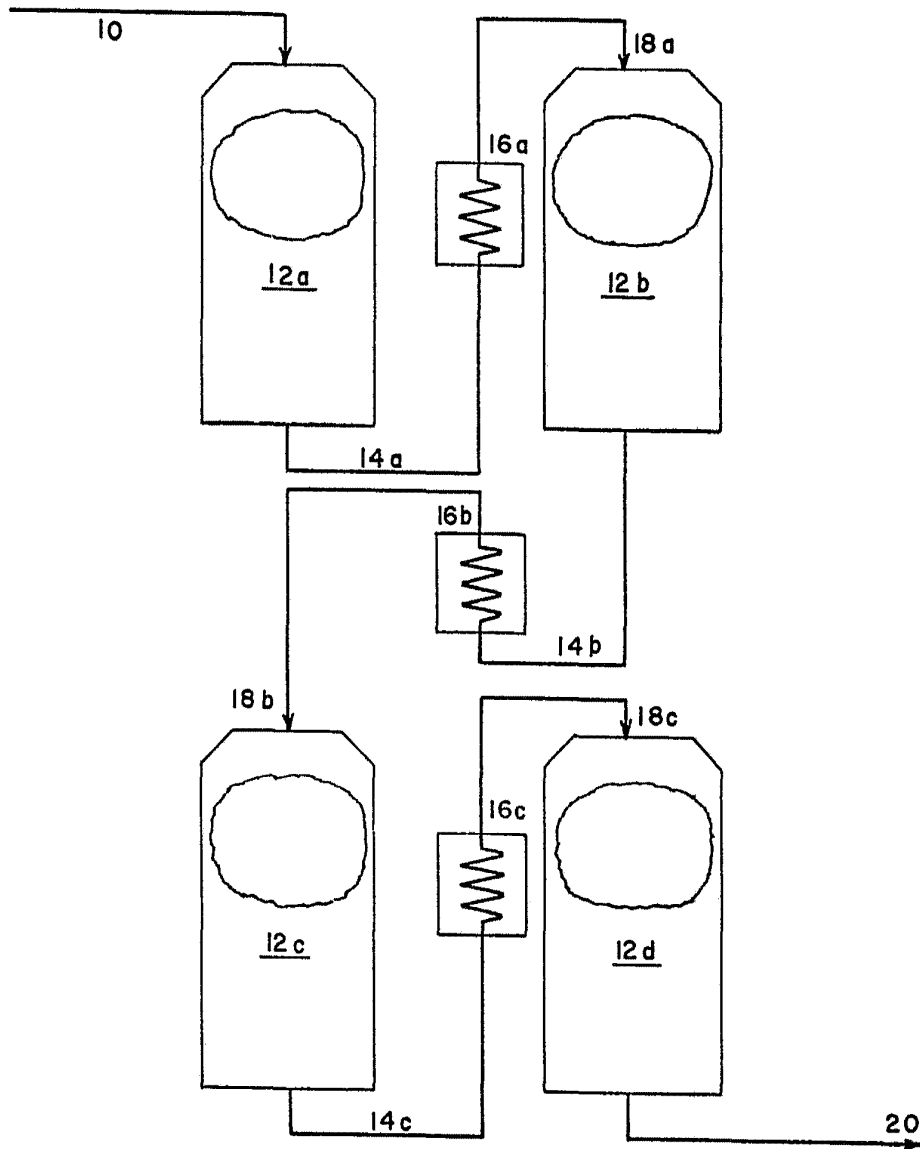


ESCALA VARIABLE  
MADRID, 21 DE Diciembre DE 1970  
BERNARDO UNGER  
P. P.

386705



Fig. 2.



ESCALA VARIABLE  
MADRID, 21 DE Diciembre DE 19 70  
BERNARDO UGARIN  
P. P.